

编者 88 岁下载此书有感

30 年前（1996 年），北京化工出版社总编辑王仁杰和二室主任陈志良先生来金陵石化公司调研，希望我能为该社下一个年度的出版计划提一些建议。根据我的多年实践和观察，我建议他们出版一本有关化工操作方面的综合指导性的图书，它应该具有一定的“化工原理”一类图书的理论性，更应该结合改革开放以来大量新建引进装置的运行和管理实践，对于化工操作有一个系统性，全面性的指导和规范作用。他们回北京对有关领导汇报以后，决定采纳我的建议，并希望由我来主编这本书。

笔者 1954 年（17 岁）毕业于北京化学工业学校（固定氮专业），在此后 43 年的职业生涯中，20 年在[南化公司](#)，10 年在[南京栖霞山化肥厂](#)，13 年在[金陵石化公司](#)。从见习生，操作工，值班工长，值班主任，车间主任.....直到离开基层担任栖霞山化肥厂第一任厂长，金陵石化公司付总经理，1997 年最后退休。一生都在化工厂基层和企业上层工作，亲历过多年的化工值班操作和多次重大生产，爆炸事故（[参见此页](#)），领导过包括由法国引进的大化肥装置，以及许多炼油，发电，和成套石化设备建设和开工的完整过程，深知石化工业使命的光荣和从业的艰辛。为广大石化职工编写这样一本具有综合指导性和实际可用性的图书深感荣幸。为了此书的可靠性和完整性，我首先编制了全书大纲，它比较全面地概括了一般大中型化工装置所共有的化工单元，从基本原理介绍开始，到这些工厂基建交工，试运转，直到正式投产所必经的管理程序和具体操作方法。此书最后又列举了三套具有代表性的成套装置——大型空分，大型乙烯，中小型可发行聚苯乙烯——的完整开工运行与投产的综合性介绍，使读者可以点面结合地学习和研究这样一种长期，全面的过程。它是一本具有规范性和实用性的读物，填补了我国多年来在化工操作层面研究和著作的空白，是各种化工和石化工厂，企业，编制开工方案，操作规程，操作法的重要参考和依据，也是众多年轻的操作工人提高自己认知水平的一本进阶读物。

为了使这本书能够萃聚全国各地工厂技术人员的宝贵经验，我花了很多时间征求全国各大石油化工企业有关方面的意见。以金陵石化，扬子石化的专家为主体，对一些带有特色的章节还邀请了国内其它企业的专家参与编写，并由笔者当面和他（她）们交谈交待。他们对于自己所从事的工作，都具有深厚的理论功底。最难能可贵的是通过多年的实践，他们都积累了丰富的实际操作经验，其中很多是从书本上学不到的。从交稿结果看，这些专家都非常认真，每个人都努力地贡献了他们掌握的理论和多年的实践经验，为中国石化工业的广大干部和职工留下了珍贵的墨迹。我还邀请了我的老同事，老朋友，中石化总公司生产司匡永泰司长为此书做序。匡司长自 1953 年从永利宁厂合成氨车间合成塔操作工做起，直到担任化工和石化企业管理部门的高层领导。他也是我 1954 年进厂后见习过程中难忘的的一位师傅，为人正直，思维灵敏。他从南化公司辗转调到吉林化学工业公司，化工部，中石化，管理和指导下属的生产企业，具有丰富的生产管理经验，是一位不可多得的化工专家。可惜他过早的去世，给人们留下深刻的记忆。

此书的部分章节，特别最后一章由我自己执笔。它是南京栖霞山化肥厂 10 年开工和运行的一份总结。栖霞是由法国引进的三套大化肥装置中的最后一套，由于法方设计和设备方面存在的诸多问题，它经历了灾难性的开工和生产过程，其教训非常深刻。1984 年笔者调离该厂到金陵石化公司任职，原来我准备仔细研究栖霞投产后 10 年期间的各种问题，由于业余时间太少而不得不中途搁笔。不过已经写就的这一部分已经比较完整地记录和研究了开工前

几年的各种事故，人们仍然可以从中吸取很多教训。

岁月不居，时节如流，"耄耋"之年，忽焉已至！20 多年时间一晃而过。据我所知，此书出版后受到石化基层职工的欢迎，没有几年时间它就脱销。以后我看到许多网站都开始提供它的电子版文件，其中当然涉及到版权问题。我不知道这些网站和化工出版社是否有过商定，但是出于更广泛地为工厂企业技术人员和操作工人服务的想法，我并不反对它的广泛传播。最近，我接到来自西班牙的一位汉学家和历史学家的邮件，他也提到了这本书，并希望有机会对我进行访问（[可见此页](#)），这不禁引起我的诸多往事回忆，感慨颇多。为了他的方便，我特意从网络上找到它的完整电子版并付费下载。原书共 731 页，但下载的文件只有 657 页。我检查了一下原因，一是它减去了序言，前言，参考文献等篇幅，二是它对页面重新进行了编排，但主要内容还是一致的。为了让更多需要此书的朋友得到它，我已将它转换为 PDF 格式并为大家免费提供。20 多年过去，尽管世界在数字和人工智能等等方面取得了很大的成就，但是作为其物质基础的生产系统仍然会长期存在下去。如果需要，[您可以到这里找到下载的连接](#)，我希望这本书能够长期地为更多的年轻朋友们提供有益的帮助。

《化工装置实用操作技术指南》主编 韩文光

2025 年 3 月 15 日 于南京

化工装置 实用操作技术指南

韩文光 主编

韩注：原纸质图书共 731 页，这里提供的由网上付费下载回来 DOC 格式转换的 PDF 电子版为 657 页。经检查发现是因为它删去了序言，前言，参考文献等篇幅并重新做了编辑，全书主要内容还是可用的，有少量明显转换错误我已修正。读者如果需要阅读原书，由于此书早已脱销（似乎在网上还有一些二手书出售），您可以试一试打开“[中国科学院文献情报中心网站](#)”，那里收藏了这本书，并有多地的存档原本，估计应该可以借阅

2025 年 2 月 韩文光 加注 于南京

化 学 工 业 出 版 社
工业装备与信息工程出版中心
• 北京 •

目录

第 1 篇化工装置的原始启动.....	3
第 1 章总体试车方案的制定和优化.....	3
第 2 章化工机械的单机试运.....	19
第 3 章化工容器(储罐)的容积标定	42
第 4 章化工装置开工前的吹扫和清洗.....	47
第 5 章化工设备和管道的酸洗与钝化.....	55
第 6 章化工装置的强度试验和严密性试验.....	68
第 7 章工程中间交接.....	77
第 8 章化工装置的联动试车.....	82
第 9 章化工系统的干燥.....	89
第 10 章加热炉的烘炉.....	94
第 11 章循环冷却水系统的预处理	106
第 12 章催化剂的装卸操作.....	131
第 13 章公用工程的启动.....	138
第 14 章仪表的调校.....	173
第 15 章分析化验和质量控制系统的准备.....	198
第 16 章化工装置的投料试生产.....	225
第 17 章引进化工装置的性能考核.....	238
第 2 篇 化工装置的日常运行与操作.....	247
第 18 章化工装置的操作规程和岗位操作法.....	247
第 19 章离心泵的日常运行与操作	251
第 20 章蒸汽透平与离心式压缩机组的日常运行与操作	262
第 21 章燃气透平的日常运行与操作.....	302
第 22 章加热炉的日常运行与操作.....	320
第 23 章聚合反应器的日常运行与操作, ...	338
第 24 章催化反应器的日常运行与操作.....	346
第 25 章废热锅炉系统的日常运行与操作.....	364
第 26 章吸收系统的日常运行与操作.....	369
第 27 章精馏系统的日常运行与操作.....	385
第 28 章蒸发系统的日常运行与操作.....	403
第 29 章储运、称重、包装系统的日常运行与操作.....	416
第 30 章膜分离系统的日常运行与操作	447
第 31 章液体物料储运系统的日常运行与操作	454
第 32 章火炬系统的日常运行与操作.....	489

第 33 章润滑技术与操作	495
第 34 章设备状态监测、故障诊断技术与操作应用	506
第 35 章化工装置的安全运行与操作	529
第 3 篇典型化工装置的开工运行与操作	546
第 36 章大型空分装置的开工运行与操作	546
第 37 章大型乙烯装置的开工运行与操作	574
第 38 章 1 万吨/年可发性聚苯乙烯(EP5)	608
第 39 章栖霞山化肥厂开工 10 年进程回顾与剖析研究	620

第 1 篇化工装置的原始启动

第 1 章总体试车方案的制定和优化

1.1 为什么要制定总体试车方案

一个新建化工联合装置或一个新建化工厂在原始启动之前一般都有一个计划或方案安排。但是。以“总体试车方案”的名称出现并正式纳入基本建设和生产管理程序的做法，则始自 70 年代末期。1976 年先后建成的我国四川化工厂第一套引进大型合成氨—尿素装置北京燕山石化公司引进大型乙烯及其下游产品装置，在组织开工过程中，即开始使用了总体试车方案。经过不断的实践、总结和完善，在各个行业已逐步形成一种制度。中国石油化工总公司于 1999 年制定的“石油化工建设项目生产准备与投料试车工作制度”中规定：“建设单位应根据设计要求和(生产准备纲要)，于投料试车一年以前，在集思广益的基础上，编制出总体试车方案”。总体试车方案与单个装置试车方案的主要区别在于“总体”二字，该方案的主要目的是组织协调各装置之间包括上下游装置之间，主装置和公用工程装置之间的相互配合关系以期安全顺利而又最经济的启动一个工厂或大中型联合装置。进入 90 年代以后，许多大中型化工联合装置的总体试车方案编制工作日趋科学和完善、并为顺利地启动这些装置发挥了重要的作用。

实行总体试车方案制度是化工装置日趋大型化，现代化以及社会经济体制改革的必然结果，这是由于以下几个原因。

(1) 社会主义市场经济体制的建立把企业推向了自主经营，自负盈亏的法人经济实体地位。固定资产投资体制也发生了重大的变化，化工装置建设的资金来源也由过去的国家拨款，无偿使用改为自有资金和银行贷款。化工装置自建设开始之日起企业就要承担起还本付息的责任。化工装置的建设与生产已由社会行为转变为企业的经济行为，大型化工装置在试车期间，只有投入，没有产出，其资金损耗少则几百万元，多则几千万元。数额之大十分惊人。经济学家对大型化工装置自开车之日起到通用折旧寿命期的一般盈亏情况进行大量调查后绘出了如图 1-1 的曲线。

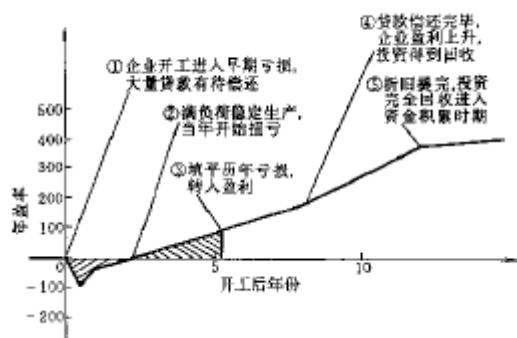


图 1-1 大型化工装置开工与盈利关系示意图

由图可见,开工第一年是亏损最严重的一年,而其亏损额往往要用 3~5 年时间才能填平、因为基建的债务在最初几年基本上是全额债务,还本付息的压力非常大。因此,通过总体试车方案的制定和实施,用最少的资金迅速顺利地启动化工装置并使之尽早步入盈利状态,已是每个企业领导和职工不得不认真考虑的问题。

(2) 现代化工装置大型化、超大型化的发展,即为企业带来了规模效益,同时也形成了规模消耗。一套以轻油为原料的大型合成氨—尿素工厂开工,至少需要储存上万吨的油品和近百种化工物料,当锅炉开工后,每天至少耗用燃料油 180t。当转化炉投料后,每天至少耗用轻油 200t。单此两项,其资金损耗每天即约 50 万元。一套大型乙烯装置,如果在开工阶段发生上下游装置不能紧密衔接的问题,其乙烯放空损失每天将在 200 万元以上。这样巨额的资金投入必然要求开工组织者和所有开工人员要精心考虑和妥善安排每一个开工步骤摆放的顺序、占用的时间、前后的衔接以及发生意外情况时的应急措施等,尽可能地优化整个开工步骤,短开工周期,减少资金的投入,取得最佳的经济效果。1989 年,上海 30 万 t/a 乙烯工程在定总体试车方案时,认真研究了整个工程上下游装置的工程进度,结合当地新老生产装置并的实际情况,否决了新建工程形成独立系统开工的传统方案,按照“开新停老,陪一程,保一程”的思路制定了总体试车方案,合理地利用了原有 11.5 万 t/a 乙烯装置及其下游产品装置的有利条件,统筹安排了新老装置之间的衔接,将整个工程分布在上海三地(金山、吴泾、高桥),各套装置投料间隔时间长达 7 个月(第 1 套常减压装置 1989 年 8 月 28 日投料,第一批 6 套装置聚氯乙烯装置 1990 年 3 月 31 日最后投料)的情况下,整个开工过程没有 1 吨乙烯、丙烯放空,直接损失减少 900 万元,很好地发挥了总体试车方案的积极作用。

(3) 大型化工装置开工过程的长周期和复杂性要求必须有一个严密的总体试车方案。一个新建大型化工装置,特别是一个整体新建的工厂,从基本建设交工转入投料试生产一般都要经过一个漫长的交替过程。首先,从基本建设自身的规律来讲,从施工安装基本结束起,要经过单机试车、联动试车、工程中间交接和投料试车直至生产考核五大步骤,由于各个单项工程不可能(也不必要)在一天之内同时完成,这就涉及到各个单项工程之间的合理安排衔接,还涉及到五大步骤之间甲方(工程发包方或建设单位)和乙方(工程承包方或施工单位)之间人员职责的转换和配合,因此必须有一个统一的试车方案来约定各个方面的工作。其次,大型化工装置的原始启动,程序十分复杂,周期很长口为了准时实现化工投料产出合格产品的最终目标,许多单项工程,独立装置必须提前竣工投产。如一套大型合成氨—尿素装置,根据外方提供的技术资料要求,从第一台仪表、空气压缩机启动开始直到生产出合格尿素,一般约 160 天。而实际执行结果,最长的达 517 天(参见第 39 章),因此许多独立装置(如供电,水处理,辅助锅炉,储运工程等)必须提前竣工并投入生产,才能保证总体目标的实现。同时,试车过程中每一个步骤的推进都不是孤立的,它必须要得到各项相关工作的支持和配

合才能前进,这些相关工作何时进行,进行到什么程度,都需要总体试车方案提出准确无误的指示。例如,各种化工物料何时进厂入库,时间过早,占用大量的资金,有些物料(如离子交换树脂)还有失效的危险,时间过晚,有些紧缺物料(如进口化工品,催化剂)错过了订货周期,生产周期或运输周期(国际海运)将带来严重的影响;其他方面,如财务工作需要安排流动资金的借贷计划,人事工作需要确定各种人员结束培训进入装置的时间,外事工作需要落实每一个开工专家来华时间和预安排,供销系统需要落实大宗物料和产品的运输准备以及即将生产的产品销售和半成品的处理等等,所有这些工作的协调,均需依靠总体试车方案的安排部署。实际上,总体试车方案就是在化工装置建设中后期围绕化工装置试车投产这一目标指挥各个方面协同作战的纲领性文件。

(4)总体试车方案最后一个重要作用就是研究和解决整个试车过程的重大关键问题。如前所述,大型化工装置由于其规模大型化。技术现代化的特点,虽然装置本身,尤其是引进装置,一般来讲是比较成熟的,开工投产也都有规可循,但由于每个装置建设在不同地区,不同环境,在试车过程中,与之有关的周边条件的衔接,如水电汽等公用工程的供应,三废的排放及处理,原燃料质量的差异,下游生产装置的衔接等,都会对该装置本身的顺利启动投产造成严重的影响。就是化工装置本身,有时由于局部设计的修改,新型设备、新型催化剂的使用也会产生某些新的疑难问题。有的问题比较容易解决,而有些问题涉及到必须进行某些单项工程进度的调整,或必须导致某些重大措施,则必须在制订总体试车方案时予以规定和明确,以求花费最少的代价取得最好的效果,防止由于考虑不周,指挥不当而延误整个开工进度或产生严重后果。

1.2 化工装置由工程建设收尾转入原始启动的阶段划分和职责转换

随着我国许多大型石油化工装置建成投产以及国家对基本建设管理办法的改革和完善,化工装置由基本建设(或重大技术改造,下同)施工收尾转入原始启动的程序划分和职责转也已由各种规章制度规定所明确,其标准程序划分为单机试车(含系统吹扫),中间交接,联动试车,化工投料,装置(或系统)考核五个阶段,现将这五个阶段主要特点简述如下。

(1)单机试车阶段单机试车又叫单机试运,单机试车的目的是对化工装置的所有动设备(机泵,搅拌器等)的机械性能通过实际启动运转进行初步检验,尽早发现设计、制造、安装过程中存在的缺陷并予以消除,以保证后续试车程序的顺利进行。单机试车阶段还包括供电系统的投用和仪表组件的单校《详见第13章和第14章》。

单机试车阶段的划分一般是从配电所第一次送电开始直到最后一台动设备试车完毕;(通常情况下,在时间上和联动试车阶段有部分交叉)一般情况下,要求每台动设备连续正常运转4~24h(各行业均有条例规定),经各方联合确认合格即可视为通过。对于发现有缺陷的设备,必须研究原因采取措施,直到重新投用4~24h连续运转合格为止。

系统吹扫与清洗和单机试车是不同性质的工作,由于其实实施的时间多半与单体试车时间交叉,而且也是进行上程中间交接前的一项必要条件,因此,习惯上多将其划入单机试车阶段,所以有时也把单机试车阶段称之为单机试运阶段,以体现其内容的广义性。

按照建设部,化工部,中石化总公司各有关方面编制的工程建设施工及验收规范规定,单机试车阶段的工作属于安装施工工作内容的的一个组成部分,其实施应以施工单位(常称为乙方)为主,但由于涉及到供电、供水、供汽、供风等内容,特别是吹扫方案的制定和执行以及以后的联动试车,化工投料阶段有着很密切的关联,因此,通常建设生产单位(常称为甲方)应给予积极的协助和配合。详细内容将在第2章进行介绍。

(2)中间交接对于不同的工程项目管理体制,中间交接有不同的含义,有关这方面的区别,将在第7章作专门叙述。在我国现行的以工程建设单位和施工单位为甲乙双方分工负责的传统的基本建设管理体制下,工程中间交接是在单机试车和系统吹扫、清洗完成后进行。(在

一些特定情况下,系统吹扫可能分两次进行,即中间交接前进行分段吹扫而中间交接后再进行一次全系统性的吹扫)。工程中间交接应由建设单位组织,施工、设计单位参加,分别在工程中间交接协议书及其附件上签字。工程中间交接标志着工程施工安装阶段的结束,它只是建设单位对施工安装一个阶段的认可和装置保管、使用责任的移交,不解除施工单位对工程质量和交工验收应负的责任。中间交接签字后,该装置(或该设备)将由建设单位(即通常称甲方)接手管理和操作,联动试车正式开始,施工单位转入配合角色。

(3) 联动试车在现行体制下,联动试车由建设单位负责编制方案并组织实施,操作工人相继全部进入操作岗位,保镖队伍(即紧急抢修力量)也应同时进入现场,联动试车阶段包催化剂的装填,系统的置换、气密、干燥,加热炉烘炉,循环水系统预膜等,最后在系统充预定介质(如气,水,油等)后全系统设备(含电气、仪表或计算机控制系统)进行一定时间的联动运转。在某些特定场合在主要工序化工投料之前还要对部分工序的催化剂进行升温、还原等预处理。以缩短整个化工投料到生产出合格产品的周期,减少投料期间大量物料放空的经济损失。

联动试车的目的是在尽量接近正式生产状态下对全系统所有设备,包括仪表、联锁、管道、阀门、供电等进行联合试运转,并给初经培训的操作工人一个动手实践的机会,尽最大可能为化工投料做好一切准备,保证化工投料一次成功。由于各个化工装置的工艺、设备不同,因而联动试车的内容,程序也不尽相同,这也是化工装置原始启动过程中工艺程序复杂多变,甲乙双方职责和工作交叉最频繁的一个阶段。在制定总体试车方案时要给以充分的注意。

(4) 化工投料这是整个原始启动过程中最关键的阶段,一旦进入化工投料,物料在装置中将开始发生化工反应,温度、压力、流量、速度等主要参数均将接近或达到设计值,所有设备均将接受实载负荷的考验。而如果出现操作不当或各种外部条件失谐,极可能发生各种事故,再从经济角度来看,化工原燃料一般要占产品成本的 60%~80%,投料之后,如不能尽快生产出合格产品,或虽然本装置生产了合格产品而下游装置不能及时衔接,必将造成严重的经济损失,因此,在化工投料前,必须严格按照标准检查是否已确实具备了投料条件,并根据投料试车方案平稳有序地进行,保证化工投料一次成功。根据多年的经验大家公认的准则是“单机试车要早,吹扫气密要严,联动试车要全,投料试车要稳、经济效益要好。这一阶段的工作完全由生产建设单位负责组织执行,设计单位(或引进装置开工技术专家)负责技术指导或技术咨询,施工单位根据建设单位的要求组织保镖队伍撤出现场待命。

(5) 生产考核阶段这是新建化工装置原始启动的最后一个阶段。其目的是在设计规定条件下,全面检验整个化工装置的工程质量和工艺、设备的特性,确定该装置各项指标是否能够达到设计规定值或合同保证值,以为最后的工程竣工验收提供依据。一般情况,考核时间为 72h,考核的方法应由提供技术方(设计,研究或国外工程公司等)和生产建设方共同拟定,考核时有关各方均应在场,共同确认考核结果并在有关文件上签字。如考核不合格,有关各方应商定补救措施,经改进后,另选时间再次组织考核。个别情况下,也可承认不合格结果,采取经济罚款或其他共同认可的方法进行处理。

1.3 总体试车方案的编制

(1) 编制的原则

①要有可靠的技术根据。总体方案不同于每个装置自身的试车方案,它是规定和指挥各个装置之间相互协同动作的一个总纲,但它又是立足于各个独立装置基础之上的一个综合性方案。因此,在编制方案之前,必须要获得各个装置与其他装置发生关联关系的那些重要技术数据,这些数据首先要来自该装置的技术提供者(国内的研究院、设计院、引进装置的工程公司等)。大部分数据可以从他们提供的设计图纸、开工手册、技术文件中得到,但有些

属于开工期间的特殊数据在一般技术资料中不一定明确,还必须通过一定的努力,才能索取到可靠的数据。某些数据会直接导致技术提供方和工程投资方的利益冲突。因此,还要通过必要的谈判乃至据理力争,才能得到合情合理的技术数据,作为编制总体方案的依据。举例来说,一个装置的蒸汽消耗,设计单位一般只提供正常生产的消耗定额,对于开工过程中不同阶段,不同时间所需要的蒸汽,从最低量到最大量乃至诸如蒸汽吹扫过程的脉冲用量,一般都不愿意主动提供。因为对于设计单位或技术供应商来讲,这些数据大小至少对他们没有什么利害关系,如果从保险的角度来讲,他们则希望业主的蒸汽供应的越早、越多越好。而从业主(或甲方)的角度来讲,大量蒸汽的供应就必须提前建设和启动大型锅炉,这就带来建设投资贷款利息的增加和开工消耗费用上升以及许多实际问题。而少量蒸汽的供应则不一定都需要启动大型锅炉,往往利用邻近老厂的蒸汽或设置小型的开工辅助锅炉来解决。尤其对于一个大型联合装置,合理的安排开工顺序,减少开工过程中各种动力消耗的峰谷差距,都需要有各种可靠的技术数据支持。这些数据除去由设计单位或技术供应商提供之外,已经建成投产类似装置的开工经验数据显得更为重要。

②技术经济原则。编制总体试车方案的根本目的就是要在保证开工安全的基础上最大限度地减少开工费用,在计划要求的时间内拿出质量合格的产品。技术安全是前提,开车不顺利,甚至发生重大事故,一切理想的目标都将落空,更谈不上经济效益。而在安全顺利开车的基础上,经济效益的好坏则大有差别,一个总体方案编制合理,执行认真的工厂,可以做到以合理的建设投资,最低的试车费用,最短的开工时间,最好的产品质量和最小的环境影响达到原始启动的目的。为此,必须不断地优化总体试车方案,以使其得到最好的经济效益。在具体执行过程中,还要根据现场实际出现的情况和问题,及时修订和调整方案,实行动态管理。

对于投料试车过程经济效益的评定,由于各种装置所处客观条件的差别,加之改革开放以来,我国的基建、生产财务制度仍在不断完善之中,目前还缺乏一个完善、统一的办法。比较广泛采用的方法有下面两种。

a.定额法一般在大型联合装置的基建概算中,都列入了一笔试车费,也即形成了总的试车费用定额,在该装置试车,投料出产品并正式移交生产之前所发生的亏损,可以用这笔费用冲销。1985年3月5日,国家计划委员会和中国建设银行以计标(1985)352号文联合颁发了“关于工程建设其他费用项目划分暂行规定”中明确规定“联合试运转费,指新建企业新增生产工艺过程的扩建企业,在竣工验收前,按照设计规定的工程质量标准,进行整个车间的负荷或无负荷联合试运转所发生的费用支出大于试运转收入的亏损部分;必要的工业炉烘炉费,不包括应由设备安装费开支的试车费用。

不发生试运转费的工程或者试运转收入和支出可相抵销的工程,不列此费用项目。

费用内容包括:试运转所需的原料、燃料、油料和动力的消耗费用,机械使用费用,低值易耗品及其他物品的费用和施工单位参加联合试运转人员的工资等。

试运转收入包括:试运转产品销售和其他收入。

由以上规定可以看出,联合试运转费的内容是明确的。但如果完全拿这个规定的费用来衡量一个总体试车方案的技术经济水平,也有许多不确切的因素。主要是由于;

①试车期的长短没有统一的规定。根据我国目前实际情况,短的有几个月,长的有几年。试车期长,一般来说,销售收入增加,试车亏损很容易冲抵,而试车期短,试车亏损的矛盾就比较突出。

②联合试运转费一般没有科学的标准。制定概算时主观随意性比较大。在原中石化总公司,原化工部制定的概算编制办法中对此项费用均只做了原则规定,仅有中国石油天然气总公司在石油油气田和长输管道工程概算编制办法(90中油基字13号)有一个量化的标准。该办法规定“油气田建设工程在没有收益的情况下,可按建设安装工程费的0.7%计取,长输

管道工程可按 0 甲 5%计取。”目前在大型石化工程实际执行中，这笔费用概算由数百万数千万不等，在讨论、制定这笔概算费用时，当建设资金来源比较宽松，项目本身经济评价结果较好时，联合试运转费计划的数额一般比较多，反之这笔费用可能列的很少甚至不列。在一般情况下，负责试车生产的人员很少介入一个建设项目的前期概算审订工作，而当项目收尾试车人员介入时，概算数字早已是既成事实无法修改。

③财务计算方法也有很大影响。由于财务规定这笔费用最终是由试车收入和试车支出相抵而得出，因此试车收入的高低对其结果影响很大，而试车收入的计算和产品成本的组成和各项原材料、动力、人工价。建设贷款利率的高低、数量的大小都有很大关系。两者相抵的结果也不易直接反映出实际试车的费用情况。

由上述原因，为了比较准确的评定一个联合装置的试车经济水平，采用下面一种方法比较合理。

b.实际支出比较法这个方法与定额法的区别在子：

①不考虑试车收入，仅考核试车支出。

②在试车支出中仅考核到第一次生产出合格产品为止。

这样做的好处一是试车盈亏互不影响，各算各的账，二是计算周期缩短到第一次出合格产品为止，可以比较清楚地看出整个原始开车过程中的总投入情况，在此条件下和同类型装置的试车费用相比较可以得出符合实际情况的结果。

③总体试车方案的总体性原则。总体方案不应代替单个装置的试车方案，它应当考虑单个装置考虑不到或无法考虑的问题，它的内容应当包括与启动联合装置有关的各个方面的工作。中石化总公司根据中石化 1990 建字 34 号文中所规定的总体试车方案编制提纲如下，供参考。

1.工程概况

(1) 生产装置、公用工程的规模及建设情况

(2) 原料、燃料供应及产品流向

2.甲总体试车方案的编制依据与编制原则

3.试车的指导思想和应达到的标准

4.试车应具备的条件

5.试车的组织与指挥系统

(1)试车三级组织机构与指挥

(2)技术顾问组

(3)试车保运体系

6.试车进度

(1)试车进度的安排原则、试车进度、投入原料与出合格产品的时间。

(2)试车程序、主要控制点、装置考核与试生产时间安排。

(3)试车统筹进度关联图

7.物料平衡

(1)投料试车的负荷

(2)主要原料消耗计划指标与设计值（或合同保证值）的对比

(3)物料平衡表

a.主要产品产量汇总表

b.主要原料消耗表

c.投料试车运行状态表

d.经济技术指标

e.主要物料投入产出图

8.燃料、动力平衡

(1)料、水、电、汽、风、氮气的平衡

(2)附表

- a.料平衡表
- b.用电计划表
- c.热负荷表
- d.蒸汽用量平衡表
- e.用水平衡表
- f.氮气平衡表

9.环境保护

(1)环保监测及“三废”处理

(2)“三废”处理的措施、方法及标准

(3)“三废”排放与处理一览表

10.安全技术与工业卫生

(1)安全设施(包括安全联锁系统、紧急排放系统、报警、检测系统。泄压、防爆系统，键设备保护措施，易燃、易爆、有毒物料的保管、使用，运输措施，救护措施等)

(2)工业卫生设施(包括防尘、防毒、防噪声、防放射性等)

11.试车的难点及对策试车程序、“倒开车”，装置负荷、物料平衡等方面的难点分析及应的对策。

1.2 经济效益预测

(1)裁算条件

(2)测算结果及分析

1.3 其他需要说明和解决的问题

(2)系统工程原理的运用编制和实施总体试车方案实质上是对大型化工装置实行现代化管理的一种体现。60年代以前，我国生产力发展水平还比较低，化工装置布点分散，规模不大。由历史遗留下来的小生产管理的思想和方法矛盾还不突出。60年代以后，各种大规模、超大规模的化工联合装置纷纷出现，客观形势要求对企业实行现代化管理，系统工程的原理则是实行现代化管理的一个首要的理论基础。从小生产管理演化出来的大量现代企业的管理者，在刚刚接触到系统工程原理时，常常认为这似乎是一种常识，不太重视这种理论。通过不断的客观实践，在付出了许多代价取得了经验教训之后，都开始意识到系统工程的重要性。实践经验也告诉每一个领导者，系统工程原理不但每个领导者要学习掌握，对于被领导者——企业的所有员工，也同样需要学习掌握。这是因为，系统工程最根本的着眼点是系统的整体性和综合性，系统论的格言是“整体大于部分之和”，正如分子的性质不同于组成的原子性质的简单迭加一样，系统的整体具有其组成部分在孤立状态中所不具有的性质，系统的规模越大，组成越复杂，它所具有的超过个体性能之和的性能就越多。反之，如果系统管理的不好，尽管每个子系统，包括处在子系统的所有人员，都有不错的业绩，而反映在整个系统的最终结果可能并不理想，80年代开始，我国同期引进相似规模的13套大型合成氨—尿素装置和4套30万t/a乙烯联合装置原始启动的实践也证明了这一点。

在编制一个大型化工联合装置总体试车方案时，着重要体现系统工程理论的3个特征：

①目的性。每个系统都应有明确的目的，不同的系统有不同的目的。目的不明确，或者在主从目的之间混淆不清，都必然导致管理的混乱。一般来说，作为总体试车的原则目的大都是一致的，这就是安全、优质、快速、经济的启动系统使之早日转入正常生产，但在针对每一个特定装置制定具体目标时，就不是一件简单的事。其一就是在使目标量化时要有确切的根据，目标过高欲速不达，甚至带来许多负面效应。其二就是在几个并行的目标产生矛

盾时，如何恰当的处理以确保最终目的的实现，这就需要有高超的领导艺术和决策能力二在完全市场经济条件下，获取最大的利润是企业的最终目的，在编制总体试车方案中也应体现这一目的。在我国现实条件下，若干行政指令还必须贯彻执行，企业行为的社会效果也必须认真考虑。因此，在制定总体试车方案之初，就要充分统一各个方面的思想认识，经过充分的调查研究，妥善的处理各种矛盾，提出符合实际而又不落后于实际的奋斗目标和最终目的，乃是制定总体试车方案的首要基础。

②整体性。这是系统工程最重要的出发点，一个系统是由许多子系统组成的。在小生产情况下，整体联系不多，规模总量也不大，一般地说，局部有利的事大致上整体也有利。而在现代化大规模生产的情况下，局部与整体之间有着复杂的交叉和牵动效应，在某些个别问题上，局部利益和整体利益并不一致‘如果每一个子系统都强调自身的最佳效益，并不一定能保证系统整体的最佳效益。例如大型装置中的蒸汽透平压缩机组，从其自身的免度出发总是希望尽早结束安装转入单机试运，检验机组性能和安装质量以备正式投用。但从系统来看，一个大型透平机组的启动和试运转一般都要启动大型蒸汽锅炉供应能源，而大型锅炉的启动除去自身的安装工程之外，还需要脱盐水、原水、燃料储运许多系统以及资金的支持，因此，大型透平机组何时启动试车为好，就要在总体试车方案中从系统整体的最佳效益出发，安排最合理的时间。在这种情况下，子系统的利益就必须服从整体系统的利益。

③层次性。这是系统工程的一个重要原则，任何复杂的系统都有一定的层次结构。如总投资为9亿元(1993年决算)的上海30万t/a乙烯工程，就包括了常减压，乙烯，乙二醇，聚丙烯，聚乙烯，聚烯烃，烧碱，四氯化碳，顺丁橡胶等13套装置并分三地建设。如从单个装置来划分，共有13个子系统。如果以布点位置来划分则有三个子系统。在对30万t/a乙烯工程的总体管理上，就要分清总系统与子系统，以及子系统与下一层次子系统等各个层次之间的关系。凡是子系统内部自己的事，以及由平行的子系统之间通过正常联系可以解决的事，都应由子系统自身去组织解决，上一个层次不要去插手干扰下一个层次的工作。上层次的任务主要有两条：一是根据系统的总体目标向下一层次发出指令，考核指令完成情况(包括根据下一层次反馈的信息对指令做必要的调整)，二是解决各个子系统之间产生的矛盾，协调他们的行动，并从中找出最有利于总体系统的优化措施。根据这一原则，一个大型联合装置的总体试车方案，首先应由开工总指挥部(或总厂厂部，下同)提出总体目标下达给各分指挥部(或各装置，各车间，下同)。各分指挥部在总体目标的指导下提出自己的试车方案，并将遇到的问题和反馈给总指挥部，总指挥部在此基础上进行调查研究，调整修订总体方案(实际执行中，这个过程也可能要进行几个回合)，最后正式下达执行。

(3)网络技术的运用人们从长期的工程项目原始启动实践中认识到，网络计划是编制总体试车方案的最好工具和手段。

网络技术是伴随着社会生产力的发展而产生的。在50年代之前，包括中国在内的全球各个国家，在编制各种生产、建设进度计划时，一般都习惯使用“横道图”，这种图美国人称之为“甘特图”，据称其源于第一次世界大战期间美国人亨利·甘特的设计，实际上就是由许多平行直线表示的各工序或各子项的进度表。这种图表简单明了，无师自通。在我国，各种简单计划的编制也多自然采用这种形式。50年代以来，世界范围的生产技术迅猛发展，核技术，航天技术以及各种投入巨资的庞大的系统工程不断出现，因而引起了计划管理方法的改革，为了解决大量交叉工序之间的关联和矛盾，在繁纷复杂的多变因素之中寻求最佳的组织方案，网络技术便应运而生。图1-2是一个简单的工程项目建设总网络图。它可以将横道图不易表达的各工序之间的交叉制约关系直观明了地表达出来

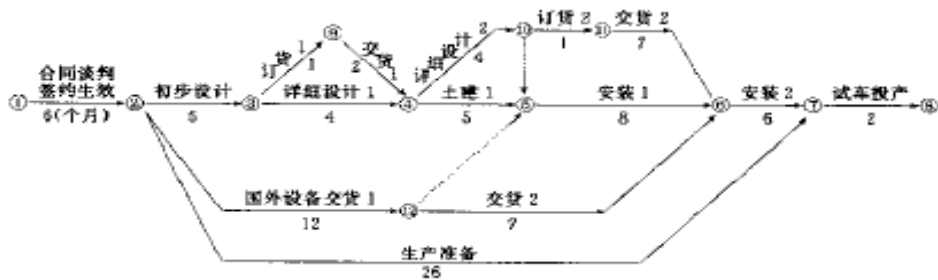


图 1—2 某工程项目建设网络图

图 1-2 也反映出了网络图的基本组成。网络图的图形是网络计划技术的基础，也是计划的图解模式。一般情况下，网络图是由节点(node)和箭杆(arc 或称边)两个元素组成。这两个元素的组合反映出一项计划的 3 个重要内容。

①工序。泛指一项需要消耗人力，物力或时间的具体活动过程，在网络图中用箭线表示，并在箭线上部注明工序名称，在箭线下部注明该项工序的持续时间，如图 1-3 所示。

一项工序所包括的内容，可以根据该网络图所要反映的总体范围来设定，如在图 1-2 中初步设计是作为一个工序出现的，但如果网络图所要反映的是设计工作总体计划，则该工序还可详细分解为确认设计条件、各专业设计、图纸审核、出图装订等工序。

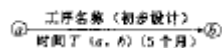


图 1-3 工序的表示法

在一般情况下的网络图均不带时间坐标，这时箭线的长短可以随意绘制。在有的情况下，要求网络图带有时间坐标，这时箭线的长短应按工序所需时间的比例绘制，如果必须划斜向箭线，则从箭线的水平投影来代表工序的时间。此外，网络图中，还有一种虚工序，在两个节点之间以虚箭线(→)表示。这种工序不占用人力物力和时间，是一种只反映两个工序之间前后联系关系的一种虚拟工序。

在网络图中各个工序之间的关系，用紧前工序、紧后工序、平行工序、交叉工序等专用名称代表，如图 1-4 所示。



图 1-4 各工序相互关系图

②事项。是指一个工序开始或结束的瞬时阶段点。在网络图中，一般用圆圈和其中的符号(数字或字母)来表示。除去起点和终点事项外，每个圆圈都联接两条或两条以上的箭线，所以这些圆圈称为结点（或节点），每个结点都含有双重意义，既代表上一个工序的结束，又代表下一个工序的开始。结点的编号可以是连续的，也可以是不连续的。不连续编号可以在中间空出一定的备用号，以便进行局部修改。结点号码的顺序要与箭线方向相配合，箭尾的号码要小于箭头的号码，同一号码不能重复使用。两个相同号码之间只能联接一条箭线，也就是只能表示一个工序，平行的工序应另设结点表示，如需要表示逻辑关系，可在箭尾结点上以虚线相联接来表示。

③线路，是指由箭线(工序)和结点(事项)组成的整体。在一个网络图完成之后，从总起点(或称总开工事项)开始到达项目终点(或称总完工事项)，顺着结点和箭线的方向前进，一般至少有多条以上的多条线路，如图 1-2 这样的简单网络也有按顺序①→②→③→④→⑤→⑥→⑦→⑧，①→②→⑦→⑧，①→②→③→⑨→④→⑤→⑥→⑦→⑧等 7 条线路，将 7 条线

路中每个工序所需的时间相加，其中所需时间最长的为第一条线路，共需 36 个月，其他线路均小于 36 个月，因此该线路称为整个网络图的关键线路，有时为醒目起见，可将该线路以双线或粗线标出。凡在关键线路上的工序均称为关键工序，其上各事项称为关键事项。

按照上述规定绘制出来的网络图称为双代号网络图随着网络技术的推广和演变，又产生了一种单代号网络图。在单代号网络图中，将双代号中以箭线表示的工序和以结点表示的事项结合起来，统一由结点表示，箭线的作用仅限于表示各工序之间的前后逻辑关系，这样，网络图的图形就产生了变化。如将图 1-2 中的合同谈判签约生效、初步设计、详细设计 1、土建 1、…等分别以 A,B,C,D}…直到生产准备以 O 表示，按单代号的规定绘制的网络图见图 1-5

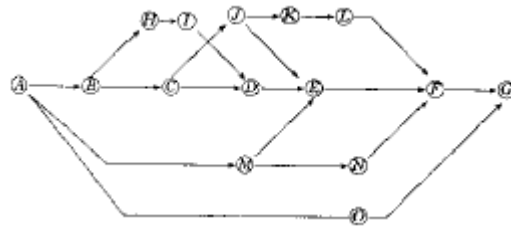


图 1—5 按单代号绘制的图 1-2 网络图

单代号网络图的优点是图面比较清楚，上下工序之间的关系比较明了，修改比较方便在许多新型网络计划技术中应用较多。但与双代号网络图相比，如果工序的名称不是直接标注在节点内，要直接理解代码的含意需要对业务很熟悉，而如果通过附表查阅对照则又十分繁琐，综合起来看并不如双代号直观；其次。双代码图中可以用虚线表示虚工序，而单代码必须增加节点(如图 1-5 中的 O, I, L 等节点)来解决这一问题。因此，同样的工程项目计划，单代号的接点和箭线数日要比双代号多，如图 1-5 一与图 1-2 相比。节点多 3 个，箭线多 3 个。在比较大型的网络图中，其数量相差达 50%以上。在使用计算机处理输入数据时，双代图只要输入工序编号就能表示出各工序之间关系，工序数实际上就是箭线数。而单代号图除了输入全部工序数(即结点数)外，还需输入紧后工序数，才能表示出各工序之间的关系。实际上为结点数加上箭线数，其结果输入计算机的数据要比双代号多一倍以下。在一个以双代号表示为 178 个结点的网络图上，以单代号表示需要 183 个结点和 2fil 条箭线，其总输入数据为 444 个，计算机处理结果，双代一号为 11min，单代号则需 23min-这也是单代号图的一个缺点。目前在工厂一般总体试车计划网络图中，还是以双代号网络图居多，在某些特定情况下也有使用单代号的。

网络技术最早在美国以“关键线路法”(简称 CPM)命名，1957 年首次应用于一个大型化工厂的建设计划，取得了良好的效果。1958 年，美国海军在建造北极星导弹潜艇的计划中，为了有效地组织协调参与该项目的 1 万多家承包商和分包商的工作，又进一步在 CPM 的基础上，发展使用了被称为“计划评审技术”(PERT)的网络技术进行管理，提前 2 年完成了原订的计划任务。在以后的“阿波罗”登月计划中这一技术均又取得了显著的成绩。因此，美国政府规定，从 1962 年起，一切新开发的工程项目都要采用这种技术。我国早在 50 年代开始，在钱学森教授的大力倡导下，结合我国实际情况，以“统筹法”为名在全国推行网络技术，经过近 30 年的实践，这一技术已为我国各个行业普遍认同和采用。应用这一技术编制的总体试车方案已取得良好的效果和经验。中国石化总公司 1990 年 7 月颁布的“石油化工建设项目生产准备与投料试车工作制度(试行)”中，已把编制“试车统筹进度关联图”列入了试车方案的必行事项。

随着实践和理论的发展，网络技术也已由最初的关键线路法，计划评审技术，发展出了图解评审法(GERT)，决策关键线路法(DCPM)、组合网络计划法(CCNT)等，形成了一大类型现代化的网络计划管理方法。其目的都是为了解决在不同条件、不同目标等情况下，通过网络

计划的编制过程,优化整个网络计划,以达到诸如最短的工期(或作业时间),在相同工期下最低的成本,在若干不确定性的因素中编制一个确定性的计划等目的。其详细内容可以从许多专门著作中学习掌握,本文不再赘述。

1.4 总体试车方案的优化

从一定意义来说,编制总体试车方案的根本目的,就是为了优化这一方案。因此,在整个编制以及执行过程中,始终要围绕这个主题采取各种措施。

优化方案的首要问题是明确总体试车的总目标,大多数情况下,一个化工装置建成投产,其目标都是一致的,那就是在规定的进度期限内,安全、优质、低耗地启动装置,生产合格产品。尤其是某些联合装置的下游产品装置,为了保证上游已开工装置中间产品的出路,则必须保证本装置的试车进度,这种情况可以称其为进度型。但在某些特定情况下,目标会有所不同。尤其在今后市场经济不断发展的条件下,对一个企业而言,来自外部的行政的干预不断减少,出于自身市场竞争的要求,试车成本和经济效益的考虑会越来越多,试车进度并不限定在某年某日之前必须出产品,而是要求在一个大致的期限内以最少的物料消耗和最低的试车成本来求得企业最好的经济效益,这种情况可以称其为效益型。还有些情况,一个新装置,采用了某项新开发的技术或设备,装置投产带有某种试验的性质,这时的总体试车方案就要突出技术攻关的特点。总体试车方案是为实现目标服务的。在制定方案之前,领导层一定要提出明确可行的目标做为制定方案的主要根据。

总体试车方案的优化是一项要求很高,难度很大的工作。主持和参加这项工作的人员对于全局性的工作及其相互之间的联系要有清楚的了解,对于每个单项工序的技术要点要有必要的知识,对于各种方案的调整、利弊、要有敏捷的思维能力和协调能力。因为各种方案的调整都会有工作的难度和局部利益的碰撞,编制总体方案的人要善于说服局部服从整体。最后,还应能熟练地掌握网络计划技术来制定和修订计划。为了编好这一方案,一般需要组织一个专家小组,抽调若干合适的人员分工合作。对于大型项目或联合装置,也有组织领导小组或委员会等形式,以对专家小组提供的各种方案进行审议、选择和定案,并推动计划的实施。方案制定的过程也是一个调查研究,集思广益的过程,中间可能要经过几个回合的反复,最后形成一个最佳化的方案。

根据多年来化工装置原始启动的实践、总体试车方案的优化可以从以下几个方面人手:

(1)关键线路的排定这是制定总体试车方案首要的一步,也是对方案进行优化的基础。一般情况下,可按下列顺序进行。

①选定起始事项和终点事项。在化工装置总体试车方案中,终点事项比较明确,一般都以第一次生产出质量合格的最终产品为标志。尽管这时生产负荷还比较低,对于一个生产装置而言,还要继续进行调整、稳定,增加负荷直至达到设计负荷的 100%并完成考核工作才能告一段落,但一般可把后一部分工作作为另一个阶段另行安排计划。比较复杂的问题是起点事项的确定,在本文第 1.2 节中已经述及整个总体试车工作应从单机试运开始直到装置考核结束,但在工程中间交接前后恰恰处于工作职责转换之机(甲方与乙方,生产和基建,对引进项目还有买方与卖方的关系),计划的编制与考核直接涉及到各方的利益问题,如果各方都从局部利益出发,强调自己负责的这一个阶段的工作,而不顾及在交叉转换过程中对相关工作的影响,势必会影响到总体试车的效果,例如,有时基建安装工作已经完成,但单体试车和中间交接拖得很长,基建方面认为安装工作都按时完成了,试车快慢不完全是基建的事。而生产方面则认为单体试车还是属于基建阶段,时间长短应该考核基建方面。在过去一段时间还比较流行一种做法,就是各相同装置开车只比较从化工投料(如 30 万 t/a 合成氨装置从一段炉投入天然气或石油起算,30t/a 依稀装置从裂解炉投入裂解料起算)到生产出合格产品(如合成氨,乙烯)时间的长短,而很少有从单机试运开始到出合格产品或从中间交接

开始到出合格产品时间相比较的报道。从投料到出产品这段时间当然很重要,因为它已发生大宗物料的消耗,对试车成本影响很大,但如只比较这一段,就会带来很大的片面性,因为这一段工作所占用的时间都是比较短的。如对 1976~1978 年全球投产的 14 套 30--59 万 t/a 乙烯装置统计结果,其最长最短时间分别为 68 天和 1 天,平均为 15 天,占整个试车时间(从单体试车起算)还不到 1/10 因此,作为总体试车方案,更应该强调全局性、整体性、以缩短一个工程项目总体的建设周期,使装置尽早发挥经济效益,这才是企业的最终目标。因此,总体试车方案的起点应尽量向前延伸,一般应以第一台电机单机试运启动或以总配电所第一次变电为起点。特别注意处理好许多单机试运与联动试运互相交叉的许多工序,如冲洗,吹扫,烘炉,催化剂装填等工序之间的衔接口这对缩短整体试车时间是十分有利的。在有些特殊情况下,可根据实际情况,以系统引人原水、引人蒸汽等为起点。从全局来看,总体试车方案起点订的早利多弊少。但由于单体试车阶段的职责划分原因,按现行体制,对生产方面(或对甲方)的考核,则以中间交接开始为宜。

②按工艺流程排出正常开工网络。一个化工装置的开工顺序,按正常工艺技术标准(应由设计方或技术卖方提供),都应有一个正常的开工顺序和工作程序。首先应按网络图的要求把第一版的网络计划编制出来。如前所述,一般情况下均使用双代号网络图,先把各工序之间的逻辑关系画出来。一个工序所包含内容的划定,应根据该网络计划直接管辖的事项,按照本节前述关于网络层次性的原则来确定。例如,对一个大型化工联合装置来说,该计划一般可把每一个独立装置的开工作为一个工序,或至多把该独立装置开工过程按其对外界联系的关系(例如供电,供水,供汽,供氮等)划分为几个工序。而不必把该装置内部开工每一个步骤或每一台设备表示出来。但如果是一个独立装置自身的开工网络图,则需要把工序划分到每一个工艺步骤,每一台主要设备(或一组设备)。这样的网络图,一般不会超过 100 个结点,图面清晰明了,网络参数的计算手算即可完成,免去上机的程序,优化调整均比较方便,也适于该层次领导者的实际研究和使用的。

第一版网络图画出来以后,对于关键线路的排定有两种方法,对于图面比较简单,主流程比较明朗的网络,凭借编制者的经验和简单的计算即可以看出关键线路。对于节点很多,主流程不太明朗,或有数条平行作业的网络,就要按照网络图的计算程序(详见有关专业书籍)列出表格,逐项填写每个工序的时间参数(最早开工时间、最早完工时间、最迟开工时间、最迟完工时间等),并将每项工序的总时差标注出来。最后检查,凡是总时差为零的工序都是位于关键线路的工序,然后按照各工序之间的顺序关系,用双线或粗线将其标出。关键线路就一目了然。将关键线路上各工序时间相加求出总和,就是第一版总体试车方案的总开工期。

(2)方案的优化关键线路工序自身的优化·这是首要的优化步骤。总开工期是由关键线路上各工序时间总和形成的。因此,在这个线路上的工序每缩短一天,总开工周期也将缩短一天,其经济效果十分显著。因此,首先应该逐个地对这些工序进行认真研究。一般情况下有 3 种情况出现。

①重新确定各工序的时间。在开工工序中,有些工序的时间是通过数学计算确定的,如烘炉升降温所需要的时间,均有科学的依据,不能随意变动。而有些工序所需的时间则带有较多的主观因素,往往只能凭经验进行估计。按照统筹学的说法可能出现 3 种时间,即乐观估计时间 a,悲观估计时间 b 和最可能的估计时间 m,在实际计算中,完成一项工序的期望(平均)时间 T 可按以下经验公式计算:

$$T_x = \frac{a + 4m + b}{6}$$

上述公式,实际上是一种算术加权平均,其准确程度涉及到概率理论,计划评审法(PERT)就是研究网络实现概率的一种方法,在一般总体试车计划中,尚不需要做到这种程度,但从

上述公式可以看出 a 、 b 、 m 都是一个变量，都存在着各种实际上和心理上的不确定因素。对某一工序所需时间的认定都会受到对其重要性的认识的影响。在很多情况下，重视和不重视结果是不一样的。一个工序，如果处在非关键线路上，它的时间长短与大局无妨口一但列入关键线路，就需要召集有关的人员重新估计它所需要的时间，以免贻误全局。

②通过组织措施缩短工序时间。这也是常见的措施。许多工序，只要领导重视，组织得当，或投入一定的人力物力，均可大大缩短时间。如金陵石化公司炼油厂引进法国 IFP 技术建设的 60 万 t/a 连续重整联合装置，根据协议，在反应再生系统安装完毕，投入生产之前，要经过 IFP 技术人员的现场检查，整改和确认才能进行下一个工序的工作。原计划需用 42 天时间，由于外方原因，专家要比原计划推迟 24 天才能到达现场，由于这一工序处在关键线路上，整个开工周期就要延长。为了突破这个难点。工厂采取了有效的组织措施，工程技术人员在 IFP 专家到达现场之前认真查阅 IFP 提供的技术资料和质量标准，首先在非关键线路的时间内自行进行了预检和整改，在 IFP 人员到达现场后与其积极配合，日夜加班进行整改，实际在关键线路上只占用 14 天的时间，确保了总体试车进度。在总体试车网络中的很多工作，如管线的吹扫，催化剂的装填在必要时均可以加强人力物力，将单班作业改为两班甚至三班作业，均可以有效地缩短关键线路所占用的时间。

③通过技术措施缩短工序时间。比如大型透平离心式压缩机组，由于处于高速(10000r/min 以上)，大功率(10000kw 以上)状态下运转，其润滑油系统要求极其严格，在安装结束开始单机试车之前都要对其润滑油系统进行油洗，根据制造商的经验，一般情况下这一工序至少要 3--4 周，个别案例有高达 60 天左右的。如果机组安装时间比较短，油洗工序处在非关键线路上。时间长短并无太大影响，但如果压缩机组由于到货、安装等原因处在关键线路上，则这一工序影响极大。这时，可以在机组安装的同时，在非关键线路时间内对整个润滑油管道采取酸洗、钝化措施(也有将其材质由碳钢改为不锈钢的)，之后再进行油洗，这样，该工作占用关键线路的时间便可以缩短到十数天，因而也可使总体试车时间大大缩短。

(3)总体网络的优化在单项工序优化的基础上对总体网络进行优化，是编制总体试车方案和总体试车网络图的主要目的和任务。一是因为总体网络优化的潜力很大，一个花费不大的措施，常能收到事半功倍的效果。二是只有站到全局高度的人员，才有可能（也有责任）看清事关总体的问题并寻找解决问题的措施。

总体网络的优化一般可从以下几个方面入手。

①尽量增设平行、交叉工序，减少关键线路上的工序。关键线路上的工序越多，总体试车所需时间也越长。因此，应尽可能把串联的工序变成并联的工序。如有 10 台运转设备，一台一台逐台进行单机启动，按一天 2 台计需要 50 天。而如果组成 5 个单机试车小组每天同时启动 10 台设备，则整个单机试运过程只需要 10 天。其代价只不过同时投入较多的人力和电力。大型合成氨装置在原始启动过程中都有一个低温变换触媒“还原”工序，通过氢的还原作用使触媒中的氧化铜等成分生成活性铜才能产生催化作用。这一工序按正常网络流程应安排在整个装置投入制氢气原料之后，用原料裂解产生的氢气作为触媒还原反应的还原剂。这种作法整个低温变换还原工序便成为化工投料关键线路上的一个工序，一般需要 5--6 天时间。然而，低温变换还原过程所需要的氢气量并不很大，按理论计算总计约 10000 m^3 (标)，如果能采取一些临时措施解决这点氢气来源就可以将该工序和关键线路安排成平行或交叉工序，从而不占用关键线路的时间。很多大型氨厂都注意到了这一点并对其进行优化。如湖南洞庭氮肥厂在 1985 年的一次原始开车过程中，循环使用 200 个氢气钢瓶灌装小化肥厂的混合氢氮气独立地进行低温变换触媒还原，历时 24 小时，但均处在非关键线路上，不但大大节约了总体试车时间，而且少耗液氨 350t，燃料油 1440t，取得了显著的经济效益。

②充分依托老厂，最大限度地利用周边环境所能提供的一切有利条件。一般情况下，许

多新装置都是在老厂的基础上发展起来的。即使是一个新的工厂也多是建在工业基地附近。至少有许多公用工程(如水, 电, 汽, 氮, 三废处理等);辅助生产设施(如运输, 仓储, 检验, 维修等), 均对总体试车方案的编制有一定的使用价值。尤其在市场经济体制比较发达的今天, 总体试车方案的编制者要充分地注意到这一点。在这一方面, 许多工厂已经做出了很多的成绩。如高桥石化公司 J 万 tea 顺丁橡胶装置的供电系统是和该公司的环氧丙烷装置联合建设, 在编制总体试车方案时发现该供电系统的建设进度严重滞后于顺丁橡胶装置的试车进度而成为一个重大关键问题。经过调查研究他们决定跳开这一环节, 利用该公司化工厂老区的变配电站进行少量的技术改造。挖掘老区的供电潜力, 铺设一条新老厂区之间的临时电缆, 花费不多, 但有效地解决了总体试车网络中的一个关键。上海金山乙烯工程开工过程中也出现了类似的问题, 原设计为乙烯装置提供双电源的第二热电厂的建设进度无法满足乙烯开工进度而成为编制总体试车计划的重大关键。他们经过调查研究提出了更为经济合理的方案, 即借用金山水厂的一根备用电缆, 从老厂原有的第一热电厂铺设临时电源到乙烯工程以满足开车需要。待第二热电厂建成投产后, 仍将借用电缆归还水厂使用。这一方案的实施也体现了总体试车方案的积极意义。

③突破传统习惯, 大力推行“逆式开车”(或称“倒开车”)方案。一般传统习惯, 化工装置原始启动都要按流程顺序由前到后鱼贯而行。一方面是由于后工序的物料必须由前工序送达, 有时后工序的一部分物料还要回流到前工序处理, 另一方面也有习惯思维的影响。随着大型、超大型化工装置的建设和试车实践, 人们逐渐认识到了逆式开车方案的重要技术经济意义, 从而使这一做法得到了充分的肯定和普遍的采用。所谓逆式开车的主要特点是在全装置化工投料之前首先对处于流程后部的部分工序提前进行实物试运转。例如对于聚丙烯装置, 在聚合釜投料之前首先对包装称量系统进行实物试车。在进行必要的消除缺陷, 现场调试之后, 一旦聚合釜投料就能使包装系统顺利的投产。从网络计划的角度观察, 就是把原来处于关键线路的一部分后续工序, 调整到非关键线路上去。从而缩短了总体计划所需的时间。实行逆式开车必须要具备两个基本条件, 一是后续装置的设备安装进度必须提前, 以使其有足够的的时间和关键工序交叉或平行作业。二是要有外供的物料供给系统和该工序产出物料的储运处理系统。我国大型乙烯装置在裂解炉正式投入裂解原料(石脑油, 轻柴油等)之前, 大都引进附近炼油厂的丙烯, 液化气(来自炼厂气分装置), 氢气(来自炼厂重整或制氢装置), 氮气(来自空分装置)等物料, 分别对装置中的丙烯精馏和制冷系统, 脱丙烷和脱丁烷系统, 加氢反应器及其催化剂还原、裂解气压缩机系统等进行实物循环试运转, 在接近或达到正常操作条件的情况下对设备的可靠性进行检验。例如裂解气压缩机出口压力可达 3.33MPa。制冷系统低温可达 -100℃如果逆式开车进行的比较充分, 操作人员素质比较理想, 在这种情况下最后再实施裂解炉投料, 可望在 5. 小时左右的周期内拿到合格的乙烯产品, 大大低于世界多套乙烯投料试车的平均时间(见前述)。而如果在投料前能得到外来乙烯的供应, 提前对乙烯压缩和精馏系统进行实物试车, 还可以进一步缩短开车时间。1989 年招月 10 日上海金山乙烯工程在总体试车方案中采用了“四有(有乙烯, 有丙烯, 有液化气, 有氢气)开车方案, 创造的投料试车仅用 16 小时 15 分钟即产出合格乙烯的新记录。充分体现了逆式开车和依托老厂的总体试车方案的优越性。

自 20 世纪 70 年代末期以来, 我国先后建设了多套以 30 万 t/a 乙烯装置为核心的大型石油化工联合装置。按照下游产品的特点不同, 这些装置大致可分为塑料型, 化纤型和抓减原料型几种。这些装置的原始启动, 大都采用了逆式开车的方法口其实践情况如下。

a. 甲塑料型石化联合装置。下游装置主要为聚乙烯, 聚丙烯。在乙烯装置化工投料之前, 要最大限度地对聚乙烯、聚丙烯装置提前进行实物试车, 一般提前 3 个月购进相同牌号的塑料树脂粉料, 用其对流程中的聚合干燥、挤压造粒、掺合均化、包装码垛等工序进行实物试运。对于聚丙烯装置还要购入丙烯对丙烯精制工序进行试运。液相聚合系统通过小循环、中

循环、大循环进行油运，使聚合系统完全具备接受原料丙烯的条件。一旦上游装置生产出合格的丙烯即进行聚合投料，尽快贯通全流程。

b. 化纤型石化联合装置。下游装置可以设醋酸乙烯和聚乙烯醇以制维纶。设丙烯晴以制晴纶。设芳烃装置以制涤纶。举例来说，对于丙烯腈—腈纶联合装置应购置丙烯腈对精制系统进行联运。购置硫磺酸钠(或其他类型溶剂，如 DMAG 等)对溶剂回收系统进行联运。购进腈纶纤维对纺丝线、毛条机、打包机等进行实物试运，以尽可能地对生产线进行调试和消除缺陷。

c. 氯碱原料型下游装置一般有烧碱装置(离子膜电解)，氧乙烯，聚氯乙烯，环氧抓丙烷—甘油装置等。一般还配有热电站。对于烧碱装置，用外购液碱配制成模拟电解液，对液碱蒸发系统进行试运。外购液氯对氧氯化，回收和事故回收及氯压机系统进行试运。对氧乙烯装置外购二氯乙烷打通二氯乙烷裂解、氯乙烯精制和氧氯化流程口实际上在电解槽送电之前，整个氧乙烯装置 9 个单元只剩下工艺比较简单的直接抓化单元，虽然乙烯和抓气尚未投料，但由二氯乙烷制成的合格氯乙烯单体已可供聚氯乙烯装置使用口对于聚氯乙烯装置，外购聚氯乙烯粉料调试包装运输系统，再用粉料配成 3Q% 的浆料打通汽提、离心、干燥单元的流程。氯乙烯回收单元用甲醇进行液相系统联运。这样也只留下聚合单元等待正式投料。

对于环氧氯丙烷—甘油装置在接收氯气之前，外购粗抓丙烯，粗环氧氯丙烷和甘油，分别对各自的精制系统进行试运。为前端高温氯化和皂化单元投料做好准备。通过以上具体实例，可以看出实行逆式开车的优点。

①可以把总体试车计划网络中处于关键线路上的许多工序调整到非关键线路上来，从而有效地缩短了总体试车时间。

②可以把新装置本身存在的大部分缺陷(这些缺陷可能来自设计、制造、安装、调试以及操作管理各个方面)在化工投料之前充分暴露，并加以解决，

③可以给操作人员一个比较理想的“准开车”实践机会。由于这种操作是处于非关键线路上，对于原来十分紧张的化工投料操作过程实行化整为零，化繁为简的调整，大大减轻了操作人员的心理压力，特别是对于首次进入实战状态的新工人，有利于他们尽早将书本上学来的知识尽早转化为自己的实践经验，增强他们操作控制和紧急应变的能力。

④大大缩短了由化工投料开始到产出合格产品所需的时间，减少了化工投料阶段主要原料、始料的消耗，因而可以取得显著的经济效益。这一点对于大型化工装置尤其重要。例如对一套以轻油为原料的年产 30 万 t 乙烯装置，以投料期间 60% 负荷计，每小时就可节约轻柴油 90t，节省燃料油 30t。仅此两项按现价计算即达 20 万元。

当然，任何事物都不可绝对化。逆式试车方案本身由于在化工投料前需要购进一些化工物料。有时还要为这些物料的储运和中间产品的处置增加一些临时设施，这些均要有一定的投入。对于某些流程较短、化工投料过程不长的中小型装置来讲，经济上不一定合算，这就要实事求是地通过调查研究和具体测算来决定方案的取舍，不要生搬硬套。

(4)在解决技术关键的过程中优化方案在总体试车方案的编制过程中往往会使一些技术关键问题突现出来。这也是编制总体试车方案的一个重要目的。有了矛盾、就需要组织力量，研究措施加以解决，技术关键解决了，试车方案也就优化了。上海高桥石化公司 5 万 t，顺丁橡胶装置技术合同要求原料丁二烯的含水量必须小于 20×10^{-6} ，但该厂得到的原料丁

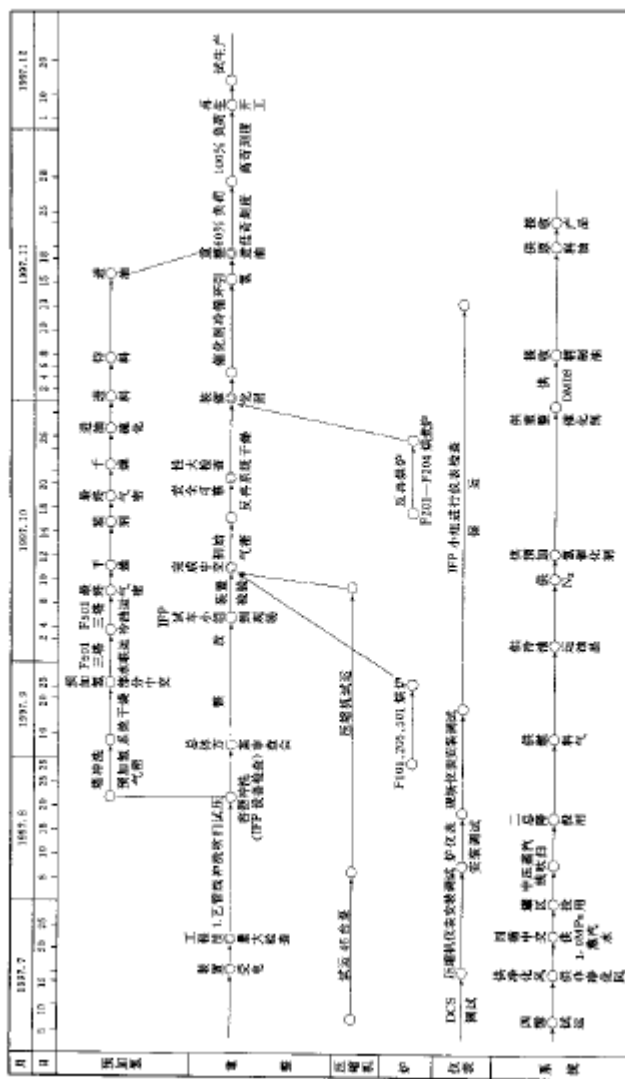


图 1-6 某炼油厂 80 万吨/年催化裂化装置试车网络计划图

二-烯含水量又无法保证达到这一指标。为此必须解决丁二烯进一步脱水的问题。新建一套丁二烯脱水装置要近 1 年的时间，无法满足总体试车方案的要求，经过组织技术攻关，找到了一条捷径，即将 5 万 t/a 橡胶装置自身带有的回收丁二烯脱水塔进行简单的改造使其成为原料丁二烯脱水塔。而将回收的丁二烯送到老厂四车间已有的脱水装置中进行精制后再返回 5 万 t/a 橡胶装置，这样即解决了原料脱水问题，又挖掘了老厂的潜力解决了新装置回收丁二烯的精制问题。一举两得，总体试车方案的关键问题得到解决，试车工作终于按期顺利进行。由于该装置对水分十分敏感，按常规试车顺序在系统先进行水联运，然后进行油联运。但在水运后系统脱水难度很大，周期长。经过周密研讨，决定将水运与油运步骤合并，以油运直接代替水运，这样使总体开工周期缩短了 4D 天。由于各项措施得当，油运的效果也非常良好。

(5)典型的总体试车网络计划图网络图从单机试车直到正常生产，涉及各工序、工种、设备之间的关系，非常详细，限于篇幅，这里仅举一个大型石化装置(催化重整)的原始开工总体试车网络计划图，见图 1-6。它可以看作是网络计划的理论和当时当地的工厂实际相结合的产物。由于该装置是建在老厂，公用工程均由老厂供应。所以其开工网络比较简单明了。其他网络图读者均可以结合自己所在工厂的实际情况进行参考。

第2章 化工机械的单机试运

2.1 单机试运的目的

单机试运又称单机试车。这是化工装置基建安装工作基本结束(但尚未全部结束,现场可能还有部分安装扫尾,防腐保温等工作在交叉进行)时,由基建逐步转向生产的开始,一般也是总体试车网络计划的起点。但这个过程仍属于安装阶段,各项工作仍以安装单位为主,生产人员处于配合的位置。

单机试运一般是针对运转机械设备而言,如各种泵,风机,压缩机,搅拌机,干燥机等。从广义上讲也包括静止设备安装试压后的清洗,吹扫,气密以及电气、仪表单台设备性能的试验(即仪表的单校)。对于这些部分将在本书另外章节中叙述。

单机试运的目的是对运转机械输入动力(电力,蒸汽等)以使机械启动(由电动机至整个机组),在接近或达到额定转速的情况下初步检验该机械的制造(包括设计)与安装质量,尽早发现其存在的各种缺陷并加以消除,以为下一步联动试运和化工投料打好基础。在总体试车网络图上,这一阶段尚处在安装阶段,如果从总的工程建设网络上来观察,多数和安装收尾工序处于交叉作业或平行作业状态,一般尚未占用工程建设的关键线路,在这种情况下要努力实行“单机试车要早”的方针,即一旦具备单机试车条件,安装和生产人员要密切配合,尽早开始单机试车工作,避免或减少单机试车阶段过多地被推迟到占用关键线路状况的出现。对于生产人员,更应该主动介入和促进这项工作,以取得工程整体的良好效益。

2.2 单机试运的条件

理想的单机试运条件是整个装置的安装工作均已完毕,在工程进度上单独留出一个阶段进行单机试车。但在实际工作中这种情况十分少见(除去某些特殊情况,如受某些外界条件限制,不要求工程早日投产),其原因已如前所述。多数情况下是采取分区域、分阶段组织单机试运,在这种情况下进行单机试运至少要具备以下的条件。

(1)在装置大面积处于工程扫尾的环境下,局部区域内的设备安装工作已经完成,包括以下两个方面。

①主机及其附属设备(含电机)的就位,找平,找正,检查及调整试验等安装工作包括单机有关的电气、仪表安装调试工作均全部结束,并有齐全的安装记录。重要的安装数据如找平、找正数据,气缸间隙数据,二次灌浆记录,附属容器,管道试压仪表调校记录等以及生产人员需要了解的重要数据均应即时出示确认。

②二次灌浆层已达到设计强度,基础抹面工作已经结束。与试运转有关的设备、管道已具备使用条件,应该抽加的角板按角板图要求执行完毕,润滑油系统已按设计要求处理合格(包括必要的酸洗钝化,油洗,换油等工作)。除去有特殊要求的部位(如为了试运期间进行检查等原因)外与该单机有关的防腐,保温,保冷等工作已全部结束。

(2)现场环境符合必要的安全条件如附近的通道通畅,脚手架已拆除,必要的通讯,消防,救护条件要具备。

(3)动力条件已经具备常用的为电力和蒸汽。装置的总配电所已经送电,该单机开关已经受电(电压、周波均应符合要求)。蒸汽管网已经吹扫完毕,蒸汽供应已经落实,该单机人口蒸汽管道已处于热备用状态,蒸汽参数达到设计提出的试车参数要求,排汽系统通畅无阻。冷却水总管已处于工作状态,回水畅通。仪表用风、急管已经接通,有合格的仪表风送达该机仪表控制系统。对于那些有特殊要求的机组(如水力透平,燃气轮机,制冷机组等)应按其设计要求准备好试车条件。

(4)组织工作已经完成,至少应包括以下几点。

①生产与安装(或甲方与乙方)等各方面关系已协调明确。一般可以临时组织一个单机试运的工作小组或领导小组),明确参加试运的具体人员及其职责,关系,在一般情况下,单机试运工作应以安装方为主,生产(或建设单位),设计等有关方面参加,并由生产方面提供公用工程条件(对于大型机组等情况,多由生产方提供操作人员在安装方指导下负责具体操作)。润滑油的质量要保证合格。

②单机试运方案应由安装单位负责编制,并经生产单位联合确认引进设备尚需经卖方现场专家确认。对于某些大型联合机组的单机试运方案可由安装、生产等方面联合编制方案,并经试车领导机构或上级有关部门批准后执行。大型电动机组(1000 kW 以上)的原始启动要取得供电部门的同意。

③有关单机试运的安全措施已经贯彻落实。如安装扫尾与单机试运交叉作业配送电安全管理制度(务必防止误送电事故发生)的建立与落实,试运转设备安全措施的检查与整改(如运转设备的安全罩,电气设备的接地,各种安全保护自动联锁装置的确认等),试车区域必要的局部隔离,现场的消防,防护条件检查等。

2.3 单机试运的阶段划分

单机试运一般分为三个阶段。

(1)原动机(此处指电动机)的单机试运即拆除电动机与机组联轴节(通称靠背轮、译自英文 Coupling)的联接机构(大型联轴节拆开后还需加装临时保护设施,以防磨损齿轮),然后对电动机单独通电启动进行试运转。有关这一部分的具体操作,详见本书 13.1 节,有关蒸汽透平及压缩机的启动详见 2.7 节。电机单机试运时应特别注意电机转动方向是否正确如果反向运转应迅速停机调整相位。

(2)机组无负荷试运在电动机(或蒸汽透平等)单机试运完成之后,即可以将联轴节重新完好地联接起来,进行整个机组的无负荷试运。所谓无负荷试运,实际是指机组在一般条件下可以做到的最低负荷下的运转。对于可调节转速的机组应从最低转速启动然后逐步提高,对于固定转速的机组应从最低负载下启动。例如,对于往复式压缩机应在出口压力最低的条件下(出口阀门全开)进行启动和试运转。而对于离心式机械则应在流量最低(出口阀门关闭)的条件下进行试运。其目的是逐步增加机组负荷,一是对某些机组和部件需要一定的无负荷或低负荷的磨合期(如齿轮,胀圈,密封件等),二是尽早地暴露机组缺陷并减少可能带来的损坏和损失。一旦在无负荷试运中出现重大的故障,就应该停止试运,对故障进行险查修理,待故障消除后再进行第二次无负荷试运。无负荷试运时机组所采用的工作介质最好是设计规定的介质,但在很多情况下,单机试运进行的很早,装置尚未投料,往往无法提供设计规定的工作介质,这时多用水、空气、氮气等介质代替,有关这方面的注意事项,将在后面述及。

大型高速透平机械对润滑油系统要求极高。对于一台新安装的机组,在其原始启动前必须对润滑油系统进行专门的清洗。具体油洗方法详见本章第 6 节。

(3)有负荷(带负荷)试运在无负荷试运按照规定时间达到质量标准之后,机组即可转入有负荷试运。

如果试运的工作介质符合设计工艺条件的要求,就可以按照试运规定从最低负荷条件下分阶段的逐次增加机组负荷。通常条件下,主要是增加转速,增大介质流量,提高机组出口压力,在特殊工艺条件下,如热油泵、低温泵等还应尽可能创造条件使其在接近设计条件下运行。有负荷试运的最终负荷应达到额定工艺条件。在有的情况下,各种额定条件难以同时实现,这时可按转速、压力、流量、温度的顺序选取试运条件,或逐个达到上述各项条件。有些大型机组按照制造厂的要求还要进行超负荷试验。如往复式压缩机要在额定压力的 105%—115%的条件下测试安全阀的起跳性能,透平式压缩机要在额定转速 105%~110% 写的

条件下测试调速系统脱扣保护性能。有些与工艺安全关系重大的机泵，如高压锅炉给水泵等还要进行自启动试验，这些均应严格按照制造厂商、设计单位或现场专家的书面规定进行：

对于无法提供正常工艺介质而以其他介质临时替代的机组，其带负荷试验的条件要按照重新计算后的条件执行。

从严格意义上来讲，有负荷试运属于施工安装工作的一部分，这项工作应由施工单位来完成，但在实际工作中，由于有负荷试运涉及到许多生产工艺条件，尤其是大型机组的有负荷试运(如大型氨厂的合成气压缩机，冰机等)往往要等待系统化工投料后才能进行，其试运转过程和化上操作密不可分，因此，要根据实际情况，由安装单位和生产单位共同协商进行组织分工。可以由安装单位提出初步方案，经生产单位修改后共同执行，也可以由安装单位委托生产单位编制方案(安装单位参加意见)，以生产单位为主具体执行。但不论如何组织，这个阶段仍属于安装施工阶段。因此，安装单位仍应切实担负起应负的责任。

2.4 单机试运的一般规定及通用原则

本节内容适用于一般化工通用机械，对于某些特殊专用设备试车前应参照原设备说明书。

(1) 单机试运时间为了统一制造、安装、生产各方面的意见，有利于单机试运工作的有序进行，许多行业主管部门都对此做了具体规定，表 2-1 是 1983 年 12 月由原化学工业部颁发的[HG] 203-83 “化工机器安装工程施工及验收规范”的规定。

表 2-1 单机试运转时间

机 器 种 类		连续运转时间, h	
		无负荷	有负荷 (额定)
压 缩 机	大型活塞式	8	≥48
	中小型活塞式	4	24
	活塞式制冷	2	4
	离心式	8	≥24
	离心式制冷	2	8
	螺杆式	2	4
机 器 种 类		连续运转时间, h	
		无负荷	有负荷 (额定)
风 机	离心式		2
	轴流式		2
	罗 茨		4
泵	离心式	> 15 min	4
	往复式	≈ 15 min	4
	三螺杆	≈ 15 min	4
其 他	干燥机	2	2
	搅拌机	4	4
	过滤器	4	
	离心机	4	

对于上表，有以下几点说明。

①各个行业主管部门可能有不同的规定。在处理一些跨行业单位之间的问题时，应在制订工程合同时注明应执行的规范标准。此外，对于一些特殊设备或制造厂家有专门技术文件要求的设备，应按专门文件执行。

②表中所示均为连续运转时间，对于有负荷运转，是指在达到额定负荷以后的连续运转时间，不能以多次开停的累计时间计算。

③大型离心泵在无负荷试运时，由于出口阀门关闭，可能造成较大的温升和振动，为了避免造成不必要的损失，开泵后可以尽早转入有负荷试运或少量打开出口阀门试运，不必坚持规定的时间。

④单机试运的介质如前所述，单机试运的工作介质最好采用原设计的介质，但在很多情况下，为了缩短总体试车时间，尽早暴露和消除设备缺陷，有必要在化工投料前使用临时介质进行单机试运。从实用、经济的观点出发，最常用的液体介质是水，气体介质为空气和氮气。氮气比空气要困难些，但由于氮气中不含氧气，安全性能很好，对于很多要求较高的大型机组是一种比较合适的选择。而且在试运过程中氮气消耗很少，常常可以和系统氮气气密试验结合起来进行。如果化工装置自身备有制氮或空分装置就更容易解决供应问题，因此，氮气在很多情况下也用做试运介质，如大型乙烯装置中的乙烯、丙烯、甲烷、燃料气压缩机等。

使用代用介质时主要要注意以下两个问题。

①对于以离心泵为代表的液体输送机械。其运转所需功率和工作介质的密度有直接的关系。为慎重起见，在使用临时工作介质时要进行一些简单的估算，对于大型机组还应进行详细的核算。下面介绍一些供现场使用的快速估算方法，

对于使用不同密度工作介质的离心泵，其适用的电机功率为：

$$N = \frac{QHd}{S}$$

式中 N---适用电机功率，kW；

Q---泵流量，m³/h；

H—泵扬程，m；

d—介质相对密度，对于水，d 可取 1；

S—效率系数，随不同机组而异，机组总效率为 50%时，s 取 150；机组总效率为 60%

时，s 取 180；机组总效率为 70%时，s 取 210；其余可类推。对于以水为介质，总效率为 60%的离心泵上式可简化为：

$$N = \frac{QH}{180}$$

例如，一台流量为 105m³/h，扬程 69.5 m,总效率为 6a%的离心泵在以水为介质时，其适用电机功率为：

$$N = \frac{105 \times 69.5}{180} = 40.5 \text{ kW}$$

从上例计算可知，除去机组负荷外，机组总效率对计算结果也有很大的影响。一般情况，机组越大，效率越高。好的机组效率可达 80% 以上。中型机组多在 60%—70%。而一些小机泵可能在 50%以下。另外，不同结构的机泵，效率也不同。上述公式，原则上对各种结构的液体输送泵也都适用。但有些泵的效率较低，如旋涡泵，齿轮泵等。有的效率只有 30%。这些因素，在使用上述估算公式时应予注意。

此外，在现场工作中，泵的电机功率多是已知的，有时仅需要对比一下不同介质的功率差别。这时，可以用下述公式计算：

$$N_2 = N_1 \times \frac{d_2}{d_1}$$

式中 N1----使用原规定介质 1 时的电机功率，kW；

N2—使用代用介质 z 时的电机功率，kW；

d1—介质 1 的相对密度；

d2—介质 2 的相对密度。

例如，一台离心液氨泵，其电机功率为 20kW，如在相同的流量和扬程下改用水为介质时，其电机功率应为：

$$N_2 = 20 \times \frac{1}{0.7} = 28.6 \text{ kW}$$

即电机功率将比原来上升 43。从此数字来看,代用方案似乎不可取,但在一般情况下,中小机组电机的选用多有 80%以上的安全系数。此外,在有负荷试运时,泵的扬程和流量都是可以控制的。在单机试运时只要注意控制电机电流不超过额定指标(通常短时间超出 5%—10%仍是允许的,但要注意电机温升),在对试运流量和扬程适当控制的情况下,用水代替液氨做临时介质试运也是可以考虑的。

②对于气体输送压缩机械:由于气体的性质和液体差别很大,其密度、比热容均远低于液体,压缩前后体积变化很大,大量能耗转化为气体的温升。在较高的压缩比时,其温升可达 200℃ 以上,容易破坏润滑油膜,形成析炭,甚至产生恶性爆炸事故。例如 1985 年 4 月 7 日,某炼油厂酮苯脱蜡装置检修后氨压机开车,用空气为临时介质试运,由于出口阀开的不够大,出口压力升高造成出口安全阀跳开,压缩气体不断循环,温度上升过高,引起润滑油燃烧而发生了缸体爆炸,缸盖飞出造成 1 人死亡的重大事故。因此,在采用代用工作介质时,不仅要注意功率变化,更要注意压缩气体的温升情况。为防止类似事故发生,一般规定使用空气为介质时其出口温度不得超过 140℃ a

下面简单介绍有关气体压缩功率和温升的粗略计算方法,以供现场实际工作时参考。对于大型重要机组,还应做详细核算。

对于往复式气体压缩机,在绝热状态下气体压缩所需的理论功率,传统的计算公式为:为便于现场使用,式(2-4)可简化为:

$$N = \frac{K}{K-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

式中 N—往复压缩所需的理论功率, kW;

p—压缩机进口气体压力(绝压), bar (1bar=100000Pa);

Y—压缩机进口状态下的气体流量, m³/h;

Iz—压缩比, 其值为压缩机出口压力与进口压力的比。

s—系数。在本式中

$$s = \frac{K-1}{K}$$

。常用 x 值可由表 2-2 查出。

表 2-2 常见气体的绝热指数 K

气体名称	氮	氨	空气	氢	二氧化硫
化学符号	N ₂	NH ₃	—	H ₂	SO ₂
K 值	1.40	1.29	1.40	1.407	1.25
气体名称	二氧化碳	氧	一氧化碳	氯	甲烷
化学符号	CO ₂	O ₂	CO	Cl ₂	CH ₄
K 值	1.30	1.40	1.40	1.36	1.31
气体名称	乙烷	丙烷	乙烯	丙烯	氩
化学符号	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	Ar
K 值	1.20	1.13	1.25	1.17	1.66

例如,

按式

一台空气压缩机,其进口压力为常压,出口压力为 4bar(绝压),进 Q 空气流量为 4500m³/h,求其绝热往复压缩时所豁的理论功率。

$$s = \frac{1.4-1}{1.4} = 0.286 \quad R = \frac{4}{1} = 4$$

$$N = \frac{1 \times 4500 \times (4^{0.286} - 1)}{36 \times 0.286} = \frac{4500 \times 0.487}{10.8} = 212.8 \text{ kW}$$

压缩机组的总效率一般为 65%---90%,此处取

则电机所需功率为 212.8/0.75= 284kW

对于多级压缩机，可以逐级计算各级功率后相加计算。从式(2-5)可以看到，对往复压缩机而言，如果进气流量、压力和压缩比相同，其理论功率只和气体的绝热指数有关，表 2-3 给出了在相同进口工作状态下在各种压缩比时不同绝热指数的气体所需不同理论功率的比例关系。

表 2-3 气体往复绝热压缩所需理论功率的比例关系

气体绝热指数 K	压缩比			气体绝热指数 K	压缩比		
	3	4	5		3	4	5
1.1	100	128	150	1.4	112	147	175
1.2	104	135	160	1.5	115	153	184
1.3	108	141	169	1.6	118	157	191

注:进 b 压力，流 f 相同，取 $x=1$ ，压缩比二 3 为 100%

由表 2-3 可以看到往复压缩所需的理论功率，随气体绝热指数和压缩比的上升而上升。但绝热指数对功率的影响不很显著。例如以绝热指数为 1.40 的氮代替绝热指数为 1.25 的氢时，其理论功率上升仅约 40%。在多变压缩状态下这个比例可能还要少些。而压缩比的影响则比较显著。

对于气体压缩来说，要更多的注意使用临时介质时的气体温升。在绝热压缩过程中气体的温升可用下式计算。

$$T_2 = T_1 R^S$$

式中 T_2 —压缩机出口温度，K；

T_1 ——压缩机进口温度，K；

S —系数，

$$S = \frac{K-1}{K}, \text{ 见式(2-5), 如处在多变压缩工况下则 } S = \frac{m-1}{m}, m \text{ 为气体的多变指数。}$$

在进口温度相同条件下，不同绝热指数的气体，在不同压缩比的情况下其进出口温升的比例关系列于表 2-4

表 2-4 不同工作条件下气体压缩前后温升的比值

气体绝热指数 K	压缩比			气体绝热指数 K	压缩比		
	3	4	5		3	4	5
1.1	100	103	105	1.4	124	135	143
1.2	110	114	118	1.5	131	144	155
1.3	117	125	131	1.6	137	152	165

注:以压缩比=3，气体绝热指数二 1.1 时的绝对温度 T_1 温升基准为 100%

现就上表的使用方法举例如下，如一台乙烷气压缩机，原设计在压缩比为 4 的条件下，气体进口温度 20℃，按绝热压缩考虑，其出口温度为 96℃。试用表 2-4 计算当该机使用氮气为临时介质进行单机试运，在相同的压缩比下的出口温度。

查表 2-2 知氮的绝热指数 $K=1.4$ 乙烷的 $K=1.2$

已知原介质下气体出口温度为 96℃，其绝对温度为 96+273=369K

查表 2-4 原介质乙烷的温升比值为 114，改用氮介质后同工况下的温升比值为 135

由此可得改用氮气压缩时其出口温度为:

$$T = 369 \times \frac{135}{114} = 437K = 164^\circ C$$

如果已知处于多变压缩过程中气体的多变指数，，则气体出口温度也可以直接利用下式计算:

$$T_2 = T_1 R^{\frac{n-1}{n}}$$

设上例工况改为多变压缩，且已知氮的多变指数 $m=1.3$
则

$$T_2 = 293 \times 4^{\frac{1.3-1}{1.3}} = 293 \times 1.377 = 403K = 130^\circ C$$

由上例可知，气体的绝热指数(或多变指数)和压缩比对气体温升都有很大影响。除此之外。由于机械摩擦，内部泄漏，活门阻力等原因的影响，气体压缩的实际温升均高于理论计算的温升，压缩机内的局部温度也高于出口气体的平均温度。常用的压缩机润滑油，其闪点多在 $180\sim 240^\circ C$ 。这些因素，在实际工作中都必须注意。

对于透平式离心压缩机，其功率计算方法和往复式压缩机有很大不同，这主要是由于在离心和变速条件下，不同密度的气体经同一台机组压缩后压头开高值有很大不同，不同密度的气体要达到相同的压缩比，在同一台离心式压缩机上，其转速有很大的差别，因而计算方法也比较复杂而且离心机组一般功率都比较大，为慎重起见，在使用代用介质进行试车时，应进行详细核算并征求原制造厂家意见后再行实施为宜(参见第 2D 章)。

(3)单机试运应达到的设备质量标准化工机械的种类很多，对于化工机械的设备质量标准在制造厂出具的设备资料中一般都有说明。有些特殊的设备和大型机组还有特殊的要求。在单机试运中应尽可能地按照这些标准对设备的制造和安装质量(也包括设计质量)进行检查。如果达不到标准应该找出原因予以消除，然后再进行第二次单机试运直到达到标准为止。本节给出的是一般通用的标准。

①轴承的温度。除去有专门规定外，滑动轴承的温升应不超过 $35^\circ C$ 其最高温度应不超过 $35^\circ C$ 滚动轴承的温升应不超过 $40^\circ C$ ，最高温度应不超过 $75^\circ C$ 往复压缩机金属填料函在压盖处测量的温度不应超过 $60^\circ C$

②离心机械的振动值。除去有专门规定的外，应符合表 2-5 的要求。

表 2-5 离心式机械轴承处允许的振动值

转速, r/min	轴承处的双向振幅 不大于, mm	转速, r/min	轴承处的双向振幅 不大于, mm	转速, r/min	轴承处的双向振幅 不大于, mm
≤ 375	0.18	$>750 \sim 1000$	0.10	$>3000 \sim 6000$	0.04
$>375 \sim 600$	0.15	$>1000 \sim 1500$	0.08	$>6000 \sim 12000$	0.03
$>600 \sim 750$	0.12	$>1500 \sim 3000$	0.06	>12000	0.02

注:振动值应尽可能在轴承体的水平、垂直和轴向三个方向上进行侧量。

③机器的电机应工作正常。电机无异常声响，电机的振动，电流，温升等各项指标均应符合标准，励磁系统无异常火花出现。

④机器的辅助系统应工作正常。特别是润滑系统，各油温，油压，油丝，油量均符合标准。仪表自动控制系统及安全保护联锁动作灵敏可靠。机器各紧固件(包括联接管道)应联接牢固，无异常松动。

⑤泵的填料密封泄漏量在规定标准以内。对一般液体的软填料型密封，允许有 5}-20 滴 /分的均匀成滴泄漏。对于机械密封应按其专门规定。对于输送有毒、易燃等物料的泵更要严格控制其泄漏量不超过设计允许值。

⑥计量泵应进行流量测定，至少分别在其额定流量的 $1/4, 1/2, 3/4$ 和全流量下测定其实际流量应符合设计值。

(4)单机试运的原始记录单机试运应做好各项原始记录。一般安装单位和生产单位均应有自己的记录要求七根据原化工部 HGJ203-83 的规定，安装单位至少应会同建设单位填好以下 3 张表格并做为交工文件在验收时一并移交生产单位(见表 2-6~表 2-8,选自原化工部标准 HGJ203-83)。

表 2-6 单机试运转记录表 (1)

年 月 日

工程名称				车间名称	
设备名称				设备位号	
设备规格				类 型	
能 力				转 数	
驱动机规格:					
种 类		型 号		功 率	
转 数		电 (汽) 压		额定电流	
一、运 转 前 的 检 查					
1. 电动机 (汽轮机) 清洗情况					
2. 机械本体拆洗情况					
3. 润滑油系统检查情况					
4. 系统抽成负压试验情况					
5. 所用循环油质情况					
部 位	桶 号	合格证号	注油数量	日 期	
施工班组		技术负责人			
检 查 员		建设单位代表			

表 2-7 单体试运转记录表 (2)

年 月 日

二、试运转记录													
试运转类别		日期				连续运转时间		时 分					
启动时间		时 分				环境温度		℃					
启动电流													
介 质													
运行时间	负荷情况	压力 MPa		温度, C				电 (汽) 压	电 流	振 幅 mm		噪 声	其 他
		进	出	轴 承	电 机	密 封	汽 缸			介 质	自		
结论:													
施工班组 检查员		技术负责人 建设单位代表											

表 2-8 单体试运转记录表 (3)

年 月 日

三、试运转后的检查			
1. 轴瓦情况			
2. 轴承情况			
3.			
4.			
5.			
检查轴承及轴瓦处漏油情况			
质量评定			
施工班组 检查员		技术负责人 建设单位代表	

2.5 单机试运过程中常见的由于操作原因引发的设备故障

单机试运特别是带负荷试运，虽然时间不长，但是机组的大部分缺陷都会暴露出来。这些缺陷一般多由于制造，安装和设计质量(包括原设备的设计和与设备相联系的工艺设计)问题而引起。本书第 40 章专门介绍和分析由法国引进的一套大型合成氨—尿素装置历经 5 年的试生产过程所反映的这方面诸多问题，本节仅就在单机试运过程中常见的由于操作不当而引发的设备故障做一些介绍。需要说明的是，按正常分工，单机试运阶段的操作仍由安装单位为主来进行，个别与工艺关系密切的大机组也有经过各方协商改由生产单位为主进行操作的。不论哪方为主进行操作，凡是由于操作方法不当引发的故障都在本节讨论范围之内。而且多数情况下，安装单位的人员，可能对于操作不大熟练，做为生产单位的操作人员，也应当主动关心和配合有关工作，尽早发现问题，减少设备损失。

(1)由于润滑不当而造成的机械事故良好的润滑是化工机械的关键。在良好的润滑条件下，设备运转零件之间多处于液体摩擦状态（参见本书第 34 章），摩擦表面不产生磨损口如果润滑条件遭到破坏，零件之间的摩擦转入于摩擦或半干摩擦状态，摩擦表面产生切削、磨粒，粘连、撕裂等现象，并伴随摩擦面温度急剧上升二这就是通常所说的“烧瓦”“抱轴”事故，有时能使钢制主轴烧红、烧弯，引发更严重的事故，据一些工厂设备事故的统计分析，由于润滑不当而引起的故障约占 30%。在单机试运转期间，这类事故更是屡见不鲜。其原因主要来自几个方面。

a.润滑油系统不洁净。设备的制造、安装有一个漫长的过程，参加制造、安装的人员责

任心不强，工作马虎，常给润滑系统带来隐患。如铸造过程的砂粒，切削过程的碎末，运输过程的泥土，安装过程的杂物，常散布在润滑系统内的许多死角，难以发现和清理。一旦混入润滑油内，必然引发设备故障。

b 润滑油的供应，储存，使用过程管理不严格。即使制造厂生产的润滑油(包括润滑脂，下同)质量符合标准，但是从润滑油出厂，装桶，储存，领用(三级过滤)，直到加入设备的油箱(或注入油脂)也有一个漫长的周转过程。任何一个环节混入不洁物质(水分引起乳化，尘土或杂物形成机械杂质，储存期过长由于氧化引起酸值、胶质增加)，均会破坏润滑的效果。

G.操作人员的失误。大量情况下，润滑油的操作是周期性，阶段性的。有的是每隔数小时加一次油，有的是数日，甚至数月之内加一次油(如大的油箱或加润滑脂)，如果操作者责任心不强或操作失误，忘记加油，加错油。三级过滤不认真执行等，均会造成严重的事故。有些事故事后分析原因干分简单，看去属于不应发生的事但却发生了。如 1973 年 7 月 4 日，某炼油厂催化剂微球车间真空过滤机检修时将变速箱、减速器、涡轮蜗杆箱内的油全部放光，开车时只对变速箱和减速器加了油，而涡轮蜗杆箱却没加油 07 月 7 日开车又没有认真检查，直到 1a 日操作工才发现涡轮蜗杆箱内无油赶紧补加，但为时已晚，到 12 日涡轮蜗杆箱已经磨平而停止工作，设备被迫停车口又如 1983 年 5 月 12 日，某公司化工厂硝酸车间一台汽轮机，该机设计有一台汽动和一台电动油泵联锁以保证不间断供油，在开用汽动油泵停用电动油泵操作过程中，操作工将联锁切断进行操作，谁知汽动油泵投用后又因超速脱扣而停车，此时电动油泵已不能自启动，油压迅速下降，操作入员还没完全反应过来，高速运转的压缩机组已很快由于缺油而将轴瓦烧坏。

以上简单分析和举例说明了润滑系统的重要性。为了确保单机试运过程设备不因润滑而发生事故，至少应在以下几个方面采取措施。

a.设备投用前对润滑系统进行严格的检查、清理。一般情况下，所有运转设备(包括国外引进的设备)在安装过程都应进行解体检查，除去对设备的机械质量，装配数据进行检查核对外，对润滑部位和润滑系统要按照安装规范进行严格的清理和清洗。对使用润滑脂的部位在清洗后注入新的合格油脂。对有专门规定的机组要对其润滑油管道进行酸洗，钝化。对死角部位及油箱实行人工清理。然后注入润滑油开动油泵实行油洗或循环(参见第 6 节)，经数次换油后完全达到规定标准才能启动设备。

b.切实保证润滑油的质量。油品在周转过程中要严格实行人厂、出库检验制度，保证各类油品的发放，储存不出差错，保证各级储油设施(油桶，油壶，抽枪)和周围环境的清洁，严格执行三级过滤制度。常用的滤器要求一级过滤为 60 目，二级 80 目，三级 100 目。对有专用规定的设备，在首次单机试运前，在润滑油系统还要临时加入 120 目以上的滤网进行循环，当检查滤网清洁无物后才能启动设备试运。

c.提高安装试运和操作人员的素质，建立严格的润滑管理制度。对于安装单位，在单机试运方案中必须按照设备文件要求，将试运设备的所有润滑点编号标明部位及数量，说明每一个润滑点的润滑油规格、质量、加油方法、数量、换油周期等。检查安装、清洗、注油的记录，确认所有润滑要求已达到规定标准后才能试运。对于操作人员，要严格落实五定制度(定点、定质、定量、定时、定人)和三级过滤制度并将其纳入岗位操作法。管理人员要对润滑制度的执行情况，油品的人厂、储存、检验、回收等各个方面进行认真的检查。必要时应对操作人员的润滑知识进行抽查，以确保润滑工作准确无误，无一遗漏的得到贯彻。

(2)由于公用工程供应不善引起的设备故障在单机试运期间，公用工程条件(水、电、汽、风等)一般都由生产单位提供。在某些情况下，机组本身是正常的，但由于公用工程产生问题而引发机组损坏的情况也时有发生。例如，电压过高导致电器的损坏，电压过低影响电机的温升、出力，两路电源全部中断而且不间断电源(或常备发电机)不能及时供电可能使某些大机组供油系统失常而烧坏轴承，供电频率(周波)不符对少数敏感设备的转速乃至谐振产生

影响引发共振产生破坏,错误的送电甚至造成人身伤亡事故,蒸汽管网疏水不好,供汽过快产生水击,严重情况下会损坏管网和设备,蒸汽质量不好造成透平叶轮结垢甚至折断。冷却水系统压力不足或管路堵塞使冷却部位温度升高,仪表风压力不稳,空气质量不好(露点过高,风中带油,带水)使仪表控制系统工作失常导致设备故障等,均应引起操作人员的高度警惕。

(3)由于工艺负荷过低引发的设备故障单机试运阶段由于整个装置尚未进行化工投料,缺少正常的工艺介质供应,多数情况下使用临时介质替代,在设备试运过程中,常常不能达到额定负荷。这种情况,在化工投料的初期也经常发生。有些设备负荷高低影响不大,但有些设备,对负荷十分敏感,过低的负荷,再加上操作不当,容易酿成设备事故,可以说,过低的负荷对某些设备是一个危险期,必须引起操作人员的充分注意。

①离心压缩机的喘振问题。离心式压缩机的喘振是操作的最大忌讳,喘振事故发生,轻则损坏密封、轴承,严重的能使叶轮缸体损坏。关于喘振的理论与防止,已有很多专门著作,本书第 20 章也有较详细的论述。这里不多赘述。一般情况下,当离心式压缩机的气体流量低于设计值的 7a%时,机组即接近喘振区域,在单机试运直至化工投料初期,机组常常处于低负荷工作区,尽管大机组都设有良好的自动防喘振设施,但是一旦保护系统出现故障或操作波动速度太快保护系统滞后,都有可能出现喘振现象、操作人员对此必须要有充分的思想准备。一是必须保持操作的平缓,机组转速的升降,负荷的调节一定要稳步进行,特别是减速一定要慢。二是对各种非常现象一定要有锐敏的判断和应变能力,一旦由于仪表控制系统(包括仪表供电,供风系统)出现故障造成诸如压缩机入口阀门突然关闭、低负荷下防喘振阀门打不开等意外情况,必须及时果断停机处理,避免喘振事故的发生。

②离心泵的推力平衡问题。大型高压离心泵为了平衡进出口压力差对叶轮造成的轴向推力,多采用平衡盘的结构。平衡盘侧面转子与定子之间均留有一定的间隙,既防止泵进出口之间有太大的泄漏量,又能防止定子与转子的直接摩擦。平衡盘的设计都是针对一定工况的温度、压力的,但在单机试运或开工初期,往往出现流量过低,温度过高的现象。此时泵的出口压力升高,推力增大,泵轴温度也超常上升,由于轴温升高引起轴向膨胀增加,此时如果机组设计间隙留的不够,就很容易造成推力盘的直接摩擦或推力轴承的损坏。金陵石化公司化肥厂试车初期其高压锅炉给水泵就多次发生过此类故障(详见第 40 章)。在单机试运时应该尽可能的调整操作条件和减少低负荷运转周期,避免此类事故发生。

③管网的振动问题。管网的振动和防振设计是一个很复杂的问题,有时只有在实践中逐步认识解决。有时振动随着负荷的增加而增加,而有时在低负荷下振动反而加剧。如金山乙烯工程年产 12 万 t 环氧乙烷一乙二醇装置的 C-115 循环压缩机,在开工阶段即产生出 7 管道的强烈振动现象。经过反复试验核实,证明原机组的设计不合理,在机组的转速、叶片数目、出口管道直径等参数的选取上存在问题,由机组和管网联合产生的 2000Hz 谐振在低负荷时更为加剧,振动噪声达到 13}dB,造成出口管排液阀焊口断裂。为了减少损失,工厂改进操作方法,缩短循环时间,减少振动损伤。最后修改了出口管道设计才彻底解决了这个问题。金陵石化公司化肥厂在试车初期曾多次发生凉水塔风扇叶片振动断裂问题。直径 9m 的风扇叶片,先后有两台在运转中叶片折断飞出。最后也是通过修改设计才解决了问题(参见第 39 章)。

(4)气体中带水、带液造成的设备损坏气体输送机械一旦在入口气体中带水带液,极易损坏活塞、叶片,严重时破坏缸体,甚至造成重大伤亡事故。在单机试运时就应该充分注意和防止这类事故、1987 年 6 月 26 日某公司地毯厂合成氨车间 4M12 压缩机组开车时,由于一段水冷器泄漏,冷却水漏入气体管道,开车前未检查发现。电机启动后,大量水吸入缸中,缸座打断,缸体破坏,所幸人员没有伤亡。1974 年 12 月 25 日某石油厂酮苯车间 2 号氨压机开车时,由于操作检查不周,大量液氨倒入缸中,压缩机一启动、高压缸体即猛然爆破,

缸体飞出，管道倾倒，大量液氨喷出，造成 2 人死亡，6 人受伤。教训十分深刻。

(5)设备防冻化工装置中。冷却水使用十分普遍。为了防止冬季冻结，设计中一般都采取了保温、加热等防冻措施。这些措施，对于正常生产而言不存在问题。但是，如果在严寒的气候条件下，原始启动一个装置则是一件十分困难的事。这是在编制工程总体设计时必须引起充分注意的问题。特别是在气候条件十分恶劣的条件下，有时气温低到 $-30 \sim -40^{\circ}\text{C}$ ，防冻工作是十分困难的。应该尽可能地调整单机试运和化工投料的时间，避开严寒季节，以免使装置遭受意外。

但在有些情况下，气温虽在零下但不是太低，试车工作又不能拖延。这时就必须把防冻问题提到重要的议事日程，召集有经验的人员，按照工艺流程，设备结构逐台逐段地研究防冻措施，制订防冻方案，有些特殊部位，还要增设临时保温或加热设施。在单机试运完成以后，要特别注意死角部位的排水问题，如气缸缸套，轴封套，浮头冷却器的内端盖，工艺管道的 U 形弯曲部位，仪表的液相取样部位等，都要采取特殊的手段将其中积水清除(拆开排放、空气吹出、真空吸干、加热蒸发等)。冬季试运过程还要特别注意仪表风的质量，其露点温度一定要达到设计标准，以保证仪表控制管线无积水结冻现象产生。必要时应更换新的高效干燥剂。对某些关键阀门的“气开”、“气闭”状态也要逐支认真研究。如果该阀门在失去仪表风压时自动关闭会酿成重大事故，一般应将其设计为“气闭”状态(即无气压时阀门将自动开启)。反之则应设计为“气开”状态。以减少事故发生的可能性。对于采用轻质填料(如塑料格栅)的循环水凉水塔，在冬季试车工艺热负荷很低的情况下(特别是单机试运期间)，最好在冷却水回水管线上设置临时短路副线，将回水直接注入塔底储水池中循环并将原上塔回水管线内积水放尽，冷却风扇停止运转，以防止在填料上大量结冰造成填料塌陷事故。除防冻外，防凝工作也十分重要。对于那些凝固点较高的粘稠液体(如重油、道生油熔融尿素等)，在冬季化工投料前最好不要用其进行单机试运，以防止试运后排放不干净介质凝结而产生问题。1989 年 12 月 12 日某烷基苯厂 F501 道生油加热炉因停工时炉内道生油未排放于净产生凝固，开工加热时由于管内介质流动不畅引起炉管过热而造成炉管爆破并导致严重的火灾事故，其教训是十分深刻的(参见第 16 章)。

(6)非常温条件下工作的机泵单机试运问题一些机泵由于工艺需要，其工作温度在 100°C 以上(如蒸汽泵、透平、热油泵等)或 0°C 以下(各种深冷低温介质泵)。在从静止常温状态转入工作状态之间将产生 56°C 以上的温差。如果处理不当，由于温度剧烈变化所形成的热应力和线性膨胀均可能导致设备事故的发生。大多数情况下，这些设备的操作手册都会对温度的控制有明确的要求。在单机试运中，应严格执行这些规定。下面提出的一些要点可作为一般通用的要求。

对于高温泵，启动之前要先对泵体进行预热。预热的温升速度每小时不宜超过 50°C 预热时每隔 10min 要盘车半圈级使机心均匀受热。温度上升后要注意检查机泵机座自由膨胀端是否处于自由滑动状态(即滑动部位的螺栓不能抱死)并保证留有足够的轴向膨胀间隙。预热温度直到泵体温度接近工作温度为止。如以蒸汽进行预热要注意将泵体和管道内的冷凝水排除干净。在检查其他条件具备后，才能启动设备试车，在试车完成停止运转后，在机体温度未降到 50°C 以下的时间内，每隔半小时要盘车半圈，以防内件弯曲变形。

对于低温泵，在启动前要对泵体进行预冷。对有特殊要求的要先对泵腔进行除湿处理。之后微开入口阀(或副线)，打开泵腔放空阀导入冷源。降温速度应控制在每小时 30°C 以内。直到到达工作温度附近，再停止预冷进行单机试运。工作在超低温下的机泵，在预冷过程也要定期盘车保证温度的均匀。

上面简要介绍了化工机械单机试运过程做为操作方法应引起注意的一些常见问题。化工机械由于工艺流程和机械结构的差异，其操作方法也都具有自身的特点，应该注意结合理论联系实际，确保单机试运工作的顺利进行。

2.6 大型透平机械油系统的清洗

油系统是大型透平机械(透平、轴流式压缩机、离心式压缩机、透平式膨胀机、燃气轮机等)的重要系统,是机组的重要组成部分。其主要任务是向机组提供润滑油、调节控制保护系统用的压力油,还有使用油密封的密封装置的密封油。确保油系统安全可靠的工作,对机组安全运行是于分重要的。透平机械对油的清洁度要求很高,少量的机械杂质也会损伤轴瓦;引起调节、控制机构的卡涩、拉毛、密封环的损伤、失效,大型透平机械在设备安装结束进行原始启动之前,为了减少合格润滑油的浪费和缩短润滑油系统的开工准备时间,一般都首先进行充分的清洗工作即所谓“油洗”。通常油洗是采用清洗油对油路进行循环冲洗方式来达到高清洁度的。

(1) 循环冲洗的准备

①清洗油箱。一般用海绵和工业清洁剂除去油箱中的异物,焊渣之类的东西和油污、锈迹。不要使用棉纱和新布做的抹布(要用抹布也只能是无绒毛的旧布为宜)。

②油系统循环冲洗前应进行全面确认

a.油系统设备及其管道已完全装好,并清理干净,且严密封闭,一般情况下,推荐对润滑油管道预先进行酸洗钝化(参见第5章),以确保油洗质量和缩短油洗时间。

b.已装好供油循环用的临时设施。如临时滤网、傍路管等。

c.各油过滤网芯是否已拆下(不用工作滤网芯时)保管妥善、清洁;或是各过滤网芯、滤油器安装正确能正常工作(指用工作滤网芯作循环冲洗滤网用。一般不推荐此方式)。

d.各调节阀、控制阀、止回阀安装正确并严密。调节阀、控制阀应拆下代以临时短管。防止油循环冲洗时损坏这些阀门。

e.循环用油(包括清洗油、透平油及工作用油)已备足。

③循环冲洗的临时设施和工作

a.当油箱无永久性油加热装置时,应另备一套临时加热装置。其加热功率应能使油箱正常油位容量的油每小时升温 50℃供油冲洗加热用。永久性油加热装置功率达不到时,也应增设临时加热装置。

b.拆下仪表和孔板,加盲板、管帽或关根部阀口

c.调节阀、控制阀等确认拆下,以临时短管代替。不能拆下时应采用加盲板隔离,另接傍路连通油路。每个轴承人口前加盲板,用临时管路跨接成傍通油路,使清洗油暂不进轴承。

d.调节系统供油总管人口用盲板或管帽、丝堵断开不参加油循环(一般调节、控制,动力油油路出厂时已冲洗合格,制造厂已将管端封死,只需供合格油即可使用)。

e.拆开,取出润滑油过滤器滤芯内件(按不同工作滤芯办法)。

f.在回油总管装一临时锥形滤网或滤桶(应有金属骨架,方便拆装)滤网网目数为 100—120 目左右。

④将冲洗用油注入油箱。注入油箱的油应经过 200 目滤油器过滤。如用纸质滤芯时,滤纸应经除绒毛烘烤合格,防止将纸绒带人油中。冲洗用油量可以低于正常油位,但在系统充油后也不得低于低油位线口首次冲洗用油,一般可用粘度稍低的机械油代替透平油。第二次冲洗时,应用与工作油同牌号的透平油。

(2) 循环冲洗步骤

①一次油循环冲洗

a.用清洗油作为冲洗剂,启动电动备用油泵使油循环。首先使油箱油温升至 60—75℃,保持在此温度下连续运行 3h 左右,切断加热装置的供热,向冷油器送水,将油温降至接近环境温度,但不要低于 20℃。继续以冷油循环约 3h,重复冷油、热油冲洗。这样交替进行有利油管上的杂质剥离,升降温时间越快越好,一般再快也得 1--2h 的时间。

b.在油循环冲洗的过程中,应用木锤敲击油管,从上游往下游逐段敲击,尤其是焊缝附近,弯头前后,更应仔细敲击。

c.每冲铁 4}8h, 停泵检查装于回油总管上的滤网,记录被拦截下的杂质数量和性质。检查后清洗滤网再装回。直至达合格为止,当滤网上无颗粒硬杂质和软杂质为合格。

d.正常情况(指油管路经酸洗合格,现场焊缝全部以叙弧焊打底的管路),一般冲洗 40}--50h 即可完成。如果已达 50h 仍未达合格时,应认真查明原因,对症采取补救措施。如,拆下不洁管道进行浸酸处理或进行酸洗。然后重新开始第一次冲洗过程至合格止。

e.油循环冲洗过程中,应注意检查油泵工作状况,油加热装置工作状况,及有关油温控制器的工作,防止失灵引起超温。油管路在热油通过时有无漏油等现象。如有需要还应对杂质做定性分析,以帮助分析杂质的来源。

f.有密封油系统的机组,密封油系统冲洗工作应在润滑系统冲洗合格后单独进行。

g.代表导压管应接临时回油管作冲洗。

h.注意油系统中通流面积特别细小的支管的冲洗效果,必要时可以采用插盲板的办法增大支管油流速度,改善冲洗效果。

②第二次冲洗

a.在油箱回油总管上换用 200 目的锥形滤网或滤网桶。

b.换油箱中的冲洗油,用透平工作油同牌的透平油经 200 目或 200 目以上的滤网过滤后充入油箱,油位同第一次。

c.冲洗步骤与第一次相同。

d.经过足够时间(正常约为 40--50h)冲洗,当回油总管的滤网上无任何杂质时为合格另一标准是滤网上无任何硬颗粒杂质,但允许 2---3 个/cm² 肉眼可见的软顺粒)。

e.为了使在短路状态下没得到冲洗的各轴承箱和轴瓦完成冲洗工作,应在油系统清洗基本合格后,拆除轴承箱的傍路、在轴承箱人口法兰上加装 200 目的锥形滤网(装锥网无空间时也可用平面滤网)。启动油泵、进行循环冲洗。一般 4--8h 应检查滤网一次,防止有杂质堆积鼓破丝网。待回油总管滤网上无任何杂质时,全部油冲洗工作结束。

③冲洗后的其他工作

a.排放冲洗用油。首先停止油泵工作,停止加热装置供热,在油温尚高时排放较清洗油,此油经过滤处理后如果油质合格,仍可在透平或其他地方使用。不宜做废油处理。

b.认真清洗油箱,及其他油路上的槽堪、油过滤器等。对有可能残留污垢,杂质的管道死区、盲管可以拆下清洗。

c.拆除所有临时装置。装回正式工作部件,特别注意盲板的拆除,应与安装记录一致,防止漏拆。

d.装复全部仪表、控制仪表和调节阀等。

e.向油箱充入正式工作的透平油,注入的油应通过 20a 目的滤网。一般建议用离心式“滤油机”加油,如用压滤机,应采取措施防止滤纸、毛绒随油进入系统。

④启动备用油泵,向油系统供油,将各压力调节阀油压调至正常值范围。并应定期检查下列内容。

a.油泵运行情况〔条件可能时,应做主油泵(汽动)与备用泵的切换、自启动试验〕。

b.检查油压控制阀的工作情况。

c.油过滤器的压差和切换试操作。

d.检查、调整各轴承的供油压力。

e.检查油系统有无漏油、渗油点,必要时停泵处理。

一般建议将系统运行一段时间(24-}48hJ,检验系统的工作情况,同时也是对系统的一种冲洗过程。

(3)说明在本节中使用的滤网目数是按 ASTM-E-11 规定 (ASTM--美国材料试验学会)。

2.7 透平机械的单机试运

透平机械 (包括蒸汽透平、透平式压缩机,膨胀机)在制造厂出厂前一般都按 API611、612、617 或我国相应标准规定进行了机械运转试验。通过这项试验表明,机组中的透平、压缩机或已单独完成了规定的试验内容;或已按合同要求完成了整机试运行(一般整机试验要求必须在合同中专项提出,否则只单独试运透平或压缩机)。但在用户工厂安装完工后,装置开工前透平还必须进行单机试运行。另外当机组每次大修后,也应做单机试运行,以检验安装或检修的质量,对控制系统通过试运行,验证其调试是否已具备实际工作的性能,这是机组正式投入使用前一项重要工作,应予高度重视,并认真完成各项试验验证内容。试运行中应伪沙子有关数据记录和异常现象的纪实性记载。

2.7.1 蒸汽透平的单机试运

(1)蒸汽透平单机试运行一般规定与要求

①试运行的目的

- a.检查机组的机械、设备、管路的安装或检修质量,并消除存在的缺陷。
- b.检查设备系统的各装置;仪表,自控系统是否符合设计要求或检修规程的要求。
- c.新安装机组各系统有关管路冲洗,吹扫后应达到充分洁净严密;系统的各项试验,调整已达要求。应能保证机组安全可靠投运。
- d.再次检查与试验设备的机械性能和系统功能完善程度(再次是相对出厂试验而言)。
- e.机组控制系统应试验证明其实际工作性能。
- f.根据试运行得到的数据,整理做出整套系统交接验收,技术文件,做为生产运行的原始资料。或根据机组大修后试运数据整理出机组大修竣工资料。

②单机试运行的准备工作内容

- a.汽、水,仪表空气,氮气管道的冲洗,吹扫。
- b.各冷却水系统(包括换热设备)的冲洗通水试验。仪表、自控装置的检查调校。
- c.真空系统严密性试验。
- d.各附属机械(辅机设备)试运行及调整合格。
- e.油系统(包括压缩机的密封油系统)启动和油循环(包括油路和设备、仪表支路的油循环)冲洗(见本节后续)。
- f.调节系统的静态调试。自动保护系统的调试。各报警联锁整定值的调整确认。
- g.盘车装置的试验
- h.抽汽止回阀的调整试验。

③单机试运行中应进行的工作

- a.机组冲转启启动,按制造提出的升速曲线将转速提至工作范围转运行 (下限、正常、额定、最大连续转速运行一定时间)。

- b.各项自动保护装置试验,危急保安器动作试验。
- c.调节系统的试验和调整。

④透平压缩机组的辅机、辅助设备试运行现场应具备的条件

- a.场地基本平整、通道畅通(包括消防通道)。
- b.现场施工脚手架应全部拆除。应有正规的楼梯、过桥、通道、栏杆等。
- c.上、下水畅通,消防用水标志清楚,设施齐全好用。
- d.厂房内外照明齐全好用。事故照明能投用。动力电源已具备送电条件,可供使用。运行现场与总控及相关部门通讯设备完备正常。
- e.冬季试车,试车现场应有防寒、防冻防滑措施。

f.其他如管路标志完善,保温齐全完整,仪表调校完工。设备润滑油脂已灌装好。

(2)管道的吹扫和冲洗

主蒸汽管路从自动主汽阀至汽缸进法兰间的导汽管必须经过蒸汽吹扫具体操作可参见第4章(有的机组是从主蒸汽隔离阀至进汽法兰之间)。供水管线、冷凝水管线、脱盐水管线,应在启动机组前完成水冲洗工作,冲洗用水的水质可用澄清的生活水。

抽气器的工作蒸汽管、轴封蒸汽进汽管、汽阀阀杆漏汽管、透平油泵的主蒸汽管,在启动前也应进行蒸汽吹扫。吹扫用蒸汽压力一般为工作蒸汽压力,吹扫有冲击吹扫和连续吹扫两种。连续吹扫,蒸汽消耗较多。冲击吹扫效果好。吹扫的蒸汽流速应大于最大流量工况的速度,吹扫前应预先估计到这一点。每次应连续吹扫15--20min,两次吹扫之间时间间隔为20--30min,目的是使管壁冷却,冷热交替有利内壁锈皮焊渣等附着物脱落。直至检查靶板上

无肉眼可见的颗粒冲击出的凹痕为止。

与透平连接的管道吹扫时,应严防蒸汽或凝水进入汽缸内。辅机管路水冲洗或吹扫时,应严防机械杂物落入机械中或设备内。必要时可加滤网或将设备短路(当自动主汽阀至汽缸间的各导汽管总面积之和大于主蒸汽管时,应分批进行吹扫)。

(3)透平的真空系统严密性检查

①透平本体启动之前应对冷凝器的蒸汽空间,排汽部分以及当单机试运行时处于真空状态下的辅机和设备,与管道进行真空严密性检查。

②做真空严密性检查之前,系统和机组应具备的条件是:透平汽缸已扣缸,法兰螺栓已热紧完;与透平缸体连接接管、阀门均安装好,并经检查合格。但焊缝及法兰不得保温;冷凝器汽、水侧均已冲洗干净;灌水前应把冷凝器大气排出门盘固定或堵住。有的机组是用防爆板的,则应拆下防爆板换成盲板。冷凝器如采用弹簧支撑的灌水前应设临时支撑,防止灌水引起超载损坏。注意检查管架必要时做临时支架予以支护。液位计玻璃已装好,液位计浮桶罐等的隔断阀应关闭。注意需灌水的各部件都应有放水和排水的设施或措施。

③真空严密性试验的检查方法,一般有灌水法,灌水加压法和水压试验法。

a.灌水法。灌水试验的灌水高度应达透平汽封洼窝下,以主轴不浸水为度,其他与真空系统有关管路,均应灌水。

b.灌水加压法。灌水高度同灌水法,灌水后加入的空气压力一般为0.1MPa(表压)。

c.水压试验法。水压试验的试验压力一般为0.1MPa(表压),应注意,采用水压试验法时,应将透平汽封隔板转子取出,用堵板将汽缸两头汽封处堵死。

④真空系统严密性检查的确认。真空系统的阀门,冷凝器和排大气阀,冷凝泵的填料密封,真空系统的法兰密封面,堵头、接头、焊口(缝)疏水器和U型水封等部位无泄漏现象为合格。

(4)冷凝水泵的试运行

①检查

a.投入试运前,应全面检查确认安装检修完毕;已充填合格润滑油、脂,油位正常、油位标识指示清楚,冷却系统正常通水。

b.手动盘车机内无摩擦和卡涩。

c.供上电源,检查电动机转向。

d.泵人口侧按规定装好滤网。

e.冷凝水泵与主冷器配管已完成,仪表自控系统可正常投用。

②试运时间,应连续运行8h

③通过试运应达到下列的要求。

a.泵的出口压力稳定并达到额定值。

- b.电动机在满负荷工况下不应超过额定电流值。
- c.轴承振动(双振幅)不超过制造厂或 API 标准。如无标准也可参照国内有关标准，如电力企业标准。见附图线图(图 2-1)。

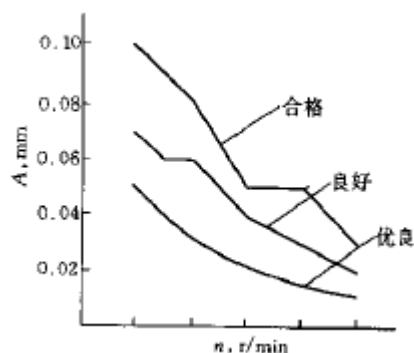


图 2—1 辅机轴承双振幅标准

- d.用润滑油的轴承温度不应高于 65°C ，脂润滑轴承温度不超过 80°C ，轴承无漏油。
- e.泵填料温度正常，不漏真空，不过分漏水。
- f.转动部分声音正常，泵内无冲击。
- g.在 8h 运行期内无异常
- h.如有齿轮减速器时，应无异常声音、振动侧和过分发热。

(5)油系统启动和油循环

对于一台新安装的机组应采用本章第 6 节所述的“油洗”方式来进行润滑系统的清洗。对于已经多次运转的老机组，如其检修内容未对润滑油的油箱，管网做较多的拆卸，则在其单机试车前可按本节所述方法启动油系统。

①油系统启动、循环主要内容

- 清洗油箱向油箱内灌合格油。
- 汽动油泵和电动油泵启动和运行试验检查。
- 油系统(包括压缩机密封油系统)循环。
- 油管道充压或超压试验。
- 各油压调节阀与各油系统油压初步调整。

②油系统启动前应具备的条件

- 系统设备和管道安装完毕，清理干净并严密封闭。
- 装好油循环所需的临时设施(临时滤网，跨接临时管等临时设施)。
- 各油过滤网，滤油器安装正确能正常工作。
- 各调节阀、止回阀、安全阀安装正确、严密、无泄漏。
- 备有足量透平油，油系统和油箱充满油后应另备试运行补充油约为总量的 10%---15%

③油箱充油前应确认油箱油位以下管道阀门、仪表、法兰、接头紧固不漏油、设备放油阀关严，丝堵已堵好口

④向油箱充油，一般用离心式滤油机进行。如用压力式滤油机，应采取措施避免滤纸、毛绒混入油中。特殊情况可通过 100~200 目金属网向油箱直接充油。充油后，应检查确认油箱及管路阀门无漏油现象，油位指示器动作灵敏，液位与指示一致。仪表的高低液位报正常。

⑤油循环最好先不经过轴承，可采用临时短路办法。当油达到一定清洁程度后，再经过临时滤网(2a. 目的网)进入轴承。油循环的临时管道不得使用软胶管。油循环时，应将调速系统的油管道从主管附近断开，不使污脏的油通过调速控制系统。油系统的仪表导压管应从根部阀处断开或关闭，油洗合格后。采用冲洗方式直到无杂质为止才可接至仪表上。

⑥油循环的油温一般为 40—50℃如果冷热交替冲洗时, 低温低至环境温度, 高温控制 65---70℃。回油箱的油在进入油箱前应经过过滤, 防止杂质重入油箱, 或经滤油机过滤再回油箱更好。

⑦油循环中应经常检查油中杂质和水分, 当无杂质和水分时为止。检查点多设在各轴承入口处的 MoD 目网处。

⑧油循环合格后, 应拆除全部临时过滤网、堵板, 逐个按编号核对数蚤无误。并经检查、拆除者签字。

⑨油系统中的高压油管在可能情况下应按 105~2.0 倍工作压力, 做超油压严密性试验 10 min, 不漏为合格。试验时应采取措施注意防止冷油器油侧超压。不能承受超压的仪表应断开或拆下, 超压试验应逐步提高压力。

⑩油循环基本合格的同时, 即可分别对汽动主油泵、备用油泵(电动)、事故油泵, 进行性能试验, 并应满足如下要求:出口压力稳定, 压力符合额定值;泵和驱动机无不正常振动;无漏油、漏汽现象;能自启动, 主备泵可自动、手动切换;透平转速达额定值时, 油泵出口压力达额定;透平转速能用调节阀调节自如;透平汽封无不正常漏汽;超速脱扣转速下能脱扣, 主汽阀关闭严密。

11).密封油路冲洗时, 应先进密封腔, 经旁路循环冲洗合格后, 再通过密封、系统仪表、自控系统, 应按制造厂的要求调试到符合要求。冲洗时, 应保护好仪表, 防止污油进入表内。

12).油系统的各压力调节阀应调至规定值, 联锁报警值也应一一校核调定。

(6)透平起动前调节系统和自动保护装置的试验透平单机试运行前必须对调节系统和自动保护装置进行试验、调整。试验调整的依据是制造厂提供的正确调节系统图, 调节保护装置说明书和出厂试验记录。

①透平调节系统保护装置调试时应具备下列条件

- a.油系统循环结束, 油质合格。油温符合设计和运行时温度, 一般 5}℃ o
- b.油系统各种仪表安装齐全, 校验合格, 报警联锁值正确无误。
- c.在规定油量下启动油泵能保持稳定供应控制油调节油, 油压无波动。
- d.油动机、错油门、调速汽阀、抽汽调节阀等能全开全关, 无卡涩。

②危急保安器挂闸试验

在控制油或安全油油压建立后, 挂上危急保安器(超速脱扣器)手柄, 各连动机构应动作正确符合制造厂要求。

③自动主汽阀试验调整。做自动主汽阀试验调整时, 必须确信主蒸汽管道上的隔离阀关闭严密, 旁通阀也已关严, 不致使蒸汽漏入透平内(为防万一, 可将隔离阀与透平之间暖管放空阀开启以便监视)。

a.自动主汽阀试验调整时应满足手动危急保安器时, 自动主汽阀应迅速关闭, 压缩机防喘振阀全开。在自动主汽阀关闭后, 手轮旋回应灵便。各油动部件在自动主汽阀关闭动作时应无漏油。自动主汽阀开启时最低油压符合制造厂规定, 并记入调试记录。自动主汽阀的迟缓率应符合制造厂规定。

b.自动主汽门开启后, 手动危急保安器, 自动主汽阀, 调速汽阀和抽汽逆止阀应正确动作并符合下面要求:自动主汽阀全关。高压调节阀全关, 中压调节阀应处于制造厂规定位置。抽汽逆止阀应自动关闭严密。压缩机的各防喘振阀全开。

④轴位移保护系统已在安装透平轴承时, 由仪表工和钳工调整, 试验合格。此时, 应做模拟试验, 当模拟信号达联锁动作值时, 自动主汽阀应迅速关闭。其他阀位与③条同。

⑤低油压保护装置的调整试验应符合制造厂说明书或操作规程的要求。

a.当(轴承油压或)润滑油油压低于制造厂规定或规程规定的最低值时, 低油压保护装置应动作, 使自动主汽阀关闭。压缩机防喘振阀全开, 抽汽逆止阀关闭。

- b.事故油泵自启动。
 - c.当油压进一步降低至禁止盘车的低限时，盘车装置电源断开。
 - d.当安全油压降至低限，自动主汽阀应关闭。圆盘车装置的调整试验，应达到的要求有：
 - a.手柄机构终端开关接触良好、准确，离合器位置正确。声光信号正确。
 - b.盘车装置投入运行中无漏油现象。
 - c.盘车方向正确。
 - d.从动齿轮(蜗轮)的啮合和脱开应灵活、轻松。
 - e.盘车时转子转动平稳均匀，齿轮(或蜗轮)无冲击声。
 - ⑦具有自动保护的抽汽逆止阀的试验应达到下列要求：
 - a.气动或液压传动式抽汽逆止阀一般当电磁阀打开，气动或液压应将逆止阀关闭。当电磁阀关闭，气力或液力应使逆止阀打开。但应按制造厂的制式动作，以制造厂规定为准。
 - b.电磁关闭式逆止阀，一般当电磁阀动作时，逆止阀应能迅速关闭。应按制造厂规定动作，以制造厂规定为准。
 - c.阀门门杆，活塞和传动装置等都应无卡涩现象，灯光信号等应动作正确。
 - d.阀的行程指示应与其实际开闭位置相符合。
 - ⑧辅机，辅助设备的调节、控制系统和其他保护装置的调整、试验，也应在透平单机运行试验进行前完成
 - ⑨在透平单机试运行前，还必须对调节系统进行静态调试。所谓静态调试是指透平在静止或盘车状态下，启动主或备用油泵，提供正常的调节系统、保安系统的工作油压，对调速、保安系统的各种功能进行的全面试验和调整。
- 机组的控制系统不同，具体调试方法各异，但其基本调试原理，调试方法却大同小异。一般总是首先将超速脱扣装置复位，建立起安全油压控制油压和调节油压。通过控制器输入信号，检查调速汽阀，油动机的开启情况。核对、调校调速汽阀的升程、油动机行程反馈凸轮转角或其他型式反馈量与调节油压之间的一一对应关系。如有总控或其他控制信号时也应对其完成上述核对、调校工作。这种对应关系必须符合制造厂的规定。
- 注意，油动机在关闭侧和开启侧的富裕行程也应分别核对，调整到符合制造厂的要求。

(7)透平的单机试运行

- ①透平单机试运行前必须具备的条件
 - a.管道系统已经冲洗吹扫合格。各系统均能投入运行。
 - b.真空系统严密性检查良好，无渗漏。
 - c.各主要附属机械设备已试运完毕，而且合格。
 - d.调节保安系统已经过静态整定，试验合格。
 - e.各仪表、信号指示均正确。
 - f.气、水、电、汽能保证正常无间断供应。
 - g.场地已清，照明良好，消防设施齐全。
- ②透平单机试运行时，除应进行一般运行记录外、并应特别记录下列项目(这些项目应整理列出试运行记录表格供使用)。
 - a.透平及辅机、辅助设备的启动和停运时间。
 - b.暖管和暖机的开始、结束时间。
 - c.透平冲动转子的时间、稳定后转速、蒸汽温度、压力、冷凝器真空、润滑油油压、油温。
 - d.透平按升速曲线，升速的每一稳定转速开始、结束的时间。
 - e.盘车装置开始和停止时间。
 - f.透平调节系统和自动保护装置试验结果以及调整情况和数据。

g.转子临界转速及按升速曲线开速过程中及停留转速下轴承处转子的振动值。实际临界转速值的复核。

h.汽缸的热膨胀值(从启动前暖机开始,每一停留转速直至最大连续转速止)。

i.透平及辅机和辅助设备试运行中发现的缺陷和不正常现象。

j.试运行终止的原因。

k.停机时,测取透平转子惰走曲线(包括惰走时间,打闸时转速和空时冷凝器的真空)。

③透平的单机试运行主要步骤。

a.透平启动前的暖管、疏水。这里的暖管疏水是指主蒸汽截止阀(又称隔离阀)到自动主汽阀之间的管道。暖管工作应在油系统正常投运,盘车器投入工作后进行。暖管工作应与疏水配合进行,并应严格控制整个暖管过程的升温速度,防止水击并避免产生过大的热应力。一般按二步进行采用低压暖管和升压暖管,按透平参数分成两类:

对中低压机组暖管时,应逐渐提压至 $0.2\sim0.3\text{MPa}$,暖管 $20\sim30\text{min}$ 后。然后按每分钟增加 $0.1\sim0.15\text{MPa}$ 升压速率将压力提升到透平正常工作压力。

对高压机组暖管时,也是先逐渐提压至 $0.2\sim0.3\text{MPa}$ 暖管 $20\sim30\text{min}$ 后,进行升压暖管,在压力升至 4MPa 之前应严格控制升压速度:在 1.5MPa 之前,应以每分钟 0.1MPa 速度升压;在 $1.5\sim4.0\text{MPa}$ 之间按每分钟 0.2MPa 速度提压、在 4.0MPa 之后,每分钟按 0.5MPa 速度升压。在暖管过程中,升温速率均应控制在小于 $5^{\circ}\text{C}/\text{min}$ 范围内。暖管过程中严禁蒸汽漏,窜入透平缸内。为确保万一,暖管应在盘车状态下进行,而且暖管放空阀应全开。暖管过程中,自动主汽阀、后疏水阀、蒸汽室疏水阀和缸体及其他疏水阀应全部开启,以排除万一漏入缸内的蒸汽或冷凝水。注意:透平油系统、调节、保安系统的静态调试、联锁试验应事先检查确认主蒸汽截止阀,及其旁路阀的严密性。而且这些调试工作必须在暖管之前完成。

对具有抽汽或注汽的机组,暖管应同时进行,其截止阀至其快关阀管路暖管疏水。

b.启动备用油泵,或注油泵,投运盘车装置,在静止状态下,对调节和保护系统进行查。以上工作,已在(4),(5),(6)中介绍过,在暖管开始前应已完成。

c.启动冷凝系统,抽真空达制造厂规定的启动真空值。如无规定,一般方可控制在 $66.7\sim80\text{kPa}$ 当机组升速时,应将真空提至连续运行允许的最低真空以上,防止低速暖机后期排汽缸温度升高过多。注意,启动真空过高不利于低速暖机,转速也难控制住。

d.冲动转子。冲动转子的方式,应按制造厂规定进行。一般有两种启动方式:调速汽阀启动和主汽阀启动(注意两种方式的暖管也略有区别,调阀启动应暖至调阀前,主汽阀启动则暖至主汽阀前)。

采用调速汽阀启动时,先开启自动主汽阀,然后通过操作开车手轮或启动按钮开启调速汽阀冲动转子到升速曲线规定的转速。

采用自动主汽阀启动时,自动主汽阀关闭,调速阀全开、通过操纵主汽阀上的开车手轮,使主汽阀微微开启冲动转子,采用主汽阀启动时,从冲转至调速器动作转速阶段,调速汽阀应处于全开位置,当确认转速已由调整器控制后,可继续开启自动主汽阀至全开。

一般制造厂将提供单机试运行的升速曲线,或升速曲线(见图 2-2)。试车中应严格遵守其规定。

当转子一经冲动后,应立即关小汽阀,使机组在规定转速下低速暖机。当监视段或主

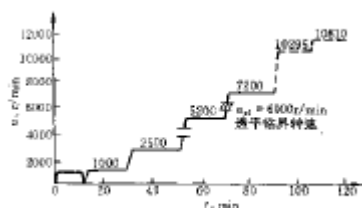


图 2-2 其电压调速升速曲线图

汽阀后压力已达规定值，转子仍未转动时，应迅速关闭调阀或自动主汽阀，停止冲转；查明不能冲转原因，排除故障后，才能再次启动。

在低速暖机阶段初始，当转速达 300-1000 r/min 时，应进行一次打闸停机试验，目的是检查自动主汽阀和调速汽阀能否迅速关闭，而且严密不漏汽口在停汽后，转子尚未停转前，应仔细倾听机内声音（通流部分、汽封、轴承部分）一切正常，方可再次启动。一般都是在转子未完全静止前重新挂闸，送汽使转子转速达低暖机转速。

在此期间，应认真查看油系统的油压、油温、油量、调整油冷器水量，使油温控制在制造规定的温度，一般在 40~45℃ 左右。注意及时调整轴封蒸汽压力，保证其正常工作口

e. 升速暖机。升速暖机阶段，升速速率，稳定转速和暖机时间，应按升速曲线进行。

升速暖机中，注意各轴承振动值和轴位移量的变化并按规定予以记录。如果在升速中发生过大振动时，应降速至振动值过大消失的转速。在此转速下延长暖机时间，然后再次提速。如果经过两次降速，延长暖机后，升速中振值仍比制造厂规定的允许上限大时，应查明原因、排除故障后再升速或停机处理后，重新冲转、升速。

其他如油系统，真空系统，轴封系统，应进行认真的检查与必要的调整。

还应注意缸体热膨胀的对称性和滑销系统的情况。如有超过制造厂规定的不对称或滑销卡死等异常时，应停止升速，延长暖机时间。

f. 通过临界转速、升速至调整器最低工作转速和最大连续转速下运行。通过临界转速前应对机组本体、辅机及各系统进行认真检查；主蒸汽参数、排汽温度、真空应符合规定。检查结束后，准备过临界转速前，应通知总控，获准后才能进行通过临界转速的操作。

注意，控制暖机转速与临界转速应保持必要的距离，一般避开临界转速的 15%--20% 为宜。主要防止蒸汽参数或真空波动，引起转速波动而落入临界速区内。

通过临界转速时，升速速度应适当加快（一般制造厂应给出升速速率的大小以便掌握）。

通过临界转速前应充分暖机。而此时已进入中速暖机阶段。这是整个暖机的关键阶段。暖机不充分会招致过临界时振动过大，引起设备损坏事故。

过临界时，在整个过程中，应特别注意轴振动值的变化。当出现振值异常增大时，应降速到冲临界前的转速延长暖机。甚至更低转速下暖机。如果延长暖机后，仍出现振动值过大时，应停机检查。

当升速中，除振动大，还伴有机内金属声或轴承内有敲击声，或回油温度上升，应打闸停机。不允许有任何延误停机操作的行为二

通过临界转速后，继续按升速曲线逐步升速暖机直到调速器下限转速。当达调速器下限转速时，应注意调速器投入工作情况，并核对下限转速是否符合制造规定。如不符合，在查明原因，设法调整。

当转速确认已由调速器控制后，应将升速手轮或按钮调至最大位置。时自动主汽阀控制起的机组，这时应将自动主汽阀全开。对于全液压调速系统还应核对调速器投入工作时的二次油压，应符合制造厂规定。

使用调速系统的变速装置，使转速按升速曲线逐步上升至最大连续转速，不间断运行（如排汽缸无喷淋装置，而排汽缸温度已很高时，可缩短运行时间，一新的行业标准和国际标准，机组应能运行 60min），并对轴振动，汽密性和油路漏油否，进行枪查，其他常规检

查,并记录各运行数据。

通过单机试运行中还应确定调速器的可调转速范围,灵敏度以及转速与控制信号间关系曲线的线性度的有关数据变速装置的可调整范围,应与制造厂规定相符,也应满足被驱动设备的运行范围。

注意在不同转速下测取转速,调节油压,调速汽阀和油动机之间上升(速度上升)与下降(速度下降)曲线,必要时也应包括调速器行程和错油门行程。

g.急保安器(超速脱机)动作试验。在最大连续转速下运行 60 min,经全面检查无异常后,可进行超速脱机试验,脱机转速应符合制造厂规定。一般工业透平规定 3 次连续的脱机转速试验值,应在正常脱机整定值(制造厂或运行规程规定值)的 ± 21 范围之内为合格。否则,应予以重新调整,调整后仍需做超速脱机试验,直至符合要求。注意试验时应统一指挥,转速表应经校验合格;升速应平稳,严禁转速超过规定和振动超过允许值,一旦超过应手动打闸停机,超速时应是瞬时的,不得长时间运行。

h.停机与惰走时间溯取.惰走曲线绘制。第三次脱扣打闸的同时,应记录当时时间转速和冷凝器真空。在一定真空度下转子停止转动时间与打闸时间间隔即为惰走时间,停机过程中从打闸到停转,转速与对应的时间关系曲线绘成的曲线就是惰走曲线(图 2-3)。

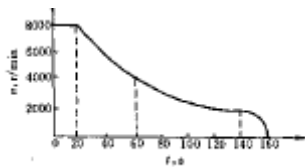


图 2-3 转子惰走曲线示意图

当转子停止转动后,应立即投运盘车装置。无连续盘车装置的机组应按制造厂规定进行手动间断盘车。高压机组停机后连续盘车不少于 12h,中压机组连续盘车不少于 8h

停机过程中应注意冷凝器的真调整,为使惰走曲线测试简单方便计,又保持一定真空直到转子停止转动。也可按一定速度下降,但在单机试运行时较难控制。

真空降至零后,停供轴封蒸汽。抽气器工作蒸汽停供后,可停冷凝水泵的工作。转子停止转动约 2h 后,排汽缸温度已低于 50℃时,可停冷凝器的循环冷却水。由于盘车和轴颈冷却需要主油泵或备用油泵,在转子停转后至少运行 8—12h(8h 为中压机组)。注意必须先停盘车,后停供油。关于单机试运行部分可参考“大化肥蒸汽轮机—离心式压缩机运行规程”一书有关部分。

2.7.2 缩机的单机试运行

(1)离心式压缩机单机运行属机械运转试验。因此可遵循 API617-1988.4.3.4 的有关规定。

(2)由于被压缩介质的物性参数不同,如在单机试运时,使用空气做为试验气体,对正常工作介质为重气体(指比空气重)的机器,可以达到设计的最大连续转速,但出口压力达不到设计值。对正常工作介质比空气轻的机器,由于功率限制转速达不到设计的最大连续转速。同时出口压力会高到结构强度不允许的水平。一般来说,机械运转试验的目的只是考核其机械性能。此外,从功耗考虑,常用的处理办法是采用盲板堵住压机缸的出入口,然后将压机缸内抽真空,一般真空为 65.7---85.7kPa,这样既可使试验转速达到实际工作的最大连续转速,又可节省消耗。

缸内抽真空的高低一般按制造厂的建议执行。

(3)机械转试验在于检验压缩机安装后的机械性能,主要考核轴承、止推轴承的工作状况,轴承进油、回油温度;轴承附近转子的振动值和轴位移值,有的厂家还测出轴承外壳上轴向、水平和垂直三个方向的振动值。

(4)对多缸压缩机一般是单缸试运转,逐缸进行。也可多缸串联在一起试运转。这决定试运转的条件和制造厂家的传统,在用户现场因可用现场配套的透平或电动机驱动,以多缸

串联一起试为方便。当然，仍应将缸内抽成真空。

(5)单机试运行转速从零开始以大约 10%的最大连续转速的速度增幅，递增至最大连续转速。并在最大连续转速下运转，直到轴承的润滑油温和轴振动稳定为止。

增速至跳闸转速，应至少运转 15min。此要求在用户现场难于实现(在出厂时已做过，可省略)，然后降速至最大连续转速下运转 4h，这一点在用户现场单机试运可视情况减少些。当转速接近转子临界转速附近运转时，应十分注意。

(6)对压缩危险介质的压缩机,实验中对密封油内泄露量进行测量。在用户现场做单机试运行试验时，限于条件和结构原因可以不再进行，而以制造厂出厂密封试验结果为准。

如果需要在用户现场做压缩机的性能试验，可参阅本书 204 节的有关内容。这部分不属单机试运的范围。

如果用户对出厂机械运转试验已参与见证，机组到现场安装后又无异常情况，压机单机试运行也可与联动试运行合并进行。

第3章 化工容器(储罐)的容积标定

3.1 引言

在石油化工装置及其原料、中间产品、产品的储运过程中,使用大量的容器(储罐,下同)。这些容器的容积大小不等,小的几立方米,大的几万甚至几十万立方米。这些容器所起的作用,一是存储,二是用来计量容器中的气体、液体的体积和重量,因此,作为计量用的容器,必须按照国家或部门颁发的检定规程进行周期检定,以保障容器的计量性能和准确度。在市场经济的条件下,对于企业所用原材料和产成品的准确计量,更具有特定的意义。

正确地对容器进行检定,才能为容器计量提供可靠的前提。在使用容器计量时,还应按照规定的操作规程进行操作,如测量液体的温度,压力、密度、液面高度,按照规定的方法计算出液体的体积和重量来,以满足生产和贸易的需要。所以,在化工装置中。容器的容积检定,对保证正常的生产、公平合理的贸易、提高企业信誉和经济效益有着至关重要的作用。

就容器的形状而言,可分为立式金属罐、卧罐、球罐、铁路罐车、汽车罐车等,这是一般常用的分类方法。以下对容器就按此法分类。

3.2 术语

为了更好地做好容器的容积标定及计量工作,必须掌握以下有关术语。

(1)容器检定确定容器内相应于不同的液面高度或整个容器的容积的全过程。

(2)容量容器的总体积

(3)容量表常称为罐表和罐容表。由一稳定的参照点测量在不同的液面高度下所对应的容器的容量和容积。

(4)在容积检定的过程中常使用的术语

①圈板。油罐的钢板形成的一个圆弧形的圈。

②基准点。在容器的检定中,所有的测量,如罐内附件的起止高度,罐底测量,编制容积表等,都以这一点为基准。

③附件。影响罐容积的罐内任何附件,如加热器、搅拌器、提升管等。

④浮顶罐。浮顶可随液体表面浮动的一种油罐,在液面降至一定高度时,浮顶的重量由底部支架支撑着。

⑤浮盘。由金属和其他材料制成,浮在液体表面上的圆盘。

(5)计量。为了确定在一个容器内含的液体的体积或重量(质量)所作的必要的测量过程。

(6)计量口罐顶开的一个口由此口进行液面高度侧量、测温、取样操作。

(7)检尺侧量罐中液体的深度。

(8)量油尺带刻度的钢带尺,用于测量罐中液体的深度,浸入量油尺直接测出、或量出罐中空间高度间接测出液体的深度。

(9)单位高度容积罐内在某一区间的容积,除以该区间的高度。

(10)单位高度附件体积附件体积除以附件的起止高度。

(11)单位高度净容积进行附件体积修正后的单位高度容积。

(12)法定计量单位由国家以法令形式规定强制使用或允许使用的计量单位。

3.3 容器标定前的要求

3.3.1 工程条件

容器在进行检定之前必须满足应有的工程技术条件。

(1)立式金属罐

①罐应按照正确的工程规范建造。

②罐的结构，安装位置，使用条件应符合所储液体有关特性的法定要求。

③罐体应具有足够的强度，在大气及正常使用情况下，不应有影响容量的永久变形。

④罐的上下计量基准点无论在装液、温度变化的情况下，它们的相对位置只允许有微小变化，而这种变化对计量总不确定度的影响可以忽略不计。

⑤罐的基础必须稳定，罐地基与罐底板之间不允许有影响计量总不确定度的间隙。

⑥对于 2000m³ 以上的新建罐，应有 5 个计量口，其中一个位于罐的中心附近其他则均匀分布在罐壁附近。位于最小受阳光暴晒部分的计量口为主计量口。

⑦计量 Ca 的中心位置与罐壁之间的距离不应小于 700mm

⑧罐的主计量口要有下尺槽，并有铭牌标明上部计量基准点。

⑨当立式罐主计量口垂直测量轴线下方的罐底不水平时，在其上方应设有直径不小于 300mm 的水平计量板。

⑩第一圈板高的 3/4 处为基本直径的测量位置，不允许有障碍物存在。

11) 罐的椭圆度不得超过 ±1%

12) 新建罐的倾斜度不得超过 100

13) 罐应有铭牌，铭牌的内容如下:罐号;标称容量;参照高度;生产厂家;检定合格证;铭牌应固定在主计量口附近。

(2)卧罐

①卧罐应按照正确的工程规范施工、建造。

②罐应安装成水平状态（特殊要求的罐，可按设计安装)计量口的下尺点应在圆筒截面的中垂线上。

③进行内测时，测量部位不得有障碍物和影响测量精确度的物质，如有清除不掉的物质，可适当移动测量部位。

④卧罐应有铭牌，内容同立式罐。

(3)球罐

①球罐应按照正确的工程规范建造施工。

②球罐的结构、强度应符合所存储物质的有关特性要求。

③球罐表面不应有明显的凹凸现象。

④球罐应有铭牌，内容同立式罐。

(4)铁路罐车

①铁路罐车车体设计应符合 TB1950-87 规定。

②铁路罐车车体的结构应符合 FB1932-84 规定。

③在正常情况下，罐体的常装高度范围内罐车容积检定总不确定度小于 0.4%。

④正常罐体是指罐体变形不大于局部弯曲，一般挠度不超过 4mm。如果超过 4mm 要进行挠度修正。罐筒表面变形较大，挠度又超过 30mm，不属于正常罐体，应作为非计量罐使用。

⑥罐车应有铭牌，内容同立式罐。

(5)汽车罐车

①汽车罐车的油罐必须采用强度足够的材料制造，保证油罐在最大容量条件下。不发生明显变形。

②油罐与车架连结应牢固可靠，在检定周期内，油罐不应有任何方向的位移及变形。

③油罐进油口端面应平整，密封性好;各阀门灵活可靠;各档板固定可靠;油罐及各阀门应

无渗漏。

④油罐内表面应平滑，并进行防腐处理，罐内应无污物杂物。

⑤油罐两侧必须标明“严禁烟火”和“小心易燃”字样，应备有消防器材和消除静电装置。

⑥罐车应有铭牌，内容同立式罐。

(6)无论何种形状的罐，如果采用自动计量系统，则应满足下列要求

①液位自动测量装置的计量基准点不应低于人工检尺的计量基准点，并应标明两者之间的高度差。

②如采取引压测重系统，每次侧量所流入罐的气体，不能排在立式罐的浮盘上，要设有气体导出设备。

③如采取引压测重系统，压力引出点不应低于人工检尺的计量基准点。

④自动计量仪表、设备的准确度不应低于表 3-1 的要求。

表 3-1 计量仪表的准确要求

名 称	准 确 度	名 称	准 确 度
引压称重计量系统	不低于容器静态计量准确度	密度计	$\pm 0.0005\text{g/cm}^3$
液位计	$\pm 2\text{mm}$	水位计	$\pm 3\text{mm}$
温度计	$\pm 0.2^\circ\text{C}$		

3.3.2 检定要求

(1)立式金属罐、卧罐

①新建或改建的罐必须在装水为全容量的 80%以上，稳定 72h，并检查无泄漏后方能进行检定。

②罐内不应有残留的液体或其他沉积物影响检定正常进行。

③内测时，罐壁应清洁，保证检定正常。

④罐内有害气体的浓度必须符合有关安全规定。

⑤罐内气体的含氧量必须达到有关的安全规定。

⑥保温罐应在试压之后，保温之前进行检定。

⑦使用中的罐应在无收发作业时进行检定。

(2)球罐

①新建或改建的球罐应在施工完毕经过试压确认合格后方能进行检定。②使用中的球罐应在无收发作业时进行检定。

③保温球罐应在试压后，保温之前进行检定。

④当进行内测时，罐内的有害气体浓度必须符合有关安全规定。

⑤罐内的含氧量必须达到有关安全规定。

(3)铁路罐车

①罐车应有制造的有关合格证。

②罐车应在试压合格之后进行检定。

③罐内不应有残留的液体或其他沉积物。

④内测时，罐壁应清洁。

⑤罐内的有害气体和含氧量应符合有关的安全规定。

⑥罐车应停放在平直的轨道上。

⑦采用外测时，应在风力小于三级、无雨的天气进行检定。

(4)汽车罐车

①罐车应在试压合格之后进行检定。

②罐内应清洁无污染物。

- ③罐内有害气体和含氧量均应符合有关安全规定。
- ④检定应在室内或遮阳棚内进行，并应有良好的通风条件。

3.4 化工容器的标定责任分工和组织

(1)容器的工程验收对于新建和改建的容器，在建造施工完毕后，经该企业的机动、设备主管部门、相关的上级有关部门、主管计量的有关部门、使用单位共同验收、验收合格之后，才具备标定条件。：

(2)化工容器的管理

①容器经验收合格后，由容器的使用单位向该企业的计量主管部门提出申请，再由计量主管部门根据容器的检定性能，按照该企业的计量检定设备管理目录，对化工容器实行 A、B、C 分级管理，并使用彩色合格证标签，表明该容器是否处于确认状态。

A、企业用于贸易结算，安全防护，环境监测，医疗卫生方面，属于强制检定的纳入人级管理。

B、用于企业内部经济核算的能源、物料、经营管理方面对计量数据有准确度要求的，属于 B 级管理。

C、生产过程中，非关键部位所用的检测器具，对计量数据无严格准确度要求的，属于 C 级管理。

②计量主管部门应建立其单位的计量器具台账及卡片，确保账、卡、物三者统一。

③由计量部门根据其单位的计量检测体系管理文件，对其单位的计量器具(包括容器)实行周检检定。

④计量部门无权检定的，应向上级或当地计量主管部门提出检定申请。由上级部门或法定的其他计量部门对该容器进行检定。

⑤对于企业的计量器具，由该企业的计量主管部门下达检定计划。

⑥容器的使用单位在接到主管计量部门下达的检定计划后，应尽快的创造条件，安排好生产，确保容器达到检定条件。

⑦容器经计量部门检定合格后，发放统一的合格证。并由计量主管部门备案存档保存。

3.5 化工容器的检定方法

(1)化工容器检定的有关规定

①G/T13235-1-91 石油和液体石油产品—立式金属罐容积检定法(围尺法)

②GB/T13235-2-91 石油和液体石油产品—立式金属罐容积检定法〔光学参比线法〕

③JJG266-81 立式金属罐容量试行检定规程

④JJG266-81 卧式金属罐容量试行检定规程

⑤JJG140-91 球形金属罐容量试行检定规程

⑥JJG 140-91 铁路罐车容积检定规程

⑦JJG 133-s7 汽车油罐车容积试行枪定规程

⑧JJG s41--9a 液化石油汽汽车槽车容量试行检定规程

(2)可参照的国际标准

①ISO7507-1 1993 石油和液体石油产品—立式圆筒形油罐的标定第一部分(围尺法)

②ISO7507-2 1993 石油和液体石油产品-立式圆筒形油罐的标定第二部分《光学参比线法》

③ISO7507-3 1993 石油和液体石油产品—立式圆筒形油罐的标定第三部分(光学三角法)

(3)本章引用及涉及到的其他标准

- 1)SH0316----92 石油密度技术条件
- 2)GB13236----91 石油用量油尺和钢卷尺技术条件
- 3)JJG50----86 石油产品用玻璃液体温度计检定规程
- 4)GS/T13894----92 石油和液体石油产品液位测量法(手工法)
- 5)GB8927----88 石油和液体石油产品温度测定法
- 6)GB4756----84 石油和液体石油产品取样法 (手工法)
- 7)GB8929----88 原油水分含量测定法(蒸馏法)
- 8)GB/T1884---92 石油和液体石油产品密度测定法(密度计法)
- 9)GB1885-83 石油计量换算表
- 10)GB9110-88 原油立式金属罐计量—油量计算方法
- 11)JJG1014-89 罐内液体石油产品计量技术规范
- 12)GB 11085-89 散装液态石油产品损耗
- 13)Q/SH039-019-90 中国石油化工总公司成品油计量管理标准
- 14)中华人民共和国计量法

第4章 化工装置开工前的吹扫和清洗

4.1 吹扫和清洗的目的和方法

化工装置开工前,需对其安装检验合格后的全部工艺管道和设备进行吹扫与清洗(以下统称吹洗),它的目的是通过使用空气、蒸汽、水及有关化学溶液等流体介质的吹扫、冲洗、物理和化学反应等手段,清除施工安装过程中残留在其间和附于其内壁的泥砂杂物、油脂,焊渣和锈蚀物等,防止开工试车时,由此而引起发生的堵塞管道、设备;损坏机器、阀门和仪表;沾污催化剂及化学溶液、影响产品质量和防止发生燃烧、爆炸事故;是保证装置顺利试车和长周期安全生产的一项重要试车程序。化工装置中管道、设备多种多样,它们的工艺使用条件和材料、结构等状况都各有不同,因而适用它们的吹洗方法也各有区别。但通常包括以下几种方法:水冲洗、空气吹扫、酸洗钝化(见第5章)、油清洗和脱脂等。它们的主要特点和使用范围概述如下。

(1)水冲洗水冲洗是以水为介质,经泵加压冲洗管道和设备的一种方法。被广泛应用于输送液体介质的管道及塔、罐等设备内部残留脏杂物的清除。水冲洗管道应以管内可能达到的最大流量或不小于 1.5m/s 的流速进行(这里不包括高压、超高压水射流清洗设备、管束内、外表面积垢方法)。一般化工设备、管道冲洗常用浊度小于 10×10^{-6} ,氯离子含量小于 100×10^{-6} 的澄清水,但对于如尿素生产装置等采用奥氏体不锈钢材料的设备和管道,为防止氯离子(Cl^-)的聚积而发生设备、管道等的应力腐蚀破裂(SCC),则需采用去离子水冲洗。水冲洗具有操作方便、无噪声等特点。

(2)空气吹扫空气吹扫是以空气为介质。经压缩机加压(通常为 $0.6\text{—}0.8\text{MPa}$)后,对输送气体介质的管道吹除残留的脏杂物的一种方法。采用空气吹扫,应有足够的气量,使吹扫气体的流动速度大于正常操作气体流速,一般最低不小于 20m/s ,以使其有足够的能量(或动量),吹扫出管道和设备中的残余附着物,保证装置顺利试车和安全生产。空气吹扫时空气消耗量一般都很大,并且要一定的吹扫时间。因此,空气吹扫通常使用装置中最大的空气压缩机或使用装置中可压缩空气的大型压缩机(如乙烯装置中的裂解气压缩机等)空气运转提供。对于缺乏提供大量连续吹扫空气的中小型化工装置,也可采用分段吹扫法,即将系统管道分成许多部分,每个部分再分成几段,然后逐段吹扫,吹扫完一段与系统隔离一段。这样在气源量小的情况下,可保证吹扫质量。对大直径管道或脏物不易吹除的管道,也可选用爆破吹扫法吹除。忌油管道和仪表空气管道要使用不含油的空气吹扫。氮气由于来源及费用等原因,一般不作为普通管道和设备的吹扫气源,而常用作空气吹扫、系统空气干燥合格后,管道、设备的保护置换。

(3)蒸汽吹扫蒸汽吹扫是以不同参数的蒸汽为介质的吹扫,它由蒸汽发生装置提供汽源,蒸汽吹扫具有很高的吹扫速度,因而具有很大的能量(或动量)。而间断的蒸汽吹扫方式,又使管线产生冷热收缩、膨胀,这有利于管线内壁附着物的剥离和吹除,故能达到最佳的吹扫效果。蒸汽管道应用蒸汽吹扫,更是动力蒸汽管道所必须。动力蒸汽管道吹扫时,不但要彻底吹扫出管道中附着的脏杂物,而且还应把金属表面的浮锈吹除,因为它们一旦夹带在高速的蒸汽流中,将对高速旋转的汽轮机叶片、喷嘴等造成极大的损害。蒸汽吹扫温度高、压力大、流速快,管道受热后要产生膨胀位移,降温后又将发生收缩,因而蒸汽管道上都装有补偿器、疏水器、管道支、吊架、滑道等也都考虑了膨胀位移的需要。非蒸汽管道如用空气吹扫不能满足清扫要求时,也可用蒸汽吹扫,但应考虑其结构能否承受高温和热胀冷缩的影响并采取必要的措施,以保证吹扫时人身和设备的安全。

(4)油清洗机器设备如蒸汽透平、离心压缩机等高速、重载设备的润滑、密封油及控制

油管道系统、应在其设备及管道吹洗或酸洗合格后,再进行油清洗。因为这类油管道系统清洁程度要求极高,其间若残留微小杂质,就可能造成运转中机器的轴瓦、密封环的损坏、调节控制系统的失灵,酿成机器设备重大事故的发生。油清洗方法是以油在管道系统中循环的方式进行,循环清洗过程中每 8h 需在 35—75 C 的范围内反复升降油温 2--3 次,以便附于管壁上的粒屑脱落,而后随油循环进入滤油机滤芯除去。清洗用油应采用适合该机器的优质油。清洗合格的管道系统应采取有效的防护措施。机器试运转前应更换合格的润滑油。油清洗作业周期长,一般都需要 40---50 天才能完成。为缩短油清洗时间,目前一种采用新型精滤器以捕捉微小铁磁物质的大流量油冲洗的移动式装置已投放市场,其油洗时间较前者可缩短近 2/3,这无疑给装置试车带来良好的经济效果。

油清洗合格的标准,当设计或制造厂没有提出对油管路系统清洗的具体要求时,有两种确定油清洗是否符合要求的方法。其一为采用美国 MOOG 级标准检测,方法为以 100ml 油样中颗粒状杂质大小数作为界限,使用 20 倍放大镜进行观测,当连续二次取样观测达到以下标准(表 4-1)时,则可认为该油系统已冲洗合格。

表 4-1 MOOG 油冲洗合格标准
其合格标准按表 4-2 规定和 4-2 油清洗合格标准

(用 JC10 型 20 倍读数显微镜或计数)

颗粒大小, μm	>150	100~150	50~100	水 分
标准, 个数	0	≤ 21	≤ 225	0

其二为用滤网进行检查,其合格标准按表 4-2 规定。

表 4-2 油清洗合格标准

设备转速 r/min	滤网规格 目	合格标准
≥ 600	200	目测滤网,每 100cm^2 范围内残存的污物不多于 3 颗粒
< 600	100	

(5)脱脂设备、管道的脱脂处理是为那些在生产、输运或储存、使用过程中,接触到少量的油脂等有机物就可能发生燃烧或爆炸的介质(如氧气),以及接触到油脂等会影响产品质量的又一类清洗工作。为保证试车和生产的安全,对这类设备、管道(包括管件、阀门、仪表、密封材料)以及安装所用的工具、量具等,都必须在安装使用前进行严格的脱脂处理。脱脂是利用脂可溶于某些化学溶剂的原理,因此,脱脂处理的操作过程,实际上就是一种化学清洗过程。

管道及设备的脱脂首先应选好脱脂剂,对于脱脂剂可参照表 4-3 选用。

表 4-3 脱脂剂选用表

脱脂剂名称	适用范围	附 注
工业二氯乙烷	金属件的脱脂	有毒、易燃、易爆
工业四氯化碳	黑色金属、铜及合金金属的脱脂	有毒
工业三氯乙烯	金属件的脱脂	必须含稳定剂、有毒
工业酒精 $\geq 95.6\%$ (质量)	脱脂要求不高的设备、零部件以及人工接触表面	易燃、易爆
浓硝酸 $\geq 98\%$	浓硝酸装置的相关零件及瓷杯等的脱脂	

此外还可以用丙酮、苯,碱液作脱脂剂。最常用的脱脂剂为四氯化碳、因其脱脂效率高、毒性及对金属的腐蚀性较小,适用范围广。

脱脂剂应能很快地溶解油脂,使用的脱脂剂含油量应符合质量标准,必要时需通过化验测定,脱脂剂的使用规定见表 4-3 所示。脱脂剂溶解油脂是有限度的,使用后已被污染,所以一般只能使用一次,须重复使用时则必须蒸馏再生,并检验其含油量合格后才能用来脱脂。

常用的脱脂方法有 4 种:即灌注法、循环法、蒸汽冷凝法和擦洗法。通常设备容积较大者采用蒸汽冷凝法、擦洗法。对有明显油迹或严重锈蚀的设备、管道和管件等,应先用蒸汽

吹扫、喷砂或其他方法清除干净，同时对使用有机溶剂如四氯化碳等脱脂前应将残余水驱尽，再进行脱脂。

表 4-4 脱脂剂的使用规定

含油量,mL/L	使用规定
>500	不得使用
50---500	粗脱脂
<50	净脱脂

因大多数脱脂剂具有毒性或爆炸性，使用时必须注意防止中毒和形成爆炸混合气，因此，脱脂现场要建立脱脂专职区域，施工场地应保持清洁，安装临时冲洗水管和设置防火装置，保证通风良好。脱脂溶剂不要洒落在地上，废溶剂应收集和妥善处理。工作者应穿戴无油脂工作服、防护鞋、橡皮手套及防毒面具等。

经脱脂后的管道、管件等一般还要用蒸汽吹洗，直至检验合格为止。在不宜用蒸汽吹洗时，溶剂脱脂后可直接进行自然通风排尽。为加速消除残余溶剂，可用无油的氮气或空气(限于四氯化碳溶剂)加热到 60---70℃进行吹除。

设备、管道、管件等脱脂后需经检查鉴定，检验标准应根据被输送的介质在压力、温度不同的情况下接触油脂时的危险程度而确定。一般情况下可按下列规定进行检查。

①为输送或储存富氧空气或防止触媒活性降低而进行的脱脂的设备、管道、管件等，如按脱脂的方法严格处理者，可不进行分析检验。而用清洁干燥的白色滤纸擦拭设备及管道和附件，纸上无抽脂痕迹为合格。也可用紫外线灯照射，脱脂表面应无紫蓝荧光为合格。

②输送或储存氧气的设备和管道等，可采用下述方法进行检验:用蒸汽吹洗脱脂剂时，用一较小器皿取其蒸汽冷凝液，于其间放人数颗粒度小于 1 mm 的纯樟脑，以樟脑能不停地旋转为合格;另外，可将脱脂后的溶剂取样分析，溶剂中油脂含量小于 0.03%为合格。

脱脂合格的设备、管道、阀件等应及时封闭管口，保证在以后的工序中不再被污染。如果设备、管道、阀件等在制造后已脱脂并封闭良好，如空分装置的空分塔等，安装后可不再脱脂。

4.2 吹扫和清洗作业

(1)水冲洗

①冲洗原则及要求

a.水冲洗应以管内可能达到的最大流量或不小于 1.5m/s 的流速进行，冲洗流向应尽量由高处往低处冲水。

b.水冲洗的水质应符合冲洗管道和设备材质要求(见第 4.1 节)。

c.冲洗需按顺序采用分段连续冲洗的方式进行，其排放口的截面积不应小于被冲洗管截面积的 60%，并要保证排放管道的畅通和安全，只有上游冲洗口冲洗合格，才能复位进行后续系统的冲洗。

d.只有当泵的人口管线冲洗合格之后，才能按规程启动泵冲洗出口管线。

e.管道与塔器相连的，冲洗时，必须在塔器人口侧加盲板，只有待管线冲洗合格后，方可连接。

f.水冲洗气体管线时，要确保管架、吊架等能承受盛满水时的载荷安全。

g.管道上凡是遇有孔板、流量仪表、阀门、疏水器、过滤器等装置，必须拆下或加装临时短路设施，只有待前一段管线冲净后再将它们装上，然后方可进行下一段管线的冲洗工作。

h.直径 600mm 以上的大口径管道和有人孔的容器等先要人工清扫干净。

i 工艺管线冲洗完毕后，应将水尽可能从系统中排除干净，排水时应有一个较大的顶部通气口，在容器中液位降低时，以避免设备内形成真空损坏设备。

j.冬季冲洗时要注意防冻工作,冲洗后应将水排尽,必要时可用压缩空气吹干。

k.不得将水引入衬有耐火材料等憎水的设备和管道容器中。

②水冲洗应具备的条件

a.系统管道设备冲洗前,必须编写好冲洗方案,它通常包括:编写依据、冲洗范围、应具备的条件、冲洗前的准备工作、冲洗方法和要求、冲洗程序、检查验收等 7 个部分。

b.设备、管道安装完毕、试压合格,按 PID 图检查无误。

c.按冲洗程序要求的临时冲洗配管安装结束。

d.本系统所有仪表调试合格,电气设备正常投运。

e.各泵电机单试合格并连接。

f.冲洗水已送至装置区。

g.冲洗工作人员及安装维修人员已作好安排,冲洗人员必须熟悉冲洗方案。

③水冲洗的方法及要求

水冲洗按方案中的冲洗程序采用分段冲洗的方法进行,即每个冲洗口合格后,再复位进行后续系统的冲洗。

b.各泵的人口管线冲洗合格之后,按规程启动泵冲洗出口管线,合格后,再送塔器等冲洗。

c.冲洗时,必须在换热器、塔器人口侧加盲板,只有待上游段冲洗合格后,才可进入设备。

d.各塔器设备冲洗之后,要入塔检查并清扫出机械杂质。

e.在冲洗过程中,各管线、阀门等设备一般需间断冲洗 3 次,以保证冲洗效果、

f.在水冲洗期间,所有的备用泵均需切换开停 1 次。

g.水冲洗合格后,应填写管段和设备冲洗记录。

④水冲洗的检查验收标准。按国标“GBJ235-82”规定,“以出 A 的水色和透明度与人口处目测一致为合格”,或设计另有规定。

(2)空气吹扫

①吹扫原则与要求

a.选用空气吹扫工艺气体介质管道,应保证足够的气量,使吹扫气体流动速度大于正常操作的流速。或最小不低于 20m/s

b.工艺管道空气吹扫气源压力一般要求为 0.6---0.8MPa,对吹扫质量要求高的可适当提高压力,但不要高于其管道操作压力。低压管道和真空管道可视情采用 0.15---0.20MPa 的气源压力吹扫。

c.管道及系统吹扫,应予以先制订吹扫方案。它通常包括:编制依据、吹扫范围、吹扫气源、吹扫应具备的条件、临时配管、吹扫的方法和要求、操作程序、吹扫的检查验收标准、吹扫中的安全注意事项及吹扫工器具和靶板等物资准备等。

d.应将吹扫管道上安装的所有仪表测量元器件(如流量计、孔板等)拆除,防止吹扫时流动的脏杂物将仪表元器件损坏。同时,还应对调节阀采取适当的保护措施〔原则上、阀前吹扫合格后再通过,必要时,需拆除后加临时短管连接。

e.吹扫前,必须在换热器、塔器等设备人口侧前加盲板,只有待上游吹扫合格后方可进入设备,一般情况下,换热器本体不参加空气吹扫。

f.吹扫时,原则上不得使用系统中调节阀作为吹扫的控制阀。如需要控制系统吹扫风量时,应选用临时吹扫阀门。

g.吹扫时,应将安全阀与管道连接处断开,并加盲板或挡板,以免脏杂物吹扫到阀底,使安全阀底部密封面磨损。

h.系统吹扫时,所有仪表引压管线均应打开进行吹扫,并应在系统综合气密试验中再次

吹扫。

i.所有放空火炬管线和导淋管线，应在与其联接的主管后进行吹扫，设备壳体的导淋及液面计、流量计弓}出管和阀门等都必须吹扫。

J.在吹扫进行中，只有在上游系统合格后，吹扫空气才能通过正常流程进入下游系统。

k.当管道直径大于 500mm 和有人孔的设备，吹扫前先要用人工清扫;并拆除其有碍吹扫的内件。

1.所有罐、塔、反应器等容器，在系统吹扫合格后应再次进行人工清扫，并复位相应内件，封闭时要按照隐闭工程封闭手续办理。

②系统吹扫气源。化工装置管道及系统吹扫用空气，要求用气量大，通过管道及系统流速快，因此，必须有足够压头的风量，才能保证吹扫质量的要求。如吹扫一直径 12”的工艺管道，就要求有排出压力为 0.6---0.8MPa、风量为— 7000m³/h (标)相近能力的空气压缩机连续提供吹扫空气。因此，吹扫气源的取得是以利用装置已有或在装置中以可压缩空气的大型压缩机提供气源是快速完成系统吹扫的最好方法。如大、中型合成氨装置，空气吹扫都使用其工艺空气压缩机或空分装置的原料空气压缩机(指以渣油或煤为原料的氨装置)提供。在大、中型乙烯装置，空气吹扫一般均使用装置的裂解气压缩机空气运转提供。在装置中，这类压缩机风量都很大，吹扫时可多个吹扫 FI 同时进行，这有利于缩短系统吹扫时间。国内大化肥装置和乙烯装置都提供了这方面的工程组织经验，即在装置的设备安装工程网络进度表中，首先安排使需用于吹扫的压缩机及其原动机(通常是工业汽轮机)竣工和进行单机试车和空气负荷运转，为系统吹扫提供气源，这样可以加快整个工程投产进度。对于没有大容量的空气辱缩机的中、小型化工装置，其吹扫作业一般使用逐段吹扫和爆破吹扫等方法。

③空气吹扫应具备的条件

a.工艺系统管道、设备安装竣工，强度试压合格。

b.吹扫管道中的孔板、转子流量计等已抽出内件后安装复位，压差计、液面计、压力计等根部阀处于关闭状态。

c.禁吹的设备、管道、机泵、阀门等已装好盲板。

d.供吹扫用的临时配管、阀门等施工安装已完成。

e.需吹扫的工艺管道一般暂不保温(吹扫时需用木锤敲击管道外壁)。

f.提供吹扫空气气源的压缩机已空气运转。公用工程满足压缩机具备连续供气条件。

g.吹扫操作人员及安装维修人员已作好安排，并熟悉吹扫方案。

h 绘制好吹扫的示意图，图上应标示出吹扫程序、流向、排气口，临时管线、临时阀门等和事先要处理的内容。

i.准备好由用户、施工单位(工程)、试车执行部门三方代表签署的吹扫记录表，参见表 4-5，以便吹扫时填写。

表 4-5 管道吹扫记录

工程名称-----管道编号-----

吹扫次数	起止日期	吹扫介质			靶板状况	备注
		压力	流量	空速		

结论:靶片状况、复位状况、部件保护状况

用户:

下程（施工）:

执行单位:

代表签字:

④吹扫方法和要点

a.按照吹扫流程图中的顺序对各系统进行逐一吹扫。吹扫时先吹主管、主管合格后，再吹各支管。吹扫中同时要将导淋、仪表引压管、分析取样管等进行彻底吹扫，防止出现死角。

b.吹扫采用在各排放口连续排放的方式进行，并以木锤连续敲击管道，特别是对焊缝和死角等部位应重点敲打，但不得损伤管道，直至吹扫合格为止。

c.吹扫开始时，需缓慢向管道送气，当检查排出口有空气排出时，方可逐渐加大气量至要求量进行吹扫，以防因阀门、盲板等不正确原因造成系统超压或使空气压缩机系统出现故障。

d.在使用大流量压缩机进行吹扫时，应同时进行多系统吹扫，以缩短吹扫周期，但同时在进行系统切换时，必须缓慢进行，并与压缩机操作人员密切配合，听从统一指挥，特别要注意防止造成压缩机出口流量减小发生喘振的事故。

e.为使吹扫工作有序进行和不发生遗漏，需绘制另一套吹扫实施情况的流程图，用彩色笔分别标明吹扫前准备完成情况，吹扫已进行情况和进行的日期，使所有参加吹扫工作的人员都能清楚地了解进展情况，并能防止系统吹扫有遗漏的地方，该图应存档备查。

f.系统吹扫过程中，应按流程图要求进行临时复位。在吹扫结束确认合格后，应进行全系统的复位，以准备下步系统进行综合气密试验。

⑤检验方法与吹扫合格标准。每段管线或系统吹扫是否合格，应由生产和安装人员共同检查，当目视排气清净和无杂色杂物时，在排气口用白布或涂有白铅油的靶板检查，如五分钟内检查其上无铁锈、尘土、水分及其他脏物和麻点即为吹扫合格。

(3)蒸汽吹扫。化工装置的蒸汽系统通常有多个压力等级参数，以适用不同设备和工艺条件的需要。例如，有拌热和加热用的低压蒸汽、有加热和工艺直接使用及工业汽轮机用的中压蒸汽，还有驱动大型工业汽轮机用的高压蒸汽，特别是对驱动工业汽轮机所用的蒸汽管道，在进行蒸汽吹扫时，不但要吹扫出管道中的脏杂物，而且还应把金属表面的浮锈吹除，因为它们一旦夹带在高速的蒸汽流中，将对高速旋转的汽轮机叶片造成极大的危害。因此，正确掌握蒸汽吹扫方法和严格质量要求是十分重要的。蒸汽吹扫通常按管道使用参数范围分为高、中压和低压两个级别（也有分高、中、低压三个级别）的吹扫方法进行，它们对吹扫的要求也各不相同。

①吹扫蒸汽来源及参数选择。为提高吹扫效率和减少吹扫费用，蒸汽系统吹扫通常采用降压吹扫的方式进行，但蒸汽消耗量仍很大，一般需要其管道额定负荷下管内蒸汽流量的50%---70%。参数高(中压、高温)、时间长。因此，蒸汽管网的吹扫多数都是与其供汽锅炉的启动同步进行的。在化工装置，如乙烯和合成氨装置等的高温工艺气的蒸汽发生器(废热锅炉)的输汽管道，为缩短开工周期，在装置化工投料前一般使用外供蒸汽或用其装置自建的开工锅炉提供汽源。蒸汽吹扫对汽源的要求是其蒸汽参数(压力、温度)和汽量应能满足各个级别压力下蒸汽管段吹扫的要求。

蒸汽参数是直接影响吹扫效果的主要方面。蒸汽吹扫是利用管内蒸汽介质流动时的能量(亦称动量)冲刷管内锈皮杂物，能量愈大效果愈高。吹扫时影响蒸汽介质能量的因素有：吹扫时的蒸汽参数(压力、温度);蒸汽管道的水力特征，吹扫时主气门开度的大小等。实际上这三个因素是互相关联的，必须根据具体情况选择计算出合理的吹扫参数。

蒸汽吹扫参数选择原则是使吹扫C(亦称吹管)时管内蒸汽动量应大于额定负荷下的蒸汽动量，即被吹洗系统任何一点的吹洗系数均应大于1。即吹洗系数 $K=(\text{吹洗蒸汽流量})^2/\text{被吹}$

洗处的蒸汽比热容/〔(额定负荷蒸汽流量)2X 额定参数时蒸汽比热容〕

通常蒸汽吹扫时管内蒸汽流量使用额定值的 50%—70%，因此，可根据吹扫蒸汽参数参考的计算方法，结合吹扫管段结构的水力特性，计算出吹扫时汽源压力和蒸汽过热温度。一般使吹扫蒸汽在各不同压力等级管道下的流速达到：

高压蒸汽管道（4--12MPa） $\geq 60\text{m/s}$

中压蒸汽管道（1---4MPa） $\geq 40\text{m/s}$

低压蒸汽管道（ $<1\text{MPa}$ ） $\geq 30\text{m/s}$

可满足吹扫要求。

②蒸汽吹扫前的准备

a. 甲吹扫前应根据蒸汽管网的实际，制定完备的吹扫方案，它包括吹扫范围，蒸汽管网级别划分，吹扫蒸汽流量的确定和各级吹扫蒸汽参数（压力、过热温度值）的计算和确定，吹扫方法、吹扫顺序、排放口位置、吹扫用临时配管、阀门和支架、吹扫质量鉴定方法和标准、吹扫的人员组织及吹扫中的安全措施与注意事项等。

b. 对蒸汽管道、管件、管支架、管托，弹簧支吊架等作详细检查，确认牢固可靠。除去弹簧的固定装置后，确认弹簧伸缩灵活。

c. 检查并确认蒸汽导向管无滑动障碍，滑动面上无残留焊点和焊疤。

d. 所有蒸汽管道保温已完成。

e. 高、中压蒸汽管道已完成酸洗、钝化。

f. 按吹扫方案要求。所有吹扫用临时配管、阀门、放空管、靶板支架等均已安装并符合强度要求。

g. 已被吹扫管道上安装的所有仪表元器件（如流量计、孔板、文丘里管）等拆除，管道上的调节阀已拆除或已采取措施加以保护。

h. 每台蒸汽透平人口已接好临时蒸汽引出管，以防吹扫时蒸汽进入汽轮机主汽阀及汽轮机叶片，损坏主汽阀及汽轮机叶片。

③蒸汽管网吹扫方法和要点

a. 蒸汽吹扫通常按管网配置顺序进行，一般先吹扫高压蒸汽管道，然后吹扫中压管道，最后吹扫低压蒸汽管道。对每级管道来说，应先吹扫主干管，在管段末端排放，然后吹扫支管，先近后远，吹扫前干、支管阀门最好暂时拆除、临时封闭，当阀前管段吹扫合格后再装上阀门继续吹洗后面的管段。对于高压管道上的焊接阀门，可将阀心拆除后密封吹扫。各管段疏水器应在管道吹洗完毕后再装上。

b. 蒸汽管线的吹扫方法用暖管~吹扫、降温~暖管，吹扫，降温的方式重复进行。直至吹扫合格。如是周而复始地进行，管线必然冷热变形，使管内壁的铁锈等附着物易于脱落，故能达到好的吹扫效果。

c. 蒸汽吹扫必须先充分暖管，并注意疏水，防止发生水击（水锤）现象。在吹扫的第一周期引蒸汽暖管时，应特别注意检查管线的热膨胀，管道的滑动，弹簧支吊架等的变形情况是否正常。暖管应缓慢进行。即先向管道内缓慢地送入少量蒸汽，对管道进行预热，当吹扫管段首端和末端温度相近时，方可逐渐增大蒸汽流量至需要值进行吹扫。

d. 引高、中压蒸汽暖管时，其第一次暖管时间要适当长一些，大约需要 4--5h，即大约每小时升温 100°C 左右，第二轮以后的暖管时间可短一些，在 1--4h 即可。每次的吹扫时间大约为 20--30min，因为降温是自然冷却，故降温时间决定于气温，一般使管线冷至 100°C 以下即可，吹扫反复的次数，对于第一次主干管的吹扫来说，因其管线长，反复次数亦要多一些，当排汽口排出的蒸汽流目视清洁时方可暂停吹扫进行吹扫质量检查。通常主干管的吹扫次数在 20--30 次左右，各支管的吹扫次数可少一些。经过酸洗钝化处理的管道，其吹扫次数可有明显的下降。

e.高、中压蒸汽管道、蒸汽透平人口管道的吹扫效果需用靶板检查其吹扫质量。其靶板可以是抛光的紫铜片，厚度约2—3mm,宽度为排汽管内径的5%--8%，长度等于管子内径。亦可用抛光的铝板，厚度约8--10mm制作。连续两次更换靶板检查，吹扫时间1--3min，如靶板上肉眼看不出任何因吹扫而造成的痕迹，吹扫即告合格(如设计单位另有要求应按要求办)。低压蒸汽管道，可用抛光木板置于排汽口检查，板上无锈和脏物，蒸汽冷凝液清亮、透明，即为合格。

④蒸汽吹扫的安全注意事项。蒸汽吹扫特别是高、中压蒸汽管网的吹扫是一项难度较大的工作，因此，在吹扫流程安排、吹扫时间和临时措施及安全防范等方面，都要很据管网实际情况做好周密安排和搞好吹扫的各项协同工作。

a.高、中压蒸汽吹扫时、温度高、流速快、噪音大、且呈无色透明状态，所以吹扫时一定要注意安全，排放口要有减噪音设备，且排放口必须引至室外并朝上，排放口周围应设置围障，在吹扫时不许任何人进入围障内。以防人员误入吹扫口范围而发生人身事故。

b.蒸汽吹扫时，由于蒸汽消耗量大，且高低幅度变化大，因此供汽锅炉必须做到下列几点

①严密监视和控制脱氧槽水位，防止给水泵汽化，造成给水中断而烧干锅；

②降压吹扫时，由于控制阀门开关速度快，锅筒水位波动很大，要采取措施，防止满水和缺水事故的发生；

③要严格控制锅筒上、下壁温差不大于42℃

④吹扫汽轮机蒸汽人口管段时，汽轮机应处于盘车状态，以防蒸汽意外进入汽轮机而造成大轴弯曲。

第 5 章化工设备和管道的酸洗与钝化

5.1 酸洗与钝化的目的和应用

酸洗、钝化也称化学清洗，是化学清洗技术中的一个重要分支。它是采用以酸(无机酸或有机酸)为主剂组成的酸洗剂对覆盖于金属材料、设备、管道等表面的氧化皮(也称轧制鳞皮)、铁锈、焊渣、表面防护涂层等，通过化学和电化学反应，使其溶解、剥离。并随即进行表面钝化，使金属基体表面形成一层良好的防腐保护膜的一种表面处理技术。

酸洗、钝化清洗技术由于清洗速度快、清洗效果好，并且较易于操作控制，目前已被广泛应用于冶金、机械、石油、化工、热工动力、建材、军工等各类工业领域，并已发展成为一门行业技术。

为保证化工装置的试车和生产正常进行，化工装置中的许多设备和管道都需在吹扫或冲洗前进行酸洗、钝化，如大型蒸汽发生锅炉(含废热锅炉)，高、中压蒸汽和锅炉系统给水管网，石化装置中芳烃抽提，吸附分离系统的设备、管网、蒸汽透平离心压缩机的蒸汽进汽管道和工艺气的进气管线，合成氨装置净化系统的绕管换热器，氧气输送管线以及大型高速透平机械的润滑油系统等。它们中有的是整个系统，有的是其间部分设备管道，都需在安装检验合格后，采用酸洗、钝化的这种方法以清除其内表面的各种锈垢物。实践证明，对这类设备、管道如果启用前不进行酸洗、钝化，或清洗达不到要求，都必将对试车或以后的生产运行带来十分严重的恶劣后果。

酸洗、钝化清洗技术不仅用于化工装置开工前清除设备、管道中有碍试车和运行等的锈垢附着物，而且也是用于定期清除蒸汽发生系统、化工过程中冷换设备等生产中形成的积垢，保证装置安全生产和节能降耗等的最常用和有效的方法。

酸洗、钝化的清洗技术包罗范围广、发展迅速。各不同行业，不同清洗对象都有各自不同的特点和清洗要求。本章仅以化工装置，并且主要是仅对新建装置或新安装的设备、管道等在原始启动前，通常采用的酸洗、钝化技术和操作方法予以介绍。

5.2 酸洗与钝化的化学反应原理

(1)酸洗、钝化清洗技术的工艺程序酸洗、钝化的清洗作业因现场被清洗设备、管道的材质、锈垢等附着物的性质和使用要求等的不同，而有不同的清洗配方和工艺条件。但其工艺程序和清洗原理一般是相同的，即由水冲洗去除泥砂、灰尘；碱洗去除油脂和碱溶物；水冲洗置换，酸洗去除氧化鳞皮和锈垢；水冲洗置换和漂洗；钝化保护；过程的残液处理等 7 个部分组成。

上述程序中，碱洗、酸洗、钝化是三个主要环节，而酸洗是整个清洗作业的核心。水冲洗等作为主要环节的过渡措施和残液处理也是十分重要和必不可少。

为了安全和正确地使用酸洗、钝化技术，本节将简述碱洗、酸洗、钝化三个主要环节的作用和化学反应原理。

(2)碱洗的作用和化学反应原理碱洗是利用碱洗液中的碱和表面活性剂等化学物质与附于设备、管道表面的油脂、垢层及碱溶物等的化学和物理作用，达到脱脂和松动垢层，清除垢层中部分碱溶物质，是酸洗作业取得良好效果的必要先行步骤。碱洗去除油脂适用于黑色金属和不溶于碱的金属，如钢铁、铸铁、镍、铜等的材料设备。

金属表面的油脂由于采用种类及涂敷保护方式等的不同，性能也不一样，但基本上可分为两类：一类是可皂化性的动植物油脂、另一类是非皂化性的矿物油脂。这两类油脂都需在碱

洗时清洗下来。

对于可皂化性的动植物油脂，由于碱洗液中的碱与其发生皂化反应，生成可溶于水的金属皂和脂肪醇，从而除去金属表面的这类油脂，其反应式可描述为：



但实际的碱性脱脂液中的碱通常不使用碱性最强，对金属基体有腐蚀作用的氢氧化钠(NaOH)，而选用既具有皂化作用又具有助洗剂作用的弱酸强碱的盐类，如 NaCO_3 、 NaPO_4 等。因为它们在水溶液中离解能形成对溶液 pH 值起缓冲作用的碱性缓冲液，而源源不断地电离出的 OH^- 离子，同样使油皂被皂化清洗去。此外缓冲液还具有很强的分散性，能使从金属表面上分离下来的油脂均匀分散于溶液中，有利于皂化过程的进行。

对于非皂化性的矿物油脂，则是利用碱洗液中加入了一种或几种表面活性剂而除去的。表面活性剂去除非皂化性矿物油脂是在于它的分子结构中有极性的亲水基团(如 OH 、 COOH 、 SO_3H 、 SH 、 NH_2 等)和非极性的憎水(亲油)基团(碳氢链)。它们吸附在溶液与油污的界面上，其憎水基团指向油污而亲水基团指向溶液，定向地排列，使油—溶液界面张力大大降低，在溶液的热运动和搅拌作用下，油膜便容易被分散成极细小的“水包油”型微细胶粒(也称乳化)，脱离工件表面，均匀分散在溶液中，因此除油效果显著。

碱洗液中还添加有络合剂，如三聚磷酸钠($\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$)等，它们的主要作用是同油污中的缓蚀剂(通常是指设备、材料出厂时涂敷的缓蚀剂)发生络合作用而除去，络合剂同时还能和水中的硬离子络合，防止生成不溶于水的石灰皂口此外，三聚磷酸钠还是碱腐蚀缓蚀剂。碱洗液中有时还需加入消泡剂，它的作用就是利用它能在气泡表面迅速扩张，降低表面张力，从而达到消泡作用。总之，一个合适的碱洗液配方应是按被清洗设备、管道中所含油污等物质性质所选择和决定的。

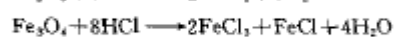
碱洗除油脂通常是在 $80\sim 90^\circ\text{C}$ 的较高温度下进行的：提高温度能提高皂化速度和增加皂化物的溶解度，降低油脂的粘度，降低油—溶液间的界面张力，从而加速除油过程，溶液的适宜温度应由除油效果、金属的腐蚀等方面因素综合考虑决定。

(3)酸洗、钝化的化学反应原理

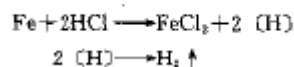
①碳钢设备、管道表面氧化铁垢层性质及清除方法。碳钢设备、管道表面氧化铁来源有两个方面，一是制造、安装过程中产生的氧化铁皮，它们通常是由上层为赤色的 $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 和 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ 、中层为蓝色的磁性 Fe_3O_4 和下层呈灰色的氧化亚铁(FeO)组成。另一种则是受潮湿空气作用，它以电化学腐蚀为主，特别是潮湿空气中有少量二氧化碳气体存在时，更易发生腐蚀，这种情况下生成的腐蚀产物多为橙黄色的含水三氧化二铁($\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot n\text{H}_2\text{O}$)的铁锈。铁的这些氧化物均能和酸发生化学和电化学反应，并溶解在酸洗液中。对于其中活性较差而尚未完全反应的 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ，轧制鳞皮等也会随同其他铁氧化物的溶解而剥离进入酸洗液中被除去。酸洗作业是以酸为主剂和缓蚀剂等组成的酸洗液进行的。酸洗用酸分为两大类，即无机酸和有机酸。无机酸有盐酸、硫酸、硝酸、氢氟酸等等；有机酸有柠檬酸、草酸、酒石酸等等。有机酸与无机酸酸洗特点不同，有机酸酸洗缓和、高温时易分解，残酸无后患，易控制 pH 值，易形成缓冲溶液，不易重新生锈，但有机酸价格高，多用于高压蒸汽锅炉和蒸汽管网及有特别要求的化工设备和管道的清洗。无机酸洗作用强、除锈快、价格低，化工、冶金、机械等部门都广泛应用。以下分别简述无机酸中的盐酸和有机酸中的柠檬酸除锈机理。

②盐酸酸洗除锈机理。盐酸加缓蚀剂等添加剂组成一定浓度的酸洗液，其除锈反应机理可以简述为以下 3 个方面。

a. 化学溶解。反应式如下：

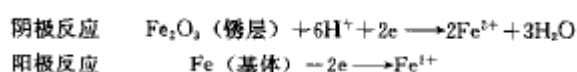


生成的氯化亚铁和三氯化铁能溶于酸洗液中。与此同时，酸溶液还会与钢铁基体发生化学反应：



生成的氢气对难溶的 Y-Fe₂O₃ 起着机械剥离作用，有利于除锈，但原子氢渗入金属基体，将造成金属的氢脆，从而使金属的塑性降低，脆性增大。同时在酸洗过程中，还产生 Fe⁺ 离子、溶解氧对金属基体的腐蚀、破坏。为了防止和减缓酸洗时对金属基体腐蚀的危害，因此酸洗不能使用单一的无机酸或有机酸溶液，而必须是加有缓蚀剂以及其他如润湿剂、助洗剂等多种添加剂组成的酸洗液。

b. 电化学还原性溶解。这个反应主要是在钢铁表面上锈层不连续处产生的局部电池阴极反应。该反应进行得很快。其模式为：三氧化二铁(阴){酸液}铁(阳) 三氧化二铁中的三价铁被还原成二价铁直接进入溶液。



锈层溶解到酸洗液中的主要是亚铁离子，而不是三价铁离子。从这里也可看出，铁的氧化粉末和被剥离下来的金属锈层在酸中的溶解速度，为什么会比附在金属基体上的锈层溶解速度慢的原因。

c. 机械剥离。由于酸洗液渗入锈层最内部，与最内层的金属氧化物及金属基体表面发生化学和电化学反应，生成溶于酸洗液中的亚铁盐，三价铁盐及放出氢气等原因，从而使尚未发生反应的大量铁氧化物脱离金属表面而进入溶液。这就是我们称之为的铁氧化物机械剥离。

在除锈过程中，为了加快除锈速度，通常在酸洗液中加入 0.5%---1.5% 的氢氟酸或其他氟化物。它们对 Fe₂O₃ 和 Fe₃O₄ 有良好的溶解特性，这是由于氟离子对铁的络合能力很强的原因。除了氢氟酸和氟化物外，也可通过加其他促进剂来加速除锈过程，如添加 0.2%--0.5% 的烷基酚聚氧乙烯醚等。

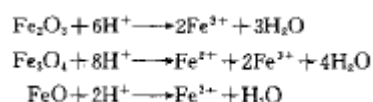
③ 柠檬酸除锈机理。柠檬酸 CH₃(COOH)₃ 是酸洗中应用最多和最早的一种有机酸它适用于不锈钢、碳钢等多种金属设备材料。作为酸洗剂，可反应溶解氧化铁、氧化铜等多种锈垢。并且具有效率高、无氢脆、无点蚀、无晶间腐蚀等特点。柠檬酸对铁的络合以柠檬酸单被的形式起作用，因此必须严格掌握清洗液的 pH 为 3.5 左右。与柠檬酸按反应生成的金属络合物不会在酸洗液中出现大量沉淀和悬浮物，以致造成堵塞管道等弊端。柠檬酸单按对铁离子的络合有一定限度，铁离子浓度不宜超过 0.0001。此外，由于柠檬酸在高温时会分解成二氧化碳和水，因此即使清洗排放未净而残留少量柠檬酸，也不会给设备和生产安全造成很大影响。与无机酸酸洗不同，柠檬酸酸洗要在约 80℃ 的较高温度下进行，不可使其低于 80℃，以免产生柠檬酸铁沉淀。

柠檬酸加氨与缓蚀剂等组成的酸洗液，其酸洗除锈过程可描述为三个阶段：

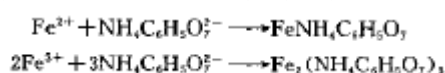
第一阶段是柠檬酸与氨水反应，生成柠檬酸氢二铵：



第二阶段是铁氧化物与酸的化学反应



第三阶段是铁离子与柠檬酸根的络合反应：



生成柠檬酸亚铁和柠檬酸铁络合物。由于柠檬酸铁络合物的络合,使酸洗液中游离态的三价铁离子(Fe^{3+})减少了,所以还能减轻三价铁离子对金属基体的腐蚀。

由于柠檬酸清洗成本较高,因此常用于高温高压锅炉蒸汽发生系统及其管网和有奥氏体钢材料或单纯是铁的氧化物的管道设备清洗,一般不用作已运转锅炉的常规除垢清洗药剂。

④酸洗缓蚀剂。如前所述,在酸洗过程中,酸是除去金属表面氧化铁锈垢的主剂,但同时它也对金属材料的基体发生溶解腐蚀作用,产生的氢气,还会渗入金属基体,造成材料的氢脆。酸洗时,还存在三价铁离子(Fe^{3+})溶解氧的腐蚀等。这些都将导致材料遭受不同程度的破坏。为了防止和减缓酸洗时产生的这些危害,可通过添加少量能阻止或减缓腐蚀的物质使金属材料得到保护,这种物质就称为缓蚀剂(或称腐蚀抑制剂),

不同物质组成的缓蚀剂在不同的介质中对于不同的材料有不同的缓蚀作用。含氮、硫物质阻滞阴、阳极过程;有的缓蚀剂吸附于金属表面形成连续的薄层,阻隔清洗介质对金属的腐蚀;有的缓蚀剂可与金属作用形成保护层;有的缓蚀剂阻滞腐蚀的电化学过程,妨碍氮气的放电形成,抑制腐蚀溶解和析氢、吸氢,缓蚀机理各不相同。

缓蚀剂因组成和使用环境的不同,可分为无机、有机和气相缓蚀剂等三种。酸洗用缓蚀剂通常都选用有机缓蚀剂,这是一类属于吸附型缓蚀剂,它吸附于金属表面,形成几个分子厚的不可见膜,一般同时阻滞阳极和阴极反应,但影响不同。常用品种有胺类、杂环类、长链脂肪酸、以及含有硫和氧等元素的有机化合物等。

缓蚀剂选择的基本要求是:用量少、缓蚀作用强;在酸洗中能保护被酸洗的金属表面、而又不粘附于金属面上;它应是无毒或低毒、价廉、对环境无危害作用。在一般情况下,要求其均匀腐蚀速度 $<1\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,而且不存在孔蚀、选择性腐蚀和晶间腐蚀。缓蚀剂的理化性质应稳定,在清洗温度下不变质、不聚合、不产生粘附金属面的物质。

有机缓蚀剂发展很快,用途广泛。国内常用品种有若丁(硫脲类)和沈 1-D(苯胺甲醛缩合物);Lan-5 (用于硝酸酸洗液);Lan-82fi 缓蚀剂等。其中 Lan-826 缓蚀剂是多用型缓蚀剂,既适用于氧化性酸,又适用于非氧化性酸;既适用无机酸,又适用于多种有机酸。在一般情况下,腐蚀率不大于 1mm/a ,同时它能够有效抑制钢材在酸洗时对氢的吸收和 Fe^{3+} 离子的腐蚀,

⑤钝化的作用及钝化剂。钝化是酸洗作业的最后一个主环节。酸洗虽然清除了金属表面的氧化铁等锈垢,但金属基体表面也明显被活化,当暴露于大气中,非常容易受到氧化腐蚀。因此,酸洗后的金属表面应立即进行防锈处理。利用某些具氧化性的化合物与已活化的金属表面作用,可生成一层薄而坚密的保护性氧化膜(通常膜厚不到 30nm),从而形成了对基体金属进一步氧化扩展的阻力,这种处理称为钝化。据测定,良好的钝化可使材料表面的电位值上升到接近铂、金等贵金属的电位,这也是钝化的特征之一。很明显,钝化对防止腐蚀有重要意义,因而也就成为设备、材料表面经酸洗去除锈垢后需立即进行的工序。

酸洗用钝化剂种类很多,常用的有亚硝酸钠(NaNO_2),磷酸钠(Na_3PO_4)和联氨(N_2H_4)等。采用亚硝酸钠作钝化剂处理已活化的金属表面时,能得到比较稳定而连续的呈钢灰色(或银灰色)磁性氧化膜,其保护膜密而薄,钝化效果好。用磷酸钠作钝化剂生成的保护膜是呈黑色的磷酸铁和铁氧的混合物。由于磷酸铁盐在高温下易分解,所以采用磷酸钠作钝化处理不适合于高温高压锅炉。在有氧存在的条件下,采用联氨钝化酸洗活化后的金属表面、能生成棕红色或棕褐色的磁性氧化铁保护膜,同样具有较好的钝化效果。

钝化效果除了和钝化剂的选用有关外,钝化时溶液的 pH 值、温度、钝化剂浓度和钝化时间等都对钝化效果有很大影响,这些都是我们实际使用时要严格控制的。

5.3 不同材质情况下对药剂、配方的选择

酸洗、钝化作业的药剂和配方选择是酸洗钝化中最关键的问题。酸洗钝化时,应根据被清洗设备的金属材质,结构特点,锈垢等附着物的化学组成和状态以及数量的多少来选用药

剂和配方，并确定最佳工艺条件，使之达到既清除锈垢又能保护设备材料免受腐蚀的双重目的。

(1)药剂和配方的选择原则酸洗、钝化药剂通常是由清洗主剂、缓蚀剂、添加剂、钝化剂等组成的，其选择原则如下。

①清洗主剂(通常是某种酸)必须与被清洗的锈垢等附着物易于进行化学反应，并且要求有足够的反应速度。反应生成物必须易溶于水。

②清洗主剂与金属材料接触时，不得引起金属材料各种性能的变化。例如，不能用盐酸清洗液清洗不锈钢及高合金钢材料的设备，由于这些材料接触含有 Cl⁻ 离子的介质时有发生应力腐蚀破裂 (SCC) 的危险。因此，在被清洗的系统中，若有不锈钢或高合金钢材料时，应选用如氢氟酸、柠檬酸等作清洗主剂。各种酸洗液的除垢类型及适用材质见表 5-1

表 5-1 各种酸洗液的除垢类型及适用材质

酸洗液名称	除垢类型	适用材质
HCl	除硅垢之外,对其他垢溶解都很快	碳钢 不可用于不锈钢、高合金钢
H ₂ SO ₄	金属表面铁锈、氧化皮、铁锈、含钙量低的垢及铝的沉淀物	碳钢
HCl-HF	碳酸盐、硝酸盐、磷酸盐、硅酸盐及铁垢	碳钢、铜 不可用于不锈钢
HNO ₃	除硅垢之外的所有垢	碳钢、铜、不锈钢
HNO ₃ -HF	钙、镁、铁垢及硅垢	碳钢、不锈钢、高合金钢
氨基磺酸	钙、镁垢、金属碳酸盐氢氧化物类垢(除氧化铁垢较差)	碳钢、不锈钢、铜、高合金钢
柠檬酸或氟化柠檬酸	以清除氧化铁盐为主,对硅垢、钙镁垢无效。但氟化柠檬酸可以除铜垢	碳钢、不锈钢、高合金钢

③缓蚀剂必须与清洗主剂(某种酸)之间有很好的协调作用,以保证在清洗过程中的金属腐蚀率在规定的范围之内，金属腐蚀率指标要求<1mg/(cm²·h)。

④在一些情况下，化学清洗剂成分中还加入其他添加剂，如助溶剂、还原剂、润湿剂、乳化剂、分散剂、消泡剂、泡沫稳定剂、三价铁离子和二价铜离子的隐蔽剂等。并要求这些添加剂不应该和缓蚀剂发生有害的副作用。

⑤清洗剂的毒性应尽量小，以利于操作人员的劳动保护和废液的排放处理。

⑥清洗剂使用简单，药品来源广泛。

⑦药剂应力求经济，以利降低清洗费用。

(2)化工装置酸洗钝化药剂配方酸洗钝化药剂的配方及工艺条件使用实例见表 5_20

表 5-2 化工装置酸洗钝化药剂配方及工艺条件使用实例

序号		1	2	3	4
清洗对象及工艺条件	清洗对象	30 万 t/a 聚酯装置 25 万吨发生系统及其、中压蒸汽管道(金属石化)	某乙腈厂芳烃精制分离装置	某炼油厂制氢转化气压缩机	30 万 t/a 聚酯装置蒸汽锅炉
	材料	碳钢、A209 Ti	碳钢、3Cr18Ni10Ti、1Cr18Ni10MoTi	碳钢、22CrMo 等	15NiCuNbZrNb2、13CrMo44
碱洗	配方	1. 碳酸钠(Na ₂ CO ₃) 1.5g/L 2. 磷酸三钠(Na ₃ PO ₄) 1.7 3. 三聚磷酸钠(Na ₅ P ₃ O ₁₀) 0.8 4. 阻垢剂 0.1	1. 碱液浓度 2.5%(质量) 2. 磷酸三钠浓度 0.5% 3. 阻垢剂表面活性剂 0.05%	1. Na ₂ CO ₃ 0.1%(质量) 2. Na ₃ PO ₄ 0.3% 3. Na ₂ SO ₄ 0.05%(质量)	1. Na ₂ CO ₃ 0.1%(质量) 2. Na ₃ PO ₄ 0.2% 3. Na ₂ P ₂ O ₇ 0.1% 4. 阻垢剂 0.05%
	碱洗温度,℃	50~60	>80	~50	~80
	碱洗时间, h	~12(循环)	10~12(循环)		12
	配方	1. 碳酸钠(若丁) 1 2. 氯化氢(NH ₄ HF ₂) 3 3. 柠檬酸 20 4. 阻垢剂(20%NH ₄ OEE) 0.1	1. 碱液浓度 0.1% 2. 柠檬酸 3% 3. 阻垢剂(若丁) 0.05%	1. 若丁 0.1% 2. 柠檬酸 3% 3. 阻垢剂(NH ₄ HF ₂) 0.05%	1. 若丁 0.1%进行循环 2. 氯化氢 0.3% 3. 柠檬酸 2.0% 4. 阻垢剂 pH3.5~4.0
酸洗	酸洗温度,℃	60~80	>80	~70	70~80
	酸洗时间, h	~12(循环)	8~10		6~8
漂洗	配方	1. 若丁 0.05% 2. 柠檬酸 0.5% 3. 阻垢剂 pH3.5~4.0			
	漂洗温度,℃	50~70			~2
钝化	配方	1. 柠檬酸 5 2. 重铬酸钠(Na ₂ Cr ₂ O ₇) 5g/L 3. 亚硝酸钠(NaNO ₂) 3	1. 重铬酸钠钝化液	1. 亚硝酸钠 0.5% 2. 阻垢剂(若丁) 0.05%	1. 亚硝酸钠 0.5% 2. 阻垢剂 pH3.5~4.0
	钝化温度,℃	35~40		~60	~50
	钝化时间, h	8(循环)			4~8

①浓度单位 g/L,以下同。

②设备在运输保管中涂有大量防锈油, 平均厚度达 3mm。

5.4 酸洗与钝化的一般操作方法

化工装置的酸洗钝化操作一般在装置的设计文件或操作手册中均应给出详细说明, 操作者应按其规定严格执行。本节仅就一般通用程序做一介绍, 供使用者参考。整个酸洗钝化通常包括以下程序:酸洗前的准备、酸洗除锈垢的操作和过程监测、废液处理、工程验收等四个部分。

(1) 酸洗前的准备

①酸洗钝化方案的制订。一般在进行酸洗之前, 需根据被清洗设备、管道、阀门等的材质、结构和锈垢的类型、被清洗空间容量等制订正确的清洗方案。它包括以下几个方面。

a.规定清洗程序。通常均为水冲洗→碱洗→水冲洗→酸洗→水冲洗→漂洗与钝化。

b.选择或试验确定碱洗、酸洗、漂洗与钝化的药剂与配方、清洗工艺条件(温度、时间等)。其中特别是酸洗药剂与配方和工艺条件的选择与确定, 它是酸洗成败的关键(详见 5.3 节)。

c.选择合适的清洗方式。化工装置由于系统包容设备多、设备结构复杂、通常都采用循环清洗法。

d.清洗回路的划分。为保证清洗效果, 清洗通常分为若干回路进行, 并使流程中设备飞管道等采取串联清洗方式。绘制清洗流程示意图。

e.清洗用化学药品和公用工程水、电、汽、风等的需用数量和质量的要求, 水、电、汽、风等的供应方式。酸洗钝化全过程通常需要耗用被清洗空间(连同临时泵站和管线)约 15--22 倍去离子水, 这是在方案中要特别注意的, 因此一般酸洗钝化都是在去离子水系统正常生产后进行这一工作的。其他水、电、汽、风的连续供应对保证清洗也十分重要。

f.过程工艺条件的控制, 如各阶段清洗液的升, 降温, 药剂的加人和浓度、pH 值的控

制等。

9.循环清洗用临时泵站及临时配管，各清洗回路加播盲板说明。

h 甲过程的废液处理和临时设施。

i.人员组织和通讯联络等后勤保障。

j.现场安全防护措施和安全用品的配备等。

②循环清洗系统的基本流程和主要设备

a.基本流程。循环清洗系统的典型流程见图 5-1。

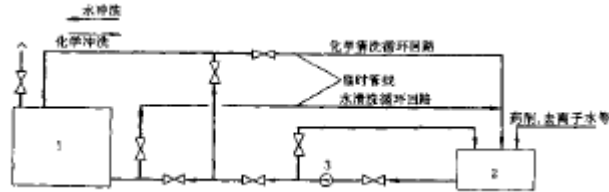


图 5-1 循环清洗系统的典型流程

1-被清洗系统;2—清洗液循环槽;3—清洗泵

b.主要设备及配管要求。

a)清洗液循环槽。它是被清洗系统和清洗泵之间的中继设备，槽应有足够的容积和高度，并配有蒸汽加热盘管和安装液位计、温度计，槽底应设有排污底阀，以便顺利地排出沉渣。

b)循环清洗泵。泵应耐腐蚀、泵的扬程除应高于被清洗系统的最高处外，还应加上系统运行时的管路压降。泵的流量应使清洗液在被清洗的管道中流速一 0.5m/s。当缓蚀剂缓蚀率高、清洗液配制操作正确时，清洗泵亦可用普通离心泵替代。

c)临时配管。临时配管应有足够的截面积，以保证清洗液在被清洗系统中的流速和流量。阀门应灵活、严密、耐腐蚀。临时配管安装试压合格后，应进行临时保温敷设。

d)滤网。清洗泵入口应装过滤网，滤网孔径应小于 5mm，且应有足够的流通面积，以保证清洗泵的正常运转。

③循环清洗系统的试运转。当循环清洗用临时泵站、配管与被清洗系统连接安装完毕后，应进行清水负荷试车。

a.全系统试压 $\wedge$ 1.0MPa 合格(循环槽除外)。

b.启动循环泵，先进行小循环回路操作，而后进行大循环回路操作，确认泵的扬程、流量能满足清洗要求。

(2)酸洗钝化的操作和过程监测

①水冲洗

a.直流水冲洗。打开系统各正常排放阀和人废水池排放总阀，由系统顶端送入去离子水冲洗系统设备和管道，至出水清澈或浓度小于 10×10^{-6} 为止。

b.热水循环冲洗。系统回路充满去离子水，通过在循环槽直接或间接蒸汽加热，使全系统在 75-85 °C 下循环冲洗 2-4h，排放。

②碱洗

a.向回路加入去离子水，加热至 80°C 左右，恒定，注入化学药品，各循环回路碱洗时需要化学药品数整，投药次序，加入回路后溶液各组分浓度、控制清洗温度及循环时间等详见方案规定。

b.加药时需缓慢进行，以免造成回路中溶液浓度不均匀。

c.分析测定回路进出口溶液 pH=9.5-10.9, 浑浊度、电导率相等为合格。

d.碱洗结束，排尽碱液，以去离子水直流冲洗，排入废水池，直到进出口 pH 值相等，冲洗水变清。再回路循环半小时，当循环水 pH 值不超过新鲜去离子水。12 为合格。

③酸洗

a.碱洗后的热水循环冲洗合格后，水不需排除;继续维持或降至酸洗要求的温度、投药。其投药次序，加入回路后溶液浓度，控制循环温度及酸洗时间等详见方案规定。

b.酸洗阶段要进行化学分析控制，其控制分析项目和分析周期列于表 5-3 0

表 5-3 酸洗分析控制项目

序号	项目	指标	分析周期	备注
1	阻蚀剂试验	腐蚀率	每小时一次	15h 内应保持这一数值
2	铁的浓度		半小时一次	
3	PH 值		半小时一次	
4.	组化物试验		半小时一次	
5	酸分析		半小时一次	

c.由于酸洗溶液具有强的腐蚀性，故酸洗温度应控制在指标的下限操作。

d 酸洗后溶液中的铁离子浓度一般为 8g/l，左右，当分析测定溶液中的酸含量在至少三个小时内稳定，且酸溶液尚有足够溶解更多的铁的能力时，酸洗可告结束。

e.酸洗结束，排尽酸液，以去离子水冲洗(与碱洗第④点相同)。

f.酸洗液缓蚀率的测定方法。在酸洗前应了解酸洗液的缓蚀效率，然后再进行实地酸洗，以免设备和管道在清洗时受到腐蚀(一般情况下，要求加入缓蚀剂后能使酸液的腐蚀率降至 1mm/a 以下;特定场合要求 1--2mm/a)。酸洗液缓蚀效率的测定方法有许多种，但最方便最可靠的一种是失重法。试片尺寸(长 X 宽 x 厚)50mmX25mmX2mm，挂孔直径 4mm，试片总面积为 0.0028m²，如图 5-2 所示.其材料应包括所有进行化学清洗范围内使用的材料。

④漂洗与钝化(以 NaNO₃为钝化剂)

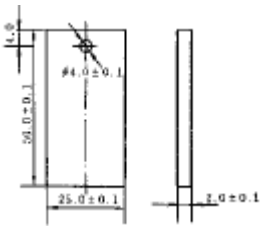


图 5-2 腐蚀试片尺寸

a.酸洗后的热水循环冲洗结束后，冲洗水部分排放，并同时补充冷去离子水，使回路温度降至 35—40℃投药、钝化时各回路的投药数量，投药次序，加入回路后溶液浓度、控制循环温度、时间等要求详见方案规定。

b.钝化阶段要进行化学分析控制，其控制分析项目和分析周期列于表 S-4e

表 5-4 钝化分析控制项目

序号	项目	指标	分析周期	备注
i	pH 值	9.0--9.5	每半小时一次	

2	Fe		每半小时一次	
3	氢氧化铁沉淀试验①			

①在为提高 pH 值而在回路注入氨之前，取溶液样品慢慢注入氨，使 pH 值上开到 9.5，加入 3g/L 亚硝酸钠，经过反应，样品颜色变为绿色或褐色，但清做度不应改变(无絮状的 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 或 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 沉淀)。

c.排出钝化液、系统干燥后充氮保护。

5.5 酸洗与钝化的安全防护和废液处理

(1)酸洗钝化的安全防护酸洗钝化作业现场除遵循化工装置的通用安全规定外，还须做到以下几点。

①清洗回路(包括临时泵站及管道)安装结束后，应进行约 1MPa 的水压试验(清洗用循环槽只做注水试验)，以防清洗时具有强烈腐蚀性和有毒的清洗液可能造成的外漏而发生烧伤和烫伤等人身安全事故。

②清洗回路的高点应装有排气口，使酸洗过程中产生的二氧化碳，或因缓蚀效果不好产生的氢气，能够畅通的排出设备系统之外。

③钝化阶段，绝不能在清洗液 $\text{PH}<5.5$ 的情况下向回路中注入 NaNO_2 ，以防 NaNO_2 分解为有毒的氧化氮气体。注入的柠檬酸量(以质量计)必须 4 倍于可溶解的 Fe 的数量，以防 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 或 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 沉淀。

④清洗液从回路排放时注意打开顶部放空阀，以免形成负压而损坏设备。

⑤整个清洗操作的始终。要注意循环槽内液位，防止清洗液循环泵抽空损坏。

⑥在酸洗期间不得在现场进行动火、焊接，以防空气中的氢气达到危险浓度时，遇火发生爆炸。

⑦从事化学清洗的操作人员必须佩带必要的安全保护用品，如防护眼镜、防酸服、胶鞋及胶制手套等。

(2)排出废液的处理酸洗钝化过程中排出的废液含有大量剩余清洗药剂和反应产物。其废液对环境危害甚大，必须严格执行国家规定的排放标准。未经处理的废液不得随意采用渗坑、渗井和漫流的方式排放。一般情况下，酸洗钝化的作业应在工厂污水处理装置投产之后进行。其排出的废水经初步处理后再排入总的污水处理装置处理后排放如不具备此条件时必须设置临时处理设施以解决污染问题。为此。对废液需根据现场实际情况，采取如下处理方法。

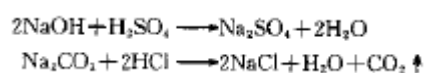
①稀释法。当少量浓度不高的碳酸钠、氢氧化钠或磷酸钠等清洗液从系统排放时，应采用较多的水进行冲稀排放，使混合后进入污水管道的废液 pH 值在 6--9,悬浮物 $<500\text{mg/L}$,符合国家排放标准。

②中和法。对于浓度较高的酸、碱废液采用稀释法排放是不适宜的。因此需采用中和法处理。

a.碱洗废液的处理

a)将碱洗废液与后面的酸洗废液(但不包括柠檬酸酸洗废液)中和，使 pH 值达到 7---9 排放。

b)采用投药中和法。常采用中和剂为工业用硫酸、盐酸。废碱液与酸反应如下：

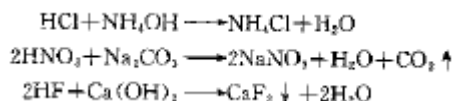


b.酸洗废液的处理。酸洗废液中除柠檬酸废液采用焚烧法处理外，其他大都采用中和法

处理。

a)将酸洗废液与碱洗废液中和,使 pH 值达到 6---9 排放。

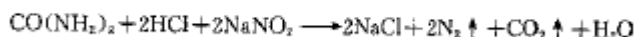
b)采用投药中和法。常用中和剂有:纯碱、烧碱、氨水和石灰乳等。中和反应如下:



③焚烧法。柠檬酸洗废液由于生物耗氧量(CDD)值高,约在 2}00Q--}SQDOOmg/L 间,通常采用焚烧法处理。即把柠檬酸废液排至煤场或灰场,使其与煤混合后送入炉膛内焚烧。

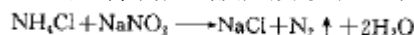
④钝化废液的处理亚硝酸钠废液不能与废酸液排入同一池中,否则。会生成大量氮氧化物 NO 二气体,形成有毒黄烟,严重污染环境。但亚硝酸钠废液处理目前尚没有一个十分有效的方法,比较好的几种方法是:

a.尿素分解法。尿素经盐酸酸化后投入废液中,与亚硝酸钠反应,使生成氮气,反应式如下:



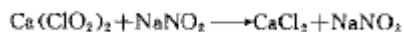
尿素投加量为每 kg 亚硝酸钠投加 0.45kg 尿素。

b.氯化铵处理法口将氯化钱投入废液中,与业硝酸钠反应:



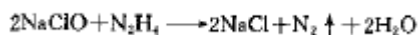
氧化按的加人量应为亚硝酸钠含量的 3--4 倍,为了加快反应速度,防止亚硝酸钠在低 pH 值时会分解造成二次污染,可向废液中通入蒸汽,维持温度 70---80℃,控制 pH 值在 5---9,

c.次抓酸钙处理法。将次氯酸钙加人废液中,与亚硝酸钠反应;



次氯酸钙的投加量为亚硝酸钠的 2.5 倍,反应在常温下进行,通入压缩空气搅拌效果更好。

d.联胺废液的处理。联胶废液通常采用次氯酸钠分解法处理:



联胺与次抓酸钠反应仅需 10min 即可,分解出氮气,不产生 COD 和氮的残留。

5.6 大型设备、管网酸洗与钝化实例

(1)某大型合成氨装置转化气蒸汽发生器(废热锅炉)的酸洗钝化该废热锅炉是目前国内外以天然气(或轻油)为原料的大型合成氨装置,广泛采用的高效传热设备—火管式蒸汽发生器。其工艺用途是将~950℃的转化气和— 410℃的变换气与锅炉水换热,产生— 10.5MPa 的高压蒸汽。

清洗的目的是将两台蒸汽发生器(一台走转化工艺气、一台走变换工艺气)、一台汽包及其相连的上升、下降及排放管线内的灰尘、泥砂、油脂、铁锈、铁屑以及制造、施工安装中可能残留的杂物清除干净,以提高蒸汽发生器产出蒸汽的清洁度,从而保证设备安全运行。

清洗程序为:水冲洗除去灰尘、泥砂;碱洗除去油脂;酸洗除去铁屑、轧制鳞皮、铁锈和二氧化硅等;钝化使系统内壁形成平滑的保护膜,从而防止重新生锈。全部清洗过程如下。

①准备工作

a.废热锅炉 H1251,H1351 及共用汽包与上升管、下降管等组装好(见图 5-3),并人工清理完毕。

b.围绕废热锅炉系统建立循环清洗泵站(见图 5-3)。其中:

- 循环槽 1 只规格(容积一 30m³, 带蒸汽盘管加热
 循环清洗泵 A/B, 共 2 台规格(Q--580m³/h,N32.4m)
 c.按清洗要求, 将澄清水、脱盐水(去离子水)、加热蒸汽等管道接入循环槽相应部位。
 d.循环槽装好液位计、温度计。架设好加药平台。
 e.循环泵出口装好压力表、流量计、泵进口装过滤网。
 f.拆除汽包 D1251 给水单向阀内件及 D1251 内除沫器。
 g.拆除汽包 D1251 安全阀、液位计、液位报警器等并上盲板。
 h.腐蚀监测试片及取样分析等各项工作准备就绪。
 i.各类清洗用化学药品齐全、足量并运至清洗现场。
 j 公用工程水(包括脱盐水)、电、汽、风等原则要求清洗期不中断。
 k.除循环槽外的清洗系统设备、管线必须经 1.0MPa 水压试验确认不漏。
 l.循环泵 A /8 用清水按清洗要求运转合格。
 m.犯, 酸洗钝化全过程的废水排放、接收处理装置处于待用状态。
 n.有关清洗现场的各项安全、急救工作按要求做好。

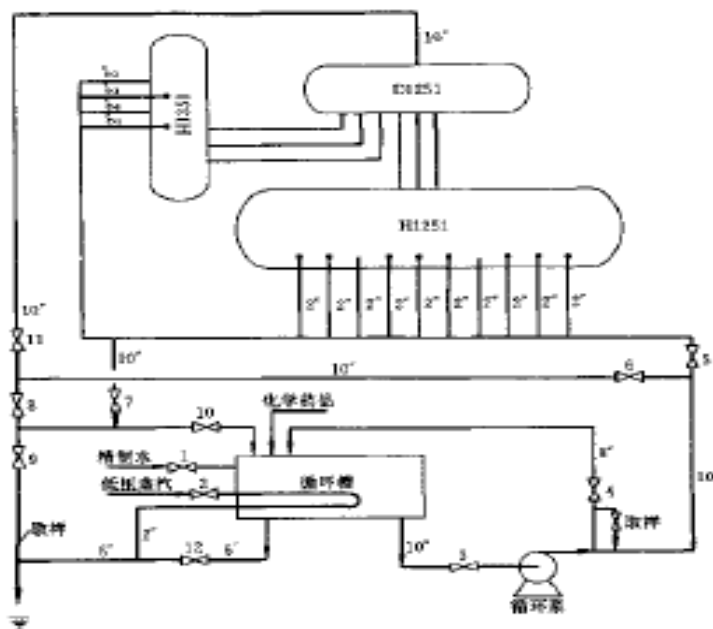


图 5-3 废热锅炉与循环清洗泵站及配管示意图

②酸洗、钝化操作

a.清洗回路

a)水冲洗时循环回路。脱盐水进入循环槽内, 经过循环泵送入 i U_r 临时管线到 D1251 给水进口 10"管, 进入 D1251, 再分别到 H1251,H1351、由 131251、H1351 底部 2"排放及下降管底部 2"排放汇集到 10"临时管线排入地沟, 浊度合格后再进入循环槽。即水冲洗循环回路由上至下。

b)化学清洗时循环回路。由循环槽把清洗液经过泵送入 10"临时管线, 由 H1251,H1351 底部 2"排放口及下降管底部 2"排放口进入 H1251,H1351 及 D1251,再由 D1251 给水进口 10"管进入 10"临时管线到循环槽。即化学清洗循环回路为由下至上。全部清洗容积约 130m³

b.清洗

a)系统水冲洗;将整个清洗回路用脱盐水充满, 进行循环清洗, 时间 2--3h, 视浊度情况适当排放置换。将冲洗水排尽、清理净循环槽中沉积物。

b)脱脂。

- 回路充满脱盐水后、循环升温达 80℃左右。

- 加药(按顺序)

碳酸钠 0.3%	390kg
磷酸三钠 0.2%	260kg
三聚磷酸钠 0.1%	130kg
润湿剂 0.05%	65kg

- 循环 12h 后排放 (按废液处理要求)
- 分析;浊度、碱度 1 次/14h
- 进脱盐水循环冲洗置换, 直到进出 pH 值相近为止。不必排放。

c)酸洗。酸洗开始时, 先放入腐蚀监测试片, 酸洗结束取出测定腐蚀率。

- 回路充满脱盐水后, 开始循环升温 70—80℃

- 加缓蚀剂 若丁 0.1% 130kg 进行循环

依次加入 氟化氢铁 0.3% 390kg

柠檬酸 2.0% 2600kg

液氨 调 pH 3.5

- 循环 6—8h
- 分析:Fe²⁺,Fe³⁺,酸度、pH 每小时 1 次。
- 酸洗结束后排液(按废液排放处理要求), 如有必要应进行检查和清理沉积物。
- 回路引人脱盐水进行循环冲洗置换。

d)漂洗钝化

- 循环升温至 60—70℃
- 向系统加人少量缓蚀剂 0.05%,65kg, 再加人柠檬酸 0.5% 650kg 进行循环。
- 用液氨调 pH 保持 3.5--4.0
- 时间约 2h,
- 分析:pH,酸度、Fe²⁺,Fe³⁺每半小时 1 次。
- 在漂洗液中加氨调 pH 保持 10-10.5,温度控制 50℃ 左右。
- 加亚硝酸钠 650kg, 使浓度为一 0.5%, 进行循环钝化。
- 循环钝化 4—6h
- 排出钝化液, 系统干燥后充氮保护待用。
- 分析:pH 每小时 1 次。

(2)某乙烯厂芳烃联合装置的化学清洗芳烃联合装置中, 被清洗的工艺管线总长度为 10078m, 设备 58 台, 折合总容积 1144m³

清洗程序为水力冲洗→碱洗→水洗、酸洗、水洗(漂洗和中和)→钝化→检查验收→充氮待用。

水力冲洗的目的是除去灰尘泥砂、游离铁锈、铁屑等疏松杂物。冲洗用水浊度不大于 20*10⁻⁶,Cl⁻离子不大于 50mg/L,冲洗流速不低于 1.5m/s。冲洗水进出口浊度差小于 5*10⁻⁶,且不见碎片、杂物, 则水力冲洗结束。碱洗的目的是脱脂、除机械油、石墨脂、含油徐层、防锈油等油污。碱洗后用水冲, 以除去脱脂液和固体粒子, 冲洗速度 1.5ml/s a 酸洗的目的是除去 FeO,Fe₂O₃,Fe₃O₄, 等铁锈与轧制鳞皮。钝化处理的目的是防止再锈。充氮待用也是防止在使用前再生锈和系统进入杂物。

芳烃联合装置中部分装置的清洗过程如下。

①芳烃抽提装置的清洗。本装置的部分工艺管线、设备, 特别是抽提塔、重整液抽提塔、重整提馏塔内部在制造和安装过程中涂刷了大量防锈机油、黄油, 平均厚度达 2--3mm, 这

些油脂的存在将会污染下游装置的催化剂,另外所涂油脂时间太长会氧化,氧化物有可能最后进入苯中,影响整个装置的效率,含氧化物的苯也会影响吸附分离装置的干燥。因此,酸洗除锈前除净设备内大量的油脂至关重要。其碱洗配方及碱洗条件如下:

碱洗配方为碱总浓度 3%(质量,下同);钠盐总浓度 3%;蓝星表面活性剂 0.05%。碱洗温度:大于 8℃,碱洗时间:10--12h。

抽提塔与重整液抽提塔是同相连的工艺管线和换热器一起清洗的。首先清洗液充满塔体,再利用塔自身的压差分别循环切换清洗与塔相连接的换热器及工艺管线。塔顶部是利用公用空气循环的低进高回,然后间隔一定时间正反向循环切换,以免产生气阻、死角。

酸洗配方:HCl 5%--6%;HF 1%;缓蚀剂 Lan-826 0.2%,温度 50—55℃,时间 6h。

本装置酸洗用试片测试其腐蚀率,为 0.88g/(m²·h)

②吸附分离装置的清洗。吸附分离装置是用来制备高纯度对二甲苯,如果设备管道中有油污、铁锈等杂物存在,会降低工作性能,甚至使装置失效。又因泵和阀门是采用不锈钢(1Cr19Ni9Ti 和 1Cr18Ni10MoTi)制成,对清洗要求比较严格,所以选用柠檬酸(含氨)清洗。

配方及工艺条件如下:

碱洗配方:碱总浓度 2.5%;钠盐总浓度 2.5%;蓝星表面活性剂 0.05%;碱洗温度}80℃;时间 10—12h

酸洗配方:柠檬酸(H₃C₃H₅O₇) 3%;氨水(18%--20%)调 pH;缓蚀剂 Lan-826 0.1%;酸洗温度}80℃;时间 8---10h

钝化采用蓝星钝化防锈液、2--3 个月不生锈。

③压缩机进口管线的清洗。压缩机各段进口管线的清洗也是该工程的重要一环,因为大型离心压缩机的部件十分精密、转速高,微小的金属粒子或杂物都可能会损坏其精密,造成不良后果。压缩机管路种类多,走向复杂,因此清洗前临时管线配备相当重要,要选择一定管径,注意循环回路走向。低点设置排污管。各高点应设置排空管,以防造成死角、气阻,保证不了一定的流速,而影响整体清洗效果。

清洗配方及工艺条件如下:

碱洗现方:碱总浓度 2.5%;钠盐总浓度 2.5%;碱洗温度>75℃;时间 6--8h

酸洗配方:HCl 6.5%—8%;缓蚀剂 Lan-826 0.20%—0.25%或 HC 14.5%—6%;

HF 0.2l 缓蚀剂 Lan-826 0.20—0.25%;酸洗温度:50—55℃;时间:6--8h。腐蚀挂片试验:腐蚀率。918g/(m²·h)

钝化使用蓝星钝化液。先加入钝化防锈稳定剂。钝化后采用高压泵或吹扫冲净管内残留渣物。

④氧气管线的清洗。输送氧气的管线其清洁度要求高,微量的油污、金属粒子及渣物在管线内的存在均可能与高纯、高压的氧气相撞击产生电火花而发生难以预料的严重后果。因此要进行严格的清洗。首先用高压蒸汽吹扫管内的焊渣、泥砂、游离铁锈、轧制鳞片等杂物然后进行水冲洗、碱洗、酸洗、中和漂洗及钝化处理。

碱洗配方:碱总浓度 4.0%;钠盐总浓度 4.0%;碱洗温度>75℃;时间 8—10h

酸洗配方:HNO₃ 6%--8%;HF 1%。缓蚀剂 Lan-826 x0.20%—f0.25%;酸洗温度:40—45℃,时间 6-8h。

酸洗后进行中和漂洗(除去残留铁锈),然后进行碱性钝化(2 次脱脂兼钝化功能,碱浓度为 3%--4%,最后用氮气吹扫管内残渣粒,尔后用氮气微正压封存待用。

挂片检验结果:碳钢腐蚀率 0.81g/(m²·h)

不锈钢腐蚀率 0.009/(m²·h)}

第 6 章化工装置的强度试验和严密性试验

6.1 化工装置的强度试验（水压试验）

化工装置建成后投产前或者大检修后,均需按规定进行压力试验,就是通常所称的试压,它包括强度试验和严密性试验。

压力试验是对压力容器和管道系统的一次综合性考核,通过压力试验,就能检验容器和管道是否具有安全地承受设计压力的能力(即耐压强度),严密性、接口或者接头的质量、焊接质量和密封结构的紧密程度。此外,可观测受压后容器和管道的母材焊缝的残余变形量,还可以及时发现材料和制造过程中存在的问题。

强度试验包括液压强度和气压强度试验。为防止试压过程中发生意外通常采用液压强度试验。

液压强度试验的加压介质通常采用洁净水,故液压强度试验常被称为水压试验。如果不用水而改用其他液体时,所用的液体必须是流动性好、无毒、沸点和闪点高于耐压强度试验温度且不可能导致其他危险。

对奥氏体不锈钢容器和管道系统进行水压试验时应严格控制水的氯离子含量,因为氯离子对奥氏体不锈钢产生严重的晶间腐蚀。因此试验前应先检查水中的氯离子含量,一般要求在 25mg/L 以下,超过时应采取相应措施(例如加入硝酸钠溶液进行处理)。

水压试验前容器和管道系统上的安全装置、压力表、液面计等附件及全部内构件均应装配齐全并经检查合格。

水压试验时,试验环境和水的温度应保证高于试验容器材质的无塑性转变温度(NDT),目的是为了防止材质冷脆产生低应力脆性断裂。通常应该在环境温度 5℃ 以上进行,否则应有防冻措施。对于碳钢和 16MnR 钢制容器和管道,试验用水温应不低于 5℃,其他低合金钢(不包括低温容器),试验用水温不低于 15℃。如因板厚等因素会造成脆性转变温度升高,还应适当提高试验水温。

关于水压试验的压力规定、升压程序、合格标准、安全措施和防范等,除了遵照设计文件规定外,还必须根据(压力容器安全技术监察规程)和 SHJ501-85(石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道施工及验收规范)进行。

水压试验前,应将不参与水压试验的系统、设备、仪表和管道加盲板隔离(加盲板的部位应有明显的标记和记录)。

水压试验时应将水缓慢充满容器和管道系统,打开容器和管道系统最高处阀门,将滞留在容器和管道内的气体排净。容器和管道外表面应保持干燥,待壁温与水温接近时方能缓慢升压至设计压力,确认无泄漏后继续升压到规定的试验压力,根据容积大小保压 10-30min,

然后降压至设计压力,保压进行检查,保压时间不少于 30min,检查期间压力应保持不变。

检查重点是各焊缝及连接处有无泄漏、有无局部或整体塑性变形,大容积的容器还要检测基础下沉情况(对要求在基础上作水压试验且容积大于 100m³ 的设备,水压试验的同时,在充水前、充水时、充满水后、放水时和放完水后,均应按预先标定的测点作基础沉降观察,详细记录基础下沉和回升情况,填写基础沉降观察记录)。

检查时可用小锤沿焊缝及平行于焊缝 15—20mm 二处轻轻敲打。如发现泄漏,不得带压紧固和修理,以免发生危险。缺陷排除后,应重新作水压试验。水压试验结束后,打开容器和管道的最低处阀门降压放水,排水时,不得将水排至基础附近,大型设备排水时,应考虑反冲力作用及其他安全注意事项。另外,排水时容器顶部的放空阀门一定要打开,以防薄

壁容器抽瘪。水放净后，采用压缩空气或惰性气体将其内表面吹干，严防器内和管内存水。

试验用压力表不得少于两个并经校验合格，其精度不低于 1.5 级，表面刻度值为最大被测压力值的 1.5---2 倍。压力表应分别装在最高处和最低处，试验压力应以最高处的压力读数为准。

试验压力遵照(压力容器安全技术监察规程)和 SHJ501-85(石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道施工及验收规范) 和设计文件规定执行。

压力容器水压试验的试验压力见表 6--1

表 6-1 压力容器水压试验的试验压力

压力容器名称	压力等级	水压试验压力(pT=n • p), MPa
钢制和有色金属制压力容器	低压	1.25p
	中压	1.25p
	高压	1.25p
铸铁		2.00}p
搪玻璃		1.25p

对于设计温度(壁温)》 200℃的钢制或》 150℃的有色金属制压力容器，水压试验压力 P=按下式计算:

$$p_T = p_T \cdot [\sigma] / [\sigma]' = \eta \cdot p \cdot [\sigma] / [\sigma]'$$

式中 p——容器的设计压力，MPa (对在用压力容器为最高工作压力)；

p_T' ——设计温度下的耐压试验压力，MPa；

p_T ——试验温度下的耐压试验压力，MPa；

η ——耐压试验压力系数；

$[\sigma]$ ——试验温度下材料的许用应力，MPa；

$[\sigma]'$ ——设计温度下材料的许用应力，MPa。

管道系统水压试验压力见表 6-2.

表 6-2 管道系统水压试验压力表

管 道 级 别		设计压力, MPa	水压试验压力, MPa	
中低压	真空		0.196 (2kgf/cm ²)	
	地上管道		1.25p	
	埋地管道	钢	1.25p	
		铸铁	≤0.49 (5kgf/cm ²)	2p
			>0.49 (5kgf/cm ²)	p+0.49
		高压		1.5p

设计温度高于 200℃的碳钢或高于 3500C 的合金钢管道的水压试验压力,应按下式换算:

$$p_t = K p \frac{[\sigma]_t}{[\sigma]_d}$$

式中 p_t ——设计温度下的水压试验压力, MPa;
 p ——设计压力, MPa;
 K ——压力系数, 中低压取 1.25, 高压取 1.5;
 $[\sigma]_t$ ——常温时材料的许用应力, MPa;
 $[\sigma]_t$ ——设计温度时材料的许用应力, MPa。

水压试验必须严格按照规程、规范、设计文件的要求和批准的水压试验方案一步一步进行, 严禁逾越。

管道系统和设备一同试压时, 以设备的试验压力为准, 并确保与其他无关系统隔离。

6.2 气密性试验的目的、条件和控制标准

气密性试验主要是检验容器和管道系统各连接部位(包括焊缝、铆接缝和可拆连接)的密封性能, 以保证容器和管道系统能在使用压力下保持严密不漏。“压力容器安全技术监察规程”明文规定:介质毒性程度为极度、高度危害的或设计上不允许有微量泄漏的容器, 必须进行气密性试验。因此, 它与上述的水压试验是目的和概念不同的两种试验。

为了保证容器和管道系统不会在气密性试验中发生破裂爆炸引起大的危害, 气密性试验应在水压试验合格后进行。

对采用气压强度试验的容器和管道系统, 气密性试验可在气压强度试验时, 气压降到设计压力后, 一并进行检查。

碳钢和低合金钢制容器和管道系统, 气密性试验用气体的温度不应低于 5℃, 其他材料制容器和管道系统, 其试验用气体温度应符合设计图样规定。

“压力容器安全技术监察规程”规定:压力容器气密性试验压力等于设计压力。压力容器气密性试验的试验压力见表 6-3。

表 6-3 压力容器气密性试验的试验压力

表 6-3 压力容器气密性试验的试验压力		
压力容器名称	压力等级	气密性试验压力, MPa
钢制和有色金属制压力容器	低压	1.00p
	中压	1.00p
	高压	1.00p
铸铁		1.00p
搪玻璃		1.00p

SHJ501-85 石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道施工及验收规范中规定的管道的气密性试验的试验压力见表 6-4。

表 6-4 管道的气密性试验的试验压力

管道级别			设计压力	气密性试验压力, MPa
中低压	真空			0.03
	地上管道			1.00p
		钢		1.00p
		铸铁		1.00p
	埋地管道			1.00p
高压				1.00p

6.3 气密性试验的方法(含真空度试验)

气密性试验所采用的气体通常应为干燥、洁净的空气、氮气或其他惰性气体。

如生产工艺无特殊要求,通常采用干燥、洁净的空气作为气密性试验介质。当然能采用氮气或其他惰性气体作为试验介质更好,更符合石油化工生产工艺的要求。但上述介质来源要有空气分离装置、且价格较贵。

如对易燃易爆介质的在用压力容器和管道系统进行气密性试验,必须进行彻底的清洗和置换,否则严禁用空气作为试验介质。对要求脱脂的容器和管道系统,应采用无油的气体。

气密性试验时,升压应分段缓慢进行,首先升至气密性试验压力的 10%,保压 5--10min 检查焊缝和各连接部位是否正常,如无泄漏可继续升至规定试验压力的 50%,如无异常现象、无泄漏,其后按每级 10%逐级升压,每一级稳压 3min,到达试验压力时,保压进行最终检查,保压时间应不少于 30min。

检查期间,检查人员在检查部位喷涂肥皂液(铝合金容器、铝管用中性肥皂)或其他检漏液,检查是否有气泡出现,如无泄漏、无可见的异常变形、压力不降或压力降符合设计规定,即为合格。

气密性试验时,如发现焊缝或连接部位有泄漏,需泄压后修补,如要补焊,补焊后要重新进行耐压强度试验和气密性试验、如要求作热处理的容器,补焊后还应重作热处理。

真空设备和真空管道系统在强度试验和气密性试验合格后,再联动试车运转,还应以设计压力进行真空度试验。

真空度试验宜在气温变化较小的环境中进行,试验时间为 24h,检查增压率,增压率按下式计算。

$$\Delta p = \frac{p_2 - p_1}{p_1} \times 100\%$$

式中 Δp ——24h 的增压率,%;

p_1 ——试验初始压力(表压),MPa;

p_2 ——24h 后的实际压力(表压),MPa。

增压率 Δp , A 级管道不应大于 3.5%; B、C 级管道不应大于 5%。

6.4 上下水管道的渗水量试验

上下水管道安装完工后,除要进行水压强度试验或气压强度试验外,还应对管道进行液压严密性试验,以检验是否有泄漏现象,通常称渗水量试验。

液压严密性试验一般在强度试验合格后进行,试验压力为工作压力,试验时不得有漏水现象,实测渗水量小于或等于(给水排水管道工程施工及验收规范)(GB50268---97)所规定的允许渗水量时,液压严密性试验为合格。压力管道严密性试验允许渗水量见表 6-5

当管道内径大于(表 6-5)规定时,实测渗水量应小于或等于按下列公式计算的允许渗水量:

钢管: $Q = 0.05\sqrt{D}$

铸铁、球墨铸铁管: $Q = 0.1\sqrt{D}$

预应力、自应力混凝土管: $Q = 0.14\sqrt{D}$

式中 Q ——允许渗水量, L/(min·km);

D ——管道内径, mm。

渗水量试验应按 GB50268--97 给水排水管道工程施工及验收规范附录 A 放水法或注水法进行。

表 6-5 压力管道严密性试验允许渗水。

管道内径 mm	允许渗水量, L/(min·km)			管道内径 mm	允许渗水量, L/(min·km)		
	钢管	铸铁管、球墨铸铁管	预应力混凝土管		钢管	铸铁管、球墨铸铁管	预应力混凝土管
100	0.28	0.70	1.40	800	1.20	2.40	3.44
125	0.35	0.90	1.56	700	1.30	2.55	3.70
150	0.42	1.05	1.72	600	1.35	2.70	3.95
200	0.56	1.40	1.98	900	1.45	2.90	4.20
250	0.70	1.55	2.22	1000	1.50	3.00	4.42
300	0.85	1.70	2.42	1100	1.55	3.10	4.60
350	0.90	1.80	2.62	1200	1.65	3.30	4.70
400	1.00	1.95	2.80	1300	1.70		4.90
450	1.06	2.10	2.98	1400	1.75		5.00
500	1.10	2.20	3.14				

放水法试验应按下列程序进行:

将水压升至试验压力, 关闭水泵进水阀门, 记录降压 0.1MPa 所需的时间 t_1 。打开水泵进水阀门, 再将管道压力升至试验压力后, 关闭水泵进水阀门。

打开连通管道的放水阀门, 记录降压 0.1MPa 的时间 t_2 , 并测量在 t_2 时间内, 从管道放出的水量 w

实测渗水量应按下式计算:

$$q = \frac{\bar{w}}{(t_1 - t_2) l}$$

式中 q ——实测渗水量, L/(min·m);

t_1 ——从试验压力降压 0.1MPa 所经过的时间, min;

t_2 ——放水时, 从试验压力降压 0.1MPa 所经过的时间, min;

$\bar{w}$ —— t_2 时间内放出的水量, L;

l ——试验管段的长度, m,

注水法试验应按下列程序进行:

水压升至试验压力后开始计时。每当压力下降, 应及时向管内补水, 但降压不得大于 0.3MPa, 使管道试验压力始终保持恒定, 延续时间不得少于 2h, 并计量恒压时间内补入试验管段内的水量。

实测渗水量应按下式计算:

$$q = \frac{\bar{w}}{t \cdot l}$$

式中 q ——实测渗水量, L/(min·m);

$\bar{w}$ ——恒压时间内补入管道的水量, L;

t ——从开始计时至保持恒压结束的时间, min;

l ——试验管段的长度, m。

放水法或注水法试验, 应作记录, 记录表格形式见表 6-6 表

6—6 放水法试验记录表

工程名称		试验日期		年 月 日	
桩号及地段					
管道内径, mm		管材种类		接口种类	
				试验段长度, m	
工作压力, MPa		试验压力, MPa		10min 降压值, MPa	
				允许渗水量, L/(min·km)	
渗水量测定记录	放水法	次	由试验压力降压 0.1MPa 的时间	由试验压力放水下降 0.1MPa 的	由试验压力放水下降 0.1MPa 的
		数	t_1 , min	时间 t_2 , min	放水量, L
		1			
		2			
		3			
		折合平均实测渗水量 L/(min·km)			
外观					
评语		强度试验		严密性试验	

施工单位:

监理单位:

使用单位:

注水法试验记录表格形式见表 6-7

试验负责人:

设计单位:

记录员,

表 6-7 注水法试验记录表

表 6-6 潜水法试验记录表

工程名称				试验日期		年 月 日	
桩号及地质							
管道内径, mm		管材种类		接口种类		试验段长度, m	
工作压力, MPa		试验压力, MPa		10min 降压量, MPa		允许渗水量, L/(min·km)	
潜水法测定记录	放水法	次 数	由试验压力降压 0.1MPa 的时间 t_1 , min	由试验压力放水下降 0.1MPa 的时间 t_2 , min	由试验压力放水下降 0.1MPa 的渗水量, L	实测渗水量 q L/(min·m)	
		1					
		2					
		3					
		折合平均实测渗水量 L/(min·km)					
外观							
评语		强度试验				严密性试验	
施工单位:				试验负责人:			
监理单位:				设计单位:			
使用单位:				记录员:			

注水法试验记录表格形式见表 6-7。

表 6-7 注水法试验记录表

工程名称		试验日期		年 月 日			
桩号及地质							
管径内径, mm		管材种类	接口种类	试验段长度, m			
工作压力, MPa		试验压力, MPa	10min 降压值, MPa	允许渗水量, L/(min·km)			
潜水法 测定记录	注水法	次 数	达到试验压力 的时间 t_1 min	恒压结束 时间 t_2 min	恒压时间 t min	恒压时间内 补入的水量 L	实测渗水量 q L/(min·km)
		1					
		2					
		3					
		折合平均实测渗水量, L/(min·km)					
外观							
评语		强度试验	严密性试验				

6.5 剧毒介质系统的泄漏量试验

对于剧毒介质或甲、乙类火灾危险介质的中、低管道系统应进行泄漏量试验。

泄漏量试验应在气密性试验合格后及时进行, 泄漏量试验应按设计压力进行, 试验时间 24h。

全系统的每小时平均泄漏率应符合设计文件规定。如无设计规定时, 不得超过下列规定。

- ①室内及地沟的 A 级剧毒管道 0.01%
- ②其他 A 级剧毒管道 0.15%;B,C 级管道 0.25%。
- ③室外及无围护结构车间的 A 级管道 0.3%;B,C 级管道 0.5%。

管道系统的泄漏率也可以按下式计算:

$$A = \frac{100}{t} \left(1 - \frac{P_2 T_1}{P_1 T_2} \right) \%$$

式中 A ——每小时平均泄漏率, %;

P_1 ——试验开始时的绝对压力, MPa;

P_2 ——试验结束时的绝对压力, MPa;

T_1 ——试验开始时气体的绝对温度, K;

T_2 ——试验结束时气体的绝对温度, K;

t ——试验时间, h。

6.6 特殊情况下的气压强度试验(含安全阀的在线调压)

压力容器和管道系统的强度试验包括液压强度试验和气压强度试验。通常采用液压强度

试验,即水压试验。但因设计结构或者支承原因不能向器内安全地充满液体,进行水压试验会损伤衬里和内部保温层;生产工艺要求不允许有微量的残留试验液体的容器和管道系统;大修时容器内催化剂未卸出,但容器局部经过焊补需要作强度试验时……。可按设计文件和检修方案要求采用气压强度试验。但必须有完整的稳妥的试压方案和安全措施,并经有关主管部门批准后方可进行。

气压强度试验用气体为干燥、洁净的空气、氮气或其他惰性气体。

碳钢和低合金钢容器和管道试验用气体温度不得低于 15℃;其他材料制容器和管道,其试验用气体温度应符合设计文件规定。

试验压力遵照压力容器安全技术监察规程和(石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道施工及验收规范)SHJ501-85 和设计文件规定执行。压力容器气压强度试验的试验压力见表 6-8 管道气压强度试验的试验压力见表 6-9

表 6-8 压力容器气压强度试验的试验压力		
压力容器名称	压力等级	气压试验压力 ($p_T = \eta \cdot p$), MPa
碳钢和有色金属制	低压	1.15p
	中压	1.15p
压力容器	高压	
铸铁		
玻璃钢		1.00p

表 6-9 管道气压强度试验的试验压力			
管道等级		设计压力, MPa	气压试验压力, MPa
真空管道			0.196 (2kgf/cm ²)
中 低 压 高压	地上管道		1.15p
			1.15p
	埋地管道	≤0.49 (5kgf/cm ²)	2p
		>0.49 (5kgf/cm ²)	p+0.49

气压强度试验必须严格按批准的气压强度试验方案一步一步进行,严禁逾越。

管道系统与容器一同试压时,应以容器的试验压力为准,并确保与其他无系统隔离。

气压强度试验时应先缓慢升压至规定试验压力的 10%,保压 5--10min,并对所有焊缝和连接部位进行初次检查;如无泄漏,可继续升压到规定的 50%;如无泄漏和异常现象,继续按试验压力的 10%逐级升压,直至试验压力,各级均稳压 3min;然后降至设计压力,保压检查,保压时间 30min。用喷涂肥皂水或其他检漏液检查,无泄漏、无异常变形即为合格。

气压强度试验时,试验单位的安全部门必须到现场监督,应设防护区,严禁无关人员靠近。

由于种种原因,压力容器和工业管道系统在运行过程中,常常存在有超压的可能性,即装置内的实际工作压力超过规定的使用压力。

为了确保安全运行,预防由于超压而发生事故,除了从根本上采取措施,杜绝或减少可能引起超压的各种因素外,还需要在压力容器和一业管道上装设安全泄压装置—安全阀、爆破板等。

为了确保安全阀的良好工作状态,动作灵敏,必须在使用中加强维护和检查,必须进行定期校正调整。

压力容器安全技术监察规程规定:安全阀一般每年至少校验一次。其目的是保证能正常工作,在工作压力下保持严密不漏,在压力超过工作压力时及时开启排气降压。

安全阀的调校,包括阀的加载的校正和调节圈的调整。前者是通过调节施加在阀瓣上的载荷(对于杠杆或安全阀就是调节重锤的位置,对于弹簧式安全阀就是调节弹簧的压缩量)来校正安全阀的开启压力。这种校正最好在专用的气体试验台上进行,没有条件时可用水作为试验介质进行初步校正,然后在生产装置上校正。后者是通过调整阀上的调节圈的位置来调整它的排放压力和回座压力。

校正安全阀的加载时,一般是调整它的开启压力(阀门行业称为整定压力),通常开启压

力 p_0 为工作压力 p_w 的 1.05 — 1.10 倍 (即 $p_0 = 1.05 \sim 1.1 p_w$)

上述安全阀的调校是在装置停车后进行的。

近几年来有人研究并且已经在生产实践中得到可靠应用的安全阀在线调试技术。安全阀在线调试新技术是在正常的生产过程中, 安全阀在外加力的作用下, 使得安全阀弹簧作少量的压缩, 从而使安全阀开启的技术。此调试方法避免了传统的调试法所消耗的生产时间, 可在生产装置不停车的情况下进行, 从而提高了产量, 减少了能耗, 提高了生产装置的安全运行。

前面提出安全阀的开启压力 $p_0 = 1.05 \sim 1.1 p_w$ (工作压力) 在正常生产工况下在线安全阀

所承受的实际压力和开启压力之间的差值 $\Delta p = p_0 - p_w = 0.05 \sim 0.10 p_w$ 。为了验证和在线调校安全阀, 这一个压差 Δp 可利用外加力的方法加入安全阀弹簧中——压力油加入法。

此法简单可靠, 调校装置的结构也简单, 并具有下述功能。

- ①可以测得安全阀的开启压力。
- ②可以测得安全阀的复位压力。
- ③调试安全阀时, 安全可靠, 不影响正常生产。
- ④调试安全阀时, 不需要使生产装置处于超压状态运行, 保护了设备, 提高了生产装置运行的安全可靠性能。

因此安全阀在线调试技术在日常生产中得到愈来愈广泛的利用。

第 7 章工程中间交接

7.1 工程中间交接的意义

本章所述的工程中间交接，除有特别指明的外，均指国内工程建设的甲乙双方(或工程发包方与承包方，下同)之间的阶段交接工作。对引进化工装置的交接请参阅第 17 章。

工程中间交接是一个工程建设项目由基建安装转入化工生产的中间过渡转换步骤。在我国，20 世纪 70 年代以前的工程建设项目，大多没有明确划分这个步骤，而是由工程甲乙双方根据工程规模大小和现场实际情况商定一些过渡性的交接办法。自 70 年代后期开始，随着许多大型引进化工装置的建设投产，对基建工作的管理要求也日益严格。随着许多装置的交接实践，逐步总结提高并正式形成了工程中间交接这一个步骤，为规范工程性质转换期间甲乙各方的责任、权力和相互配合关系规定了明确的条文，制订了严格的步骤，对于提高工程质量，加快工程进度，保证试车安全起到了良好的推动作用。

工程中间交接标志着工程安装和单机试运工作的结束，在甲乙双方办理过中间交接手续之后，即可以开始进行联动试车。此时工程现场装置的保管(管理)和使用(操作)的权力和责任均由乙方(工程承包方)移交到甲方(工程发包方)。乙方只根据合同承担配合的责任，但不解除乙方对工程质量、性能考核、交工验收工作应负的责任。简单形象的说，就是自中间交接签字之日起，工程现场的管理工作改由甲方为主，乙方转入配合(工程整改和消缺除外)。

7.2 工程中间交接的条件

如前所述，工程中间交接是在工程实践中逐步完善和形成的。如上海金山乙烯工程，在 1989 年以前的实际工作中，均按照“五完四交”，的条件进行工程中间交接工作。即全部实物设计工作量完，单机试车完，电仪调试完，“三查四定”(查设计漏项，查施工质量隐患，查未完工程;对检查出的问题定任务，定人员，定措施，定时间限期整改)完，管道设备保温基本完;四交是:交工程，交资料，交随机附件，交专用工具。随着各项工程建设经验的不断总结，1990 年 7 月发布的中国石油化工总公司石油化工建设项目生产准备与投料试车工作制度(试行)将其规定为“九完五交”，即。

工程中间交接应具备以下九项条件:

- ①工程按设计内容施工完。
- ②工程质量初评合格。
- ③工艺、动力管道的试压，吹扫，清洗，气密完。
- ④静设备强度试验、无损检验，清扫完。
- ⑤动设备单机试车合格。
- ⑥电气，仪表调试合格。
- ⑦装置区施工临时设施已拆除，竖向工程施工完，防腐、保温基本完。

⑧对联动试车有影响的设计变更和工程尾项处理完，其他未完项目的责任已明确。

⑨施工现场已完，料净，场地清。

工程中间交接的内容包括以下五项。

- ①按设计内容对工程实物量的核实交接。
- ②工程质量的初评资料及有关调试记录的交审与验证。
- ③安装专用工具和剩余随机备件、材料的交接。
- ④工程尾项清理及完成时的确认。
- ⑤随机技术资料的交接口

7.3 工程中间交接的方法

(1) 工程中间交接的组织和程序工程中间交接的双方(有时还包括设计方)往往分属于不同的系统,要把各方的关系协调好,统一思想,统一步骤,共同努力完成中间交接工作,必须要有严密的组织工作。

由于建设工程的规模不同,条件不同,因而中间交接的组织形式也有所不同,一般来说,可能有以下几种情况。

①大型、超大型骨干工程口这类工程往往伴有行业或地方主管部门出面组织的建设项目领导小组。在这种情况下,工程中间交接多由领导小组直接组织。但由于项目规模很大,不宜所有工程子项都由领导小组直接处理,可以根据工程的具体情况,划分为几个层次。例如,对单机设备的交接可授权车间一级直接进行,对辅助装置可授权分厂一级或下一级分指挥部直接组织;领导小组仅对主要装置的中间交接直接组织实施。

②对一般由建设单位(或业主)自行发包组织的工程建设项目。这类工程可由建设单位出面,邀请安装、设计等有关单位参加,组成临时组织,负责组织领导中间交接工作。对中间交接的条件、方法、时间进度等通过讨论统一思想,统一部署,按部就班进行中间交接工作。

由于一个装置所有单机试车工作不可能在同一时间结束。对于已经完成单机试车工作的设备也存在一个设备保管和维护保养问题,同时为了使整个装置的中间交接比较简化,在实际工作中常采用化整为零的方法。即一台一台设备进行中间交接。每一台设备完成单机试车之后即着手进行该台设备的中间交接。由乙方按照要求(见后)向甲方提供该台设备的有关资料,移交随机备件和专用工具,经甲方代表确认无误后在单机设备中间交接表上双方签字(甲方代表可以由1人代表,也可以由操作和维修两方面的代表人员共同签字)。此后该设备即移交甲方24小时进行管理。有时,根据双方协商的意见,考虑甲方在试运前期逐台24小时管理的困难,也可分批进行单机设备的移交,缩短双方现场交叉管理的时间。

在单台设备全部(或大部)逐台完成了中间交接之后,按照“九完五交”的标准,着重检查中间交接有关资料和“三查四定”规定的漏缺、整改任务完成情况,如果达到标准,即可进行全装置的中间交接工作,由甲乙双方的代表在装置中间交接证书(或协议)上签字,完成整个装置的中间交接工作。自此,整个装置的管理和操作责任即由安装单位转给建设单位。安装单位根据建设单位的需要配合工作。

(2) 工程中间交接的资料按照金山乙烯工程的实践,主要有以下14种表格应该填好。

- ①土建及安装工程项目表(包括实物工作备)。
- ②未完工程(土建、安装)项目表。
- ③工程质量(土建、安装)自评表。
- ④消防,安全设施检查结果汇总表。
- ⑤工业管道焊口无损探伤结果汇总表。
- ⑥工业管道试压、吹扫、清洗、气密结果汇总表。
- ⑦仪表查线,导压管试压及电缆绝缘测试结果汇总表。
- ⑧电气调试结果汇总表。
- ⑨静设备清扫检查情况表。
- ⑩设备单机试车结果汇总表。
- @压力容器取证(包括行车、电梯)一览表。
- ⑩设计增补项目汇总表。
- ⑩工程质量及遗留问题整改计划表。
- @设备随机备件,专用工具统计表。

农 7-1 某炼油厂 60 万 t/a 催化重装装置工程中间交接协议书

工程名称	60 万 t/a 催化重整装置	建设单位		验收单位	
		设计单位		使用单位	
		施工单位		交接日期	
交接内容： 工艺管线：工艺管线共分××个区，工艺管线合计××m，各类阀门××只，按设计要求安装完，试压合格。 静设备：塔设备××台，反应再生设备××台、换热器××台，各类容器××台、空冷器××套，各类干燥过滤器××(套)台。按设计要求施工安装完，预压试验、无损检测合格，初次气密合格。 动设备：压缩机××台、引风机××台、各类泵××台及压缩机附属站设备等，行车及电动起重设备××台，按设计要求安装完，单机试车合格。 电气：变压器××台、高低压控制柜××台、其他配电柜××台，电缆××km，桥架××m，各类电机××台，电加热器××台，灯具××套。按设计要求施工安装完，调试合格。 仪表：主控DCS××套，ESD××套，各类仪表××件(套)，控制电缆××km，按设计要求施工安装完，调试合格。 热工：加氢炉××台，××m侧烧嘴××座，余热炉系统××套，按设计要求施工完，余热炉炉试压合格。 钢结构：各类钢架××座、工艺管架××付，按设计要求施工完。 土建：各类建筑××m²，各类基础××m³，装置整周××m²，前设计要求施工完。 给排水：给排水管线××km及配套设施，按设计要求施工完，试压合格。					
验收意见： 整个装置工程按设计文件和国家相应标准施工安装结束，基本符合中石化总公司《石化化工建设项目生产准备与投料试车工作制度》——中石化《1998》建字第34号文件要求，达到中间交接条件，同意中间交接。 遗留问题见附录。					
建设单位代表签字：	验收单位代表签字：	设计单位代表签字：	施工单位代表签字：	监理单位代表签字：	
年 月 日	年 月 日	年 月 日	年 月 日	年 月 日	

此外，还应将制造厂家印制的开箱随机技术资料全部向生产移交，以方便生产系统的设备管理和维修工作。

关于中间交接证书(或协议，下同)，没有统一的格式。一般均根据现场实际情况拟就草稿(参见表 7-1)，其内容主要包括工程交接的范围，交接资料，物资的核实情况，交接遗留及限期处理意见，交接以后双方职权的变化及各自应负的责任，交接时间等。对交接资料及尾项处理均可采用附表的方式。该草稿经一定的会议讨论修改或由双方确认后签字生效。大型项目可以举行一定的仪式以扩大影响，顺利实现职责转换并促进尾项整改工作的进行。

7.4 工程中间交接的几个主要问题

(1)三查四定问题三查四定是我国基建管理工作多年来总结出来并行之有效的一种工作方法。通过三查四定，广泛动员包括安装、监理、生产、设计、维修、安全、消防、环保等各个方面人员，对已建装置进行全面认真的检查，从中发现问题，尽早组织整改，确保工程质量和化工投料安全顺利的进行。经过多年实践，三查四定已形成一种为各个方面所接受的一种制度，对推动建设项目起到了良好的作用。

由于参加三查四定的人员十分广泛，一般通过三查四定都要查出数百项甚至上千项整改问题，如何妥善处理这些问题需要有一个统一的原则和认识，否则，很容易引起争议。有些重大问题是需要在领导层中决定的，有的项目需要付出经济上、时间上的代价。如何确定整改项目的取舍，一般可以参照以下原则。

- ①属于施工漏项，施工不符合规范的必须整改。
- ②属于原设计不符合规范，或原设计存在重大安全隐患的必须整改。
- ③属于原设计不够合理，操作不大方便的，有条件应尽量予以整改。但如果整改需要花费大量的人力物力财力或对工程进度产生重大影响的，可以列项留待试车过程或投产后检修改造期间逐步整改。
- ④属于技术上有争议一时难下结论的暂不整改，待通过一段生产实践后再下结论。

(2)保镖队伍的组织和费用划分问题从中间交接签字之日起，生产操作工人即按编制地进入现场，一般都开始 24 小时的连续倒班并开始进行联动试车。而安装工人由于安装任

务已经结束,大部分队伍已退出现场。这时,开始出现了保漂队伍问题。即运转或静止设备在试运中出现问题找谁处理。由此而产生的人力物力等费用如何划分问题。

从国外通用的工程总承包(交钥匙工程)方式来讲,在化工投料以前的工程费用(包括单机试运,联动试运所需的人工,动力等费用)都应包括在安装施工(总承包)费用之内。但国内工程长期执行的结果,由于以下几点原因出现了一些变化。

①国内工程极少采用总承包方式,多是由建设单位自营或自营承包,设计,土建,安装等单位各包一块,分别按图纸和现场签证计算取费的办法。除去因施工质量造成的返工由施工单位自行承担费用外,对于单机,联动试运所发生的修改工作量,临时措施,以及联动试车到化工投料期间需独立组织的保漂队伍都要另行据实结算后由建设方或责任方(例如属设备制造厂的责任应由制造厂承担)负担费用。

②试车费用的标准很难掌握,一般单机试运比较简单,消耗动力也不多,但在计量上很难每台每台设备划分清楚,因而长期实践中,甲乙双方都愿意采取甲方负担的办法。即乙方在施工预算中不包括单机试运费用,甲方也不向乙方收取这笔费用(除特殊合同另有规定外),而对于联动试车,虽然理论上属于施工安装的一个组成部分,但在实际上,工程中间交接以后,施工安装队伍已大部分退出现场,联动试车工作由甲方为主进行,再由乙方承担费用已脱离实际。此外,这部分费用打人试车和生产成本只占很小的比例,矛盾一般并不突出,因而多年执行下来已形成各方认同的惯例,均由甲方承担。(对于试车周期长的大型化工装置,一般在总概算中均列有一笔联合试运转费由甲方掌握使用)

对于保漂费用,情况有所不同。所谓保漂的含义是指为了保持随时处理生产过程中突发的设备故障而专门设置的一支抢修队伍,如有的化工厂设置的值班钳工(或维修工)。当然在试运转期间这支队伍的工种应比较齐全,一般还包括管工、焊工、起重工、电仪工等。在联动试车期间,安装队伍由于还有工程尾项或三查四定整改任务要处理,所以大多还有一部分队伍留在现场,除去夜间抢修外,这部分人员仍处在随时可以调用的状态。在联动试车初期,有些设备虽然在夜间出现故障,多数可以留待白天再行处理。所以一般可以不设专门的保漂队伍,也不存在另外计费的问题。但在联动试车后期,特别是化工投料开始,为了防止突发故障处理不及时而扩大损失,一般都要设置专门的保漂队伍,少则十数人,多则数十人,24小时跟班(也有三班倒的)随时待命抢修。在这种情况下,不论该队伍是否有活干,甲方都要按商定的标准向乙方支付劳务费用,也即保漂费。如果故障抢修还要发生其他费用(材料,备件等),则要按照故障的责任确定该由何方承担。凡是安装质量造成的故障,安装单位应承担费用。非安装单位责任造成的费用,一般多由甲方或另与责任方交涉解决。

安装单位承担保漂工作,其优点是经过长时间的安装过程,他们对设备的结构,安装的特点,容易发生故障的部位都比较了解,对设备技术资料已经掌握,专用工具,材料往往还未全部交清,因此,对故障判断、抢修都比较有利。近年来,随着企业经济观点的增强,也开始出现使用自己的检修队伍代替安装队伍保漂的现象。其经济上的得益显而易见,从有利于自己队伍尽早进入现场,尽快熟悉设备性能,设备技术资料和掌握检修方法的角度来看,自然也是件好事。但也存在一个仓促上阵的问题。因为设备的技术资料,专用工具,材料备件大都刚刚接手,还要有一段消化过程。在这种情况下对一些特殊设备贸然拆卸,容易产生失误。从综合角度来看,还是两者结合较好。即用一部分安装保漂队伍和一部分工厂检修队伍互相配合,取长补短,待自己的队伍比较熟悉之后,再逐步撤出安装队伍。

(3)开车现场的安全管理问题中间交接之后,工程现场改由生产单位控制,各种水、电、汽动力乃至燃料气、油等也都通入现场。但此时施工尚未全部结束,由于许多漏缺、整改项目还要进行,甚至局部的防腐保温,竖向工程还在收尾。人员的交叉,工作的交叉都很容易引发安全事故。因此,要强化现场的安全管理,以下几点应引起特别注意。

①动火的控制。一般在工程现场都可以随意动火。自中间交接之后,即应按工厂动火管

理办法进行管理，动火人要办理动火许可证，并采取必要的措施，为了方便施工，工厂可以在办理动火手续上采取一些临时措施。而施工单位亦应教育安装工人严格执行规定，不得随意动火。对有些可以移出试运现场动火的工作则不要在现场动火。

②施工的控制。转入联动试车之后，很多设备已经带电，带压。随意拆卸将造成安全事故。因此，要实行施工许可证的制度。安装工人只有在得到生产单位许可之后才能在指定的范围从事工作。生产单位在开出施工许可证时，对于必要的盲板，隔离措施也要仔细考虑，以保证从事安装工作人员的安全。

③人员的控制。生产和安装是不同性质的工作，由此而形成各种人员的安全常识、安全意识不同，这就对于交叉工作的现场带来了潜在的危险。在生产与施工现场交叉导致重大伤亡事故的教训是很多的。如 1984 年 9 月 1 日，某化肥厂在蒸汽吹扫阶段，吹扫蒸汽压力为 4.12MPa，温度 420℃ 流量 70-80t/h，吹扫口的蒸汽流速约 200m/s 且为看不见的过热蒸汽，噪音和振动极大，一青工误入这一区域，当其快速跑过吹扫口时，被吹扫蒸汽吹起十多米高，抛出三十多米坠地死亡。此外，如误送电或误入带电区作业造成伤亡，在有人工作的设备上送电，送料或启动造成伤亡等事故也屡见不鲜。为了避免这些事故，在开车现场全部或局部实行人员控制是必要的。

第 8 章化工装置的联动试车

8.1 联动试车的目的和主要内容

联动试车是新建化工装置由单机试运(有的以机械竣工)到化工投料期间的一个试运阶段,它始于试车准备工作合格,终于具备了化工投料试车条件,其内容包括了在现场为投料试车所做的全部准备工作。其目的是全面检查装置的机器设备、管道、阀门,自控仪表、联锁和供电等公用工程配套的性能与质量,全面检查施工安装是否符合设计与标准规范及达到化工投料的要求,进行生产操作人员的实战演练。因此,有序地完成联动试车各项规定内容是防止化工投料时出现阻滞和事故以致造成重大经济损失的重要保证。

联动试车的内容随化工装置的工艺过程不同而有不同,其试车工作一般包括:系统的气密,干燥,置换、填料和三剂充填(化学药品、催化剂、干燥剂等)、耐火衬里烘烤、供炉、惰性气置换,仪表系统调试、以假物料(通常是空气和水、油等)进行单机或大型机组系统试运及系统水联运、油联运及以实物或代用物料进行的“逆式开车”等。

8.2 联动试车方案的编制

联动试车方案是指导联动试车的纲领性文件,它由生产单位编制并组织实施、施工和设计等有关单位参加,它通常由下列几个方面。

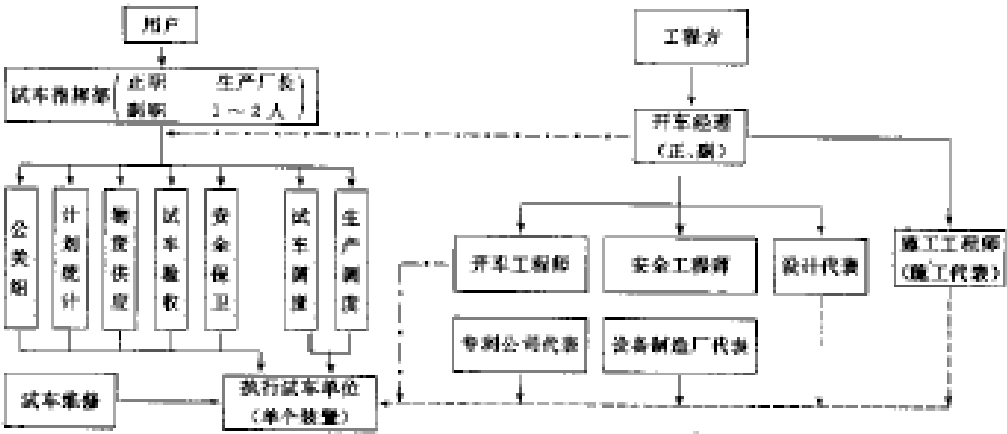
- (1)试车的目的和编制依据。
- (2)试车的组织指挥系统。
- (3)试车应具备的条件。
- (4)试车内容、程序、进度网络图。
- (5)主要工艺指标、分析控制指标、仪表联锁值、报警值等。
- (6)开、停车与正常操作控制方法、事故的处理措施。
- (7)试车用物料(包括公用工程部分)的数量与质量的要求。
- (8)试车期的保运体系。

8.3 联动试车前必须具备的条件

- (1)工程中间交接完毕。
- (2)所需公用工程已能平稳供应。
- (3)设备位号、管道介质名称及流向标志完毕。
- (4)机、电、仪修和分析化验等已投入使用,通讯和调度系统畅通。
- (5)消防和气体防护器材、可燃气体报警系统、放射性物质防护设施已经按设计要求施工完毕,处于完好状态。
- (6)岗位尘毒、噪声监测点已确定。
- (7)装置技术员、操作班长、岗位操作人员已经确定。
- (8)岗位责任制已制订完善。
- (9)试车方案 and 操作规程、操作法已印发到生产试车人员,主要工艺指标、仪表联锁、报警整定值已经批准并公布。
- (10)生产操作人员已经培训并考核合格,持有上岗合格证。
- (11)用于联动试车的化工原材料、润滑油(脂)准备齐全。
- (12)试车用备品备件备妥。
- (13)生产记录等辅助用品齐全。

8.4 联动试车的组织与指挥系统

化工装置的联动试车是工程建设过程中矛盾和困难集中的阶段,其试车内容和性质以及与施工收尾的交叉,试车过程中暴露的各种矛盾和处理、内外关系的协调和试车用各种物资的供应等等,这些就决定了在联动试车期间必须建立一个由生产(用户)部门组织,指挥,施工(工程方)、设计等部门参加的试车组织指挥机构。该机构应能体现试车指挥的高度集中充分发挥施工等各参与建设单位的协同作用、机构应体现矩阵式管理,以便快捷和正确地有效解决试车过程中出现的诸如安装施工、设计、设备及材料、专利技术和试车操作过程中的各种问题,并为其后的化工投料试车创造有利条件。图 s-i 是按上述要求建立的一种模式,可供参考。



联动试车组织及指挥系统参考图
项目责任——指导责任:——业务责任——

8.5 联动试车的方法

化工装置联动试车内容和方法很多,其中关于设备、管道系统内部的吹扫,清洗、预膜、锅炉及蒸汽管网的化学清洗、耐火衬里烘烤、催化剂等三剂装填、系统气密试验和干燥、大型机组试运等本书其他章节已有专门叙述,本节将就联动试车中的氮气置换,燃、原料油和气的接收、蒸汽管网的蒸汽引入、系统水联运、油联运等的方法和要点予以介绍,而属于联动试车内容之一的“逆式开车”方法,8.6节将予介绍。

(1)系统的氮气置换多数化工装置,特别是石油化工装置,其原、燃料和生产过程中的半成品、成品等多数均具有易燃易爆性质,因此,在这类易燃易爆物质引入系统前,都必须将系统内空气用氮气置换。并使其氧(O₂)含量降至 0.5%(体积)以下,以避免物料与空气混合生成爆炸性混合物。在一些场合,氮气置换也是防止系统内设备表面被潮湿空气氧化产生腐蚀的一项重要措施。

①氮气置换应具备的条件和置换前的准备工作

- a.系统已经气密试验合格,其中需要干燥的系统已干燥合格。
- b.置换用氮气,要求含氧量小于 1%(体积),进界区压力通常应为 0.6—0.7MPa,低温系统置换用氮气露点应达到—60—70℃
- c.公用工程相关系统已运行正常。
- d.所有仪表、调节系统、安全装置(包括联锁)调试合格,处于良好备用状态。
- e.系统氮气置换流程的制定和准备,它包括氮气的引入,流向,排放口和分析取样点等的确定和物资配备。

f.氮气属窒息性气体，安全工作十分重要，现场须有良好的通风条件和必要的防窒息等安全装备。

②置换方法。氮气置换方法一般采用间歇方式，即先将系统充氮气至—0.5MPa，关充氮阀，开氮气排放口等使系统泄压至=0.01MPa,而后关排放阀充氮，反复数次，直到各取样点分析气体中 $O_2 < 0.5\%$ (体积)防止催化剂氧化) $O_2 < 0.2\%$ (体积)时，则系统置换合格。但低温系统置换还必须对各取样点系统露点测定并满足要求。

③置换后的处理及注意事项

a.置换完毕，应在流程图上注明已完成置换的系统，并记录充压和卸压的压力及次数，分析结果和合格的时间。

b.置换合格后，关闭所有排放阀，取样阀，系统再次充氮至 0.5MPa 作气密试验，合格后，将系统降压至=0.05MPa(G)保压待用。

(2)燃料、原料油、气的接收燃料、原料油、气均是易燃易爆物质，因此在将它们引入装置或系统前，必须对装置或系统设备等进行全面检查，并确认符合法定有关安全规定，同时还应做好油、气等引入时各项消防等预案工作。

①可燃气体燃、原料的接收

a.系统设备、管道在经氮置换后，已处于=0.05MPa(G)压力下的氮封状态。

b.引入外供燃料、原料气之前，应切断燃、原料气与装置各系统间的阀门，并在其总阀处加盲板，以防可燃燃气窜入各系统。但要打开去火炬的调节阀上、下游阀门。

c.燃料、原料气的接收通常应是在第二气源点燃火炬的长明灯后进行。

d.燃料、原料气进入系统后，逐渐打开去火炬的排放阀，并投入自控，按设计规定控制系统压力待用。

②燃料、原料油品的接收

a.重质燃厂原料油的接收

- 系统应经水联运合格并排尽积水，氮气置换合格。
- 开系统伴管保温蒸汽，向系统储槽引入原、燃料油，并开罐底盘管加热蒸汽，维持罐内油温为=80℃当液面达、80%时，启动燃、原料油泵，进行自身小循环。
- 重质油进入系统后要注意切水，控制油温，防止发生突沸。
- 储槽油位当切换为自控后，即处于待用状态。

b.轻质原料油的接收

- 系统应经水联运合格并排尽积水、氮气置换合格后保持系统微正压。
- 向系统引入轻质原料油，当储槽液面达到 70%--80% 环时，停止接料，进行取样分析。同时注意由罐底导淋切去积水。
- 启动轻质原料油泵小循环待用。
- 对引入凝固点高的轻质油，应注意在引入前进行暖管(开伴管保温)和储槽保温、防止凝结。

(3)系统的蒸汽引入

①具备的条件

- a.蒸汽管网的阀门、仪表、保温、电器安装结束。
- b.蒸汽管网压力试验、化学清洗、蒸汽吹扫合格。
- c.其他公用工程系统运行正常。
- d.所有仪表、调节控制系统、安全装置调试合格，处于备用状态。
- e.外供蒸汽或本装置锅炉开车正常，具备供汽条件，本装置部分或全部工艺设备处于待用汽状态。

②暖管

- a.打开管网各导淋排放阀,关各用户(设备)蒸汽入口阀。
- b.手动缓慢打开各级蒸汽压力控制阀(暖管过程中每次开、5%)0
- c.手动将各级压力管道蒸汽放空阀开至、50%0
- d.微开锅炉或外供蒸汽进系统阀门,对各级蒸汽管网进行暖管,在暖管时,速度要慢,防止水击现象发生。
- e.当蒸汽管网所有就地排放导淋为干汽时,关闭导淋,打开各疏水器前后阀,关其旁路阀,将蒸汽冷凝液并网。

③建网

a.缓慢开大锅炉或外供蒸汽入口阀,在升压过程中,逐步建立各级管网压力,在提压过程中,注意防止管网超压、防止温度低于蒸汽的饱和温度。

b.将管网中各压力段放空阀投自动。

c.将各压力段减温器按设定温度投自控,防止超温。

d.待管网各段压力达到指标后,将各段压力控制阀投自动,管网建立待用。

(4)水联运水联运又称水联动试车,它是用水或水与空气等惰性气体为介质,对化工装置以液体或液体与气体运行的系统进行的模拟试运行,它的目的是检验其装置或系统除受真正化工投料中介质影响以外的全部性能和安装质量,特别是仪表联动控制的效果。对操作人员进行一次全面训练和熟悉操作,对公用工程的水、电、汽、风(仪表空气、惰性气)供应情况的一次考核,消除试运过程中发现的缺陷,同时通过速度较大的液体循环,继续带出经吹扫后仍可能残存于系统中的少量锈斑、细小的焊渣、杂物等是为装置或系统引入物料、化工投料试车前的一项重要工作。

①水联运试车应具备的条件

- a.装置或系统设备,管道等经吹扫、冲洗,气密试验合格;真空系统抽真空试验合格。
- b.全部仪表及控制系统已经调试合格待用。
- c.传动设备单体试车合格并交付使用;运转设备已有足够的备件。
- d.各设备和管道按设计保温完毕;各安全阀按设计整定压力整定检验合格。
- e.安全和消防设施齐备;工具及记录报表齐全;现场清理完毕,道路畅通,调度与通讯畅通。

f.公用工程系统已稳定运行,冷却水、脱盐水、蒸汽、仪表空气及服务空气、电等能满足全系统联动试车要求口

g.试车方案和操作规程已编制并公布(包括水联运水循环图)口

h.各项工艺指标已经生产管理部门批准公布,操作人员人手一册口

i.已建立岗位责任制。

J.专职技术人员和操作人员已确定,并考试合格和持上岗证。

k.试车前应加的临时管线及有关措施已完成。

②水联运试车步骤和操作要点

a.准备工作

- 检查各设备、管道、f}门、仪表和安全阀均处完好备用状态。
- 按水联运要求,检查系统需拆装的盲板及临时管线是否就位。
- 检查各应开和应关的阀门是否处于正确状态口
- 将公用工程水、电、汽、风及脱盐水引至界区内。

b.试车步骤

- 系统充压在化工装置中,许多物料的流动靠压差来实现,所以建立水联运之前,要求对系统以空气充压,其充压压力一般宜近于系统操作压力。
- 按水循环流程要求,由临时接管或泵向系统各塔、槽送入脱盐水,建立各自的正常液

位，开泵建立循环并调节至相应流量。

- 引相关的公用工程，如冷却水、蒸汽等至系统使用设备，并逐渐调节至水循环要求的指标。

- 真空系统采用系统走水抽真空。

- 检查全系统各测控点指标，所有自控装置视情况尽量投入自控，以检查自控仪表的自调性能。

- 通常水循环稳定运行 48h 为合格。

③水联运中的注意事项

a.水联运按水循环流程进行，应防止水窜入其他不参加水联运的部位。

b.水经冷却器、换热器和控制周时，若有副线，应先走副线。待干净后再走换热器和控制阀。

c.甲水联运中发现过滤网堵塞或管线堵塞，应及时拆下过滤网进行清扫，或找出堵塞部位加以清理好。

d.水联运中，必须控制泵出口流量不要过大，以防电机超电流(以电机额定电流为限)。

e.联运中，备用泵应切换使用。

f.塔、容器、换热器等设备充水完毕，在开始水联运之前，必须在各低点排污。

g.循环水脏后，可视情况部分排放，补充新鲜水或都全部排放，重新建立循环。

h.水循环结束后，要及时进行全系统水排空处理，此时应注意各容器气相通大气，防止排水时容器内造成真空，损坏设备。

i.水联运结束后，应填写水联运模拟试车报告，参见表\$_{1a}

1.在冬季进行水联运，必须要充分考虑防冻措施。

(5)油联运油联运也称油试运，它是以与运行时接近的油品为介质，对油系统的设备、管线进行的一次全循环试运。如乙烯装置的油试运，它通常是以原料轻柴油的重馏分对原料轻柴油系统，调质油系统、急冷油系统、重质燃料油系统、轻质嫩料油系统进行试运。油联运过程中自控仪表的启用，一方面有利于油联运的操作，同时对自控系统亦是一次检查。油联运也达到了进一步清洗设备、管线脏物的目的。因此，油联运是保证装置开工正式投油后良好运行的必要步骤。

①油联运应具备的条件

a.系统设备、管线等经吹扫、冲洗、试漏和气密试验合格口

b.传动设备单体试车合格。

c.甲全部仪表及控制系统已调试合格待用。

d.设备和管线按设计保温要求做好，配有伴热管线的已可投入使用。

e.安全和灭火消防等设施齐备、现场清理完毕，道路与指挥通讯联络畅通。

f.按油联运要求的临时措施(如临时配管、阀门、盲板等的装拆)已完成。

g.公用工程系统已稳定运行，消防水、系统保护性用氮气等均引入界区。

②油联运操作及其要点

a.油联运按联运方案采用单个系统小循环而后通过临时配管串接形成大循环，不留死角。

b.使用轻柴油等含轻组分的油为循环油时，应保持系统中的储罐、塔器等设备的氮封或充氮压力，防止低挥发组分与空气形成爆炸混合物。

e.操作中要使油的循环量接近正常值，并注意保持塔和储槽液面，防止发生满罐满塔及抽空事故。

d.在循环过程中，应根据油的凝点保持一定油温，以防死角处出现堵塞。

e.油联运中，须定期切换油泵和清理泵前人门过滤网。

f.油联运效果，除各小循环应进行 72h 以上正常运转外，各油泵入口过滤器几乎不再有什么杂质堵塞时，则认为油联运合格。

g.油试运结束后倒空时，应注意各设备、管线的低点、死角，须用移动泵等手段将残留的不清洁油抽出送往燃料油储槽待用。

h.当循环油从系统全部倒空后，应用氮气进行吹扫。吹扫结束后泄压、拆除盲板、临时管线等进行复位。复位后仍通入氮气、使油系统仍处于氮封或充压(...D. a4MPa)状态保护。

i.油联运结束后，应填写油试运报告，参见表 8-1

表 8-1 xxx 联运试车报告表

工程或项目名称			
装置、车间或生产系统名称			
1	起止时间	试车前工艺条件名称	
2	试车方案简述		
3	试车过程简述		
4	联锁及自控装置使用状况		
5	工艺及设备公用工程投用状况		
6	存在的问题及完善意见		
7	结论		
用户 年 月 日		施工（工程）方 年 月 日	试运执行单位 年 月 日
			签字

8.6 逆式开车介绍

(1)逆式开车的方法化工装置的“逆式开车”系指不按正常生产工艺流程的顺序由前向后的开车，而是在主体生产装置化工投料前，利用外进物料(或近似物料、代用料)，将下游装置、单元或工序先开起来，打通后路待上游装置中间产品(产物)进来后，即可连续生产，减少中间环节的放空损失和中间环节的停滞，尽快打通全流程。这种在主要生产工序或装置化工投料前，利用外进物料使尽可能多地生产装置、单元或工序先行投料开车的方法，称为“逆式开车”法。实践证明，这已是一种被普遍采用的、行之有效的科学开车方法。

(2)逆式开车的典型实例

①我国某厂拥有年产 30 万 t 乙烯装置和 14 万 t 聚丙烯装置，聚丙烯装置是从国外引进的高效催化剂本体聚合工艺。按逆式开车方案，在乙烯装置开车生产合格前近 3 个月从国内购买丙烯和聚丙烯树脂。用外购丙烯进行精制单元试运转，液相系统通过小循环、中循环，大循环进行液相聚合系统的油运，使聚合系统具备接收自产丙烯的条件。用树脂粉料进行聚合干燥、挤压造粒、掺合均化、包装码垛试运，打通聚合外的后续流程，待聚合一投料，便能尽快贯通全流程。

②我国某厂年产 30 万 t 乙烯装置，所产丙烯一部分采用美国 Sahio 专利技术制取丙烯晴、采用美国 ACC 两步水相悬浮聚合工艺年产 5 万 t 晴纶。丙烯晴装置投料前用企业内调进的丙烯晴进行模拟试运，摸索物料平衡与热量平衡，考核设备及仪表，为从乙烯装置出来的裂解丙烯做好开车准备。晴纶装置内有聚合、纺丝、毛条和回收等生产工段，采用企业内调剂来的晴纶丝预先调试好毛条机、纺丝机、试运打包机。预先购进晶体硫氰酸钠，溶解后用其试运溶剂回收工段、创造好条件以便接收丙烯晴进晴纶装置的聚合工段，再打通纺丝、毛条全流程。实践证明，这种“逆式”开车程序，对于需要调试的传动机械数量多而种类复杂的化纤型企业非常有效，可把许多设备机械隐患消除在正式化工投料前。

③尿素装置的蒸发实物试车。尿素生产装置通常包括尿素合成、未反应物分解和循环、

蒸发、造粒及成品包装运输等多个工序。按逆式开车方案，则是在尿素合成、未反应物分解循环化工投料前，先以外购颗粒尿素制成约 70%的尿素水溶液进行蒸发、造粒和包装运输等续工序的实物试车，打通后路后，即可接受来自前工序产出的、100%尿素水溶液，使整个尿素装置不受阻滞的实现平稳生产。

(3) “逆式开车”方法的过程特点和经济效益通过以上几例逆式开车的实例，可以看出，逆式开车法有如下特点。

①可以把设计、施工、操作、指挥等方面的问题，在正式化工投料之前得以充分暴露并加以解决一套新建装置，特别是大型联合装置，尽管在投料前需要经过多次的“三查四定”(查设计漏项、查施工质量隐患、查未完工程，对检查出来的问题定任务、定负责人、定措施，定时间限期解决)，开车条件大检查等，但在设计、施工上仍难免存在一些失误和漏洞。对于操作人员和指挥人员来说，在新装置开工中也往往有一个熟悉、认识和掌握的过程。而“逆式开车”方法正可以把这些问题在正式投料之前得以充分暴露并加以解决。

②大大缩短了从化工投料到出产品的时间。如前所述，由于在“逆式开车”阶段各种问题大多已经暴露，并予了解决，因此各装置从化工投料到出产品的时间很短，并很快可以达到调整稳定阶段，尽快达到预定的生产负荷。

③逆式开车过程既是开车，但又不同于正式开车。在这个阶段确实是进行化工物料试车，设备、仪表、工艺上的温度、压力、浓度等参数都按正常生产控制，设备、仪表也都按正常生产管理。与正式开车不同点在于，在这个阶段允许有一些反复，即使出现一些问题，对全局影响还不是很大，甚至还影响不到全局。由于逆式开车阶段具有这个特点，操作人员既可以实地操作，又不致由于过分紧张而忙中出错。经过“逆式开车”阶段的锻炼，操作熟练了，心理上也适应了。这就为整套装置的开车奠定了良好的基础。

④总体效益好。采用“逆式开车”的试车方法，除耗用一些必须的水、电、汽、风等外，还需购进一些中间产品、物料。经过“逆式开车”这些物料除有很少部分损耗外，大部分被加工成产品。

“逆式开车”试车方法的效益，主要体现在正式投料试车后系统因故障停车将大大减少，可尽快打通全流程，尽快转入正常生产，可大量减少试车费用。这种效益是相当大的。

第 9 章 化工系统的干燥

9.1 干燥的目的和要求

化工装置开工前需要干燥的系统主要有 3 种类型。一是化工低温系统的干燥除水,它的目的是防止低温操作时,残留在其设备、管道、阀门间的水分发生冻结和与开工投料后的某些烃类等工艺介质生成烃水合物结晶(如 $\text{CH}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$; $\text{CH}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$; $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 17\text{H}_2\text{O}$ 等),堵塞设备和管道,危及试车和生产的安全。化工装置的低温系统干燥除水程度要求高,如乙烯装置的压缩、精馏和储罐系统等,合成氨装置的低温甲醇洗、低温液氮洗,空分装置的分馏塔及冷箱系统等,它们均要求在化工试车前,进行深度干燥除水,一般都要达到 $-50 \sim -60^\circ\text{C}$ 露点的含湿量要求。二是对有耐火衬里和热壁式反应器等系统的设备的干燥除水(加热炉烘炉详见第 10 章),需要干燥除去其耐火材料砌筑时所含的自然水和结晶水、烘结耐火衬里,增加强度和使用寿命;需要干燥除去热壁式反应器等系统设备施工安装、试压、吹扫过程中的残留水分,避免催化剂装填时影响其强度和活性,如以石脑油为原料的连续重整装置的热壁式反应器系统在催化剂装填前采用热氮循环干燥等。三是对某些工艺介质进入系统后,能与残余水作用形成对设备、管道、阀门产生严重腐蚀或影响产品质量与收率的,也需要进行干燥除水。如以氟化氢为催化剂的烷基化装置。为防止氟化氢与水作用形成对碳钢等材料制作的设备,管道产生严重的腐蚀及影响产品质量与收率,亦须在氟化氢引入系统前,对烷基化装置的设备进行干燥除水。

9.2 化工系统的干燥方法和介质选择

化工系统设备、管道内表面常用的干燥方法主要有常温低露点空气(氮气)干燥,热氮循环干燥、溶剂循环吸收干燥等 3 种,现分述如下。

(1)常温低露点空气(氮气)干燥(以下简称空气(氮气)干燥)此法是化工低温系统设备干燥除水的一种常用方法,当系统设备、管道经吹洗和综合气密试验合格后,使用经分子筛吸附脱水,露点降至 $-60 \sim -70^\circ\text{C}$ 的低露点空气(氮气)对被干燥系统的设备、管道内表面的残余水分进行对流干燥,由于进入系统是低露点空气(氮气)、水分含量小,水汽分压低,因此设备内表面残余水分即不断汽化,当排气口空气(氮气)已稳定达到系统对水分含量(露点)要求时,则系统干燥作业完成。空气的露点与含水量的关系见图 9-1e

常温空气〔氮气〕干燥,因其饱和水分含量(或水汽分压)低,故干燥过程相对需要消耗大量低露点空气(氮气),因此,除装置中已有大、中型空分装置(如以渣油或煤为原料的合成氨装置设有空分装置)可提供大量分馏氮气,直接供系统干燥使用,一般是先不使用分馏氮气进行干燥作业,而是待空气干燥作业完成后,以分馏氮气进行系统置换和系统保压及防腐使用。

(2)热氮循环干燥在化工装置中,热氮循环干燥法主要用于有耐火衬里或热壁式反应器系统设备、管道等的干燥除水。它是以氮气作为过程的载热体和载湿体,在一个封闭循环系统中,通过氮循环压缩机将氮气顺序通过加热炉升温(通常与加热炉供炉开工步骤同步行)

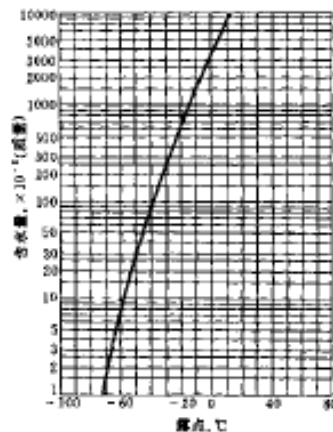
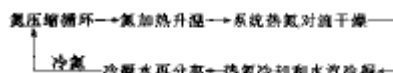


图 3-1 空气露点与含水量的关系

系统热氮对流干燥、热氮冷却和水汽冷凝压缩循环加热除水等过程完成。即：

分离、冷氮再



热氮循环干燥属于中、高温干燥，其氮气加热温度通常在 350-500℃之间，因而载湿大，效率高，同时氮气消耗少(仅用于补充泄漏损失)。

(3)溶剂吸收法此法是利用水可为某些化学溶剂吸收并具有共沸特性的原理，通过溶剂在系统内循环吸收，将系统中残余水分吸收于溶剂中，此含水溶剂通过系统内蒸馏工序将水由系统排出，溶剂再循环吸收，直至溶剂中含水量达到规定指标，如烷基化装置的苯循环干燥除水，当循环苯的含水量少于 100×10^{-6} 时，可认为装置已干燥好，由于此法操作过程较复杂，且干燥完成后，系统内又有溶剂存在，因此应用此法干燥系统的多是其所用溶剂为本装置的一种物料，并设有该物料蒸馏脱水的干燥工序等设备。如以氟化氢为催化剂的烷基化装置，在氟化氢引入装置前，就是先使用装置中的苯干燥系统，以原料苯对全装置设备，管道的残余水分进行循环吸收而除去。

9.3 系统干燥的操作和检验

(3)低温系统空气(氮气)干燥

①干燥作业应具备的条件

a.系统空气(氮气)干燥方案的制定。它包括干燥范围、露点要求，气源的选定或配置，干燥方法、干燥操作流程、临时管道、阀门、盲板等的配置，干燥前的准备和干燥过程中的注意事项等。

b.系统干燥气源。根据被干燥系统对干燥后露点的要求，结合装置或联合装置工艺和设备现状，选定或配置供系统干燥作业的低露点空气(氮气)的连续气源，是完成系统干燥作业的首要条件，如乙烯装置的低温系统干燥使用装置中的裂解气压缩机及其后的裂解气干燥系统进行空气运转，就可提供 $-60 \sim -70^\circ\text{C}$ 的低露点空气干燥气源；有空分系统的装置，则可直接使用由空分系统的净化空气或分馏氮气，因为它们的露点均在一 -50°C 以下，可满足低温系统干燥的要求。

c.被干燥系统的全部设备，工艺管道安装完毕，系统吹扫、冲洗，积水排尽、综合气密等均已合格，系统仪表、电器联校，调校完成，可以投入使用。

d.用于空气(氮气)干燥的临时管道、阀门、盲板等设施已配置或准备完好待用。

e.用于干燥后露点分析的仪器及取样接头等已准备就绪。IUG

②系统干燥操作方法。干燥操作采用系统充压、排放的方法进行。充压压力一般为

0.2~0.5MPa, 但注意要严格控制不能超过操作压力。

a. 系统干燥前的准备。按系统干燥操作流程安排的程序, 分别关闭所有的控制阀和旁通阀, 打开它们的前后阀。关有关管线上的所有阀门, 拆装规定盲板, 使被干燥系统圈定为一个封闭空间。

b. 干燥操作缓慢地将空气(氮气)引入系统, 待充压至规定要求后, 关气源进口阀、开系统排放阀, 进行干燥。如此反复循环至各规定取样点分析露点合格后, 干燥作业即行结束。

③系统干燥作业操作要点

a. 干燥作业期间, 要绝对防止干燥系统排放空气与燃料气或其他易燃气体接触。

b. 系统所有仪表引出管线均应同时进行干燥。

c. 干燥作业完成后, 应使系统保压为 0.05—0.10MPa (G), 以防止潮湿空气进入已干燥系统。同时应在工艺仪表流程图及记录表上记录干燥结果。

d. 法兰、过滤网、盲板等的装拆工作, 一律应详细进行登记, 并在现场作明显的标志, 以防发生意外事故。

e. 进行干燥作业时, 要注意保持气源压力上下波动小, 特别要注意保持供气系统的压缩机出口压力平稳, 防止压缩机出口流量锐减, 造成压缩机喘振, 损坏压缩机部件的事故发生。同时亦应注意防止超过气源用干燥器的分子筛层的压差极限。

f. 使用氮气干燥时, 要注意防止发生氮气窒息。

(2)热氮循环干燥: 热氮循环干燥操作大多数情况下都是与加热炉供炉同时进行, 即采用氮气循环, 一方面氮气从炉内带出烘炉热量, 保证炉管不超温而保护炉管, 另一方面, 借助这部分热氮气体在被干燥系统内循环通过, 可以带走水分, 达到系统干燥的目的。

①干燥作业应具备的条件

已按热氮循环干燥流程(见图 9-2)完成设备和管道的安装并吹扫、气密试验合格。

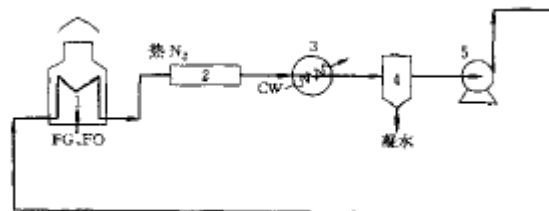


图 8-2 热氮气循环干燥流程示意图

1-加热炉; 2--被干燥系统;3-氮气冷却器;4-冷凝水分离器;5-氮气循环压缩机

b. 按被干燥系统(热壁式或耐火衬里式)的不同特点分别制定好干燥温度—时间操作曲线, 其曲线应与加热炉烘炉要求相协调。

c. 加热炉具备点火烘炉(或电加热器具备投用)条件。

d. 氮气循环压缩机已试运合格, 具备开机条件。

e. 公用工程水、电、汽、仪表风及系统补充用氮气已备妥, 满足使用要求。

f. 温度、压力等测量监控仪表已投用。

g. 现场消防器材和防止氮气窒息等有关安全措施备妥好用。I 03

②系统干燥作业主要步骤及要点

a. 氮气置换和充压。向系统引氮气, 对整个氮循环干燥系统进行氮置换, 直到分析氧含量小 0.5%(体积)时, 将系统充压至规定值。该值应视系统运行压力和氮循环压缩机额定值确定, 通常为 0.5—0.6MPa。

b. 冷氮循环。待系统氮充压完成后, 按氮循环压缩机开车规程启动, 建立系统冷氮循环, 并投用氮气冷却器。

c. 按加热炉点火和烘炉规程点火升温, 其温升速率和每个阶段的持续时间应达到系统烘

干和加热炉耐火材料烘于两者都能接受的要求，即满足已制定的各自升温曲线。

d.热氮循环过程中要控制热氮气体水冷却后温度小于 40℃以提高系统干燥效率和防止氮压缩机超温运转。

e.系统干燥过程中，要注意保持氮循环压缩机进口和系统压力维持稳定，当由于排凝水等原因泄漏氮气使压力下降时，应及时补充氮气。

f.应及时排除凝结水，当氮冷却后水分离器凝水排出量小于 100mL/h，且达到升温干燥曲线要求，则可确认系统干燥完成。

(3)溶剂吸收法

①系统干燥前的准备工作。化工系统设备、管道内的残余水分的溶剂吸收法干燥，随化工过程的产出物的不同，其使用的溶剂和相应的操作控制也不同。但通常用于干燥的溶剂大都具有易燃易爆和有毒害的特性，如以氟化氢为催化剂的烷基化装置，使用的溶剂(亦是原料)苯就具有这种特性。因此，为防止这类溶剂引入系统后，可能出现泄漏和发生燃爆等各种不正常现象，在系统进行干燥作业前，必须使系统工艺设备等处于可安全运转的要求，这些准备工作可归纳为：

a.装置(系统)应进行水联运合格。

b.在溶剂引人装置前，因水运而拆除的容器内部零部件已复位好，并进行系统气密和排除积水。

c.所有的仪表和联锁系统都处于工作或准备工作状态。

d.确认系统各阀门、盲通板等的开关位置符合引入溶剂的要求，

e.确认系统内设备、容器、管道等的含氧量符合要求。

f.所有的安全截止阀已锁定在全开位置上，全部安全系统都处于正常工作状态。

g.相关的公用工程项目已引入系统各设备接口，并处于可稳定供应状态。

h.确认所用溶剂符合质量要求。

②溶剂法干燥作业步骤示例。溶剂法系统干燥过程虽因不同工艺使用的溶剂和工艺设备及操作控制指标等的不同而有区别，但其过程原理基本是一致的，即溶剂先进入系统中的干燥塔(通常为蒸馏过程)进行干燥操作，待溶剂干燥合格后，即不断送入系统后续工艺设备、管道进行循环吸收系统残留水分，此含水溶剂再返回干燥塔进行干燥除水，如此循环，待干燥塔顶冷凝接受器不再有水排出时，且循环溶剂中的含水等于规定指标时，即可认为系统干燥合格，如以氟化氢为催化剂的烷基化装置的干燥为例，其干燥过程具体步骤如下。

a.由苯储槽向苯干燥塔送苯，并启动苯干燥塔操作。

b.当苯干燥塔塔底出现无水苯时，向反应系统送无水苯，直至反应器和分层器灌满。

c.让苯由反应系统流至 HF 提馏塔，并启动 HF 提馏塔操作。

d.把 HF 提馏塔塔底物料送至脱苯塔进料，并启动脱苯塔操作。把侧线苯循环回到反应系统和干燥苯混合。开动 HF 提馏塔和 HF 再生塔的塔顶回流泵，再经正常工艺管线把苯送回反应系统。

e.由脱氢冷提塔塔底经烷基化反应系统的开车旁路，把正构烷烃送到脱烷烃塔。并启动塔进行回流操作，加热脱水。(使用苯亦可，但损失大，且不安全)，

f.以设计流率把苯通过各条进料管线流到再生塔，并对苯加热器及重沸器供热。

g.把苯引到烷基化物不合格品罐和苯罐中去，目的是干燥这些罐，并便不合格品返回线也得到干燥。

h.打开反应器的酸循环泵，并定期开动其他各泵，以便使干燥苯通过这些泵及其连接管线。

i.在进行上述操作中，不断地把各塔顶受器的底部及各容器、工艺管线的低处积水排掉。同时把 HF 沉积槽的苯及脱苯塔侧线循环苯送回到干燥塔，使干燥过程的苯得到循环干燥。

j.当干燥塔顶冷凝受器不再有水排出，且循环苯的含水少于 $\frac{1}{1000}$ “时，即可认为系统干燥合格。

k.在运转过程中，装置内的苯量应维持最小，以便让即将进入装置的物料开工留有余地。

第 10 章 加热炉的烘炉

石油化工装置所用的加热炉都是通过管子(炉管)将油品或其他介质进行加热的,故称管式加热炉。

在石油化学工业中,管式加热炉作为提供石油化工工业生产过程对热能需要的一种供热手段得到了广泛地应用。现在,有多种类型的用途又都各不相同的管式加热炉。

10.1 加热炉的分类

加热炉的分类,国内外均无统一的划分方法。习惯上最常用的有两种:一种是从炉子的外形上来分,好箱式炉、斜顶炉、圆筒炉、立式炉等;另一种是从工艺用途上来分,如常压炉、减压炉、催化炉、焦化炉、制氢炉、转化炉、裂解炉等。

除以上划分之外,还有按炉室(膛)数目分类的:如双室炉、三合一炉、多室炉等,按传热方法分类的:如纯辐射炉、对流—辐射炉等。按受热方法不同分类的有单面辐射炉、双面辐射炉等。

也可以根据辐射盘管的形状和燃烧器的布置来划分。按辐射盘管的形状有立式、卧式、螺旋式和门式等;按燃烧器的布置有上烧式、下烧式和壁烧式(壁烧式可进一步分为侧烧、端烧和多层嫩烧三种)。

管式加热炉炉型结构种类繁多,按加热炉的形状和结构可分为圆筒炉和箱式炉两大类。

(1)圆筒炉圆筒炉的特点是结构简单、紧凑,炉管(特别是立管)吊挂支承方便,高耐热钎用量少,造价相应较低。热膨胀易处理、占地面积小、检修方便。

①纯辐射立式圆筒炉。纯辐射立式圆筒炉可分为立管式和盘管式两种,如图 10-1 和图 10-2 所示。由于没有设置对流室,排烟温度高,炉子热效率低;但也是结构最简单的炉型。盘管式的炉子具有阻力降较小,管系可以完全排空的特点。



图 10-1 纯辐射立管式圆筒炉 图 10-2 纯辐射盘管式圆筒炉 图 10-3 对流—辐射立管式圆筒炉

②辐射一对流型立式圆筒炉。它是最常用的炉型;一般辐射管为立管。对流管为水平管,如图 10-3 所示。也有辐射管采用盘管,对流管采用水平管(有时也可以采用盘管)的炉型,如图 10-4 所示。由于设置了对流室,炉子热效率比纯辐射型炉高,必要时还可以采用钉头管或翅片管来强化对流传热。由于一般对流室多位于辐射室上部,对流传热面积不能排得太多,故炉子热效率的进一步提高比较困难。

当炉子热负荷较大时,可以调整辐射管的排列与燃烧器的布置、使炉管获得双面辐射,以提高炉管热强度,但其结构比较复杂。

立管式炉子的管系阻力较大,排空比较困难,机械清焦不方便,在两相流且物料的质量流速较小时,垂直上升管中易出现不稳定流动。

③辐射一对流型盘管式圆筒炉。图 10-5 为立式的辐射一对流型盘管式圆筒炉,其主要特点是体积小、结构紧凑;利用密排的辐射盘管与炉体之间的环隙排列对流盘管;壳体外还可以设空气夹套,用来预热助燃空气以提高炉子的热效率。

(2)箱式炉箱式炉包括的范围比较广,其共同特点是辐射炉管、燃烧器、对流室的布置

比较灵活, 结构一般比圆筒炉复杂, 造价较高。

①卧管立式炉。结构简图如图 10-4 所示。一般辐射室顶部倾斜, 对流室与辐射室等长, 炉管沿墙水平布置, 炉管内物料流动状态稳定, 清焦方便, 对流室比较容易布置。但水平炉管的支承耗用高合金耐热钢数量大, 造价高; 因需留有抽出炉管的检修空间, 故占地面积大; 当被加热物料为多路进炉时, 各路热量分配不易均匀。

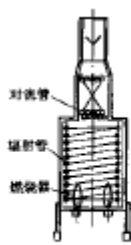


图 10-4 辐射-对流室盘管式圆筒炉

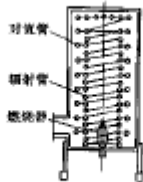


图 10-5 立式辐射-对流型盘管圆筒炉

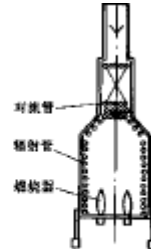


图 10-6 竖管立式炉

②立管立式炉。结构简图如图 10-7 所示。辐射室顶部为平顶, 辐射管沿墙布置。这种炉型具有立管式炉子的优点, 又具有一般立式炉对流室布置方便, 有利于提高炉子热效率的优点。辐射炉管的支吊一般设在炉顶外部, 因此高合金耐热钢的耗量少。但由于炉管是单面辐射, 表面热强度较低; 炉管排空及吹扫困难; 炉子钢结构比较复杂。

③辐射墙式炉。图 10-8 所示为单排管双面辐射式炉, 图 10-9 所示为双排管双面辐射式炉。

辐射墙式炉主要特点是: 燃烧器位于炉墙侧壁(侧烧式), 采用气体燃料的无焰燃烧器或附墙火焰燃烧器加热, 使整个侧墙达到高温, 形成辐射墙, 促使炉管在长度方向和圆周方向的热强度分布均匀, 并可实现分区调节, 大大提高了炉管热强度; 结构紧凑。炉子底部也可设若干燃烧器(底烧式), 既可以提高下部炉管的热强度, 又可以烧部分液体燃料。这种类型的炉子缺点是受燃料种类的限制, 燃烧器数量多, 给操作带来一定的麻烦。

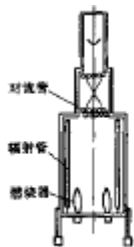


图 10-7 立管立式炉



图 10-8 辐射墙式炉（单排管）

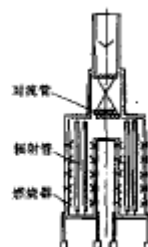


图 10-9 辐射墙式炉（双排管）

图 10-10 所示为辐射墙与底烧组合式炉。底部燃烧器可以烧气或油; 侧墙为辐射墙, 炉管为双面辐射, 但由于炉管两侧受热不均匀, 炉管易产生弯曲变形。

④梯台炉。图 10-11 所示为正梯台炉, 有的还设计成倒梯台炉, 如图 10-12 所示。辐射室的侧墙倾斜, 倾斜面由扁平长焰燃烧器加热, 形成高温辐射墙面, 可以燃烧液体燃料。炉子的上下可分段调节, 使炉管热强度沿炉管长度方向分布合理; 炉管双面辐射, 热强度高; 烧器个数少, 操作方便, 但炉体结构比较复杂。

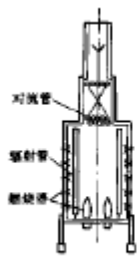


图 10-10 辐射与
对流组合式炉

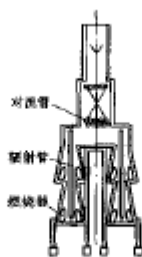


图 10-11 平台炉

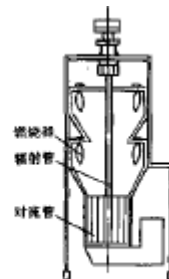


图 10-12 侧平台炉

⑤顶烧立管箱式炉。结构示意见图 10-13，这是转化炉的一种炉型，在每两排立管之间以及管排与侧墙之间安装多个向下燃烧的燃烧器（顶烧式），其温度分布可满足转化工艺的要求，且热强度高。对流室布置在地面上，安装检修比较方便。

⑥门式炉管立式炉。结构如图 10-14 所示，这种类型的炉子特点是管束结构特殊，为排管式，辐射炉管呈“门”式与进出集合管连接，处理量较大，可任意选择程数，由于加大了辐射炉管的回弯半径，因而压力降较小；炉子紧凑，占地面积小。反应器可以与炉子布置得非常接近，可以合理地缩短转油管线，减少压力损失。在辐射室的上部设置对流室，对流炉管水平布置，可以用来回收烟气余热，提高炉子热效率。

1105

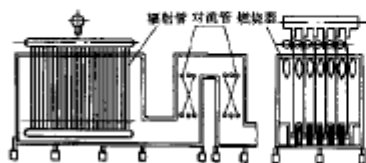


图 10-13 顶烧立管箱式炉

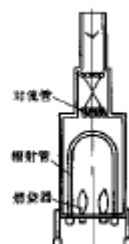


图 10-14 门式炉管立式炉

10.2 耐火材料

凡是能够抵抗高温及在高温作用下不产生物理和化学作用的无机非金属固体材料，均称为耐火材料。

耐火材料的耐火度不低于 1580℃，其特点是在高温下有良好的化学稳定性和足够的耐压强度。

(1)耐火材料的要求

①应具有抵抗高温作用而不被熔化的性能，用耐火材料制成的耐火制品的耐火度不低于 1580℃，在实际使用中，由于要考虑高温机械强度，所以耐火制品的实际使用温度要比耐火度低。

②耐火制品能够承受炉子载荷和热应力的作用而不丧失结构强度，不软化变形，不断裂坍塌。其性能通常用制品的荷重软化开始温度来衡量。

③耐火制品在高温下体积稳定，不致因膨胀和收缩使砌体变形或出现裂纹。通常用材料的热膨胀系数和重烧线收缩来表示。粘土砖、高铝砖、镁砖、碳化硅砖等，其热膨胀率随温度的变化而较为均匀，而硅砖则由于有多相晶型变化，其膨胀率随温度的变化而较为不均匀，所以硅砖在温度变化较快时，制品容易被破坏。

④当温度急变或受热不均匀时不开裂破坏，用制品的热稳定性次数来表示。粘土质耐火砖、高铝砖、碳化硅砖均有良好的热稳定性能。

⑤耐火制品对于液态溶液、气态及固态物质的化学侵蚀应具有一定的耐侵蚀能力。粘土砖、高铝砖、铬砖、刚玉砖、碳化硅砖等均为中性耐火材料，对酸性和碱性渣均有良好的抵抗能力。硅砖为酸性材料，对酸性渣的抵抗能力强，镁砖为碱性材料，对碱性渣有良好的抵抗能力。

⑥耐火制品应具有一定的高温强度和抗磨性能，以承受烟尘、炉渣的冲刷乃至金属的撞击和长期摩擦。

⑦为保证加热炉砌体质量，制品的外形尺寸应符合有关标准的规定，根据不同布要，尚应具有一定的导热、导电性能。

(2)耐火材料的分类耐火材料的分类方法很多，根据生产和使用的需要，可以采用相应的分类方法。耐火材料通常按耐火度、形状尺寸、烧制方法、耐火材料基体的化学矿物组成等进行分类。

①按耐火度分类有普通耐火材料，耐火度为 1580—1750℃；高级耐火材料，耐火度为 1750—2000℃；特级耐火材料，耐火度为 2000-3000℃

②按重量、形状和尺寸分类可分为标准型、普通型、异型和特异型。

③按制造工艺方法可以分为天然岩石锯成、泥浆浇注、可塑成型、半干压成型、热压成型、捣打成型、熔铸成型等制品。

对耐火纤维制品则有压制成型、真空成型、干法针刺成型等制品。

④按烧制方法可以分为不烧砖、烧制砖和熔铸砖。

⑤按耐火材料基体的化学—矿物组成分类

a 硅酸铝制品。包括粘土质耐火砖，SiO₂ 含量小于 65%，Al₂O₃ 含量 28%--42%；高铝砖，Al₂O₃ 含量大于或等于 48%，按 Al₂O₃ 含量高铝砖可分为 48%，55%，65%，75%和 80% 五级，此外还有刚玉砖等；半硅质砖 SiO₂ 含量大于 65%，Al₂O₃ 含量小于 30%，是一种弱酸性砖。

b.硅质制品。包括硅砖，SiO₂：含量不小于 93%；熔融石英，SiO₂ 含量 99.5%以上。

c.镁质制品有镁砖，MgO 含量 87% 以上；镁铝砖，以镁铝尖晶体结合的镁砖，MgO 含量不小于 80%；镁铬砖，MgO 含量 55%~60%；白云石砖，CaO 含量 40% 以上，MgO 含量 30% 以上。

d.碳质制品有炭块，以焦炭或无烟煤作原料，加焦油、沥青等结合剂，在强还原气氛中烧成；含碳 85%--90% 以上的耐火材料；炭毡，含碳量 86% -90%；炭绳，含碳量 ≥86%；石墨块，含碳量 99%；碳化硅砖，有再结晶和无机物结合两种。

e 特殊高纯氧化物耐火制品包括陶瓷砖，有纯氧化物制品，如 Al₂O₃，MgO，ZrO₂，BeO，UO₂，ThO₂ 等；也有碳化物、氮化物、硼化物等制品；金属陶瓷制品，是由金属相和陶瓷相构成的耐火材料。

f.按外观形态分有定型、不定型耐火材料和耐火纤维制品；不定型耐火材料也称散状耐火材料，是由合理级配的耐火骨料和粉料、结合剂或另掺外加剂等，以一定比例组成的混合物。可直接使用或加适当的液体混合后使用。该料不经成型和烧成而直接使用，故称不定型耐火材料。不定型耐火材料按使用类型有耐火捣打料，耐火可塑料，耐火浇注料，耐火喷涂料。管式加热炉上常用的是耐火浇注料，耐火浇注料是由耐火骨料和一种或多种结合剂组成的混合料，交货状态为干料，加水或其他液体调配后使用。主要采用水硬性结合剂，也可采用陶瓷、化学结合剂。以浇注、振动、捣固方法施工，不需加热即可凝固硬化。不定型耐火材料按混合料化学组成及主要成分的性质分类见表 10-1。

表 10-1 不定形耐火材料分类 (GB 4513—84)			
类别	主要氧化物的名称或范围含量	类别	主要氧化物的名称或范围含量
I	高铝质: $Al_2O_3 \geq 45\%$ 的材料	II	特殊材料 (碳、碳化物、氧化物、氮化物等) 及其混合物
II	粘土质: $10\% \leq Al_2O_3 < 45\%$ 的材料	III	混合材料由 I 至 II 类的材料混合而成, 基本材料是 I 至 II 类
III	硅质: $SiO_2 \geq 85\%$, $Al_2O_3 < 10\%$ 的材料	IV	特殊混合料由 I 至 III 类的材料混合而成, 基本材料是 IV 类的材料, 但 IV 类物质除外
IV	碱性材料 (微砂、微铁矿、光晶石、微微晶石、白云石以及其他碱土金属氧化物) 及其混合物		

不定形耐火材料与烧成耐火材料相比,它具有制造工艺简单、节约能源、整体性好,可灵活调整组成,生产效率高,施工方便等优点,所以发展很快。随着超微粉及其他结合剂的引入,不定形耐火材料出现了不少优良的新品种,在性能、制作、应用上都显示出各自的特点。

⑥耐火纤维材料。耐火纤维材料是一种既能耐高温又隔热的纤维状耐火材料,这种材料导热系数低,体积密度小,富有弹性,抗热震性和抗机械震动性能好,热容小、升降温速度快,它可以加工成陶纤毯、毡、板、纸、带等,使用方便。

耐火纤维制品用作管式加热炉炉衬,经过 10 来年的发展,从耐火纤维毯、毡的层铺法炉衬到喷涂耐火纤维炉衬,已显示出它的优良的经济效果,因此在石油化工管式加热炉上得到广泛的应用。

(3)耐火材料的主要特性耐火材料的主要特性指标,一般分为化学—矿物组成,组织结构,力学性质,热学性质和高温使用性能等 5 个方面。

①化学—矿物组成。耐火材料是由不同化学成分和不同结构的矿物所组成。耐火材料的性质主要取决于矿物组成和分布以及各相的特性。

耐火材料的化学组成一般用化学分析法,比色法和光谱分析法来测定。常用耐火材料通常测定的氧化物有 Al_2O_3 , SiO_2 , Fe_2O_3 , CaO , MgO , TiO_2 , Na_2O , K_2O 等,并测定灼烧失量。不同种类的耐火材料具有不同的化学成分,又分为主要成分和杂质。

耐火材料的原料及其制品中所含矿物相种类和数量统称为矿物组成。鉴定耐火材料矿物相组成和结构的方法有显微镜观察和 X 射线分析等。

化学成分相同的耐火材料由于其矿相组成的不同可能具有完全不同的性质。因此,对耐火材料不能单纯看其化学成分,而应全面看其化学—矿物组成。例如,粘土原料和由它制成的粘土质制品,它们的化学组成很接近,但矿物组成却完全不同,粘土原料主要由高岭石及其他矿物杂质组成,而粘土质制品则以莫来石和硅酸盐玻璃相组成,所以化学组成和矿物组成是两个不相同概念。

②组织结构。耐火材料的常温物理性能,包括真密度、显气孔率、吸水率、体积密度、真气孔率等。

a.气孔率。耐火制品中存在着大小不同,形状不一的气孔,与大气相通的气孔叫开口气孔,其中贯穿的气孔叫连通气孔,不与大气相通的气孔叫闭口气孔。

全部气孔(包括开口气孔、闭口气孔和连通气孔)的体积与制品总体积之比叫真气孔率。显气孔率是指开口气孔体积占制品总体积的百分率(%)。它是衡量耐火材料制品致密程度的主要性能指标,其数值大小往往影响制品的许多性能,如导热性、热容量、常温耐压强度、高温结构强度、热震稳定性和抗渣性等。

b.体积密度,真密度和假密度。体积密度是指包括全部气孔(开口气孔、闭口气孔、连通气孔)在内的单位体积的质量。真密度是指制品不包括气孔在内的单位体积的质量单位是 g/cm^3 或 kg/m^3 。它不能反映出制品的宏观组织结构特性,但能反映出原料或制品的纯度和烧结程度,所以也是衡量某些耐火制品质量的重要技术指标。

假密度亦称视密度,是指仅包括闭口气孔体积在内的单位体积制品的质量单位同真密

度。由于其较真密度测定容易，可用它代用，但通常比真密度稍低。

c.吸水率。制品的开口气孔和连通气孔中吸满水后，其水的质量与制品质量之比。

③力学性质。耐火材料的力学性质有：耐压强度、高温抗折强度等。

耐压强度系指单位面积上所能承受的最大压力，以 MPa 表示。耐压强度可分为常温耐压强度、烘干耐压强度、高温耐压强度和烧后耐压强度；分别反映出制品在各种使用情况下的机械性能，是衡量质量和使用性能的一项重要技术指标。

耐火制品的常温耐压强度，取决于制品中各个颗粒本身的强度、颗粒间相互连结的牢固性、气孔的数量及存在形式以及加入结合剂结合能力的大小等；用它可以间接了解制品的耐磨、抗冲击、抗冲刷等性能的好坏。

高温抗折强度，指耐火制品在高温下单位面积上所能承受的极限弯曲应力，表征制品在高温下抵抗弯矩或折断的能力，以 N/cm² 表示。

④高温使用性能。耐火材料的高温使用性能，例如耐火度、荷重软化点、重烧线变化。热震稳定性、抗渣性等；都是在高温下比拟试验中测定的性质，了解这些性能对于合理选用耐火材料是有直接意义的。

a.耐火度。耐火度是表示材料抵抗高温作用而不熔化的能力。耐火度和熔点的概念不同，由于耐火材料一般都不是由单一物质组成，而是由多种矿物组成的，并有许多杂质，因此它没有固定的熔点，只有其熔融范围，因此不能用熔点来表示其抵抗熔化的性能，耐火度是评定耐火制品质量优劣的重要指标之一。

决定耐火材料耐火度高低的根本因素是耐火材料的化学—矿物组成和它们的分布情况。应该特别指出，耐火材料的耐火度，只能表明其抵抗高温作用的能力，而不能作为使用温度的上限。因为在实际使用中，在经受高温作用的同时，也经受着荷重和外物的溶剂作用，所以耐火材料的实际使用温度远较耐火度低得多。

b.荷重软化温度，指耐火材料制品在每平方厘米面积上承受一定荷重以一定速度升温，达到一定变形量的温度，是衡量耐火材料高温机械性能的主要指标之一，荷重软化温度越高，使用温度越高，一般可作为烧成制品使用温度的上限。

c.重烧线变化。又称残余线变化，是指耐火制品烧结后重新加热至高温时不能恢复的长度变化。也就是指耐火制品在高温下长期使用，受热过程中所产生的长度减少或增加的现象，计量单位用百分率(%)表示。它是衡量耐火制品高温体积稳定性的主要质量指标。

耐火制品在高温下使用时，如果产生过大的重烧收缩，会使炉窑砌体的砖缝增大影响砌体的整体性，甚至会造成结构损坏。相对而言，重烧膨胀危害较小，但过大也会破坏砌体的几何形状，甚至崩塌。

耐火制品产生重烧线变化的基本原因是制品在烧成时其物理—化学变化都未终结，在高温使用条件下陆续发生烧结的结果。

a.热震稳定性。耐火材料制品抵抗温度急剧变化不发生破坏或剥落的能力，称为热震稳定性，又称耐急冷急热性。用反复加热、冷却而不损坏的次数来衡量。

耐火制品在各种热工设备使用过程中，一般都经受着强烈的急冷急热作用，由于耐火材料的导热性差，造成砖的表面和内部的温差很大，又由于材料受热膨胀或受冷收缩，使砖内部产生应力。当这种应力超过砖本身的结构强度时，就会产生开裂、剥落，甚至使砖体崩裂。

e.热膨胀系数。耐火材料在使用时也和其他材料一样，会发生受热膨胀冷后收缩的可逆变化，通常用平均线膨胀系数 β 表示。

$$\beta = \frac{L_1 - L_0}{L_0(t - t_0)} \quad 1/^\circ\text{C}$$

式中 L_t —— $t^{\circ}\text{C}$ 时制品长度, cm;
 L_0 —— 0°C 时制品长度, cm;
 t 、 t_0 ——测定温度与 0°C 温度。

主要耐火材料的平均线膨胀系数 α 值见表 10-2。

表 10-2 主要耐火制品的平均线膨胀系数

耐火制品名称	温度范围 $t^{\circ}\text{C}$	平均线膨胀系数 α $1/^{\circ}\text{C}$
耐火粘土砖	200~1000	$(4.5\sim6)\times 10^{-5}$
莫来石砖 ($\text{Al}_2\text{O}_3 70\%$)		$(5.5\sim6.8)\times 10^{-5}$
刚玉砖 ($\text{Al}_2\text{O}_3 99.5\%$)		$(8.0\sim8.5)\times 10^{-5}$
高铝砖		$(5.5\sim5.8)\times 10^{-5}$
半硅砖		$(7.0\sim9.0)\times 10^{-5}$
硅砖		$(11.5\sim22.0)\times 10^{-5}$
微砖		$(14.0\sim15.0)\times 10^{-5}$
碳化硅	20~700	11.0×10^{-5}
微硅砖	20~1050	10.0×10^{-5}
炭砖	0~700	3.7×10^{-5}
碳化硅砖	300~900	4.7×10^{-5}
轻质耐火粘土砖	1450	$0.1\%\sim0.2\%$
稳定白云石砖	25~1400	12.5×10^{-5}

热膨胀系数对砌砖体确定膨胀大小, 耐热混凝土确定伸缩缝大小有重要意义。

热膨胀系数对热稳定有直接影响, 热膨胀系数愈大, 则砖块受热后内部所引起的应力愈大, 温度急剧变化时, 易遭到破坏。

f. 导热系数。导热系数也称为导热率, 用 λ 表示。它是表明某种物质导热能力大小的一个指标。在数值上等于面积为 1m^2 , 厚度为 1m , 平壁两侧温差为 1°C 时, 每小时通过平壁的热量, 单位是 $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。主要耐火材料的导热系数(导热率)见表 14-30

表 10-3 主要耐火制品的导热率及比热容

耐火制品名称	导热率, $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$	比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$
耐火粘土砖	$0.84\pm0.38\times 10^{-2}$	$0.879\pm0.23\times 10^{-2}$
半硅砖	$0.85\pm0.52\times 10^{-2}$	$0.879\pm0.23\times 10^{-2}$
硅砖	$0.93\pm0.89\times 10^{-2}$	$0.837\pm0.25\times 10^{-2}$
微砖	$4.65\sim1.74\times 10^{-2}$	$1.05\pm0.29\times 10^{-2}$
碳化硅砖	$1.28\pm0.40\times 10^{-2}$	$0.837\pm0.29\times 10^{-2}$
高铝砖 (LZ)-55	$20.9\sim10.48\times 10^{-2}$	$0.843\pm0.14\times 10^{-2}$
高铝砖 (LZ)-55		$0.795\pm0.43\times 10^{-2}$
高铝砖 (LZ)-48		$0.92\pm0.26\times 10^{-2}$
粘土质隔热耐火砖 (NG)-1.3	$0.407\pm0.34\times 10^{-2}$	$0.827\pm0.26\times 10^{-2}$
粘土质隔热耐火砖 (NG)-1.0	$0.293\pm0.25\times 10^{-2}$	
粘土质隔热耐火砖 (NG)-0.8	$0.22\pm0.42\times 10^{-2}$	
硅藻土砖 (重质)	$0.558\pm0.53\times 10^{-2}$	$0.879\pm0.23\times 10^{-2}$
硅藻土砖 (轻质)	$0.15\pm0.12\times 10^{-2}$	
红砖	$0.834\pm0.48\times 10^{-2}$	$0.879\pm0.23\times 10^{-2}$

注 t 制品平均温度, $^{\circ}\text{C}$ 。

耐火材料的导热系数除和其本身的化学—矿物组成有关外, 还随着温度变化而变化。大部分耐火材料的导热系数随温度的升高而增大; 但 Al_2O_3 含量高于 60% 的高铝制品和镁砖, 碳化硅砖正相反, 随着温度的升高而减小。此外随着耐火材料的气孔率的增大和容重的降低导热系数减小。耐火材料的导热系数是计算炉墙散热损失的重要依据。

不同牌号的各种耐火制品主要性能指标列于表 10-4。不同种类的耐火制品间的反应见表 10-5。熔剂, 金属和气氛对耐火制品的影响见表 10-6。

表 10-4 不同牌号各种耐火制品的性能指标

续表

制品名称	品种牌号及等级	主要化学成分%	性能指标						标准号
			体积密度 kg/m ³	耐火度 ℃	0.2MPa 高温软化 开始温度 ℃	常温耐压强度 MPa	重烧线变化, %		
							试验温度		
							1400℃, 2h	1350℃, 2h	
玻璃砂	ML-80A	—	2030	—	1660	29.2	—	—	GB 2278—87
	ML-80B				1580	29.4	—	—	
粘土质 隔热耐火砖	NG-1.5	—	1560	0.7	—	5.0	—	—	GB 3994—83
	NG-1.36		1360	0.4		4.5			
	NG-1.35		1360	0.4		4.0		1250℃, 2	
	NG-1.0		1000	0.5		3.0		1250℃, 3	
	NG-0.9		900	0.4		2.5		1200℃, 2	
	NG-0.8		800	0.35		2.5		1250℃, 2	
	NG-0.7		700	0.35		2.0		1250℃, 2	
	NG-0.6		600	0.35		1.5		1200℃, 2	
	NG-0.5		500	0.25		1.2		1150℃, 2	
	NG-0.4		400	0.20		0.8		1150℃, 2	
高铝质 隔热耐火砖	LG-1.0	Al ₂ O ₃ -48 Fe ₂ O ₃ -2.6	1000	0.50	—	4.0	—	—	GB 3994—83
	LG-0.9		900	0.45		3.5			
	LG-0.8		800	0.35		3.0			
	LG-0.7		700	0.35		2.5		1250℃, 2	
	LG-0.6		600	0.30		2.0		1250℃, 2	
	LG-0.5		500	0.25		1.5		1250℃, 2	
	LG-0.4		400	0.20		0.8		1250℃, 2	

表 10-5 不同种耐火制品间的反应

耐火制品名称	耐火粘土质		高铝质 (Al ₂ O ₃ >70%)		高铝质 (Al ₂ O ₃ >90%)		硅 砖		烧蚀砖	
	反应温度,℃									
	1500	1600	1650	1700	1750	1800	1850	1900	1950	2000
耐火粘土质			不	不	不	不	不	中	严	严
高铝质(Al ₂ O ₃ >70%)	不	不	不			不	不	不	中	中
高铝质(Al ₂ O ₃ >90%)	不	不	不	不	不			不	不	中
硅砖	中	严	严	不	中	中	不	中		
烧蚀砖	严	严	严	中	中	中	严	不	中	严

注：表中“又”，不一不反应，中—中等反应，严—严重反应，整—整体破坏性反应。

表 10-6 溶剂、金属和气体对耐火制品的影响

耐火制品名称	碱性溶剂	酸性溶剂	无氧化物的熔融金属	氧化气氛	还原气氛	热稳定性
耐火粘土类	有作用,其强度随温度提高化学成分、颗粒度、气孔率而定	作用微弱	不使用于 2750℃ 以上	不破坏	1400℃ 以下抵抗较好,因熔中低合金物的影响,CO 在 400~550℃ 时抵抗耐火材料	合格
半硅砖	有作用,其强度随温度提高化学成分、颗粒度、气孔率而定	作用微弱	不使用于 1700℃ 以上	不破坏	1400℃ 以下抵抗较好	合格
高铝砖	抵抗较好	抵抗良好	抵抗良好	不破坏	1800℃ 以下抵抗良好	好
硅砖	作用微弱	抵抗良好与氯化物作用被削弱	对 Zn, Cd, Sn 抵抗良好	不破坏	1050℃ 以下抵抗良好,温度至 900℃ 时与 SiO_2 作用,形成 SiH_4 和 H_2O	不好
碳化硅砖	与 FeO 作用激烈,于 1200℃ 开始反应。与 MgO 于 1300℃,与 CaO 于 1500℃ 开始反应	于 1200℃ 开始反应,抵抗强度和气氛酸度有关,良好	严重破坏	遭受破坏	抵抗良好	好
焦炭(被石墨化)	抵抗良好	抵抗良好圆形或 SIC 而渐渐破坏	抵抗良好,尤其对 Ca, Sb, Al 等在 1400~1600℃ 熔液中初次呈析,与熔融金属氯化物有作用	遭受激烈破坏	抵抗良好	
硅砖	抵抗良好	有作用	抵抗良好,对 Fe, Ni, Cr 的氯化物有作用	不作用	1450℃ 以下抵抗良好	不好
磷酸盐耐火砖	抵抗良好	有作用		不作用	不好	合格
绝热耐火粘土砖	作用微弱	抵抗良好		不破坏	良好	不好

10.3 烘炉

(1) 加热炉的烘炉炉衬是构成管式加热炉的重要组成部分, 料的形态可分为砖炉衬、不定型材料炉衬和耐火纤维炉衬。管式加热炉炉衬按筑炉材炉衬一般由耐火层和隔热(保温)层组成, 分别用耐火材料(普通耐火砖、轻质耐火砖、耐热混凝土和硅酸铝耐火纤维制品)和隔热(保温)材料砌筑成在炉墙砌筑完毕后, 其水分含量很高, 施工时炉衬材料含有水分, 炉墙由于温度上升过快, 如果不经烘烤直接投入使用, 由于炉膛温度很高, 湿封性能降低。因此, 炉墙中的水分迅速蒸发成汽体, 容易使炉墙产生裂缝, 造成炉墙密凡是新建的加热炉, 而且炉墙采用的材料是耐火砖或者是耐热混凝土衬里(或称注料), 均要进行烘炉, 以免炉墙产生裂缝和变形。

如果旧炉子的炉墙进行了大面积的修补, 修补所用的材料仍是耐火砖或是耐热混凝土衬里的, 也要进行烘炉。新建的加热炉的炉墙或旧炉子炉墙的修补所用材料为硅酸铝耐火纤维制品的可以不烘炉。但考虑到新建炉子的对流室和烟道、烟囱内部是耐热混凝土浇注料, 可根据实际情况决定是否烘炉。

炉子投用前, 必须进行烘烤。按制定的烘炉曲线缓慢加热各部分砌筑衬体, 使其所含水分逐渐析出。烘炉的目的就是为了缓慢地除去炉墙在砌筑过程中所积存的水分, 并使砖与砖之间起粘结作用的耐火泥得到充分的烧结。如果这些水分不事先去掉, 由于在开工时炉温急剧上升, 这些水分将急剧蒸发, 造成砖缝膨胀, 产生裂缝; 严重时会使炉墙倒塌。烘炉的作用主要是排除衬体中的游离水、化学结合水和获得高的使用性能。

为了保护炉体和延长炉子的使用寿命, 对于新建加热炉在投用之前或检修后开工时, 也必须按规定的烘炉曲线进行烘炉。烘炉得当, 可提高炉子的使用寿命。

(2) 烘炉燃料要将炉墙烘烤干燥, 必须要有热源。作为烘炉用的热源主要有燃料油, 燃料气, 热风, 蒸汽 4 种具体采用哪一种热源应视现场的条件而定。如果有气体燃料, 用气体

燃料烘炉最方便。

对石油化工管式炉，作为烘炉燃料有燃料油和燃料气 2 种。对新建装置（新建厂），因没有白产瓦斯，所以只能用燃料油作为烘炉燃料。对老装置，因具备有燃料气和燃料油，任选一种都可以作为烘炉燃料，以选用气体燃料烘炉为最好。气体燃料具有火焰柔和、温度容易控制、炉温均匀和使用方便等优点。

烘炉开始时，如有条件应在炉管内通入蒸汽，以便进行预干燥。当炉膛温度达到 13d℃ 时，便可点火烘炉。在烘炉时炉管内一定要通入蒸汽以保护炉管。炉管内的蒸汽出口温度应严格控制，对碳钢炉管（10 号、20 号）不超过 400℃，对 Cr5Mo 炉管不超过 500℃。烘炉时用辐射室出口部位的热电偶来控制炉膛温度。

(3)烘炉的操作石油化工装置加热炉种类繁多，各装置对加热炉都有不同的要求，作用不同的加热炉有各自的烘炉操作规程，都是根据本装置的特点而制定的。新安装的炉子在设计技术文件中均应有详细的烘炉说明。用途不同，加热介质不同，操作工艺条件不同的加热炉，烘炉的操作要求是不完全相同的。有关内容可参考石油化工装置各自制订的烘炉操作规程。本节就一般加热炉的烘炉进行讨论。

①烘炉步骤。加热炉在烘炉时，应严格按照以下步骤进行：

- a.加热炉施工完毕，并经检查验收合格，准备工作就绪后，才能开始烘炉。
- b.供炉前必须对炉内外进行大清扫，清除一切杂物和堵塞物。
- c.供炉前，应先打开人孔门、看火门、防爆门、烟囱挡板等；使炉子自然通风 5 天以上。
- d.根据炉子的具体情况和当时的环境情况制定出烘炉操作规程，烘炉升温曲线和记录表格。
- e.配备烘炉人员，学习供炉要求和操作规程。
- f.供炉用的燃料、蒸汽、压缩空气和照明、仪表、通讯、消防设施等配备齐全。
- g.按烘炉升温曲线烘烤炉衬砌体，作到缓慢加热、逐渐干燥，保证炉衬砌体不开裂剥落。烘炉过程中严防违反烘炉操作规程，致使因升温速度过快而使砌体开裂、剥落、影响炉子使用寿命。

②供炉曲线

a 烘炉时间。烘炉时间主要根据炉衬砌体的种类、性质、厚度、砌筑方法和施工时所处季节而定。耐火浇注料所需烘烤时间要比耐火砖砌体要长；硅砖砌体所需时间比粘土质耐火砖砌体要长；湿法砌筑的砌体所需时间要比干法砌筑的砌体要长；热稳定性差的耐火砌体所需时间要比热稳定性好的砌体要长；厚度大的砌体所需时间要比厚度小的砌体要长。

b.烘炉升温速度。烘炉升温速度主要取决于炉衬砌体热膨胀所产生的应力大小。一般粘土砖、高铝砖砌筑的砌体可按 30--50℃/h 的速度升温。用耐火浇注料砌筑的砌体可按 10--20℃/h 的速度升温。

c.恒温温度及时间。烘炉恒温温度和恒温时间取决于砌体内水分（游离水和结合水）的排出和 SiO₂ 转变时引起体积膨胀的临界温度点，这些温度点是：150℃，320℃，450℃，500℃根据水分含量的多少，在这些温度点上应恒温 24h 以上。

d.砖砌炉衬烘炉时间及升温曲线。用粘土砖或高铝砖砌筑的加热炉的供炉时间及升温曲线见图 10-15。

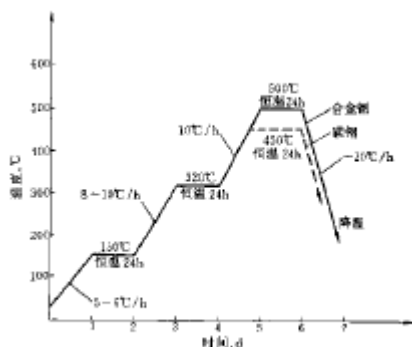


图 10-15 典型的烘炉曲线

e 耐火浇注料炉衬的供炉时间二用耐火浇注料预制块砌筑的加热炉烘炉时间见表 10-7

表 10-7 耐火浇注料炉子烘烤时间

耐火浇注料厚度, mm	升温速度-保温时间		200~400		>400	
	℃/h	h	℃/h	h	℃/h	h
常温→120	20	2	15	2	10	13
140~145 保温	—	24	—	24	—	40
150→320	20	10	15	13	10	20
340~350 保温	—	24	—	24	—	40
360→400	20	13	15	17	10	23
500→500 保温	—	16	—	24	—	32
520→使用温度	35	—	25	—	20	—

既有砖结构又有不定型耐火材料内衬的炉子, 应根据其内衬的材料特点, 主次关系制定烘炉曲线。采用耐火混凝土、可塑料捣打料或喷涂料作为内衬的炉子, 其烘炉曲线应根据内衬材质及其厚度, 成型工艺和烘烤方式制定、

③烘炉操作

a 开始烘炉时, 关闭各种门类。烟囱挡板开启撼~先左右, 待炉膛内温度升高时, 再稍开大烟囱挡板。

b 甲管内通人蒸汽开始暖炉, 当炉膛温度升到 130℃ 时, 炉内气体分析合格达到安全条件后即可点燃火嘴, 继续烘炉。如点火不成功. 应立即向炉内通人蒸汽以排除炉内积存的可燃气体后才能再次点火。对于大型炉膛彻底根据安全规定重新分析合格后才能再次点火。

c. 烘炉应尽量采用气体燃料, 火嘴应对角点火。

d. 在供炉过程中, 温度均匀上升, 升温和降温速度以及恒温时间应按照烘炉曲线进行, 并经常观察炉墙情况。

e 在烘炉过程中应做好记录, 同时绘出实际烘炉曲线。

f. 在烘炉过程中必须按照操作规定严格保证炉管内介质的流量在最低控制值以上, 以防止炉管干烧而导致重大事故。

炉膛以 20℃/h 的速度降温, 当炉膛温度降到 300℃ 时. 熄火焖炉, 炉温降到 300℃ 时打开各种炉门进行自然通风,

g. 烘炉完毕后, 应打开各种炉门, 组织有关人员炉内进行全面检查, 如发现耐火衬里脱落、剥离等异常现象, 应分析原因, 及时进行修补。衬里的裂纹宽度大于 3mm, 深度超过 5mm 者应进行修补, 有空洞和钢板分离者应彻底修补。炉子烘炉过程中所出现的缺陷改正后, 炉子才能投入正常生产。

在烘炉曲线上 150℃, 320℃, 450℃ 和 500℃ 上恒温的目的分别是: 炉膛温度在 150℃ 恒温, 以除去炉墙中的自然水分; 320℃ 恒温以除去炉墙中的结晶水; 450℃ 和 500℃ 恒温使炉墙中的耐火泥充分烧结。

在烘炉过程中,如主要设施发生故障而影响其正常升温时,应立即进行保温,故障消除后才可继续升温烘炉。

④油气联合燃烧器的操作要求。加热炉的烘炉和加热炉的正常运行都必须使用燃烧器。考虑到燃料的灵活性,除有特殊要求外,大多数加热炉都配装油气联合燃烧器。油气联合燃烧器的操作要求如下。

a.燃烧器所用燃料油应严格过滤,燃料油压力应满足设计要求。燃料油的温度不能过低,其粘度不大于 35mm²/s 雾化蒸汽应为不带水的过热蒸汽,蒸汽压力须比燃料油压力高出 0.1—0.15MPa。

b.燃烧器所用燃料气严禁带油带水,其热值、压力等应满足设计要求,进喷嘴前的燃料气管线上应安装过滤网,以免杂质堵塞喷嘴。同时要安装阻火器,以防回火。

c.新安装的燃料油、蒸汽和燃料气管线事先应用蒸汽吹扫,以保证管线畅通。

d 点火前需用蒸汽吹扫炉膛和燃料油、瓦斯管线,以置换炉内可能积存的可燃气体和排出燃料油管线内积存的汽油。除安全规定允许的小型炉膛外,一般均应进行安全分析(大型炉膛还应进行多点取样),待合格后才能点火

e.点火时、可把点火器(枪)抽出用燃料气作燃料,手把点火,通过点火孔(看火孔)伸入炉内点燃点火器把点火器点燃后放入炉内;也可用(长明灯)。

f.待点火器燃烧捻走后方可点燃燃料气或燃料油,对于油气联合燃烧器,则应先烧燃料气,后烧燃料油。

g 当点火器兼作长明灯时,点火器应在燃烧器运行的整个时间内点燃,以保证燃烧器的安全。

h.开工时应注意观察火焰,随时调节油、气枪的位置,以获得满意的火焰。

I.运行过程中,燃料油压力调节应平稳,避免陡升陡降,以免造成熄火或漏油;在运行过程中如发现某个喷嘴出现异常现象(如结垢、堵塞等)应及时停运,进行拆换或冲洗。当发现燃烧器结焦时应降低油压或改烧气,同时适当加大风量,烧掉结的焦炭,或者适当调节油枪位置,防止继续结焦口

j.在运行过程中如发现某个喷嘴过分明亮或尾部冒点烟时,应及时调节风门。如发现火焰散乱、冒火星、脉动等异常现象时,应及时熄火并拆洗喷嘴。

k.停运时应先停油后停燃料气,以免燃料油漏入风箱内;油喷嘴停运后应用蒸汽吹扫,把剩油吹到燃烧道内烧掉;当主喷嘴完全停运,并吹扫干净后,方可关闭点火器。

l.停运后应将所用喷头拆下浸泡在煤油中,清除积碳和杂物,以便下次使用。

第 11 章循环冷却水系统的预处理

冷却水系统是化工装置不可缺少的组成部分，它有直流式、密闭循环式和敞开循环式三种类型。直流冷却水系统大量浪费水资源，难以进行水质处理，目前基本已被淘汰，密闭式循环冷却水系统只适用于有特殊要求的小型装置;敞开式循环冷却水系统是应用最普遍的系统，冷却水处理技术的对象也主要是这种系统。

11.1 循环冷却水系统的问题与对策

(1)循环冷却水的水质特点在敞开式循环冷却水系统中，水与空气在冷却塔内直接接触。一部分水转化为蒸汽使水温降低，蒸汽随空气一起由风机送出塔外，冷却后的水再经循环水泵升压送去换热器，重复使用。循环冷却水的流程如图 11 — 1 所示。

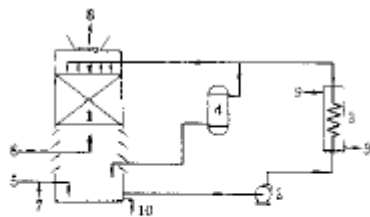


图 11-1 循环冷却水系统示意图
1—冷却塔；2—循环水泵；3—换热器；4—过滤器；
5—补充水；6—空气；7—加入水处理药剂；
8—蒸汽和空气；9—工艺介质；10—排污

循环水在运行过程中，一边在换热器中升温，一边又在冷却塔内降温;一部分水被蒸发掉，又有一部分水补充进来;大量的空气与水充分接触，产生脱气、曝气、洗涤的多重效果。这样的工艺过程必然引起水质的变化，从而导致系统内产生结垢、腐蚀、微生物等一系列问题。循环冷却水水质的变化及其引起的危害情况见表 11-1

表 11-1 循环冷却水的水质变化

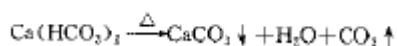
水质成分	来源	变化	原因	危害
含盐量	补充水	增加	蒸发浓缩	增加了水的导电性,使腐蚀性增强;硬度和碱度提高,使结垢性增强
悬浮物	补充水和空气	增加	补充水被浓缩;空气中的尘埃等在冷却塔中被洗涤下来;微生物的繁殖	在管道和设备内沉积,形成污垢、粘泥等
二氧化碳	重碳酸盐受热分解	减少	冷却塔的脱气作用	产生碳酸钙水垢
pH 值		升高	二氧化碳的脱失	结垢趋势增加
溶解氧	空气	增加	冷却塔的曝气作用	提高了腐蚀速度
微生物	补充水和空气	增加	循环水条件适宜,微生物繁殖速度快	形成生物粘泥,促进设备腐蚀
工艺物料(如油、氨等)	生产工艺系统	增加	换热器泄漏	增加水的结垢性和腐蚀性,为微生物提供营养,促进污垢形成
磷酸根	水处理药剂	增加	重碳酸盐的水解或有机物的分解	产生磷酸钙水垢,促进微生物生长

(2) 沉积物反其控制循环冷却水系统的沉积物目前还没有统一的命名和分类，本文按其形成机理及控制方法的不同把它分为三类:由无机盐类结晶析出的沉积物为水垢(scale)由悬浮物、腐蚀产物、工艺泄漏物等形成的混合沉积物为污垢(fouling)、由微生物繁殖引起的沉积物为粘泥(slime)。实际上这三类沉积物很难严格区分，在形成过程中它们往往有互相促进的作用，特别是污垢和粘泥，许多人把它们归为一类。

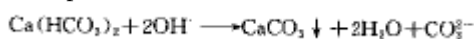
①水垢的形成与控制

a.水垢的形成。水垢是由冷却水中的溶解盐类结晶析出,附着于换热器的管壁上而形成的,它的特点是密实、坚硬,附着牢固,清除困难。形成水垢的盐类溶解度都很低,而且还具有反常溶解度现象,即溶解度不是随温度的升高而升高,而是随温度的升高而降低。循环冷却水在运行过程中,盐类浓度增高,相应地硬度和碱度也就增高;水的 pH 值升高;在换热器中水温升高。在这样的条件下,成垢盐类很容易达到饱和或过饱和状态。通常溶液中盐类的结晶析出并不是达到饱和状态后立即发生的,而是要求有一定的过饱和度。这是因为晶核生成的初期非常微小,比表面积很大,容易产生再溶解。溶液的过饱和度愈小,晶核的溶解速度愈快,晶体也就不易长大。在较高的过饱和度下,晶核的溶解速度受到抑制,晶体能够迅速长大,直到结晶析出。循环冷却水的情况与普通溶液有很大的不同,水中大量存在的悬浮粒子可以成为晶种,其他杂质离子、细菌、粗糙的金属表面等诸多因素都对结晶过程起着强烈的催化作用,这就大大地降低了结晶析出所需的过饱和度。因此,循环冷却水系统很容易产生水垢。

循环冷却水系统最常见的水垢是碳酸钙。补充水中含有的重碳酸钙在通过换热器传热表面时发生分解:



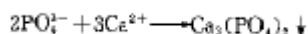
冷却水的 pH 值升高,在碱性条件下重碳酸钙也会转化为碳酸钙:



当水中溶有氯化钙时,还会发生置换反应:



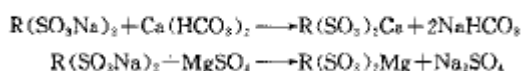
碳酸钙的溶解度很低,只有 2Dtrig/L,而且是反常溶解度盐类。当采用含磷化合物作为水处理药剂时,因水解或分解作用,水中会有一定的磷酸根存在,磷酸根与钙离子发生如下反应:



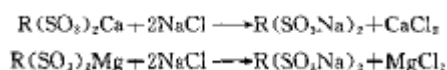
磷酸钙的溶解度极低,只有 20mg/L,也是反常溶解度盐类。因此,在使用磷系配方的系统中要特别注意磷酸钙问题。

循环冷却水系统可能产生的水垢还有硫酸钙、硅酸镁等,这些水垢都是在特定的水质条件下形成的,一般不常见。

b.水垢的控制。控制水垢的方法有很多种,归结起来有两类:一类是热力学方法,即降低成垢离子的浓度或提高成垢离子的溶解度,使其不能达到晶体析出所}r 要的饱和度;另一类是动力学方法,即投加阻垢分散剂,改变结晶生长过程或者破坏晶体生长的结构,使其不能在金属表面牢固附着。⑤降低成垢离子浓度。水中的成垢离子主要是 Ca^{2+} ,降低 Ca^{2+} 浓度常用的是离子交换树脂软化法和石灰软化法。离子交换树脂是人工合成的离子交换剂,软化水质通常采用钠型阳离子交换树脂。当硬水流过树脂层时,水中的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 等多价金属阳离子与树脂中的 Na^+ 进行交换;



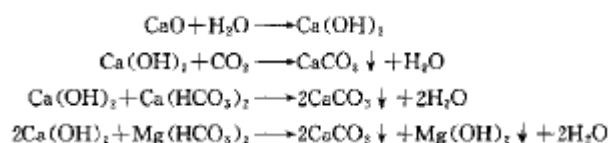
离子交换树脂失效后可用氯化钠再生来恢复其活性:



离子交换树脂交换、再生的过程就是将原水中的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 离子移出去的过程。离子

交换树脂软化法成本较高，应用不普遍。当原水硬度太高时可采取补充水部分软化的办法，使硬度降到一定范围以内。

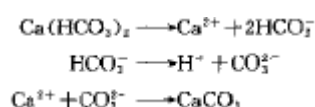
在预处理时投加石灰也能起到软化水质的作用，其主要反应如下：



这样就使碳酸钙预先沉淀析出，降低了补充水中的}aa+浓度。当然，根据水中碱度的不同还有石灰—纯碱软化法和石灰—石膏软化法，这里不详细介绍。

石灰软化法需要有石灰制备、投加、混合的设备及沉淀物分离的设备，同时石灰对操作环境有一定影响。

⑥提高成垢离子溶解度。含有重碳酸盐的水中存在下列平衡关系：



很显然，提高 H⁺浓度会使上述三个反应向左进行，也就是碳酸钙被溶解，重碳酸钙得到稳定。提高 H⁺浓度可以通过加酸来实现，加酸法目前使用仍较普遍。

⑥投加阻垢剂。在水中加入阻垢剂是循环冷却水处理的通用方法，即使采取了上述措施的系统也要加入一定的阻垢剂方能达到满意的效果。阻垢剂的种类很多(见表 11-2)，它们有一个共同特点，就是都具有低限效应(threshold effect)。只要投加几个 mg/L 到十几 mg/L 的阻垢剂就可将比按化学当量计算高几十倍甚至几百倍的成垢离子稳定在水中。这种非化学当量的阻垢性能是阻垢剂得以广泛应用的基础。

阻垢剂是水处理药剂发展中最活跃的一族，种类相当多，特别是共聚物类，正在向多元化发展。表 11-2 所列仅是国内常用阻垢剂的一部分。

②污垢的形成与控制

a.污垢的形成。污垢和水垢不同，它没有确定的组成和结构，也不像水垢那样密实、坚硬。污垢的成分很复杂，不同的系统往往差别很大。通常污垢的成分有泥抄、灰尘、脱稳的胶体、腐蚀产物、油污、杂物碎屑、预处理带入的矾花碎片、工艺泄漏物、被阻垢剂破坏了晶体结构的颗粒等等。对大量的污垢分析结果表明，污垢(除水垢和生物粘泥外)按其化学成分来分主要有两类，一类以氧化硅为主，一类以氧化铁为主，其他物质的含量相对较低。但也不能小看这些含量较低的物质，它们(如油污等)可能在污垢形成过程中扮演了重要角色，如充当粘结剂、凝聚剂等口

表 11-2 循环冷却水系统常用阻垢剂

名 称	结 构 式	主 要 性 能
氨基三甲叉磷酸(ATMP)	$N-\zeta(CH_2-PO_3H_2)_3$	化学稳定性好,不易水解,能耐高温;阻垢性能优良,尤其是对磷酸钙,也能抑制水合氧化铁沉淀;高浓度时缓蚀性能优良;与多种药剂有良好的协同效应;常用于复合配方;可能产生有机磷酸钙垢;对铜有一定腐蚀作用
羟基乙叉二磷酸(HEDP)	$CH_3-C-\zeta(PO_3H_2)_2$ $ $ OH	
乙二胺四甲叉磷酸(EDTMP)	$H_2C-N-\zeta(CH_2-PO_3H_2)_2$ $ $ $H_2C-N-\zeta(CH_2-PO_3H_2)_2$	
多元醇磷酸酯(POE)	$H_2C-O-PO(OH)_2$ $ $ $HC-O-PO(OH)_2$ $ $ $HC-O-PO(OH)_2$ $ $ $HC-O-PO(OH)_2$ $ $ $HC-O-PO(OH)_2$ $ $ $H_2C-O-PO(OH)_2$	良好的阻垢剂,尤其对磷酸钙抑制作用好;有良好的缓蚀性能,常与磺化木质素和锌盐组成复合配方;会缓慢水解
2-膦酸基丁烷-1,2,4-三羧酸(PBTC)	$\begin{array}{c} PO_3H_2 \\ \\ CH_2-CH_2-C-CH_2 \\ \quad \quad \quad \quad \\ COOH \quad COOH \quad COOH \end{array}$	在高温、高硬度、高 pH 值条件下阻垢性能优于 HEDP 等,不受 Fe^{3+} 干扰;能在高 pH 条件下稳定钙盐;有良好的缓蚀作用;不产生有机磷酸钙沉积;常用于复合配方
聚丙烯酸(PAA)	$\left[\begin{array}{c} CH_2-CH \\ \\ COOH \end{array} \right]_n$	碳酸盐的优良阻垢剂,在高温条件下 HPMA 优于 PAA;有优良的分散性能;对高硬度、高碱度的水质性能较差
水解聚丙烯腈(HPMA)	$\left[\begin{array}{c} CH-CH \\ \quad \\ COOH \quad COOH \end{array} \right]_m \left[\begin{array}{c} CH-CH \\ \quad \\ C \quad C \\ // \quad \backslash \\ O \quad O \end{array} \right]_n$	
丙烯酸-丙烯酰胺共聚物(AA/HPA)	$\left[\begin{array}{c} CH_2-CH-CH_2-CH \\ \quad \quad \\ COOH \quad COOHCH_2-CH=CH_2 \\ \quad \quad \\ \quad \quad OH \end{array} \right]_n$	优良的阻垢剂,尤其是阻磷酸钙垢的性能突出;也具有稳定钙盐、分散氧化铁的作用
丙烯酸与 AMPS ^① 共聚物(AA/AMPS)	$\begin{array}{c} -CH_2-CH-CH_2-CH \\ \quad \quad \\ COOH \quad O=C \\ \quad \quad \\ \quad \quad C \quad CH_3 \\ \quad \quad \quad \quad \\ \quad \quad HN-C-CH_2-SO_3H \\ \quad \quad \\ \quad \quad CH_3 \end{array}$	新一代阻垢剂,含有强酸($-SO_3H$)和弱酸($-COOH$)两种基团,对多种垢都有优良的阻垢作用和分散作用,能应用于高硬度、高碱度、高 pH 的水质

① AMPS: 2-甲基-2-丙烯酰胺基丙磺酸。

循环冷却水中的污垢物质之所以能够在设备、管道内生成并不断增长是因为它们具有两个很重要的特性,即粘着性和内聚性〔1〕所谓粘着性是指污垢与金属表面的结合能力,这一特性使污垢较牢固地粘着在金属表面上。所谓内聚性是指污垢本身互相聚合在一起的能力,这一特性使污垢能够连续生长,在金属表面蔓延并不断增厚。金属表面的粗糙度、表面吸附作用、颗粒物质表面的不同电荷、油污等物质的粘性等等,这些因素都会大大增强污垢物质的粘着性和内聚性,促进污垢的形成与发展。

沉降作用也是污垢形成的重要原因。从水力学的角度来看,流动水体中的颗粒受到沉降力和剪切力的双重作用,当沉降力大于剪切力时颗粒就会沉积下来。循环冷却水中的颗粒通过吸引、碰撞、凝聚、粘集等作用由小逐步变大,使沉降力增大,当流到滞流或低流速区域时剪切力减小,颗粒就会沉降而成为污垢。事实也正是如此,在换热器的封头、水走壳程换热器的管间、冷却塔的集水池等处污垢明显较高流速区域为多。

b.污垢的控制。控制污垢要从两方面着手,一是要减少污垢物质的来源,二是要改变污垢的性能,使其呈分散、悬浮状态而不易沉积。

a)减少污垢物质来源。循环冷却水系统的污垢物质来源干了个方面,一是补充水,二是空气,三是系统本身。采用地表水作补充水时应进行混凝、沉淀、过滤等预处理,尽可能地

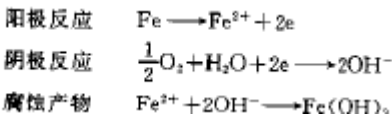
降低浊度;净化冷却塔周围环境,减少灰尘、植物花絮、落叶、昆虫等进入循环水中;严格监测设备泄漏,一旦发现,立即处理;选好水处理药剂,避免药物性沉积的发生;加强腐蚀控制(在下文介绍),减少腐蚀产物,所有这些都是减少污垢物质来源的好方法。此外,向容易沉积污垢的水走壳程换热器引入压缩空气进行定期吹洗,也是行之有效的措施。悬浮在水中的污垢物质通过旁滤或排污去除。旁滤器的正常运行对减少污垢起着很重要的作用。

⑥改变污垢的性能。投加分散剂是控制污垢的常用方法。分散剂的种类很多,大多数阻垢剂都有分散性能,如表 11-2 中的 PBTC、PAA、HPMA、AA/HPA、AA/AMPS 等。它们通过吸附、渗透、絮凝等作用降低污垢的粘着性、内聚性和沉降力,或使污垢不能形成,或使已形成的污垢重新再分散。有些分散剂还能渗入到金属与污垢的界面,降低污垢和金属之间的粘结力,使污垢剥离下来。

(3)腐蚀及其控制材料和周围介质发生化学或电化学作用使材料遭受破坏或性能恶化的过程称为腐蚀,从化学热力学的观点来看,钢铁等金属材料处于不稳定的状态,它们有恢复到各自的稳定状态(氧化物)的强烈趋向。因此,金属的腐蚀倾向有其必然性,但腐蚀的速度则与环境条件有关。控制腐蚀就是要创造不利于金属腐蚀的环境条件,尽量降低腐蚀速度,以延长设备的使用寿命和保证运行的效率。

①腐蚀机理。循环冷却水系统中最易发生腐蚀的是碳钢材质的设备和管道,因此以下讨论的主要是碳钢的腐蚀与控制问题。

钢铁在循环冷却水中的腐蚀属于电化学腐蚀,溶解氧是腐蚀电池阴极的去极化剂。其基本过程是:铁释放自由电子变成 Fe^{2+} 进入水中;自由电子传递到阴极;自由电子由阴极传递到水中被溶解氧吸收,生成 OH^- ;阳极的 Fe 与阴极的 OH^- 结合生成腐蚀产物(见图 11-2)



$\text{Fe}(\text{OH})_2$ 很不稳定,它会进一步氧化成 FeOOH , $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$, $\text{Fe}_3\text{O}_4 \cdot x\text{H}_2\text{O}$ 等最终腐蚀产物,在这一过程中阳极被腐蚀,阴极则不腐蚀。

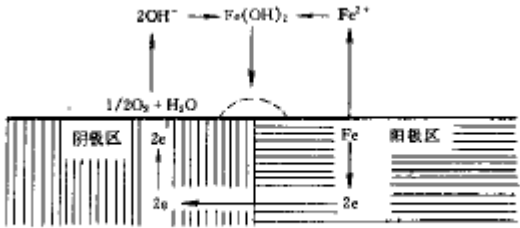


图 11-2 碳钢在循环水中腐蚀机理示意图

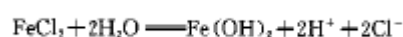
由上述反应过程可知,组成腐蚀电池要有阳极和阴极存在,而且阳极和阴极间要有一定的电位差;阳极释放的电子要能连续传递到阴极;溶液中要有能吸收电子的物质存在,并能顺利到达阴极表面吸收电子;阳极反应的生成物和阴极反应的生成物要能在溶液中移动,离开金属表面。循环冷却水中溶解氧接近饱和状态,含盐量高,电导率高,金属本身是导体,这些因素形成了有利于腐蚀进行的环境。

②腐蚀类型。循环冷却水系统发生的腐蚀主要有以下一些类型。

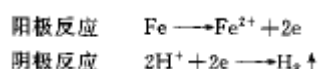
a.均匀腐蚀。均匀腐蚀又叫全面腐蚀,是发生在整个金属表面的腐蚀现象。在循环水中,碳钢内的铁素体和渗碳体之间因电极电位不同而产生电位差,铁素体为阳极,渗碳体为阴极,组成了腐蚀微电池。这种腐蚀电池很微小,阳极和阴极交叉分布,难分边界,可以认为阳极面积等于阴极面积等于金属的表面积,即腐蚀在整个金属表面上均匀发生。这种腐蚀电池的阳极和阴极是碳钢内部固有的,因而腐蚀过程能够自发地进行。均匀腐蚀会使材料逐渐变薄,

在循环水正常运行的 pH 值条件下其腐蚀速度一般不太高。

b. 缝隙腐蚀。缝隙腐蚀是指金属表面与其覆盖物之间存有一定缝隙(宽度约为 0.025-0.3mm)而产生的腐蚀形态。循环冷却水系统中金属表面最多的覆盖物是沉积物(亦可称为垢),所以缝隙腐蚀主要是垢下腐蚀。缝隙腐蚀的起因是氧的浓差电池。由于缝隙的滞流作用使传质困难,缝外的溶解氧不能进入缝内,缝内的溶解氧被初始的腐蚀所消耗,缝隙内外出现氧的浓度差,形成了以缝内为阳极缝外为阴极的腐蚀电池。随着腐蚀过程的进行,缝隙内的 Fe^{2+} 大量积聚,使正电荷不断增加,缝隙内外产生了电荷梯度。为保持电荷平衡,溶液中的 Cl^- 一向缝隙内迁移,使缝隙内生成高浓度的 FeCl_2 和 FeCl ,进一步水解:



这就使缝隙内的 pH 值下降,成为酸化区。此时,缝隙内变成了氢去极化的酸腐蚀,腐蚀速度迅速增加。其反应为:



缝隙腐蚀的过程是个自催化过程,能够自发地进行下去。循环冷却水系统的缝隙腐蚀除了垢下腐蚀以外在换热器的列管与管板之间也时常发生。

c. 电偶腐蚀。两种金属互相接触(或有导体连接)共存于电解质溶液中时因电位不同而产生电位差,形成腐蚀电池,电位较负的金属为阳极,腐蚀速度增加,电位较正的金属为阴极,腐蚀速度降低,这就是电偶腐蚀。在电偶腐蚀中阳极和阴极面积的相对大小对腐蚀速度的影响很大。在大阴极小阳极的状态下,阳极面积小,腐蚀电流密度大,腐蚀速度快;在小阴极大阳极的状态下,阳极面积大,腐蚀电流密度小,腐蚀速度不会有明显增加。循环冷却水系统中不同材质制成的换热器(如碳钢和铜)就存在电偶腐蚀问题。

d. 点蚀。点蚀又叫孔蚀,是一种特殊形态的局部腐蚀。点蚀的破坏性很大,可能在设备总体腐蚀量很小的情况下因点蚀穿孔而报废。点蚀常发生在有自钝化能力的金属上,如不锈钢、铝等。当钝化膜在局部某点受到破坏时裸露的活化金属表面成为阳极,仍处于钝态的部分成为阴极,形成活化-钝化的特殊电偶电池,而且符合大阴极小阳极的情况。点蚀的发展类似于缝隙腐蚀的过程和原理,孔内滞流,缺氧, Fe^{2+} 增加, Cl^- 内迁, FeCl_2 水解,孔内酸化,阴极析氢。自催化作用使孔深不断发展。在循环冷却水系统中因各种因素的影响,碳钢设备也会有点蚀发生。

③ 腐蚀控制。腐蚀控制的许多方面,如设备选材、结构设计、加工制作等都不属实际操作的范围。有些防腐措施如电化学保护、使用防腐涂料等虽然可以使用,但保护的范围有限,只适用于特殊条件下的少数设备。循环冷却水系统最常用的腐蚀控制方法是投加缓蚀剂。

缓蚀剂是一类能够在腐蚀介质中减缓金属腐蚀速度的化学药剂,使用缓蚀剂控制腐蚀加量很少,效果显著,不需要复杂的附加设备,操作简单,费用不高,能对全系统进行保护,因而受到普遍欢迎。

缓蚀剂通过在金属表面生成一定的保护膜来抑制腐蚀电池的电极反应,因而具有缓蚀的效果。根据生成保护膜的性质不同,缓蚀剂可分为氧化膜型、沉淀膜型和吸附膜型三种;根据被抑制的电极反应不同,缓蚀剂又可分为阳极型、阴极型和混合型三类。缓蚀剂的作用效果与其本身的性能有关,也与水质条件有关。例如,高浓度的 Cl^- , S^{2-} 对各类缓蚀膜都有破坏作用,而一定的 pH 和溶解氧则对某些缓蚀剂的成膜起到辅助的作用。

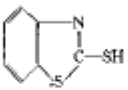
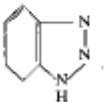
缓蚀剂的发展与环境保护密不可分,铬酸盐因毒性大而逐渐被淘汰,聚磷酸盐发展起来后,随着人们对磷污染问题的认识,磷系药剂很可能好景不长,铝酸盐、硅酸盐、低磷有机缓蚀剂等将会得到更广泛的应用。

循环冷却水常用缓蚀剂列于表 11-3

表 12-3 循环冷却水系统常用缓蚀剂

名 称	化学式(或结构式)	主 要 性 能
铬酸盐	$\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_4$	循环冷却水处理中性能最好的缓蚀剂,对多种金属都有保护作用;高浓度为氧化膜,阳极型,低浓度为吸附膜,阴极型 ^[1] ,单独使用需 200mg/L 以上,低浓度需与锌盐、聚磷酸盐等复配使用;毒性大,环境污染严重
聚磷酸盐	$\text{Na}-\left[\text{O}-\text{P}\left(\text{O}\right)_2-\text{O}\right]_n-\text{Na}$	冷却水处理中使用最广泛的缓蚀剂,常用六偏磷酸钠;缓蚀性能好,沉淀膜,阴极型;水中需有 Ca^{2+} 和溶解氧方可成膜,也是很好的预膜剂;易水解,产生磷酸钙垢,促进微生物的生长;有毒污染问题;可作为磷酸钙阻垢剂,有低阻效应
锌盐	$\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ $\text{ZnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	沉淀膜、阴极型,成膜快;与多种缓蚀剂复配能加快成膜速度,单独使用效果差;pH>8.0 沉淀,需要稳定剂;有毒性
钼酸盐	$\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	氧化膜、阳极型;需有氧化剂(溶解氧、亚硝酸盐等)协助成膜,单独使用浓度高,成本高;可与聚磷酸盐、锌盐等复配使用;毒性低

续表

名 称	化学式(或结构式)	主 要 性 能
硅酸盐(水玻璃)	$n\text{Na}_2\text{O} \cdot m\text{SiO}_2$	沉淀膜,阳极型,无毒性,成本低;成膜速度慢,单独使用缓蚀效率不高;与锌盐、聚磷酸盐复配可提高缓蚀效果;对控制黄铜脱锌很有效
亚硝酸钠	NaNO_2	氧化膜、阳极型;使用浓度 300~500mg/L;适用于密式系统;有毒性
2-羟基膦酸基乙酸 ^[2] (HPAA)	$(\text{HO})_2\text{P}-\text{CH}(\text{OH})-\text{COOH}$	新型膦酸类药剂,在现有有机膦化合物中缓蚀性能最好,与锌盐复配可处理低硬度腐蚀性水质;热稳定性好;是良好的阻垢剂和分散剂;抗氧化性能差
巯基苯并噻唑(MBT)		优良的铜缓蚀剂;干扰聚磷酸盐对碳钢的缓蚀作用,加锌可以补救 ^[3] ;用量少,价格较低;抗氧化性能差
苯并三唑(BTA)		优良的铜缓蚀剂;不干扰聚磷酸盐的作用;对铁、锌等也有缓蚀作用;抗氧化能力强,价格较贵

(4)微生物及其控制微生物的问题是循环冷却水系统的特殊问题。化工企业往往对微生物比较陌生,不易引起足够的重视。因此,微生物引起的故障也比较多。

①冷却水中的微生物。冷却水中的微生物有细菌、藻类、真菌三大类。细菌是单细胞的微生物,也是循环冷却水系统中数量最多、危害最大的微生物。按照产生危害的形式来分(非生物学分类),细菌可分为粘泥型细菌和腐蚀型细菌两大类。粘泥型细菌在生命活动的过程中会分泌粘液,有些细菌细胞外有厚厚的胶质层或长长的胶质线(见图 11-3)。这一特点使它们具有粘集水中颗粒、粘附到金属表面上的能力,是形成生物粘泥的核心力量。粘泥型细菌属于一般异养型细菌,可用普通肉汁培养基进行检测,分离鉴别要有专门技术。腐蚀型细菌是指具有特殊的生化功能,在生长繁殖的过程中促进金属腐蚀的细菌。循环冷却水系统常见的腐蚀型细菌有能催化亚铁氧化并形成氢氧化铁沉积的铁细菌,能在缺氧条件下把硫酸盐还原成硫化氢的硫酸盐还原菌,能把硫或硫化物氧化成硫酸的硫细菌,能把氨氧化成硝酸的硝化细菌等。

藻类是最低等的绿色植物,常在冷却塔壁上生长。藻类细胞呈丝状体的较多,它们的细胞外都有胶质,附着在冷却塔壁等处形成深绿色的毡状物。这种毡状的藻类群落因新陈代谢或其他因素的作用会脱落下来,随流水而进入系统,或堵塞管道,或成为细菌的养料,最终

变为生物粘泥的一部分。循环冷却水中的藻类主要有蓝藻、绿藻和硅藻三大类。

真菌的种类极多，分布也极广。循环冷却水中的真菌通常指霉菌和酵母两类。在木质结构冷却塔的系统中真菌是木材腐烂变质的元凶，一般系统中也是组成生物粘泥的成员。

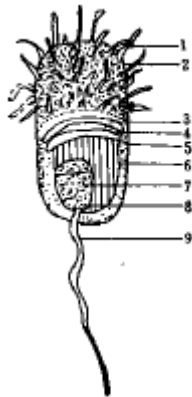


图 11-3 电子显微镜下
粘泥菌类的典型形态
1—外放质线；2—外放质
衣；3—内放质；4—细胞
壁；5—原生质膜；6—原生
质体；7—细胞核；8—细
胞内颗粒；9—鞭毛

②生物粘泥的形成。在水体环境中，微生物有一种对物体表面的趋向性，很容易在物体表面附着生长，这一现象发生的机理还不完全清楚，可能与吸附作用使物体表面的营养水平较高有关[5]。人们都有这样的经验，浸没于水中的物体表面都有一层粘滑的物质，这就是一层生物膜，如果夹带了泥沙等杂物，就成为生物粘泥。在循环冷却水系统中，管道和设备的表面都是微生物附着的对象。微生物的自觉趋向、流水的不断驱动、粗糙表面的阻留等作用的影响使微生物非常容易附着上去。最初的微生物附着到设备表面以后，它们就迅速繁殖，分泌粘液和胶质，进一步加强附着力，同时也将水中的泥沙、尘土、悬浮颗粒等杂质粘集到一起。这样生物粘泥就初步形成了。随后，流水不断地带来营养、杂物和新的细胞；微生物继续进行生长、繁殖、分泌粘液；生物粘泥不断增长、蔓延。这样形成的生物粘泥可称为附着型生物粘泥。

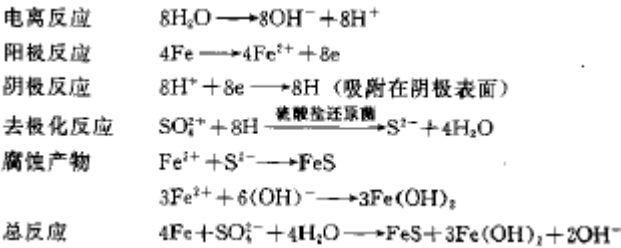
某些细菌能够形成菌胶团或类似菌胶团的细胞群，以群体的形式生长、发育。这种细胞群都被胶质衣包裹着，随着冷却水的不断循环，细胞群会粘集各种杂物，使其重量不断增加，在一定的条件下沉淀下来(类似于污垢的沉降作用)。这种类型的生物粘泥可称为沉淀型生物粘泥。

循环冷却水中常有一定的生物性悬浮物质存在。目前普遍采用生物滤网测定冷却水粘泥量，这样测得的粘泥实际上主要是生物性悬浮物，可以把这种粘泥叫做悬浮型生物粘泥。悬浮型粘泥形成的原因可能有三点：第一，它是系统内附着型和沉淀型粘泥因某些因素的影响而脱落的结果；第二，它是细胞群尚未达到沉淀所需的重量而暂时悬浮于水中的，第三，它是由结构松散而又粘性不强的细胞群组成，不易附着，也不会沉淀，只在水中悬浮。由悬浮型粘泥的这些特点可知，用生物滤网法测定水中粘泥量来判断系统内的粘泥状况有很大的局限性，已经有不少二者相关性不强的例子。

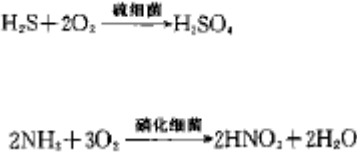
总之，循环冷却水系统中的生物粘泥是指由微生物的活动所产生的附着物、沉淀物、悬浮物的总称。三种类型粘泥的划分只是为了说明形成的机理，实际上并无严格的界限。

③微生物腐蚀。微生物的腐蚀总是和电化学腐蚀交织在一起的，不可能孤立地发生，因此很难作出定量的评价。根据微生物活动的特性分析，微生物的腐蚀作用主要有三种方式。

a. 腐蚀微电池的去极化作用。这是硫酸盐还原菌的腐蚀特征。硫酸盐还原菌是厌氧型细菌，在缺氧的环境中它使腐蚀电池的阴极去极化，推动腐蚀过程的进行。其反应机理如下：

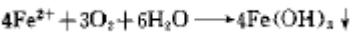


b 新陈代谢过程中产生腐蚀性物质。某些细菌及真菌在新陈代谢过程中会产生酸类物质，使局部微环境的 pH 值下降得很低，造成酸性腐蚀。例如：



有些细菌还能产生有机酸，如醋酸、乳酸、草酸、柠檬酸、葡萄糖酸等。这些酸虽然酸性不强，但在局部聚集也会加速金属腐蚀。

c. 引起垢下腐蚀。生物粘泥的形成无疑为垢下腐蚀提供了有利条件。铁细菌将水中的 Fe²⁺ 氧化成 Fe(OH)₃ 沉积下来：



这一方面引起垢下腐蚀，另一方面还能从钢铁表面的阳极区除去 Fe²⁺，从而使腐蚀速度增加。同时，在粘泥和 Fe(OH)₂ 积物下的缺氧区域也培养了硫酸盐还原菌。

(5) 微生物的控制微生物有两个显著的特点给控制工作带来很大的难度，一是繁殖速度快，二是适应能力强。繁殖速度快使微生物数量巨大，在未经处理的循环水中一般都在每毫升水一百万个以上。它不像其他物质那样与浓缩倍数同步增长，而是按几何级数增长的。适应能力强就不能长久使用同类性质的药剂，否则会控制无效。要把循环冷却水中的微生物消灭干净是不可能的，要控制在很低的水平上也很困难，一般是把它控制在一个恰当的水平上。表 11-4 所列为通常的微生物控制指标。

表 11-4 循环冷却水中微生物控制指标^[1] (个/mL)

名 称	指 标	名 称	指 标
异养菌	≤10 ⁶	亚硝酸细菌	≤100
铁细菌	≤100	真菌	≤10
硫酸盐还原菌	≤50	粘泥量	≤4mL/m ³ (生物滤网法)
硫细菌	≤1000	藻类	冷却塔等处无明显藻类群落

控制循环冷却水中的微生物最主要的方法是使用杀生剂，选择杀生剂应考虑下列因素。

- ① 杀生作用具有高效性，通常使用浓度下(小于 100mg/L)可达到 99% 的杀菌率。
 - ② 杀生作用具有广谱性，对多种微生物均有杀灭效果。
 - ③ 与本系统的缓蚀剂、阻垢剂相容，不发生相互消减作用。
 - ④ 在本系统运行的 pH 值条件下能充分发挥效能。
 - ⑤ 本系统的工艺泄漏物对杀生剂的影响较小，
 - ⑥ 毒性较低，或容易降解，不污染环境。
 - ⑦ 具有渗透、分散、剥离效果，能够控制生物粘泥。
 - ⑧ 经济合理，使用安全，操作方便。
- 使用杀生剂时应注意下列问题。
- ① 通常采用冲击式投加方式，要能迅速达到所需要的浓度。

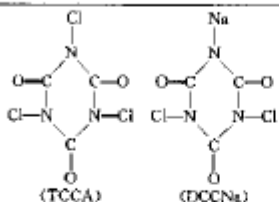
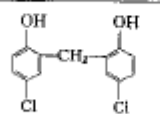
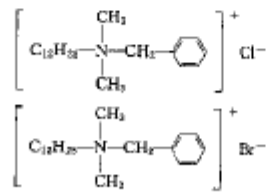
②几种药剂交替使用,特别要以氧化性药剂和非氧化性药剂交替使用,防止抗药性的产生。

③选择恰当的使用浓度,用量不足时某些药剂反而会刺激微生物的繁殖,用量过大造成经济损失。

④选择合适的加药点,如气态药剂(如氯气)或挥发性药剂应加入到水下较深的部位,并设置分布器;固体药剂要加在流速较大的部位,便于溶解;生物粘泥严重的设备或区域也可以作为加药点。

循环冷却水系统常用杀生剂列于表 11-5。

表 11-5 循环冷却水系统常用杀生剂

名 称	化学式(或结构式)	主要性能
氯	Cl_2	使用最广的杀菌剂,高效,广谱,价廉,高 pH 值时效果差;受氯等还原性物质影响大;对某些缓蚀阻垢剂有破坏作用
次氯酸钠	NaClO	杀菌作用同氯,商品含有效氯 10%;因是液体,可迅速提高余氯量;高浓度(500mg/L 以上)有很好的清洗剥离作用
三氯异氰尿酸 (TCCA) 二氯异氰尿酸 钠(DCCNa)	 (TCCA) (DCCNa)	异氰尿酸的氯化衍生物,水解时释放出 HOCl;异氰尿酸对氯有稳定和保护作用,放氯的利用率高;TCCA 含有效氯 90%,溶解度 1.2;DCCNa 含有效氯 60%,溶解度 25;浓度高时有一定剥离作用;固体剂型,使用方便,安全,处理成本高
二氧化氯	ClO_2	杀菌能力较氯更强,作用速度比氯更快;不受 pH 值及氯的干扰;在进行氧化作用的同时不作氯化作用;能分解残留的细胞结构;稳定在 ClO_2 溶液有效含量 2%~4%;需经活化后使用,活化过程的控制对杀菌效果影响较大,目前价格较贵
溴	Br_2 HOBr	HOBr 杀菌能力比 HOCl 强,作用速度也更快;HOBr 比 HOCl 能在更高的 pH 条件下存在;溴酸的杀菌活性与 HOBr 相当;溴对金属的腐蚀性比氯弱;用溴处理的成本比氯高,可采用溴-氯联合使用以提高效果,减少氯的用量
臭氧	O_3	老牌杀菌剂,高效,广谱,无污染;近年研究表明可杀细菌、缓蚀、阻垢于一身;半衰期短,受 pH、温度、有机物影响大;目视发生效率低,成本高
双氯酚 (DDM)		高效广谱杀生剂;商品含 DDM30%,冲击投加 50~100mg/L,维持杀生作用 24h ^[1] ;对鱼类毒性较高,降解缓慢
洁尔灭 (LDBC) 新洁尔灭 (LDBB)	 $\left[\text{C}_{12}\text{H}_{25}-\text{N}(\text{CH}_3)_2-\text{CH}_2-\text{C}_6\text{H}_5 \right]^+ \text{Cl}^-$ $\left[\text{C}_{12}\text{H}_{25}-\text{N}(\text{CH}_3)_2-\text{CH}_2-\text{C}_6\text{H}_5 \right]^+ \text{Br}^-$	季铵盐类阳离子表面活性剂,高效广谱杀生剂;商品“1227”含 LDBC45%,投加 50~100mg/L,有效作用时间 12h;有清洗剥离作用;适宜 pH7~9;可与其他药剂复配起增效作用;毒性较氯酚类低;杀生作用受有机物干扰大;与某些阴离子型水处理剂不相容
二硫基基甲酸 (MT)	$\text{NCS}-\text{CH}_2-\text{SCN}$	杀生作用高效、广谱;常与 LDBC 等组成复合配方,含 MT10%的商品药剂投加浓度 20~30mg/L,有效作用时间可达 36h;适宜 pH6.0~7.0, pH>8.0 迅速降解;毒性较高,降解容易;Fe ³⁺ 浓度高时效果降低 ^[1]

11.2 循环冷却水处理方案的选择与实施

(1) 水质的判断水质的分类有许多种方法, 在选择循环冷却水处理方案时首先要了解的是水的腐蚀和结垢的趋势。判断水质是结垢型还是腐蚀型常用下述几种方法。

①饱和指数 LSI。饱和指数 LSI 判断水质的基本原理是, 若水中 CaCO_3 趋向于沉淀析出, 会在金属表面形成 CaCO_3 保护层, 此时水质结垢而金属不腐蚀; 反之, 若 CaCO_3 趋向于溶解, 金属表面将失去保护层, 此时水质不结垢而金属被腐蚀; 若 CaCO_3 恰好处于饱和状态, 则水质不结垢, 金属也不腐蚀, 叫做水质稳定。由本章 11.1 节的讨论可知, CaCO_3 溶解平衡的移动与溶液的 H^+ 浓度即 pH 值有关。 CaCO_3 处于溶解平衡状态时的 pH 值叫做饱和 pH 值, 以 pH_s 来表示, 水的实际 pH 值以 pH_a 来表示, LSI 与水质倾向的关系如下:

$$\begin{aligned} LSI &= \text{pH}_a - \text{pH}_s > 0 && \text{结垢} \\ LSI &= \text{pH}_a - \text{pH}_s = 0 && \text{不腐蚀不结垢} \\ LSI &= \text{pH}_a - \text{pH}_s < 0 && \text{腐蚀} \end{aligned}$$

pH_a 可以测定, pH_s 可以计算, 具体计算方法请参阅有关水处理技术的专业书籍。

②稳定指数 RSI。稳定指数 RSI 是在 LSI 的实际应用过程中进一步总结出来的半经验性指数, 仍然以 pH, 为基础。RSI 的计算式如下:

$$RSI = 2\text{pH}_a - \text{pH}_s$$

RSI 与水质倾向的关系如下^[3]:

$$\begin{aligned} RSI &= 4.0 \sim 5.0 && \text{严重结垢;} \\ RSI &= 5.0 \sim 6.0 && \text{轻微结垢;} \\ RSI &= 6.0 \sim 7.0 && \text{轻微结垢或轻微腐蚀;} \\ RSI &= 7.0 \sim 7.5 && \text{显著腐蚀;} \\ RSI &= 7.5 \sim 9.0 && \text{严重腐蚀;} \\ RSI &> 9.0 && \text{极严重腐蚀。} \end{aligned}$$

③临界 pH 指数。晶体生长理论认为, 对微溶盐类如碳酸钙, 必须要出现一定的过饱和度和始能析出沉淀。沉淀析出时, 与过饱和度相应的 pH 值称为临界 pH, 以 pH_c 来表示。 pH_c 可通过实验来测定。显然 pH_c 高于 pH_a , 一般 $\text{pH}_c = \text{pH}_s + (1.7 \sim 2.0)$ 。

临界 pH_c 指数以 pH_c 与 pH_a 的差值来判断水质倾向, 其关系与 LSI 相同, 只是以 pH_c 代替了 LSI 式中的 pH_s 。由于 pH_c 是实验测定值, 而 pH_s 是理论计算值, 所以临界 pH 指数比 LSI 更符合实际。

④Puckarius 稳定指数 PSr 实际上是 RSr 的一个修改形式。它的基本出发点是, 认为水的总碱度比水的实际 pH 值更能够正确地反映水的腐蚀或结垢倾向。于是以水的总碱度为基础计算出水的平衡 pH 值(pH_e), 再以 pH_a 代替 RSI 中的 pH_s 。 pH_e 算式为:

$$\text{pH}_e = 1.465 \lg [M] + 4.54^{[2]}$$

式中 $[M]$ ——水的总碱度 (以 CaCO_3 计), mg/L 。

PSI 的表达式为:

$$\text{PSI} = 2\text{pH}_a - \text{pH}_e$$

PSI 与水质倾向的关系同 RSI^[3]。

⑤侵蚀指数 AI3。侵蚀指数本是用来鉴定水质对石棉水泥管的侵蚀性的指数, 实际对碳钢也有一定意义。AI 其实是 LSI 的一种简化形式, 计算式为:

$$AI = pH_a + \lg([Ca][M])$$

式中 $[Ca]$ —— Ca^{2+} 浓度 (以 $CaCO_3$ 计), mg/L;

$[M]$ —— 总碱度 (以 $CaCO_3$ 计), mg/L。

AI 与水质倾向的关系为:

$AI < 10$ 高度侵蚀性;

$AI = 10 \sim 12$ 中等侵蚀性;

$AI > 12$ 非侵蚀性。

⑥ 腐蚀指数 LCI。水中的 Cl^- 和 SO_4^{2-} 对水的腐蚀性影响很大, 而 HCO_3^- —碳钢的腐蚀有轻微的抑制作用。因此, 在水的 pH 值为 7.0 或 8.0 左右时, Cl^- 和 SO_4^{2-} 的含量与总碱度的比值可以判断水的腐蚀倾向。这一比值可称为腐蚀指数。LCI 的计算式为:

$$LCI = \frac{[Cl^-] + [SO_4^{2-}]}{[M]}$$

式中 $[Cl^-]$ —— Cl^- 浓度, mmol/L;

$[SO_4^{2-}]$ —— SO_4^{2-} 浓度 ($\frac{1}{2}SO_4^{2-}$), mmol/L;

$[M]$ —— 总碱度 ($\frac{1}{2}CaCO_3$), mmol/L。

LCI 与水质倾向的关系为:

$LCI < 0.1$ 不腐蚀;

$LCI = 0.1 \sim 0.5$ 轻微腐蚀;

$LCI > 0.5$ 明显腐蚀。

水质的成分比较复杂, 各类物质的含量更是千差万别, 因此要想用一种方法对各种水质的性能作出准确判断是不可能的。上述几种指数都有很大的局限性, 应用时可结合具体情况进行综合分析, 作出尽可能接近实际的判断。需要说明的是, 这些指数只能用于补充水, 对于循环水, 特别是经化学处理的循环水则不适用。

(2) 配方的选择

① 配方组成的要素。一个完善的水处理配方应包含下列内容。

- a. 防止钢铁腐蚀的缓蚀剂。
- b. 防止铜及其合金腐蚀的专用抑制剂。
- c. 循环水 PH 值的调节剂(如硫酸)。
- d. 阻止水垢析出沉淀的阻垢剂。
- e. 控制污垢沉积的分散剂。
- f. 控制微生物繁殖的杀生剂。
- g. 对沉积物进行渗透、分散、剥离的表面活性剂。
- h. 提高上述药剂性能的某些助剂。

循环冷却水处理常用的化学药剂列于表 11-2、表 11-3 和表 11-5 中, 其中的许多药剂具有多种功能, 例如磷酸盐, 既是阻垢剂又是分散剂, 同时还有缓蚀作用。因此, 在选用时要综合考虑, 充分发挥各种药剂的性能。

② 配方选择考虑的因素。循环冷却水处理配方的选择与多种因素有关, 如效果、水质、药剂、环保、成本、操作条件等, 这些因素相互影响, 相互制约。对一个具体的系统, 要认真研究求得综合平衡, 找出相对合理的处理配方。

a. 效果。这是水处理工作的出发点和目标。国家标准规定[6]碳钢管壁的腐蚀率宜小于 0.125mm/a, 铜、铜合金和不锈钢管壁的腐蚀率宜小于 0.005mm/a; 敞开式系统的污垢热阻值宜为 $1.72 \times 10^{-4} \sim 3.44 \times 10^{-4} m^2 \cdot K/W$; 密闭式系统的污垢热阻值宜小于 $0.86 \times 10^{-4} m^2 \cdot K/W$ 。这可能是一种平均的低限标准。对于具体装置而言, 就是水系统要能保证装置的安、稳、长、满、优运行。近年来, 2 年一大修、3 年一大修的提出对水处理又有了更高的要求。

b. 水质。水质是配方选择的依据。腐蚀型水质重点是缓蚀, 结垢型水质重点是阻垢; 悬浮物、 SiO_2 含量高的水要注意污垢控制; 有机物污染较重的水要加强杀菌灭藻。一般情况下,

水质都有一到两个相对突出的问题，配方选择时应重点考虑。

图 11-4[2]所表示的是根据稳定指数来选择水处理配方的一个例子。这并不是一个标准方法，所用药剂品种也很不齐全，但作为一种思路还是有参考价值的。

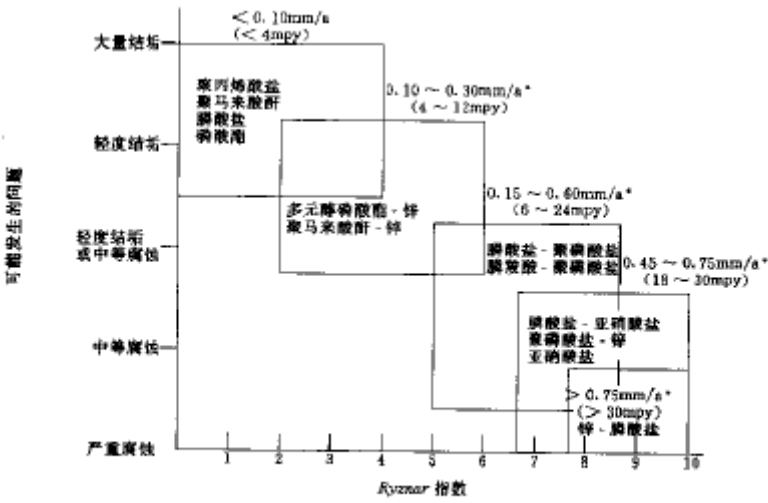


图 11-4 水处理剂选择参考图

* 未经处理时的腐蚀速率

c.药剂。药剂是配方的基础。选择药剂时应注意以下几点:一是同一配方的药剂要有相容性，最好有协同效应;二是适应本系统的 PH 值、浓缩倍数等运行条件;三是以满足处理效果为标准，不追求高新，以降低成本;四是不污染环境。

d.pH 值。循环冷却水处理技术发展的过程伴随着 PH 值由低到高的过程，这得益于阻垢剂的发展。早期的水处理方法都是酸性处理，随着高效阻垢剂的不断出现，逐步发展到碱性处理。现在 $\text{Ph}<7.0$ 的酸性处理已不多见，但加酸的处理方案仍然较普遍。循环冷却水的自然平衡 pH 值在 8.5—9.3 之间，所以要控制 $\text{pH}<8.5$ 的配方都要加酸。加酸处理的优点是成本较低，缺点是操作难度大，存在 pH 失控的危险，而且浓缩倍数不能太高。按照目前的技术水平，中低硬度水质可以实现不加酸的碱性处理，但高硬度、高碱度的水质仍需控制一定的 pH 值。

e.浓缩倍数。浓缩倍数的提高对于减少污水排放、节省药剂消耗、节约水资源都是有利的，高浓缩倍数运行是水处理技术的发展方向。然而高浓缩倍数将增加处理的难度，提高处理成本，特别是含盐量高的水质目前还难以实现。在现有的条件下将浓缩倍数控制在 3--5 来选择配方是比较适宜的。

f.环保。环保问题是水处理技术的推动力，又是其制约因素。在水处理领域中确实存在一些高毒高效的药剂。在选择配方时首先考虑的应是低毒类药剂，若必须使用高毒药剂，应设置后处理。-

9.成本。水处理技术本来就是工厂降本增效的措施之一，当然自身也存在成本问题。成本是个综合因素，与上述各项都密切相关，同时还和日常的运行管理有关。选择配方时应权衡各个方面以达到经济合理，效果优良。

③常用配方。据有关方面调查川，中国石化总公司内乙烯、化肥、炼油三类装置循环水配方情况如表 11-6~表 11-8 所示。应该说这些基本上可以代表我国目前水处理的状况。从中不难发现，水处理的主流配方有 2 类 4 种。第 1 类为无机磷类，又有加锌和不加锌两种。这类配方的基本组成为:聚磷酸盐+有机磷酸盐+聚合物+(锌盐)，其中锌盐有些配方中不用。聚磷酸盐多为六偏磷酸钠，少数是三聚磷酸钠;有机磷酸盐多为 HEDP，少数是 ATMP 和 EDTMP，也有 HEIJP+ATMP 的情况;聚合物主要是 PAA 和 AAjHPA，少数为 HPMA 或其他聚合物;锌盐通常都是 $\text{ZnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 或 $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$,也可以用 ZnCl_2 或 $\text{Zn}(\text{NO}_3)_2$ 。这类配

方的主要控制条件通常是 pH7.0-8.0,总磷(PO_4^{3-} 计)5--15mg/L, Ca^{2+} (以 CaCO_3 计)50-300mg/L。

这类配方的优点是缓蚀、阻垢性能好,有利于氯气杀菌,有一定的操作弹性,处理成本较低。其缺点是加药操作较复杂,加酸有潜在危险,微生物繁殖快,有产生磷酸钙的可能,浓缩倍数难提高。

第 2 类配方为有机磷类,也有加锌和不加锌两种。这类配方的基本组成是,有机磷化合物+聚合物+(锌盐)+(唑类)。这类配方的操作条件是 pH8.0--9.0,基本不加酸,总磷(以 PO_4^{3-} 计)3--10mg/L, Ca^{2+} (以 CaCO_3 计)80--500mg/L,总碱度(以 CaCO_3 计)150--500mg/L。配方中的有机磷化合物有 1--2 种,通常为 HEDP 或 HEDP+PBTC,也有 HEAP 十 ATMP,在加锌的配方中一般都有 PBTC,少数配方用 POE 或 HPAA;聚合物也有 1--2 种,一般都为共聚物类,如 AAIHPA,AA/AMPS,AAIMA 等等,共聚物的种类越来越多,锌盐同上,在有铜或铜合金的系统要加入唑类。这类配方不需加酸,加药操作方便,缓蚀、阻垢性能好,能用于高硬度、高碱度的水质,可在高浓缩倍数下运行。这类配方也有缺点,指标控制要求严,操作弹性小,不利于氯气杀菌,处理成本相对较高。

除了上述的主流配方外,国内应用的还有铝酸盐配方、钨酸盐配方和硅酸盐配方等,它们都有不含磷或少含磷、无污染的特点。这些配方应用还不多,有待于进一步研究推广。

表 11-6 炼油循环水所用药剂配方概况

循环水系统	药剂及配方	循环水中总磷 mg/L	取数据时间	
			年	季度
马石化炼油厂	SPC612, HEDP	10.1	1992	—
炼油二部	HEDP, PAA, 硫酸锌	9.1	1995	—
九江炼油厂	SPC-508	—	1992	—
高桥炼油厂一循	ECMS	4.7	1994	—
镇海炼油厂	三聚、硫酸锌、PAA, EDTMP	9.2	1994	四
武石化炼油厂	HW, WPN ₃	4.2	1996	—
南京炼油厂	HEDP, T325, 硫酸锌	4.8	1992	四
大庆炼油厂	HEDP, T325, 硫酸锌	5.5	1992	三
大庆炼油厂东循	RP-32T, 硫酸锌	10.5	1995	—
兰州炼油厂	FN7110	3.7	1992	三
大连公司炼油厂	IN-1, IN-2	6.6	1994	—
石家庄炼油厂	HEDP, TS600, 硫酸锌	2.8	1993	四
扬子公司炼油厂	IN304, T31E	16.9	1994	三
茂名炼油厂南循	六偏、HEDP, 硫酸锌	12.8	1995	—
茂名炼油厂北循	NPA, 复剂, 硫酸锌	12.3	1995	—
齐鲁胜利炼油厂三循	PC-604	8.45	1995	三
齐鲁胜利炼油厂四循	PC-604	7.68	1995	三
哈尔滨炼油厂一循	RP-32B	9.5	1995	—
哈尔滨炼油厂二循	RP-32B	9.5	1995	—
大庆炼油厂五循	HEDP, 硫酸锌	12.4	1995	—
大庆炼油厂复水循	SX-102, 硫酸锌	14.0	1995	—
广石化炼油厂一循	HEDP, 六偏、PAA	—	1995	—
广石化炼油厂二循	WP-4, 硫酸锌	—	1995	—
德州炼油厂701水循	RP-52	6.1	1995	—
上石化重碱压	SPC-501, SPC-506	4.3	1994	—

表 11-7 乙炔循环水处理方案

公司 总厂	运行控制技术指标				缓蚀阻垢剂及年用量	杀菌剂	非氧化型杀 生剂及剥离剂
	pH	磷酸盐 mg/L	总磷+钙硬 mg/L	其 他			
大庆	自然值	2.5~3.5	300~600	总磷 3.5~8.5mg/L	W311 81.2t	硫酸	IN-2
齐鲁	8.0~9.2	5.1~5.9	<1000	总磷 3.35~4.95mg/L 软化水/废水=2/1 为 补充水	QS-8 53.2t	硫酸	Z82
惠化	8.0~9.0	>5.0	—	总磷 8.5~17.5mg/L	QJ-G 100t	硫酸	未使用
扬子	8.5~9.0	3.0~5.0	氯离子<100	有机磷 3~5mg/L	W331 87.2t	硫酸	丹毒唑 1227 双氧水
上海	9.0~9.7	2.0~3.0	钙硬<450 总碱>50	氯离子<200mg/L 总磷 7.5~9.5mg/L	SPC311A 110t SPC322 110t	硫酸	SPC-98 FN7325 1227 SM103

续表

公司 总厂	运行控制技术指标				缓蚀阻垢剂及年用量	杀菌剂	非氧化型杀 生剂及剥离剂
	pH	磷酸盐 mg/L	总磷+钙硬 mg/L	其 他			
石化	8.5~9.0	>2.0	钙硬<350	总磷 6~8mg/L	HEDP 5.7t ATMP 2.7t ZnSO ₄ 4.8t	硫酸或 优氯净	新洁尔灭 SQ-8
镇海	8.0~9.3	>2.5	总碱<350 钙硬>125	总磷>8mg/L 补钙, 使之>125mg/L	BC-605B 40.8t	硫酸或 优氯净	1227
石化	8.0~9.0	1.8~2.0	不控制	总磷 4.5~7.5mg/L	LHS601A, LHS901B LHS-480d 共 63.6t	次氯酸钠	SDA-1 SQ-8

表 11-8 化肥循环水所用药剂概况

循环水系统	使用药剂	循环水中 总磷, mg/L	取数据时间	
			年	季度
镇海氮肥厂	六偏、HEDP, PAA	12.5	1993	四
镇海化肥厂	Z801	10.4	1995	—
南北化肥厂	六偏、HEDP, PAA	10.2	1995	三
安化化肥厂	HEDP, T325, NJ304	14.7	1995	—
马石化化肥厂	TS205	5.96	1992	—
宁夏化工厂	缓蚀阻垢剂 I, 硫酸锌	4.3	1992	—
南京化肥厂	T325, NJ304	11.7	1995	—
齐鲁公司二化肥厂	FN-7350, FN-7319	6.28	1995	三
广石化化肥厂	PAA, 六偏, HEDP, 硫酸锌	9.0	1995	—
大庆化肥厂	QX-11	7.0	1995	—

④配方试验。冷却水处理技术在很大程度上还是试验性技术。任何方案在初步形成以后。投入生产应用之前，必须进行试验验证。试验的结果不符合预想的情况是常有的，这就需要进行调正后再试验，最终获取最优方案，

试验的内容和方法不断发展和完善，目前常用的有静态阻垢试验，旋转挂片腐蚀试验和动态模拟试验等。试验结果以阻垢率、缓蚀率、腐蚀速度、粘附速度(水垢、污垢、枯泥的沉积速度)、污垢热阻值等指标对药剂或配方的性能进行评价。中国石化总公司制定的小型模拟试验评价标准列于表 11-9}8}，以供参考。

表 11-9 型模拟装置试验结果评价标准

腐 蚀 速 度		污 垢 热 阻		粘 附 速 度	
指 标	评价级别	指 标	评价级别	指 标	评价级别
0~0.028mm/a	很好	$(0 \sim 0.86) \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$	很好	0~6mm	很好
0.028~0.06mm/a	好	$(0.86 \sim 1.72) \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$	好	6~15mm	好
0.06~0.070mm/a	可以允许	$(1.72 \sim 2.58) \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$	可以允许	15~20mm	可以允许

注：mm 即毫米每平方米每月。

试验工作一般由专业单位进行，有条件的工厂也可以自己试验，具体方法这里不作介绍。

(3)日常运行

①配方的使用

a.指标确定。循环冷却水处理的配方选择工作结束后投入生产运行时，一首先要确定药剂的控制指标。指标的项目由配方成分、投加方式而定，一般为 1---2 项，不宜太多，否则不利于有效控制，通常无机磷系配方因有固体和液体两种剂型的药剂，需要分别投加，所以控制指标要设两项。例如某厂使用六偏磷酸钠+HEDP+AAIHPA+锌的配方，将六偏磷酸钠和硫酸锌、HEDP 和 AAIHPA 分别按比例混合后投加，因此控制指标设无机磷和有机磷两项。而有机磷系配方为复合的单一剂型，只设一项有机磷或总磷指标即可。指标值是配方有效实施的关键，在配方选择过程中已被确定。实际操作时指标值有一个上下限的要求，一般为最佳值的正负 1---2mg/L(指有效成分)，幅度太小难以实现，幅度太大影响处理效果。

b.药剂投加。药剂投加的要点是均匀性和连续性，除杀生剂外水处理药剂都要连续投加，最好采用自动加药装置。加药量可按补充水量或排污水量进行计算，按补充水量的简单计算方法为：

$$Q = \frac{CM}{1000K}$$

式中 Q—加药量，kg/h;
C—药剂控制指标，mg/L;
M—补充水量，m3/h;
K—循环水的浓缩倍数，

利用上式计算加药量要注意两点，一是 Q 值为药剂的有效含量，应根据实际的配剂浓度进行折算;二是没有考虑药剂的降解及吸附、沉淀等损耗，要根据系统的具体情况进行调整。

c.指标控制。指标控制通过对循环水中药剂浓度的分析测定和加药量的及时调整来实现。自动加药的系统药剂指标的分析频率应不少于每天 1 次，非自动加药的系统应不少于 4h1 次。药剂指标的合格率应在 90%以上。

②水质控制。水质和配方是相辅相成的，任何配方都是针对一定的水质条件而言的。因此，加强水质的管理是循环冷却水处理内容之一。

a.水质指标。水质指标在配方组成时已被同时确定，就是通常所讲的边界条件。由于各地的原水水质不同，工艺条件不同，配方组成不同，所以不可能有统一的水质标准。设计规

范提出的水质标准(见表 11-10)是一个较宽限的标准, 可供参考。各系统在具体实施时应制定切合自身实际的操作指标。表 11-10 中游离氯是指冲击式加敏后的指标, 是非连续性的, 其余指标都是连续性指标。这些指标都是日常需要测定的项目。此外, 为了了解水质的变化, 掌握水质变化的规律, 还应定期对原水、补充水、循环水作全面分析测定, 一般可每月进行 1 次, 分析的具体项目见表 xi-iiio

b. pH 值。pH 值的控制范围也可以看成是配方的组成部分。通常是加硫酸来调节 pH 值。为防止加酸过量可采取以下措施: 第一, 设置在线 pH 测定仪, 并同时按配方药剂的分析频率进行人工测定验证, 确保指示准确, 第二, 采用自动加酸装置并注意对给定值进行调整; 第三, 直接的加酸槽要小, 其容量只允许一个班((8h)的投加量, 即便泄漏影响不会很大。万一加酸过量要迅速进行处理。首先立即切断酸源, 同时打开离加酸点最近的排放口进行排放; 若 pH<2.5 时应向水中投加氢氧化钠溶液, 使 pH 值上升到 2.5--3.0; 若 pH 值为 2.5--4.5 时应向水中投加碳酸钠溶液, 使 pH 值上升到 4.5; 若 pH>4.5, 则通过补水和排放让其自然回升[2] 在这个过程中加碱处理要防止加碱过量, 否则会增加沉积物, 排放速度一定要慢, 防止污垢沉积。当 pH 值恢复正常以后要对系统进行补膜处理。

表 11-10 循环冷却水的水质标准[6]

项 目	要求和限制条件	允许值
悬浮物,mg/L	根据生产工艺要求确定	≤20
pH 值	换热设备为板式、翅片管式、螺旋板式	≤14
	根据药剂配方确定	7.0~9.2
甲基橙碱度 ^① ,mg/L	根据药剂配方及工况条件确定	≤500
Ca ²⁺ ,mg/L	根据药剂配方及工况条件确定	30~500
Fe ²⁺ ,mg/L		≤0.5
Cl ⁻ ,mg/L	碳钢换热设备	≤1000
	不锈钢换热设备	≤300
SO ₄ ²⁻ ,mg/L	[SO ₄ ²⁻]与[Cl ⁻]之和	≤1500
	对系统内衬非金属材质的要求按现行的《岩土工程勘察规范》GB 50121—94的规定执行	
硫酸 ^② ,mg/L		≤175
	[Mg ²⁺]与[SiO ₂]的乘积	≤15000
游离氯,mg/L	在补水总管处	0.2~1.0
石油类,mg/L		≤5
	除油企业	≤10

① 甲基橙碱度以 CaCO₃ 计。
② 硫酸以 SO₄ 计。
③ Mg²⁺以 CaCO₃ 计。

表 11-11 水质全分析项目表

项 目	单 位	含 量	项 目	单 位	含 量	项 目	单 位	含 量
K ⁺			HCO ₃ ⁻			pH		
Na ⁺			OH ⁻			色度		
Ca ²⁺			Cl ⁻			悬浮物		
Mg ²⁺			NO ₂ ⁻			溶解氧		
Cu ²⁺			NO ₃ ⁻			游离 CO ₂		
Fe ²⁺			CO ₃ ²⁻			石油类		
Fe ³⁺			SO ₄ ²⁻			溶解固体		
Mn ²⁺			SiO ₂ ²⁻			CO ₂ (G)		
Mn ³⁺			PO ₄ ³⁻			氨氮		
Al ³⁺			Σ阴离子			总硬		
Σ阳离子						总碱度		

加酸会使水的 pH 值降低, 因此一般在加氧前注意使 pH 值靠近指标的上限, 在加酸期间停止或减少加酸 t, 停止加氧后再恢复到正常量, 这样一般可以消除加酸的影响。

一般认为全有机碱性运行配方不需要调节 pH 值, 其实也不尽然。全有机配方碱性运行的最佳 pH 值为 8.5--9.0。在碱度不高或浓缩倍数较低的系统 PH 值达不到 8.5 时可加入碳酸钠以增加碱度, 提高 pH 值。在 pH 值大于 9.0 的系统若配方的边界条件不容许时也要加点酸。总之, 全有机配方碱性运行也存在 pH 值的控制问题。

c. 浓缩倍数。循环冷却水因不断有部分水量被蒸发掉, 使水质被浓缩, 浓缩倍数通常的定义是循环水的含盐量与其补充水的含盐量之比值。其实这个定义并不十分确切, 因为循环水中的含盐量除了被浓缩以外还有水处理药剂的加入和水垢、污垢的沉积等因素存在。这就给浓缩倍数的测定带来了难度。浓缩倍数可用下式表示:

$$K = \frac{C_R}{C_M}$$

式中 K—循环冷却水的浓缩倍数;

CR—循环水中某一组分的浓度或某一种性质的值,

CM—补充水中某一组分的浓度或某一种性质的值,

准确测定浓缩倍数的难度在于 CR 不易寻找,因为它只能是随浓缩倍数的增加而成比例地增加,在运行中不受任何其他因素的干扰。目前常用的方法有 SiO₂ 法、K⁺法、电导法等,其中 K⁺ 应该是符合条件的,但多数补充水中的 K⁺浓度太低,测定的准确度受影响。用几种方法测定,进行综合判断应该是更合理一些。

提高浓缩倍数对于节约用水,减少排污意义重大(见表 11-12),同时也降低了水处理药剂的耗用量。但是浓缩倍数不高却是普通存在的问题,有技术方面的原因,主要还是跑、冒、滴、漏,乱排乱放造成的。

表 11-12 补充水量、排污水量与浓缩倍数、循环水量的关系

浓缩倍数 K	补充水量 M	排污水量 B	浓缩倍数 K	补充水量 M	排污水量 B
1	R	R	6	1.2aR	0.2aR
1.5	1aR	0.5aR	7	1.17aR	0.17aR
2	0.5aR	0.5aR	8	1.14aR	0.14aR
3	1.5aR	0.5aR	9	1.13aR	0.13aR
4	1.2aR	0.3aR	10	1.11aR	0.11aR
5	1.25aR	0.25aR			

注:R 为循环水 t,。为蒸发损失率。 循环冷却水系统存在下列水量平衡关系:

$$M=E+B+D+F$$

式中 M—循环水量;

E-蒸发水量。

B—排污水量;

D—泄漏损失水量;

F-风吹损失水量。

由于蒸发只会减少水量而不会带走其他物质,所以物料衡算关系式为:

$$MC_M = (B+D+F)C_R$$

则有
$$\frac{M}{B+D+F} = \frac{C_R}{C_M} = K$$

即
$$\frac{E+B+D+F}{B+D+F} = \frac{E}{B+D+F} + 1 = K$$

式中蒸发水量 E 与循环水量、冷却温差有关,正常运行时是定值。风吹损失 F 与冷却塔的性能有关,也是定值。排污量 B 是可以进行控制调节的。泄漏损失 D 包括很多方面,如少数换热器的直排水、导淋常开不闭、地下管线泄漏、循环水冲洗地面或作他用等等,这是浓缩倍数 K 提不高的主要原因。 d.磷酸钙饱和指数。许多水处理的配方中都含有聚磷酸盐,而聚磷酸盐在水中会水解而生成 PO₄ 之一,这就使水中有 Ca, (PO₄), 析出沉淀的可能,于是有人提出了磷酸钙饱和指数的概念。用磷酸钙饱和指数判断 Ca₃ (PD,)是否析出的关系式如下:

式中 5IP 磷酸钙饱和指数;

pH,一水的实际 pH 值;

pH_{gP} 磷酸钙饱和 pH 值(计算方法参阅有关资料)。

由于各种因素的影响,实际操作中控制 SIPC1.5 不会有 Ca₃ (PO₄), 产生。

③效果监测。循环冷却水处理方案实施以后其效果究竟如何呢?要回答这个问题就必须进行效果的监测。监测的方法很多,常用的有如下几种。(也有在线的腐蚀测试仪和污垢测

试仪，或因技术原因，或因经济原因，使用还不普遍)。

a.腐蚀挂片法。将金属挂片(或称试片)安装在循环水总管的旁路挂片器中，或直接悬挂于循环水池中有一定流速的部位，经过一定时间<3}天、so 天或 9d 天)后取出，经处理后计算腐蚀速度：

$$\text{腐蚀速度} = 87.6 \Delta W / (S \rho t) \text{ mm/a}$$

式中 ΔW —挂片腐蚀失重，mg；

S 挂片的总表面积，cm²

P 金属的密度，g/cm³；

t—试验时间，h。

挂片法测得的是无传热面的平均腐蚀速度，也可以观察表面的腐蚀形态。

h.监测换热器法。监测换热器是一种安装在冷却水旁路的小型模拟换热器。换热器的热介质一般用常压蒸汽，冷却水走管内(也可以走管外)。换热管有 1~4 根，拆卸方便。运行时间不少于 30 天，多管式的换热器也可以分几次取管，以便了解不同时间间隔的水质运行情况。通过监测换热器可获取腐蚀速度、污垢热阻、粘附速度等数据，还可以测定垢层厚度，观察金属表面腐蚀形态，分析污垢成分。腐蚀速度的计算方法与挂片法相同。污垢热阻的计算方法如下：

$$r_T = \frac{n \pi d l}{K C_p} \left(\frac{T_0 - t_1'}{t_2' - t_1'} - \frac{T_0 - t_1}{t_2 - t_1} \right)$$

式中， r_T —瞬时污垢热阻，m²·K/W；

n ，—试验管的根数，

d—试验管的内径，m；

l—试验管的有效传热长度，m；

R—换热器通过的冷却水流量，kg/h；

C_p—水的比热容，4186.8J/(kg·K)；

T₀—热介质蒸汽的温度，K；

t₁—换热器开始运行时冷却水的进口温度，K；

t₂—换热器开始运行时冷却水的出口温度，K；

t₁'—换热器运行至某一时刻冷却水的进口温度，K；

t₂'—换热器运行至某一时刻冷却水的出口温度，K。

这样求得的污垢热阻称为瞬时污垢热阻，即换热器经过一定时间后的污垢热阻。由瞬时污垢热阻可以推算更长时间(例如一年)的污垢热阻。其计算方法可参阅有关资料，这里不作介绍。

粘附速度的计算式为：
$$\text{粘附速度} = \frac{3(W_1 - W_2)}{A \cdot t} \text{ (mm)}$$

式中 W₁—试验后带垢试管的重量，g；

w₂—试验后去垢试管的重量，g；

A—试管的内表面积，m²；

t—试验时间，天。

中国石化总公司制定了现场监测的评价指标(表 11-13)可供参考。

表 11-13 现场监测评价指标

腐蚀速度		污垢热阻		结垢速度	
指标	评价级别	指标	评价级别	指标	评价级别
$0 \sim 0.04 \text{ mm/a}$	很好	$(0 \sim 1.32) \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$	很好	$0 \sim 15 \text{ mm}$	很好
$0.045 \sim 0.092 \text{ mm/a}$	好	$(1.32 \sim 3.44) \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$	好	$15 \sim 25 \text{ mm}$	好
$0.093 \sim 0.116 \text{ mm/a}$	可以允许	$(3.45 \sim 5.15) \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$	可以允许	$26 \sim 40 \text{ mm}$	可以允许

尽管监测换热器可以模拟工艺换热器的各种条件,但终究只是模拟,与工艺换热器的生产工况仍旧是不一样的,更何况工艺换热器本来就有多种类型和工艺条件.因此,监测换热器所获得的数据只具有相对的意义,可以了解腐蚀或结垢的大概程度和发展趋势,不可把它当成工艺换热器的真实情况。

c.钙离子浓度法。同时测定循环水和补充水中的钙离子浓度,循环水钙离子浓度与补充水钙离子浓度的比值若小于循环水的浓缩倍数,说明有钙盐沉积或结垢。反之,则循环水不产生结垢。

d.污垢分析法。设备检修时在换热器中取出污垢进行组成分析是评价处理效果的方法之一。污垢成分分析的项目有 95a'C 灼烧失重、550℃灼烧失重、CaO、MgO、Fe₂O₃、SiO₂、Al₂O₃、P₂O₅、ZnO、CuO 等。在这些项目中 550℃灼烧失重代表有机物,主要是生物粘泥;Fe₂O₃、CuO 是腐蚀产物;CaO、MgO、P₂O₅、ZnO 是水垢成分,其中 P₂O₅、ZnO 是水处理药剂带来的垢物,950℃灼烧失重表示碳酸盐水垢;SiO₂、Al₂O₃ 是污垢_(fouling)。分析结果中某一类含 f 较高,则说明可能在这方面的问题。例如,Fe₂O₃,含量高说明可能腐蚀较重,CaO 含盆高说明可能水垢较多等等。污垢分析的结果是以百分含量来表示的,只是一个相对的组成,不能反映污垢量的大小。例如某垢样中 Fe₂O₃ 含量很高,而实际设备中的垢量很少,这也不能说明宵蚀严重。另一方面,污垢的成分与取样位置和取样方法关系很大。应当以同样的方法进行多点取样,分别分析,对结果综合比较,再结合设备的实际状况,作出评定。

e.微生物监测。微生物的控制指标已列子表 11-4 中,日常监测的主要项目是异养菌数和拈泥量。此外,某些化学物质可以起到微生物繁殖情况的指示作用。例如,在化肥厂的循环令水中 NO₂-就有着很强的指示作用,这是因为 NO₂-是微生物硝化作用的中间产物,当 NO₂->1.0mg/L 时加氧量大增,余氯量很难达标,微生物繁殖严重,水质趋向恶化。当 NO₂-<5mg/L 时加氯量可以维持正常,微生物能够得到有效控制。

11.3 循环冷却水系统的清洗与预膜

(1)清洗和预膜应具备的条件清洗和预膜是循环冷却系统进行化学处理的首要步骤,无论是新建系统还是老系统,在开车时都要进行清洗和预膜处理。系统进行清洗和预膜处理需要具备以下条件。

- ①循环水系统的设备、管道安装或检修工作全部结束,并经试压、查漏,验收合格。
- ②冷却塔集水池、水泵吸水池、管径大于 800mmC67 的新管线经人工清扫干净。
- ③补充水供给系统已开车正常,具备足够的供水能力。
- ④冷却水排污管线畅通,能保证清洗、预膜期间废水排放不受影响。
- ⑤供电、供汽系统可以正常送电、送汽。
- ⑥循环水泵、冷却塔风机等动设备经单机试车合格,随时可以启动运行。
- ⑦加药、加抓、加酸装置已具备投运条件。
- ⑧所需化工药品已送达循环水现场。
- ⑨水质分析、监测工作已经准备就绪。
- ⑩操作人员熟悉清洗、预膜方案,掌握操作方法。

(2)新系统的开工清洗新建系统在施工过程中难免会带人焊渣、泥沙、碎屑等杂物,特

别是地下管线还会有卵石、大量的泥土留存在管道内。水冷器在出厂前一般均涂防锈油加以保护,如果存放期过长也会产生锈蚀。因此新系统在开工时必须进行清洗,清洗工作分水力冲洗和化学清洗两个阶段进行,

①水力冲洗。为了避免杂物带人换热器,水力冲洗要分两步,第一步先冲洗管道,第二步再进行全系统冲洗。

第一步冲洗管道时要构成水不经换热器也不上冷却塔的循环回路。此时换热器的进出口阀门应关闭,使水从旁路通过。若换热器没有设置旁路,则要在冷水(冷却塔出水)总管和热水(冷却塔回水)总管的末端加设临时跨管。循环回水直接进泵的吸水池或冷却塔的集水池,因为水若上塔则可能堵塞布水系统。为了使冲洗比较彻底,流速应尽可能地增大,一般要求管内流速不应低于 1.5m/s[6]。冲洗开始后水的浊度迅速大幅度上升,经过一段时间以后浊度的上升变得缓慢,并逐步趋于稳定。此时就要打开排污阀开始排放,同时向系统补充新鲜水。排放置换的速度越快越好,防止脏物的二次沉积。当水的浊度降低以后停泵排放,将系统排空,检查集水池等处,并将杂物清扫干净。

管道冲洗结束后接着进行第二步全系统的冲洗。打开所有换热器的进出口阀门,关闭旁路,切断跨管,构成正常的循环回路。如果系统内换热器台数很多或一套循环水系统供给多套生产装置时,为提高冲洗流速也可以分批冲洗。例如,先打开一部分换热器的进出口阀门进行冲洗,待冲洗干净后再打开另一部分换热器,而将已冲洗的换热器关闭。全系统的冲洗也是以浊度不再上升为终点,随后开始大流量排放置换,当浊度降至接近补充水浊度时即停止排放,水力冲洗阶段结束。

水力冲洗关键是第一步的管道冲洗,如果一遍未能冲洗干净应按上述步骤进行第二遍冲洗,直到满意为止。第二步全系统冲洗如果是分批进行的要有严密的组织指挥,防止有换热器漏洗或管网超压情况的发生。

②化学清洗。化学清洗紧接在水力冲洗结束后进行。在制订清洗方案时要对系统情况作全面调查。一般新建系统管道、设备不会有腐蚀产物,设备内会有防锈油脂存在,这种情况可进行除油清洗。如果施工周期很长,设备存放太久,已经有较大面积的腐蚀产生,这种情况应进行除锈清洗;

a.除油清洗。新建系统的除油清洗剂常用的是表面活性剂和醇类组成的复合配方。例如原从国外引进的一种清洗剂配方组成如下:

异丙醇 30 — 31%	磺化琥珀酸二一 2 — 乙基己醋钠 16%
乙醇 2%	水 50%— 51%

国内目前也有许多商品牌号的除油清洗剂,其组成与上述配方类似或相接近。这类清洗剂投加浓度为 50--100mg/L,pH 值控制在 5.5---7.0,循环清洗 8---24h,一般油污都可以清洗干净。除油清洗剂一般都有较好的吸附能力和分散能力。由于表面活性剂分子结构中既有亲水基团又有亲油基团,能够降低界面张力,增加溶液的润湿、渗透、乳化、分散作用。因此有很好的除油效果,也可以除去少量浮锈,但对于硬垢和锈层则不起作用。

使用除油清洗剂时可能会产生大量泡沫,应适当加人消泡剂处理。

b.除锈清洗。除锈一般都要用酸洗,盐酸、硫酸、硝酸等这些强酸都有很好的除锈效果。强酸清洗常用于单台设备,循环冷却水全系统的清洗很少使用,因为这些酸腐蚀性强,风险太大。循环冷却水系统的清洗常用弱酸,如氨基磺酸、柠檬酸、乙二胺四乙酸(EDTA)等。商品除锈除垢清洗剂多数以弱酸为主剂再配以适量的缓蚀剂、表面活性剂组成。这些清洗剂投加浓度一般为 500--1000mg/L,pH 控制在 2.5,---5.0,清洗时间 6--12h。例如[9],某厂新系统开工清洗时采用以氨基磺酸为主剂的除锈清洗剂,投加浓度 750mg/L,同时投加分散剂和少量消泡剂,pH 值开始时为 2.5,随着清洗过程的进行铁离子浓度迅速增加,pH 值级慢上升,10h 后 pH>4.0,12h 后 pH>5.0,铁离子浓度趋于稳定,清洗达到终点。从挂入水中的

带锈监测挂片看，表面锈层已全部除去，凹坑内的铁锈也已十分疏松，容易脱落，达到了预期的效果。

聚磷酸盐也是很好的清洗剂，据报道三聚磷酸钠的清洗效果略优于六偏磷酸钠[1]。用聚磷酸盐清洗，投加浓度要 1000mg/L 以上，同时配合使用聚丙烯酸等分散剂，pH 值控制在 5.5—7.0，清洗时间 8--24h。聚磷酸盐清洗不仅可以除去表面锈层、氧化皮膜，同时也能除去残存的防锈油脂和其他污物。

(3)老系统的清洗所谓老系统是指经过一定时间运行后的循环冷却水系统。由于本章第 1 节所介绍的种种因素的影响，循环冷却水系统不可避免地会有沉积物产生。水处理工作做得好的系统可能沉积物较少，而水处理效果较差的系统沉积物会很严重。即使水处理好的系统，经过一年、二年的长期运行后沉积物也要不断积累。因此可以说，清洗也是冷却水处理技术不可缺少的内容之一。

①单台设备清洗。某些换热器内沉积物较多，而且以硬垢为主，通过系统清洗很难清除，此时就要进行单台设备清洗。单台设备清洗一般都在停车检修期间进行。

a.单台设备清洗的程序和步骤

单台设备清洗的程序：

a)调查了解设备的材质、运行工况和使用年限等情况。

b)取垢样进行化学分析，弄清垢物主要成分。

c)进行溶垢试验，选择清洗剂的种类，确定使用浓度和温度等操作条件。144

d)进行腐蚀试验和废液处理试验，均要符合有关标准的规定。

e)制定清洗方案。

f)组织清洗方案的具体实施，包括清洗回路的组成、药剂的采购供应、清洗操作、分析监测等。

g)检查验收，包括除垢率、设备腐蚀率、环保达标排放等。

单台设备清洗的全过程步骤：

水洗—碱洗—水洗—酸洗—水洗—漂洗—钝化

b.碱洗。碱洗的作用主要是除去油污，在硬垢较厚的情况下碱洗也可以起到对垢层的润湿、疏松作用，以提高酸洗的效果。

a)碱洗配方。碱洗常用的药剂为“四钠”： NaOH 、 Na_2CO_3 、 Na_3PO_4 、 Na_2SiO_3 ，可以选择其中的 2~3 种按一定比例组成配方。清洗一般性油污总浓度为 5%左右，若油污较重可提高药剂浓度，若为了润湿、疏松垢层有 1%左右的浓度即可。除了碱性药剂以外配方中还要有表面活性剂、渗透剂、摩擦剂等辅助性药剂使用浓度为 4.10%~5.00%

b)清洗温度。碱洗的温度一般为 60~90℃

c)清洗时间。清洗时间与油污程度、药剂浓度、清洗温度有关，通常为 6~24h。油污轻、药剂浓度高、温度高，清洗时间短一些，反之则要长一些。

d)分析监测。清洗油污较少的设备可以不作分析，清洗油污较重的设备时每小时测定一次碱度，若碱度下降较快则要补充药剂。有条件时要测定清洗液中的油含量，可以了解清洗出的总油量。

c.酸洗。酸洗的作用是除锈和除垢。酸洗一般紧接在碱洗后进行，没有油污不需要碱洗的设备可以直接进行酸洗。

a)酸洗配方。酸洗的配方种类很多，其组成都是某种酸加一定的缓蚀剂，常用的有下列几种。

盐酸 5%~10% (不用于不锈钢)

Lan-826 0.2~0.30% (或乌洛托品 0.5%)

硝酸 5%~10%

Lan-5	0.6%	(或 Lan-8260.25%)
硫酸	5%—10%	(不用于清洗严重钙垢)
Lan-826	0.2%-0.3%	(或若丁 0.3%—1.0%)
柠檬酸	2%—3%	(主要用于除锈)
氨水调溶液	pH 值为 3.0—4.0	
Lan-826	0.2—0.3%	

这几种配方中也可以配入氟化氢按 0.1—0.5% 环, 能够提高除锈速度, 还能增强去除硅垢的能力。

b)清洗温度。盐酸、硫酸、硝酸都可常温清洗, 40--50℃ 效果最佳, 但最高温度一般不超过 60℃, 否则会影响缓蚀剂的效果, 柠檬酸清洗最佳温度为 80—90℃, 50---60℃ 时要延长清洗时间, 常温清洗效果差。

c)清洗时间。盐酸、硫酸、硝酸清洗一般 4--8h, 柠檬酸清洗 6---12h, 具体时间由分析监测结果决定。

d)分析监测及终点判断。主要分析项目为 pH 值、酸浓度、铁离子、钙离子, 分析频率为每小时一次, 调节 pH 时 pH 值每 20min 分析一次。当这些指标均趋于稳定, 连续 3 次分析结果变化不大即可判定为清洗终点。

在酸洗开始的同时于酸洗槽中或旁路挂片器中放入腐蚀监测挂片和带锈挂片, 酸洗结束时取出, 测定腐蚀率, 观察清洗效果。

e)注意事项。设备进行酸洗时操作中应注意下列问题。

- 先加缓蚀剂, 系统循环均匀后再加酸。
- 酸洗开始后若酸浓度下降迅速, 应补加酸液。
- 除锈清洗时为抑制三价铁离子的腐蚀作用, 可加入一定的还原剂, 如亚硫酸钠等。

d 漂洗钝化。碳钢设备经过酸洗以后很容易再次生锈, 为抑制活化金属表面的腐蚀应进行漂洗钝化处理。

a)漂洗。漂洗一般都用柠檬酸, 浓度为 0.1%—0.5%, 用氨水调 pH 至 3.5--4.0, 循环 1--2h. 漂洗的作用是除去因酸洗后水洗和中和过程中产生的浮锈。

b)钝化。漂洗结束后不排出溶液, 继续用氨水将 pH 调至 9 ---10, 然后加入钝化剂。常用钝化剂配方:

- 亚硝酸钠 1.0%---2.0% 温度 40—60℃, 时间 4—6h
- 磷酸三钠 1.0%--2.0%, 温度 70-90℃, 时间 8--24h.
- 亚硝酸钠 1% 磷酸三钠 1.5%, 温度 50—60℃ 时间 6--8h

钝化结束后排空钝化液, 不再进水冲洗, 单台设备的化学清洗工作就全部完成。

②大修后的系统清洗。在大检修中, 循环冷却水系统沉积物较多的换热器都以物理的或化学的方法清洗过, 冷却塔、集水池等处也已清扫干净。大修后开车时的系统清洗主要是以系统管道及未单台清洗过的换热器为主要对象:清洗的过程与新系统的开车清洗基本相同, 首先是水力冲洗, 接下来是化学清洗。

化学清洗的方法除了可按以上介绍的新系统开工清洗时的方法进行外, 针对老系统的特点还可以采取杀菌加分散剥离的办法。首先通氯杀菌, 维持余氯 0.5—1.0mg/L, 时间为 4--8h; 然后加硫酸调节 pH 至 5.5—5.6; 再投加 HEDP50---100mg/L, AA/HPA(PAA 亦可)100--200mg/L(均为商品浓度), 循环清洗 12-24h; 若浊度仍在上升则可延长清洗时间; 在整个清洗过程中 pH 均应维持在 5.5—6.5。

③不停车的系统清洗。不停车的系统清洗是在循环冷却水系统的换热器效率明显下降、影响装置的正常生产而又不能停车的情况下进行的。随着装置检修周期的延长, 不停车清洗技术会得到重视和发展。不停车的系统清洗因是在装置正常生产的情况下进行, 控制操作

要求严格，并要随时监测系统工况的变化，根据系统发生的情况采取相应的措施。

a.杀菌剥离清洗。如果微生物控制不好，系统内产生大量生物粘泥，这种情况下就要进行杀菌剥离清洗，其主要步骤为：

- a)调节循环水 pH 值至 6.0—7.0
- b)连续加氯 6—12h，保持余氯。0.5—1.0mg/L.
- c)停止加氯后、再投加非氧化性杀菌剂(如季铵盐等)100--200mg/L,循环清洗 24h。若非氧化性杀菌剂不含表面活性剂时应另加入适量的渗透剂或表面活性剂以增强清洗效果。
- d)进行快速排放置换，使浊度降到正常值。

如果该系统的生物粘泥很严重，往往一次清洗效果并不理想，可重复上述步骤 1--2 次，不过重复进行时最好换另一种非氧化性杀菌剂。

b.分散剥离清洗。分散剥离清洗主要是清除污垢，但污垢和粘泥总是互相混杂的，因此分散清洗常常紧接在杀菌清洗后面进行，当然也可以单独进行。

- a)调节循环水 pH 值至 5.5—6.5
- b)投加阻垢分散剂 100--200mg/L,渗透剂 30---50mg/L,循环清洗 24--48h,
- c)进行快速排放置换，迅速降低浊度。

根据系统内的具体情况，分散剥离清洗亦可重复 1--2 次。

c.除垢清洗。当阻垢效果不好，换热器内有水垢析出沉淀并严重影响正常生产时就要进行除垢清洗。除垢清洗有两种方式，都可以取得满意的效果。

a)采用除垢清洗剂进行清洗。商品专用除垢清洗剂一般由酸类《如氨基磺酸等》、缓蚀剂及助剂组成，使用时一次投加浓度为 500---1000mg/L，循环水的 pH 值通常可降至 3.0 左右，清洗 8--24h 后进行排放置换。清洗开始时如果酸浓度的下降和 pH 值的上升速度太快，应适当补加清洗剂，一般使循环水的 pH 值在 3.0—4.0 维持 4—8h

采用这种方法清洗时设备表面原有的防腐膜被溶解，因此在清洗结束后要进行补膜处理。补膜的方法是将缓蚀剂的浓度提高到正常运行浓度的 2--3 倍，同时加入阻垢分散剂，适当降低正常运行的 pH 值，维持运行 7--10 天，然后转入正常运行。

b)缓慢溶垢法。这种方法比较适用于采用碱性配方的系统其操作步骤是，将循环水的 pH 值降至 6.0—6.5，投加阻垢分散剂 100mg/L，保持循环水系统正常的排污量和补水量，连续运行了天左右，然后经适当排放置换后恢复正常运行。在清洗进行期间杀菌剂正常投加，缓蚀剂暂停，分散阻垢剂保持 100mg/L 的投加浓度、这种方法的优点是没有低 pH 值的风险，清洗结束后不需要补膜处理。缺点是经历时间长，pH 值难控制，清洗效果稍差。

(4) 循环冷却水系统的预膜根据腐蚀理论，在金属表面生成一层保护膜是抑制腐蚀的有效方法。循环冷却水系统的预膜就是使金属表面形成保护膜的过程。

①预膜的时机。在下列情况下循环冷却水系统都应进行预膜处理。

- a.新建系统开车。
- b.老系统大修后的开车。
- c.系统进行化学清洗并且控制 pH<5.5
- d.调节 pH 失控，使循环水 pH 值降至 5.5 以下。
- e 系统停车 72h 以上未进行保膜处理。

②预膜的方法和条件

a.预膜的方法。预膜的方法有很多种，大体上可以归为两种类型。一类是采用专用预膜剂进行预膜，国内广泛使用的是聚磷酸盐—锌盐预膜剂。这种方法预膜效果好，速度快，无论正常运行时采用何种配方都可以用这种方法预膜。另一类是提高配方浓度预膜法。这种方法是将日常运行时配方的浓度提高 2---4 倍作为预膜剂，在预膜浓度下运行 7 天左右，然后降低浓度，按日常配方运行。这种方法操作比较简单，但效果不及前一种方法理想。

b.预膜的条件。一般系统预膜应具备下列条件。

a)要有清洁、活化的金属表面，所以预膜之前必须进行清洗，而清洗之后必须立即进行预膜。

b)水中的悬浮物对成膜效果有影响，因此预膜时循环水的浊度最好小于 10mg/L

c)水中铁离子浓度高时成膜的致密性差，预膜时要求水中总铁浓度小于 1.0mg/L

采用聚磷酸盐—锌盐预膜时还应具备以下条件：

a)水中钙离子浓度大于 50mg/L(以 CaCO_3 计)。若补充水中的 Ca^{2+} 低于 50mg/L 时应补充。

b)要有一定的溶解氧，这在敞开式循环冷却水中不缺乏。

③预膜的操作。当循环冷却水系统已具备上述条件时就可以开始进行预膜，这里以聚磷酸盐—锌盐预膜为例说明操作过程。

a.保持冷却塔水池较高水位，关闭一切排放和排污。

b.加酸调节 pH 值为 5.5--6.5.

c.加氯至余氯为 0.5--1.0mg/L，保持 2--3h.

d.停止加氯后一次性投加预膜剂 200mg/L，预膜剂组成为六偏磷酸钠:一水硫酸锌=4:1

e.保持 pH 值为 5.5--6.5，运行 24h 后投加阻垢分散剂 AA/HPA100mg/L.

f. 当水温大于 10℃时预膜时间 36--48h，水温小于 10℃时预膜 48--72h

g.到时间后立即迅速排放置换，将总磷浓度降至 20mg/L 以下，预膜全部结束，转入正常运行。

④预膜效果的检查。关于预膜的效果，目前还没有准确、简便、快速的检验方法适合现场应用。一般是采用腐蚀试片法，即预膜开始时在旁路监测挂片器中或冷却水池中挂入试片，预膜结束后取出，首先观察试片的表面状态，再用化学方法检验。

a.硫酸铜溶液法。将 15g 氯化钠和 5g 硫酸铜溶于 100mL 水中配成硫酸铜溶液，再将该溶液滴于预膜和未预膜的二种试片上，同时测定二种试片上出现红点所需的时间，二者时差越大，表示预膜效果越好。因为红点是硫酸铜与铁反应后被置换出来的铜所致，出现红点所需时间越长，说明铁被保护得越好，也就是膜的质量越好。

b.亚铁氰化钾溶液法。将 15g 氯化钠和 5g 亚铁氰化钾溶于 100mL 水中.再将该溶液滴于预膜和未预膜的二种试片上，同时测定二种试片上出现蓝点所需的时间，二者时差越大，说明预膜效果越好。因为蓝点是亚铁氰化钾与铁反应生成普鲁士蓝沉淀所致。

第 12 章 催化剂的装卸操作

12.1 催化剂的特性

工业上为了合理地使用催化剂,通常对催化剂的性能提出如下要求:催化剂活性高,选择性好,机械强度高,耐热、抗毒性强以及寿命长等。

(1)活性催化剂的活性是判断催化作用高低的标准。它是由催化剂的选择、制造和使用等决定的。其活性一般随时间而变化,分为成熟期(或诱导期)、稳定期、衰老期三个阶段。

(2)选择性不同类型的化学反应需要不同性质的催化剂,而同样的反应物用不同的催化剂可以获得不同的产物,这就是催化剂的选择性。

(3)机械强度催化剂的机械强度是评价催化剂性能优劣的重要指标之一,催化剂的颗粒应有足够强度来承受以下几种应力口

①搬运时由于包装桶的滚动、坠落而引起的撞击或摩擦力。

②装填时从一定高度落下、耙平时的冲击力。

③活化时发生的化学变化造成的变形或破碎力。

④使用时介质的压力、温度、流量等急剧升降变化造成的冲击力。

⑤下层催化剂承受上层催化剂的重量。

(4)耐热及抗毒性

①耐热性。通常在催化剂制造过程中加入某些耐高温材料,例如:Al₂O₃、Cr₂O₃、MgO等,防止在高温下固体催化剂晶粒重新结晶为较大的晶粒(这种现象叫催化剂的烧结)起到间隔体的作用,以提高催化剂整体耐热性。

②抗毒性。能引起催化剂中毒、活性下降(或失活)的物质叫催化剂的毒物。中毒又分为暂时中毒和永久中毒,暂时中毒只要将毒物除去,催化剂的活性又可恢复,永久性中毒则需要更换催化剂。

(5)使用寿命催化剂的使用寿命愈长其使用价值就愈大。

12.2 催化剂的卸出

催化剂在使用过程中性能逐渐衰退,当达不到生产工艺的要求准备卸出时,应做好充分的准备工作,制定出详细的停工卸出方案,除了包括正常的降温、钝化内容外,还要安排废催化剂的取样工作,以便收集资料,帮助分析失活原因,向时安排好物资供应工作。

在废催化剂卸出前,一般采用氮气或蒸汽将催化剂降至常温,有时为加快卸出速度,也可采用喷水降温法卸出。

列管式转化炉或其他特殊炉型、特殊反应器催化剂的卸出,常配置专用工具。

12.3 催化剂装填的一般步骤

催化剂的装填是一项很重要的工作,它的好坏直接关系到催化剂在使用期间的活性和寿命。因此,装填前必须针对不同的反应设备制定周密的装填方案,装填人员须经过培训,装填过程中尽量避开阴雨天。

催化剂在运输过程中免不了受撞击和振动,产生粉碎现象,在装填之前应重新过筛。

装填人员要注意劳动保护和正确使用安全器具,装填前要清除随身携带的与装填无关的物品。

考虑到催化剂的机械强度和装填紧密、均匀,一要避免催化剂从 0.5m 以上高度自由落下(使用布袋溜放的装填方法),二要避免在一个部位堆积后再耙平的装法。

有的工厂利用已使用过的旧催化剂回装，以达到节约的目的，但此时应注意不要将在较高温度范围使用过的催化剂放到温度较低部位使用。

12.4 几种典型设备催化剂的卸出和装填方法

以下以大型合成氨装置所用催化剂为例进行介绍。

(1) 一般轴向反应器

①一般轴向反应器催化剂的卸出

- a. 催化剂床层降温、钝化(根据需要)。
- b. 拆卸上入门，将氧化铝球回收。
- c. 打开下入门，将催化剂卸至事先准备好的滑道溜入运输车中。
- d. 回收催化剂底部的氧化铝球口

②一般轴向反应器催化剂的装填

- a. 清除炉内的一切脏物口
- b. 确定反应器内各段催化剂装填体积和高度，并在炉内标记出催化剂所要装填的高度。
- c. 炉算上面铺上一层铁丝网，一层耐火球(一般为氧化铝球)。
- d. 过筛。
- e. 装催化剂时应从尽量低的高度轻轻倒入炉内，颗粒自由落下的高度应低于。5m。若商于此高度应顺帆布袋溜入。

f. 催化剂应分散铺开，决不能集中倾倒成堆，以免床层各部分松紧不一，影响气流分布。

注意装填过程中，严禁操作人员直接在催化剂上踩踏，因为这样会使床层松紧不一。为避免直接踩踏在催化剂上，可在床层上面铺好木板，人站在木板上操作。

g. 催化剂装填好后，用木板将表面刮平，再覆盖一层耐火球口

h. 装填催化剂时，操作人员应穿工作服，戴防尘口罩及鞋帽等防护用品。装填过程中应随时注意，勿将杂物遗留在炉内。

(2) 低温变换(D1302)铜催化剂的钝化

①准备工作

- a. 沟通氮气回路，充氮气至 0.5MPa。
- b. 维持 0.7MPa 服务空气管线压力稳定。
- c. K1301 处千良好备用状态，进、出口压力表和 13FI006 校核准备，D1302 各测温点接临时温度记录仪。

d. 检验科作好 D1302 出口、K1301 出口 O₂ 含量分析准备工作，分析频率为 2 次/h。

②钝化流程口钝化流程如图 12-I 所示。

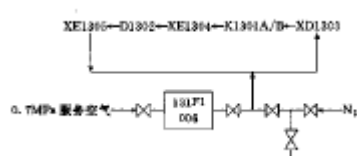


图 12-1 低温变换铜催化剂钝化流程

XE1304-蒸汽加热器;XD1303 一分离器, K1301A/B-鼓风机。

XE1305---水冷器;D13D2 一低温变换炉

③钝化操作

a. 沟通回路，开 K1301 大副线，充氮气至 0.5MPa。启动 K1301A/B, E1305 通冷却水，E1304 通蒸汽，使 131T1033 控制在 180℃左右，视电流大小，调节大、小副线至适当开度。

b.当 D1302 床层各点温度均达 160℃后,开 131FI006 前加空气阀,缓慢向氮气中配入约 0.3%的氧气。保持炉进口温度不变,并密切注意床层温升情况,随时调整空气量,检验部门开始取样分析氧含量。

c.控制炉入口温度不变,当催化剂床层温度稳定或开始下降时,逐渐增加空气配入量,床层温升速率控制在 30℃/h 左右,最终床层热点温度≤300℃

d,当 D1302 出口有氧气穿透时,要注意及时减少空气的配入量,确保 K1301 出口氧含量,当其他条件不变而出口温度下降时,调整炉子入口温度至 210---220℃,控制升温速率为 30℃/h

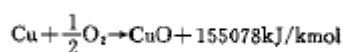
e.当床层温度稳定后,氧含量可增加至 3%左右,注意床层热点温度不得超过 300,直至 D1302 耗氧为零,并稳定 2h 后钝化结束,停止加空气和 E1304 蒸汽,将床层各点温度都降至 50℃以下,停止循环,泄压。

注意事项:

a)整个钝化期间必须尽量保证空气压力稳定在 0.7MPa,以防配入氮气中的氧含量出现大的波动。

为保证钝化反应空速>250h⁻¹,钝化过程中 K1301 入口压力应始终维持在 0.5MPa,可用 D1302 底部 2#排放阀控制其压力。

b)因 Cu 的钝化是强放热反应



整个钝化过程中,应始终密切注意床层温度的变化情况,以防超温和升温速率过快,整个床层热点温度始终不得大于 300 ℃。如出现急剧升温,应立即切断空气,补充氮气,待调整到正常后再重新配入空气进行钝化。

④催化剂的卸出

a.拆卸上人门,将氧化铝球回收。

b.打开下人门,将催化剂卸至事先准备好的滑道溜入运输车中。

c.回收催化剂底部的氧化铝球。

⑤催化剂的装填。见“一般轴向反应器催化剂的装填”。

(3)低温变换(D1302)铜催化剂的还原

①准备工作

a.用氮气置换回路,确认回路中无空气和氢气,充氮至 0.5MPa。

b.K1301 处于良好备用状态,进、出口压力表以及 131PI004 131FI005 校核准确。

c.检验部门作好在 D1302 出口、K1301 出口氢含量分析准备工作,分析频率为 2 次/h

②还原流程。还原流程如图 12-2。

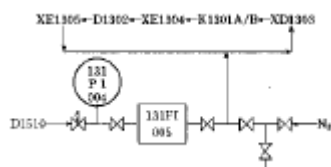


图 12-2 低温变换铜催化剂还原流程

XE1304-蒸汽加热器;XD1303 一分离器;K1301A/B 鼓风机;

XE1305 一水冷器;D1302---低温变换炉

③还原操作

a.沟通回路,开 K1301 大副线,充氮气至., 5MPa。启动 K1301A/B,E1305 通冷却水,调节 E1304 进口蒸汽阀开度,使床层温度升速率为 20℃/h,视电流大小,调节大、小副线至适当开度。当催化剂床层各点温度达到 100---120℃时,恒温 6--8h,以脱除催化剂中的结晶

水。

b.调整蒸汽用量,使人口气温度达 160—170℃,床层温升速率控制为 20℃/h

c.当床层各点温度均达 160℃后,开加氢气阀,缓慢向氮气中配入约 0.2%(体积)的氢气。保持炉进口温度不变,并密切注意床层温升情况,检验员开始取样分析氢气含量。

d.当 D1302 出口气浓度逐步提高时,缓慢提高炉子人口温度或提高配氢气浓度,但两者应分步交替进行,以免温度失控和升温速率过快。氢气浓度可分步提高至 1%,炉子人口温度可提高至 190℃。床层温升速率 20℃/h,床层热点温度不得大于 230℃。

e.当炉子进出口浓度差越来越小,以至十分接近时,提高炉子人口气体温度至 210℃左右,稳定 2h,同时配氢气,浓度分步逐渐提高至 20%以上。

f.床层温度变化甚微,且数次分析表明进、出口氢气浓度差基本消失时,可认为还原结束。床层温度降至 160—170℃,停止循环,D1302 切出氮气回路,炉子用氮气保压。

注意事项:

a)整个还原期间应尽量避免配入氮气中氢含量出现大的波动。

b)为保证还原反应空速>300h⁻¹ 整个还原过程中 K1301 人口压力应始终维持在 0.5MPa,以缩短还原时间。

c)在整个还原过程中,催化剂床层热点温度始终不得超过 230℃

d)炉子人口气体温度和配氢浓度不应同时提高,严格遵守“提氢不提温,提温不提氮”的原则,否则还原温度很难控制。

e)催化剂升温初期,即床层温度升至 100—120℃,为脱吸附水期,升温速率不宜过快,否则影响触媒机械强度。

f)XD1303 排水。

g)在还原过程中,应完整地做好原始记录,并作时间—氢气浓度(炉进、出口)温度(炉入口、床层,热点)曲线图

(4)管式反应器

①管式反应器催化剂的卸出

a.催化剂管底带有法兰

在拆除法兰,抽取催化剂支座后,即可方便卸出催化剂。有时当催化剂粘接时还需要用木榔头或皮面锤子锤打催化剂管。管底事先应装好布袋以便卸出的催化剂落入回收桶。

b.催化剂管顶带有法兰

拆除顶部法兰、拉出分布器后用真空装置抽吸催化剂。被吸出的催化剂进入旋风分离器后回收。

②管式反应器(合成氨装置一段转化炉)催化剂的装填

a.装填前的准备

新催化剂质量标准:通过分析检验确认新催化剂的成分、结构和强度等物化性质均符合设计要求,筛选、分拣以保证催化剂颗粒完整、干燥、无污染;

用特制布袋包装新催化剂(每袋约 6kg 左右),装袋时应小心谨慎,装好的布袋应小心堆放和搬运,防止催化剂破碎和潮解,约需包装 5000 袋左右;用布袋包装氧化铝球(φ“或 1.5”),每袋 2kg,290 根转化管共准备 580 袋;按要求准备炉管阻力测量设备和展荡器;准备测量标尺 4 根;

用手电筒探照炉管内壁,确认管底支承格栅完好,无异物堵塞,管内壁干净;

用阻力测量设备侧量每根空炉管的阻力降,确认每根炉管空管阻力一致;阻力测量方法:将阻力测量管用胶管连接于服务空气管上,用阀门控制空气流量,使孔板前压力表指示为 0.3MPa,这样,空气流量就固定了,孔板后压力表的指示值就代表护管的阻力;

b.装填操作

a)每根沪管管底装填 1 袋氧化铝球,约高 20mm,氧化铝球的作用是防止催化剂的破碎物堵塞管底支承格删,防止气流受阻和气流不均匀。

b)每根炉管都分成 3 段装填,每段装 6 袋催化剂,第一段装完 6 袋后,展荡器在沪顶展荡 45s。

c)第一段震荡完成后再装第二段,震荡 45s;再装第三段,再震荡 45s;

d)最后再在上面补充 1--2 袋,每根管约装填 19--20 袋,催化剂层顶部距管口法兰约高 700mm;

e)全部装完或装完一组后,即开始测量每根实管阻力,测量方法同空管阻力测量方法;并作好阻力测量记录;

f)取炉管阻力的平均值,确认每根炉管的阻力与平均阻力之差不大于 5%,重复上述操作,根据情况看是否要抽出、回收、重装,直至达到预定要求。

g)确认每根炉管装填符合要求后,在每根炉管内装人一袋氧化铝球,铝球顶部距管口约 500mm;放入气体分布器,将猪尾管法兰与炉管法兰对合。

c.装填注意事项

a)装填过程中应严防各种杂物掉入管内,装填人员应禁止将不必要的杂物带至装填现场;如有杂物掉入,则应设法将其取出;

b)装填过程中应防止催化剂破碎;实管阻力的侧量是装填过程十分关键的一步,应务必保证所有炉管阻力与阻力平均值之差不大于 5%;因为阻力不同,意味着催化剂装填的松紧不一样,催化剂过于密实或出现架桥、空洞现象,则将导致炉管间气体分配不均匀,管壁温度不一样,从而出现炉管超温降低炉管寿命;

c)装填完成后应用测量标尺逐管测量,以防漏装;装完后用皮盖封住管口法兰,以防其他作业人员将异物掉入炉管内。

(5)合成氨装置 S-200 合成塔催化剂装填

①催化剂的卸出

a.抽催化剂工具的准备

a)催化剂吸人管:钢质,75mmX5mmX4000mm 的 4 根,必 75mmX5mmX2000mm 的 2 根,75mmX5mmX1000mm 的 1 根,管子两头为外螺纹,管子之间采用束节联接,束节为内螺纹,共需束节 6 只,吸取管需配备一个球形吸取头。

b)管束与弯头:带弯头的管束 4 个,1 个有吊耳,3 个无吊耳.管子直径 3",管与管之间用法兰联接,备用弯头若干。

c)软管:不锈钢软管 8 根,直径 3",长度为 3m.

d)皮老虎:5 个。

b.合成塔催化剂的降压冷却。合成塔的降压冷却,可在系统停车时,采用循环降温的方法进行。

c.催化剂卸出前。合成塔催化剂卸出前处于活化状态,卸催化剂必须在氮气保护中进行,控制氮气中氧含量不大于 0.5%。

d.拆除相应的元件及设备,安装盖板

a)拆除热电偶连接盒和填料盒,将外加管安装在热电偶上。

b)拆下合成塔大盖及内件顶盖。

c)拆下第一床层顶盖,用保护环覆盖内件顶部的密封表面。

d)砚盖耐压外壳、内件外壳及催化剂层周围内件与外壳之间的外环隙,可用聚乙烯软管来覆盖,另外覆盖气体主线和冷激气的人口。

e)安装抽催化剂的临时盖板(此盖板同 S-2DD 内件配套)。以上操作在不妨碍人身安全的情况下,应保持底部通入一定量的氮气流。

f)安装好卸催化剂的相应设备、管线，分离器位置提至 4m 高度，底部加水封。

e.催化剂的卸出

a)将带有球形吸取头的吸人管放入临时盖板的上个吸孔，并安装软管保护套，关闭盖板的其 他吸孔。

b)打开真空泵旁通阀，启运真空泵，将吸人管插入催化剂表层，调节旁通阀。保持真空 约 0.4MPa o

c)连续补充氮气，维持合成塔顶部的压力约。 . 13Mpaa

d)当在该孔内抽不到催化剂时，可将催化剂吸管移动到对面那个吸孔继续抽取。可通过 临时盖板上的其他吸孔，用铁管搅动催化剂，以便于抽取。

e)当第一床层卸空时，拆去临时盖板和催化剂层的密封，拆掉第一床内件，将其固定在 支撑架上。

f)拆去第二床顶部人孔，工作时，工作人员应戴上长管面具和安全带。

回拆掉人孔盖后，复原外密封，安装临时盖板，将第二床层催化剂按照第一床层催化剂 卸出的程序吸出。

在上述卸催化剂操作中，如发现催化剂温度上升，一应立即停止工作，用氮气置换催化 剂层，待温度降下后方可工作。

②催化剂装填

a.装填设备及工具

a)装填催化剂的漏斗 4 只，每只有一个接口，并将这 4 只漏斗组合焊接成一只大漏斗， 每个接口处扎上消防水带，将催化剂倒入合成塔内。

b)振荡压板，因两床层中心管直径不同，需制作 2 块振荡压板，每块板由 4 块朋形组成。

c)振荡器 4 个(两只备用)，直径约 50mm,振荡杆长度>500mm，振荡速度 9000--12000 次 /min.

d)振动筛及筛网 i 张，筛网的网眼应为 1mm(18 目)

e)可将催化剂提升到合成塔顶部的吊筐 2 个，铁桶若干只。

f)长臂吊车 1 辆。

g)回振荡前扒平催化剂的耙子，进入内件内部的绳梯。

h)用于密封所有环隙的工具。

i)合成塔内照明用灯。

j)安全带、长管式防尘面具。

b.装填催化剂前的准备及防护。确认合成塔内符合装填条件，催化剂框已清理干净，内 件完整无损等。

a)为了防止催化剂颗粒进入热电偶套管导管、环隙、气体出入口等处，在开始装填催化 剂前应挡住所有环隙及开口，另外要保护好密封面免遭撞击。

b)合成塔顶部以及现场催化剂筛选处应垫以油布，以防催化剂遭污染。

c)安装好偏斗、抽风管、绳梯，照明、振荡器等

d)若是预还原催化剂，在过筛装填前方可将催化剂桶打开，以防催化剂在空气中停留时 间过长而发生氧化。

e)装填期间，应不断的用真空泵将里面的粉尘向外抽，以降低里面的粉尘浓度。

c.装填程序

a)打开催化剂桶，用筛网将催化剂过滤后装入铁桶，并将桶装入吊筐，筛网上催化剂厚 度不宜太高，为了控制装填密度，应当始终记录筛选和装填催化剂的数量。

b)将过筛后的催化剂用吊车吊入装填漏斗中，再经过帆布袋送入合成塔内。

c)催化剂振荡

- 当第一床层、第二床层催化剂装填高度每增加 250mm，相当于催化剂量分别为 450L 和 550L 时，用耙子将催化剂扒平，再在催化剂表面放上振动压板，通过压板上的孔，将振荡器的振动棒尽可能深的插入催化剂中进行振荡，每孔振荡 5s，所有孔都振荡后，再进行下一步装填。

- 当第二床层催化剂高度接近顶部时，不再使用振荡压板，而是将振荡棒直接插入人孔进行 5s 均匀振荡。

d.装填期间及装填后的措施

a)装填期间要防止催化剂遇水，并保证合成塔内件中有足够的新鲜空气。

b)在停装催化剂时，要停送空气，用氮气进行吹扫置换。

c)在重新进行催化剂装填以及安装内件时，要切断氮气，输送空气，确认氧含量 720 写，方可工作。

e.第二床层催化剂装填结束后，用氮气吹扫置换，然后关闭人孔，按要求吊人安装好的第一床层框。

f.第一床层催化剂的装填与第二床催化剂装填方法相同，装填后的催化剂要保持在氮气氛围中，直到开车为止。

装填注意事项:

a)两床层催化剂均要装满，第二床要装填到盖板处，第一床要装填到内件的上边缘。

b)安装人孔盖、内盖之前，要彻底清理所有密封表面，在清理密封表面以及级栓时，严禁使用氮化物。

c)在催化剂床盖板封闭之前，应检查催化剂床、环隙以及气体进、出口，清除所有杂物。

d)严格办理进塔人罐手续.做好安全监护工作。

第 13 章公用工程的启动

任何化工装置的试车和正常生产运行,都需要有公用工程的几个或多个系统的参与。它通常包括供电、供水、供风(仪表空气、压缩空气)、供汽、供氮和污水处理以及原料储运,燃料供应等多个方面。它们是化工装置试车和正常生产的必要条件。因此,公用工程系统的启动和运行总必先于化工主装置,只有公用工程诸系统已平稳运行、并能满足化工装置的需要,化工装置的试车和正常生产才能进行。

公用工程系统包容范围广、专业技术性强,它们都有各自的启动运行操作特点,同时它们之间的启动和运行也有紧密的联系和前后关联,如一套以石脑油为原料的日产千吨的氮装置公用工程开工准备就包括 22 个子系统,它们之间的启动顺序和依存关系如图 13-1 所示。以下分节叙述几个最常见的主要公用工程的启动。

13.1 供电系统的启动

13.1.1 供电系统

近 20 年来,我国的石油化工企业已经发生了巨大变化,从生产规模上看,已趋于大型化;从装置上看,已是多品种综合性的联合生产装置;生产连续性和自动化水平很高;计算机(DCS)控制系统在生产中已得到广泛采用;同时,热能回收、综合利用、汽电自给已基本实现二石化产品种类多、产量大、产值高;另外,再加上石化企业加工介质多易燃易爆、高温高压,有的存在着剧毒和腐蚀,这些均对企业的供电提出更高要求。

(1)化工工厂用电负荷分级化工工厂用电负荷根据工厂内各生产装置的重要性、其对供电可靠性和连续的要求、中断供电时对其他生产装置的影响等因素来进行分级。

①化工工厂用电负荷分级。化工工厂用电负荷分两级;一级工厂用电负荷是指工厂重要的或主要的生产装置及确保其正常操作的公用设施的用电负荷为一级生产装置的用电负荷者。联合型大型工厂的用电负荷划为一级工厂用电负荷。二级工厂用电负荷是指工厂主要的生产装置及相应的公用设施的用电负荷为二级生产装置用电负荷。表 13-1 为生产装置用电负荷级别举例。

级工厂用电负荷应由两个独立电源供电。为减少某一电源线路的故障导致停电范围的扩大,并创造电动机再启动条件,化工工厂的电气运行绝大多数采用双电源回路—双变压器—母线分段运行方式。一般说来,联合型工厂用电量达 100--200MW,应以自备电站(供热兼发电)供电为主。

二级工厂用电负荷应由两个电源供电。

②生产装置用电负荷分级。根据其再生产过程中的重要性及其对供电可靠性、连续性的要求,划分为 Q 级负荷(保安负荷)、1 级负荷(重要连续生产负荷)、2 级负荷(一般连续生产负荷)及 3 级负荷(一般负荷)。

a.0 级负荷

a)当供电中断时,为确保安全停车的自动程序控制装置及其执行机构和配套装置,如生产装置的 DCS、仪表、继电保护装置、关键物料进、出及排放阀等。

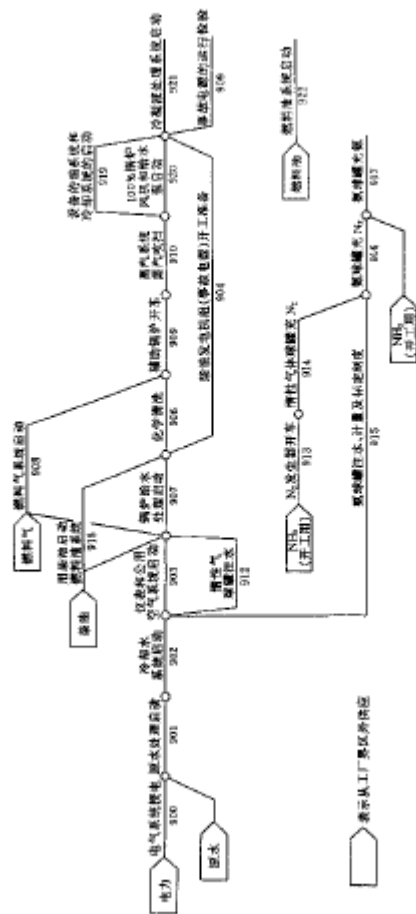


图 33-1 公用工程流程图

表 33-1 生产装 t 用电负荷级别举例

用电负荷级别	生产装置名称	主要单元 (工程)	备 注
一级生产装置用电负荷	管式反应器	反应单元 (提升管)	提供炼油厂或石化原料
	催化裂化装置	反应单元 (提升管)	提供化肥装置原料
	乙烯装置	裂解区、压缩区、热区	
	聚乙烯装置 (高压法)	压缩工段、聚合工段、热区	
	聚丙烯装置 (气态本体聚合)	聚合工段	
	聚丙烯装置 (气态本体聚合)	聚合工段	聚合釜为 4 级负荷
	聚丙烯装置	聚合工段	
	空分装置	氮气和氧气工段	提供其他一级生产装置原料
二级生产装置用电负荷	重要的全厂性公用设施		
	气体分离及聚合装置		
	产品精制装置		
	溶剂精制装置		
	水系统		有中间水池

注：要的全厂性的公用设施，包括向生产装 1 集中供应生产用蒸汽，工艺用氢气、氧气、和直接用水(工艺水)，冷却水，保安用氮气，仪表用压缩空气等系统。

b)当生产装置供电中断时，为确保迅速终止设备的化学反应，而设备内的反应物料又不能或不宜立即排放时，需迅速加入阻止其化学反应所需助剂的自动投料和搅拌设备以及化纤生产中的喷丝机电加热器等。

c)大型关键机组在运行或停电后的惰行过程中，保证不使设备发生损坏的保安措施，如

润滑油泵等。

d)为确保安全生产、处理事故、抢救撤离人员,生产装置所必须设置的应急照明、通信、工业电视、火灾报警等系统。

b.1 级负荷。当生产装置工作电源突然中断时,将打乱关键性的连续生产工艺过程,造成重大经济损失。例如使产品及原材料大量报废缺损;催化剂结焦、中毒;物料管线或设备堵塞,供电恢复后需很长时间才能恢复生产的大、中型生产装置以及确保其正常操作的公用工程的用电负荷。

c.2 级负荷。当生产装置工作电源突然中断时,将造成较大经济损失。例如电源中断将出现减产或停车,恢复供电后,能较快恢复正常生产的生产装置及其服务的公用工程的用电负荷。

d.3 级负荷。不属于 0 级、1 级、2 级的其他用电负荷。

(2)各级负荷供电要求

①0 级负荷。必须由独立的保安电源供电。常用的保安电源主要有以下 3 种不停电电源装置:

a.直流蓄电池装置:所供负荷如 6kV 系统控制电源。159

b.静止型不停电电源装置(UPS)所供负荷如仪表 DCS 电源、仪表、关键物料进、出阀、排放阀等以及低压电动机控制系统电源等。

c.甲快速自启动的柴油发电机组:所供负荷属 1 级负荷的电动机、事故照明 UPS 电源等。正常情况下这些负荷由工作电源供给,当正常电源中断时,柴油发电机组立即启动,当电压一达到正常,柴油发电机就自动切换到用电回路上。这一过程仅需 t_0 , 左右。

②1 级负荷。1 级负荷应由两个电源供电。生产装置 1 级负荷的供电电源均装设电源自动投入装置,如:6—10kV 变配所的进线及母线分段断路器,380V/1220V 进线及母线分段开关;事故照明电源总进线。在这种具有双电源供电的变配电所中,装设备用电源自投装置可以缩短备用电源的切换时间,保证供电的连续性,一般与电动机自启动配合使用,效果更好。备用电源自投装置(简称 saT)的基本要求是:

a.工作电源电压,除了进线开关因继电保护动作外,其他原因造成电压消失时,BZT 装置均应动作,这时,备用电源进线断路器自动合闸,保证变配电所继续供电。

b.应保证在工作电源断开后,备用电源有足够的电压时(一般为母线额定电压 70%左右),才投入备用电源。

c.应保证 BZT 投入装置只动作一次。备用电源自投入装置采用带时限的低电压启动方式,一般为低电压继电器,为避免系统发生短路并在短时间使工作母线电压降低时误将备用电源投入,必须正确选择低电压元件的电压整定值和自动投入装置的时间。选择启动电压为额定工作电压的 25%左右,投入时间选择要考虑躲过系统中其他设备继电保护切除短路的最长时间,同时要考虑与上一级电源自动重合闸时间的配合,一般这个时间在 1.5s 左右。

③2 级负荷。宜由两个电源供电,当获得两个电源有困难时,也可由一个电源供电。

④3 级负荷。可采用单电源供电。

(3)生产装置电动机再启动系统生产装置的 1, 2 级用电负荷大多设置有电动机再启动系统。该系统是指运行中由于供电电源短时中断后又恢复供电时,使装有再启动装置里的各鼠笼式感应电动机能够按生产工艺要求及预先规定的时间、确定的批次而自动进行再启动。但当电源消失时间超过一定值,(一般 10s 左右)电动机将再也不能自启动。

(4)防爆场所的电气设备

①爆炸危险区域的划分。根据爆炸性混合物出现的频繁程度、持续时间可划分为 3 区:

a.存在预计长期释放或短时频繁释放爆炸性混合物的连续级释放源的区域可划分为 d

区。

b.存在预计正常运行时周期或偶尔释放的第一级释放源的区域可划分为 1 区。

c.预计在正常运行下不会释放，即使释放也仅是偶尔短时释放的存在第二级释放源的区域可划分为 2 区。

根据通风条件应调整区域划分。当通风良好时，应降低爆炸危险区域等级;当通风不好时，应提高爆炸危险区域等级。在障碍物、凹坑和死角处，应局部提高爆炸危险等级。利用堤或墙等障碍物，限制比空气重的爆炸性气体混合物的扩散，可缩小防爆区域范围。

相对密度簇。。75 的爆炸性气体规定为轻于空气的气体，相对密度>0.75 的爆炸性气体规定为重子空气的气体。

②爆炸性气体按最大试验安全间隙(MESG)或最小点燃电流 (MTC)分级(见表 13-2)。

表 13-2MESG(或)MIC 分级

类别	最大试验安全间隙 (MESG, mm)	最小点燃电流比 (MICR)
II A	≥ 0.9	≥ 0.8
II B	$0.5 < \text{MESG} < 0.9$	$0.45 < \text{MICR} < 0.8$
II C	≤ 0.5	≤ 0.45

注:MESG 的定义为:

爆炸性混合物在标准试验条件下试验其最大不传爆间隙，按其传爆能力分为三级。

最小点燃电流比 Mic 为各种易础物质按照它从最小点燃电流值与实验室的甲烷的最小电流值之比。

③爆炸性气体混合物按引燃温度分组。分组标准见表 13-30

表 13-3 爆炸性气体混合物接引燃温度组表

组 别	引燃温度 t , $^{\circ}\text{C}$	组 别	引燃温度 t , $^{\circ}\text{C}$	组 别	引燃温度 t , $^{\circ}\text{C}$
T1	$450 < t$	T3	$100 < t < 135$	T5	$100 < t < 135$
T2	$300 < t < 450$	T4	$135 < t < 200$	T6	$85 < t < 100$

④爆炸危险区域中的电气设备选择应按危险区域划分根据国家标准“爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范”合理选择。防爆的电气产品的形式主要有以下几种:

a.隔爆型 D。其防爆措施的原理是当外壳内部爆炸时，火焰在穿过规定缝隙的过程中，受间隙壁的吸热及阻滞作用而显著降低其外传的能量和温度，从而不能引起其外部爆炸性气体混合物的爆炸。

b.增安型 E。在正常运行时不产生火花，电弧或危险温度，产品部件上采取适当措施如降温、对电动机转子堵转时间要求、增强绝缘、提高防护等级等，以提高其安全程度。

c.本质安全型 Ia,Ib。在低电压小电流的电路、系统和产品中，涪理选择电路参数，一般还需采取有效的限能措施，使其在正常状态下和故障状态下产生的电火花，达不到引起周围爆炸性气体混合物爆炸的最小引燃能量。

d.正压型 P。向外壳内通入正压新鲜空气或充以惰性气体，人外壳内部。以阻止爆炸性气体混合物进

e.无火花型 No 在产品部件上采取适当措施，以使其在正常运行条件下不会点燃周围爆炸性气体混合物，因此一般不会发生点燃故障(其安全水平与增安型相比略低些)。

防爆电气设备的形式、标志、类别、级别、温度组别如表 13-4 所示。

表 13-4 几种主要防烟电气设备

防爆形式	防爆标志			
	形式	类别	温度组别	温度组别
隔爆型	D	I	A, B, C	T1~T6
增安型	E	I		T1~T6
本质安全型	Ex	I	A, B, C	T1~T6
正压型	P	I		T1~T6
无火花型	N	I		T1~T6

续表

防爆形式	防爆标志			
	形式	类别	温度组别	温度组别
充油型	O	I		T1~T6
充砂型	Q	I		T1~T6
特殊型	S	I		T1~T6

注:1 类:煤矿井下用电气设备;p 类:工厂用电气设备。

与 IEC 国际电工委员会)标准一致,鼠笼型感应电动机无火花形式被允许用在爆炸危险 2 区中采用。该型电动机具有经济、维修方便等优点,引进大化肥的爆炸危险 2 区且爆炸性气体轻于空气,大多数采用了无火花型(no sparking)电动机,其安全性已在 20 多年运行实践中得到验证。

(5)防雷、防静电雷电是一种自然现象,当带电雷云向地面上物体发生雷击时,所传输的能量是巨大的,典型的将产生上百万伏的电压和上万安培的电流。这对人类的安全带来极大威胁。石油化工工业的生产发展史上,雷电一直伴随着起到破坏和灾难性的作用,其中 1989 年 8 月 12 日山东黄岛油库雷击事故便是典型事例:大火整整嫩烧了 1}4h}烧毁油罐 5 座,直接经济损失 3544 万元,死、伤多人。近年来由于石油化工系统工业过程控制高度自动化,配电系统的综合自动化,计算机以及大量的电子设备越来越广泛地应用在石油化工企业中,而电子设备雷击灾害发生的次数和严重性都在迅速增加,国际电工委员会已将雷击灾害称为“信息化时代的灾害”。石化企业由于其工业生产特点尤其要重视防雷击工作。

由于对雷电放电的物理原理了解不够完全,以及对雷击事件之测试和原理模仿比较困难,在如何最有效防雷电灾害问题上,我国学者、工业界人士中存在不同观点,但防雷电灾害是一项系统工程,必须综合治理已成为共识。它所含的基本内容有以下几点。

①防直击雷

a.将雷电拦截或捕捉定向引导到“接闪器”上,以避免被保护物受雷击。典型的装置是 200 多年来人类已应用的富兰克林发明的避雷针。

b.将直接雷击经特殊设计的下引导体,安全导入地下。

c.将雷电能量消散在大地中。这必须安装和维护一有效的接地系统,接地装置的冲击,接地电阻值每年惊蛰雷雨季节到来之前,都必须检测一次,其值应小于 10 欧姆

②防感应雷击

a.由雷电引起的静电感应和电磁感应统称为感应雷。这是因为雷电具有高电压、大电流和瞬时性特点,在受雷点附近,由于雷电流迅速变化,将在周围空间产生瞬变的强电磁场,处在电磁场中的导体会感应出很高电压。例如在雷电流峰值为 100kA 时,距雷击点 200m 处也可感应到 1kV 左右的电压,在潮湿的环境下,零点几毫米气隙就可能被击穿,发生有害火花,这将对油罐区、防爆生产区及电子控制设备,计算机、仪表系统带来极大危害。当雷电放电直接击中金属导线,高压雷电将以波的形式沿导线传入电子设备内部。由于雷击向大地放电或雷云之间迅速放电形成的静电场或电磁场,在各种导线上感应出几千伏到几十千伏高的电压,以波的形式沿电力线、控制线、电话线等传入电力电子设备内部,对这些设备

造成损坏，这就是通常所说的雷电波入侵。针对上述危害，应采取防范措施保护所有进入建筑物的电力线，防止受暂态和电涌的影响，通常在电力线路上加装电涌滤波器、Mov(金属氧化物避雷器)等。

b.保护所有进入建筑物的数据线、信号线、控制线免受暂态和电涌的影响，这据要在线路上安装高速保护元件、暂态阻隔等以及将电缆屏蔽正确接地。

c.屏蔽措施。利用金属网、箱、壳、管等导体把所保护对象包围起来可把闪电脉冲的电磁场从空间入侵通道阻隔起来。屏蔽包括外部和内部屏蔽，还可采用原、副边隔离变压器隔离及电缆的接地等。

③防地电位反击。消除接地回路电位差，形成等电位接地系统。

受直击雷的金属体(包括接闪器、引下线 and 接地体)，当雷电流经这一接地系统流入大地时，由于存在接地阻抗，虽然这阻抗是低阻抗，接地网在接闪瞬间将于大地间存在很高的电压，此电压与其他和大地相连的金属物会发生闪络。如这个网与电子设备接地距离较近的话，就会发生放电现象，使电子设备地线带上极高电压，会远远高于电子元件和设备绝缘的耐压水平，造成电子元件击穿损坏，并引起火花，这对防爆区域将会造成严重后果。这就是通常说的“地电位反击”现象。所以国际电工委员会 IEC1312-1 雷电电磁脉冲防护标准 3.2 款指出相邻电力接地网与通讯接地网应相互连结在一起。这就是说防雷防静电接地极与电力接地网与弱电系统，电脑系统、仪表、通讯等接地应相互连结一起，这种等电位连结可消除接闪瞬间各接地回路存在的电位差所引起的地电位反击。为了强电弱电系统共用一个地有可能对弱电系统引起的干扰，可在强弱电接地系统之间接入一瞬态接地电位钳制器 TEC(transient earth clamp),SFD(过电压保护器)。在正常静态情况下，TEC 将电力系统接地网与仪表、控制等弱电接地系统隔开，在雷电流流经防雷接地系统的瞬间，将两接地系统的电位差消除，形成共地，在雷电流消散在大地中后，TEC 将自动复位，将两接地系统重新独立隔离。具体做法参考图 13-2,

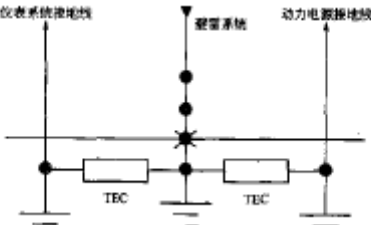


图 13-2TEC 接法

如果一时没有条件作等电位连接的接地网，防直接雷的接地装置应尽童远离其他接地网，两者之间的地中距离应符合下列表达式要求，但不应小于 2m

$$S_{\text{min}} \geq 0.3 K_i R_i$$

式中 S_{min} 为地中距离; K_i 为分流系数;单根引下线为 1,两根引下线及接闪器不成闭合环的多根引下线为 0.5,接闪器成闭合环式网状的多根引下线为 1.4 R_i 为接地体冲击阻抗。

13.1.2 配电系统送电的条件及启动

化工厂总降压站及其配电系统的设备安装工作结束后，应按照 GB50150-91《电气装置安装工程电气设备交接试验标准》进行电气设备及回路的调整试验;同时委托当地供电部门或相应有资格的部门对配电系统进行短路电流计算，提出配电系统的继电保护和自动装置的整定值，根据整定值对继电保护及安全自动装置进行调试。上述工作完成后，可着手对新总降或配电系统的送电工作。

(1)配电系统受电前应具备的基本条件

- ①受电范围内的所有电气设备均应按设计图纸施工完毕（接地良好）。
- ②按相应的国家标准“电气装置安装施工及验收规范” GB50254—96--GB50259-96)进

行工程验收签证。

③各受电设备需经电气试验，检定绝缘合格，性能符合规程要求。

④各受电设备的有关继电保护及其控制、测量、信号回路调试结束，整定完毕，动作正确。

⑤各二次侧量及控制回路经校验检查接线正确合理，并操作试验动作可靠。

⑥万祥‘受电的开关室、控制室、土建施工全部结束，门窗及玻璃齐全，门锁齐全，孔洞封闭。

⑦各受电设备在受电前必须进行严格检查，清除灰尘杂物，净瓷件。变压器、油开关、穿墙套管等油位正常。

⑧受电前各开关室所有开关，刀闸均应标出名称及编号。

⑨各受电开关室、控制室、楼梯走道均有足够照明。

⑩有关受电设备的设计图纸，安装技术记录，试验报告需准确、齐全。

⑩名受电开关室、控制室内应清洁，道路畅通，通风设备安装完毕。通讯设备完善。

⑩开关室必须配备足够的消防设施。

(2)配电系统的启动配电系统的启动应做好以下工作口

①成立启动领导小组。

②受电系统具备受电条件。

③编制启动方案，其主要内容有:受电范围;投运条件;启动步骤;受电时的运行方式和保护定值配置。

上述方案报启动领导小组批准。

④运行及检修人员均已分值配齐。运行人员已经考试合格。具有特殊工种上岗证。

⑤生产运行所需的规程、制度、系统模拟图、记录表格、安全用具已准备好，投入的设备已有命名和标志。

⑥启动领导小组听取施工、调试和生产单位负责人汇报并检查启动前的准备工作情况，全面检查所有投入启动的设备是否已达到安全启动的要求，试运人员是否已配备齐全，生产准备工作是否就绪，消防、保卫及后勤工作是否落实。

⑦按启动方案实施送电。

附某炼油厂二总降启动投运方案

某炼油厂二总降系统一次接线简图见图 13-3a

某炼油厂 110Kv#2 总降启动投运方案如下:

(1)投运设备某炼油厂 110kVR 2 总降一二次设备。(11QkV 炼油” 2 线 726 线路本次不投运。)

(2)投运日期

(3)投运条件

①炼油厂 110kV#2 总降(以下总称#2 总降)一二次设备施工结束，验收合格，具备送电条件。

②11 OkY 炼油}1 线?31 线路全线贯通。炼油”2 线 726 线搭头保持断开。

③供电局与炼油厂间关于扛 2 总降投运之前的有关协议全部手续完备。

④#2 总降所有设备均在冷备用状态。

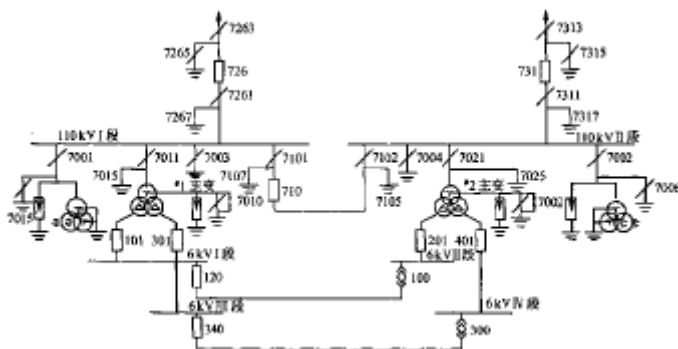


图 13-3 某炼油厂二总降系统一次接线简图

(4)启动步骤

①电源进线 731 线保护按投运技术方案设定，电源侧 731 开关对炼油#1 线线路充电一次。正常后，电源侧 731 开关转热备用。

②炼油厂#2 总降将炼油#1 线 731 开关, 炼油#2 线 726 开关、120kV 母联 710 开关及 110kV1 段、a 段母线电压互感器 7001,7002 刀闸)转运行状态(无电压操作)#1 主变 7011 刀闸及#2 主变 7021 刀闸保持拉开;电源侧炼油}1 线 731 开关转运行, 对#2 总降 110kV 设备充电一次, 正常后, 炼油*1 线 731 开关保持合闸状态;110kv1 段、a 段母线电压互感器二次侧核相(同一电源), 核相正确后, 将尧炼}z 线 72fi 开关断开转冷备用.

③#2 总降#1.32 主变保护投人:

合上#1 主变压器 110v 侧中性点 7010 接地刀闸和#2 主变压器 110kV 侧中性点 7020 接地刀闸;断开 110kV 母联 71。开关;合上#1 主变 7011 刀闸;用 110kV 母联 710 开关对

#1 主变压器充电五次, 每次 10min, 间隔 5min.

第四次对主变充电完成后,将#1主变变二侧101开关及301开关转运行,6kV母联120开关、340开关、f1k11四段母线电压互感器转运行。

用母联 710 开关对伙主变第五次充电前对 6kV 四段母线一起充电,正常后,分别在 6kVI 段、I 段母线电压互感器及互、N 段母线电压互感器二次核相(同一电源);核相完毕后,将 6kv 母联 120 开关及 340 开关转冷备用;llokv 母联 710 开关断开转热备用。

④用 731 开关对” 2 总降 02 主变进行五次充电。第四次充电完成后, 将”2 主变变二侧 201 开关及 401 开关转运行, 在对” 2 主变第五次充电时, 带 6kVIII, IV 段母线一起充电。正常后, 炼油#1 线 731 开关不再拉开。

⑤#2 总降 11akV 母联 710 开关合上转运行，分别在 6kV、I，II 段母线压变之间III, IV 段母线压变之间核相(不同电源)。正确后，分别用 120 开关、340 开关合上转运行，试将 6kv I，II 段，III, IV 段各试前列运行一次。正常后，不再拉开.#2 主变 201 开关及 401 开关转热备用。

⑥#1、#2 主变分别停用差动保护，带 6kV 电容电流测试主变差动保护向量，正确后，差动保护投入。

⑦#2 总降投运结束，转人正常运行。

⑧"2 总降投运之后，应带负荷再一次测试主变差动保护向量，以确定其极性正确性，

(5) 电动机的单机试运转

①电动机单机试运转应符合下列要求:

- a. 建筑工程全部结束，现场清扫整理完毕口
- b. 电机本体安装检查结束，启动前应进行的试验已按现行国家标准(电气装置安装工程电气设备交接试验标准)试验合格。
- c. 冷却、调速、润滑、水、密封油等附属系统安装完毕，验收合格。水质、油质等质量

符合标准要求，分部试运行良好。

d.电机的保护、控制、测量、信号、励磁等回路的调试完毕、动作正常。

e.测定电机定子绕组、转子绕组及励磁回路的绝缘电阻，应符合要求。有绝缘的轴承座的绝缘板、轴承座及台板的接触面应清洁干燥，使用 1000v 兆欧表测量，绝缘电阻值不得小于 0.5M 欧姆

f.电刷与换向器或集电环的接触应良好。

g.盘动电机转子应转动灵活，无碰卡现象口

h.电机引出线应相序正确，固定牢固，连接紧密。

i.电机外壳油漆应完整，接地良好。

j.照明、通讯、消防装置应齐全。

②电动机应在空载情况下作一次启动，空载运行时向应为 2h，并记录电机的空载电流。

③电机试运行中的检查应符合下列要求：

a 电机的旋转方向符合要求，无异声。

b.换向器、集电环及电刷的工作情况正常。

c 检查电机各部温度，不应超过产品技术条件的规定。

d.滑动轴承温度不应超过 80℃,滚动轴承温度不应超过 95℃

e 电动机振动的双倍振幅值不应大于表 13-5 的规定。

表 13-5 电动机的双倍振幅值

同步转速, r/min	3000	1500	1000	750 及以下
双倍振幅值, mm	0.05	0.025	0.10	0.12

④电机空载试运结束后可带负荷试运转，交流电动机带负荷启动次数，应符合产品技术条件规定，当产品技术条件无规定时，应符合下列规定：

a 在冷态时，可启动两次，每次间隔时间不得小于 5min，

b.在热态时，可启动一次。当在处理事故以及电动机启动时间不超过 2---3s 时，可再启动一次。

c.电机在带负荷试运过程中，电流、各部温度、振动均不应超过电机铭牌要求及其技术要求。

13.2 供水系统的启动

(1)供排水系统简介

①供水系统。化工生产离不开水，在化工企业中水的用途很广，主要有以下几个方面。

a.冷却用水。

b.工艺用水。

c.锅炉用水。

d.消防用水口

e.冲洗用水。

f.施工及其他用水。

g.生活用水。

水的用途不同，对水质的要求也不同。即使同类的用途，在不同企业、不同工艺中对水质的要求差别也很大。供水系统就是对原水进行加工处理，为生产提供各种合格、足量用水的公用工程系统。

供水系统由水的输送和水的处理两方面组成。水的输送包括原水到水处理装里及水处理装置向各用户的输送，需有水泵、输水管线及必要的储水设施及相应的回水系统。水的处理内容很多，根据原水及用水水质的不同有许多工艺方法，但就其实质而言有两个方面内容，

一是去除水中杂质的处理，二是对水质进行调整的处理。

天然水总是含有大量杂质，不能直接使用。这些杂质有悬浮性固体和溶解性固体两大类。除去悬浮性固体采用混凝、沉淀、过滤等方法，以降低水的浊度为主要目标。降低浊度等的处理通常是水的进一步深度处理作准备，故又称预处理。以地下水或浊度很低的地表水为水源的系统可省去降低浊度的预处理，或进行其他内容(如除铁、除有机物等)的预处理。经过预处理的水可作为补充循环冷却水、消防用水、某些工艺用水及对水质要求不高的其他用水。除去溶解性固体最常用的是离子交换法，也可以采用电渗析、反渗透等其他方法。如果只是除去水中的硬度离子而不需要除去其他离子叫做水的软化。软化水可用于低压锅炉、某些工艺及补充循环冷却水等。高、中压锅炉及某些特殊的工艺要求高纯度的水，也就是除盐水。除盐处理是供水系统中最深层次的处理。

对水质进行调整处理是随着工业技术现代化和大型化而发展起来的，在现代企业中已是必不可少的设施。这主要是指循环冷却水和锅炉的炉内水处理，通过一定的化学药剂的投入以减少水的腐蚀性和结垢性。

②冷凝水系统。冷凝水系统是为了节约用水、保护环境和降低水处理成本而建立的水的回收系统。化工厂的冷凝水有两类，一类是蒸汽直接冷凝水它来自透平和蒸汽管网。一类是工艺冷凝水，它来自生产工艺过程。直接冷凝水受到的污染小，杂质少，经过滤处理后即可直接作为软化水使用，若过滤后再进混合床处理即成为新的除盐水。工艺冷凝水受到的污染较严重，并且其杂质成分随工艺的不同而不同。污染成分复杂的冷凝水回收利用较困难，而污染成分较简单的冷凝水进行回收利用是完全可能的。例如，大化肥装置的合成氨工艺冷凝水主要含有氨和二氧化碳，经汽提后二氧化碳和大部分氨被除去，再经阳离子交换树脂除去剩余的氨，然后通过混合床处理而成为新的除盐水。

③排水系统。有用水必有排水。化工企业的排水一般是按质分流的，即有清、污两个排水系统。一部分水经使用后受到严重污染，含有污染物的浓度超过环保规定的指标，需要送到污水处理装置进行处理‘将这部分水进行收集、输送、处理，这就是污水排放系统。另一部分水经使用后受到的污染较轻，直接排放并不污染环境，例如普通生活废水、冷却水系统的排放水、雨水等。将这部分水收集、输送、排放的系统就是清水排放系统。在日常运行中清、污两个排水系统必须独立，不得相互串通。

(2)原水及预处理系统的启动

①概述

a.一般流程。以地表水为水源的供水系统预处理的目的是除去原水中的悬浮性杂质，水的浊度是其主要控制指标。实践表明，在除浊处理的过程中 COD 等其他物质的含量也会有一定程度的降低。预处理的一般流程为:原水、输水二混凝处理二沉淀(澄清)处理~过滤处理~出水，当原水的浊度很高或含砂量较大时在混凝处理之前要有预沉淀处理，其目的是让大颗粒的杂质自然沉降分离，以减轻后面工序的负担。经过滤处理后的水即可供生产使用，若再作消毒处理即成为生活水，若进行除盐处理即成为除盐水。

b.混凝处理。使水产生浊度的物质主要是水中的胶体颗粒等悬浮性杂质。胶体的粒径很小，同类胶体都带有同种表面电荷。因此，在静电斥力和布朗运动的影响下胶体具有相当的稳定性，不易自行沉降。为了使胶体物质与水分离，向水中加入一定的化学药剂破坏其稳定性，使微小颗粒凝聚、絮凝成较大颗粒(俗称矾花)的过程就是混凝处理，所加的化学药剂叫做混凝剂。最常用的混凝剂是铝盐和铁盐，也有一些高分子的物质如聚丙烯酰胺等。混凝作用的机理比较复杂，通常认为混凝剂溶解和水解以后通过电中和、双电层压缩、吸附架桥、网捕沉降等作用，使微小的胶体颗粒成为易于沉淀的矾花，以达到从水中分离的目的。

混凝处理由混凝剂溶液配制、投加、混合、反应 4 个步骤组成。混凝剂在投加前要配制成一定浓度的储备液，具体的浓度由药剂种类而定。药剂的投加有计量泵、水射器、高位

槽、虹吸管等多种方式，要能方便地控制和调节加药量。药剂与水的混合可由泵内混合、管道混合、隔板混合或机械搅拌混合等方式进行，要求是快速、剧烈、均匀，一般在 10—20s 的时间内完成。反应阶段是混凝剂与原水充分接触，矾花逐渐成长的过程，反应时间一般为 10--30min。水的流速是反应的关键。流速过快反应虽好，但形成的矾花会重新破碎。流速过慢则反应不完全，矾花小，同时还会使反应池积泥太多。因此，控制好流速是保证混凝效果的重要手段。一般反应池的流速都有一个从快到慢的速度梯度。反应池的种类较多，有平流式、竖流式、涡流式、机械搅拌式等。

影响混凝效果的因素有水温、pH 值、原水浊度及其他杂质、混凝剂投加量、混合效果、反应速度等，实际操作中根据具体的工艺和设备条件，掌握和控制好这些因素就能取得满意的混凝效果。

c.沉淀处理。水中的固体颗粒依靠重力的作用从水中分离出来的过程叫沉淀。水的沉淀处理有自然沉淀、化学沉淀、混凝沉淀三种类型。自然沉淀容易理解。化学沉淀是指向水中投加某种药剂使某些溶解性杂质沉淀分离的过程，如水的石灰沉淀软化等。混凝沉淀就是使混凝反应产生的矾花沉淀分离的过程。在一般的预处理系统中，混凝和沉淀两个过程在工艺上是密不可分的，在设备上也是紧密相连的，因此在许多文献中把混凝和沉淀作为一个过程来叙述。

用于沉淀处理的设备是沉淀池，有平流式、辐流式、斜管式、斜板式等。沉淀池都有排泥设施，如水力排泥的穿孔管、排泥阀，机械排泥的吸泥机、刮泥机等。保持排泥设施正常的工作状态是日常操作维护的主要任务之一；

沉淀的核心是依靠重力，因此混凝处理形成矾花的质量是影响沉淀效果的主要因素。其他因素如水流状态，水流速度、水温、停留时间、排泥的及时性等也对沉淀效果有直接影响。

d.澄清处理，利用加入混凝剂的原水与先前形成的活性泥渣相互碰撞、接触、吸附、凝聚，将固体颗粒从水中分离出来使原水得到净化的过程称为澄清。澄清池是集混凝反应与沉淀于一体的设备。澄清处理的关键是活性泥渣的应用。根据活性泥渣的作用状态，澄清池有泥渣悬浮型和泥渣循环型两种类型。澄清池有占地面积小。单位容积出水能力高，净水效果好的特点，在化工企业的水处理中使用较多。

d.过滤处理.经过混凝沉淀处理，原水的浊度可以降到 20 度以下，已经能够满足一般用水的要求。为了进一步降低浊度就需要进行过滤处理，过滤处理以后水的浊度可达到 1 度以下。

过滤就是将含有一定浊度的原水通过滤料层，使水中杂质颗粒在滤料层中截留下来的过程。杂质在滤层表面被截留称为表面过滤或薄膜过滤，杂质在滤层内部被机械阻留称为渗透过滤，杂质颗粒在滤层内部曲曲弯弯的孔道中因碰撞接触而被吸附聚集称为接触混凝。这几种作用的共同结果使水的浊度大幅度降低。

用于过滤处理的设备是过滤池，有普通快滤池、无阀滤池、虹吸滤池、压力过滤器等。滤池在运行一段时间后由于污泥的积累会使阻力增大，流速降低，出水量变小，这时就要通过反冲洗去除污物。恢复滤池的截污能力。因此，滤池都有反冲洗装置，其形式随滤池的种类而异。反冲洗效果的好坏是能否保持滤池长期有效工作的重要条件。

滤料是由具有足够的机械强度、化学稳定性好、有一定的粒度级配、易于冲洗的物质组成。通常使用的滤料有石英砂、无烟煤、陶土粒、磁铁矿等。用得最多的是石英砂。滤料也在不断发展，如陶瓷滤料、化学纤维滤料等已开始使用。还有些滤料是用于特殊的水处理工艺中的，如活性炭等。

影响过滤效果的因素有过滤速度、进水和反洗水分布的均匀性、反冲洗的周期和强度、原水的水质和滤层的性能等，这些都是操作中需要注意的问题。

②启动条件和准备工作.水的预处理系统是化工装置开车过程中最先启动的系统,它的工艺和设备相对来说比较简单,其启动过程实际上是联动试车和投料生产合二为一的过程。预处理系统的启动除了由建设转向生产所必须具备的条件如工程结束、验收合格、单机试运正常、管道查漏完好等外,并无其他特殊要求,只要能正常供电即可开始启动。

原水预处理的核心工艺是混凝处理,而混凝处理的关键控制参数是混凝剂的投加量。尽管人们已对混凝机理作了大量的研究,可以解释混凝过程中发生的种种现象和若干影响因素。但是日前尚不能通过理论计算来确定混凝剂的用量。因此,在预处理系统启动前确定混凝剂

的投加量是工艺技术方面最主要的准备工作。混凝剂的用量通常是由试验和经验来确定。新

系统开车时必须进行试验,试验方法可参考有关的专业文献。由试验取得的结果在实际运行

中进一步调整,不断总结经验进行完善,以得出符合本系统实际的合理的混凝剂投加量。

③启动的方法和步骤、预处理的过程实质上就是将原水中的悬浮性杂质从水中分离出来的过程。这个过程由水的输送、药剂投加、泥渣排除三个环节组成。水的输送设备是水泵,药剂投加设备有计量泵等,泥渣排除设备有吸泥机、刮泥机、排泥阀等。这些设备都由电机驱动,操作比较简单。预处理系统的启动就是将三个环节的相应设备先后启动并进行协调控制的过程。

首先启动原水泵送水,当原水送达混合装置时开始加药;加药后观察反应池内矾花情况并对加药量进行调整;沉淀池水位上升到一定高度后启动排泥设备进行排泥;当沉淀池出水时测量出水的浊度,若浊度尚未达标,则需进一步调整加药量,直至水质合格。开始运行时进水流量不宜过大,运行稳定后再逐步加大流量。沉淀池运行稳定后即可向过滤池送水。新装填的滤料层中含有许多污物,因此需要进行冲洗。过滤池进水后先冲洗排放,然后再进行反冲洗,这样反复进行多次,直到滤池出水浊度合格为止。过滤池出水合格预处理系统的启动即告成功。

④启动中的故障及处理。如上所述,原水预处理系统工艺、设备、操作都是比较简单的,只要工程质量和设备状态良好,一般不会发生大的故障。但若操作不当也可能发生如下一些故障,在启动中应做好预防工作。

a.爆管事故。埋设于地下的输水管线有些是铸铁管或水泥预制管,它们的抗压性能不高,当有水锤冲击或超压运行时可能会发生爆管事故。爆管事故一旦发生应立即切换到备用管线运行,对损坏的管线进行抢修处理。在水泵启动以后向管线送水时泵的出口阀门要分步开启,防止水锤冲击。在运行中要严防管线超压。

b.甲刮泥机损坏事故。当泥渣沉积量已经很大时再启动刮泥机,则刮泥机会因超负荷运行而损坏。因此,刮泥机一定要及时启动,切莫太晚。

c.过滤池的跑砂事故。过滤池在反冲洗时若冲洗强度过大会发生跑砂事故。因此冲洗强度要严格控制,若跑砂过多则要进行补充。

(3)软化水及除盐水系统的启动

①概述

a.离子交换及离子交换树脂。离子交换法是除去水中离子状态杂质的最常用的方法。能够进行离子交换的物质称为离子交换剂。用化学合成法生产的高分子有机离子交换剂叫离子交换树脂。离子交换树脂由高分子母体骨架和离子交换基团两部分组成。交换基团带有可交换离子(称为反离子),可交换离子与水中同电荷的离子发生置换反应,这就是离子交换的基本原理。

离子交换反应有以下一些主要特性。

a)同电荷交换原则。除去水中的阳离子要用阳离子交换树脂,除去水中的阴离子要用阴离子交换树脂。

b)符合等物质量的规则。因此,离子交换法水处理中许多参数是按化学当量计算求得的。

c)选择性。离子交换树脂对水中各种离子的交换能力是不同的。例如在常温、低浓度水

溶液中强酸性阳离子交换树脂的选择性顺序为: $\text{Fe}^{3+} > \text{Al}^{3+} > \text{Ca}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{K}^+ \approx \text{NH}_4^+ > \text{Na}^+ > \text{H}^+$; 强碱性阴离子交换树脂的选择性顺序为: $\text{SO}_4^{2-} > \text{NO}_3^- > \text{Cl}^- > \text{OH}^- > \text{F}^- > \text{HCO}_3^- > \text{HSiO}_3^-$, 因此,在水的除盐处理中常以漏钠为阳床终点指标,漏硅为阴床终点指标。

⑥可逆性。离子交换反应是可逆反应,因此在离子交换树脂失效后可通过再生反应来恢复其交换能力。例如,采用钠型树脂(RIVa)进行水的软化处理时其交换反应和再生反应可表示如下:



离子交换反应是在固态的树脂和溶液接触的界面发生的,其过程可分为 5 个步骤。

a)水中待交换离子扩散通过树脂表面的边界水膜,到达树脂表面,

b)待交换离子进入树脂颗粒内部的交联网孔,在孔内扩散到交换点;

c)待交换离子与交换基团上的可交换离子进行交换反应;

d)交换基团上被交换下来的离子在树脂内部交联网孔中向树脂表面扩散;

e)被交换下来的离子扩散通过树脂颗粒表面的边界水膜并进入溶液。在上述 5 个步骤中,步骤⑥速度很快,是瞬间完成的。步骤 e)和 a)为膜扩散过程,步骤 b)和 d)是孔道扩散过程,离子交换的速度就是由膜扩散和孔道扩散的速度控制的。影响离子交换速度的因素很多,从树脂方面看有交换基团的性质、交联度、粒径等,从水的方面看有离子性质、离子浓度、流速、水温等。这些因素在设计 and 操作中都要综合考虑。

b.水的软化处理。水的硬度是引起结垢的根源,硬度较高的水往往不能直接用于生产中。为了降低或除去水中的硬度就要进行软化处理。软化处理的方法有石灰沉淀软化、热力软化、离子交换软化等,其中离子交换软化应用最普遍。

离子交换软化水处理是利用阳离子交换树脂中可交换的阳离子,把水中的 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 交换下来的过程,在软化处理中最常用的是钠型和氢型强酸性阳离子交换树脂。原水经过钠型树脂处理后硬度大大降低,碱度基本不变,含盐量稍有增加。原水经过氢型树脂处理后硬度、碱度、含盐量都会大大降低,但水质呈酸性,因此氢型树脂在软化系统中很少单独使用。对于高硬度、高碱度的水质通常采用氢—钠树脂联合系统进行处理,这样可以达到既降低硬度又降低碱度的目的。

离子交换水处理的主要设备是装有树脂的离子交换器,或称树脂床。氢型树脂床后一般都设有除碳器,用以脱除水中的二氧化碳。由树脂床和除碳器组成离子交换系统。钠离子交换软化有单级和双级两种系统,氢—钠离子联合软化有并联和串联两种系统。在氢—钠联合系统中运行时要特别注意两种树脂床的水量分配比例,因为只有恰当的分配比例才能使出水既降低了硬度和碱度,又不会出酸性水,同时还使再生剂消耗最低。

c.水的除盐处理。水的除盐处理有离子交换法、电渗析法、反渗透法、蒸馏法等多种方法,但在大型化工企业中最常用的是离子交换法。经过预处理以后的原水通过氢型阳离子交换树脂时,水中的阳离子被除去而树脂上的氢离子被交换下来;通过氢氧型阴树脂时,水中的阴离子被除去而树脂上的氢氧根离子被交换下来;从阳树脂上下来的氢离子与从阴树脂上下来的氢氧根离子结合而生成水,这就是离子交换法除盐的原理。

水的除盐系统一般均由一级复床系统加混床系统组成。一级复床除盐处理的出水,电导率低于 $10\mu\text{S}/\text{cm}^{25^\circ\text{C}}$, SiO_2 含量低于 $100\mu\text{g}/\text{l}$ 混床出水电导率低于 $3\mu\text{S}/\text{cm}^{25^\circ\text{C}}$, SiO_2 含量

低于 20 μ g/l

一级复床除盐系统包含阳床、除碳器和阴床三个基本单元。阳床装有氢型阳离子交换树脂,根据原水水质的不同可有三种情况,即单一的强酸性阳床、弱酸性阳床加强酸性阳床、弱酸树脂与强酸树脂装于同一交换器的双层床。阴树脂也有弱碱性和强碱性之分,所以阴床也有与阳床类似的三种情况。无论采用哪种形式,一级复床除盐系统的运行操作差别并不很大,只是有双层床时要注意两种树脂不能乱层混杂。

混床是阴、阳树脂混合床的简称。在混床中装有强酸和强碱两种树脂,并按一定比例均 17l 匀混合。运行时混床相当于一个由无数个微型复床组成的多级除盐系统,在其反应过程中不积累反离子,离子交换反应较完全,出水水质好。

d.离子交换树脂的再生。按照离子交换反应可逆性的原理,用相应的化学药剂使经过交换反应而失效的树脂恢复交换能力,叫做离子交换树脂的再生。相应的化学药剂叫再生剂。钠型树脂的再生剂是氯化钠,氢型树脂的再生剂为盐酸或硫酸,氢氧型树脂的再生剂为氢氧化钠。

离子交换树脂的再生有顺流和逆流两种方式。顺流再生时再生液的流动方向与运行时水流的方向一致,其再生过程包括反洗、再生、置换、正洗 4 个步骤。顺流再生方式的设备和操作比较简单,但由于底层树脂的再生度低,影响出水质量,因此其再生效果不太理想。逆流再生时再生液的流动方向与运行时水流的方向相反,其再生过程包括小反洗、顶压、再生、置换、正洗 5 个步骤。逆流再生的过程中保证树脂不乱层是关键因素,因此通常都要顶压。顶压的方法有水顶压法和气顶压法两种。逆流再生方式的设备和操作比顺流再生复杂,但再生效果较理想,出水水质好,再生剂消耗也较低。

②启动条件和准备工作。水的软化和除盐处理是在预处理的基础上进行的,因此软化水和除盐水系统启动的首要条件是预处理系统已经正常运行,能够提供合格的原水。在系统内部仪表和自控程序的调校至关重要。因为水处理系统是低温低压运行,动设备只有水泵和小型风机,一般情况下工艺和设备的故障率较低,而故障率较高的是仪表部分。所以,在启动前仪表的调校是重点工作,一定要保证各阀门启闭灵活,程序正常运作,自动和手动切换方便。

启动前工艺上要做的工作是离子交换树脂的前处理(或称预处理)。离子交换树脂在生产、储存、运输过程中会带进若干杂质,这些杂质对除盐系统而言会严重影响出水水质,所以新树脂在正式使用前都要进行前处理。前处理的方法是:

a.用 2 倍于树脂体积的 1%氯化钠溶液浸泡 18---24h,然后排掉食盐水,再用清水冲洗树脂,直至出水不带黄色为止;

b,用 2 倍于树脂体积的 5% 盐酸溶液浸泡 2-4h,放掉酸液后用清水冲洗树脂,直至排出水接近中性为止;

c.用 2 倍于树脂体积的 2% 氢氧化钠溶液浸泡 2-4h,放掉碱液后再用清水冲洗树脂,直至排出水接近中性为止。

经过上述处理后,阴树脂已经是氢氧型,可直接投用,而阳树脂仍为钠型,应以高于正常再生剂量的酸液对其进行转型处理,使其转变为氢型。

③启动的方法和步骤

a.软化水系统。单一的钠离子软化系统工艺简单,只要向交换器送水并根据出水硬度情况调整好进水流速即可。氢—钠离子联合软化系统既要降低水的硬度,又要降低碱度。因此,在向系统送水后要根据出水的硬度和碱度情况,调整两种交换器的水量分配和进水流速,若水盆分配比例恰当,出水水质就可以得到保证。

b.除盐水系统.首先向阳床进水,阳床出水进入除碳器时启动风机,当除碳器液位到达一定高度后向阴床送水。开始时阴床的出水一般是不合格的,这时就进入循环,即阴床的出

水再回送到阳床的进口。循环一定时间后阴床出水合格，一级复床除盐的启动即告成功。在多系列的除盐系统中，一个系列启动成功后常用除盐水对其他系列进行冲洗，这样在其他系列启动时可减少循环时间。一级除盐出水合格稳定后，即可向混床送水，对混床树脂进行冲T 72洗，直至出水合格。混床出水合格，系统运行稳定，即可投入自动方式运行，同时投用联锁保护装置。

④常见故障及处理

a. 出水水质差。离子交换法水处理中影响出水质量的因素很多，但作为新建系统的原始启动，主要可能有以下一些原因，只要进行相应的处理就可以达到出水合格。

a) 系统中某些阀门关闭不严密，导致原水或再生液串入系统。应对相关阀门进行仔细检查并使其关严。

b) 新树脂的前处理或转型处理未做好，应重新再生一次。

c) 树脂型号装错。应作树脂检验，若装错则重新装填。

d) 混合床树脂混合不均匀，应重新进行混合。

b. 流量太低或流程不通

a) 进水压力过低。应提高进水压力。

b) 某些阀门未能完全开启，风压不够或有卡涩。应提高风压或拆检阀门。

c) 气开、气闭阀安装错位，使正常运行时管路不通。应检查确认并立即重新安装。

d) 树脂跑失而堵塞过滤网。应拆检、清理过滤网。

c. 再生时再生液进不了交换器

a) 交换器内压力过高。应降低交换器内压力。

b) 稀释水压力过低。应提高稀释水压力。

c) 水射器堵塞。应拆检水射器。

d) 再生液输送管线有泄漏。检查并堵好漏点。

(4) 消防水系统的启动 化工企业的消防水系统根据装置的生产特点不同有两种情况，一种是普通消防水系统，它由消防水管网和消防栓组成，其水源供给则是生活水管网或生产水管网；另一种是特殊消防水系统，它由消防水管网、消防水池、消防水泵、稳压泵、消防栓、消防水炮、消防水幕装置、消防喷淋装置等设施及其控制系统组成，这是一个完全独立的、封闭式系统。

普通消防水系统的启动很简单，首先打开阀门向消防水管网送水，然后逐一打开各消防栓，只要管路畅通，消防栓有足量的水送出即可。特殊消防水系统的启动一般有下列程序：

①向消防水池送水。

②启动消防水泵向管网送水。

③按照设计的最大供水量分别开启消防栓、消防水炮、消防水幕、喷淋装置等消防设施，检查其运行情况是否稳定。

④关闭各出水装置后待管网压力在设计范围内时停消防水泵。

⑤启动稳压泵以保持管网压力。

在特殊消防水系统的启动时还应做好下述两项试验工作、

a) 保压试验。稳压泵的设置是为了弥补管线渗漏造成的压力损失，使管网始终保持恒定的压力。因此，稳压泵应能在设计的保压范围内自动开、停。若稳压泵只开不停，系统压力并未上升，则表明泄漏量过大，应进行检查处理。

b) 消防水泵自启动试验。管网突然泄压后消防水泵应能在规定的时间内自启动，设有多台不同启动压力等级消防水泵的系统各水泵应能在各自的压力范围内自启动，只有这样才能保证足够的消防用水。

(5) 循环冷却水系统的启动 循环冷却水系统启动前最主要的准备工作是处理配方的选

择，启动时的核心操作是清洗和预膜，有关这方面的内容请参阅第9章，这里再强调两点：

①清洗和预膜中的组织协调。循环冷却水系统贯穿于全部化工装置，水冷器的操作属于各化工车间。因此，循环冷却水系统的清洗和预膜处理不是水处理车间能够独立完成的，需要有强有力的组织协调，才能防止死角的存在和避免其他事故的发生，保证清洗和预膜达到预期的效果。

②冷态运行的操作。在新建装置的原始开车中，循环冷却水系统启动后到化工装置的投料开工会有一定的时间间隔，在此期间循环冷却水没有热负荷，故称冷态运行。冷态运行中的循环冷却水为常温，水质没有浓缩，其主要问题是腐蚀。因此，冷态运行的配方与正常运行的配方有区别，通常的做法是增加缓蚀剂的投加量，减少阻垢剂的投加量。在选择处理配方时应同时确定冷态运行的处理方案，实际运行中要根据监测的情况进行调整和完善。

微生物的控制是冷态运行中最容易被忽略的问题，往往认为既然是冷态微生物就不会生长。当然，冷态条件下微生物问题可能没有热态运行时那样严重，但只要水在循环，微生物就可能繁殖，杀菌措施就不能放松。定期投加杀菌剂，进行微生物的监测是冷态运行期间必须要做的工作。

对于循环冷却水系统的处理而言，冷态运行的时间越短越好，这就要求设计总体开车方案时充分考虑这一点，使循环冷却水的运行与化工装置的投用衔接紧密一些。

(6)供水系统的日常运行与操作供水系统的根本任务是提供合格、足金的用水。所谓合格是指水质符合各类用水的规定标准，所谓足量是指水量满足各类用水的要求。因此，供水系统的运行操作主要是围绕水质和水量进行的，当然还有节约用水、降低成本、防止污染等方面二

①预处理系统

a.混凝沉淀处理的操作。在日常运行中，混凝沉淀处理的操作主要是加药和排泥。加药量应随原水浊度和处理水量的变化及时调节。季节、天气、水源的变更等因素都会使原水水质发生变化，要摸索和掌握这种变化的规律及其与加药量的关系。排泥设施要保持完好状态，特别是手动操作排泥的系统，一定要按时排泥，并且根据原水浊度情况调整排泥的时间间隔。

澄清池的操作除了上述要求外还应控制泥渣回流量或悬浮层的高度，这也是影响处理效果的重要因素。此外，澄清池对流速的平稳性要求更高一些，在增、减负荷时调整要缓慢，避免对泥渣的过大冲击。

b.过滤处理的操作。滤池在运行中要保持水流分布的均匀，调节恰当的过滤速度，控制反冲洗的强度和时间的，做好这三条，滤池出水的水质就能够得到保证。有空气吹洗装置的滤池定期用压缩空气吹洗滤料则效果会更好。经过若干时间运行以后，滤料层中会有一些的积泥和微生物的滋生，加入漂白粉或次氯酸钠等杀菌剂浸泡，再结合反冲洗，能够除去部分积泥，提高滤池的处理能力。若滤料层中积泥过多则要翻出滤料清洗后再重新装填。

c.水的输送操作。水的输送操作的主要指标是保持一定的管网压力。有水泵调速装置的系统管网压力可自动跟踪调节；有的系统则配有流量不同的多台水泵，通过泵的切换来调节管网压力；也有以阀门节流来调节管网压力的，这种调节方式能t 损耗大。无论以什么形式都应以保持管网压力的稳定为原则。

②软化、除盐系统

a.运行操作。离子交换法水处理日常运行操作的任务是对离子交换器运行状态的监视和管理。操作人员要随时检查设备的运行情况，根据用水需要调整进水流量，注意观察和检查各种仪表的指示是否正常，根据分析报告或仪表指示掌握出水质量，使其稳定在规定的标准范围内。同时，还要注意周期制水量的变化，了解树脂床的运行状态，防止树脂污染、乱层、流失及床内偏流等现象的发生，发现问题要及时查明原因进行处理，以确保安全生产。

b.再生操作。再生的目的是使失效的离子交换树脂恢复交换能力，再生操作是离子交换

法水处理的关键性操作，再生效果的好坏直接影响交换容量，出水质量和水处理的经济性。在既定的工艺条件下再生剂的浓度、用量和流速是影响再生效果的主要因素，都要进行严格的控制和调节。再生过程的每一个步骤，如进液、置换、正洗以及顺流床进液前的反洗、逆流床的顶压、浮动床的落床等都要准确无误。混合床再生前的反洗分层也非常重要，再生时绝不允许有阴、阳树脂相互混杂的现象。再生系统各阀门的状态要认真检查，避免再生液串入运行的交换器，造成水质的污染。再生操作接触的是强酸、强碱，要注意人身安全。

c.离子交换树脂的复苏操作。在离子交换水处理系统中，由于水中各种杂质的侵入，致使树脂的性能下降，但其结构并未遭到破坏，这种现象称树脂的污染。树脂的污染也是一个可逆的过程，通过适当的处理恢复受污染树脂的交换性能叫做离子交换树脂的复苏。

离子交换树脂受污染的原因很多，如有机物污染，油类的污染，悬浮物的污染，胶体物质的污染，高价金属离子(Fe^{3+} , Al^{3+} 等)的污染，再生剂不纯引起的污染等。树脂一旦发生污染就要进行复苏处理。复苏的基本方法是以较高浓度的酸、碱溶液对树脂进行浸泡、清洗。例如树脂受铁污染后通常以 10% 的盐酸浸泡，树脂受胶体硅污染后以 5%--8% 写的氢氧化钠溶液浸泡，再通过反复清洗并辅以空气吹洗，这样操作就可以使树脂恢复交换能力。阴树脂特别容易受腐殖酸等有机物的污染，复苏的方法是以碱性食盐水(含 10% 氯化钠和 20% 氢氧化钠)进行浸泡清洗，提高溶液温度至 40--50℃ 则效果会更好。

③消防水系统。消防水系统长期处于备用状态，日常工作主要是进行维护管理，保证在一旦火灾发生时能够有效地发挥作用。管网压力的稳定，设备状态的完好是其维护的主要内容。消防水系统还应定期作开启试验，以便发现问题及早处理。

④循环冷却水系统

a.循环冷却水化学处理操作。请参阅本书第 12 章。

b.循环冷却水管网操作。循环冷却水管网操作要注意以下几点：

a)循环水泵出口压力要稳定在规定范围之内；

b)各水冷器的用水量要根据实际需要进行调节，防止一部分水冷器水量过剩而另一部分水冷器水量不足的系统不均衡现象发生；

c)进入各冷却塔的水量要分配均匀，以保证各冷却塔充分发挥其效能，

d)禁止循环冷却水作其他用途。

c.化工装置停车时循环冷却水的操作。装置停工大检修时循环冷却水系统同步进行检修，除此之外，化工装置事故停车或临时计划停工检修时循环冷却水系统均不要停运。装置停车 3 天以上时循环冷却水处理应按冷态方案进行，此时冷却塔风机停运，冷却水直接进集水池构成冷态循环回路，各水冷器也不应关闭。

d.循环冷却水系统的冬季运行操作。在我国长江以北的地区冷却塔在冬季都会有程度不同的结冰现象，因此，循环冷却水系统冬季运行时应注意以下几点。

a)根据冷却塔的出水温度情况合理停运风机；

b)停运后冷却塔的上水阀一定要关严，若有泄漏会在填料层大量结冰而损坏填料；

c)进风百叶窗处有大量冰棱悬挂时采取除冰措施，可以人工除冰，也可使回水上塔而不开风机，有的企业还利用风机反转来除冰；

d)启动风机时要进行认真检查，看风筒内侧和风机叶片上是否有冰块，防止启动中损坏风机。

13.3 供风系统的启动

(1)供风系统简介

化工装置，特别是大中型化工装置，作为公用工程辅助系统，需要大量的压缩空气由装置专设的供风系统提供。其压缩空气一般分为特别净化的压缩空气和非净化压缩空气，前

者严格要求空气中的含湿量(露点温度)、含油和含尘量,此类空气多用于仪表控制系统,又称仪表风(详见下述仪表空气)及物料的输送等。后者一般用于装置其他辅助需要,常称为压缩风。为保证供风系统送出的压缩空气质量,化工装置的供风系统通常均选用无油润滑的空气压缩机组,按装置需用量连续不断地提供压力约 0. 5MPa (A)的压缩空气。

①空气压缩机组。空气压缩机是供风系统的核心设备,是提供公用空气的气源。为减轻后处理的繁杂,一般中小型供风系统最广泛采用的是二级螺杆式无油润滑压缩机或二级无油润滑式活塞式压缩机,在大型供风系统中,则多数采用离心式大风量空气压缩机。或者在开工阶段使用活塞式压缩机,而在正常生产过程中则由大型工艺离心空气压缩机中抽出一部分压缩空气使用,为保证供风系统的正常运行,供风系统中的压缩机一般都设有备机。同时为了避免因外供电等意外原因中断造成压缩机停车,使化工装置的供风中斷。危及整个装置安全生产,供风系统除设有一定容量的空气储罐外,在一些单系列,大型化工装置中使用的以电力驱动的空气压缩机电源供应上,还安装有自启动的柴油事故发电机组,以这类特需用电设备实施应急保护供电。在有纯净氮气(其露点温度均小子 40℃)压力储罐的工艺装置,也可以由该储罐临时提供氮气以代替仪表风。

②仪表空气及其空气干燥装置

a.仪表空气。仪表空气(也称仪表风)是化工装置的仪表调节控制系统的工作风源。如目前一个年产 30 万 t 的乙烯联合装置约需仪表空气 2000m³/h(标),一个年产 30 万 t 的合成氨尿素联合装置,约需仪表空气 800---1000m³/h(标)。在化工装置中,仪表空气佑连续稳定供应,不能带水和油等杂质,露点温度应小子一 40℃。仪表空气带水和杂质,将会造成仪表调节和控制系统失灵。露点温度高,在冬季还会因水分的凝聚和冻结而造成仪表空气管道、控制阀门等管路逐渐变小和直至冻结,从而减少或中断仪表空气的供应,这将会造成装置事故停车,有时甚至还可能引发出装置重大事故,因此严格控制仪表空气的质量指标是十分重要的。

仪表空气质量控制指标一般规定为:

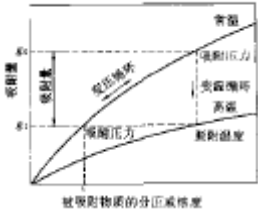
露点温度	≤-40℃	尘埃	<1μm
含油量	<1mg/m ³	压力	~0. 7MPa (G) 常温

b.仪表空气干燥装置。为满足仪表空气低露点的要求,仪表空气干燥多采用吸附剂(干燥剂)吸附水分的干燥方法。常用的吸附剂有细孔硅胶、铝胶和分子筛等数种。依据吸附剂不同的再生方法及空气进入吸附剂前是否预冷去水,仪表空气干燥方法通常分为非加热变压再生吸附型、外鼓风加热换气式再生吸附型、冷冻一吸附组合型等数种。 仪表空气干燥剂的吸附和再生的变压循环和变温循环吸附量的关系示于图 13-4 0

图 13-5 是一个非加热变压再生吸附型干燥装置工作框图。

两个干燥器(S1,S2)中均装填相同数量的小颗粒

(3--8mm)干燥剂,当一个(图中 S2)在加压(0.65--0.75MPa)状态下吸附由压缩机送来空气



中的水分时, 另一个(图中 S1)则进行干燥剂的常压解吸再生(也称活化)。

图 13-4 变温循环和变压循环示意图再生空气来自通过限流孔 R1 的一部分已干燥空气,由于这种再生方法实际也利用了干燥剂在吸附空气中的水分时产生的一部分热量,以铝左干燥剂为例,它的吸附热为 54.4kJ/(kg • mol),每吸附 1 吨水放热 3018.6J,这些热量大部分为

干燥剂铝胶所吸收而升温,好的干燥器设计将可以尽量多的保存吸附时所产生的热量为两生时所利用,可以提高再生效率和减少干燥空气的消耗。

仪表空气的非加热变压再生吸附干燥装置,不需另外设置再生气的鼓风及电加热设备,装置配置简单,但两个干燥器间吸附和再生交替工作时间短,一般在 10min 左右,因而各

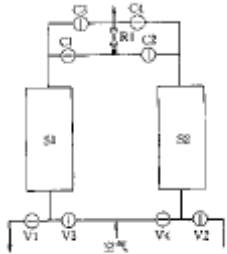


图 13-5 四路式变压吸附和脱吸
再生的非加热仪表空气
干燥装置示意图

控制阀门动作频繁,容易发生故障。再生气消耗量也较大,约为已干燥空气总量的 16%左右。仪表空气加热再生吸附型干燥装置,是在上述非加热再生吸附型干燥装置的两个交替使用的干燥器基础上,增设再生换气鼓风机和配套的电加热器,干燥剂的再生是由来自鼓风机单独送入并经加热的空气进行,干燥剂再生程度高,干燥器中干燥剂的装填量多,两个干燥器间吸附和再生交替操作切换时间长,通常设计可在 6--24h 范围内选择,并且不消耗已干燥空气。

仪表空气冷冻一吸附组合型干燥装置,一般是在非加热变压再生吸附干燥装置上游,配置一个空气预冷装置(以氨或氟里昂蒸发制冷),将空气温度降至 3--10℃范围,较大幅度降低空气中含水量,以减少干燥剂再生时所消耗的能源,并可延长干燥剂的使用寿命。如果在气候温暖的季节,可旁路绕过吸附干燥装置,直接作为仪表空气,达到进一步节能的目的。目前这种类型的干燥装置正被逐步推广使用。

(2)供风系统的启动供风系统的启动主要为空气压缩机的开车和仪表空气干燥系统的投运两部分。

①空气压缩机的启动及空气管网的吹扫。供风系统的空气压缩机主要有三种类型,其中大型供风系统选用的离心压缩机的启动和日常运行操作,本书第 20 章有专门论述,而中、小型供风系统多选用二级螺杆式无油润滑空气压缩机或二级活塞式无油润滑空气压缩机。现以启动较为复杂的活塞式空压机为例,简述其启动过程。

- a.启动前的先行步骤
 - a)压缩机及其辅机的机电设备、仪表和供风管网及空气缓冲罐等均已安装完毕,并经中间检查验收合格。
 - b)供风系统全部电气系统授电正常。
 - c)循环冷却水系统已启动运转正常(必要时,供风系统试运初期亦可使用生活水管网临时接管供水)。
- b.启动前的准备工作
 - a)打开冷却水管路的阀门,使冷却水在各应通水管道和气缸冷却夹套、气体冷却器内畅通无阻。
 - b)检查空气管路各阀门的开闭是否灵活,打开放空阀。
 - c)按压缩机技术文件的规定,在机身各相应部位注入油、脂。
 - d)所有仪表和电气控制系统均已调校完毕。检查电机的转向是否符合压缩机的要求。
 - e)将压缩机盘动数转,其转动应灵活无阻滞现象。
 - f)必要的安全措施已完备。
 - g)完成压缩机信号联锁试验。在压缩机无负荷启动前,必须进行信号联锁试验,以确保

压缩机试运及正常运转的安全运行。在信号联锁试验时,主机不启动,只看联锁信号线路的继电器动作,试验的信号联锁通常有下列五项。它们分别是低油压报警与停机联锁、冷却水低流量报警与停机联锁、压缩机段间出口温度高报警与停机联锁、主机段信号启动和卸载装置信号动作等。

c.空负荷运转

a)将气缸各级进、排气阀阀片拆下。

b)压缩机开始运转时,先将启动开关连续开动几次,观察压缩机运转方向及各机构工作是否正常。如无异常现象,然后合闸、依次运转 5min,30min 和 4--8h.每次运转前,都应检查压缩机各部件情况,确认正常后方得启动和运转。

c)运转时要密切注意曲轴箱或机身内润滑油的温度:有十字头的压缩机不得超过 60,无十字头的不得超过 70

d)运转中各运动部件的声响应正常,不得有碰击声及杂音。

e)试运转时,压缩机各连接部分的紧固件,应无松动现象。

d.段间管道、设备的吹扫。压缩机空负荷运转合格后,应进行吹扫工作,即利用本机各级气缸压出的空气吹除该级排气系统的灰尘及污物。吹扫步骤如下。

a)先将一、二级气缸的吸气腔道及一级吸气管道,用棉纱拉攘或用压缩空气吹除等方法清除干净。

b)装上一级气缸上的吸、排气阀,同时脱开二级气缸吸气管,使其与二级气缸隔开。开车利用一级气缸压出的空气吹扫一级气缸排气腔道、一级排气管、中间冷却器及二级吸气管,最后通往大气,直至由二级吸气管中排出的空气完全干净为止(参见第 4 章空气吹扫要求)

c)装上二级气缸的进、排气阀,同时打开储气罐通向大气管上的阀门,开车吹扫二级气缸排气腔道,二级排气管,后冷却器及储气罐,直到排出的空气完全干净为止。

d)吹扫合格后,检查各级进、排气阀状况是否良好,并将各级进、排气阀拆卸清洗干净后复位。

e.单机负荷运转。单机负荷运转是在各机空负荷运转合格和系统吹扫完成后进行。其要求为。

a)压缩机开车后逐渐关闭放空阀和油水分离器排放阀,在压缩机的 1/4 额定压力下运转 1h;在 1/2 额定压力下运转 2h;在额定压力下运转 4--8h.

b)压缩机在最小压力下运转,无异常现象时,方可继续平稳运行和逐步把压力升高。

c)运转过程中,应对设备、电气、仪表、工艺指标等进行监控、调整,当各项数值均符合设备及工艺要求后,则确认单机负荷运转合格。

f.空压机负载可互换使用试验二当供风系统由三台空压机组成时,使一台在连续运转,全量供气,一台在自动操作,用以补足管网必需的空气量,一台作事故备用。通过缓冲罐排放阀,试验当缓冲罐压力升高或降低时,各压缩机自动停、开启动的协调性能。合格后,则压缩机组启动成功。

g 供风系统管网吹扫。当空压机组负载可互换试验完成后,应对全部供气管网进行逐个支线吹扫,以防止污屑或脏物进入用风系统的装置或设备。吹扫时通常开用两台空压机满载运行,以达到或超过总干管和各支线正常送风量的方式进行。其吹扫方法和质量要求参见第 4 章空气吹扫。当管网吹扫全部合格后,按要求进行复位并充压试验检查无泄漏后,即可向用风装置或设备供气。

②仪表空气干燥装置的启动简介。如前所述,仪表空气干燥装置目前主要有三种类型,它们虽在再生方法和设备配置、能耗等方面有许多差别,但一个完整的仪表空气干燥装置外形尺寸并不大,如以一个供气能力较大的 WQZ-60/80 型为例,每分钟有效供气量可达 50--52m³/min(标),其外形尺寸也仅为 2232mmX1331mmX 3416mm,重量约 4t.因此现制造

厂均按供气量要求将全套干燥用设备、管路、阀门及控制仪表等(包括吸附器内干燥剂的首次充填)组装成一个可移动式的完整装置,用户只需根据该型号干燥装置使用说明书,将与之相连的电源,供排气管及冷冻一吸附组合型需要的冷却水接通,该空气干燥装置即可按说明书规定步骤进行启动,并按露点设定要求,在干燥剂一个较长的使用周期内,将仪表干燥空气连续送出。现以 WeZ 型无热再生空气干燥装置为例,简述其启动步骤。

- a.按吸附与再生周期的时间选择,使程控器与四通旋塞、两通旋塞的相角符合设定要求,
- b.吹洗。接上气源和电源,不输送成品气(即放空),起动干燥器,把吸附剂的粉尘吹净。
- c.吸附剂干燥‘当吹洗完毕后,要对吸附剂进行干燥。通常的方法是将干燥器的出气阀门关闭‘不输送成品气),打开进气阀门,送进压缩空气,全开节流阀(或球阀),加大再生气量,此时干燥器的负荷很低,床层的吸湿量很少,再生气的干燥程度很高,经过 50~70h 干燥,干燥器就可进入正常工作状态。如干燥器停止使用时间较长,或更换新的吸附剂,亦要对吸附剂进行干燥,当干燥空气达到要求露点后,可关小节流阀(或球阀),减少再生气量,待搏点稳定而又满足用气露点后,干燥器可进入正常工作状态,向仪空管网送气。
- d.为避免各仪表内进入污屑或脏物,使仪表发生故障,应使用干燥器送出的仪表空气对仪表空气总管和各支管彻底吹扫,并拆下连接仪表的每根接管,仔细地吹扫干净。复位后,仪表空气干燥系统启动成功。

③露点原理及仪表空气露点偏离控制指标的常见原因和排除方法

a 甲露点原理。“露点”是表示空气中水分含全(也称湿度)的一种方法,当空气中的水蒸汽含量不变的情况下,降低温度能够使空气中原来所含未饱和水蒸气成为饱和蒸汽,并开始凝结,此时,该空气的温度称为露点温度,简称“露点”。

知道空气的露点温度,就可以从水蒸气湿度图或相应数据表中查得该空气水蒸气含量。由于使温度降低的过程中空气中的水蒸气含量并没有改变,因此,测定露点温度实际上就是测定空气中的绝对湿度,反之亦然。例如,空气经干燥装置干燥后,其湿含量为 0.120g/m³,空气,则从其湿度图上可查得其露点温度为-40℃。当湿含量为 0.011g/m³ 空气,露点温度为-60℃空气中湿含量愈低,则露点温度愈低,也说明空气干燥程度愈高。仪表空气露点温度的高低,是保证各类气动仪表调节控制系统正常工作的主要控制指标。

b.露点偏离控制指标的常见原因和处理方法。参见表 13-50

表 13-6 耳点偏高原因及排除

故障名称	原因分析	排除方法
干燥空气露点偏高	①湿空气带水 ②湿空气进口温度高于额定指标 ③吸附剂中毒或被污染 ④进气压力低于给定的条件 ⑤供正气的热空气流量不足 ⑥露点输出信号不对 ⑦露点仪指示有误	①检查供风系统冷凝器分离器是否被阻塞,排堵不松 ②检查供风系统的水冷器及冷却水系统是否正常 ③更换吸附剂,必要时地重初端器 ④检查这些条件,干燥剂的效果随压力的减小而降低 ⑤检查干燥器的进气压力和再生用气流量是否异常 ⑥检查和清除故障原因是否正常 ⑦检查和校正露点仪是否异常

13.4 供汽系统的启动

化工装置供汽系统是由蒸汽发生部分(汽源)和蒸汽输送管网两大部分组成的。其蒸汽发生部分随装置的工艺过程对蒸汽热力参数(温度、压力)的需要、用汽量和工艺过程中热能回收产汽等的不同条件而有多种配置,但通常为锅炉产汽或外供蒸汽与装置余热回收产汽(废热锅炉))等几种不同形式的组合。为满足化工装置对多个等级蒸汽参数的需要及提高蒸汽的热工效率,锅炉(包括废热锅炉)产出的蒸汽多是以高温、高压参数输出的。而蒸汽管网的任务则是将这种高温,高压的蒸汽安全和有效地提供给装置内经过优化的各等级蒸汽用户,保证各等级蒸汽管网温度、压力稳定。从清油为原料的大型合成氮、尿素联合装置为例,它的蒸汽管网就是由 5 个主要压力等级参数,即: SX(高压)10.0MPa(G),500C; SHH(次高压)6.9MPa

(G), 459℃; SH(中压)4.00MPa (G), 388℃; SM(次中压)0.88MPa(G), 179℃ SL (低压)0.34MPa (G), 173℃组成的, 蒸汽管网几乎遍布装置各个角落, 管网的启动和日常管理控制要求十分严格。如图 13-6 所示。

蒸汽发生部分的锅炉启动可参见有关专业书籍, 废热锅炉启动与日常运行见本书第 25 章, 本节仅以图 13-6 所不之氨、尿素装置的五级蒸汽管网为例, 简述其启动(建网)的条件和步骤。

(1)必须具备的条件

- ①蒸汽管网下的各阀门、管支吊架、仪表、电气及保温等安装结束。
- ②各级管网已按要求进行压力试验、化学清洗、蒸汽吹扫合格。
- ③相关的公用工程系统已运行正常。
- ④所有仪表、调节控制系统, 安全装置调试合格, 处于备用状态。
- ⑤锅炉或外供蒸汽开车正常, 各蒸汽用户多数已处于待用状态。

(2)暖管

- ①开管网各导淋排放阀, 关各蒸汽用户蒸汽入口阀门。
- ②开管网上各减压调节阀前后截止阀, 手动缓慢打开 SX, SHH, SH 管网上各减压调周(暖管过程中每次开 5%)

180

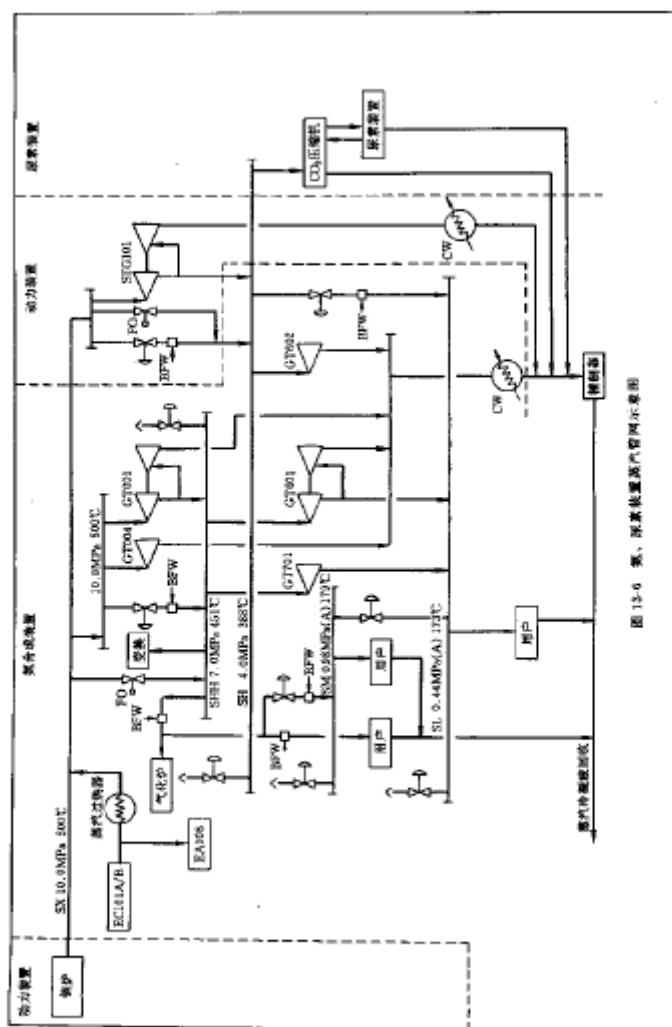


图 13-6 氨、尿素装置蒸汽管网示意图

③手动将 SHH; SH; SM,SL 各级管网放空调节阀开至 50%。

④通知锅炉岗位将蒸汽压力调至 3.0MPa,温度调至 300--350℃,微开锅炉至 SX 管网出口阀、对全装置各等级蒸汽管网进行暖管,在暖管时,速度要缓慢、防止水锤现象发生,详见(5)。

⑤当蒸汽管网各就地排放阀(导淋)排出蒸汽为干汽时,关导淋阀,打开各疏水器前后阀,关闭旁路阀,将蒸汽冷凝液并网。

(3)建网

①手动关小 SX→SHH; SX→SH 管网减压调节阀,通知锅炉岗位缓慢开大锅炉至 SX 管网蒸汽阀,在升压过程中,逐步建立各级管网压力。在提压过程中,注意防止 SX 管网超压,防止温度低于蒸汽的饱和温度。

②将 SHH; SH; SM; SL 管网蒸汽放空阀投自动。

③在保证 sx 管网蒸汽压力相对稳定的情况下,手动调节 SX→SHH, SX→SH 减压调节阀,建立 SHH, SH 蒸汽管网。以升压速率 0.5MPa/min, 分别将 SHH、SH 管网放空阀的给定值提至 6.9MPa、4.00MPa。

④在建立 SHH, SH 管网蒸汽时,注意通过减温器往入锅炉水使蒸汽减温调整温度,稳定后投自动,设定值分别为 459℃, 388℃

⑤将 SHH, 气化炉蒸汽减温器投入运行,稳定后投自动,设定值为 38a 0C e

⑥手动调节 SHH→SM, SH→SL 减压调节阀,建立 SM,SL 蒸汽管网、以升压速率 0.05MPa/min 将 SM}SL 管网蒸汽放空阀的给定值提至 0.88MPa, 0.34MPa, 同时投运相应减温器减温,稳定后投自动,设定值分别为 179℃, 173℃

⑦建立 SM,SL 伴热管网

a.打开 SM, SL 伴热管网所有就地排放导淋。

b.微开去 SM, SL 伴热管网截止阀,对 SM, SL 伴热管网暖管。

c, 当伴热管网就地排放导淋为干汽时,关闭各导淋阀,打开疏水器前后截止阀,关闭旁路阀,并使蒸汽冷凝液并网回收。

d.全开去 SM, SL 伴热管网截止阀、建立 SM, SL 伴热蒸汽管网。

(4)蒸汽用户的开车

① SX (10.0MPa)高压蒸汽管网用户的开车。SX 蒸汽管网用户开车时,应将用户开车所需要的蒸汽先全部减压到对应的抽汽侧蒸汽管网。如 GT001(空压机透平)开车时,蒸汽先引到 SHH 管网放空阀放空。GT004(氮压机透平)开车时,也应有一定量蒸汽在 SHH 管网放空。发电机透平((STG 101)开车时,蒸汽应减压到 SH (4.0MPa)管网放空。开车时,采用减压阀手动跟踪操作的办法,将蒸汽移至 GTaDI, GT004 或发电机的透平上。

② SHH (7.0MPa)蒸汽管网用户的开车。SHH 蒸汽管网的用户如 cTSOr(合成气透平)、GT7oI(锅炉给水透平)、变换炉、气化炉等用汽时,如果 GT001 在正常状态下运行,则其抽汽量可满足用户的需要。如果 GT001 在非设计状态下运行或者常未开车,而 SHH 管网用户需要用汽时,则应先将蒸汽由 SX 管网引至 SHH 管网放空。其蒸汽量也应稍高于用户僻用量。用户用汽时,手动关小 SHH 管网放空阀,使蒸汽由放空转移到用户。

③ SH (4.0MPa)蒸汽管网用户的开车。SH 管网用户如 CO2 压缩机透平开车时,如发电机透平(CSTG101)在设计状态下运行时,则透平抽汽可满足 CO2 压缩机透平开车用汽需要。在发电机未开车情况下,4.0MPa 蒸汽用户用汽时,应先将蒸汽由 SX 管网减压减温引至 SH182 管网,在 SH 管网放空。其蒸汽引入量应稍高于用户需要量。用户用汽时,手动逐渐地关小 SH 管网放空阀,使蒸汽由放空转移到用户。稳定后投自动运行。

④SM (1.0MPa), SL (0.44MPa)用户的开车。SM 蒸汽管网由 SHH→SM 管网减压阀减压减温建立,用户用汽时,先将蒸汽引至 SM 管网放空。然后手动跟踪,稳定后投自动运行。

SL 蒸汽管网用户用汽时，正常情况下由合成气及锅炉给水透平抽汽供给。在以上两透平尚未开车情况下，蒸汽先引至 5L 管网放空，然后手动跟踪，稳定后投自动。

至此，如图 13-6 所示之蒸汽管网启动结束。

(5)水锤的破坏力及其防止水锤又称为水击，是由于蒸汽或水等流体在压力管道中，其流速的急剧改变，而造成瞬时压力显著、反复迅速变化而突然产生的冲击力，使管道发生剧烈的音响和震动的一种现象。例如，在热力管道内，当输出的蒸汽与少量积水相遇时，部分热量被水迅速吸收，使少量蒸汽冷凝成水，体积突然缩小，造成局部真空，因而引起周围介质的高速冲击，发生巨大的音响和震动。在流水的管道内，发生被空气和蒸汽阻塞，使水不能畅通时，也会发生水锤现象。水锤现象发生时，管道内压力升高值，可能为正常操作压力的好多倍，使管道和管件等设备材料承受很大应力，压力的反复变化，严重时将造成管道、管道附件和设备的损坏。因此，应特别重视防止水锤现象的发生。通常发生在蒸汽管道内水锤现象的原因有：

①在送汽时没有做到充分的暖管和良好的疏水。

②送汽时主蒸汽阀开启过大或过快。

③锅炉负荷增加过快，或发生满水及汽水共腾等事故，使蒸汽中带水进入管道。

相应的处理方法为：

①检查和开大蒸汽管道上的疏水(导淋)阀，进行疏水。

②检查汽包水位，如过高时，应适当降低。

③注意控制锅炉给水质量，适当加强排污，避免发生汽水共腾。

13.5 供氮系统的启动

(1) 供氮系统简介

①氮气在化工装置中的作用。氮气在化工装置中主要有两方面用途，一类是为各工艺过程用氮的(也称工艺氮)，直接作为化工产品的原料，如用于氨(NH₃)的合成及氮洗等工艺过程。另一类则是称为公用氮气的，在化工装置中主要用作惰性气体使用，这在普遍存在可燃可爆物质的石油和化工装置中，对防止爆炸、燃烧，保证安全生产具有不可缺少的辅助作用。如在装置引入可燃可爆的物料前，必须使用符合要求的氮气对系统设备、管道中的空气予以置换，并按系统要求使其内氧含量降至 0.2—0.5%(体积)。装置停车后，当系统设备及其所装还原类催化剂需要裸露和设备、管道需进行动火检修时，也常用氮气进行降温和对其间存在可燃可爆物质进行置换至符合要求。此外，公用氮气还用于需还原的催化剂投用前还原过程速度控制〔稀释还原气体，如氢等〕，催化剂停用期间的防氧化保护，易燃烧粉粒物体的氮气枯送，离心式压缩机等油密封系统的油封和油储罐等的气封，火炬分子封及一些需要热氮循环干燥和氮循环升温开车等许多场合。

②氮气的来源。化工装置的氮气来源通常是由装置氮气使用目的、需用量和纯度要求等方面因素而决定的。以工艺用氮气为例，如一个以渣油为原料日产千吨的合成氨装置，就需配置制氧量约 28000m³/h(标)的空气深冷分离装置，以同时提供数量巨大的合格氧气和高纯氮气。而以用作惰性气体为目的的公用氮气，因其用量相对较小，一般除从设有空气深冷分离装置中抽出一部分供其使用外，也可采用操作比较简单和经济的其他小型制氮装置。据估算，当用氮量在每小时小于 1000m³ 时，采用以碳分子筛为吸附剂的变压吸附((PSA)空分制氮机、以聚砜为材料的中空纤维膜的空气分离法和以氨裂解空气燃烧等制氮装置等都可以提供成本较低的合格公用氮气。

③公用氮气的质量要求。公用氮气在化工装置中虽然主要是作为惰性气体使用，但不同的工艺装置，如乙烯、丙烯及氨装置的低温系统等在开工前最终进行氮气置换时，为保证系统的干燥〔见第 9 章〕，除了对氮和氧含量有严格要求外，同时对其水分含量也有严格要

求，通常露点温度 $\leq -60^{\circ}\text{C}$ 。而一般工艺装置，则主要是对氧、氮含量有严格要求。规格为：

N_2	$\geq 99.9\%$ (体积) ①	温度	常温
O_2	$< 0.1\%$ (体积)	压力	约 0.8MPa (管网压力)
H_2O	$< 0.1\%$ (体积) ②		

(2)供氮系统的启动由于取得氮气的来源有多种方法，因此供氮装置的启动和运行方法也各不相同。而以同时制取高纯氮气和氧气为目的空气深冷分离(习惯称“空分“)，因其独具特点，特别是大型化的经济性，目前已被广泛采用(详见第 37 章)，本节仅以制取公用氮气(惰性气)为目的几种操作简便的小型制氮装置予以说明。

①碳分子筛变压吸附(FSA)空分制氮机及其操作过程。利用吸附技术从空气中提取所需气体，是依据吸附剂多孔性吸附的特性.气体混合物

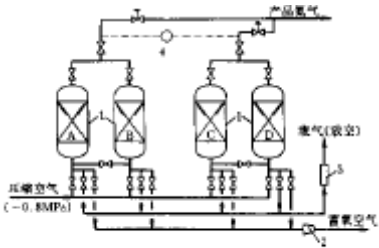


图 13-7 碳分子筛变压吸附空分制氮流程示意图
1—吸附器；2—真空室；3—消声器；4—真空测量仪

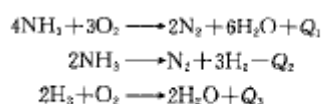
(如空气)中的各种成分在吸附剂内表面上吸附的程度

有很大差别，碳分子筛对氮、氧的分离基于氮和氧在碳分子筛的扩散速率和吸附速度不同，碳分子筛优先吸附氧、水蒸气和二氧化碳，而氮气作为产品气源不断地输出，吸附饱和后的碳分子筛可以通过减压得到再生，因此碳分子筛吸附、解吸的过程是一个变压过程，也称变压吸附过程，即 PSA 过程。采用碳分子筛变压吸附可得到高纯度的氮〔含氧量可控制在 0.100(体积)〕，含氮量 99.9(体积)，如经氢纯化后，可得更高浓度的氮气，供分析及其他部门使用。图 13-7 是一个采用碳分子筛的四塔变压(真空再生)吸附空分制氮流程示意图。和空气干燥装置相类似，PSA 制氮装置也是以吸附器为主件，与真空泵、程控器及其控制阀等组装成一个完整的制氮装置，在使用现场，用户只需将由供风系统送来的压缩空气(0.8—1.0MPa)送入吸附器〔如 A〕，空气中的氧及水蒸气等即被碳分子筛优先吸附，由吸附器顶部出来的合格氮气进入产品储罐(缓冲罐)，此时吸附器 B 在进行再生操作，其过程为先减压通过消声器后放空，而后在真空泵的抽吸下〔通常控制其绝对压力为 0.007—0.035MPa 范围〕，当达到操作控制压力后，切断排气阀门，缓慢向吸附器 B 送入新鲜空气，当充压平衡后，吸附器 B 顶部阀门开启，重新向外送出合格氮气，与此同时，吸附器 A 又进入再生操作状态。两组四塔吸附器 A、B 和 C、D 的吸附与再生过程由程控器按设定程序和时间使各阀门依次开闭，使吸附(产合格氮气)、再生(降压排空、真空抽吸)、充压有序连续进行。氧分析仪实时记录产品氮中微量氧的含量，用以检测和调整各吸附器操作状态。用碳分筛变压吸附(PSA)的方法可获得高纯度的氮[含氧量可控制在 .100(体积)范围]，适宜生产规模为 10---1000m³/h(标)。采用真空变压吸附再生，功率消耗可降低 5%—13%，是目前变压吸附制氮广泛采用的方法。

②膜分离空气制氮装置。膜分离是利用某些高分子膜对不同组分子具有选择性渗透的原理进行的。目前，空气分离膜已有几种定型产品出售。为增大分子渗透的比表面积，大都采用中空纤维膜。如孟山都(MONSANTD)公司采用的聚枫，商品名为“PriseAlpha”。每单元生产量为 8m³/h。由于这种膜不但氧容易透过，而且水蒸气和二氧化碳比氧有更好的透过性，所以氮气中含 CO₂ 小于 20 X 10⁻⁶，露点在一 70~一 40℃ 范围。膜分离制氮装置具有

运转可靠(无运转设备和频繁切换的阀门动作),使用者只需将供风系统送来的压缩空气送入装有成束的中空纤维膜分离器,合格氮气即可从隔离开的管束上部送出,而富氧空气则从纤维膜外壁分出,操作十分简单。使用膜分离操作时,应严格控制分离器内中空纤维管内外压差,压差过小,则分离效率低,影响产品质量,压差过大,则易损坏分离器的纤维管束。因此,任何时候都不能使分离器管束承受过大的流量和压力冲击,否则将使纤维管束受到损坏,中断膜分离工作的正常进行。

③氨裂解制氮装置。氨裂解生产氮气是用气态氨和空气在盛有把、铐及镍催化剂的反应器中,进行氨的燃烧,裂解及残余氧的脱除的一个化学反应过程,其主要反应为;



式中 $Q_1 \gg Q_2$ 。

反应过程中,同时还会伴有产生氮的氧化物的一些副反应发生的可能性,但只要在全过程中控制氢(H₂)的过量,氮的氧化物就不可能产生,至少能将其控制在工艺要求的最小限度内。

为了对氨和空气的燃烧、裂解及脱氧反应过程的控制,大怕鲁易斯(Grande Paroisse)化学公司的制氮装置是由三个并联的上部装有把、下部装有镍催化剂的一段燃烧器(每个产氮气量为 50--100m³/h(标)),一个上部装有把、下部装有镍催化器的二段燃烧器及最终装有把催化剂的三段脱氧反应器和中间冷却器等设备组成的。

来自公用空气管网的 315m³/h(标)空气、经减压到 0.2—0.3MPa(G),其中 195m³/h(<标)(一次空气)分三路经计量后分别进入一段燃烧器上部夹套管外环与约 68kg/h 经汽化后的气氨分三路经计量后分别进入一段燃烧器上部夹套管中央,在启动电阻器点火后,氨和空气在催化剂中即进行燃烧和裂解的制氮过程,一段燃烧器通常控制在 600--650℃之间,温度高低用增减氨量或空气来调节,反应自动进行。由一段燃烧器出来的工艺气体,经换热和冷却至 45℃,进入二段燃烧器与来自减压后的二次空气混合,在催化剂的作用下,继续进行燃烧和裂解的反应,二段燃烧器出口气温通常控制在 720—780℃。气体的主要成分是氮气,还有少量氢气,气体经水冷后,进入脱氧反应器,微量的氢气有利于将剩余在气体中的氧燃烧掉。最后生成出约 300m³/h(标),99.3%的氮和 H₂<0.5%的惰性气。H₂表投入自动后目的是确保惰性气、H₂≤0.5%(体积),同时又不致使 H₂ 含量太低,使残余氧燃烧不完全。

合格的惰性气体,压力约为 2.94kPa,经缓冲气囊后送入氮压缩机压缩至公用氮气管网所需压力,经冷却分离水后进入干燥器(同仪表空气干燥装置),除去惰性气水分,然后进入惰性气储罐,按管网中不同压力等级的需要,减压后送入管网。

氨裂解空气燃烧制氮装置虽操作启动方便,其生产的氮气也符合大多数化工装置用作惰性气体要求,然要使用液氨或气氨,特别是其催化剂把错均为贵金属,随着碳分子筛变压吸附与膜分离制氮技术的广泛应用,目前新建装置已多不采用此法制取公用氮气了。

④公用氮气使用中的安全注意事项。氮气虽为惰性气体,对人体无害,但不能供人呼吸,若氮气在空气中含量增高,则空气中的氧含量降低,就将对人体健康产生不良影响。所以在使用氮气时,要注意空气中的氧含量,尤其是当槽、塔、罐等密闭空间使用氮气置换可燃气体合格后,当人体需要进入塔罐等工作时,要注意进行空气再置换,并分析其间氧含量,以防发生人员窒息致死。通常为防止不慎造成公用氮气窜入系统设备或工艺气体倒流入氮气管网,公用氮气与设备连接都采用可拆卸软管接头方式,当工艺系统设备停用时,接头处于断开状。

13.6 废水处理系统的启动

13.6.1 废水处理系统

废水处理就是运用特定的设施和工艺技术,将水中的有毒有害物质转化或分离为无毒无害或有用的物质,使水质得到净化,并使资源得到充分利用的过程。

(1)废水处理的基本方法 废水处理方法按作用于污染物的工艺性质一般可分为物理化学法和生物处理法两大类。

现代废水处理技术,按处理程度通常又分为一级处理、二级处理和三级处理三类。

①一级处理。是指将废水中的悬浮物、漂浮物和部分胶体物质分离出来的过程。主要的处理手段有格栅分离、沉砂、隔油、气浮等物理化学方法,同时一级处理还承担为二级处理单元调节水质、水量的任务,包括中和、匀质和投加营养盐等。一级处理对废水中 COD 去除一般在 20~30%之间。

②二级处理。是将水体中的溶解态有机污染物或未处理完的部分胶体物质,主要通过各种生物化学技术得到去除。包括活性污泥法、生物接触氧化法、生物膜法、生物转盘、厌氧处理技术及塘沟技术等。该过程对废水中 COD 可去除 80%~90%,一般处理后水可达到国家规定的排放标准。

③三级处理。是在二级处理的基础上,应用各种处理技术对水中难降解物质、微量杂质作进一步处理的过程,主要包括:混凝沉淀、过滤、生物活性炭、臭氧、离子交换、反渗透、电渗析、超滤等。该工艺出水一般可达回用之目的。

(2)石油化工废水的特点 石油化工行业是采用物理分离和化学反应相结合的工艺方法,以原油和天然气为主要原料,加工生产国民经济所需的各类化工产品、工业原料和生活用品。不同的生产工艺、装置规模、原料性质、产品品种及企业现场管理水平等,系统产生的废水在质和量上都呈现较大的差异。

石化废水的来源主要来自生产过程中的气提、注水、洗涤、冷凝、冷却、储运过程切水等生产废水;辅助生产系统如化验室、办公室、食堂等排放污水及生活污水等

石化装置多在高温、高压和催化剂条件下进行,工艺复杂;操作难度很大,原料品种多变,造成系统排污波动;装置开停车过程或生产装置发生事故,伴随降温、降压、放料、放空设备清洗置换等,排污在质和量上往往发生突变,成倍或更高地变化。石化废水中的主要污染物分三类。

①有机类。含油废水(悬浮油、乳化油、溶解油等),含酚、苯及苯的衍生物,酸、醚、醛、酮等各类有机物、有机磷、有机酸、酯等。

②无机类。主要有含硫、含酸、碱、盐、胺、氨及金属类无机成分。

③感官类。主要是悬浮物、色度、泡沫及刺激性气味等。

(3)废水生物处理技术与发展 生物处理技术用于废水处理已有数十年的历史,目前已成为国内外废水二级处理的核心手段。随着社会的发展,特别是石油化工和有机化工的发展,水体中容纳的有机物种类和数量“爆炸式”增长,废水生物处理技术发展势头迅猛,不断研究开发新的生物处理工艺和技术,成为现代废水处理技术的主要特征。

传统生物处理技术按生物种类分主要包括好氧·(兼氧)处理、厌氧处理和塘沟技术,都是利用不同的微生物的生命活动过程,对废水中的污染物进行降解或转化,从而使水体得到净化。

研究开发高浓度有机废水处理、生物难降解废水处理、耐冲击高效废水处理、各种生物技术组合工艺等都是现代废水生物处理技术发展的热门课题。目前已成功应用的废水生物处理技术包括。

①AB 法工艺。属吸附生物降解工艺,采用 A 段吸附和 B 段氧化两级串联形式,抗负荷冲击和毒物冲击能力显著增强。

②SBR 法工艺。属序批式间歇反应工艺,在运行同期中反应、沉淀、排水(泥)和停置五

个阶段程序进行。适用于高浓度有机废水和氨氮去除。

③A/O 及其组合工艺。属缺氧、好氧及组合工艺，适用于氮磷去除，与生物接触氧化法工艺结合，目前广泛应用于各类高浓度有机废水处理。

④厌氧处理。属传统生物处理技术，常用的反应器有上流式厌氧污泥床反应器(UASB)及厌氧流化床(CAFBR)等，广泛应用于高浓度有机废水处理，因其低耗高效产能前景广阔。

(4)有关水质标准工业废水进入地面水域的水质要求，由国家颁布《废水综合排放标准》(GB 8928--88)所规定，该标准包括标准分级、标准值、排水定额、水的循环利用率、标准实施和取样、监测等，适用于排放废水的一切企事业单位；

该标准对污染物按其性质分为两类。

①第一类污染物。指能在环境或动植物体内蓄积，对人体健康产生不良影响者。其排放标准见表 13-7。

②第二类污染物。指其长远影响小于第一类的污染物质。在排污单位的出口取样，其最高允许排放浓度作出了如表 13-8

部分行业根据客观情况制订了相应的行业排放标准。

该标准属浓度限制标准，存在明显的缺陷:它没有考虑接纳水体的环境容量，没有限制排放污染物的总量，无法控制可能出现的稀释排放以求达标的现象。目前，总且控制标准已得到重视，并得以实施，这种标准根据一定区域内的水体环境容量和自净能力，计算出允许排入该水域的污染物总量(如 COD 量)，再根据一定的原则，将允许排污总量分配至区域内各污染源。

表 13-7 第一类污染物.离允许排放浓度(mg/L)

污染物	最高允许排放浓度	污染物	最高允许排放浓度
总汞	0.05 ^①	总砷	0.5
总镉	不得检出	总铬	1.0
总铜	0.1	总镍	1.0
总铅	1.0	苯并 [a] 芘 ^②	0.0003
六价铬	0.5		

①烧碱行业(新、扩、改建企业)采用 0.005mg/L

②为执行标准，二级、三级标准暂不检。

表 13-8 第二类污染物最商允许排放浓度(mg/l)

标准值 污染物	标准分级 一级标准		二级标准	
	新扩改	现有	新扩改	现有
pH 值	6~9	6~9	6~9	6~9 ^①
色度	50	30	50	100
悬浮物	70	100	300	250 ^②
生化需氧量 (BOD)	30	60	60	80
化学需氧量 (COD)	150	150	150	200
石油类	10	15	10	20
动植物油	20	20	20	40
挥发酚	0.5	1.0	0.5	1.0
氯化物	0.5	0.5	0.5	0.5
硫化物	1.0	1.0	1.0	2.0
氟化物	15	25	25	40
氰化物	10	15	10	15
磷酸盐 (以 P 计) ^③	0.5	1.0	1.0	2.0
甲醛	1.0	2.0	2.0	3.0
苯胺类	1.0	2.0	2.0	3.0
硝基苯类	2.0	3.0	3.0	5.0
阴离子合成洗涤剂 (LAS)	5.0	10	10	15
铜	0.5	0.5	1.0	1.0
锌	2.0	2.0	4.0	5.0
锰	2.0	5.0	2.0 ^④	5.0 ^⑤

①现有火电厂和粘胶纤维工业，二级标准 pH 值放宽到 9.5。

②碑肥工业悬浮物放宽至 300mg/L,

③为低氟地区(系指水体含氟<0.5mg/L)允许排放浓度。

- ④为排入蓄水性河流和封闭性水域的控制指标。
- ⑤合成脂肪酸工业新扩改为 5.0mg/L,现有企业为 7.5mg/L。

13.6.2 废水处理系统的启动

废水处理系统的启动是复杂又极其重要的过程，启动包括启动前的准备、系统启动和运行管理三个阶段。典型的废水处理流程见图 13-8。



图 13-8 典型废水处理流程示意图

(2)启动前的准备废水处理系统的启动是在装置竣工验收后投入生产运行的关键阶段。启动前装置应具备以下条件。

- ①单机试车和清水联试符合启动要求。单机和联试主要设备包括:格栅除污机、降砂设备、刮泥机、表曝机、风机、吸泥机、脱泥机及各类阀门、泵等，所有设备必须经试运行，达到和符合设备说明书所注的各项参数要求，编制设备操作规程、检修规程、建立设备档案。
- ②构筑物符合运行要求:所有构筑物都要进行注水试验，确定有无泄漏。
- ③编制详细可行的开车方案。
- ④电气、仪表系统满足稳定运行的要求。
- ⑤物资准备齐全，包括菌种来源，各类药剂、分析用仪器、试剂及必备的备品备件等。
- ⑥制定严密的管理制度，如安全生产制、交接班制、巡回检查制等。
- ⑦人员培训是启动和运行能否成功的关键因素，各部门人员必须通过正规的培训，具备废水处理的基本知识，熟悉系统开车方案、工艺流程及运行参数、设备性能和操作要求。参加装置验收的全过程是启动人员最理想的培训机会。

(2)系统启动废水处理系统启动的核心是生化部分的启动，系统的其他工序都是为这一核心服务的。受篇幅限制这里主要介绍生化部分的启动，主要是细菌培养。

菌种是生化过程的主角，是污染物去除的完成者。初次启动理想的菌种来源是相似工艺和产品的装置污水处理厂，可以是脱水污泥或回流污泥。菌种投加前，曝气池应准备半池清水，引入部分工业废水，作为初次培养菌种的食料来源。

菌种的培养一般有间歇培养和连续培养两种方法。间歇培养是将经核算的菌种量分批投加经配置的曝气池基质中，配置的内容包括 COD 量、营养盐比例，有条件的装置可以引入部分生活废水作营养成分，或投加粪便、糖等易降解有机物质。投泥内系统连续曝气 1--2 天(也称闷曝)，视菌种生长及处理效果，补充投加菌种及相应的营养物质，最终达到满足运行的菌种量。间歇培养法一般适用于装置的原始开车。

连续培养是一次将需投加的菌种全部加至曝气池中，引入生活废水和部分生产废水，曝气强度宜低于设计值，以防初期菌种受强烈作用难以形成絮体。视菌种生长情况及处理效率来决定进水负荷的提前。

菌种投加量，好氧系统一般可控制在 0.5--1g/L,厌氧系统则需要较多菌种，视装置工艺性质最高可达 60g/L。

(3)试运行菌种培养完成后，系统进入试运行阶段。试运行阶段的正确操作与监控至关重要，主要工作包括，

根据方案要求，稳定提高负荷。试运行负荷控制，可按控制污泥容积负荷 FIM 比等方法来达到目的，启动负荷应控制较低，以容积负荷为例，启动时一般在 0.1kgCOD/(m³.d)，以 1 周或 1 个月为一个负荷周期，同期负荷提升初期慢，后期可适当增加，一般也以出水情

况反馈指导负荷提升速度，最终达到设计负荷。

试运行中的项目监测指导工艺调整

a.进出水 COD, BOD5, NH₃-N, PO₄-P, 油、pH 值, 1 次/班。

b.曝气池 DO, MISS, 1 次/日。

c.SV30 生物相镜检, 1 次/日。

视废水性质加测其他项目,如硫化物, 酚, 有条件的应在线监测如 COD, pH, 油等项目, 控制目的是为了系统微生物有一良好的生存环境, 尽快完成污泥驯化, 逐步提高处理效果。

试运行期的控制。试运行期主要控制的内容包括。

a.根据基质中的营养成分分析, 按 BOD₅:N:P=100:5:1 比例, 投加适量的 N, P

b.FM 的控制要按计划循序渐进

c.DO 控制根据装置工艺性质决定。好氧状态一般在 2.0mL, 爆气不宜太大。因驯化初期, 污泥絮体形成要有一过程。

d.为保持系统一定生物量, 系统启动回流系统, 一般控制 100%(相对进水量)。

e.控制 pH 值在 6---9, 温度适宜 25—30℃

f.加强驯化过程生物相监测。

(4)微生物运行控制运行中微生物控制是废水生物处理运行的核心, 其他的一切运行控制归根到底都是为系统微生物的生命活动, 生长创造最佳条件, 达到最佳处理效果。控制内容主要包括微生物的控制、量的控制和监测手段。

①微生物的控制。运行中对微生物的控制主要是提供生物生存环境最佳化为目的。常规生物处理系统中, 这种控制主要靠控制预处理单元和曝气单元运行参数来实现。

a 有机物负荷。活性部分污泥的有机物负荷是指单位重量的活性污泥, 在单位时间内要保持一定的处理效果所能承受的有机物量, 常用 F/M 值表示, 单位是 kgBOD₅/KgMLSS • d², F/M 的计算式如下:

$$F/M = \frac{Q \cdot BOD}{MLSS \cdot V}$$

式中 Q—废水流量, m³/d:

BOD---废水的 BOD 量, mg/L;

v 曝气池内污泥浓度, mg/L

F/M 值实际表达了系统微生物量与食物量之间的一种平衡关系, F/M 值过高过低都会打破这种生态平衡, 通过影响微生物的生长和活性, 进而影响有机物的去除效果, 常规活性污泥法的 F/M 值一般控制 0.2—0.5 kgBOD₅/KgMLSS • d², 而实际运行中一般因 COD 易测, 而以 COD 负荷代替 BOD 负荷控制。

b.溶解氧。溶解氧 cDa)与微生物生命活动密切相关, 保持基质中一定量的 DO, 就微生物而言, DO 在微生物呼吸过程中, O 作为最终电子受体;同时生物合成中需要的氧, 只有 DO, 才能被利用。就废水系统本身而言, DO 的保持是通过曝气实现的, 曝气的过程也可使系统泥一水充分混合, 呈悬浮态, 提高氧的传质。常见的曝气方式一是鼓风曝气, 一般由离心风机(群)通过各种形式的曝气器(管)向系统供应适宜的风量。为使系统保持一定 DO 又能呈悬浮混合态, 每平方曝气池面积供气量一般要控制在 2--3m³/h。二是表面曝气, 通过调节表曝机转速和叶轮浸没深度控制混合液 DO 值。常规的好氧活性污泥法控制的 DO 一般在 2--3mg/L 纯氧曝气活性污泥法可达 5--8mg/L, 而 A/O 工艺中, A 段 DO 值一般在 0.2--0.5mg/L, O 段理论上可在 2--3mg/L, 实际运行中发现适当将 O 段 DO 提高至 3--4mg/L, 系统处理效率最佳。

C.pH。微生物的生命活动和代谢与 pH 值密切相关。大多数细菌、藻类和原生动物最适 pH 范围在 6.5-7.5 之间, 适存范围 4-10, 调节 pH 的手段是在中和调节池中投加酸(H₂SO₄),

或 H_3PO_4)或碱(NaOH , CaCO_3 等)。过高过低的 pH 对微生物的生长都不利。一是所有的生化反应都有酶的关系,酶只有在最适宜的 pH 值时,才能发挥最大活性。二是由于 pH 的变化易引起微生物表面电荷的变化,进而影响对营养物的吸收。

d.温度。任何微生物都只能在一定的温度范围内生存和生长繁殖。20—30℃左右,是较适宜的生物生存温度,温度偏低,酶促反应速度缓慢,温度较高,易使细胞蛋白质凝固变性,进而导致生物体死亡。温度控制主要是通过热交换实现。

e.营养物质。微生物的生命过程是通过新陈代谢实现。新陈代谢的过程一方面从环境中摄取生长与繁殖所必需的营养物质;另一方面代谢产物排至体外,这里所说的营养物质,主要是 C, N, P 及其他必需元素,其中 C 主要由废水中的有机污染物提供, I_r, P 一般需要配加。废水生物处理经典的 $\text{BOD}_5:\text{N}:\text{P}=100:5:1$,实际操作一般按 $\text{COD}:\text{N}:\text{P}$ 来控制,常用的 N, P 营养盐有 $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, $(\text{NH}_4)_3\text{PO}_4$ 等。

f.有毒物质.石化工业废水中常有有毒物质的短期排放,冲击废水处理系统的运行如 S, 油、重金属等。高含油废水的去除主要通过一级处理中的隔油、气浮单元去除,一般控制进生化单元废水油含量 $<20\text{mg/L}$;高含硫废水一般在一级处理投加 Fe 使 S 以 FeS 形式沉降去除,进生化单元时 $\text{S}<15\text{mg/L}$,其他有毒物质如重金属等,均需充分发挥一级预处理的功能去除或调节储存等手段,控制在抑制浓度以下。

②微生物量的控制。微生物量的控制是指控制系统的混合液污泥浓度 (MLSS)保证生化单元内有足移数量的微生物参与有机物去除的过程,主要控制手段有以下两种方式。

a 回流污泥量的控制。污泥回流是控制曝气池污泥量的主要手段,不同的工艺类型,回流控制的方式不同;回流量也有较大差异。以回流比 R(回流量/入流废水量)可在 .5-1 之间变化,运行中回流比 R 的确定,一般以曝气池内的 MLSS 来确定系统内生物 t 是否在适宜的范围内,二沉池泥水界面及出水悬浮物 ss 也是控制回流量的重要辅助指标。

b, 剩余污泥里的控制。由于系统微生物生长增殖,为保持系统微生物量的平衡和生物种类的改善,必须定期排放剩余污泥。在实际运行操作中剩余污泥排放量确定常用的方法是以污泥龄 SRT 控制,污泥龄是指活性污泥在曝气池内的平均停留时间。不同种类的微生物繁殖一代的时间各不相同,即世代期不同,控制适宜的 SRT 可以保持系统内活性生物 t 的优化,分解有机物较强的微生物的世代期都小于 3 天,故常规的 SRT 在 3--5 天之间, SRT 按下式确定。

$$SRT = \frac{\text{系统内活性污泥量}}{\text{排出系统污泥量}}$$

从式中可知,在确定 SRT 和系统内活性污泥量可核算出每天系统排出的剩余污泥量实际运行中, SRT 的确定也要根据污泥沉降比(SV30).呼吸速率(OUR)、出水悬浮物 SS 指标及生物相监测等辅助手段进行调整。

③微生物质量表征。微生物的质量可以通过沉降试验(SV30),污泥指数(SVI)及生物相监测来表征。

a 污泥沉降试验(SV30)。污泥沉降 SV30 测定是指在 100mL 量筒内曝气池混合液静置 30min 后,沉降污泥占混合液的体积(mL),运行中 SV30 的测定每班应不少于一次。通过沉降试验,可以观察污泥的沉降性能和污泥量。

b.污泥指数(SVI)污泥指数 SVI 是指混合液静置 30min 后, 1g 污泥所占的体积,即;

$$SVI = 10^4 \times SV_{30} / MLSS \text{ mg/L}$$

污泥指数同样反映单位污泥的沉降性能,常规活性污泥比中 $SVI<100$,说明污泥沉降性能较好 100--200 之间,沉降性能一般; $SV>200\text{mg/L}$,沉降性能较差。

C.生物相监测。生物相镜检是废水生物处理运行控制过程重要的监测手段。通过镜检评价经生物菌群的种类、数量。菌群的平衡及其变化,优势菌群的活性等等。正常活性污泥法

常见的指示生物种类主要有变形虫、鞭毛虫、草履虫、钟虫、轮虫、线虫等（见图 13-9 所示），

在试运行阶段系统菌种投加后大量稀释，菌种稀少，以变形虫为主，絮体结构松散，处理效果较差。当镜检出现大量鞭毛虫时，说明驯化开始进入正常。正常运行中，活性污泥结构紧密，透明较好，菌种以钟虫占优，出水有轮虫等出现，说明系统食物种类及平衡趋稳，生物活性强，处理效率高，出水水质好。



图 13--9 在活性污泥法中的
部分高等微生物

1—变形虫,2-鞭毛虫, 3—蛇虫;4-纤毛虫（游泳型）,5—纤毛虫(尾柄型) 6-吸管虫

受冲击状态中，生物指示作用明显，运行中应高度重视，如污泥中纤毛虫增多，预示处理效果下降。大量出现变形虫、鞭毛虫，则极度恶化;活动正常的钟虫出现不活跃状态，纤毛停止摆动，则预示来水 pH 的波动;普通活性污泥法中大量丝状菌出现说明污泥出现膨胀，而膜法工艺中，丝状菌作用很大，可以充当膜间生物寄生骨架。

不同的工艺生物镜检的内容极不相同，应在运行与观察中不断地积累自己装置的生物机资料，以便更好地指导生产运行。

13.6.3 污泥处理与处置

污泥处理与处置是废水处理系统的重要组成部分，突出反映在:一是污泥中含有大量未降解或转化的有毒有害物质，各种有机物、寄生虫卵、病原微生物、细菌及重金属等，排入环境造成二次污染;二是系统污泥处理量大，传统活性污泥法产出的污泥量一般在总处理水量的 1.3%~1.5%左右;三是处理投入大，成本高，一般污泥处理占总成本的 10%~15%。

污泥中水一般分为间隙水、毛细水、吸附水和化学结构水 4 种状态，常规的污泥处理系统包括污泥浓缩、污泥消化、污泥脱水及污泥的最终处置 4 个部分。

(1)污泥浓缩污泥浓缩属于沉淀工艺中的重力压缩沉降，通过污泥颗粒之间的重力作用，使水分从颗粒间隙中被挤出，使颗粒之间互相致密，达到降低污泥中含水率，减少污泥体积，为后续工艺处理带来方便和经济。

污泥体积与含水率的关系见下式:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{1-P_1}{1-P_2}$$

式中 V1—初始污泥体积;

V2—浓缩污泥体积;

P1—初始污泥含水率;

P2:—浓缩后污泥含水率。

由上式计算可知，一般污泥含水率由 99%下降到 1 个百分点，污泥体积即减少一半。可见浓缩对污泥体积效果显著。

常用连续流动浓缩设备见图 13-10 所示。

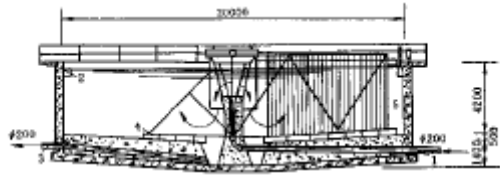


图 13-10 连续流重力浓缩池基本构造图

1 一中心进泥管 a 2 一上清液溢流堰;3 一排泥管;4-刮泥机;5 一搅动栅

其基本工况是污泥由中心进泥管连续进泥，浓缩污泥通过刮泥机刮至污泥斗中，并从排泥管排出，上清液由溢流堰溢出。与刮泥机同步转动的搅动栅，通过缓动，有助于颗粒间的凝聚，促使污泥颗粒间隙水与气泡一起送出。

一般搅拌器转速控制在 $1\text{---}4\text{r/h}$ ，周边线速度 $1\text{--}4\text{m/min}$ 。

其他的浓缩方式还有气浮浓缩法、离心浓缩法等。

(2)污泥消化污泥消化是污泥稳定的主要手段，常用的消化方法采用厌氧菌和兼氧菌的生化反应降解污泥中的有机物，同时可以杀灭大部分病原菌和细菌，达到无害化目的。厌氧消化的过程可产生大量高热值沼气，并可做能源利用，使污泥实现资源化，消化过程有机氮的转化还可以增加污泥肥效。

厌氧消化的机理常用三阶段理论描述。水解阶段:污泥中的有机物分子量较大，细菌利用分泌胞外酶，将大分子水解成细菌可吸收的溶解性物质的过程。产酸阶段:产酸细菌将水解产物吸入细胞内，进行分解代谢，成挥发性脂肪酸，如乙酸、丙酸、丁酸等低级酸以及 CO_2 、 NH_3 、 H_2S 等产物的过程。产甲烷阶段:产甲烷菌利用产酸阶段产物中的脂肪酸进一步代谢成甲烷及 CO_2 、 H_2O 等产物的过程二

污泥消化系统包括加温、消化、搅拌和沼气 4 个部分。最常用的消化系统是两级消化池。一般消化反应发生在一级消化池、二级消化池主要是缓冲污泥量平衡，浓缩消化污泥，减少脱水用药剂量等作用。常见的污泥消化又分中温消化(温度控制 $30\text{—}35^\circ\text{C}$)和高温消化(温度控制 $50\text{—}55^\circ\text{C}$)两种。这里重点介绍消化的启动和运行管理。

①污泥消化的启动

a.启动前需对消化池、气柜及相关管线用氮气置换。

b.菌种培养。消化菌种可由相似企业的消化污泥提供或自身直接提供培养的方法可以连续接种培养或自然培养法。投加的方法可一次投加全部消化接种污泥，也可分批投加。小型装置可一次投加启动。池内水解、产酸、产甲烷三个阶段，首尾相接一次进行，:各阶段基本互不干扰。大型装置一般采用分批投加，三个阶段同时发生。系统菌种培养转入运行，主要是以系统表征性参数如 pH、碱度、产气组分等的变化来判断。，“

②运行影响因素和控制。消化运行过程影响因素很多，主要的控制项目有 pH、碱度、温度、有害物质质量、进泥量控制、搅拌及产气等。

a.Ph.消化过程的进展最直接的变化就是 pH 及酸度、碱度的变化。甲烷菌在微生物培养实验中的最佳 pH 生存主要是 $6.4\text{--}7.2$ 实际运行消化过程 pH 在 $7.0\text{--}7.3$ ，消化处于减性发酵阶段消化最充分，系统 pH 在 6.8 以下，说明处于酸性发酵状态，一般认为是营养过高或毒物过量，可降低负荷或加药中和(以 CaCO_3 为佳)

b 碱度。是消化运行的另一重要参数，消化液的碱度主要是以碳酸氢盐形式存在，如 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 、 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 和 NH_4HCO_3 等，由于微生物是污泥的主体。其蛋白质在消化过程中分解产生 NH_3 ，消化器中 CO_2 丰富(一般在 $25\%\text{--}30\%$)，反应生成 NH_4HCO_3 ，对维持消化系统的碱性，缓冲酸碱平衡起举足轻重之作用。

一般认为，碱度为 2000mg/L 以上，说明系统消化运行正常。控制适量的 pH 值，酸度

般随碱度的变化而变化口

c 温度。甲烷菌对温度的变化特别的敏感,正常运行中,消化液温度的变化尸般不得超过士(1—2℃),实践运行表明温度的变化超过控制范围,消化污泥活性下降,分解能力降低,产气量锐减会造成系统的彻底破坏而重新开车。温度的控制主要通过加温池实现。-

d, 其他抑制因素。金属离子超量,会引起甲烷菌的中毒,如 NH_3 在 1500mg/L 以下,对系统运行有利;在 1500--3000mg/L,对甲烷菌活动抑制,3000mg/L 以上,甲烷菌中毒,停止产气。

e.进排泥控制。理想的进泥是连续投加,实际运行因泥生成量难以满足,一般多采用少量多次原则以保证消化充分。排泥要与进泥量匹配,以防出现负压或超液位滋流.要及时排放上清液,上清液排放一般不超过进泥量的 1/4,运行中应先排液后排泥。

f.搅拌。消化启动及运行过程都必须有适当的搅拌,并控制适宜的搅拌强度.,以促进污泥颗粒与厌氧微生物的充分接触,匀质均温,同时降低污泥沉积和浮渣的形成。搅拌的方法一般有气搅拌和机械搅拌。

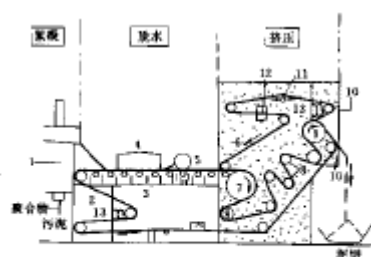
g.产气。污泥消化过程产生甲烷气。产气量直接反映系统的运行状态。正常发酵条件下产生组分中,一般 CH_4 在 60--75%, CO_2 25%--30%以及少量 CO , H_2S , H_2 等。1Kg 污泥产气量因反应条件不同,一般在 0.2—0.3 m^3 ,差异较大。

(3)污泥脱水污泥经消化稳定处理后,一般含水率在 94%--95%左右,污泥体积及缩小至原体积 1--左右,进入脱水工序,常用的脱水方法有机械脱水和自然干化两种,这里重点介绍机械脱水。污泥机械脱水常见方法主要有真空压滤、离心脱水及板框压滤和带式压滤 4 种。污泥进行脱水之前,须经过调理以改善污泥过滤性能,污泥的过滤性能主要取决干滤液的阻力。

由此可知,在过滤压力面积、滤布材料已定的条件下,单位时间滤过的水量与滤液的粘性和滤饼的阻力成反比,调理的目的及通过物理水力或化学的措施改善污泥的颗粒结构使之有利于过滤操作的进行。普通的调理是化学调理,通过投加各种絮凝剂,使污泥形成颗粒大、间隙小和结构强的形态,不同颗粒的污泥投加的絮凝剂种类、投加量及絮凝反应条件(反应时间控制反应速度、独度、pH 等),均不相同,配水运行前需组织絮凝试验确定。

絮凝调理后进入脱水设备进行脱水,评价脱水效果的指标一般以泥饼的含水率来表示,常用的脱水设备有真空过滤机、带式压滤机、板框压滤机和离心脱水机。这里重点介绍应用最普遍的带式压滤机和离心脱水机的运行和控制。

①带式压滤机。带式压滤机(见图 13-11)是由上下两条张紧的滤带夹着污泥。一般由滤带、压力轴、滤带张紧系统、调速系统、冲洗系统及驱动系统组成。运行控制主要是调理效



1—拌合器; 2—滤网; 3—脱水区; 4—污泥泵; 5—整平器; 6—下滤网; 7—大直径滤带; 8—导火辊筒; 9—牵引辊筒; 10—刮泥; 11—气锁定位装置; 12—冲洗装置; 13—气压式千斤顶

率控制、带

速调节、张力调整.带速控制着带滤机在每一工作区的脱水时间,对出泥饼的含固量、泥饼厚度和剥离难易程度影响

很大二最佳带速范围受污泥性质、调理效率和设备性能因素影响。在运行中允许选择.一般在 2-5m/min 范围内。

滤带张力是作用在污泥层压力和剪切力的直接动力来源,为达到调整的泥饼厚度,不

产生跑泥(滤带偏向)或滤孔堵塞, 滤带张力范围在 0.3—0.7MPa, 上下滤带压力一般控制下滤带压力略低于上滤带张力。

每班运行后应立即对滤带进行冲洗, 一般冲洗要 2h 左右, 冲洗压力在 0.5MPa 以上。

②离心脱水机。离心脱水机(见图 13-12)主要有转鼓和螺旋输送器组成。污泥由中空转

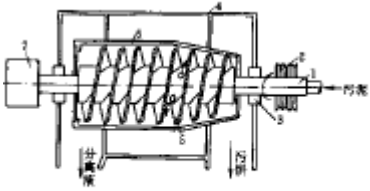


图 13-12 转鼓式离心机
1—空心轴；2—驱动轴；3—轴承；4—罩盖；
5—螺旋输送器；6—转鼓；7—变速箱

轴通过分配孔连续进入转

鼓内, 在高速旋转产生的离

心作用下, 由于污泥与水的密度差异而被分离。污泥粘在内壁形成泥层, 水在内侧形成液层, 螺旋输送器与转鼓同向异速, 形成相对运动, 推动泥层由排泥口排出, 分离液由另一端排出。运行时主要控制以下参数。

a.转鼓转速.是运行效果好坏的关键, 一般可无级调速,污泥颗粒愈大, 密度越高, 控制转速可愈低、若活性污泥成分增加, 则需增加转速, 对膨胀污泥, 则必须高速离心才能达到分离之目的。

b.液层控制。液层量大, 证明滤层分离充分, 但太大易引起对固层微小颗粒的扰动而产生流失。太小则污泥没有充分脱水, 含固率低。

C.转速差控制。转速差决定泥层在转鼓内停留时间, 转速差小则泥层薄, 新分离的固体极易受扰动而流失。转速差大则不仅影响泥的处理能力, 同时太厚的泥层也易使表层液流失至液层, 一般根据泥量与泥质控制在 5--50r/min 范围。

(4)污泥处置污泥的处置一般有填埋、焚烧和综合利用三种方法。

①填埋。是将污泥填埋于一些特定地方如海洋、废井、低洼地等, 填埋要充分考虑周围环境可能造成的影响。

②焚烧。对于热值较高(有机物含量高)的污泥, 可采用焚烧将污泥得以处置。常用的焚烧设备有回转窑炉、多床炉和流化床炉等。焚烧温度控制 800℃可以将有机物燃烧, 1000℃以上可以消除气味。多需加燃料, 运行成本高。

③综合利用。视污泥的成分和性质, 对污泥进行综合利用。最大限度实现污泥的资源化。主要有以下几种方法。

a. 用作肥料及土壤改良剂。充分利用污泥中的 N, P, K 和 S, Fe, Ca, Mg, Zn, Cu, Mo 等微量元素, 它能使土地形成团粒结构起土地改良剂作用。

b.用作铺路、制砖、制纤维板 and 水泥原料。

c, 特殊工序产品的泥渣还可以提炼各种有用资源, 可提供维生素 Biz ,氨及焦油等。

第 14 章 仪表的调校

14.1 仪表系统简介

14.1.1 化工仪表的组成及分类

(1)概述化工仪表在化工生产中起着操作人员“眼睛”、“脑袋”和“手”的作用。尤其是自动化水平较高的工厂,只要有少量的操作人员就可以凭借仪表的帮助来操纵整个生产过程,并使生产装置达到安全、稳定和长周期运行的目的。

化工仪表种类繁多,但作为仪表系统而言,通常可以分为以下三大类,即自动检测系统;自动调节系统和联锁报警系统。而这三种仪表系统又分别由各类仪表组成。如表 14-1 所示。

表 14-1 仪表系统分类			
系统名称	现场仪表	控制室仪表	用途
检测系统	检测元件、变送器	显示仪表、指示、记录、记录仪等	显示工艺参数
调节系统	检测元件、变送器、执行机构	调节器、显示仪、运算器等	显示并控制工艺参数
联锁报警系统	各类开关、变送器、电磁阀、执行机构	报警仪、指示灯、联锁电路	显示运行状态,确保安全运行及紧急处理

上述所采用的仪表又可分别称为一次仪表、二次仪表及执行器三种类型。
一次仪表是指直接安装在现场的仪表。例如:用于测量温度的热电偶,热电阻;测量流量的节流孔板,流量开关;测量压力的开关、压力表;还有各种类型变送器等等。

二次仪表是指安装在控制室内的仪表。例如:指示仪,记录仪,调节器,各类计算仪表等。

执行器是指安装在现场设备的管道上的仪表,它接受来自二次仪表的信号,通过它来控制工艺介质。常用的执行器如气动薄膜调节阀等。

(2)检测仪表检测仪表是测量化工参数的基本仪表。通常按测量参数的性质来分,可以分为四大类型:压力仪表〔包括差压仪表);温度仪表;流量仪表和物位仪表。此外还有气体成分分析仪表。

- ①压力测量仪表。压力测量仪表主要有以下几种。
- a.液柱式压力仪表。以液体的液柱高度来测量压力的。通常采用的液体为水银、水,称为 U 形管压力计。
 - b.弹性元件式压力仪表。例如弹簧管式压力表;波纹管式压力开关等。它们都是利用弹性元件〔弹簧管或波纹管)受压后产生位移的原理来检测压力的。
 - c 活塞式压力计。它是基于静压平衡原理工作的,计算出单位面积上所承受的压力大小,它通常用作压力表或压力开关的校验仪器。
 - d.电子式压力变送器。它是以压力影响下某种电量的变化来测量压力的。目前广泛应用的如罗斯蒙特公司生产的 7151 压力变送器等。
- ②温度测量仪表。常用的温度测量仪表有以下几种。
- a.热电偶。利用两种不同的金属,一端焊接在一起(热端),而另一端则称为自由端,自由端也称为冷端。当热端与冷端存在温度差时,在自由端的两端间形成热电势.其大小随温差而变化。通常我们测量其热电势大小就可以得出其温度的高低。常用的热电偶如镍铬—镍铝热电偶等。
 - b.热电阻。利用金属(通常采用铂或铜)丝其电阻值随温度变化而变化的特性来测温。
- 以上两种元件常称为测温元件,可以将它们分别配上动圈式仪表来显示温度的高低。动圈式仪表是利用流过动圈的电流信号在磁场的作用下,使动圈产生偏转的原理来指

示温度的高低。

c 压力式温度计。它是利用密封容器内工作介质的压力随温度变化而变化的原理制成的。常用的有温包式温度计等。

d. 电接点双金属温度计。它是由两种不同膨胀系数彼此牢固地结合在一起的金属片制成。随着温度的变化,双金属片产生变形弯曲从而可以测量温度。

e. 电子式自动平衡显示仪。它也可以与热电偶、热电阻等配套用来测量温度。和热电阻配套的是自动平衡电桥;而与热电偶配套的则是自动平衡电位差计。

③流量测量仪表

a. 节流装置。常见的有孔板、1/4 圆喷嘴、文丘里管等。它们是利用流体经过节流装置时,产生节流作用,其流量大小与节流元件前后所产生的压差的平方根成比例的原理来工作的。

b. 容积式流量计。椭圆齿轮(腰轮)流量计就是一种容积式流量计。两个啮合在一起的椭圆齿轮,由于流体的冲力而转动,转动圈数与流体的体积流量成比例的。

c. 速度式流量计。它包括涡轮流量计、旋涡流量计和电磁流量计。

涡轮流量计工作原理是利用流体流过涡轮叶片时,叶片前后压差产生的力推动涡轮叶片转动,流体的容积流量与涡轮转速成正比。

旋涡流量计也称涡街流量计,越来越广泛应用于流量测量中,它是利用当流体中插入柱形物体时,会在柱形物体两侧交替产生有规则的旋涡,此旋涡的频率与流体的流速成正比。测出频率的高低就能得知流量的大小。

电磁流量计是基于电磁感应定律而工作的。被测介质的流量经检测单元转换成感应电势,然后再将感应电势放大并转换成 4--20mADC 标准信号输出。它适合于导电液体的测量。

d. 面积式流量计。转子流量计是一种面积式流量计。它是由向上扩大的锥形管和管内流体流 t 大小上下浮动的转子组成。利用流体向上的推力把管道中的转子上托到某一高度,根据转子高度来测量流量的大小。

e 旋翼式流量计。它是利用流体进入表内时,旋翼的转速与流体流量成正比制成的。旋翼轴的旋转通过齿轮传动机构,带动计数装置,流体通过时,计数指针便能指示出流量的累积值。通常用作旋翼式水表、油表以及蒸汽流量计等仪表。

④物位测量仪表

a. 浮筒式液位计。浮筒液位计工作原理是利用液位变化时,浸在介质中的浮筒所受的浮力大小也相应变化,从而带动扭力管发生旋转变化转轴的角位移,经变送部分转换成 20~90kPa 的气讯号(气动浮筒液面计);或转换成 4--20mADC 电信号(电动浮筒液面计)。

b 浮球式液位开关。当浮球随工艺介质液位升降时,其端部磁钢将排斥表壳内相同磁极的磁钢,带动触点动作,即输出开关信号。此表在敞开和承压容器的液位高低报警中常用作发讯。

c. 同位素液位计。利用放射性同位素的射线辐射强度变化去检测液位的仪表称同位素液位计。当使用的同位素射线为 γ 射线时则称为 γ 射线液位计。 γ 射线是一种波长极短的电磁波; γ 射线穿透能力很强,当 γ 射线穿透一定物质后,辐射强度按一定的规律衰减, γ 射线液位计就是利用 γ 射线能够穿透物质并在物质中减弱的这个特征设计制造的仪表。

对于一些常用的液位仪表难以应用的场所,比如易结晶,高粘度,强腐蚀,轻质粉末等物质的液位;二相界面或分层界面的测量常采用同位素液面计来检测。

d. 浮子钢带液位计。浮子钢带液位计广泛运用于储罐液位的测量。其工作原理是:液面上升或下降时,浮子随着液面也上下变化,与浮子连接在一起的钢带的张力随之减小或加大,从而钢带作相应的收卷或反卷。由于在钢带上打有孔,当钢带运动时,钢带上的孔正好与链轮上的齿啮合,从而带动齿轮机构转动并通过指针显示液位高度。也可输出角位移机械量,

供变送器输入使用。

e, 用差压变送器测量液位。值得一提的是在化工装置中, 测量液位使用最为广泛的是采用差压变送器, 无论是敞口容器还是承压容器。下面以承压容器液位侧量为例加以说明。

图 14-1 (a) 为采用差压变送器测量容器液位, 容器内静压为 p_0 , 液面高度为 h , 介质的密度为 γ_0 差压变送器正压侧接液相, 负压侧接气相。

这时差压变送器正压侧承受的压力为 $p_0 + \gamma_0 h$;

差压变送器负压侧承受的压力为 p_0

这样, 差压变送器承受的差压 $\Delta p = (p_0 + \gamma_0 h) - p_0$

即 $\Delta p = \gamma_0 h$

式中 γ_0 = 常数, 可见, 当液位变化时, 差压变送器承受的差压 Δp 也按比例变化。所以, 可以通过测出差压值即可测出容器的液位变化。

然而在实际测量中, 会遇到介质在负压管(即气相侧)中不断冷凝, 造成差压变送器的负压侧导压管内充满冷凝液, 从而影响测量正确性, 例如锅炉汽包液位测量中就会产生蒸汽在负压侧导压管中冷凝成水, 以至充满整个负压管, 这时怎么办呢? 通常的作法是在气相侧导压管上安装冷凝罐, 如图 14-1(b) 所示。

当冷凝液在冷凝罐内积累多时, 冷凝罐内液面高出气相导压管时, 水就会倒流入汽包内, 所以冷凝罐内液位是恒定的, 如图 14-1 (b) 中所示 H_a 。然而由于 H_a 的存在, 原有的液面变化引起差压变化的关系此时就不对了, 在仪表中, 通常是采用迁移的方法将作用在差压变送器负压侧的液柱 $H_a \cdot \gamma$ 这一力预先在变送器内迁移掉, 这样液位的变化引起差压变化的关系又如原先一样。我们把这种预先将作用在差压变送器负压侧的作用力迁移掉称之为负迁移。图 14-1 (c) 所示则称为正迁移。

变送器安装位置由于某种考虑装得比较低。当汽包液位处于零位时, 同样也有一个 $H_a \cdot \gamma$ 的力作用在正压侧, 为了正确测量液位也需预先将此力迁移掉, 由于是作用在正压侧所以也称之为正迁移。

f. 其他液位检测仪表。除了以上几种液位计外还有电容料位开关, 它是利用高频检测物质电特性差别, 从而检测有无物料的料位开关。

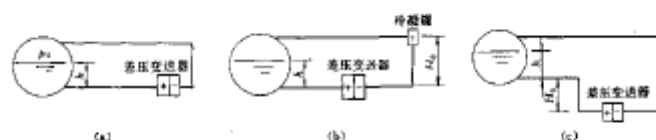


图 14-1 差压变送器
(a) 差压变送器测量液位原理; (b) 负迁移; (c) 正迁移

超声波料位计是利用超声波在遇到介质时被吸收而减弱, 在不同的介质分界面上会产生反射和折射的现象测出超声波从发出至接收到回射波的时间来判断介质液位的高度。

(3) 单元组合式仪表

① 单元组合式仪表概述。单元组合式仪表是根据组成仪表系统的若干个独立的单元而得名的。电动单元组合仪表简称 IIDZ, 是取电(Dian), 单(Dan)、组((Zu)三字汉语拼音的第一个大写字母的组合。

DDZ-I 型是应用电子管的, DDZ-II 型是应用晶体管的, 以上两种仪表基本被淘汰。这里所指的电动单元组合仪表通常是指 DDZ-III 型仪表, 它是采用集成电路的。

电动单元组合仪表采用工频率电作电源, 其输出信号采用国际统一标准即 4--20mA DC 传输信号或 1—5V DC 联络信号。

气动单元组合仪表是 b} 压缩空气作为气源的, 也分 QDZ-I 型与 QDZ-II 型, 也基本被淘汰, 这里所指的气动单元组合仪表是指 QDZ-III 型仪表。气动单元组合仪表, 其输出信号

采用国际统一标准即 20---100kPa.

②单元组合仪表分类。构成仪表系统的单元组合仪表有以下几个单元。

a.变送单元。将一定量程范围的工艺参数(如温度,压力,流量,液位)转换成 20---100kPa(气动单元仪表);或转换成 4--20mA DC(电动单元组合仪表)。

b.转换单元。有气—电转换器;频率转换器等。

c.运算单元。包括加法器、乘法器、除法器、开方器等口

d.显示单元。有指示仪;记录仪;积算器等。

e.给定单元。恒流给定器等。

f.调节单元。它接受诸如变送单元来的测量讯号,给定单元来的给定讯号,然后进行比例、积分、微分运算后输出 4--20mA DC (或 20—100kPa)至执行机构。

g.辅助单元和执行单元。

(4)在线分析仪表在线分析仪表主要有以下几种。

a.气相色谱仪。被测气体由在分析器中色谱柱分离各个组分。各个组分经检测器转换成电信号,其信号大小与各组分的浓度成正比。测出电信号值就可知遭气体中各组分的浓度。

b.氧分析仪。包括氧化锆氧分析仪、微量氧分析仪和磁性氧分析仪。利用它们可以测气体中的氧的百分含量。

微氧分析仪测量范围为(0—100)×10⁻⁶, (0—100)×10⁻⁶

c.氢分析仪。热导式氢分析仪是将气体中 H₂含量的变化引起总导热系数的改变转换成电阻的变化从而测出 H₂含量。

d.红外线分析仪。它利用不同的气体对不同波段的红外线辐射具有选择吸收特性,其吸收程度取决于被测气体的浓度,从而对介质中的一种组分气体的浓度进行检测。

f.pH 计、电导仪和可燃气体报警仪。

(5)特殊仪表它们包括测量转动设备轴振动和位移值的仪表;测量转速的转速表和用于指示生产过程中参数越限值时发出声、光报警信号的闪光报警器等。

还有 PLC 可编程控制器和用于紧急停车联锁系统的 ESD}

(6)集散系统随着科学技术的不断进步,尤其是计算机技术的迅猛发展,从 20 世纪 70 年代中期发展起来的一种新型控制系统。它不仅完全可以代替常规模拟仪表的功能,而且可以实现管理控制一体化。这种利用微型计算机技术对生产过程进行“集中操作,集中管理和分散控制的系统”,简称为集散系统。用“DCS”来表示。这是以微处理器为核心的控制系统。比常规模拟仪表具有更强的通讯、显示和控制功能。又比集中型的过程控制机可靠性更高。由于集散系统是融合了计算机技术、控制技术、通讯技术和图像显示技术四位一体的产物,所以其优越性是一台仪表所无法比拟的。

14.1.2 控制系统

(1)控制系统的组成化工自动化是在手动操作经验的基础上发展起来的,自动化可以说是人工操作的模仿和发展。下面举一个例子来看看自动控制是怎么在人工操作的基础上发展起来的。

锅炉是化工装置中常用的设备。锅炉要正常运行,其汽包液位是一个重要的参数。液位过高会使蒸汽夹带水,影响蒸汽品质;而液位过低会影响蒸汽产出量,也容易烧干锅而造成严重事故。因此操作人员必须严格控制好液位。一经发现实际液位高度与应该维持的正常水位值(即给定值)之间出现偏差时,就要马上进行调节,即操纵给水阀门使之恢复到给定值。

如图 14—2 所示。

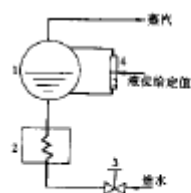


图 14-2 锅炉汽包给水手动调节
1—汽包；2—给水管；
3—手动阀门；4—液位计

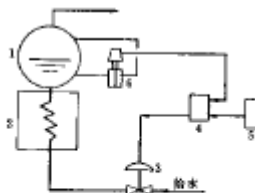


图 14-3 锅炉汽包给水自动调节
1—汽包；2—给水管；3—调节阀；
4—蒸发量定值；5—变送器；6—变送器

进行人工手动调节时，操作步骤是这样的二个步骤：

a) 观察。观察液位的变化，即观察被调参数的变化。

b) 比较分析。把观察值与给定值进行比较，根据二者的偏差大小，偏差随时间变化情况进行分析，并决定如何调节。是将阀门开大还是关小？是动作快点还是慢点？阀动作大点还是小点？

c) 手调。操纵阀门，改变给水量大小。

通过以上分析，可见自动控制也应由以下三部分组成：

d) 检测与变送。检测出液位的高低，并转化成统一的电信号 4--20mA DC。通常由液位变送器来完成。

f) 调节。将变送器来的信号与工艺所要求的液位值相对应的电信号进行比较，分析并决定按怎样的规律进行调节。此由调节器完成。

g) 调节阀。能自动地根据调节器送来的信号改变阀门的开度，产生调节作用。如图 14-3 所示。

从上面的实例我们可以概括出自动控制系统是由四部分组成：即调节对象、测量变送、调节器、调节阀。如图 X 4-4 所示。

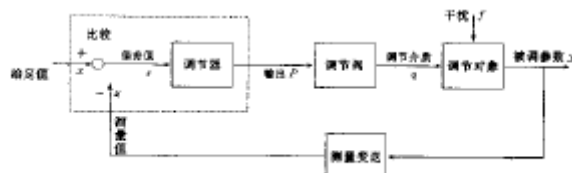


图 14-4 自动调节系统组成方块图

仍结合锅炉液位控制来分析一下上述方块图的意义。

a) 调节对象。就是被控制的设备，锅炉就是调节对象。

b) 被调参数。汽包液位就是被调参数。

c) 干扰 f。凡是影响被调参数的称为干扰，影响锅炉汽包液位的因素如用汽负荷的变化、给水水压的变化等，这些因素称为干扰。

d) 调节介质。利用阀门去改变物料进料量，这种手段叫调节作用，所用介质即注入锅炉中的水就是调节介质。

e) 测量变送。对被调参数(汽包液位)进行测量后变成统一的电信号，液位变送器完成上述作用。

f) 测量值 z。变送器的输出值。

g) 给定值 x。一个恒定的与正常的被调参数相对应的信号值。

h) 偏差值 e。给定值与测量值之差。

i) 调节器输出 pa。调节器根据偏差，按一定的规律发出相应的信号 P 去调节阀。

j) 调节阀。根据调节器输出 P 对锅炉进水量进行调节。

(2)PID 控制。调节器根据偏差按一定的规律进行调节，最常用的调节规律为 PID 调节，即比例、积分和微分调节。分时间 T_i 和微分时间 T_d 。

表达上述三个作用的调节器参数是比例度 g , (或增益 $K=1/g$);积分时间 T_i 和微分时间 T_d

①比例作用。比例作用是调节器的主要作用。比例作用是这样表述的, 调节器输出的变化量 Δp 与偏差值 e 成比例, 其数学表达式如下;

$$\Delta p = K \cdot e$$

式中, K 是调节器放大倍数即增益。

下面来讨论其物理意义, 即在实际调节过程中是如何起作用的呢?仍以锅炉汽包液位控制为例来加以说明。

假如当汽包液位处于工艺所需值—给定值时, 也即偏差 $e=0$ 此时给水调节阀开度为 50%, 当水位升高, 调节阀应关小。比例作用将是这样起作用的;比如当液位上升偏离给定值 1 格, 则阀门将在 50%基础上关小 1 扣;偏离 2 格, 则关小 2 扣。反之当液位下降偏离给定值 1 格, 则阀门在 50%基础上开大 1 扣;偏离 2 格, 则开大 2 扣。当然上面讲的偏离 1 格阀门关小(或开大)1 扣只是举例说明而已, 至于阀门究竟动作多少除取决于偏差的大小外, 还取决于调节器放大倍数 K 值。 K 值越大, 阀门动作幅度越大。同样偏差越大, 阀门动作幅度越大。

比例作用有以下两个特点:一个是控制的及时性, 比例作用需要较小的时间, 能较快地克服由于干扰所引起被调参数的波动, 并且克服的能力随偏差增大而增强。这是我们所希望得到的。另一个特点则是比例调节会产生余差, 也就是残余偏差。为什么会产生余差呢?这是因为如上例子中偏差为零时, 阀门开度只有一个即 50%, 而这个开度不一定符合当时锅炉汽水平衡的需要。反过来说, 如果要满足维持液面到达给定值时所需的阀门开度值, 那么就必定需要偏差存在。比例作用产生余差这是其一个很大的缺点。克服余差的办法是引入积分作用。

②积分作用。积分作用是为消除余差而设置的。积分作用是这样表述的, 调节器输出变化与偏差对时间的积分成比例。其数学表达式为:

$$P = \frac{1}{T_i} \int e dt \quad \text{或} \quad P = I \int e dt$$

式中, T_i 为积分时间, I 就是积分速度即为 T_i 的倒数。仍以汽包液位控制为例来说明积分作用的物理意义。当偏差为零时, 调节器输出不变化。当液位偏高给定值 1 格, 阀门将按一定速度(比如说 1 扣/分)关小阀门, 只要偏差消失, 积分作用将使阀门一直关下去。反之当液位偏低给定值时, 阀门将按一定的速度开大, 只要偏差存在, 阀门将一直开下去。阀门开大(或关小)的速度除了和偏差有关外, 还和积分速度 I 成比例, I 越大, 偏差越大, 阀门动作的速度越快。

积分作用也有二个特点:一个是积分调节器很少单独使用, 通常组成比例积分调节器。比例积分调节器输出变化就是比例作用和积分作用之和。可以用下式表达:

$$P = K \cdot e + \frac{K}{T_i} \int e dt$$

积分作用另一个特点是消除余差, 只要偏差存在, 积分作用就不停止。直至阀门动作到极点(或全开, 或全关)为止。

③微分作用。微分作用主要是用于克服被调对象的滞后。调节器输出的变化与输入变化的速度成比例。其数学表达式为:

$$P = T_d \cdot \frac{de}{dt}$$

式中, T_d 为微分时间。

仍以汽包液位控制为例来说明微分作用。当汽包液位处在给定值也即偏差为零, 这时

积分作用为零,按说阀门就不需动作,但是这时的液位有很快上升的趋势(微分概念),这时微分作用将使阀门很快关起来,它是根据变化趋势预先进行调节。

微分作用也有两个特点:其一是微分作用与偏差变化的速度有关,而与偏差的大小无关;其二是对一个固定不变的偏差,不管这个偏差有多大,微分作用为零。

在实际调节过程中调节器的比例,积分,微分究竟放多大合适,这就需要进行参数的工程整定,以求最佳的 PID。在最佳参数下,被调参数在承受干扰后经过二个波衰减,很快回到给定值。

3)控制系统的分类控制系统通常分为简单控制系统和复杂控制系统。

①简单控制系统。凡是用一个测量元件和变送器、一个调节器和一个调节阀,对一个参数控制的系统叫作简单控制系统。它是化工自动化中使用最广的一类系统。

简单控制系统中又分为液位控制系统、压力控制系统、温度控制系统、流量控制系统和成分控制系统。

下面以流量控制系统为例加以说明。

在流量测量中应用最为广泛的是利用孔板作为节流元件,然后测出其孔板前后的压力差 Δp 的大小。流体流量 Q 的大小与压差 Δp 的关系如下:

$$Q=K\sqrt{\Delta p}$$

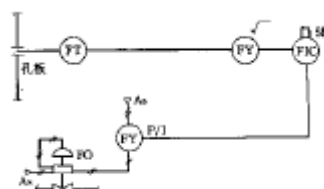


图 14-5 流量控制回路

因此流量控制回路如图 14-5 所示。

图中 FT 为差压变送器,与孔板配合,测出孔板前后压差大小。送至 FY(√)开方器去进行开方运算,这样开方器输出的信号就与孔板前后的差压成线性关系。开方器的输出送到调节器 FIC 作为其测量值;而调节器的给定值 SP 是由调节器内部给出。调节器对测量值与给定值的偏差进行 (PID)运算后(即进行常规 PID 控制),其输出送到 FY(p/I)电/气转换器,这是因为调节器是电动的,其输出为 4--26mADC 电讯号,而气动薄膜调节阀则接收 20--100kPa 气讯号,所以要由电/气转换器完成其讯号的转换功能,这样电/气转换器的输出送至调节阀进行控制。

下面介绍两个基本的概念:

a.调节阀有气开阀(FC)和气关阀(FO)之分。选择气开阀和气关阀是从工艺安全角度来考虑进行选择的,即当某种原因造成至调节阀的气动管路上没有气信号时,该阀从安全角度应该是关的,则选气开阀 CFC)(即有气开,无气关)。反之该阀从安全角度应该是开的则选(FO)气关阀(有气关,无气开)。

b.调节器的正作用和反作用。当调节阀确定后,比如上面控制回路图所示调节阀为 FO 阀,即气关阀。这样,就可以来确定调节器是正作用还是反作用。

调节器的正作用即当测量值大于给定值时,其输出增大,反之则减少。

调节器的反作用即当测量值大于给定值时,其输出减少,反之则增大。

仍以上述流量控制回路为例说明。假如取调节器为正作用,这样当流 t 加大后,调节器测量值增大,调节器输出也增大,而调节阀选定为气关阀(FO),这样阀门关小,这是符合调节逻辑的。说明调节器应该为正作用。若调节器选为反作用,则不符合调节逻辑。

另外操作人员在实际操作过程中往往会发现这样一种情况:即当调节阀完全关死,或者说得更彻底一些,即造成该流体流动的泵都停止了,但是有时操作工会发现调节器上显示的流量值并不在零位,也许有 5%—6%的数值不等。于是操作工认为表不准,找仪表工要求

校对该流量计，但仪表工反映无论是差压变送器，还是调节器的指示都是符合精度的。那么问题到底出在什么地方呢？这就要从开方器的工作原理来看，由于开方器有个特点：凡是大于 1 的值越开方后值越小，而凡是小于 1 的数值越开方后值越大。差压变送器 1% 的差压经开方器开方后其输出为 10%，也就是说 1% 的差压显示的是 10% 流量。差压变送器都是有一定的精度范围的，如一级表允许误差为 1%，也就是说差压变送器的零点如果有一个 1% 以内的误差，仪表人员则认为是合格的，然而这个零点处的误差经开方器工作后就会产生 10% 以内的指示值，这就造成了即使泵停止了而调节器上指示却有 5%—6% 不等的数值的原因。当流量指示出来后，这点误差是不影响流量指示精度的，但就是这样，操作人员总是觉得不好，为此对于低于 10% 以下的流量，通常在开方器上具有小流量切除的功能，把这些流量低于 10% 的值切除为零。同时在选择这类流量计时，通常正常流量应该选在 60% 以上，以保证流量指示的精度。

②复杂控制系统。凡是在一个控制系统中有两台以上的变送器或调节器或执行器等主要的自动化工具用来完成复杂的特殊调节任务就叫作复杂控制系统。其种类繁多，常见的有：串级、均匀、比值、多冲量、分程、选择、前馈等控制系统。

a.串级控制系统。图 14-6 为石脑油加热炉出口温度串级控制系统。加热炉用重油作燃料燃烧加热盘管内的石脑油，根据工艺的要求，石脑油经加热炉加热后其出口温度需控制在一个恒定的数值。如果采用简单控制回路，由于温度反应比较迟缓，调节过程较长，超调量大。当温度落在给定值时，简单控制回路就不会使调节阀动作，而此时虽然调节阀开度不变，但由于重油压力波动引起进入石脑油加热炉的流量变化，此时也会影响到石脑油出口温度，而改采用串级回路后，诸如这种干扰就可以通过流量调节器(副环)加以消除。从而提高了调节品质。

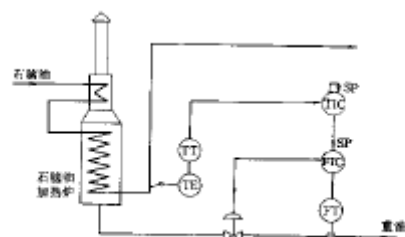


图 14-6 石脑油加热炉出口温度串级控制系统

串级控制系统有以下特点。

a)要控制的参数为主参数，如图 14-6 中的石脑油温度，而影响主参数的变量如上图中的重油流量为副参数。接受主参数的调节器为主调节器，接受副参数的调节器为副调节器。

b)主调节器的输出作为副调节器的给定。副调节器的输出控制调节阀。串级调节也就由此得名。由于比简单控制回路多了一个闭合的副调节回路，因此提高了调节系统克服干扰的能力。如上图来自燃料油（重油）压力波动这一干扰所带来的燃料量的波动，从而影响主参数（石脑油出口温度）。当燃料油压力波动造成重油流量波动时，副调节回路即 FIC 调节器及时调节消除波动，从而保证主参数恒定。

串级控制系统的投运方法有以下几步。

- a)将副调节器置于手动，手操阀门观察主参数使其稳定在给定值。
- b)将副调节器由手动投入自动。
- c)主调节器置手动；手操其输出，观察其输出值并使其与副调节器给定值相等。随即即将副调节器由内给定切到外给定。
- d)将主调节器投入自动。

为了保证投串级控制系统时实现无扰动平稳切换，关键在于保证主调节器的输出要与副调节器的内给定相等。

最后要强调一下，在串级控制系统中，由于两个调节器串联在一起控制，再加上引入了一个闭合的副回路，因此能迅速克服干扰。副回路具有“先调”、“快调”、“粗调”的特点，而主回路则具有“后调”、“慢调”、“细调”的特点，对于副回路没有克服掉的但大大消弱的干扰能彻底地克服掉。因此串级控制系统具有“克服干扰快，调节精度高”的特点。 b. 分程控制系统。所谓分程控制系统，就是一个调节器分别控制两个或更多调节阀构成的控制系统。图 14-7 为分程控制系统的一个例子。

石脑油油气混合物进入石脑油分离器分离，

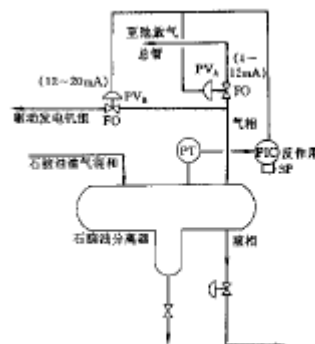


图 14-7 分程控制系统

两

液相从分离器下部排出。而气相自分离器上部分录

路，一路经 A 阀后至弛放气总管；另一路经 B 阀后驱动发电机组。正常时，A 阀是关死的，由 B 阀进行控制来保证分离器的压力恒定。当 B 阀处于全开后，分离器压力仍然高于给定值，此时通过控制 A 阀开度来保证压力恒定。

为了实现分程控制，调节器输出(4--20mA)信号进行分段控制两个阀，即(4--12mA)信号段控制 A 阀；(12--20mA)段控制 B 阀。分离器压力由(CPT)压力变送器进行检测后送到调节器(PIC)，调节器为反作用，两个调节阀均为气关阀 FO。当分离器压力升高(高于给定值)，调节器输出下降，先打开 B 阀，如果压力仍然回不到给定值，则 B 阀继续开大直到全开，若压力仍高于给定值，则调节器输出继续下降，直至降到 12mA 以下，此时就打开 A 阀，通过改变 A 阀开度来控制压力。

反之，当压力低于给定值时，调节器输出升高，先关闭 A 阀，直至关死，若压力仍低，则继续关 B 阀，利用 B 阀来控制压力。

复杂控制系统除了以上介绍的两种外，将在下面介绍典型自控回路及 DCS 组态方案时再介绍两种，即三冲量控制系统和防喘振控制系统。

③集散控制系统。在 14.1.1 (6)中，已对 DCS 系统作了一个简单的介绍。自从 DCS 问世以来，据不完全统计，迄今为止，全世界已有几千家公司开发了各种类型的集散系统上千余种。在石油、化工、钢铁、电力等大型企业中，应用得比较多的有美国霍尼威尔公司推出的 TDC-3U00 系统。美国 Foxboro 公司推出的 I/A 系统，美国费希尔-罗斯蒙特公司推出的 PRTVDS 系统及日本横河公司推出的 CENTUM-RL，CENTUM-CS 等。

虽然推出的集散系统因制造厂商不同而有所差别，但它们都有一个共同的特点，那就是各自都将控制功能相对分散，而把信息集中进行管理。从而提高了系统的可靠性和管理功能。

集散系统从结构上看，具有较强的分散功能。各个局部系统都能独立工作。各局部系统之间的信息通过高速数据总线进行通讯。从控制系统的功能上看，集散系统一般都表现出递阶控制思想，即从整个系统看分为优化管理级和过程控制级。在过程控制级可以实现平稳操作的目标。在优化管理级，可以进行协调管理或优化工作，或者向更上一级上位机通讯。

集散系统虽然品种繁多，但都是由多功能控制站、操作站、过程输入/输出接口、数据通讯网络和上位机五个主要部分组成(见图 14-8)。

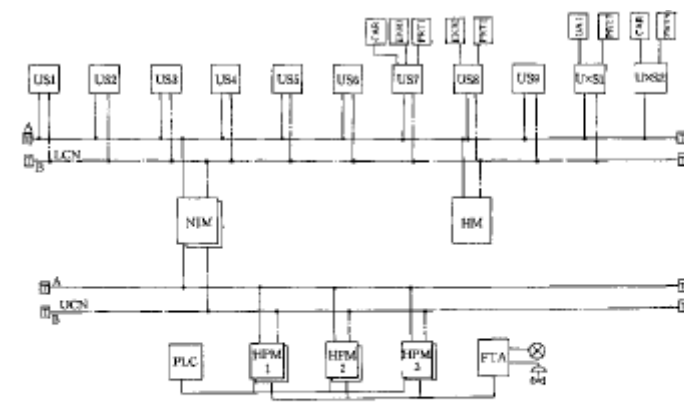


图 14-8 金陵石化公司化肥厂 TDC-3000 系统配置图

HPM:高性能控制管理站
US:多功能操作站(CAR:卡盒驱动器)
EKB:工程师键盘
PRT:打印机

UPS:特上位机接口站的多功能操作站
NIM:网络通信接口单元
HM:历史组态(存放大量历史数据)的存储器

LCN:局部控制网络
UCN:通用控制网络
PTA:现场信号采集器
PLC:用于信号量采集系统的微处理器

a 多功能控制站是由中央处理器 CPU、存储器等主要部件组成。CPU 发挥了其执行复杂运算，处理速度快的特点，按预定的程序和周期执行对信号的处理运算，完成包括 PID 运算、乘除、加减，开方等多达 32 种运算关系，并具有对故障进行诊断功能。

存储器包括程序存储器、工作存储器和数据库三部分。用来存储 CPU 的操作程序和指定的各种运算公式如 PID、超前滞后，加减，乘除，开方，平方等运算。其中数据库存储过程输入数据，设定值，运算中间结果及最终结果。

b.操作站主要由 CRT 监视器，操作键盘、磁盘驱动装置等组成，实现人一机对话。操作人员利用键盘进行操作，调出有关流程图、报警图、趋势图、调节回路图等各种显示画面，供操作人员监视生产过程。还可以进行修改给定值，手操调节阀，实现控制系统手/自动切换等等。总之以往操作人员利用常规仪表所进行的各种操作都可利用键盘实现。

c 过程输入/输出接口单元。该单元是带有微处理器的智能装置。主要用来采集现场一次仪表诸如温度、压力、流量和液位变送器或各种仪表开关送来的模拟量、开关量和数字频率信号，并将其变换成适合于计算机系统数字通讯所要求的信息格式。此外还可将经控制器运算后的数字信号转换成相应的模拟输出信号送至执行器。

d.上位机。通过通讯网络和系统中各智能单元，采集和索取各种数据信息，并综合下达执行工厂集中管理、最佳控制等高级命令。

e.数据通讯网络。用来传输控制站、过程 I/O 接 A 单元、操作站和上位机之间的数据和指令。

DCS 系统除了以上主要硬件以外，还必须配备软件。DCS 的软件包括系统软件和应用软件。

系统软件通常是由制造厂商提供的。它是为了使计算机能正常高效的工作所配备的各种管理、监控和维护系统的程序及其有关资料。

而应用软件通常是由专利商提供的。它是为了解决各种生产工艺过程中的实际问题而编排的计算机应用程序和有关资料。应用软件的开发和运行需要系统软件的支持。

为使 DCS 充分发挥其功能，必须在投用之前。对它进行组态。组态是对数据进行规定和编排。组态的内容主要由以下三大部分组成。

a)系统组态。指定该系统的硬件配置情况及各个设备的主要技术指标。

b)控制模块组态(亦称 CBC 组态)。指定每个控制回路(包括数据采集回路)都由哪些控制模块组成;填写每个模块的地址及各个参数值，并指定它们之间是如何连接的，当参数越限时，是否需要报警及达到危险设定值时，是否要发出指令并参与联锁等等。

c)显示模块组态(亦称 DBC 组态)。指定在操作站的 CRT 上共有多少幅显示画面，是什

么样的显示画面,例如:流程图画面,棒图画面,趋势曲线画面,报警状态画面等。并且要在显示画面上将每个控制点或数据采集点、报警点激活。

在使用常规仪表时,通常都设置模拟盘,以显示工艺流程并在模拟盘上标示出机泵的运行状态。在 DCS 中可以利用计算机内存的各种图形、符号,通过组态构成工艺流程图来代替原有的模拟盘显示,而且比原先的模拟盘更为丰富。在工艺流程图上显示的工艺参数是活的数据,操作人员也可以利用 CRT 触屏功能,直接在流程图上进行某些操作,显得方便、简捷、直观。

原先的常规仪表通常是单元组合式仪表。构成某个控制回路(或检测回路)时,需要人为地利用导线将变送单元、调节单元、运算单元、显示单元等诸单元连接起来,不仅费事,而且连接线的任何松动都会影响回路的正常工作。若修改回路,需将连接导线拆除后重新编排连接。而现在 DCS 控制系统中,通过组态方式,将系统中不同功能的模块编排起来实现。这样作既克服了连接线松动造成的故障,又使得回路变更时很方便实现。而且由于 CPU 强大的运算功能,因此调节系统比常规仪表时可以作得更复杂。

就拿显示功能来说,DCS 系统所具有的功能也比常规仪表时丰富许多,以往工艺参数记录采用记录仪,需定期更换记录纸,清洗记录笔,在 DCS 中具有趋势显示功能,定期更新画面,最长的存储数据可达 14 天或更长。

此外还有总貌显示—显示 288 点或更多,观察每一个工艺参数是否正常。

组显示—把工艺参数分成若干个组,每组可显示 8 个回路的参数,可以是模拟量,也可以是数字量。

细目显示—单回路进行显示,即有数字量,也有模拟量。也可模拟常规仪表中测量值、给定值、输出值用棒图显示。工艺参数单位、量程、百分数以及控制方式等。

在常规仪表中实现报警通常采用闪光报警器,利用装在仪表盘上的光字牌来显示参数报警状态。由于光字牌占据位置较多,因此通常报警点设置受限制,不能太多口在 DCS 中报警功能大大增强。可以有以下几种报警显示:

a)报警概要显示。操作人员按下有关键后,就能看到这一显示,其中包括报警发出的时间,回路号,报警形式,报警内容,所在组编号和总的报警次数。

b)报警组显示。报警分成若干个组,比如 36 组。每组包含的报警点可事先组态好,报警组显示就能显示出报警组号,组内每一点的位号,报警状态及总的报警次数。

最后要着重说一下的是 DCS 系统具有故障自诊断功能,这是常规仪表所没有的。它能及时地对 DCS 系统的运行状况进行自我测试并作出通知,指出自身设备的故障,因此缩短了故障存在时间,大大提高了仪表的可靠性。

14.1.3 典型控制系统及其 DCS 组态方案

(1)三冲量控制系统

①三冲量控制系统的由来。锅炉汽包液位三冲量控制系统应用很广泛。通常简单液位控制系统只利用液位这一个参数来控制,即当液位高时关小进水阀;而当液位低时则打开进水阀。而三冲量控制系统是引入液位、给水流量、蒸汽流量这样三个冲量来对汽包液位进行控制。图 14-9 为锅炉汽包液位三冲量控制回路图。

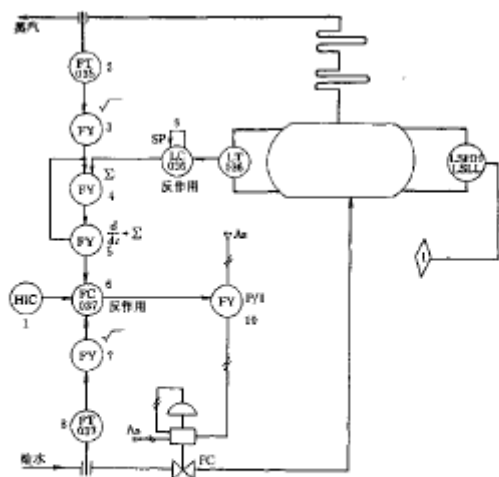


图 14-9 锅炉汽包液位三冲量控制回路图
1—手操器；2、8—压力变送器；3、7—开方器；4—加法器；5—差分加法器；
6—比例积分调节器；8—比例积分调节器；10—电/气转换器

汽包液位是锅炉正常运行的重要指标。液位过高会影响汽水分离，产生蒸汽带液现象，影响透平正常运转。而汽包液位过低，则由于汽包容积小，负荷很大，水的汽化速度快，因此汽包内水量变化很快。若不及时调节，就会使汽包内水全部汽化，有可能导致锅炉烧坏或爆炸事故。在这种情况下，简单调节系统就不能适应生产要求。因为在大型合成氨厂中，蒸汽负荷的变化往往是很大的。比如 CO₂ 压缩机透平的紧急停车就会造成 80t/h 蒸汽的扰动。在这样大的扰动下，锅炉往往会产生所谓的“虚假液位”。也就是说，当负荷突然增大的情况下，汽包内压力瞬时降低，水的沸腾现象加剧，大量汽泡形成，把汽包内的液位往上托起，形成汽包液位升高的假象。如果是单参数调节，则会发出关小给水阀的错误指令。蒸汽量加大而给水量却减少，汽水更加不平衡，从而无法克服虚假液位。为此，必须考虑影响汽包液位的主要干扰，即依据汽水平衡来调节汽包液位。当汽包蒸发量大的时候，应该及时加大给水量，把大量形成的汽泡压下去，以保证汽水平衡来稳定液位。反之，当负荷突然减少时，汽包内压力瞬时加大，沸腾现象减弱，液位被压下去。单参数调节系统则会发出加大给水量错误指令，因为负荷减少而给水量却加大。所以必须引入三冲量(即蒸汽流量、给水流量和液位)调节系统，才能实现正确调节，以克服虚假液位。通常把根据干扰进行的调节称为前馈调节，三冲量调节系统其实质是一个“前馈+串级”的调节系统，

②三冲量控制系统的工作原理。为了说明其工作原理，将汽包液位三冲量调节系统用下面调节系统方块图表示。见图 14-10 口

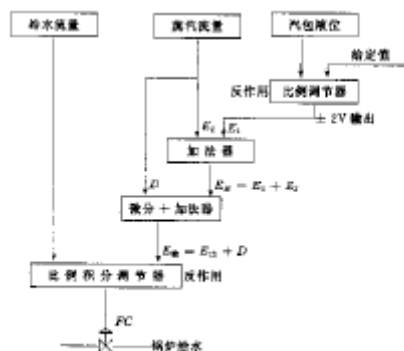


图 14-10 汽包液位三冲量调节系统方块图

由于比例调节器采用±2V 对称输出，即当汽包液位等于给定值时，比例调节器输出为零；而当液位低于给定值，由于比例调节器为反作用方式，所以比例调节器输出为正值。当液位高于给定值时，比例调节器输出即为负值。综合以上情况，把比例调节器的输出 E₁ 看

成是维持汽包液位稳定所需要的校正量。就是说当液位低于给定值时，假如此时蒸汽量为 100t/h，为了使液位回到给定值上来，所加的水量应该是 100t/h+校正量（校正量大小由液位偏离给定值多少决定）。

图 14-1。中加法器就完成了以上功能，加法器的输出 $E_2 = E_1 + E$ ，式中 E 为蒸汽流量， E_1 为校正量。

加法器的输出 E_2 通过微分加法器后送到比例积分调节器作为其给定值。

相反，当液位高于给定值时，假如此时蒸汽量仍为 100t/h，为了使液位回到给定值上来所加的水量应该是 100t/h-校正量（因为此时比例调节器输出 E 为负值）。

同样，当液位等于给定值时，假如此时蒸汽量仍为 100t/h，为了使液位回到给定值上来，所加的水量应该是 100t/h + 0（因为此时比例调节器输出为零），也就是说不需要校正盘，产多少吨蒸汽补多少吨水就行。

图中的微分信号 D 是为了在负荷变化的短时间内起抑制作用，这里不作深入讨论。

三冲量汽包液位调节系统实际上是根据蒸汽流量的大小，比例积分调节器很快进行粗调，然后再由比例调节器根据液位偏离给定值的情况再作细调，即加上校正量。最后使液位很快稳定到给定值上来。

③三冲量控制系统的投运。调节系统的投运步骤正确与否关系到锅炉汽包液位能否很快稳定下来。操作人员在熟悉三冲量控制系统后按下列正确步骤进行手动到自动切换，实现无扰动平稳操作。

a. 液位调节器始终处于自动状态，而流量调节器开始时置于手动，调整液位调节器的给定值到所需要的数值。

b. 利用手操器，手动遥控调节阀，使汽包液位稳定在给定值附近，并观察蒸汽流量和给水流量的变化。

c. 当流量调节器的测量值与给定值相等时，且液位稳定在给定值附近，蒸汽流量和给水流量都比较稳定，即可将流量调节器由手动切换到自动。

上述操作即完成了三冲量控制系统由手动到自动的投运。将三冲量控制系统如何从自动切换到手动操作呢？这个过程很简单，只要将流量调节器由自动切换到手动，即可利用手操器对给水调节阀进行遥控。

④三冲量控制系统组态框图。图 14-11 是用 TDC-30DDx 系统控制模块组成的锅炉汽包液位三冲量控制回路方框图。

a. LC036 和 FC037 均为 PID 模块，它们的作用相当于前面所述的的比例调节器(LC036)和比例积分调节器(FC037)。

b. LF06i 为一个“超前/滞后”控制模块，在这里是为反微分计算而设置的。

c. FF036A; FFD36B; FF036C 是三个计算模块，它们是为完成前面所述的两台加法器功能而设置的。它们的计算公式分别为：

$$FF036A: P_2 = P_1 \times C_1$$

式中， P_1 为 LC036 的输出值； P_2 为 FT035 值。

$$C_1 = 50.0$$

FF036B 的计算公式为： $(P_1 - P_2) \times 100 / 250$ 。

式中 P_1 是 FT035 的 PV 值； P_2 是 LF036B 的输出值。

FF036C 的计算公式为： $(P_1 + P_2) \times 100 / 250$ 。

式中 P_1 是 FF036A 的输出值； P_2 是 FF036B 的输出值。

以上计算公式中的一些系数都是根据流量计量程、调节器输出特点等因素进行转换后得出的，以适合计算机运算需要，在这里不作详细讨论。

C2) 离心式压缩机的防喘振控制系统

①喘振的机理。离心式压缩机有一个特性，当在转速一定的条件下，一定的人口流量对

211

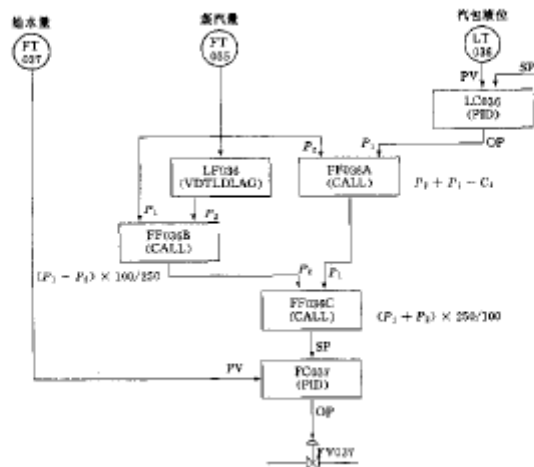


图 14-11 TDC-3000 系统控制模块组成的锅炉汽包液位三冲量控制回路方框图
PV—测量值；SP—给定值；OP—输出值

应于一定的出口压力或升压比(见图 14-12)。并且，在某个转速下，存在一个对应于最高升压比的最小极限流量—喘振流量，如图 14-12 中 Q_{min} 所示。当人口流量低于这个喘振流量时，压缩机便不能稳定运行，就会发生喘振。它们之间的相互关系构成了压缩机的“特性曲线”(见图 14-12)。

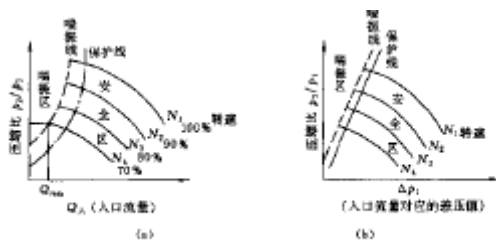


图 14-12 离心式压缩机的特性曲线

图 14-12 中(a)图表示以人口流量为横坐标的特性曲线。(b)图则表示以人口流量相对应的差压值(孔板前后差压值)为横坐标的特性曲线。

如果压缩机带负载运行，当系统压力大大高于压缩机一定转速下对应的极限压力时，系统高压气体便在压缩机出口形成很高的“背压”，使压缩机出口阻塞，流量减少，甚至出现气体倒流，造成压缩机喘振。

在喘振时，气体发生强烈的往复脉冲。来回冲击压缩机转子及其他有关部件，气流无规则的强烈振荡引起强烈的机械振动，从而造成极大的危害，严重影响压缩机的寿命。

②可变转速压缩机的两个基本喘振特性

a.在喘振线上，人口气体体积流量 Q_{λ} 与转速 N 成正比。

$$Q_{\lambda} = C_1 N$$

b.在喘振线上压缩机的升压比 H 与转速 N 的平方成正比。

$$H = C_2 N^2 \quad H = P_2/P_1$$

综合上述两个数学表达式，可以得到：在喘振线上， $H = CQ_{\lambda}^2$ 对于可变转速压缩机的升压比、入口气体体积流量与转速三者之间的关系可用图 14-12 图形表示。

“喘振”除上述两个主要原因外，还有其他一些因素也会造成压缩机喘振，例如：操作不慎，进气温度变化，气体分子量变化等。

③防喘振的方法及保护曲线公式。为了防止压缩机发生喘振，通常采用增加压缩机入口流量的方法来避免压缩机喘振。它的工作原理是，根据压缩机的特性曲线，设计一条保护曲线，用来控制防喘裕度。在自控设计中则是合理调节防喘振调节阀的开度，用打回流(或放空)的办法来加大压缩机的人口流量。以保证压缩机的安全运行。

图 14-14 中入口流量采用孔板测量，通过差压变送器 PDV062 来测量入口流量大小。防喘振调节阀则是 PDV062,通过打开防喘振阀使出口流量打回流到入口流量。

$$\text{防喘裕度} = \frac{\text{该转速下的保护流量}}{\text{同转速下的喘振流量}} \geq 1.05 \sim 1.30$$

防喘振控制系统通常分为两种。

- a 一固定极限流量的防喘振控制系统。
- b.可变极限流量的防喘振控制系统。

图 14-13 表示采用固定极限流量的防喘振控制系统特性曲线，从图可见，其保护线是与横坐标相垂直的。也就是说，不管压缩机转速多大，入口流量都要大于 Q_{min} ，以保证压缩机工作在安全区。

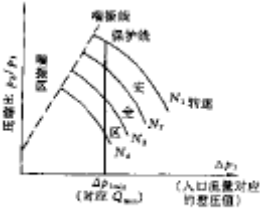


图 14-13 固定极限流量的防喘振控制系统特性曲线

固定极限流量防喘振系统在自控上实现起来较为简单，实际上就变成一个 ΔP 的定值调节，但也有其缺点，那就是在低转速时，入口流量离喘振区较远，为了保证入口流量，必然加大回流，造成能量损失。

而图 14-12 (b)图所示则是采用可变极限流量的防喘振控制系统特性曲线，从图可见其保护线是与喘振线相平行。也就是说，当压缩机转速变化时，入口流量也相应变化，但都大于该转速下的喘振流量，因而保证了压缩机始终工作在安全区。

可变极限流量防喘振系统在自控上实现起来较为复杂，但是也有其优点，那就是在低转速时，入口流量随之减小但始终离喘振区相同的距离，因而避免了在低转速时如固定极限流量防喘振系统那样造成了能量的损失，这是因为低转速时.为了保证入口流量大于 Q_{min} ，必然加大回流，造成了能量的损失。而这个 Q_{min} 。在低转速情况下，采用固定极限流量法时比采用可变极限流量法时为大。

下面举例说明。图 14-14 为某化肥厂 CD:压缩机高压缸防喘振控制回路图，采用可变极限流量防喘振系统。

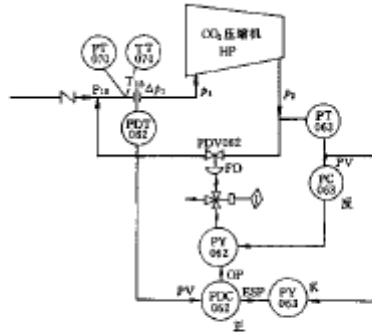


图 14-14 某化肥厂 CO₂ 压缩机高压缸防喘振控制回路图
 PDT062—入口气体流量变送器；PT063—出口气体压力变送器；PC063—出口气体压力调节器；
 PDC062—防喘振调节器；PY063—比值器（比率系数可调）；PY062—低选器；PDV062—防喘振调节阀；
 PT070—入口气体压力变送器；TT070—入口气体温度变送器

根据压缩机制造厂商提供的

CO₂ 压缩机高压缸的特性曲线，推导出保护曲线公式为：

$$\Delta p_2 \geq C p_2$$

式中 ∇P —入口气体流量相对应的差压值；

P_2 —出口气体的压力值。

鉴于入口压力 p_1 ，本系统中采用 PC070 调节器实行恒压控制， P_1 压力为定值，因此为简化起见，就可以用 P_1 来代替 p_1 值。

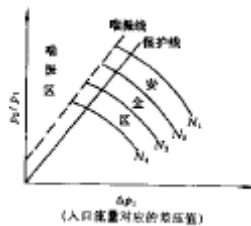


图 14-15 保护线及安全区

保护曲线公式 $\nabla P > C p_2$ 在图 14-15 表示的应为保护线及其右边的安全区，而保护线一即为 ∇P 的直线，在图 14-15 上则表示为经过坐标原点(0,0)的一条斜线，其斜率的大小取决于 c 值。

为了用仪表实现上述关系，需把保护曲线公式 $\nabla P > C p_2$ 转换成差压 ΔP 和出口压力 p_2 信号的百分数来表示。这样保护曲线公式就变成下式； $\bar{\Delta p} \geq K \bar{p}_2$

式中， $\bar{\Delta p}$ 表示入口气体流量差变 PDT062 的百分比信号；

$\bar{p}_2$ 表示出口气体压力变送器 PT063 的百分比信号； K 为可调比率系数。

K 值大小代表了保护曲线的斜率， K 值越大，则保护曲线越平坦，表示防喘裕度就愈大。

图 14-14 中，PT063、PY063、PDC062 和 PDC062 组成的控制系统就实现了上述防喘振保护曲线关系，保护曲线斜率就由比值器 PY063 决定。关于 PC063、PY062 的作用将在下面再讨论。还有一点要提及的，那就是防喘振保护线不一定非经过坐标原点，根据制造厂提供的特性曲线的实际情况，保护线也可以设计成不经过坐标原点的直线，在仪表上也可以实现。

④防喘振回路与超驰调节系统口超驰调节系统是复杂控制系统中的一种，超驰调节也称为取代调节。它是由两个调节器通过一个选择器（可以是高值选择器，也可以是低值选择器）对一个调节阀进行控制。

从图 14-14 中可以看出、该防喘振控制系统其实质也是一个超驰调节系统。两个调节器分别为 PC063 和 PDC062，而选择器则是低值选择器 PY062，两个调节器输出接到选择器 PY062，然后经 PY062 对调节阀即防喘振阀 PDV062 进行控制。这个控制系统是怎样工作的呢？它是分以下两种工况进行工作的。

a 正常工况。当压缩机气体出口压力低于给定值(15.1MPa)时，反作用调节器 PC063 的

输出值总是大于防喘振调节器 PDC062 的输出值，于是低选器选择了一个低的信号即 PDC062 的输出值去控制防喘振调节阀，也就是说，一般情况下由防喘振调节器来控制防喘振阀。通常把 PDC062 调节器称为主调节器。而把 PC063 调节器称为超弛调节器。

b.非正常工况。当压缩机气体出口压力高于给定值时，这时反作用调节器 PC063 就会出现正偏差,PC063 输出信号就会下降,当 PC063 的输出信号小于 PDC062 的输出值时,PC063 超弛调节器就将取代 PDC062 主调节器来控制防喘振调节阀。

防喘振调节阀 PDV062 是气闭阀，这是从安全角度出发考虑选择的。

从以上分析可以看出，无论是人口气体流量减少还是出口气体压力超压，防喘振调节阀均会及时打开，防止喘振保护机器。

⑤用 Dcs 控制模块组态防喘振回路。图 14-16 为 CO₂压缩机高压缸防喘振控制模块框图。

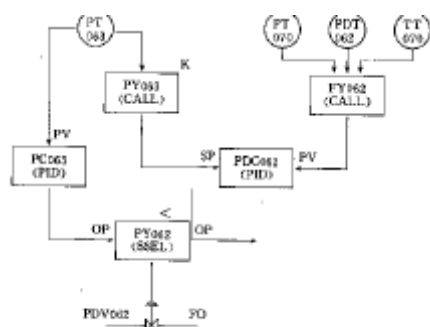


图 14-16 CO₂ 压缩机高压缸防喘振控制模块框图

a.PC063 为反作用 PID 模块。PDCa062 为正作用 PID 模块。它们的作用即为前面所述的 PC063 和 PDC062 调节器。

b.PY063 为比率系数 K 的设定器，它是一个计算模块，其输出值作为 PDCO\$2PID 控制模块的给定值。

计算公式:PTD63, $PV \times K = PY063 \cdot DP = PDC062 \cdot SP$

c.FYD62 是一个计算模块，它的作用是对人口气体流量(PDT D62)进行温度(TTD70)和压力((PT070)补偿用。主要是考虑到人口气体温度和压力的变化会引起流量测量的误差，对防喘振回路造成影响，所以在此加以修正。

d. PY462 是一个低选器模块，它是为实现超弛调节而设置的。如同图 1413 中低选器 PY062 所起作用一样。

⑥防喘振回路的投运及有关问题。当压缩机在低转速运行时，观察压缩机气体出口压力应低于给定值，即处于正常工况，检查调节器 PC063 处于自动，其输出为最大，低选器此时选择 PDC062 输出值送至防喘振阀。PDC062 调节器处于“MAN”手动状态，利用手操即可控制防喘振阀。

当转速大于最低额定转速时，检查 PDC062 调节器的测量值（即 PDT062 的信号值）、外给定值(即比值器 PYD63 输出值)是否相等。当两者相等时即可将调节器 PDCD62 由"MAN"切到"AUTO"自动状态。防喘振回路即完成由手动到自动的切换。此时低选器选取主调节器输出对防喘振阀进行控制，以保证其人口气体压差 PDTD62 值等于外给定值。整个防喘振控制系统投运完毕。此时一旦发生压力高于给定值((15.1MPa)时，超弛调节器输出就由最大值往下降，当其输出值低于主调节器输出值时，低选器将选取超弛调节器的输出对防喘振阀进行控制，以保证其出口压力 PTD63 值恒定。

将防喘振回路由自动切换到手动操作其步骤如下。

a.将超弛调节器 PC063 由自动切换到手动。(此时其输出值为最大值.)

b.将主调节器 PDC062 由自动切换到手动，即可利用手操控制防喘振阀。

—在所有开车或停车操作中,当透平—压缩机组转速低于调速器的调控范围时,所有防喘振阀必须全部手动打开。

—当透平(压缩机)自动停车时,所有防喘振阀应通过联锁动作,由电磁阀带动其全部打开。

—对于具有两个防喘振回路的机组,由于高压段流道小,易产生喘振,一般先将高压缸回路切换到自动,然后再投低压缸回路。

—为避免防喘振阀不能及时打开,在防喘振调节器输出一定要加限幅,也即防止调节器输出处于积分饱和状态。

(3)小结从上述两个实例中可以看到,在控制回路中所画的一块块仪表,在DCS中是用相应的一个个控制模块来描述的。DCS控制模块实质上是DCS制造厂商提供的一种软件,或者通俗一点讲,是DCS制造厂商将各种仪表的功能以子程序的形式编写好,存放在控制器的存储器内,由用户根据调节系统需要来选择调用,然后组态成各种不同的控制方案。

虽然不同型号的DCS控制模块种类、数量和功能可能有所不同,组态方法有所差别,但总的来讲,本质是一样的。只要掌握一种组态方法,其他也就触类旁通了。

14.2 仪表的校验和常见故障处理

14.2.1 概述

在仪表投入运行之前,必须进行仪表的单独校验,正确无误后方能安装到现场。

各种不同类型的仪表有各种不同的校验方法。并使用不同的标准仪器和校验设备。

仪表的单校一般有下列步骤:

(1)初步检查

①外观检查。检查仪表有无破损、裂痕、紧固件是否松动;检查元器件情况,铭牌、标志等。

②绝缘检查。对电子仪表通常进行绝缘检查,用500VDC兆欧表检查接线端子与外壳间的绝缘电阻,要求在20欧姆以上。

③密封性检查。对受压仪表,比如压力变送器、差压变送器等要进行密封性检查,将额定压力引入仪表受压部件,持续15min,确认无泄漏。

(2)准备好被校仪表所需的标准仪器及校验设备通常标准仪器精确度等级高于被校仪表两个等级,量程应大于被校仪表量程的1.5倍。按规定接好管线及电气线路。检查正确无误后,便可进行校验。

(3)校验内容通常包括零位校验、量程校验、线性及回差校验等。

14.2.2 压力变送器和压力开关的校验

压力表是使用最普遍,和操作人员接触最多的一种压力测量指示仪表。压力表的工作原理是基于被测介质受压后使弹性元件发生变形而产生位移,从而将其转换成指针的偏转。

压力开关则是一个借助弹性元件受压后产生位移,驱动微动开关的压力控制仪表,通常使用在报警和联锁系统中。

(1)压力表的校验压力表在校验开始时也应进行如前所述的外观检查,此外还要进行零位示值检查,看其指针是否紧靠在零位限位钉上。

接着进行示值检查,观察压力表指针在全分度范围内应平稳,不得有跳动或卡住现象。压力表在轻敲表壳后,其指针值变动量不得超过最大允许基本误差的1/2。

校验按下列步骤进行。

①按下示意图14-17配接管线。

②在全分度范围内通常检查5个校验点,即0、25%、50%、75%和100%。在各校验点记录标准压力表与被校压力表的指示刻度值。当压力升到满量程时,停留5min,

观察压力表指示有无下降(即有无渗漏)现象二

③当被校压力表超过允许误差时,应进行调整。对于均匀性误差,可重定指针位置,对于非均匀性误差,则可调整扇形齿轮支撑板,并重定指针位置。

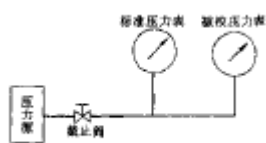


图 14-17 压力表校验

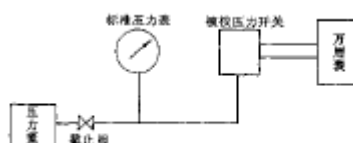


图 14-18 压力开关校验

(2)压力开关的校验压力开关除了进行如前所示的外观检查外,还要进行绝缘检查和气密性检查。

气密性检查也称密封性检查,给仪表加压到上限后切断气源(或压力源),保持 5min,要求仪表指示无下降现象甲

校验按下列步骤进行。

①按下列示意图 14-1\$配接管线。

②加压到校验点,调节压力开关设定值,直至压力开关触点切换的瞬间为止,固定设定值。

③慢慢加压,到校验点附近时,压力更要慢慢上升,直至压力开关触点翻转为止,检查此时压力值是否与校验点一致,若超过误差要求,则重新调整设定值,直至符合误差要求为止。

对于高报警情况下的压力开关,校验时压力只能由低往高调来确定压力开关触点翻转值;而对用于低报警情况下的压力开关,校验时压力只能由高往低调来确定报警值。

④检查回差值口当用于高报警情况下的压力开关,检查回差值时压力应从高往低慢慢调来确定回差值(即压力开关由高报警状态切换到正常状态的示值),当用于低报警情况下的压力开关,检查回差值时压力应从低往高慢慢调来确定回差值(即压力开关由低报警状态切换到正常状态时的示值)口

(3)仪表精度仪表精度若为一级表,即允许误差为量程范围的 1%。比如, 0—0.6MPa 的压力表,允许误差为士 .06MPa。而 2aa}saa℃ 的温度表,允许误差为士 s'c

同样 0.5 级表的允许误差则为量程范围的 o. }。仍以。-- GMPa 的压力表,允许误差为士 0.3MPa。而 200—800℃ 的温度表.允许误差为士 3℃

(4)常见故障及处理方法压力表在使用过程中常常会因使用不当造成压力表示值打翻,当压力恢复为零时,压力表示值回不到零,特别是在泵出口的压力表,常常在启动泵时,因压力很快从零迅速上升,有时还会有脉动变化,很容易造成指针打翻,所以在启动泵时最好先将压力表截止阀关闭,或者把截止阀少开一点,待压力正常后再开大,避免打翻。

压力开关在使用中也会因压力脉动而引起报警值变化,同样在操作中应尽量避免对压力开关承受大的压力脉动变化。由于压力开关装在现场,现场介质腐蚀性气体会引起开关触头接触不良,要定期检查和清洗触点,以保证接触良好。

14.2.3 热电偶和热电阻的校验

在温度测量中,热电偶和热电阻都是广泛使用的测温元件。热电偶是利用两种不同金属材料相接触产生热电势,其热电势的大小随温差的变化而变化,侧出热电势就可以反映出温度的高低。

而热电阻则是利用金属的电阻值随温度变化的特性来侧温的。

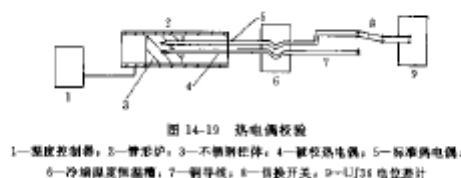
(1)热电偶的校验常用的热电偶有镍铬—镍铝热电偶(即 K 型)、铜—康铜(即 T 型)、铂—铂—铂热电偶等多种。其材质不同因而测温范围也不同。在化工装置中最最常用的是 K 型热电偶,其测温范围通常为一 40---1f1OD1C,最高可达 1zaD`c,允许误差在 2.5℃ 内。

在校验前通常对热电偶进行外观检查，看热电偶的热接点焊接是否牢固。热电偶的瓷管、保护套管、接线座及头盖是否完好。

校验按下列步骤进行。

①热电偶的校验按图 14-19 接线。将标准热偶置于不锈钢体中心，而被校热电偶则分布在周围小孔内，不锈钢体置于电炉中心，两端用石棉封住。

228



冷端恒温槽中放适量的冰水混合物，热电偶的冷端插入恒温槽中玻璃试管内。

②恒温从周围温度开始慢慢升温，当电炉温度到达被校点温度 $\pm 3^{\circ}\text{C}$ 范围内且稳定时，利用 UJ-36 测出标准热偶热电势，然后测出被校热偶热电势。根据热电势和温度对照表查出相应的温度值，即可检查其误差大小。

(2)热电阻的校验常用的热电阻是以铂或铜丝制成测温元件，如 Pt100 即是铂热电阻，其 0°C 时的电阻值为 100 欧姆，而 Cu50 是铜热电阻，其 0°C 时的电阻值为 50 欧姆。通常铂热电阻测温范围为一 200°C — $+850^{\circ}\text{C}$ ，铜热电阻测温范围为一 50°C — $+150^{\circ}\text{C}$ 在校验前对热电阻进行外观检查，热电阻元件和引线应清洁、完整，骨架无破裂，接线盒完整且密封性好。

校验按下列步骤进行。

①冰点值测定。将被测热电阻放入内径合适的玻璃试管中，将试管插入冰水混合物中稳定 30min，即可用电桥测出被测热电阻值大小。

②沸点值测定。将被测热电阻和标准水银温度计装在绝缘薄壁的套管中，然后插入沸腾的沸点槽中心，并保持沸腾状态，当热电阻值在 3--5min 内不再变化时即可测量。测出热电阻值并记下标准水银温度计示值，查热电阻和温度对照表即可知道误差大小。

(3)常见故障及处理方法热电偶在实际使用时常见故障是指示值偏低，这是因为温度的大小是由热电势大小来决定的，当接线盒内端子接触不良，补偿导线接反，都会造成热电势减少，从而导致示值偏低。

而热电阻在实际使用中常见故障是指示值偏高，这是因为温度的大小是由热电阻值大小来决定的。当接线盒内端子接触不良，连接导线接触不良都会造成电阻值增大，从而导致示值偏高。

所以保持接线盒内端子接触良好，导线接触良好对测温的正确性是十分重要的。

14.2.4 电动压力、差压变送器校验

电动式压力变送器用来测量各种流体的压力，并将被测压力值转换成 4--20mA DC 电流信号输出。

而电动差压变送器是用来测量各种流体的差压(流量或液面)或压力值。并将其转换成 4--20mA DC 电流信号输出。

(1)压力变送器的校验在进行校验前，要进行检查，检查项目有以下几项。

①外观检查。有无外壳破损，紧固件缺损，消除缺陷，使之完整。

②内部及连接检查。检查元器件、零配件有无缺损，变形，腐蚀等。检查接线盒内接线板，密封件等。③绝缘检查。用兆欧表测接线端子与外壳间绝缘电阻应在 20 欧姆以上。

校验按下列步骤进行。

①按图 14-20 接线配管。

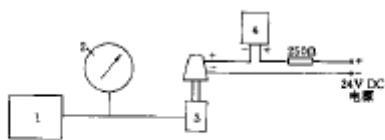


图 14-20 压力变送器校验

1—压力源；2—标准压力表；3—压力变送器；4—电流表

②将压力变送器接口松开通大气，启动电源，稳定 3min 后，变送器输出电流应为 4mA (CDC)，如不是，则调整零位使其为 4mA(DC)。

③给压力变送器施加 100%压力值，变送器输出应为 20mA (DC)，如不是，则调整量程使其为 20mA (DC)。

④重复上述②、③两步骤，直到符合为止。

⑤将变送器测量范围分为 4 等分，输入压力信号，检查压力变送器的输出电流分别为 4mA, 8mA, 12mA, 16mA 和 20mA (DC)，并符合误差要求。

(2)电动差压变送器的校验在校验前要进行检查，其内容与压力变送器相同。校验按下列步骤进行。

a 按 14-21 配管接线。

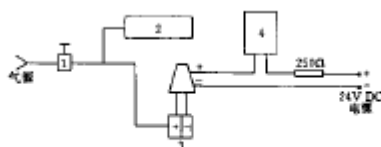


图 14-21 电动差压变送器的校验

1—差压源；2—标准数字式压力表；3—差压变送器；4—电流表

b.首先使差压变送器高低压侧接口通大气，启动电源，稳定 3min 后检查变送器输出为 4mA DC。如不是，则调整零位，输出为 4mA a

c.给差压变送器加 100%差压值(此时负压侧通大气)，检查变送器输出为 20mA DC，如不是则调整量程，使输出为 20mA DC。

d ‘反复上述 b、c 步骤，直至符合为止。

e.变送器量程范围 4 等分，按 0, 25%, 50%, 75%, 100 环逐点输入信号，变送器输出分别为 4mA, 8mA, 12mA, 16mA, 20mA 17C，并符合误差要求。

(3)常见故障及处理方法压力、差压变送器电路板是仪表重要部件，由于是电子产品，工作环境又是现场，条件比较差些，常发生故障而造成输出在 4mA 以下，这种情况的发生对参与联锁或调节的仪表系统来讲是很危险的，操作人员应及时将调节系统切入手动进行操作。

其次应定期的校正零位，尤其是差压变送器，操作人员以及仪表工都要尽量避免使差压变送器单侧(正压侧或负压侧)受压，否则容易造成零位漂移，甚至损坏仪表。

另外对差压变送器来讲，三阀组中平衡阀内漏也会造成指示偏低。对于负压管内充满冷凝液的要检查是否汽化或漏掉，对含有隔离液的要检查其是否充满，否则都会影响准确性。

14.2.5 气动薄膜调节阀的校验

调节阀是自控系统中的终端现场调节仪表设施。它安装在工艺管道上，调节被调介质的流量。按设定值的要求来控制工艺参数。

气动薄膜调节阀是由气动薄膜执行机构和阀组成的气动调节阀。包括一般的单座阀;双座阀，角型阀;套筒阀;三通阀等等。

(1)主要技术标准和检查要求主要应检查以下项目。

①外观检查。零部件齐全，装配正确，紧固件不得有松动。

②气源压力。额定值为 250kPa(或 140kPa)。

- ③输入信号
 - a.标准压力信号为 20—100kPa.
 - b.带电/气阀门定位器时，标准信号为 4}20mA DCe
 - ④执行机构气室的密封性。在 5min 内薄膜气室中压力下降不得超过 }2.5kPa.
 - ⑤基本误差、始终点偏差及回差，不超过表 14-2 的规定。它们用调节阀的额定行程的
- 百
- 分数表示。

表 14-2 气动薄膜调节阀的基本误差

项 目			不带阀门定位器	带阀门定位器
基本误差, %			±5	±1
回差, %			3	1
始终点偏差, %	气开	始点	-2.5	-1
		终点	±5	±1
	气闭	始点	±5	±1
		终点	+2.5	+1

- ⑥死区。用调节阀输入信号量程的百分数表示，不超过 2%.
 - ⑦耐压强度。以 1-5 倍公称压力试验耐压强度。不能有渗漏。
 - ⑧填料及其他连接处的密封性。应保证在公称压力下无渗漏。
 - ⑨泄漏量
 - a.双座阀类允许泄漏量为 5X10-3X 阀的额定容量.
 - b.单座阴类允许泄漏量为 10-4X 阀的额定容量。
- (2)检查和校验
- ①检查
- a.外观检查。零部件齐全，装配关系正确，紧固件无松动，整体洁净。
 - b.执行机构气室的密封性试验。将额定压力的气源输入薄膜气室中，切断气源，在 5min

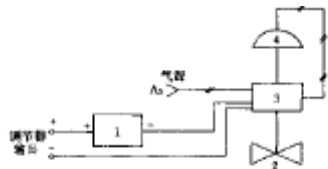


图 14-22 气动薄膜调节阀的校验
1—电流表 2—调节阀 3—电/气
阀门定位器 4—气敏薄膜头

内薄膜气室内压力下降不超过 2.5kPa

- ②校验.以带电/气阀门定位器的气动薄膜调节阀为例，校验步骤如下。
 - a.按图 14-22 配管接线。
 - b;由于调节阀一般装在现场，所以通常利用调节器输出回路中串入电流表来校验，改变调节器输出为 4mA, 8mA, 12mA, 16mA, 20mA DC，检查调节阀行程应为 0, 25%, 50%, 75%, 100%。

(3)常见故障及处理方法当调节阀发生卡塞现象时，也就是说当调节器输出信号变化时，而调节阀的行程却无变化，这时操作人员应切断前后截止阀，慢慢打开旁路阀，直至完全关闭调节阀前后的截止阀，利用控制旁路阀来控制流量，整个切换过程要尽量防止给系统造成扰动。当然调节阀若带手轮的，则可利用手轮来手操调节阀。在将该阀切出系统以后交由仪表人员检修。

14.2.6 集散系统的检查和调校

由于集散系统种类很多。各种型号集散系统又由许多子系统组成。而且它不仅要有硬件部分，还必须有相应的软件配合方能投入使用。在此，只能就其共性部分加以说明。

(1)技术要求

①硬件部分

a.外观检查。各机柜，卡件，CRT 操作站，接插件，电缆，过滤器等均清洁完好，无损伤。接触良好。

b.整个系统安装的环境条件要满足系统正常运行的要求(如温度，湿度，抗静电干扰，防鼠等)。

c.供电及接地系统要符合标准。

d.每个指示灯均要正常（亮）工作。

e.冷却风扇运行正常，不得有停运或异常响声。

②软件部分

a.键锁钥匙由专人负责保管。严格执行规定范围内的操作内容。

b.系统盘，数据库盘和用户盘必须有多份备份。要有清晰标记。应易地放在金属柜内妥善保管。

(2)检查和调校准备对一套尚未正式投运的集散系统，在投运之前必须作好下列检查。

①彻底的清洁卫生工作。以各机柜，操作站，卡件等均要做到无尘，无污染，无损伤。机房要清洁，周围环境条件要满足硬件存放的技术要求。

②就位。所有卡件，部件安装到位，不得有错。微动开关的设置，跨接线(片)连接等均要正确无误。连接电缆要正确接牢。拧紧固定用的螺钉。冷却风扇转动自如。

③检查插件板上后备电池，不能超过有效期。否则应更换新的。

④所有软件(包括系统盘，用户盘，数据库盘，诊断盘等)及组态资料等均要齐全，无误。

⑤调试用的仪器、设备事先要作好准备。

(3)通电调校

①在检查插件插入位置，方向，数量无误;电缆连接无松动;接地、供电系统符合要求后，按次序对逐个设备、子系统进行通电调试和诊断。

②用 5 位毫伏级的数字万用表对各电源电压进行测试。偏离标准范围的要作调整。

③进行所有设备的自诊断。

④对转换卡(I/O 组件)的 A/D D/A 转换精度进行检查和调整。

⑤按需要对各设备进行离线诊断和检查。(注意保护盘的内容。)

⑥对备用系统的动作检查。包括自动备用，手动备用，切换，备用允许/禁止的动作检查。

⑦检查模拟显示器的 PV(测量值)，SP(给定值)，OP(输出值)的指示。检查数字显示器的显示功能。

⑧对信号转换器的零点、量程、转换精度进行检查和调整。

⑨在所有硬件功能检查调试结束后，将系统恢复到投运状态。然后，对重要回路及重要联锁进行离线联校。

(4)常见故障及处理方法一般来说，由于 DCS 系统本身采用了先进的冗余技术和容错技术，它的一些重要部分，比如电源，控制器，主要的 I/O 组件等均采用双冗余后备及故障自动切换等手段。再加上 DCS 系统本身有很强的自诊断功能，所以一旦哪个部分发生故障，在 CRT 操作屏幕上就立即会出现系统报警信息，提醒操作人员和仪表工注意。只要及时采取措施，处理故障或更换卡件，是不会影响工艺操作的。

当变送器发生故障时，在操作画面上测量值会显示“BAD”信号，并会自动将故障回路的操作状态自动切换为手动，并且回路输出值也会保持故障前一瞬间的值，这些不须操作工干预，DCS 系统便可自动进行上述步骤。

常见的 DCS 故障有两种情形，一种是硬件故障，这种情况下，可以在不影响系统运行和生产操作的前提下，用备件把故障硬件替换下来。然后重新启动备用系统。

另一种是软件故障，常常会遇到莫名其妙的通讯中断或出错，一旦碰到这种情况，通常只要将系统复位(reset)，重新启动即可正常。严重时，则要停机后重新通电才能恢复。

14.2.7 信号报、联锁保护系统的校验

信号报警，联锁保护系统是根据装置和设备安全的工艺要求，当工艺参数超越极限值时，发出警告信息，并使相应的执行机构动作或自动启动备用系统，或实现安全停车的仪表系统。

实现报警、联锁保护系统的仪表，通常可采用可编程序控制器(PLC)，紧急停车系统(ESD);或是 DCS 中的逻辑控制模块及数字量 I/O 组件;或是继电器组件。

它们接受来自现场的开关量或接点信号口经逻辑运算后，发出指令去操纵执行器(例如电磁阀)或送出一个接点信号去启动备用设备。

(1)技术要求

①在正常工况时，它能指示装置和设备的正常开、停车运转状况。

②当工艺过程出现异常情况时，系统能发出声光报警。并按规定的程序保证安全生产。实现紧急操作(切断或排放)，安全停车，紧急停车或自动启动备用设备。也可实现延时要求。

③系统要求设有手动/自动转换开关及切除开关。

④系统还要求具有延时，缓冲记忆，保持，选择，触发及第一事故原因识别等功能。并能将事故(报警和联锁的原因)信息存储及打印的功能。

(2)离线校验在信号报警，联锁保护系统投运之前，仪表人员应对系统进行离线调试。并得到工艺人员的确认后，方可投用。

①首先必须事先熟悉报警联锁图。搞清楚每个联锁动作的含义。了解联锁保护系统的组成。有几个原因侧，几个动作侧，组成怎样的逻辑运算方案……等。

②单独对每个原因侧的仪表(包括开关量，接点信号或一次检测元件等)进行调校，保证参与联锁保护系统的报警及联锁设定值是符合工艺要求的。

③单独对执行器(例如电磁阀)进行调校。保证动作正常。

④单独对实现联锁保护功能的 PLC，ESD 或 DCS，继电器组件进行调试。逻辑运算控制模块组态应满足工艺设计要求，正确无误。

⑤按照联锁图的要求，逐个对联锁图上每个原因侧和动作侧进行调试。来验证信号报警、联锁回路是否正确无误。

(3)常见故障及处理方法信号报警联锁保护系统中常常发生仪表的误报警，这时首先检查报警灯泡是否坏，若坏了则更换。但若是程控器(PLC)或继电器、电源等重要部分发生故障，则必须把调节回路切到手动位置，经操作工和仪表工共同确认后，办好联锁停运工作票，将联锁切除，进行更换备件或检修。无论是采用短路方式还是用旁路开关方式切除联锁，均要谨慎从事，一定要对照图纸，再三核实无误后方可进行。故障处理结束后，应立即通知操作人员，并办理联锁投运工作票，经批准后方可投运。

14.3 仪表的联校

(1)概述仪表系统的联校就是检验仪表回路的构成是否完整合理，能否可靠运行，信号传递是否能满足系统精度要求，并对存在的问题进行处理，对回路进行调校的工作过程。

通常，对于施工安装、技措改造中新连接的仪表回路，以及检修、更换或长期停运的仪表回路在投运之前均要进行联校。

(2)联校前的准备工作

①根据有效的图纸，资料对所需联校的仪表回路系统进行核对、检查。核对所需联校的回路由哪些仪表组成，位号，仪表型号和规格;安装位置;连接导线(管线)的情况，接线盒(盘)端子号等等。

②核对所需联校仪表的输入、输出信号，信号传递和转换关系，量程范围，调节器正反作用，报警联锁值等。

③选用联校所需的标准仪器及信号发生器。

(3)单回路控制系统的联校

①输入回路联校

a.在现场输入端接入信号发生器，并提供标准信号。

b.检查该检测仪表的输出信号及示值，并检查调节器(包括显示仪表)的示值是否吻合。

c.对没有条件在现场检测端接入信号发生器者，可采取替代法接入信号源。

a)热电偶测量温度的，可在热电偶接线盒处的补偿导线端，输入等效热电势作为信号源。

b)热电阻测温的，可在热电阻接线盒内的端子处，用标准电阻箱送等效电阻值代替。

c)孔板差压法检测流量的，则将负压侧通大气，向正压侧送等效气压作为信号源，

d)对于用差压法测量液位的，则将负压侧通大气，向正压侧送等效气压值为信号源。

e)浮筒液位计测液位的，则采用等效砝码重力作为信号源。

联校完后，必须恢复检测端处的配管，接线。

②输出回路联校

a.在控制室内利用调节器手操输出标准信号，检查调节阀的行程是否符合精度要求。

b.调节器置“自动”，将测量值定 50，利用改变调节器给定值，检查调节器正/反作用是否合乎逻辑。

(4)串级调节系统联校通常可分成上述两个单回路控制系统进行联校。但主调节器的输出回路的联校在主调节器的输出与副调节器的外给定向进行。其他复杂调节回路则参照上述同类同方法进行。

调节系统联校通常在离线状态下进行。在线联校时应谨慎。

(5)在线联校时注意事项对处于正在运行的生产装置中的仪表回路进行联校，必须确认在联校过程中，不会对其他在线仪表回路造成不应有的影响和动作。确认有关联锁是否已被切除;有关执行器是否已与生产脱离……。在工艺操作人员确认不会影响生产的情况下，经主管部门同意后才能进行。

第 15 章分析化验和质量控制系统的准备

15.1 分析化验系统简介

(1)分析化验在化工生产中的意义一个企业成功地生产出优质产品的重要条件之一就是拥有适用可靠的分析测试手段。分析化验工作是现代工业生产及环境保护工作的重要环节。工厂的化验员不仅要按时按期对原料和产品进行分析,而且还要为生产的中间环节提供分析数据,因此,在建设一个化工装置的同时,就要根据该装置产品的性质、特点和分析项目的需要,着手筹备建立化验室,再购置必要的仪器设备等。另外,还要选拔培训合格的化验员,实行严格的科学管理,为化验工作井然有序地顺利进行做好准备。

化工分析是现代化工生产的耳目,起着指导生产的作用,在化工生产中具有十分重要的意义。

①通过对原料、中间产物及产品质量的分析,检验工艺过程是否稳定正常,为工艺参数的调整提供依据。从而减少废品和次品的生产,保证产品的信誉,为优质高产服务。

②通过对燃料、原料等物质的分析,严格控制不合格物料进厂,保证工厂的权益,并指导生产同时调整操作条件,减少物耗及动力消耗,从而降低成本,为提高经济效益服务。

③通过对化工生产过程中排放的三废物质、泄漏物质的分析及水质分析和安全动火分析,可有效保护环境卫生,消除事故隐患,避免着火及爆炸事故的发生。从而保障职工及设备的安全,为文明生产服务。

(2)化工分析方法分类一般地说,在化工生产过程中,各种物料的基本组成是已知的,只需要对原辅料和产品及从原料到成品生产中的各种中间产物进行及时准确地定量分析。定量分析可以分为化学分析法和仪器分析法。

①化学分析法。化学分析法是以能定量地完成某化学反应为基础的分析方法,它是使被测组分在溶液中与试剂作用,由生成物的量或消耗试剂的量来确定组分含量的方法。

根据在化学反应中,反应物或生成物的各种性质,如难溶性、难溶性、挥发性等可采取不同的方法进行测定.因此化学分析又分为:

a.滴定分析法。如中和滴定法、氧化还原滴定法、络合滴定法、沉淀滴定法。

b.重量分析法。如气化法、沉淀法等。

化学分析法一般适用于常量分析,不适宜测定含量过低的物质。

②仪器分析法。随着科学技术和生产水平的迅速发展.特别是计算机应用的普及,对分析方法不断提出更高更新的要求,从而促进了分析方法的不断改进,在一些先进的化工企业中,许多原来由人工分析的项目,逐渐被仪器分析所取代。特别是自动分析仪器的广泛采用,大大提高了分析速度并能及时准确地反映出中间或最终产品的质量情况,同时还能把分析结果作为自动控制的信号进行操作调节,使生产控制在最佳参数上。如在线分析所用的仪器就具有上述功能。

仪器分析法是以物质的物理性质或物化性质(如颜色、光谱、电导率、溶解度、吸附件、放射性、折射率等)为基础的分析方法。这类方法一般需要较复杂的精密仪器,所以称仪器分析法。常用的仪器分析法有:

a 电化学分析法。如电导法、电位法、库仑分析法等。

b.光学分析法。如比色分析法、光谱分析法。

c.色谱分析法。如气相色谱法、高压液相色谱法等。

仪器分析法灵敏度高,分析速度快,适用于微量组分分析,完成许多化学法不能解决的分析任务。但仪器设备一般比较精密复杂,价格较高。

目前化工分析正向着仪器化、自动化的方向发展。尽管如此,仪器分析法仍不能完全取代化学分析法。因为在仪器分析法中,关于试样的处理,方法准确度的校验等都要用化学分析法。故化学分析法仍是其他分析方法的基础,所以,化学分析法和仪器分析法必须互相配合,互相补充,以便分析过程中达到灵敏准确简便的分析要求。

(3)试样的采集与制备

①在线和离线分析采样点的选定.化工分析的主要目的是测定化工生产中的原料、中间产物、成品等大量物料中各组分的相对含量。但是,实际进行分析的物料又只能是其中的很小一部分,这很小一部分物料应具有代表性,否则,尽管分析工作怎样精密准确,但结果都不能代表大量物料,分析是役有意义的,甚至于会把生产引入歧途,造成严重的后果.因此,正确采取平均试样是得到可靠分析结果的重要前提。在化工生产中,一个装置的在线、离线采样点的选定首先是根据工艺要求的需要设定的,其次是在该点采取的样品具有代表性,能反映出生产过程中体系的平均数,第三是在该点采取样品不影响正常的连续性生产,而且安全可靠方便。对于主要特性和关键工序最好采用先进的控制监测手段进行监测即在线分析。

②试样的采集。由于物料存在的状态不同,所以采用的方法也不同。在国标和部标中,对各种物料的采样都有明确规定,分析化验员在采样时必须严格遵守。

a.固体物料的采样。固体物料可分为自然矿物和工业产品两大类.自然矿物的粒度和化学组成不很均匀,采样工作比较困难,而化工产品的粒度和化学组成较为均匀,采样工作比较简单。在采取试样时,应根据被测物料总量和包装及堆积方式的不同,按检验标准确定取样点数目和具体取样点,后用取样工具在每一取样点采取试样。将全部试样充分混合均匀,就得到原始平均试样。

另外,某些固体物料在储存或运输过程中,可能受到外界因素的影响而变质,如吸潮、风化、分解、氧化等,使袋(或桶)表面的物料与内部物料的组成不完全一致,在采样时要特别注意这一点。

从袋中取小颗粒或粉末状物料样品时,通常使用取样钻(图 15.1)取样钻长约 750mm,外径约 18mm 的不锈钢管或铜管。一端有“T”形(或直.15-1 取样钻形)金属(或木)柄。距柄端约 50mm 处开始,沿着管长方向至另一端有一宽约 12mm 的槽}1。尖端是一斜度约 30° 的角度锥,以增强钻人强度,并防止抽出时钻内的松散物流出槽口。采样时将取样钻由包装袋的一角斜插,进入袋内相对的另一角(或桶中).旋转 180。后,抽出再刮出槽中的物料。对于固体试样的制备一般采取四分法缩分。

四分法是将物料堆成圆锥体后,用平板至锥顶向下将物料压成厚度均匀的圆台,然后通过圆台的圆心将圆台分成四个相等的扇形体,弃去其中相对的两个扇形体,继续用四分法缩



图 15-1 取样钻

分剩余的两个扇形体直至达到所需要的量为止。

b.液体物料的采样。液体物料一般比较均匀,较易采取平均试样。对于静止的液体,应在不同部位采样,对于流动的液体,则应在不同的时间采样,然后混合成平均试样。在大储槽中,采样一般使用玻璃瓶,也可使用特制的金属采样器。对于有腐蚀性的物料,应使用不

受物料腐蚀的取样工具，可用玻璃瓶或陶器皿。采样时，一般在容器内由液面至容器底部直接采取混合试样。如果自槽车中采样，根据槽车的数量、体积按分析法中的规定可每车采一份试样，也可以抽车采样，但每份试样不能少于 500mL。自小储存器中采样时，取样工具多用直径约 20mm 的长玻璃管或虹吸管采取二采取件数一般规定为总件数的 2%—5%，件数少时不得少于 2 件。对于输送管道中流动的液体，用装在输送管道上的取样阀采样。根据规定，每间隔一定时间，打开阀门，先弃去最初流出的液体，然后采样。图 15-2 为一水样采集装置。



图 15-2 水样
采集装置
1—瓶塞；2—瓶塞绳；
3—瓶塞；4—采样
瓶；5—瓶塞；
6—瓶塞

c. 气体物料的采样

a) 直接采样法。根据气体试样的性质和用量选用下列方法进行直接采样，其特点是不用吸收介质，直接将气体采入容器内。

- 用玻璃容器采样。在采集地点把气体试样装在玻璃瓶或气体采集管(具有两个出口旋塞)内。

2L 以下的气体采集管，可以预先抽成高度真空，在采样地点打开密封活塞，所采气样即自动充满管内。采集管外面最好罩一层长袜状的丝网，以防止炸裂等。

如果所需气体体积大于 2L，可使用大玻璃容器(如烧瓶、细口瓶等)。采样前必须用有关气体多次冲洗容器。用于冲洗的气体体积至少是容器体积的 10 倍。

- 用玻璃注射器采样。采样前，在采样地点把注射器抽动几次，用欲采气体把注射器内冲洗干净。然后抽取气体试样，用类似眼药瓶上的皮塞将注射器口密封住。

由于采样体积受到注射器容积的限制，一般不超过 100--200mL。

- 用塑料袋采样。用于采集气体试样的塑料袋带有一个进出气体的软管，并且具备质轻、不易破裂的特点，其容积大小从 1—100mL 不等。

塑料袋所用的材料对所采集的试样物质必须是惰性的。如聚乙烯及聚丙烯基薄膜对二氧化硫及氮氧化物的耐腐蚀性较差，不宜在采集这些气样时使用。

塑料袋的进出口气管可以热封，还可以用夹子或阀门密封。

⑥. 富集采样法

- 冷冻富集。一些高沸点的组分或 CO_2 可在低温下冷冻而富集。冷冻剂是 -196°C 的液化空气或液氮，或者是 -78°C 的干冰加甲醇的混合物。冷冻富集的优点是无需解吸，缺点是携带冷冻剂不方便。

- 吸附富集。利用抽气动力抽取气体，使气体通过吸附介质，将待测组分富集在吸收介质上。根据吸收介质的不同可分为液体吸收法和固体吸附法两类。液体吸收法主要用于采集气态样品和蒸汽样品。如用水做吸收液可采集氟化氢和氯化氢，用碱液可吸收酸气，用四抓汞钾溶液吸收二氧化硫，用有机熔剂乙二胺采集二硫化碳。固体吸附法主要用来采集雾态样品或气体中的固体颗粒物。富集后将待测组分解吸和溶解，转入溶液中进行分析。

15.2 开工前的准备

(1)化验室的分类与位置的选择工厂的化验室按其工作性质可分为中心化验室和中控化验室等,它们既有分工又有共同要求。中控化验室即车间化验室,它主要担负生产过程中'半成品至成品的控制分析。中心化验室主要担负原料分析、产品质量检验任务,并担负分析方法研究改进和推广任务及全厂标准溶液配制、标定等工作任务。

中控化验室一般宜建在车间附近,以便于及时取样和报送分析结果,若发生异常情况时便于迅速与车间、岗位取得联系。而中心化验室应建在离开振源噪声源和有害物质散发处,以减轻机器车辆等展动的影响,免除有害气体、灰尘的侵袭;但还应靠近主要装置,这是两个互相矛盾的因素,在全厂总平面布置时要加以权衡使之合理。

从改进工厂设计模式,减少工厂定员的角度出发,近来设计的许多化工厂化验室趋向于联合集中布置,对某些必须就地就近采样分析的项目在现场设立分析点(站),其余一律集中布置,合并组织。同时从经济观点出发,某些频率很低的高难度检验项目(如催化剂活性检测,某些痕量分析等),不一定全由工厂自己分析,可以委托就近的大学或研究机关等对外委托进行分析。

总之,工厂应在保证试验工作顺利进行的前提下,根据各实验室的工作性质、任务,工厂具体条件,适当选择实验位置。

(2)化验室设计要求在化工生产中,工厂必须拥有中控化验室(站)和中心化验室,对装里所生产的中间产品和成品进行监控分析,还必须对生产所需要的原料进行分析,因而,在一个装置开工前,首先要建好化验室。

根据化验任务需要,应在化验室内设化学分析室、仪器分析室、高温室、天平室、标准溶液制备室、样品室等工作室,此外还应有办公室、更衣室、储藏室,有条件的还可以设微机室等。因而,对化验室的房屋结构、环境、室内设施等有特殊的要求,在筹建新化验室或改建原有化验室时都应考虑。

无论是中控化验室还是中心化验室,化验室用房大致分为三类,即精密仪器化验室、化学分析化验室、辅助室。

①精密仪器室。精密仪器室要求具有防火、防震、防潮、防腐蚀、防尘、防有害气体侵入的功能。室温尽可能保持恒定.为保持一般仪器良好的使用性能,温度应尽量保持在15—30℃,需要恒温的仪器室可装双门窗及空调装置。

仪器室可用水磨石地或防静电地板。

大型精密仪器的仪器室应设计有专用地线,接地极电阻小于4欧姆,

气相色谱室及原子吸收分析室因要用到高压钢瓶,最好设在就近室外能建钢瓶室(方向朝北)的位置。放仪器用的实验台与墙距离50cm,以便于操作与维修。室内要有良好的通风。原子吸收仪器上方设局部排气罩。

微型计算机和微机控制的精密仪器对供电电压和频率有一定要求。为了防止电压瞬变、瞬时停电、电压不足等影响仪器工作,可根据需要选用不间断电源(UPS)

在设计专用的仪器分析室的同时,就近配套设计相应的化学处理室.这在保护仪器和加强管理上是非常必要的。

②化学分析室。在化学分析室中进行样品的化学处理和分析测定,工作中常使用一些小型的电器设备及各种化学试剂,如操作不慎也具有一定的危险性。针对这些使用特点,在化学分析室设计上应注意以下要求。

a.建筑要求。化验室的建筑应耐火或用不易燃烧的材料建成,隔断和顶棚也要考虑到防火性能。可采用水磨石地面,窗户要能防尘,室内采光要好。门应向外开,大实验室应设两个出口,以利于发生意外时人员的撤离。

b.供水和排水。供水要保证必须的水压、水质,水量应能满足仪器设备正常运行的需要。

室内总阀门应设在易操作的显著位置。下水道应采用耐酸碱腐蚀的材料，地面应有地漏。

c.通风设施。由于化验工作中常常产生有毒或易燃的气体，因此化验室要有良好的通风条件，通风设施一般有 3 种：

a)全室通风。采用排气扇或通风竖井，换气次数一般为 5 次/h.

b)局部排气罩。一般安装在大型仪器发生有害气体部位的上方.

c)通风柜。这是实验室常用的一种局部排风设备。内有加热源、水源、照明等装置。可采用防火防爆的金属材料制作通风柜，内涂防腐涂料，通风管道要能耐酸碱气体腐蚀。风机安装在顶层机房内，并应有减少震动和噪音的装置，排气管应高于屋顶 2m 以上。一台排风机连接一个通风柜较好，不同房间共用一个风机和通风管道易产生交叉污染。通风柜在室内的正确位置是放在空气流动较小的地方，不要靠近门窗。

d.暖气与供电。有条件的化验室可安装管道暖气。化验室的电源分照明用电和设备用电。照明用电最好采用荧光灯。设备用电中，24h 运行的电器如电冰箱等单独供电，其余电器设备均由总开关控制，烘箱、高温炉等电热设备应有专用插座、开关及熔断器。在室内及走廊上安置应急灯，备夜间突然停电时使用。

e.实验台。实验台主要由台面、台下的支架和器皿柜组成。为方便操作，台上可设置药品架，台的两端可安装水槽。实验台面一般宽 750mm，长根据房间尺寸和需要而定。高 800--900mm,台面应平整，不易碎裂、耐酸碱及溶剂腐蚀，耐热，不易碰碎玻璃仪器等。常用木材、水磨石预制板铺上瓷砖等制成。

③辅助室

a.药品储藏室。由于很多化学试剂属于易燃、易爆、有毒或腐蚀性物品，故不要购置过多。储藏室仅用于存放少量近期要用的化学药品，且要符合危险品存放安全要求。药品储藏室房间应朝北、干燥、通风良好，顶棚应遮阳隔热，门窗应坚固，窗应为高窗，门窗应设遮阳板。门应朝外开。

b.钢瓶室。易燃或助燃气钢瓶要求安放在室外的钢瓶室内。钢瓶室要求远离热源、火源及易燃物仓库。钢瓶室要用非燃或难燃材料构造，墙壁用防爆墙，轻质顶盖，门朝外开。要避免阳光照射，并有良好的通风条件。一般规定钢瓶距明火热源 10m 以上，如有困难应有隔热措施，同时距火源不少于 5m。室内设有直立稳固的铁架用于放置钢瓶。

另外，还有办公室、更衣室等都包括在辅助室之内。

小型企业如条件所限，不能独立设立每个室，可适当合并，但最低限度化学分析室、仪器室、高温室、天平室、标准溶液室等要分开设置，这是满足分析准确度的最低要求。

(3)一个标准工厂化验室的主要仪器设备当实验室建成后，根据装置生产产品的性质特点和要求分析的项目，需要购置常用检测项目所需要的仪器设备。现以燃料油型炼油厂为例说明一个标准化实验室常用的主要仪器设备，见表 15-10

表 15-1 燃料油型炼油厂化验室主要仪器设备

名 称	单 位	名 称	单 位
1. 石油产品分析设备仪器		水分快速测定仪	台
石油产品密度测定器	套	液体密度天平	台
开口闪点和闭口闪点测定器	套	6. 加热及蒸馏设备	
非烃族测定仪器	套	常式电加热	台
石油产品馏出量测定器	套	管式电加热	台
轻质石油产品色度和结晶点测定器	套	塔式电加热	台
石油产品运动粘度测定器	套	电加热器	台
石油产品恩氏粘度测定器(自动控制温度)	套	电热恒温干燥箱	台
石油产品电炉电加热测定器	套	电热恒温干燥箱	台
石油产品电加热测定器	套	真空干燥箱	台
氢液测定器	套	红外烘干箱	台
石油产品微量水分测定器(卡尔·费休法)	套	电热恒温水浴锅	台
针入度测定器	套	超声波清洗	台
煤油无烟火筒高深测定器	套	超声波清洗器	台
发动机燃料材料性能测定器	套	单组自调调压空压器	台
发动机燃料实际胶质测定器	套	电子交流稳压箱	台
车用汽油诱导期测定器	套	电子交流稳压箱	台
石油馏分粘度测定器(双缸虹式)	套	便携式测压仪	台
石油馏分粘度测定器(环隙法)	套	5. 其他	
石油机械油测定器	套	快速自动测定仪	台
原油电导率测定器	套	全自动气体分析仪	台
2. 检测仪器类		可燃气体测定仪	台
气相色谱仪(热导和氢焰检测器, 程序升温控制装置)	台	比表面测定仪	台
气相色谱仪(热导检测器)	台	折射率分析仪	台
气相色谱仪(热导检测器的远红外干涉滤光片)	台	微量组分分析仪	台
气相色谱仪(热导检测器)	台	重氮化反应性测定仪	台
分光光度计(可见光范围)	台	半导体制冷设备	台
分光光度计(紫外、可见、近红外光范围)	台	电泳箱	台
直接式电导仪	台	电导率标准发生器	台
电导仪	台	空气压缩机	台
微量酸度计	台	高片式真空泵	台
酸度计	台	机械真空泵	台
自动电位滴定计	台	台式离心机	台
阿贝折射仪	台	台式离心机	台
3. 天平类		氮气钢瓶	台
双盘天平(微量天平)	台	二氧化碳钢瓶	台
双盘天平(分析天平)	台	高压气体分析器	台
双盘天平(部分机械加码分析天平)	台	离子交换柱水器	台
单盘天平(微量天平)	台	氮气减压阀	台
单盘天平(精密分析天平)	台	氮气减压阀	台
单盘天平(分析天平)	台	万用表	台
电子天平(微量天平)	台	各种玻璃仪器	台
电子天平(精密天平)	台	离心沉淀机	台
电子天平(分析天平)	台	各种玻璃器皿	台
电子天平(主副电子天平)	台		

随着科学技术的不断发展与进步，特别是计算机的介入，自动分析仪器的的发展有了质的变化，过去许多繁琐费时的化学分析任务被仪器分析所取代，大大提高了分析速度和准确度，特别是对连续性生产的现代化工企业中，仪器分析显得尤为重要。

现代分析仪器尽管品种繁多，形式多变，但万变不离其宗。我们可以把它概括起来分为六大基本单元(或环节)，即被测定介质的采样处理、组分的解析与分离环节、检测器与传感器、信号处理单元、信号显示单元、数据处理及数据库(见图 15-3)



图 15-3 分析仪器基本构成单元

在连续性的现代化工生产中，常常需要对生产过程中的物质成分或物理状态进行连续检测分析一即在线分析。在线分析所用的仪器称过程分析仪器或在线分析仪器。这类仪器是直接接在生产流程上连续采样并及时得出分析结果的仪器(见图 15-4)

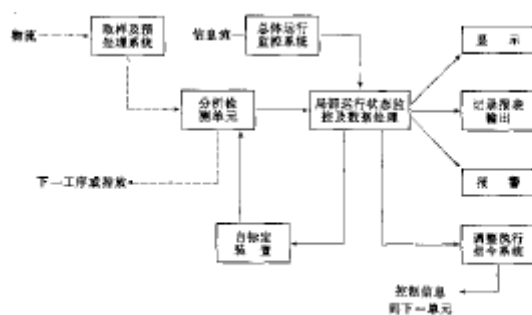


图 15-4 过程分析仪系统的基本构成
———物流，———信息流

由上述方框图所示，我们可把它看成两股通道，即物流与信息流。图中———代表物流通道，即从化工单元(或通道)取样，经过预处理系统到分析检测单元，然后排列下一工序或排空。当物流按照流程工艺要求经过分析检测单元后，给出相应的电信号(以细线表示)，也就是信息流进入局部运行状态监控及数据处理系统，按照总体或局部运行监控指令系统的要求可以发出显示，记录、报警、以及执行指令等信号，同时也可以用时序信息反馈到自标定装置，做必要的程序自整定或诊断要求，以保证仪器处于正常运行状态。过程分析仪的主要作用是：

①使化工工程能直接掌握流程中出现的异常及时调整过程条件:避免重大损失，如催化剂的中毒等。

②善于在放能(散热、冷却)与吸能环节间改进流程工艺，减少能量消耗。

③提高生产率;为采用先进管制系统创造条件。

④能及时检出泄漏:避免损失和生产污染。

⑤能及时知悉物流中浓度。

⑥能及时知悉产成品的纯度

表 15-2 和表 15-3 为典型的过程分析仪，供参考。

表 15-2 几种典型过程液体分析仪

检测对象	检测技术						
	PH/电导	ORP	FID	NIR	UV	电化学 (包括溶解)	比色 色谱
酸度	△						
碱度							△
生化需氧量 (BOD)						△	
总有机碳 (TOC)					△		
纯净水 (锅炉冷却水)	△						△
溶解						△	
溶解氧/总氮							△
溶解氧						△	
硝态化合物					△		△
硝基成分				△			
氯气						△	
氧化-还原电位		△					
密度计							△
水质 (含铁料)	△	△		△			△
污水	△	△				△	

注: FID 为火焰离子化检测器; UV 为紫外分析仪; ORP 为氧化还原电位测定仪; NIR 为近红外分析仪。

表 15-3 典型过程气体分析仪

检测对象	检测技术							
	CHEM-E	FID	红外	热导	热磁	紫外	色谱	ZrO ₂
丙烯			△					
氨			△			△		
芳烃类			△			△	△	
汽车尾气	△	△	△					
苯			△					
锅炉控制			△		△			△
丁烷			△					
一氧化碳			△	△				
二氧化碳			△	△				
乙炔			△					
氢			△					
碳氢化合物			△					
氧				△				

续表

检测对象	检测技术							
	CHEM-E	FID	红外	热导	热磁	紫外	色谱	ZrO ₂
甲烷			△					
氮氧化物	△							
氧					△			
二氧化碳			△			△		
甲苯			△					
二甲苯			△					

注: CHEM-E 为化学发光过程分析仪; ZrO₂ 为氧化锆分析仪。

仪器分析不仅用于在线分析,许多中控分析和成品的分析项目都需要分析仪器来完成。如一些物质物理常数的测定,电化学分析(电位、电导、库仑),可见吸收光谱分析(比色分析、分光光度分析),原子吸收分光光度分析,紫外吸收光谱分析,红外吸收光谱分析,气相色谱分析,核磁共振波谱分析及质谱分析等。由于分析仪器品种繁多,复杂,在此就不一一介绍了。

(4) 仪器调试及分析规程的制订与验证

①安装与调试。依据生产所需检测项目的需要及本企业的一些实际情况,选择和购置合适的分析仪器,购置仪器时要注意满足实验所需的准确度与精密度。购置好的仪器托运到实验室后,技术人员和仪器生产厂家一起要对仪器进行安装与调试,使分析仪器能正常运行。

②分析规程的制订方法。一个产品的分析规程的制订首先是根据国家标准所要求的分析项目制订相应分析规程。若没有国标,则根据行业标准。若行业标准也没有,则可以参照国际标准或国外标准,如 ASTM 标准或 BASF 标准,若是引进项目,分析规程则采用引进标准,也可以根据引进标准和国内标准(国标或行标)结合实际情况制订相应分析规程。

③分析规程的验证。产品的分析规程制订好以后,分析技术人员要在所购的分析仪器

上验证实验方法的可行性,或根据标准要求摸索最佳实验条件,建立相应的操作规程。编制产品质量分析检验规程及文件。同时要建立设计好相应的中控成品分析方法报告单,分析原始记录本等质量控制台账。

(5)实验室的技术培训工作由于分析化验工作是一项特殊的技术工种,实验人员的能力与经验是保证数据质量的首要条件。随着现代化分析仪器的应用,对人员的专业水平要求更高,化验室应配备高、中、初级经过技术培训考核合格人员承担各种相应的分析测试任务。因而,人员在上岗前必须执行“先培训后上岗”。对岗位人员进行技术技能和知识教育,使职工获得相应的资格和技能,提高分析工工作能力,牢固确立质量意识。

培训一般是由教培中心负责或委托有关部门进行培训,培训应包括基础理论知识、专业知识及基本操作、岗位操作和安全生产知识等。培训 11 结束后,必须进行应知应会考核,合格后由教培中心或劳资部门签发上岗证方能上岗,对于考核不合格者必须重新培训或不予上岗。

对实验室中各类人员文化技术要求。

①中心实验室、质量监督检验部门的负责人,宜由知识面广、熟悉本职业务的高级工程师、工程师或从事本职工作 5 年以上的助理工程师担任,并具有如下条件。

- a.熟悉并能认真贯彻质量管理和质量保证的各项方针政策、法令、法规、制度和规定。
- b.热爱本职工作,责任心强,作风正派,能坚持原则,秉公办事,认真负责,不徇情。
- c.熟悉本科(室)的业务,能指导技术工作,有较强的组织能力。
- d.熟悉并能严格执行各项技术标准。
- e.熟悉本企业生产工艺过程。

②中控化验室的负责人宜由从事本职工作 3 年以上的技术人员或工人技师担任,也可由从事本职工作 5 年以上具有技校或高中文化程度的工人中选拔,并应具备如下条件。

- a.熟悉本室承担的任务,掌握各项分析的分析规程或技术标准,具有一定的组织能力。
- b.熟悉本室使用的仪器、设备的工作原理,能排除一般故障,会维护保养。
- c.有相应的安全知识,能预防和紧急处理各类突发性事故。
- d.有一般质量管理知识,熟悉与本室有关的生产工艺及各控制点设置意义。能及时处理生产过程中发生的与本室化验室业务有关的各种问题。

③中心化验室、质监部门的分析检验人员应具备技校或高中文化程度,并达到以下条件。

- a.经过专业培训考试合格,取得有关主管部门颁发的上岗证书。
- b.熟练掌握所承担的分析、检验任务的技术标准、操作规程,有严格的科学态度。
- c.认真填写原始记录,对测定数据有分析能力,能出具正确的检验(试验)报告。
- d.能按操作规程正确使用分析仪器、设备,会维护保养。
- e.中试室配合科研项目的分析人员应根据本项目的要求,查找分析(检验)方法,能自己制订操作规程。

④中控分析人员,工序检查人员,产品外观、包装、重量、标志、储存等的检查人员和采样工,应具有初级以上文化程度,并达到以下条件。

- a.熟悉本岗位承担的任务及技术标准、工艺规程的有关要求,了解与本岗位工作有关的生产工艺、控制点的设置,
- b.认真填写分析或检查记录,有独立工作能力,有较强的责任心。
- c.凡从事半成品及工序检查、判定质量等级、出具质量证明书的检查人员,应具有 5 以上生产经验,并经专业培训,考试合格,获得上级或本企业颁发的上岗操作证。

(6)化验室管理化验室管理包括人员、工作、仪器设备、试剂、技术资料和安全等的管理,本节仅涉及一些主要方面的管理。

①原始记录的内容与管理。原始记录是化验室重要的需要保存的资料，应包括该岗位分析工作的或试验工作的全部有关内容。如中心化验室的原始记录，主要内容应包括:产品名称、编号、批号或生产日期和班次，取样日期、时间，取样地点、取样数量及代表量，执行标准号、检验原始数据、计算公式及计算结果，以及特殊情况的记录，分析人和复核人签字等。中控分析原始记录的内容因岗位和分析项目而异，但应基本包括上述内容。

原始记录的基本要求为:

a.原始记录本应事先设计好合理的格式。

b.要用圆珠笔或钢笔在实验的同时记录在原始记录本上，不应事后抄到记录本上。字迹要认真规范，记录要详尽、清楚、真实地记录测定条件、仪器、试剂、数据及操作人员。

c.原始记录除本人要检查外，还必须经过他人复核，复核包括记录是否正确，平行测定结果是否超差，校正值使用是否正确及计算结果和有效数字保留是否正确等。

d.更改记录数据的方法为在原数据上划一条横线表示消去，在旁边另写更正数据。

数据整理要求用清晰的格式把大量原始数据表达出来，必须保持原始数据应有的信息。数据整理可以用本子保存，也可以用计算机的磁盘保存。一般保存期为3年

②标准溶液的管理

a.各种化验用的标准溶液、指示剂及需要经过特殊精制和配制的溶液，如比色液等均由溶液计量组统一发放。

b.各种标准溶液应由专人负责配制标定，并由他人复核。配制和标定溶液时，应集中思想严格遵守操作规程，并认真填写好原始记录。

c.配制好的溶液应贴上标签，标签上应写明溶液名称、浓度及溶液有效期，字迹整齐清晰，不得涂改并妥善保管。

d.标准溶液应由专人负责发放，领用者不得擅自倒取。发放时应仔细核对并作好登记备检。

e.到期试剂或虽在有效期内，一旦发现标准溶液已变质和失效，不得发放，不得使用，必须重新标定或废除。

f.标准溶液应节约使用，不得浪费。

③化学药品的管理。化验室所需的化学药品及试剂溶液品种很多，化学药品大多具有一定的毒性及危险性，对其加强管理不仅是保证分析数据质量的需要，也是确保安全的需要。

a.易燃易爆试剂应储于铁柜(壁厚1mm)中，柜的顶部有通风口。严禁在化验室存放大于20L的瓶装易燃液体。易燃易爆药品不要放在冰箱内(防爆冰箱除外)。

b.腐蚀性试剂宜放在塑料或搪瓷的盘或桶中，以防止因瓶子破裂造成事故。

c.要注意化学药品的存放期限，一些试剂在存放过程中会逐渐变质，甚至形成危害物质。

d.药品柜和试剂溶液均应避免阳光直晒及靠近暖气等热源。要求避光的试剂应装于棕色瓶中或用黑纸或黑布包好存于暗柜中口

e.发现试剂瓶上标签掉落或将要模糊时应立即贴好标签。无标签或标签无法辨认的试剂都要当成危险物品重新鉴别后小心处理，不可随便乱扔，以免引起严重后果。

f.剧毒品应锁在专门的毒品柜中，建立双人控制登记签字领用制度。

④分析检验安全管理

a.采样

a)严格执行采样有关规定和标准。

b)采样器具必须符合有关安全规定口

c)到原料罐、火车汽车油槽、船舱内采样，必需由2人以上(至少一人作监护下)进行。

d)采样操作中，严禁穿高跟鞋、裙子、短袖衣，必须按规定着装。

e)登高采样必须有一人监护，并有登高保护措施。

f)采样或检查必须要进入密闭容器(如火车、汽车油槽、船舱、塔器、储料罐)的。操作前必须对容器内的氧含量及有害气体做分析,合格后方可进行。

g)对易燃易爆物料采样,严禁用金属器械敲打盛装物料的设备或管线等。

h)对易燃易爆物料采样所使用的照明器材,必须具有防爆性能。

i)对酸、碱等有害物料的采样,必须穿戴和使用相应的保护用品。

b.分析检验

a)严格执行《分析检验规程》;

b)轻质馏分严禁用电炉、烘箱加热。

c)中间馏分在非密闭电炉上加热操作时,必须人不离岗,在旁监视。

d)闪点操作全过程中,操作人员不得离岗。结束后切断电源、熄灭火源。④油品蒸馏严禁用电炉作热源。

e)分析检验中必须按规定着装。

c.分析检验仪器、设备

a)按电气、仪表、设备的使用说明或规程执行。

b)不得擅自拆卸仪表、设备的零件。

c)加温设备在升温过程中的速度必须缓慢。

d)不允许仪器、设备在超负荷的状态下运行。

e)使用易燃易爆气体、液体的设备、电气开关等必须具备防爆性能。

f)分析检验操作环境必须具备良好的通风、光线(或照明)、通道等条件。

g)分析检验室内备有相应的灭火器材。相应的环境内也应有灭火器材。

h)分析检验室动火维修之前,必须办理动火证、

15.3 开工过程常用约分析项目的分析方法

化工装置建成后,为确保开车的顺利,因而在开工过程中常会遇到一些特殊分析项目,如水质分析、馏程分析、氮气纯度分析、仪表空气露点分析、动火分析及催化剂活性分析(催化剂一般送大学或专门研究机构外委分析)等。这里对常用的一些方法做一些简单介绍。

(1)水质分析及蒸汽质量分析装置开车过程中,常需要用空气或蒸汽吹扫管线内杂质,用蒸汽为化学反应提供热源。某些装置的透平压缩机的驱动也需要蒸汽。然而,蒸汽的来源又离不开锅炉,当蒸汽中含有盐分超过规定标准时,一般称为蒸汽污染。蒸汽中盐分的来源有两种情况:一是由于饱和蒸汽带有炉水水滴,而炉水水滴中含有盐分;二是由于某些盐分能直接溶于蒸汽,因而蒸汽污染主要是由于锅炉水中含有盐分所致。为了提高蒸汽质量并防止锅炉结垢,首先要提高锅炉给水的质量,给水必须为脱盐水。另外许多生产管线的清洗也需要大量的脱盐水。同时生产过程中又需要大量的冷却水(循环使用也称循环冷却水)用于换热器降温等。所以水质分析必不可少,供水部门必须提供合格的水质,为安全生产服务。

原水(化工生产中所用的原水一般为自来水)加入药剂(防止设备腐蚀和结垢)处理后,经过换热器降低物料的温度,再通过冷却塔处理后,形成循环冷却水反复使用。而脱盐水是原水经过脱盐装置生成的,供水部门应根据冷却水和脱盐水各自标准要求分析合格后再输送到锅炉和生产中。

化工厂水质分析主要包括原水分析、冷却水分析、脱盐水和炉水分析(从锅炉里放出的水)。水质分析项目较多,不同的用途对水质的要求也不同,具体的分析项目和指标由所用设备及锅炉而定的,常见分析项目和方法标准列表 15-4。

表 15-4 锅炉用水和冷却水分析项目及方法

测定项目	测定方法或内容	方法标准
pH 值的测定	1. 玻璃电极法 2. 比色法	GB 6994.1—86 GB 6994.2—86
氯化物的测定	1. 库仑法 2. 电位滴定法 3. 汞盐滴定法	GB 6905.1—86 GB 6905.2—86 GB 6905.3—86
浓度的测定		GB 6908—86

续表

测定项目	测定方法或内容	方法标准
电导率的测定		GB 6998—86
硬度的测定	1. 高硬度 2. 低硬度	GB 6999.1—86 GB 6999.2—86
钙的测定	络合滴定法	GB 6910—86
硫酸盐的测定	1. 重量法 2. 硫酸钡重量法 3. 电位滴定法	GB 6911.1—86 GB 6911.2—86 GB 6911.3—86
硝酸盐和亚硝酸盐的测定	1. 硝酸盐紫外光度法 2. 亚硝酸盐紫外光度法 3. α -萘胺盐光度法	GB 6912.1—86 GB 6912.2—86 GB 6912.3—86
磷酸盐的测定	1. 正磷酸盐 2. 总无机磷酸盐 3. 总磷酸盐	GB 6913.1—86 GB 6913.2—86 GB 6913.3—86
氨的测定	苯酚法	GB 12146—89
地下水盐率的测定		GB 12147—89
全铁的测定	低含量地氯酸钾氧化法	GB 12148—89
铁的测定	1. 重量比色法 2. 邻菲罗啉光度法	GB 12149—89 GB 12150—89
锰的测定	亚马酮法	GB 12151—89
铜的测定	1. 红外光度法 2. 紫外分光光度法	GB 12152—89 GB 12153—89
全铜的测定		GB 12154—89
镍的测定	1. 动态法 2. 静态法	GB 12155—89 GB 12156—89
溶解氧的测定	碘量法	GB 12157—89

给水(送入锅炉的脱盐水)进入锅炉后,由于不断蒸发而浓缩,使炉水含盐浓度比给水高得多。增加排污量,使炉水含盐量降低,也可以提高蒸汽的品质,但这将使锅炉热损失增加。因而需要对炉水进行分析,在减少炉水含盐量的同时,尽量减少锅炉热损失。炉水分析常规项目主要有 PH 值、电导率、SiO₂ 等。蒸汽品质分析主要是测定蒸汽中的含量 Na⁺及 SiO₂ 含量。

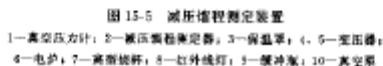
(2)石油产品馏程的测定纯化合物都有一定的沸点,但石油及其产品则是一个主要由多种烃类衍生物组成的复杂混合物,其沸点主要表现为很宽的范围。油品在规定条件下蒸馏所得到的以初馏点和终馏点表示其蒸发特征的温度范围叫馏程。馏程测定在生产和使用上都有极其重要的意义。

- ①馏程是断石油馏分组成,建厂设计的基础数据。
- ②馏程是装置生产操作控制的依据。
- ③馏程是鉴定挥发性,判断油品使用性能的重要指标。

常用的馏程分为常压蒸馏和减压蒸馏二常压蒸馏适用于测定轻质石油产品如汽油、溶剂油、煤油、轻柴油馏分组成(详细资料请参考 GB 6536-97《石油产品蒸馏测定法》和 GB 255-88《石油产品馏程测定法》);减压蒸馏适用于重柴油、蜡油、原油等质馏分馏程测定。由设备仪器、技术条件比常压蒸馏复杂,因此操作上难度稍大。在这里简单介绍一下减压蒸馏法。

本方法是按照石油化工行业标准 SH/T0165-92《高沸点范围石油产品高真空蒸馏测定法》制定的。本方法适用于减压蒸馏法测定试样馏程,用于测定蜡油和润滑油等高沸点范围石油产品。

- ①仪器。减压馏程测定装置见图 15-5



温度范围, °C	残压, kPa
200~350	≤ 67
>350	< 0.67

表 15-5 纯氮的质量技术要求

指标名称		指 标		指标名称		指 标	
		优等品	一等品			优等品	一等品
纯度 ^① , % (体积)	%	99.990	99.99	CO ₂ 含量, ×10 ⁻⁴ (体积)	%	5	10
氧含量, ×10 ⁻⁴ (体积)	%	10	10	甲烷含量, ×10 ⁻⁴ (体积)	%	5	5
氢含量, ×10 ⁻⁴ (体积)	%	5	10	水含量 ^② , ×10 ⁻⁴ (体积)	%	5	20
CO含量, ×10 ⁻⁴ (体积)	%	5	5				

① 纯度中包含微量惰性气体氮、氩、氦。

② 家标准不规定水含量。

②检验方法

a.氧含量的测定自按 GB 5831 或 GB 6285 的规定进行测定。两种方法具有同等效力。

b.氢含量的测定。按 GB8981 的规定进行测定。

c.水含量的测定。按 GB 5832.1 或 GB 5832.2 的规定进行测定。‘两种方法具有同等效力。

d.一氧化碳、二氧化碳、甲烷含量的测定。按 GB 8984 的规定进行测定。

③氮气纯度的计算。氮的纯度用体积分数}P 表示,按下式计算。

$$\varphi = 100\% - [\varphi(\text{O}_2) + \varphi(\text{H}_2) + \varphi(\text{CO}) + \varphi(\text{CO}_2) + \varphi(\text{CH}_4) + \varphi(\text{H}_2\text{O})]$$

式中, P(O₂), (H₂), p(CO), }P(CO₂), (CH₄), (H₂O)分别为氧、氢、一氧化碳、二氧化碳、甲烷和水的体积分数, %。

在计算液态氮纯度时, 不计水含量[(g) (H₂O)].

(4)仪表空气风露点的测定化工生产装置中, 现场的许多仪表采用了气动仪表。气路一般采用压缩空气。而空气中如果含水量过高, 将引起气路堵塞, 仪表锈蚀, 冬天仪表结冰无法工作等现象, 因而使用空气作气源前一定要测定空气中的水含量, 合格后方能使用。测定方法可采用 GB 5832.1-86 电解法测定, 也可采用 GB 5832.2-86 露点法测定。这里简要介绍露点法测定空气中微量水的方法, 它是一种比较经典的方法。

水分露点是在恒定的压力下, 气体中的水蒸气达到饱和时的温度。

本方法是参照 GB 5832.2-86 《气体中微量水分的测定—露点法》制定的。

①测定原理。使被测气体在恒定的压力下, 以一定的流量流经露点仪测定室中的抛光金属镜面。该镜面的温度可人为地降低并可精确地测量。当气体中的水蒸气随着镜面温度的逐渐降低而达到饱和时, 镜}I 上开始出现露, 此时所测量到的镜面温度即为露点(由露点和气沐中水分含量的换算式或查表, 即可得到气体中微量水分含量)。

②仪器。目视或光电露点仪。简单的露点仪以手动调节冷量、控制镜面降温速度, 用目视观察露的生成。该法凭经验操作, 人为误差较大。采用光电系统确定露生成的光电露点仪有相当高的准确度和精密度, 用户按需要和可能进行选择。

③分析前的准备

a.试漏。测试系统所有接头处应无泄漏, 否则会由于空气中水分的渗人而使侧量结果偏高。

b 取样设备。取样阀、取样管和流量计, 使用前取样阀要吹洗;取样管洗净再吹干或烘干, 不允许用橡皮管;流量计应针对不同气体, 用皂膜流量计标定样品的测试流量。

④一般操作步骤

a.用气体吹洗管道和测定室。对放置后刚启用的仪器, 当待测气体中水分露点约为一 GO'C 时, 应吹洗 2h 后才能进行测定。

b.调节样品气流量至规定范围内。

c.开始制冷, 当镜面温度离露点约 5℃时, 降温速度应不超过 5℃/min, 对不知道露点范围的样品气, 可先进行一次粗测。

d.停机后, 样品气的进出口拧上密封螺母。

⑤结果处理。两次露点测定结果的算术平均值为露点值, 两次露点测定结果之差应小

于 GB 4471--84 中有关重复性的规定。露点换算详见 GB 5832 • 2--86

⑥报告。报告应包括下列内容。

- a.分析日期、室温、大气压。
- b 取样地点、编号、容器内压力。
- c.样品名称。
- d.分析结果:水分在样品气中的浓度。
- e.测定时观察到的任何异常现象。
- f 该标准中未包括的即自己选择的其他操作。
- g.分析人员姓名。

(5)动火分析化工生产中所接触的物料多数是易燃易爆物,可燃性气体、可燃性液体的蒸气或可燃性粉尘与空气混合,达到一定范围时、可能引起燃烧乃至爆炸,因而在化工生产中检修用于输送、盛装易燃物料的设备、管线时,或在可燃易爆区域内动火时,应将系统和环境进行彻底的清洗或清理。如该系统与其他设备连通时,应将相连的管道拆下断开或加堵金属盲板隔离再进行清洗。然后用惰性气体进行吹扫置换,再行动火分析。在氧含量和有机物含量达到规定的要求时,才能开火票进行动火;

以往的动火分析是采用现场采样,在化验室用气相色谱分析氧气含量和有机物含量。随着科学技术的不断发展,目前动火分析一般采用便携式可燃性气体及氧气显示报警仪。这种仪器的最大特点是方便快捷。

仪器的使用与报警。可燃性气体浓度的显示值取决于易燃气体与空气中的氧气进行的催化燃烧所发生热量。可燃气体浓度爆炸下限大于 4%的可燃气体或蒸气,它们的浓度应小于 5%;爆炸下限小于 4%的可燃气体或蒸气,浓度应小于 0.2%。在某一个封闭的区域,可能会出现含氧较低,即含氧量远远不能满足人类生命的需要,但只要氧含量不低于 10%,则不影响对可燃性气体的测量。但含氧量读数是很重要的,在一个封闭的区域内,氧气浓度偏低表明某些气体已置换了较多的空气或某一工艺过程已耗去较多的氧气。

当开始对一个封闭区域进行检测时,则需要把采样管送进该区域,此时要注意所选择的采样点需具有一定代表性,当可燃气体表头和氧气表头已指示在危险条件区域,即仪表开始声光信号报警时,那么就有必要对该区域进行及时的处理。含氧量的测量实际上是对被测气体中氧分压的检测。为此,大气或样气的压力的变化将引起氧气读数的变化,在不同的海拔高度检测时,仪器需要进行标定与调整,具体请参考仪器使用说明书。

注意:如果氧传感器工作于二氧化碳气体中,则传感器使用寿命会缩短,当二氧化碳浓度高时,氧表头可能出现不正常。

(6)的闪点的测定闪点是指在规定条件下,加热油品所逸出的蒸气和空气组成的混合物与火焰接触发生瞬间闪火时的最低温度,以℃表示。因而,闪点是油品重要的指标,通过闪点可以判断油品馏分的轻重,同时可以鉴定油品发生火灾的危险性。

闪点的测定值是有一定条件的,条件变了,闪点就会变化。根据石油产品性质和使用的条件不同及测定条件不同,方法也不同,大致分为开口杯法和闭口杯法。开口杯法多用于润滑油、重油闪点的测定,闭口杯法多用于轻质油品闪点的测定。

①克利夫兰开口闪点测定法。本法是按国际标准 ISO2592-1973《石油产品闪点和燃点测定法》(克利夫兰开口杯法)制定的。它不适用于测定燃料油和开口闪点低于 79℃的石油产品。

a.仪器和材料

a)仪器。克利夫兰开口杯仪器,包括一个试验杯、控制器、点火器、加热器和温度计支架;防护屏,推荐用 45cm 见方、61cm 高有一个开口面,内壁涂成黑色的防护屏;温度计(局浸型)。

b)材料。无铅汽油或其他合适的溶剂。

b.仪器的准备

a)将仪器置于无风房间中水平固定的台上。以适当的方式使仪器的顶部避免强光,以便易于观察闪火现象。有的实验要在实验室的通风柜中进行(有些试样的蒸气或热分解产物是有害的,允许将有防护屏的仪器安置在通风柜内,但在距预期闪点前 56℃,调节通风,使试样的蒸气既能排出而又能使试验杯上面无空气流动),当升温至离预期闪点 17℃时,要特别注意避免由于操作者的漫不经心动作或在杯旁呼吸面搅动试验杯中的蒸气而影响测定结果。

b)用无铅汽油和其他合适的溶剂洗涤试验杯,以除去前次试验留下的所有油迹、微量胶质或残渣。如有炭渣存在,应用钢丝绒除去,用水冲洗试验杯,并在明火或加热板上干燥几分钟,以除去残存的微量溶剂和水。使用前应将试验杯至少冷却到低于预期的闪点 56℃

c)将温度计放在垂直位置,使其球底离试验杯底部 6mm,并位于试验杯中心与边之间的中心点测试火焰扫过的弧(或线)相垂直的直径上,并在点火器的对边。注意温度计的正确位置应使温度计上的浸入刻线位于试验杯边缘以下 2mm 处。

c.操作步骤

a)将适宜温度的试样装入试验杯中(粘稠试样应在注入试验杯前先加热到能流动,但加热的温度不得超过试样预期闪点前 56℃,使弯月面的顶部恰好至装样刻线。如果注入试验杯中的试样过多时,则可用移液管或其他适当的工具取出多余的试样。如果试样沾到仪器的外壁时,则需倒出试样,洗净烘干,重新再装试样,要除去试样表面上的气泡。含有溶解或游离水的试样可用氯化钙脱除,用定性滤纸过滤或疏松干燥的脱脂棉脱除。

b)用点火器点燃试验火焰,并调节火焰直径到 4mm 左右,与仪器上金属比较小球的直径相同。

c)开始加热时,试样的升温速度为每分钟 14—17℃,当试样达到低于预期闪点 56℃时,要减慢加热速度,在达到预期闪点前约 28℃,升温速度应控制在每分钟 5—6℃

d)在预期闪点前 28℃时,开始用试验火焰扫划,温度计上的温度每升高 2℃就扫划一次。试验火焰须在通过温度计的直径垂直线上或沿着半径至少有 150mm 的圆弧线上划过试验中心。扫划动作要平稳、连续进行。试验火焰的中心必须在试样杯边缘面上约 2m。以内的平面上移动。先向一个方向扫划,下次再向相反的方向扫划。试验火焰每次越过试验杯所需时间约为 1s。

e)当试样液面上任何一点出现火时,立即记下温度计上的温度读数。但不要把有时在试验火焰周围产生的浅蓝色光环与真正的闪点相混淆口

d.大气压力修正。试验时,若大气压力低于 95300Pa (715mmHg)时,试验所得的闪点应加上表 15-6 所示的修正值作为试验闪点。裹 1s-s 大气压力修正表

大 气 压 力		修 正 值,℃
Pa	mmHg	
95300 ~ 88200	715 ~ 665	2
88200 ~ 81300	665 ~ 610	4
81300 ~ 73300	610 ~ 550	6

e.精密度。用下述规定来判断实验结果的可靠性(95%置信率):

a) 重复性。同一操作者用同一台仪器重复测定两次结果之差不应超过 8℃

b)再现性。由两个试验室不同的操作者取得的结果之差时不大于 16℃

f.报告。在符合本标准的精密度时,取两个试验结果的平均值作为闪点。

②闭口闪点的测定。本方法(引用 GB/T261-83)适用于石油产品用闭口杯仪器。在规定条件下加热到其蒸气与空气的混合气接触火焰发生闪火时的最低温度,称为闭口杯法闪点。

a 仪器。闭口闪点测定器;温度计;防护屏,用镀锌铁皮制成,高度为 550--650mm,宽度以适用为宜,屏身内壁涂成黑色。

b.准备工作

a)试样的水分超过 0.05%时,必须脱水,脱水处理是在试样中加入新煅烧并冷却的食盐,硫酸钠或无水氯化钙进行,试样闪点估计低于 100℃时不必加温,闪点估计高于 100℃时,可以加热到 50---80℃.脱水后,取试样的上层澄清部分供试验使用。

b)油杯要用无铅汽油洗涤,再用空气吹干。

c)试样注入油杯时,试样和油杯的温度都不应高于试样脱水的温度。杯中试样要装满到环状标记处,然后盖上清洁、干燥的杯盖,插入温度计,并将油杯放在空气浴中。试验闪点低于 50℃的试样时,应预先将空气浴冷却到室温[(20 ± 5)℃]。

d)将点火器的灯芯或煤气引火点燃,并将火焰调整到接近球形,其直径为 3--4mm.使用灯芯的点火器之前,应向器中加入轻质润滑油(如缝纫机油、变压器油等)作为燃料。

e)闪点测定器要放在避风和较暗的地点,才便于观察闪火。为了更有效地避免气流和光线的影响,闪点的测定器应围着防护屏。

f)用检定过的气压计,测出试验时的实际大气压 P。

c.试验步骤

a)用煤油灯或带变压器的电热装置加热试样,加热时应注意闪点低于 50℃的试样,从试验开始到结束要不断地进行搅拌。并使试样温度每分钟升高 1℃闪点高于 50℃的试样,开始加热的速度要均匀上升,并定期进行搅拌。到预计闪点前 40℃时,调整加热速度,使在预计闪点前 20℃时,升温速度控制在每分钟升高 2--3℃,并还要不断进行搅拌。

b)试样温度到达预期闪点前 10℃时,对于闪点低于 104℃的试样每经过 1℃进行点火试验;对于闪点高于 104℃的试样每经过 2℃进行点火试验。

试样在试验期间要转动搅拌器进行搅拌;只有在点火时才停止搅拌二点火时,使火焰在 0.5S 内降到杯上含蒸气的空间中,留在这一位置 1s 立即迅速回到原位。如果看不到闪火,就继续搅拌试样,并按本条的要求重复进行点火试验。

c)在试样液面上方最初出现蓝色火焰时,立即从温度计上读出温度作为闪点的测定结果。得到最初闪火之后,继续按照⑥进行点火试验,应能继续闪火。在最初闪火之后,如果再进行点火却看不到闪火,应更换试样重新试验;只有重复试验结果依然如此,才能认为测定有效。

d.大气压力对闪点影响的修正

a)观察和记录大气压力,按式(15-1)或式(15-2)计算在标准大气压力 101.1kPa 或 760mmHg)时闪点修正数 of C°)

$$\Delta t = 0.25(101.3 - p)$$
$$\Delta t = 0.0345(760 - p)$$

式中, P 为实际大气压。式(15-1)中 P 的单位为 kPa

式(15-2)中 P 单位为 mmHg

b)观察到的闪点数值加修正数,修约后以整数报结果。

此外,式((15-2)修正数 $\Delta t(^{\circ}\text{C})$ 还可以从表 15-7 查出。

表 15-7 温度 $O_t(^{\circ}\text{C})$ 修正数

大气压力 mmHg	修正数 $\Delta t, ^{\circ}\text{C}$	大气压力 mmHg	修正数 $\Delta t, ^{\circ}\text{C}$
630~658	+4	717~745	+1
659~687	+3	775~803	-1
688~716	+2		

注: 1mmHg=133.322Pa.

e.精密度。用以下规定来判断结果的可靠性(s5%置信水平)。

a)重复性。同一操作者重复测定两个结果之差, 不应超过以下数值:

闪点范围, °C	允许差数, °C
≤104	2
>104	6

b)再现性。由两个实验室提出两个结果之差, 不应超过以下数值(不适用于 20 号航空润滑油)。

闪点范围, °C	允许差数, °C
≤104	4
>104	8

f.报告。取重复测定两个结果的算术平均值作为试样的闪点。

15.4 日常生产过程中的中间控制与产品质量控制

在化工生产中, 产品质量的优劣, 除了工艺和设备对它的影响外, 原辅料的质量把关, 产品的中间控制和成品质量控制也是极为重要的。

(1)原辅料的质量控制车间要想生产出优质的产品, 就必须有合格的原料做保证、原辅料规范检验是避免不合格原料流入生产线的关键。当外购原辅料进厂后, 供销部门或生产科通知计量部门对原料计量后, 即通知质检科。质检科接到通知后, 由分析工前往货源点采样。分析工应根据生产原料的厂家提供的产品质量证明文件, 对原辅料的产地、品种和批号进行核对, 确认无误后, 即可按照《原辅料采样及验收标准》中的有关规定采样, 并在规定时间内, 按照规定的方法对有关分析项目进行检验《留样保存;以备复检》。检验完毕, 由化验员填写原辅料化验单交供销科和生产调度。凭原料化验合格单, 该原辅料方可入库待用。对于不合格的原料, 应办理退货或按其他方式处理。

若生产急需, 需紧急放行时, 生产科应先填写紧急放行申请单交质检科, 质检科应立即对其进行采样, 先根据紧急放行申请单中的项目进行检验, 若符合紧急放行申请单上所提出的指标, 立即在紧急放行申请单上签字, 才可放行, 但生产科或生产车间必须在该批原料上做好明确的标记或流向记录, 以便在需要时采取必要措施。

生产车间在使用外购原辅料过程中, 如对检验部门的检定持有异议时, 可填写内部质量信息反馈卡, 向质检科反馈。质检科收到反馈卡后, 立即组织交检, 并将交检结果填在反馈卡上, 交生产车间和生产科。若交检合格, 维持原判。车间查找原因, 若交检不合格, 质检科应通知生产科和车间停止使用, 并由供应部门办理退货手续。

(2)生产过程的中间控制从原料到产品的形成, 要经过一个中间过程, 对中间过程的控制, 是预防不合格品流入下道工序的重要手段

技术科和生产车间等有关部门, 通过工艺分析, 共同商定设置流程质量管理点位置并确定采样频次、项目及分析项目指标, 绘制成工艺卡片。中控分析岗位的分析人员按照工艺卡片规定的采样点和采样频率, 定时对各控制点进行采样, 并按照工艺卡片和规定的分析项目和方法进行检验。

各控制点的检验结果登记在各岗位的操作记录上, 车间工艺技术人员或操作工根据分析结果指导或调整相应的工艺参数, 若中控分析检验的结果未达到工艺卡片指标的要求, 则该过程的产品不得转入下道工序, 可采用回流等措施, 直至检验数据合格才能转入下道工序。

由于化工生产的连续性等特点。分析人员要做到“三及时”即及时采样、及时做样、及时报结果。在有中间储存设施时, 一般检验结果没有出来前, 该过程的产品不得转入下一工序。对生产装置运行出现不平稳的情况下, 生产车间可以通过临时增加频次和分析项目来指导生产直至生产平稳,

中间控制应包括原料投料后进入生产运行状态的所有规定的中间产物分析和投入成品

罐前的成品分析。

(3)产品质量控制当原辅料打入车间原料罐后投入生产，经过中间过程的质量把关，最后生产出成品。经中控检验合格的成品才能打入成品罐，等待质检科成品组化验员化验。生产的每一批成品，都必须经过质检科化验员检验。化验员必须按照相应的规定采样和留样。有包装容器的产品，则应同时核对数量，核查批号是否符合，标识是否清楚等。

采来样品后、由化验员按照产品质量标准中所规定的项目方法逐项进行检验分析。各项检验结果填写在原始记录上，需计算的应按所规定的方法公式进行计算，结果的情度应与所

用仪器的精度一致。所有检验过程的原始记录应属实、正确、清楚，不得随意涂改，化验员应签名并对数据负责口

桶装或袋装成品的重量验证由质检科检查组按照《定量包装商品计量监督规定》对每批产品抽样检验并做检验记录，检验合格后方可入库。对于用桶、槽车或船装成品时，必须由质检科包装容器检查组的检验工按照有关规定检查桶、槽车、船。检查合格后，才能将产品装入。当产品装入桶、槽车、船后，成品化验员还必须抽检，直到检查合格后，才能开产品合格化验单。

对于化验不合格的产品，检验人员应在检验报告单、检验记录上填写清楚，应通知有关部门及时纠正，已包装好的产品则应做好标记隔离存放。

(4)一个标准装置的分析项目在化工生产中，从原辅料到最后产品的形成，要经过多道工序的操作。对每一个环节的严格控制与把关是预防生产不合格产品的重要手段，因而，对于一个标准装置的生产，在其装置工艺规程中对产品的控制分析项目(包括采样点、控制值和正常采样频率)都有严格的规定，并制成工艺卡片。根据装置运行的实际情况，每年由生产车间的工艺员修定工艺卡片，车间主任认可，并交相关部门如技术科、生产科、质检科、机动科和安全科会签，最后由技术厂长或总工程师签字认可方能实施。新的工艺卡片实施后，质检科要严格遵守工艺卡片纪律，并将分析结果及时报给生产车间及相关部门.生产车间根据质检科提供的分析数据及时调整工艺参数，以确保生产出合格产品。

现以 4 万 t/a 苯酐装置为例，说明一个标准装置的分析项目。

苯酐是一种重要的有机原料，本例的苯酐是采用邻二甲苯为原料与过量空气的混合物在 2ZO5-TiO2:催化剂上，在固定床列管式反应器里于 440--470℃及高空速下反应生成苯酐的，根据正常工艺条件要求，其分析项目如表 15-8 所示。

表 15-8 苯酐控制分析项目

控制项目	采样点	分 析 项 目	控 制 值	正常频率
(1) 原料分析	邻二甲苯 苯酐制罐	① 外观 ② 纯度 ③ C ₈ 以上芳烃含量 ④ 非芳烃含量 ⑤ 苯乙烷含量 ⑥ 色度 ⑦ 总酸含量	无色透明液体 ≥99.5%(w/w) ≤1.0%(w/w) ≤0.5 ≤500×10 ⁻⁶ ≤20(Pt-Co)色号 ≤0.4 mg NaOH/100mL	1 次/批 或 1 次/周
(2) 反应器来 的产品气	W104 出口	原料 苯酐酸 仲羧酸 苯酐 产量、CO、CO ₂	2%~5% 0.3%~1.0% 0.1%~0.3% ≤0.10% 按 标 测 定	1 次/周
	反应器 出口	反应负荷	按 标 测 定	

续表

控制项目	采样点	分析项目	控制值	正常频率
(3) 粗苯酚	B108 入口	酚 苯酚 邻甲酚和间甲酚 苯酚 苯二酚 苯胺	0.02%~0.3% 0.2%~0.4% ≤0.1% ≤0.10% 0.5%~1.5% ≤1.5%	1次/天
(4) B115 洗涤水	P115后	总酸	20%~30%	1次/4小时
(5) K201 蒸馏 物料	P214 出口	苯酚 酚 苯酚 邻甲酚和间甲酚	40%~70% 10%~25% 20%~40% ≤0.5%	1次/周
(6) K202 蒸馏 物料	P203 出口	苯酚 酚	60%~70% 0.3%~1.0%	1次/周
(7) K202 蒸馏 物料	P215 出口	苯酚 酚 苯酚 苯二酚 结晶点 熔融色值	≥95.7% ≤0.05% ≤0.1% ≤0.1% ≥130.7℃ 10~40 (Pt-Co 号)	1次/天
(8) B12 物料	P225 出口	同上 (7)	同上 (7)	1次/天
(9) 成品苯酚	成品库	参照 GB/T 15396—94		1次/天
(10) 锅炉给水	B106 出口	pH 值 氧含量 铜含量 SiO ₂ 含量 总铁 总铜	8.0~9.5 ≤0.007mg/L ≤0.3mg/L ≤0.02mg/L ≤0.02mg/L ≤0.005mg/L	1次/4小时 1次/8小时 1次/月
(11) 炉水	CW101 排汽	pH 值 电导率 SiO ₂ 含量	8.5~9.5 ≤50μS/cm ≤2mg/L	1次/4小时

注: W104 为气液分离器; B108 为粗苯酚罐; B115 为洗涤水罐; P115 为洗涤水泵; K201 和 K202 为蒸馏塔; P203、P214、P215 和 P225 为采料泵; B12 为成品罐; B106 为冷却器; CW101 为塔底冷却器。

以上为苯酚装置的日常分析项目,除上述项目外还有一些分析频率较低的项目如:传热油 1 次/6 个月,分析项目包括沸点、比热容、密度、运动粘度、闪点、着火点。熔盐熔点 1 次/年。

15.5 忽视质量或分析工失误造成重大损失实例

(1) 例一 1991 年 6 月 10 日,某化肥厂发生一起因一段炉催化剂结炭事故,合计停工 8 天,更换催化剂 34.7t,直接经济损失 110 万元。

5 月 31 日,化肥厂年度大修后恢复生产。6 月 5 日 8 时,出现终脱硫硫含量超标(指标 ≤0.2X10⁻⁶,实际 0.27X10⁻⁶),经调整工艺参数后恢复正常。6 月 9 日 8 时,一段炉 3m 处温度、炉管压差和工艺气中甲烷均呈上升趋势,虽立即减了负荷但仍未见好转。10 日 7 时 30 分,终脱硫硫含 t 再次超标,且高达 0.73X10⁻⁶。10 时 30 分,终脱硫硫含量上升至 2.50X10⁻⁶,严重超标。此时,一段炉出现 19 根炉管变红,炉管压差由 0.22MPa 急剧上升到 0.249MPa。化肥厂紧急停工进行检查,发现 F1201 一段转化炉炉管上部 3m 处呈不同程度结炭。

事故原因提供原料的某炼油厂常减压装置二线和常顶之间的跨线上,没有及时加设盲板,使常二线组分漏入石脑油中,引起石脑油质量严重恶化。在正常石脑油加氮工艺条件下,钴钼催化剂对高沸点的硫化物是脱不掉的,这是导致终脱硫超标和一段炉转化催化剂硫中毒以及产生高级烃热裂解结炭的主要原因。

教训质量管理体系执行不严,对严格控制化肥用石脑油干点指标的重要性认识不足,未采取进一步的措施,导致事故发生。

(2) 例二 1987 年 3 月 23 日,某炼油厂常减压车间热油泵房发生一起火灾事故,致使常减压装置停工 12h。造成直接经济损失 0.29 万元一间接经济损失 5.91 万元。

事故原因造成这起火灾的原因是该厂检查科当班化验员到常减压车间采常三线样时,

由于室外采样点的油凝固,为了图方便,私自去热油泵房正在运行的常三线泵出口放空阀采样。当将放空阀门打开一圈时,由于放空管凝结,没有出油。随即又将阀门开了一圈,这时,压力很高的高温蜡油喷出自然着火。他用棉衣捂了一下,没有把火捂灭,反而滑倒被高温蜡油将右腿局部烫伤。在无法关闭阀门的情况下,便跑出泵房回检查科。这是一起极其严重的有章不循,违反操作规程所造成的事故。

教训化验员采样时一定要在规定的采样点采样,若采样点出现问题无法采样时,可找操作工来解决,切不可私自改变采样点。

(3)例三 1994 年,某化工厂生产所需的一槽车(50t)外辅料邻二甲苯进厂,按常规要求,邻二甲苯应做纯度、色度、游离酸三项分析,在三项指标都达到要求的情况下才能入库。但当时由于分析纯度的仪器出现故障,无法测定其纯度,只做了其他二个项目,厂里仅根据游离酸和色度合格情况下就同意入库,并打回原料罐投入生产。事后仪器维修好后,分析人员对上述原料重新分析发现,该原料不是邻二甲苯而是苯。由于原料不对造成了近 2a 万元的经济损失。

(4)例四 1994 年,南方某石化企业炼油厂下属的三产企业生产的煤油,由于不重视产品质量,将不合格产品当作合格产品出厂,造成伤人事故。

(5)例五 1995 年,南方某石化企业生产的航空煤油,其中腐蚀一项指标不合格。由于分析人员工作疏忽,将不合格的产品判为合格品出厂,造成厂外大的质量事故。

(6)例六 1996 年,某技术监督部门在抽查某化工厂生产的聚丙烯产品时,由于熔融指数牌号不合格,判该厂聚丙烯为不合格产品。给该厂造成了一定的经济损失。后经反复研究发现,原因是由于样品在预处理过程中要求加入的一种外购抗氧剂有质量问题,造成熔融指数偏高,牌号和标准对不上。

(7)例七 1998 年,某单位购买某化工厂生产的一级品增塑剂 8t,由于有关人员质量意识淡薄,运输所用的槽车(原来装过柴油)没有经过洗涤,也未经容器质量检验员的检查,直接用来装增塑剂,造成增塑剂污染,经济损失达 2 万多元。

15.6 环境监测的主要内容与检测方法及大气环境质量标准

(1)环境监测的主要内容按照中华人民共和国环境保护法(试行)规定,环境是指大气、水、土地、矿藏、森林、草原、原生动物、野生植物、水生生物、名胜古迹、风景游览区、疗养区、温泉、自然保护区、生活居住区。包括未被人类改造和已被人类改造的自然环境。环境是人类赖以生存的条件。根据人类与环境的密切关系和人类对自然环境改造加工的程度,由近到远,由小到大,将环境分为聚落环境、地理环境、地质环境、星际环境。人类在改造自然发展经济的同时,如果不采取有效的措施,将对人类自身赖以生存的环境造成严重的破坏。各种各样的化工企业更是产生这种破坏的重要根源。因此,每一个从事化工生产的职工都应充分意识到对于环境保护的责任,学习有关环境保护和检测方面的知识。

环境监测是指测定各种标志环境质量数据的过程。环境监测是一门综合性的实用技术和应用科学,它不仅限于得到一批环境监测的数据,更重要的是应用数据来描述和表征环境质量的现状,预测环境质量的发展趋势,采取必要的环境保护措施及治理方案。

①环境监测的主要内容

a.大气污染监测。大气污染监测是指测定大气中污染物质及其含量。大气污染物有 100 多种,但标志环境质量的必须项目只有几种,大气污染物的浓度变化与气象有着密切的关系,因此,在监测大气污染物的同时,必须要测定风向、风速、气温、气压和相对湿度等气象参数。

大气污染监测还包括污染源监测,污染源监测包括固定源及无组织排放的流动污染源的监测。

b 水质污染监测。水质污染的监测包括环境监测及废水监测两个部分,环境监测主要是指对江、河、湖、海及地下水水体的评价、污染源排放废水的监测,由于污染源的不同,洲定项目也就不同,对江、河、湖、海及排污渠道还要测定流速及流量。

c.土壤污染监测。土壤污染是两方面因素引起的,一是工业废弃物,主要是废水及废渣,另一个是化肥和农药引起的副作用,前者是主要的。监测的主要项目是对生物有害的重金属,如铬、镉、铅、汞及残留的有机农药等。

d 生物污染监测。无论是动物还是植物都是从大气、水体和土壤中直接或间接吸取各自的营养,环境受到污染时,有害污染物质还会在生物体内富集。这些生物用于人类生活时,就会危及人体的健康,因此生物体内有害物质的监测也是环境监测的对象之一。监测项目视污染状况而定,如砷、镉汞及有机农药等。

e.噪声污染监测。工矿区及交通枢纽的噪声污染,直接危害人体身心健康。噪声污染的监测包括噪声的控制及监测。

f.放射性污染监测。核工业生产及核动力使环境受到放射性污染, α, β, γ 射线对人体有很大危害,因此对放射性辐射的监测,也是环境监测的重要内容之一。

②环境监测的意义和作用。为了控制污染和保护环境,需要对标志环境质量的各项指标(如大气中的 SO_x, NO_x , 飘尘, 光化学氧化剂等), 标志各种不同用水质量指标(如饮用水、农田灌溉用水等)及污染物的排放标准, 即污染物控制标准等, 还有对各种毒物在土壤及动植物体内的含量等进行测定, 因此对环境监测来讲, 就是监视环境质量的变化, 测定代表环境质量指标的数据, 以满足研究、监视、事故环境评价的需要, 使人们了解环境污染的情况, 预报污染的趋势, 决定防治的对策, 评价治理效果。由此可见, 环境监测在我们日常生活中有着非常重要的意义和作用。

(2)环境检测的主要方法

①污染源的检测和调查。一个化工生产装置投入生产以后, 它带来的副作用将是对周围水质和周围空气不同程度的污染, 为了消除污染、保护化工厂及其周围环境, 必须搞清楚生产过程给环境所带来的污染, 要把污染检测出来, 确切了解污染的程度如何, 影响怎样, 污染范围有多大。通过对污染源和环境进行检测, 可以弄清污染物的产生、分布、迁移、转化、消长等的规律, 对环境质量作出评价, 从而为控制污染源、制定防止污染对策提供科学依据。

水样采集时的布点原则如下。

a.流经城市的河流至少应在城市的上游, 中游和下游各设一个断面。城市供水点的上游 1000m 处至少设一个采样点。

b.为追溯污染源, 可在支流入河口前 10m 处布点。

c.河面宽度 30m 以上时, 可于左、中、右布设三个采样点, 30m 以下在河流左右两边有代表性的位置布点, 河宽 10m 以内可只在河流中心主流线上布一个采样点。

d.河流深度超过 3m 时, 各断面的上下层布置两个采样点, 3m 以内可只取表层水样。有时为了追溯污染物质的分布及时空变化, 可进行定点连续测定。

e.湖泊、水库除在入口及出口处布点外, 可按面积大小划成 2km² 的方块, 每个方块内布一个采样点。水深 10m 以内, 可距水面 30--50cm 只取表层一个水样。水深大于 10m 时可同时取表层及底层(距湖底 2m)两个水样。

大气污染是由污染源排放的污染物经扩散形成的, 而污染物的扩散又是排放量、时间和空间的函数, 因此大气污染的特点是范围大, 随时间变化, 受气象、季节、地形、地物等影响强烈。这样, 对于大气污染的监测就必须在一个地区内进行多点连续监测, 通过对自动记录的大量科学数据的分析研究, 才能较准确地掌握这一地区大气污染的状况, 为进一步研究污染物分布、变迁的规律, 对人体、植物等的影响, 以及为污染的预报和治理提供科学依

据。在大气监测中，网点的布设可参照表 15-9 进行。

表 15-9 大气监测采样点布设方法

方 法	布 点 内 容	适 用 方 法
网格布点法	按方格法布点布设采样点	区域大气污染
同心圆布点法	以污染源为中心，画三个以上的同心圆，在每个圆上布设 6 个以上采样点	多个污染源中的污染源
扇形布点法	在污染源下风向，以污染源为中心画扇形，扇形面内布设 5 个以上采样点，扇形面不少于三条，每条线不少于 3 个点	单点污染源
联合布点法	同一地区用几种布点法	多样污染源
功能分区布点法	按工业区、居民区、交通源、风象敏感区等特殊要求布点	不同功能区

工厂的环境监测工作主要是做好对污染源的日常检测。对工厂、车间、工段的废水、废气排放口和废液定期点取样，或设置自动检测仪器，进行有害物质浓度、数量的分析测定。此外，对厂内污染在厂外所造成的污染状况也要进行系统的调查。对于更大范围的环境监测

工作，工厂的监测站应该和城市、工业区的监测站或监测中心紧密配合。协同开展土作。

污染源及周围环境的检测都是为了检查有害物质含量是否超过国家规定的排放标准和卫生标准。通过对污染源排出口的检测，可以督促生产单位采取措施，严格做到按照国家排放标准排放三废。对于周围环境的监测，则是为了进一步掌握环境受污染的状况和警戒浓度。对于排放废弃物的污染源，需检测的主要成分一般是已知的，而对大环境的监测，则需要选择主要而特异性的，或排放量大、污染影响大的污染物作为主要检测指标。

②被检测样品的采集与保存。污染检测样品在时间上、空间上的变动很大，而且试样常不稳定，容易发生状态变化，发生分解，而且被容器吸附。因此，从采样到保存，都有许多值得注意的地方，需要逐步做到标准化，以保证检测数据的可靠性。

a 水样的采集与保存。工业废水采集样品方法对子分析结果很重要。由于排出废水往往在几分钟内就在组分、数量上有很大变化，所以采样要力求反映真实污染情况，即有代表性。根据排放情况和分析要求，采样可以间隔一定时间平均取样、按比例均匀取样、瞬间取样、局部取样等。取样方式除去手工取样(管子取样、瓶子取样、构取样等)以外，还应该有条件地实现自动采样，将废水试样均匀传送到样品容器。

采样后，样品在现场立即检测，保存时间愈短，分析结果愈可靠。但是，除 pH、温度等项目外，许多检测项目往往要在实验室内进行，因此，在测定前的样品保存处理上，必须注意不使待测成分损失和变质，不要引进干扰物质，避免样品的挥发或滞留损失。有些试样在现场无法测定时，可采用“固定”的方法，使试样从原来易变化的状态变成稳定的状态。污染严重的废水可保存在冷暗处，允许保存时间一般为 12h。

b.大气的采样与保存。大气采样的地点和方法尤为重要。除去在废气排出口直接取样外，在车间空气中采样应以工人劳动操作和经常活动的场所作为采样地点，采样高度以人们的呼吸带为准，一般离地面高 1.5m 左右，如果废气污染是连续性的，可分别在不同时间、不同地点采样，以测定其平均浓度。如果污染废气间断性排放，应该按污染气体浓度变化情况，分别在瞬间内完成取样，对于某些有刺激作用、急性中毒作用或显著臭味的气体，还裕要再测定其最大一次的浓度。应选择污染最严重的时间，即气象条件最不利于废气扩散稀释、而有害物质排出量又最多的时候取样分析。

在大气环境中对气体污染取样时，需在污染源下风向烟波下采样，采样点要随风向的转变而移动，要同时记录采样期间的温度、湿度、风向、风速、气压等。对于含粉尘的污染气体均匀取样，要格外注意选择好取样的位置。

污染气体取样后立即引进分析仪器进行现场测定当然比较好，因为即使气体在容器中保存时间很短，也必须考虑到可能发生的化学变化，特别是在容器壁上的变化，氧气和水蒸气都可能参加这些反应。通常则需要通过抽气、置换等吸引方法，先将气样采集在适当的容器内，再带回实验室分析。采样除去常用玻璃容器外，也可用塑料薄膜的气体容器(薄膜对

毒物应是惰性的)。为了避免在气袋内产生凝聚作用，从而使活性污染物受到损失，气体试样温度用水分含量应远离露点条件。

③水质污染检测手段。对于排放的废水和受污染的水体进行水质检测，难度比一般分析要大，污染物在排出废水中的含量，尤其是在水体中的含量，一般比较低，属于微量、少量，有的甚至于属于痕量范围。废水中往往含有多种化合物，它们相互干扰，产生检测数据上的误差。水质测试项目因不同的对象而异，而每一项测试项目又有很多可供采用的分析方法，需要进行选择比较。合理选用检测分析方法，对于检测数据的正确性和观察污染状况的及时性有着重要的关系。

常用的污水分析和采样方法见表 15-10

表 15-10 污水分析和采样方法		
项 目	测 定 方 法	方法标准编号
总氮	冷却原子吸收光度法	GB 7466—87
	过硫酸钾消解法-双硫磷分光光度法	GB 7465—87
总磷	钼钒钼酸分光光度法	GB 7475—87
总磷	钼钒钼酸分光光度法	GB 7471—87
总磷	高锰酸钾氧化-二苯胺磷二磷分光光度法	GB 7466—87
六价铬	二苯胺磷二磷分光光度法	GB 7467—87
总砷	二乙基二硫代氨基甲酸银分光光度法	GB 7485—87
总铜	原子吸收分光光度法	GB 7475—87
	双硫磷分光光度法	GB 7470—87
总锰	原子吸收分光光度法	
	丁二酮肟分光光度法	
苯并[a]芘	纸层析-荧光分光光度法	GB 5350—85
pH 值	玻璃电极法	GB 6920—86
色度	稀释倍数法	
悬浮物	滤纸法	
	石棉滤网法	
生化需氧量 (BOD ₅)	稀释与接种法	GB 7488—87
化学需氧量 (COD _{Cr})	重铬酸钾法	
石油类	重量法	
	非分散红外法	
动植物油	重量法	
挥发酚	蒸馏后用 4-氨基安替比林分光光度法	GB 7490—87
	蒸馏后用氧化石墨法	GB 7491—87
氰化物	异氰酸-吡啶明比色法	GB 7487—87
硫化物	碘量法 (高浓度)	
	对氨基二甲基苯胺比色法 (低浓度)	
氨氮 (NH ₃ -N)	蒸馏-中和滴定法	GB 7478—87
	纳氏试剂比色法	GB 7479—87
氯化物	水杨酸分光光度法	GB 7481—87
	汞试剂分光光度法	GB 7482—87
氟化物	离子选择电极法	GB 7484—87
	茜素磺酸锆目视比色法	GB 7483—87
磷酸盐	钼蓝比色法	
甲醛	乙酰丙酮比色法	
苯胺类	重氮偶合比色法或分光光度法	

续表		
项 目	测 定 方 法	方法标准编号
硝基苯类	还原-偶氮比色法或分光光度法	
阴离子合成洗涤剂	亚甲蓝分光光度法	GB 7494—87
铜	原子吸收分光光度法	GB 7475—87
	二乙基二硫代氨基甲酸银分光光度法	GB 7474—87
铊	原子吸收分光光度法	GB 7475—87
	双硫磷分光光度法	GB 7472—87
锰	原子吸收分光光度法	
	过硫酸钾消解比色法	
大肠菌群数	粪菌法	GB 5750—86
细菌总数与检查	稀释法	

④大气污染的检测手段。大气污染检测根据目的和要求不同，可分为污染物发生源检

测和大气环境中污染物检测。前者由于污染物浓度比较高，一般用常规测定方法即可;而后
者则由于扩散、稀释等过程，污染物浓度被冲淡，必须用较高灵敏度的测定分析方法。对气
体污染源和大气环境进行检测，可以对大气污染状况、防治污染措施和效果等作出评价，并
为进一步控制、治理污染提供科学依据。常见大气污染物测试项目和方法见表 15-11e

表 15-11 各种污染物的分析方法		
污染物名称	分 析 方 法	来 源
二氧化硫	(1) 甲醛吸收-副玫瑰苯胺分光光度法	GB/T 15262-94
	(2) 四氯汞盐-副玫瑰苯胺分光光度法	GB 4970-88
	(3) 紫外荧光法 ^①	
总悬浮颗粒物	重量法	GB/T 15432-95
可吸入颗粒物	重量法	GB 4921-86
氮氧化物 (以 NO ₂ 计)	(1) Saltzman 法	GB/T 15435-95
	(2) 化学发光法 ^②	
臭氧	(1) 靛蓝二磺酸钠分光光度法	GB/T 15437-95
	(2) 紫外光度法	GB/T 15438-95
	(3) 化学发光法 ^③	
一氧化碳	非分散红外法	GB 9801-88
苯并[a]芘	(1) 乙酰化滤纸层析-荧光分光光度法	GB 8071-88
	(2) 高效液相色谱法	GB/T 15439-95
铅	火焰原子吸收分光光度法	GB/T 15254-94
氯化物 (以 F ⁻ 计)	(1) 镉钼氢化物-选择电极法 ^④	
	(2) 石墨炉钨钼离子选择电极法 ^⑤	

①按⑤分部用国际标准 ISO/C 10491、ISO 5996、ISO 10315 等国家标准发布后，执行国家标准；②用于年平均和
1 小时平均标准；③用于月平均和标准态年平均标准。

(3)大气环境质量标准 ①大气环境质量标准。我国的大气标准主要有《环境空气质
量标准》(GB3095 — 1996)见表 15-12

表 15-12 我国大气环境质量标准				
污 染 物 名 称	浓度限值 (mg/m ³)			
	取样时间	一级标准	二级标准	三级标准
总悬浮颗粒	日平均 ^①	0.30	0.30	0.50
	任何一次 ^②	0.30	1.00	1.50
飘 尘	日平均	0.05	0.15	0.25
	任何一次	0.15	0.50	0.70
二氧化硫	年日平均 ^③	0.02	0.06	0.10
	日平均	0.05	0.15	0.25
	任何一次	0.15	0.50	0.70
氮氧化物	日平均	0.05	0.10	0.15
	任何一次	0.10	0.15	0.20
一氧化碳	日平均	4.00	4.00	4.00
	任何一次	10.00	10.00	20.00
化学氯化剂 (O ₃)	1 小时平均	0.12	0.16	0.20

①“日平均”为任何一日的平均浓度不得超过的限值。
②“任何一次”为任何一次采样测定不得超过的浓度限值。
③“年日平均”为任何一年的日平均值不得超过的限值。

大气环境质量分为三级。一级标准为保护自然生态和人群健康，在长期接触情况下，
不发生任何危害影响的空气质量要求。二级标准为保护人群健康和城市、乡村的动植物在长
期及短期接触的情况下不发生伤害的空气质量要求。三级标准为保护人群不发生急慢性中毒
和城市一般动植物(敏感者除外)能正常生长的空气质量要求。

化工企业一般污染较重，一般执行三级标准。

各种污染物的浓度限值见表 15-13。

表 15-13 各项污染物的浓度限值

污染物名称	取值时间	浓度限值			浓度单位
		一级标准	二级标准	三级标准	
二氧化硫 SO ₂	年平均	0.02	0.06	0.10	mg/m ³ (标准状态)
	日平均	0.05	0.15	0.25	
	1小时平均	0.15	0.50	0.70	
总悬浮颗粒物 TSP	年平均	0.08	0.20	0.30	
	日平均	0.12	0.30	0.50	
可吸入颗粒物 PM ₁₀	年平均	0.04	0.10	0.15	
	日平均	0.05	0.15	0.25	
氮氧化物 NO _x	年平均	0.05	0.05	0.10	
	日平均	0.10	0.10	0.15	
	1小时平均	0.15	0.15	0.30	

续表

污染物名称	取值时间	浓度限值			浓度单位
		一级标准	二级标准	三级标准	
二氧化氮 NO ₂	年平均	0.04	0.04	0.08	mg/m ³ (标准状态)
	日平均	0.08	0.08	0.12	
	1小时平均	0.12	0.12	0.24	
一氧化碳 CO	日平均	4.00	4.00	5.00	
	1小时平均	10.00	10.00	20.00	
臭氧 O ₃	1小时平均	0.12	0.16	0.20	
铅 Pb	季平均	1.50			μg/m ³ (标准状态)
	年平均	1.00			
苯并[a]芘 B[a]P	日平均	0.01			
氟化物 F	日平均	70			μg/(m ³ ·d)
	1小时平均	270			
	月平均 植物生长 季平均	1.00 ^① 1.20 ^②	5.00 ^③ 2.00 ^③		

① 适用于城市地区。

② 适用于农业区和以牧业为主的半农业牧区、草原区。

③ 适用于农业和林业区。

②大气环境控制标准。化工企业中 8 类有害物质排放标准见表 15-14,(摘自 GBJ4-73《工业三废排放标准》)

表 15-14 工业三废排放标准

有害物质名称	项 目			有害物质名称	项 目		
	排气筒高度 m	排 放 量 kg/h	排放浓度 mg/m ³		排气筒高度 m	排 放 量 kg/h	排放浓度 mg/m ³
二氧化硫	30	24		氮氧化物 (换算成 NO _x)	20	12	
	45	66			40	37	
	60	110			55	86	
	80	190			80	166	
	100	280			100	236	
氟化氢	20	1.3		氟	20	2.1	
	40	3.8			30	5.1	
	50	5.6			50	12	
	80	13		氟化氢	20	1.4	
	100	19			30	2.5	
	120	27		50	5.2		
	一氧化碳	30		160			
		40		520			
		100		1700			
氯化物 (换算成 F)	30	1.8		硫酸(雾)	20~45		240
	50	4.1			50~80		600

化学工业是对环境中的各种资源进行化学处理和转化加工的生产部门，其产品和废弃物从化学组成上讲都是多样化的，而且数量也相当大。这些废弃物在一定浓度以上大多是有毒的，一有的还是剧毒物质，进入环境就会造成污染。有些化工产品在使用过程中又会引起一些污染，甚至比生产本身所造成的污染更为严重、更为广泛。

化工生产中放弃的污染物随着废水、废气排出，或以废渣的形式排放。根据生产工艺的不同特点，同一种污染物的排出形式并不是一成不变的。一些挥发性有机物往往以蒸气的形式排出，但也有在废水中排出的。在废水中常含有重金属离子，但重金属也是可以作为粉尘废气排出，或者混在废渣中排出。

污染物排入环境，造成水体、大气和土壤的污染。水污染、大气污染和土壤污染是互相联系的。污染物在水环境、大气环境和土壤环境之间不断地进行互相迁移、循环的过程。

因而，一个新的化工装置建成投产之前，一定要考虑到对“三废”的处理与治理，保护环境使污染减少到最低程度。

第 16 章 化工装置的投料试生产

16.1 化工装置投料必须具备的条件

化工装置投料(化工投料)是指一套化工装置经过土建安装,单体试运,中间交接,联动试运之后,对装置投入主要原料以进行试生产的过程。为进行装置单机试运,联动试运,倒开车等而投入的部分物料不能称为化工投料,习惯上将第一次投入原料的日期称为化工投料日。将第一次生产出合格产品的日期称为投产日。自投料日至投产日的过程称为化工投料过程。

化工投料是一个化工装置从设计、安装到投入生产漫长过程中最关键的一个步骤,同时也是风险最大的一步,化工投料是对一个化工装置的工艺技术、设计、设备制造、安装质量、公用工程(含三废处理)条件、物资供应和销售水平、人员培训质量、生产管理制度、安全、消防、救护、生活后勤以及外事财务工作等各方面的综合检验。也是资金的一次集中使用和增值的过程,投产顺利,项目的筹划得到生产实践的初步肯定。工厂将为社会发展做出贡献,企业也将获得预期的经济效益。投产不顺利,甚至发生重大事故,企业将承受巨大的损失。因此,为了确保化工装置化工投料的顺利进行,必须努力做好各方面的工作,按照中石化总公司投料试车制度的要求,在实现以下 22 项条件的基础上,才能进行化工投料。

(1)工程中间交接完成

- ①工程质量合格。
- ②三查四定的问题整改消缺完毕,遗留尾项已处理完。
- ③影响投料的投计变更项目已施工完。
- ④土程已办理中何交接手续。
- ⑤现场清洁,无杂物,无障碍。

(2)联动试车已完成

- ①吹扫,清洗,气密,干燥,置换,三剂装填,仪表联校等已完成并经确认。
- ②设备处于完好备用状态。
- ③在线分析仪表,仪器经调试具备使用条件,工业空调已投用。
- ④联锁调校完毕,准确可靠。
- ⑤岗位工器具已配齐。

(3)人员培训已完成

- ①国内外同类装置培训、实习已结束。
- ②已进行岗位练兵,模拟练兵,反事故练兵,达到三懂六会(三懂:懂原理,懂结构,懂方案规程,六会:会识图,会操作,会维护,会计算,会联系,会排除故障).提高六种能力(思维能力,操作、作业能力,协调组织能力,反事故能力,自我保护 1 救护能力,自我约束能力)。

- ③各工种人员经考试合格,已取得上岗证。

- ④已汇编国内外同类装置事故案例,并组织学习;对本装置试车以来的事故和事故苗头本着“三不放过”的原则已进行分析总结,吸取教训。

(4)各项生产管理制度已经落实

- ①岗位分工明确,班组生产作业制度已建立口
- ②公司(总厂),分厂,车间三级试车(或厂,车间一装置二级)试车指挥系统已落实,干部已值班上岗,并建立例会制度。
- ③公司(总厂),分厂两级(或工厂一级)生产调度制度已建立。

- ④岗位责任，巡回检查，交接班等 10 项制度已建立。
- ⑤已做到各种指令，信息传递六字化，原始记录数据表格化。
- (5)经上级批准的资料试车方案已向生产人员交底
 - ①工艺技术规程，安全技术规程，操作法等已人手 1 册，投料试车方案主操以上人员已人手 1 册，
 - ②每一试车步骤都有书面方案，从指挥到操作人员均已掌握。
 - ③已实行“看板”或“上墙，管理。
 - ④已进行试车方案交底，学习，讨论。
 - ⑤事故处理预想方案已经制定并落实。
- (6)保运工作已落实
 - ①保运的范围，责任已划分、
 - ②保运队伍已组成。
 - ③保运人员已经上岗并配戴标志。
 - ④保运设备、工器具已落实，
 - ⑤保运值班地点已落实并挂牌，实行 24 小时值班。
 - ⑥保运后备人员已落实。
 - ⑦物资供应服务到现场，实行 24 小时值班。
 - ⑧机电仪修人员已上岗。
- (7)供排水系统已正常运行
 - ①水网压力，流量，水质符合工艺要求，供水稳定。
 - ②循环水预膜已合格，运行稳定。
 - ③化学水，消防水，冷凝水，排水系统均已投用，运行可靠。
- (8)供电系统已平稳运行
 - ①已实现双电源、双回路供电。
 - ②仪表电源稳定运行口
 - ③保安电源已落实，事故发电机处于良好备用状态。
 - ④电力调度人员已上岗值班。
 - ⑤供电线路维护已经落实，人员开始倒班巡线。
- (9)蒸汽系统已平稳供给
 - ①蒸汽系统已按压力等级并网、运行、参数稳定。
 - ②无明显跑、冒、滴、漏，保温良好。
- (10)供氮、供风系统已运行正常
 - ①工业风，仪表风，氮气系统运行正常。
 - ②压力、流量、露点等参数合格，
- (11)化工原材料，润滑油(脂)准备齐全
 - ①化工原材料，润滑油(脂)已全部到货并检验合格。
 - ②“三剂”装填完毕。
 - ③润滑油三级过滤制度已落实，设备润滑点已明确。
- (12)备品备件齐全
 - ①备品备件可满足试车需要，已上架，账物相符。
 - ②库房已建立昼夜值班制度，保管人员熟悉库内物资规格，数量，存放地点，出库及时准确。
- (13)通讯联络系统运行可靠
 - ①指挥系统电话畅通。

- ②岗位电话已开通好用。
- ③直通、调度，火警电话可靠好用。
- ④无线电话，报话机呼叫清晰。

(14)物料储存系统已处于良好待用状态

- ①原料、蒯料、中间产品，产品储罐均已吹扫，试压，气密，干燥，氮封完。
- ②机泵、管线联动试车完，处于良好待用状态。
- ③储罐防静电、防雷设施完好，
- ④储罐的呼吸阀已调试合格。
- ⑤储罐位号，管线介质名称与流向，罐区防火有明显标志。

(15)运销系统已处于良好待用状态

- ①铁路，公路，码头及管道输送系统已建成投用。
- ②原料、燃料、中间产品、产品交接的质量，数量，方式等制度已经落实。
- ③不合格品处理手段已落实。
- ④产品包装设施已用实物料试车，包装材料齐全。
- ⑤产品销售和运输手段已落实。
- ⑥产品出厂检验，装车，运输已演习。

(16)安全、消防、急救系统已完善

①安全生产管理制度、规程、台账齐全，安全管理体系建立，人员经安全教育后取证上岗。

②动火制度、禁烟制度、车辆管理制度已建立并公布。

③消防巡检制度、消防车现场管理制度已制定，消防作战方案已落实，消防道路已畅通，并进行过消防演习。

④岗位消防器材，护具已备齐，人人会用。

⑤气体防护、救护措施已落实。

⑥现场人员劳保用品穿戴符合要求，职工急救常识已经普及。

⑦生产装置、罐区的消防泡沫站，汽幕，水幕，喷淋以及烟火报警器，可嫩气体和有毒气体监测器已投用，完好率达到}oa%a

⑧安全阀试压、调校、定压、铅封完。

⑨锅炉等压力容器已经劳动部门确认发证。

⑩盲板已有专人管理，设有台账，现场挂牌。

⑪现场急救站已建立，并备有救护车等，实行 24 小时值班。zss

(17)生产调度系统已正常运行

①公司(总厂)、分厂两级（或工厂一级)调度体系已建立，各专业调度人员已配齐并考核上岗。

②试车调度工作的正常秩序已形成，调度例会制度已建立。

③调度人员已熟悉各种物料输送方案，厂际、装置间互供物料关系明确且管线已开通。

④试车期间的原料、燃料、产品、副产品及动力平衡等均已纳入调度系统的正常管理之中。

(18)环保工作达到“三同时”

①生产装置“三废”预处理设施已建成投用。

②“三废”处理装置已建成投用。

③环境监测所需的仪器、化学药品已备齐，分析规程及报表已准备完，

④环保管理制度、各装置环保控制指标、采样点及分析频率等经批准公布执行。

(19)化验分析准备工作已就绪

- ①中化室、分析室已建立正常分析检验制度。
- ②化验分析项目、频率、方法已确定，仪器调试完，试剂已备齐，分析人员已上岗。
- ③采样点已确定，采样器具、采样责任已落实。
- ④模拟采样、模拟分析已进行。
- (20)现场保卫已落实
 - ①现场保卫的组织、人员、交通工具等已落实。
 - ②人厂制度、控制室等要害部门保卫制度已制定。
 - ③与地方联防的措施已落实并发布公告。
- (21)生活后勤服务已落实
 - ①职工通勤措施满足试车倒班和节假日加班需要，安全正点。
 - ②食堂实行 24 小时值班，并做到送饭到现场。
 - ③倒班宿舍管理已正常化。
 - ④清洁卫生责任制已落实。
- (22)试车指导人员和国外专家(对引进项目)已到现场
 - ①国内试车指导队和国外专家已按计划到齐。
 - ②国内试车指导人员和国外专家的办公地点、交通、食宿等已安排就绪。
 - ③现场翻译已配好。
 - ④投料试车方案已得到国外专家的确认.国内试车指导人员的建议已充分发表。

16.2 化工装置投料试车方案的编制

(1)化工装置投料试车方案的基本内容一个完整的化工装置除了主要的生产装置(一般为从生产原料投入到产品产出的主要工艺流程部分)外，还包括公用工程系统。本节只就主装置的化工投料试车方案做介绍。有关公用工程装置的启动诸参阅第 13 章。

一般的化工投料试车方案应包括以下几方面内容。

- ①装置概况及试车目标。
- ②试车组织与指挥系统。
- ③试车应具备的条件。
- ④试车程序与试车进度。
- ⑤试车负荷与原燃料平衡。
- ⑥试车的水、电、汽、气、氮气平衡。
- ⑦工艺技术指标，联锁值，报警值。
- ⑧开停车与正常操作要点及事故处理措施。
- ⑨环保措施。
- ⑩安全。防火，防爆注意事项。
- @试车保运体系。
- @试车难点及对策。
- ⑩试车存在的问题及解决办法。

(2)化工装置投料试车方案的编制方法化工装置投料试车方案不同于化工投料操作法，它是为全面组织化工投料试车工作，统领试车全面的一份综合性，纲领性文件。但它的目的是为化工投料服务的。因此，在编制试车方案之前(或交叉同时)，必须要把化工投料操作法编好。通过操作法的编制，才能准确地对各有关方面提出协同、配合的要求。在操作法编制的过程中，各种实际问题也将逐个显现，这就可使化工投料试车方案能有的放矢地去研究和解决问题，为化工投料铺平道路。

化工投料操作法的编制主要依靠三个方面的基础。

①由该装置工艺技术的卖方或提供方(如国外工程公司。国内设计院,研究院)提供的操作手册和有关技术资料。

②由参加国内、外同类型装置培训人员搜集的有关技术资料,特别注意有关最新的操作改进和各类事故经验教训。

③由有关专家提出的指导性意见或技术建议。

在掌握了以上素材之后就可以组织技术人员结合自己装置的特点(特别注意本装置与其他装置所处的不同环境条件,如各种公用工程条件的差异,原料、燃料,各种催化剂性质、成分的差异;气候条件如气温,气压的差异等。如果本装置在某个局部环节上采用了新技术,新设备,还应充分考虑到其第一次工业化可能出现的风险及对策,开始编写操作法。编写完成之后经过一定范围的讨论修改并按管理规定上报获得批准。在此基础上着手编制化工投料试车方案,可以收到事半功倍的效果。

试车方案的编制需要领导人员和更广泛范围的人员参加。诸如试车目标的确定,指挥系统的框架及组成,试车保运体系的组织,试车难点及所采取的必要措施,都要首先听取领导层的意见,有关公用工程,原燃料产品储运,环保、安全、消防,事故处理等各方面的措施要广泛征求有关主管人员的意见。为了搞好工作的衔接,设计、施工单位也应有合适的人员参加方案的编写或讨论。对于试车难点及对策要组织专题小组通过切实的调查研究后提出初步意见以便领导决策后列入试车方案。

化工投料试车方案编制完成后,一般均由建设单位试车主管部门审查批准。对重要化工装置的试车方案,有时还要由上一级试车主管部门组织有关专家和有关部门讨论修订后批复执行。引进装置如有对原操作手册修订的内容,还要征求国外开车专家的意见并取得确认。

(3)化工装置投料试车应达到的要求在第 1 章中已经述及化工投料试车的重要性和风险性。化工投料试车关系到工程的评价,生产的安全,企业的效益和社会的环境,因此要尽最大努力为化工投料制造良好的条件并保证化工投料试车达到下述要求。

①生产装置一次投料后可以连续运行生产出合格产品,主要控制点整点到达。即通常称之为一次投料试车成功。

②不发生重大的设备,操作,人身,火灾,爆炸事故,环保设施做到“三同时”,不污染环境。

③投料试车期不亏损或少亏损,经济效益好。

16.3 保证化工投料顺利进行的主要经验

自 70 年代末期以来,我国已有数百套大型引进化工装置陆续建成投产,除去少数个别装置,大部分装置化工投料试车都取得了比较好的成绩,特别进入 90 年代以来,有许多装置严格实现了一次开车成功的要求。如金陵石化炼油厂 100 万/a 重油催化裂化装置,引进美国石伟工程公司 RFCC 技术专利,总投资 2.2 亿元,1988 年 4 月 1 日破土动工,1991 年初装置建成并进行了单机、联动试运,在各项准备工作切实可靠的基础上,1991 年 4 月 25 日 22:19 开始化工投料,4 月 26 日 18:00 生产出合格产品。之后该装置一直连续在高负荷下运行了 83 天直到全厂计划检修才随同停工。真正做到了一次开车成功,并取得了良好的经济效益。总观这些装置取得良好成绩的主要经验,主要有以下几点。

(1)良好的工程综合质量是化工投料一次成功的坚实基础。工程质量一般常指设备安装质量。但对一个装置的顺利投产而言,这还远远不够。广义的工程质量包括设备的设计,制造,工艺技术的成熟可靠,装置的良好设计和正确安装,设备投产前的各种预处理(清洗,吹扫,装填,调校等),也可以称为综合工程质量。从实践结果来看,在化工投料中出现的各种问题,大多数是由工程质量问题引起的。如根据金陵石化公司化肥厂原始开工统计,在整个试车过程中,按时间统计,在拖延试车总进度的各种因素中,综合工程质量的因素约占

74%(参见第 39 章)如何保证工程质量。这是一篇很大的文章,本文不可能详细论述,下面仅就几个实例来说明一些问题。

①实例之一。设备设计质量问题。高速透平转子设计问题给金陵石化公司化肥厂(以下简称栖化)试车及试生产带来灾难性的影响。

栖化引进 30 万 t/a 合成氨装置的主要设备合成气压缩机由蒸汽透平驱动,该透平代号为 KT1501,设计功率 17987kW ,额定转速 11230r/min,系由法国著名的机械制造工厂克洛索-洛瓦(C1)EIJ SOT-LO1RE)设计制造,该厂对于大型电站蒸汽透平(90--120 万 kW)有长期丰富的设计制造经验,但对高速工业透平设计经验不足。在为栖化设计这台日产千吨的机组之前,仅为波兰设计制造过日产 750t 的透平机组。日产千吨的机组属于首次设计。该机组从 1978 年单机试运开始就极不顺利,由于机组的润滑,密封,调速,仪表等部位故障不断,致使该机先后启动 14 次才勉强达到化工投料条件口而在投产后的第三天即发生由于透平叶片围带破裂而导致的叶片断裂事故,使该厂在其后的 4 年时间内长期处于 70%环低负荷运转和全厂频频停工事故抢修状态,职工疲备不堪,企业遭受严重的经济损失,其原因完全是由于克洛索一洛瓦工厂设计经验不足,汽轮机叶片围带铆钉强度不够产生断裂引起。其后几次改进围带铆钉结构仍未解决问题,先后 5 次发生叶片断裂的重大事故,法方对此已表现出束手无策。最后直到 1982 年改用国内自行设计制作的新转子才彻底解决问题,4 年时间损失合成氨产量约 50 万 t,其教训是十分深刻的。

②实例之二。设备制造质量问题。某公司炼油厂 63 万 t/a 连续重整装置,总投资 7.7 亿元,1996 年 3 月开工建设。该装置使用的 3 台国产大型往复式重整氢压缩机,为 4 列 2 级,对称平衡式压缩机,2 台为 4M40 型,1 台为 M-136 型,均系国内大型压缩机厂制造,在安装试车过程中,出现大量设计、制造问题口给现场试运,投产带来了严重的困难。虽经各个方面人员夜以继日地抢修,改造,消缺,原定的 6 个月完成的安装调试任务,最后用了 10 个月时间才勉强完成。表 16-1 列出了现场发现的主要设计和制造问题。

表 16-1 往复压缩机组试运中发现主要问题一览表

序号	出现的问 题	原 因	处 理 措 施
1	汽缸内壁内衬气孔堵塞超标	制造问题	更换新汽缸
2	汽缸中心直线度超标超标	制造问题	现场处理 1 个月
3	汽缸冷却水管不通(每秒堵塞)	制造问题	更换新汽缸
4	润滑油管线焊接未用氩弧焊打点,密封度不合	制造问题	现场返修
5	连杆大头瓦多次烧坏,填料过热	设计问题	修改参数厂家更换
6	压缩机出口排气温度超标	设计问题	修改进口片升程及其厚度
7	连杆与拐臂三次脱开造成严重故障	设计问题	重新设计制造
8	电机轴瓦磨损严重不能运行	巴氏合金质量差,轴承冷却效果不好	现场改为强制润滑,更换新瓦
9	电机转子风扇脱落,造成 34 定子绕组	制造问题	返厂制造厂修理
10	压缩机轴衬腐蚀脱落	制造装配问题错误	厂家来人现场解决处理
11	装置环不连续设计寿命 3000h 实际只有 1 个月	产品质量	未完全解决
12	润滑油系统不稳定	制造、设计问题	未完全解决

设备质量存在的问题,给工程试运和投料带来严重的困难。在开工阶段,设备已无法退换。因此不得不在现场花费大量人力,物力,财力来处理这些问题。值得注意的是近年来国内机械制造行业大多效益不佳,加上体制转换过程带来的管理滞后问题,产品质量滑坡现象仍十分严重。为了保证设备的制造质量,除去制造厂自身的努力外,工程项目的业主在选择制造厂家时必须十分慎重,签订合同之后大力加强制造现场的监造和严格执行检验和验收制度都是十分必要的。

③实例之三。安装质量问题。染化工厂年产 1 万 t 四氯化碳工程引进意大利技术建设,总投资 1.1 亿元。1990 年 12 月试车投产。该装置的四氯化碳精馏塔采用塔盘结构。由于安装质量把关不严,塔盘安装不符合图纸要求。降液板与塔盘距离上下不一,有的间隙过小,

有的间隙过大。开车后塔内温度分布远离设计要求,操作负荷无法调节,产品质量达不到标准要求。最后被迫停车重新拆装,严格按照设计图纸尺寸把关。重新开车后效果极为明显,达到了考核标准。对塔器的安装施工人员往往重视不够,特别对于塔盘这类精密部件的敏感性不够了解们有时由铆焊工种进行安装,按其职业习惯对公差配合往往不如钳工严格,使得这类问题容易发生。因此,对于安装过程的关键数据,特别是那些对工艺操作产生影响的安装数据,生产单位要及早引起安装单位和参加该工作人员的重视并加强现场监督,以确保投料试车的顺利进行。

在实际工作中,一个化工装置的建设,很难避免这样那样的工程质量问题,为了保证化工投料的一次成功,根据多年的实践经验,人们总结出来“单机试车要早,联动试车要全,化工投料要稳”的宝贵经验,所谓单机试车要早,就是要尽量抓紧在总体试车网络中还未占用关键线路的机会,尽早地把设备问题通过单机试运暴露出来并加以消除。在这里,时间因素是最宝贵的。由于尚未占据关键线路,所以给设备缺陷的处理留出一段比较充裕的时间。而如果不在“早”字上下功夫,单机试运已经处于关键线路的地位,这时发现的设备缺陷已经没有足够的时间进行处理,往往遗留隐患,埋下祸根,以致在化工投料或日常生产中出现质量问题。所谓联动试车要全,就是要严格按照联运内容和联运标准做完该做的事。因为单机试运多数是检验运转设备,而联动试车则包括了传动和静止设备,诸如单机设备的带负荷运转,静止设备,管道的吹扫,气密,干燥,装填水运、油运以及仪表联动调校等,要尽可能的使装置的所有组成部分都要处理得当并在尽可能接近投料生产的条件下进行“实弹演习”。也是在投料前对工程质量的一次实际检验,这才能使化工投料有一个坚实的物质基础。为了切实保证化工投料试车的必要条件,近年来许多装置在化工投料之前,组织一次以安全部门为主的,有生产技术机动、消防环保、保卫、后勤服务等有关方面共同参加的化工投料安全大检查,对装置的状态进行投料前最后一次全面综合性的检查,得到确认后再开始化工投料,也是一种可以借鉴的办法。

(2)操作人员的素质是一次投料成败的关键现代化工装置操作条件十分苛刻,操作步骤十分严格。可以将其比喻为一部高速奔驰的赛车,操作得当,可以表现出十分优越的性能,而操作不当,将会带来严重的后果。化工投料是靠人进行的,操作队伍(包括管理干部)的素质将是其成败的关键。一步之差乃至一指之差都可能酿成大祸。而训练有素,经验丰富的操作人员常常可以使化工投料的过程得以缩短。图 16-1 反映了操作人员的经验对大型乙烯装置投料开车时间的影响。

多年来,国内许多大型化工装置,在人员培养上积累了丰富的经验。他们主要做法是:

①充分依托老厂。从同类型装置或性能接近的装置调入一批有经验的生产技术管理人员和操作人员。大化肥装置曾采取过从老的化肥生产企业(一开始多为中型化肥装置)成建制的向新企业输入技术骨干。所谓成建制即从厂部领导,到车间,班组以及主要生产岗位的骨干人员,并包括一定数量的维修工人。一个大型装置大约调人 100---200 名此类人员,可以保证每个轮班有 113 左右的技术骨干并分布在关键岗位上。这些人员,再通过一定时间的国内外理论学习和现场培训、将成为保证化工投料顺利进行的骨干力量。

②配备一定数量的专业对口的大学和大专毕业生,经过一段针对性的培训,可以较快地掌握生产技术,对那些技术复杂并要求一定外语水平的岗位如中控室,DCS 岗位,应从这批人员中首选。

③招收具有中等文化程度的学生,进行 2 年左右的职业培训(技校或职业高中),结合化工装置的实际进行专业技能培训,再通过 1 年左右的同类工厂实习提高其实践能力。这些人

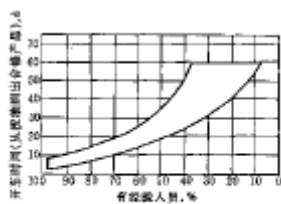


图 16-1 大型乙烯装置开车人员经验对投料试车时间的一般影响

一开始可以先担任辅助岗位的操作或在老工人的带领下协助操作, 经过一段时间的实践, 大多数可以成为生产操作岗位的中坚力量口

④如果操作骨干比例较少, 在投料初期可以将四班倒改为两班倒。这样可以使有限的骨干力量发挥更多的作用, 但这样做的时间不能太长。并要注意充分保证他们班后的休息, 以保持充沛的精力。

⑤争取一定的外援, 投料期间, 引进装置一般都有国外专家在现场参加倒班指导操作。除此之外, 可根据实际需要聘请一定数量的国内技术专家和操作骨干担任技术指导, 一部分人也可以参加倒班。这些人一般不代替操作人员的实际操作, 只作为开车技术指导帮助把关。如果运用得当, 对于指导正常操作和协助紧急处理可以发挥很好的作用。聘请这些专家一般最好来自同一个老企业, 有利于统一操作方法。

(3)严密有效的组织管理是一次投料成功的必要保证化工投料试车是一个工厂的处女航。这一阶段正处在基建、生产系统的职能转换, 各类人员的工作交叉, 装置首次进行启动。各项公用工程, 原燃料供应, 成品储运销售, 设备维修和抢修, 生活后勤的保障都立即面临实战状态。为了使各项工作有条不紊地进行, 保证内部指挥灵活畅通, 外部衔接配合紧密, 必须要建立恰当的组织系统和开工指挥体系。

在化工投料阶段, 常常有来自五个方面的人员要在一起共同工作, 即安装施工人员, 生产企业人员, 装置设计人员, 开车技术指导人员, 外国专家(对引进装置)。为了统一指挥, 一般都采取开工指挥部的临时组织形式统一组织和指挥各个方面的力里, 开工指挥部首先要抓好总体试车方案和化工投料试车方案, 组织好从单机试运, 联动试运, 中间交接, 化工投料直至考核过程的工作交接, 职能转换, 整改消缺, 试车保运等一系列工作。一般从单机试运开始就要尽早地组织工厂生产、检修、技术人员进入施工现场, 熟悉情况, 检查质 t, 参与试车、调校、整改保运工作。这对于工厂人员尽早掌握和熟悉装置是十分有利的。

在一个全新的工厂, 指挥部要组织好公用工程系统和后勤服务系统(包括依托社会部分)的工作, 要保证维修, 供销, 储运, 消防, 保卫, 救护, 生活服务等系统 24 小时之内都处于工作或待命状态。对于在老厂范围内建设的新装置, 要注意充分依托老厂的优势, 并能够随时调动老厂的力量为新装置化工投料服务。

指挥部下属机构可根据实际需要设置生产调度, 技术顾问, 物资供应, 设备保运, 后勤服务, 外事联络等机构, 如有必要, 也可单独设置安全, 宣传(政工)等组织机构。

16.4 几个大型化工装置的实际投料试车过程

为了使读者对大型化工装置投料试车过程有一个更直接的了解, 以下列举了几个实例以供参考。

(1)上海金山乙烯联合装置上海金山乙烯联合装置总投资 63 亿元, 设计年产乙烯 30 万 t, 聚丙烯 14 万 t, 聚乙烯 8 万 t, 乙二醇 32 万 t 及各种油品等 88 万 t, 于 1987 年 5 月开工建设, 1990 年 4 月投入试生产, 1993 年 12 月经国家验收正式投入生产。

该联合装置的 6 套装置化工投料情况如表 16-2 所示。

在我国 1980 年代先后建成的 5 套 30 万 t/a 乙烯联合装置中, 上海金山 30 万 t/a 乙烯

装置创下了投料试车时间最短(16 小时 15 分)的记录(前 4 套为无乙烯开车, 金山为有乙烯开车, 该装置实际投料试车情况如表 16-3 所示。

255

表 16-2 上海金山乙烯联合装置化工投料情况

装置名称	化工投料时间	综合投产时间	投料试车总时间
250 万 t/a 常减压装置	1983. 8. 28. 5:40	1983. 9. 1. 10:00	97 小时
20 万 t/a 乙烯装置	1983. 12. 14. 13:30	1984. 12. 11. 5:45	16 小时 15 分
12 万 t/a 环氧乙烷/乙二醇装置	1984. 3. 17. 23:30	1984. 3. 18. 14:00	28 小时 30 分
第一套 7 万 t/a 聚丙烯装置	1984. 2. 26. 11:32	1984. 2. 27. 5:14	17 小时 42 分
第二套 7 万 t/a 聚丙烯装置	1984. 5. 21. 13:20	1984. 5. 31. 20:10	6 小时 50 分
8 万 t/a 聚乙烯装置	1982. 4. 17. 14:50	1982. 4. 17. 18:40	4 小时 10 分

表 16-3 上海金山 30 万 t/a 乙烯装置化工投料试车实际进度

序号	试车内容	时间
1	液化气点火火炬	1983. 11. 8
2	裂解炉和蒸汽过热器点火烘炉	1983. 11. 5~11. 25
3	急冷油、急冷水循环	1983. 11. 2~11. 14
4	接收内操、丙烯精馏塔试车后丙烷塔汽提操作	1983. 11. 10
5	启动内操压缩机	1983. 11. 16
6	引气相乙烯置换	1983. 11. 18
	引液相乙烯、液乙炔塔、乙炔塔试运	1983. 11. 21
7	启动乙烯压缩机	1983. 11. 25
8	引氢气、重油、汽油、乙炔加氢反应器还原氢气保压	1983. 11. 30
9	引入脱氧原料 (AGO), 启动循环	1983. 12. 1
10	启动脱氧气压缩机、氢气开车、冷箱和脱氧塔顶冷	1983. 12. 3
11	引脱氧、脱氧、脱氧塔顶循环改碱循环	1983. 12. 6
12	公用工程、双电炉启动	1983. 12. 8
	低沸水进入	1983. 12. 8
13	六台裂解炉和蒸汽、升压、蒸汽开车	1983. 12. 6~12. 8
14	裂解炉蒸汽切入急冷系统	1983. 12. 8
	建立急冷塔、急冷水的循环	1983. 12. 9
15	启动高压蒸汽压缩机蒸汽开车	1983. 12. 10
16	第一台裂解炉投料	1983. 12. 10 (13 点 30 分)
	第二台裂解炉投料	1983. 12. 10 (14 点 05 分)
17	裂解气压缩机送裂解气	1983. 12. 10 (15 点 20 分)
18	裂解气减压塔、干燥器充压	1983. 12. 10 (16 点)
19	干燥器进料	1983. 12. 10 (16 点 25)
20	脱甲烷塔进料	1983. 12. 10 (16 点 40 分)
21	第三台裂解炉投料	1983. 12. 10 (17 点 20 分)
22	脱乙烷塔进料	1983. 12. 10 (17 点 30 分)
23	脱丙烷塔进料	1983. 12. 10 (18 点)
24	脱丁烷塔进料	1983. 12. 10 (18 点 35 分)
25	开碳二加氢 (外供氢)	1983. 12. 10 (19 点 04 分)
26	丙烷塔进料 (带预热器)	1983. 12. 10 (20 点 15 分)
27	开脱甲烷塔顶甲烷压缩机、脱甲烷塔改普通操作	1983. 12. 10 (20 点 25 分)
28	乙烷中乙炔含量合格	1983. 12. 11 (0 点 30 分)
	乙炔塔进料, 全回流操作	1983. 12. 11 (1 点 15 分)
29	化学脱丙烷合格	1983. 12. 11 (2 点)
30	乙烯合格	1983. 12. 11 (5 点 45 分)

(2)四川化工厂 3D 万 t/a 合成氨装置四川化工厂(成都)30 万 t/a 合成氨装置是我国 7. 年代自国外引进的第 1 套大型合成氨装置, 该装置依托川化老厂建设, 采用美国凯洛格公司技术, 日本东洋工程公司设计, 日产合成氨 1 aaoc, 以天然气为原料。总投资 2.6 亿元(含尿素)1974 年 5 月 7 日破土动工, 1975 年 9 月 19 日开始单机试运, 1976 年 3 月 15 日装置全部建成(机械竣工), 1976 年 5 月 5 日化工投料, 1976 年 s 月 22 日生产出合格合成氨产品。其单机试运, 联动试运和化工投料实际情况分别列于表 16-4 和表 16-5.

表 16-4 四川化工厂 30 万 t/a 合成氨装置单机和联动试运实际进度

内 容	起 止 日 期	内 容	起 止 日 期
一、公用工程		新罐试压及清洗	1975 年 11 月 1 日
总变电所受电	1975 年 7 月 1 日	二、合成氨	
各分变电所受电	1975 年 7 月 1 日	一段转化炉及辅助锅炉	1975 年 2 月 3 日结束
水系统工程应用	1975 年 8 月 13 日	二段转化炉锅炉	1975 年 12 月结束
凉水塔投运	1975 年 8 月 13 日	合成开工加热炉锅炉	1975 年 3 月 8 日结束
循环水投运	1975 年 8 月 13 日	其他加热炉锅炉	
循环水系统冲洗、调试、开泵、投运	1975 年 12 月 14 日	四大机	原料气压缩机透平/主机 1975.3.18~1976.4.5
仪表空气压缩机投运	1975 年 9 月 19 日	塔复位	工艺空压压缩机/主机 1975.12.26~1976.2.14
原料天然气进厂	1975 年 10 月 6 日(临时接管)	试 车	冰机透平/主机 1976.3.12~1976.4.29
原料天然气进厂	1976 年 4 月 5 日	试 车	合成气压缩机透平/主机 1976.5.23~1976.6.3
惰性气体发生炉空分投运	1976 年 2 月 27 日	工艺管束吹扫	1975 年 3 月 14 日结束
锅炉水蒸气带压脱洗纯化	1976 年 1 月 27 日结束	高压系统气密试验	1976 年 3 月 31 日结束
脱氧点大烘炉	1975 年 10 月 26 日	提氢、水洗、碱洗、水联运	1976 年 3 月 24 日结束
产汽	1975 年 12 月 2 日	化学清洗	1976 年 5 月 10 日结束
脱氧点大烘炉	1976 年 3 月 2 日	氧化	
蒸汽管网吹扫	1975.12.14~1976.2.8	氨保凉水联运	1976 年 6 月 25 日
事故电机试车	1975 年 12 月 23 日	予脱酸水联运	

表 16-5 四川化工厂 30 万 t/a 合成氨装置化工投料实际进度

内 容	起 止 日 期	内 容	起 止 日 期
装置开车、化工投料日期	1976 年 5 月 5 日	开冷冻系统	1976 年 5 月 30 日
天然气或石蜡油脱氧试车	1976 年 4 月 22 日—1976 年 5 月 5 日	氨保收开车、开 103-J 合成气压缩机	1976 年 6 月 3 日
一段炉空气带压升温点火烘炉还原	1976 年 5 月 1 日点火	总合槽复氨	1976 年 6 月 22 日
二段炉烘炉还原	1976 年 5 月 1 日	逐条升温纯化、投料出原氨	1976 年 7 月 2 日
高变放氨	1976 年 5 月 13 日结束	低变升温烘炉还原	1976 年 1 月 5 日—1976 年 1 月 17 日
工艺气体入氨碱系统	1976 年 5 月 12 日	氨会流带升氨、制碱还原	1976 年 6 月 5 日—1976 年 6 月 22 日
甲铵化升氨碱还原	1976 年 5 月 13 日—1976 年 5 月 16 日		

16.5 化工投料重大操作事故实例

如前所述，化工投料过程中由于工程质量等原因，产生的事故一般多于操作事故，但操作事故也是一个不容忽视的因素，表 16-5 列出了两套大型乙烯装置化工投料过程各类故障比例。

表 16-6 乙烯装置化工投料故障分类

故 障 分 类	A 石化公司		B 石化公司	
	消耗时间	所占比例，%	消耗时间	所占比例，%
安装	4 小时 40 分	8.5	16 小时 55 分	25.1
设备	27 小时 36 分	48.0	11 小时	16.8
仪表	14 小时 18 分	24.8	3 小时	4.5
电气	0	0	0	0
工艺	10 小时 15 分	19.0	26 小时 27 分	39.1
合计	55 小时 27 分	100.0	67 小时 22 分	100.0

由于各个化工装置工艺流程、设备特点均不相同，其操作事故的表现形式也不完全一样。但分析这些事故的原因，从中吸取必要的经验教训，仍具有一定的普遍意义。以下摘要介绍一些实例以供参考。

(1) 加热炉开工点火爆炸事故，随着现代化工装置所用燃料的轻质化(油、气)以及化工过程(转化，裂解)向高温发展(石蜡油裂解达 800---900℃，高压蒸汽过热达 500℃)，因此以气液燃料为热源的加热炉被大量采用，在开工投料过程中，由于点火操作不当，引起炉膛及设备爆炸的事故屡见不鲜，表 16-7 统计了部分化工装置点火爆炸事故实例。

表 16-7 化工装置加热炉点火爆炸事故实例

原因), 此时很容易由于炉内局部积聚可燃气体而产生爆炸。因此, 在低负荷情况下, 必须加强现场火嘴观察检测, 一旦发现局部熄灭, 必须立即关闭该火嘴, 严格按程序处理后再重新点燃。千万不可匆促再点。

③对液态燃料要特别小心, 尤其是液化气中的重组分再凝结, 瓦斯中的凝析油等问题要有高度警惕, 要及时排放清除, 严防大量液态燃料突然涌入炉膛气化而引起爆炸。某化肥厂 220r/h 辅助锅炉爆炸损失巨大。某化肥厂沸腾炉内柴油蒸气在高温下遇大量空气引爆的事故虽是比较罕见, 也要引起高度警惕。

④炉前燃料阀门的质量至关重要, 设计施工一定要选用高质量的阀门。日常生产一定要定期维修检查试漏, 为安全生产创造良好的条件。为了确保点火的安全, 要尽量缩短从燃料总阀开启到点火的时间, 最好是总阀和分阀同时随开随点, 以防万一。

(2)大氮肥装置开工过程中热钾碱溶液脱除 CO₂ 系统瓷环大量析硅事故金陵石化公司化肥厂(栖霞)为由法国引进大型合成氨—尿素装置。其合成氨装置脱除 CO₂ 系统采用意大利加马克技术(G-V 法), 以含氨基乙酸的热碳酸钾溶液在使用马鞍形瓷环填料的吸收—再生塔中循环使用以脱除合成气中 CO₂。1978 年 8 月在化工投料过程低变触媒区进行还原期间, 分析发现热钾碱溶液中 SiO₂ 含量迅速上升, 5 天之内由 6.52g/L 上升到 12.5g/L, 大大超过了 1g/L 的指标规定, 为查明事故原因, 防止溶液中 SiO₂ 继续上升并在局部析出严重堵塞系统, 被迫中止投料过程停车处理。

停车后经多方检查、研究、试验证明析硅是由于开工过程操作方法错误引起。理论和实验都证明, 热钾碱溶液中 SiO₂ 的平衡浓度随溶液 pH 值上升而迅速上升, 当 pH 值为 10.5 时, SiO₂ 平衡浓度接近于 0, 当 pH 值上升到 12 时, 其平衡浓度达到 10g/L。栖霞在试车投料初期, 由于技术指导错误, 过早地在无 CO₂ 气通过吸收塔的条件下开动了碱液泵进行单机、联动试车循环, 致使其间溶液 pH 值达 12 以上, 大大高于设计正常生产条件下的 10.5。3 个多月长期循环的结果, 使吸收、再生塔中近 1000m³ 瓷环中的硅酸盐溶解, SiO₂ 大量析出(总 SiO₂ 量已近 3t)。

为迅速恢复生产不得已将近 250m³ 钾碱溶液全部更新。改变操作步骤重新开车。在 1978 年 9 月 7 日含 CO₂ 气体通过吸收塔前十几小时, 才开始低浓度热钾碱液循环。在酸性气体通过以后, 随着碱液中 pH 值下降到 10.4 再逐步提高碱液浓度达到正常指标, 碱液中 SiO₂ 完全合乎指标要求, 没有析硅现象发生, 直至转入正常生产, (详见第 39 章)。

栖霞析硅事故表明, 在开工投料过程中, 各项操作指标, 诸如压力、温度、流量、成分等, 均处于非常状态, 远离正常设计工况。因此在制订开工操作方法时必须注意到这些情况以及事物在正反两个方面的影响。从单机试运要早的角度来看, 无疑应该尽早启动已安装完毕的设备进行单机试运和联动试运。栖霞也正是由于脱 CO₂ 碱液泵处理密封系统故障和管路堵塞等问题而使脱 CO₂ 碱液系统长期处于联动试运状态, 但却忽视了在投料前脱 CO₂ 吸收塔无酸性气体通过时碱液成分可能产生的变化以致造成了析硅事故。如果恰当地控制碱液循环的周期或改以水溶液进行长周期循环试运, 都可以避免这类事故的发生。这个教训对类似问题都是应该深刻吸取的。

(3)聚合反应釜投料速度不当引起爆炸着火事故此类事故在以液相聚合反应为主的小型精细化工装置中为数不少, 其后果往往相当惨重。以下列举一些典型事故。1971 年 11 月 23 日某农药厂乐果车间硫化工段 500L 搪瓷硫化反应锅在投料过程中发生了着火和中毒事故。除厂房设备损失外, 造成 6 人死亡和 152 人中毒。该反应锅为五硫化二磷与甲醇反应生成甲基硫化物, 再经成盐、缩合、胺化等工序后生成乐果。在开始向反应锅内滴加甲醇时, 由于初始反应温度较低, 因而反应速度较慢。操作规定反应温度在 34—55℃ 之间, 最高不得超过 60℃ 由于操作经验不足, 在低温反应过程中过快地滴加了甲醇而形成了反应釜中甲醇的积累。随着反应温度的升高, 反应逐渐加快, 之后出现了操作温度急剧上升的情况。操

作工人虽迅速采取措施,但已无法控制釜内已存物料的剧烈反应。此后,反应锅物料冲出起火。闻讯赶来的职工和消防人员赶到现场后,由于缺乏化学物品抢救知识,又将大量小苏打和水喷入反应锅。火虽然扑灭,但喷入人物和锅内存料又发生反应,产生了大量 H₂S 和少量磷化氢气体。



这些剧毒气体逸出后造成了消防和抢救人员的严重伤亡。

1969 年 9 月 17 日某农药厂马拉硫磷车间硫化工序在投料过程中发生反应锅爆炸事故,致使 2 人重伤,2 人轻伤。

该反应釜为 1000L 搪瓷设备。在釜中投入顺丁烯二酸二乙酯后再投入五硫化二磷进行合成反应以制取马拉硫磷(C₁₀H₁₀O₆PS₂),当时首先投入顺丁烯二酸二乙酯,之后启动搅拌机开始投入五硫化二磷。但因投放五硫化二磷设备尚未修复,便将反应釜人孔盖打开由两名不熟练的工人投入五硫化二磷,由于投料时未严格控制釜内温度,当五硫化二磷投入 230kg 时,顺丁烯二酸二乙酯中的杂质与五硫化二磷产生剧烈的反应而引起爆炸。反应物从人孔冲出,反应锅被破坏,楼板打穿,墙体倒塌,4 人负伤。与此反应过程相似的某农药厂硫化工段,1979 年 5 月 24 日在制取马拉硫磷过程中,在向顺丁烯二酸二乙酯和五硫化二磷溶液中滴加甲醇时速度过快,反应温度上升到 80℃ 以上引起甲基硫化物分解而产生爆炸,1000L 的搪瓷反应锅顶盖炸开,厂房打破,造成 1 名工人死亡,3 名重伤的严重后果。

以上一些事故告诫人们,对于很多聚合反应从工艺设计到现场操作都必须十分谨慎。聚合反应一般都伴随有大量的反应热,由反应热导致的温升又进一步加剧了这些反应。如果计工艺不够合理,设备缺乏紧急泄料和泄压装置,操作未严格执行各项规程,均会在投料过程导致严重的事故发生。对此应该予以充分的警惕。

(4)冬季开工过程炉管内道生油凝固,升温过快引起爆炸着火。

1985 年 12 月 12 日金陵石化公司烷基苯厂在大检修后重新开工过程中发生了 F501 加热炉(16720 万 kJ)炉管爆裂燃油喷出着火的重大事故。工厂被迫停产 54 天,造成了严重的经济损失。

该炉为一台用来加热导热介质一道生油(主要成分为联苯和联苯醚)的大型圆筒式加热炉。管内介质为道生油,管外燃料用瓦斯引火,以重油为燃料。该厂于 11 月上旬停工检修。检修结束后,F501 炉于 12 月 12 日开车点火。当时正处寒冬季节,气温很低。管内原存的道生油的凝固点为 12℃,当时已处于凝固状态,但在制订开工方案和实际操作时,均未对此引起必要的重视,只是提出开工时先用小火烘烤,并未规定具体的操作指标,实际执行中,16 50 分点燃了一个瓦斯引火嘴和一个重油火嘴。17:05 炉膛温度已达 150℃。在这种升温速度下,存在炉管中的已凝固的道生油来不及熔化而处于局部受热膨胀憋压状态。道生油在融化时的体积膨胀率为 7.1%,炉管承受不了由此产生的巨大压力,终于在 17:50 产生破裂,泄出的道生油继而引发了一场大火,经二个半小时的抢救才得以扑灭。事后检查,在炉管中段爆裂了一个长约 200mm 的梭形破口,道生油即由此涌出引起火灾。大火使加热炉壳体一半变形,炉体倾斜 90mm,88 根辐射管有 24 根严重弯曲,对流段钉头管烧化,整台炉子被迫报废,给企业带来严重的损失。

这次事故也是发生在开工投料过程的一个特例,但其教训却仍具普遍性,至少其一,对于开工投料过程,由于各种非常工艺条件引起的变化,要给予充分的注意,特别在冬季条件下,对于易凝气体、液体可能产生的相变化以及由此带来的后果,一定要有相应的防范措施。其二,任何操作方法都尽可能量化,避免使用一些含混不清的语言文字。以防止由于理解不一,经验不同而造成的失误。

第 17 章引进化工装置的性能考核

17.2 引进化工装置有关考核的一般合同规定

考核是引进化工装置执行引进合同的一个重要步骤。目前国内引进装置大多是采取“半交钥匙”方式。即由卖方提供专利技术,基础设计(或工艺包),关键设备和开工技术指导。工程建设中的其他项下工作(如详细设计,土建、安装、器材采购、人员培训等)均由买方自行承担。在这种形式下签订的引进合同自安装开始到工厂考核验收一般要经过以下几个阶段。

①安装(erection)。系指合同工厂设备、材料的安装和装配工作。

②机械试车(test run)。系指以水、电、蒸汽、空气、氮气或特定介质对机器、设备进行的单机和联动试运转,包括了国内建设装置的单机试运和联动试运阶段,但与国内不同的是国内建设在单体试运完成转向联动试车之前办理中间交接手续(见第 11 章),引进装置买卖双方之间则在机械试车全部完成(相当于国内单机联动试车均已完成后)办理“机械竣工”手续,之后即开始化工投料,卖方可以在机械竣工证书签字之前严格检查和要求由买方负责的安装工程质量,以保证化工投料的顺利进行,当然,这对双方都是必要的。

③投料试生产(commissioning)。指合同工厂投入原料、化学药品和公用工程以试生产出合格产品。

④考核(performance test)。指在合同规定的运转条件下对合同工厂所确定的保证值(包括生产能力,消耗定额,重要指标,产品质量等)的实际核定。

⑤交接验收(acceptance)。指合同工厂被买方认可验收。

由此可知,考核是买卖双方共同在实际生产条件下,对合同工厂性能进行最终检验的关键一步。在一般情况下,如果合同工厂考核合格,买方将继续向卖方支付合同总价的 5%--10%的款项,从而使买方向卖方支付的合同款项总数达合同总价的 90%--95%,其余 5%(有的留 10%)将在机械保证期满(一般为合同工厂验收起 12 个月或自合同生效日起规定的日期止)后全部支付给卖方。至此,该合同已执行完毕并将自动失效(另有时效规定者除外)。

有关考核内容的合同条款,在国际上多已形成惯例。但结合具体装置的不同其内容也有所不同。下面就此作一简要的介绍。

(1)考核内容的确定一份标准的引进合同,大多有 1}个章节的内容,另含十几个附件,仅合同正本也多达数万言。其中有些内容是刚性的,而很多章节则是弹性的,例如,常见的合同规定“卖方保证合同工厂的技术水平在合同签署时是最先进的和最成熟的,卖方所提供的设备和材料是优质,全新,可靠的,· · ·”。在技术附件和图纸资料中所设定的各种数据、指标也数以万计。但是,对于这些说明,数据,有的难以考核,有的则仅供参考。或称之为期望值,对卖方而言,真正承担具体经济责任的,主要是在考核章节中所明确规定了的指标。对于这些考核指标如果达不到,卖方要负责改进。如果改进后仍难以达到,一般都要对卖方克以罚款。因此,在合同谈判中,买方都希望尽量扩大考核范围和规定高质量的考核技术指标,而卖方则希望在已签订框架协议的基础上尽量减少考核范围和降低考核要求。这些都要通过谈判据理力争,取得合情合理的共识。一般来说,对于一个大型化工装置,至少要考核下列几方面内容。

①生产能力。对于买方来说,一般习惯以年为单位计算生产能力。但对合同考核和实际可能而言,则只能以小时或天为单位来计算或考核。这里就有一个年生产天数问题。但是年生产天数是难以由卖方保证和对卖方实行考核的,因为这里面既有卖方的责任(工艺的成

熟性,设备的可靠性等),也有买方的责任(操作、维护的外界条件的责任等)。因此,这里就有漏洞。这在合同谈判时必须充分注意。一般来说,国际上比较认同的大型化工装置年累计生产时间应为 8000h(即 333 天)。其余的 32 天(或 760h)是用来停工检修或由于装轰故障停车而损失的时间。但在目前(尤其是 80 年代以前)我国化工厂的维修体制主要还是沿袭前苏联的计划检修(或称计划预检修制)体制,大中小修年年不断,每次工厂年度停工大修常常要耗用一个月时间,再加上中小修和故障检修,年运转时间很难达到 333 天。在 70 年代引进日产千吨合成氨装置时,确定的年预期运转日为 300 天(7266h),因此,习惯将其称之为年产 36 万 t 合成氨装置。而同类装置在国际上多数以年产 33 万 t 作为基准,这里是有不小差距的。(近年来,我国引进大化肥装置已实现了年运转 365 天的最好记录,许多工厂已将大检修同期逐步改为 3 年 2 修或 2 年 1 修,因此年运转时间已大大增加)。

为了统一对年产量的计算,在引进合同谈判时双方应就年预期运转时间达成一致。一般,买方应提供国外同类型装置的实际年运行记录,买方也可以进行实地考察。然后再结合国内的实际情况确定一个合理的年运转时间。据此,再推算日或时的生产能力。一种办法是以年生产能力来确定合同工厂所应具有的生产能力;另一种办法是固定日生产能力,年生产能力算出来多少是多少。这个数字对于工厂是很重要的,如果运转天数相差 30 天,生产能力就要变动约 10%,这对于工厂的设计,装置的投资都不是件小事,应该慎重对待、

对于考核来讲,则只能考核日生产能力一般均指以 24h 计的日平均生产能力。如果考核期定为 3 天,那么自考核起的 72h 总产量除以 3 即确认为装置的日产量。如果一个装置不只生产一种产品,或是生产一个主产品同时还生产若干个副产品(例如丙烯腈装置同时副产乙腈,氢氰酸,甲醇装置同时生产拨基合成气和氧气,氮气),则应在合同中明确,哪些副产品的产量是和主产品同时进行考核。对于诸如合成纤维等由多条生产线组成并生产多品种产品的化工装置,应在合同中商定是按每条生产线的能力单独考核还是全部生产线集中在一起考核,两种方法各有利弊。在一起考核工作量比较集中,各条生产线产量高低有互补作用,可能会掩盖一些矛盾,但也会暴露一些公用工程的矛盾。按单线考核所需时间要长,但一条线是一条线,互不干扰。每条线的情况都考核的清楚,但可能出现考核期间公用工程的供应只对一条线实行保证,有些矛盾可能反应不出来。其次,由于合纤品种很多(有的多达几十种,上百种),全部考核过来是不现实的,只有选择那些关键产品品种和不太放心的品种进行考核,一般在合同中都作了规定。但对买方比较有利的办法是合同只规定要考核品种的数目却不规定是哪几个品种。具体品种待装置建成后在现场商定。这样,无论哪个品种均在可能考核的范围之内,买方可以进行抽查,对卖方形成一种压力,不论哪一个品种都不能马虎从事。

②产品质量。这也是一项非常重要的指标,特别在市场经济的条件下,产品质量是产品的生命,更应该引起足够的重视。产品质全指标在不同的装置中有很大的差别。有些产品,质量矛盾不太突出。如合成氨,一般只考核液氨纯度,含水量,含油量三个指标二在正常生产中,这些指标也比较容易达到。但有些产品,质量问题则比较复杂。有的产品质量缺乏统一的国际标准,有的产品有其自身的 27g 特色,但不一定完全适合我国的情况。例如晴纶纤维,以孟山都技术路线为代表的产品,主要在欧美市场使用,按照其纺机特性和市场喜好,多为低强高伸型,其纤维强度指标往往低于我国要求,但其延伸率比较高,织物性能也很好。如果要求提高强度指标,又会引起延伸率的降低。因此,在确定考核指标时,要注意到事物正反各方面的影响,选择合理的范围。

③消耗定额。消耗定额直接影响到产品成本和其在市场上的竞争力,因此十分重要,一般和生产能力、产品质量共同形成考核的三个要素,消耗定额一般包括原料(含主要原料和辅助原料,燃料等)和公用工程(主要为水、电、汽)两大部分。在合同中都规定有期望值和保证值两个部分,期望值往往较保证值差 2%—5%。在考核中卖方只对保证值负责。在有

些情况下,原、燃料和公用工程消耗可以互为转换,例如有的装置自备产汽锅炉。这时其蒸汽消耗就只考核外供部分,而由自备锅炉产生的蒸汽则改以锅炉所需的燃料等来考核。有些工艺过程需要纯氧或高氧,如果这个装置不包括空分在内,那么它就要考核氧气的用量。如果它包含空分装置在内,那么就可以不考核氧气消耗而考核包括空分装置用电在内的总电力消耗。(当然还包括空分装置的其他消耗)。对于公用工程消耗,由于一个工厂除主装置外还有许多附属装置(有的还包括生活福利设施),要消耗水、电、汽,因此,考核中只限定为装置本身的消耗。在配置计量仪表时也要注意其范围有些装置的空调,除湿,通风耗用动力很大(如合成纤维及其后加工装置),在合同中要注明消耗指标是否包括这一部分在内,以免引起麻烦。

④其他。以上三个部分组成了考核的三要素,一般的引进合同至少要对这三个部分进行考核。至于其他部分是否还要考核要根据以下几个情况研究决定。

a.指标的重要性。例如对使用或产生有毒有害介质的装置,重要的环保指标要予以考核。

如丙烯腈装置的污水排放量和污水中的氰化物和 COD 等,都是必须予以考核的。有些工艺指标,对生产能力、产品质量和消耗定额短期内没有直接影响,但经过长期生产后会给买方设备,安全带来危害。如锅炉给水水质,长期超指标生产会引起锅炉结垢,汽轮机叶片损坏。如有可能,也应列入考核指标。

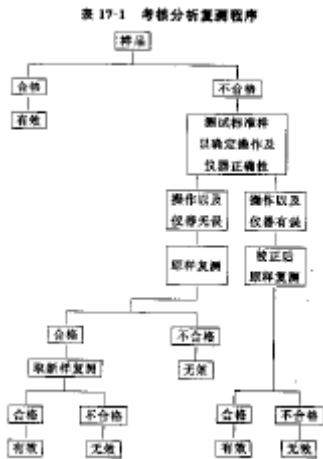
b 同类型装置的惯例。对卖方来说,考核的指标越少越好。因此,对买方提出的诸多考核要求,双方有时会有很大距离。这时,一些惯例就应调查参考。如果在已建成的同类装置上有过考核的记录,卖方就应考虑买方的要求;如果从来没有对该类指标进行过考核,则买方也要注意这一因素,有些指标,是由卖方选定的分包商负责的。例如合成氨装置气体净化部分的 CO₂ 净化度和材料消耗指标出于对整体装置考核影响的考虑对其重要指标进行考核:买卖双方也比较容易达成一致意见。

c.执行考核的难易程度。有些指标固然重要,但真正要进行考核不太容易。如催化剂寿命,卖方可以提出保证几年,但其前提很多。对于正确的操作条件而言,又都是属于买方的责任。真正几年之后再谈考核和责任,实际上是很难讲清的。因此这一类指标即使列入考核范围,卖方也只是承担信誉上的责任,对买方没有太大的实际意义。还不如机械保证期比较实在。因为设备故障的判断比较直观,凡属于设计和制造质量问题引起的事故,一般也比较容易判断,索赔也比较容易。所以,考核指标的确定应当注意其可操作性。

(2)考核方法一个大型装置的考核,作为买方,总是希望在得到一个完好装置的同时尽量暴露和发现装置存在的问题,以求在最终付款之前由卖方认真担负起解决和改进的责任。而作为卖方,则希望尽可能考核一次成功,减少麻烦、提高信誉,双方既有利益的共同点,也有责任的分歧点,由于考核过程的操作人员、原、燃材料和公用工程的供应多是由买方负责的,如果在这方面出现问题影响了考核,则买方要承担相应的责任。为了保证考核的公正性,确定一个双方认可的合理的考核方法则是十分重要的。

①考核的时间。一般限定在投料扫算起的 6 个月之内完成考核工作。如果 6 个月内仍未期而发生的现场专家费用其数额可能达到每日数千到上万美元(以每人日 500 美元考虑)。如果考虑考核可能一次不能通过,需要为再次考核留出必要的时间,那么第一次考核应该尽早进行。但从争取考核一次成功的角度出发,则不希望考核准备太仓促。一般多选在装置投产后 2---3 个月的时间内进行。这时,装置已初步消除了投产后暴露的一些缺陷,生产负荷已逐步增加到 100%附近区域。各项指标数字已初步掌握,买方提供的公用工程、原、燃材料也已合格稳定,操作调整也达到了一定的水平,买卖双方均对考核具有了信心。考核各项组织准备工作(仪表计量分析等)也已就绪,双方现场专家商定即可确定考核开始的时间。如从计时习惯来讲,多选择某日零时开始。如从工作安排出发,也可能选择每天的任一时间起始。通常惯例是连续考核 72h。

②考核的计量和分析化验。考核的计量和分析直接关系到考核结果，买卖双方都十分重视。因此，对于考核过程的测量点，所用的测量仪表类型及其精确度(例如，要求较高的原料计量规定用椭圆齿轮流量计，误差规定为±.5%。对冷却水，规定用孔板流量计，误差为± 5%等)，分析取样点，取样次数，分析方法(规程)等，均在合同或其附件中做了明确的规定。属于考核使用的计量仪表，其安装调试结果应得到双方专家的确认。有些仪表仅在考核时使用，正常生产不必须测量的，则应在设计安装过程中预留好位置，考核前装上双方确认过的仪表，考核后拆除。对于分析方法，在合同技术附件中应对每个项目作出明确的规定。可以采用国际标准，也可以采用国内标准，应由双方协商确定。对于出现一次分析不合格的样品，一般均规定了表 17-1 的复测程序。



③考核操作程序的确定。尽管合同和技术附件已对考核作了比较明确的规定，但一般执行考核的时间大多已在合同签订的 2—3 年之后，现场情况会发生若干变化。同时，对于进入考核程序的步骤和细节也应该有一个统一的规定。因此，一般在考核进行前夕，买卖双方的专家代表都要认真举行一次会谈。卖方应对考核的操作方法提出一个具体的指导意见，经双方讨论修改后做出纪要，即成为指导和约束双方行为的共同准则，这份文件也是合同文件不可分割的一个部分。

(3)考核结果及罚款通常在连续稳定生产 72h 之后，在此期间所测得的各种数据的平均值即被确认为考核结果。可能存在以下 3 种情况。

- a.所有指标均达到保证值。
- b.主要指标(如生产能力，产品质量)已达到保证值，但有个别指标没达到保证值(如某项消耗定额，某个工艺指标)。
- c.只有部分指标达到了保证值，而主要指标未达到保证值。

在第一种情况下，买卖双方应在数日内签署合同工厂验收证明书，证明合同工厂已为买方所接收。买方应按合同规定的时间继续汇出应付款项。

在第三种情况下，，般都不采取罚款验收的方法，因为对买方来说这样的工厂将对今后的经济效益带来严重的影响，买方不会轻易接受这样的工厂，对卖方来说，其罚款额可能高达合同总价的 5%--10%，同时，这样验收，对其公司信誉破坏极大，今后将难以参加类似项目的市场竞争。(为了确保买方利益，在多数合同中还都规定了当一些重要的保证值低于合同规定的 95%时，买方有权拒绝接受工厂，直到卖方自费改进重新考核合格为止)因此，买卖双方都希望通过技术改进以使装置性能改善，再进行新一轮的考核。

对于第二种情况，也有两种处理办法。一种是在适当改进或调整操作条件之后重新进行一次考核，以取得全面达标的完善结果。另一种是在买卖双方均无异议的情况下不再考核，而以个别项目的罚款方式进行工厂验收。

罚款办法在合同中均有明确的规定，一般遵循以下原则。

a. 责任方明确。某项指标达不到考核要求，不一定是卖方责任。如果买方提供的原料质量规格不对，公用工程条件不足等都会产生后果，因此，对于考核结果，双方现场总代表一定要在考核结论上对某项指标不合格的责任方做出明确判定。只有在确定为卖方责任并且双方都同意不再进行新的考核的条件下，才能进入罚款程序。

b. 分项分级罚款。每个合同都有十几个至数十个保证指标(多品种项目如塑料、化纤等包括产品质量指标在内可能多达上百个)。在合同中要对每个项目的罚款办法做出具体规定，列出计算公式。而且根据指标重要性不同其罚款数量也不同，最重要的指标是生产能力，其罚款比例接近合同总价的比例。例如，生产能力每下降 1%，卖方就要承担合同总价 1% 的罚款额或者略低于此比例。对于多产品装置，则应按每种产品在装置中的重要性(如按销售额的比例)分别计算。其次是产品质量和消耗定额，其罚款额的计算一般按买方 1 年时间所实际发生的损失(如产品以等外品出售的损失，消耗加大的损失等)考虑。对有些难以明确计算经济损失的指标，有的合同也规定由双方协商处理的办法。

c. 规定了罚款的最高限额。在一个完整的引进合同中，对卖方的罚款除去考核原因之外，还有不少其他方面的原因，如技术资料交付延误罚款，交货推迟罚款等。按照国际惯例，一般合同都规定这几类罚款累积数额之和最多不超过合同总价的 5%，最高可到 10% 这项规定，从道理上讲，对买方是不够公平的，但对卖方而言，这样数额的罚款，其正常利润也所剩无几了。而且在实际工作中，这种情况也比较罕见。出现这种情况时，其问题的严重性常常不是仅靠罚款就能解决问题的了。例如，由法国赫尔蒂公司引进的 3 套大氮肥工厂，自 1974 年签订合同开始建设，1978 年底 3 个工厂先后投入生产。但由于其主要设备合成气透平压缩机组蒸汽透平叶片断裂问题和 CO₂ 净化工序，循环水冷却塔工序能力不足等三大技术关键影响，生产能力仅达设计的 70%。法方虽进行了多次改进，仍然未能解决问题，更谈不上对装置的考核。在先后 5 年的时间内，工厂蒙受了巨大的损失。最后还是依靠国内自己的力量进行技术改造，直到 1984 年才达到了原设计能力。赫尔蒂公司的罚款和一些赔偿对工厂的资金损失只不过是杯水车薪。该公司不久也由于信誉和财务困境而被迫进行重组，这在我国大型化工装置引进历史上，教训是极其深刻的(详见第 39 章)。

以下例举一个大型合成氨—尿素联合装置，装置考核罚款的计算公式。

a) 生产能力。保证指标，氨产量 1000t/d，尿素产量 1740t/d 罚款公式

$$P_{1,2} = \left(1 - \frac{C_m}{C_g}\right) C_p$$

式中

P_{1,2} 以法国法郎计算的对氨或尿素的分别罚款值;

C_m 氨或尿素的测定生产能力;

C_g—氨或尿素的保证生产能力;

C_p—氨或尿素装置各自以法国法郎计的合同价格。

b) 质量。

氨: 保证值 NH₃, 最小 99.8% (质量);

H₂O 最大 0.05% (质量);

油最大 8mg/L。

罚款公式

$$P_3 = 330 \times 1000 [(99.8 - A_m) + 0.5(W_m - 0.05) + 0.5(O_m - 8) \times 10^{-4}]$$

P₃ 以法国法郎计的罚款值;

A_m—实际测定的氨含量的质量百分比;

W_m 实际测定的水含量的质量百分比;

Om 实际测定的油含量, mg/L
 尿素: 保证值氮含量 最小 46.3%(质量)
 水含量最大 0.3%(质量)
 缩二脲含量最大 0.9%(质量)
 筛分分析在 1--2.4mm 之间 90%.

罚款公式

$$P_4 = 330 \times 1740 [(46.3 - N_m) \times 0.6 + (B_m - 0.9) \times 0.3 + (W'_m - 0.3) \times 0.3]$$

P4 以法国法郎计的罚款值。

Nm 实际测定的氮含量的质量百分比;

Bm 实际测定的缩二脲含量的质量百分比;

W'm 测定的水含量的质量百分比。

c)消耗指标。

保证值:略

罚款公式

$$P_{5.6} = 330 \times C_i \times [\sum (Q_{gi} - Q_{gi}) C_i]$$

式中 P5.6—以法国法郎计的合成氨, 尿素装置各自的罚款值;

C8—对合成氨为}}}}07 对尿素为 i74};

Qm—实际测定的各项消耗定额 (以每吨产品计的消耗量);

Qg—保证的消耗定额;

Ci—以法国法郎计的各个消耗物料单位数量的价格。

d)对于其他保证指标(按原合同计有脱除 CO₂ 工序, 辅助锅炉, 锅炉给水, 水冷却塔, 惰性气体发生装置, 尿素包装, 事故发电机, 触媒寿命等 8 类 25 项指标), 原合同规定为“卖方在工厂开工及考核期中, 负责实现这些保证指标, 在由于卖方的原因而使这些保证指标未能实现时, 罚款值由双方根据实际情况并参照前述各罚款计算方法, 通过友好协商确定之。”

17.2 考核的组织和准备

如前所述, 考核是引进装置十分重要的工作, 除去在合同制订过程中, 要尽量详细地做出明确的规定外, 现场准确无误地执行这些规定也是非常重要的。为此, 在考核之前要做好以下工作。

(1)成立买方的考核领导机构对于一个新建成投产的大型化工装置, 要在投料生产后的几个月时间内就达到 100%负荷并要连续稳定的运行, 不是件简单的事。这里, 既有卖方提供技术的成熟性, 设备的可靠性因素, 同时还有买方设计质量, 安装质量, 操作水平, 国内配套或分立设备质量, 原料供应数量, 质量, 各种国内供应的催化剂、化学品的质最, 公用工程条件等一系列因素产生影响。从一定意义上来说, 考核期间在考核卖方的同时, 更多的是考核买方自己。如果由于以上提及的买方任何一个原因影响了考核, 那么买方就要承担考核失败的责任。因此, 为了组织和调动各方面的力量确保考核时顺利进行, 成立一个临时性的考核领导机构就是十分必要的。一般情况下, 工厂主要领导要亲自负责这项工作。对于某些特大型的联合化工装置, 也有由上一级主管领导参加组织的。这个机构的主要任务是: 调动各种力量支持和参加考核及其准备工作;审定考核方案;保证考核期间所需要的各种外部条件;领导和处理考核期间所出现的各种问题。根据以上任务的需要在该机构设立若干临时职能部门进行具体工作, 为了沟通买卖双方的行动计划, 一般还要指定一名总代表负责与卖方总代表的联络、谈判, 共同商定现场工作。

(2)制订符合现场实际情况的考核方案考核的技术性方案一般均由卖方提供, 经双方共

同讨论修订。但在考核的执行方法上仍有很多问题需要根据现场的实际情况并在不损害买方权益和合理保护双方权益的基础上研究决定。诸如考核开始时间的选定;相互有连带影响的多产品装置或有副产品的装置各种产品考核顺序或考核条件的选定;各工序生产能力匹配不规整情况下(如兰炉配二机,两个聚合釜配三条生产线等)分工序设备能力的考核方法;多品种多规格产品(如合成塑料的不同品种,不同牌号)考核项目的选定;以及考核过程中某些局部指标突破时的处理方案等,在处理方法上均有很大的机动性,这些都应在考核之前做出明确的规定并取得双方的认可。

(3)对计量,检测手段进行充分的准备和核定考核结果绝大多数是由仪表读数和 Analysis 结果所显示。除去在合同及其技术附件已对其选型、误差、分析方法做了明确规定外,在考核开始之前,双方专家还要对每一台考核使用的仪器,每一个样品从取样到分析的方法,标准溶液和标准样品等逐点逐个进行检查,核定和确认,并做出详细记录。有的情况,还要临时增设测试仪器和测试点。

(4)对原、燃料供应,公用工程条件,产成品,副产品,不合格产品的销售,储存,处理都要做好充分的准备。这些条件,实际都是对买方的考核。稍有不慎,都会影响考核的结果甚至造成考核的断或失败,而且这些条件中,不少都受到外部条件的制约。不是工厂自身所能完全控制。因此,在考核之前要充分争取上级领导和兄弟企业的支持。同时,要在关键问题上采取必要的措施。如在考核期间确保双回路、双电源供电,供汽锅炉的预防性检修或设置备用锅炉,增设必要的原、燃料,成品,半成品的临时储备设施并加大原、燃料库存量等。

(5)各种人员的配备和组织考核期间,应保持充足的人员和良好的精神状态,必须聘请的国内专家和工厂管理人员包括卖方专家都要常驻现场,控制室要配备最优秀的操作工人,对体力劳动强度较大的岗位(如固体原料的供应和成品的包装,化学纤维的后处理)以及分析化验和仪表维修人员,要临时增强人力的配备,必要时可在短期内实行两班倒作业。要随班配备充足的机、电、仪修抢修力量和后勤支援系统,一旦设备出现故障能及时发现和消除。工厂的安全,防护,消防力量也应处在良好的待命状态。

17.3 一般考核过程

一般条件下,一个独立的化工装置,或一个工厂上下游配套且同时引进的几套化工装置(如合成氨—尿素联合装置,制氢—加氢裂化联合装置),多采用整体同步考核的办法,即所有装置的各个工序同时进入考核状态并读取考核数据。在这种情况下,一般多在化工投料出合格产品后的一段时间内,对装置进行一次停工检修。以消除在投料后暴露出来的各种设备缺陷,检查和增设必要的计量仪器,准备好各种外部条件后再重新开动装置,逐步增加装置的负荷直到接近或达到 100。这时装置实际上处于预考核状态。经过几天的实际运行和观察,各种考核数据已基本上心中有数。如果情况良好,预考核时间不宜太长,经双方总代表协商确定,即可自某一时刻开始进入 72h 考核状态,将负荷稳定在 100%,各种参加考核人员(包括卖方专家)按计划进入现场,各种检测分析按规定时间采取数据并由双方共同做好原始记录,如整个装置平稳运行 72h,考核即可宣告结束。

在 72h 过程中,也可能出现由于各种故障或外界条件影响而使考核中断的情况。此时一方面要迅速处理,恢复并稳定生产,同时应由双方总代表进行协商,确认故障的性质(责任方),并重新确定新的考核起始时间,进行第二轮的 72h 考核直至结束。

有些装置,同处在一个主流程中的设备或工序,由于技术水平的限制或其他原因,不能按一一搭配的原则配置,存在着不能同步考核的困难。例如,以重油为原料的日产 1000t 合成氨装置,配用 2 台日产 600t 的气化炉生产,再加一台备用,共设置 3 台气化炉。这样,在进行整个装置日产 1000t 负荷的考核时,就难以同时考核每台气化炉的能力。化纤装置也

有类似的情况,如其主要设备聚合釜的能力往往和生产线的能力不能做整数匹配。在这种情况下,或者放弃对其单台能力的考核,或者分设必要的计量设施,轮流调节负荷进行单台考核,但其考核时间需现场商定,如在总体 72h 之内轮流考核,则每台设备不足 72h,如确需对单台设备进行 72h 考核,则应单独安排时间进行此项考核。

对于产品品种的考核,在塑料,橡胶,化纤等装置中都有同样的问题,有的品种达数十种,上百种,如要对每个品种都进行 72h 考核是不现实的,一般有两种做法:一是在合同中明确选定几种有代表性的品种进行考核,一是在合同中只规定考核的品种数量,具体考核哪些品种,在考核时再具体商定。后一种办法对买方比较有利。

在 72h 考核结束之后,即可对考核数据进行整理。对工艺数据,多采用 72h 算术平均值,做为每小时或每天的考核结果。对于产品质量指标,应当要求 72h 之内,全部数据合格,但对某些多品种的产品,有时也允许某些次要指标有少量超标,有的则明确规定了一级品和二级品的标准,并允许少量的兰级品存在,这些都应按合同规定处理。

17.4 国内自行建设装置的考核

近年来,随着引进装置考核示范作用的影响,以及国内自行开发技术成果的增多,由国内研究,设计单位提供技术来源的化工装置也逐步试行了考核的办法,这对于促进民族工业的发展,增强设计研究单位的责任感,提供可靠的技术成果以及国内技术参与国际市场竞争都是十分必要的。但是也应看到,由于国内技术市场目前还很不健全,许多技术成果的工业化应用不够成熟,知识产权的归属也不够明晰,因此,还难以完全照搬引进合同的有关规定,而应当结合国内的实际情况妥善处理。目前,国内考核大致有以下几种处理方式。

(1)自行开发的技术成熟可靠,经过工业化的考验,知识产权归属明晰。有的属于成套装置,有的属于单项技术(如催化剂)。在这种情况下,基本可以参照引进合同的办法进行考核。但其罚款数额应根据国内情况予以调整。因为目前国内技术开发成本相对较低,收取的软件费也比较少,因此罚款规定的数额也应做相应调整。这些均需由买卖双方结合实际情况商定。

(2)技术来源主要来自引进技术的消化吸收(一般该引进技术均已超过了原合同规定的保密年限),由国内做过该项目的设计院提供设计,原提供技术外商已不再负责技术保证及其他责任,这些责任完全由国内自行承担。这类项目的考核办法和经济处理应根据每个项目的具体情况而定。一般情况下,如果设计单位除设计费外还收取了一定的软件费(指技术转让费),那末设计单位就应该承担相应的考核责任,而有的情况下,可能是由设计单位和建设单位(项目业主)共同承担技术责任,设计院除设计费外也不另外收取软件费,这样,对考核的结果,设计院一般只承担技术上的责任(如达不到考核指标应由设计单位协助进行修改)而不再承担经济上的责任。

(3)国内自行开发技术首次工业化应用,这种情况随着国内高新技术的发展已日益增多,有的是单项技术(如一台关键设备,一种新型催化剂等),有的是成套技术(如一个新产品或一种新工艺)。但由于国内科研体制的限制,技术开发单位往往只完成了小试或者中试,并没有在大生产中取得实践。但这项技术又被生产单位看中并愿意采用这项技术进行第一次工业化应用。一般来说这种情况可能出现三种结局,一种是获得完全的成功;一种是达到了主要目标,但还存在着一定的问题需要改进,另一种就是失败。在这种情况下的考核目前还没有成熟可循的规定,一般多由技术买卖双方根据情况具体商定。比较适宜的方法是采取买卖双方共担风险,共享利益的方法。这样比较合情合理,同时也调动了买卖双方的积极性,有利于促进新技术的完善和一次使用成功。如某化工厂在采用一项新技术时,在这方面取得了很好的经验。该厂主要工艺设备均由国外引进。在工厂进行技术改造工作中,需用一台关键设备一回转阀,该阀在高压下工作,同时控制二十几个床层多种物料进出转换,结构十分复

杂，如从国外采购，报价达数百万美元，而国内一家单位表示可以制造这台设备，但由于是首次制造使用，在技术上存在着一定的风险。该厂经过充分调查后肯定了该单位的设计制造能力，和该单位签订了共担风险共享利益的商业合同。该设备试制投产后获得成功并通过了考核认定。其价格仅相当于国外报价的 1/3，是促进国内技术实现工业化的一个很好范例。

第 2 篇

化工装置的日常运行与操作

第 18 章 化工装置的操作规程和岗位操作法

18.1 操作规程的意义、作用和标准内容

(1) 操作规程是化工装置生产管理的基本法规为使一个化工装置能够顺利的开车, 正常的运行、以及安全的生产出符合质量标准的产品, 且产量又能达到设计规模, 在装置投运开工前, 必须编写一个该装置的操作规程。操作规程是指导生产、组织生产、管理生产的基本法规, 是全装置生产、管理人员借以搞好生产的基本依据。操作规程一经编制、审核、批准颁发实施后, 具有一定的法定效力, 任何人都无权随意的变更操作规程。对违反操作规程而造成生产事故的责任人, 无论是生产管理人员还是操作人员, 都要追究其责任, 并根据情节及事故所造成的经济损失, 给予一定的行政处分, 对事故情节恶劣、经济损失重大的责任人, 还要追究其法律责任。在化工生产中由于违反操作规程而造成跑料、灼烧、爆炸、失火、人员伤亡的事故屡见不鲜。例如四川某化工厂, 操作人员严重违反操作规程, 在合成塔未卸压的情况下, 带压卸顶盖, 结果高压气流冲出, 造成在场 5 人死亡的重大事故。因此, 操作规程也是一个装置生产、管理、安全工作的经验总结。每个操作人员及生产管理人员, 都必须学好操作规程, 了解装置全貌以及装置内各岗位构成, 了解本岗位在整个装置中的作用, 从而, 严格的执行操作规程, 按操作规程办事, 强化管理、精心操作, 安全、稳定、长周期、满负荷、优质的完成好生产任务。

(2) 操作规程一般应包括的内容

①有关装置及产品基本情况的说明。如装置的生产能力, 产品的名称、物理化学性质、质量标准以及它的主要用途。本装置和外部公用辅助装置的联系, 包括原料、辅助原料的来源, 水、电、汽的供给, 以及产品的去向等。

②装置的构成, 岗位的设置及主要操作程序。如一个装置分成几个工段, 应按工艺流程顺序列出每个工段的名称, 作用及所管辖的范围。如己内酰胺装置由环己烷工段、己内酰胺工段及精制工段三个工段组成, 环己烷工段则从原料苯加氢制备环己烷到环己烷氧化成环己酮为止, 从成品环己酮起始则列入己内酰胺工段;按工段列出每个工段所属的岗位, 以及每个岗位的所管范围、职责和岗位的分工;列出装置开停工程序以及异常情况处理等内容。

③工艺技术方面的主要内容。如原料及辅助原料的性质及规格;反应机理及化学反应方程式;流程叙述、工艺流程图及设备一览表;工艺控制指标:包括反应温度、反应压力、配料比、停留时间、回流比等等;每吨产品的物耗及能耗等。

④环境保护方面的内容。列出三废的排放点及排放量以及其组成;介绍三废处理措施, 列出三废处理一览表。

⑤安全生产原则及安全注意事项。应结合装置特点列出本装置安全牛产有关规'安个技术有关知识、安全生产注意事项等。对有毒有害装置及易燃易爆装置更应详细的列出有关安全及工业卫生方面的篇章。

⑧成品包装、运输及储存方面的规定。列出包装容器的规格、重量, 包装、运输方式,

产品储存中有关注意事项，批童采样的有关规定等。

上述 6 个方面的内容，可以根据装置的特点及产品的性能给予适当的简化或细化。

(3)操作规程的通用目录常见的化工装置操作规程编写的有关章节如下。

- ①装置概况。
- ②产品说明。
- ③原料、辅助原料及中间体的规格。
- ④岗位设置及开停工程序。
- ⑤工艺技术规程。
- ⑥工艺操作控制指标。
- ⑦安全生产规程。
- ⑧工业卫生及环境保护。
- ⑨主要原料、辅助原料的消耗及能耗。
- ⑩产品包装、运输及储存规则。

18.2 操作规程的编制、批准和修订

一个新装置最初版的操作规程一般应由车间工艺技术人员编写初稿，首先他必须学习和熟悉装置的设计说明书及初步设计等有关设计资料，了解工艺意图及主要设备的性能，并配合设计人员，在编写试车方案的基础上，着手编写工艺操作规程，编写好的初稿应广泛征求有关生产管理人员及岗位操作人员的意见，在汇总各方意见的基础上，完成修改稿。在编写中也可将部分章节交由其他一些专业人员参与编写，如安全生产原则、环境保护及工业卫生等内容可以由上述专业人员执笔编写。完成好的修改稿交由车间主任初审，经过车间领导初审后的修订稿上报给工厂生产技术科，经技术科审查后报请厂总工程师审完并由厂长批准下达。另有一种方式是由工艺技术人员牵头，组织有关人员向国内或国外有同类装置的生产厂收集该厂的操作规程等有关资料，并派出操作人员去上述工厂进行岗位培训，在同类装置培训人员及收集资料的基础上，以同类装置的操作规程为蓝本，加以修改补充，使之更适合本装置的工艺及管理要求，并组织参加岗位培训的操作人员进行讨论、修改完成初稿。再经上述同样程序进行报审和批准。也有的是将上述两种编写方式结合起来进行编制的。总之，无论采用何种方式编写，都要求能满足装置生产及管理的需要，具有科学根据及先进性，但又不能照抄照搬，一定要结合本装置的特点及本车间的管理体制，并应在实践中结合岗位操作人员的创造、发明、合理化建议不断地予以修改、补充及完善。

装置在生产一个阶段以后，一般为 3 年，最长的 5 年，由于技术进步及工厂生产的发展，需要对原有装置进行改造或更新，有的需要扩大生产能力，有的需要改革原有的工艺过程，这样原来的工艺流程、主要设备及控制手段已作了修改，所以，必须对原有的操作规程进行修订，然后才能开工生产。修订的操作规程必须按照上述同样的报批程序进行上报及批准。即使不进行扩建及技术改造，一般在装置生产 2~3 年后也要对原有的操作规程进行修订或补充。由于 2,3 年的生产实践，工人群众在实践中积累了很多宝贵的经验，发现了原设计中的一些缺陷及薄弱环节，因此，有必要将这些经验及改进措施补充到原订的操作规程中去，使之更加完善。这必将更有利于工厂的安、稳、专、满、优生产。所以操作规程的修订，虽然并没有硬性的时间规定，但根据生产管理的需要也应及时的进行。上述修订工作仍应由车间工艺技术人员牵头组织编写，并报上级批准下达，修订稿一经批准下达，原有的操作规程即宣告失效、

18.3 岗位操作法的意义、作用及标准内容

(1) 岗位操作法是操作规程的实施和细化一个化工装置要实现正常运行及顺利试车，

除了需要一个科学、先进的操作规程以外,还必须有一整套岗位操作法来实施和贯彻操作规程中所列的开停工程序,进行细化并具体到每个岗位如何互相配合、互有分工的将全装置启动起来,以及在生产需要和非常情况出现时,把全装置正确的停止运转。因此,岗位操作法是每个岗位操作工人借以进行生产操作的依据及指南,它与操作规程一样,一经颁发实施即具有法定效力,是工厂法规的基础材料及基本守则。每个操作工人在走上生产岗位之前都要经过岗位操作法的学习及考试,只有熟悉岗位操作法,并能用操作法中的有关内容来指导实施正常生产操作的人员,经过考核合格才能走上操作岗位。同样,任何个人无权更改操作法的有关内容,如有违反操作法或随意更改操作法的人员,应予严肃批评教育,如果由此而造成生产事故则要追究其责任。由于违反岗位操作法而造成跑料、泄漏、爆炸、失火及人身伤亡等事故,在化工生产中也是经常发生的、如某石油化工厂的聚丙烯装置,岗位操作人员由于未按操作法将低压瓦斯放空阀关严,致使瓦斯气外逸至包装车间形成可燃气体,当包装机启动时火花与可燃气体相遇即引起爆燃,事故造成7人烧伤及1人死亡,直接经济损失数万元。所以,每个操作人员都必须认真的学习及掌握好岗位操作法,严格按操作法进行操作,杜绝发生事故的根源,完成好本岗位的生产任务。

此外,岗位操作法也是工厂考核工人转正定级的基本依据,也是新工人进行教育培训的基础教材。一般新工人进厂,除了要进行化工知识的一般讲座培训外,必须组织学习操作规程及岗位操作法,使他们对化工生产的了解由抽象转为具体。而对老工人,每年·必须按岗位操作法对其进行考核,然后决定其技术等级,以激励操作工人不断的学习和进取,达到高级技工的水平。

(2)岗位操作法一般应包括的内容

①本岗位的基本任务。应以简洁、明了的文字列出本岗位所从事的生产任务。如原料准备岗位,每班要准备哪几种原料,它的数量、质量指标、温度、压力等;准备好的原料送往什么岗位,每班送几次,每次送几吨。本岗位与前、后岗位是怎么分工合作的,特别应明确两个岗位之间的交接点,不能造成两不管的状况。

②工艺流程概述。说明本岗位的工艺流程及起止点,并列出工艺流程简图。

③所管设备。应列出本岗位生产操作所使用的所有设备、仪表,标明其数量、型号、规格、材质、重量等。通常以设备一览表的形式来表示。

④操作程序及步骤。列出本岗位如何开工及停工的具体操作步骤及操作要领。如先开哪个管线及阀门;是先加料还是先升温,加料及升温具体操作步骤,要加多少料?温度升到多少度?都要详细列出,特别是空车开工及倒空物料作抢修准备的停工。

⑤生产工艺指标。如反应温度、操作压力、投料量、配料比、反应时间、反应空间速度等,凡是由车间下达本岗位的工艺控制指标,应一个不漏的全部列出。

⑥仪表使用规程。列出仪表的启动程序及有关规定。

⑦异常情况及其处理。列出本岗位通常发生的异常情况有哪几种,发生这些异常状况的原因分析,以及采用什么处理措施来解决上列的几种异常状况,措施要具体化,要有可操作性。

⑧巡回检查制度及交接班制度。应标明本岗位的巡回检查路线及其起止点,必要时以简图列出;列出巡回检查的各个点、检查次数、检查要求等。交接班制度应列出交接时间、交接地点、交接内容、交接要求及交接班注意事项等。

⑨安全生产守则。应结合装置及岗位特点列出本岗位安全工作的有关规定及注意事项。如本岗位不能穿带钉子的鞋上岗;如有的岗位需戴橡皮围裙及橡皮手套进行操作等。都应以具体的条款列出。

⑩操作人员守则。应从生产管理角度对岗位人员提出一些要求及规定。如上岗不能抽烟;必须按规定着装等。提高岗位人员素质,实现文明生产的一些内容及条款。

上述基本内容也应结合每个岗位的特点予以简化或细化,但必须符合岗位生产操作及管理的实际要求。编写中内容应具体,结合一些理论,但要突出具体操作。文字要简洁明了,含义应明确,以免导致误操作以及岗位之间的扯皮。如是上道岗位或下道岗位的工作内容及所管辖范围,则在本岗位的操作法中就不应列出,如必须列出时应明确本岗位的职责只是予以配合。操作人员如对岗位操作法中有些内容、要求不够清楚时,应及时请示班长及值班主任。不能随意解释及推测,否则岗位操作发生事故应由操作人员负主要责任。

18.4 岗位操作法的编制、批准和修订

岗位操作法一般由装置的工艺技术人员牵头组织编写初稿,并可由车间安全员、班组长及其他一些生产骨干共同参与编写工作,编写过程可与操作规程同步,也可先完成操作规程继而完成岗位操作法。一般也可有两种方式:一种方式是由工艺技术人员组织上述人员,一起消化、学习装置的设计说明书、初步设计及试车规程和操作规程,在此基础上编写岗位操作法。一般在化工投料之前,先编写一个初稿供试车用,也可叫试行稿。在化工试车总结基础上,对初稿进行补充、修改、完善,然后正常试生产一段时期后再最终确定送审稿。因为在试车阶段毕竟时间甚短,许多问题一时尚未暴露出来,所以在试生产一个时期后,再予确定最终送审稿的做法比较值得推荐。为了使工厂在试生产阶段有法可依,可将这一阶段的岗位操作法定为试行稿或暂行稿,交由厂生产技术科审查备案。另一种方式则由装置的工艺技术人员牵头组织部分生产骨干,去国内(外)同类生产厂培训,并收集同类装置的岗位操作法等技术资料后,再按不同专业、不同岗位有针对性的,对同类装置相同岗位的操作法进行修改、补充,完善来完成初稿进行试行,在试行一个阶段后再作一次修改完成最终送审稿。也有的同类装置但最终产品的包装方式不一样,如有的是液体、灌桶包装;但有的却是固体包装。此时就必须到另外的固体包装岗位收集资料,作为编写初稿的基础材料,再根据产品的不同性质作出适当的修改。如有的产品怕吸收空气中的水分而影响它的出厂质量指标,而有的产品则无此方面的要求,则包装岗位设备的设置及操作内容都会有一些不相同。上述两种岗位操作法的编写方式可根据情况选择使用,或将两种方式结合起来进行初稿的编写。总之,无论采用哪种方式编写,编写好的岗位操作法,既要满足生产管理的需要,又要使操作工人工易学、易学、易明了、易执行。初稿确定后由车间主任组织讨论修改后试行,试行一阶段后再作修改完成送审稿,交由厂生产技术部门及总工程师进行审定,由厂长批准颁发。岗位操作法与操作规程一样,一经批准下达即具有法定效力,不得随意修改,各类人员都应维护它的严肃性。

岗位操作法的修订工作与操作规程情况基本类同。一种情况是由于科技进步,革新了原有的工艺流程或主要设备;第二种情况是由于扩建增加了生产能力;第三种情况是由于工人群众在生产一个阶段后发现了设计上的一些缺陷及一些薄弱环节后,提出了一些改进的意见和措施,这样原有的操作法就必须进行修订和补充。修订和报批的程序与前述相同。新操作法一旦报批颁发,原有的操作法即宣告失效。此外,在工厂体制、管理模式进行调整时,也可能要对岗位操作法进行一些修改或补充。

上面介绍了操作规程及岗位操作法的编写内容及编报过程,但是由于科学技术在日新月异的发展,工厂的管理体制及模式在不断的深化改革,因此工厂基本法规的内容及编报过程都不能看成是一成不变的,如计算机的普及很可能使工艺及自控成为不可分割的一个部分;由于环境保护要求的不断提高,也可能增加一些新的章节,由于管理模式改变,装置不设立车间,工厂实行二级管理,其报批程序也简化,最后甚至一级审批即可颁发生效。总之,今后对新装置的操作规程及岗位操作法的编制,还是应该结合当时的科技水平、管理模式及产品的特点来编写,不宜生搬硬套,照抄照搬,应予提倡出新。相信在科技不断进步、体制改革不断深化的未来,作为工厂法规重要组成部分的操作规程及岗位操作法,一定会编写的更

加合理、更加实用及更加先进。

第 19 章离心泵的日常运行与操作

19.1 离心泵的结构和工作原理

泵是把原动机的机械能转换为所抽取液体能量的机器，用来输送液体并提高液体的压力。泵的种类很多，按其工作原理和结构特征可分为三大类。

①容积式泵。它是利用工作室容积的周期性变化而提高液体压力达到输液的目的。如往复泵、隔膜泵、齿轮泵等。

②叶片式泵。它是一种依靠泵内作高速旋转的叶轮把能量传递给液体，进行液体输送的机械。如离心泵、轴流泵、旋涡泵等。

③其他类型泵。它包括一些利用流体静压或流体动能来输送液体的流体动力作用泵。如酸蛋、喷射泵、水锤泵等。

(1)离心泵的工作原理离心泵主要是依靠离心力作用来输送液体，故称其为离心泵。离心泵在运转之前必须先先在泵内灌满液体，并将叶轮全部浸没。当泵运转时，原动机带动叶轮高速旋转，叶轮中的叶片带动液体一起旋转，因而产生离心力，在此离心力作用下，叶轮中的液体沿叶片流道被甩向叶轮外缘，经涡壳送入排出管，而叶轮中间白铆吸人口处却形成了低压，使吸液罐中的液体不断地经吸入管路及泵的吸液室进入叶轮中心。这样，在叶轮旋转过程中，一面不断吸入液体，一面又不断给吸入液体一定的能量，将液体排出并输送到工作地点。其工作原理见图 19-1

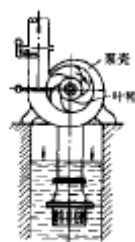


图 19-1 离心泵
工作原理图

(2)离心泵的优缺点离心泵在化工生产中被大量采用，与其他类型泵相比，离心泵具有下列一些优点。

①转速高。一般离心泵转速在 700--3500r/min，它可以直接和电动机或蒸汽轮机相连接。同样流量和压力的离心泵和往复泵相比较，离心泵重量轻、占地面积小、运转稳定，故设备费用低廉。

②离心泵没有吸入阀及排送阀，因而它工作时的可靠性增强，修理费用降低。

③离心泵在运转时，可以利用调节阀的不同开度，很方便的在很宽范围内调节泵的流量，使泵操作简便。

④离心泵流量均匀，运转时的噪音低。

⑤它可以输送带杂质的液体。

但离心泵也有如下一些缺点:

- ①离心泵无自吸作用,在启动之前一定要在吸人管及叶轮中充满液体。
- ②由于无自吸作用,所以少量气体进入吸液管时易使泵产生气蚀现象。
- ③一般适用于流量大而扬程不变的流体,不适用于粘性大的流体。

(3)离心泵的结构及部件离心泵的主要构件有:叶轮、转轴、吸液室、蜗壳、填料函及密封环等。详见图 19-2。

另外,分段多级离心泵还采用导叶作为转能装置,并采用平衡装置来平衡轴向力,有的离心泵为了提高气蚀性能而采用了诱导轮。

叶轮是离心泵中传递能量的部件,通过它将原动机来的机械能转变为液体的静

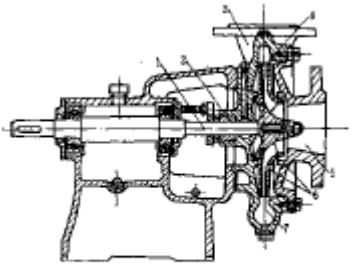


图 19-2 离心泵结构图
1—转轴; 2—填料函; 3—进压管; 4—叶轮;
5—吸液室; 6—密封环; 7—蜗壳

压能和动能。离心泵叶轮的结构型式可以 分为闭式、半

开式及开式 3 种,如图 19-3 所示。闭式叶轮适用于输送洁净液体。由于吸人口和排出口之间有口环密封,从出口返回人口的液体泄漏量小,故效率高,但制造复杂些。目前大多数离心泵叶轮均采用闭式叶轮。开式及半开式叶轮则常用于输送含杂质的液体。

蜗壳为离心泵的转能装置。它的作用是把叶轮给出的速度能转化为压力能,并将叶轮甩出的液体收集起来导向下一级叶轮或排液管。蜗壳形状一般是按照泵的设计流量下液体离开叶轮后的自由流动轨迹做成的。因此,泵只有在设计工况下工作时,液体自叶轮流出的自由轨迹才会与蜗壳一致,这时泵内的冲击损失最小。当泵运行状况偏离设计工况时,泵内冲击损失增大,从而影响离心泵的工作效率。



图 19-3 叶轮的型式
(a) 开式叶轮; (b) 半开式叶轮; (c) 闭式叶轮

导叶也是离心泵的转能装置,它用于分段式多级离心泵中,它由包围在叶轮外面的正向导叶及将液流引向下一级叶轮吸液室的反向导叶所组成。导叶的转能原理与蜗壳基本上是一致的。

密封装置是用来封闭泵轴穿出泵壳处的间隙,以防止外界空气进入泵壳内(填料处在负压操作情况下),或阻止泵内高压液体泄漏到泵壳外面(填料处在正压操作情况下)。密封装置有两种型式,一种是填料函密封;另一种是端面密封(或叫机械密封)。近年来因机械密封可靠,泄漏量少、使用寿命长、功率消耗少,所以得到广泛应用。

19.2 离心泵特性曲线及其操作利用

(1) 离心泵的主要性能参数

- ①流量。泵在单位时间内排出的液体量,通常以容积单位表示,称为容积流量,用符

号 V 表示。

②能量头。是输送单位质量液体从泵进口处到泵出口处其能量的增值，也就是单位质量液体通过泵以后获得的有效能量，即为泵的总能量头。以符号 H 表示。

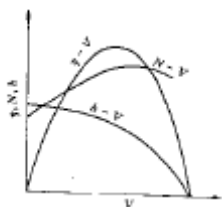
③转速。泵的转速即泵轴每分钟旋转的次数。用符号 n 表示。

④气蚀余量。是表示泵气蚀性能的主要参数。用符号 Δh_r 表示。

⑤功率和效率。泵的功率是指输入功率，也就是原动机传到泵轴上的功率，通常称为轴功率。以符号 N 表示。泵的输出功率为有效功率，即泵输送出去的液体从泵中获得的有效能量。以符号 N_e 表示。由于泵内存在损失，因此，轴功率与有效功率不等。泵的效率即为有效功率与轴功率之比。以符号 η 表示。当一台离心泵的工作转速，一定时，其能量头 H 、功率 N 、效率 η 及气蚀余量 Δh_r 与参数 V 之间存在一定的关系。如果将这些对应关系绘制成 $H-V$ 、 $N-V$ 、 $\eta-V$ 及 Δh_r-V 曲线，则组成离心泵的性能曲线图。它是正确选择、使用离心泵的主要依据。在工程实际中，这三条曲线都是用实验方法得出的，对每一种离心泵，制造厂都要测定出它的特性曲线，并绘在同一坐标上，如图 19-4 所示，通常称为离心泵的特性曲线，由厂方将此特性曲线附于离心泵的产品说明书中，供用户选泵时以及设计人员进行工艺设计时作参考。应当注意，泵制造厂所提供的特性曲线，都是用清水在 20°C 条件下实验测定的。当泵输送的液体，它的粘度、密度等与 20°C 清水不相同还需要进行特性换算，才能得到该工作液体的数据。

{2)离心泵特性曲线的作用

① $H-V$ 特性是选择泵和操作使用泵的主要依据。 $H-V$ 特性曲线有“陡降”、“平坦”以及“驼峰”之分。具有“平坦”特性的泵，其特点是在流量 V 变化较大时能量头 H 变化不大；具有“陡降”特性的泵，则当扬程 H 变化较大时流量 V 的变化不大；具有“驼峰”特性的泵，则容易发生不稳定工况，在选择离心泵时要注意这些特性。如实际生产使用中流量 V 变化较大，但输出高度恒定时，应尽可能选用具有平坦型特性曲线的离心泵。



②离心泵的 $N-V$ 特性曲线是合理选择电动机功率和操作或启动泵的依据。因 $H-V$ 特性曲线给出各流量 v 对应的功率大小。从 $N-V$ 特性曲线上还可以看出启动时，应选择消耗功率最小的工况下，以减少启动电流，保护电动机，故启动时应关闭泵的排出调节阀。

③离心泵的 $\eta-V$ 特性曲线是检查泵工作经济性的依据。在选择电机时要避免“大马拉小车”，应使经常负荷下的轴功率接近电机功率，并留有适当余地。根据 $\eta-V$ 特性可以知道，离心泵在什么工况下工作效率最高。这就是 $\eta-V$ 曲线上的一个最高点。任何一台离心泵都只是在很小的流量范围里才有最高的效率，泵的标牌上注明的一些性能都是在最高效率时的性能，选用时一定要注意。

根据生产实际要求，结合离心泵的特性曲线来选择泵和使用泵，是保证离心泵正常运行的首要条件，但生产上的可变因素很多，因此，在选择泵时还是应统筹的考虑上述三条特性曲线，使之在经常运行负荷时实现最佳化。

此外，前文曾提到离心泵的另一个性能参数，气蚀余量。它也是选择泵和使用泵的一个重要参数。气蚀余量，它表示液流从泵入口到叶轮内最低压力点处的最低能量损失。用 Δh_r 表示。这个参数越小，泵越不易发生气蚀。气蚀现象破坏泵的正常运行，甚至毁坏泵的叶片及转轴，因此，必须使泵入口端的压头高于物料在当时条件下的饱和蒸汽压，以防止物料汽化产生气蚀，此高出之值称为泵的必需气蚀余量。目前，对于输送低沸点液体的泵，在

标牌上总是要注明需要的气蚀余量,但标牌上注明的需要气蚀余量,均指的是最小值,而且都是用 20℃ 水柱表示,需要换算成被输送液体的高度。

19.3 离心泵的日常运行与维护

(1)精心设计、精心施工是确保离心泵正常运行的前提

①在设计中一定要详细了解被输送物料的物理化学性质,有无腐蚀性、有无悬浮物、粘度大小、凝固点及汽化温度饱和蒸汽压等。

②一定要详细了解被输送物料的工况:输送温度、压力、流量、输送高度、吸入高度、负荷变动范围等。

③综合上述两方面的因素参阅离心泵的特性曲线,从而选出最适合生产实际使用的离心泵。

④对一些要求较高的离心泵,应在设计中考虑在吸入口前安装过滤器,在出口阀后安装止逆阀;同时应在操作室及现场设置两套监控装置,以应付突发事件的发生。

⑤在施工中应严格按照离心泵的施工安装规范进行,并要有一套完善的质量监督制度及验收制度。安装完毕后要进行试运转,经试运转周期考核各项性能指标均符合要求的泵,才能交付生产。

(2)正确的开停工程序及严格的巡回检查制度

①开工程序

a.开泵前应先打开泵的人口阀及密封液阀,检查泵体内是否已充满液体。

b.在确认泵体内已充满液体且密封液流动正常时,通知接料岗位并启动离心泵。

c.慢慢打开泵的出口阀,通过流量及压力指示,将出口阀调节至需要开度。

②停工程序

a.与接料岗位取得联系后,慢慢关闭离心泵出口阀。

b.按电动机按钮,停止电机运转。

c.关闭离心泵进口阀及密封液阀。

③运行时的巡回检查

a.检查被抽出液罐的液面,防止物料抽空。

b.甲检查泵的出口压力或流量指示是否稳定。

c.检查端面密封液的流量是否正常。

d.检查泵体有无泄漏。

e.检查泵体及轴承系统有无异常声响及振动。

f.检查泵轴的润滑油是否充满完好。

上述巡回检查制度应予严格执行,并应及时填写好检查记录备查,不能因为设里了集中控制系统而忽略了必要的检查工作,集中控制室仪表失效导致误操作而发生事故的事例在工厂中也时有发生,因此,要确保离心泵的正常运行,建立完善的巡回检查制度也是必不可少的一环。

(3)建立健全的维护保养制度离心泵与其他设备一样,经过一段时期运转后,都应进行必要的维护保养。健全的维护保养制度确保了离心泵的长周期平稳运行,杜绝了一切不应发生的事故。设备的维护保养工作,一般需按时进行,如每隔 3 个月进行一次。也可在生产操作间歇中安排一次。严重的情况也有紧急停工进行维护的。当然尽可能杜绝后一种情况的发生。离心泵维护保养的主要内容如下。

①检查泵进口阀前的过滤器,滤网是否破损,如有破损应及时更换,以免焊渣等颗粒物进入泵体,并定时清洗滤网;

②泵壳及叶轮进行解体、清洗重新组装。调整好叶轮与泵壳间隙。叶轮有损坏及腐蚀

情况的应分析原因并及时作出处理。

- ③清洗轴封、轴套系统。更换润滑油，以保持良好的润滑状态。
- ④更换填料密封的填料，并调节至合适的松紧度;采用机械密封的应更换动环和密封液。
- ⑤检查电机。长期停车开工前应将电机进行干燥处理。
- ⑥检查现场及遥控的一、二次仪表，其指示是否正确及灵活好用，对失灵的仪表及部件进行维修或更换。
- ⑦检查泵的进出口阀，阀体是否有磨损以致发生内漏等情脱，如有内漏应及时更换阀门。

19.4 离心泵常见设备故障及处理

离心泵常见设备故障及处理方法见表 1-19
表 19-1 离心泵设备故障及处理措施表

设备故障	原因分析	处理措施
1. 打环叶轮	①设计没有考虑需要的气蚀余量，致使离心泵在运转中产生气蚀现象，液体剧烈冲击叶片和轴，造成整个泵体震动噪声增大 ②检修后没有很好的清理现场，致使螺帽或异物进入泵体，启动后打坏叶片	①设计应作出必要的修改，合理的设计吸入管路尺寸，安装高度等，使泵入口处有足够的气蚀余量 ②严格执行制度，保证检修后的施工质量，必要时在入口前加装过滤器
2. 烧坏电机	①泵壳与叶轮的间隙过小并有异物 ②填料压得太紧，开泵前未盘车	①调整间隙，清除异物 ②调整填料松紧度，盘车检查 ③电机应安装熔断器保护电机
3. 泵进出口阀门卡子脱落	①阀门的制造质量问题 ②操作不当，用力过猛	①更换新阀门 ②更换新阀门，对新工人进行培训考核上岗
4. 烧坏填料函或机械密封动环	①填料函压得过紧，致使摩擦生热而烧坏填料，造成泄漏 ②机械密封的动静环接触面过紧，不平行或密封线未开	①更换新填料，并调节至合适的松紧度 ②更换动环，调节接触面找正找平 ③调节好密封线
5. 转轴震动	①安装时不对中，找平未达标 ②润滑油不好，造成轴磨损	①重新安装，严格检查对中及找平 ②补充油料或更换新油

19.5 离心泵常见操作事故与防止

离心泵常见操作事故与防止措施见表 19-2。
由于离心泵操作简便、运转历史较长，一些操作中的常见事故，早已被具有丰富经验的的操作者所掌握。所以每个操作人员，只要认真学习岗位操作法，严格按岗位操作法办事，加强巡回检查，上述操作事故是完全可以避免的。

表 19-2 离心泵操作事故及防止措施

操作事故	原因分析	防止措施
1. 启动前打不上料	①开泵前泵体内无充液操作 ②开泵时出口阀全开，致使压头下降低于输送高度 ③压力表失灵，指示为零，误以为打不上料 ④电机相序接反 ⑤叶轮与泵壳之间的间隙过大	①停泵，排气充液后重新启泵 ②关闭出口阀，重新启泵 ③更换压力表 ④重接电机相序，使电机正转 ⑤调整间隙至符合要求
2. 罐液罐抽空	开泵后未及时检查罐面使罐液罐抽空，泵体内进空气，使泵打不上料	停泵，将文丘里处排尽空气并充液，停泵后将罐液罐重新启动离心泵
3. 泄漏（泵壳与叶轮之间的间隙处）	①填料未压紧或填料发硬失去弹性 ②机械密封动静环接触面安装时找平未达标	①调节填料松紧度或更换新填料 ②更换动静环，重新安装，严格找平
4. 烧坏填料及动环	①填料压太紧，开泵前未行盘车 ②密封环未开或量太小	①调整填料，注行盘车，调节松紧度 ②调节好密封度
5. 高位罐满料	①上下罐液位之间联锁不敏，开泵前未及时通知下罐液位 ②高位罐溢流管太短或泵的出口流量开得太大	①开泵前要及时通知下罐的联锁 ②更换溢流管至合适高度 ③泵的出口流量慢慢开启，勿过快过大

19.6 化工常用泵类的日常运行与操作

(1)往复泵往复泵是利用活塞在液缸中的往复运动，从而对液体直接施加压力来输送液体的，图 19—5 是往复泵的示意图。

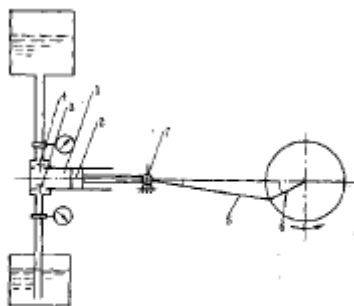


图 10-5 往复泵示意图
1—液缸；2—活塞；3—吸入阀；4—排出阀；
5—连杆；6—曲柄；7—十字头

往复泵由液缸、活塞、吸入阀、排出阀、连杆、曲柄、十字头所组成。当曲逆时针旋转，活塞向右行时，液缸工作容积增大，压力降低，吸入罐中液体通过吸入阀进入液缸内，此时排出阀关闭。当活塞向左行时，液缸工作容积减少，液体被挤压，缸内压力升高，液体由液缸向外排出至输送地点，此时吸入阀关闭。

①往复泵的运行特点

a.往复泵的排出压力取决于管路特性，最大排出压力取决于泵的强度、密封和配备的原动机功率。

b.流量与排出压力无关，而取决于液缸的结构尺寸、活塞行程及每分钟往复的次数。

c.往复泵适用于输送高压、小流量和高粘度液体。

d.往复泵活塞的瞬时速度是变化的，不均匀的，因此，往复泵的瞬时流 q 也是不均匀的、脉动的。

e.往复泵具有自吸能力，启动前可以不用灌液，实际操作中为避免干摩擦，一般在初次启动前宜灌一次液体入泵。

②往复泵运行中的注意事项。往复泵根据液缸的型式、动力及传动方式、缸数及液缸布置等可分为若干种类型，所以它的日常运行和操作也略有不同。但以下几条是各种往复泵在运行中都必须注意的。

a.开车前要严格检查往复泵进出口管线及阀门、盲板等，如有异物堵塞管路的情况一定要予以清除。

b.清洁泵体，决不允许机体内有杂质或其他任何脏物。

c.机体内加入清洁润滑油至油窗上指示刻度。

d.油杯内加入清洁润滑油脂，并微微开启其针形阀，使润滑油脂匀速的滴入气缸中。

e.运转前先打开液缸冷却水阀门，确保液缸在运转时冷却状态良好。

f.运转中应无冲击声，否则应立即停车，找出原因，进行修理或调整。

g.在严寒冬季，水套内的冷却水停车时必须放尽，以免水在静止时结冰冻裂液缸。

③往复泵的维护与保养

a.每日检查机体内及油杯内润滑油液面，如需加油即应补足。

b.经常检查进出口阀及冷却水阀，如有泄漏即行修换。

c.轴承、十字头等部位应经常检查，如有过热现象应及时检修。

d.检查活塞杆填料，如遇太松或损坏应及时更换新填料。

e.运转 1000-1500 h 后应予更换润滑油，并对泵的各个摩擦部位进行全面检查，遇有磨损不平应予修整，并对缸体进行一次全面清洗。

f.泵在经过 2500 h 运转后应进行大修，此时所有零部件都必须进行拆洗，并重新组装。

(2)齿轮泵齿轮泵的工作机构是一对相互啮合的齿轮，可分为内啮合、外啮合、直齿、斜齿等型式。其中应用较广泛的是外啮合直齿的齿轮泵，在石油化工厂中用作加热炉燃料油

泵，或一般机泵装置中输送润滑油或密封油用。

① 齿轮泵的结构及工作原理。齿轮泵由泵体、主动齿轮、从动齿轮、填料函、安全阀、侧板、轴承等部件所构成如图 19-B 所示。

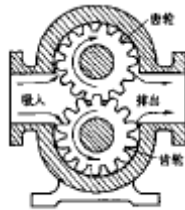


图 19-4 齿轮泵

齿轮泵工作时由电机带动主动齿轮轴按图中方向旋转时，主动齿轮和从动齿轮的一对啮合齿转到左边时逐渐脱开，这时两齿轮左边的齿谷中的齿间容积就逐渐增大，形成局部真空，吸入油在大气压力作用下进入左边油腔，填满齿间空间。齿轮继续旋转，将吸入的油沿齿轮圆周与泵体所形成的空间送到右边压油腔中。此时主、从动齿轮互相啮合，则将右边齿谷中的油挤出来，向压油腔输出。这样就完成了吸油和压油过程。

- ② 齿轮泵的运行特点。齿轮泵也属于容积式泵，它具有容积式泵的一些特点。
- a. 流量基本上与排出压力无关。
 - b. 由于齿轮啮合时齿间容积变化不均匀，流量也是不均匀的，产生的流量与压力是脉冲式的。
 - c. 与往复泵比较，在结构上不需要吸排油阀，而且流量较往复泵均匀，结构简单，运转可靠。
 - d. 适用于不含固体杂质的高粘度液体。

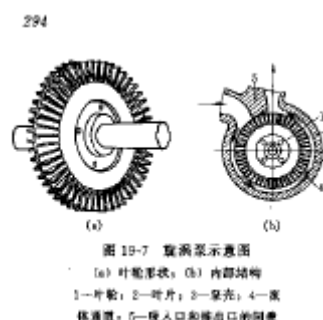
- ③ 齿轮泵运行中的注意事项
- a. 油液必须清洁，因输送液体清洁度对泵的使用寿命及正常运转有重要的影响，所以油泵入口端应加装过滤器，过滤器网孔径不低于 50μm。
 - b. 电机接线后，注意泵的旋转方向是否相符，进出口位置不得接错。
 - c. 启动油泵前应用手转动联轴器，检查泵内齿轮的转动是否灵活，应无阻卡现象。
 - d. 经常检查泵主动齿轮上的密封情况，若有漏油，可将压盖适当压紧，为避免密封圈的迅速磨损、发热，不宜压得过紧。
 - e. 要经常检查油泵各处有无泄漏及发热现象，如有泄漏、发热过高及异常声响时，应立即停泵进行检查修理。

④ 齿轮泵常见运行故障及处理。齿轮泵常见运行故障及处理方法见表 19-3，
表 19-3 齿轮泵常见故障及处理措施

常见故障	原因分析	处理措施
1. 油泵打不上油或流量小	①被抽液体温度低时粘度大 ②吸油管高度超过最大吸入真空度 ③油泵旋转方向不符 ④吸油过滤器堵塞 ⑤吸油管及泵体漏入空气	①加热被抽液体，降低其粘度 ②提高吸油高度或降低吸油管高度 ③将马达接线调整 ④及时清理过滤器，更换另一台过滤器 ⑤检查后予以修复
2. 油泵出口压力波动大	①泵轴内间隙过大或密封端面密封不良引起内漏 ②吸力波动管路不畅或堵塞 ③内部零件磨损严重	①调整间隙，修复密封面 ②清理堵塞，疏通管路 ③更换零件或修复
3. 产生外泄漏	①轴上密封圈未压紧 ②任意与密封圈装配有偏斜 ③密封圈使用已久，已磨损	①调整密封圈 ②调整密封圈 ③更换密封圈
4. 产生异常声响	①泵体或进油管漏进空气 ②管路局部堵塞不畅 ③泵轴与电机轴对中不达标 ④齿轮磨损严重 ⑤轴及密封严重	①检查修复 ②检查清理 ③重新安装 ④更换齿轮 ⑤更换轴承
5. 严重发热	①轴套上密封圈压得太紧 ②吸油管与电机轴对中不好 ③被抽液体温度高 ④泵体内密封不良，摩擦严重	①调整密封圈 ②检查重新安装 ③降低被抽温度 ④检查后调整同轴

(3)旋涡泵旋涡泵属叶片式泵，是离心泵的一种特殊类型。它在石油、化工、医药、电力等部门有着广泛的应用

①旋涡泵的结构。旋涡泵的结构如图 19-7 所示。泵壳呈圆型，吸人口不在泵的轴向，而在泵的顶部与排出口并列，它的叶轮是一个圆盘，四周铣出凹槽，叶片成辐射状排列。叶轮上有叶片，叶轮在泵壳内转动，其间有环形通道，吸人口与排出口之间有间壁隔开，间壁与叶轮之间有很小的间隙，以防液体倒流。



②旋涡泵的运行特点

a 甲旋涡泵是结构最简单的高扬程泵，与叶轮和转速相同的离心泵相比，它的扬程要比离心泵高 2--4 倍。与相同扬程的容积式泵相比，它的尺寸要小得多，结构也简单得多。

b 大多数旋涡泵都具有自吸能力，有些旋涡泵还能输送气液混合物。在石油化工厂中，旋涡泵可以用来输送汽油等易挥发产品，但旋涡泵的吸人性能不如离心泵。如将它与离心泵配合使用，既可使扬程提高，又可改善吸人能力。

由于液体在流道内混合时要进行动量交换，产生较大的冲击损失，所以旋涡泵的效率较低，最高不超过 45%通常为 36%--38%。因此，旋涡泵很难做成大功率泵，一般只适用于小功率泵(40KW 以下)。

d.旋涡泵不适用于输送高粘度液体，否则扬程及效率将降低很多。

e.旋涡泵的主要零、部件结构简单，制造加工容易，而作为耐磨蚀的旋涡泵叶轮、泵体可以用不锈钢及塑料、尼龙等来制造。旋涡泵通常用来输送酒精、汽油、碱液，或用作小型锅炉给水泵。

③旋涡泵的口常运行及维护。旋涡泵的日常运行及维护与离心泵类同，但由于它的流量减少时消耗 tJ 功率增加很快，所以不能像离心泵那样在出口管路上直接安装阀门来调节流量，而必须在泵出口管路上安装一个旁路阀，利用旁路阀的开度来控制流量。

(4)屏蔽泵屏蔽泵也是离心泵的一种特殊类型，它的工作原理同于离心泵，靠旋转叶轮

的离心力作用来拾送液体，但在泵壳等外部结构上进行了改进，较普通离心泵有了一些区别：a)泵壳轴向与马达连为一体。b)泵轴与马达轴合为一根。c)转子、定子分别用屏蔽套将其保护起来。d)壳体上带有一根冷却液循环管。其结构见图 19-8

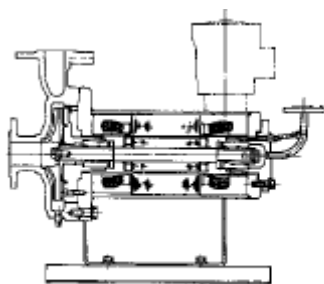


图 19-8 屏蔽泵结构图

①屏蔽泵的运行特点。

①屏蔽泵的运行特点

a.由于泵壳与马达连为一体，消除了泵轴与泵壳之间间隙的泄漏问题。因此，常用来输送一些对泄漏有严格要求的有毒有害液体。

b.利用被输送液体来润滑及冷却，革除了原有的润滑系统。

c 泵轴与马达轴合为一根，避免了原来易产生两轴对中不好产生的振动问题。

因此，屏蔽泵在要求无泄漏的生产环境中得到了广泛的应用。

②屏蔽泵的日常运行及维护

a.开泵时打开进口侧阀门、循环管路阀门以及放气阀，直到储罐液体充满泵体为止。

b.启动电钮后观察电压、电流、振动和噪声是否正常，如正常时方可调节泵出口侧阀门至工况开度。

c 不允许调节泵进口侧阀门，以免产生气蚀。

d.屏蔽泵平时一般不需要作任何保养，但应经常检查电流、电机温度、出口压力是否正常，运行是否平稳无噪声等。建议半年至 1 年检修 1 次。

③屏蔽泵的常见故障及处理。离心泵的常见故障也发生在屏蔽泵的运行中，例如：

a.泵打不上料。这种故障常常由于进口管路太细或太长，使吸入压头不够；或由于管路及过滤器堵塞；或产生气蚀等原因所造成。应分析产生原因，参照离心泵的处理措施解决。

b.电机过热。应检查是否负荷过太或冷却液不足所致。

c 异常噪声及振动。轴承磨损及叶轮损伤，必要时应更换叶轮、轴套及轴承。

d 电机嗡嗡响但不转动。应检查是否导线断了，或保险丝断了，或缺一相线所造成。

(5)蒸汽喷射泵

①蒸汽喷射泵的结构及工作原理。蒸汽喷射泵由蒸汽喷嘴、扩散管及混合冷凝器等几个部件所组成，由于工况所要求的真空度不同，可分为单级蒸汽喷射泵及多级蒸汽喷射泵等几种。其每级的结构基本相同，互相的连接可参见图 19-9。蒸汽喷射泵由于没有运动的零部件，因此与其他类型泵相比，既不易损坏，也不需维修。

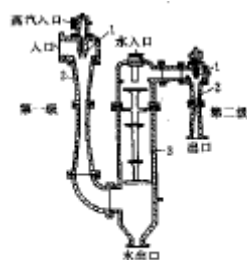


图 19-9 蒸汽喷射泵

1—喷嘴；2—扩散管；3—混合冷凝器

它的工作原理是工作流体(如高压蒸汽)在经过直径很小的喷嘴时,流速增加很多,上作流体的静压能大部分都转变为动能,造成了负压,从而把系统中的流体吸入,被吸入的流体又被高速的工作流体夹带着排出系统之外。多级蒸汽喷射泵在运行时,高压蒸汽在蒸汽人口经喷嘴以高速喷出,此时在侧面形成负压将系统的流体吸入,在第二段扩散管中二种流体充分混合后进入混合冷凝器,用冷却水将混合气流冷凝冷却,从底部经水封排出系统,而未冷凝的流体则从二级喷嘴侧面进入第二级扩散管。单级蒸汽喷射泵仅可达到 90%真空,如果要获得 95%以上的真空,则需采用多级蒸汽喷射泵。各种蒸汽喷射泵的全压范围如下:

单级蒸汽喷射泵约 13.3kPa

二级蒸汽喷射泵 16--2.7kPa

三级蒸汽喷射泵 3.-0.53kPa

四级蒸汽喷射泵 0.8-0.04kPa

五级蒸汽喷射泵 0.13--0.007kPa

蒸汽喷射泵的蒸汽耗量大,效率较低,只有在要求真空系统全压小于 4.0--5.3kPa 时,使用才较为经济。在石油化工生产中,对于一些在高温下易于分解的产品,如己内酰胺、丙二醇等在提纯时,其真空蒸馏过程通常采用蒸汽喷射泵,由于一些物料有易燃易爆的特性,采用蒸汽喷射泵在安全性方面远胜于其他电动的真空泵。

②蒸汽喷射泵的日常运行与操作故障。蒸汽喷射泵在安装中要注意喷嘴的中心线与扩散管的中心线一定要在同一个轴线上,每个喷嘴都必须有支承来固定,不准用管道支承泵,不准在泵体上钻孔,以防止因钻孔而引起裂口和空气泄漏。在开车时应缓缓开启蒸汽阀及冷却水阀门,听声音及观察真空计,确认开启正常时再打开联接抽真空系统的阀门。如是多级蒸汽喷射泵,则应依次逐级开启,最终使系统达到所需的真空度。真空度达不到要求的故障如下。

a.无真空。蒸汽喷射器堵塞,系统联通大气或无蒸汽压力等情况都能导致无真空现象,应分析不同原因采取解决措施。

b.真空波动。蒸汽过热度不够、含水,蒸汽压力低,压力波动都能造成真空波动,应在操作中确保蒸汽的设计参数。

c 真空度低。蒸汽压力不足或过高,蒸汽管道堵塞,管泄漏真空以及冷凝冷却水量不足等因亲都能产生上述现象,特别是操作多级蒸汽喷射泵时,更应注意各级之间蒸汽量及冷却水量的匹配问题。在确认一切参数都正常的情况下,真空度仍然上不去时必须停车检查,拆开喷嘴及扩散管,检查是否有腐蚀及结垢情况,喷嘴及扩散管腐蚀及表面粗糙等现象都有碍于喷射泵的正常运行,经清理过后仍然达不到要求时,则需更换新的喷嘴及扩散管。

(6)新型泵的开发及应用石油化工技术的不断更新,对化工新型泵的开发提出了更高的要求,也为新型泵的应用提供了广阔的市场,国内目前改造、开发应用的泵类新品种很多。

①高速泵。高速泵以前一直依靠进口,目前航天部第十一研究所、上海金山实业公司和沈阳水泵厂都已能生产。航天部开发的 GSB-W 型卧式高速泵系列, $Q=0.3-100\text{m}^3/\text{h}$, $H=50-1000\text{m}$, $t=196-300^\circ\text{C}$, $n=4500-14000\text{r}/\text{min}$, $P=2.2-280\text{kW}$ 。他们还研究了 GSB-L 型立式高速离心泵系列,他们研制的 GSB-LZ-6/350 立式高速泵已在齐巷公司的焦化装里上得到应用,代替日本进口的 80-8KM10 级卧式离心泵用于加热炉注水。高速泵对制造要求极高,特别是轴承、机械密封、增速齿轮箱、润滑油泵和诱导轮等关键部分。目前国产高速离心泵的价格只是进口泵价格的 1/2---1/3。

②内啮合齿轮泵。内啮合齿轮泵用于输送高粘度不含固体颗粒的液体,其结构如图 19--10 所示。圆弧齿轮悬臂固定在轴上,摆线齿轮套装在泵盖上,并由圆弧齿轮带动旋转。液体随之旋转前进,经月牙隔板将进出口隔开而排出,进出口方位可以在轴心线上下方向或互成 90° 角。大庆石化总厂机械厂研制的 NCB 型内啮合齿轮泵系列,

$Q=4.5\text{---}36\text{m}^3/\text{h}$, $p=0.7\text{MPa}$, $t\leq 150^\circ\text{C}$, $P=1.5\text{---}11\text{kW}$ 已用于大庆石化总厂腈纶厂供纺系统, 一台 7.5kW 的 NCB-36 型泵替代了三台 7.5kW 的螺杆泵, 且流量比三台螺杆泵还大。近来, 这种泵在石化装置聚乙烯、聚异丁烯及润滑油添加剂装置上应用很广。

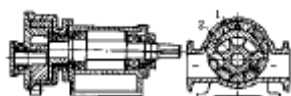


图 19-10 内啮合齿轮泵剖面
1—驱动齿轮; 2—内啮合齿轮

③旋转喷射泵。旋转喷射泵用于炭黑、石油、化工、造纸等行业。输送粘度 $\leq 0.12\text{Pa}\cdot\text{s}$ 的液体。北京化工机械厂开发的 XPB 型泵如图 19-11 所示。液体经静止的收集管轴进入转子盖外周的流道至 4500r/min 高速旋转的转子内, 再进入收集管内, 将速度能转化为压力能排出, 具有结构简单, 流量稳定, 维护费用低的特点, $Q=3\sim 20\text{m}^3/\text{h}$, $H=280\text{---}340\text{m}$, $t=90^\circ\text{C}$ 的产品已取代进口用于天津炭黑厂。

④磁力泵。磁力泵是一种有发展前景的泵, 这类泵适用于输送有毒性、易燃、易爆、要求绝对不泄漏介质的场合。国内目前已有多家企业各种型号产品投入生产。航天部 510 研究所开发的 MD 型磁力泵使用温度可达 380°C , 此外, 无锡导热油泵制造有限公司的 MT-CEP 型泵, 深圳克劳斯科捷磁力泵有限公司的 IMC 型泵其性能均已达到国外同类产品性能指标。

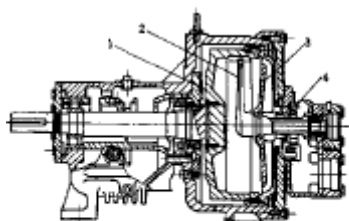


图 19-11 XPB 型旋转喷射泵剖面
1—转子; 2—收集管; 3—转子轴; 4—机械密封

第 20 章 蒸汽透平与离心式压缩机组的日常运行与操作

20.1 蒸汽透平的工作原理与主要结构

20.1.1 蒸汽透平的工作原理

(1)概述蒸汽透平通流部分是透平进行能量转换的主体,它是由一个或若干个工作条件基本相同、结构上类似的单元按照一定次序配置而成的。每一个工作单元称为透平的一个“级”。

透平级是由静子和转子及相应的通流部分组成,它构成透平实现能量转换的基本单元二因此透平级的工作过程在一定程度上代表着蒸汽透平的工作过程,研究蒸汽透平的工作原理总是从级开始。

①蒸汽透平级的分类。蒸汽透平级将具有热能的蒸汽(表现为一定的压力和温度)流过级的通流部分时产生转子轮周方向的推力使转子叶轮旋转而对外作机械功。按照蒸汽由级的进口到出口总的流动方向不同,可将透平级分为轴流式级和辐流式级两种。绝大多数蒸汽透平采用轴流式级。按照蒸汽在级内静叶栅(或喷管叶栅)中和动叶栅中能量转换情况又可将轴流式透平级分为冲动级、反动级,介于前两者之间的带反动度的冲动级和复速级等。

②蒸汽透平的分类。蒸汽透平按用途可以分为中心电站、中心热电站用的电站蒸汽透平,船舶推进用的船用蒸汽透平和工业蒸汽透平。实际上工业蒸汽透平是指除公用电站外的其他工业企业所采用的透平,其中包括:带动各类泵、风机、压缩机等驱动用蒸汽透平及企业自备电站用的蒸汽透平。目前在大型石油化工企业内使用的大小不同的透平均属工业透平。供工业驱动用的工业透平根据被驱动机械的特点多设计成可变转速的,而供电站或企业自备电站用的透平毫无例外的均设计成固定转速透平。本章主要讨论石化企业广泛使用的工业透平的原理、结构和运行方面的知识。

工业透平用途广泛,结构型式多种多样,但按其工作原理来分类则有背压式、凝汽式、抽汽背压式、抽汽凝汽式和抽汽注汽凝汽式 5 种。

③工业透平的特点及目前发展水平。工业透平应用范围广泛,发展迅速。这是与它利用热能的特点及作为驱动机械的优点相关连的。从热经济性方面看,它提供了热电联合生产及工业废热综合利用的手段,因此在具有这种条件的工业企业中为了降低能耗和成本,自然会使用工业透平供电、供热,或是供电、供热同时驱动其他机械。从其驱动性看透平又具有比电动机更优越的性能,除透平的起动扭矩大,启动、升速平稳外,它还可以直接驱动高速的离心式、轴流式压缩机,鼓风机和泵等旋转机械而无需采用齿轮增速装置。而且还可以采用简单方法实现在较大范围内改变转速以适应负荷变动的需要。另外工业透平比电动机在易燃易爆环境下工作更安全、更可靠。这一点在石油化工行业更为重要。工业透平易损件少,一般可连续运行 2--3 年不需检修。维护方便费用少。

图 20-1 给出了各种型式工业透平在热一电一动力系统中使用配置情况。

压缩机, 风机, 炼油厂, 钢铁厂及煤气化装置则只需中等转速的工业透平, 如天然气液化装置的发展将需 6 万 kW, 4000r/min 的工业透平。而日本三菱重工公司则指出高速高出力透平转速功率的范围为 1.5~2.5 万 kW 机组转速应为 15000~16000r/min; 2.5 万~3.5 万 kW 机组转速应为 12000~13000r/min; 3.0 万~4.0 万 kW 机组转速应为 11000~11500r/min; 5.0 万~6.0 万 kW 机组转速应为 5000~6000r/min。

世界其他著名工业透平制造厂也都有类似的规定(在此不再一一列举, 有兴趣者可参阅有关资料)。

(2)透平级的工作原理蒸汽透平是一种高速旋转式流体机械, 研究其工作原理一般先从其最基本的单元——一个透平级的工作原理开始。级的原理主要包括蒸汽在通流部分(喷管, 动叶)的能量转换和通流能力, 级的流动效率(轮周功及轮周效率), 以及蒸汽变工况时的喷管特性等 3 个部分。这一部分的论述涉及理论和数学概念较多, 考虑本书的特点, 本文不再论述, 有兴趣的读者可以参阅这方面的专业书籍以进一步提高。

(3)透平的损失、功率和效率一个透平级的损失包括级的流动损失(喷管损失、动叶损失、余速损失等三项损失——通称轮周损失)。但是研讨一台透平(单或多级透平)时, 还要考虑如下一些损失。同时引入相对内效率 η_{oi} 、内效率 η_i 、内功率 N_i 、有用功率(轴端功率)等概念。

①透平的损失

a.进汽、排汽节流损失。进排汽节流损失由 i-S 示意图上可以看出节流过程是一个等熵过程, 节流会使总绝热降减小。由原来的 h' 减小至 h_0

一般进汽节流损失按初压的 2%~3% 估算, 即

$$\frac{p_0 - p_1}{p_1} = 0.02 \sim 0.03$$

一般排汽损失大小决定于末级速度 C_2 , 按实际设计取值。单级透平一般多是背压式透平, 背压较高, C_2 较小, 可略而不计。无论任何一种透平, 这项损失总是存在着的。一般可用下式

$$\text{估算: } p_1 - p_2 = p_3 - p_4 = \lambda \left[\frac{C_2}{100} \right]^2 p_1$$

式中 λ —排汽管阻力系数, 一般 $\lambda = 0.05 \sim 0.10$;

C_2 —排汽管内汽流速度, 冷凝式透平一般为 80~100m/s, 背压式透平一般 40~60m/s;

p_c —冷凝器的静压力, MPa,

图 20-3 给出了一个单级透平(由一个压力级组成的单级透平)的过程曲线。

b.轮面摩擦损失。透平轮盘在充满蒸汽的汽缸内高速旋转时, 其盘面受到摩擦作用。这种摩擦阻力将消耗一部轮周功 N_f 这个 N_f 即摩擦损失功率。并引入叶轮摩擦损失系数 ξ_f 。其定义如下:

$$\xi_f = \frac{N_f}{N_i} = \frac{G h_{f2}}{G h_{i2}} = \frac{h_{f2}}{h_{i2}}$$

c.鼓风损失。鼓风损失是部分进汽级特有的损失, 这项损失来源于不进汽的动叶在蒸汽中运动时的鼓风作用。鼓风作用消耗的部分轮周功, 一般用 N_v 表示。相应的单位流量鼓风损失恰降为 h_v , 其单位为 kJ/kg。鼓风损失系数为:

$$\xi_v = \frac{N_v}{N_i} = \frac{h_v}{h_{i2}}$$

单级蒸汽透平多采用双列复速级结构, 这是由于这类透平的 h_s 相对很大而 G_v 很小, 为了得到合适的喷管高度以获得合理的效率, 总设计成带部分进汽的级, 而且部分进汽度

$e < 0.5$ 。这种透平的鼓风损失一般比较大。多级透平压力级为了同样的目的也是设计成部分进汽级。因此在有部分进汽的级中，这项损失也应计入。反动级总是全周进汽，故无此损失。

鼓风损失功率可用下列半经验公式计算

$$N_f = 2.1K(1-e)d_m l_2 \left(\frac{u}{100} \right)^2 \rho \cdot 10^3$$

式中从一鼓风损失功率，

d_m —叶片平均直径，

l_2 —动叶高度，m

u —叶轮圆周速度，m/s，

ρ —蒸汽密度，kg/m³

K —试验确定的常数。

d.弧端损失。部分进汽级的喷嘴(喷管组)出口汽流必须将呆滞在动叶内的蒸汽推出去，必然消耗额外的功，同时在部分进汽弧段两端部位也会引起汽流流动的不稳定，这两部分损失称作弧端损失，其损失功用 N_e 表示，并以 ξ_e 表示弧端损失系数。其定义式为：

$$\xi_e = \frac{N_e}{N_t} = \frac{h_e}{h_1}$$

e.湿汽损失。当汽轮机(透平)级在湿蒸汽区工作时，会发生湿蒸汽损失。这项损失包括过饱和损失、汽流阻力损失和疏水损失。

f.环形叶栅损失。由于沿叶片高度的栅距、圆周速度及汽流参数不同必将引起损失，把这项损失叫作环形叶栅损失。其损失系数为 ξ_f ，计算公式如下

$$\xi_f = 0.7 \left(\frac{l}{d_m} \right)^2$$

式中

l —动叶高度，m

d_m —叶栅的平均直径 m

一般当 $d_m/l < 10$ 时，环形叶栅损失已不能忽略。

g.漏汽损失。汽轮机(透平)转子与缸体等固定零件之间存在着间隙，在压差存在时，就会产生泄漏，这部分汽或不通过动叶流道，或扰乱动叶中的主汽流而引起损失，这种损失叫作漏汽损失。

②透平的损失、功率和效率汇总

a.轮周功、轮周效率。计入流动损失(包括喷管损失、动叶损失)和余速损失的功称为轮周功。一般还应包括结构因素引起的损失。所以轮周功可表示为：

$$N_t = N_s - G(h_s + h_b + h_{c2})$$

$$\text{轮周效率 } \eta_t = \frac{N_t}{G h_1} = \frac{h_t}{h_1}$$

b.透平内功率和内效率。从透平的轮周功率中扣除摩擦鼓风损失功率、弧端损失、湿汽损失和进排汽损失的功率称为透平的内功率 N_i ；

$$N_i = N_t - N_f - N_e - N_m - N_s - N_p$$

$$\text{透平的内效率 } \eta_i = \frac{N_i}{N_t}$$

c.透平的机械效率和有效功率。透平的有效功率又称透平轴功率，它是透平内功率扣除机械传动效率 η_m 引起的功率损失的功率。即

$$N_e = N_i - N_m = \eta_m N_i$$

由上式可知机械效率为:

$$\eta_{me} = \frac{N_s}{N_i} = 1 - \frac{N_{fr}}{N_i}$$

一般 η_m 为 0.96--0.98

(4)单级透平与多级透平的特点

①单级透平的特点。凡只有一个级的透平叫作单级透平，一般单级透平功率较小，为 0.5--3000kw。其应用遍及石油化工、动力工业、冶金、轻工业的制糖、造纸、纺织行业，还有交通运输业等。大多用于驱动泵，风机，小型发电设备的驱动等。其特点是结构简单、运行成本低廉、方便可靠。单级透平绝大多数是背压透平，也就是排汽压力大于 0.1MPa，为了在有限的级中利用更多热降，大多采用双列复速级式单机透平。由于高背压、大焓降、功率较小，因此容积流量不大，总是采用部分进汽并选用较高的转速，以求获得足够的叶片高度以保证它有较高的效率。一般内效率在 60%--70%。单级透平按级内流动方向大体可分为 4 种类型。轴流式变速级透平，见图 20-4。

回流式透平和周向旋流式透平，见图 20-5 和图 24-6。

回流式通流部分圆周截面，见图 20-7。

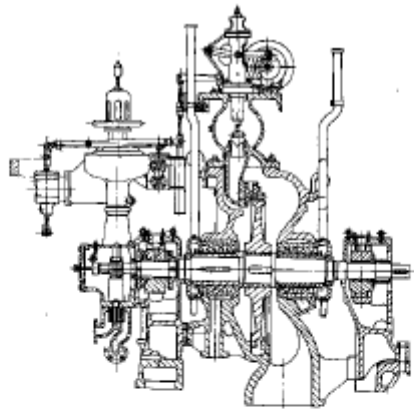


图 20-4 轴流式变速级透平

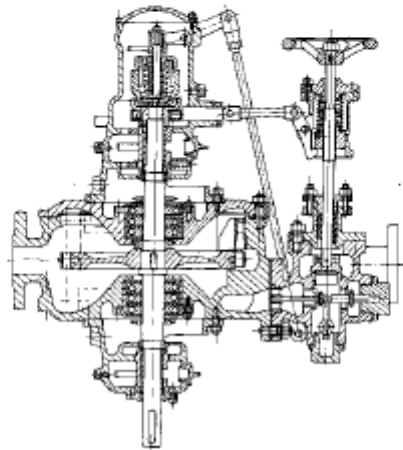


图 20-5 回流式透平

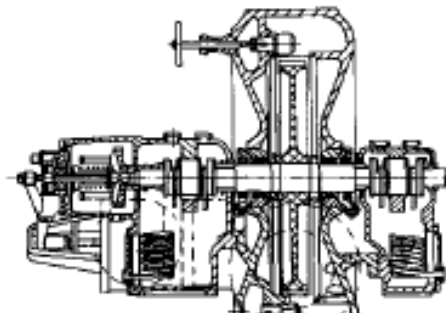


图 20-6 周向旋流式透平

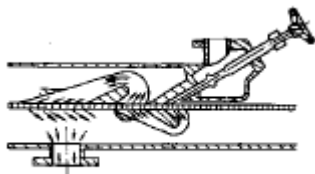


图 20-7 回流式通流部分圆周截面图

②多级蒸汽透平。单级透平即使环量系数大的双列复速级所能利用的绝热降 h_s 和压力比 p_2/p 。一般也只达到 250--340kJ/kg，压力比 5 左右，这时透平的热效率已低至 9% 与其他原动机比已无竞争力。这表明任何单级透平都无法有效利用很大的焓降。为了解决此难题，采取将透平若干个级按压力从高到低排列在同一轴上而组成一台多级透平。现代多级透平可利用总焓降高达 840--1840kJ/kg，总压比达 100--500 之多，透平热效率已超过柴油机的水平。

a. 多级透平的特点

a) 级数多，每级焓降不大，蒸汽流动速度较低，在转速不太大情况下，也可获得最佳速比，使透平的经济性良好。

b) 因每级给降不大，蒸汽流速较低，可以使喷管和动叶高度设计合理、提高部分进汽度减少部分进汽的损失，也就是有合理的流动损失，从而提高透平经济性。

c) 一般不需采用缩放喷管，使透平变工况性能改善。

d) 多级透平上级余速在下级可以全部或部分得到利用，减少了能量损失，提高了透平经济性。

e) 多级透平可设计成冲动式、反动式和冲动、反动混合式。

b. 多级透平的重热系数。多级透平的余速全部或部分被后一级利用，同时由于级内流动损失以热的形式表现出来使级后焓值升高，因此各级等熵焓降之和大于透平总绝热焓降，即

$\sum h_s > H_s$ ， $\frac{\sum h_s}{H_s} > 1$ ，式中大于 1 的部分就叫重热系数 α 。因此有：

$$\alpha = \frac{\Delta H_s}{H_s} = \frac{\sum h_s - H_s}{H_s}$$

$$\sum h_s = H_s (1 + \alpha)$$

重热系数的经验公式为：

$$\alpha = K_1 \left(\frac{H_s}{418.7} \right)^{1.2}$$

K_1 可查有关曲线。

多级透平重热系数 α ，实际值一般在 0.02--0.08 范围。之所以在这么大范围内变动，这

是由于各种多级透平工作条件相差颇大。 α 值除与透平内效率 η_{int} 透平各级的效率有关外，还与级组的压力比、或绝热降、级数、过程曲线等因素有关。

c. 多级透平还有一些特殊问题，如级间漏汽损失、轴向力平衡、湿蒸汽级等，限于篇幅不再赘述。需作进一步讨论时，可参阅有关透平论著。

20.1.2 透平主要结构

透平本体结构可分为两大主要部分。转动部分。包括主轴 1，叶轮 2，动叶片 3，推力盘 4。半联轴节 5 等部分组成，一般习惯称之为转子。固定部分由透平缸体 6，蒸汽室 7，隔板 8，喷嘴组 9，级间汽封 10，轴端汽封 11，径向(支撑)轴承 12，推力轴承 13 等零部件组成，

通常称之为定子(见图 20-8).

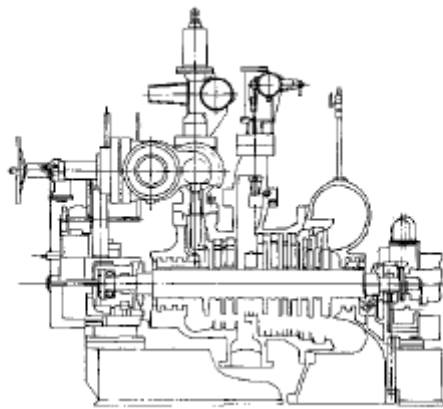


图 20-8 多级冷凝抽汽式透平(TEH9—三菱重工产品)

(1)缸体(也称汽缸)缸体是由包括进汽室、排汽室在内的具有水平剖分面结构的壳体。水平剖分面把透平缸体分成上、下两半,上半称为上半缸,下半称为下半缸。上下两半缸由中分面螺栓连结为一体。通常缸体为铸钢件,较大的缸体往往低压部分和排汽室采用钢板焊制,通过垂直法兰面与缸体高、中压铸造段连成一体。

缸体应具有足够的强度和刚度,它需承受高温高压介质(蒸汽)的压力。整个缸体还需支撑着缸内的各静部件(隔板件或静叶持环,汽封或汽封环)通过轴承承受转子的动、静载荷和轴向力。汽缸还要合理的支撑于底座上,保证缸体受热时能自由膨胀、收缩,同时保证转子轴线的中心与静止件中心的良好对中心。对中小功率透平和工业透平尽量采用单缸设计,对大功率发电用透平往往设计成多缸形式的机组。

(2)隔板隔板在透平缸内构成蒸汽通道,形成每一级的腔室。通常隔板水平对半分开,而且在中分面上还装有径向密封键。为保持与转子同心和防止在蒸汽力作用下产生的周向旋转,在隔板同缸体间设置垂直和水平定位元件,轴向位置由缸体的环槽定位。在隔板与缸体间还应留适当间隙(轴向,径向)以便安装中调整找中和工作时热膨胀。隔板常见结构见图 20-9,

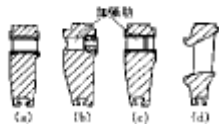


图 20-9 常见隔板结构图

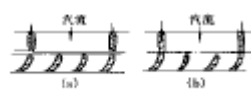


图 20-10 带加强筋焊接隔板导叶环展开图

- (a)无加强筋焊接隔板, (b)加强筋与板体一体焊接隔板; (a)筋与静叶分开型;
(c)加强筋与板体分开焊接隔板, (d)铸造隔板

(b)筋与静叶一体型

高压部分隔板为承受较大的隔板压差,多采用带加强筋的焊接结构,其静叶片是用焊接办法与隔板环体组合成一体,如图 20-10 所示,筋的数量按强度需要。大致每 3--5 个汽道布置一只。

低压部分多用铸造结构。静叶片是铸在隔板外缘和板体中,静叶片是由钢板弯制的,可

以做成实心的,也可以是空心的。

对工作中处于湿蒸汽区的隔板,结构上设置有将静叶表面的水滴除去去湿装置。

(3)轴承透平轴承以功能分，可分为径向轴承(支持轴承)和止推轴承两大类。

①径向轴承。径向支持轴承的作用是承受转子质量和其他附加径向力。保持转子中心和汽缸中心一致，并在一定转速下旋转。为了使轴承内轴瓦表面和轴颈之间摩擦力最小，同时将因轴颈与瓦面间产生的摩擦热量和从缸内传递至此的热量带走，必须利用润滑在油楔中产生的油膜力使轴面与瓦面分隔开，使轴面是在油膜上滑动，另一方润滑油可将热量带走达到冷却目的。润滑油压力一般为 0.14---0.17MPa。

一般每个转子由两个径向轴承支承。每个径向轴承应具有轴向水平剖分面将它分成上、下两半。这两部分由定位销和螺栓连成一个裕体。为了安装和检修方便放置轴承的轴承座也应具有水平剖分面。

目前透平径向轴承普遍使用在瓦面浇铸减摩性好，抗疲劳强度高的巴氏合金层，其厚度一般在 1--3mm 左右口常见的径向轴承有以下几种。

a.可倾瓦轴承。这种轴承由多块瓦组成，瓦块可以摆动，在工况变化时能形成最佳油膜，抗振性好，不容易产生油膜振动。瓦块数有 3 块、5 块的。其结构见图 20-11。

b.椭圆瓦轴承。椭圆瓦轴承的轴瓦表面呈椭圆形，轴承侧隙大于顶隙，一般顶欧约为轴径 d 的 $(1--1.5)/1000$ ，而侧隙约为 $((1--3)d/1000)$ 。当转子旋转时，在上下两部分形成两个油膜，这两部分油膜压力产生的合力与外载荷平衡。这种轴承运行稳定性好，侧隙较大沿轴向流出的油量也大，散热好，轴承温度低，缺点是耗功大，水平方向抗振性差些。其结构见图 20-12。

c.圆瓦轴承。圆瓦轴承的瓦孔呈圆形，轴承体具有水平剖分面，上下半瓦由定位销保证对中心，并由螺栓连结成一体。轴瓦内孔表面浇有巴氏合金层。这种轴瓦瓦顶隙应等于两侧隙之和。一般顶隙约为 $(2--3)d/1000$ ，轴颈与轴瓦接触角约为 $60--90^\circ$ ，在接触区内保证完全接触[刮研精度 $(2--3)$ 点/cm²]

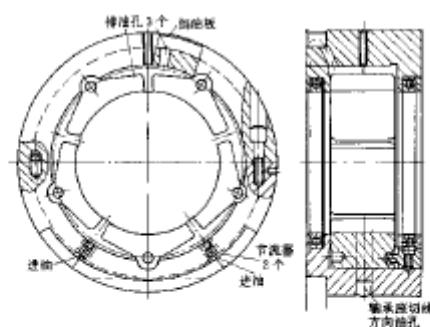


图 20-11 可倾瓦径向轴承结构图

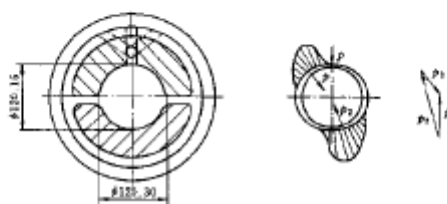


图 20-12 椭圆瓦轴承结构与其抽膜压力分布图

另外，在小型透平中，常使用高速滚珠、滚柱轴承。小功率背压透平中常有这种应用。

②止推轴承，透平止推轴承的作用是持转子在缸内的轴向位置。它属于动压轴承类，这点与径向轴承是一样的，也是由轴旋转把油带人止推轴瓦与止推盘间的油楔中形成油膜的。

透平通常使用的止推轴承是米契尔轴承和金斯伯雷轴承，这类轴承共同点是活动多止推块式，止推块工作时，绕着其止推块中心摆动，随着转速、负荷变化形成有利油膜。结构上的区别在于米契尔轴承的止推块背面（相对工作面而言）局部与基环连成一体而在进油边有与瓦面平行的开槽以便形成油楔。而金斯伯雷轴承是在止推块下设有上水准块和下水准

块,然后才是基环,这种结构使瓦块摆动更自由,各止推瓦块上载荷分配更均匀。能部分补偿转子不对中和偏斜,缺点是轴向尺寸大,结构复杂口

止推轴承瓦块表面浇铸巴氏合金的厚度应小于透平动、静部分的最小轴向间隙。目的是保证一旦巴氏合金在事故中熔化后,不致引起动静部分相触碰而导致转子损坏。一般巴氏合金厚度为 1—1.5mm.

(4)汽封在透平转子和静止件之间采用汽封装置使蒸汽或空气的泄漏量尽可能减小,同时还应保证足够的间隙而不致动静部分擦碰而损坏。汽封设在轴穿出缸体部位的叫外汽封,又叫端汽封。透平外汽封多采用可更换的迷宫式汽封。炭环密封只用在压差不大的小型透平中,而且轴面线速度 $<50\text{m/s}$ 的场合。一般每道炭环最大工作压差为 0.24MPa ,因此一般总是多道串联使用。

炭环与轴之间(往往是轴套之间)间隙很小,具体尺寸取决于轴套直径和工作温度。一般要求在热态运行时间隙接近为零.

另外在级间、隔板与透平轴之间也采用可更换的迷宫密封,以减少级间漏汽损失。可参见图 20-13。在有围带的级动叶顶部也设置迷宫密封,以减少叶顶部与缸体间隙,减少漏汽损失。见图 20-13

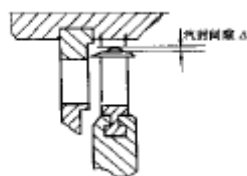


图 20-13 叶顶汽封图

(5)动叶片动叶片是装在叶轮外缘上专门设计的沟槽内或整锻转子外缘叶根槽上或转鼓转子环槽中。蒸汽就是通过相邻叶片型线部分形成的槽道完成能量转换的。

动叶型线沿高度不变的叶片叫直叶片;型线沿高度变化的叫扭叶片。对动叶片要求是良好的气动特性,足够的强度(包括足够的动强度和良好的振动特性)合理的结构和良好的工艺性。动叶片的结构组成如下。

①叶型(工作部分)。按空气动力原理设计的叶型型线,能保证实现高效能 t 转换,也就是要其流动损失尽量小。叶型部分有直叶片和扭叶片之分。一般当 $\frac{l_b}{d_m} > \frac{1}{7} \sim \frac{1}{11}$ 的级的动叶片应采用扭叶片叶型以提高效率。式中 l_b 为叶片高度, d_m 为通流部分平均直径。

②叶根。叶根是将叶片固定于转子上的装配部分。叶根型式的选择决定强度,加工条件和转子型式。在相当程度上还与制造厂的设计、制造传统有关。常见叶根型式见图 20-14 的 T 型、外包 T 型、叉型、极树型、外包菌型等叶根型式。具体结构尺寸及公差可从国家标准和行业标准中查得。

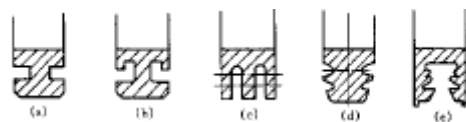


图 20-14 叶根结构型式

(a) T 型 (b) 外包 T 型 (c) 叉型 (d) 极树型 (e) 外包菌型

③连接件。连接件包括围带、铆钉头和拉筋。用连接件把几只或整圈叶片连成叶片组或圈,可以通过连接来调整叶片组的自振频率从而减少叶片所受的动应力水平。不用连接件的叶片称为自由叶片。围带还可以减少叶顶漏汽损失,其结构如图 20-15

铆钉头结构可是圆形、方形、型线形等,钉头是与叶片加工成一体的。

拉筋线可是实心或空心管状的圆截面型或半圆截面型的,也可直接从叶片型线部位某

一高度处直接加工成机翼形状的，组装后机翼形互相衔接挤紧构成一整圈而起拉筋作用(日本三菱重工在有些级上使用这种连接)。运行中由于叶型部分在离心力作用下有稍许扭转而使翼形间更挤紧，并产生一定阻尼，严格说应是一种阻尼拉筋，使用效果相当好，当然加工工作量增加了，叶片制造成本会高些。一般拉筋与叶片之间可以松装，也可焊牢，这决定于振动频率调整需要。

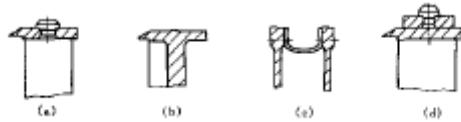


图 2Q-15 围带结构图

(a)铆接;C6)整体 ‘(。)拱形圈带;(d)双层围带

拉筋穿过叶片的孔附近是叶片高应力部位，为了增加这里的强度，降低孔附近应力水平，设计制造时在此孔处做成加厚的凸缘台，效果不错，尽管作此处理，仍然是易发生问题的部位，应给予高度关注。

(6)转子转子是透平的大部件。在设计时应尽量做到结构紧凑，避免应力集中;应作强度、振动核算，加工制造中应严格控制质量，严格按规程作好静平衡、动平衡。转子结构型式有以下几种。

①套装转子。其特点是叶轮、联轴节以过盈方式装配于轴上，并由轴向键或径向销传递扭矩。这种转子适用于中、低压参数的电站透平或转速较低的工业透平。一般转子的工作温度不宜超过 400℃。其优点是叶轮可以分散加工，工艺简单，制造周期短。锻件尺寸相对小，锻造质量容易保证。缺点是叶轮孔应力较大;转子刚性较差;快速启动适应性差，瀚孔与轴配合处可靠性差。

套装式转子见图 20--16

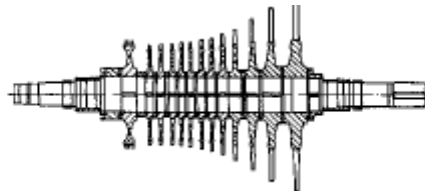


图 20-16 套装式转子

②整锻式转子。转子的轮盘与轴整体锻造后经加工而成，一般较大转子具有中心孔，工业透平转子常无中心孔。一般适用于高温、高转速条件下使用。其他条件也可采用，只是造价高些。目前大功率、高温高速工业透平转子多使用这种转子。其特点是转子结构紧凑、装配件少，刚性好，适于转子快速启动。缺点是锻件尺寸大，锻造技术水平要求高，材料性能难充分发挥，制造周期长。整锻转子结构见图 2}-17，

③焊接转子。转子由数个实心轮盘拼焊而成，或用毅筒与盘轴拼焊而成。前者多用于大

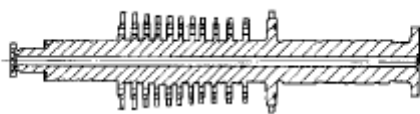


图 20 — 17 格锻式转子容量电站透平的低压转子、后者多用于反动式透平的低压转子。其优点是应力小，刚性好，锻件尺寸小或是厚壁环圈，锻造质量易保证，材料特性可较合理的发挥作用.缺点是焊接工艺复杂，对材料可焊性及焊接工艺要求高，制造周期长。见图

20-18(a),(b),(c)

④组合式转子。由于设计、工艺的需要，也可用组合式转子。如高压级用整锻低压级采用在整锻转子上套装叶轮。

转子必须按标准进行平衡。套装转子叶轮套装前应先对叶轮逐个作静平衡。然后成对热套于轴上进行动平衡，每次平衡合格后再套两只叶轮。再次动平衡直至转子上叶轮套配完。动平衡目前通行的有两种，即平衡转速低于转子一阶临界转速的低速动平衡和平衡转速选在最大连续转速的高速动平衡。目前两种方法均在使用，这与工厂的传统和经验有关，只要能达到平衡精度水平，转子运行平稳这两种方式都是可行的。

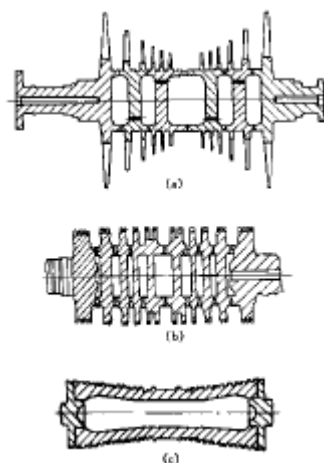


图 20-18 焊接转子的几种结构

转子上还有联轴节、盘车齿轮、止推盘等装配件，也应逐件套装后逐次作动平衡。不允许不作平衡即套装于转子上使用。

20.2 蒸汽透平的变工况特性曲线及其应用

每台蒸汽透平都是按一定功率、转速，蒸汽流量和蒸汽参数设计的，当在设计条件运行时，称为透平的设计工况。当实际运行参数偏离设计时，称为透平的变工况，透平运行偏离设计工况越多，其热经济性降低也越多。也就是在设计工况下，透平具有最高的效率。

任何一台透平产生的有效功率可由下式表达：

$$N_e = \frac{DH_s \eta_e}{3600} = GH_s \eta_e$$

$$= M\omega = 2\pi n_e M$$

N_e ——透平有效功率，kW；

D ——通流蒸汽量，kg/h；

G ——通流蒸汽量，kg/s；

η_e ——透平有效效率 ($\eta_e = \eta_m \cdot \eta_{is}$)；

M ——透平轴端转矩，N·m；

ω ——透平转子角速度，rad/s；

n ——透平转速，r/min。

上式表述了两种关系，其一是：

$$N_e = GH_s \eta_e$$

即功率与流量(G)、绝热焓降(H_s)、效率(η_e)间的关系。一般称作内特性。

其二是: $N_e = 2\pi nM$

即功率(N_e)与转速(n),转矩(M)之间的关系。一般叫作透平外特性。

但是通常提到透平变工况特性及曲线时,一般指透平内特性和其曲线而言。

(1)透平外特性曲线

①等转速发电用透平的转速二“常数,因此转矩正比于 $\rho_0 G H$,亦即正比于内功率 N_i ,

见图 20-19。如果在工况变动时 ρ_0, H_s 不变时, G 正比于 N_{oi} , 转矩一功率曲线即是流量 G 与 N_i 的曲线。

②变转速透平。对变转速透平,其透平轴端转矩和转速的关系图见图 20-19。

在某一转速下,级组或多级透平的转矩、功率分别是各级实际转矩及有效功率之和,因此,外特性曲线基本上应与单级相似。

图 2a-20 表示冲动式多级透平的外特性曲线。其他如带反动度的冲动级组与此曲线相似。反动式透平外特性在此不再介绍了。

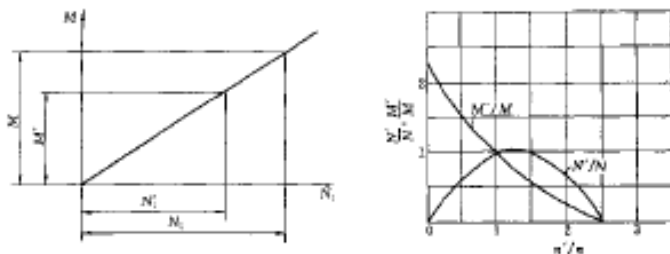


图 20-19 等转速透平转矩一功率曲线 图 20-20 冲动式透平外特性曲线

(2)蒸汽透平的配汽方式透平控制进汽量的方式称为配汽方式。具有下列几种。

①喷管配汽。透平采用喷管配汽调节时,配里多个调节阀及喷管组,每个调节何只控制一个喷管组。依次开关调节阀来改变喷管组的通流面积,从而进行流量调节控制.透平的这一级(一般为调节阀后第一级)叫作“调节级”。其示意图见图 20-21,

喷管调节配汽的主要特点如下。

a 调节阀工作时,依次开启(关闭),在任意工况下,仅有一个润处于部分开启,其余阀为全开或全关,因此汽流只有部分经不全开的阀才有节流损失,使机组在部分负荷时的经济性好。

b 调节级在部分负荷时,级的蒸汽初参数不同(有一组经节流了),级后蒸汽压力相同。也就是说调节级效率不是固定的。当节流阀全开时,如图 20-22,图 20-23 中 a,b,c,d 各工况点节流损失最小,级效率高,热耗较低,而在两点之间的其他工况,阀门部分开启,蒸汽被节流、级效率降低,汽耗上升。特性线呈波浪状,如图 20-24 中 fgehb(4 调节阀调节),当调节阀越多,越接近子图中虚线给出的曲线。

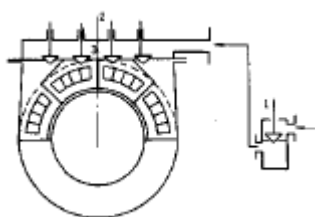


图 20-21 喷管调节配汽机构原理

1 一主汽阀;2 一调节阀, 3-调节阀室

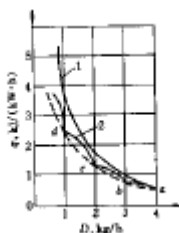


图 20-21 喷管配汽与节流配汽透平热耗曲线

1 一节流配汽, 2--喷管配汽

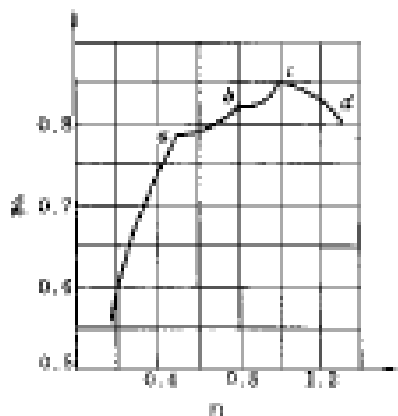


图 20—23 喷管调节透平调节级效率曲线

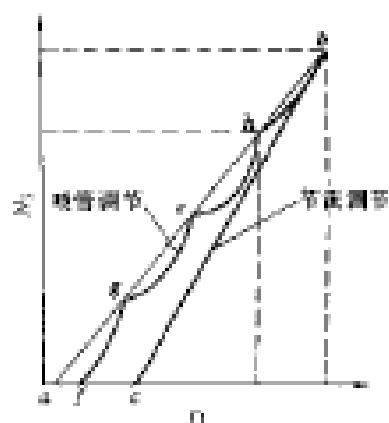


图 20-24 透平功率流量曲线
(喷管调节与节流调节比较图)

c.当调节阀顺序逐渐开启时,透平功率逐渐增加到正常功率 N_j (经济功率),当最后一个阀或两个阀开启时,功率达最大,即额定功率 N 。二,见图 2d-25e

为了使透平在蒸汽初参数,背压降低时仍能发出额定功率,调节阀应能通过必须增加的流量,一般把最后一个调节阀做此准备,因此称它为过载阀。

d.当透平负荷变化时,调节级前后压力、焓降也要改变,当 $1u$ 阀全开时,压差最大、焓降也最大,此时部分进汽度又最小,这时是调节级动叶片应力状态最恶劣工况。另外此时级后温度又最不均匀,因此叫这一工况为调节级动叶片的危险工况。在设计时作强度核算中应予重视。

②节流配汽。进入透平的蒸汽只经过一个调节阀,以节流方式控制进汽量的配汽方式称为节流配汽。控制过程是通过调节阀开度来改变负荷。最大功率时调节阀接近全开,节流损失最小,低负荷运行时,节流损失最大。因部分负荷时,蒸汽处在节流状态,所以透平的初压降低,理想焓降减少。节流配汽适用于大功率、高参数担任基本负荷的机组。同时因其结构简单,在小型机组上多有采用。节流配汽机组除小机组外大多是全周进汽,这样调节级后温度均匀,改善了调节级动叶片工作条件,提高了机组可靠性和负荷适应性。

③其他配汽方式还有旁通配汽和滑压配汽(滑参数调节),但在工业透平中应用受到局限,只在极特殊情况才会遇到,因此在这里不作介绍了。

C3)透平变工况运行级组的基本关系式变工况运行时,级组流量、压力和温度的关系与设计工况的这些参数的关系式一般称 Fiiiigel 公式,也叫作“变工况基本关系式”。此公式对分析、计算机组变工况很方便,是变工况基本理论公式。

该公式对不同运行状态有不同形式,具体如下。

①非临界工况关系式.透平通流部分一般可分成若干个级组,通过每一级组的流量是相同的,当级组中所有各级汽流速度均未达到临界速度时,称作级组的非临界工况。非临界工况的变工况基本关系式为:

$$\frac{G}{G_0} = \sqrt{\frac{P_0 - P_1}{P - P_1}} \cdot \sqrt{\frac{T_0}{T_1}}$$

式中 G', G ——变工况和设计工况级组流量, kg/s;
 p'_0, p_0 ——变工况、设计工况级组前压力, MPa;
 p'_2, p_2 ——变工况、设计工况级组背压, MPa;
 T'_0, T_0 ——变工况、设计工况级组前的温度, K。

②临界工况关系式。当透平通流部分某一级(无论在级组中的位次)中汽流速度达到临界速度(即当地音速)则称该工况为级组的临界工况。在临界工况下, 级组背压 p_2 继续降低, 不影响通流流量的工况。在处于临界工况下有关系式如下:

$$\frac{G'}{G} = \frac{p'_1}{p_1} \cdot \sqrt{\frac{T_1}{T'_1}}$$

式中 p'_1, p_1 ——级组中任一级 i 的变工初压、设计工况初压, MPa;
 T'_1, T_1 ——级组任一级变工况初温、设计工况初温, K。

上式表示在临界工况时, 级组中各级流量与初压成正比, 与温度平方根成反比。

③变工况基本关系式的应用条件。基本关系式应用广泛, 但应注意下列应用条件, 避免误用。

a.级组中各级的流量在同一工况下应相等。因此调整抽汽式和旁路调节的透平, 只能将抽汽点的压力级取为一个级组。

b.在不同工况下级组中各级的通流面积应保持不变。因此喷管调节配汽式机组, 其调节级不能取在级组内。

c.基本关系式尚不考虑转速变化, 仅适用于固定转速变工况机组。

d.严格讲, 基本关系式适用具有无限多级的级组, 但一般只要级数多于 5---6 级时, 就可得到足够精确度, 只做粗略估算时, 也可应用于一级。

④通流面积改变的变工况基本关系式。透平运行中级组内各级通流面积发生相同变化时, 关系式为:

$$\frac{G'}{G} = \frac{A'}{A} \sqrt{\frac{p'_2 - p'_1}{p_2 - p_1}} \cdot \sqrt{\frac{T_2}{T'_2}}$$

式中 A', A ——表示工况变化后、变化前的面积, m^2 , A'/A 即级组中各级通流面积变化程度;

p'_{0i}, p_{0i} ——工况变动后、前压力, MPa

T'_{0i}, T_{0i} ——工况变动后、前级前温度, K。

对处于临界工况时

$$\frac{G'}{G} = \frac{A'}{A} \frac{p'_0}{p_0} \cdot \sqrt{\frac{T_0}{T'_0}}$$

⑤转速变化的变工况基本关系式。当透平变工况时, 转速也变化的各参数间关系式:

$$\frac{G'}{G} = \sqrt{\frac{p'^2 - p_1^2}{p_1^2 - p_2^2}} \cdot \sqrt{\frac{T_2}{T'_2}} \cdot \sqrt{1 - 0.4 \frac{\Delta n}{n}}$$

式中 Δn ——工况变动前后转速差, $n' - n = \Delta n$, r/min;

n' ——变工况后转速, 设计工况转速。

在透平处于非临界状态下, 在常用转速范围内, 转速对流量影响并不大, 如转速变

化 25}, 流量仅有 5} 的变化二⑥在上述①—⑤节的公式中因工况变动时。一般初温变化很小,

$$\sqrt{\frac{T_0}{T_0}} \approx 1$$

因此 上两公式可以简化, 使用更方便, 即可以略去温度此项。

(4)透平变工况特性曲线(又称内特性线)

①冷凝式透平。冷凝式透平特点是排汽压力很低, 即 $p_0 \gg p_2$ 。因此冷凝式透平变工况基本关系式中不考虑 p_2 变化的影响二因此而产生的误差并不大。另外冷凝式透平一般末级常处于临界或超临界工况, 这时流量与背压无关, 再忽略初温变化的影响, 变工况基本公式为:

$$\frac{G'}{G} = \sqrt{\frac{p_1}{p_1}} \\ \frac{G'}{G} = \frac{p_1}{p_1} \quad \text{或} \quad \frac{D'}{D} = \frac{p_1}{p_1}$$

上式表示冷凝透平流量与各中间级前压力成正比。

按上式绘成流量与各级前初压的直线, 即为冷凝式透平变工况特性曲线。这些线图如图 20-25 所示。这是一典型冷凝透平的工况特性曲线图。对任一中间级的级前初压 p_{0i} 与流量 D 都呈直线关系, 只是各级 $p_{0i} \sim D$ 线斜率不同而已。

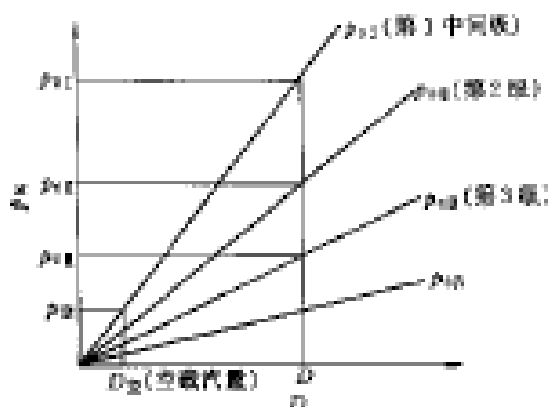


图 20-25 冷凝式透平特性曲线

根据特性曲线, 可查得每一 p_{0i} 对应的流量 D , 从而估算出功率 N ; 或从。计算式

$$N_1 = \frac{DH\eta_m}{3600} \\ = GH\eta_m$$

一般制造厂商都应提供透平特性曲线图(包括:

$P_0-D, p_2-D, p_{0i}-D, p_{0e}-D$ 图等)。

②背压式透平。背压透平变工况时, 各级压力与流量关系应从变工况基本关系式求出。

a. 如果最后一级中达临界流速, 则各级前压力与流量成正比, 这时公式与冷凝式透平相同, 即

$$\frac{G'}{G} = \frac{p_{0i}}{p_{0i}} \quad \text{或} \quad \frac{D'}{D} = \frac{p_{0i}}{p_{0i}}$$

b 一般背压透平末级流速是亚临界的，故应按变工况基本关系式计算。在此可忽略初温度影响，且保持背压 p_2 不变，变工况时，各中间级前初压 p_i 可以求出如下：

$$\left. \begin{aligned} \text{第一级前初压 } p_1' &= p_2 + (p_1 - p_2) \left(\frac{D'}{D} \right)^2 \\ \text{第二级前初压 } p_2' &= p_2 + (p_2 - p_1) \left(\frac{D'}{D} \right)^2 \end{aligned} \right\}$$

如此类推至末级前口由此得到各中间级

流量与初压关系曲线是一曲线族。如图 20-26 所示。这就是背压透平的特性曲线图。分析图 20-26 可以看出透平高压段的级在部分流量变化范围内该部分近乎呈直线规律变化。图中纵坐标为透平各中间级前的压力 P_{oi} 横坐标是透平流量。 P_2 =常数是一般背压透平经常要求的供汽条件，通常总是可满足的。

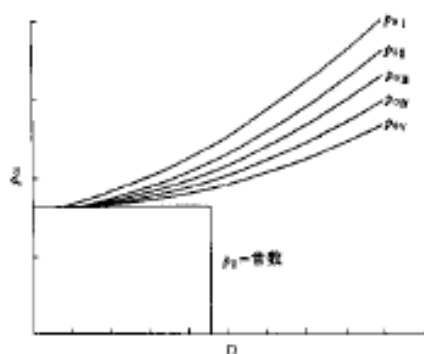


图 20-26 背压式透平各级前初压与流量关系特性曲线

③抽汽式透平

a. 抽汽式透平特性线。抽汽式透平也是供热式机组，一般供汽压力需保持恒定。这种透平可以当作两种透平的组合，即抽汽口前作为背压透平，抽汽口后作为冷凝式。因此，抽汽式透平变工况基本关系式可以以抽汽口为界线、抽汽口前高压段用背压透平工况关系式；抽汽口后的低压段用冷凝式透平的变工况关系式。

抽汽式透平的特性线可根据变工况关系式绘出。一般多采用抽汽口前的高压段。这时抽汽压力 p_e 为高压段背压，其特性线与背压透平相似。如图 20-27。

图中 p_{oi} 为第一中间级前的压力， D 为总进汽量。

在此图上是按

$$p_e = p_c = 4 \text{ MPa}$$

抽汽压力绘出的。

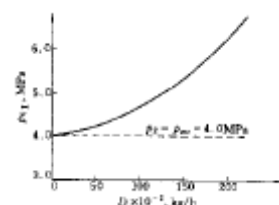


图 20-27 抽汽式透平特性曲线

b. 抽汽式透平的运行工况图。抽汽式透平变工况的各有关参数间关系除用级组初压 p_i 与流量 D 的关系表示工况特性外，还有“运行工况图”。较常见的运行工况图是功率(N_i 或 N_e)和高压级组流量 D_i 为横坐标，并以 D_e (抽汽量)和 D_k (冷凝汽量)为参变数绘制的工况图。

如图 20-28。图中各线均呈直线，这是因为忽略了各进汽阀的节流损失。图 20-29 中各条曲线是波浪形的，这是计入了各调节阀的节流损失所致。应注意到图中波浪的节点都分布在三条 $D=\text{常数}$ 线上。

图 20-28 和图 20-29 中， D_k 为冷凝蒸汽量； D_e 为抽汽量； D 为高压段进汽量。

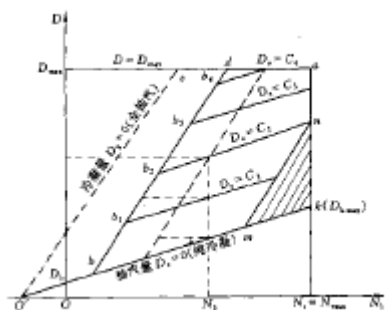


图 20-28 抽汽式透平运行工况图(I)

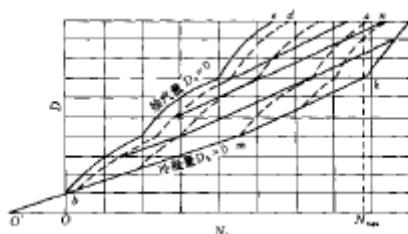


图 20-29 抽汽式透平运行工况图(II)

(已计入调节阀节流损失)

在图 20-28 的工况图中，每条线代表一组工况特征，这些特征工况线是。

a) 纯冷凝工况线($O'k$)。此工况线上各工况点的抽汽量 D_e 都是零，蒸汽全部进入冷凝器成为冷凝汽量 D_k ，即

$$\begin{aligned} D_e &= 0 & D &= D_k \\ N_1 &= D_k H_1 & &= D H_1 \end{aligned}$$

这时透平内功率从与流量成直线关系。这就是冷凝透平的工况特性线。

纯冷凝工况线 $O'k$ 为工况图的下边界线。图中 k 点为最大冷凝汽量工况点，即 $D_k = D_{kmax}$ 。

空载流里与空载功率，图中从为空载流量—维持透平空转的蒸汽量。

空载流且对应的透平功率叫作空载功率 N_h ，其计算式为：

$$N_h = D_h H$$

b) 背压工况线($O'e$)，背压工况线 $O'e$ 是一极限工况，在此线上的点表示进汽盆全部供抽汽，因此，冷凝汽量 $D_k=0$ ，相当背式透平，即

$$\begin{aligned} D_e &= D, & D_k &= 0 \\ N_1 &= D_e \cdot H_1 = D_e H_{ex} \eta_{ex} \end{aligned}$$

式中 H ，高压段有用焓降， kJ/kg 。

背压工况线 O'e 为工况图左部运行理论边界口实际运行中不允许将蒸汽全部抽出去,而必须保证低压段有足够的冷却蒸汽以防低压段缸体过热(实际左部边界线为 bd, 此线上 $D_k=D_{kmin}$ 。

回最小冷凝工况线 (bd)

为防止低压段(冷凝透平段)缸体过热,必须保证最低的蒸汽量 D 通过低压段进行冷却。此最小汽量为最小冷凝汽量 D_{kmin} , 在此工况线上有:

$$D_k = D_{kmin} \approx (5 \sim 10) \% D$$

此工况线是工况图的实际左部运行边界。

d)最大流量工况线(ma)。此工况线,通过高压段总汽量为最大值,即

$$D = D_{max}$$

因此 ma 线为最大流量工况线。线上各点的

$$D = D_k + D_k = D_{kmin}$$

最大流量工况线是工况图的上限边界,也即流量极限。应注意最大流量工况不一定是最大功率工况,在工况图上只有 a 点才能达到功率最大值 N_{max} 。

e)最大功率工况线(ak)。透平能持续运转的最大功率即额定功率(包括被拖动设备的富裕功率),在工况图上以 ak 线表示这种工况。

此工况线是工况图的右边界。透平运行不允许超过额定功率线。

①抽汽量为定值的工况线(及=常数)。在纯冷凝工况线从 $D_e=0$ 和最大进汽工况线 $D=D_{max}$ 之间的区域构成“等抽汽量”工况线族,这些线是一组与冷凝工况线 ak 平行的线。

当抽汽量为一定的工况下,再有任一相关参数为已知时就能根据运行工况图上的运行点查得透平的进汽量、抽汽量、冷凝汽量和机组内功率中任何两个参数值

g)最大冷凝汽量.工况线(mn)。即 $D_k=D_{kmax}$

最大冷凝工况指通往透平低压段的抽汽调节阀已全开,低压段蒸汽流量已达极限,同时能维持抽汽压力稳定的工况。该工况线与背压工况线平行。

最大冷凝工况线是工况图右部运行边界,当运行工况点超过此界线后,随进汽量的增大抽汽压力也将上升,从而无法维持稳定的抽汽压力,这是不允许的工况。

h)压力升高区(Δmnk 图中阴影区域)由三条特殊工况线围出的三角区域,称为“压力升高区”,在此三角形范围内,抽汽压力随进汽量上升而升高,透平不能维持稳定的抽汽压力。

综合上述分析,多边形 dbamnb 所形成的区域是具有一次抽汽式透平的运行工况图的范围.机组不同会有差异,但总体原则是一样的。

④变转速透平.变转速透平工况变动时蒸汽流!、蒸汽参数和转速之间变化的关系式为:

$$\frac{D'}{D} = \frac{G}{G'} = \sqrt{\frac{P_1'^2 - P_2'^2}{P_1^2 - P_2^2}} \sqrt{\frac{T_1}{T_1'}} \sqrt{1 - 0.4 \frac{\Delta n}{n}}$$

由上式可知,当初压和终压不变时,转速增加将导致流量减小($\Delta n=n'-n$, n' 变工况后转速 n 设计工况转速),但影响程度有限。即使 $\Delta n/n=20\%$, 流量减少只有 4.1%。

a.冷凝式透平的背压 P_2 很低,其影响可忽略不计,如再不考虑初温变化的影响,变工况基本关系式可简化成:

$$\frac{D'}{D} = \frac{G'}{G} = \sqrt{\frac{p_2' - p_1'}{p_2 - p_1}} \cdot \sqrt{\frac{T_1}{T_1'}} \cdot \sqrt{1 - 0.4 \frac{\Delta n}{n}}$$

$$= \frac{p_1'}{p_1} \cdot \sqrt{1 - 0.4 \frac{\Delta n}{n}}$$

对冷凝式透平(变转速)的特性曲线如图 2a-aoc

b.对背式透平式抽汽式透平。背压透平和抽汽式(抽口之前高压段)透平的背压或抽汽压力不能不予考虑, 则变工况的基本关系式是;

$$\frac{D'}{D} = \frac{G'}{G} = \frac{p_2'}{p_{20}} \sqrt{\frac{1 - \left(\frac{p_1'}{p_{10}}\right)^2}{1 - \left(\frac{p_2}{p_{20}}\right)^2}} \cdot \sqrt{1 - 0.4 \frac{\Delta n}{n}}$$

其特性曲线如图 29-31, 对不同 p_2 初压、转速、流量关系曲线。

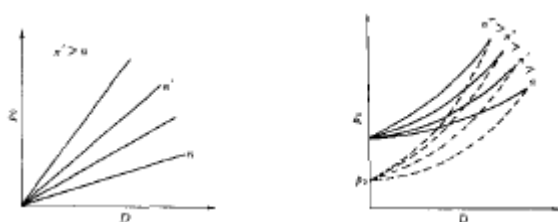


图 20-30 变转速冷凝透平特性线

图 20.31 变转速背压(抽汽)透平特性线

变转速透平(抽汽式)运行工况图与固定转速一样, 只是多了条转速修正系数曲线图, 以备当转速偏离设计工况时予以修正用。其他如新蒸汽压力, 温度、抽汽压力、温度、背压等修正与固定转速透平是一样的。

(5)变工况基本关系式的应用变工况基本关系式是透平设计、运行的有用工具。按此关系式作出的透平特性曲线和运行工况图也是实际运行的必备资料、运行管理者和操作人员应该学会使用这些资料。制造厂在设备供货内容里应列入必供资料之列。

①透平变工况计算。当透平设计参数已知情况下, 应用这些基本关系式可以求出新工况下透平的主要参数, 这对指导工况调整很有用处

②估算透平流量和功率。一般调节级后(即压力级组前)装有压力表, 这个压力又常称作“监视段压力”。根据这一压力数值可由关系式(一般由特性线查出)计算出透平在此表指示的 p_{oi} 工况下的流量和内功率。可以对运行状态进行监控, 或依此压力和其他什算数据进行一些强度校核。

③监视通流部状态。监视通流部分状况是运行工作的重要内容。从监视段压力指示对照 $p_{oi}-G$ 或 $p_{oi}-D$ 曲线可监督通流部分积垢情况。这是由于积垢使通流面积减小, 在相同蒸汽参数下流量下降, p_m 增大; 当监视段压力增加是渐进的, 表明是积垢; 当 p_{oi} 增大是突发的, 则表明通流部分被异物阻塞; 如果 p_o , 不是增加而是突然减小, 则表明叶片可能断落(叶片断落往往还伴有轴振动的增大, 振动是重要(断叶)指征)。因此运行时, 应定期做监视段压力记录, 以便及时发现问题。

在相同运行方式和相同蒸汽流量下, 监视段压力增长率 Δp 用下式计算:

$$\Delta p = \frac{p_{oi}' - p_{oi}}{p_{oi}} \times 100\%$$

式中端工—运行工况监视段压力, MPa;

p_{oi} —通流部分洁净情况时的压力, MPa.

我国电力部运行规程规定 Δp 不得超过下列规定。

中压透平 $\Delta p 15\%$

高压透平 $\Delta p 5\%$

各透平制造厂应提供监视段压力的允许范围和极限值，以保证机组运行安全。

20.3 离心式压缩机的工作原理与主要结构

(1)离心式压缩机的工作原理离心式压缩机的工作原理是利用惯性的方法使通过叶轮的气体在叶轮中不断加速，在叶轮后的空间减速，使气体因惯性而被挤压从而缩短分子间的距离来提高气体的压力(或称压强)。离心式压缩机因气体在机内沿径向流动而得名。离心式压缩机的优点(相对轴流式压缩机)是稳定工作范围较宽，排气压力高，能适应较小的气体流量，叶轮比轴流式叶片耐磨损。缺点是效率比轴流式稍低。

①离心式压缩机的级。离心式压缩机的基本单元是由一个叶轮和与之相匹配的固定元件(包括扩压器、弯道、回流器)构成的工作基本单元。这个基本单元叫作离心式压缩机的级。级的构成元件图如图 20-32 所示。

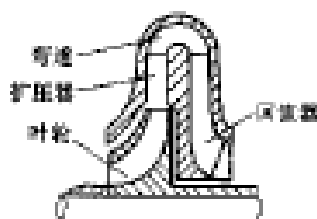


图 20-32 离心式压缩机的级构成元件

一台压缩机可以由若干缸串联而成，每缸又可有若干段，每段可以由一个级也可是若干级组成。所谓段是指压缩机在压缩过程中每经过一次冷却就是一段，即，段压缩过程应有 $n-1$ 次冷却。

②离心式压缩机主要性能参数

a 流量。流量一般指容积流量或质量流量。运输式压缩机多用质量流量，单位用 kg/s 。固定式压缩机多用容积流量，而且习惯用压缩机的进口容积流量表示通流能力，单位常用 m^3/min 。

石油化工、气体分离业常用标准状态下的容积流量，称为标准容积流量，单位 $\text{m}^3/\text{h}(\text{标})$ 。

b. 排气压强(压力)和压比(也称压强比)。化工用透平压缩机铭牌标示多为排气压力，运输用压缩机多标示压比。

压缩机压比:

$e = \text{排气绝压 } p_d / \text{进气绝压 } p_{in}$

c. 转速。压缩机转速是指转子的旋转速度，单位 r/min 。

d. 功率。指驱动压缩机所需的轴功率，也就是驱动机的轴功率但不包括驱动机的富裕功率。

e. 效率。指压缩机的多变能量头与轴耗能量头之比。

在压缩机铭牌上应标示出进气条件(压强、温度、相对湿度)和气体介质名称及上列 a—d 各性能参数。

③压缩机级中气体的流动

a. 气体在叶轮中的流动。叶轮是离心式压缩机的主要部件，运行时随主轴高速旋转对气体作功，是气体获得能量的惟一元件。气体在叶片作用下，一面随叶轮作旋转运动，同时相对叶轮叶片流道而流动。在流出叶轮时气体压强、速度、温度都得到升高。气体随叶轮转动

的速度即为气体的圆周速度 u , 在不同半径上有不同的 u 值, 在叶轮出口处达最大值 $u=u_{\max}$, 气体在叶片槽道内相对叶轮的流动速度叫相对速度 w , 离心式压缩机叶轮叶片形成的流道从进口至出口逐渐增大, 因此相对速度从进口至出口逐渐减小。此两速度的矢量合成速度 c 叫绝对速度(这是对静止元件而言)。

在图 20-33 中绘出了叶轮进、出口速度三角形, 一般叶轮进口速度用脚码 1, 出口速度用脚码 2 标出。

b. 压缩机级的耗功及功率。叶轮理论能量头中并未计人漏汽损失和轮阻损失, 因此实耗功在计人这些损失后将比理论能量头大。轮阻损失是由于叶轮轮盘、轮盖、轮缘外侧表面在隔板间隙中气体的摩擦损失的功率 N_f 漏气损失是指叶轮出口到叶轮进口绕轮盖的气流引起的漏气损失的功率 N_l 。

离心式压缩机级内功率消耗大致如下:

$$N_t \approx 95\% N \quad N_f \approx 1.5\% N \quad N_l \approx 2.5\% \sim 3.0\% N$$

考虑机械摩擦损失后的内功率叫做轴功率 N_s , 机械损失是机械效率来估计的。压缩机的轴功率 N_s 计算式为:

$$N_s = \frac{N_t}{\eta_m}$$

式中, η_m 为压缩机的机械效率, 包括轴承, 联轴节的机械功损耗, 一般离心式压缩机和其他透平机械的机械效率相似, 约为 $\eta_m=0.98—0.99$

(2) 离心式压缩机的主要结构离心式压缩机的主要结构有转子、叶轮、缸体、隔板、密封、轴承等。

① 转子。转子是压缩机的关键部件, 工作时传递功率(扭矩), 高速旋转, 承受很高的应力。一般转子由主轴, 叶轮, 定距套, 平衡盘, 推力盘和机械密封动环等零件组成, 见图 20-34, 这是一台氨压缩机的低压转子, 它采用机械密封, 如果是压缩非危险气体的压缩机, 轴端密封一般使用迷宫密封时则没有动环 7 而代之以迷宫密封的梳齿结构。

转子上的各零部件是红套在轴上(即采用过盈配合), 随轴旋转。转子上的零件还设有键, 但叶轮上的键正常运行时并不传递扭矩, 仅起防松作用。轴上零件的轴向定位是由轴肩、定距套、锁紧螺母以及卡环实现的。

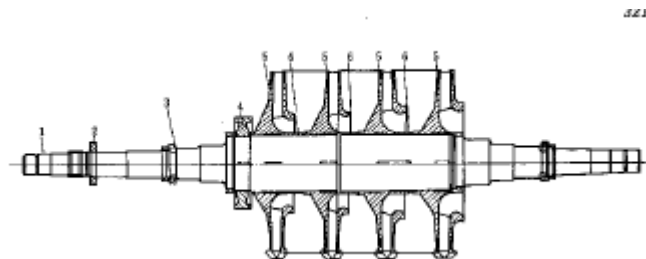


图 20-34 叶轮同向布置的光轴转子

1—主轴; 2—推力盘; 3—机械密封动环; 4—平衡盘; 5—叶轮; 6—定距套

主轴一般有两种结构: 阶梯型或光轴; 节鞭型(图 20-35)两者各有优缺点, 前者加工方便, 刚性好, 后者加工不便, 但可减少轮盖密封直径, 因此可减少漏气损失和转子轴向力。



图 20-35 节鞭式主轴

转子上叶轮布置方案除图 20-35 的同向串联型式外还有将同一主轴上两段叶轮背靠背布置型式如图 20-36，这是大型合成氨—尿素装置中二氧化碳离心式压缩机高压缸转子。这种布置的优点是便于轴向力的平衡。这种布置一般不再设置平衡轴向力的平衡盘。



图 20-36 光轴叶轮背靠背布置

②叶轮。叶轮是压缩机转子上最主要的部件。它随轴高速转动对气体做功，使气体离开叶轮时，压力、温度、速度都得到提高。叶轮可以按叶轮结构、叶片弯曲形状和加工方法进行分类。

a. 叶轮按结构型式。可分成开式、半开式和闭式三种，后两种叶轮得到广泛应用。

开式叶轮结构简单，由轮毂、径向叶片组成。如图 20-37(a)所示。由于流动损失、摩擦鼓风损失大，效率很低、压缩机中很少使用。

半开式叶轮的叶片槽道一侧被轮盘封闭，另一侧敞开。其流动损失较少，效率较高。这种叶轮结构如图 20-37 (b)所示。

闭式叶轮由盘、盖、叶片组成，其结构如图 20-37 (c)所示。由于盘、盖、叶片形成封闭流道、有利流动、漏泄减至最少，因此效率最高，在离心式压缩机中得到广泛应用。

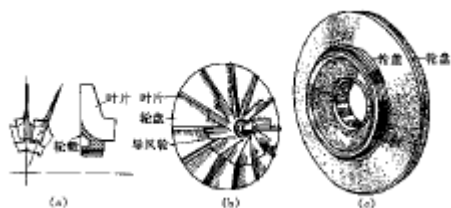


图 20-31 三种叶轮

(a)开式;(b)半开式;(c)闭式

b. 按叶片弯曲形状分。可分为前弯、后弯和径向，如图 20-38 所示。



图 20-38 叶轮叶片的弯曲形式

(a)径向出口叶片;(b)一般后弯叶片;(c)强后弯叶片

前弯〔顺旋转方向， $B2a > 90^\circ$ 〕叶轮效率低，适用于通风机〔图 20-38 (a)〕

后弯〔逆旋转方向， $B2a < 90^\circ$ 〕普遍用于压缩机口效率高〔图 20-38 (b)〕

径向($B2a = 90^\circ$)叶轮主要用于运输压缩机上〔图 20-38 (c)〕这里的 $B2a$ 为叶片出口安装角。在离心式压缩机中广泛使用的后弯叶片叶轮一般又可分为一般后弯叶片其 $B2a = 30^\circ \sim 60^\circ$ 和强后弯型其 $B2a = 15^\circ \sim 30^\circ$ 。强后弯叶片的叶轮又称泵型叶轮，这种叶轮主要用于中小流量的高压压缩机的最后几级。大型化肥装置的二氧化碳压缩机高压缸就采用这种泵型叶轮。

叶片的形状常采用单圆弧、双圆弧、直叶片和空间扭曲叶片，空间扭曲叶片可大大改善气流流动性能，提高叶轮效率，目前在大流量级中已有较多应用。

c. 按叶轮加工方法分。可分为铆接叶轮、焊接叶轮和整体铸造叶轮。铆接叶轮，其强度

较低,多用于叶片宽度较大的中低压压缩机。焊接叶轮,其强度比铆接高,制造方便,是目前广泛采用的叶轮。整体铸造叶轮,一般多用精密铸造工艺制造,但因叶片形状复杂,铸造质量控制难度较大,使用受到限制。

另外对特别窄流道叶轮多采用电蚀加工和真空金基钎焊工艺。

③气缸和隔板

a.气缸(缸体)。气缸是压缩机的壳体俗称机壳。气缸是由缸身和进、排汽室组成,内装隔板,密封体,径向轴承,止推轴承。它要求有足够强度和刚度,保证能承受缸内气体的最高压力和承受转子及其他装入零部件的重最及转子的动载荷,还有管道法兰上的允许载荷,缸体应有良好的气密性,不允许有气体的泄漏。不允许承载后的变形。

气缸型式(称筒型缸)。可分为水平剖分式和垂直剖分式两种。按 API617-1988 规定:氮分压(在使用最高压力下)超过 200 磅/英寸,表压(1378.96Pa)时机壳应采用垂直剖分式结构(这里氮分压用规定的最高氢气摩尔百分比乘以许用最高工作压力来计算)。一般气体压力高,又是危险气体时多用垂直剖分型缸体。气缸材质决定于气体压力,一般低于 1.47MPa 可用铸铁,1.47~4.9MPa 可用球墨铸铁或铸钢。大于 4.9MPa 时应用锻钢。

气缸的固定原则是应绝对保证气缸在机座上的固定位置,不得移动和转动,但还应保证气缸的自由热膨胀。这些要求是通过采用轴向键及水平键来实现的。见图 2D-33,图中的 E 为死点,气缸在此点是空间不动点。

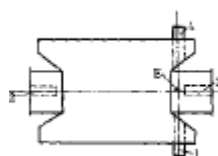


图 2D-39 气缸与机座间的滑销系统

1—横销;2—纵销

b.板。隔板形成固定元件的气流通道。按在通流部分位置又可分成 4 种,分别是进气隔板、中间级隔板、段间隔板和排气隔板。

进气隔板与缸体形成进气室,将气流导流进入一级叶轮入口;中间级隔板包括叶轮出口后的扩压器,弯道和回流器,将气体从前一级出口引入下一级入口;段间隔板是两段对置(背靠背)排列结构中形成两段的排气口;排气隔板除与叶轮前隔板形成扩压器外,还要构成排气室。

隔板上还装有轮盖密封环和隔板密封环(级间密封环),密封环一般总具有水平剖分结构,以便装拆和更换。

隔板多用铸造方式制造,承受压差不大的多用铸铁或球墨铸铁,压差大的则采用铸钢或锻钢铣制组合式结构。

④压缩机的密封。压缩机转子与静止件之间总是有间隙的,在压差下必然会有气体泄漏,为了减少泄漏,僻采取密封装置使泄漏减至最小,而动、静之又可安全运行无擦碰。为防止通流部分各腔室之间泄漏的密封叫作内部密封,为防止机器内部向外或由外向内泄漏的密封叫外密封或轴端密封,对非危险气体的外部密封,一般采用迷宫密封,而对危险气体因为不允许向外泄漏,必须采用机械密封、浮环密封、干气密封等,限于篇幅,感兴趣的读者请参阅有关书籍。

⑤轴承。离心式压缩机使用的轴承与透平是相同的,在此不重复了。

(3) 离心式压缩机的中间冷却

①多级离心式压缩机的中间冷却。离心式压缩机的压比一般在 3.0-3.5 以上,有的单缸

压比可达 30 或更高。高压比时不进行冷却不但耗功多,而且排气温度太高,对压缩机缸体、轴承等零件工作不利,对易燃易爆气体更是不允许。对这类压缩机采用中间冷却是合适的。除中间冷却外还有缸内冷却,即使气体流经扩压器和回流器时受到冷却,这些冷却空腔加大了机器尺寸,结构上往往遇到困难,因此采用较少。

理论上讲,冷却次数越多,压缩过程越接近等温压缩,一般用等温效率衡量有冷却压缩机完善程度(即接近等温过程的程度)。

②段数与中间冷却次数,冷却省功率 E。设多级压缩机段数为 i,则中间冷却次数为 (i-1)。为简化问题分析,假设各段进口温度均为 T_{0i} ;各段压比 e 相同;多变效率相同,这样

各段总耗之和即压机总功(总能量头)H 为:

$$H = \sum h_i = iRT_0 \frac{K}{K-1} (e^{\frac{K-1}{K}} - 1)$$

式中 h_i ——每段总耗功(总能量头), J/kg;

i ——压机段数;

K 、 R ——气体绝热指数、气体常数;

e_i ——每段压比;

T_{0i} ——每段进口温度, K。

如果压缩机不作中间冷却,则整机总耗功(总能量头) H_0 为:

如果压缩机不作中间冷却,则整机总耗功(总能量头)H。为:

$$H_0 = RT_0 \frac{K}{K-1} (e^{\frac{K-1}{K}} - 1)$$

设两种情况下多变指数相同,即。= n}, 省功率 E 为:

$$E = \frac{H_0 - H}{H_0} = \frac{RT_0 \frac{K}{K-1} [(e^{\frac{K-1}{K}} - 1) - i(e^{\frac{K-1}{K}} - 1)]}{RT_0 \frac{K}{K-1} (e^{\frac{K-1}{K}} - 1)}$$

$$= 1 - \frac{i(e^{\frac{K-1}{K}} - 1)}{e^{\frac{K-1}{K}} - 1}$$

由上式可见,省功率 E 与段数及压比。的关系。按上式可绘成曲线图如图 20-40。对任一压比。有一个省功率最大的段数 i (冷却次数 $i-1$),而过多次数冷却并不增加省功率 E,反而使结构复杂,制造成本增大。

一般按图 20-40 并计入冷却压强比 $r=0.98$ 后的空压机有 $e=3-5$,采用一次中间冷却; $e=5-9$,2-3 次中间冷却, $E=10-20$,3-5 次中间冷却。

计算出冷却次数还不够,还应求出最佳压比值,以得到高效率。

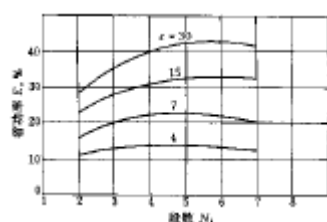


图 20-40 省功率、压比、段数关系

$K=1.4, n=0.8, r=0.98$

20.4 离心式压缩机的特性曲线

压缩机是按某一种工况条件设计的,实际运行时往往需要在非设计工况条件下工作,因此需要掌握工况变动后压缩机的性能,如果能判定新工况与设计工况条件相似或近似相似,那么变工况后的性能就有规律可以遵循,一些重要性能参数都可以通过计算方式得出。判定压缩机工况相似的准则是哪些,怎样利用相似准则来估算不同工况的性能,怎样改变运行工况以满足运行条件,还有压缩机的非稳定工况如何防止,都是本节讨论的内容。

(1)离心式压缩机的特性曲线压缩机的运行工况会经常发生变化,为了反映不同工况下,压缩机的性能,通常把在一定状态下对应各种转速,进气量和压缩机的排气压力或压比、压增 $[(p_2-p_1)]$ 、功率、效率的相关关系用曲线图表示出来,这组曲线图就称为压缩机的流量特性曲线,其数学表达式为:

$$p_2 \text{ (或 } \frac{p_2}{p_1} \text{ 或 } \epsilon) = f_1 (n, Q_m \text{ 或 } G)$$

$$N_e = f_2 (n, Q_m \text{ 或 } G)$$

$$\eta_m = f_3 (n, Q_m \text{ 或 } G)$$

式中 Q_m ——压缩机进气容积流量, m^3/h 或 m^3/h (标);

G ——压缩机的质量流量, kg/h ;

n ——压缩机的转速, r/min ;

$\epsilon = p_2/p_1$ ——压缩机的压比;

N_e ——压缩机的耗功率, J/kg ;

η_m ——压缩机的多变效率;

p_2 ——压缩机出口压力, P_a (绝压);

p_1 ——压缩机进口压力, P_a (绝压)。

压缩机的特性曲线,横坐标一般为进口容积流量,纵坐标是排气压力(压强)、轴功率,多变效率、多变能量头。

压缩机的特性曲线通常在试验台上通过试验获得。也可以每一级的特性线为依据,通过计算方法计算得出整机的特性曲线。由理论计算得出的特性线通常叫做理论特性曲线。因为计算时总有一些假设,所以理论计算结果只能是近似的。不过只要将其误差控制在一定范围内,这种理论特性曲线,仍有其实用价值。

图 20-41 所示为一台合成气压缩机的特性曲线。

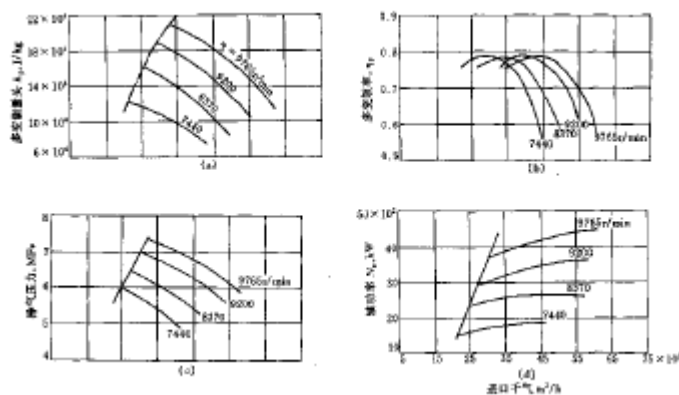


图 20-41 离心式压缩机特性曲线(流量为入口干气量)

进气条件:合成气($H_2 = N_2$), 分子量: 9.67, 压力: $38 \times 10^5 Pa$, 温度: $40^\circ C$

图中包括了(a)流量—多变能量头曲线;(b)流量—多变效率曲线;(c)流量—排气压力曲

线;(d)流量—轴功率曲线。

(2)离心式压缩机特性曲线的基本特点特性曲线是压缩机变工况性能的图像表示,它清楚地表明各种工况下压缩机的性能,稳定工作范围等。是操作运行中作工况性能分析的重要依据。特性线的基本特点是:

①转速一定,流量减少,压力比增加(进口压力一定,出口压力增加),随着流量的减少,压力比起初增加很快,达某一定值后,压比增加速度减慢。

②(转速一定)流量进一步减少,压缩机出现不稳定,气流出现脉动,机器振动加剧并伴随着吼声。这种现象称为喘振,开始出现喘振的流量称为该转速下的喘振流量。每一转速的喘振工况点的连线称为喘振线。在喘振线的左侧为压缩机的非稳定工况区,而喘振线右侧为稳定工作区。压缩机的正常运行不允许进入非稳定工况区。

一般单级工业离心式压缩机的额定转速下喘振流量约为额定流量的 50%;多级压缩机约为额定转速下额定流量的 70%—80%。

③增加流量时,也有限制。当转速一定时,使流量增大到某一值时,压比和效率垂直下降,出现所谓“阻塞现象”,究其原因之一可能在通流部分某一截面上出现音速,使继续增大流量不再可能。原因之二,可能由于损失猛增,使叶轮对气体所做的功,只够克服阻力而无能力增加气体压力所致。

最大流量限制点在特性线上一般并不标出,但可按特性决定。美国 API-617-1988 标准规定如下:

额定转速下, $Q_{\max} = 1.15 Q_N$

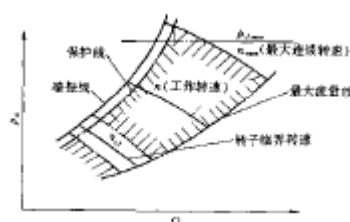
其他转速下, $Q_{\max} = 1.15 \frac{n}{n_N} \cdot Q_N$

式中脚码 N 表示额定工况, max 表示最大流量工况

④转速越高,特性线越陡。转速高,轮周马赫数 Mn 越大,流量变化引起损失增大所致,

⑤多级比单级特性线陡,多段比单段特性线陡,稳定工作范围减小。

总之,从压缩机变工况性能看,稳定工作范围越宽越好。为了确保机器运转安全,实际允许运行的最小流量总比同转速的喘振流量大一些,一般留出 5--10% 线的流量富裕度。这些不同转速的最小流量限制点(留有流量裕度的最小点)的连线叫做喘振保护线。在特性曲线上有时还给出最高压力(出口压力或压比)线,以限制最大压力,转速方面也有限制(一般压缩机允许短期超速到设计转速的 105%--110%,但对具体一台压缩机,仍应尊重制造厂规定),最大连续转速是压缩机正常工作转速的上限。图 20-42 给出压缩机稳定工作区的范围示意图。



现场图 20-42 压缩机稳定工作区

(3)离心式压缩机性能试验离心式压缩机特性通常在制造厂的试验台上用设计气体或代用气体通过试验并经必要换算获得。当试验气体不是空气时,需在闭式回路试验台上进行性能试验。详细试验规程,可参阅美国机械工程学会的压缩机和排气机动力试验规程(Power Test Code of ASME) PCT-10。一般专业制造厂也有这方面的厂编规程,但大多以 PCT-10 为依据。结合各自特点补充一些内容和限制。有时为了校核压缩机是否达到设计指标,需在现场重新核定性能,以便和制造厂的理论特性作比较。这时如果可以用空气为试验气体当然方便很多,否则应按闭式回路进行试验。这样的试验是很繁难的,应尽量避免这种试验在进行。

如果有必要在用户现场作性能测试时,应按 PCT-10 的规定,布置测点及选用精度符合规程要求的测量仪表。现场生产用仪表一般达不到测试需要的精度。当所用气体性质不确定时,应对气体性质作侧析以供使用。

一般试验时,将转速稳定在一个定值下,测量不同流量的各参数,并记录数据,然后再设定另一转速,作不同流量下的参数测定。如此可测得多个转速下不同流量点的各参数数据,经整理后可绘出不同转速的流量特性曲线。PCT-10 还规定,当原动机为透平时,试验持续运行时间,不得少于 60min,而对每一仪器(仪表)读数不得少于 8 个,对电动机驱动的试验持续运行不得少于 30min,每一仪器(仪表)读数不得少于 5 个。

(4)离心式压缩机的非稳定工况离心式压缩机在运行中发生的非稳定工况有 3 种,即阻塞、失速和喘振工况,这些都是气动非稳定现象。这种不稳定工况发生时,机器性能明显恶化,当机器发生失速或喘振时,机器会出现严重振动而不能正常运行,严重时还会造成压缩机的机械损坏。

①阻塞工况。在某一转速下运行,流量增加至某个流量时,压缩机性能急剧恶化不能继续增加流量或提高排气压力时,即出现了阻塞工况。这时有两种可能情况:情况之一是当流量增加时,气流冲角减小,负冲角增大,在叶轮叶片工作面出现气流分离,尽管分离受主流道气流的抑制,还不至于扩展至全流道,但分离总是使流动损失增加,同时伴随流量的增加,能量头趋于减少;另外气流分离随流量增大而加剧,使流道扩压作用减弱,而负冲角加大使流道进口面积扩大,这样实际流道由扩压通道变为收敛流动的流道;情况之二是当叶片工作面分离严重时,使喉口截面减小,随流量进一步增加,在喉口截面上气流达到音速而出现临界流动时,阻塞就发生了。

阻塞流量是通过试验和计算确定的,试验时,当加大流量时,压缩机性能急剧恶化、压比或出口压力急剧下降时的流量即为阻塞工况流量。美国标准 API6J 则是以设计流量 Q_d 的 105%~110% 作为最大流量限制以确保压缩机的安全。

阻塞流量计算方法不作介绍,感兴趣者可参阅有关资料。

②旋转失速。当离心式压缩机流量从额定或正常流量减小,当达某一流量值时,在叶轮(或扩压器)通道中会发生旋转脱离也就是旋转失速,这是由于在叶片非工作面上随流量的减小正冲角增加而出现气流脱离,出现涡流区,随流量进一步减小,涡流区扩大。这种现象总是首先从一个流道开始的。这种在非工作面上出现的脱离,也就是气流的失速必将造成该流道的阻滞,多余的气量必将被挤入相邻流道中,使它们的流量发生变化,在顺转向的下个流道入口的工作叶片的工作面上出现因负冲角增大(此时冲角 $i < 0$),使进入该流道的流动得以改善或者在工作面上出现脱离,但在此处不会发生失速;而在逆转向的下一流道入口出现正冲角增大(此时 $i > 0$),在非工作面上发生涡流区,而出现脱离现象,这种失速现象一旦发生就会使传递速度小于叶轮转速,这种因流量减小而出现的失速现象叫作旋转失速。旋转失速区,可以充满一个一个流道,也可以发生在局部,沿叶轮圆圈也可以不止一个,当流量下降时,先发生一个旋转失速区,随流量继续下降会出现两个,三个乃至更多,有高达 1a 左右的,它们总是处于对称均布位置上。失速区多时,失速区之间互相干扰、合并,然后又分开,因此失速区越多就越不稳定。

③喘振,当压缩机流量减少到某流量时,将出现旋转失速,随其产生和发展,更进一步随流量的减少会出现另一种非稳定工况现象;压缩机的流量和排气压力周期性的、低频、大幅度波动,同时伴有强烈的强烈振动,这种现象称为压缩机喘振。喘振时气流波动和旋转失速的气流脉动截然不同。通过压缩机整机气体流量(或平均流量值)大幅波动是喘振的特征,旋转失速的特征是平均流量不变,流量脉动是平均流量附近的脉动。形成喘振的机理是气流严重失速和扩张,现利用图

20-43 说明喘振、失速发生的机理与现象。图中 AE 表示压缩机特性线。

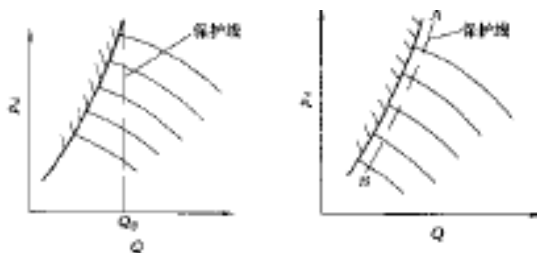


图 20-44 防喘振控制‘单参，双参数’比较示意图

20.5 蒸汽透平—离心式压缩机组运行操作与维护

透平—离心式压缩机组，一般多是工厂关键设备，而且机组装里本身也是一套大型精密设备。科学、正确的操作、运行管理对保证机组安全长周期运行，不出或少出故障，保持良好的性能都是至关重要的。本节只就操作中一些重要共性问题作一些讨论，并不涉及详细操作步骤。这些内容可认真阅读制造厂的操作维护手册和各厂编制的运行规程。

(1) 机组投入运行前应具备的重要条件

① 机组包括辅助设备应具有制造厂提供的技术参数和清晰的铭牌。

② 机组技术档案资料齐全，内容完整，应包括：

a. 技术规范，制造厂提供的使用、安装、维护说明书，设备主要图纸、流程图、机组全套性能曲线等。

b. 制造厂的检验、试验记录。

c. 机组及其他主要辅机设备的安装记录，竣工资料，包括现场试压、查漏等交接记录、单机试运行、联动试运转记录。

d. 如为已投用机组大修后启动，则应有停机、检修或事故停机记录、事故维修情况记录等。

e. 热力蒸汽管路吹扫合格，支吊架调整结束，应有记录。

f. 机组的油路经油循环清洗合格，管路已恢复正常，应有记录。

g. 现场运行规程或运行操作方案(临时)已经有关主管批准使用。

③ 机组运行前应达到要求

a. 机组监测，自控仪表和系统应装设齐全，并经逐台表、逐系统确认，动作准确可靠，联锁整定值符合规定要求。

b. 机组透平缸体和蒸汽管路保温完整，装饰罩板组装到位。

c. 抽汽透平、背压透平排汽管上逆止阀工作正常无内漏，压缩机与工艺管线相连的出气管逆止阀正常无内漏，凡逆止阀工作失常，内漏者不得投入使用。330

④ 透平调节系统，压缩机防喘振系统，机组联锁保护，报警系统应做静态调试和模拟试验，其性能应符合设计要求。

⑤ 有下列情况者，禁止启动、投运

a. 主蒸汽、工艺等参数不符合规程或制造规定。

b. 透平超速保安器动作不正常。防喘控制系统不正常，机组重要保安系统不能正常投入使用者，主汽阀、调节阀、压机排气逆止阀卡涩，或不能关闭严密者。

c. 无转速表或有表但失准的机组。缺少重要仪表或失常者。如透平、压缩机的轴位移指示表，抽汽压力表，真空表等。

d. 透平无法维持空负荷运行的机组。

e. 机组及其系统存在严重故障，但又未查明排除的机组。

f. 油系统(包括密封油系统)或其设备、阀门、控制系统不能正常工作时。

g.大修或故障检修后,验收、交接、批准手续不全者。

⑥机组关键,重要操作的规定

a.重要、重大操作必须慎重,应有经主管领导审批的操作方案,操作程序和操作法,并由专人负责执行,这类操作执行时有关技术人员和主管领导应在场。

b.重大、重要操作实行操作票制,操作票由操作执行者填写,主管部门领导签发。执行操作时,除操作者外还应有监护者在场实行监护。严防误操作和操作失当。

c.重大、重要操作大致包括

a)机组初次启动(也包单机试车、联动试运转)。

b)大修后,重大事故后,故障停机后机组的启动。

c)透平超速保护器的定期超速试验。

d)调速系统试验(不包括静态调试)。

e)压缩机防喘控制系统试验(不包括模拟试验)。

f)机组实施重大技术改造后,或新技术首次应用于机组的启动加负荷试验。

g)现场机组的性能试验和重大工况变更的试验性运行。其中 a),b),f),g)分管厂长或总工程师,应到场指导。

⑦制造厂或运行规程规定的操作极限值不得随意改变。必须改变时,应先报主管部门和主管总工程师批准后,方可实施。变更情况应填入机组技术档案(有关变更申报表,审批签字均应入档备查)。

(2)透平一压缩机组的主要操作透平压缩机组主要操作有:启动前准备、启动、带负荷运行,停机4大部分。

①启动前准备工作和暖管、疏水。启动前准备是一项重要而细致的工作,它直接关系到机组能否顺利、安全启动和正常运行。启动前准备工作上的疏忽、不经心,往往会造成启动受阻,时间延长,甚至造成设备损坏。因此应重视启动前准备工作。

机组启动前,操作者应按运行规程规定对各部位,各系统做全面检查、确认。在此基础上开始按规程逐个系统的认真准备投运。

a.油系统准备;接通各能源供给,这包括电源、汽源、风源、氮气,空气源,确认这些能源参数符合规定指标。

油系统投运前,应检查油箱油位、油箱油温、油冷器应供水并排除水侧空气,如果油箱油温过低,应投用油箱加热装置,不允许在过低油温下启动油泵。一般要求当油温高于15℃时,方可启动辅助油泵(备用油泵),进行油循环。当油温高于25℃后,启动主油泵,停辅助油泵,并将备用(辅助)油泵置于自启动状态位置。注意及时对油冷器油侧排气,及时停止油箱加热,用油冷器将油温调至规定值。检查油系统各部分油压,并调至规定正常值。这些调整也包括控制油和密封油供、排油系统。启动开始后,应注意油过滤器压差,及时切换,及时反冲洗,保证工作状态良好,不允许过滤器压差超报警状态下继续使用。

油系统正常投运后,如果压缩机有密封油系统也应投入运行,这类带浮环或机械密封的压缩机的工艺气是不允许与空气混合的。因此在投运密封油系统后,向密封装置送油前,应先用氮气置换空气至规定含氧值(如规定压机及其系统内氧含量<0.5%),并在缸内维持一定正压下(浮环密封有规定充压至0.05MPa(G),机械密封0.1MPa(G)的,这些规定因机而异,具体的应尊重各自规程的要求)。再向压机密封装置供油,这是为保护密封装置,防止因供油压差过大而损坏。

在润滑油、密封油正常供油后,在暖机暖管前盘车装置应投入工作。

b.主蒸汽管路暖管、疏水。主蒸汽截止阀前的管路暖管是随全厂蒸汽供汽系统同时进行的,但当管网暖管时,应注意将透平进汽管上的暖管放空阀开启,目的是防止主蒸汽截止阀有内漏,而使蒸汽漏入透平缸内。(因为这时通常尚未投入盘车,漏液会导致转子弯曲)。

这里的主蒸汽管暖管、疏水是指主蒸汽截止阀到自动主汽阀之间的暖管、疏水。这部分暖管应在油系统供油正常，盘车装置投入后进行。一种方式是暖管同时暖机，也就是从主蒸汽截止阀暖至透平缸体(冷凝系统已正常投运)。这也就是通常说的自动主汽阀启动机组的暖管、暖机方式。

另一种将暖管、暖机分两步进行，先暖至主汽阀前。然后暖至透平缸体。调节阀启动机组多用这种方式暖管、暖机。

暖管、暖机，总是伴随着疏水，因此应检查管路及缸体上疏水阀的正常工作，及阀门开度的调整。

暖管过程中，应避免突然加热，引起水击和过大热应力。在使用额定参数新蒸汽暖管时，必须注意与疏水操作配合好，严格控制升温、提压速率，加强管路，阀门、蒸汽室、缸体的疏水，一般暖管应分两步进行，即低压暖管和升压暖管。参数不同机组可按下述办法进行。

对中、低压机组，透平暖管时，应逐渐提升管道压力到 0.2--0.3MPa。暖管 20--30min 后，按每分钟 0.1---0.15MPa 速度提升压力到正常值。

对高压机组，应逐渐升压至 0.2--0.3MPa 暖管 20--30min 后，进入升压暖管，管道内压力在升至 1.5MPa(G)之前，应按每分钟 0.1MPa 速度提升压力；在 1.5---4.0MPa 范围应按 0.2MPa 速率升压；4.0MPa 后升压速率按每分钟 .5MPa 进行至额定压力。整个暖管过程升温速度均应小于每分钟 5℃。

注意，上述暖管、暖机工作，必须在油系统正常投运，压机密封油系统正常供密封装用油(如果有密封油系统)后，投运盘车装置情况下进行。否则不得连续盘车，不得送汽暖管、暖机。

②油系统正常供调节油、动力油后应对透平调速系统进行静态调试(包括所有保护装置和系统)。压缩机防喘振保护系统，安全保护装置的试验调校。调试、调校不合格机组，禁止启动投运。

③压缩机气系统准备。对危险气体压缩机，在投用密封油气之后，应对压缩机及其相关系统实行氮气置换，置换合格后再用工艺气置换氮气至符合规程要求。然后将工艺气压力提至正常入口压力，使压缩机具备启动条件，对用透平驱动或电机驱动机组，一般这时进口气阀全开，防喘振阀或放空阀全开，通往工艺系统的出口阀全关。机器启动前和运行中，管道、缸体和段间分离器上排放阀应全部关闭，要求定期排放，检查的阀门除外。

④机组启动前，应将全部仪表、报警、联锁投入使用，备用设备切入自启动装置。

⑤冷凝器及真空系统投入运行。冷凝系统(真空系统、复水系统)操作中应注意以下方面。

a. 冷凝器投入运行时，应先投轴封蒸汽。而送轴封汽前应先投运盘车装置，不允许转子在静止状态下送轴封汽，无连续盘车装置时，应采取定时手动盘车，否则会导致转子热弯曲。

b. 转子冲转前，应保持适当真空。过低真空会导致冲转蒸汽量较多，使排汽突然冲入冷凝器内，造成冷凝器内压力瞬间增加，严重时会引起排大气安全阀或防爆板动作或破裂，同时也会对缸体几转子形成热冲击。真空也不宜过高，过高会延长抽真空的时间，也会因进入缸内蒸汽量过少而使缸体、转子加热不均匀，而且转子冲转后转速难于稳定控制，这是不利低速暖机的。一般冲转时的真空控制在额定真空的 70%--80%或 60--80kPa 为宜。

(3)启动透平压缩机启动阶段主要内容是：冲动转子，升速暖机，带负荷运行。

①按操作运行规程冲动转子启动机组。应严格按升速曲线逐步提升转速，一般转子冲转后，应按升速曲线规定的低速下充分运行一定时间，使缸体和转子暖充分，不允许操作人员随意变更暖机转速和时间。在低速暖机阶段，应注意全面检查各主要系统和机组本体的情况，主要内容包括，油系统的油温、油压，各润滑、密封点的供、回油情况，调速系统、真空系统、轴封系统的情况，机组本体的热膨胀、振动、压机各段之间参数是否有异常，缸内有无异常声音等。如一切正常，油箱温度已达规定值(一般规定油箱温度应 $\geq 30^{\circ}\text{C}$ ，则可继续升

速,当油箱温度达 40℃后,应停止对油箱中油加热,同时投用油冷器(即向油冷器通水,也就是开启出水阀调节水量控制油温)。

每次升速都应严格按照规程给出的升速曲线进行,停留时间也不得随意变动。和冲转后第一次停留时一样,应全面检查一次,待确认一切正常后,才能继续提升转速,直至升速至下限转速(调速器动作转速)。经确认调速器已投入工作,实行转速自控。

升速过程中升速速率应尊重制造厂或规程规定。升温速率是制造厂根据金属材料的性质和缸体结构经计算和实验确定的,未经允许不得擅自确定。制造厂无规定时,高压透平可按 100--150r/min,中透平可按 200--300r/min 升速(不包括过临界转速的升速率),升速过慢,只能延长开车时间,浪费蒸汽。

经验证明,低速暖机时是少量蒸汽对金属的对流放热,放热系数小,加热速度很慢,只要暖机达到制造厂规定时间即可,不必无谓延长这阶段时间。

②中速暖机是透平启动过程的重要阶段,中速暖机是从转速 1000r/min 至转子第一临界转速之间的范围。暖机必须充分。因为这一阶段暖机后,机组就要过临界转速,进入高速暖机了。如果暖机不充分会使转子过临界转速时振动过大,严重时,冲不过临界转速,只得退回至振动恢复正常后重新暖机。这阶段暖机不充分也会引起过大的热应力,严重时会使缸体翘曲变形。

大多数工业透平的转子系挠性(柔性)转子,当转子通过临界转速时,一般不允许停留,而且应快速通过。通过临界转速时,转子振值会有较大的振幅值。转子临界转速的避开率(隔离裕度)在美国石油学会标准 API617-1988-2.9 中有明确规定。请参阅该标准。

当转子转速通过临界转速后,继续开速暖机。在升速过程中和暖机时,都应注意汽缸膨胀数值(大机组多设有膨胀指示),左右应对称增长。如出现阶跃式突进增长,则说明滑销系统有卡涩。不严重时,应列入机组重大缺陷,在近期检修中予以消除,严重时,应停机处理。当发现左右不能对称增长时,应减慢升速速率使充分暖机,同时检查滑销,缸体有无妨碍物或卡死等异常情况。

如发现升速过程中振动过大,应降速至振动恢复到正常值的转速,并在此转速下继续暖机一段时间,经两次加时延长暖机仍无改善时,视情况应停机检查,或停机后较长时间盘车以消除转子可能发生的热弯曲。注意,不得在振值不正常下强行升速,也不得在很大振动下强行过临界转速。

(4)带负荷运行当机组转速由调速器控制并从现场转由总控室控制后,压缩机可开始带负荷,即逐步升速、升压(按工艺操作需要)通过逐步关闭防喘回流阀或放空阀,使压机出口压力逐步升高。对具有简单防喘回路的压缩机。关防喘阀时,总是本着先升速,后升压,先关低压防喘阀,后关高压防喘阀的原则进行。这样,转速压力逐步交替进行。应密切注意压缩机各段进出口压力的变化,及时调整转速,避免升压过快,高低压防喘回路调整失当而造成喘振。对变回路一般原则是相同的,只是自控水平更高,转速、防喘阀关闭程序可由仪器、计算机按预定程序进行而已。减少了失误的几率。应更安全,可靠。

工艺需要向系统送气,当压缩机出口气体压力略高于工艺管网压力(一般 0.1--0.2MPa)时,即可缓缓开启出口阀,向系统送气。随着出口阀的缓缓开启,同时应即时缓慢关小防喘阀。总之要求保持出口压力无大波动为原则。在工艺系统正常运行条件下,防喘振系统必须投自动,以保证机组的安全运行。这时其他手控操作均应切换到自控。

机组正常运行后,应按运行规程和操作记录表的内容,定期检查机组运行情况,记录有关运行参数和发现的异常现象。

(5)机组的正常停机机组正常停机的顺序和启动相反。机组正常停机必须按运行规程操作。首先应将压缩负荷逐阶段减至零,与工艺系统断开,正常停机不允许带负荷打闸停机。

机组减负荷程序一般是与总控和相关岗位联系,做好降负荷的准备,然后逐渐降压降速,

这时防喘阀应自动跟踪开大,具有密封油系统的机组,应在减负荷中注意保持油气压差稳定,不得有大波动。如果防喘系统因故未投自动时,手操防喘阀减负荷中应本着先降压,后降速,先开高压段防喘阀,后开低压段防喘振阀的原则操作,调整操作应缓慢,平稳,注意转速。防喘阀的协调,并多次交替进行。一般负荷减至零时,透平转速也降至下限转速,防喘振阀已处于全开位置,或规程的规定位置。接总控通知后可缓慢关闭压机出 C7 阀。

从下限转速继续降速,或打闸停机。如用手操继续降速时,应按升速曲线逆向往下进行。但过临界转速时,应迅速,不得停留。在降速过程中,应严密监视压机和透平情况,特别注意轴位移轴振动指示,注意及时调整密封系统的气、油和密封蒸汽的压力,保证密封系统正常工作。当机组转子完全静止后,应立即投用盘车装置,应使机组处于连续盘车状态。如无盘车装置,则坚持定期盘动转子到规定角度和延续的时间长度。如属短期停车,机组应保压待命,进口阀(压机)保持全开状态(出口阀应已关闭)。如系长时间停机。则应按规程操作进行卸压,注意卸压前应关闭进口阀及其旁路阀。卸压通常通过放空阀进行,如果介质是危险气体,还应按规程进行氮气置换至合格止。

注意 1 只要机组处于盘车状态,密封油系统就必须正常供油。而机内应保持一定正压力,一般为 0.05MPa 即可,防止密封油漏入压机缸内。压缩危险气体的机组,只有氮里换合格后,才允许开启缸体和管路上的直排导淋阀。

停机后,应严防转子发生反转,为此,应遵守以下原则。

①当转速降至下限转速后,应认真检查放空阀和防喘振阀是否已经全开,必要时可切至手动并全开这些阀。

②检修时,应认真检查,维修好出口逆止阀和机组系统的其他逆止阀,(如防喘回路上的逆止阀)。

③在工艺条件允许情况下,负荷降至零后,即时将出口截止阀关闭,这有利于安全。

透平在降速、减负荷过程中,应注意汽封供汽压力变化,及时调整轴封系统压力在规定的范围内,及时将供汽切入到低压供汽管网。

透平转速降至下限后,应尽可能稳定运行一段时间(高压机组约 20min,中压机组约 10min),目的是使机组充分降温,冷却均匀。

盘车时间长短,应按制造厂规定。无规定时,高压透平连续盘车时间不应少于 12h,中压机组不少于 8h。当蒸汽室温度降至 150℃后,可改为不连续盘车,要求每 60min 盘转 180°,直到蒸汽室温度降至 100℃止。无连续盘车的机组,应在停机后 2h 内,每 10min 盘转 180°,2—4h 内,每 3min 盘转 180°,4—8h 内每 60min 盘转 180°,直至蒸汽室温度降至 100℃

机组如系外部原因短期停车,则油系统,真空系统,轴封汽系统,压机密封油系统均应维持正常运行,压机进气阀应全开待命。

如果停机时间较长,在转子停转时,就可使真空接近于零,即停真空系统。待真空系统停止工作,真空为零后,可停供轴封蒸汽。注意严禁在真空为零前停轴封蒸汽,使冷空气漏入缸内。抽汽器停止工作后,可停冷凝水泵。在停机 2h 后,排汽缸温度小于(等于)50℃时,可停供冷凝器的循环水。主油泵(或备用油泵)必须在停盘车后停运,因此,停机后至少还得运行 12h 或 8h 以上。注意虽然机组停运,只要油泵在工作,油冷器便应继续运行,直到轴承回油温度无升高时,才可停供油冷器的供水。

具有密封油系统的机组,如处于保压待命状态,则应继续运行,维持正常供油。如解卸压停机,则在压机和系统置换合格后,盘车器已停止盘车,方可停密封油系统,否则会导致密封须坏。

停机后维护十分重要,维护不良,往往造成再次启动时发生事故。操作人员,应将停机主要操作记入运行日志中,交接班双方应逐项核实,确认。

停机后,还会有疏水继续进入冷凝器,只有确认已无疏水进入时,才能停止冷凝泵的运行,一定要防止过早停泵,引起冷凝器液位高报警、甚至满水,使冷凝水进入缸内造成转子、缸体的损坏。还应注意检查一切与缸体相通的蒸汽阀,必须确认不漏,停机后蒸汽漏入缸内,冷凝成水后会使得上、下缸温差过大,转子弯曲的事故。

冬季停机,应认真做好设备、管道、仪表管道的防冻工作,注意放尽一切可能积水的部位的水,停机后立即检查各排放阀,各导淋的排放情况。

20.6 蒸汽透平—离心式压缩机常见设备故障与处理

透平—离心式压缩机组运行中尽管精心维护,仍有出现设备故障的可能。操作人员、运行和设备管理人员应善于分析,判断从而找出故障原因,果断采取合适的方法,迅速排除故障。要做到这些,有关人员必须熟悉设备结构、工作原理,善于从设备故障早期发现异常迹象,这对防止故障扩大很有好处。了解一些典型设备故障特征和处理原则也很有必要,务必争取做到遇故障不惊慌,沉着冷静的去应对,机组常见故障与一般处理方法,见表 20-1

20-1 机组常见设备故障原因与处理

故障	可能原因与故障特征	处理与备注
振动与异常声音	轴承油膜振荡,振动频率为转子转动角速度 ω 之半,或略小于 ω ,振幅大且不稳定	透汽轴承此压,或用多油膜轴承式可复元轴承,改变刚度或阻尼
	气流或有激振因素,其频率与 ω ,振幅大而不稳定,多发生在透平高压蒸汽封中,离心式压缩机封较长较大的蒸汽封中	透汽封蒸汽封的结构参数,改变或消除自激条件
	结构共振,频率为: ω , 2ω , 3ω ……,振幅强烈	改变部件结构设计,避开共振频率
	转子不平衡,径向振幅大,频率与转子转速同,振幅与转速 ω 成正比	检查不平衡原因(如结垢,叶片断裂,叶片破裂,转子上粘有未平衡零件等) 转子重新做动平衡
	转子轴有弯曲,引起不平衡,频率与转速同,频率与 ω 成正比	更换备用转子,直轴,重新做动平衡
	转子对中不良,轴向振幅较大,频率为: ω , 2ω , 3ω 等	断开联轴器,试运转透平,无异常时,可能对中不好
	管口力矩力矩过大,导致对中破坏	检查管道(尤其是热力管嘴和压机主工艺管嘴)支吊架,弹簧吊架有无异常,必要时按设计要求重新调整,并对管口力和力矩作核算
	转子上有松动件	重新紧固螺栓,调整紧固过盈
	齿轮啮合,咬合缺陷,振幅小,频率高,频率与齿数的倍频,噪音呈节奏变化	检查齿轮啮合,齿轮,齿轮如有损坏,造成对更换
	密封摩擦,启动时,停车时可能听到金属声,频率与转速同频	修复密封密封,调整间隙值,还应注意转子有无弯曲变形
止推轴承损坏	基础、基础刚度不够,振幅大,与转子转速频率同其他机器频率及引起振动	注意检查,或加固度不足构件,合理加强其刚度(注:船用工业透平压缩机中较少遇见)注意检查基础的隔振处理
	联轴器损坏(齿形破坏、磨损),频率与转速同频	更换联轴器,必要时做转子动平衡,注意检测,定期检修
径向轴承损坏	轴向推力过大,轴位移指示大,轴承发热不足,或值中带水,止推瓦块重量差,安装不当	查明轴向力增大原因:蒸汽、工艺气是否带水,密封是否严重损坏;严重磨损;联轴器中缺油,有油泥
	润滑油不良,油中带水,对中不良,振幅过大,轴承瓦块过小,或瓦块质量差	检修油品 检查对中,或检查引起振动原因 检查轴瓦间隙
调速系统工作失常	转速波动,风压信号,或控制油压波动;汽阀起升点跑,反馈点跑偏;调速汽阀行程磨损变形;汽阀重量差过大	检修风压信号及风管,有无漏气漏风,要求,堵塞,检查油压出口压力,和控制油压是否波动,消除波动原因
	连杆传动机构铰链磨损不良卡涩,松旷,损坏,会导致转速增加,转速波动,调速系统其他部件卡涩,油油门重量差过大都会引起转速波动	注意检查,或为原因予以调整
	调速阀开程与流量不符,机组出力不足,可能调速阀阀杆断裂,阀头脱落或阀座从汽室座上脱落,有时能听到汽室中的金属声音	停机检查,修复,更换损坏件,脱落的阀座应予修复原因

续表

故障	可能原因与故障特征	处 理 方 法
危急 保安器 (超速跳 拍器)不 动作	飞锤弹簧过紧,飞锤及孔表面有油泥、杂质,阻碍 引起卡涩脱扣撞击板与飞锤间隙不当,飞锤行程不够	检修,调整紧力,清理间隙,正确安装 调整间隙到设计值 检查行程是否符合设计值
危急 保安器 动作转 速低(或 前动作)	通平衡轴承振动过大 飞锤弹簧紧力不够,或调整螺等锁紧失效 飞锤弹簧热处理不良,弹簧有残余变形	检修消除振动原因 调整紧力,检查调整螺等锁紧是否可靠 更换合格弹簧
危急 保安器 动作转 速超过 规定值	飞锤或弹簧卡涩 传动系统机构卡涩 阻尼间隙过大,飞锤行程不够	消除卡涩 消除卡涩 调整间隙和行程符合设计值
冷却 器工作 失常(包 括抽气 器、轴封 冷却器 和凝结 水泵)	冷却器和冷却水入口温度不变,冷却水温升 Δt 增加, 水量增加可因冷却器管板脏污,出水室有空气,使冷 却水量减小	清扫冷却器管板,注意水室排气
	冷却器和冷却水入口水温不变,冷却水温升 Δt 增大, 冷却水入口压力下降,冷却水供水压力下降	冷却水供水压力应尽快恢复
	对不同负荷,凝结水温都比以前高,幅度增大,同 真空严密性试验正常,可能冷却器管脏污,堵塞	清洗冷却器管束,注意冷却水的水质控制
	达不到正常真空,可能原因是轴封供汽压力失调, 轴封冷却器失常,抽气器工作失常,系统有泄漏	检查可能失调的部位,及时调整正常,查漏点,清 除阻塞
	振动过大,破坏轴颈正常状态	消除振动原因
	轴磨损,失效	检修,更换,冲洗被磨损的轴颈
	撑环间隙不合格	更换备件
	“O”形圈损坏,或安装不良	更换“O”形圈
	密封轴供油失常	调整密封油系统达正常
	密封件密封面上有起伤、沟槽	更换备件

20.7 蒸汽透平—离心式压缩机常见操作事故与防止

蒸汽透平—离心式压缩机组,只要设计合理,安装规范,运行操作精心,维护适度一般都能长期安全运行.美国石油学会标准 API-611,612,617,国内有关标准均规定,透平和压缩机能不间断连续运行 3 年,设计寿命不少于 20 年.

从大里运行实践中发现,无论是设计、制造、检修、运行,还是安装工作方面的缺陷,如果不得到及时纠正,消缺,最后都会在日常运行中暴露出来,或是故障,或是事故.因此,运行操作人员应善于分析,判断故障或事故的原因,学会果断处置的能力.一旦发生故障或事故,就不会惊慌失措.

(1)故障、事故处理原则机组发生故障或事故时,应本着下列原则进行处理。

①根据仪表指示值,报警信号显示以及设备的声音振动等征候确定其范围及严重程度,预测其发展及可能波及的范围。

②应迅速消除对人身和设备构成威胁的危险.必要时可按规程规定采取紧急停车,并退出系统。

③应尽量保证未受波及的设备和暂不需停运的机组正常或减负荷继续运行。

④处理事故或故障中,或处理后,应尽快通知总控室及调度,力争与相关岗协调一致。

⑤事故或故障处理必须果断,迅速,接到指令应准确执行,执行后应立即报告命令者执行情况,

⑥从故障发生时起至消灭,机组恢复正常。值班者不得擅自离岗。遇交接班,应延迟交班,接班者应协助上班人员处理故障,直到交班令下达为止。

(2)主蒸汽压力、温度不符合额定规范

①对中压中温透平,当主蒸汽参数不符合额定规范时,应按制造厂规定或参照下列原则处理。

a.主蒸汽压力允许在规定值压力±0.05MPa 范围内变化。

b.当蒸汽压力比规定超过 0.05--0.20MPa 时,应通知供汽部门降低压力,超过 4.24MPa 后,应关小主汽阀或进口截止阀节流降压,节流程度以保持透平前蒸汽压力正常。当节流无效,应联系总控室故障停机。

c.比规定压力降低 0.05—0.30MPa 时,应通知供汽部门升高压力,当降低至 0.5MPa 后,应按规定降低负荷,当压力继续降低至制造厂或规程规定停机值时停机。或是降至汽动主油泵、射汽抽气器等用汽设备正常运行下限蒸汽压力以下时应联系总控室故障停机。

d.蒸汽温度允许在规定值±5℃范围变化。

e.比规定温度超高 5—10℃,通知降低汽温,超过 10℃以上。或已在此高温下连续运行 30min 仍不能降低时,通知总控室故障停机。超制造厂规定温度运行时间全年只积不得超过 2Dh。任何情况下,均严禁超过制造厂规定的最高允许温度运行。

f.比规定温度降低 5--20℃时,应通知升温。降至 20℃后应按制造厂规定或规程规定减负荷。根据汽温情况及时开启主蒸汽管和蒸汽室的疏水阀疏水。

g.温度、压力同时达到高限时,每次连续运行不得超过 15--30min,全年累计不超过 20h。

②高温、高压机组,蒸汽压力、温度应符合制造厂规定,或参照下列原则处理。

a.蒸汽压力允许在规定压力±0.20MPa 范围内变化。

b.蒸汽压力超过规定值压力 D0.20—0.50MPa,通知降压,超高 0.50MPa 以上,应关主汽阀或截止大阀实行节流,经节流后应保持进汽压力达正常值。在节流无效时,通知总控室,做事故停机处理。

c.比规定蒸汽压力低 0.20—0.50MPa,通知升压,当降到 0.5MPa 以下时,按制造厂规定或规程规定减负荷运行,当降至停车值时或降至用汽辅机运行最低蒸汽压力时,作故障停车处理。

d.蒸汽温度允许在规定温度±50C 范围变化。

e.比规定温度高 5--10℃时,通知降低温度,超过 10℃以上或在此温度下运行 15--30min 后(全年累计不超过 20h),仍不能降温时,应联系故障停机。

f.比规定温度低 5--20℃时通知升高汽温,温度继续降低超过 25℃后,应按制造厂或规程规定减负荷运行,应根据蒸汽温度下降程度,及时开启主蒸汽管和透平汽室,缸体上的疏水阀疏水。

g.温度、压力同时达高限时,每次运行不得多于 15--30min,全年累计不应超过 20h。任何情况均不得超过制造厂规定的最高允许温度运行。

运行中如遇蒸汽温度突然急剧降低时,可能是发生水击的征兆,如果还伴有其他水击征兆时,应立即实施紧急停机,保护机组安全。

之所以对蒸汽参数作出如此详尽严格规定的原因是由于温度升高到制造厂允许的限制值时,缸体、前几级喷嘴、动叶片、汽阀和高压汽封等重要零部件强度大大降低,会招致设备损坏和缩短其使用年限。而当汽温降低时,仍保持负荷不变,进汽量必须增加,这会使末级动叶片超负荷,随温度下降,末几级的蒸汽湿度增加,湿汽损失上升,还会引起叶片的冲蚀及转子轴向力增加。必须给予极大的关注,其实很多故障就是疏于此而发生。

(3)透平排汽压力(冷凝透平真空度)变化排汽压力变化对透平运行经济性影响很大。排汽压力降低(真空提高),使透平的有效焓降增大,功率相同汽耗率减小,热效率提高。

对喷嘴调节背压透平,应在规程允许的范围内尽可能降低背压运行,以利减少汽耗。但严禁低至规程和制造厂允许最低限以下,以防止末级叶片过负荷和轴向力过大造成损坏末叶片和止推轴承。

同样,冷凝式透平应尽量维持在规程或制造厂规定的最低排汽压力(最高真空或经济真空)运行,以求实现较好的经济性。但应知道,过低排汽压(过高真空)会使湿度增大,引起末级或后几级叶片的水冲蚀,同时也会使转子的轴向推力增大,严重时损坏叶片、转子、止推轴承,

冷凝式、背压式透平排汽压力升高,使透平焓降减小,当进汽量不变时,机组负荷减少,使机组效率降低。同时排汽温度也因排汽压力上升而上升,使后缸温度上升,热膨胀增加,严重时还会影响缸体中心,使机组对中破坏,还会影响汽封间隙值。这些异常变化都是引起机组振动的原因,严重时因动静摩擦导致大轴弯曲的事故。另外高温引起冷凝器严密性破坏,胀接管口处泄漏,使冷却水漏汽侧,恶化凝水质量,遇高排汽温度时,应加强对凝水的电导监督。

排汽压力过高的原因主要有;抽气器工作失常,负压管道漏入空气,冷凝器水位控制失准、失灵,使其水位超高,甚至超过空气抽出口,并浸没部分管束使真空下跌,另外轴封供汽压力偏低、冷凝水泵工作失常、冷却水量不足或中断、冷凝器管束积垢、管板堵塞等。运行人员一旦发现排汽压力上升(真空跌落)应立即查明原因,消除故障。当排汽压力降至制造厂规定上限或排汽缸温度上限时,应联系故障停机。现在很多大型机组没有排汽缸温度联锁,一旦超限,联锁保护动作,而自动停机。

为确保冷凝系统正常,运行期间应定期试验和轮换使用主抽气器,冷凝水泵。务必使备用设备完好备用。

运行期间,遇有停机机会时,应定期作真空严密性试验。

(4)通流部分结垢及监视段压力监视段压力是设于调节级汽室的压力表指示。抽汽级汽室的压力监视点。制造厂和运行规程对每一台机组的监视段压力正常值,极限值有明确规定,通常还设有极限值的声光报警。

根据变工况原理可知,监视段压力可作为流量监督点。按变工况原理,这个压力是与从该处通过的蒸汽量成正比的(在冷凝式透平中如此,在背压透平中近似,为此制造厂多提供压力流量曲线供使用)。另外,在流量不变时,压力级结垢也会引起监视段压力升高。因此,监视段压力又是通流部分结垢的监视点。

透平所使用蒸汽品质不好时,通流部分会结垢,有结垢级前面蒸汽压力增加,这个增加值是与垢的多少成正比的。结垢使有垢级后各级焓降减少,而结垢的各级焓降、压差动度都大大增加。过多结垢会使叶片应力增加,甚至叶片过负荷,隔板可能因压差过大形,严重时会造成隔板,动静摩擦而损坏。反动度增加,使轴向力增大,严重时损坏止承。结垢现象也可能发生在配汽机构上,使自动主汽阀、调节阀阀杆卡住,使自动调节不全或完全丧失,主汽阀卡死还会引发超速事故。因此在水质差的地区,蒸汽品质更应控制。监视段压力也是重要监控手段。

我国电力行业对发电机组规定了监视压力增长率为控制指标,其表达式为:

$$\Delta p = \frac{p_2 - p_1}{p_1} \times 100\%$$

式中 p_1 为通流部分洁净时,监视段压力(某负荷下), p_2 为通流部分结垢时,监视段压力(同一负荷下),而且规定了 Δp 的允许值如下。

{ 冲动式机组	$[\Delta p] \leq 5\%$
{ 反动式机组	$[\Delta p] \leq 3\%$
{ 中压机组	$[\Delta p] \leq 15\%$
{ 高压机组	$[\Delta p] \leq 5\%$

机组结垢后,当监视段压力达极限值,就应停机清除结垢,具体机组,应按规程或制造厂规定的 Op 极限值来判定。在无可靠规定时,可借用上面介绍的范围实行控制。

(5)转子轴向位移的监督透平、压缩机工作时,转子受到气体的作用力和级间压差的力使转子受到轴向力作用,止推轴承用来承受转子轴向力,并保持汽缸缸体等静止部分与转子各零部件间的相对位置,和必要的轴向间隙。转子轴向位移的大小,反映了转子、止推轴承之间的状况。}向力过大,推力轴承缺陷或工作失常,都会造成止推瓦的严重损坏。因此,透平、压缩机转子轴位移指示,是安全运行的重要指标。现代机组一般均设有报替、联锁,这是重要报替联锁,不得任意解除。轴向位移不得超过规程和制造规定的极限值。

①影响轴向推力的因素

a 机组负荷增加,蒸汽流量增大,压机排汽压力增加,各级压差增大,使叶片和叶轮两侧压差增大,轴向力增加。透平蒸汽参数(压力、温度)降低,级反动度增加,也会导致轴向力增加。

b.级间汽封或气封损坏、漏汽或气量增加。通流部分结垢,会导致轴向力增大。

c.压缩机的级间分离器工作失常,气体带液;透平进汽温度急剧下降,蒸汽带水,由于低于蒸汽(气体)速度的水会形成流道阻塞,在瞬间产生很大轴向力。因此运行中应严格控制透平进汽温度,压缩机应注意段间分离器的液位控制功能是否正常。

②当轴位移指示增大,至报警值时,应当采取的措施

a.迅速减轻机组负荷,使位移恢复正常。

b.检查止推轴承瓦温或出口油温,一般规定(有瓦面巴氏合金预埋热电偶的)金属温度 $\leq 95^{\circ}\text{C}$ 。

c.检查机组振动情况,注意机内和轴端轴封腔内有无异常声音。

d.采取上述措施后,轴位移仍增大,或已伴有异常声音和振动时,或已减负荷至零,位移仍在报警值且往联锁值发展时,应迅速实施紧急停机。必要时,应实施破真空停机。为防转子扩大损坏,停机后视情况决定是否投用盘车装置。

③水冲击对透平危害极大,气体带液对压缩机危害十分严重。往往事故发展极快,因此处理带水、带液事故必须果断、迅速。这类事故关键是判断。透平带水事故主要征象是:

a.蒸汽温度急剧下降到低限以下。

b.振动明显增大。

c.主蒸汽进汽管法兰、轴封气信号管、轴封(严重时汽缸法兰面)处冒白色湿蒸汽,甚至溅出水滴。

d.蒸汽管中可听到水冲击声,管系摆动有声。

e.透平缸内有异常撞击声(水滴撞金属声)。

f.轴位移正向指示增大,止推瓦块金属温度升高,回油温度可能有升高(因反应迟缓,一般不明显)。

g 排汽压力升高。

上述这些征候不一定同时出现。判断时应抓住主要征候进行分析。

压缩机带液现象,一般很少发生,只要段间冷却器气侧压力高于水侧即使爆管,也只会漏气。其后的段间分离器只要工作正常,带液将是不可能的。但分离器液位自控失灵招致带液是可能的。实践中也有这种情况发生。压机万一带液,透平的征候(b),(e),(f)可能出现。只要使分离器液位调节正常,即可恢复正常。

④透平发生水冲击时，应采取措施如下：

- a.破真空，实施紧急停机。
- b.全开蒸汽管道和汽室、缸体的疏水阀，加强疏水。
- c.打闸后，转子停转前，应仔细倾听机内声音，判断有无转子损坏。
- d.检查止推轴承瓦块金属温度和回油湿度，判断轴承是否已损坏。
- e.检查轴位移指示，一旦超过规定极限，应在停机后检查止推瓦块是否损坏，在情况不明情况下，不得启动透平。严防事故扩大。

(6)机组的异常振动和声音机组运行中正常时也有一定程度振动和声音，这叫正常振动和声音。但当振动增加较大时，表明机组有了缺陷或某种损坏或运行工况有了不正常变化。因此超过规程和规范标准规定的允许范围的振动往往是设备损坏的预兆。

机组振动监测是运行中的重要监督项目。引起振动的因素很多，现象也复杂。对机组振动原因分析更是一项复杂，细致的技术工作。首先应收集与振动有关的运行、安装、检修资料，并结合一些精细的测试、试验、结合频谱分析结果来找出振动的类型和原因。下面简单介绍一些振动原因及处理方法。

①制造安装不良，检修不当引起的振动，这类振动大多随转速、负荷的增加而加剧，其可能的原因如下：

- a.转子动平衡不合格，或转子上装配的部件有松动等，处理办法，消除过盈不当的松动件，按标准重新动平衡。
- b. 机组转子间找正对中不良。停机复查找正对中，注意热态找正对中复查，必要时调整。
- c.结构设计或组装不当，如转子上未留热胀间隙，过盈过大或不足，会引起转子的弯曲等。转子应送制造厂返修。
- d.轴承安装间隙不符合设计要求，过大、过小间隙均会引起轴振动增加，应更换全套瓦块，调整好间隙。同时应注意轴承座与轴承壳之间紧力，应符合制造厂规定。
- e. 基础沉降不均，基础台板(机座)的变形，翘曲等也会使机组发生振动。这些应在机器安装阶段检查、发现、消除，投运后较难处理。

②操作失当，管理不够也可以造成机组振动异常。

- a.透平启动时，暖管，暖机不充分，冲转前盘车时间过短等处理办法，重新暖管、盘车、暖机、启动。
- b.通流部分结垢，垢层沿圆周剥落不均，造成不平衡。应清洗转子垢层，恢复平衡。
- c.停机后，有蒸汽或冷凝水进入缸内，再次启动时疏水，暖机不充分，引起缸体变形，转子弯曲，启动后振动增大。应注意停车后汽缸上阀门的开关，防止蒸汽漏入缸中。注意及时疏水。
- d.轴承因油系统工作失常造成润滑不良，或因油管理不到位而疏于控制油品质量，导致轴承损坏，振动增大。检修油系统，严格润滑油三级管理，坚持在用油的定期分析制度。
- e.蒸汽压力温度过高、过低也会引起机组振动，严重时会损坏机组。应严格遵守规程和制造厂规定。禁止超标准极限运行。
- f.压缩机的喘振会引起强烈振动。主要是注意投用防喘振保护系统。运行中防喘振保护必须投用，以避免发生喘振。

③当机组运行中，突然发生强烈振动，或伴随振动还从缸内发出金属声时，应破真空紧急停机。这可能是叶片断落或叶轮破损等。

(7)油系统工作失常

①油系统是机组的重要辅助系统，它为机组提供符合要求的润滑控制、密封油，其正常运行是机组安全运行的保障，运行中应注意巡检在用设备状况，维护好备用设备，保证备用

设备完好备用。遇停车机会应检查备用设备的自启动整定值是否正常.按规定定期切换互为备用的设备。

②油系统漏油及处理原则

a.油压、油箱中油位同时降低，可能压力油漏出油系统，应注意检查高、低压油管有无破裂，油冷器冷却管是否破裂(查油冷器出水中有无油花)，查清故障，及时处理。并立即将油位补到正常。

b.油压降低，油位不变，一般是有从压力油管漏回油箱或主油泵进口滤网堵塞，这时备用泵大多已自启动，往往是备用泵出口逆止阀内漏。注意检查回油箱油管有无不正常油流回注至油箱。泵入口滤网堵塞必须停机处理。一般这种情况较少见。

当漏油处理无效，应在油位降至最低油位前，实行停机，有事故油泵的应使事故油泵投运。

c 如果运行中发现轴承可能因异物堵塞而油量下降或断油冒烟时，应立即打阿停机。

③当油中带水，有气时，会引起供油失常，应注意排气、放水，控制系统油中的水和气还会导致调节系统晃动和卡涩，危急保安器拒绝动作等，发现油脏污时应滤油，油中带水大多来自汽封系统，应注意调整好轴封汽压力，并及时从油箱中放出沉集箱底的水。

④运行中油系统着火又不能立即扑灭时，应迅速破真空紧急停机，并通知总控、调度室组织消防人员灭火。

(8)透平严重超速当透平超过危急保安器动作转速而保安器拒动作时，应立即手拍危急保安器，破坏真空紧急停机，并检查自动主汽阀，抽汽逆止阀是否关闭严密，如果有阀不能关严时，应尽快关闭该阀前面的阀门。

(9)故障紧急停机

①因发生严重故障，机组必须紧急停机时，应按规程实行紧急停机。

②在下列情况下，应立即手动危急保安器并破坏真空紧急停机，同时通知总控室。

a.机组转速升高至危急保安器(超速脱扣器)动作转速，而保安器拒绝动作。

b.机组突然发生强烈振动，超过振值上限。

c 机内有清晰的金属声。

d.透平出现水冲击征候。

e.压缩机发生严重喘振(一般是防喘保护控制失常)，又无法脱离。

f.轴封内冒烟，有火花进出，或轴承冒烟，起火。

g.任何一轴承明显断油，或轴承瓦温或回油温度急剧升高(经确认确系轴承损坏，小心误将油温表失常当成轴瓦损坏)。

h.油系统失火，又不能立即扑灭。

i.油箱油位降低到最低油位。

j 主蒸汽管或压机工艺气管破裂。

k.机组任何一缸转子轴位移超过联锁值而不动作(应排除仪表误动作或失常)。

1.压缩机密封装置损坏，危险工艺气外溢，可能着火、爆炸时(除停机还应防止外溢气体着火，爆炸，应采取有效防范)。

m.冷凝器(真空或)排汽压力升高到极限值。

③故障紧急停机操作

a.手动危急保安器(超速脱扣器)停机。同时实行破坏真空还应检查自动主汽阀、调速汽阀和抽汽逆止阀是否关闭严密。

b.通知总控室，报告紧急停机原因。

c 立即确认事故油泵已正常供油(油系统失火除外)。

d.完成运行规程规定的其他操作。

第 21 章燃气透平的日常运行与操作

21.1 燃气透平的工作原理与主要结构

(1)燃气透平概述燃气透平是以连续流动的高温气体(即燃气)为工质的内燃式旋转热力机械。它是由压气机、燃烧室和透平以及相应的辅助部分组成的整体动力装置,或称为燃气透平装置。

燃气透平装置是一种新兴的动力机械,具有装置轻小;燃料适应性强、公害小;可节省厂用电量、水和润滑油;启动快,自动化程度高;维修方便,运行可靠等优点。目前除在航空领域占主导地位外,在船舶、机车、电力、冶金、化工、油田输气等行业也日益得到广泛应用。

燃气透平和其他热力机械一样,都必须依靠工质经过一系列热力过程而完成一个循环后,才能够连续地对外做功。单循环的燃气透平装置,只包括压气机、燃烧室和透平。压气机产生的高压空气(比如 0.68MPa , 260°C),经流道导入燃烧室,与喷入的燃料混合燃烧,产生高温气体—燃气(比如 960°C),然后进入透平内膨胀做功,气体的温度和压力下降,直到不能使用后(比如 0.103MPa , 520°C)排出。透平所产生的功除用于驱动压气机外,其余的作为净功输出,用来带动负荷。启动时,由启动机(电机或蒸汽透平等)来提供动力带动压气机工作。

在简单的燃气透平装置结构方案中,透平膨胀功的 $2/3$ 左右消耗在压气机上,仅有 $1/3$ 左右作为装置的净功输出,且透平排放的乏气,温度大都较高,致使大量余热损失掉,所以,简单循环的燃气透平装置热效率相对较低,一般在 $20\%\sim 30\%$ 之间。

复杂循环的燃气透平装置,主要是增加了回热、间冷或再热设备。采用回热、间冷和再热等复杂的热力循环方式,目的是为了增加装置的净功输出和提高装置的热效率,但结构相对要复杂,购置及维修费用也要相应提高。

值得一提的是,燃气透平装置在冶炼、化工行业中作为“流程”燃气透平,与流程中的工业炉组成联合运行系统,以充分利用乏气余热,从而在有效降低系统综合能耗方面成效显著。如 80 年代以后投产的 30 万 t/a 合成氨装置,大都用燃气透平替代蒸汽透平,借以驱动空气压缩机,并与工艺流程中的转化炉或辅助锅炉组成联合运行系统,即将透平做功后排出的乏气(如温度 540°C , 含氧量 16%)用作工艺转化炉或辅助锅炉的助燃空气,从而大大减少了转化炉或辅助锅炉所需用的燃料。与原系统比较,能耗相应降低约 20%。

一般的工业“流程”燃气透平都是简单(循环)的、开式燃气透平装置。依据所选轴系结构不同,可分为简单单轴燃气透平装置和简单双轴(分轴)燃气透平装置。

(2)简单燃气透平装置的热力循环

①简单燃气透平装置的理想循环过程及性能参数。

如图 21-1 为简单燃气透平装置的理想循环过程图。因为是理想循环,所以不考虑工质流动过程中的阻力损失和摩擦损失,即压缩和膨胀是等熵的,加热和放热是等压的。因此,简单燃气透平装置的热力循环是由等熵压缩、等压吸热、等熵膨胀和等压放热这四个过程组成的。

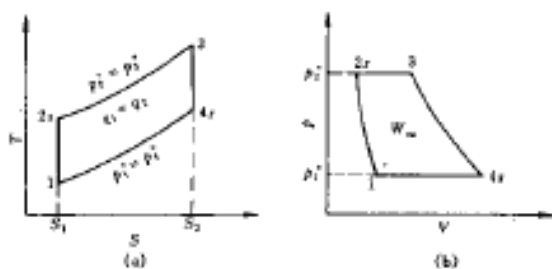


图 21-1 简单燃气透平装里的理想循环过程

(a) T-S 图 (b) p-v 图

a. 热力过程

a) 等熵压缩过程(图中 1-2s)。空气在压气机中由进口状态(p_1^*, T_1^*)等熵压缩至出口状态 2s(p_2, T_{2s})，这时气体与外界无热交换($dq=0$)，且熵不变化($dS=0$)。因此热力学过程线 1-2s 在 T-S 图上是一条等熵线，而在 p-v 图上是一条压力逐渐增高、比热容逐渐变化的过程线，气体参数的变化遵守 $pV^k = \text{常数}$ (k 是定压比热容和定容比热容的比值)的(表示滞止状态)。

气体等熵压缩比功 W_{cs}

$$W_{cs} = C_p(T_{2s} - T_1^*) \quad \text{kJ/kg}$$

式中， C_p 为工质的定压比热容， $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。

W_{cs} 可用 p-v 图中面积 1-2s- p_2^* - p_1^* -1 表示。

b) 等压燃烧过程(图中 2s-3)。高压空气在燃烧室内与燃料混合恒压下燃烧，吸收热量 q_1 、温度和比热容增大，即 $T_3^* > T_{2s}$, $V_3 > V_{2s}$ 。工质吸热量

$$q_1 = C_p(T_3^* - T_{2s}) \quad \text{kJ/kg}$$

q_1 在 T-S 图中用面积 2s-3-S3-S1-2s 表示。

c) 等熵膨胀过程(图中 3-4s)。工质在透平中从进口状态 p_3^*, T_3^* 等熵膨胀至出口状态(p_4^*, T_{4s}^*)，这时 $dq=0, dS=0$ 。透平膨胀功

$$W_{ts} = C_p(T_3^* - T_{4s}^*) \quad \text{kJ/kg}$$

W_{ts} 可用 p-v 图上面积 3-4s- p_1^* - p_3^* -3 表示。

d) ⑥等压放热过程(图中 4s-1)工质从透平中排出，向外界等压放出热量 q_2 ，工质温度降至 T_1^* 。工质放热量

$$q_2 = C_p(T_{4s}^* - T_1^*) \quad \text{kJ/kg}$$

q_2 在 T-S 图上用面积吐:一凡-s,-1-4:表示。

b. 性能参数

a) 输出比功。燃气透平每 kg 工质对外输出的净功叫输出比功(或输出功)，即

$$W_u = W_{ts} - W_{cs} = C_p(T_3^* - T_{4s}^*) - (T_{2s} - T_1^*) \\ = q_1 - q_2 \quad \text{kJ/kg}$$

W_u 可用 p-v 图(或 T-S 图)上面积 1-2s-3-4s-1 表示。若用压比表示输出功，即为

$$W_u = C_p T_1^* \left[(1 - \pi^{-\frac{1}{k}}) - \frac{1}{\pi} (\pi^{\frac{1}{k}} - 1) \right] \quad \text{kJ/kg}$$

式中，

胀比。

式中, $\tau = \frac{T_3^*}{T_1^*}$ 为温比, 即燃气初温与压气机进气温度之比。 π 为压比, 压气机升压比或透平胀比。

$\pi = \frac{p_{2s}^*}{p_1^*} = \frac{p_3^*}{p_{4s}^*}$, 这里 k 为工质的绝热指数。

$m = \frac{k-1}{k}$ 因为 1-2s 和 3-4s 是绝热过程, 所以 $\frac{T_{2s}^*}{T_1^*} = \frac{T_3^*}{T_{4s}^*} = \pi^{\frac{k-1}{k}} = \pi^m$ 。

由上式可知, 影响输出比功的主要因素是温比 τ 和压比 π 。温比增加, 则输出比功 W_{ts} 增大。在一定的温比下, 存在一个最佳压比 π_m , 使输出功最大。由 $\frac{\partial W_{ts}}{\partial \pi} = 0$, 可得最佳压比 $\pi_m = \tau^{\frac{k}{k-1}} = \tau^{\frac{1}{m}}$ 。也就是说对应某一温比 τ , 就有一个最佳压比 π_m 存在, 使输出比功最大。

b) 输出功率。根据燃气透平输出比功 w , 和工质流量 G , 可求出装置的输出功率, 即

$$N = G W_{ts} \quad \text{kW}$$

c) 循环效率。燃气透平装置的循环效率就是输出比功与吸热量之比, 即

$$\begin{aligned} \eta_s &= \frac{W_{ts}}{q_1} = \frac{C_p(T_1^* - T_{2s}^*) - C_p(T_{3s}^* - T_4^*)}{C_p(T_1^* - T_{2s}^*)} \\ &= 1 - \frac{T_{3s}^* - T_4^*}{T_1^* - T_{2s}^*} \end{aligned}$$

也就是

$$\eta_s = 1 - \frac{T_4^*}{T_1^*} = 1 - \pi^{-m}$$

可见, 理想简单循环的热效率 η_s 随压比 π 增加而提高 π , 愈大, 则 η_s 愈高。这是因为当压比二增加时, T_{2s}^* 也增加, 因此在相同的燃气初温下所需加人的热量 q_1 将减少, 而且 T_{4s}^* 随压比二增加而降低, 使透平排气所带走的热量 q_2 减少, 故热效率从增高。

从理论上讲, 热效率从只与压比二有关, 而与温比: 无关, 这是因为压比二一定时, 温度的变化 T_3^* (即 τ 的变化) 对输出比功 W_{ts} 和加热量 q_1 的影响正好相互抵消。比如 T_3^* 增加, 使 W_{ts} 和 q_1 都增加, 而使 η_s 不变。

②简单燃气透平装置的实际循环过程及性能参数:

燃气透平装置的实际简单循环与理想的简单循环相比, 有许多不同之处。包括工质和流量的变化, 以及工质在各个流程部分都存在着能量损失。为便于比较, 图 21-2 绘出了燃气透平装置的实际简单循环(实线)和理想简单循环(虚线)的 p - V 图和 T - S 图。假定两者有相同的温比和压比, 且燃气初温 T_3^* 也相同。环境温度 $T_1 = T_1^*$, 大气压力 p_0 , 分析二者的不同:

压气机进气管道中实际上存在阻力损失, $p_i < p_0$, 进气阻力损失可用 $\Delta p_i = p_0 - p_i$ 来表示。压气机的实际压缩过程也是个多变压缩过程, $T_2^* > T_{2s}^*$, $V_2 > V_{2s}$, 实际压缩比功:

$$W_c = C_p(T_2^* - T_1^*) \quad \text{kJ/kg}$$

$$\text{或} \quad W_c = \frac{W_{ts}}{\eta_c} = \frac{C_p T_1^*}{\eta_c} (\pi^m - 1)$$

式中 η_c 为压气机的效率, 且有

$$\eta_c = \frac{W_{ch}}{W_c} = \frac{T_3^* - T_1^*}{T_3 - T_1} = \frac{\pi^\alpha - 1}{\frac{T_3^*}{T_1^*} - 1}$$

346

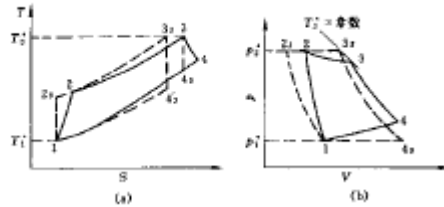


图 21-2 燃气透平实际和理想简单循环的比较

(a)T-S 图,(b)p-V 图

对于轴流式压气机 $\eta_c=0.85—0.92$

在实际燃烧过程中, 存在阻力损失和散热损失, $p_3^* < p_2^*$, $\zeta_b = p_3^* / p_2^*$ 衡量, 工质实际吸热量:

$$q_1 = C_p(T_3^* - T_2^*) \cdot \frac{1}{\eta_b} \\ = C_p T_1 \left[1 - \frac{1}{\tau} - \frac{1}{\tau \cdot \eta_c} (\pi^\alpha - 1) \right] \cdot \frac{1}{\eta_b} \quad \text{kJ/kg}$$

式中 C_p 燃气的定压比热容;

一般 $\eta_b=0.93—0.99$

透平中的实际膨胀过程, 也是多变过程, 且存在排气压损, 用 $ST-p_0/\eta_a$ 表示。透平的实际膨胀比

$$\pi_T = p_3^* / p_4^* = \pi_{Tc}^{\frac{\alpha}{\eta_a}} \pi_{Ta}^{\frac{\alpha}{\eta_a}}$$

透平的实际膨胀功

$$W_T = C_p(T_3^* - T_4^*) \eta_T = \eta_T C_p T_3^* (1 - \pi_T^{-\frac{1}{\eta_a}})$$

式中, η_T 为透平的机械效率。

$$\eta_{Tc} = \frac{K_a - 1}{K_a}$$

K , 为燃气的绝热指数。

简单循环的实际输出功

$$W_s = W_T - W_c \\ = C_p T_1 (1 - \pi_T^{-\frac{1}{\eta_a}}) \cdot \eta_T - C_p T_1 \left(\pi^\alpha - 1 \right) \frac{1}{\eta_c}$$

实际简单循环效率

$$\eta = \frac{W_n}{Q_1} = \frac{C_p T_3 [(1 - \pi^{-1/K}) \eta_T - C_p T_1 (\pi^K - 1) \frac{1}{\eta_c}]}{C_p T_3 \left[1 - \frac{1}{\pi} - \frac{1}{\eta_c} (\pi^K - 1) \right]}$$

若近似认为 $C_{pg} = C \cdot \eta_{cp}, K_g = K, \pi_1 = \pi$ 则有

$$W_n = C_p T_3 \left[(1 - \pi^{-1/K}) \eta_T - \frac{1}{\eta_c} (\pi^K - 1) \right]$$

$$\eta = \frac{(1 - \pi^{-1/K}) \eta_T - (\pi^K - 1) \frac{1}{\eta_c}}{1 - \frac{1}{\pi} - \frac{1}{\eta_c} (\pi^K - 1)} \cdot \eta_0$$

由此可见, 实际循环效率与温比 τ , 压比 π 及三大组件的效率 η_c, η_b, η_T 有关, 进一步分析可得出如下结论:

a. 燃气透平实际循环中, 压比与输出功及效率呈非单值系数关系。一定的温比 τ , 存在有一个最佳压比 π_n , 使输出功最大, 同时也存在一个最佳压比 π_η , 使循环效率最大, 且有 $\pi_\eta > \pi_n$
b. 温比 τ 增大, 循环输出功和效率均增大。

c. 环境温度 T_1^* 降低和提高燃气初温 T_3^* (但受材质限制), 都可使输出功和效率增大, 就其影响程度而言, T_1^* 比 T_3^* 要显著的多。一般 T_1^* 每降低 100°C , 将使 W_n 增加约 4%--10% η 提高 1%--2%。

d. η_c, η_b 和 η_T 分另代表压气机、燃烧室和透平的完善程度, η_c, η_b 和 η_T 愈高, 装置输出功 W_n 和效率 η 愈大。

(3)轴流压气机

①轴流压气机的工作原理。轴流压气机利用透平提供的机械能连续不断地将气体压缩并输送出去。为工质在透平中膨胀作功提供压力条件。

当压气机工作时, 气体由进气流道均布流入进口导向器。进口导向器是具有收敛流道的的机械能通过动叶片传递给气体, 从而使气体的动能和压力势能提高。之后气体进入导向静叶栅, 它的作用主要是使气流进入下一级, 同时将气体的动能部分地转换成压力能。气体由第一级导向叶栅出来后进人下一级工作叶栅。多级轴流压气机就是这样一级一级串联起来, 使气体压力逐级升高。在末级中, 有时由于一系列导向叶片不能使气流方向变为轴向, 因而增加一系列静叶片(出口导叶)。最后气体由排气流道排出。

显然, 级是压气机的基本组成单元。按照轴流压气机的作用原理, 在一个单元级中, 总是工作叶栅在前, 导向静叶栅在后。

若用两个相邻的圆柱面去截取压气机的一个级, 并展为平面, 即得到由两排平面叶栅组成的基元级。如图 21-3 所示。

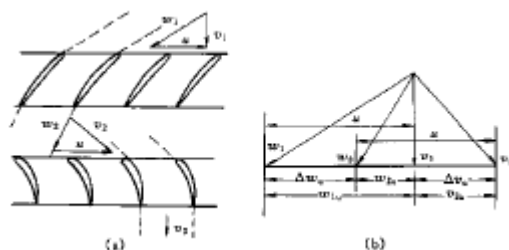


图 21-3 轴流压气机的基元级及其速度三角形

(a)基元级。(b)速度三角形

气流经过动叶栅，在它的前后构成两个速度三角形，其中 v 表示绝对速度， w 表示相对速度， u 表示叶轮的轮缘速度。对轴流压气机来说，级的增压比都较小，且在级的前后流程通道的径向尺寸逐渐缩小，所以可假设级的进出口的轴向分速不变，若 v_1 和 v_3 方向一致，则级的轮缘功为

$$W_u = u(v_{2u} - v_{3u}) = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2}$$

式中，

$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2}$ 表示气体流经动叶栅所获得的动能。

$\frac{w_1^2 - w_2^2}{2}$ 则表示气体经过动叶栅后，相对动能转化为气体静压势能的多少。

气体经过动叶栅所获得的功能，在导向静叶栅中由 v_2 降至 v_3 使气体静势能提升 $\frac{v_2^2 - v_3^2}{2}$ 。

气体在一级中的多变压缩功还可利用状态参数表示为：

$$W_u = \frac{n}{n-1} RT_1 \left(\pi^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right)$$

式中， n —多变指数；

T_1 —一级的进气滞止温度；

π —一级的升压比。

②轴流压气机的结构

压气机的基本结构由转子和定子两部分组成。定子部分包括气缸和进、排气室。进气室的作用是将大气或从进气管来的气体较均匀地进入环形收敛器(进气缸)。排气室则将气流沿径向收集起来，经排气管排出。

气缸是压气机的壳体，是由进气缸、壳身和排气缸组成。内装有静叶、轴承件及密封件等。轴流压气机的气缸都做成水平剖分型，用铸铁或铸钢浇铸而成。有的还将气缸分成内、外气缸，内气缸固定静叶。

静叶叶身具有和动叶叶身相类似的叶型，它们都是按一定型线加工的。静叶通过燕尾形或其他形式叶根固定在气缸上，为了改变安装角，可以通过专门机构进行调节(比如压气机入口配置可调导向机构等)。

压气机的转子是指轮盘，轴，动叶片，联轴器和气封等，它是高速旋转的部件，除受有气体工质的工作压力外，还有旋转的惯性力。转子有鼓筒型、盘型和盘鼓结合型等。

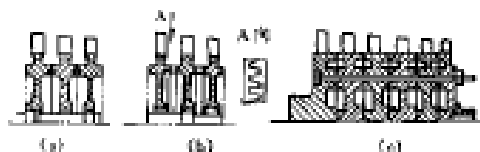
图 21-4 为盘型转子结构示意图。它是将各级轮盘以一定的过盈量红套在轴上，可以不用键，靠红套来传递扭矩，动叶片装配在轮盘上。



图 21-4 盘型转子结构示意图

图 21-5 是(拉杆式)盘鼓型转子的结构示意图。它是靠中心拉杆或外围拉杆螺栓把各级轮盘压紧而成。它在轮缘处是一转鼓，转子刚性好，而离心力靠轮盘来承受，使转子强度高。其中(a)，(c)两种结构靠定位止口来保证各轮盘的对中，(b)结构则靠端面齿对中，另外，

(a)结构靠轴向销钉传扭。(b)结构靠端面齿传扭, (c)结构则靠端面摩擦传扭, 工作叶片的叶根可以是 T 形、齿形或燕尾形等, 采用周向或轴向装入轮盘的根槽中



(a)轴向销钉传扭;(b)助端面齿传扭,(c)康擦传扭

中原化肥厂的 N · PMS-3002 型机组压气机转子的结构形式为外围拉杆式盘鼓型转子。即 14 级叶轮和前后两个端轴用几根拉杆拉紧形成压气机转子, 其中前端轴和第一级叶轮做成一体。拉杆孔均匀地分布在叶轮同心圆周上, 端轴上的螺栓就是埋头孔, 以减少叶轮旋转时的摩擦鼓风损失。

(4)烧室燃烧室的作用是将压气机送来的高压空气同燃料很好地混合和赫烧, 产生给定温度的燃气, 即将燃料的化学能转换成工质的热能, 而工质的热能在透平中转变为机械功。

燃料在燃烧室内的燃烧过程是在等压和高速气流中连续不断地进行的。

①燃烧室的工作过程。燃烧室主要有下列部分组成:外壳、火焰管、旋流器、喷油嘴、点火和联焰装置, 以及过渡段导管等。

燃烧室的简单工作过程如下:压缩空气和燃料分别输入嫩烧室。压气机来的高压空气经导管引入嫩烧室后分成两股:一股经旋流器进入火焰管中, 与喷入的燃料混合后, 直接燃烧, 称为一次空气;另一股空气则沿火焰管与外壳之间的环形空间流过, 以冷却火焰管外壁和燃烧室外壳, 然后由火焰管后段的射流孔进入火焰管后部的渗冷混合区, 以降低燃气的温度, 使其达到预给定的燃烧室出口的燃气温度。

燃料喷入火焰管内和一次空气混合, 在外源点火后, 即连续地在等压下进行嫩烧, 生产出高温高压的燃烧产物—燃气。

②燃烧室的结构

a.燃烧室的结构形式及特点。燃烧室的基本结构形式大致可分为三类:图筒形挑烧室、管式燃烧室和环形燃烧室。圆筒形燃烧室。圆筒形燃烧室多用于固定式嫩气透平装置中, 通常 1 台机组配置 1--2 台圆筒形嫩烧室, 安置在机组近旁或机体之上。其特点:结构简单, 外形尺寸相对较大, 因而流阻损失较小;燃烧稳定性好, 适宜于燃烧重姑料, 便于维修, 但难做全尺寸燃烧室的全参数试验, 调整较困难。

海南富岛天然气化肥厂的 PGT 1 d 型燃气透平的燃烧室就采用了单台的圆筒形燃烧室。

b)管式燃烧室。管式燃烧室又可分为分管式燃烧室和环管式燃烧室, 如图 21-6 所示。

分管式嫩烧室[图 21-6(a)] 通常一台燃气透平装配若干((3--12)台单独的管式环绕燃烧室, 环绕机体或两侧分列布置, 各然烧室除用联焰管彼此联通外, 都独自形成完整的燃烧室。其特点是:调整试验较方便;燃烧过程容易组织, 便于解体维护和检修, 能很好地和离心压气机分管出气口相配合。但所占空间尺寸大, 流阻损失较大, 制造也复杂。

中原化肥厂和锦西天然气化肥厂的燃气透平装置配置的都是分管式撰烧室。

环管式燃烧室如图 21-6(b)所示。在燃烧室内、外筒形壳体组成的环形空腔内, 沿周围均匀布置火焰管, 各火焰管用联焰管相联接。这种结构的基本特点是:结构较紧凑, 燃烧热强度高。应用比较广泛。目前舰船燃气透平上多采用此种燃烧室。

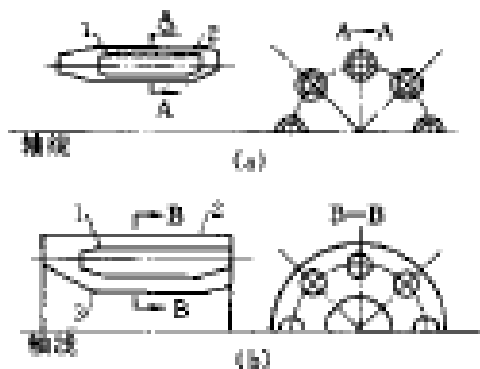


图 21-6 管式燃烧室示意图

(a)分管式瀚烧室, (b)环借式瀚烧室

1-火焰管;2-外亮, 3—内壳

⑥环形然烧室。环形燃烧室是由 4 个彼此同心的圆筒壳体套装而成, 是一个环形嫩烧空间。在人口处沿圆环布置有许多个空气旋流器和喷油嘴。

环形燃烧室能很好地和轴流式压气机的环形出口, 涡轮机的环形进口相配合, 其特点是体积小, 燃烧热强度高, 流阻损失小, 各喷油嘴燃烧区之间联焰方便, 对于燃烧稳定有利燃烧室出口温度场分布较均匀。其缺点是刚性较差, 调试较困难, 维修也较复杂。

环形燃烧室是当前燃烧室发展的方向。

b.燃烧室的主要组件

a)火焰筒。火焰筒或称焰管。燃烧室中的燃烧过程和掺冷混合过程都在焰管内进行, 它是燃烧室承受高温的部件。一般是用 1.5--3mm 厚的耐热合金板材碾、焊拼成的几段圆筒体。火焰管用三点径向销定位, 支承在外壳中, 其中有两个径向定位销兼作联焰管使用, 在起动时由点火燃烧室将火焰经联焰管传到没有点火设备的燃烧室引燃燃料。

火焰管前部燃烧区开有几排圆孔, 用来让部分一次空气进入赫烧区。火焰管后部开有许多鱼鳞孔和圆孔, 一方面气流沿焰管壁面流动, 在内壁形成一层冷却空气膜, 对焰管进行冷却保护。使火焰管温度控制在 750℃左右, 利于延长火焰管使用寿命;另一方面大量的二次空气从回形射流孔射入高温燃气流中, 以掺冷燃气。

b)空气旋流器。空气旋流器是组织燃烧用空气速度分布的重要机构, 对燃烧室内燃料和空气的混合过程及稳定火焰有决定作用。燃烧室中多采用叶片旋流器, 其结构形式有平面旋流器、锥形旋流器及径向旋流器等, 旋流器中的叶片都有一定安装角, 空气流过旋流器时, 由于旋流叶片的导流作用, 产生旋转运动并造成燃烧区内气体环流运动。图 21-7(a)是焰管内气流运动图。

一次空气的主流在火焰管内壁附近作螺旋运动前进, 它会激发起焰管轴心线四周气流的环流运动, 环流运动也是既绕自身轴线旋转又绕焰管轴心线旋转。环流运动形成了焰管轴心部位气流的回流运动, 火焰管横截面上的轴向速度分布如图 21-7(b)所示, 在火焰管的轴心部位存在着反向轴向速度。

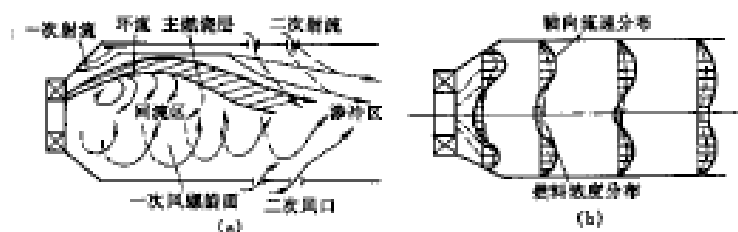


图 21-7 焰管内气流运动图

(a)焰管内气流运动图, (b)轴向速度分布

一次空气流动状态对燃烧过程带来三方面的影响:一是气流强烈的紊流使空气和燃料能够充分的混合,达到各处均匀,另一作用是轴心线处的反向回流运动把高温燃气带回焰管前部形成一个稳定的点火源,使燃烧室能够连续燃烧下去;再就是回流运动使焰管横截面上轴向速度下降,有利于火焰的稳定。

b)高温燃气的掺冷机构。燃烧室燃烧区温度达 7800---20000C,且温度场不均匀,须用二次空气进行掺冷和均匀化。

二次空气引入机构常用的是射流孔式结构。射流孔开在火焰筒后半部分,由一排或数排孔径不同的圆孔组成。冷却空气经这些孔射入高温燃气流中去。

(5)透平这里讲的透平是指装置中的轮机部分。它是以连续流动的燃气为、工质,作持续旋转运动的动力部件,并将工质热能最终转换成机械功。

①透平的工作原理。在重型燃气透平装置中,轮机部分也是由在同轴(单轴)上的或不同轴(分轴或多轴)上的若干透平级串联组合而成的。比如 N·P 的 MS-3002 型燃气透平装置中,轮机是由分轴的两个透平级串联组成。所谓的透平级是由一组静叶栅(喷嘴)和与之相配合的动叶栅(工作叶栅)组成,它是透平做功的基本单元。

图 21-8 是透平级的工作示意图。当具有一定温度和压力的燃气通过透平级时,首先在喷嘴静叶栅中膨胀,将燃气所具有的热能转换成动能,然后流经动叶栅,燃气在气道中一方面将其在静叶栅内所获得的动能转换为动叶栅上的机械能,在动叶栅上施加冲动力;另一方面在动叶栅中继续膨胀,对动叶栅产生一个反作用力。正是在二力的合力作用下,才使得动叶栅和轴一起转动,从而输出机械能。这些气体参数的变化如图上方的图所示,而动叶片中气体速度的变化如图 27-8 下方的图所示。

由透平级的速度三角形,透平输出的轮缘功为:

$$W_u = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2}$$

即轮周功等于绝对运动动能变化和相对运动动能变化之和。

如果用气体状态参数表示轮机级的做功能力。则有:

$$W_u = \frac{n}{n-1} RT_1^* (1 - \pi^{-1/n})$$

式中 T_{m1}^* —级进口的滞止温度;

n —级的多变膨胀指数;

π —级的膨胀比。

从能量的角度看,级的多变膨胀除了级的轴功和流动阻力损失功外,还有一部分没有利用的气体动能 $(v_2)^2/2$ 称为余速损失。

②透平的结构。以 N·PMS-3002 型燃气透平装置为例。该装置为分轴型轴系结构,即透平分为高、低压两部分,高压透平和压气机共轴,低压透平通过联轴器与负荷轴连在一起,它们分别只有一个轴流式透平级驱动。

透平的主要组件包括:透平气缸、喷嘴、透平转子叶轮,透平级间燃气导管和护板以及排气缸等。

透平气缸为水平剖分的等直径圆筒体,气缸内安装有一、二级喷嘴,气封装置,以及级间燃气导管和护板等组件。该气缸实质上也是双层缸结构,即由涡轮气缸和水平剖分的燃气导管及护板构成的圆筒形组件组成。后者形成级间燃气通道和轮间的冷却和密封空间。

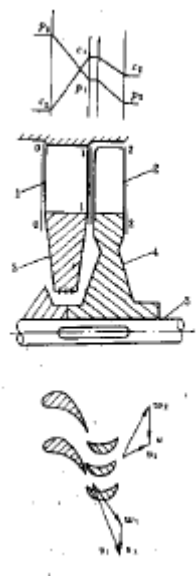


图 21-8 透平级示意图

1--静叶片,2-动叶片;

3 一浦板, 4 一叶轮, 5 一轴

一级喷嘴(即高压透平喷嘴), 由喷嘴组和持环组成。每 5 个喷嘴叶片组成一个喷嘴组。喷嘴组可提高喷嘴的刚性, 它由喷嘴持环固定在气缸中。二级喷嘴(即低压透平喷嘴)可调, 由液压机构调节其几何安装角, 以改变串联的高、低压透平间的焓降分配, 来改变装置的运行点。

高、低压透平的转子叶轮, 彼此独立。高压透平叶轮用螺栓连接在轴流压气机的后部端轴上。低压透平转子叶轮为悬臂结构, 由 3#和 4#轴承支撑。高、低压透平叶轮的动叶叶根均为纵树型, 沿轴向安装在叶轮的纵树型根槽内。叶顶设有气封装置。

级间燃气导管是由内外两层薄耐热板材做成的环形通道, 也为水平剖分, 外环固定在透平气缸上, 内环和护板组件连接在一起。护板是由耐热钢板制成的圆筒形组件, 它由 6 个径向空心支撑销钉固定在透平气缸上。空心销钉形成冷却空气的通道。

透平的排气机构包括排气机架、扩压器和导流叶片以及箱式蜗壳等。它通过膨胀节和排气管道连接。

21.2 燃气透平的特性曲线及其操作运用

燃气透平机组是由燃气透平装置的各分部(压气机、燃烧室和透平等)及所驱动的负荷(比如空气压缩机)组成的整体。装置各分部件又都是按一定工况条件设计的:在实际使用中, 由于外界环境条件的变化, 或负荷变动, 甚至各分部自身条件发生变化等, 机组时常处在偏离设计工况点运转, 即所谓的燃气透平机组的变工况, 它包括:

a)稳定的变动工况, 指外界条件或负荷变化时的平衡工况。

b)不稳定的过渡工况, 如起动、升速、停机等运转工况。

机组在偏离设计工况下运行时, 装置各分部性能都要发生变化, 相应的整个装置的性能也随之变化。有可能出现这种情况, 按设计工况条件工作时, 机组能有效地工作, 而当工况变动后, 会因为其中某一部件性能变劣, 使得机组稳定性和经济性大为降低, 甚至无法维持正常运转。

所以, 衡量一台燃气透平装置性能的优劣, 不仅要看其设计工况时的性能, 更重要地是要研究它在不同工况下性能的变化, 即它的变工况特性。

燃气透平装置的特性曲线，反映的是燃气透平装置在不同工况下运行时性能变动的特性，它是由设计制造者通过整机试验或变工况理论分析和计算，向用户及运行部门提供的装置运行的特性曲线。

为此，分析研究机组的变工况过程，把握装置的特性曲线，并在运行中参考使用，是燃气透平用户保持机组安全、有效地工作所必需的。

m 燃气透平装置各分部变工况特性首先要了解和掌握装置各组成成分都的变工况特性。下面就压气机和透平的变工况特性做一简单概括。

在燃气透平装置的变工况研究中，通常采用无因次参数或具无因次实质的折合参数来表

示机组的性能参数，比如流量 $\frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}$ 、转速 $\frac{n}{\sqrt{T_1^*}}$ 由此表示的特性线不受进气条件的影响，具有通用性，称之为机组的通用特性曲线。-

①压气机的特性。压气机的特性曲线通常。不同无因次转速 $\frac{n}{\sqrt{T_1^*}}$ 下、 $\pi_c \sim \frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}$ 曲线

和 $\eta_c \sim \frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}$ 曲线来表示，即

$$\begin{aligned}\pi_c &= f_1 \left[\frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}, \frac{n}{\sqrt{T_1^*}} \right] \\ \eta_c &= f_2 \left[\frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}, \frac{n}{\sqrt{T_1^*}} \right]\end{aligned}$$

图 21-9 是一分轴燃气透平装置的压气机特性曲线，图中表出了等速线 ($\frac{n}{\sqrt{T_1^*}} = \text{常数}$) 及等 η_c 曲线。等温比曲线 ($\tau = T_3^*/T_1^* = \text{常数}$) 及运行线是与透平正配以后才有的。

可以看出，在反映压气机工作特性的四个基本参数 $\frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}$ 、 $\frac{n}{\sqrt{T_1^*}}$ 、 π_c 和 η_c ，只有两个

参数是独立变量。只要 π_c 、 $\frac{n}{\sqrt{T_1^*}}$ 和 $\frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}$ 三个参数中有两个参数确定，则压气机的工作状态就完全确定，其他性能参数也都确定。

压气机的特性曲线有如下特点：

- 都有一定的特定工作区，喘振线之右最大转速之下为稳定工作区。
 - 不同转速下，曲线不同，转速愈高，曲线愈陡，即压气机稳定运行范围愈小。
 - 同转速下，多级压气机特性曲线比单级更陡峭、运行范围更窄，在高转速下尤为明显。
- ②透平特性。和压气机的特性相同，燃气透平的特性曲线也可用无因次参数。

$\frac{G\sqrt{T_1^*}}{p_1^*}$ 、 $\frac{n}{\sqrt{T_1^*}}$ 、 π_T 和 η_T 来表示，通常表达为下面的函数关系：

$$\pi_T = f_1 \left[\frac{G \sqrt{T_1}}{P_1}, \frac{n}{\sqrt{T_1}} \right]$$

$$\eta_T = f_2 \left[\frac{G \sqrt{T_1}}{P_1}, \frac{n}{\sqrt{T_1}} \right]$$

描绘成等速 $\frac{n}{\sqrt{T_1}}$ 曲线族或等流量 $\frac{G \sqrt{T_1}}{P_1}$ 曲线族。

图 21-10 是一分轴机组的高压透平特性线，图中实线是流量线，虚线为等效率线。

同样，决定透平运行工况及特性的独立参数也只有两个，当 $\frac{G \sqrt{T_1}}{P_1}$ 、 $\frac{n}{\sqrt{T_1}}$ 和 π_T 其中有两个参数确定，透平的运行特性也就完全确定。

对几何尺寸一定的透平，透平通流能力（或折合流量）与膨胀比 π_T 及折合转速有关，在亚临界条件下，随 π_T 增加，折合流量增大，到达临界状态后，折合流量就保持不变。

几个串联的透平，在工况变化时，各透平中的膨胀比将发生变化，变化最大的是低压透平，高压透平变化相对最小。

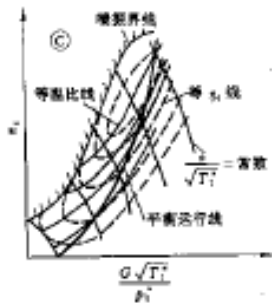


图 21-9 分轴机组的压气机特性

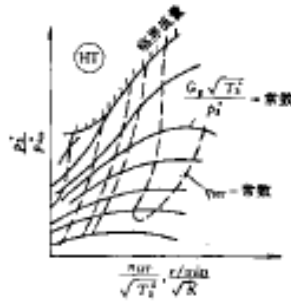


图 21-10 分轴机组的高压透平特性

(2)简单的燃气透平装置的变工况特性

①单轴燃气透平装置的变工况特性。单轴燃气透平装置中，因为压气机透平与负荷共一根轴，所以机组的转速完全由负荷转速所决定。按负荷特性，单轴燃气轮机装置分为等转速及变转速两类，分述如下：

a.单轴恒速燃气透平装置的变工况性能。燃气透平装置在任一工况下稳定运行时，压气机、燃烧室和透平以及负荷之间是一个互相影响、互相制约的整体，它们应该满足功率平衡、质量平衡、转速平衡等一系列平衡条件。透平和压气机的特性曲线满足平衡条件的交点，就是装置里的平衡工作点，各个平衡工作点的连线，就是燃气透平装置的工作线。工作线通过装置变工况计算来确定。装置的工作线都绘制在压气机的特性线图上。

图 21-11 是单轴机组的透平和压气机的联合工作曲线族。图中等转速线及喘振边界线都是压气机特性。等温比曲线实际上就是透平特性 Plugel 公式在压气机特性线图上的反映。如果在作等温比曲线时，把燃烧室的压损也考虑进去，则就是透平、压气机和燃烧室的联合工作曲线族。

单轴恒速机组，比如一台用来驱动交流恒频的发电机组，图 21-11 中的 a 点为其设计工况下压气机、燃烧室和透平平衡运行工作点，那么当大气条件 p_0, T_0 一定时，就可以从图中确定机组在设计工况下的各运行参数：流量 G 、压比 π 、燃气初温 T_3 和转速 n 等，相对应于这些参数的机组功率 N 及燃料耗量 B 也完全确定。

当工况发生变化时,例如外界负荷减少,此时燃料耗量未变,转速要升高,为了维持负荷的频率不变,机组的调节系统就会动作,减少喷入的燃料量,结果使透平前的燃气初温 T_3^* 降低,即减少透平发出的功率,以便与负荷相平衡,而机组则在同一转速下稳定在新的平衡点工作。如果外界大气条件 p, β , 不变,则从图 21-11 中看出,负荷减少时,压气机、燃烧室和透平的

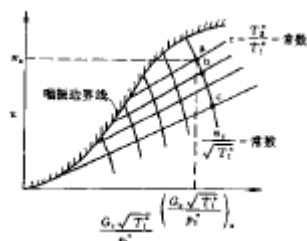


图 21-11 单轴恒速机组工作线

联和工作点,将从 a 点开始沿着 $\frac{n_c}{\sqrt{T_1}} = \text{常数}$ 的等折合转速线,朝着工质流量略有增大,亦即 π 和 T_3^* 下降的方向移动,稳定在新的平衡点 b 作。

由此可见,当外界负荷不断变化是,机组的平衡工作点将沿 $\frac{n_c}{\sqrt{T_1}} = \text{常数}$ 的等折合转速线移动。所以等折合转速线即图 21-11 中 a-b-c 曲线,就是单轴恒速型负荷燃气透平装置的变工况运行线。

单轴恒速燃气透平装置的变工况特性如下。

a) 机组的工作稳定性是好的。因为设计工况时工作点离压气机喘振线最近,只要 a 点离喘振边界有足够的防喘安全裕量,那么除启动工况外,机组在任何负荷下是不会发生喘振现象的。

b) 机组在变工况时的经济性差。因为转速保持不变,所以压气机流量变化不大,并略有增加,功率调整主要是依靠透平入口温度 T_3^* 的下降来实现。随着负荷的降低, T_3^* 及压比 π 都有相当程度下降,这就使机组热效率急剧下降。在空载情况时,即输出负荷为零时,因为压气机的转速不变,流量很大,所以耗功大,耗油量也大。因此单轴恒速机组不宜在低负荷下长期工作。

c) 机组加载性能好。因为转速保持不变,所以压气机流量变化不大,在部分负荷时,即使按满负荷燃料量喷入,也不会使透平前初温超过设计值,加载不受限制。

此外,因为转速不变,转子惯性的影响很小,调节反应快。在甩负荷时,有压气机作为阻力,转子也不容易超速。

b 甲单轴变速燃气透平装置的变工况性能。单轴变速机组用来驱动各类变速负荷,如压缩机、泵和螺旋桨等。它们的特点是当负荷功率改变时,转速也随之改变,且两者之间存在一个确定的关系。因为压气机与负荷同轴,所以压气机转速随负荷而变。对不同类的负荷,其转速变化规律不同,机组的变工况也不一样。与恒速机组不同的地方是,等转速线不再是机组的运行线。相应于每一负荷功率,就有一个确定的转速,在该转速下,总存在一个机组平衡运行工作点。这些平衡运行工作点时连线就是机组变工况运行线。图 21-12 是单轴燃气透平携带螺旋桨负荷时的变工况运行线。单轴变速燃气透平装置的变工况特性如下。

a) 机组工作稳定性不如单轴恒速机组。负荷下降时,机组平衡运行的工作点将逐渐趋近于压气机的喘振边界线,当负荷下降到一定程度时,压气机有可能发生喘振,无法稳定运行。为此就要限制机组的运行范围,或者采取防喘振措施来扩大运行的范围。

b) 机组的经济性比单轴恒速机组要好。这是因为当负荷降低时，压气机转速下降，空气量也随之降低，所以透平前燃气初温 T_3^* 下降较少，这对改善变工况效率是有利的，但由于此时压气机压比下降较多，给效率带来不利影响。所以总的说来，和单轴恒速负荷比较，变工况时经济性改善不多，部分负荷时效率要下降。但其空载燃料耗量较少，这是因为空载时，压气机的空气量及

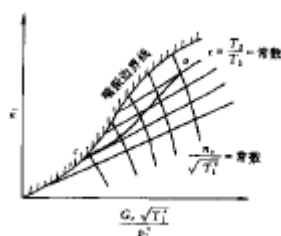


图 21-12 单轴变速机组工作线

压比都很低，压气机耗功相应较少。

c) 机组的加载性能不如单轴恒速机组。因为在低负荷时机组转速低，所以空气流量小，燃料喷入量受到限制，否则就可能引起透平前超温。加载时只能逐步加大喷油量。此外由低负荷增大到高负荷时，还需要消耗一部分功率，用来克服透平及压气机转子的惯性，所以调节反应较慢，

② 分轴燃气透平装置变工况性能。分轴燃气透平装置是将燃气透平分为机械上彼此独立的高压和低压部分，高压透平用来驱动压气机，低压透平用来驱动负荷，两轴转速不同。分轴燃气透平装置变工况时，负荷变化对压气机工作影响较小，宜适用于螺旋桨负荷和牵引负荷。

分轴机组平衡运行工作线绘制成如图 22-9 所示形式，根据负荷特性不同，运行线也不相同。图 21-9 是分轴变转速负荷机组的运行线。

分轴机组的变工况特性如下。

a. 分轴机组的稳定性。携带恒速负荷时和单轴恒速负荷机组比较，要差一点，负荷降低时，压气机转速要相应下降，平衡运行线将逼近压气机的喘振线，携带变速负荷时比单轴机组的工作稳定性要好一些。这是因为相对于同一负荷转速来说，分轴机组中压气机转速比单轴机组中压气机转速要高一些。

b. 分轴机组的经济性。携带恒速负荷，在部分负荷时经济性要比单轴恒速机组好一些，这是因为分轴机组中压气机转速在部分负荷时总要下降，亦即空气流量总要下降，因此燃气初温相对来说下降较少。携带变速负荷时，一般说正与上述情况相反，分轴机组不如单轴机组，其原因是部分负荷时分轴机组压气机转速下降一般不如单轴快，因此燃气初温下降较多。

c. 分轴机组的加载性能，和单轴变速机组相仿，不如单轴恒速机组，不能猛然增加负荷，需要有一个过程。

d. 分轴机组对燃烧室熄火特性要求高。因为分轴机组空载耗油量小，在甩负荷时会因空气系数 α 过大而熄火。

e. 分轴机组压气机和负荷不共轴，机组容易启动，适合携带牵引负荷。但在甩负荷时，动力透平因不受压气机的“制动作用”而易超速，故对调节保安系统要求较高。

21.3 燃气透平的日常运行操作与维护

随着燃气透平在诸多经济领域的应用，燃气透平的使用技术亦已趋成熟。特别是进入 80 年代后期，计算机等高新技术直接应用于透平的控制和保护，出现了专门为控制透平设计的最新系列的以微处理器为基础的透平控制系统(比如 G. E SI'EEII TRGNICTM MARK-V

透平控制系统), 进一步提高了装置的运行可靠性能及自动控制能力, 为运行人员操作、监控和维护透平提供了便利条件, 但相应对透平运行人员的技术素质提出了更高的要求。

(1)燃气透平的日常运行操作化 化工业燃气透平通常用来驱动风机或空气压缩机。燃气透平—空气压缩机机组的日常运行操作主要包括机组的启动过程, 加载与减载(调整负荷)、正常或紧急停机等。

①燃气透平机组的启动过程。包括冷态启动升速、点火与暖机、热态升速三个阶段。燃气透平自身不能启动, 需由启动机(比如蒸汽透平或电动机等)来启动, 直到燃气透平达到自持转速以上, 启动机方可脱扣停机。

运行操作人员需做的主要工作是机组启动前的准备, 选定启动方式, 发出指令, 监控启动过程, 并能判断过程中的异常情况, 以便确定是否要中止启动过程。

机组启动前的准备工作非常重要, 它是机组安全启动的关键, 其内容包括:

a.外部条件。机组所属设备均完好;所有电器、仪表及阀门都处在可正常使用状态;外部条件具备, 如燃料气、循环水、仪表空气、蒸汽等。

b.启动准备。油系统试运行正常;燃料供应管路吹扫、置换、引燃料气;CO₂ 防火系统及仪表联锁系统、控制保护系统都调试完好并投入正常;启动机蒸汽暖管、暖机, 处于备机状态;负荷压缩机间冷水器循环水投运;关键控制阀(比如燃料速比阀及控制阀、人口导叶或二级喷嘴调节机构等)调校正常, 并投入正常使用状态。

c.启动检查。启动前运行人员应对整个机组进行全面检查, 确认各项准备工作周密无疏漏, 控制系统自检完好, 启动许可条件满足, 控制盘信息提示“READY TO START”。

d.机组启动。燃气透平的启动过程是一个顺序控制启动过程, 当操作员发出启动命令“START”, 后, 机组将按启动顺序程序自动完成启动任务。第一阶段, 由启动机带动至10%—25%额定转速, 吹扫, 准备点火。第二阶段, 由燃烧室点火, 暖机, 升速至30%—60%额定转速, 启动机脱扣。第三阶段为热态加速阶段, 此阶段机组接受加速率的控制, 持续加速到机组设定的控制转速。此时, 压气机防喘振控制阀(若设置的话)会自动关闭, 辅助油泵自停, 启动程序完成。机组转入正常的控制状态。

②调整机组的负荷。对于分轴燃气透平驱动空气压缩机机组来说, 调整机组负荷就是改变燃气透平低压轴的输出功率, 它是通过调整燃气透平低压轴转速和改变空气压缩机的循环流量和排出压力来实现的。一般情况下, 操作员只调整燃气透平低速轴转速, 高压轴转速则不能人为调节, 它将根据透平排气温度的变化, 由温度控制程序控制自动调整。为防止压缩机出现喘振, 压缩机防喘振控制阀只有在负荷轴达到一定转速后方可逐渐关小, 以提高压缩机的负荷。压缩机负荷调整的原则是:先升速, 再升压;先降压, 后减速。

对于单轴恒速机组, 机组启动完成后即达到正常额定工作转速, 压气机和压缩机都是通过调节各自的人口导叶(IGV)以实现透平排气温度控制和调整机组负荷的目的。

③机组的正常停机和紧急停机。所谓的正常停机是指机组在正常状态下有步骤地停机, 首先需要根据系统要求降低机组负荷, 打开压缩机防喘振控制阀、降低负荷轴转速至速度控制设定点, 然后发出停机命令((STOP), 机组将按停机程序逐渐减燃料, 至一定转速(30%—50%额定转速)后完全切断燃料, 使机组停下。

若机组运行中发生故障, 为了设备的安全, 需将机组紧急停下。;t 燃气透平控制盘上设置有紧急停机按钮, 以便机组出现紧急情况时, 迅速按下该按钮, 此时燃料控制阀会迅速关闭, 以切断燃料, 使机组立即停机。

(2) 燃气透平的维护燃气透平的维护包括机组的日常运行维护和调整, 以及机组的在线故障处理和停机检修。

燃气透平的日常运行维护和调整是指运行人借助显示仪器、仪表和运行经验, 对机组的工作状态、运行参数及变化、运行状况等进行跟踪监视和调整。

运行人员需在了解装置性能并能正确操作的前提下,通过看、触、听、闻等方法,定时定点对机组进行巡回检查:

①监视机组运行情况。如机组运行声音、振动情况,火焰管内燃烧情况,各轴承温度,阀门位置状态,小机泵运转情况等。

②检查并记录机组重要运行参数及变化。如转速(n),燃料参考((FSR).压气机进出口温度及压力、透平轮室及排气温度、燃烧室火焰强度、润滑油、控制油及液压油压力、轴振动及轴位移等。

③加强对滑油系统及其他辅助系统(比如防火系统、冷却系统、反吹系统等)的检查和维护。

④做好运行数据和运行日志记录,并进行运行数据对比分析,发现异常情况,及时调整或维修,以使机组处于最佳运行状态。

燃气透平的运行调整主要有以下内容。

a)负荷的调整。应根据机组运行情况,考虑气温的影响,及时调整机组负荷,防止机组发生超温、超速或喘振等。

b)过滤器(如油滤器、空滤器等)压差高时应及时更换滤芯。

c)油箱液位低时要及时补油。控制好机组供油温度,并定期油进行油分离和油质检查,保证机组用油安全。

d)透平仓室壳体温度高时,检查冷却风机运行是否良好或更换风机皮带。

e)轴流式压气机长时间运行,很容易在叶片上积存油污、灰垢和盐,影响机组的功率和效率。因此每隔一定时期需用适当清洗液或碎核桃壳等对压气机通流部分进行在线清洗。清洗间隔周期应视压气机的积垢情况而定。如某些船用装置每隔数小时即需在线喷水以清洗压气机叶片上积存的盐,以维持效率。还可以利用机组短暂停车的机会,对压气机进行低速清洗,即由起动机带动转子至额定转速的 10%---25%(拖动转速),用适当清洗液(可用脱盐水加洗涤剂,加热到一定温度)经加压后,通过压气机入口设置的固定清洗喷头清洗。从清洗的效果看,还是低速清洗的效果要好些。

(3)机组的在线处理和停机检修

①机组的在线处理是指机组运行中对故障部件的处理。比如具备双列运行的设备(如燃气分离器、油冷器等);采用冗余配置的控制仪表(如开关、变送器)或微控制器等,都可以进行在线处理而无需机组停机。

②机组的停机检修包括随机停机处理和计划停机检修口根据计划停机检查的深入程度可分为三种类型的检查:

a)燃烧室的检查。

b)高温部件的检查,

c)总体检查。检查的重点是那些长期处于恶劣条件下的高温部件和严重磨损部件,即火焰管、燃气过渡件、透平叶片、轴瓦等。根据检查情况,确定各部件是否需要修理或更换。

21.4 燃气透平的常见设备事故及处理

燃气透平运行中常见的故障,其原因、影响及处理途径见表 21-1 燃气透平的常见设备事故及处理。

中原化肥厂是国内大化肥行业中最先引用燃气透平装置的厂家,它的燃气透平装置运行十年来出现的比较典型的设备故障有以下几种。

①火焰筒及其他高温部件烧坏、变形火焰筒多次出现裂纹,凹陷,其原因为:焰管壁冷却不匀,局部出现过热、偏烧;火焰筒使用寿命短;安装不良。喷嘴静叶烧坏,原因是使用周期过长,疲劳。处理:裂纹补焊修复;损坏部件更换。

表 2I-1 燃气透平的常见设备事故及处理

现 象	原 因	影 响	处 理
通流部分积垢、腐蚀、磨损、堵塞	空气含尘、砂砾处，烟气倒吸，燃料含灰，燃料不洁，气动结构不良，空燃器输入	影响通流、燃烧和传热，功率、效率下降，零件磨损	清洁空气，处理燃料，清洗叶片，利用透平清洗，改进结构、材料
燃烧室、排气通道内爆燃	燃料系，多次启动余气累积，点火后爆燃	部件破裂，漏气，振动	调整燃料控制阀，改变结构，点火前增加冷吹时间泄放积气、积油
点火不着，燃烧不良，强度不均	点火器故障，控制阀故障，燃料品质，混合、配风或冷却不良，燃烧室结构不良或变形	不能启动，功率、效率下降，零件过热，磨损加剧	校验燃料控制阀及伺服阀，调整燃料，调整结构
部件变形、烧蚀、碎裂	过热，膨胀补偿不足，热应力过大，热震，冷却故障，蠕变，腐蚀，疲劳，蠕变，爆燃，材料制造加工缺陷	漏气，影响通流，燃烧，断裂或损坏，飞车	改进强度场，加大间隙，消除振动、过温、超速，更换材料、结构
叶片、转子脱落、摩擦，气封磨损	洪振，过温及转速，转子平衡不良，同轴度破坏，空工及太急，热膨胀不均，零件变形松动，制造缺陷，安装不良，气流脉动，摩擦，爆燃	间隙增大，漏气，功率、效率下降，磨损，磨损零件变形、疲劳、断裂	检修更新，平衡，对中，调整间隙，防碰，改善受工况
轴承损坏、超温、漏油	润滑油，变质，油压低，油质高，油路堵塞，冷却空气不足，阻塞，堵塞，振动，同轴度不稳，安装不良，运行日久	摩擦，飞车	过滤或换油，修理或换轴承，增加冷却、泄油，防止超温、超速，消除振动
调节保安失灵	磨损，弹簧卡阻，超压故障，电气线路故障，安装调整不当	超温，跳车	检修，清洗，调整
仪表误动作，例保护故障	仪表开关、变送器故障，液压故障，例保护堵塞，线路故障	超温，跳车	校验，清洗，更换

②压气机脏、流道堵塞，机组功率下降原因:空气含尘、油烟;二级空气过滤器质量缺陷，导致滤芯被抽破进入流道，造成局部堵塞，影响通流、燃烧。处理:压气机定期在线清洗及利用停车机会进行低速清洗;更换和禁止使用不合格空滤器。

③燃气透平排气通道爆裂两次原因:燃料控制阀卡涩或伺服阀动作不灵，连续多次启动(失败)，燃料进入透平排气通道并聚集，再次点火后，出现爆燃，导致膨胀节部位和排气管道连接部位爆裂，断开。处理及措施:修复排气通道;启动前仪表应校验燃气控制阀及伺服阀;启动时要检查阀位，多次点火不着时，在点火时应适当延长冷吹时间。

④透平壳体温度高原因:热气体泄漏;冷却风机故障。处理:检修处理泄漏点;定期更换风机皮带等。

⑤阀门故障比如:燃气速比阀及控制阀卡涩;二级可调喷嘴动作失灵。原因:混合燃气里的工艺尾气中带氨。与水及二氧化碳化合后形成了结晶体附着在阀体上，造成阀体卡涩;液压伺服阀(电液转换器)故障，动作失灵。处理:保证燃料和液压油品质;检查、更换伺服阀。

⑥仪表元件及控制盘故障该装置原先配置的 Mark 控制盘主要是由比较简单的分立的固态组件组成的集成电子电路，元件易老化，故障率高，现场仪表开关也是单系列配置，一旦出现故障或误动作，就导致机组跳车，给工厂造成巨大损失。1996 年大修中对其控制系统进行了更新换代改造，采用代表目前国际最新系列的以微处理机为特征的透平控制系统--Mark V 控制系统。它实施三重化冗余配置。有完善的自诊断系统，加之现场仪表元件也改为三重化，使机组在线处理仪表故障得以实现，有效的避免了因仪表故障而引起的系统跳车。

21.5 燃气透平的常见操作事故及预防

燃气透平的操作事故是指因操作原因导致机组部件的损坏或造成机组大幅度波动甚至停机。这里仅就比较常见的操作故障做一简述。

(1)机组大幅度波动，或超温、超速跳车出现此类事故主要是对设备及控制认识不够，

盲目操作造成的。比如:

①高负荷下采用自动调速键调节机组转速,疏于监视,造成机组超速或负荷压缩机喘振。

②带有补偿机组功率作用的启动蒸汽透平,卸载时若操作过快,会导致分轴机组高压透平超速而跳车。

③负荷压缩机波动造成机组波动,如压缩机发生喘振,而不能及时消除,一将会使机组转速“失控”、可能的原因有:工艺系统整压;负荷调整不当,不遵循“先升速,后升压;欲降速先降压”的操作原则,而是升压过快或失速等。

④因误操作造成燃料供应中断等。

(2)机器部件损坏像上一节讲的一些设备事故,大都与操作有关。比如透平排气管道爆裂,在多次启动点火不着,同时出现异常报警信息时,操作者若能及时中止启动,对报警信息进行分析、释疑,检验燃料速比阀,重复点火时适当延长冷吹时间,爆管事故也许就不会发生。

(3)装置辅助系统故障如油系统、燃料系统、冷却系统等出现异常时,若巡检不到或处理不及时,势必会造成更大的设备事故或装置停车。

机组运行人员要认真学习燃气透平的技术,包括透平的结构、工作原理、控制系统的组成及原理等。增强工作责任心,严格按照规定对机组进行巡回检查,发现异常,及时查明原因并处理。以确保机组运行及设备安全。

第 22 章加热炉的日常运行与操作

22.1 加热炉的结构

在石油化工装置中,管式加热炉炉型种类繁多,一般常用的炉型是圆筒炉和箱式炉。下面将介绍这两种炉型的结构特点。

(1)圆筒形管式加热炉圆筒形管式加热炉一般为直立式,从结构来看,大致可分为以下几个部分,即炉底,辐射室,对流室,烟囱,平台梯子和炉配件等。图 22-1 是我国石油化工装置中最常见的圆筒炉结构型式之一,参照此图,简略地介绍各部分结构特点。

①炉底部分。炉底由炉底立柱和炉底钢板组成,起支承炉子的作用;并使炉底有一定高度的操作空间。炉底立柱一般由型钢组成,一般有两种结构形式:一种是我国常用的一段式,每根立柱高 3m 左右,有防火层保护措施;另一种是国外普遍采用的二段式,每根立柱高 0.5m 左右(钢立柱),下段为钢筋混凝土立柱,故无需防火层保护措施。

燃烧器布置在炉底钢板下面,垂直向上喷射燃料并着火燃烧,所以火焰与炉管是平行的。

②辐射室。辐射室即炉膛,也就是燃烧室。燃料在辐射室中燃烧生成的高温烟气通过辐射传热方式把热量传递给辐射炉管,随后烟气进入对流室。

辐射室外层是用钢板制成的圆筒壳体,筒内侧是耐火材料和隔热(保温)材料构成的炉墙。辐射炉管沿炉墙圆周均匀布置形成一个垂直的吸热面。辐射室内沿炉衬排列的壁管,其中心线距炉衬内壁的距离一般为辐射管外径的 1.5 倍。圆筒壳体外侧由若干根立柱组成的钢架,立柱数量一般为 4,6,8,12,16,20 的偶数序列。

辐射炉管的固定型式有很多种,而常见的有两种:一种是上吊式,见图 22-2、图 22.3.图 22-4。就是将炉管悬挂起来,下端为自由端并装有导向管,炉管向下膨胀(伸长)见图 22-5。其优点是炉管弯曲变形小。由于上挂式需采用高合金钢吊架,投资较高;而上吊式的吊管位于炉顶低温处,无需合金材料,故费用较低。这两种形式目前都普遍被采用。

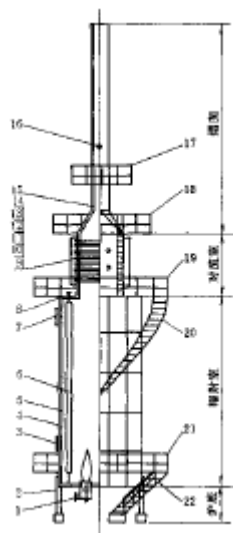


图 22-3 圆筒形管式加热炉

1 油气联合燃烧器; 2 炉底钢结构; 3 看火门。4 辐射室钢结构; 5 炉衬; 6 辐射炉管; 7 一防爆门; 8 一炉顶钢结构; 9 对流室钢结构; 10 一对流护管; 11 对流管板; 12 一对流室弯头箱架; 13 一对流室弯头箱门; 14 一对流室除灰器; 15 烟囱; 16 烟囱挡板; 17 烟囱平台梯子; 18 一对流平台梯子; 19 顶平台梯子; 20 辐射室盘梯; 21 炉底平台; 22 炉底斜钢梯

另一种辐射炉管的固定型式就是下座式，见图 22-6。将辐射炉管下端急弯弯管坐落在炉底衬里内的槽钢环梁上，下端设有导向管，上端设有导向导管，炉管向上自由伸长。这种结构由于炉管在炉膛内的高温作用下，刚度被减弱，在自重的作用下容易产生弯曲变形，严重的会影响到炉子的正常操作。

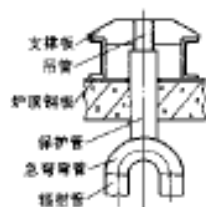


图 22-2 上吊式炉管(一)

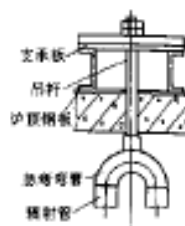


图 22-3 上吊式炉管(二)

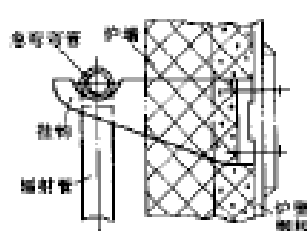


图 22-4 挂钩式炉管图

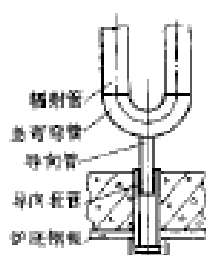


图 22-5 辐射炉管导向管

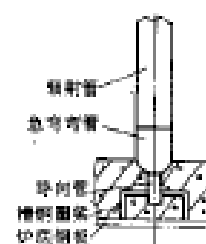


图 22-6 下座式辐射炉管导向管

对直立式圆筒炉，然烧器多数安装在炉底，燃烧器向上燃烧。为便于在生产过程中观察及停工后进行炉内检查，在辐射室下部开设若干个看火门，炉底也往往要开设一个检修人孔和 1--2 个球形看火门。辐射室上部一般设有防爆门，其数量根据炉膛直径大小而定。辐射室下部要设置炉膛灭火蒸汽管，目的是为了防止炉管发生破裂时造成火灾；在再次点火失败之后将炉膛内的残留可燃气体吹扫出炉外。

③对流室。烟气离开辐射室后便进入对流室。在对流段烟气通过对流传热方式将热量传给对流炉管，随后烟气通过烟道、烟囱排入大气中。

除了较小的炉子外，大中负荷的圆筒炉都要设置对流室，以回收烟气余热，提高炉子的热效率。

对流室一般位于辐射室的顶部，对流室呈方形或长方形，小的炉子对流室也有呈圆柱形的。对流炉管多数为横排，对圆柱形对流室炉管排列多为立排。

为了扩大对流炉管的传热面积，提高炉管的表面热强度，从而降低对流室高度。因此，对流炉管多采用钉头管或翅片管。钉头的规格多采用直径为 $\phi 12\text{mm}$ ，高 19mm, 25mm, 28mm, 32mm 等。用碳钢制作，也可用 1Cr13, OCr13, 18-8 钢制作，由炉管所在的烟气温度高低而定。翅片高度在 14--25mm, 厚度在 1mm 左右，翅片间距为 4--10mm。当烟气温度在 700℃ 以上时应选用 18-8 钢，根据温度的递减分别使用 1Cr13 或碳钢翅片。

翅片管的重量，一般为光管重量的 1.3--1.5 倍，钉头管的重量一般为光管重量的 1.7--1.9 倍。在同样管径、同样长度的炉管上，翅片面积要比钉头面积约多一倍；但钉头管制作容易，积灰较易清除或吹去，所以选择钉头管或翅片管应根据具体情况而定。

钉头管或翅片管的热强度比光管的热强度高一倍到几倍，翅片管或钉头管在开始的时候效率很高，过一段时间后，如不及时清灰清垢，热阻就会增大，影响传热效率，因此凡是用了翅片管或钉头管的炉子，如果是烧重油或污油燃料，一定要在对流室加装除灰器。

蒸汽吹灰存在热汽泄漏问题，冷凝水对炉管会产生破坏作用而逐渐被淘汰，由新兴发展起来的低频声彼除灰器所代替。

④烟囱。回筒炉的烟囱在对流室的顶部，烟囱起着排烟和形成抽力作用。烟囱直径由烟气流量和允许流动速度来确定。高度可根据烟气流通过部分的阻力或排放卫生标准要求来决定。壁厚必须满足强度和稳定计算要求。

⑤平台梯子。炉底、炉顶一般设有操作平台;对流室如安装除灰器也要设置平台;烟囱挡板有执行机构时也要设置平台;炉底应该设置钢斜梯;辐射室(炉底平台与炉顶平台之间)应设置盘梯。

⑥配件。加热炉的配件主要指燃烧器、人孔门、看火门、防爆门、球形看火门、烟囱挡板、辐射炉管吊架、挂钩、急弯弯管、合金管板和除灰器等。

(2)立管立式炉图 22-7 为立管立式炉结构示意图，除外形上与画筒形立式炉有区别外，在结构上基本一致。

(3)卧管立式炉图 22-8 为卧管立式结构简图，外形上与立管立式稍有区别，即长度方向比立管立式炉长些。原因是卧管立式炉的炉管是水平设置的，所以在结构上与画筒形立式炉和立管立式炉有所不同。

①炉管水平设置，炉管长度一般为 12m。

②由于炉管水平设置，支托辐射炉管用的管架采用高铬镍合金钢制作，对流炉管与辐射炉管等长，需要设置高合金钢中间管板来支托口

③辐射炉管只沿两侧炉墙布置，两个端墙不排炉管，所以端墙温度比侧墙温度高些。

④由于对流室与辐射室等长，为保证烟气气流充满对流室，不造成死角、走短路，因而设置有 2 个烟囱。

⑤辐射炉管和对流室下部 2--3 排炉管，炉管之间采用胀接形式连接，为便于回弯头的安装、检查、维护，在炉的两个端面设有活动平台，是电动的。

卧管立式炉与立管立式炉的主要区别如下。

①卧管立式炉的炉管是水平的，一般辐射室的高度比立管立式炉低，燃烧器有底烧的，也有侧烧的。这种炉型辐射室较低，上部设计成斜肩式，辐射传热均匀，平均热强度大，火坡温度较高。

②立管立式炉的炉管是垂直的，一般辐射管均较长，燃烧器是底烧的，和圆筒炉的辐射管相似，炉管上下传热不太均匀，辐射管平均热强度较小。热负荷大的炉子，为了减少占地面积，向高处发展，一般均采用立管立式炉。

③水平管的优点是管内气流流动均匀，不易分离;缺点是高合金钢中间管架用盆多，炉外需留出抽管空间，占地面积大。

垂直管的优点是高合金钢管架用量少，占地面积小;缺点是气液易分离，有的加热炉下行管易烧坏就是这个原因，所以焦化炉及减粘炉等一般都采用水平管。

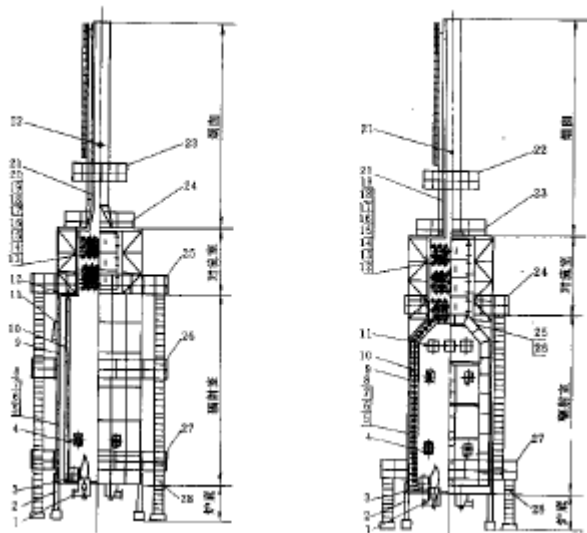


图 22-7 立管立式加热炉

1-抽气联合燃烧器;2-炉底钢结构;3-炉壁人孔门;4-看火门;5-辐射室端墙钢结构;6-辐射室侧墙钢结构;7-两端框架;8-中间框架;9-炉衬;10-一辐射炉管;11-防爆门;12-炉顶钢结构;13-一对流室端面钢结构;14-一对流室侧面钢结构;15-对流炉管;16-一对流两端管板;17-对流中间管板;18-一对流室弯头箱架;19-对流室弯头箱门;20-一对流室除灰器;21-烟囱;22-烟囱挡板;23-烟囱平台梯子;24-一对流平台梯子;25-护顶平台梯子;26-辐射室平台梯子;27-炉底平台;28-护底钢斜梯

图 22-8 卧管立式加热炉

1.油气联合燃烧器;2-炉底钢结构;3-炉壁人孔门;4-看火门;5-辐射室端墙钢结构;6-辐射室侧墙钢结构;7-两端框架;8-中间框架;9-炉衬;10-辐射炉管;11-防爆门;12-一对流室端面钢结构;13-一对流室侧面钢结构;14-一对流炉管;15-对流两端管板;16-对流中间管板;17-一对流室弯头箱架;18-一对流室弯头箱门;19-对流室除灰器;20-烟囱;21-烟囱挡板;22-烟囱平台梯子;23-对流平台梯子;24-炉膛平台梯子;25-辐射室两端弯头箱架;26-辐射室两端弯头箱门;27-炉底平台;28-炉底钢斜梯

22.2 炉管材料

炉管是管式加热炉最重要的部件之一,从整个加热炉来看,炉管金属耗量占加热炉总金属耗量的 40%--50%,投资占 60%以上,炉管选材是否合理直接影响到装置的安全生产和经济效益。在操作中应十分重视对炉管的保护,确保炉管受热均匀,防止局部过热、结焦和氧化,尽可能地延长炉管的使用寿命。加热炉炉管不同于非直接火焰接触的设备和材料,(或油气)在高温高压下被加热或进行反应和裂解;它是受火焰的直接辐射,管内油品有时还可能承受硫化物、环烷酸和氯化物等的腐蚀,对于超高温炉管还存在渗碳引起材料脆化的问题,所以炉管是在十分苛刻的条件下工作。因此,合理选择炉管材料是非常重要的。

管式加热炉炉管材料的选择,由于石油化工装置很多,不同装置的加热炉对炉管的要求亦有所不同。

(1)管式加热炉炉管要求管式加热炉对炉管的要求有以下几点。

- ①高温强度高。
- ②高温下抗氧化、抗腐蚀性能好。
- ③高温下组织稳定,时效要小。
- ④易于加工,可焊性好。
- ⑤特殊情况下要求抗渗碳性好。
- ⑥对要求胀接的炉管,炉管外径公差应小。

⑦国内供应来源方便，价格便宜。

(2)炉管的选择在选择炉管材质时，应考虑两个因素:一是介质的腐蚀情况;二是管壁温度。对各种材料在不同介质中的耐蚀能力及经济上的合理性加以全面考虑，不同部位的炉管应根据具体条件选用不同的材料。管式加热炉常用炉管材料见表 22-1。

表 22-1 常用炉管材料

牌 号	国 标 号	最高使用温度 ℃	抗氧化极限温度 ℃	主 要 性 能
10、20 号钢	GB 9948—88	450	550	抗弱酸腐蚀，耐中温
15CrMo		500	560	
Cr ₂ Mo		500	635	
Cr ₂ -25Mo	GB 9948—88	600	635	抗氧，耐腐蚀，耐高温
Cr5Mo		600	650	
Cr1Mo2Si		600	700	
Cr9Mo		650	700	
1Cr18Ni9	GB 9948—88	550	820	抗氧化及腐蚀，耐高温 持久应力高
1Cr18Ni9Ti		550	820	
1Cr18Ni8Nb		550	820	
1Cr18Ni12Mo2Ti		550	870	
HK-40	—	1000	1090	
Cr25Ni20 C=0.15%				
Inconel600H	—	1000	—	抗 σ 相析出
Cr20Ni32				
HT-40	—	1400	—	抗 σ 相析出
Cr16Ni36				
HP-40	—	1550	1550	抗腐蚀，耐热疲劳
Cr15Ni35				

引起加热炉炉管损坏的原因较多，除选材不当、受腐蚀和冲蚀作用外，大部分损坏是由于局部过热引起的。产生过热的原因很多，如炉型和燃烧器选择不合理，辐射热强度过高，操作不当，燃烧火焰舔炉管等因素造成。但一般加热炉中局部过热及其他原因的损坏均有一定的位置，因往往在易于损坏的部位换上较好的材料的管子，就解决了问题，有时选择虽然合理，由于炉管油的流程不合理也会出现过热现象，因此不同装置加热炉有不同的特点。管式加热炉炉管材料选用见表 22—2。

表 22-2 加热炉炉，材料选用

装置	炉名	操作条件	温度/压力 (MPa)	炉管材料	备注
常减压蒸馏	常压炉		350~370℃/1.2	低碳 中碳 高碳	
	减压炉		410~430℃/35mmHg	碳钢 Cr2Mo Cr5Mo 15CrMo Cr3Mo Cr1Mo 或 Cr2Mo	
热裂化	轻油炉		510℃/3.5	Cr2Mo	按最高温度计算
	重油炉		485℃/3.5	Cr5Mo	
延迟焦化	焦化炉		490~510℃/1.6~2.5	Cr5Mo	按经验计算
				Cr5Mo-Cr6Mo	
加氢精制	反应炉		450℃/4.0~5.0	无氢 低氢	
	分馏炉		370℃	2.25Cr-1Mo Cr5Mo~ 碳钢 1Cr18Ni9Ti	
高压加氢精制 (加氢裂化)	反应炉		450℃/16~20	H ₂ S>0.1% 18-8Ti	H ₂ S 浓度视推定
	分馏炉			碳钢 15-6Nb	
重整装置 (铂、钨金属、多金属)	预加氢炉		370℃/1.5~2.5	Cr5Mo	
	重整炉		510℃/1.5~2.5	2.25Cr-1Mo 1Cr5Mo	
	热载体炉		250℃/1.0	碳钢	
	重油炉		300℃/1.0	碳钢	
氯化氢化	氯化炉		420℃/0.5~1.0	碳钢 (15CrMo)	
丙烷脱沥青	丙烷炉		250℃/0.3~0.6	碳钢	
制氢	转化炉		800℃/1.5~3.0	HK-40, Inconel 800 HP-40, Inconel 800	
润滑油精制	白土炉		250℃ 以下		
	聚芳炉		200℃ 以下	碳钢	
	糠醛炉		250℃ 以下		
分子筛脱蜡	分馏炉		350℃	碳钢	
	蒸汽过热炉		350℃ 以下	碳钢 (15CrMo)	

炉管材料的选择主要取决于油品的工作温度、压力和腐蚀性，其中温度是最重要的因素。总的原则是：工作温度越高，越易发生蠕变与氧化，应选用抗蠕变、耐氧化的材料。如工作温度与压力较高的炉管，常用铬相钢或铬镍合金钢管。在温度、压力、腐蚀允许的条件下，应尽量采用碳钢炉管，以降低投资，如常压炉可以选用 20 号碳钢炉管。

CrMo 钢是加热炉大量使用的炉管材料，Cr2Mo 钢具有与 Cr5Mo 相同的持久极限，但后者耐高硫原油的腐蚀。Cr7Mo 与 Cr9Mo 具有更高的抗氧化性及抗硫腐蚀性，对局部过热严重的部位或受双面辐射热强度很高的情况下使用 Cr9Mo 材料是很好的。

对裂解炉，原料是在 750—900℃ 高温下进行热裂解，属于超高温加热炉，使用最广泛的炉管是 Cr25Ni20 离心浇铸管。这种材料在 900-1050℃ 下抗渗碳性及耐热性好，最高使用温度可达 1100℃。

对轻油制氢炉、蒸汽转化炉、合成氨一段转化炉炉管内介质裂解温度达到 800℃ 以上，在这样高的温度下，炉管要能经受住大的热变形及热冲击，操作条件十分苛刻，因此应选择基本成分为 Cr20Ni32 的 Incolay-800 炉管，HK-40 (Cr25Ni20 离心浇铸)炉管，HP-Nb 合金炉管。

加氢精制加热炉，通常选用 18-8 型奥氏体钢为炉管材料，即 18Cr10NiTi(321)或 18Cr10NiNb(347)稳定型不锈钢炉管、重油加氢炉管内的介质腐蚀性强(含有大量的氢，也含有一定量的硫化氢)又在高温高压下操作，可选择 18Cr10NiTi 和 18Cr10NiNb 炉管。

(3)炉管规格管式加热炉常用的炉管规格(单位:mm)有:φ60, φ89, φ102, φ114, φ327, φ152、φ168, φ219。

加热炉的炉管常用长度(单位 mm)有:2000, 2500, 3000, 3500, 4000, 4500, 6000,8000, 9000, 10000、12000, 14000, 15000, 15000. 18000。

加热炉炉管壁厚见表 22-3。

表 22 — 3 炉，常用壁厚

炉管外径 d ₁ , mm	炉管壁厚 δ, mm	炉管外径 d ₂ , mm	炉管壁厚 δ, mm	炉管外径 d ₃ , mm	炉管壁厚 δ, mm
60	5, 6, 8	114	5, 8, 10	168	10, 14
80	5, 8, 10	127	5, 8, 10	219	8, 10, 12, 14
102	5, 8, 10	352	5, 8, 10, 12, 16, 20		

22-3 燃烧器

在管式加热炉内,液体燃料或气体燃料的燃烧是通过燃烧器进行的。为了使燃料的燃烧合理、高效,根据燃料的性质和燃烧要求不同,有各种形式的燃烧器。

(1)烧器分类

①按通风的方式分。有自然通风燃烧器和强制通风燃烧器。

②按燃料的种类分。有气体燃烧器、液体燃烧器和油气联合燃烧器。

气体燃烧器又可分为:扩散式气体燃烧器—气体燃料未与空气预先混合,其火焰较长;预混式气体燃烧器—全部空气或部分空气(半预混式)先与气体燃料混合后再喷入炉膛内燃烧。

(2)燃烧器的要求管式加热炉是由燃烧器烧火供给热量的,这种燃烧热通过炉管传给油品,所以燃烧器是管式加热炉的关键设备之一,其好坏直接关系到加热炉的热效率及工艺过程。一个性能良好的燃烧器应能满足下列要求。

①能适应不同炉型的需要,保证炉膛必须的热强度。

②要保持连续稳定的燃烧,且应具有一定形状、一定长度、平稳而不熄灭的火焰,既不脱火也不回火,保证在规定的负荷条件下燃烧效率高,火焰的颜色为橘黄色。

③过剩空气系数小、燃烧完全、燃料气与空气完全均匀地混合。

④能满足工艺要求,操作弹性大、调节性能好、操作简单、运行可靠、工作时噪音小。

⑤不堵塞、不结焦。

⑥结构简单、紧凑、体积小、重量轻。

⑦操作费用少、维护、更换方便。

(3)气体燃料燃烧器气体燃烧器一般由三部分组成,见图 22-9,即气枪,燃烧火道和调风门。气枪的作用是不断的将燃料气喷入炉内着火燃烧。燃烧火道由两层火道砖组成,在火道内形成高温区、稳定燃烧火焰,约束空气与燃料气良好的混合。两层火道砖可以一次供风、二次供风(或三次供风),一次风从内层火道砖进入,二次风通过内外层火道砖之间的间隙进入。调风门,用来调节燃料气燃烧用所需空气量。一次风大,二次风小,则火焰较短,反之则火焰较长。

368

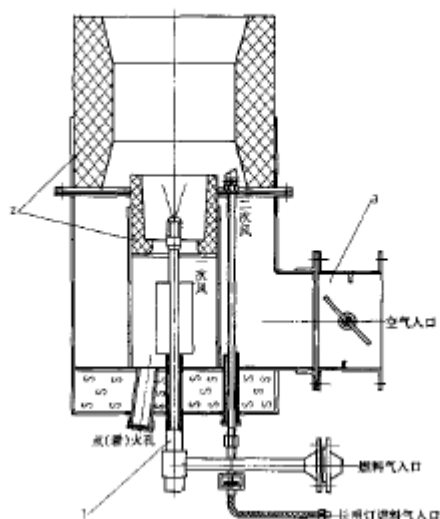


图 22-9 气体燃烧器的基本结构

1—气枪;2—燃烧火道;3—调风门

①扩散燃烧的气体燃烧器。气体燃料未与空气预先混合而进行的燃烧为扩散燃烧,用这种方式燃烧的燃烧器称为扩散式燃烧器。燃料气经由气枪喷到炉膛中,助燃空气在炉膛中与燃料气混合并燃烧,故又被称为外混式气体燃烧器。

扩散式气体燃烧器的特点是 a)燃烧稳定,不存在回火,脱火的可能性也很小,只有当气

体流出的初速度超过某一极限值,周围的空气又供应不足或分子扩散的空气量过多燃料气被空气冲淡时,才可能发生脱火现象。b)运行可靠,结构简单,并可利用低压燃料气,但火焰较长,需要较大的燃烧空间。为了保证燃料燃烧完全,必须供给较多的助燃空气,所以燃烧温度较低。但由于这种燃烧器结构简单,并且有些加热炉需要长火焰燃烧器,因此被广泛采用。

扩散燃烧的气体燃烧器为了能使燃料气与空气混合较好,一般都是将燃料气分成多股细流,使其与空气接触面增大或者是使空气与燃料气之间有一定的交角或成旋流状态,增大互相间的扰动,从而使燃料气与空气更好地混合。

石油化工管式炉燃烧器大多数容量较小,燃料气与空气的混合较为容易,在气枪喷头结构上多数是开有较多的小孔,使燃料气分成许多流股、孔径、孔距、孔的排列方式根据燃烧器生产能力、炉型决定。

②半预混燃烧的气体燃烧器。燃料气在燃烧前预先已与部分助燃空气混合,一次空气系数 $a < 1$ 。在燃烧的过程中气体燃料还将在炉膛中以扩散的方式进行混合燃烧,实现这种燃烧方式的燃烧器称为半预混气体燃烧器。

气体燃料与空气的混合方式很多,石油化工管式炉中,气体燃烧器一般生产能力都较小,所以经常采用的方法是用引射器进行混合,用从气体喷嘴中喷出的燃料气引射空气,在引射器的混合段燃料气与空气进行混合,使浓度场、温度场、速度场趋于一致。

半预混燃烧速度较快,与扩散燃烧相比较,火焰相对的短些;但半预混燃烧器的火焰形状及长度可以根据需要设计成不同的形式,火焰长度可长可短,也可以形成与炉墙平行的侧壁燃烧的火焰。改变燃烧器的燃烧喷头的形状或混合燃料气出火孔速度就可以实现僻要的火焰形状。

这种带引射器的半预混气体燃烧器是自吸式燃烧器,不需特殊的鼓风装置供风,减少动力消耗。

由于有以上这些特点,我国石油化工装置加热炉选用半预混气体燃烧器还是比较多的。

侧壁气体燃烧器是半预混燃烧气体燃烧器中用的较多的一种燃烧器。我国石油化工装置中,如乙烯、合成氨、制氢等装置的裂解炉,转化炉上都采用这种侧壁燃烧器。

这种燃烧器属于半预混的高辐射气体燃烧器,混合的燃料气从燃烧头侧向的许多窄条缝中喷出,与二次空气边混合边燃烧,燃料气在梅花型的烧嘴砖的每一条旋转槽中燃烧形成一个与炉墙壁面平行的高温火面。这种烧嘴可以垂直向上 1 向下、水平或有任意角度的安装在加热炉上。

由于燃烧器热强度高且无火焰直冲炉管,因此采用这种燃烧器可达到缩小炉膛容积和均匀加热炉管的目的,所以在工业炉上得到广泛采用。

图 22-1 是一种适用于合成氨一段转化炉、乙烯裂解炉、制氢转化炉的燃料气附墙燃烧器。

燃料气经管接头 1 进入喷嘴 3,燃料气从喷嘴 3 以高速喷入引射器 4 内,由于速度高,在引射器 4 的人口处形成负压,将周围的空气吸入引射器 4 内,燃料气与吸入的一次空气在引射器 4 内混合、扩散,流向烧嘴 8,混合后的气体以一定的速度从烧嘴 8 的侧向长条形缝隙喷出,靠炉膛负压吸入二次空气,使燃料气与空气充分混合完全和稳定燃烧。

③预混燃烧的气体燃烧器。燃料气与空气预先混合均匀后燃烧的燃烧器称为预混式燃烧器。这类燃烧器的燃烧一般在烧嘴砖内(火道)进行,炉膛内是无焰的,因此,又称为无焰燃烧器。这种燃烧器的特点是 1}烧速度快,燃烧剧烈,火道内容积热强度为扩散燃烧烧嘴的 100-1000 倍。

a.无焰燃烧的特点。无焰燃烧是在燃料燃烧之前先将燃料气与空气按一定比例($a \geq 1$)预先混合成可燃混合气,然后从燃烧器喷出进行燃烧,它具有以下特点。

a)燃料与空气在进入燃烧室之前已进行预先混合,在燃烧过程中已不需要混合时间,因此燃烧过程总的时间实际上决定于化学反应的时间。

b)燃料完全燃烧时所需的空气系数很小,一般 $a=1.05\sim 1.15$,甚至可低到 $a=1.03\sim 1.05$

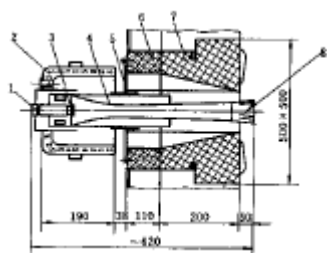


图 22-10 料气附墙燃烧器

1—燃料气管接头;2—一次风调风门;3—燃料气喷嘴;4—引射(混合)器,5—二次风调风门,6—隔热砖;7—烧嘴砖,8—混合气体烧嘴

而燃尽程度都很高,其化学不完全燃烧损失接近于零。

c)由于可燃混合气 a 很小,当在绝热的燃道内燃烧时,燃烧温度很高,接近于理论燃烧温度,所以无焰燃烧器的容积热强度(指在单位燃烧室体积内单位时间的燃烧放热量)很高,可以比有焰燃烧器的容积热强度高 100 倍以上,即在较小体积内可达到较高的燃烧完全程度。

d)微烧火焰很短,在炽热的燃烧道背景下,甚至看不到火焰,所以称无焰燃烧,其火炬的热辐射力较差。燃烧稳定性较差,容易回火。

b 无焰燃烧器的结构

a)无焰燃烧的工作原理。图 22-11 是国内乙烯、合成氨、加氢炉上常用的板式无焰燃烧器。燃料气通过弯管 1 进入喷嘴 3,并高速喷入引射器 4 内,由于速度高,在引射器 4 的入口形成负压,周围的空气被吸入引射器内,空气量的多少可以通过调节风门 2 与引射器 4 之间的距离来调节,燃料气与吸入的空气在引射器 4 内充分地混合,使其速度、温度、浓度趋于均匀,然后进入气体分配室。混合气体在分配室内同时进入 100 根短管 6 内,并在烧嘴出口处即烧嘴砖 7 内开始燃烧,由于烧嘴砖的高温,增大了在其内的火焰传播速度而形成无焰燃烧。由于混合气体在短管 6 内的流速大于烧嘴轴线方向的火焰扩散速度,故混合气体的燃烧是在短管 6 出口处进行的。

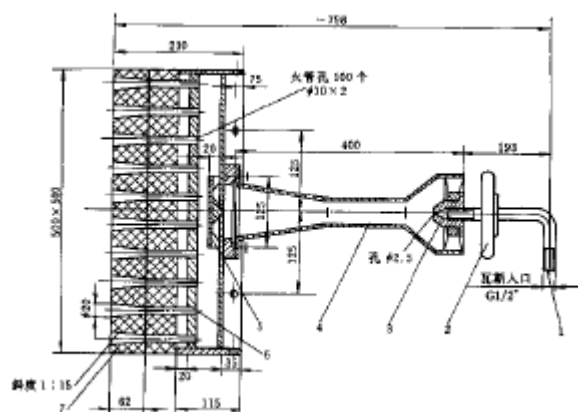


图 22-11 板式无焰燃烧器

1—料气管接头;2—调风门,3—燃料气喷嘴;4—引射(混合)器;5—分配板;6—分配管;7—烧嘴砖

由于气体的燃烧,烧嘴砖的温度迅速上升,并传给周围的炉砖,短时间内达到灼热状态。

灼热的炉墙是一种高温的辐射热源，能大大提高炉管的辐射表面热强度，使炉管受热均匀，过剩空气系数小，燃料燃烧安全，炉子的热效率高。

b)燃烧器的结构。无焰燃烧器是由燃料喷嘴（头）、空气调节门、引射器、分配室、燃烧道等构成。各部分结构尺寸按如下原则确定的。

要求燃料气进入引射器之前燃料喷嘴出口流速为 200--400m/s，同时考虑到燃料喷嘴孔不堵塞，喷孔直径一般为 2.0mm，2.5mm，2.8mm。

燃烧道的根部直径为 18mm，内口直径为 20mm，长度为 90mm，锥度为 1:1.5。燃烧道表面温度变化于 600-1300℃之间，和燃烧能力有关。

为防止回火时引起强烈振动，分配室不宜太大。为使速度场分布均匀，在分配室内设置折流板，尺寸及安装距离是通过试验确定的。

板式无焰燃烧器的端面与炉管之间的距离一般为 800--1200mm。烧嘴在炉墙上的排列有直接排列、间隔排列、梅花形排列三种。

c)无焰燃烧器的优缺点

优点：

- 吸入的空气量能随燃料气量的变化自动按比例改变，因此空气系数能自动保持恒定，即燃烧器具有自调性；

- 混合装置简单可靠，混合均匀。所需空气系数小，燃烧速度快；
- 不需要风机，管路系统和自控系统简单。

缺点：

大容量喷射式燃烧器的外形尺寸很大，故安装、操作不甚方便。

- 燃烧器负荷调节比小，容易发生回火。

(4)油气联合燃烧器油气联合燃烧器内设有油枪和气枪，可以单独烧油或烧气，或者按一定比例同时烧油和烧气。由于在一台燃烧器中既可以烧油又可以烧气，燃料选择灵活，特别是炼油厂和有些石油化工装置都自产燃料气，希望将其完全烧掉，不足部分再用燃料油补充，所以管式加热炉一般都采用油气联合燃烧器，有利于提高加热炉操作的灵活性。在某些联合装置中，为消除公害，提高综合利用能力和效益，也有用废气(可燃的废气)、废液(可燃的液体)作为燃料时，也多数选用油气联合燃烧器。只有在没有产气装置或瓦斯量少、压力不稳定的情况下，才用单一的油嘴，在那些要求加热均匀并要求分区调节的炉子(如转化炉)上，当瓦斯能保证供应时，才采用只烧瓦斯的无焰燃烧器。

油气联合燃烧器有它的优越性，但也有不足之处，这就是当油气混烧时会出现油烧嘴的助燃空气量不足，造成油燃烧不完全的现象，故火焰较长，而且成形较差。所以一个燃烧器最好烧一种燃料。油和瓦斯均有时，可以在某些燃烧器内单烧油，在其他燃烧器内单烧瓦斯。同时烧两种燃料时，应采取措施维持一种燃料的恒定负荷，而以另一种燃料控制炉管内的介质温度。在较长时间内单烧瓦斯而不烧油时，应将油枪拔出来或通入少量蒸汽以防烧坏。

图 22-12 是目前使用效果较好的一种油气联合燃烧器。燃烧器的气体烧嘴是扩散式的，油嘴是内混式的。燃烧器由气枪、油枪、烧嘴砖、火盆砖等组成，还有长明灯，点(看)火孔和调风门等。一般油枪位于燃烧器中心，6 支气枪沿燃烧器的周边布置。气枪下部与二个半圆形的底座连接，每个底座相当于一个气体分配室，燃烧气经分配室流入与每个底座连接的燃料气管内，气管头部有喷火，瓦斯经管端的喷头小孔喷出。由于瓦斯喷嘴是外混式的，瓦斯喷出孔又很小，故这种瓦斯喷嘴没有回火的危险性，能适应压力波动较大或含氧量较高的气体燃料。

油嘴都是采用蒸汽雾化，这是由于蒸汽雾化效果好，火焰刚直有力，调节范围宽；另一方面则因工艺装置内均有蒸汽系统，为雾化蒸汽的使用提供了方便条件。

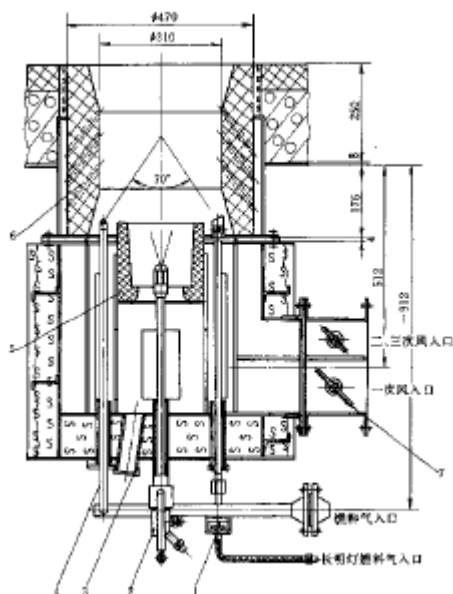


图 22-12 油气联合燃烧器

1-燃料气长明灯 2-油枪;3-看(点)火孔;4 燃料气枪;5 一火盆砖, 6 一火道砖;7-调风门

22.4 炉用燃料

燃料通常是指能与氧发生激烈氧化反应,放出大量热量,并在经济上是合理的一种可燃物质。

燃料按其物态可分为气体燃料、液体燃料和固体燃料。石油化工装置管式炉通常使用的燃料是气体燃料和液体燃料。

燃料有时是由多种可燃与不可燃物质组成的混合物,不同燃料其组成差别很大。下面就气体燃料和液体燃料的特性作简单介绍。

(1)气体燃料 气体燃料是由若干可燃气体(如 CO , H_2 , CH_4 , C_2H_2 , H_2S 等),不可燃气体(如 CO_2 , N_2 , O_2 等)以及水蒸气组成的混合物,由于气体燃料中所含水蒸气量会随外界条件(温度、压力等)而变化,为此对气体燃料的组分表达一般采用不计入水蒸气所谓干气体组成。

气体燃料在管式加热炉中得到广泛应用,因为它具有以下优点。

- ①燃烧方法简单,且能达到较高的燃烧效率。
- ②对已净化的气体燃料,其烟气中几乎无固体灰渣,这不仅减少了对设备的磨损,而且降低了对环境的污染。
- ③气体燃料燃烧完全且易于控制,容易实现燃料与空气自动比例调节。
- ④可以对燃料气和空气进行预热,从而能提高燃烧效能和有效地节约燃料口
- ⑤利用气体燃料可以实现均匀加热,实现无氧化加热等各种加热工艺要求,是工业炉理想的燃料;
- ⑥某些气体燃料实际上是生产过程的副产品,如加以利用,可达到节能的效果。

各种可燃气体的特性见表 22-4 s

表 22-4 常用单一可燃气体的特性

气体名称	分子式	分子量	密度 kg/m ³	完全燃烧需要量 m ³ /m ³			燃烧生成气体组成及量, 干气量 m ³ /m ³				理论燃烧温度 ℃	着火点 ℃	CO ₂ 最大量, %	发热量 kJ/m ³	
				O ₂	N ₂	空气	CO ₂	H ₂ O	N ₂	湿气量				Q _h	Q _l
一氧化碳	CO	28.01	1.250	0.5	1.88	2.38	1.0		1.88	2.88	2370	610	34.7	12.64	12.64
氢	H ₂	2.02	0.090	0.5	1.88	2.38		1.0	1.88	2.88	2230	530		12.77	12.76
甲烷	CH ₄	16.04	0.716	2.0	7.52	9.52	1.0	2.0	7.52	10.52	2035	645	11.4	39.77	35.71
乙烷	C ₂ H ₆	30.07	1.342	3.5	13.16	16.66	2.0	3.0	13.16	18.16	2007	530	13.2	65.95	63.75
丙烷	C ₃ H ₈	44.09	1.968	5.0	18.4	23.4	3.0	4.0	18.4	25.4	2110	510	12.8	98.12	91.25
丁烷	C ₄ H ₁₀	58.12	2.595	6.5	24.44	30.94	4.0	5.0	24.44	33.44	2118	490	14.0	128.47	118.65
戊烷	C ₅ H ₁₂	72.15	3.221	8.0	30.08	38.08	5.0	6.0	30.08	41.08	2119	510	14.2	157.87	146.09
乙烯	C ₂ H ₄	28.05	1.252	3.0	11.28	14.28	2.0	2.0	11.28	15.28	2284	540	15.0	63.00	59.04
丙烯	C ₃ H ₆	42.08	1.879	4.5	16.92	21.42	3.0	3.0	16.92	22.92	2234	455	15.0	91.84	86.02
丁烯	C ₄ H ₈	56.10	2.546	6.0	22.56	28.56	4.0	4.0	22.56	30.56	2203	445	15.0	121.39	113.52
戊烯	C ₅ H ₁₀	70.13	3.131	7.5	28.2	35.70	5.0	5.0	28.2	38.2	2189		15.0	150.78	143.90
硫化氢	H ₂ S	34.08	1.521	1.5	5.64	7.14	$\frac{S_2O}{2}=1.0$	1.0	5.64	7.64	1900		15.1	25.7	23.89

注:1.气体密度为计算值。

2.甲理论燃烧温度未考虑空气中水分的形吓

3.气体体积为标准立方米。

管式炉常用的气体燃料是石油化工装置在各自生产过程中所产生的瓦斯混合物,其成分和性质随原料性质,加工方案,操作条件等的变化而有很大的差别。

(2)液体燃料石油化工装置管式炉所使用的液体燃料一蒯料油,均为炼油装置自产重质油,如减压渣油、裂化残油及其他装置的残油,其中用得最多的是减压渣油。这些油品并不符合商品燃料油的规定,并且随加工方案和操作条件不同其性能也有变化。

燃料油的主要性能指标有以下几项。

①元素组成。常用的燃料油主要由碳和氢两种元素组成,其中碳含量约占 85%---87%,氢含量约占 11%--14%(均为质量百分数),此外还常含有少量的硫、氧、氮等,氧和氮的含量很少,可以忽略,而硫的含量一般要给出。

②相对密度和重度。燃料油的相对密度是指单位体积的质量与标准温度下同体积水的质量之比。常用 γ_4^{20} 和 $\gamma_{15.6}^{15.6}$ 表示。 γ_4^{20} 为 20℃时单位体积的燃料油的质量与 4℃时单位体积水的质量之比; $\gamma_{15.6}^{15.6}$ 为燃料油与水在 15.6℃时单位体积重量之比。

燃料油的重度 P 是表示单位体积燃料油的重量。

燃料油重度与温度的关系见图 22-13。

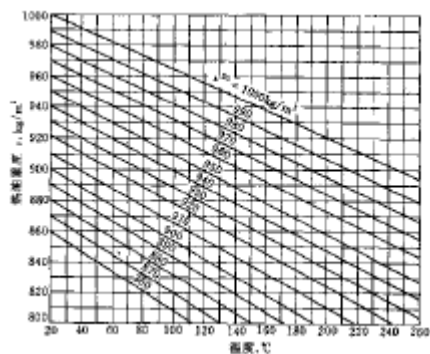


图 22-13 燃料油重度与温度的关系

③粘度。粘度是表征液体流动时分子间摩擦而产生的阻力大小的物理量,它表示燃料油输送及雾化的难易程度。粘度是燃料油的重要指标,在生产使用中有极其重要的意义。粘度

是影响燃料雾化质量的主要因素。为此各种油喷嘴都规定了对燃料油粘度的要求，对蒸气雾化喷嘴，其燃料油粘度不应超过 $100 \text{ mm}^2/\text{s}$ 粘度过大，烧嘴供油困难，同时雾化效果不好，点火困难和燃烧不完全。粘度过低时会造成因喷油过多而冒黑烟，增加耗油量。因此在实际使用时，高粘度的燃料油必须调整到合适的粘度才能好用。粘度随着温度的升高而降低，因此可以采用加热燃料油的办法来降低其粘度。

燃料油的粘度对其输送也有很大关系，在输油管路中要求粘度为 $20^\circ \text{E} \sim 80^\circ \text{E}$ ，以获得较好的经济效益。如果燃料油达不到上述要求就必须对燃料油进行加热，以降低其粘度。

表示粘度的指标除常用的动力粘度($\text{Pa} \cdot \text{s}$)，运动粘度(m^2/s)以外，在我国工程技术部门和商业部门还常使用恩氏粘度。恩氏粘度是一种条件粘度，它表示 200mL 温度为 $t^\circ\text{C}$ 的燃料油通过恩氏粘度计标准容器流出时所需时间与同体积 20°C 蒸馏水由同一标准容器

流出所需时间之比，以符号 $^\circ \text{E}$ 表示。

恩氏粘度($^\circ \text{E}$)与运动粘度(Vt)可按式进行换算，

$$V_t = 0.07319 E - \frac{0.063}{E}$$

式中 V_t —在温度 $t^\circ\text{C}$ 下。燃料油的运动粘度， cm^2/s E —在温度 $t^\circ\text{C}$ 下，燃料油的恩氏粘度， $^\circ \text{E}$ 。

粘度随着温度的升高而降低，在图 22-14 中表示出各种重油粘度随温度变化的关系。

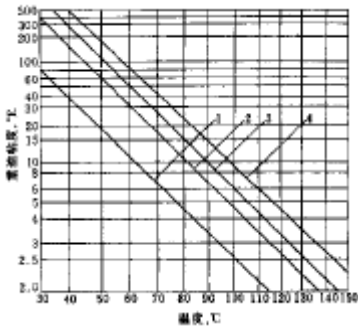


图 22-14 重油粘度与温度的关系

1-20 号重油;
3-100 号重油;
2-60 号重油,
4-200 号重油

④闪点。当燃料油加热至一定温度时，其中分子量较小的低沸点成分将先由油面汽化逸出，此时如果有火源与油面接触，在油面上将出现瞬间闪火现象，但不会持续燃烧，此时的油温即定义为闪点。闪点是燃料油受热时的安全防火指标。在开式容器，最高加热温度应低于闪点 $10\sim 20^\circ\text{C}$ ，以免发生火灾。在闭式压力容器加热温度虽允许超过闪点，但随温度的增高，防火安全性将降低，因为一旦管道破裂仍有着火的危险。

⑤表面张力系数。燃料油表面张力系数也是影响燃油雾化质量的主要因素，燃料油的雾化滴径大致与表面张力系数成反比。燃油馏程越高，其表面张力系数就越大；随着油温的提高表面张力系数将降低。

⑥灰分。燃料油的灰分一般小于 0.2% ，其中包括钠、镁、镍、铁、硅等及少量其他金属化合物。灰分对管式加热炉会造成熔渣、覆盖层、高温腐蚀和耐火砖的侵蚀等危害，尤其是其中的钒和碱金属，燃烧后生成的 V_2O_5 及碱金属硫酸盐(Na_2SO_4 、 MgSO_4 、 CaSO_4)危害最大。当其沉积于受热面时，会影响传热效果。灰分会引起喷嘴磨损和堵塞，故对燃料油的灰

分含量有严格的控制。

⑦含水量。燃料油不能含有水分，含水燃料油在罐中预热时，当预热温度达到 100℃，则会造成冒罐事故。燃烧含水燃料油，在输送管道内由于被水分割开形成汽阻，则会引起燃烧器熄火或燃料油中断。含水燃料油燃烧时，会出现大量火花，火焰易喘息，甚至熄火。水在燃料油燃烧时变成蒸汽，水汽化要消耗热量，降低火焰温度，水汽化生成的汽流又下扰火焰，使火焰跳动，甚至熄火，因此燃料油在供给喷嘴前应进行充分脱水。

⑧含硫量。燃料油中都不同程度的含有硫，按含硫量的高低，燃料油可分为三种：

	低硫油	中硫油	高硫油
S%	<0.5	0.5—1.0	>1.0

由于燃料油含氢量较高，燃烧后生成大量水蒸气，它会与硫的燃烧产物生成硫酸，对炉管造成磨蚀和低温部分的腐蚀。

⑨燃料油的高低热值。高热值包括燃烧所发生的热量和燃料中氢燃烧时所生成的水在冷凝时放出的热量。

低热值是燃料燃烧后所得之水为蒸汽状态时的发热量。由此可见高热值比低热值多了燃烧生成的水蒸气状态冷凝为水所放出的热量。在工业使用中，由于燃烧生成的水均以蒸汽状态自烟囱放空，因此它冷凝所放出的热量是不能利用的，所以只有低热值在使用中才有意义。

22.5 加热炉的操作与运转

(1)燃烧器的点火加热炉在开工时，为了防止炉子发生爆燃事故，燃烧器的安全点火十分重要。由于点火操作不当而发生爆炸事故的事例屡见不鲜(参见第 16 章表 16-7)，有的后果十分严重。究其根本原因主要有两点：①在炉膛内可燃气体浓度达到爆炸范围（或液体燃料挥发份达到爆炸范围）的情况下盲目点火。②炉管内吸热流体流量过低而炉管外火嘴燃料过多而引起炉管严重过热。因此，在炉子点火之前首先必须确保无可燃气体(包括液态燃料)漏入炉中，然后使用惰性类气体(一般多用空气，蒸汽)吹扫置换排空炉内气体直至取样分析合格后才允许进行点火操作，一次点火失败后再次重新点火前仍应严格重复上述步骤后再行点火以确保安全。

从国内各类工厂对点火操作规定来看，目前并不完全统一，在大中型化工类装置一般规定较严。在炉膛点火前或一次点火失败再次点火前除去对炉膛进行彻底的吹扫置换外，点火前必须进行可燃气体含量分析(对于大容积炉膛还要求多点取样)，确保炉膛内气体合格才能点火。而在一些炼油厂的小型加热炉对点火的规定不很严格，特别是对使用重质燃料的炉子，常常以蒸汽吹扫的时间和炉顶烟囱出现蒸汽状况为标志。多次发生的爆炸、爆燃事故证明，这种操作方法虽然简便，但是潜藏着很大的风险，对这种操作方法加以限定和改进是十分必要的。

一般情况下，对于燃烧器的点火，还应注意以下操作要点。

①燃烧器烧油时的点火

a.将燃烧器的风门调到 1/3 开度，风门开度太大不好点火，燃烧器点着火之后，再把风门调到适当的开度。

b.将燃烧器底部的漏油孔盖打开，以防止燃料油积存在燃烧器内，待燃烧器燃烧正常之后，将盖关好。

c.将燃烧器的瓦斯喷头通入适量的蒸汽，以防止瓦斯喷头被油或其他杂物堵塞；

d.将已点燃的点火棒(人工点火时)放在燃烧器的上端，操作人员不能正视点火孔，身侧一边，面部不要直接对着燃烧器，以防止回火烧人。

e.稍开一点汽阀，后开油阀，点燃油火后，缓慢细致地调节油气比，使油充分雾化完全燃烧，并根据燃烧的情况，适当调节风门或蝶阀的开度，至燃烧器燃烧稳定为止。

f.燃烧器在使用时，要求对角点火，这样热量分布均匀。

g.控制好燃料油压力，要求雾化蒸汽压力比燃料油的压力高 98 kPa，

b 未投用的燃烧器的风门必须关上，防止空气进入炉内造成空气过量，以便节约燃料。

②燃烧器烧瓦斯时的点火

a.将燃烧器的风门调到 1/3 开度，风门开度太大不好点火，燃烧器点着火之后，再把风门调到适当的开度。

b.将油喷头通入适量的蒸汽，以保护油喷头。

c 将已点燃的点火棒(人工点火时)放在燃烧器的上端，操作人员不能正视点火孔，身侧一边，面部不要直接对着燃烧器，以防止回火烧人。

d.稍开一点瓦斯阀，待燃烧器点着火后，再调节瓦斯阀门，并根据燃烧情况，适当调节风门或蝶阀的开度，至燃烧器燃烧稳定为止 ‘

e.燃烧器在使用时，要求对角点火，这样热量分布均匀，

f 未投用的燃烧器的风门或蝶阀必须关上，防止空气进入炉内造成空气过量，以便节约燃料。

③燃烧器点不着火及其处理

a.燃烧器的风门开度太大或烟囱挡板的开度太大，造成进入炉内的空气量太多，在这种情况下，燃烧器不易点着。其处理办法是:将燃烧器的风门开度及烟囱挡板的开度调小，待燃烧器点着火以后再把风门及挡板调到合适的开度;

b 甲燃料油的压力大于雾化蒸汽的压力，这时燃烧器也不易点着。处理办法是:将燃料油压力调到比雾化蒸汽压力小 98kPa 左右。

c.燃料油的压力或温度太低，应及时联系提高瓦斯的压力或温度。

d.高压瓦斯的压力或温度太低，应及时联系提高瓦斯的压力或温度。

e.燃料油含水太多，应及时进行脱水;

f.高压瓦斯含油含水太多，应及时进行脱油脱水;

g.蒸汽量太大而燃料油量太小，应关小蒸汽阀门，适当将燃料油阀门开大，以达到合适的油汽比;

h.燃烧器喷头堵塞，应及时修理。

(2)燃烧器的脱火、回火与防止对烧气体燃料的燃烧器，当空气与瓦斯的混合气体从瓦斯喷头流出的速度低于火焰传播速度时，火焰会回到燃烧器内部燃烧，这种现象叫回火。回火有时会引起爆振或熄火，长时间也可能烧坏混合室或引起其他事故。要防止回火，就必须使空气与瓦斯混合物的流出速度大于火焰扩散速度。在瓦斯供应充足的条件下，调节燃烧器’的风门或蝶阀，可以使空气与瓦斯混合物的流出速度大于火焰扩散速度，这样即能达到防止回火的目的。

当空气与瓦斯的混合气体从瓦斯喷头流出的速度大于脱火极限时，瓦斯离开喷头一段距离才着火，这种现象叫做脱火。脱火使火焰燃烧不稳定，以至熄灭。要防止脱火，就必须避免气体混合物的出口流速过大，当发现脱火时，应减少瓦斯和空气送入量。

(3)燃烧器油嘴漏油或淌油在加热炉操作过程中，经常碰到油嘴漏油或淌油，其原因一是油枪连接处密封不好;二是开工时由于火道砖和炉膛温度低，在油管内存有不易雾化的冷油或蒸汽中带水，三是燃料油温度降低，油压升高或雾化蒸汽压力突然降低。防止的办法是:

①采用密封好的连接结构。

③在运行过程中，必须保证燃料油的温度、油压及蒸汽压力要稳定，要求油压比蒸汽压力小 98kPa;要调节好油汽比，使火焰成形稳定。控制风门，使火焰的颜色保持橘黄色。

④在停工后，必须把油枪及燃料油支管内的存油吹扫干净。

(4)燃烧器火焰不正常的原因及解决办法在加热炉操作过程中，常常碰到燃烧器火焰燃

烧不正常的情况，如火焰出现火星，发黑、火焰不稳定，出现脉动和爆音等。产生原因是：

①燃料油粘度太大，雾化蒸汽量不足或过热度不够，甚至大量带水或燃料油，以及雾化蒸汽线连接反了等，都会使雾化不好，出现火星或烟囱冒黑烟。

②燃料油中含有机杂质、沥青沉淀、喷头结焦等，尤其在刚开工的管线中存有杂质，都会引起喷孔堵塞，使火焰出现异常现象。

③燃料油大量含水或轻组分多的燃料被过分预热，会形成汽化而破坏燃料油流的均匀性，引起火焰脉动和爆音。

防止的办法是：

①燃料油的粘度必须小于 $0.25\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；雾化蒸汽量及温度要达到要求；油气比要合适：油压和蒸汽压力符合操作指标；蒸汽压力不能低于燃料油压力。

②燃料油管和蒸汽管的连接必须正确。

③对于刚开工的管线，在燃烧器投用之前先将油管、蒸汽管和瓦斯管线内的杂质吹扫干净之后，再与燃烧器连接，

④燃料油在进入燃烧器之前，必须先进行脱水和过滤，以清除油中的水和杂质。

(5)加热炉的操作质量加热炉的操作质量，从以下几个方面来鉴别：

①介质出口温度在工艺指标范围内。

②各路介质流量及温度必须均匀。

③各路炉管受热均匀，管内不结焦。

④炉膛温度在工艺指标范围内。

⑤辐射室出口处负压在 $19.6\text{--}39.2\text{Pa}$ 之间；

⑥辐射室的过剩空气系数控制在：

a.油气混烧时： $a=1.20$ ；

b.全部烧油时： $a=1.25$ ；

c.全部烧气时： $a=1.15$ ；

⑦火焰的颜色为橘黄色，火焰成形稳定。

⑧炉子烟囱看不见冒黑烟。

⑨燃料耗量低，热效率高。

⑩燃烧器的噪声在 85dB 以下。

为维持加热炉的正常操作，在日常操作中应着重检查以下几个项目：

①介质出口温度，各路流量、温差及炉膛温度等是否在工艺指标范围内。

②辐射室出口处的负压是否在 $19.6\text{--}39.2\text{Pa}$ 内。

③辐射室的过剩空气系数 a 是否符合要求。

④各个燃烧器的燃烧情况，火焰的形状及颜色是否符合要求，火焰是否烧着炉管等。

⑤各根炉管是否有弯曲、脱皮、鼓包、发红、发暗等现象；注意检查出入口阀，法兰等处有无漏油。

⑥检查火盆砖、吊钩、拉钩、炉墙、衬里等变化情况。

⑦燃料油压力、雾化蒸汽压力、瓦斯压力是否符合要求。

⑧高低压瓦斯罐要定时排液，放空阀在脱完液后应立即关闭。

⑨要经常检查炉膛内各点的温度变化情况，要做到心中有数。

⑩炉子的防爆门、看火门、人孔门、燃烧器的调风门或蝶阀等不能随便打开，看火门在看完火后，应立即关闭。

(6)停炉

①正常停炉

a.对混烧瓦斯和燃料油的燃烧器，应提前停掉瓦斯。

b 根据装置降量、降温的要求, 逐渐停掉搬烧器, 到剩下 1—2 个燃烧器时, 打开燃料油循环阀, 但必须注意燃烧器前燃料油的压力不能过低;

当装置进行循环时, 过热蒸汽放空。

d.全部熄灭后, 燃烧器仍通蒸汽, 使炉膛温度尽快降低, 并将烟囱挡板全开。

e.炉管不烧焦时, 则停止燃料油循环, 进行燃料油扫线。

f.当炉膛温度降到 150L 左右时, 将人孔门、看火门打开, 以使炉子冷却。

②紧急停炉

a.熄火。

b.停止进料。

向炉膛和炉管大量吹汽, 过热蒸汽改放空。

d.把烟囱挡板全打开。

e.通知消防队和厂调度。

③加热炉停炉后的检查

a 加热炉停工后, 对容易结焦并装有检查弯头的炉管, 首先打开弯头的堵头(人不能正对堵头), 检查炉管和弯头的结焦情况, 然后装好。

b.检查完毕后, 如盐垢较多, 应打水清洗盐垢。如无盐垢, 而结焦较严重时, 上好堵头准备烧焦。

c.加热炉的对流室如果有钉头管或翅片管, 应检查其积灰情况, 如积灰严重, 应进行蒸汽吹扫或水冲洗。

d.检查燃烧器、炉管、炉配件、炉墙、炉衬等是否完好, 如有问题应及时修理。

22.6 加热炉常见操作事故与处理

(1)炉管结焦

①结焦原因

a.火焰不均匀, 使炉膛温度不均匀。造成炉管局部过热。

b 进料量变化太大或突然中断。

c 火焰偏斜舔炉管, 造成局部过热。

②解决方法

a 保持炉膛温度均匀。

b 保持进料稳定, 如果发生进料中断应及时熄火。

c.调节火焰, 使火焰成形, 稳定, 不舔炉管。

③炉管烧焦

当发现炉管严重结焦时, 应进行炉管烧焦。

a.烧焦步骤

a)首先在进料阀处给汽, 烧焦罐见汽后, 炉内才允许点火, 给汽后.烧焦罐可给冷却水。

b)加热炉炉膛点火, 升温速度为 50℃/h, 升到 450℃恒温, 在升温过程中要不断加大烧焦罐的冷却水量。如果烧焦罐口排灰量过大和有很多存油, 升温速度应减慢, 炉出口温度不大于 400℃。

b.烧焦的操作

a)采用分路给风给汽, 交替烧焦办法, 一路烧完后, 再烧另一路。也就是将蒸汽停掉, 然后立即给风, 给适当风后, 停止给风, 立即开大蒸汽。每一路都如此进行, 直到烧尽为止。

b)严格掌握好每次通风的时间。头几次一定要时间短, 以 1、2 分钟为宜。以后慢慢地加大给风时间, 给风时间的长短根据每次给风后所排焦排水的颜色来决定。如果水呈暗色, 有时有明显焦粒或焦块, 则给风应保持上次的时间和风量;如果排水颜色不黑, 可以延长给

风;i 召 U 时间, 加大给风量;

c)给风烧焦后, 要密切注意炉管的颜色, 正常颜色为暗红色。如果是桃红色。说明温度过高, 应适当减少空气量, 加大蒸汽量, 直到炉管由红色转成黑色。减压炉的炉管温度达到 560—570℃时会发红, 要密切注意。

d)由烧焦放空罐吹出的焦粉不大于 2mm, 太大易造成炉管堵塞, 烧坏炉管;

e)烧焦开始温度, 炉膛为 450℃,烧焦后期常压炉可以升到 480--490℃, 但不超过 500℃, 减压炉可达 570-590℃, 但不能超过 600℃

f)判断烧焦是否干净, 以炉膛温度是否达到烧焦上限为准, 即常压炉 490℃,减压炉 590℃。开风后, 水的颜色不变黑, 水略有珠红铁锈颜色时, 为基本烧干净。

g)烧焦完后, 关闭空气, 改通蒸汽降温, 降温速度在 400℃以前为 30℃/h, 降到 400℃以后为 40℃/h,炉温降到 350℃时熄火。

h)炉膛温度降到 300℃, 炉管停止通蒸汽。有堵头的就拆卸堵头, 检查烧焦效果。炉膛温度降到 250℃, 打开烟囱挡板, 人孔门和看火门进行自然通风。

i)弯头在炉膛外面部分, 因温度低焦不易烧着, 应在烧焦后用风动清焦器清焦。

c.烧焦时注意事项

a)常压炉的炉管材质为 10 号钢、20 号钢, 使用温度为一 40---475℃;减压炉的炉管材质为 Cr5Mo, 使用温度为一 40---560℃。因此要求严格控制好常压炉和减压炉的炉膛温度, 不允许超商, 过热蒸汽温度要低于 430℃。

b)要经常检查烧焦罐的排水口, 了解排焦情况, 如果焦子下来很多, 给风时间应缩短;反之, 给风时间应延长;要防止焦子下来太快, 太快易堵塞管线, 万一堵塞管线, 应及时处理好, 再继续烧。还要注意, 管线不要振动太大。

c)每次烧焦间隔应在 10--15min, 保证足够通汽量, 有利于提高烧焦效果, 又可以避免焦块下来太大或炉管变形。

d)在烧焦过程中, 应该有专门人员负责调整火焰, 每次做好给风给汽的操作记录, 点火要均匀。

e)必须保证足够的汽压(蒸汽压力>0. 98MPa)、风压(非净化风的压力>0. 39MPa)和水压(新鲜水压力>0. 34MPa)。

(2)炉管破裂

①炉管破裂之前

炉管在破裂前, 一般要出现鼓泡或变形, 当炉管的颜色出现桃红色时, 司炉工要密切注意;如果情况恶化, 则按正常停工处理。

②炉管破裂出现的现象

a 炉管在破裂之后, 管内的油流入炉内着火, 但由于空气不足燃烧不完全, 造成烟囱冒黑烟口

b.由于管内的油流入炉内, 造成炉管内介质的出口压力下降。介质的出口温度升高。

③处理办法

a.炉管破裂如果不大, 按正常停工处理。

b.炉管破裂如果严重, 按紧急停工处理。

(3)烟囱冒黑烟

①原因

a 炉管烧穿。38}

b 仪表失灵, 燃料油控制阀全开。

c.瓦斯带油。

d.雾化蒸汽压力突然下降。

e. 烟囱挡板, 风门或蝶阀开度不合适, 造成缺氧, 使燃料燃烧不完全。

f. 炉进料量突然增加。

② 处理办法

a. 炉管烧穿, 如果不大, 则按正常停工处理; 如果严重烧穿, 则按紧急停工处理。

b. 仪表控制失灵, 应立即改为手动控制。

c. 如果瓦斯带油, 应及时与有关单位联系处理。

d. 在雾化蒸汽的压力下降后, 应调整喷嘴燃料油的压力, 使油达到良好的雾化、

e. 根据燃烧的情况, 调节烟囱挡板, 风门或蝶阀的开度。

f. 提降量要缓慢控制。

(4) 炉膛温度不均匀在运行中的加热炉, 由于某些参数的变化会引起炉膛温度的不均匀, 如果发生这种情况可按以下几方面进行处理。

① 要使炉膛温度均匀, 首先应保证各路进料量一致。

② 各路的燃烧器个数应该一致。

③ 要调节好各路燃烧器的流量及火焰。

④ 经常检查校验各路热电偶指示是否正确。

(5) 加热炉的突发事件

① 加热炉进料突然中断

a. 现象。炉膛温度和炉出口温度急剧上升。

b. 处理办法

a) 及时熄火。

b) 查找原因, 配合操作调节好进料量。

② 加热炉燃料油和燃料气同时中断了

a. 现象。炉膛温度炉出口温度急剧下降。”

b. 处理办法。查找原因, 应及时与有关单位联系处理。

③ 加热炉燃料油或燃料气突然中断。在石油化工厂的加热炉大部分都是采用油气联合燃烧器, 既能烧油, 又能烧气。当燃料油中断后, 应立即烧气; 当燃料气中断后, 应立即烧油。

第 23 章 聚合反应器的日常运行与操作,

23.1 聚合反应原理

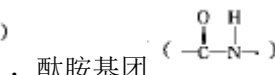
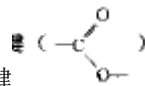
(1) 聚合反应的分类 聚合反应是由低分子的单体转化为高分子聚合物的过程。这种单体称为聚合单体, 聚合单体是分子中含有双键, 三键或多官能团低分子量化合物以及易开环的环状化合物。重要的聚合单体有乙烯、丙烯、丁二烯、苯乙烯、欲乙烯、丙烯腈、对苯二甲酸、乙二醇、甲苯二异氰酸酯、己二胺、己内酰胺、环氧乙烷等。

聚合反应是非常重要的一类反应, 可以说, 所有的有机合成材料如塑料、橡胶、化纤、涂料、粘合剂等都是通过聚合反应而获得的。

根据聚合物和单体元素组成和结构变化, 将聚合反应分成加聚反应和缩聚反应两大类。由单体加成而聚合起来生成高分子化合物的反应称为加聚反应, 聚乙烯、聚丙烯、聚苯乙烯、聚苯乙炔等聚烯烃都是由相应的单体通过加聚反应而得到的。加聚反应的特点是反应过程中不生成小分子化合物, 加聚物的元素组成与原料单体相同, 仅仅是电子结构有所变化。加聚反应通常需要在催化剂的作用下才能进行。

聚合反应过程中, 除形成聚合物外, 同时还有小分子副产物生成的反应称为缩聚反应。缩聚反应兼有缩合出低分子和聚合成高分子化合物的双重涵义, 缩聚反应一般是官能团的反

应, 缩聚物中留有官能团的结构特征, 如酯键



, 酰胺基团等。如乙二醇与对苯二甲酸反应生成聚酯(PET)的反应就是典型的缩聚反应。缩聚反应进行的程度即缩聚反应生成的高聚物的聚合度, 主要取决于小分子化合物从体系中脱除的程度。缩聚反应是可逆反应。

还有许多反应, 它们既不属于加成聚合反应又不属于缩聚反应, 如己内酰胺开环聚合成尼-6 的反应; 二元醇与二异氰酸酯聚合生成聚脲的反应。

聚合反应的分类方法, 各家说法并不一致, 以上所述只是一种分类方法。

(2) 聚合反应的原理 游离基加成聚合反应是典型的链式反应, 它经历链引发、链增长、链终止三个过程。其中链引发缓慢, 而链增长和链终止极快。链引发的关键是通过引发剂引发、热引发、光引发、辐射引发等方法在体系中形成活性游离基。引发剂引发是最重要、最常用的方法。链增长即为大量单体分子加成到活性游离基上, 而形成大分子游离基的过程, 不同大小的游离基相碰, 相互结合使链增长反应终止, 而形成大小不同的死聚合物分子链, 这是链终止的主要形式。通过链转移的方式也能使链终止。另外加入阻聚剂可以终止聚合反应。

游离基加成聚合反应是最重要、最常用的一类聚合反应, 在工业上聚乙烯、聚丙烯、聚氯乙烯、聚苯乙烯、聚醋酸乙烯、聚四氟乙烯等都能采用这类聚合反应来生产。

离子型聚合反应也是在工业生产中较常运用的一类反应, 离子型聚合是靠催化剂生成的离子引发, 并以离子的形式进行链生长。根据生长的离子是正或负而又分为阳离子聚合和阴离子聚合。高能的不稳定的离子并不能与烯烃的双键形成能生长的离子, 只有具有相当高的稳定性的离子才引发聚合反应。所以离子型聚合总是在低温和溶剂中进行。如在工业上丁基橡胶、低顺式聚丁二烯橡胶、溶液丁苯橡胶等就可以采用离子型聚合方法来生产。

配位络合聚合是近 30 年来发展最迅速的一类聚合反应, 在工业上用生产空间等规结构的聚合物。故这类聚合反应又称为定向聚合反应。这类聚合物结晶度高, 密度高, 机械强度高, 这类聚合物中重要的是聚丙烯、低压高密度聚乙烯等。实现空间等规定向聚合需要在专门的催化剂作用下才能进行, 齐格勒(Ziegler)-纳塔(Natta)催化剂是这类催化剂的统称。近 30 年来开发的金属茂催化剂将在定向聚合反应中起重要作用。

绝大多数缩聚反应都属于逐步聚合反应, 其特征是在低分子转变成高分子的过程中, 反应是逐步进行的, 每一步反应的速率大致相同。反应早期大部分单体很快聚合成低聚物, 随后低聚物相互继续反应, 分子量不断增大。此时缩聚反应器内物料粘度迅速增大。单官能团化合物如一元醇、一元酸等通常是链终止剂。所以缩聚使用的单体要求纯度很高。

(3) 共聚 将两种或两种以上的聚合单体以不同的含量聚合在同一聚合物内的聚合反应叫共聚反应。共聚是改善聚合物性能, 设计性能优越的新聚合物的主要方法。共聚主要可分为无规共聚、嵌段共聚、接枝共聚三种。两种或多种单体在共聚物内无规律排列, 这种共聚物称为无规共聚物。一种单体的聚合分子链与另一种单体的聚合分子链相互连接的共聚物称为嵌段共聚物。以一种单体的聚合分子链为主链, 而以另一种单体的聚合分子链为支链的共聚物称为接枝共聚物。

在工业生产过程中经常用共聚的方法来改善聚合物的性能, 如在乙烯聚合过程中加入少量共聚单体丙烯、丁烯-1, 己烯-1 等。烯烃是改善低压聚乙烯性能的最重要的方法。低压聚乙烯广泛采用 Ziegler-Natta 型催化剂, 生产出来的聚乙烯均聚物是立体等规、高结晶度的聚合物, 机械强度高, 但抗冲击性能较差。而乙烯和 α -烯烃的共聚物, 由于大分子链上有许多甲基、乙基、丙基等支链, 破坏了聚合物的几何规整性, 可降低聚合物的结晶度; 有利于产生微晶, 可降低聚合物的熔融温度, 提高聚合物的韧性, 改善聚合物的加工性能。另外

聚合物分子链上带有较多的支链可以增加大分子链之间的缠绕作用,因此聚合物的抗冲击性能改善。这种共聚物大量用于生产薄膜、管道、电缆护套以及大型中空容器。

聚丙烯均聚物也是由于是高立体等规,高结晶度聚合物,所以它硬度高,抗冲击性能差,特别是低温抗冲击性能差。而丙烯和乙烯的嵌段共聚物,由于聚丙烯均聚物中含有乙丙橡胶成分,所以这种聚合物具有优良的低温抗冲击性能,但硬度、熔融温度较均聚物低。

总之在工业上广泛采用共聚合的方法不断改进和提高聚合物性能。

(4)影响聚合物性能的因素对于某一种聚合物决定它的性能的主要因素如下。

①聚合物的平均分子量大小是影响聚合物性能的首要因素,一般高分子聚合物分子量在10(4)—10(6)聚合物分子量越大,分子链越长,分子间的作用力就越大,聚合物的熔融温度就越高,机械强度越大。但随着聚合物分子量的增加,聚合物的加工性能却明显下降。

②因为聚合物实际上是分子量不等的同系物的混合物,因此聚合物的分子量是一个平均值。高聚物有一个分子量分布的问题,聚合物分子量分布如何,对聚合物的加工性能有较大影响。一般说聚合物的分子量相当高时,它的加工性能就比较差。如果聚合物平均分子量很高,而分子量分布较宽或是双峰分布,此聚合物既具有优良的机械性能,又具有良好的加工性能。一般用重均分子量与数均分子量的比值来描写聚合物的分子量分布,用分子量分布图来描述聚合物的分子量分布情况更直观更确切。

③密度对聚合物性能影响很大,聚合物密度高,说明分子聚集紧密,结晶度高,分子之间的作用力大。所以高密度聚合物的机械强度、刚性、硬度以及耐热性等都较好。而依赖分子链段运动的有关性能如弹性、断裂伸长率、抗冲击强度则较差。当聚合物的密度降低时,分子链之间的聚集密度就减小,分子链段间的内聚力就减弱,分子链中原子与原子间的旋转自由度就增加,因而高分子链的柔性增加,聚合物的结晶度降低,使聚合物的熔融温度降低,抗冲击强度,断裂伸长率提高,同时有利于提高聚合物的透明度。

采用哪种类型的催化剂以及所加入的共聚单体的种类和数量对生产的聚合物密度起决定性作用。

④在聚合物中添加各种助剂是改进聚合物性能的重要方法。助剂种类有抗氧化剂、光稳定剂、卤素吸收剂、阻燃剂、抗静电剂、开口剂、光屏蔽剂、成核剂等。

23.2 聚合用各种催化剂的分类及特性

加聚反应按其聚合反应机理可分为游离基聚合,离子型聚合,定向聚合等。不同类型的聚合反应所用的催化剂的类型也不同。

(1)游离基聚合引发剂在聚合物工业生产中,游离基聚合占了很大的比例。在工业上,高压聚乙烯、聚氯乙烯、聚苯乙烯、聚丙烯腈、丁苯橡胶、聚醋酸乙烯、聚四氟乙烯、AIBN等聚合物通常都是采用游离基聚合的方法来生产的。

进行游离基聚合的先决条件是体系中有游离基存在。在光和热的作用下烯烃单体有可能形成游离基而引发聚合反应,如苯乙烯的聚合反应有时是通过热引发的方法来进行的。但应用得比较广泛的方法是加入引发剂。引发剂的特性是极易分解产生游离基,产生的游离基成为单体聚合的活性中心,引发聚合反应。

常用的引发剂有过氧化物如过氧化二苯甲酰,过氧化氮;偶氮化合物如偶氮二异丁腈,偶氮二异庚腈,过氧化物的 —O—O— 键和偶氮化合物的 —N=N— 键都很脆弱,在聚合温度条件下均容易断裂形成游离基。

(2)离子型聚合催化剂离子型聚合分为阳离子聚合和阴离子聚合二种。阳离子聚合的催化剂主要有 AlCl_3 , BF_3 , SnCl_4 , HClO_4 , H_2SO_4 , FeCl_3 等,它们都是亲电试剂。如在工业上丁基橡胶就是采用阳离子聚合的方法来生产的,在生产中采用 AlCl_3 作为催化剂。

阴离子聚合的催化剂一般是亲核试剂，为碱性化合物。如正丁基锂，蔡基钠，四甲基乙二胺，铯，钠，钾，氢氧化钾等。

(3)定向聚合催化剂通过定向聚合获得的聚合物如聚丙烯，低压高密度聚乙烯具有支链极少，结晶度高等特点。定向聚合常用的催化剂为Ziegler-Natta 型催化剂，它的主要成分为TiCl₃(或 TiCl₄)和三乙基铝。这种催化剂结构复杂，其活性、定向性根据组成、结晶形态、制备方法以及使用条件的不同而有很大的变化。且微量含氧、含硫、含砷等化合物能导致催化剂活性大幅下降，甚至失去活性。所以采用这种催化剂时，要求聚合单体纯度特别高，且需在惰性环境下进行聚合反应。

常用的定向聚合催化剂还有 Cr 系催化剂，V 系催化剂和金属茂催化剂。

23.3 聚合反应器

聚合反应器的形式是按照聚合反应过程的要求而定的，下面介绍几种常用的聚合反应器。

(1)搅拌釜聚合反应器这种反应器是生产聚合物时，用得最广泛的聚合反应器。几乎所有的聚合反应都能使用这种反应器来实现。它的主要特点是依靠搅拌器使物料连续不停地运动，迅速导出聚合热，防止釜内温度、物料浓度分布不均匀，产生过热点，使聚合物熔融结块。搅拌器的另一个作用是保持非均相聚合中悬浮粒子在液相介质中稳定悬浮。所以搅拌效果至关重要。

搅拌釜反应系统撤出聚合热，对于小型釜来讲一般通过釜夹套撤热就能将全部聚合热撤出。但对大型釜来讲，因为单位时间的聚合量很大，放出大量聚合热，通过釜夹套冷却水仅能带走一小部分聚合热，大量的聚合热是通过气相外循环和浆液外循环的方式撤出的。聚合操作最重要的就是要即时撤出聚合热，控制聚合温度的稳定。

搅拌釜反应器又分为立式和卧式两种。溶液聚合、悬浮聚合、乳液聚合几乎都采用立式搅拌釜反应器，

现在搅拌釜反应器，也经常被用于气固相聚合反应，如德国 BASF 公司的气固相本体法聚丙烯工艺就采用立式搅拌釜反应器。反应器中的搅拌器是双螺带型，由于其独特的搅拌效果，使带有催化活性的聚丙烯粉料沿反应器壁向上移动，床层处于不断移动状态，但不流化。丙烷液体不断喷入聚合釜，聚合热使液相丙烯迅速气化，气相丙烯在催化剂的作用下部分生成聚丙烯粉料，粉料通过出料管不断排出聚合釜，粉料料位一般控制在 75%的料位。未反应的气态丙烯由聚合釜顶部排出，冷凝成液相丙烯循环使用。BASF 的立式搅拌釜聚合系统示意图，见图 23-7，图中 P 为丙烯循环泵，D 为储罐，E 为换热器，CW 为循环冷却水。美国 Amoco 公司，日本室素公司的气固相本体法聚丙烯工艺。都是采用卧式搅拌釜反应器。反应器中的搅拌器是桨式搅拌器，其工艺原理与 BASF 工艺类似。

图 23-2 为生产高密度低压聚乙烯的搅拌釜聚合系统简图。这是典型的、在工业上应用得最为广泛的聚合系统。如淤浆法聚丙烯、悬浮法聚丙烯、悬浮法聚苯乙烯等。但有的聚合系统不包括由循环风机 C，气相换热器 E 几等组成的气相外循环系统和由浆液循环泵 I，浆液换热器 E:等组成的浆液外循环系统。

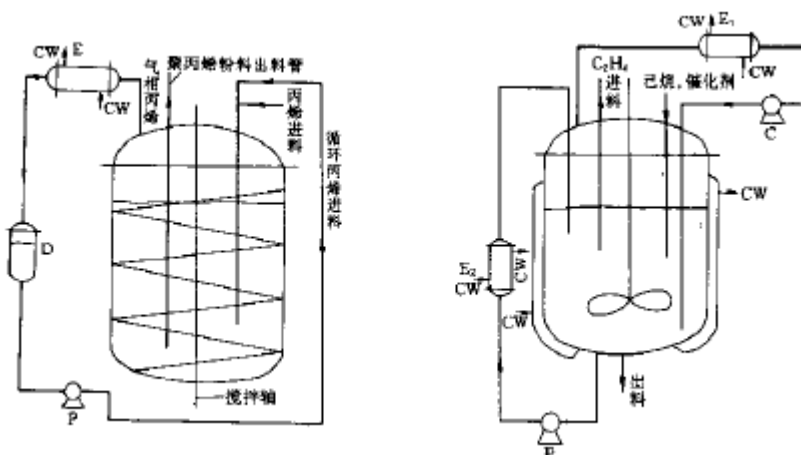


图 23-7 BASF 立式搅拌釜聚合系统示意图 图 23-2 HDPE 搅拌釜聚合系统示意图

(2)管式反应器管式反应器的主要特点是单位反应器体积的反应器壁换热面积大，聚合热完全可以通过管壁传出，不需要采用气相外循环、浆液外循环等其他撤热方法。管式反应器是常用的反应器，它又分为活塞流型管式反应器和环管型管式反应器两种。世界上绝大多数高压低密度聚乙烯装置都采用活塞流管式反应器。世界上最大的聚丙烯生产厂商 **Mon-tell** 公司和采用该公司专利技术的聚丙烯生产工厂都采用环管式反应器。又如 **Philips** 公司的低压高密度淤浆法聚乙烯生产装置也采用环管式反应器。图 23-3 为高压聚乙烯活塞流管式反应器聚合系统简图。图 23-4 为聚丙烯环管反应器聚合系统简图。图中 D 为丙烯稳压罐，P 为浆液循环泵，CW 为循环冷却水。

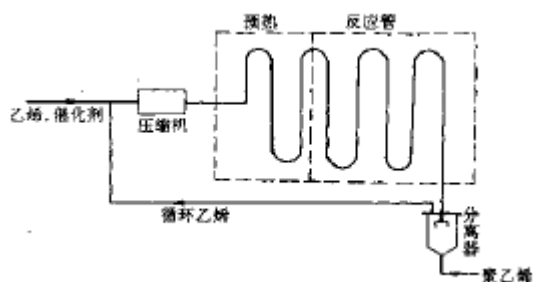


图 23-3 高压聚乙烯活塞流管式反应器聚合系统简图

(3)流化床反应器气相流化床反应器也是一种常用的聚合反应器，该反应器特别适用于 α -烯烃的气相聚合和共聚合。在聚乙烯、聚丙烯的生产过程中广泛采用该反应器。世界上最大的低压聚乙烯生产厂商 **UCC** 公司以及采用该公司专利技术的低压聚乙烯生产工厂都采用气相流化床反应器。三井抽化的聚丙烯聚合工艺中也采用该种聚合反应器。图 23-5 为流化床反应器聚合系统简图。图中 E1,E2 为换热器，C 为循环气风机，P 为冷凝液进料泵。D 为冷凝液罐，CW 为循环冷却水。

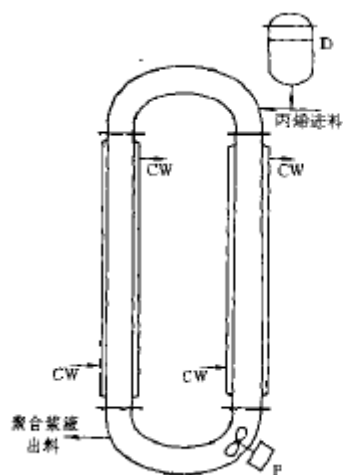


图 23-4 聚丙烯环管反应器聚合系统简图

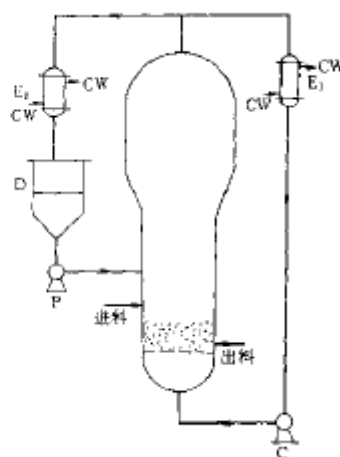


图 23-5 流化床聚合系统简图

(4)聚合反应器的组合在实际生产中，常采用几个反应器的并联或串联组合方式来完成聚合反应。并联聚合的目的主要是提高装置的生产能力。串联聚合的目的主要是生产分子量双峰分布的产品，共聚产品以及保证足够的聚合停留时间。例如三井油化的 HDPE 专利生产技术就是使用两个搅拌釜串联的方式生产高强度、易加工的分子量双峰分布的 HDPE 产品。又如 Montell 公司采用环管反应器与气相流化床反应器串联组合工艺，目的是生产高乙烯含量的嵌段共聚聚丙烯产品，该产品具有优良的抗冲击性能。气相聚合反应器有利于生产聚乙烯的共聚产品和聚丙烯的共聚产品。

23.4 流化床聚合反应器的日常运行与操作

(1)开车首先通入氮气对聚合系统进行试漏，压力为 0.1MPa，用肥皂水查漏，发现漏点进行消除。因为聚合单体为有机物，易燃、易爆、有毒，一旦泄漏出来很可能引起爆炸、着火、中毒，所以要确保系统无泄漏。初步试漏完毕后，继续用氮气使系统升至操作压力，再次进行试漏，试漏合格后，对系统进行氮气置换，置换合格后，将氮气放空，系统保持微正压，打开换热器的循环水，检查设备的润滑油系统、密封油系统，检查相应的公用工程系统、电气系统、仪表系统、安全连锁系统等，确认正常后，启动循环气风机进行循环。一往流化床反应器中加入一定量的种子粉料，建立流化床层，种子粉料为该装置生产的聚合物粉料。对系统进行加热，加入聚合单体使系统升压，当系统温度、压力达到规定值后，往系统注入催化剂、聚合单体以及分子量调节剂，控制聚合系统的温度、压力、循环气流量和料位等工艺指标，使之达到正常工艺操作指标，同时调节分子量调节剂的加入量使产品的分子量及分子量分布达到规定的产品的质量指标。

(2)聚合系统操作见图 23-5，流化床聚合反应器的床层温度是通过换热器 E1 来调节循环气体的温度的方式实施控制的。随着技术日新月异的发展，最近发明用超冷凝技术来控制聚合温度。超冷凝技术是指往流化床内喷入易挥发液体，这种液体在床内迅速蒸发、吸收大量聚合热，达到撤除聚合热的目的。该蒸气上升进入换热器 E2 被冷凝下来，进入冷凝液罐 D。再由循环泵 P 喷入床内，实现循环操作。采用超冷凝技术能大大提高聚合系统的生产能力。

聚合温度是最重要的工艺指标，因为聚合反应的速率往往随温度升高而急剧加快。聚合反应急剧加快，产生的聚合热也急剧增加，若聚合温度控制不好，往往容易造成飞温、基聚，造成恶性事故，因此控制聚合温度至关重要。

聚合系统的压力是通过单体的流量来控制的，系统中聚合了的单体量比加入系统中的单体量少，系统压力就升高，反之降低。

循环气流量一般是通过调节循环气风机 C 的驱动电机的转速来实施的，循环气流量是

操作流化床反应器的关键指标，一循环气量过小会造成床层流化不起来，造成死床，这就导致聚合热撤除不了，造成聚合物熔融结块事故，此时必须停车，打开反应器进行清理。若循环气流量太大，可将聚合物粉料吹走，吹入换热器 E、循环风机 C 和分布板下造成事故。

流化床床层高度即反应器料位是通过聚合物粉料的排料速度来控制的，料位控制过高容易引起循环气吹不动，床层流化效果不好，甚至造成死床，引发重大事故。料位控制过低聚合产量将急剧下降，同时容易引起聚合物被吹走，造成事故。

另外，当系统发生故障，温度、循环气风量、料位等主要工艺指标无法控制，将要发生事故时，要即时、果断停进催化剂，加大循环冷却水流量，降低料位并适时往系统注入阻聚剂。

(3)停车聚合停车程序如下，先停进催化剂接着减少聚合单体的进料，维持系统正常工艺条件继续运行一会儿，确认聚合反应停止后，停止所有进料，卸料，降温，降压，停循环风机等运转设备，用氮气置换。氮气置换合格后，交出检修。

23.5 搅拌釜聚合反应器的日常运行与操作

(1)开车首先，通入氮气对聚合系统进行试漏，氮气置换。检查转动设备的润滑情况口投运冷却水、蒸汽、热水、氮气、工厂风、仪表风、润滑油、密封油等系统，投运仪表、电气、安全联锁系统往聚合釜中加入溶剂或液态聚合单体，当釜内液体淹没最低一层搅拌叶后，启动聚合釜搅拌器，继续往釜内加入溶剂或单体，直到达正常料位止。升温使釜温达到正常值，在升温的过程中，当温度达到某一规定值时，往釜内加催化剂，单体、溶剂、分子童调节剂等，同时控制聚合温度、压力、聚合釜料位等工艺指示，使之达正常值。

(2)聚合系统的操作如上面所述，控制好聚合温度对于聚合系统操作是最关键的，控制聚合温度一般有如下三种方法。

①通过夹套冷却水换热。

②如图 23-2 所示，循环风机 C，气相换热器 E1 聚合釜组成气相外循环系统，通过气相换热器 E2 能够调节循环气体的温度，并使其中的易冷凝气相冷凝，冷凝液流回聚合釜，从而达到控制聚合温度的目的。此种撤热方法称为气相外循环撤热。

③如图 23-2 所示，浆液循环泵 P，浆液换热器 E2 和聚合釜组成浆液外循环系统通过浆液换热器 E2 能够调节循环浆液的温度，从而达到控制聚合温度的目的，此种撤热方法称为浆液外循环撤热。

究竟采用哪种撤热方式，主要决定于聚合釜的容积，聚合单体、二' 溶剂、聚合浆液的性质。大型聚合釜往往同时采用两种以上的撤热方法。

聚合釜压力的控制，在聚合温度恒定的情况下，在聚合单体为气相时主要通过催化剂一的加料量和聚合单体的加料量来控制，如聚合单体为液相时、聚合釜压力主要决定单体的蒸汽分压，也就是聚合温度。聚合釜气相中，不凝的惰性气体的含量过高是造成聚合釜压力超高的原因之一，此时需放火炬，以降低聚合釜的压力。

聚合釜料位应该严格控制，一般聚合釜料位控制在 70%左右，连续聚合时通过聚合浆浓的出料速率来控制，连续聚合时聚合釜必须有自动料位控制系统，以确保料位准确控制。料位控制过低聚合产率低，料位控制过高，甚至满釜，就会造成聚合浆液进入换热器丁风机等设备中造成事故。

控制聚合浆液浓度非常重要，浆液过浓，造成搅拌器电机电流过高，引起超负载跳闸，停转。这就会造成釜内聚合物结块，甚至引发飞温，爆聚事故，停转是造成爆聚事故的主要原因之一。控制浆液浓度主要通过控制溶剂的加入量和聚合产率来实现的。聚合产率的高低，在聚合温度和单体加入量不变的情况下，主要通过催化剂加入量来调节。

在发生聚合温度失控时，应立即停进催化剂、聚合单体，增加溶剂进料量，加大循环冷

却水量，紧急放火炬泄压，向后系统排聚合浆液，并适时加入阻聚剂。一发生停搅拌事故时应立即加入阻聚剂，并采取其他相应的措施。

(3)停车聚合系统停车程序如下：首先停进催化剂、单体，溶剂继续加入，维持聚合系统继续运行一会儿，在聚合反应停止后，停进所有物料，卸料，停搅拌器和其他运转设备，用氮气置换，置换合格后交出检修。

23.6 环管聚合反应器的日常运行与操作

(1)开车见图 23-4)环管聚合系统开车程序与上述两种聚合系统的开车程序大体相似。首先在环管反应器中加满聚合溶剂或液相聚合单体，启动浆液循环泵 P，该泵为轴流泵，它使液体在环管反应器内循环流动，接着建立聚合系统的溶剂或液相单体的全流程循环。同时将聚合温度和压力升到正常值，此时连续往环管反应器中加入催化剂，分子量调节剂，聚合单体，并将溶剂加入量提到正常流量。控制好聚合的温度、压力和各种物料的流量以及产品的分子量及其分布等工艺和质量指标。

(2)聚合系统的操作环管反应器的温度是通过环管夹套循环水来控制的，控制方法简单。因为环管反应器单位容积的热交换面积很大，光靠反应器壁换热就完全能达到撤除全部聚合热的目的，无需采用其他撤热手段。

环管反应器的压力控制对管环反应器的正常操作至关重要。因为聚合单体在聚合条件下容易气化，当反应器压力过低往往造成单体，甚至溶剂在环管内气化，导致浆液循环泵气塞，造成浆液泵打不上压，使环管内浆液循环不起来，聚合物粉料下沉，引起粉料结块，引发梁合飞温、爆聚事故。反应器压力是通过调节进料和出料的平衡来控制的。如图 23-4 所示，稳压罐 D 内装有溶剂或液相单体，罐上部空间有气相，气相压力等于环管反应器压力，罐 D 的作用就是用来稳定环管反应器压力的。控制罐 D 的气相压力和料位非常重要，它是控制反应压力的关键。

聚合浆液浓度控制也很重要，浆液浓度过高影响浆液正常循环流动，影响聚合热导出，甚至造成浆液循环泵 P 超负荷跳闸停车，引发聚合物粉料结块和飞温，爆聚事故。控制浆液浓度的方法是严格控制聚合物产率，聚合物产率是通过控制催化剂量来调节的。

环管反应器聚合系统飞温、停浆液循环泵等事故的处理方法是降低聚合温度，停进催化剂、聚合单体，加大溶剂加入量，必要时加阻聚剂终止聚合反应。但停浆液循环泵时一般要立即往聚合反应器内加入阻聚剂。

(3)停车程序如下，首先停进催化剂和聚合单体，继续加入溶剂，维持反应系统继续运行一些时间，确认聚合反应停止后，停浆液循环泵，卸料。用氮气置换合格后交出检修。

另外柱塞流管式反应器的操作和运行与环管反应器有不少类似之处，如聚合热的撤除也是通过管夹套循环冷却水来实现的。它的操作和运行方法在这里不加以叙述了。柱塞流管式反应器的特点是聚合物料不返混，聚合物在反应器中的停留时间均一，所以聚合产物的性能·相对比较均一。管式反应器的压力一般是由进料聚合单体的压力来决定的。

第 24 章催化反应器的日常运行与操作

24.1 化工催化反应原理

(1)催化剂与催化作用的发展历史少量物质就能加速化学反应，且在反应之后不会消耗，这种物质被称为催化剂，有时也称触媒。由催化剂加速化学反应的作用称为催化作用。

催化剂只能影响反应速度，即改变达到反应平衡的时间，但不能改变化学反应的平衡常数。在可逆反应中，催化剂既可以加快正反应速度，也同样加快逆反应。一个化学体系可能向热力学上许可的若干方向转化，因此，适当选择催化剂，可使反应朝所需的方向进行，这就是催化剂作用的选择性。由于催化剂能加速化学反应并使反应选择定向的性能，所以，催化剂在化学工业及石油化学工业上得到广泛的应用。

催化作用是最古老的应用科学之一。当人们用发酵酿酒和制造食品时，就在应用酵母了(催化剂)。但催化剂作用作为科学名词是在1836年提出来的。进入20世纪以后，催化剂和催化工艺的研究与开发，进入飞速的发展时期。从1900-1909年，用Ni作催化剂，实现了由CO与H₂反应制甲烷工艺，油脂加氢制人造黄油开始，几乎每10年都有新的催化剂与催化工艺问世(见表24-1)。

表 24-1 20 世纪催化剂与催化工艺的代表性进度情况

时 间	反 应	催 化 剂
1900~1909	油脂加氢制人造黄油	Ni
	由 CO 和 H ₂ 反应制甲烷	Ni
1910~1919	乙炔水合制乙醛	Hg 盐
	合成氨	Fe
1920~1929	水煤气合成石油烃	Co, Fe, 助催化剂
	乙醇合成丁二烯	Mg, Zn, Al, Si
1930~1939	固定床催化裂化	酸性白土
	高压聚乙烯	过氧化物
1940~1949	苯加氢制环己烷	Ni, Pt
	丁苯橡胶	Li 或过氧化物
1950~1959	聚丙烯	TiCl ₃ 烷基铝
	加氢裂化	Pt/酸性氧化铝
1960~1969	丙烯氨氧化制丙烯腈	Bi, Mo, 氧化物
	OX 氧化制 PA	V, Ti, 氧化物
1970~1979	低压合成甲醇	Cu, Zn, Al 氧化物
	由 α-氨基丙腈制手性氨基酸	Rh, 均相
1980~1990	由甲醇合成汽油	ZSM-5 沸石
	丙烷丁烷制芳香烃	Ga-ZSM-5 沸石

到20世纪90年代新出现的“茂金属催化剂”，称为“单活性中心催化剂”，应用在合成树脂上，可以得到分子量分布窄、分子规整度高、性能好的合成树脂，甚至可以根据需要“定制”树脂性能。另外有一类催化作用具有生物活性和高选择性，它是通过酶使反应加速与定向，这就是酶催化作用，或称生物催化。这种催化作用在温和的反应条件下，就有较高的活性与选择性。这类催化作用有些是可在生物体内进行的。

总之，化学工业和石油化学发展的全盛时期，必定是催化科学迅猛发展的时期，期间各种催化技术交互出现，各类新型催化剂层出不穷，这些足以说明工业催化技术的研究与发展，对于化学工业，石油化学工业的发展是至关重要的。

(2)催化反应原理虽然催化剂在工业上的应用获得了巨大的成就，但在目前阶段，关于催化剂作用原理的知识还是有限的。催化剂作为化学反应计量方程式中的局外物质，如何活化反应物分子使反应加速，一直是催化基础研究的基本课题。

几十年来,在解释催化剂在化学反应中作用原理,出现了许许多多的学派,从不同的角度,解释催化剂的作用原理,并且建立了许多催化反应动力学模式,对催化科学的发展,起到了重要的推动作用。

催化作用一般分两类:催化剂与反应物处于同相时的催化作用,叫做单相催化作用或均相催化作用;催化剂与反应物处于不同相时的催化作用,叫做多相催化作用或非均相催化作用。

①非均相催化反应机理

a.以化学吸附为特征的反应机理。非均相催化反应包括五大步骤,不断循环:

扩散—吸附—反应—解吸—扩散

许多多相催化反应以化学吸附为决定性步骤。化学吸附取决于化学键力,它的基本特征为化学专一性以及被吸附分子与催化剂之间的电子转移。化学吸附使吸附分子中原子间的键削弱,从而提高了它的反应性。

b.碳正离子为中间物的反应机理。烯烃、烷烃与芳烃的反应被固体酸如 Al_2O_3 , ZnO 沸石等所催化,中间经过质子转移或 H^+ -离子转移生成碳正离子,这类反应被称为酸式催化反应。

如催化裂化反应,主要是 R^+ 断裂,即由第二碳正离子的 R^+ 位置的 $\text{C}-\text{C}$ 键上裂解,生成一个烯烃和一个比较小的第一碳正离子,第一碳正离子是不稳定的,立刻转化为第二碳正离子,并进一步拼断裂,异构化或通过捕获氢负离子转化为烷烃。 R^+ 断裂后生成的烯烃,可以通过质子加成继续进行异构化或者裂解。

c.双功能催化反应。在加氢异构、加氢裂解和催化重整等双功能催化反应中,催化剂具有酸性中心和金属的脱氢、加氢中心。因而,具有酸式催化和脱氢、加氢的双功能,可使烷烃分子依次进行脱氢、异构或裂解以及加氢过程。

d.氧化物催化剂表面以电子转移为特征的反应机理。某些金属氧化物的催化活性取决于它们的化学吸附特征、半导体性能以及金属离子价态的可变性。例如 V , Cr , Mn , Fe , Co , Ni , Cu , Zn , Mn , W , Bi 等氧化物具有氧化、加氢—脱氢活性,以及吸附 H_2 , CO , O_2 和烃的能力。

②均相催化反应机理

a.络合加氢, H_2 分子通过可溶性配位络合催化剂的活化形成络合物,使氢处于 H^- 离子的形态,便于加成至取代配位 L 进入络合物的烯烃上。在 R^+ 络合物的情况下,加氢的完成是通过加成一个质子到碳负离子上。其他两个络合物是通过加成第二个氢负离子完成加氢过程,同时将负电荷转移到中心金属离子上,使其转化为起始低价态。

b.钴盐催化氧化反应。许多液相催化氧化反应用 Co 盐作催化剂,以便维持连锁反应的引发和增长所需的自由基的浓度,烷烃氧化是通过连锁反应进行的。

钴盐催化应用于下述氧化过程中:丁烷氧化成醋酸以及转化了基过氧氢;环己烷氧化成环己基过氧氢;乙醛氧化为醋酸以及甲苯氧化为苯甲酸。 Co^{3+} 离子亦能通过摘取一个电子活化甲苯和二甲苯上的甲基,生成的阳离子自由基丢一个质子后转化为苯甲基自由基,从而以引发过氧化连锁反应。

c.钴催化的氢甲酰化反应。 Co 和 H_2 可以被加成到一个烯烃上,生成增加一个碳原子的醇和醛。此反应的活泼催化剂是羰基钴氢化物 $\text{HCo}(\text{CO})_4$,它是由 H_2 与 Co 还原钴盐得到的。

反应的第一步是烯烃加成到羰基钴上,形成烷基络合物 $\text{RCo}(\text{CO})_4$ 。第二步是 Co 插入 $\text{R}-\text{Co}$ 之间生成醋酐基络合物 $\text{RCOCo}(\text{CO})_4$,然后被 $\text{HCo}(\text{CO})_4$ 裂解。生成的 RCHO 被 $\text{HCo}(\text{CO})_4$ 还原为醇, $\text{Co}_2(\text{CO})_8$ 与 H_2 反应重新转化为 $\text{HCo}(\text{CO})_4$ 。

d.烷基钴催化氢甲酰化。与上述 Co 催化的反应相比,烷基钴催化氢甲酰化可在比较温和的条件下进行。反应机理是 this 和 bis (三苯膦)氢化簇基钴作为活化物种与烯反应,生成醋

酞基化合物，其后的步骤与钴催化的氢甲酰化相同。

e. 孟山都生产醋酸的工艺过程。在 Rh 络合催化剂 $[\text{Rh}(\text{CO})_2\text{I}]$ 作用下，甲醇与 CO 化合。其反应机理中第一步是 CH_3I 氧化加成到上述络合物上，生成甲基一碘 Rh 物种，进一步迅速重排为乙酰化络合物 $\text{CH}_3\text{-CO-Rh}(\text{CO})\text{I}$ ，这一络合物进一步加上另一个 CO 分子，形成新的物种后，裂下乙酰碘恢复到催化剂的起始态 $\text{a-CH}_3\text{COI}$ 水解为醋酸和 HI，HI 将甲醇转化为碘甲烷，从而完成这一催化单元。

f. Ziegler-Natta 聚合反应机理。这一反应是典型的配位络合催化反应。在催化剂中甚至含有固体。用于乙烯聚合反应的 Ziegler 催化剂是由 TiCl_4 与 $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_3$ 反应生成的。而 Natta 催化剂是由 $\alpha\text{-TiCl}_3$ 晶体与 $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_3$ 反应生成的，它能使丙烯和其他不对称的烯烃定向聚合，

Natta 催化剂的活性中心在某种程度上也是 Ziegler 催化剂的活性中心，是定位在 TiCl_4 晶格棱边上以五配位态出现的 Ti^{3+} 离子，在与 $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_3$ 反应时一个 Cl 被 C_2H_5 基取代而形成的。在活性中心里空穴和乙基的位置是不等同的。两者中的一个在晶面之外，另一个则不然，

在等规聚合中，配位在空穴位上的丙烯分子插入到 $\text{Ti-C}_2\text{H}_5$ 键之间，以便腾出的空位再与另外的丙烯分子配位，这些丙烯分子以同样的方式插入，生长着的聚合链保持同一位置上。间规聚合中空穴和生成链在每一次插入之后有规则地交换位置。如果这些位置无规则地交换，导致生成无规的聚合物。

24.2 化工用各种催化剂

(1) 催化剂在化学工业中的应用现代化学工业建立在催化作用的基础之上。催化技术广泛应用于无机与有机化学品的生产，石油加工、气体与液体燃料的合成、污染的控制以及能源转化的工艺过程中。

① 无机化学品的生产。催化作用应用于无机化学品的生产历史较早。典型的反应有：

水汽转化反应	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	Fe-Cr, Cu-Zn 氧化物
合成氨	$\text{N}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow 2\text{NH}_3$	Fe ₃ O ₄ 用 K, Ca, Mg, Al 助催化剂
制硫酸	$\text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$	V ₂ O ₅
Claus 回收硫	$2\text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2 \rightarrow 3\text{S} + 2\text{H}_2\text{O}$	Al ₂ O ₃

② 有机化学品的生产。催化作用在有机化学品生产中有广泛的应用，主要为加氢、还原、脱氢、氧化、氨氯化、水合、脱水、烷基化、合成气的转化以及以烯烃和二烯为基础的合成。典型的反应有：

加氢	苯-环己烷	负载型 Ni
还原	硝基化合物-胺	铬酸铜或 Pd/C
脱氢	丁烯-丁二烯	Cr ₂ O ₃ -Al ₂ O ₃
气相氧化	乙烯-环氧乙烷	Ag/Al ₂ O ₃
液相氧化	丙烯-丙酮	PdCl ₂ -CuCl ₂
氨氧化	丙烯-丙烯腈	P-Mo-Bi, U-Sb, Fe-Sb
氧氯化	乙烯-氯乙烷	CuCl ₂ -Al ₂ O ₃
烷基化	苯+乙烯-乙基苯	AlCl ₃ -BF ₃ /Al ₂ O ₃
水合	乙烯-乙醇	H ₃ PO ₄ /硅藻土
聚合	丙烯-聚丙烯	$\alpha\text{-TiCl}_3 + \text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_3$

③ 石油炼制中的催化作用。在炼油厂中 80% 以上的原油分子接触催化剂后变为高质量的汽油、柴油、煤油、润滑油、燃料油、芳香烃和液化气等。使用的绝大多数催化剂为酸性催化剂和双功能催化剂。在石油炼制领域中，新催化剂以及与之适应的催化工艺不断创新与

改进,从而创造出巨大的经济效益。代表性的反应有:

催化裂化 蜡油—汽油、柴油、烯烃与液化气 沸石, $\text{SiO}_2 - \text{Al}_2\text{O}_3$

催化重整 石脑油—高辛烷值汽油、芳烃、氢气 $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3$ 、 $\text{Pt-Re}/\text{Al}_2\text{O}_3$

加氢裂化 蜡油—石脑油、柴油、航煤与液化气 $\text{Ni-Mo}/\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$

加氢精制馏分油—优质馏分油 $\text{Co-Mo-Ni-W}/\text{Al}_2\text{O}_3$

④合成燃料油的生产。合成燃料油在当前虽然在经济上不能与石油资源进行竞争,但在特定的历史条件下也曾经发挥过巨大的经济、技术价值。如二次大战时的德国就拥有过这方面的优势,建立了 8 个合成汽油和柴油的工厂。另外,目前由煤、页岩油、焦油砂、木材等原料,制取燃料油的技术,一些大石油公司也投入了一定力量进行开发。

⑤环境污染控制中的催化作用。由工业废气及汽车尾气排放到大气中的 CO , NO_x , SO_x 以及未烧尽的烃对环境的污染,引起了人们极大的关注,采用 Pt , Rh , Pd 等贵金属负载在蜂窝状或列管式载体上的催化净化技术,无论是应用于汽车尾气净化还是工业废气净化、脱臭,已成为定型技术与设备。用催化氧化法除去 CO 和未燃烧的烃类(UHC)的技术是比较成熟的,如果要除去 NO_x 则需要反应器,即在 CO 和 UHC 燃烧之前,在贫氧的气氛中将 NO_x 还原为 N_2

⑥能源转化的催化作用。化学能转化为电能或热能,催化剂也是有力的工具。

(2)催化剂的分类具有重要工业意义的催化剂按所催化的反应,可以大体上分为氧化还原型催化剂和酸性催化剂。按照催化剂的电学性能可以分为金属催化剂、半导体催化剂和绝缘体催化三类。如果从催化剂的化学组成出发,可以将催化剂分为金属与合金、氧化物、硫化物、盐类、酸、碱、双功能催化剂、离子交换剂,配位络合物、酶及其他化合物。

从元素周期表系考察发现,每一类催化剂的元素,在元素周期表中都占据一定的位里,具有一定的规律性,这是与它们的元素的电子结构的特点有着密切关系的。

①金属及金属合金催化剂。应用于氧化—还原型反应的金属催化剂,由于其电子结构的特征,无论在氧化条件下还是还原的气氛中,都以金属形态起作用。

对加氢反应,以 Ni , Pd , Pt 催化活性最强。

对合成氨反应,Fe 族元素对 N_2 和 H_2 的化学吸附速度最大。

Pd 和 Pt 具有高的氧化活性,被广泛用于控制环境污染的催化剂中。 Ag 是唯一能将乙烯氧化为环氧乙烷的催化剂。 Pt-Rh 合金的丝网是氨氧化制硝酸的良好催化剂。

如将具有催化活性的金属与另一类金属制成合金或双金属、多金属催化剂,可以显著改善催化剂的活性、选择性和稳定性。

②氧化物催化剂。氧化物,特别是具有半导体性能的氧化物,是氧化还原型反应有效的催化剂。

不同的氧化物,对不同的化学反应的催化作用其选择性是不一样的。一般工业氧化物催化剂都含有一个以上的组分。甚至最多有 7 组分的催化剂。

③盐类催化剂。卤化物、硫酸盐和磷酸盐广泛应用于催化过程。如何防止盐类的挥发和流失是开发研究的重大课题。

④硫化物催化剂。 Ni , Co , Fe , Mo , W 的硫化物催化剂,可用于含 S , N 的石油馏分以及由煤和页岩油馏而得到的液体的加氢精制和加氢处理口

硫化物催化剂的特点是较高的抗毒物和抗结焦性能以及能在高温高压下进行催化作用,因而适用于处理含 S , N 较多的原料。

⑤酸性催化剂。周期表中第二、三周期元素具有形成酸的能力,被广泛用于酸式催化。例如硫酸、磷酸、氢氟酸等负载在硅胶或硅藻土上。 AlCl_3 , BF_3 及杂多酸等可以分别作为质子酸和 Lewis 酸,用于烷基化、异构化和聚合反应中。

二元金属氧化物,会形成比较强的酸性中心,如 $\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$ 广泛应用在石油炼制中。

另一系列酸性催化剂是沸石类。它们是由结晶的硅铝酸盐组成的,具有规则排列的和一定大小的空腔和孔道的空间“筛子”,其孔道大小为 0.4~1nm,与分子大小同数量级,因而可以按分子的大小和构型的不同将分子进行分离或择形催化,所以这些物质属于分子筛类。

⑥双功能催化剂。双功能催化剂可以同时催化脱氢、加氢反应和酸式催化反应,广泛应用于催化重整、加氢裂化、异构化和芳构化等工业过程中。

如催化重整催化剂, Pt/Al₂O₃, Al₂O₃ 为酸性中心, Pt 为金属组分,也可以加入第二,第三种金属(Pt-Ir, Pt-Re, Pt-Sn, Pt-Ir-Ce)而构成双金属或多金属重整催化剂。

⑦金属配位络合物催化剂。金属配位络合物,特别是过渡金属络合物催化剂,广泛应用于加氢、齐聚、聚合、氢甲烷化、氧化和加成反应。醋酸、乙二腈,正丁醛、醋酸乙烯酯等制造反应,都是金属络合物催化剂应用的结果。

⑧酶。酶是由生物体产生的具有催化功能的蛋白质,在生命活动过程中起着极为重要的作用。相对于现代化学工业通常使用的催化剂,酶的催化作用具有催化效率高、选择性强、以及反应条件温和的特点,因而具有成为高效催化剂的潜在价值和工业应用前景。

酶是由几百个以上的氨基酸按照特定的顺序连接起来的蛋白质。它的活性与选择性是由于酶分子中的肽链卷曲盘绕而成空间结构。不同部位的氨基酸基团之间互相靠近,构成一个氢键体系,组成酶的活性中心。酶对于许多复杂的有机反应是无可比拟的催化剂,广泛应用于饮料和食品工业中。395

(3)催化剂的表征

①催化剂的宏观物性。催化剂的宏观物理数据主要有两类,一类是比表面积,即单位重量催化剂的表面积之比, m²/g;另一类是堆积密度,即单位体积的催化剂重量, kg/m³

②催化剂的化学性质。催化剂表征中最重要的化学性质为元素组成、相组成、表面化学物和表面络合物分析。由于表面效应,固体催化剂表面相与体相在组成上存在差别。活性组分之间以及活性组分与载体表面之间可发生相互作用。这些现象可用现代谱学的物理化学手段进行研究。

③催化剂的机械性能。催化剂的颗粒在运输、装填和操作过程中要承受各种机械应变,固体床催化剂的粒子应能承受催化剂负荷的压力以及高速气流的冲蚀。在流化床与移动床反应器中的催化剂粒子,必须能够抵住粒子之间的磨损,以及与器壁撞击的磨损。

催化剂强度的测定有静态法与动态法之分。

④催化剂的催化性能。催化性能主要指催化活性、选择性与稳定性。实验室评定催化性能的反应装置有积分反应器、微分反应器、外循环反应器、内循环反应器及搅拌式反应器等。除了以上一般性能评定外,还有为专门反应或为测定专门性能设计的评定活性的装置。

24.3 化工催化反应器的种类

反应器的选择取决于所应用的化学反应过程、催化剂的性质、操作条件以及反应物与产物的性质。其设计和计算是通过反应器中流动类型的选择以及对反应的热学性质、传热传质、流体动力学性质,进行全面考察和分析后确定的。按照反应体系划分,经常使用的反应器有气固两相反应器和气液固三相反应器。

(1)气固两相反应器

①固定床单管和多管反应器。在固体催化剂存在下的气相反应,无论是吸热还是放热,都可在单管或多管反应器中以绝热的方式进行,条件是反应不受温度变化的影响。单管反应器在结构上比较简单,但是由于取热困难,不太适于强烈的吸热或放热反应。多管反应器,由于反应物的温度可以通过列管之间的热交换技术调节,既可用于放热反应,如氧化和加氢,又可用于吸热反应,如烃或醇类的脱氢。

②辐射型反应器及浅床层反应器。辐射型反应器的催化剂放在围绕轴心管的环形空间,

气体由轴心管进入,并通过径向分布的催化剂床层。由于压降小,可以使用直径较小的催化剂,固定床的催化重整反应器就使用这种径向反应器。

还有一类浅床层的固定床反应器,催化剂的床层厚度不超过几个颗粒的直径。氮氧化时使用的 Pt-Rh 金属网催化反应器属这种类型。汽车尾气净化中使用的块状蜂窝载体上薄薄的催化剂涂层,也属于浅床层反应器。

③流化床反应器。流化床反应器使用的催化剂颗粒为 0.1—1mm。气体通过床层达到一定的线速时,催化剂就开始流化。由于催化剂与反应气体在反应器内均匀接触,传热传质都非常有利,不管吸热或放热反应,在反应器中都能被精确地控制。催化剂负荷中的一部分,由反应器底部不断输送到再生器中,并由气动输送进行循环。流化床反应器的上述优点,使之适用于温度敏感的反应,以及适用于需要频繁再生的催化剂。

流化床反应器广泛应用于催化裂化,以及邻苯二甲酸酐、顺丁烯二酸酐、丙烯晴、邻苯二甲晴和异戊二烯的生产中。

④移动床反应器。当催化剂由于积炭而迅速失活时,可以在移动床反应器中周期性地或连续地,使催化剂缓缓离开反应器去再生,然后通过机械传送或气动传输返回反应器。移动床中催化剂的磨损比流化床少,但由于混合不均匀以及传热性能差,不适于放热反应。

这类反应器应用于石油炼制中的催化裂化。后来又推广到连续再生的催化重整工艺中。在反应器外再生催化剂,避免了为再生使工业装置频繁停工,并可使催化剂在更为苛刻的条件下工作。

⑤携带床或提升管反应器。这类反应器实际上是移动床反应器的改型,广泛应用于使用高活性的沸石催化剂的催化裂化过程中。反应器由一根或数根长管构成,催化剂粒子被反应流体带动。催化剂由提升管的底部被反应物流携带到垂直的管子进行反应。反应器的功能只是作为催化剂的收集器—沉降器,使催化剂到再生器中再生。再生后的催化剂携带一部分热量维持在提升管内进行的强烈吸热的裂化反应。

(2)气液固三相反应器。气体、液体或溶于液体的反应物在固体催化剂上反应,需要充分地混合以保证从气相到液相以及从液相到固体催化剂的表面的迅速传质。按照催化剂的分布,三相反应器可分为固定床反应器和悬浮床反应器。

①固定床三相反应器。这类反应器又分为滴液床反应器与 trickle 床反应器。在滴液床中液体流为不连续相由上而下,气体以并流或逆流的方式通过催化剂床。在这种反应器中的催化剂一般为较大的颗粒。但颗粒太大使催化剂的部分内孔不能发挥作用,活性会受到损失。因此应适当减小催化剂的颗粒,一方面提高催化剂的效率,另一方面又不至于造成过大的压差和溢流。

滴液床的优点是接触时间分布较窄,且可在进入反应区前选择性地脱除催化毒物。缺点是液体与催化剂的比例较低,可能形成局部的温度与浓度梯度。在不完全浸湿时,只有一部分催化剂起催化作用。

滴液床反应器用于加氢裂化、加氢处理、丙烯水合和己二腈加氢等反应过程。

②悬浮床反应器。这种反应器不致于产生浓度和温度梯度,亦无最小颗粒的限制,热能利用比较经济,更换催化剂容易。这类反应器有三种。

a. 搅拌式反应器。催化剂悬浮在搅拌中的反应物液体或溶液中,气体则分散在溶液中。这类反应器多数为间歇操作。如果要连续操作,可将几个反应器串联在一起,使反应接近完全,在最后一个反应器中将催化剂回收。这种反应器多用于加氢反应中。

b. 沸腾床反应器。催化剂的颗粒被上升的气流或液流搅拌,使催化剂床扩展在反应器的部分容积中。这类反应器应用于加氢脱硫、加氢裂解以及煤的液化过程中。

c. 三相淤浆反应器。气体通过塔底的喷嘴或烧结的孔板,以气泡的形式通过悬浮着的催化剂的液体。在连续操作时,液体与气体并流式逆流。这类反应用于乙烯氧化制乙醛或醋

酸乙烯，菜子油加氢。高压加氢，氧氯化，费一托合成以及煤的液化过程中。

24.4 固定床反应器的日常运行与操作

固定床反应器是催化反应过程最早，最常用的反应方式之一。如果反应物流是气相称为气固两相反应器，分为单管和多管两种形式。如果反应物流是液相，称为滴液床反应器。单管固定床反应器以加氢裂化反应器为典型，多管固定床反应器以邻二甲苯氧化制苯配反应为典型，滴液床反应以丙烯水合反应为典型。

下面以加氢裂化反应器为例，介绍固定床反应器的日常运行和操作要点。

(1)固定床反应器的基本特点催化剂以固相装填在反应器内，反应物流以气相通过催化剂的床层，在催化剂表面进行化学反应，是典型的扩散—吸附—反应—解吸—扩散过程。反应可能是吸热反应或放热反应。如果在催化剂床层内有加热(或取热)设施，使整个床层的温尽量保持一定，称为恒温床。如果没有任何加热(或取热)措施，即没有反应器床层内、外热量的交换，称为绝热床。

①多管反应器。是将催化剂装在平行列管中(见图 24-1)，反应物的温度可通过列管之间进行调节。管外的热载体取决于应用的温度，可以是联苯类等有机物，也可以是盐类或可燃性金属。多管反应器的催化剂装填比较复杂。一般在管子的上部和下部都有惰性物质，每个反应管的装填要求一致才能保证气流均衡地流过，每根反应管的压降必须完全相同，这是要严格控制的。

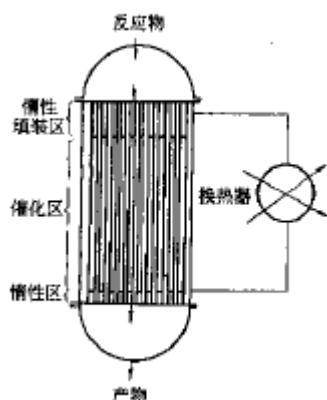


图 24-1 多管反应器原理示意图

②单管(单筒)反应器。如反应器直径比较大，为保证催化剂床层分布均匀，堆积密度一致，催化剂的装填一般有特殊的装填技术和特殊的装置，有专门的装填催化剂工具。同时，还要考虑催化剂能顺利装卸。为了保证物料分配的均匀，在进口部位都有分液分配器，保证物流与催化剂的良好接触。

加氢裂化反应器，放热反应急剧，为此将催化剂床层分成若干段，采用注急冷氢的办法。取走大量热量，因此反应器的结构比较复杂。

(2) 固定床反应器的操作方法

①反应温度。对加氢裂化来说，催化剂床层温度是反应部分最重要的工艺参数。提高反应温度可使裂解反应速度加快，原料的裂解程度加深，生成油中低沸点组分含量增加，气体产率增高。但反应温度的提高，使催化剂表面积炭结焦速度加快，影响使用寿命。所以，温度条件的选择一般受催化剂活化、操作温度限定值、产气分布等诸多因素的影响。通常在催化剂活性允许的条件下，采用尽可能低的反应温度。

②调节温度的操作

a.控制反应器入口温度。以加热炉式换热器提供热源的反应,要严格控制反应器入口物流的温度,即控制加热炉出口温度或换热器终温,这是装置重要的工艺指标。如果有两股以上物料同时进反应器,则还可以调节两股物料的比例,达到反应器入口温度恒定的要求。加氢裂化反应器就可以通过加大循环氢量或减少新鲜进料,来降低反应器的入口温度。

b.控制反应床层间的急冷氢量。加氢裂化是急剧的放热反应。如热量不及时移走,将使催化剂温度升高。而催化剂床层温度的升高,又加速了反应的进行,如此循环,会使反应器的温度在短时间急剧升高,造成反应失控,造成严重的操作事故。正常的操作中,用调节急冷氢量来降低床层温度。

c.原料组成的变化会引起温度的变化。原料组成发生变化,在加氢条件下,反应热也会变化,从而会引起床层温度的变化。如原料中硫和氮含量增加,床层温度会上升;原料中杂质增多,床层温度一般也会上升;原料变重,温度升高;而原料含水量增加,则床层温度会上下波动。

d.反应器初期与末期的温度变化。通常在开工初期,催化剂的活性较高。反应温度可低一些。随着开工时间的延续,催化剂活性有所下降,为保证相对稳定的反应深度,可以在允许范围内适当提高反应温度。不同的介质和不同的催化剂活性,反应的初期温度有所不同。

e.反应温度的限制。不同反应过程,对温度的限制是不一样的。加氢裂化反应器规定,反应器床层任何一点温度超过正常温度 15°C 时即停止进料,超过正常温度 28°C 时,则要采用紧急措施,启动高压放空系统。因为压力下降,反应剧烈程度减缓,使温度不至进一步剧升,造成反应失控。

③反应压力。加氢裂化是在氢气存在下的高压反应。反应压力主要是氢气的分压。提高氢分压,可以促使加氢反应的进行,烯烃和芳烃的加氢反应加快,脱 S、脱 N 率提高,对胶质、沥青质的脱除有好处。反应压力的选择与处理的原料性质有关,原料中含有多环芳烃和杂质越多,则所需的反应压力越高。压力波动,对整个反应的影响较大,为了维持压力的恒定,在高压分离器装有一套压力调节系统。

压力的选择除了考虑安全因素外,还受到高压系统的设备条件限制,不能随意改变。

④调节压力的操作

a.氢气压缩机的压力调节。加氢裂化的氢压缩机分新氢压缩机和循环压缩机两种。新氢压缩机主要用来补充系统氢气压力的,循环压缩机主要保持系统压力,整个系统压力的维持,依靠这两种压缩机的综合平衡。压力的调节主要依靠高压分离器的压力调节器来控制。

一般情况下,不要改变循环压缩机的出口压力,也不要随便改变高压分离器压力调节器的给定值,如果压力升高,通常通过压缩机每一级的返回量来调节,必要时可通过增加排放量来调节。压力降低,一般增加新氢的补充量。

b.反应温度的影响。反应温度升高,会导致裂化深度加大,耗氢量增加,压力下降。应注意调节反应温度。

c.原料变化的影响。原料改变,耗氢量变化,则装置压力降低,循环氢压缩机入口流量下降,应补充新氢气。如果原料带水,系统压力会上升,系统压差增大。

d.其他影响。如果高压分离器液面控制失灵,高分串压,这时高分压力下降,低分压力上升,如果高压系统设备泄漏,会造成压力下降。

⑤氢油比。氢油比的大小或反应物循环量大小直接关系到氢分压和油品的停留时间,并且还影响油品的汽化率。循环气量的增加可以保证系统有足够的氢分压,有利于加氢反应。此外,过剩的氢气有保护催化剂表面的作用,在一定的范围内可以防止油料在催化剂表面缩合结焦。同时氢油比增加,可及时地将反应热从系统带走,有利于反应床层的热平衡。从而使反应器内温度容易控制平稳。

但过大的氢油比会使系统压力降增大,油品和催化剂接触的时间缩短,导致反应深度下

降,循环压缩机负荷增大,动力消耗增加。因此,选择适当的氮·油比并在反应过程中保持恒定是非常重要的。一般氢油比=循环氢气量/进料量,有体积比和重量比之分。

循环氢压缩机是最主要设备之一,经常改变循环氢气量是不可能的;要求在整个操作周期,应保持恒定。因此改变进料量,将会影响氢油比。因此操作原则是根据工艺条件,选择在最佳氮抽比的范围内操作,一般不作调节参数。如果条件允许,可以通过改变氢气循环压缩机或改变进料物量来调节。原则上,氢油比低于设计值的 1/2 时,必须停止进料,加热炉熄火。

⑥空速。单位时间内通过单位催化剂床层的反应物料量称空速。有体积空速和重量空速之分,前者多用在固定床和移动床,后者多用在流化床。

降低空速,原料反应时间延长,深度加大,转化率提高。但空速过低,则二次反应加剧,副产物增加,反应物纯度下降。空速增加,处理能力增大,但空速的增加是受到设备设计负荷和相应温度等限制的。因此,一定要根据原料的性质,催化剂的活性条件,选择合适的空速。

a.空速一般不作调节手段,由原料特性与及处理量大小,催化剂的性质来决定。通常要求最小实际空速不得低于设计值的 1/2。

b.空速的大小就是油品在催化剂上停留时间的长短,直接影响反应和转化率,生焦等,可用进料物流量来调节。

c.操作原则则在操作过程中,需要进行提温提空速时,应“先提空速后提温,,而降空速降温的情况则“先降温后降空速”。如果违背这个原则,会造成剧烈的加氢裂化反应,使氢纯度下降,增加催化剂表面的积炭。在不正常的情况下,应尽量避免空速大幅度下降,从而引起反应温度超高。

(3)催化剂的再生固定床催化剂,经过一个周期的运行,随着催化剂表面结炭的积累,催化剂活性下降,无法继续运行,因而需要进行再生或需要重新活化,才能继续运行。固定床催化剂的再生操作,一般多是间歇式的,即停止物料后才能进行再生。再生的方式有器内再生和器外再生两种。

①器内再生。器内再生即是反应物料停止进反应器后,催化剂保留在反应器内,而将再生介质通过反应器,进行再生操作。这种再生方式,避免了催化剂的装卸,缩短了再生时间,是一种广泛使用的方式。

a.再生前的预处理。首先降温,遵循“先降温后降量”的原则,严格按照工艺要求的降温速度进行。温度降到规定要求,并且停止进料后,就可以用惰性气体,一般是工业氮气,对系统进行吹扫,将反应系统的烃类气体和氢气吹扫干净。经化验,反应器出口的气体内烃类和氢气的含量小于 1%即可。有特殊要求的催化剂,应在反应系统充上氮气,以保护催化剂,

b 甲再生的进行。催化剂表面的结炭,一般用氧气燃烧来消除。为了控制烧炭的速度。以免在燃烧过程中产生的热量烧毁催化剂,常配以一定量的氮气,以调节进料气体·的氧浓度。催化剂结炭首先与氧气接触,形成剧烈的燃烧反应、放出大量热 t,会使催化剂床层局部温度上升。当燃烧继续向前进行时,原来的催化剂因焦炭量减少,温度有所下降。从宏观上看,相当于一个“高温波”沿着催化剂末层往前推移。可以根据“高温波”的移动来判断烧炭的进行状况。调节(加大)氧气的浓度,又会产生一个新的“高温波”往前移动。当加大氧气的浓度,不再产生温波时,烧炭操作结束。

催化剂再生过程中,应注意控制一定的升温速度,即床层最高温度与反应器入口温度之差。升温速度也不能过快,如发现温升超过 70℃,立即调整再生稀释气体控制温升。一般催化剂床层最高温度不能超过 500℃,否则对催化剂有损坏。

c.再生的结束。随着烧焦的进行,催化荆积炭在减少后,这时增加空气中的氧含1量,床层没有明显的温升,即“温波“没有再出现,说明烧焦过程基本结束。逐步增加空气量,如控制床层温度不大于500℃,空气氧含量可提到10%(体积),在最大空气盆下,保持4h,无明显温升,即烧焦再生过程结束。在降温过程中,小心观察床层内各点温度,如有任何燃烧迹象,应立即减少空气量或停止送入空气,并增加蒸汽量,控制嫩烧,一般降温速度不能过快,以25—30℃/h为宜。

②器外再生。器外再生即反应物料停进后,经过降温,吹扫等正常处理完后,将催化剂移出反应器外,进行的再生过程。这种方式的优点是可以较好地保护反应器,不至于在器内再生时由于超温或燃烧的酸性气体对器壁的腐蚀。另外催化剂移出器外,可以采用条件比较苛刻的再生手段,以达到最理想的再生效果,甚至可以送催化荆工厂或专门的催化剂再生装置,能较好地保证再生质量,有一定的优越性。

a 卸催化剂时,反应器内做好氮气保护。在卸催化剂操作时,尽量缩短卸剂时间,防止未经再生的催化剂接触空气后,会发生二次燃烧。卸出的催化剂要求有专门的容器(桶),并配备氮封,严禁空气进入。在整个运轴过程都要求氮气保护。

b.卸出催化剂的反应器,要根据专门的要求,进行专门的清洗,以保护催化剂,

图24-2是全再生一提升管催化裂化装置示意图。

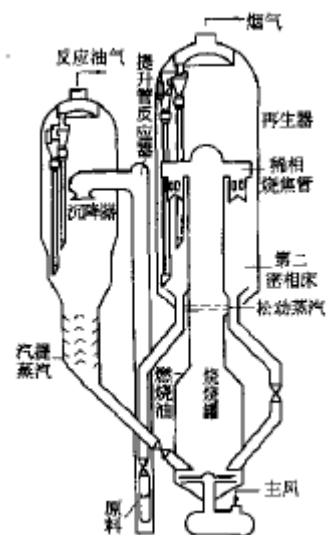


图24-2 全再生一提升管
催化裂化装置示意图

24.5 流化床反应器的日常运行与操作

在一个气固相的固定床系统中,随着气体流速的变化,一般可以分为固定床、流化床、稀相流化床以及气流输送等状态,每种状态都具有不同的动力学特性。固体颗粒催化荆在至下而上的气流作用下,被吹起呈悬浮态,并作无规则的激烈运动,有如液体可自由运动的现象,称“流态化”,所以流态化也称假液化、流化,沸腾等。人们习惯将流态化系统分为散式流态化和聚式流态化两种,工业流化催化裂化装置的反应器和再生器就是典型的流化床。

(1)流化床的主要特点流化床的基本特点是所用的催化剂颗粒小、重度轻,它们在气流的作用下,床层始终处于激烈的搅动状态,因而形成以下特点。

①气一固间传热和传质速率快,床层温度均匀。由于热量传递的及时,避免了局部过热现象。另外,使用的催化剂的颗粒小,比表面积大,给反应提供了较大的催化面积,加快反应速度。

②便于实现连续化和自动化。催化剂颗粒处于运动状态,取出与加人都极为方便,有利于催化剂的抽送。也可以采用较高的剂油比,这样不但提高了反应强度,而且简化了供热和取热的措施,从而简化了反应器的结构。

③设备生产强度大,操作条件平稳。由于流化床具有传热传质效率高的特点,反应速度快,连续化生产,因而设备单位时间内处理能力大,操作条件比较平稳,可大大地降低设备造价与生产成本。

流化床反应器也有它固有的缺点,如固体颗粒磨损大,损耗大;气—固接触过程复杂,会接触不良,催化剂与气流沿轴向返混严重,大量已反应物与新鲜物掺混,影响反应速率,降低选择性而且流态化操作影响参数多,可调节范围窄,操作条件苛刻等。

(2)流化床反应器的日常操作(以流化催化裂化为例)

①反应温度的控制。反应温度是催化过程主要操作参数之一,对反应速度有非常明显的影响。因此,在其他条件不变时,提高反应温度就可增加设备的处理能力。但是随着温度的升高,物料再反应,或副反应也会增加,将导致目的产品收率的下降,气体和焦炭产率上升,就会影响产品的合理分布。

温度对产品的质量也有影响,温度升高,分解、缩合、芳构化等反应将加速,从而产品中的烯烃、芳烃含量增加,将直接影响产品的品质。因此,对于不同的原料,必须选择适宜的操作温度。

影响反应温度的因素很多,主要归纳有以下几种状况。

a.催化剂循环量的变化。在进料量不变的情况下,催化剂循环量发生波动,即改变了剂油比,催化剂对进料分子来说,接触次数增加,反应加快,放热量增加,整个系统温度就会升高。这时应调节再生滑阀开度,降低循环量,使系统温度恢复正常。

b.进料预热温度的变化,也改变带进系统的总热量,从而影响反应温度。一般情况下进料温度都有一定的调节余量,应控制在正常范围之内。

c.催化剂的卸出及补充速率的变化,也会影响反应温度的变化。因为正常情况下,流化床的催化剂总有一部分跑损或定期卸出,再补充相应量的新鲜催化剂,以保持催化剂活性和总盆的平衡。如果卸出及补充催化剂的速率发生变化,也即新催化剂比例不同,催化剂的平均活性就会改变,反应温度也改变。

d.进入反应器的蒸汽量与温度对反应温度的影响。催化剂的雾化蒸汽有三个作用。一是提升催化剂,将高温、烧过焦的催化剂与蒸汽先接触,起到了钝化作用,减少生焦量;二是对原料起到雾化作用,缩短油气与催化剂的接触时间。三是水蒸气将催化剂颗粒之间孔隙内油气置换出来,起到汽提作用。

水蒸气量增加,对抑制生焦,缓和反应有好处,但增加了汽耗,也将影响热平衡,可以通过改变剂油比或改变再生温度来补偿。

e.进料流量变化,或者进料杂质的增加,如含水量变大,则反应温度会迅速波动,这时应分析引发原因,及时排除,确保系统恢复正常。

②反应压力的控制。提高反应压力使反应器内油气体积缩小,即相当于延长了物料停留时间,因而可使转化率提高。反应压力对产品分布和产品质量也有影响,压力增加可使汽油/气体产率比提高,但是焦炭产率也提高,这是不利的。反应压力升高还有利于烯烃的加氢反应,便于降低基础油的碘值,又可进一步提高现有装置的处理能力。

目前综合考虑,以提高反应—再生系统操作压力,利大于弊,但受主风机能力的限制。整个生产装置的反应压力主要由反应—再生系统的压力平衡控制,可调节范围很小。保持压力平衡,是流化态两器操作中保证稳定和安全的關鍵。

反应—再生系统的压力平衡一般包括待生线路和再生线路的压力平衡,对于有些装置,还包括半再生线路的压力平衡。每一线路的压力平衡包括推动力和阻力两部分,容器、设备、

管线较多，因此影响系统压力的因素也相当复杂。归纳起来，有以下主要因素：

- a. 系统连通滑阀的开度。两器之间的滑阀的开度的大小可改变系统的压降，也影响压力。
- b. 分馏塔蝶阀的开度。在反应器喷油前，用蝶阀调节压力，反应器喷油后，用气体压缩机的转速和反飞动量调节。
- c. 蒸汽压力。流量的变化会直接影响系统的压力变化，要及时调节。
- d. 进料严重带水，则会汽化，增大气体流量，使系统压力升高，必须严格控制，加大切水，不能让进料大量带水进入系统。

③反应时间的控制。在催化裂化反应中，催化剂与油气每时都在以不同速度激烈运动着，所以很难把化学反应的真实时间准确表达出来，工业上多以空速或假反应时间来近似表示。

$$\text{空速} = \frac{\text{总进料}}{\text{催化剂床量}} \text{h}^{-1}$$
$$\text{假反应时间} \quad \tau = \frac{1}{\text{空速}} \text{h}$$

可见，提高假反应时间即降低空速，可延长原料与催化剂的接触时间，提高原料的转化率，但却相应降低了进料量，也会由于反应深度过大而影响产品的分布和品质。降低假反应时间即可提高空速，虽然可以提高处理量，但对反应深度却会产生影响，所以假反应时间要控制在适宜的范围内、

④剂油比。剂油比是指在单位时间内进入反应器的催化剂量与进料量之比，常以符号 C/O 表示：

$$C/O = \frac{\text{催化剂循环量}}{\text{进料量}}$$

剂油比表示了油气与固体催化剂的接触程度，也反映了催化剂活性表面对油气分子催化反应速度的影响情况。剂油比提高，使原料油和催化剂接触更充分，相应提高了反应速度。在相同的条件下，剂油比增加意味着催化剂循环量的增加，使待生剂和再生剂的积炭差减小，相应增加了催化剂有效活性中心，而使反应的转化深度提高。当剂油比提高时，转化率也增加，气体、汽油和焦炭也增加，特别焦炭与转化率的比值增加更显著。较高的剂油比还能使汽油产品中的芳烃量增加，硫和烯烃含量降低，从而提高汽油质量。但剂油比受原料处理量和设备能力的限制，不可能过高。一般在 5 左右合适。

剂油比通常不作操作调节因素。如需调整，一般以增减催化剂的循环量来调节。

⑤回炼比。在催化裂化反应中，新鲜进料只有其中一部分发生了裂解反应，转化为较轻的油品。其余未转化部分，在分离后，重新回到反应器内，再次进行反应，这部分称回炼油。进反应器的回炼油与进反应器的新鲜油之比，称回炼比。

回炼比是催化裂化反应的一个重要指标，但不是一个独立变量。它和产品的产率分布、产品质量、装置热平衡以及装置的处理能力有密切的关系。

原料的单程转化率高，回炼油量少，回炼比就大。改变回炼比，实际上意味着改变了进料的性质。回炼比加大可得到较高的最终转化率和较高的汽油产率，但会降低原料的处理量，并增加机泵的能量消耗及分馏塔的负荷。随之反应所僻热量大大增加，反过来又会使再生温度降低，再生催化剂含炭量增加，使单程转化深度进一步降低，有时不得不降低处理量或多产柴油少产汽油，以减少回炼比。所以回炼比的增加是有限限制的，不同的原料、不同目标产品，选择不同的回炼比。

(3)再生操作的影响流化床催化裂化为了保持操作的连续性，必须将已反应过的催化剂及时进行再生。催化裂化是采用烧焦的办法进行催化剂再生，烧焦在再生系统内进行，目前的催化裂化，一般设两个再生器，分两段进行烧焦。两段烧焦的好处是一段二段的烧焦比例可以调节，避免了一段烧焦的超高温操作，有利于烧焦的效果提高。

催化剂再生操作的主要要求有以下几点:因为一般催化裂化装置的处理能力取决于再生器的烧焦能力,所以烧焦速度要求要快;再生后的催化剂含炭量越少,催化剂活性越高,有利于提高反应器的处理能力和改善产品分布状况;在烟气进入旋风分离器时再发生二次燃烧,以免温度过高烧坏设备等。

影响催化剂再生的操作因素较多,其中主要有以下几方面。

①催化剂上焦炭的含量及其组成的影响。催化剂上焦炭的燃烧速度基本上与催化剂上的焦炭含量成正比。因此,待生催化剂进入再生器后,在开始时焦炭燃烧较快,随着焦炭含量降低再生速度下降,若把催化剂上最后残存的少量焦炭全部燃去,则需要很长时间,或者需要相当大的再生器,因此不能要求将催化剂上的含炭量降得非常低,一般<1%即可。实践证明,催化剂上残存少量焦炭对其活性并无太大的影响。

焦炭中的 H 比 C 容易燃烧,而烧 H 的耗氧比烧 C 的耗氧大。如 H/C 高,则耗氧增加,加大了主风机负荷。

②再生温度。焦炭燃烧的速度随再生温度的提高而加快。提高再生温度对提高燃烧速度的影响是很明显的,但在较高温度区(例如 500℃以上)影响减弱。

为了提高再生反应速度以提高再生器的烧焦能力,要求尽可能地提高再生温度,但过高的再生温度会引起催化剂结构的破坏而影响其活性,同时也增加了二次燃烧的可能性;

③再生压力。提高再生器压力等于提高了再生器中氧的分压,因而可以提高燃焦反应速度,从而提高处理能力,同时也会使反应器及气压机入口压力提高,气压机的功率减少。但是使空气的压缩成本增加,因此在设计时应综合考虑其经济合理性。对于正常操作中的装置,再生器压力受到系统压力平衡的控制,可调节范围很小。

④再生时间。随着再生时间的延长,催化剂上残存的焦炭量逐渐减少。但是当焦炭量降至一定程度后,延长再生时间对再生催化剂内含炭量的影响减弱,再生反应速度也变得很慢。

催化剂的再生时间主要决定于催化剂循环量及再生器内的催化剂藏量。再生器催化剂的藏量,还与催化剂料面控制,以及催化剂卸出和补充的速率有关。

⑤主风量。焦炭燃烧速度与再生气中氧浓度成正比,增加主风量也就提高了再生气中氧的浓度,便再生速度加快。但是再生器中氧浓度高是引起二次燃烧的主要原因之一,因此再生器中要求过高的氧浓度不仅增加了主风机的负荷,而且容易发生二次燃烧。再生气中氧浓度低容易引起燃烧不完全,使催化剂的活性和选择性变坏反而促使生焦量增加,如此恶性循环的结果会使催化剂表面结炭像滚雪球一样增加,而形成堆积,影响正常生产。

主风量控制是催化反应的主要操作手段之一。如果是两段再生,要根据操作条件,控制好一、二次再生的风量,按要求调节一、二次燃焦比例。确保烧焦的效果和操作平稳运行。

24.6 移动床反应器的日常运行与操作

(1)移动床反应器的基本特点固定床催化剂一般无法进行连续再生。流化床催化剂可以很好地进行连续再生,但只适用于催化剂颗粒较小的工艺。催化剂颗粒大,难以形成流态化,为了使再生连续进行,可以使用移动床。在移动床中,当催化剂由于积炭而迅速失活时,可通过特制的闭锁装置,利用催化剂本身的重力,缓缓地将催化剂移出反应器。这些待再生的催化剂,通过机械传送或气体输送,进入再生器自上而下地再生,再生过的催化剂则用同样的办法,输送回反应器,这样实现了反应与再生的连续操作,这种系统,催化剂床层相当于在系统移动,称之为移动床。

这类反应器最先应用于石油炼制的催化裂化工艺,后来又推广到连续催化重整工艺。典型的工业装置有 UDP 公司与 IFP 公司两种工艺,不同点是反应器的设置一个是串联布置,一个是并联布置。原理见示意图 24-3。

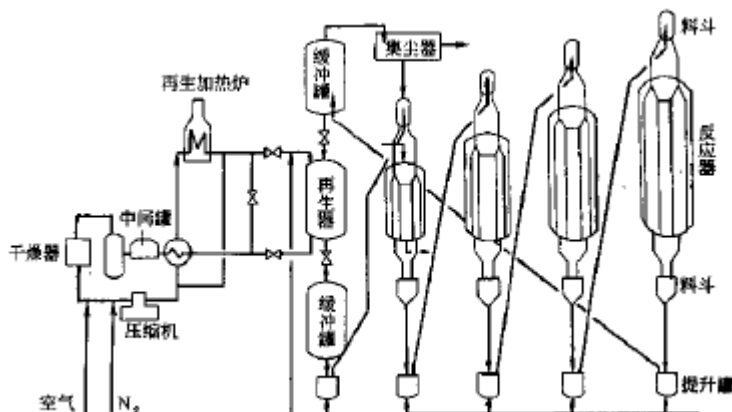


图 24-3 移动床反应器

移动床反应器具有以下特点。

①连续运转。催化剂随着反应时间的增加,表面积炭相应增加,活性下降。为了确保一定的反应速度,必须将积炭的催化剂移出反应器,不断地补充新鲜的或再生过的催化剂,以保持催化剂平均活性,这种不间断的过程,确保了反应系统操作的连续性。

②可以在较苛刻的反应条件下稳定运转。固定床的缺点之一是反应初期与末期的催化剂活性变化大,因而反应深度不同,导致产品的分布及产品的质量都有差异,甚至影响到处理量的变化。移动床反应器,由于催化剂活性可以调节,在一定范围内保持恒定,整个反应器也可以在较苛刻的条件下进行,有利于充分利用催化剂的潜力,提高重整油的品质。

③较低的反应压力。从理论上讲,对于一定的空速及原料特性,反应压力越低,重整油收率和氮纯度就越高。同时压力低对降低对设备的要求,减少投资,这是非常有利的,重整的发展历史也表明了这一点。固定床的重整反应压力为 3.43MPa,第一代连续重整反应压力为 0.69—0.98MPa,第二代连续重整压力只有 0.29—0.49MPa

④操作比较复杂。移动床工艺,不太适宜强烈的放热反应。反应器、再生器中的催化剂始终都在流动状态,从上而下依靠重力流动,提升可用氮气或惰性气体。为了保证整个系统的平稳循环,对控制系统的要求较高,操作相应比固定床复杂。

C2)移动床反应的日常操作(以连续重整为例)

①反应温度的影响。重整反应是一个强吸热反应，反应温度的高低对反应速度影响极大。一般来说，提高反应温度对反应有利，但反应温度过高，会引起副反应增加，裂化反应加剧，这样液体产品收率降低，催化剂生焦速率加快，因此反应温度必须严格控制。在开工初期催化剂活性高，反应温度可低一些，随着开工时间的延续，催化剂活性降低，为了保证一定的重整转化率，反应器入口温度要相应地逐步提高。

重整反应器的人口温度是调节产品质量的主要操作参数。由于反应过程的吸热，反应器的出口温度有所下降，为了保持反应过程的平稳，控制并减少温降的影响，整个反应器一般分成若干段串连，每个反应器人口设置加热炉提升温度，通常要求每个反应器的人口温度逐步提高，以保证一定的重整转化率。重整反应器人口温度控制十分严格。一般要求 $\pm 1\text{C}$ 以内。每次温度的调节幅度原则上不超过 2C 。

影响反应器人口温度的因素主要有:

- a. 燃料气组成及压力变化会引起温度的波动, 适当调整燃料气的流量。
- b. 循环压缩机故障, 引起循环氢流量的波动. 也会造成温度的波动。
- c. 进料量的波动。

根据引起波动的原因，采取相应的调节措施。

②反应压力的影响。由于重整反应是一个增加体积的反应，从理论上讲，对于一定的空

速及一定的原料特性，反应压力越低，重整油收率和氢纯度就越高，所以重整工艺的发展趋势，是降低反应压力。但随着压力的降低，循环气中的氢分压也降低，导致催化剂的积焦也增加，因此压力的降低是有限度的。目前第二代连续重整的反应压力大约为 0.34MPa 左右。

对于一个现有的装置和现有的循环压缩机来说，是按一定的压力等级设计的，几乎没有多少弹性，一般不作调节。实际控制的压力是产品分离器的压力，并不是反应器的压力。反应器的压力会随系统压力的变化而变化，一控制好了高压系统的压力，反应器的压力即稳定在一个范围之内。

影响系统压力变化的主要因素：

- a. 反应温度变化，重整转化率或产品组成变化。
- b. 进料物流变化导致空速的变化。
- c. 循环压缩机的波动或故障。

③空速。空速的大小反映了原料油与催化剂接触时间长短。空速直接影响产品的质量，空速大产品质量就低，提高反应温度可以弥补大空速的影响，但是又会引起热反应而降低催化剂选择性。低空速会使加氢裂化反应加剧而使重整液收率下降。

空速一般不作调节手段，操作中过低的空速对反应不利，通常空速不要在小于设计值的 1/2 以下操作。

操作原则是如果要同时改变进料量(即空速)与反应温度，应“先提空速后提温”，如果相反则应“先降温度后降空速”。若违背这一规律，将会发生严重的加氢裂化反应，催化剂很快结焦，并消耗大量氢气，使氢浓度下降。如果在不正常情况或有必要进行这种调节时，应尽量避免大幅度调整，以确保不要超温。

④氢烃比。为了使催化剂稳定，在重整操作中需要循环氢，这有从催化剂上带走反应产物和可凝物料的作用，以及给催化剂提供容易得到的氢，提高 H_2/HC 之比，会以较快的速率，使石脑油通过反应器，并为吸热反应提供较大的热源，最终结果是稳定性提高。

较低的 H_2/HC 之比等于降低氢分压，增加焦炭生成。在标准的操作范围之内， H_2/HC 比对产品质量或收率几乎没有什么影响。

如果有必要调节，如提高氢烃比，则可增加循环量或降低进料量。由于设备的限制，氢烃比不可能动作太多。

(3)连续再生操作

①催化剂的循环。连续重整的特点之一就是催化剂能保持良好的循环。每一个反应器内的催化剂靠自身重力下流至下部的收集料斗，然后通过提升气将催化剂提升到下一个反应器的顶部，如此循环，直至最后末反应器。末反应器下部的收集料斗，将催化剂提升至再生器顶部缓冲罐，闭锁料斗，特殊隔断阀，待压力一致后，送入再生器进行烧焦再生。

提升气有两个独立系统。 N_2 气提升系统用在反应器与再生器之间，可以有效的起到安全隔离作用； H_2 气提升系统用在反应器之间，还可以起到调节氢分压的作用。

催化剂循环量是用一、二次提升气来调节。在合适的操作范围内，催化剂的流量与二次提升气的流量成正比，当总的气体流量保持不变时，提升管中的催化剂速度也保持不变，如果总提升气流量过大，就有可能导致催化剂磨损加剧，这是要尽量避免的。

②催化剂的烧焦。待生催化剂进入再生器，通过注入空气进行烧焦。为了保证烧焦完全和防止催化剂床层超温，再生器内设两个烧焦区。第一燃烧区注入空气量中氧浓度不能过高，要严格控制，防止再生超温。第二燃烧区注入空气量中氧浓度必须有一定过量，以保证烧焦的完全。

烧焦过程中，催化剂上部分微化物被脱除，使催化剂的金属和酸性功能的平衡被打破，为此，在烧焦之后，注入一定量的二氯乙烷，使氯化物在催化剂多孔结构中重新被吸附，并在此同时，在富氧环境下，将凝聚的铂晶粒重新氧化分散，使催化剂的各项性能基本恢复原

始状态。

烧焦过程中还生成部分水，过量的水对含有氧化物的酸性催化剂活性、选择性有明显的影响，因此在氯化之后，还应用干燥的含氧氮气脱除多余的水分。

由于重整各种反应过程的发生，需要催化剂以还原态形式存在，而烧焦、氯化、干燥之后的催化剂为氧化态，因而，在催化剂参加反应之前，需要用高纯度的氢气进行还原。

再生系统的烧焦操作有一定的独立性。在反应系统连续操作的前提下，再生系统可以根据催化剂表面的结焦程度，采用周期性的或间断性的烧焦操作。

24.7 火管式反应器的日常运行与操作

(1)火管式反应器的基本特点大多数的催化反应过程，都有热效应，即反应过程中吸收一定的热量或放出一定的热量。一般加氢、氧化等反应为放热反应，而裂化、脱氮等反应为吸热反应。

反应过程中，没有向反应器取走或者补充一定热量，而是随着反应的进行，反应器中的催化剂的温度，也随之上升或下降，这种过程称为绝热过程。如果在反应过程中，不断向反应系统补充或取走一部分热量，使反应器的催化剂始终(或近似)保持恒定的温度，这种过程称之为等温反应，

温度对催化反应的影响是较大的。除了条件的限制以外，一般总是尽量采用等温反应过程。如果催化反应的热效应很强烈，需要吸收大量的热能，采用一般的热量补充手段无法满足要求，就需要采用火管式反应器。典型的是合成氨装置的蒸汽转化反应器。这种反应器具具有炉管及反应器的双重特性。

(2)火管式反应器的日常操作。

①温度的控制。炉管式反应器温度控制是一个非常重要的指标。特别在合成氨的转化炉中，由于炉膛温度高，炉管表面热强度大，管内装有触媒，因此，对反应管的进出口温度以及管壁温度的控制都要求十分严格。

a.炉管的入口温度。以石脑油为原料的转化炉，入口温度一般通过换热过程来调节，通常在 480--490℃为宜。根据石脑油的品质与组成，可作适当微调，若原料较重，宜于裂化的，则可适当降低入口温度，反之则稍稍提高一些。这个温度在操作过程中，不能波动过大，否则会引起整个炉负荷的波动，甚至引起处理量的变化。

b.炉管出口温度。由于具有反应器与加热炉管的双重性，因此其出口的温度控制按普通加热炉出口温度来控制。这个温度是保证甲烷转化率，即残余甲烷含量的关键因素之一，要非常严格控制在设计指标内。燃料的压力、流量、组成波动，以及燃烧器、炉膛等设备的故障，也会引起出口温度的变化。

c.炉管管壁温度。由于转化炉的热强度大，炉膛温度高，条件十分苛刻，因此。合理控制炉管管壁温度，防止超温，这是延长炉管使用寿命的关键。炉管局部或全部超温，将使炉管使用寿命明显降低。热负荷过大或热流强度不均匀，火焰直接灼烧炉管，或因触媒装填质量差出现的松紧不一，局部架桥现象，都可能使管壁超温。一般管壁温度应控制在 880℃以下。炉管壁温除了定时用光学高温计加以监测外，还要加强定人的监测，炉管壁出现热花斑、发红、变形等现象就可能是超温。

②压力和压差的控制。系统的压力对催化反应有一定的影响。但是，转化工段的压力是由终脱硫系统控制，一般不是调节因素。这种火管式反应器，由于是多管并联，每根转化炉管的出口端由下猪尾管与集气分管相连，分集气管又汇集到集气总管上。因此，每根转化管的压力降，是操作中重要的监控指标。

压差在新催化剂(触媒)的装填过程中，要求就十分严格，(参见第 12 章催化剂及其装卸操作)除了严格按规定进行操作外，装填完毕，还要进行单根转化管压差的测试，确保符合

安装规定的要求。开工后如果压差增大,原因可能是触媒结炭和粉碎、触媒粉尘、触媒中某些挥发物及保温耐火材料的某些组分在床层上的沉积等等;床层阻力增大可能导致气流分布不均,造成局部过热,反应效果差等不良影响。同时压差大,还降低了合成气压缩机的人口压力,而使压缩机功耗增加,甚至可能使压缩气量减少而降低合成氨的产量。在本系统中,压差应为 0.25—0.26MPa,如压差增大至 0.30MPa 以上,则系统难于满负荷稳定运行;此时应及时采取措施加以解决,例如进行烧炭、还原操作,否则,结炭将更趋严重,严重结炭的触媒将难于进行烧炭操作恢复活性,只有更换触媒了。

(3)触媒的保护转化触媒在合成氨生产过程中占有十分重要的地位,因此,保持触媒的高活性和延长使用寿命是工艺操作中的关键因素之一。

影响触媒活性与寿命的主要因素有:

- ①触媒的装填质量。要严格防止将不合格的触媒进入炉管,装填要均匀疏密一致。
- ②触媒中毒。许多触媒对硫、氯、重金属(As,Pb)等杂质特别敏感,在进料中要严格控制指标之内。
- ③水碳比。入口气体的水一碳比是防止触媒结炭的关键指标,不允许出现过低的水碳比。
- ④超温。炉管热强度过大,火焰直接灼烧炉管造成炉管超温,也易于使触媒粉碎和活性下降。

24.8 工业催化剂的操作保护

催化剂能否在工业上应用,取决于它的催化活性、选择性与稳定性。

(1)催化剂活性催化剂活性是指催化剂加速反应的程度。由于没有催化剂时,反应进行得非常慢,催化剂参加进去后,反应变得异乎寻常之快,因此可以直接用反应速度来表示催化剂的活性。在多相反应中,催化活性可以用单位质量(单位表面积或单位体积)催化剂所加速的的反应的速度常数表示,常常称为比活性。在均相催化反应中,则用每摩尔催化剂所加速的的反应的速度常数表示。

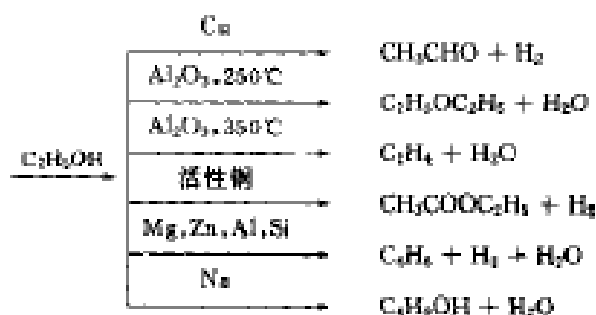
在实际应用中,反应的速度常数是难以测定的,因此,催化活性常常用反应物的转化率表示。不同的催化剂有不同的转化率,因而也有不同的催化活性。

催化剂活性主要取决于几个因素。

- ①催化剂的化学组成,化合物,金属等。
- ②催化剂的宏观结构,如比表面、孔体积、孔分布等。
- ③催化剂的微观结构,如分子结构、活性中心等。

(2)催化剂的选择性在一定的条件下,一个反应体系可以按热力学上可能的若干方向进行,当某种催化剂存在时,可使其中一个方向显著加速,这就是催化剂作用的选择性。适当地选择催化剂,能使化学反应朝我们希望的方向进行,这是催化剂的选择定向作用。

例如乙醇在不同催化剂的作用下,可以实现热力学上可能的各种转化,如:



根据不同的目的产物要求,可以选择不同的催化剂和不同的反应温度、反应压力等条件来达到。欲改善催化别的选择性,可用加速目的产物的生成速度、或阻滞副产物的生成速

度实现。例如在催化剂中加入助催化剂，或者加入选择性物质，可以提高选择性。

(3)催化剂的稳定性催化剂的稳定性是指催化剂保持长久的程度。理论上催化剂在反应后不会损耗，似乎可以无限制地使用下去。实际上，反应过程中其活性和选择性都会下降，固体的形态也会遭受破坏。因此，催化剂都有一个使用寿命的问题。

影响催化剂寿命的原因一般是：

- ①反应物、产物或溶剂对活性组分或载体的侵蚀。
- ②可挥发性组分的流失，如重整催化剂中 F 或 Cl 等。
- ③金属晶粒的生长或聚集—熔结过程。
- ④载体的晶体结构转化。
- ⑤原料中毒物的作用使催化剂中毒。
- ⑥烃分子在表面上的结焦与结炭，活性表面被屏蔽起来。
- ⑦催化剂床层的重力负荷或压力的冲击，使催化剂磨损、粉化、甚至堵塞反应器。

因此，在催化剂制造中采取各种手段，提高催化剂活性与选择性的同时，提高催化剂的化学稳定性，机械强度，良好的导热性能和热稳定性，这对于提高催化剂的寿命是十分重要的。

(4)催化剂的操作保护

①在烃类的转化反应中，由于反应物在催化剂表面的积炭，造成催化活性下降，一般可用适当提高反应温度来恢复部分活性。但是，反应温度提高到一定限度，受催化剂允许使用温度的限制，则反应温度达到了最高值。再按这个条件进行反应，催化活性就会逐渐下降，这时催化剂需要再生，催化剂结炭的再生过程就是烧焦过程。控制一定的温度，控制一定的空气量，以惰性气体作为调节手段，有控制地烧去催化剂表面的积炭，使催化剂部分或全部恢复活性。

固定床催化剂的再生过程一般是间歇式的，流化床或移动床的再生过程可以连续进行。

②催化剂的中毒，是在反应过程中，原料中含有少量 S, As, Se, Te, P 或 Sb 等金属或金属化合物，吸附在催化剂的活性表面，使其失去催化作用的能力，这种中毒大部分为永久性中毒，催化剂很难再生利用。因此在催化剂的研制过程中，要改善性能，提高催化剂的抗毒性能，增强抵抗力。同时，对反应的原料，进行纯化，减少中毒物质的带人，可以延长催化剂的使用寿命。

③严格控制催化反应的温度，也是影响使用寿命的重要因素。在催化反应器的高温下，或者在放热反应造成的局部过热，会使催化剂中金属的晶粒长大，或者使活性组分熔结、挥发，也可能使催化剂的活性相转变为非活性相，从而降低催化剂的活性和使用寿命。

除了在操作中严格控制反应温度外，在催化剂研制过程中，加入助催化剂，增加活性结构的稳定性或增强催化剂的热传导性能，提高催化剂的抗温性能。

④催化剂的寿命在很大程度上取决于催化剂的机械强度。催化剂在装卸、运输、装填反应器，或者操作过程中造成的压力与张力，要求催化剂具有一定的强度。另外催化剂使用过程中，不论固定床、流化床或移动床，都要承受高速气流的冲击，对催化剂造成的挤压、摩擦和侵蚀作用，要求催化剂具有良好的机械强度。

第 25 章废热锅炉系统的日常运行与操作

25.1 废热锅炉简介

(1)废热锅炉的作用废热锅炉实际上是一台高强度的换热器,即利用化工反应的余热经换热器产生各种不同等级的蒸汽。在大型合成氨装置中其热负荷可达 $2.5 \times 10^8 \text{ kJ/h}$,每小时产生 1.0 MPa 高压蒸汽近 200 t 成为整个装置的主要蒸汽来源是十分关键的化工动力设备。

(2)废热锅炉工作原理废热锅炉一般采用自然循环方式(又称热虹吸)和强制循环方式(用强制循环泵给水循环增加推动力),产生的饱和蒸汽从汽包引出(也有汽包和换热器合二为一的)。汽包本身不产生蒸汽,只起到气液分离作用和缓冲作用。汽包和废热锅炉之间用两组管路连接,水沿下降管进入废热锅炉。在此一部分水受热汽化,汽水混合物的质量比水小,通过循环上升管回到汽包,分离出蒸汽的水又从下降管流下补充。产生的蒸汽愈多,汽水混合物与水的密度差愈大,因而循环速度也愈大,愈有利于传热。

为了有助于循环,汽包应有一定的安装高度以形成位差。对于一台自然循环的锅炉来说,水循环的推动力可用下式表示:

$$\Delta p = (H+h)(\rho_{\text{水}} - \rho_{\text{混}})$$

式中 Δp —自然循环的推动力;

H —汽包至废锅管板的高度;

h —炉管长度(U形管的高度);

$\rho_{\text{水}}$ 、 $\rho_{\text{混}}$ —炉水及汽水混合物的质量。

在稳定循环中,推动力 Δp 正好用来克服循环回路中的各部分阻力,推动力越大越好。对于运行中的一台废热锅炉, $(H+h)$ 是一个固定值,提高推动力的关键是提高下降管和上升管中介质的密度差 $\Delta \rho$ ($\rho_{\text{水}}$ 和 $\rho_{\text{混}}$ 之差)。在锅炉的设计中应避免下降管受热,保证下降管中不发生沸腾汽化,使下降管中的水基本上维持饱和状态,从而使下降管和上升管中的流体产生一定的密度差,获得足够的循环推动力。

(3)废热锅炉的结构废热锅炉可分为水管式和火管式。水管式废热锅炉水和蒸汽走管内,管外流过加热介质;火管式废热锅炉在管内流过加热介质,管外是沸腾着的水。

①水管式废热锅炉

a.双套管式(刺刀型)。如简图 25-1。由若干根双套管组成,水从内管流下,汽水混合物从外管上升,管外走的是高温介质。管板只设在高温介质出口的一端,双套管的外管焊接在管板上,内外管之间的环隙等距离分布定距爪,每一层各有 3 只,互为 120° 点焊在内管外壁上,以防止内管振动并保证同心度。壳程装几块挡板,主要也是起固定管束的作用,防止高速气流引起外管振动,同时也改善了传热。

若锅炉的壳程走 1000°C 左右的高温气体,在碳钢壳体内应选择合适的耐热、隔热衬里是十分重要的,常用的衬里材料为泡沫氧化铝衬里,成分为: $\text{Al}_2\text{O}_3 96\% \sim 99.5\%$, $\text{SiO}_2 < 0.1\%$, $\text{Fe}_2\text{O}_3 < 0.3\%$,此种材料最高使用温度可达 1800°C

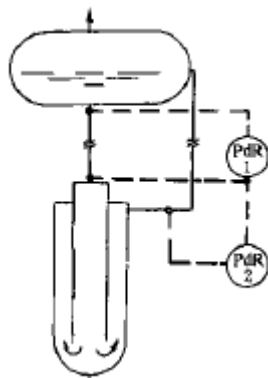


图 25-1 双套管式废热路原理图

b.立式 U 形管锅炉。如简图 25-20 锅炉本体由 U 形管束和圆筒外壳构成。U 形管两端都与管板采用胀管和焊接相结合的方法，连接成一片片的 U 形管束。每一片 U 形管束则由数目不等的 U 形管平行排列组成。管束的管间挡板由角钢支撑，使挡板和 U 形管均能自由伸缩，具有良好的热补偿性能。U 形管一端与水室相通，另一端与汽水室相连。

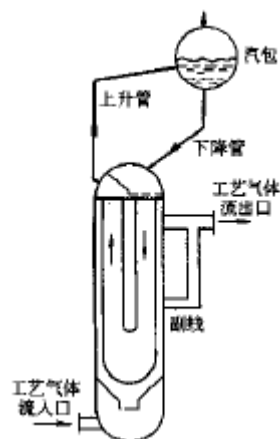


图 25-20 形管式废热锅炉原理图

正常运行时，汽包中的水由废热锅炉水室进入 U 形管的一端，下降到 U 形管底部，靠密度差造成的推动力向上流动，通过 U 形管的另一端流入水汽室，然后回到汽包，如此构成一条自然循环回路。管板以上空间壳体和封头为管箱，U 形管内也承受相同的压力。管板以下壳体走热介质。管箱与管板焊在一起，管板兼作上法兰。下法兰与低压壳体相连，这种结构可避免高压蒸汽泄漏，并可拆开管箱，连同管板和 U 形管束一起抽出来检修或清洗。此外，管箱上盖进口管为沟槽形，有消除涡流的作用，在高压管箱内还装有筛板，使炉水均匀配到各 U 形管中。废热锅炉下部壳体内衬有隔热用的耐火材料。这样可保证壳体外表温度不超标，不必设水夹套。可在壳体外表涂上测温漆，以便检查温度的变化。

U 形管锅炉结构上的缺陷是：爆管事故比刺刀管式严重，重要原因是外排 U 形管底部内侧传热膜系数太小，壁温过高。

②火管式废热锅炉。火管式废热锅炉有一段式结构和两段式结构(如图 25-3、图 25-4)。

一段式结构：废热锅炉内装有一束列管，中部管有带调节阀的旁路，出入口部分和段间部衬有耐火材料，并且段间的耐火材料还带有外衬。

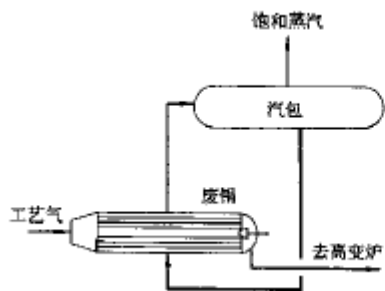


图 25-3 一段式废热锅炉简图

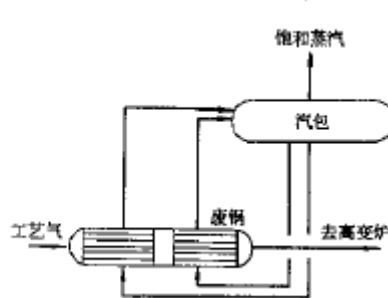


图 25-4 二段式废热锅炉简图

二段式结构:由一中间隔室分隔,后段拥有内部旁路控制,使出口温度保持恒定,废热锅炉是卧式分置,能自然循环,采用加强管板,炉管与管板的焊接为全焊透结构,入口气室、入口管板和中间隔室的简体表面暴露于艺气中的部位都有耐火衬里。

25.2 废热锅炉的日常运行与操作

(1) 废热锅炉的开车

①开车准备

- a.设备检修后复位。
- b.调节阀、联锁系统及安全阀调试安装完毕。
- c.液位测量仪表投用。
- d.气密试验结束。
- e.打开汽包放空阀。

②系统进水

- a.给系统注入除氧精制水,直到汽包最低液位标记。
- b.检查所有管道、阀门、法兰、人孔是否紧密口
- c.打开废热锅炉底部排放阀排放后,再次注水。反复,直到水清后再将水位注至正常液位。

③升温

- a.废锅水侧和蒸汽侧的升温速率不得超过 $500^{\circ}\text{C}/\text{h}$ 。
- b.汽包中的液位应始终保持处于正常位置,可用进水阀和废热锅炉(或汽包)的排放阀来控制。注意:废热锅炉在开车期间操作状态不稳定,蒸汽系统的积垢和过量的氧化铁生成物落至废热锅炉底部,应定期打开排污阀以免结垢(操作前先慢慢预热排污阀和排放阀)。

④汽包磁化(10.0MPa 以上的高压废热锅炉)。当工艺系统达到一定的热负荷,即废热锅炉产汽量在该工况下稳定时,用放空阀控制汽包的压力在 5.0—7.0MPa.恒压磁化 12---24h 后,降压、蒸汽并网,同时汽包加药阀打开加药,废热锅炉系统正常投入运行。

(2)正常停车短停指废热锅炉系统无检修项目。

①控制蒸汽侧降压速率

- a.从操作压力下下降到 6.MPa(表压),允许降压后速率为 0.6MPa/min (接近 $5^{\circ}\text{C}/\text{min}$).
- b.从 5.0MPa 下降至大气压后,允许降压速率为 0.05MPa/min,这一过程需要 2h。

②停工工艺气后,关汽包出口大阀,放空阀打开,在约 3 小时内压力降低到 0.3—0.4MPa

③一旦蒸汽压力低于该装置的氮气系统压力,关闭放空并将 N₂从汽包放空阀引入系统。

④通过给水管系统注水,水温不得超过 100°C 。在此过程中,为防止汽包内形成气阻,应关闭供 N₂ 阀,并重新打开汽包顶部的放空阀。

⑤用锅炉底部的排放管重新排放,汽包中再次注 N₂,这样,按“干燥防护”要求,废

热锅炉和蒸汽系统可作备用。

(3)紧急停车

- ①工艺、仪表、水系统的(电器)故障以及管线破裂,设备泄漏都可能会造成紧急停车。
- ②万一废热锅炉裂管出现问题,立即进行蒸汽降压,同时减少工艺气量至系统全面停车。

25.3 废热锅炉运行的主要指标

废热锅炉日常运行主要控制给水质量,炉水质量,蒸汽质量这三项指标。

(1)给水质量 给水质量的标准与锅炉操作的压力有关,操作的压力愈高,给水质量愈高。锅炉给水的质量标准有:游离氧、残留联胺、pH 值、电导等口

①游离氧。通过热力除氧和化学除氧后,给水中溶解的氧应低于 7×10^{-9} ,水中加入联胺(N_2H_4)是一种化学除氧方法,为了彻底清除水中的氧,联胺应适当过量,并保持水中残留联胺浓度为 $(20-50) \times 10^{-9}$

②PH 值。控制范围在 8.5—9.5,主要由水处理车间用氨水进行调节。

③电导。经对水的游离氧和 pH 值处理后,精制水的电导值约为 $2-5 \mu\text{S}/\text{cm}$,Si 含量低于 10×10^{-9}

(2)炉水质量 废热锅炉水质量标准主要有 PD,“一浓度、FH 值、SiD:浓度、Cl 浓度、总碱度(或电导)等。

① $(\text{PO}_3-)_4$ 一浓度。经除氧后的精制水在送人汽包前加人磷酸盐(NaPO_4)是为了防止生成钙垢。钙离子 Ca^{2+} 是水中最主要的生垢物质,当炉水含有足够的 $(\text{PO}_3-)_4$ 一浓度时,在一定的 pH 值条件下, Ca^{2+} 、 $(\text{PO}_3-)_4$ 生成碱式硫酸钙(呈水渣状)随炉水的排污管排出炉外。磷酸盐的加人量决定于炉水中生垢物质的浓度,其浓度应严加控制,一般在 $(2-10) \times 10^{-6}$ 。

$(\text{PO}_3-)_4$ 浓度过低达不到除钙效果,浓度过高不仅会造成化学药品的浪费,而且会使炉水中总含盐量增加,引起炉管、管壁积盐,影响传热,同时还可能产生大量汽泡,使汽液分离困难,导致蒸汽带水。若炉水中含有微量 Mg^{2+} 还会生成磷酸盐沉淀,粘附在炉管壁上,形成二次水垢。此外,过量的 Na_3PO_4 的加人,可能析出游离 NaOH ,当含有游离 NaOH 的炉水在管壁处高度浓缩时,可能使炉管炉壁发生碱性腐蚀。因此,控制 $(\text{PO}_3-)_4$ 一的浓度很重要。

②pH 值。炉水的 pH 值范围的控制 9.0—10.5 比较合适,过高或过低均会使炉管发生腐蚀,研究表明,炉水的 pH 值控制在 9.0—11.5 范围内。炉水对碳钢的腐蚀性最小。

炉水的 pH 值对水垢的生成有影响,当 pH 值在 9.0-11 时炉水的 $(\text{PO}_3-)_4$ 一与 Ca^{2+} 的反应才能生成易于排除的水渣,而当 pH 值降至 7.5~8.0 时,上述两种离子的反应则生成 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ 水垢。另外,适当地控制炉水的 pH 值,可以减少硅酸在蒸汽中的携带量,以提高蒸汽的质量。

③ SiO_2 含量。为了控制蒸汽的氧化硅夹带,使蒸汽中的氧化硅含量低于 20×10^{-9} ,炉水中的氧化硅总量应限制在 $(3-5) \times 10^{-6}$,正常生产时,最好将这一指标提高到 1×10^{-9} 以下。

④蒸汽质量

a.蒸汽干度 $>99\%$ (此项指标一般不做分析)

b.含盐量:Na 含量低于 10×10^{-9} , SiO_2 含量低于 20×10^{-9} ,蒸汽含盐量、特别是含硅量增加,对蒸汽用户、特别是蒸汽透平将产生很大的危害。

25.4 废热锅炉常见事故及预防

(1)废热锅炉常见事故在高温、高压下运行的废热锅炉事故主要集中在爆管和管与管板的焊缝破裂上,而损坏的炉管差不多又都集中在 u 形管的外层几排。其炉管损坏的因素很多,情况各有所不同,归纳起来主要有以下原因。

①炉管过热。这是炉管损坏的主要原因。引起管壁过热的因素有:热流强度过大、热负荷不均匀、水循环不良、水质不好、传热恶化等。

②管壁腐蚀炉管管壁腐蚀的形式有炉水的酸碱腐蚀、沉积物下的局部腐蚀、以及冲刷腐蚀等。

③机械损伤和非稳定性热应力损坏例如制造材料的缺陷和机械加工质量不高、操作中出现的“水锤”、管束振动、热冲击、升降压和降温速率过大等所引起的非稳定性热应力损坏等。

④干锅。如国外某装置上出现一次总电源故障,造成除氧器给水泵失电,使废热锅炉的给水中断,装置因汽包液位低安全联锁动作跳车,跳车联锁逻辑动作中有一个步骤要向一段转化炉对流段的空气预热盘管输送保护蒸汽。这股保护蒸汽就将二段转化炉催化剂中的热量带往废热锅炉,而此时的汽包压力控制阀因某种机械问题正处于手动状态,不能立即关闭,结果在跳车后仍然继续产生蒸汽,致使汽包液位完全丧失。由于该系统的液位测量设备安装在汽包顶上,故当时无法确定废热锅炉液位的降低情况。导致废热锅炉干锅,炉管与管板的焊缝破裂。

(2)废热锅炉事故的预防-

①炉管过热

a.减小热端积垢,避免局部过热。

b.增加水循环流速。在废热锅炉中,水侧属于相变化的对流传热,水在受热汽化时产生气泡,气泡长大并离开受热面;如果水流速过小,将会使大量气泡连成一片,使管壁被气膜隔离,传热效果将大大降低;若水循环流速足够大,使管壁受水流不断扰动,就不可能在壁面形成汽膜,将使传热效果得到增强。

②提高水质,防止结垢、积盐和腐蚀。水垢的形成在于炉水和给水的水质不符合要求,水中含有超过允许量的非溶解性盐类。某些盐类的溶解度随温度的升高而降低,如 CaSiO_3 、 CaSO_4 等,而管内壁的滞流层的温度通常比炉水主体温度高几度,因此水中的盐类容易在管壁或其附近的高温区达到过饱和,而从水中结晶沉降下来,这些沉积物就在管壁表面形成水垢层。虽然现在水处理技术比较先进,水质良好,但不能掉以轻心,因为难免有一些盐类在处

理过程中漏掉而形成水垢。

除了可能生成水垢外,还可能出现锈垢,锈垢是废锅腐蚀产物沉积的结果。废锅发生腐蚀的原因主要是水中的游离氧,另外还可能是因为pH值控制不当、磷酸盐添加量不当、发生酸碱腐蚀。当水中有游离氧存在时,溶解氧能与金属铁发生反应,生成氢氧化铁或红褐色的氧化铁沉淀;这种氧化过程与温度、氧浓度及pH值有关,温度愈高,氧浓度愈大,pH值愈低,氧化过程进行的愈快。管壁上沉积了氧化铁锈垢以后,还会在管壁与垢层之间产生电化学腐蚀。

③除氧器给水泵失电。任何情况下操作员要尽量避免废锅干锅,若达到低水位停车时,要及时切断所有的热源并关闭蒸汽的输出阀。

由此可见,在废锅运行中保持良好的水质非常重要,因为水质不良可引发多种故障,如结垢、积盐、腐蚀、恶化传热、炉管超温以及蒸汽质量下降而危及蒸汽用户等,故优良的水质是保证废锅长周期安全运行并输送合格蒸汽的必要条件。

第 26 章吸收系统的日常运行与操作

吸收过程是化工生产中一个重要的单元操作，它是指用适当的液体溶剂去处理混合气体，使其中的某一组分或几个组分溶解于溶剂，达到分离、净化气体混合物的过程。吸收在化学、化工和相类似的工业部门中有着极为广泛地应用。

①净化原料气。利用吸收原理，将气体混合物中的组分进行分离，除去其中的某些有害或无用成分，达到净化气体的目的。如从石油气和焦炉气中除去硫化氢的净化；从合成氨原料氢氮混合气体中除去一氧化碳与二氧化碳的净化等。

②回收有用组分。为了防止有价值组分的损失，利用吸收原理，选用可行的吸收方法，将有用的组分加以回收。如从合成氨弛放气中用水回收氨。从焦炉气中回收苯，从裂化气或天然气的高温裂解气中回收乙炔等。

③某些产品的制取。将气体中需用的成分用溶液吸收出来，成为溶液态的产品或半成品。如在甲醇(乙醇)蒸汽经氧化后，用水吸收制甲醛(乙醛)；用水吸收含三氧化硫的气体制硫酸等。

④废气的治理。为适应安全卫生 and 环境保护的需要，选用可行的吸收方法，将废气中的有害组分进行处理。如烟道气中二氧化硫的处理；矿物分解气中气体氟化物的净化等。

工业上进行的吸收根据不同目的可以进行解吸或不再解吸，解吸是吸收的逆过程，指被溶解的气体从溶液中再释放出来。有解吸的吸收，吸收剂能够多次使用(如不考虑在流程中的某些损失，吸收剂可在“吸收—解吸—吸收”的系统中长期循环使用)，并可将被吸收的组分分离成纯组分；如不进行解吸则吸收剂只能使用一次(吸收后废液经处理后排放)，吸收的结果得到成品、半成品或净化了气体。

2.6.1 吸收原理

在吸收过程中所用的吸收液体称为溶剂 s ，被吸收的组分称为溶质 A ，不被吸收的组分称为惰性气体 B 。吸收可分为物理吸收和化学吸收。吸收过程中不发生化学反应的称为物理吸收，在此情况下，溶液面上在某种程度上存在有较大的组分压力，而且吸收最后只能进行到气相中的组分压力略高于组分在溶液面上的平衡压力为止。吸收过程中伴随着化学反应的称为化学吸收，在此情况下，被吸收的组分在液相中是以化合物状态结合在一起，在不可逆反应时，溶液面上的组分平衡分压极小，但也可充分吸收；在可逆反应时，溶液上方存在有明显的组分分压，但比物理吸收小。吸收过程往往伴随着物理热效应与化学热效应，因此视吸收过程温度变化与否，分为等温吸收和非等温吸收。根据被吸收组分的数目又可把吸收分为单组分吸收和多组分吸收。

(1)气体在液体中的溶解度与亨利定律在一定的条件下，气液两相经过充分接触达到平衡时，单位溶剂中所溶解的气体量为溶解度。溶解度表示吸收过程所能达到的极限，不同的气体在同一溶剂里的溶解度差别很大。通常情况下，极性溶质易溶于极性溶剂，非极性溶质易溶于非极性溶剂，符合相似相溶原理。

一般来说，压力一定时，气体的溶解度与温度成反比；温度一定时，气体的溶解度与溶液上方溶质的分压成正比。

由于稀溶液可视为理想溶液，溶质在液相中的浓度与其平衡分压的关系为直线关系：

$$p^* = \frac{c}{H} \quad (26-1)$$

式中 p^* —溶质在气相中的平衡分压，MPa；

c —溶质在液相中的体积摩尔浓度，kmol/m³；

H —溶解度系数，kmol/(m³ · MPa)。

上式即为亨利定律, H 值由实验测定, 它的大小反映了气体溶解的难易程度, 在数值上等于平衡分压为 1MPa 时的溶解度, 其数值随温度的变化而改变。亨利定律适用于难溶、较难溶的气体, 对于易溶、较易溶气体, 只能用于液相浓度甚低的情况。如果浓度超出亨利定律所适用的范围, 平衡关系可用曲线表示, 也可将数据整理成为适用于某一范围的经验式, 以方便计算。

考虑到物料衡算的方便, 令 $E=c/H$, 得

$$p_A = E x_A \quad (26-2)$$

式中 E--亨利系数, MPa;

x_A —组分的摩尔分率。

令 $x=E/p$, 得

$$y_A = K x_A \quad (26-3)$$

式中 y_A —气相中溶质的平衡摩尔分率;

K—相平衡常数, 无因次。

式《26-2)和式(26-3)都是亨利定律的不同表达形式。

在工艺设计与生产实践中, 亨利定律有以下用途。

①在一定范围内, 利用亨利定律进行吸收或解吸的定量计算。

②亨利定律指出了吸收过程的原则:吸收一般采用加压低温;解吸一般采用低压高温。

③判断气液接触过程的传质方向和过程进行的程度。

(2)吸收速率方程式吸收的传质过程与两流体通过间壁的传热过程相似, 但比传热更复杂, 传热过程最终的平衡状态(热平衡)是温度相等, 而传质过程最终的平衡状态(相平衡)一般不是两相浓度相等。传质过程可分为三个步异;

①溶质以气相主体与界面间的浓度差为推动力由气相主体扩散到气液两相界面。

②穿过相界面;

③以液相界面与主体中的浓度差为推动力由液相的界面扩散到主体。

按照流体与界面间的传质速率方程, 气相吸收速率方程:

$$N_A = k_G (p_G - p_i) \quad (26-4)$$

液相吸收速率方程:

$$N_A = k_L (c_i - c_L) \quad (26-5)$$

式中 N_A —溶质的传质速率, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

p_G —气相主体中溶质的分压, MPa;

p_i —气、液相界面上溶质的分压, MPa;

c_i —气、液相界面上溶质的浓度, kmol/m^3 ;

c_L ,液相主体中溶质的浓度, kmol/m^3 ;

k_G —气相传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$

k_L 液相传质系数, m/ho

在稳定状态下气相、液相的传质速率应相等

$$\begin{aligned} k_G (p_G - p_i) &= k_L (c_i - c_L) \\ k_G / k_L &= (c_i - c_L) / (p_G - p_i) \end{aligned} \quad (26-6)$$

在亨利定律适用的情况下

$$N_A = k_L (c_i - c_L) = k_L H (p_i - p_L^*) \quad (26-7)$$

将式(26-7)与式(26-4)联立得

$$N_A = (p_G - p_L^*) / (1/k_G + 1/k_L H)$$

令 $1/K_G = 1/k_G + 1/k_L H$ 则

$$N_A = K_G (p_G - p_L^*) \quad (26-8)$$

式中 K_G 气相传质总系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})$

p_L^* —与液相浓度 c_L 平衡的气相分压, MPa,

式(26-5)是以气相分压差为推动力的总传质速率方程式, ($p_G^* - p_L$ 为以分压差表示的气、液两相总推动力。同理

$$N_A = K_L (c_G^* - c_L) \quad (26-9)$$

式中 K_L 液相传质总系数,

$$1/K_L = H/k_G + 1/k_L$$

c_G^* —与气相分压 p_G 平衡的液相浓度, kmol/m^3

式(26-9)是以液相浓度差为推动力的总传质速率方程式, ($c_G^* - c_L$)为以液相浓度差表示的总传质推动力。

比较式(26-8)与式(26-9), 可得两传质总系数之间的相互关系如下:

$$K_G = HK_L \quad (26-10)$$

26.2 吸收设备及其水力学性能

(1)吸收设备为保证吸收过程的顺利进行, 需要给气、液两相提供良好的接触机会, 包括增大相界面和增加湍动程度, 并要求两相在接触传质后能分离完全, 这就要求吸收设备结构简单、紧凑, 操作安全、稳定, 运转可靠而且能耗低。工业生产中的吸收设备很多, 按吸收表面的形式可分为:

表面吸收设备(包括各种膜式吸收器和填料吸收塔);

鼓泡吸收设备(包括连续鼓泡、各种板式塔湍球塔);

喷洒吸收设备(包括空心喷洒、高气速并流喷洒)。

这里仅讨论最常见的板式塔和填料塔。

①板式塔。板式塔一般为圆柱形, 中间设有多级某种结构的塔板。气、液两相逆流操作, 气体由塔顶进入, 液体从塔底进入, 气、液两相在每一块塔板上接触一次, 进行传热、传质。板式塔的典型结构如图 26-1 所示。

板式塔的主要优点是气、液两相剧烈接触, 气、液相界面上的传热、传质系数大, 而且由于在每块塔板上持有一定的液层, 液相反应容积大, 能够适应瞬间、快速的反应过程, 因此塔设备较小, 并能从中间取走能量, 其缺点是结构复杂。

常见的板式塔有泡罩塔、筛板塔、浮阀塔等。

a.泡罩塔。泡罩塔是最早应用的一种板式塔, 它能够在气、液负荷变化较大的范围内正常操作, 并保持一定的板效率。

泡罩塔的主要部件是泡罩塔板, 它由升气管、降液管、泡罩和溢流堰组成如图 26-20

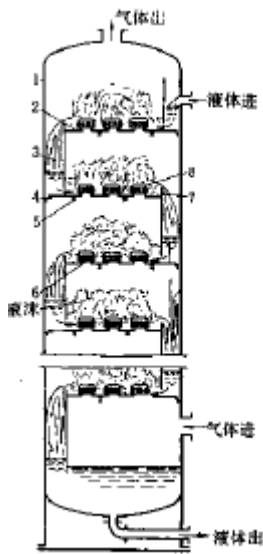


图 26-1 板式塔的典型结构

1-塔壳 2-塔板, 3—降液管; 4—一支撑圈; 5-加固梁, 6—一升气管; 7—一溢流堰; 8 泡罩

泡罩是一个支撑在塔板上的圆形罩, 下沿开有小孔或齿缝, 小孔或齿缝与板面保持一定距离, 罩内覆盖着一段很短的升气管, 升气管的上口高于罩下沿的小孔或齿缝。为了保证液体只从降液管流下而不致由升气管漏下, 升气管的上缘应高于塔板上液层的高度, 泡罩的下缘则浸没在液体中。操作时液体进入塔顶第一层, 沿板面从一侧流到另一侧, 越过出口堰的上沿, 落进降液管达到下一块板; 气体从塔底通到最底层板的下方, 由升气管进入泡罩下面的空间, 从泡罩下沿的小孔或齿缝分散成气泡进入板上液层, 气泡从液面升起时带出液沫。气泡和液沫的生成, 为气、液两相的接触提供了相当大的界面面积, 并造成一定程度的湍动, 提高传质速率。

由于泡罩塔的构造比较复杂, 造价高, 阻力大, 气、液通过量和板效率也比其他板式塔低, 一般场合已不太使用。

b. 筛板塔。筛板塔是目前应用最广泛的一种板式塔, 它的基本结构与泡罩塔相同, 只不过是以筛板替代了泡罩和升气管, 即在塔板上开了许多直径为 2--8 mm 的小孔, 气体流经这些小孔, 鼓泡穿过塔板上的液层, 塔板上的液层高度与泡罩塔相似, 靠溢流装置保持。在正常气体负荷下, 气体以高速通过小孔上升, 板上液体不能经小孔落下, 只能通过降液管流到下一层板; 但当气体负荷很低时会出现漏液现象, 即液层低于溢流堰高度, 液体通过筛孔直接漏到下一层, 进一步降低气体负荷, 塔板上不能保持液层, 则造成塔板失效; 而在气体流量增大时, 液体又会冲到上一层。因此, 操作范围较窄和塔板效率不易保持稳定是筛板塔的缺陷, 而结构简单, 造价低, 生产能力大及压差小则是其主要优点。

c. 浮阀塔。浮阀塔是从筛板塔衍生出来的一种塔型, 使用较为广泛、它兼有泡罩塔和筛板塔两种塔型的长处。浮阀的结构决定了它操作弹性大的特点, 浮阀开度是随气体流量的大小改变的, 气体负荷小时浮阀浮起较低, 气体负荷大时浮阀浮起较高, 始终保持气体从浮阀送出的线速度变动不大, 鼓泡性能基本均衡一致, 即使负荷在很大范围内变动, 仍可保证塔的正常操作, 而不致发生漏液, 能够适用于气体负荷剧烈变化的场合。

浮阀塔的结构比泡罩塔简单但比筛板塔复杂, 由于浮阀的直径比泡罩小, 在塔板上的排列密度可以增大, 能够增加塔板的开孔面积, 另外气体以水平方向进入液层, 使带出的液沫减少而气、液接触时间加长, 因此可以增大气体流速而提高生产能力, 与泡罩塔相比, 浮阀塔板的效率增加压力降却变小。浮阀塔的主要缺点是因阀片活动, 在使用过程中有可能松脱

或被卡，造成该处阀孔的气、液通过状况失常，影响操作。

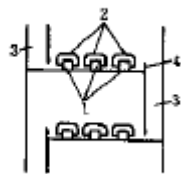


图 26-2 泡罩塔板

1 一升气管，2_泡罩。3 一降液管，，4 一溢流堰

除以上三种主要型式外，板式塔还有许多其他型式，如舌形板、斜孔板、网孔板、导向板、百叶窗板以及无降液管的穿流栅孔板等，并且不断有新的型式出现，但这些型式一般都是针对塔板的某些缺陷进行改进，只能适用于特定条件下的具体操作，在特定领域内使用。

②填料塔。填料塔一般做成圆筒状的塔体，塔内装有支撑板，板上堆放着专用的填料作为接触元件，气体从塔底送入，液体则在塔顶通过分布器被淋洒在填料层的表面上，当填料层较高的时候一般分成数段，两段之间设液体再分布器。液体沿着填料表面散布成大面积的液膜，并使从塔底上升的气流增强湍动，从而提供良好的接触条件，由于在塔内气、液两相沿着塔高连续地接触，不断进行传质，所以两相的浓度是沿着塔高不断变化的。

图 26-3 是填料塔的典型结构。填料塔结构简单，制造方便，塔内持液量较小，压降也小，能够处理较大的气量，适应于负荷大幅度变化和有腐蚀介质存在的场合，其不足之处是操作弹性范围小，难以满足液体流量较小的情况，不能除去吸收过程中的热量，需要外接冷却器。

由图中可以看出，填料塔除了塔体和填料外，还需要安装必须的附件，它们都会影响填料塔的能力和效率。这里仅对填料塔的一些主要附件作简要介绍

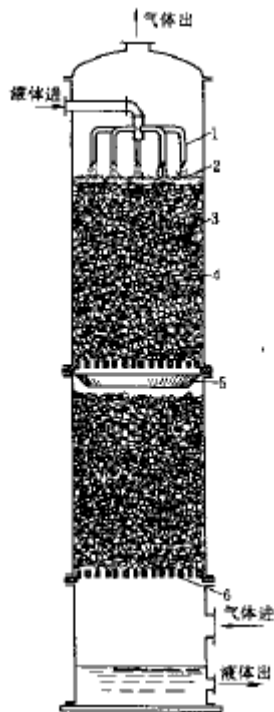


图 26-3 填料塔的典型结构

1_液体分布器;2 一填料压板，3 一塔顶;4 一乱堆填料 5 一液体再分布器，6_填料支撑板
a.填料支撑板。设置填料支撑板的目的是支撑床层中的填料的重量，防止填料下落，考

虑到操作过程币液体载荷的冲击,除要求具备一定的机械强度外,还必须留出一定的空隙供气体和液体流通,所以它一般应由金属制成。支撑板的自由截面积与塔截面积之比通常大于填料层的空隙率。

h.液体淋洒装置。由于液体淋洒不均会降低填料表面的有效利用率,所以为使液体在整个填料层高度上都能很好地分布,保证填料表面完全润湿,获得较高的吸收效率,在吸收塔内都要设置液体淋洒装置口常用的淋洒装置有各种形式的喷洒器、溢流摘、布液槽、分布板等,其结构和计算方法各有专著介绍,这里不再赘述。

C.液体再分布器。当塔内填料分层堆放时,层与层之间要设液体再分布器,它的作用是将流到塔壁近旁的液体重新汇集并引向中央区域,防止壁流发生以提高塔的效率。液体再分布器有槽式、管式、盘式及喷射式等。

d.除沫器。吸收塔的操作过程中往往容易造成雾沫夹带,如不妥善处理,就会影响塔效率,设置除沫器的目的就是扑除雾沫。最常用的除沫器为丝网式、折流板式及旋流板式。

(2)填料简介

①填料的特性。塔填料的作用是为气、液两相提供充分的接触面,同时增加流体的湍流程度,以利于传质、传热,并且能够通过较大数量的流体,因此除要求填料有较高的机械强度、耐腐蚀性外,填料本身还必须具备较好的特性。

填料特性是表示填料性能、特征的物理量,其数值大小反映了填料性能的优劣。填料的主要特性包含:

a.比表面 s 。单位体积填料的表面积, m^2/m^3 。

b.空隙率 ϵ 。单位体积填料的空隙体积, m^3/m^3 。

c.填料因子 φ 。由比表面和空隙率组合而成, $\varphi = s/\epsilon^3$, $1/m$ (工业生产上价的意义一般不代表以干填料计算的 s/ϵ^3 , 而是指有液体淋洒条件下实测的相应数值即所谓的湿填料因子)。

d.尺寸。指填料外形的实际大小(直径、高度、厚度), mm 。

e.堆积密度 P 。单位体积填料的质量, kg/m^3 。

②填料的种类。填料一般分为个体填料和规整填料两大类,规整填料高效节能,但由于它的价格高于个体填料数倍而限制了使用,相信今后通过不断改进、发展一定会广泛地应用于生产。目前使用的填料仍以个体填料居多,因此在这里我们只简单介绍个体填料。

个体填料有许多种,常见的有鞍型填料(矩鞍形,弧鞍形),环型填料(拉西环、隔板环、十字环、鲍尔环、阶梯环等),另外尚有一些特殊型式填料;制造填料的材料有陶瓷、塑料、金属以及木材等。不同种类和材质的填料,其效率是不同的,图 28-4 给出了几种常见填料的相对效率(此图是以陶瓷拉西环的效率为 100%归纳的经验曲线),在具体选用填料时可根据不同需要选择相应的形状和材质。

几种常用个体填料的全要特性数据如表 26-1 所示。

表 26-1 几种常用填料的主要特性数据

填料类别及 名义尺寸 英寸	实际尺寸 mm	堆积密度 (ρ) kg/m ³	堆积个数 个/m	空隙率 (ϵ) m ³ /m ³	比表面 (β) m ² /m ³	填料因子 (ϕ) 1/m
陶瓷矩鞍	直径×厚					
1	25×3.3	548		0.755	258	320
1½	38×5	483		0.81	197	170
2	50×7	532		0.79	120	130
钢环矩鞍	直径					
1	25			0.967		135
1½	40			0.973		89
2	50			0.978		59
陶瓷弧鞍	直径					
1	25	725		0.69	252	360
1½	40	612		0.75	146	213
2	50	645		0.72	106	148
陶瓷拉西环(乱堆)	高×厚					
½	16×2	730		0.73	303	940
1	25×2.5	505		0.78	190	450
1½	40×4.5	577		0.75	126	350
2	50×4.5	457		0.81	93	203
钢拉西环	高×厚					
1	25×0.8	640		0.92	220	390

续表

填料类别及 名义尺寸 英寸	实际尺寸 mm	堆积密度 (ρ) kg/m ³	堆积个数 个/m	空隙率 (ϵ) m ³ /m ³	比表面 (β) m ² /m ³	填料因子 (ϕ) 1/m
钢拉西环	高×厚					
1½	35×1	570		0.93	150	260
2	50×1	430		0.95	110	175
塑料鲍尔环	直径×高×厚					
1	25×25×0.8	72.6	64000	0.9	209	170
1½	38×38×0.8	67.7	15800	0.91	130	105
2	50×50×1.0	67.7	6500	0.91	103	82
钢鲍尔环	直径×高×厚					
1	25×25×0.6	480	53000	0.94	209	180
1½	38×38×0.8	379	13400	0.95	130	92
2	50×50×0.9	355	6300	0.95	103	66
塑料阶梯环	直径×高×厚					
1	25×12.5×0.6	64	82000	0.92	197	98
1½	38×19×0.8	56	27000	0.93	113	49
2	50×25×0.9	43	10700	0.95	79	26
钢阶梯环	直径×高×厚					
1	25×12.5×0.6	433	102000	0.95	230	111
1½	38×19×0.7	400	31000	0.95	184	72
2	50×25×0.9	353	12800	0.95	105	46

(3)吸收塔的水力学性能

①板式塔的水力学性能。塔板是气、液两相进行密切接触的场所，板上气、液两相的流动情况，对塔板的性能将会产生直接影响。例如：气体流量过低时出现漏液；液体流量过低时板面难以维持均匀稳定，气体流量过大会发生液沫夹带。液体流量过大易造成气体夹带，气体和液体流量过大的最终后果则是导致液泛。下面对这几种现象作简要介绍。

a. 拦液。当塔的直径固定后，供气、液两相进行逆流接触的截面也就不会再变，上、下两层塔板间的压力降会随气、液两相之一流量的增加而增大，如果气、液两相之一的流量增大到一定数值，上、下两层塔板间的压力降就会增大到使降液管内的液体不能顺畅地流下，此即拦液。

b 液泛(淹塔)。气、液两相之一的流量增大，首先发生拦液，拦液进一步发展到管内液体满到上层板溢流堰顶之后，便漫到上层板中去，这种现象称为液泛(淹塔)，如图 26-5 所示。液泛是塔操作的极限条件。

当气量过大时,大量液滴从泡沫层喷出,到达上一层板,或大量的泡沫充塞于两板之间,压力降剧增,导致降液管内的液体不能顺畅地下流,漫至管上口的堰顶,发生液泛。

当液体流量过大时,降液管的截面不足以使液体及时通过,管内液面升高,若高过管上口的堰顶,也导致液泛。

实际操作中比较常遇到的是气体流量过大,为防止液泛发生,需要先计算液泛气速 u_F ,再根据液泛气速和液体性质来确定操作气速,操作气速与液泛气速之比称为液泛分率,这是衡量一个吸收装置发生液泛可能性大小的一个重要参数。对于

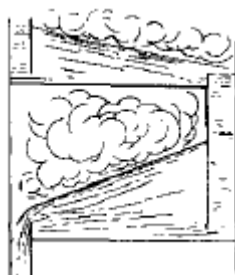


图 26-5 液泛

一般液体取操作气速为液泛气速的 70%—80%, 易起泡液体取 50%—60%

$$\text{液泛气速 } u_F = C[(\rho_L - \rho_G)/\rho_G]^{1/4} \quad (26-11)$$

式中 u_F —液泛气速, m/s;

C —气体负荷参数, m/S, 一般通过液泛实验确定, 也可直接由专用的资料或关联曲线查得;

ρ_L —液体密度, kg/m³;

ρ_G —气体密度, kg/m³。

c 液(雾)沫夹带。实际操作时液体首先从上一层塔板的降液管流到塔板的一侧, 经过板的工作区时由于下一层升气管的上升气体鼓泡形成泡沫层, 再越过溢流堰流入降液管进入下一层塔板; 气体从下一层塔板的升气管进入板面, 通过液层鼓泡而出, 离开液面时带出一些小液滴, 在气体继续上升过程中液滴被分离降下, 气体经升气管进入上一层塔板。如此液体由上而下, 逐层下流, 气体由下而上, 逐板上升。

在气体逐层鼓泡上升过程中, 如果气体离开液面时带出的一部分小液滴在气体继续上升时不能被分离, 而是随气流进到上一层塔板, 就形成了液(雾)沫夹带。

液沫夹带用液沫夹带分率表示, 它指每层塔板液沫夹带的量占进入该层塔板的液体流全的百分数

$$\phi = e/(L+e) \quad (26-12)$$

式中 ϕ —液沫夹带分率, %;

L —通过每层塔板的液体流量, mol/s;

e —每层塔板的液沫夹带量, mol/s。

液沫夹带分率也可以用每摩尔于气所夹带的液沫摩尔数来表示。

板式塔的操作多少总会有些液沫夹带, 严重的液(雾)沫夹带会导致塔板效率下降以及造成产品污染, 但是有液沫生成却能增加传质面积, 所以化工生产过程中并不是杜绝液沫夹带的发生, 而是将其限制在一定的限度内, 正常操作的液沫夹带分率一般不超过 10%, 最高 15%。

d 气体通过塔板的压力降。气体通过塔板的压力降直接影响到塔气体的送气压力即塔

底操作压力,同时又对液泛的出现有直接影响,气体通过塔板的压力降一般由两部分组成:其一是气体通过板上部件所要克服的各种阻力;其二为气体通过泡沫层时需要克服的静压力。气体通过塔板的压力降根据不同塔型可用相应的半经验公式进行计算。

e.漏液。漏液是指在筛板塔或浮阀塔的操作过程中由于气体流速过低,有相当量的液体连续地由塔板的升气孔流到下一层(泡罩塔由于升气管口高出板面一般不会发生此现象)。在正常操作中要绝对避免漏液现象的出现,通常操作气速与漏液气速之比应保持在 1.5 以上。

对于板式塔的其他水力学性能如降液管内液面高度、液体在降液管中的停留时间、液面落差等在其他专业书籍中有详细论述,这里不作介绍。

②填料塔的水力学性能。与板式塔一样,在填料塔中气、液两相在填料上密切接触,完成传质、传热,因此填料层的压力降、液泛气速、载液气速以及其他水力学性能是填料塔设计和操作的重要参数。

为了表达方便,通常填料塔内气、液两相流体的流动速度均以体积流 t 与塔截面积之比来表示。

a.压力降。对于类型及尺寸不同的填料,其压力降是各有差异的,通常可从专业资料查得,也可由通用关联图进行估算,图 26-6 是专用于 50mm 陶瓷矩鞍的压力降与气速、液速二者的关系曲线,用于常温常压下的“水—空气”系统。使用时注意单位。

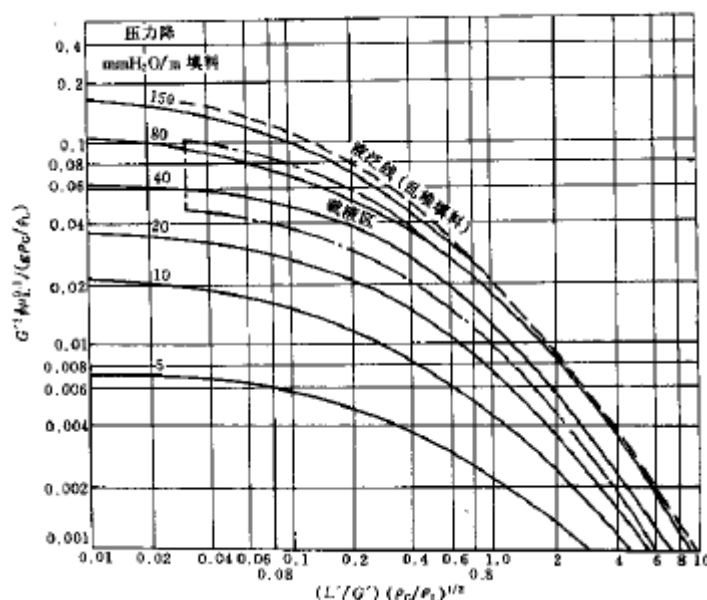


图 26-6 填料塔压力降、液泛通用关联图

图中横坐标为 $(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{1/2}$ 或 $(V_L/V_G)(\rho_G/\rho_L)^{1/2}$

纵坐标为 $G'^2 \phi \mu_L^{0.5} / (g \rho_G \rho_L)$ 或 $u \phi \rho_G \mu_L^{0.5} / (g \rho_L)$

式中 L', G' —气体、液体的质量流速, $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$;

V_G, V_L —气体、液体的体积流量, m^3/s

ρ_G, ρ_L —气体、液体的密度, kg/m^3

ϕ —填料因子, $1/\text{m}$;

μ_L —液体粘度, cP ;

u —气体的空塔速度, m/s ;

g —重力加速度, m/s^2 。

对于条件一定的填料塔,算出横坐标和纵坐标后,即可在通用关联图 26-6 中定出相应的点,再根据此点与各等压线的相对位置,就能求出单位填料层的压力降,那么全部填料层

的总压力降也就不难得出。

b.液泛。填料塔的液泛气速也可用通用关联图进行求算:先根据已知条件算出横坐标,在关联图的液泛线上找到对应的点,由此点的纵坐标求得发生液泛状况下气体的质量流速,即可算出液泛气速。

填料塔的适宜操作气速一般为液泛气速的 50%--80%。

c.载液。气体通过填料层进行流动时,在一定的流速范围内压力降随着气体流速的增加而上升,但如果气速加大到一定程度时,上升气流对液流的曳力加大,引起填料表面所持的液量增多而导致填料间的空隙率下降,压力降会剧烈增加,此种现象被称为载液。

载液现象没有液泛那么明显,在通用关联图上它分布在一个区域内(载液区)。在实际过程中,比较合理的做法是塔的操作落在载液区内(或其下限附近)。

d 持液量 二持液量是指每单位体积填料层在其空隙中所持的液体量。持液量由静持液量和动持液量两部分组成,总持液量的大小与填料类型、尺寸、液体性质、淋洒密度等有关,持液量小则阻力也小,一般的讲持液量小是比较好的,但其过小又不易做到操作平稳。

e.润湿速率。液体的淋洒密度高低直接影响填料的润湿程度,进而影响到气、液接触面积在总表面积中所占的分率大小。为了使填料塔在良好的状态下操作,需要保持一定的淋洒密度以维持最小的润湿速率。

润湿速率=淋洒密度/填料比表面

= $(\text{液体体积流量}/\text{填料层截面积}) \times \text{填料层表面积}/\text{填料层体积}$

= $\text{液体体积流量} \times \text{填料层表面积}/\text{填料层高度}$

= $\text{液体体积流量}/\text{填料层的周边长}$

润湿速率的单位为 $\text{m}^3/(\text{m} \cdot \text{s})$ 。

f 甲润湿面积与有效面积。填料塔操作过程中,在没有达到液泛以前并不是所有的填料表面全部润湿,单位体积填料层的润湿面积往往小于其比表面,被润湿了的表面也并不都是有效的传质表面。润湿面积的大小取决于液体的性质和淋洒密度,填料的类型、尺寸及装填方式均会影响润湿面积。

在填料塔的设计和操作过程中,以上水力学性能都必须考虑到,特别气体速度是最最重要的一个参数。

26.3 吸收系统的优化

吸收系统的优化可以从两个方面进行考虑:一是在设计过程中选择工艺、设备结构时进行优化;二是实际操作过程中优化运行的工艺条件。

(1)吸收系统的设计优化前已述及,吸收装置的工业流程基本可分成两大类:被吸收组分不需解吸和有组分解吸。

被吸收组分不解吸的流程一般用在通过吸收即可得到最终产品或中间产品,无需进行吸收剂再生的场合,因此只要具备吸收装置而不设解吸装置,如无机酸、无机盐类的制取等,有组分解吸的流程吸收剂吸收以后需要通过解吸才能得到产品或回收吸收剂进行重复使用。

①工艺流程的选择。根据吸收的具体要求,选用适当流程来满足实际需要,对于设计过程是十分重要的。两段吸收两段再生流程,具有吸收和再生等温操作的优点,能够满足工艺所要求的净化度高、流程简单、节省能耗等条件,是吸收系统最常选用的流程。

图 26-7 给出了以天然气或石脑油为原料,采用蒸汽转化法制气的合成氨装置脱除变换气中二氧化碳的工艺流程,这是最典型的两段吸收两段再生流程。

含二氧化碳的变换气经吸收塔底部的气体分布管进入吸收塔,在塔内用半贫液和贫液进行洗涤,出塔气体经分离器分离掉液滴和冷凝水后去下一工序。吸收了二氧化碳的富液由吸收塔底部引出,经水力透平回收能量后借自身残余压力自流到再生塔顶部,闪蒸出部分水蒸

气和二氧化碳,然后沿塔流下,在塔内与再沸器加热产生的蒸汽逆流接触,同时被蒸汽加热到沸点并释放出残余的二氧化碳。由再生塔中部引出的半贫液经半贫液泵加压后进入吸收塔中部。由再生塔底部引出的贫液先经换热器冷却,再被贫液泵加压后打入吸收塔顶部。出再生塔顶的二氧化碳气体经冷却、分离出冷凝液后送往下工序。

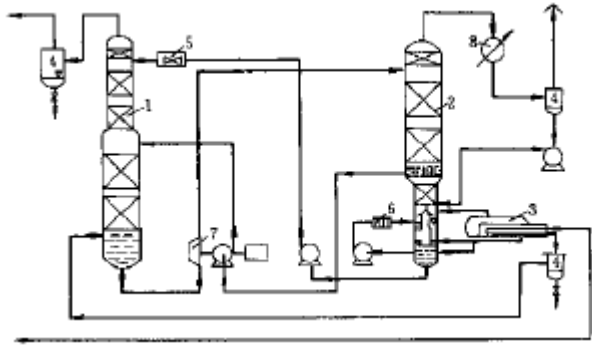


图 zs-z 合成氨脱碳工艺流程

1—吸收塔;2—再生塔;3—再沸器, 4—分离器;
5—冷却器;6—过滤器;7—水力透平;8—冷凝器

选定了吸收流程后, 再对板式塔和填料塔的优化设计分别进行讨论、

②板式塔

a.塔板类型的选择。板式塔的种类很多, 选择最优结构的塔板并非易事, 一般选择塔板类型的主要指标是:效率 (或一块塔板的传质单元数)、生产能力(气相负荷)、操作弹性(最大气相负荷和最小气相负荷之比)及阻力降。另外雾沫夹带量及必须的板间距, 塔板的材料选择及用量、造价、制作的复杂程度等也应考虑。

b 板间距。为避免泡沫窜入上块塔板, 板间距应大于气液层的高度, 同时还要有足够的分离空间, 以保证夹带量维持在允许范围内;气相速度越大, 板间距亦应越大, 但板间距与塔高直接有关, 板间距增加, 吸收塔的高度也要相应加大, 造价也就会越高(特别是塔板数很多时), 因此应当综合考虑。根据塔径的不同有些文献推荐了表 2fi-2 所示的板间距值。

表 26-2 板间距与塔径的对应关系

塔径, m	<0.8	0.8~1.5	1.6~2	2~2.4	>2.4
板间距, m	0.2~0.35	0.35~0.4	0.4~0.5	0.5~0.6	≥0.6

c.气体、液体速度的选择。选择气体速度的基本原则是;负荷波动时的气速仍能保持在稳定操作范围内。一般来说, 只要塔板在均匀状态下操作便可满足这一点, 通常都希望采用较高的气速(这样可以减小设备的直径, 强化过程), 但气速较大时, 液沫夹带量增大, 进一步增加甚至会导致液泛, 因此不得不加大板间距, 所以气速和板间距是一对矛盾。

对于一定的塔板设计, 其气体、液体速度(流量)要维持在一定的范围之内, 操作才能正常, 此范围可用负荷性能图来表示, 如图 2fi-8 给出了筛板的负荷性能关系, 图中通过原点任画一条直线, 都表示一定的操作条件, 它与图上各线的交点位置标志出气体或液体负荷的上、下限。

d.塔板的主要尺寸。首先根据设计需要选定空塔气速, 再求出塔板的总截面积, 然后即可计算塔径, 塔径在以 1m 以内时, 其尺寸应圆整为按 100mm 递增值计算, 塔径超过 1 m 时则按 200mm 递增值计算。塔径算出后, 应先校核液沫夹带是否超过规定值, 若超过则需加大塔径或板距, 以便调整。塔板开孔率也不可忽视, 它决定了塔板的最低允许气速。

e.确定塔板数。气、液两相在塔板上进行接触, 其组成沿着塔高呈跃层式变化, 为完成吸收要求, 需要应用物料衡算和气液平衡关系求得所需的塔板数。目前最普遍使用的方法是

先由图解法求出吸收所需的理论塔板数，再利用塔板总效率求得所需的实际塔板数

$$E = \frac{N}{N_e} \quad (26-13)$$

式中 N_e —实际塔板数;

N —理论塔板数;

E —塔板总效率。它包含了传质动力学的因素，其值与物系、塔板结构和操作条件有关，须由实验测定。吸收塔 E 的范围通常为 10—50%

③填料塔

a. 填料的选择。选择填料首先必须保证单位体积填料具有尽可能大的表面积，即选用较小尺寸的填料，当然要同时考虑塔径情况，使塔径与填料直径之比相对合理，以降低塔壁效应;其次考虑填料层的压力损失，特别在低压条件下应尽量减少压力损失。

b. 塔径。填料塔直径决定于气体的体积流量与空塔气速，空塔气速是要在设计时烧定的。

c. 气体速度的选择。气体速度的选择要考虑到被吸收气体溶解度的大小、操作压力的高低以及填料的特性等，以不发生拦液及液泛为前提进行综合评价后得出。在气体处理量一定时，气速高则塔径小，传质系数提高，填料层体积小，设备费用降低，但气速高造成阻力增加，操作费用提高。一般取操作气速等于液泛气速的 50—80%，有时也可以根据生产条件，先规定可容许的压力降，然后反算出气速。

d. 喷淋密度。填料塔喷淋密度的大小关系到填料的润湿表面和活性表面，直接影响吸收塔的操作效率。

e. 填料层高度。设计过程中选定了以上条件以后，就可以计算填料层的体积和高度了。填料层高度应保证其中有效气液接触面积能满足传质的需要，由于在塔的不同截面上传质的推动力不同，所以传质速率方程和物料衡算一般先列出对填料层的微分高度，再通过积分求得填料层的总高度。如果求出的高度太大，需要将填料层分成几段，通常每段填料的高度不超过 6m,

(2)吸收系统的操作优化对于设计定型的吸收流程，其塔体、附件等均已确定，吸收系统的操作优化从以下几个方面进行考虑。

①吸收剂的选用。在吸收剂仅使用一次的流程中，对吸收剂的要求是吸收能力大，不腐蚀设备。

在带解吸的吸收系统中，吸收剂循环使用，因此在选用时需要考虑吸收剂的性质，通常

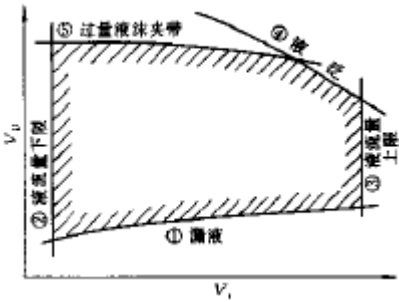


图 26-8 筛板的负荷性能图

要求吸收剂对于组分有足够大的吸收能力，在解吸时易于再生，具有良好的选择性和稳定性，价廉易得，对设备无腐蚀等。

实际操作中，选择适当的吸收剂(包含活化剂、缓蚀剂和消泡剂)，将其浓度控制在最佳范围，可以明显地增加吸收效果，提高装置生产能力，降低能耗和生产成本，增强企业在市

场的竞争力。

②溶液的浓度。吸收系统溶液的浓度直接影响吸收效果,浓度过低,达不到预期的工艺要求;提高溶液浓度可以增大溶液的吸收能力,降低溶液循环量,减少动力消耗,但浓度过分提高,不仅对设备的腐蚀性加大,而且会因溶液本身粘度增大,致使管道、设备堵塞,影响正常操作。

③工艺条件

a.操作温度。温度对吸收系统的影响是不可忽视的,对吸收而言提高温度可以加大吸收系数,但却降低了吸收的推动力;在再生过程中提高温度则能加快再生速度,通常情况是在保持足够吸收推动力的前提下,尽量将吸收温度提高到与再生温度接近,这样做的好处是能够节省再生的耗热量。

b.操作压力。提高压力对吸收是有利的,一方面可以增加吸收推动力,提高气体净化度,减少吸收设备的尺寸,另一方面能够增加溶液的吸收能力,减少溶液的循环量。实际操作采用的吸收压力主要由原料气组成、工艺要求的气体净化度和前后工序的压力来决定。

再生压力提高会降低再生推动力,使再生不能进行的很彻底,同时增加了再生能耗和溶液对设备的腐蚀性,但由于操作温度是操作压力的函数,压力提高,温度相应提高,又会加快被吸收组分的分解速度,因此为了减化流程,方便操作,通常将再生压力保持在略高于大气压力。

c.气体、液体流量。对于已设计定型的系统来讲,操作过程中气体流量的选择是杜绝液泛的发生,通常以不发生严重液沫夹带为原则,给出气体流量的上限,再根据实际操作情况决定具体的气体操作流量。

液体流量过低,吸收剂不能将气体组分完全吸收,并且难以做到平稳操作;液体流量过高则易发生拦液及液泛,因此实际操作过程中一般先确定气体的操作流量然后将液体流量与气体流量之比控制在一个理想的范围内。

对于两段吸收两段再生的系统来讲,两段液体流量的分配也必须加以考虑,通常贫液(指再生较为彻底尚未吸收气体组分的溶液)量为总溶液量的 1/4—1/5。

d.液位。液位是吸收系统最重要的控制因素,无论是吸收塔还是再生塔,都必须保持液位的稳定。当液位过低时,会造成气体串到后面低压设备引起超压,或发生溶液泵抽空现象;液位过高,则造成出口气体带液,影响后工序安全运行。

总之,在操作过程中根据原料组分变化和生产负荷的波动,及时进行工艺调整,加强现场巡检,及时发现、解决问题,是优化操作不可缺少的工作。

26.4 吸收系统常见故障与处理

(1)吸收系统常见设备故障与处理根据资料介绍和国内外一些化工企业已发生的事故记录,吸收系统最常见的设备故障如下。

①塔体腐蚀。吸收系统塔体的腐蚀现象在国内外均发生过,主要是吸收塔或再生塔内壁的表面因腐蚀出现凹痕,发生的原因可能是以下一个或几个。

- a.塔体的制造材质选择不当。
- b.原始开车时钝化效果不理想。
- c.溶液中缓蚀剂浓度与吸收剂浓度不对应。
- d.溶液偏流,塔壁四周汽液分布不均匀。

一般在腐蚀发生的初始阶段,塔壁先是变得粗糙,钝化膜附着力变弱,当受到冲刷、撞击时出现局部脱落,进而引起腐蚀范围扩大,腐蚀速率加快、

对于已发生腐蚀的塔壁要立即进行修复,即对所有被腐蚀处先补焊/堆焊后再衬以耐腐蚀钢带(如不锈钢板)。在日常操作过程中应加强管理,严格控制工艺指标,确保良好的钝化

质量,要适当增加对吸收溶液的分析频次,及时、准确、有效地监控溶液组分的变化,并及时清除溶液中的污物,保持溶液的洁净,减少系统污染。

②溶液分布器(再分布器)损坏。溶液分布器(再分布器)损坏在吸收系统时常发生,其原因一般不外乎以下几种,

- a.由于设计不合理,受到液体高流速冲刷造成腐蚀。
- b.由于选择材料不当引起。
- c.因为填料的摩擦作用产生侵蚀,分布器(再分布器)上的保护层被腐蚀。
- d.经过多次开/停车,钝化控制不好。

当系统发现溶液分布器(再分布器)损坏后,应立即停车处理,修复损坏部分,并及时找出损坏原因,采取相应的防范措施,防止事故再重复发生。

③填料损坏。对于采用填料塔的吸收系统而言,填料的损坏原因由于材质的不同,其原因各异。

a.瓷质填料。由于耐压较差,一般是受压破碎,有时也会发生腐蚀和析硅,瓷质填料损坏以后,设备、管道严重堵塞,系统无法继续运转。

b.塑料填料。耐热性不好,在高温下容易变形,其损坏的表现即为变形,变形后由于填料层高度下降,阻力明显增加,使传质、传热效果变差,易引起拦液泛塔事故。

c.普通碳钢填料。耐热、耐压特性较好,受损方式通常是被溶液腐蚀,腐蚀发生后,填料性能变差,影响吸收或再生效果,降低溶液的吸收性能,同时由于溶液中铁离子大幅度升高,与溶液中的缓蚀剂形成共沉淀,缓蚀剂的浓度快速降低,直至失去缓蚀作用,引起其他设备的腐蚀加快。

d.不锈钢填料一般不太容易损坏,有条件的单位应逐步采用取代其他填料。

④再沸器腐蚀。再沸器的腐蚀事故在吸收系统也是经常发生的,腐蚀大多发生在管束和管板部位,主要原因可能有以下几点。

a.温度因素。温度超标,再沸器各部位温度分布不均,致使管束、管板处钝化膜的物化性质变坏,附着力降低,易于剥落,从而引起再沸器管束或管板损坏。

b.流速影响。接近管板出口处的管段由于温度高,蒸发量大,所以流速较大,最易发生腐蚀。

c.再沸器设计的结构不合理。如再沸器上部分离空间过小,出口管面积过小,使上层管子处于气液、干湿交界区,再加上流速过大,钝化膜难以保持完好,因而造成出口部位的管

子和管板更易被腐蚀损坏。

避免这种腐蚀事故发生的基本措施是对其结构进行完善和改进,通常采用两种方式:一是抽出再沸器上部的几排管子,增大壳程上部的汽液分离空间,避免管子干湿交替;二是增大出口管的流通截面,降低出口管的流速口

d.操作和管理方面的因素。如在开车阶段再沸器的初始钝化不充分,升降温、升降压过于频繁和猛烈,操作过程中负荷不稳定,工艺参数没有严格控制等均会造成再沸器的腐蚀损坏。

加强现场管理,严格控制工艺指标,提高操作人员的责任心等对于防止再沸器腐蚀事故的发生是十分必要的。

⑤溶液循环泵的腐蚀。吸收系统溶液循环泵的腐蚀现象在国内外都发生过,其表现是离心泵叶轮的叶片发生汽蚀出现蜂窝状的蚀坑,严重时叶片变薄甚至穿孔,密封面和泵壳体也会发生腐蚀。

溶液循环泵发生腐蚀的原因主要是汽蚀,当溶液泵入口压力、温度和流量达到汽蚀的临界条件后即发生汽蚀,因此严格控制溶液的温度、压力和流量避免汽蚀发生是防止溶液循环

泵腐蚀的关键。

⑥塔体振动。吸收系统塔体的振动是指吸收塔或再生塔上部因故发生左右摇晃，其主要原因可能是系统负荷突然波动，塔体受到溶液流量突变的剧烈冲击，这种现象通常发生在再生塔，吸收塔比较少见，因为一般对于两段吸收两段再生流程而言，再生塔顶部溶液的流通量比较大，如果溶液进口分布不合理（两侧流量分配不均、人口角度偏差等）就会出现塔体及管线振动。

根据以往的操作经验，采取以下措施可以减轻或解决塔体振动的问题。

a. 设置限流孔板，控制塔体两侧溶液流量，尽量保持两侧分配均匀。

b. 在溶液总管上设减振装置，如减振弹簧等，减轻管线的振动幅度；防止塔体和管线产生共振。

c. 调整溶液人口角度，减小旋转力对塔体的影响。

d. 控制系统波动范围，尽量保持操作平稳。

(2)吸收系统常见操作事故与防止与其他单元操作一样，吸收系统的操作事故也会经常发生，只有在实际操作过程中尽心尽力，通过不断地积累经验，才能最大限度地减少操作事故，保证安全生产。吸收系统最常见的几种操作事故如下。

①拦液和液泛。对于一定的吸收系统，在设计时已经把避免液泛的主要因素考虑了，因此按正常条件进行操作一般不可能发生液泛，但当操作负荷（特别是气体负荷）大幅度波动或溶液起泡后，气体夹带雾沫过多，就会形成拦液乃至液泛。

操作中判断液泛的方法通常是观察塔体的液位，如果操作中溶液循环量正常而塔体液位下降，或者气体流量未变而塔的压差增加，都可能是液泛发生的前兆。

防止拦液和液泛的发生，首先要严格控制工艺参数，保持系统操作平稳，尽量减轻负荷波动，使工艺变化在装置许可的范围内；其次要不断提高操作人员的生产责任心和业务技能，按规定路线准时进行巡回检查，及时发现、正确判断并解决生产中出现的各种问题，防患于未然。

②溶液起泡。吸收溶液随着运转时间的增加，由于一些表面活性剂的作用，会生成一种稳定的泡沫，这种泡沫不像非稳定性泡沫那样能够迅速地生成又迅速地消失，为气、液两相提供较大的接触面积，提高传质速率。由于稳定性泡沫不易破碎而逐步积累，当积累到一定量时就会影响吸收和再生效果，严重时使气体带液，发生液泛，威胁系统安全运行。溶液发泡的原因很多，设备、操作及化学药品的质量都会对溶液造成影响，表 26-3 总结了比较常见的几种原因。

表 26-3 引起溶液发泡的原因

气体夹带物	操作方面的因素	其他原因
油污	吸收塔超负荷，再生塔超负荷太高	系统设备、管道清洗不干净
化学杂质	吸收塔和再生塔被污染	过滤器效率低
固体颗粒	压力和流动状态改变大 溶液再生效果差	溶液中降解物积累太多 溶剂的纯度不够

对于溶液起泡的处理目前一般采取以下方式。

a 高效过滤。使用高效的机械过滤器，间断辅以活性炭过滤器，及时更换过滤网和活性炭，这样可以有效地除去溶液中的泡沫、油污及细小的固体杂质微粒。

b ‘加强化学药品的管理。加强药品采购、运输、储存等环节的管理，提高化学药品质量，严格控制杂质含量，新配制的溶液，要将其静置几天，待“熟化”后再进入系统。

c. 向溶液中加入消泡剂。良好的消泡剂可以减少泡沫的形成，通常选择那些难溶于吸收溶液，化学稳定性和热稳定性好，消泡能力强，无明显积累性副作用的消泡剂。消泡剂的

加人量要适度控制，因为过量的消泡剂会在溶液中积累、变质、沉淀，使溶液粘度增加、表面张力加大，反而成为发泡剂，产生稳定性的泡沫，造成恶性循环。使用消泡剂的基本原则是“因地制宜，择优使用；少用慎用，用除结合。”

③系统水平衡失调。吸收系统的水平衡是指进入系统的水量和带出系统的水量大致相等，系统基本达到平衡。系统水平衡失调，会造成溶液浓度过稀或过浓，对于系统的稳定运行和降低化学药品消耗是非常不利的。

通过对许多吸收系统水平衡数据的分析，系统进水主要是工艺气带人的，当一定温度的工艺气体进入吸收塔后，水汽也随之带人，其次是溶液泵的机械密封水和仪表冲洗水；系统出水主要是再生塔顶冷凝水。工艺气带入的水在吸收塔内大部分凝结在溶液中进入再生塔，溶液再生时在塔顶有一部分水被排出系统，其余作为塔顶回流循环使用。调整水平衡的主要手段是控制再生塔顶的回流量，操作过程中保持适度的回流量，并注意调节好溶液泵的密封水和仪表冲洗水，可以避免发生系统水平衡失调。

④塔阻力升高。吸收系统塔的阻力在正常的操作条件下应当是基本稳定的，通常在一个很小的范围内波动，但当系统状况发生变化时塔阻力会升高，这对操作相当不利，因此日常操作中应尽量避免。不考虑设计因素，引起塔阻力升高的原因可能是溶液起泡或塔板、填料层被破碎、腐蚀的填料或其他机械杂质、脏物所堵塞，影响溶液流通。

针对引起塔阻力升高的不同原因，采用相应的处理方式：溶液起泡的处理前面已经讨论过；对于填料破裂或机械杂质引起堵塞的处理是降低负荷，通过调整操作参数维持生产，如有必要可停车进行清理及更换耐腐蚀的优质填料。

⑤再生塔顶冷凝水中含吸收液。再生塔顶冷凝水中含吸收液产生的原因可能是。

- a.再生系统压力不稳定，造成塔上部气浪冲击带出液体。
- b.热负荷过大，汽提量增大，气体夹带溶液至冷凝段。
- c.冷凝段气、液分布器设计不合理或受冲击损坏。

为防止再生塔顶冷凝水中含吸收液，通常的处理方法是稳定再生系统压力，适度调整热负荷，保持汽提量平稳、适中，如条件允许可改造冷凝段的气、液分布器。

实际运行时吸收系统可能发生的操作事故远不止以上几种，处理事故的方式也不可一概而论，必须根据当时的具体情况酌情处理。为减少操作事故的发生，应主动防范而不应当等事故发生后被动处理，这才是吸收系统操作的关键所在。

第 27 章精馏系统的日常运行与操作

27.1 精馏基础概要

(1)精馏原理液态物质的饱和蒸气压力随温度的升高而升高;在同一温度下,不同的物质饱和蒸气压力不同,饱和蒸气压力高的称它挥发度大,反之挥发度小,两种物质饱和蒸气压力之比称为相对挥发度;液态混合物在饱和状态下,各组分的挥发度二用它在蒸气中的分压和与之平衡的液相中的摩尔分率之比来表示,即

$$v_1 = p_1 / x_1 \quad (27-1)$$

$$v_2 = p_2 / x_2 \quad (27-2)$$

式中 v —挥发度;

p 蒸气中分压;

x —液相中摩尔浓度。

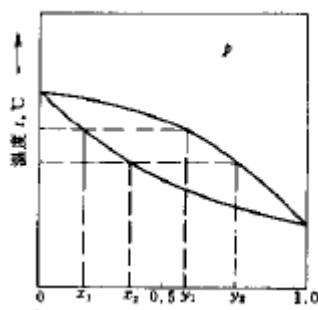
由于挥发度随温度而变化,使用不便,故改用相对挥发度更便利,即

$$a = v_1 / v_2 = y_1 x_2 / y_2 x_1 \quad (27-3)$$

式中, a 为相对挥发度。相对挥发度的含义是液相混合物中易挥发组分的挥发度与难挥发组分挥发度之比,对于理想溶液就是饱和蒸气压之比。

液相混合物在饱和状态下,气相中各组分相对组成与原液相中的相对组成不同,在气相组成中,挥发度高的组分相对高些,分压高些,挥发度低的组分相对低些,分压也低些;在液相组成中正好与此相反,挥发度低的组分相对高些,挥发度高的组分相对低些;相对挥发度越大,这种浓度差也越大。如

图 27-1, 图中,在相同温度下 $y_1 > x_1$, $y_2 < x_2$ 。



27-1 合液的 $t-x-y$ 图

利用混合液各组分间相对挥发度不等于 1 的性质,将混合物在一定压力下加热到沸点温度沸腾,所产生的气相经冷凝得到新的液体混合液,与原混合液相比,挥发度大的组分含量增加了,挥发度小的组分含量下降了;所余溶液中,挥发度大的组分含量下降了,挥发度小的组分含量增加了。对液态混合物采用部分蒸发的同时,将所得气体再进行部分冷凝处理,就会逐步将挥发度不同的液态混合物分离成达到一定要求的单组分物质。如图 27-2}

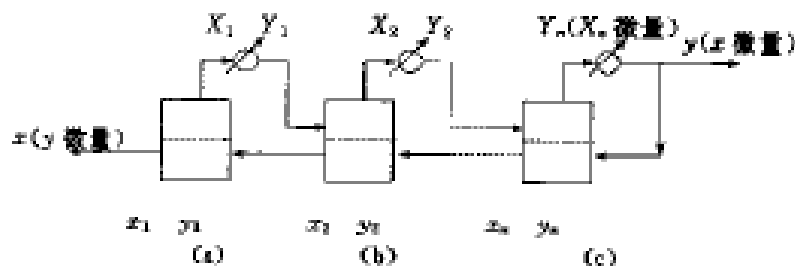


图 27-2

(a)第一次部分蒸发部分冷凝。(b)第二次精馏原理图部分蒸发部分冷凝。(c)第 n 次部分蒸发部分冷凝

图中

$$\begin{aligned} X_1 < x_1 & \quad X_2 < x_2 & \quad X_n < x_n \\ Y_1 > y_1 & \quad Y_2 > y_2 & \quad Y_n > y_n \\ x_1 > x_2 > \dots > x_n \\ y_1 < y_2 < \dots < y_n \\ X_1 > X_2 > \dots > X_n \\ Y_1 < Y_2 < \dots < Y_n \end{aligned}$$

式中 x —液相中挥发度小的组分;
 y —液相中挥发度大的组分,
 X —气相中挥发度小的组分;
 Y —气相中挥发度大的组分。

如果把每一步部分蒸发部分冷凝过程的连接上下排起来,经过结构处理就构成一台精馏塔了。每一层塔盘(或填料)上都在进行部分蒸发和部分冷凝的传热传质过程,挥发度大的馏分向塔顶移动,挥发度小的馏分向塔釜聚积,最后,在塔顶得到挥发度大的馏分;在塔釜得到挥发度小的馏分。如图 27-3 所示,每块塔盘上的液体都吸收下一盘的上升气体的热 t 将自己的轻(挥发度大的)组分蒸发进入气相;上升来的气体失去热量的同时就会将其中的重(挥发度小的)组分冷凝进入液相。自下而上,各塔盘,气相中轻组分浓度逐渐提高,液相中重组分浓度逐渐下降,形成塔顶轻组分浓度最高,塔釜重组分最高,两者达到分离。

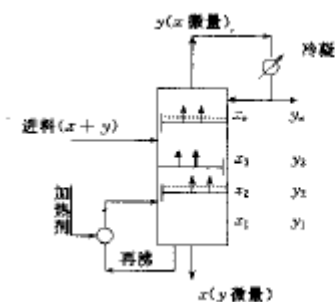
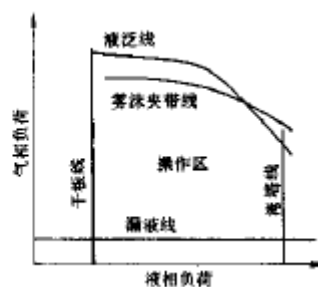


图 27-3 精馏塔原理图

图 27-4 塔板负荷性能图

图中: $y > y_n > \dots > y_2 > y_1$
 $x > x_1 > x_2 > x_3 > \dots > x_n$



(2)分馏与蒸发如果将三个以上组分的混合物分割成两部分,而且,这两部分是符合一定要求的混合物,这种过程叫做分馏。分馏塔具有再沸器和塔顶回流冷凝器,被分割的相邻两个组分叫做关键组分,塔顶馏分的最重组分叫做重关键组分;塔釜馏分中最轻的一个组分叫轻关键组分。在分馏操作中及分馏塔的设计时,只要将两个馏分的关键组分控制在所要求

的值,其他组分自然就可以满足要求了。

如果塔只有一个釜,而无塔盘(也无填料),塔顶有(或无)冷凝器,但是无回流,有加热器,此设备相当于一块塔盘的作用,用于将相对挥发度很大的混合物分离称为蒸发。

在工业装置上,也有在蒸发器上设几块塔盘,加一些回流装置,常用于液态物质的水溶液脱水或从液态混合物脱除相对挥发度很大的轻组分称为蒸发的,但是,严格地讲,这已是蒸馏了,只是分离要求不太严格罢了。

(3)精馏塔的传热与传质精馏是将液态混合物分离成单纯组分的过程,原来各个成分已经相互分散开来了,要使它们再聚集起来,动力是什么?是热能。热能由热源(蒸汽、热水、热油、其他载热体)通过再沸器(及中间再沸器)提供,釜液获得热量后部分汽化,气体始值增加动能增大,脱离釜液逸出后进入第一块塔盘(或填料),与该盘上液体接触,该气体将一些热量传给盘上液体,同时气体中重组分冷凝进入液体;该盘上液体获得热量后,将其中轻组分汽化进入气体、第一盘上升气体再与第二盘上的液体进行热量交换和质量交换.重复多次,气相轻组分越来越多,直到离开最上层塔盘出塔,由再沸器供给的热 t 也被各层物料接力传到了塔顶,最后,在回流冷凝器里释放给冷剂(水、或其他冷媒),塔顶气冷凝(或部分冷凝)为液体,将此液体的一部分(或未冷凝的气体)作为塔顶产品采出,其余的返回塔的最上一块塔盘作回流,回流液自上至下经溢流堰溢流,提供冷量来满足每块塔盘上的热平衡需要,所以说精馏塔内传质是目的,传热是动力,是手段。

(4)回流比与塔盘数精馏塔必须有回流不必再说了,但是,回流比也相当重要,回流比就是回流量与塔顶采出量之比,首先考虑一种极限情况,即最小回流比,这时需塔盘为无限多层,实际上是不可能实现的。一座精馏塔的回流比应在最小回流比的 1.5 倍左右为好,塔径和板数适中,可以实现制造费用最低。

在一座精馏塔设计、制造、安装完成以后,回流比就已确定,通过实际运行考核就能在设计值附近找到。

(5)塔板负荷性能图精馏塔塔板负荷性能图(如图 2}-4)描述精馏塔的液泛、漏液、干板、淹塔现象与气、液相负荷之间的关系,对精馏塔的设计、操作、标定核算,技术改造都具有重大作用.一座精馏塔建好了,它的负荷曲线也就基本定下来了,但是,操作条件却是可变的,要求无论如何操作点都必须落在 5 条线围成的区域之内,否则不可能正常运行起来,要运行得好。运行得经济、稳定,就需要操作点在操作区的中部,离 5 条线都越远越好。特别是在负荷改变较大时,应当用操作点在负荷曲线图中的位置来判断它的可行性;或找出优化的操作条件使塔处在稳定区运行;或对塔运行不正常的原因分析;在塔的扩容改造中负荷曲线的使用也是必须的。

(6)精馏设备 精馏设备主要包括精馏塔、再沸器、塔顶冷凝器三大部分,缺一不可。

①精馏塔。精馏塔是实现精馏过程的主要设备,从进料口以上称为精馏段,主要进行上升气部分冷凝过程,使轻组分(或轻关键组分)逐渐增浓,达到一定的要求;进料口以下称为提馏段,主要进行的是下降液体部分蒸发过程,达到重组分(或重关键组分)向塔釜逐渐浓缩,达到目标要求。上下两段的大小、高低、内件形式等可以相同,也可以完全不同。塔径大小决定于上升气量大小,塔盘数(或填料高度)取决于物料相对挥发度和回流比,由动力学计算得出;塔内件形式与物料特性相关,由水力学计算来选取。

前面已讲过塔盘数目与回流比密切相关,当回流比为无限大的极限状况下所需的塔盘数就是最少塔盘数,据最小盘数和最小回流比可以求出理论盘数,实际塔盘数肯定比理论塔盘数多,影响因素除被处理的物料性质外还受塔内件形式影响,在工业上人们常以塔盘效率与理论盘数来计算实际盘数。即

$$N_F = N_T \div E$$

式中 NP—实际塔盘数;
 NT—理论塔盘数,
 E—塔盘效率。

a.填料塔。精馏塔内件的作用是增加气、液两相接触面，更好进行传热与传质。常用的构件有塔盘和填料。

填料是最早采用的气、液两相接触界面，当初使用在小塔径里，由于它在设计、制造、安装上难度不大，应用十分广泛。随着化学工业的发展，炼油装置能力的扩大，精馏塔的直径越来越大，于是气、液分布不均问题便突出表现了出来，大直径填料塔效率大幅度下降，一般塔径大于 2m 时，分离效率已相当低了，甚至严重的沟流和边界效应造成精馏塔无法操作。通着人们另辟蹊径，开发出板式塔，板式塔盘塔径可以做得大些，但结构复杂，板效率低，投资高，制造和安装精度要求都很高;又促使人们加紧了对填料塔放大技术的研究，在解决了液相分配关以后，在大型装置又大量使用填料塔了。

③散装填料。精馏塔填料分散堆和规整两大类，散堆填料常见的有球形填料，环形填料(拉西环、B 环、十字环、鲍尔环、阶梯环、共扼环)，鞍形填料(如弧鞍、矩鞍、环鞍)，栅板填料以及波纹填料，网体填料(鞍形网、B 网、波纹网)等等，其材质有陶瓷、金属、塑料等如图 27-5。天津大学生产的散堆镇料特性参数见表 27-10



图 27—5 散堆填料形状

1—拉西环；2—θ 环；3—十字格环；4-鲍尔环；5—弧鞍；6.一矩鞍 7—阶梯环}8—金属鞍环

表 27-1 常用胶堆垃料特性参数

公称直径 mm	单位体积数 1/m³	堆积重量 kg/m³	空隙率 %	填料因子 F _p	比表面积 m²/m³	HETP mm
金属矩鞍环填料						
25	168400	350	96.7	135	203	355~485
40	59100	230	97.3	82	151	460~610
50	14700	181	97.8	52	98	560~740
70	4630	149	98.1	43		790~1060
陶瓷矩鞍环填料						
13	730000	720	78.0	660	625	
25	84000	705	77.0	320	255	
38	25000	670	80.0	170	195	
50	9000	670	79.0	130	118	
75	1870	590	80.0	70	92	
塑料矩鞍环填料						
25	55880	75	91.1	105	206	
50	7760	64	93.0	69	108	
75	1520	60	94.0	50	88	

公称直径 mm	单位体积数 1/m ³	堆积重量 kg/m ³	空隙率 %	填料因子 F_r	比表面积 m ² /m ³	HETP mm
金属鲍尔环填料						
16	205000	510	93.0	230	344	334~475
25	49600	480	94.0	157	205	
38	13000	415	95.0	92	130	
50	6040	385	96.0	66	115	
70	1170	270	97.0	53	92	
塑料鲍尔环填料						
16	213700	116	87.0	310	341	
25	50150	88	90.0	170	207	
50	6360	72	92.0	82	106	

注:天津大学生产的资料

⑥规整填料。在精馏塔内按均匀几何图形排布，整齐堆砌的填料，称为规整填料，见图 27-6。用得最多的规整填料是板波纹填料和网波纹填料。板波纹填料是波纹状的板片为元件，该板上有波纹，波纹的横向开有孔洞，以便气体通过和液体再分布，将波纹板左右互成 90°角叠合构成一盘。波纹与塔轴线按 30°角(X 形)或 45°(Y 形)排列，上下两盘间波纹互成 90°角交错安装在塔内，它的主要优点是空隙率高，比表面大，板效率高，阻力小，处理能力大。缺点是造价高，不适用于易结垢的物料处理。丝网波纹填料是将一叠丝网压成波形，然后交错益合而成，它的效率高，但造价也更高。不锈钢孔板波纹填料特性见表 27-2。

表 27-2 不锈钢孔板波纹填料特性(厚度 0.17~0.20mm)

型 号	理论板数 1/m	比表面 m²/m³	空隙率 %	每米压降 kPa/m	重量 kg/m³	液体负荷 m³/(m²·h)	最大 F 因子
150Y	1.0~1.2	125	98.5	0.2	85~100	0.2~100	3.0
125X	0.8~0.9	125	98.5	0.14	85~100	0.2~100	5.6
250Y	2.0~3.0	250	97.0	0.3	170~200	0.2~100	2.6
250X	1.6~2.0	250	97.0	0.18	170~200	0.2~100	2.8
350Y	3.5~4.0	350	95.0	0.2	240~280	0.2~100	2.0
350X	2.3~2.8	350	95.0	0.13	240~280	0.2~100	2.2
500Y	4.0~4.5	500	93.0	0.3	370~400	0.2~100	1.8
500X	2.8~3.2	500	93.0	0.18	370~400	0.2~100	2.0

⑦复合填料。由于规整填料塔中气体与液体走同一通道，液体流过一段距离以后分布变坏，需安装结构复杂的液体再分布器来重新分布液体，占空间大，降低了塔的有效利用高度。复合填料是在规整层的底部安装一小段采用 90°角排列的水平波纹填料。见图 27-7，水平波纹的侧面开有孔作为气体通道。这一层水平波纹填料具有填料的作用，同时起到对下一层填料的液体再分布作用。由于用时再分布，板效率比规整填料还要高 15%~20%。

在复合填料的基础上，将每层规整填料与两层 90°交错排列的水平波纹填料组成一单元，称为分层填料，见图 27~7。多个单元叠起来构成一座塔，做到自动多次再分布，效率更高。



图 2)-s 常用的规整填料形状
(a)板波纹填料;(b)丝网波纹填料;(c)格里奇填料

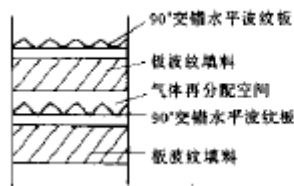


图 27-7 复合填料

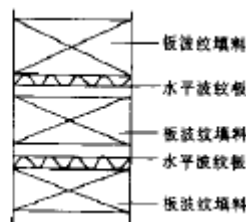


图 27-8 分层填料

④分布器。填料塔性能好坏取决于气液接触程度，即取决于液体在填料表面分布的均匀程度。气体分布比较容易，液体分布均匀很难，液体分布器是填料塔的又一关键部件，它决定着填料塔放大效应。常用的液体分布器有适用于清洁物料的喷淋式液体分布器，排管式液体分布器;适用于大流量、抗堵塞的槽式液体分布器、板式液体分布器、板一槽式液体分布器等等，见图 27—9

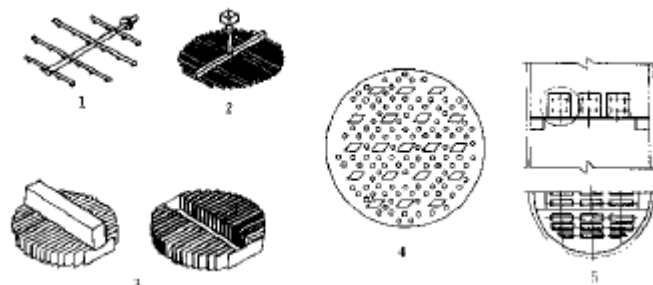


图 27-9 常用液体分布器形状

1—喷淋式;2—排管式;3—槽式;4—筛孔板式;5—板相式

板一槽式液体分布器是天津大学新开发的液体分布器，最主要特点是在矩形升气管侧面开两排孔(上大，下小)经导液管分布于下面填料。其优点有占位少，抗堵性强，防夹带能力好，F 因子可大到 15，负荷弹性大，可达 10:1，开孔率高达 30%，压降小。

b.板式塔。板式塔上气液流向有错流和逆流两种，采用错流方式的有泡罩塔板，筛板，浮阀塔板，喷射塔板，逆流塔板有穿流塔，栅板，琳降筛板等。

罩塔板的优点是不易发生漏液现象，操作弹性好，抗堵塞;缺点是压降大，雾沫夹带量大;结构复杂，造价高。

筛板塔板的优点是压降小，效率较高，结构简单，造价低，目前在大直径塔内已发展成多溢流塔板(MD), MD 塔板采用多溢流，克服了大直径塔板上死区，回流，反混等不良现象，使筛板塔的直径得以大幅度扩大，板间距减少 1/3，板效率还得到提高。

浮阀塔板于 20 世纪 50 年代用于工业装置，比起泡罩来，浮阀开孔率大，能力大 20%—40%，接近于筛板;由于阀片可在一定范围内升降，负荷范围宽;由于气体水平方向吹入液体，接触时间长，板效率高;造价居泡罩与筛板之间，为泡罩的 60%—80%，为筛板的 120%—130%。浮阀的主要结构尺寸见表 27—3

表 27-3 浮脚的主要尺寸

型 号	F-1(重型)	V-4 型	T 型	型 号	F-1(重型)	V-4 型	T 型
阀孔直径,mm	39	39	39	最大开度,mm	8.5	8.5	8
阀片直径,mm	48	48	50	静止开度,mm	2.5	2.5	1~2
阀片厚度,mm	2	1.5	2	阀重,g	32~34	25~26	30~32

喷射塔板与前几种塔板不一样，不是气体分散型鼓泡传质，而是气体将液体吹出的同时与液体接触完成传质;气体不介入液层鼓泡，阻力小，雾沫夹带量小。喷射塔板又有舌形塔

板，浮动喷射塔板，浮舌塔板，斜孔塔板之分，见图 27—10

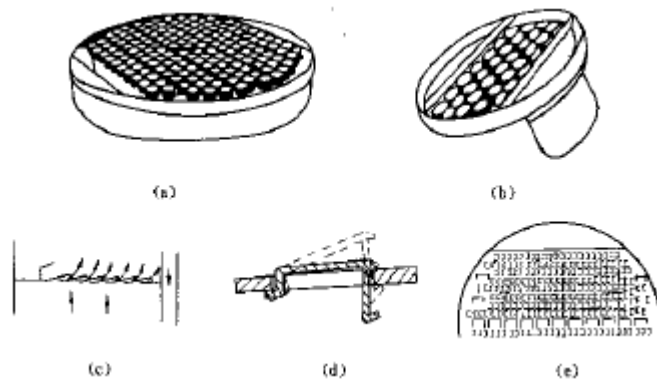


图 27 — 10 常用板式塔板的形状

(a)泡里塔板；(b)浮阿塔板；(c)喷射塔板；(d) 浮动喷射塔板；(e) 斜孔著板

斜孔塔板是在喷射塔板基础上开发出的新型塔板，其板面采用斜孔，且孔口反向交错排列，避免了气液并流所造成的气流不断加速现象。主要特点是能力大，F 因子可取到 12%~15%，气速比浮阀的大 30%~40，能力也大 30%~40%，抗堵力强，有自聚现象的物料也可选用。在此基础上又进一步开发了复合斜孔塔板和多溢流复合斜孔塔板。使它的优点更加突出来了，可用于大负荷的常减压塔，脱丙烷塔，乙烯塔，丙烯精馏塔，吸收/解吸塔等。多溢流复合斜孔塔板性能优于普通多溢流(MD)塔板，它克服了 MD 塔板液体流动路程短气液接触不够充分的缺点，效率更高，与浮阀塔板相比，操作上限高 50%(下限略低)，操作弹性在 3.3 以上。斜孔塔与浮阀塔性能比较见表 27-4。

②再沸器。供给精馏塔热能的设备是再沸器，一般再沸器采用管壳式换热器，大多数为立式布置《也有卧式或倾斜式》，管内走塔釜液，便于热虹吸循环，也便于垢物清除。管间走热介质，除热虹吸循环外，还有强制循环方式。

表 27-4 科孔与浮阀塔板比较(例)

项 目	复合斜孔塔板	浮阀塔板	项 目	复合斜孔塔板	浮阀塔板
塔径, mm	3600	3600	空塔速度, m/s	1.102	1.102
板间距, mm	600	600	单板压降, mm	66	117
堰高, mm	40	40	溢流强度, m ³ /h	41.7	75.2
降液管底径, mm	60	40	板上液层高度, mm	74	90
溢流形式	改良双溢流	普通双溢流	降液管液层高度, mm	166	249
堰总长度, mm	9600	5320	雾沫夹带量, g _m /kg _g	22	100
开孔率, %	35	15	操作上限, %	160	100
气相负荷, m ³ /h	4500	4500	操作下限, %	49	24
液相负荷, m ³ /h	400	400			

热虹吸是利用被加热液体密度下降和连通器内压力平衡作用原理来促使液体由低温的塔釜不断向高温的再沸器流动，并不断被加热的，见图 27-11。图中 T 为沮度，d 为密度，H 为液柱高。

强制循环是用泵将釜液抽出来再注入再拂器底部，使其通过再沸器被加热后返回塔釜，其目的有两个，一是加速流动改善传热。二是减少釜液在再沸器里的停留时间，降低结垢量，还冲走垢物，保持传热面常新。

中间再沸器不仅补充供热，还可利用低品位热源，节约能源。更可以改善精馏塔的状态，从理论上讲，最好每块塔板一个再沸器使板上液体部分蒸发，并每块塔板配一个分凝器使上升气体得到部分冷凝。但是这样做造价太高，操作复杂，控制点太多，难以实现平稳，不合算，因此，在工业上仅使用有限数目的中间再沸器。

再沸器放置也有卧式或倾斜的，如果用于强制循环方式没有大碍。若用于虹吸循环，只

适宜吸清洁物料。

由于再沸器内外温差大，一般都有膨胀节。如果设备用再沸器，必须设安全阀，以防备用期间因阀不严密物料漏人或热介质也漏入造成超压力破坏事故，如果内外物料都可能结垢，可采用浮头式再沸器，便于清除垢物。

蒸汽加热的再沸器，在蒸汽入口部位有 90° 角的流向改变及部分相变，易造成强烈的冲击破坏，形成胀接(焊接)处泄漏，现由南京化工大学开发出了栅形支撑板，将蒸汽流向改为与列管平行流动，得到圆满解决。

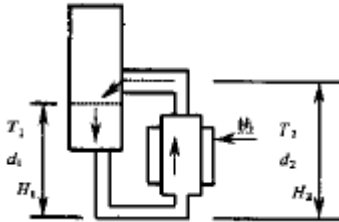


图 27—11 热虹吸循环原理

③回流冷凝器。回流冷凝器向精馏塔提供冷量，在此，通过冷媒(水、或其他介质)把上升气体从再沸器获得并逐板传到塔顶的热量带走，上升气全部(或部分)被冷凝为液体，除了应采出的产品外，其余返回塔顶作为回流。冷凝器的形式因介质不同而不同，用水为冷剂时，由于水侧无相变，一般用固定管板式或浮头式，传热面全利用，由水 t 改变引起温差改变实现对传热量的控制，进而控制釜温；若以液体冷媒气化方式传热，多采用锅型，自带气液分离空间，或在固定管板换热器配气液分离器，此方式是通过控制液面高度来改变传热面积以达到控制传热量，最后控制釜温。

④精馏塔主要控制回路。精馏塔一般控制参数有塔(顶)压力，塔压差。塔顶温度。回流温度，回流量(比)，塔釜温度，(灵敏板温度或轻关键组分含量)，进料温度，进料全，进料组成，塔釜液位，回流罐液位等。控制它们的目标是使塔顶、底馏分符合一定的要求。见图 27—12

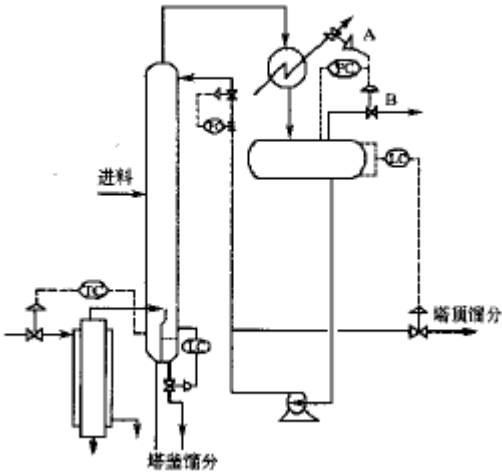


图 27-12 精馏塔主要控制回路

TC—温度控制；FC—流量控制

LC—液面控制。PC—压力控制

⑤热泵在精馏塔的应用。精馏塔与致冷机联合起来，通过冷媒循环，将塔顶气体液化时放出的热量转移到再沸器供给塔釜液加热，达到节能目的。

热泵常用的有闭式和开式之分，开式如图 27-13，开式 A 型是直接用塔顶气作为致冷机

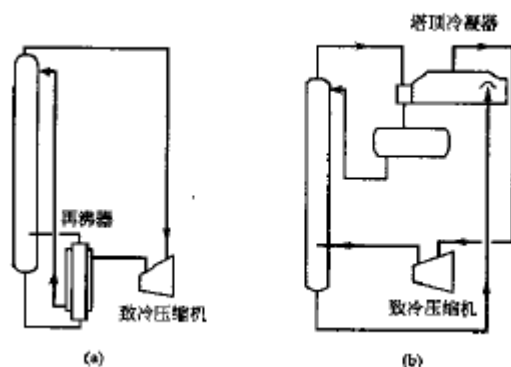


图 27-13 开式热泵流程示意图

(a)开式 A 型热泵, (b)开式 B 型热泵

的冷煤介质，经压缩机提高压力、温度后送入再沸器加热釜液，塔顶气本身在再沸器里冷凝

成液体返回塔顶作回流，开式 B 型是将釜液节流进入塔顶冷凝器作冷剂，利用塔顶气液化时放出的热量而得到气化，但压力已降低了，再经压缩机提高它的压力和温度后送入塔釜作为塔釜热源。

开式热泵适用于低压操作的乙烯塔和丙烯塔等塔，因为乙烯—乙烷，丙烯—丙烷的相对挥发度都与压力有反变关系，而且塔顶及塔釜都是比较纯的单一馏分，压缩机可以稳定运行，既有需要又可实现。符合这种条件的精馏塔都可以考虑使用热泵流程，但是这并不是工艺技术必须的，只是节能的需要。闭式热泵用得更多，致冷机的冷煤介质不与精馏塔的物料发生物料交换，只有热量交换，压缩机自身闭路循环，压缩机排出的高压热气体被送到再沸器去加热釜液，冷凝下来的液体冷媒被送到塔顶冷凝器作冷剂，气化后的低压力冷媒气体被压缩机抽回去，再进行下一循环，见图 27-14。

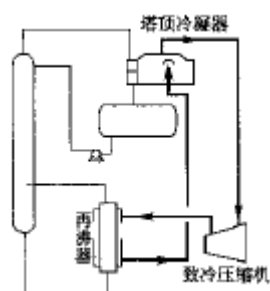


图 27-14 闭式热泵
流程示意图

27.2 精馏塔操作与维护

(1)开车准备工作 精馏塔安装<检修>施工完成后还必须做到试压、吹(清)扫、气密、置换(干燥)合格及电气、仪表、公用工程处于备用状态，盲板拆装无误，然后才能转入化工投料阶段。准备工作相当重要，是开车安全、成功的必备条件，必须认真编制方案，认真执行方案，一丝不苟地完成准备，为投料开车成功打好基础，准备工作做好了，开车成功就有八分把握了。否则，不但车开不成功，还可能发生安全事故。

①试压。精馏塔设备本身在制造厂作过强度试验，到工厂安装就位后由于基础承载能力

所限,不可以作水压试验;作气压试验不安全也不能作,只能定期检测厚度和裂纹情况。但是所有新配管、新焊缝都必须经强度试验合格(特殊情况不能做强度试验必须 100%拍 x 片合格)。

②吹(清)扫。试压合格不需要再动火施工了,就可以对新配管及新配件进行吹扫等清洁工作。以免焊渣等杂物对设备、管道、管件、仪表造成堵塞。可以吹扫,也可以清扫,视具体情况而定,吹扫验收以打靶方式,常用靶有铜靶、铝靶、白布靶、白毛巾靶、白口罩靶等,按具体情况选用。清扫法多用干大直径管道,气源有限、达不到气速要求的情况,既可在安装完成后进行人工清扫,也可以在安装时把每一段处理好待焊接的管段一端吊起来(或使其倾斜 75 度以上)进行外部敲击震动除去杂物,再用氢弧焊打底后焊接,直径大于 450mm 的直管道可以在采取安全措施后进入擦洗。:

③盲板。系统不需进入工作了,动火作业已完成,气密以前,可以按需要安排拆除盲板,并按盲板台帐逐块核实销账,防止遗漏。

④气密。气密性试验是充填常温惰性气体(或压缩空气)在操作压力下试验联接件的密封性,一般用肥皂水喷涂到密封面外测缝处,观察有无鼓泡现象,有泡处即漏处,小漏可以紧螺栓,再喷涂一次肥皂水检查,直到不漏为止。如果只是经过大检修,只检查新加的和拆卸过的密封点,不需全部检查。如果精馏塔在中或高压下操作,又无高压惰性气源可利用,也可以在低于操作压力的惰性气压下先查一次漏,消除大漏点后,在投料时在操作压力下再作气密试验。如果这时温度已低于 0℃,肥皂水就难鼓泡或冻结,可改用便携式有害气体检测仪来检测。发现小的漏气处可以紧螺栓,但工具、服装等必须防爆;大的泄漏点作好记号和记录,待全部查完后卸压力一次处理,再充压重试,直到无一漏点为止。要是在充压过程中或定压检查中发现大漏危及安全,必须立即停止升压及查漏工作,尽快泄压,处理好后再重试。处理时必须遵守有关安全规定。

⑤置换。用氮气将系统内的空气置换出去,使系统内氧含量达安全规定(0.2%以下),对氧含量有更高要求的装置按工艺要求控制,置换方法大多数用张压法,即对精馏塔及附属设备、管道、管件、仪表凡能连通的都连在一起,再从一处或几处向里充氮气,充到指定压力(操作压力低于氮气总管压力的塔,指定压力不得高于操作压力;操作压力高于氮气总管压力的塔,指定压力不得太接近氮气压力,因压差小时充压速度减慢,浪费时间),关氮气管,排掉系统内存气,再重新充气,反复 3~5 次,直到分析结果为氧含量合格止。

⑥干燥。对于低温操作的精馏塔,还要求系统内水含量合格,以防降温后冻堵。常用的方法是与系统置换结合进行干燥,当氧含量合格后继续用干氮吹扫,大系统水含量合格后再将塔底、再沸器等各低点,冷凝器、回流泵、液面计、仪表管等死角处或它们就近处进行排放,各点分析水含水量(或测露点)合格止。置换、干燥结束了,系统必须在氮气正压下保管备用,特别注意所充压力到夜间气温下降低了仍能保持正压。

⑦电气。新安装(或检修后)电机试车完成,电缆绝缘、电机转向、轴承润滑、过流保护、与主机匹配等均符合要求。

⑧仪表。仪表调校对每台、每件、每个参数都重要,其中特别要注意调节阀阀位核对工作,塔压力、塔釜温、回流、塔釜液面等调节阀阀位核对尤为重要,一定要通过对讲机将控制室与现场阀位核对好,只有这样才能做到令行禁止,有效控制。投料前全部仪表处于备用状态。

⑨公用工程。精馏塔所涉及的公用工程主要是冷剂(循环水或专用冷媒),加热剂(蒸汽、热水或专用热媒),冷却水可以循环备用,用液态冷媒的塔顶冷凝器的冷媒不可多接,以防进料时大量气化或夹带液体影响致冷压缩机安全运行。加热剂接到进再沸器调节阀前备用,如果调节阀控制的是再沸器出口凝液,只能接到再沸器入口截止阀处备用,以防进料前漏入的物料过热或长时间加热结垢。

(2)投料开车

①置换氮气。进料以后,先用实物料将塔内存留的氮气置换干净,置换排气放到火炬烧掉。置换方法可以用张压法,也可以用连续吹扫法。如果进料物流是低沸点液体,应当先经开车线(如果有的话)引入气体物料来置换氮气,置换完成后,先用气相物料充压到操作压力,再缓慢向精馏塔进液体物料,以防骤冷及局部过冷造成冷脆损坏。如果没有充压管线,要用氮气充到操作压力(或氮气所能充到的最高压力),关好氮气阀,拆除临时氮气管线,然后再进液体物料。

②化学处理。有些精馏塔进料前需化学处理,一是金属表面钝化,按不同的要求有相应的配方,目的是除去金属表面上有催化活性的金属粒子的活性,减少结垢。二是脱脂,脱除塔及内件上的防锈油脂,以免它污染产品或在低温下凝结于塔内件上影响塔板效率和正常操作。三是杀灭残留活性中心,特别是含烯烃、二烯烃、炔烃等易聚物料的精馏塔检修后的金属表面、死角处残存的聚合物,如果不将其活性杀灭,再次投料后聚合垢生成很快,运行周期会大幅度缩短,有效方法有加人化学药剂法,药剂根据物料体系选择,除丁二烯、戊二烯精馏等系统用专门药剂外,常使用的药剂就是该物料体系用的阻聚剂,在投料开车前加入最上一层塔板,让它流到各塔板各部位,也能起到杀灭残余活性中心的作用,也可以在进料前一段时间提前大量注入阻聚剂,直到进料开车正常几小时后,再将阻聚剂量调到正常值;还有用火烧除的,也是在检修以后,用气焊火焰将精馏塔内所有表面、角落过火一遍,将残余有机物微粒除尽,活性中心也就随着被烧掉了。

③工艺调整。进料以后先控制好塔压力,因为稳定塔压力是操作基础。二在进料组成相对稳定后,塔压力决定了塔顶温度和塔釜温度、也就是说,每一个塔压力值决定一组与此相对应的其他参数值,把这些参数都调整到位了,精馏塔就正常了。如果塔压力不稳定,所有操作参数都跟着波动,难以稳定;而且,其他参数的波动反过来又引起塔压力波动,形成恶性循环,更难稳定运行。塔压力稳定了就可将它投自动,冷剂量和气体排出量都自动控制了。

④建立回流。随着塔压力的建立,塔顶冷凝器开始出现凝液,回流罐逐渐建立起液面,当液面达到113时启动回流泵开始给塔加入回流液,回流量逐步提高,直到规定值,投入自动控制。如果回流液是低沸点物质,回流温度低,回流泵在启动前必须按泵的操作说明书的规定进行预冷,预冷时必须做到不断盘车,从回流罐引气相(专用管线)预冷最好,可使泵各部位温度均匀些,气体温度接近操作温度,降温速度好控制。如果用少量液体节流入泵预冷,就不十分好了,一方面液体节流到更低压力(一般排到火炬)才能气化,压力低时温度也低,甚至远低于操作压力,与常温的泵接触,温差更大,易造成局部过冷。改变机件配合公差;另一方面,液体节流不可能全部气化均匀充填在泵体内,还有部分液体洒到泵壳内壁、转子等处气化,形成局部过冷击坏;再就是这样预冷得到的温度比正常操作温度低得多,不仅能量利用不合理,开泵时还有一个快速升温过程,这样一冷一热的变化往往致使密封泄漏。还有一种预冷方法,将泵入口阀和返回回流罐的气相平衡阀打开,不停地盘车,直到泵体达到操作温度,或泵体外表面结霜。启动泵时,待泵已达正常转速,上量好,开启出口阀以后再关气相平衡阀;

⑤塔顶产品采出。回流量满足要求后,塔顶温度逐步接近工艺规定值,塔顶产品合格后,采出塔顶产品,若采出液相一般在回流罐的液面控制下进行,采出气相产品在塔顶压力控制下进行。

⑥塔釜温度调整。当塔釜出现液面时,说明再沸器侧已充满了液体,可以对釜液开始加热,加热过程中与回流量协调进行,同时观察塔釜温度(灵敏板温度或灵敏板轻关键组分浓度),塔压差、塔釜液面、塔顶温度、回流罐液面等参数的变化情况,不使有大幅度变化釜温正常后在液面控制下采出塔底产品。

有中间再沸器的精馏塔除了操作好再沸器外,不可忽视中间再沸器的控制,主要控制住

两者的热黄比例来维持精馏塔各板(各层填料)温度分布符合设计要求。

不管塔顶或塔釜采出量都要以物料平衡为依据,开车过程中,为了满足进出塔的物料平衡,可以采出合格产品,不影响下游工序的不合格品直接供下游工序开车;对后工序不能接受的不合格气体只能放到燃料系统或火炬烧除,液相不合格品收集到燃料油系统或废油罐。

(3)精馏塔日常维护

①阻聚剂。阻聚剂对有自由基反应的物料系统十分重要,它在很大程度上决定着精馏塔的运行周期。顾名思义,它起的是阻止聚合反应发生和终止已发生的聚合反应的作用。注入点一般在塔釜液进再沸器管道、进料管道、回流及塔上特定点,阻聚剂品种选定很重要,要根据不同的物料体系确定,同时,怎么用好也相当重要,要做到品牌、数量、注入点、连续四到位,其中数量和连续性容易变化,要随时检查泵的上量情况,及时处理故障,及时切换泵,严格防止中断或量不足。还要定期用计量罐校对冲程,校对各注入点的注入量,登记台账,统计周、月、年消耗量,计算物系中阻聚剂浓度,力求有效利用,降低消耗和浪费。

②其他助剂。为了确保装置长周期运行,连续使用的助剂还可能有消泡剂、缓蚀剂、抗氧剂、pH 调节剂、破乳剂等助剂,同样要求量足、连续注入。对注入设备要维护好,纳入操作工巡回检查,注入量要定期校对,建立台账统计管理,持之以恒,才有效果,切忌马虎。间断使用的助剂,如解冻剂,用于处理冻塔,溶解水合物的常用甲醇、乙醇、乙二醇等醇类,物系不同选用不同的解冻剂,要满足脱水溶冰,脱水合物后与物系能分离,易流动排出,不再留于塔内,不污染产品,不腐蚀设备,不影响塔正常运行等条件,具体做法因塔而异。

③改变进料口。如果进料物流的状态、温度、组成发生了大变化,就要考虑改变进料口位置,如果轻组分增加,应加长提馏段,进料口向上移;重组分增加,应加长精馏段,进料口往下移。温度提高时往下移,反之往上移。但是,不是一有变化就改进料口,要等变化大到某一限度,又长时间不可以恢复原指标,才改进料口。

④切换再沸器。有些精馏塔因物料易结垢,设有两台再沸器,一台备用。使用一段时间后,在垢的影响下,加热量不能满足需要,就要切换下来清理。切换时应先将备用再沸器先并联上去,逐渐进行加热,同时减少原再沸器的加热量,以塔釜温度不出现大波动为依据,直到全部设备加热止,关闭切下的再沸器加热剂阀门(注意关手动截止阀),再关闭物料阀,从底部排液线将液体排到液体收集罐,排液体时保持再沸器正压,防负压抽入空气,当液面下降压力下降到 0.05MPa 。时可用物料气或氮气补充压力保正压。如果排液需要,还应充一定压力,最后死角里的残余液体要在温度降到 50°C 以下装桶后运出现场,不可排到地面及大气;加热剂侧倒空时也要防负压损坏,如果热媒为蒸汽或热水,可开一上部导淋阀通大气;若热媒也是有机物,要改用氮气充压来消除降温后负压。

27.3 精馏系统常见的设备故障及处理

(1)泵密封泄漏回流泵或釜液泵密封都有可能泄漏,发现时应当尽快切换到备用泵,备用泵应处于热(或冷)备用状态,以便及时切换。由于密封泄漏多数为突发性,所以,一旦现场检测仪发出报警,或巡回检查时发现小漏,要及时到现场检查处理。如果漏得很大,切换都来不及,可以先停泵关阀,从排出管线倒空,防止着火或爆炸,再尽快开启备用泵,减少损失。如果泄漏较大,一时又切换不下来,应当用临时氮气管将泄出之可撤气体物料吹散,注意人要站在上风头口如果泄出是热油,可用蒸汽将它封起来,隔绝空气或浇水冷却,来防止着火和爆炸。对于剧毒物质,如果巡回检时发现泄漏出剧毒物质,操作工要立即戴好防毒面具,再进行处理,最少两人在场,一人处理,一人监护。

不论泵送何种物料,如果操作工无法靠近操作往实施停车,要在控制室遥控停泵(有的话)或配电所断电来停泵。

(2)换热器漏 塔顶冷凝器或再沸器常有内部泄漏现象,不是物料漏入热媒或冷媒就是热媒或冷媒漏入塔里,轻则造成相互污染,重则造成产品污染,运行周期·缩短。除可造成工艺参数改变的可直接判断外,一般靠分析两侧物料来发现。处理方法视具体情况而定。最简单的是停车检修,特别是污染了塔内物料,影响到产品质量或正常操作时,只有如此;如果物料漏入冷却水里影响水质,可以将回水改直排以代替循环水的排污,若直排又超指标,需用蒸汽或氮气对这部分水里的有机物脱除。若是物料漏入蒸汽,凝液不回收直排就可以了,只是在 CDR 超标时先曝气,后进下水道。如果很高就要改排含油污水系统去处理。

(3)塔内件损坏精馏塔易损坏内件有阀片,降液管,填料,填料支承件,分布器等,损坏形式大多为松动,移位,变形,严重时构件掉下来,填料吹翻。出现这类损坏时,可以从工艺上反映出来,如:负荷下降,板效率下降,塔顶或塔底馏出物不合格,甚至都不合格,工艺参数离开正常值,特别是塔顶底压差异常等等。安装质量不好是重要原因,操作不当也是重要原因,特别是超负荷,超压差运行最可能造成内件损坏,应严格避免。一旦造成了损坏,就只能减负荷运行或停车检修。

(4)安全阀启跳安全阀在超压时启跳是正常动作,未达到规定启跳压力就启跳属不正常启跳,应该重定安全阀。若不能卸下来离线调试,在线又重定不了,就要具体对待了,如果系统还有安全阀,或与之相通的系统还有安全阀,运行时一直保持相通状态,可以在制定了特护措施的前提下继续运行,在得到上级批准后将坏了的安全阀拧死或加盲板。若无安全保障,只有停车重定安全阀。

(5)仪表失灵精馏塔上仪表失灵比较常见,一块表坏了可根据相关的其他表来遥控操作,如果调节阀出现故障,可用现场手动进行操作。设有旁路的,改用旁路控制,修理调节阀。

(6)电机故障运行着的电机,常见故障现象有振动,温度高,轴承温度高,漏油,跳闸等,处理方法就是切换下来检修。如果跳闸,备用泵又无自动启动能力,就只有人工启动后再去查原因及进一步处理。精馏塔中断回流时,应特别注意塔压力控制,勿超压,并减少再沸器加热量。如果釜液排出中断,备用泵短时间内没开起来,看加热是否正常,如果液面太高,影响加热,可从倒空线排出部分釜液维持运行。

(7)透平故障如果用透平带动回流泵或釜液泵,透平故障跳车,电动备用泵会自动启动,如果自启动失灵或无自启动能力,要手动启动。

27.4 精馏塔操作故障与处理

(1)液泛 液泛是指轻关键组分大量从塔顶出来,引起塔顶馏分不合格。最常见的现象是塔顶馏分不合格,塔压差超高,釜液减少,回流罐液面上涨。原因主要有负荷高,进入了液泛区;液体下降不畅,降液管局部被垢物堵塞;加热太猛烈,气相负荷太高;塔板及其他流道冻堵等都能形成液泛。要对症处理才会奏效,如果由操作不当引起,及时调整负荷、加热等就会恢复正常,太多的塔顶凝液不可全送入塔内作回流。以免引起恶性循环,可加大采出来维持液面。如果由冻堵引起,压差高时釜温并不高,只有加解冻剂才有效,先要经分段测压差等办法判断冻堵位置,再注入适量解冻剂,观察压差变化,若压差下降,说明见效,否则要改位置重来,若解冻剂不起作用,就可能是垢物堵塞;要是垢物堵塞,只有减负荷运行或停车检修口

(2)加热故障加热故障有两方面的原因,一是加热剂问题;二是再沸器问题。用蒸汽加热时,如果压力低,过热没脱好(减温减压器故障),不凝性惰性气体(常出现在新接汽的工况),凝液排出不畅(液面失灵,疏水器故障,管道堵塞)等。用其他气体热介质加热故障降与此类似。用液体热介质加热不灵多数是因为堵塞,温差不够,变质等。至于再沸器故障,有泄漏(管坏,花板焊缝或焊缝),液面不准(过高或过低),堵塞,虹吸遭破坏,强制循环量不足。重烃在底部积累等等。需对症处理才会收到好效果。

3)泵不上量回流泵在过滤器堵塞、液面太低、出口阀开得过小、轻组分太多等情况都有可能造成不上量,泵在启动时不上量,往往是没有预冷好,物料在泵内气化所致,应找出原因针对处理。釜液泵不上量大多由液面太低、过滤器堵塞、轻组分没脱净所致,也是就其原因对症处理。

(4)塔压力超高加热太猛,冷剂中断,压力表失灵,调节阀堵塞,调节阀开度漂移,排气管冻堵等都是超压力的可能原因,找出原因,及时调整就会有效控制住塔压力。不管什么原因,首先加大排出气量,同时减少加热剂量,把压力控制住再作处理。

(5)塔压差增高精馏塔压差升高,有两方面的原因。一方面可能是负荷升高,可从进料量轻易判断,另一方面要在排除负荷高以后分段测压差,找出压差集中部位。若在精馏段,再看回流量正常否,正常回流下压差还高,很可能是冻塔,用解冻剂处理;压差集中在进料口以下不远,塔身温度分布偏低,可能也是冻塔;若各塔板温度比正常高些,可能是液泛,应按液泛处理方法处理;若塔处理的是易结垢物料,要考虑堵塞造成气或液流动不畅增加了阻力,同时观察釜温及灵敏板温度高否,在釜温不高时的高压差,多数是由于堵塞引起,压差集中点也不规律,可在任何位置,最多发生在降液管,最后一块板下的受液盘处。判断准了,就要降负荷运行或决定停车处理。

2.75 特殊精馏

要分离相对挥发度接近 1 的混合物,不能用常规精馏方法,可以用特殊精馏方法,其中有萃取精馏法、加盐萃取精馏法,共沸精馏法;还有把化学脱杂质与精馏相接合的催化精馏法以及用改变压力来改变相对挥发度或降低沸点的真空精馏法。

(1)萃取精馏 常用萃取精馏的物系有从碳四中分离丁二烯、丁烯、丁烷;从碳五中分离戊二烯、环戊二烯、戊烯、戊烷。可选用的萃取剂有 N,N-二甲基甲酰胺(DMF),乙腈。甲基吡咯烷酮,乙二醇等,加入这些溶剂后相对挥发度发生很大变化,如碳四与 DMF 作用后相对挥发度就增大,见表 27-5 a

表 27-5 碳四相对挥发度

组 分	相对挥发度	在 DMF 中的相对挥发度	组 分	相对挥发度	在 DMF 中的相对挥发度
异丁烷	1.2	2.08	丁二烯-1,3	1.00	1.00
异丁烯	1.08	3.39	正丁烷	0.86	—
丁烯-1	1.03	5.06	反丁烯-2	0.84	2.35

由于碳四相对挥发度接近 1,难以用常规精馏方法把它们分离开来,但是,加入第三组分后情况就大不同了,在溶剂比 7~8 的条件下,用 DMF 将碳四中的丁二烯等易溶组分吸收下来,就与难溶的组分分离开来,再经过进一步精馏就可得到纯度 99.5 以上的丁二烯产品,并保证总炔在 50×10^{-6} 以下。碳五的分离与此大同小异,其原理完全相同,只是具体工艺参数不尽相同而已。

(2)加盐萃取精馏萃取精馏的缺点是溶剂比大,一般 5~10,液相负荷很大,板效率低(20%~25%),溶剂循环量大,物耗高,能耗也高。加入盐类于其中,使系统沸点升高,蒸气压下降。用于生产无水乙醇,在乙醇-水体系中,萃取剂乙二醇不加盐时溶剂比 5:1,加盐后,溶剂比可以下降 1:1;理论板数可从 49 板降到 17 板。节省了投资,运行费用也可大幅度降低。

目前,已应用于提纯叔丁醇,回收异丙醇,提浓稀盐酸,比起简单萃取精馏得到的产品更高,能耗更低。

(3)共沸精馏利用加入能与某一组分形成共沸物的第三种组分(挟带剂),进行共沸蒸馏,将该组分溶入挟带剂中与原物系分离如乙醇-水体系加入苯,水就可以转入苯中形成新的共沸物,得到无水乙醇;正丙醇-水,硝酸-水,氯仿-丙酮,二甲基甲酰胺-水,甲基叔

丁基醚-水等都是双组分共沸体系。在共沸点，气液相组成相同，无法再进一步分离，选择恰当的挟带剂就可以破坏原共沸体系，得到新的共沸体系，原物系便可以进行分离了。共沸精馏与萃取精馏有些相似，都需加入第三组分，然而第三组分的作用不同，萃取剂作用于那些因相对挥发度接近 1 而难进行常规精馏的物系，目的在于增大相对挥发度便于分离，最主要要求是溶剂对物系中被分离组分的溶解性差别要大，越大越好，其次是考虑溶液的再分离性要好，再利用率要高，毒性小，腐蚀性低，热稳定性强，价格低，易得到，运行费少，能耗低等；共沸蒸馏加入的挟带剂主要特性是能够与难分物系或共沸物系中的某一组分形成新的共沸物，该组分不停地从物系中出来进入挟带剂里，与原物系分离开；对于二元共沸体系，一个组分进入挟带剂，就意味着另一组分浓度的提高，挟带剂量足就可以余下高纯度产品组分。对它的毒性，腐蚀性，热稳定性，再利用率，环保性，价格等等也有具体要求。萃取精馏要求连续运行，而共沸精馏可连续运行，也可以间歇精馏。

(4)反应精馏化学反应与精馏相结合，加入第三种物质，一方面改变相对挥发度，有利于精馏；另一方面不断分离出反应产物，可提高反应速度或转化率。有一种方法是反应物和催化剂反应产物，未反应的反应物留在塔内继续反应，从而提高反应速度和转化率。如：乙酯、丁酯的生产，酯化反应就是在精馏塔里进行，同时生成的酯从塔釜馏出，未反应的醇和酸与酯的相对挥发度很大，不可能随生成的酯进入塔釜，只能留在塔内继续反应。又如：生产聚合级丙烯时，要除去其中的丙炔、丙二烯，使其达 5×10^{-6} 下。用常规精馏是难的，不仅塔板数很多，而且丙炔、丙二烯浓度高了极不安全，过去常用碳三馏分在把催化下加氢的方法来脱丙炔，脱丙二烯，见图 27-15。目前已开发出在脱丙烷塔精馏段装固体把催化剂，在精馏过程中将丙炔、丙二烯加氢除去，催化剂不仅起催化作用，而且起了精馏塔填料的作用，简化了流程，简化了操作，减少了设备费用。

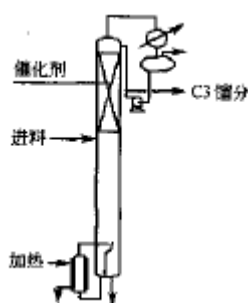


图 27-35 催化精馏脱丙烷

(5)真空精馏真空对精馏有三方面的作用，一是改变相对挥发度，用在那些相对挥发度随压力变化大的物系；第二是物质沸点(混合物的泡点)温度随液体表面上压力降低而降低，真空精馏可以降低操作温度，避免了高温时可发生的不需要的化学反应(分解或聚合)，保证产品质量或延长装置运行周期；第三是，真空精馏属分子精馏，利用了不同的分子有不同的分子量，不同分子量的分子在真空下分子的平均自由程不同，逸度不同，真空度越大，这个差别也越大，分离就越易。

常用真空精馏法的有原油减压精馏，裂解汽油减压脱 BTX(苯、甲苯、二甲苯)，乙二醇脱水，以及大量的精细化工中(维生素 E 的分离，从多碳醇混合物中分离出单碳醇，脂肪酸分离，)其他有机产品生产也常采用真空精馏。

(6)精馏塔的 ARS 技术 ARS 技术即是先进冷凝分离技术，乙烯生产中开发出的 ARS 技术应用，收到了很好的分离效果，共原理如图 27-1fi,利用立式板翅式冷凝器置于分离器上构成。物流与另侧冷媒换热后部分冷凝。凝液沿冷凝器壁向下流与向上流动的未冷气体相对流动、接触、进行传热和传质，不仅起到换热器的作用，还起到几块塔板的分离作用。

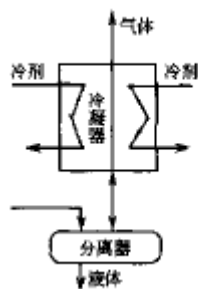
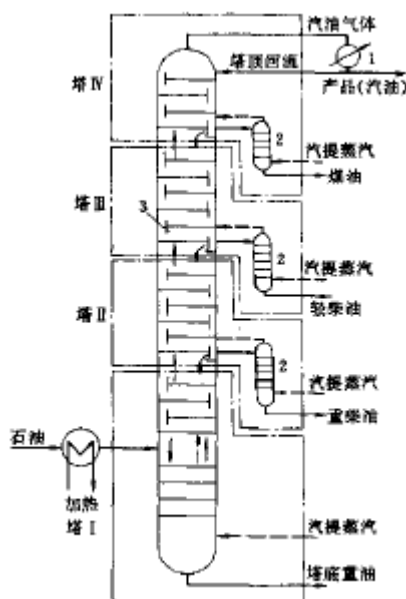


图 27—16ARS 技术举例图

27.6 炼油厂精馏的流程特点与日常操作

(1) 炼油厂精馏的特点精馏又称分馏。它是在精馏塔内同时进行的液体多次汽化和气体多次冷凝的物理过程。石油及石油馏分是一种复杂的混合物，其分馏过程属于复杂系统蒸馏。复杂系统蒸馏过程与二元系统一样，都是利用系统中各组分挥发性的差异，将混合物通过不平衡的汽液两相接触，反复地使用部分汽化和部分冷凝的手段，使它们互相间发生物质与热交换，以达到分离的要求。但由于石油的组成极其复杂，对产品纯度的要求仅是一定的沸点范围(即非高纯度)，所以，其分离过程又有着自己的特殊性。

油品的分馏塔，几乎在炼油的每一项工艺过程中都存在。根据分馏塔的操作压力，可以分为高压分馏塔、常压分馏塔及减压分馏塔，常减压装置使用的常压塔就是典型的精馏过程。常压塔示意图见图 27-17。



常压塔通常是由四个简单塔组成的复杂体系。塔 I 的进料口，将塔分成精馏段与提馏段，精馏段在上部，提馏段在下部。塔 II，III，IV 的提馏段设在主塔外，称汽提塔，用管线与主塔相连接。加热炉将原油加热到一定的温度，有一部分原油达到了汽化温度，进料进入主塔后，气体部分上升，与塔内下降的液体，在塔盘上进行传热传质过程。除了塔顶部出产品外，还在塔侧抽出所谓侧线产品。进料的液体部分，下降后与塔底的水蒸气接触，也在进行传热传质过程，塔底的未汽化重油，被抽出后再进行其他加工。塔顶部有回流，每个汽提塔和主塔底部都有水蒸气汽提，所有的石油产品由上至下逐渐变重。

各个简单塔之间的操作，并不是孤立的，而是相互之间有着密切的联系，每个操作参数的变化，都会相互有影响。

(2) 常压塔的日常操作①压力控制.常压塔的操作压力，一般不作调节手段。所以也没

有专门的压力控制系统，只有压力检测系统。常压塔的压力主要取决于塔顶的馏出线，空冷器，水冷器及回流系统的压力降决定。未冷凝的气体(尾气)，或者直接放大气，或者引入加热炉作燃烧，或者送压缩机进行回收。尾气量的大小，处理方式的不同，也对塔顶压力产生影响。对于精馏过程，压力越小，相对挥发度越大，精馏效果就越好。压力增大，则分馏效果差，馏分之间可能出现重叠。但是压力过小，又会影响分馏塔的加工能力，一般根据对分馏精度的要求，选择适当的操作压力。在旧常的操作过程中，原料性质的变化，加热炉出口温度的波动，汽提蒸汽压力的变化，回流的变化等，都对塔顶压力有影响。

②温度操作的控制

a.加热炉出口温度，也即塔的进料温度，对全塔的温度影响极大，要严格控制，以求平稳的工艺指标。在原料性质一定时，炉出口温度直接影响着原油的汽化量，从而也决定了全塔的热平衡。炉出口温度过低，汽化量不足，分馏效果差。甚至影响油器拔出率。炉出口温度过高，则增大了过汽化量，加大塔顶回流量，提高了操作能耗和成本。

b.塔顶温度升高，塔顶和侧线油品变重，干点升高。温度降低，则油品变轻，总拔出率下降，全塔温度受塔顶温度影响十分显著。所以，塔顶温度是分馏塔控制的重要指标。塔顶温度主要由塔顶回流量来调节。

c.侧线温度可以影响侧线产品的质量(馏程)和数量，要求也十分严格。侧线的抽出量，决定了侧线的温度，通常可以用侧线抽出量、塔顶温度和中段循环回流等因素调节。

③中段回流。复杂分馏塔，塔内气相负荷随着塔高而增大，一般在塔顶倒数第二层塔盘气相负荷最大，因此这块塔盘的气相负荷成为全塔的限制点。为了调节全塔的负荷，增加相对均匀性，提高塔的总能力，在塔的中部，增设若十个中段循环回流。抽出的油品不直接作产品，只经过换热，将温度降低后，打回到塔的上部。抽出层与回流层之间的组分没有变化，只相当于在塔中段取走一部分热量，以避免全部取热都集中在顶部。

中段回流取热量，也是全塔热平衡的重要调节手段。取热量过小，调节作用微弱，取热量过大，影响全塔分馏效果。几个中段回流之间的取热量尽量均匀，避免相差过大，可用下式计算：取热量=流量×温差。

④回流比。回流提供了全塔汽液两相相互接触的 necessary 条件，是精馏过程得以实现的关键因素之一。回流比的大小直接影响分馏的好坏，它是精馏过程中调节产品质量的重要手段。

回流比=回流量/抽出量。回流量大，可以改善分馏效果。但回流量过大，则增大了塔盘的气相速度，造成雾沫夹带，反而对分馏不利。另外，回流量大，在装置内循环的油品数量增加，除了降低原油的处理能力外，还增加了热量、电量、水量等消耗。回流量过小，分馏效果降低。所以必须把回流比控制在适当的范围之内。

⑤汽提的水蒸气量。在蒸馏操作中，通常使用过热水蒸气做主塔和汽提塔的汽提，用以降低油气分压，除去馏分中轻组分，以在较低的温度下，取得较好的分馏效果。

塔底汽提，对全塔均有较大的影响。某侧线的汽提，蒸汽量加大后，除了对本侧线油品的汽提作用加强外，同时对本侧线及其以上各线均有降低分压的作用，因此，汽提的吹入量，在操作中，也是调节产品质量的有效手段之一。汽提量大，能耗明显增大，一般尽量控制在较低范围，最近甚至出现了不用水蒸气汽提的所谓“干式减压”操作法。

(3)油品质量的调节油品不是单一的化合物，它是一定沸点范围的混合物，质量指标与单一化合物有一定的区别。通常主要的质量指标有：馏程、闪点、凝固点(冰点)、密度等。

①馏程。概括起来有三种情况：初馏点轻，干点重，或头轻尾重。

初馏点低，闪点也低，说明较轻组分没有被分割清楚，不仅影响本侧线的质量，而且影响上一侧线的收率。调节方法，提高上一侧线的抽出量，使向下的液相回流减少，温度提高，或者加大本侧线的汽提量，均可使轻组分被分离，解决初馏点轻的问题。

干点重，凝固点高，说明下一侧线馏分被携带上来，也影响本侧线的质量和下一侧线的

收率。调节方法，降低本侧线的抽出量，或减少下一侧线的汽提量。头轻尾重，说明分馏效果不佳，上部的未蒸出与下部的携带同时存在。

②密度。从使用的角度来看，希望密度尽可能大一些。但是密度并不是一个独立的指标，它受其他质量指标的约束，在一定范围内波动。

如初馏点轻，干点合格，则密度偏小；如初馏点合格，干点重，则密度大。可以通过调节馏程范围，改善分馏效果来调节。

③凝固点(冰点)。一般来说，总是希望煤油、柴油等馏分的凝固点低一些好。在一定原油条件下，凝固点(冰点)过低，总是对优质资源的浪费，所以，保持适度的凝固点数值，离指标略有余地，是操作优化的追求。

第 28 章蒸发系统的日常运行与操作

28.1 蒸发的基本原理

蒸发是化工单元操作之一,即用加热的方法使溶液中部分溶剂汽化并除去,以提高溶液的浓度,或为溶质析出创造条件。所以究其实质,蒸发操作是使溶液和溶质分离的操作。蒸发过程是一个热量传递过程。其传热速率是蒸发过程的控制因素。

工业上应用蒸发来浓缩溶液以满足生产工艺上的要求,其目的可归结为以下几点。

①通过蒸发以提高水溶液中溶质的浓度。例如,电解烧碱液的浓缩、稀硫酸的浓缩、尿素溶液的浓缩等。

②通过蒸发浓缩溶液以制备结晶,例如制盐、制糖等。

③通过蒸发回收溶剂,例如中药渗漉液的浓缩回收酒精。

④通过蒸发制备纯净的溶剂,例如海水淡化、丙烷脱沥青、双乙烯酮脱除高沸物等。

总之,蒸发广泛应用于制盐、制碱、制糖、食品、医药、造纸、海水淡化、石油化工及原子能等工业生产中。

除海盐晒制这类自然蒸发外,蒸发操作一般都是在溶液的沸点下进行。在蒸发过程中,只有溶剂是挥发性物质,溶质是不挥发的,也就是说当溶液被加热沸腾之后,只有溶剂汽化,溶质在整个过程中数量不变,这是蒸发操作的显著特点之一,也是蒸发计算的基础。

进行蒸发操作的必备条件是,必须不断供给热量和排除二次蒸汽。如果不及时排走二次蒸汽,在沸腾液体上面的空间中二次蒸汽的压强将逐渐升高,会影响溶剂的蒸发速率,甚至当二次蒸汽与溶液平衡时,会使汽化不能进行。因此通常采用冷凝的方法排除二次蒸汽。如果所产生的二次蒸汽不再利用,经直接冷凝后排去的蒸发操作称为单效蒸发。如果把二次蒸汽引到另一个压强较低的蒸发器作为加热蒸汽,并将多个这样的蒸发器串联起来,这样的操作称为多效蒸发。多效蒸发的流程可分为三种情况,即并流、逆流和平流。多效蒸发可以节约蒸汽的消耗,提高蒸发装置的经济性,因此多效蒸发一直是研究的热点。它涉及多效蒸发的加料方式,引出额外蒸汽,以及多效蒸发的效数以多少为宜等。

蒸发操作可在加压、常压、减压及真空下操作。为了保持产品生产过程的系统压力(例如丙烷脱沥青),或者为了得到较高温度的二次蒸汽,以提高热能的利用,通常采用加压蒸发。随着操作压力的增大,溶液沸点增高,此时溶液粘度降低,增加了溶液的流动性,从而改善传热效果。但工业上大部分蒸发操作是在减压或真空条件下进行的,因为采用减压蒸发具有下列优点。

①在减压下溶液的沸点降低,从而加大了加热蒸汽与溶液之间的温度差,那么对一定的传热量而言,可减少蒸发器所需的传热面积。

②适用于热敏性物料的蒸发。

③由于溶液沸点的降低,可用低压蒸汽或废热蒸汽作为加热蒸汽,同时也使蒸发器热量损失减少、因此可以节省热能。

28.2 蒸发设备

蒸发设备种类繁多、结构各异,其分类方法也各有不同。本文按膜式和非膜式蒸发器划分为两大类。

(1)膜式蒸发器近年来薄膜蒸发技术得到很大发展,成为目前蒸发设备的主要形式,这种膜式蒸发器的主要特点是物料停留时间短、传热效率高、蒸发速度快,静压头产生的沸点升高很小。因此它适用于处理热敏性物料,对于粘度较大,容易产生泡沫的物料也较好。其

常见形式如下。

①升膜式蒸发器。升膜式蒸发器其结构和管板式换热器一样,是由很长的加热管束组成,管束装在外壳中。不同的是要求其加热管长径比(L/D)在 100~300 范围内。由于管内静液面较低,由静压头而产生的沸点升高很小,另外蒸发时间短,因此适于热敏性溶液的浓缩。二次蒸汽在管内流速很大,具有良好的破沫作用,因此也适于易产生泡沫的溶液蒸发。二次蒸汽在管内高速螺旋式上升,将料液贴管内壁拉成薄膜状,而该薄膜料液的上升,必须克服自身的重力及与壁面的摩擦阻力,因此它只适于溶液粘度小于 50mPa.s 的料液蒸发。另外由于这种液膜式蒸发器温差大(一般为 20~30°),液膜给液系数大,而单位传热面上料液量很小,容易在管内造成晶析、结垢。因此它不适于有结晶或易结垢溶液的蒸发。其结构示意图见图 28-1。

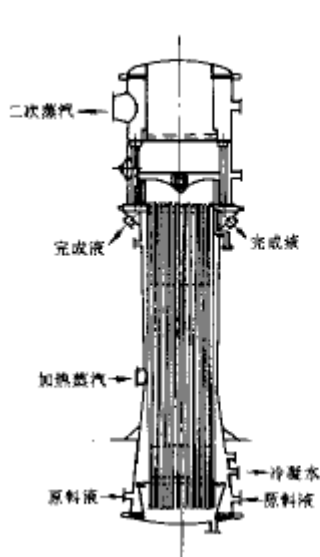


图 28-1 升膜式蒸发器

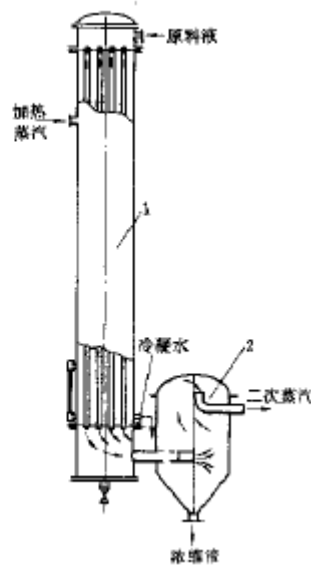


图 28-2 降膜式蒸发器

1—加热器蒸发室;2—分离器

②降膜式蒸发器。其结构与升膜式蒸发器大致相同,只是料液自蒸发器顶部加入,利用顶部的关键部件—液体分布器使每根加热管都能不断的均匀受液。在重力作用下,料液沿管壁形成膜状下降,进行蒸发。其加热管长径比(L/D)范围介于 100---250 之间。二次蒸汽与料液流向一致,所以对料液沿管向下的运动及分布成膜起一定的推动作用。适于蒸发粘度较大的溶液 50~40amPa · s)。

降膜蒸发器具有浓缩比大,粘度范围大、传热效果好、蒸汽和水耗量小及处理盘大等优点,是目前蒸发操作的主要发展形式之一。其结构示意图参见图 28—2

③升降膜式蒸发器。它也是一种单流型膜式蒸发器,即将降膜式和升膜式蒸发器装在一个外壳中。其结构示意参见图 28-3。料液先进入升膜管内进行加热沸腾蒸发,然后汽液混合物在顶部封头内经·重新分配后进入降膜管内继续蒸发,然后经汽液分离器分离。这种蒸发器适于用在浓缩过程中粘度变化大的物料蒸发及厂房高度有一定限制的场合,因其长径比比升膜式小 20~50e 如果料液粘度变化较大,宜采用常压蒸发为宜,以提高料液流动性。

另有一种板式蒸发器,其结构类似板式换热器,它也可以被认为是升降膜式蒸发器。

④固定刮板式。因该蒸发器壳筒内有马达带动的立式或卧式旋转轴,而轴上固定 3~8 片刮板,所以它分为立式和卧式两类。而立式又有降膜和升膜之分。这种蒸发器均带有机械搅动,外壳有夹套,内通蒸汽加热。料液经分布器均布在内壁四周。由于重力和刮板离心力

的作用，料液在内壁形成上升或下降的薄膜(立式)或螺旋向前的薄膜〔卧式〕。它特别适用于高粘度热敏性物料的蒸发。其结构示意图详见图 28-4 和图 28-5。

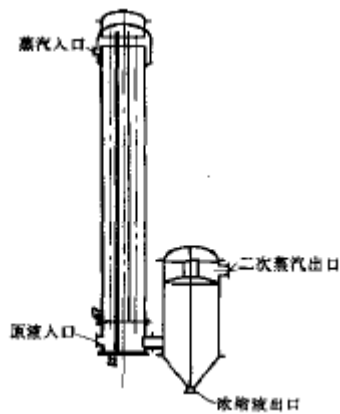


图 28-3 升降膜式蒸发器

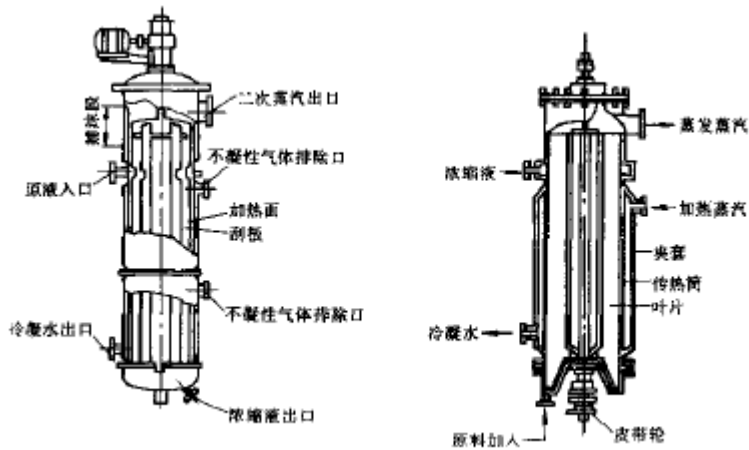


图 28-4 立式固定刮板蒸发器

⑤活动刮板式。其结构及操作原理与固定刮板式相仿，不同的是刮板为多段式而且不直接固定在轴上。刮板是通过旋转轴的离心力经转轴带动而旋转，将刮板紧压在传热面上，所以薄膜的厚度极薄。而且这种活动刮板式可根据料液的粘度或者旋转轴的转速不同，使掖膜的厚度相应变化。而且刮板边沿镶上特殊材料可制成刮壁型，以防止结垢和晶析。其结构示意图参见图 28-6

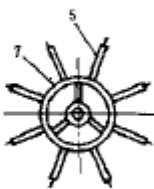
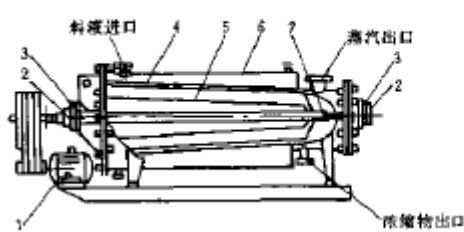


图 28-5 卧式固定刮板式蒸发器

1-马达；2-轴承；3-坡料箱；4-加热面；5-刮板；6-夹套；7-转轴

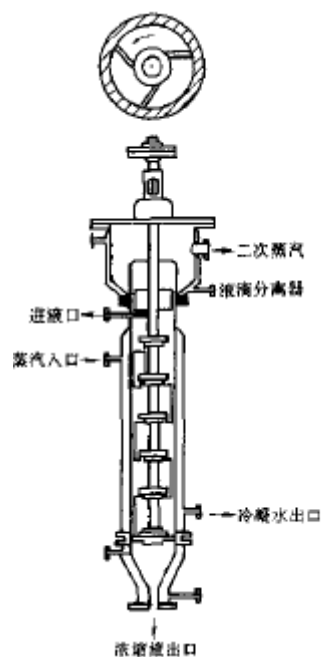
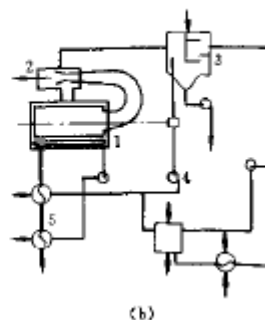
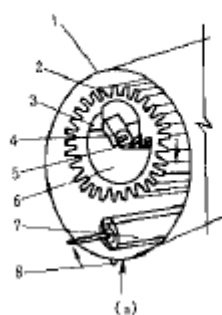


图 28-6 活动刮板蒸发器

⑥回转式薄膜蒸发器。这种蒸发器是由转动的供料器，将料液抛给转动着的传热面，传热面是压成波纹形的，内部为加热蒸汽，料液在传热面外表面蒸发，冷凝水则在传热面轴线附近收集，并由空心轴排出。由于是真空低温蒸发，加之传热面的特殊结构，使得传热温差较小，因此很适用于生物制品等热敏性物料的浓缩。该蒸发器的特点是耗汽量较小，处理量大。其结构示意图参见图 28-7

456



1-蒸发器;2-传热面(转子);3-热介质冷凝液收集器(定子);4-排冷凝液的空心轴;5-接管;6-内管柱;7-供料器(旋转);8-进料口

1-旋转式薄膜浓缩器;2-热泵
3-分离器;4-泵;5-换热器

图 28-7 旋转式薄膜浓缩器

(2)非膜式蒸发器

①自然循环型

a, 外加热式蒸发器。将管束较长的加热室装在蒸发室外面，就成为外加热式蒸发器。如图 28-8 所示，它由列普式加热器、沸腾管、蒸发室(附汽液分离结构)、循环管 4 个部件组成。若用其蒸发有结晶的物料时，通常在循环管下口与加热器进口之间，加置液固分离器。这种加热器加热面积大，一个蒸发室还可挂载 2~4 个加热器。缺点是设备尺寸高，有效温

差要求大，因而限制了多效使用，一般不宜大于三效。

b.列文式蒸发器。它属于加热管外沸腾的自然循环型蒸发器，如图 28-9 所示，其特点是在加热室的上部加一沸腾室，使加热室内的溶液承受较大的液柱静压，因此不能在加热室内沸腾，而只能在沸腾室内沸腾。因此避免了加热管的结垢堵塞。此种蒸发器主要应用于烧碱业，它要求在较大的温差下操作。缺点是设备高大、耗材多、要求厂房高。

c.标准式蒸发器。此种蒸发器也属于自然循环型。它历史悠久，使用广泛。如图 28-10 所示，其加热室由直立管束组成。在加热室的中央有一根很粗的管子，它的截面积约为加热管

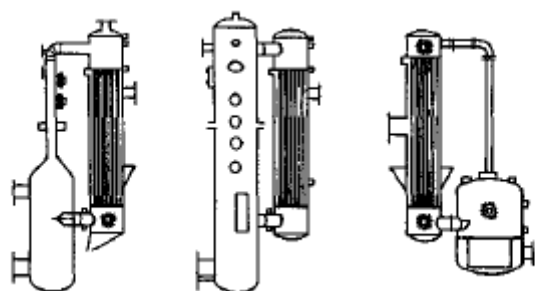


图 28-8 自然循环式长管型蒸发器

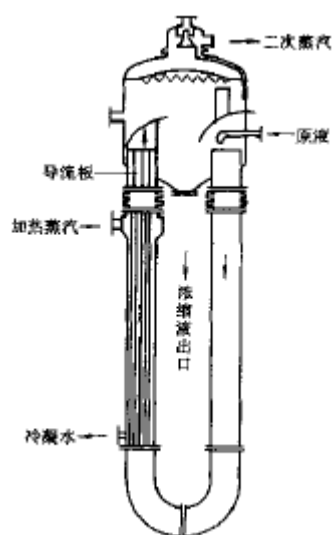


图 28-9 列文式蒸发器

总截面积的 40%~100%，此为中央循环管。由于中央循环管和加热管的重度差和蒸汽上升时的抽吸作用，而使料液不断循环，从而提高了蒸发器的传热系数和生产强度。这种设备适用于结垢不严重，有少量结晶析出和腐蚀性较小的溶液，其优点是构造简单、制造方便、投资较少和操作可靠。

d.悬筐式蒸发器。因其加热室像个篮筐悬挂在蒸发器壳体的下部，故曰悬筐式蒸发器。它也是标准式的变种。其加热管束可以取出，以备更换。参见图 28-11，其加热蒸汽管是由壳体上部伸入，加热管隙间通蒸汽。管内为溶液，加热室的外壁与蒸发器壳体的内壁所形成的环形通道为溶液循环区域。由于通道截面积及周边长均比标准式的中央循环管大，改善和加速了料液的循环，从而改善了在加热管内的结垢现象，提高了传热效果。此种蒸发器适于有晶析和结垢不严重的溶液蒸发，但该蒸发器的缺点是装置复杂、设备重量大、占地面积较大。

②强制循环型

a.强制循环型蒸发器、所谓强制循环，就是依靠外加的动力，用泵使蒸发器内的溶液沿

一定方向循环,因此传热速率和生产能力提高。它是由列管式加热室(立式和卧式)、蒸发室、循环泵等组成。料液经加热管加热至沸点,然后在蒸发室内闪蒸,并经汽液分离后,二次蒸汽自上方排出,而浓缩液自下部进入循环泵进口,使溶液继续强制循环蒸发。图 28-12 示出的是用于烧碱工业的强制外循环式 Swensan 蒸发器和强制内循环式 Zaremne 蒸发器。

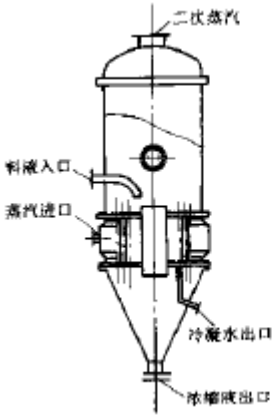


图 28-10 标准式蒸发器

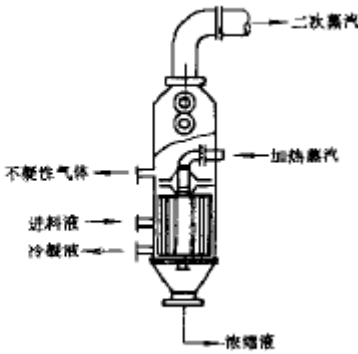
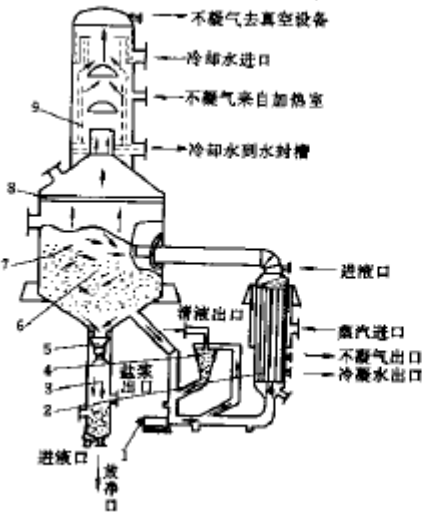
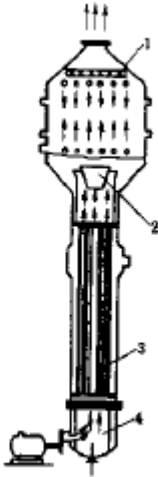


图 28-11 悬筐式蒸发器



(a)Swenson 蒸发器



(b)Zarembe 蒸发器

- 1—循环泵; 2—加热室; 3—淘析器;
4—旋流器; 5—进料器; 6—循环管;
7—蒸发室; 8—丝网除沫器; 9—一大气冷凝器

- 1—滤网; 2—分布器 I
3—加热室; 4—轴流泵

图 28-12 强制循环型蒸发器

Swenson 蒸发器特点是附设大直径低压降旋流器,以澄清出料碱液.另外是将大气冷凝器直接装于末效蒸发室顶部,减小压力降,节省钢材和占地面积。而 Zarembe 蒸发器特点是结构紧凑、占地面积小。

b.旋液式蒸发器。这种蒸发器原理类似于旋风分离器,它也属于强制循环蒸发器,其结构示意参见图 28-13。其传热面积小,限制了处理量,但其结构简单、传热系数高。

③浸液燃烧式蒸发器。参见图 28-14,此种蒸发器是将燃料与空气在燃烧室顶部混合后燃烧,所产生的高温气直接喷入蒸发室内溶液,由于气液两相温差大,及产生的强烈鼓泡搅动,使溶液迅速升温至沸点汽化。该蒸发器是直接传热,不需要传热面,因而结构简单,传热效果好,适于处理强腐蚀性和易结晶、结垢物料。

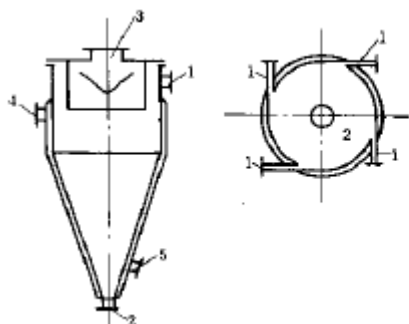


图 28-1 旋液式蒸发器

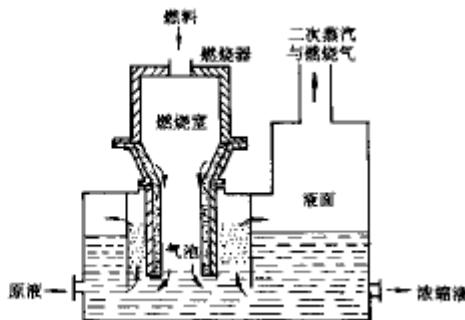


图 28-14 浸液燃烧蒸发器

1 一进液口;2-浓缩液出口, 3 一二次蒸汽出口;4-加热蒸汽进口;5-冷凝水出口

(3)蒸发设备选型选择何种蒸发设备是其设计的首要问题。因为蒸发器是一种特殊的换热器。所以应首先选择传热系数高的形式,但料液的物理、化学性质,如粘度、发泡性、腐蚀性、热敏性及是否容易结垢等也会在某种程度上限制了传热系数高的设备的使用。另外在使用蒸发设备的各部门,有时分别采用不同形式,也能得到相同的效果。因此选型时,应把技术要求、现场条件、投资限额、甚至传统习惯等统一考虑。力争使所选用的蒸发器在保证产品质量的前提下具有较大生产强度和较好的经济性。

原则上,对于高粘度溶液,须选用能使溶液流动速度高的蒸发器,或者是使液膜不停被搅动,并不停再分布,这样能提高蒸发器传热系数,一般采用列管式、强制循环式或降膜式为好。

对于腐蚀性溶液蒸发,可选择浸液燃烧蒸发器,或者是选用其他种类,但对蒸发器加热管等材质应有较严格要求。

对于易晶析溶液的蒸发,宜采用管外沸腾型蒸发器(如强制循环式、外加热式等)。另外,刮板式、旋液式也适于有结晶析出的物料。

对于热敏性物料的蒸发,一般采用储液量少、停留时间短的膜式蒸发设备。

对于易发泡物料,宜采用升膜式、强制循环式及外加热式。这是因其料液循环速度大,具有破泡作用,但对于发泡严重的物料,还应考虑加消泡剂。

对于易结垢物料,应首先考虑采用易于清洗和易于清除垢层的蒸发器。例如浸液冲刷式、标准式、悬筐式、刮板式等。另外,也可选择加热管外沸腾的蒸发器。

但实际生产中,蒸发的溶液并非仅有某种单一的物理、化学性质,常常是既有腐蚀,又易结垢等交织在一起,因此蒸发设备选型并非易事,需根据具体情况,结合经验,多方考虑。

28.3 蒸发系统操作条件的选择及优化

(1) 蒸发系统操作条件的选择蒸发系统主要工艺操作条件包括生蒸汽压力、真空度、液面高度、溶液浓度、预热温度、出料浓度等。在设计和生产中正确选择并确定这些条件和指标,是充分发挥装置能力,提高产品质量,节能降耗,保证正常生产的关键。以下所谈各条件一般均指液碱蒸发而言。

①生蒸汽压力。不断供给热能是蒸发的必备条件之一,而生蒸汽则是溶液蒸发的热源。较高的生蒸汽压力可以使 I 效蒸发器乃至整套蒸发系统获得较大的温差,使装置具有较大的生产能力。但是生蒸汽压力的选择必须考虑以下几个方面:

a.生蒸汽压力不宜过高。尽管采用较高的蒸汽压力可以提高温度差,从而减少蒸发器的尺寸和造价,但因为蒸发器的传热温差有一个极限值,如果接近或超过这个值会降低蒸发器的传热系数,使装置生产能力下降。同时不同物料、不同蒸发器对生蒸汽压力要求也不尽相

同。比如就液碱蒸发而言,若采用内热式蒸发器,当生蒸汽压力升高到一定程度时,碱液由泡核沸腾变为膜状沸腾,液膜的存在降低了碱液的传热系数,使装置能力受到影响;对于外沸式蒸发器,如果蒸汽压力过高会使加热管内溶液滞留层上升,若加热室上方液柱高度不够,即可造成管内沸腾,从而缩短洗罐周期。另外过高的蒸汽压力势必要提高 I 效蒸发器及加热管的耐压要求。总之不适当的提高生蒸汽压力,会连带出现许多方面的损失。

b. 生蒸汽压力亦不能过低。因为蒸汽压力过低,蒸发器将不能保持良好的沸腾状态,而且会出现传热温差低、影响蒸发量,使整个装置生产能力降低。

蒸汽压力也随着蒸发过程不稳定因素而波动,如进料浓度大、温度高,会使生蒸汽压力因耗热量少而升高,反之则降低。因此生产中必须把蒸汽压力作为控制值,然后调节蒸汽流量。

②物料溶液浓度。一般而言,要蒸发溶液的浓度越高,对蒸发越有利。通常进入蒸发器的料液比较稀,所以粘度低,接近于水,因此传热系数较高。随着蒸发的进行,溶液变浓,粘度增大,因此引起传热系数显著下降。为避免传热系数变得太低,设计时必须考虑适当循环或者增加揣动二以电解碱液蒸发为例,若其浓度太低,则需蒸发出的水量越多,这不仅增加蒸汽用量,而且会影响装置生产能力。但电解液浓度过高虽然有利于蒸发,但却降低电槽的电流效率,增大电耗。因此必须对电解和蒸发进行综合考虑,才能确定最佳电解液浓度。其他溶液的蒸发操作亦然。

③蒸发器液面控制。保持蒸发器液面正常和稳定,对控制蒸发操作并达到各项技术指标是十分重要的。

仍以碱液蒸发为例,若蒸发器液面过高,由于出加热室的过热料液进蒸发室时尚未达到与该液面处压力相当的沸点,就进入了下一次循环,短路现象,使传热有效温差下降。使加热室料液温度升高,造成所谓温差易诱发温差短路口对于强制循环蒸发器来说,由于泵的大流量抽吸作用,更同时由于液面过高,产能力下降。另外,液面升高过多,损失碱。生产中还会出现料液因推动力不足而不沸腾,造成生还会使蒸发室汽液分离空间缩小,导致雾沫夹带严重而损失碱。

对于外沸式蒸发器,为防止在加热管内沸腾而出现晶析,加热室上方需有一定液柱高度,以使经加热室升温后的过热溶液由于所受压力较高,不能在加热室中蒸发,而进入沸腾室开始沸腾汽化。如果液柱高度不够,过热蒸汽在离开加热室进入沸腾室的过程中,会发生闪蒸,致使蒸发器内表面及其附件易成为结晶中心而积垢,如脱落下来,容易堵塞加热管,造成循环阻力增大,使得洗罐频繁。

因此应根据不同形式的蒸发器,不同性质的物料以及不同的操作条件,制定合理的液面高度,

④真空度。真空度也是一个重要控制指标。采用较高的真空度有利于提高蒸发装置的生产能力和降低蒸汽消耗。因为随着真空度的增加,末效沸点下降,这样可以增大末效及整个蒸发系统的温差,从而提高装置的生产能力。另外,真空度越高,末效沸点越低,这不但减少溶液离开蒸发系统所带走的热量,而且由于提高了真空度,所增加的温差会自行分配到各效去,可降低 I 效沸点,减少预热所用的蒸汽量。因此操作中宜采用较高真空度,但真空度不可能无限制提高,而且真空度也决非越高越好,真空度过高,动力消耗增大。

选择和确定真空度时必须考虑以下几个对真空度有影响的因素。

a. 冷却水量和温度。理论上,末效蒸发器所能达到的最大真空度,应是大气压与冷凝器排出的冷却水在此温度下的饱和蒸汽压之差。由于水的饱和蒸汽压是随着水温的升高而增大的,所以排出冷却水温度越低,可达到的真空度越高。因此要想达到较高的真空度,就应尽可能降低冷凝器冷却水出口温度。对于一定的蒸发溶液而言,加大冷却水蚤,降低冷却水进口温度,则冷却水出口温度会降低,也相应提高末效真空度。

b.不凝气。蒸发系统要想获得较高的真空度,不但要使蒸汽冷凝完全,还要把系统内的不凝气抽吸干净。

c.真空系统阻力。如果真空系统过于复杂,管道过长,弯头过多,将产生相当大的摩擦阻力和局部阻力,引起较大的真空度损失。

⑤预热温度。料液的预热温度如果能接近进料液的沸点,这对蒸发装置的稳定运行和降低加热蒸汽用量很有好处。如果预热后料液温度比蒸发器内料液沸点低得多,这就不可避免地要在蒸发器内继续预热而消耗一部分加热蒸汽。因此,为了节约蒸汽,应提高料液预热温度。

⑧成品浓度。成品浓度也是一个重要控制指标,它是稳定产品质量的主要保证。若浓度偏高,会增加汽耗,加大成本,如是腐蚀性液体,则会加大对设备的腐蚀,如若浓度低,则达不到产品的质量指标。

(2)蒸发系统操作条件的优化操作优化是化工系统优化之一。随着电子计算机的飞速发展,特别是微机的出现及其在化工领域应用的日益普及,再加上系统工程理论及最优化技术的发展,使得以增加产量、提高质量、降低单耗为目的的操作优化应运而生,并且迅速发展。’

在实际生产过程中,由于原料、催化剂、能源、价格等条件都在不断变化中,因此为了最优操作,各操作条件也必须要进行相应的变动,使得操作优化因生产需要和相关条件的进展而发展起来。一般来说,操作优化分为两类:离线优化和在线优化。在线优化涉及到控制系统,由计算机采集数据并进行实时优化计算。离线优化是通过建立操作参数与系统响应之间的数学模型,并通过一定优化方法获得最优解,从而得到最佳操作参数。它包括模拟优化和统计调优法。

所谓模拟优化法是针对比较复杂的化工系统的优化问题:通常用模拟系统来完成流程描述方程的计算、建立只包括决策变量和少数状态变量的约束条件,从而将复杂化工系统问题简化为一个新的、变量少的非线性规划问题。

所谓统计调优法是通过建立数理统计模型来进行操作条件优化的方法。

蒸发操作是一种化工单元操作。这种单元操作的优化就是要在规定的约束范围内,寻找一组决策变量,使该单元过程的优化目标函数达到极值。一般来说采用在线计算机优化控制和这种离线统计调优法来实现操作条件优化较好。统计调优法的基本步骤如下。

①首先要确定调优目标,例如产量、能耗、利润等。若有多种目标则经常通过加权综合为一个单目标。

②调优因素分析,即确定一些参数作为调优变量。一般选择对生产影响较大的关键变量同时又是可控制的变量作为调优变量,如生蒸汽压力、料液浓度、液面高度、真空度及出料浓度等。

③针对一段比较长的相对稳定运行时间,采集其操作数据,要求这些数据量大、真实可靠,并有一定的波动范围,然后对数据进行整理。

④运用计算机建立描述关联生产流程的输入与输出变量之间关系的统计模型,该模型是反映系统机理与特性的一组数学方程组。

⑤由上述目标函数、统计模型以及某些约束条件,经过适当的优化计算求出最优解。

上述步骤往往要反复多次,才能求出最佳操作条件。

28.4 蒸发系统日常运行操作与维护

(1) 开车

①装置加料。通常用加料管路为装置加料,一般应做好如下准备。

a.准备好泵和仪表,以备开车。

b.准备好蒸汽和冷凝汽管路,以备开车。

c.将全部仪表设为手动，置阀门开度为。。

d.将上述基本条件准备好后，根据不同物料的蒸发、不同蒸发设备及所附带的不同的自控装置，按照事先设定好的程序，通过控制室依次按规定的开度、规定的顺序开启加料阀、蒸汽阀，并依次查看各效分离堆的液位显示，当液位达到规定值时再开启相关输送泵；并设篮有关仪表设定值，同时置其为自动状态；对需要抽真空的装置进行抽真空；监测各效温度，检查其蒸发情况；通过有关仪表观测产品浓度；然后增大有关蒸汽阀门开度以提高蒸汽流量；当蒸汽流量达到期望值时，调节加料流量以控制浓缩液浓度，一般来说，减少加料流量则产品浓度增大，而增大加料流量，浓度降低。

②开车故障。在开车过程中由于非正常操作常会出现许多故障，如果操作正常，则会避免。

a.最常见的是蒸汽供给不稳定。这可能是因为管路冷或冷凝液管路内有空气所致。当达到正常操作温度时，就不会出现这种问题，应注意检查阀、泵的密封及出口。

b.空气漏入二效、三效蒸发器。当一效分离罐工艺蒸汽压力升高超过一定值时，这种泄漏就会自行消失。

(2)操作运行不同的蒸发装置都有自身的运行情况，这里讲的是普遍的经验。

①总则。操作人员有必要按规定的时间间隔检查该装置的调整运行情况，并如实、准时填写运转记录单。

当装置处于稳定运行状态下，不要轻易变动操作。因比较先进的装置本身具有自调整功能，大部分参数经初次设定后，不需更改。如果随意变动性能参数，就会使装置短期处于不平衡态，并需花费一定时间调整以达平衡，这样就造成生产的损失或者出现更坏的影响。

②液位。装置的液位控制很关键，目的是使装置运行平稳，一效到另一效的流盆更趋合理、恒定。

很好地控制液位也能避免泵的气蚀现象。因为当泵的实际净压头降低到泵的额定净吸压头以下，即会发生气蚀现象。大多数泵输送的是沸腾液体，所以不可忽视发生气蚀的危险。只有控制好液位，才能保证泵的使用寿命长。

③泵。为确保故障条件下连续运转，所有的泵都配有备用泵。经验证明，成对泵有“相似运转时间”较好，因此建议两台泵要经常切换使用。

对于离心泵，要首先打开泵入口阀，启动泵，然后再打开泵输送阀。

在启动泵之前，检查密封冲洗，并手动自由旋转。如有必要，通过先开启泵再停泵来判断泵的旋转方向。

④仪表。按规定时间检查控制室仪表和现场仪表读数，如超出规定，应迅速查找原因。

⑤其他

a.操作人员必须经常下现场。建议经常检查泵的冲洗情况。

b.有必要随时检查自动控制阀操作情况，以防损坏。

c.如果蒸发料液为腐蚀性溶液，则视镜玻璃易腐蚀，应注意经常检查。一旦视镜玻璃腐蚀严重，当液面传感器发生故障时，会造成危险。因此建议定期检查，及时更换。

(3)停车

①总则。有如下三种情况。

a.“完全”停车，整套装置应按程序有步骤的进行。

b.短期停车，使装置暂时处于停用状态，以备随时启动。

c.紧急停车，即装置因异常而突然停车。

②完全停车。当预计长时间不启动或因维修需要排空蒸发器的情况下，装置应完全停车。一般步骤如下。

a.首先关闭蒸汽阀，然后关闭一些手动截止阀，以切断向装置内的能量供给，但蒸发作

用不会立即停止。

b.打开真空开关器以打破真空二数分钟后停止去冷凝器及去真空泵的水供给。

C.向下游输送料液，尽量排空管路。

d.如需装置内部检修，应用水冲洗，以去掉装置内残留液体。一般应保持密封和冲洗水至少流动 1h。如装置不需要冲洗，应保持密封冲洗水流动数小时，以避免造成密封损坏。建议有些装置保持密封和冲洗水连续流动。

③短期停车。当对装置进行小型维修只需停车较短时间时(1h 左右)，应置装 t 于备用状态。首先关闭蒸汽阀，然后关闭手动截止阀，切断向装置内输送能量，但蒸发作用不会停止，将一直持续到装置内空气全部排空为止。

当蒸发停止后，停真空泵并关闭所有阀门，以防空气通过阀门漏入装置内。

停冷凝液泵和所有生产用泵。关闭冷凝液管路、工艺管路和生产用管路的所有阀门，以防空气进入装置内，停止向冷凝器和冷却器供水。保持密封和冲洗水流动。

④紧急停车、对于事故停车，很难预知每一种可能情况。一般应遵循如下几条。

a.当事故发生时，首先立即用最快方式切断蒸汽(或关闭控制室气动阀，或现场关闭手动截止阀)，以避免料液温度继续升高。

b.然后考虑停止料液供给是否安全，如果安全，就要用最快方式停止进料。

c.再考虑破坏真空会发生什么情况，如果判断出不会发生不利情况，应该打开靠近末效真空器的开关以打破真空状态，停止蒸发操作。

d.同时要注意当处理热碱液时必须十分小心，避免造成伤亡事故。

遵照以上操作执行，一般可避免许多潜在损失。

(4)维护洗效。蒸发装置内易积存污垢，特别是当操作不正常时，污垢越多。各种不

同类型的蒸发器在不同的运转条件下，其蒸发器结垢情况也不一样，因此洗效的周期有长有短。这主要根据生产实际和经验积累。总之，要定期洗效，洗效周期的长短直接和生产强度及蒸汽消耗紧密相关。因此要特别重视操作质量，延长洗效周期。

洗效方法分大洗和小洗两种。

①大洗。就是排出洗效水的洗效方法。首先降低进汽量，将效内料液出尽，然后将冷凝水加至规定液面，并提高进汽压力，使水沸腾以溶解效内污垢，开启循环泵冲洗管道;当达到洗涤要求时，降低蒸汽压力，再排出洗效水。若结垢严重，可进行两次洗涤。

②小洗。小洗就是不排出洗效水的方法。一般蒸发器加热室上方易结垢，在未整体结垢前可定时水洗，以清除加热室局部垢层，从而恢复正常蒸发强度。方法是降低进汽量之后，将加热室及循环管内料液出尽，然后至循环管内进水达一定液位，再提高蒸汽压，并恢复正常生产，让洗效水在效内循环洗涤。

28.5 蒸发系统常见设备故障及处理

(1)电源系统故障电能供给中断，所有的机器将停止运转。如果其他单元也发生断电，则水、压缩空气也会中断。如果断电发生在晚上，那么控制室和装置现场的照明就会失去作用，如果事故照明不能及时启动可能会引起事故，所以建议操作人员夜间要经常携带手电筒。

断电是严重事故，当发生断电时，应按前所述进行紧急事故停车，并组织人力迅速接通电源。如果事故较大，须启用事故用电。

当电源接通后，要小心启动装置，特别是对于腐蚀性溶液更应注意，因为装置内会有残留液体。

(2)蒸汽供给系统故障如果蒸汽供给系统出现故障或者不稳定，应立即关闭蒸汽供给阀，可于控制室关闭气动阀，也可现场手动关闭。如果此故障时间很短，原则上经上述操作后，待恢复正常即可生产;但若故障较大，例如锅炉的问题，则需完全停车，以待修复。

(3)供水系统故障

①冲洗水故障，如果冲洗水泵停动，会导致无冲洗水运转，这样会严重损坏设备。

发生这种情况时，应立即启用备用泵，如备用泵也有故障，停止所有泵，并中断蒸汽供给。在关闭相关截止阀后应放空泵内液体，如果可得到生产用水，应冲洗该泵；如果长时间难以供应冲洗水，应完全停车。

②总供水故障。如果冷却水或总供水发生故障，应立即切断蒸汽并进行全面停车。

(4)压缩空气系统故障这种类型的故障不会对装置引起大的损坏，因为现在最重要的控制阀多为气动式，如果发生空气故障它会自动关闭。

如果此故障仅持续几分钟，你可以将所有阀置于手动位置，然后按规定步骤重新启动该装置。

如果故障持续半小时以上，应进行全面停车。

(5)仪表系统故障

①液位计。如果液位传感器或液位计发生故障，可以派操作员目测液位或通过观测孔检查液位。当然，在控制室和现场应建立必要的通讯系统，以便联系。

②蒸汽流量传感器。如果蒸汽流量传感器发生故障，必须尽可能快地修复它，同时保持蒸汽流量阀的开度，并控制好溶液浓度。如果浓度上升，蒸汽流率应下降，反之亦然。

③控制阀。如果控制阀发生故障，应用手轮操作该阀并如前所述检查依度，然后修理该控制阀。

(6)泵故障如果因电源或机械问题引起泵故障时，只要切换泵至其相应备用泵即可解决。

但是如果泵故障，而备用泵由于装置同一部分的误操作也会导致短期失灵。则应细致地进行分析，以找出故障的根本原因。

(7)换热器故障如管壳式换热器发生泄漏，一般是由于列管松动，通常需要对列管重新滚压。如果冷凝液 pH 值出现异常，通常是换热器管子泄漏，如查出确属管泄漏，应全面停车并对换热器进行水压试验。

对于板式换热器，可能会从板之间或板本身发生泄漏，如是前一种情况，应将损坏的板换掉，如是后一种情况，可能是防泄漏垫圈的毛病，只需更换即可。

遇此两种情况都要停车并检修换热器。

28.6 蒸发系统常见操作事故与防止

(1)蒸发单元操作生产特点

①高温蒸汽运行。蒸发系统操作是在高温、高压蒸汽加热下进行的，所以要求蒸发设备及管路具有良好的外部保温和隔热措施。在设计、制造及安装过程中要充分考虑设备替路的热胀冷缩因素，所有管路连接处应留有足够的补偿系数，以防在开停车和运行过程中因热胀冷缩而使管路开裂及发生设备损坏事故。

另外高温蒸汽外泄，极易发生人身烫伤事故，因此要严格操作，杜绝“跑、百、滴、漏”现象。

②有些要增浓的溶液是腐蚀性溶液，例如烧碱、硫酸等，因此对于此种物料的蒸发一定要穿戴好防护衣物(包括护目镜)，避免腐蚀性液体触及皮肤和眼睛，以免造成不可恢复的损害。

(2)蒸发单元操作安全要点

①严格控制蒸发器各效液面，使之在工艺要求的适宜位置。

②在蒸发易晶析物料时，易发生管路、加热室、阀门等的结垢堵塞现象。因此须定期用水冲洗使之畅通，或者采用真空抽拉等措施补救。

③经常校调仪表，使其灵敏可靠。如果发现仪表失灵要及时查找原因并处理。

④经常对设备、管路进行严格检查、探伤，特别是视镜玻璃要经常检查、适时更换，以防因腐蚀造成大事故。

⑤检修设备前，要泄压泄料，并用水冲洗降温，去除设备内残存腐蚀性液体。

⑥操作人员、检修人员要穿戴好防护衣物，避免热液、热蒸汽造成人身伤害。

⑦拆卸法兰螺丝时应对角拆卸或紧固，而且按步骤执行，特别是拆卸时，确认已经无液体时再卸下，以免液体喷出，并且注意管口下面不能有人。

⑧检修蒸发器要将物料排放干净，并用热水清洗处理，再用冷水进行冒顶洗出处理。同时要检查有关阀门是否能关死，否则加盲板，以防检修过程中物料窜出伤人。蒸发器放水后，打开人孔应让空气置换并降温至 35℃ 以下，此时检修人员方可穿戴好衣物进入检修，而外面还需有人监护，以便一旦发生意外能及时抢救。

(3)蒸发操作常见事故及预防

①高温腐蚀性液体或蒸汽外泄。像碱液之类的腐蚀性溶液对人体、皮革、毛织品及蛋白质都有强烈的腐蚀作用；而加热蒸汽的溢出亦会对人体造成严重烫伤，这种烫伤和烧伤是蒸发过程中常见事故。其泄漏处多发生在设备和管路焊缝、法兰、密封填料、膨胀节等薄弱环节。产生泄漏的直接原因多是开、停车时由于热胀冷缩而造成开裂；或者是因管道腐蚀而变薄，当开、停车时因应力冲击而破裂，致使液体或蒸汽外泄。

预防措施。

a.开车前严格进行设备检验，试压、试漏。

b.定期检查设备腐蚀情况，做到心中有数，腐蚀严重的及时报废。

②管路、阀门堵塞。对于蒸发易晶析的溶液，常会随物料增浓而出现结晶造成管路、阀门、加热器等堵塞，使物料不能流通，影响蒸发操作的正常进行。

预防措施是对于液碱蒸发，要注意及时分离盐泥，并定期洗效。一旦发生堵塞现象，则要用加压水冲洗，或采用真空抽吸补救。

③蒸发器视镜破裂，造成热溶液外泄。像烧碱这种高温、高浓度溶液极具腐蚀性，而且也容易腐蚀玻璃，天长日久，使其变薄，机械强度降低，受压后易爆裂，使内部热溶液喷截出来伤人。

预防措施是及时检查，定期更换。

④坠落事故。由于蒸发厂房设备多，管线复杂；或预留孔无盖；或算子板长年腐蚀强度降低，会发生坠落伤亡事故。

预防措施是预留孔加盖。及时检查有关设备，消灭隐患。

⑤检修强制循环泵时，碱液冲出伤人。此事故多因思想麻痹，不注意安全作业所致。

预防措施是加强安全教育，提高规范操作技能。

⑥离心机移位。多由操作不当造成。主要原因包括：加料分布器堵塞，料层分布不均匀，滤网损坏，有穿孔现象，而破坏平衡，或者是地脚螺栓松动等。结果造成使用中的离心机振动较大，严重时甚至拔掉地脚螺栓，发生移位，造成设备损坏乃至人身伤亡。

预防措施是发现运转声音稍有异常应及时检查，看有否螺栓松动。同时每天要全面检查离心机运行状况，杜绝事故隐患。

此外还会有一些意想不到的事故发生，很难一一叙及。总之要树立“安全第一”的思想，要根据蒸发单元生产特点，严格制定操作规程，教育工人自觉执行操作规程，杜绝事故发生。

第 29 章储运、称重、包装系统的日常运行与操作

29.1 储运、称量、包装系统工艺过程简介

(1) 概述在化工企业中, 固体物料的输送、储存、称量、包装系统(以下简称储运包装系统), 是化工生产过程不可缺少的组成部分。特别是在现代化大、中型化工装置中, 如何保持储运包装系统日常的正常运行与安全操作, 对保证整个化工装置生产过程的安全连续运转, 有着更加密切的关系和重要的作用。因此, 储运包装系统必须有先进的工艺技术、良好的装备和科学的生产管理来保证,

化工固体物料的储运包装系统既是为化工生产服务、同时也是为化工产品用户服务的。因此, 化工粉粒产品的输送、储存、称量、包装及码垛系统的工艺设计和生产技术, 应根据粉粒产品的种类、物理化学特性(如粒度、湿含量、松密度、流动性、吸湿性, 粘结性、腐蚀性、可韶性、爆炸性和毒性等)、产品用途、销售渠道及运输方式等, 合理地选择工艺技术方案和设备, 达到储运包装系统技术先进、操作安全可靠、维修方便、经济合理。

化工粉粒产品的储运包装系统生产工艺方案的选择, 一般可参照下述原则合理选定。

①储运包装系统生产工艺方案应根据国情, 结合工程实际, 吸取国内外先进经验, 采用成熟的新工艺、新设备, 符合劳动保护和环境保护的有关规定, 力求达到技术先进、布置合理、运行可靠、操作安全、维修方便、经济实用的原则。

②储运包装系统工艺方案必须全面贯彻执行国家的技术经济政策和建设标准, 努力提高投资效益和节约用地。

③根据化工生产规模的远景规划, 储运包装系统应相应地留有扩建余地。在扩建设计中, 应结合原有生产系统及设备布置的特点统盘考虑, 充分发挥原有设施的能力, 节约投资, 以提高企业的经济效益。

④大、中型化工企业, 其品种单一、可散装储存的产品, 宜采用散料储存为主, 袋装储存(约 1—3 天日产量)为辅的方案。

⑤不能散装储存的特殊产品, 应及时包装后袋装储存。

⑥同一套化工生产装置可生产多品种或多牌号的产品, 不宜采用散料储存方式, 可采用单件包装袋或集装形式袋装库储存, 必要时可设置一班至一天产量的缓冲料仓。

⑦当采用散料储存, 而运输条件又具备时, 可采用集中包装、直接装车(船)的方案。其他情况一般采用连续包装、袋装成品进库储存方案。

⑧对用公大、用户相对固定的情况下, 宜采用集装袋、集装箱或成组运输;可散运的产品, 要创造条件(用槽车或专用散运车)争取对口散运。

(2) 储运包装系统工艺流程在化工企业中, 由于建厂的具体条件、产品品种、生产规模、销售渠道及运输方式等情况不同, 可采用不同的储运包装系统工艺流程。但归纳起来, 其基本工艺流程大体可分以散存为主的储运包装系统流程和以袋存为主的储运包装系统流程两大类。从具体工程设计看, 根据建厂的具体情况和设备选型不同, 其储运包装系统的工艺流程又会有局部的差异。

目前国内外大、中型尿素、重钙, 硝酸磷肥等装置, 多采用以散存为主的储运包装系统的基本工艺流程。其中以 20 世纪 70 年代从法国引进的年产 520kt 尿素装置为例, 其储运包装系统工艺流程有一定的代表性。

①520kt/a 尿素储运包装系统工艺流程图。该系统工艺流程图参见 468--469 页的图 29-1 所示。

②储运包装系统工艺流程简述。大型尿素装置储运包装工艺流程(见图 29-1), 一般从尿

素造粒塔下部的刮料机 1 开始,将喷浆造粒的颗粒尿素,通过刮料机连续刮至造粒塔下部的受料带式输送机 2 上,经皮带秤 3 计量后,送至带式输送机 4 上,该输送机通过溜槽 5(或电动分料器),可将尿素运送到散装仓库顶部的架空带式输送机 6 上,(如通过电动分料器,可直接将尿素送往包装楼的输送线上);安装在架空带式输送机上的卸料小车 7,可在散装仓库 A、B 两区分区轮换卸料。

散装仓库一般分为两个工作区,分别交替卸料与耙料。即架空带式输送机上的卸料器向 A 区卸料时,则耙料机 8 在 B 区耙料出库二耙料机从料堆上耙下来的尿素,经地面出库带式输送机 9 送往带式输送机 10,并由该机送往包装楼。

从散装仓库(或从分料器)送至包装楼的尿素,首先经过振动筛 11 进行筛分,筛下的合格颗粒尿素进入带式输送机 13,经溜槽 14 送进包装储斗 16B,或配仓带式输送机 15 进入包装储斗 16A、16C 筛上的块状尿素进入破碎机 12 经破碎后再送往包装储斗。

大型尿素装置的成品包装,一般由 6 条双秤包装机组(17A~17F)组成的生产线,每套包装机组生产线均包括称量、装袋、传送、缝合及倒袋等设备组成。包装好的成品,经带式输送机送去装车或装船,或送至袋装仓库储存。

在包装间一般设有散料回收系统,对包装过程散落的尿素,经返料斗 22,带式输送机 23 收集汇总后送往斗式提升机 24,经带式输送机 13,溜槽 14 返回到包装储斗内重新包装。

在包装口、破碎、筛分、输送机落料点等部位,易产生粉尘,应设吸尘点,经除尘装置 25 净化后排放,以改善包装岗位的操作环境。

尿素包装所需的包装袋,来自包装车间的空袋库,空袋经提升及输送,供应给各个包装岗位。目前常用的包装袋为内衬聚乙烯薄膜的敞口塑料编织袋或内壁膜塑料编织袋。每袋装尿素 40kg 或 50kg。

29.2 储运包装系统的运转与控制

(1) 储运包装系统的生产运行

①造粒、输送与计量系统运行。经造粒塔喷浆造粒的尿素,其物理特性大致如下。粒径:1~2.4mm 约占 90%; <1mm 约占 10%,平均直径:1.7mm;含水量:<0.3%,最大不超过 0.5%;堆积密度:0.7—0.75t/m³;出造粒塔温度:最高 100℃,平均 70℃;堆积角:27°

尿素装置是每天 24 小时连续生产的,经造粒后的颗粒尿素,由刮料机 1,受料带式输送机 2、皮带秤 3,带式输送机 4、6 及卸料小车 7 等设备组成的输送系统,及时地将尿素送至散装仓库储存;或通过电动分料器送往包装楼(见图 2 9-1)。

目前国内常用的刮料机有两种结构形式,即 80 年代研制的新式 V 型刮料机和 80 年代前采用的一字形水平刮料机两种。新式刮料机运转是通过三角形截面刮臂的旋转,使尿素沿螺旋线方向聚集到塔底锥形漏斗的中心,利用尿素的重力作用,使尿素从塔底中心连续流向受料带式输送机的导料槽。

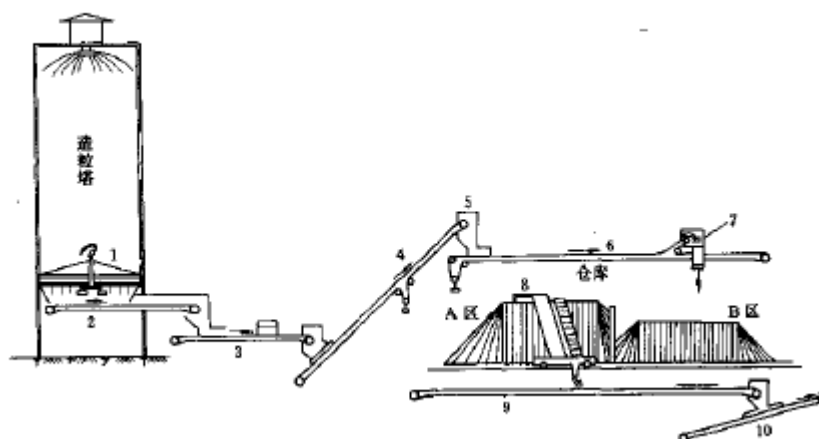


图 29-1 520kt/a 尿素储运

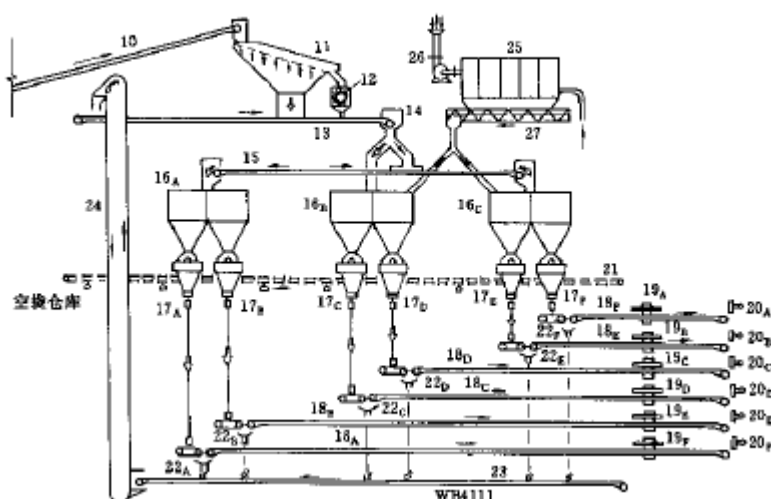
当刮料机启动后,刮臂的转速一般是恒定的,其转速是按最大产量及布撒尿素的面积来选定。目前常用的生产能力多为 90t 儿。刮料机的刮刀和塔底板的间隙可人工调节,调整范围为 0~ 50mm 在塔底板上的料层厚度正常情况下为 4mm,最大料层厚度为 5mm。

刮料机带刮刀的两个悬臂轴绕固定轴旋转。它是通过电动机、液力偶合器传动的,这可提高原动机的启动能力,降低启动时的冲击与振动,并能保护电动机安全运行。

在塔底受料带式输送机上,设置一个可调节的闸板,用来刮平带面上尿素的料层,以保持输送机均匀的流量。这样,一方面可防止瞬间流量过大使物料从带面上溢流出来,而且对提高后面皮带秤的称量准确度也是有利的。

为了使皮带秤能准确称量,日常必须保持皮带张紧适度。并有足够的输送长度;料面要平稳均匀、波动小,附近无强电磁干扰;防止皮带跑偏现象,使带面张力变化尽量小、振动小;尿素通过皮带秤的称量装置后,取得瞬间通过量的重量电信号,送至积分器积算后给出两个指示值,一个是瞬间通过率,一个是积分数值。这种秤通过 GP 探测器传感重量信号转换成电信号。此外,还可自动校准除皮重(自动调整)。因此,皮带秤可以连续输送、动态计量,是一种性能稳定的称量设备,能准确地计量尿素产量。其称量准确度一般可达到士 (0.5~1)%左右。通过皮带秤的正常运转、准确计量,以核定尿素产量。

②散料的储存与输送系统运行。通过皮带秤称量后,散粒尿素经带式输送机 4 送至仓顶架空带式输送机 6 上,并由安装在该输送机上的卸料小车 7,将尿素卸至散装仓库。散装仓库分 A 区和 B 区两个区域,中间用隔墙分隔,每个区域都有超声波料位探测器检测高料位,当卸料小车工作区域料满,探测器指示器高料位在总控制台处报警,并命令卸料小车 7 与耙料机 8 自动换区作业,要注意卸料小车与耗料机始终不能在同一区域作业(见图 29-1),如果两者在同一区域相遇在一起,则会在总控制台出现事故报警。卸料小车从满料区越过中间限位开关进入另一个区域卸料。此时,在另一区域作业的耙



包装系统工艺流程图

料机会自动将耙臂升起，并移至仓库中部的中间隔墙附近，同时向总控制台发出一个换区信号。然后操作工进入耙料机操作室，由人工操作将耙料机开到满料区域。当耙料机进入满料堆场后，首先由人工操作将料堆表面耙平，即把耙料机的耙臂调到料堆上面一定的高度，开动耙料机大车行走机构来回 2~3 次，将料堆表面耙平后，才可将操作台上的选择开关打入自动。然后耙料机就按自动程序控制运行。

换区作业的另一种情况，是耙料机耙臂处于低限时，即耙料机工作区域的料堆已耙空，虽然另一个区域料堆还没有达到高料位，此时耙料机仍会自动将耙臂升起，移至仓库中部的中间隔墙附近，进入新区并命令卸料小车换区卸料。

卸料小车和耙料机两者之间的作业原则是：当耙料机在散装库 A 区耙料出库工作时，则卸料小车在 B 区工作，将尿素卸入 B 区料堆储存。即散装仓库一个区域耙料出库，一个区域进料储存。

因为从造粒塔出来的尿素温度是 60~80℃，在容量大而且密闭的库房内，可保持整个散装仓库内的温度在 50℃ 左右。因此，在库内一般不容易出现尿素吸潮结块的问题。

耙料机在散装仓库的一个区域内工作，其工作行程按限位开关设定的范围内往复作业。当遥控工作时，耙料机根据包装楼储斗自动供料的程序进行工作，即自动起动或停车，

耙料机正常作业时，每次开车均自动采用如下程序：开动耙链、控制耙链吃料深度、接着开动大车行走装置。从散装尿素料堆中耙料，是由耙料机耙链和固定在其上的带齿耙板循环运转来完成的。耙料机有主耙链和副耙链，耙料时先由主耙链将尿素从料堆的一侧耙到底部，向出库带式输送机连续均匀供料。这样耙料机在作业区内，其大车以固定的低速从料堆的一端运行到另一端，每当到达限位开关的位置时，耙料机大车即停止，此时耙臂下降到一个预定的高度，继续反向运行，当主耙臂处于设定的较低位置时，此时才启动副耙链耙取副耙侧料堆向主耙链供料，直至耙臂下降到最低位置时，这个区域的剩余物料已耙空了。此时耙料机停止运行，将耙臂又提升到最高位置，耙料机大车以高速行走至料堆中间隔墙附近，并向总控制室发出报警信号。由人工操作耙料机转移出这个工作区域。当耙料机换区后，卸料小车也自动改变其工作区域。

这里应当注意的是，当卸料小车的工作区域已装满料堆而耙料机工作区未耙空时，这时也可由卸料小车控制，命令耙料机停车，并改变其工作区域。即耙料机的停车及工作区的改变，可由卸料小车启动。

下述情况需人工操作耙料机：一是换区作业时，二是每次事故停车后，三是对料堆进行

必要的平整时，需操作工在耙料机司机室手动控制，待料堆平整后再切换到自动控制。而后由总控制室集中操作，并与整个储运系统联锁运行。

耙料机一般都配有以下必要的安全控制装置。

- a. 缆绳松弛转辙器，保证使支承臂的缆绳断裂后耙臂不致躺卧在料堆上。
- b. 和动力开关相联的耙臂最高与最低的限位开关。
- c. 主、副耙链的转速检测器。
- d. 主、副卷扬机防钢丝绳跑偏装置。
- e. 耙料机大车行走机构跑偏校正装置等。

散装仓库内尿素通过耙料机 8 耙料出库运往包装机上面储斗，以保证包装产品的需要。耙料、输送及包装相连设备的工作制度，可根据生产要求按一班制或两班制工作，每班工作 8 小时。当耙料机在尿素堆上耙料时，可由总控制室遥控操作和自动操作。当设定为自动操作时，即可进行自动耙料作业。耙出的尿素卸到仓库一侧的地面带式输送机 9 上，并经带式输送机 10，转运到包装楼进行包装(见图 29-1)。

③破碎、筛分系统运行，来自散装仓库的尿素，首先进入振动筛 11 进行筛分，经筛分后筛下的合格颗粒尿素进入带式输送机 13，经旁溜槽 14 送进储斗 16B，或由旁溜槽进入配仓带式输送机 15 送往储斗 16A 或储斗 16C。筛上的块状尿素进入破碎机 12，经破碎后落入带式输送机 13 再送往包装储斗。

振动筛 11 是悬吊式的，由电动机传动机构经偏心轮带动筛网作往复运动，对散库运来的尿素进行筛分，合格尿素送往包装储斗，块状尿素经破碎机 12 破碎后再送往包装储斗。筛网倾角 17° ，是固定式筛网；筛网正常使用，一般可用 3~4 年；更换筛网容易，只要拧松固定螺栓后，即可将筛网从端门抽出(见图 29-1)。

块状尿素的破碎，一般采用双辊带齿破碎机，主动辊由电动机通过三角皮带驱动，再经过一对齿轮带动被动辊，进行破碎作业。其中主动辊是固定的，被动辊由弹簧架支承，遇过硬物料可以让开，防止事故发生；硬物料通过后，由于弹簧的作用被动辊又恢复到原来的位置。尿素生产中实际结块率约占系统产量的 5% 左右，但破碎机的生产能力一般应按系统产量的 10% 考虑，所以通过破碎机的产量是 30t/h。

为了保证包装工序连续正常运行的需求，包装楼设有三个尿素储斗，每个储斗容积为 55m^3 ，三个储斗总计可储存约 120t。相当于耙料机工作不到半小时即可储满。在每个储斗里装有一个高料位探测器 (LH₁、LH₂、LH₃) 和两个低料位探测器 (LL_{1、2}、LL_{3、4}、LL_{5、6})，均为电容式料位探测器。其结构原理如图 29-2

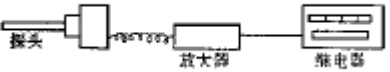


图 29-2 电容式料位探测器结构原理图

每个储料斗有两个出料口，每个出料口与一套包装机组相连接，构成一条自动包装流水作业线。即三个储料斗下面，配置了 6 条包装流水作业线

④包装系统的运行

a. 包装系统运行。包装系统由 3 个尿素储斗和 6 套包装机组成，每台最大生产能力可达 1200 袋/h (即 48t/h 按每袋 40kg 计)。采用人工套袋。当每条包装线运转时，有两台自动秤 17 交替工作，即其中一台秤的称量斗进料时，另一台秤则将称量好的 4t 尿素通过底开门装置排放到两秤共用的溜槽，并充填到包装袋内。采用这种交替称重和排放的工作原理，可以高速进行称量包装工作。每台包装机配有一个自动的夹袋器、一个预先给定的称值和一个计袋器。满袋落在带式输送机 18 上，送往缝包机 19 进行缝包，经缝口后即完成了产品的包装工序。此时，成品袋在带式输送机 18 上继续向前输送，直到该输送机的末端被推袋器

20(或相应的倒袋机构)推送至后面的带式输送机,最终送往袋装库或直接装车、装船(见图 29-1)。

b.空袋供应系统运行。包装岗位需要的空袋,由空袋运送系统将空袋送到包装机旁。这个系统由一套架空单轨链式悬挂输送机 21(图 29-1)组成,它从位于地面的空袋库连续地沿各台包装机循环运转。在地面空袋库由操作工把成捆的空袋装入悬挂输送机的托盘上,并连续送往楼上包装岗位,保证供应包装作业的需求。悬挂输送机就地控制,独立操作。

c.返料输送系统运行。返料输送系统是用来处理包装散落、破袋抛撒的尿素。包装时将撒落的尿素收集到每个包装套袋口下部的集料斗 22 内,经带式输送机 23 汇总后,送往斗式提升机 24,提升到带式输送机 13 上,然后返回到包装储斗 16,再进行包装(见图 29-1)。

斗式提升机进料口设网格筛,可将碎袋或杂物筛出。

当包装系统在操作时,带式输送机和斗式提升机等返料系统同时运转。

d.除尘系统。为了改善包装岗位的操作环境,包装楼配备有板框式(或袋式)过滤器 2S 和排风机 26 等组成的空气净化装置。对容易产生粉尘的地方,如振动筛、破碎机、自动秤、包装机及带式输送机头部等处设立吸尘点,通过除尘管道负压集中吸收到除尘装置 25,经板框式过滤(或布袋过滤)净化后的空气排空,将分离出来的粉尘落到下面的集料斗,由螺旋输送机 27 将这些粉料送入储斗 16B 或 16C。回收包装(见图 29-1)。

(2)储运包装系统控制与操作

①系统控制。尿素成品储运包装系统所有的输送、储存和包装等机械设备,分成几个电气连锁系统在控制室内集中控制。从调试和维修出发在控制室有自动和手动控制机构,自动控制机构能在控制室内自动开停车;手动控制机构需到设备附近控制。

尿素散装输送设备设有皮带跑偏、断带及手动事故开关,当发出事故信号后(指供料点方向),全部连锁设备均立即停车。在控制室的控制盘上通过灯光和音响信号可发现事故的地点,由操作人员在现场处理事故。当故障排除后现场按动转换开关,控制室才能继续自动开停车。

尿素车间是每天 24 小时连续生产的,故从尿素造粒塔底的刮料机开始到散装仓库架空带式输送机上的卸料小车连锁系统,也是 24 小时连续运行,这条输送线由尿素车间控制室集中控制(或设在散装仓库旁的控制室集中控制)。

从散装仓库耙料机到包装系统均为间断生产操作,其作业班次和时间,应视产品储存和销售流向的具体情况确定,其连锁系统的所有设备均由包装厂房内的控制室集中控制。

②单元控制与操作

a.卸料小车控制与操作。卸料小车 7 是在散装仓库架空带式输送机 6 附设的专用轨道上运行。开始是在散装仓库的 A 区工作,移动的行程是由限位开关控制的。当卸料小车行走到其中某一个限位开关时,即能自动反方向往回行走。只要散库超声波料位探测仪 LH5-1 和 LH5-2 不发出信号,这个往复移动过程就一直自动持续下去。由于卸料车在 A 区持续不断的运转,散

装尿素的储存料堆不断增高,当其达到控制料面的高度时,LH5-1 和 LH5-2 探测仪发出信号后,卸料车就自动进入 B 区工作。此时,卸料车在限位开关控制的行程范围内重复上述的运转程序。

限位开关装在散装仓库的中部和仓库的两端。LH5-1 和 LH5-2 料位探测仪是装在卸料车底部,它不与尿素接触。

b.耙料机控制与操作。当卸料车 7 在散库 A 区布料时,耙料机 8 则在 B 区按照上述生产运行介绍的程序进行出料,并由控制室控制起动和停车(图 29-1)

每次起动耙料机本身是自动地采用下列程序。

耙臂链条起动,达到规定运行速度时,然后起动行走机构。耙料时首先通过主耙臂链条

及耙齿耙取主耙一侧的料堆,并由主耙链将物料耙出料堆至地面出库带式输送机上。此时耙料机大车以恒定的低速从料堆的一端向另一端移动,移动的行程范围是由限位开关控制的,每当到达一个限位开关时,耙臂即自动地降到一个预定的高度,并来回往复的运行作业,当主耙臂到达设定的较低位置时,才由副耙链自上而下耙送物料给主耙,直到该区料堆耙空为止。当 B 区的料堆已被耙空,则耙料机停止在该区的耙料作业,并自动将副耙臂和主耙臂提升到最高位置,然后耙料机大车以高速移至 A、B 区的中间隔墙附近。此时有信号发至控制室,并由操作工进入耙料机司机室,用手动控制耙料机进行换区工作。当耙料机一经移出 B 区,卸料车亦自动地改变其工作区域,从 A 区转入 B 区进行卸料作业。

如果耙料机工作区域料堆尚未耙空,而卸料车布料区域已经装满,则卸料车能自动换区,而耙料机按上述程序退出该工作区并停在 A、B 区中间隔墙处。

耙料机遇下列情况由人工操作。

③耙料机换区作业。耙料机换区作业,约一星期换一次工作区,此时操作人员进入司机室采用手动控制,将耙料机从 A、B 区中间隔墙处移到新的工作区。

④平整料堆作业。料堆在进行耙料作业前,先由操作工开动大车在料堆全行程范围内往复行走 2~3 次,利用耙臂刮板将料堆面刮平口

⑤事故停车后需人工操作。当上述换区工作、料堆平整及事故停车故障排除后,由操作工按动转换开关,接通自动控制后,才能由控制室自动控制。

C.包装储斗控制与操作。三个包装储斗(C 1 fi,,,s,c)中,每个储斗均有两个各自对着一组包装机组的出料斗。在包装储斗上部分别装有一个电容式高料位器 LH₁、LH₂、LH₃。在储斗下部分别装有电容式低料位器 LL₁、LL₂、LL₃、LL₄、LL₅、LL₆。当储斗内的尿素达到低料位时,即发出信号使储斗重新被充满,其装料程序如下。当 LL₁ 或 LL₂ 发出低料位信号时:

- 低料位指示;
- 发出声响信号;
- 旁溜槽 14 接通储斗 16;
- 起动带式输送机 13 直至耙料机 8。LL₁、LL₂、LL₃、LL₄、LL₅、LL₆ 发出低料位信号时:
- 低料位指示;
- 发出声响信号;
- 旁溜槽 14 接通到带式输送机 15 上
- 起动带式输送机 15,正转时对储斗 16c 装料,反转时对储斗 16A 装料。
- 起动带式输送机 13 直到耙料机 8

当储斗都被装满而达到高料位时,则停止装料。其停车顺序是从带式输送机 10 到耙料机 8 立即停车;振动筛 11 到带式输送机 15 在预定的延时时间内把物料卸空后同时停车。

如果对一个储斗在装料,另一个储斗发出低料位信号时,这时仍将保证在装料的储斗被装满直至发出高料位信号。这有 a 种情况。

①储斗 16A 或 16c。在装料时,16B 储斗有一个低料位信号。当储斗 16A 或 16c 发出高料位信号时,旁溜槽 14 接通 16B。储斗,带式输送机 15 将在预定的时间内将物料卸空后停车,

②储斗 16B。在装料时,储斗 16A 或 16c 有一个低料位信号。当储斗 16B,发出高料位信号时,如是一个 LL₁或 LL₂信号,则向储斗 16A 装料,如是一个 LL₅或 LL₆信号,则向 16c 储斗装料,带式输送机 15 将被起动,旁溜槽 14 将接通带式输送机 15。

③储斗 16A 二在装料时,储斗 16c 有一个低料位信号。当储斗 16A 发出高料位信号时,旁溜槽 14 将是接向储斗 16B。在预定的时间内带式输送机 15 将卸空并停车。储斗 16B 达到高料位时,带式输送机 15 重新起动反转,旁溜槽 14 接通到带式输送机 15 向储斗 16c 装料。

④储斗 16c 在装料时,储斗 16A 有一个低料位信号。当储斗 16c 发出高料位信号时,控制程序同第三种情况一样,仅仅是带式输送机 15 被反向逆转运行向储斗 16A 装料。

高、低料位器的安装高度要适当。高料位器位置，要调节到当发出高料位信号后尚有足够的空间高度，使能容纳从振动筛 n 至带式输送机 15 剩留的物料被卸完。

低料位器要调节到当发出低料位信号后，尚有足够的物料，能保持包装机操作直到其他已在装料的储斗被装满的要求。

d.包装机控制与操作。包装机 17 只有在下列设备正常运行后才能投入生产：

①带式输送机 18 在运行。

②除尘系统 25、26、27 在运行。

③带式输送机 23 及斗式提升机 24 等返料系统在运行。

④供给包装机用压缩空气的压力合适。

⑤储斗 16 内有物料。

⑥缝包机 19 处于正常工作状态。

包装机是由操作工就地开车。停车时，即使有袋子被气动夹钳夹在料筒上，称料斗亦停止卸料。

e.缝包机控制与操作。称量好并充满产品的袋子，由带式输送机 18 送往缝包，缝包操作工用手工将袋顶定位送入缝包机进行缝口。如选用全自动包装机则不用人工取袋套袋，可进行全程自动化包装作业。

f.推袋机(或倒袋机构)控制与操作。装满产品的袋子缝口后，仍直立在带式输送机 s 上继续向前输送，在该输送机终端设有一个超声波探测器，探测通过的每一袋尿素，并向推袋机 20 发出一适当的延时作用信号，使袋子躺倒并推到袋装带式输送机运输线上，送往袋装仓库或直接装车、装船。

如用倒袋机构，则封口后的包装袋将按设定的轨迹自然倒袋转运。

g.计袋器。从缝包机后超声波探测器(对粉尘不起反应)发出的信号，被送到控制室内的计袋器进行成品袋计数，累计成品包装产量。

h.除尘系统的控制与操作。

包装楼的除尘系统由一台排风 26、自动清洗过滤器 25 及一台螺旋输送机 27 等设备组成。对包装、破碎、筛分、输送等岗位易产生粉尘的地方设置吸尘点，将含尘空气抽吸到除尘器内，经板框(或布袋)清净过滤后将粉尘收集起来，由螺旋输送机 27 返回，并通过锁气闸溜槽送往储斗 16_{B,C}。

只有除尘系统运转时，包装系统及筛分系统才能开动。有一个就地控制箱，控制除尘器板式(或布袋)过滤机构的振动，促使吸附在板框(或布袋)上的粉尘落下。

29.3 储运包装系统主要设备、操作与维修

29.3.1 刮料机

(1)刮料机简介

①概述、刮料机是大型化肥厂尿素生产专用设备。它安装在尿素造粒塔底部，将塔顶喷淋下来的尿素溶液凝结成的颗粒尿亲，及时地刮送到塔底带式输送机上，转运到散装仓库或包装车间。同时也适用于其他颗粒物料近似工作条件下的集料传送。20 世纪 70 年代我国引进的+多台刮料机以及当时国内设计研制的几台 (GL20 型)初期产品，均为一字形刮料机。至 80 年代后期，国内已开发出第二代 GLZ 型系列 V 型刮料机，并相继用于大化肥工程。

新式 V 形刮料机是安装在造粒塔锥体底部，运转时通过刮臂旋转，使分布在锥体上的颗粒尿素沿螺旋方向逐渐刮向漏斗形塔底的中心，然后采用中心下料方式，利用尿素重力，促使颗粒尿素连续流向塔底带式输送机的导料槽上。老式刮料机的刮臂呈一字形布在平塔底上，平塔底开有下料槽，运转时通过刮臂的旋转将尿素刮入槽内，进入塔底带式输送机。刮臂每旋转一圈，尿家下料两次。所以，老式刮料机下料方式不是连续的，而是属于间歇式

下料、两种刮料机的布置方式见图 29-3。

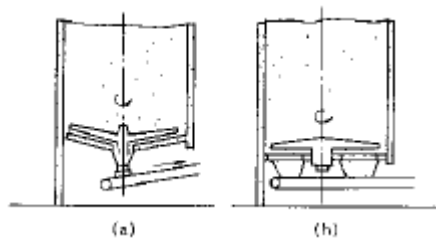


图 29-3 V 形(a)及一字形(b)刮料机布置示意图
(c)V 形刮料机;(b)一字形刮料机

新式刮料机由于出料连续，所以运行更趋平稳;同时也减小了尿素下料时对塔底收集带式输送机的不规则冲击，从而可延长设备的使用寿命。采用 V 形刮臂与锥体相配合，还可利用尿素重力自流的作用，可节省驱动功率，两种同规格形式的刮料机相比，新式的比老式的刮料机可节约功率消耗 50%左右。

②主要技术特性及适用范围

a 技术特性。刮料机主要技术特性见表 29-1。

表 29-1 刮料机技术特性表

型 号	GLZ 26	GLZ 22	GLZ 20	GLZ 16	GLZ 15	GLZ 12	GLZ 9	GL 20
适用圆锥塔内径, m	φ25	φ22	φ20	φ16	φ15	φ12	φ9	φ20
生产能力, t/h	100	90	90	20	20	9	9	90
刮臂工作面倾角, °	15	15	15	15	15	15	15	0
刮臂总长度, m								19.7
刮臂转速, r/min	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	2	2	1-47

型 号	GLZ 25	GLZ 22	GLZ 20	GLZ 16	GLZ 15	GLZ 12	GLZ 9	GL 20
刮臂轴功率, kW	20	10	10	7	7	5.5	5.5	
出料形式	连续	连续	连续	连续	连续	连续	连续	间断
电动机 型号	Y180L-6	Y200L ₁ -6	Y200L ₁ -6	Y160M-4	Y160M-4	Y132M-4	Y132M-4	
电动机 功率, kW	2×15	18.5	18.5	11	11	7.5	7.5	18.5
电动机安装形式	B ₃	B ₃	B ₃	V ₃	V ₃	V ₃	V ₃	
电 控 保 护 形 式	高速监控	高速监控	高速监控	高速监控	高速监控	高速监控	高速监控	
整机重量, t	20	17	16.5	12.5	12	8.5	7	
制造厂	常州化工机械厂							

b.结构简介。刮料机主要由刮臂、机架、回转机构及驱动装置等组成。GLZ 型双臂锥形刮料机示意图见图 29-4; GL 型刮料机结构和运转方向见图 29-5 (a), (b)

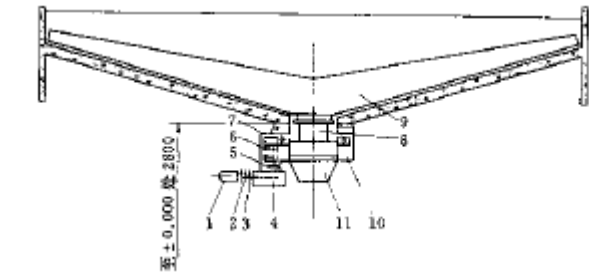


图 29-4 GLZ 型双臂锥形刮料机

1 一电动机;2 一液力偶合器;3-速度检测器。4-减速器;5 一齿形联轴器;6 一小齿轮轴;

7—大型回转支承；8—十字回转支架；9—刮臂。10—机架；11—出料斗

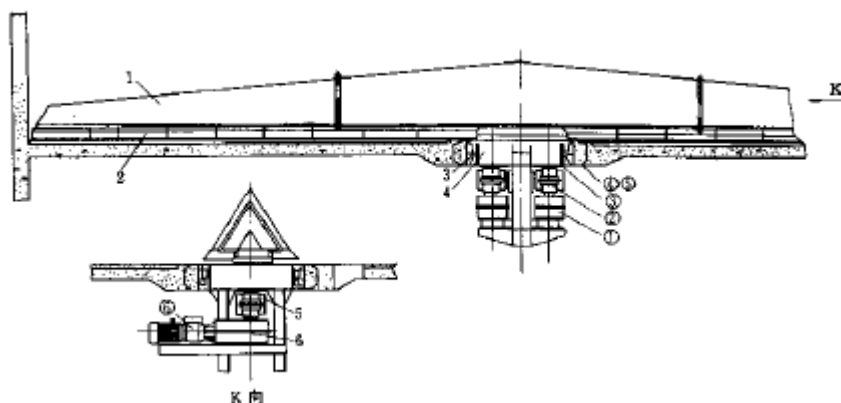


图 20—5 (a)刮料机总图

1—刮臂；2—刮板；3—机座；4—机架。5—回转机构；6—动装装置①~⑥为润份部位

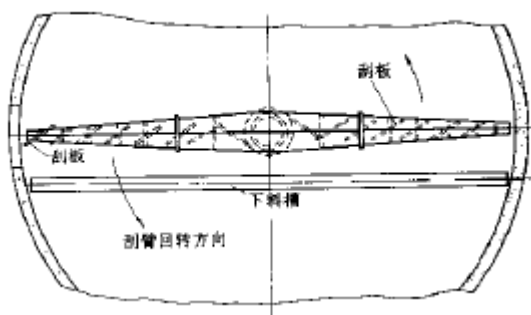


图 29-5 (b) 刮料机回转方向

④GLZ 型双臂锥形刮料机结构简述。刮臂截面呈等腰三角形，由钢板焊制构件组成。它通过十字结构的回转支架，安装在一带有外齿的回转支承的外齿轮上，外齿由一驱动装置驱动并带动刮臂回转。

驱动装置由电动机、液力耦合器、摆线针轮减速器等组成。减速器的输出轴靠齿轮联轴器与主动轴相连。上传动轴垂直安装在轴承箱内，由两只双列向心球面滚子轴承支承。主传动轴的另一端带有与外齿圈相啮合的小齿轮。

在齿轮减速器输入轴上装有一速度检测器，当刮臂遇有意外而滞速时，设置在近旁的速度检测器即发出信号而自动停车。刮臂和全部传动部分与机架组成一体。悬挂在预先浇注在混凝土塔底的机座上。

电动机与减速器之间采用液力耦合器连接。如果刮臂回转受阻而超载，其被动端将自动滞速，如果滞速时间过长且速度监测器失灵时，其易熔塞因内部油温升高(140℃)而自动熔化，泄出油液而使传动失灵，避免机械事故发生。

⑥GL 型刮料机结构简述。GL 型刮料机的结构形式除刮臂安装方式和下料方式与 GLZ 型刮料机有所不同外，两者的内部结构及传动机构均大同小异，详见图 29-4 及图 29-5，在此不再重复。

(2)刮料机的操作与维护

①安全操作。投入生产时先启动刮料机空运转，达正常转速后才能打开塔顶喷嘴喷出尿素溶液。不得在塔底上有积料的情况下启动刮料机运转，如有积料应排除后再启动。

在正常情况下可直接启动电动机，如启动后在规定时间内(15~20s)刮臂尚不能达到额定转速，或运转中由于故障而刮臂滞速，则速度检测器(磁力传感器)将发出信号，电动机自动停车。这时应周密检查事故原因并设法排除，不要强行启动，以免损坏机器。

造粒塔人口门上应设置电器开关与刮料机电气控制联锁,当门未关严实时无法启动刮料机,以免发生意外。

②润滑二机器的各转动部分及传动装置都设有润滑点。应按设备规定的润滑部位、油脂品种、用量及更换周期进行润滑,一般可参照表 29—2 进行润滑工作。

③运行中的维护

a.刮臂安装应牢固,运转中应经常观察有无松动下落现象,距塔底平面应保持在 20mm 左右。

表 29—2 润滑一览表

序号	润滑部位	油 品	点数	用 量	加油周期及注意事项
1	齿轮传动	HL30 或 HL32 齿轮油 (SYB 1103-62s)	2×1	2×60L	(1) 第一次:新设备开始工作 500h 后换油 (2) 第二次:运转 1000h 或 6 个月后清洗换油 (3) 以后每运转 5000h 或 1~2 年清洗换油一次 (4) 排油应在停车后油还是热的情况下进行
	I、II、N 轴上 轴承	ZG-4 钙基润滑油 (GB 491—87)	2×3	2×1.5kg	每半年添加一次
2	蛇形弹簧联轴器	ZG-4 钙基润滑油 (GB 491—87)	2×1	2×1kg	每年清洗换油一次
3	主传动轴轴承	石墨锂基润滑油	2×1	2×4.5kg	开车前注足润滑油,以后每天每个油嘴补充 0.05kg
4	内齿圈一小齿轮副	石墨锂基润滑油	2	20kg	
5	内齿轮轴承滚道及 密封	石墨锂基润滑油	12	4kg	
6	液力联轴器	22 号或 30 号汽轮 机油 (SYB 1201—60)	2×1	2×14.4L	工作 10000h 后检查油是否老化或更换

b.经常检查压缩空气管道是否畅通,并保证有 2.94~4.90kPa 压力,以保证刮臂下部防尘罩内正压,防止尿素粉尘掉进回转轴承及侵入滚道。

c.每天向机架上油嘴加油时,观察润滑油能否注入,以证明油管是否畅通。」

d.刮臂端节与中节、刮臂与回转轴承内圈、回转轴承外圈与机架的连接螺栓,在安装运转 4~6 个星期后应检查并重新拧紧,以后根据情况每半年或一年检查拧紧一次。

e.应经常检查造粒塔壁及塔底等部位的尿素积聚情况,并及时清除。在塔底(平面或锥体上)绝对不应有结块尿素。

f.每 3---4 个星期应清除堆积在刮臂上的尿素结块一次。

g.每年应对机器全面检查一次,包括所有轴承的清洗与换油,并补涂设备外表面的防腐漆。

④常见故障及处理方法。刮料机常见故障及处理方法见表 29-3。

表 29-3 常见故障及处理方法

序号	故障现象	故障原因	处理方法
1	启动电机不久即自动停车	(1) 时间继电器调节时间过小 (2) 磁力传感器额定信号数太大 (3) 刮臂回转变阻 (4) 液力联轴器充油量太少	(1) 检查时间继电器动作时间, 使调节到 15~20s 范围内 (2) 检查磁力传感器额定信号是否匹配并预调整, 正常为 33~35t/min (3) 检查塔底上有没有积料堵挡或其他转动部位的机械原因并消除之 (4) 检查液力联轴器的充油量是否合适

序号	故障现象	故障原因	处理方法
2	机器运转中自动停车	(1) 刮臂回转变阻 (2) 液力联轴器漏油, 减少了充油量	同上述(3)及(4)并更换液力联轴器的密封环
3	电机过载电流过大	(1) 刮臂回转变阻 (2) 液力联轴器充油过多	(1) 检查刮臂有无受积料堵挡或其他机械原因并消除之 (2) 检查液力联轴器的充油量是否合适
4	两电机电流差过大	两液力联轴器的充油量匹配不合适	(1) 检查液力联轴器的充油量 (2) 调整充油量, 将电流大的一侧的充油量减少或减小的一侧的充油量增加

29.3.2 把料机

(1)把料机简介

①概述。把料机多用于尿素、复肥、磷酸盐、碳酸钾等散装仓库的料堆, 耙取散粒物料出库转运工作。大型化肥厂一般用矩形散装仓库, 采用门式把料机; 中型化肥厂基本用圆形散装库, 采用圆库回转把料机。

21 世纪 70 年代我国建设的十多套 480---520kt/a 的尿素装置中, 曾先后从德国 PHB 公司引进了十多台门式把料机, 从 80 年代初开始, 我国常州化工机械厂、上海重型机器厂及上海大力神起重运输机械集团公司等单位, 也先后研制成功了 48m 跨度的门式把料机, 参见图 29-6。其技术特性参见表 29-4, 并相继有几台国产门式把料机安装在大型尿素散装仓库中投产, 其技术特性和自动化水平, 已基本接近国外门式把料机的先进水平。

表 29-4 常用把料机技术特性表

型 号		PL240/42 (VP ₂ -240/42)	PL240/48 (VP ₂ -240/48)
轨距, m		42	48
耙取能力, t/h		(250~300)	最大 240
料堆高度, m		(11.5)	约 13.3
料堆宽度, m		(37)	约 45 (约 43)
耙臂机构	主耙臂长度, m	(24)	29
	副耙臂长度, m	(13)	14
	耙链节距, mm	(250)	250
	主耙板宽度, mm	(1600)	1400
	副耙板宽度, mm	(1200)	1000
	主耙板高度, mm	(200)	200
	副耙板高度, mm	(150)	200
	主耙臂回转角度	(-5°~27°)	-4°~27°(-5°~27°)
	副耙臂回转角度	(0°~27°)	0°~27°
	主、副耙链速度, m/s	(0.7)	0.7
	主耙电动机型号		Y225M-4
	主耙电动机功率, kW	(45)	45
	副耙电动机型号		Y180L-4
	副耙电动机功率, kW	(22)	22

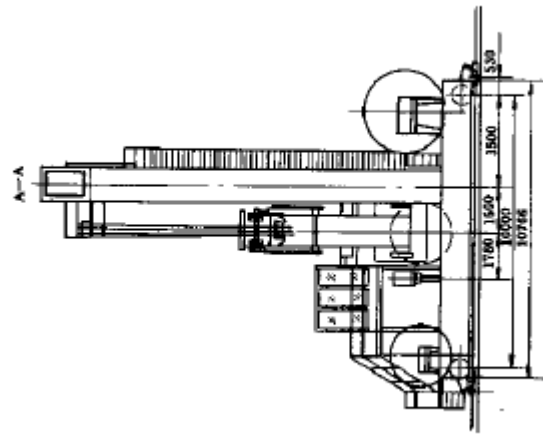
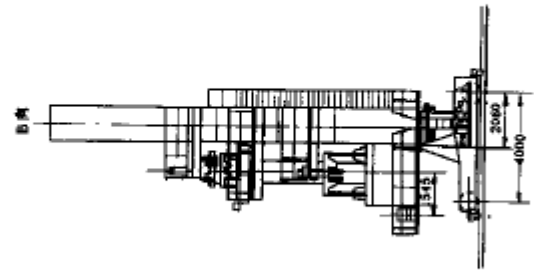
型 号		PL240/42 (VP ₂ -240/42)	PL240/48 (VP ₂ -240/48)
肥 料 升 降 机 构	速度, m/min	(8.0/1.6)	12/2; 14/1.44; (20/1.6)
	主提升电动机功率, kW	(12.5/1.05)	12.5/1.05; 13/1.5; (12.5/1.05)
	副提升电动机功率, kW	(12.5/1.05)	12.5/1.05; 13/1.5; (12.5/1.05)
	主提升钢丝绳张力, kg		3200
	副提升钢丝绳张力, kg		2×1600
行 走 机 构	主轨/副轨 轮距, m	(10/4)	10/4
	主动/从动 轮数, 个	(2/2)	2/2
	走轮直径, mm	(ϕ 710)	ϕ 710
	行走速度, m/min	(18/2.7)	9.06/1.9; 1.9~9 (变频调速); (10/1.9)
	电动机功率, kW	(2×9.5/2×1.9)	2×3.5/2×1.5; 2×5.5; (2×3/2×1.5)
轮 压	主机最大垂直轮压, t	(每个轮引)	35 (35t)
	主轨水平轮压, t	(每个转向架边缘±11)	±11 (±11)
	副轨最大垂直轮压, t	(24)	27 (27)
钢轨型号	主 轨	(A120)	QU120 (A120)
	副 轨	(A100)	QU100 (A100)
空气管道用气量, m ³ /min			约 0.3~0.5
设备总重量, t		(94)	约 120 (约 112)
装机总容量, kW		(116.9)	(115)

注：1 生产厂：常州化工机械厂、大力神集团公司、德国 PHB 公司。

2.表中括弧内数据为 PHB 公司，表中一个数据为相同奋盆.年产 110kt/a 的尿素装置，常用 32m 和 40m 圆形散装仓库，采用国产的圆库回转肥料机，其结构见图 29-7，其技术特性参见表 29-5。

表 29—5 回转艳料机主要技术特性表

名 称	ϕ 32m 肥料机	固定式肥料机	名 称	ϕ 32m 肥料机	固定式肥料机
生产能力, t/h	100 (尿素)	100 (硝酸)	H_2	540	580
回转速度, r/min	0.1	0.2	E	1000	1000
左 料 胶 带 机	宽度 B_1	400	F	460	约 150
	速度, m/s	1.25	H_1	3260	2720
	回转半径 R_1	11500	D_1	2000	1600
	回转电机型号	J02-11-4	D_2	1700	1400
自 动 机 型 号	肥板	J02-62-4	D_3	330	400
	肥板回转	JZ11-6	D_4	3500	3000
	肥板变幅	JZ11-6	a	120	100
	布料胶带机	J02-22-6	b	—	130
L	13500	9500	h	460	800
B	2740	约 2200	h_1	550	500
H	9000	7200	h_2	—	300
α	约 30°	38°	肥 板 宽×高×间距	300×200×500	620×280×500
A	3600	3550	板 移动速度, m/min	36.5	28.2
B_2	800	620	回转半径 R_2	16000	12000
B_3	2500	2000	重量, t	35.5	22
B_4	1900	约 1650	生产厂	上海重型机器厂	
C	1600	1450			
M	2800	约 2480			



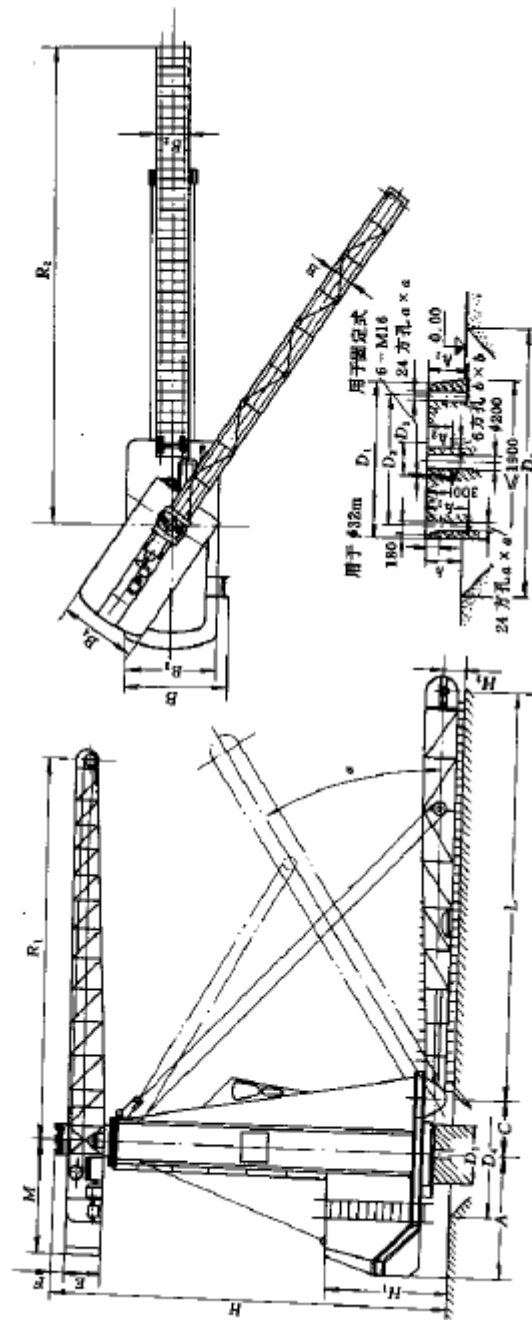


图 29.7 回转耙料机简图

②耙料机主要适用物料特性耙料机主要适用物料特性见表 29-6

表 29-6 耙料机主要适用物料特性

项 目	特 性	项 目	特 性
适用代表物料	颗粒度素	物料安息角	27° (动), 31° (静)
物料粒径, mm	1~2.4 (约占 97%)	物料磨蚀性	中
物料堆积密度, t/m ³	0.7~0.75	物料腐蚀性	强
物料温度	≤50℃	物料粘性	强 (受潮后)

(2)门式耙料机结构概述现以 PL24D/48 型门式耙料机为例, 着重介绍该设备结构概况、日常操作与维护、设备调试、常见故障及处理措施等内容, 供生产操作及管理人员参考。

门式耙料机主要由门架、端梁、耙臂、升降机构、大车行走机构、操作室及安全装置等机构组成。其主体结构是一“人”字形门架, 它凌架于料堆上方, 两侧分别支承在端梁 A 和端梁 B 上, 两端梁上分别设置有驱动轮和从动轮, 沿散装仓库轨道往返运行, 进行连续耙料作业。在出库带式输送机一侧的门架上设有悬跳轴承座, 以支承主耙驱动轴, 主耙臂铰接支承在该轴上; 另一侧门架上也设有悬跳轴承座, 以支承副耙驱动轴, 连臂铰接支承在该轴上; 副耙臂铰接支承在副耙传动轴上。主、副耙臂分别由单绳双速和双绳双速电动葫芦通过不同倍率的滑轮组进行升降。副耙臂设有副耙链条及耙齿, 以便用于将其工作范围区料堆一侧的物料, 耙运到主耙工作区; 然后由主耙臂链条和耙齿, 将物料耙运出库。从主、副耙臂的结构特征和运转原理看, 基本属一种链式耙板输送机。它是门式耙料机实现散装仓库物料转运作业的核心工作机构。位于主耙一侧的机上操纵室和储运系统控制室中, 均配置有电气控制柜和操作台, 可等同地(相互切换)对耙料机进行手动或自动化操作。

①门架及端梁。“人”字形门架是箱形截面的抗扭钢构架。门架与主耙臂一侧的端梁为刚性连接(焊接), 门架与副耙臂一侧的端梁为挠性连接(即门架支承在端梁的凸形圆弧座上)。端梁也是大车行走驱动装置的支架。

主耙门架一侧设有刚性跳出端结构, 作为主耙驱动轴的支承座和卸料溜槽的载体。在副耙门架一侧也设有类似的跳出端, 作为副耙驱动轴的支承座。

②耙臂机构。主、副耙臂是采用 16Mn 板材和 Q235 型钢焊接的框架结构。

主、副耙臂各装有 2 条循环耙链, 作为耙板的牵引件。耙链节距为 250mm, 每根均为双排片式链, 在外侧的双链片与销轴不作相对转动, 以减少磨损。内侧链片焊有角钢, 作为耙板固定支架, 耙板用紧固件连接其上。耙板上装有可更换的耙齿和刮刀。二耙臂上、下铺设供耙链运行的导板和导槽, 磨损后可方便地更换。

为了保持耙链合适的张紧度和运行平稳, 在耙臂的尾部设置有耙链张紧装置。对链片运行一段时间后, 因磨损而使耙链过于松动时, 可通过张紧装置的两根螺杆及时进行张紧。

主耙链的驱动装置由 Y 型电动机、SAY 型液力联轴器和 DCYK 型减速器组成。

DCYK 型减速器的出轴(第三级传动)为空心轴套, 它直接套装在主耙或副耙的驱动轴上, 由平键联接, 安全可靠、拆装方便。主、副耙驱动装置的底座均支承在减展器上。

主、副耙链驱动装置中的安全型液力联轴器, 它可以有效地降低系统的启动功率和冲击载荷, 提高系统的使用寿命; 同时它也是一种过载保护装置, 加上电气过载保护, 整个系统共有两道安全措施。

在主、副耙臂两侧, 均设置了拉绳开关式的过载保护装置。当拉绳或耙臂触及料堆时, 该安全开关将迅速切断大车行走机电源, 避免主、副耙臂因受侧向力而产生过载变形, 确保耙臂安全。在主、副耙臂上还设置了断链接近开关组, 如发生断链情况, 该开关迅即发信号切断主或副耙链的驱动电机, 避免故障。

③主、副耙臂升降机构。主、副耙臂的升降动作, 是靠其各自卷扬机构来实现的。主耙卷扬机构由一个固定在主耙门架上的单绳双速电动葫芦牵引, 滚筒上的钢绳引出后, 穿过固

定在门架上的主耙上部滑轮组,并3次缠绕铰接在主耙臂上的主耙悬吊滑轮组(每组均为3轮),绳端固定在门架的跳台上.主耙臂按1:6的倍率升降。该电动葫芦升降绳速为1.4414m/min,经1:6的倍率的滑轮组减速后,对应于主耙悬吊点的升降绳速为0.24---2.3m/min。耙臂工作时用慢速下降,改变耙料机工作区域耙臂上升时才用快速。

副耙卷扬机构由一个固定在副耙门架上的双绳双速电动葫芦牵引,滚筒上的钢绳分两头引出。其中一根钢绳二次缠绕过固定在门架上的副耙滑轮组(每组均为2轮)后,回到副耙看上部滑轮组支座固定。副耙臂按1:2倍率升降。另一绳头4次缠绕固定在门架上的连臂上部滑轮组和铰接在连臂上的连臂悬吊滑轮组(每组均为4轮)后,回到连臂上部滑轮组支座固定。连特按1:8倍率升降。即副耙臂悬吊点的升降速度是连臂悬吊点的2倍。该电动葫芦的升降绳速为(1.44~14)m/min,对应于两悬吊点的升降速度为(0.72~7)m/min和(0.36~0.35)m/min。其中耙料工作时用慢速下降,改变耙料机工作区域耙臂上升时才用快速。

主、副耙臂在升降过程中,尤其在手动调试时,为了避免碰撞事故,在主、副耙臂的张紧装里端部,设置了一对行程限位触杆式开关,以确保运行安全。

主、副耙臂的卷扬钢绳,在上部三个滑轮组各设置一个杠杆式松绳开关,当出现松绳现象时,该开关将迅即指令电动葫芦的电机制动,可避免钢绳跳出滑轮槽而产生故障,以确保安全运行。

④大车行走机构。耙料机两侧端梁各设有一个驱动轮和一个从动轮。主耙侧端梁的行走轮无轮缘,设置两组水平导向轮以承受走行中可能出现的水平力,并起定位导向运行作用。副耙侧端梁上行走轮有轮缘。两侧行走驱动装叠,均设置轴装斜齿轮减速制动电机,并用法兰式连接紧固在各自的端梁上。通过电机变频调速,大车行走速度可控制在(1.9~9)m/min范围内。当进行耙料作业时慢速行走,变换工作区域时快速行走。

⑤主耙臂倾角指示信号装置。该装置安装在靠近主耙驱动轴端的主耙臂上。该装置上有一重锤摆,当耙臂回转时,重锤摆上的指针即可瞬时指示耙臂的倾角,在机上操纵室可直接读数;在27°,21°,10°和一4°处设置接近开关,可随重锤摆到位发信号,并在模拟屏上显示。通过电气控制,主耙在27°~10°的区间工作时副耙不能驱动;主耙在10°~4°的区间内,副耙才能启动并与主耙协同工作耙料。副耙臂工作至。(连臂垂直倾角1}0},连臂触及终端限位开关时,主耙才能上升。

⑥防偏装置。防偏装置安装在副耙支承端的门架与端梁的结合处,它的功能是及时自动纠正门架在行走中可能发生的偏斜状态。若有一侧端梁发生瞬时超前行走,则该装置中的扇形放大机构即触动相应的行程开关输出信号,传至PLC控制器,同时模拟屏显示偏差位t、性质,PLC控制器根据信号,立即控制超前端电动机的变频调速器,按设定速率降速。当纠偏结束,两端行走速度恢复一致。全过程由模拟屏显示。

⑦操纵室和空气管道。操纵室置于主耙端的特设平台上。操纵室与平台间垫有4只减震器。室内置有操纵控制台、动力箱、控制信号箱各一台,并有照明、座椅和灭火器等设施;操纵室顶部设有警灯和耙料机启动时的蜂鸣器等。在操纵室三壁,设有足够视野的玻璃窗,在另一壁设有出入门。操纵室外壁,用晓宝板或冷轧钢板制作,室壁和出入门均有隔温设施,用阻然橡胶板铺底。

为防止粉尘及氨气进入,操纵室是全密封的,设置内径为笋16mm的棉线编织空气胶管,通过力矩电机驱动的空气管道卷盘输入新鲜空气,以改善操作人员的工作环境。气源压力为400~600mPa,经减压阀调到110~120kPa的新鲜空气送进操纵室,以工作人员感到舒适为宜。高温季节,可采用制冷后的空气注入管道送进操纵室。

空气管道卷盘装置由力矩电机、卷盘、摆线针轮减速器、集电环系统、阻尼器、安全解合器等组成。它采用无级变矩调速电机(恒张力卷绕式)为动力。当卷盘在卷取管道时,随着管道在卷盘上卷绕层数的增加。卷筒上的卷绕直径线性增大,管道张力作用在卷盘上的扭矩

也线性增大,此时力矩电机的输出转速随着卷绕层数的增加线性下降,直至管道卷绕速度与耙料机运行同步为止;同时,力矩电机的输出扭矩,随着转速的降低也成线性增加,以恒定管道的卷绕张力,促使卷盘在卷取管道时,始终在恒张力状态下与耙料机同步运行。反之,当卷盘放出管道时,由于配电换向装置和单向离合器的作用,力矩电机自动空载反向运行,卷盘在悬垂管道自重的作用下,克服防止惯性旋转磁力耦合器的阻尼力,同步放出管路。

⑧大车行走终端限位及清扫器。为确保耙料机行走安全,在两个端梁的端部各设2个缓冲架,架上装设有聚氨酯材质的缓冲器。主、副轨轨道端设置两对车挡。为确保运行安全,在各缓冲架上设置限位开关,车挡上设置限位撞板。当缓冲器尚未触及车挡时,限位开关已碰及撞板并发信号给大车驱动电机制动。

在缓冲架上均设置一个轨道清扫器,大车运行的全过程都有清扫作用,以保持轨道踏面无积料。

(3)门式耙料机安全操作

①对操作人员的要求。操作人员对耙料机的机械性能、电气设备和电气控制系统必须十分熟悉,并掌握在紧急情况下的处置方法,确保设备安全运行。

操作人员必须经过严格的专业培训,经考核合格,持有上岗证者才能上机操作。

②操作方式。分手动和自动操作两种方式。自动操作是把料机生产运行的基本方式;手动操作通常只用于调试、检修和平整料堆等作业。当自动操作不能正常工作时,可用手动操作耙料。手动和自动操作均在操纵室进行。

③耙料前的准备工作。在耙料机进入工作状态前,先检查耙料机下面的受料带式输送机是否已启动。

耙料机进入工作区域。在进入自动操作前,先用手工控制将主耙板沿着料堆斜坡行走2~3次,耙平取料堆平面。当料堆表层达到平整状态,耙板达到切料深度,方能达到额定的耙取料能力。在启动大车行走驱动装置前,先行启动主耙臂的耙链驱动装置,然后方可在工作区域内往返耙取料,将物料耙至出库带式输送机上。

④快速行走。改变耙料机的工作区域时,必须用手工操作,只有当主、副耙臂上升到27°倾角时,才能把开关拨到快速行走挡上。

⑤耙板的切料深度。为使耙料机耙取物料的能力稳定,主耙臂的下降切料深度,按三个档次设计:即27°→21°、21°→10°、10°→-4°,由角度指示发信装置指令控制。副耙在27°设终端限位开关。

在正常情况下,当耙臂倾角处于料堆顶部时,只有部分耙板切入料层,此时耙板切入料层深度最大。随着耙臂倾角逐步下降,所有耙板陆续接触料堆,耙板的切入深度逐渐变小。耙板最大的切入深度,不得超过耙板的高度。

主耙臂切料下降高度设定如下:

主耙臂所处位.	主耙臂端降低高度
27~21°	200mm
20~10°	190mm
10~-4°	110mm

⑥间断工作时。当耙料机中间停车时,应提升耙臂,使耙板脱离料层。再工作时,重新将耙板切入规定料层深度。如耙料机停车数小时后,物料表层可能硬化结壳。若耙料机停留原地再启动时,耙臂横切硬化层,耙臂势必受水平横向力,这是不允许的,

特别要注意,耙料机切不可在布料区工作或停留。

⑦主、副耙臂的协同动作。当主耙臂降到100时,副耙才开始启动,此时主、副耙开始协同运作。主耙处于低位,副耙处于高位,两者必须始终保持一定的安全距离。操作中务必密切注意主、副耙间保持的这一安全规则。当主耙起升前,必须先将副耙升到最高位t上(触

及上限位开关),主耙才能启动。副耙执行手动自由升降,也只有主耙位于最高位.时才能进行,(主、副耙臂张紧端的理论碰触点的位置是:当主耙臂处于 11° ,副耙臂处于 21.5° ,时)。

⑧料堆余料耙取。由于主、副耙协同工作时,副耙始终处于主耙臂上方,副耙下面将滞留一堆余料。此时,应将余料耙送到主耙工作区,只能手动操作副耙,其程序如下。

a.首先将副耙升到最高位置,然后将主耙升到最高位置。

b.下降副耙,将副耙板切料到适当深度,将滞留料逐层耙送到主耙工作区域。

⑨自动控制状态。耙料机的工作运行,受以下方式联锁;耙链运转后,耙料机才能慢速行走,耙链停止运转,耙臂才能快速提升,耙料机才能快速行走。耙料机改变工作区域,需进行手工控制。其他均可自动控制,必要时也可手控。如工作中发生故障,会自动发出信号,随即停车。

有关电气原理、操作规程、自控、保险装里等应按耙料机制造厂电气说明书要求运行。

(4)门式耙料机的维护为确保设备的安全运行和使用寿命,必须精心维护、企确润滑、注意保养。各机构采用分散润滑和油池式润滑,必须随时检查油嘴和油管的畅通无阻.企业应制订岗位操作规程和规章制度,指定专业维护保养人员,执行岗位责任制。

对耙料机的机械部件、钢构件、电气仪表和各种设备的安全装里至少每月检查1次。应注意键、紧固件等连接处的安全情况;所有活动部件、易损零件需认真检查和保养,对磨损严重的要及早发现、及时处理或更换。

对耙料机主要部件的维护保养要求如下。

①行走机构。开式齿轮,每隔1000工作小时需加润滑脂,加脂前应事先尽可能清除齿部的污物和结垢。所有润滑点每年应检查和清洗一次,将原润滑脂清除干净,涂上新润滑脂,应检查所有润滑通道,保证其畅通。

车轮轮缘不得有过度磨损。若磨损超过原厚度的30或轮缘部分崩裂时,应更换车轮。两个主动轮的工作直径在不均匀磨损后所造成的相互偏差,不得超过其公称直径的11600,如超过此值,应拆下车削使两轮直径一致;若车削后车轮直径较原公称直径($\varnothing 710$)小12mm.时,车轮应更换。

②主、副耙链和耙板。必须定期检查其链销、耙板、耙齿和上下耙链导轨的磨损情况,必要时予以更换。经常检查耙链的张紧情况,保持合适的张紧度。耙链的张紧,需在停车时同步调节两侧的张紧螺母。其张紧度,可在张紧轮处沿耙臂纵向观察,如上导轨上的链节无一个突起即可.链臂上的滚子链张紧时,张紧度适中,应使链条有轻微下垂即可。

③卷扬机构。钢绳每周必须检查一次,如钢丝有断头,应及时将断头嵌进钢绳间隙,以免滚筒或滑轮受损。如断丝数量超过2.根,或钢绳表面有磨损或腐蚀,其断面积相当于20根钢丝时,此时钢绳应更换。

钢绳应按电动葫芦使用说明书规定,定期涂刷润滑脂(不超过3个月),涂脂前应对原润滑脂、污物、铁锈等须先清除干净。

要定期检查各滑轮及松绳压轮的磨损情况,并经常在轮槽内、压轮上涂润滑脂。

应经常检查主、副耙臂的最低极限位置,如发现因钢绳拉长而耙齿将触地时,就要适当调整电动葫芦上的螺杆限位开关。

④连臂机构。滚子链条及其配对链轮中心要校准,保证安装质量;轴承要安装牢固;做好润滑工作,投运后每周一次用油壶或用刷子涂刷40号机油于链条的内外链片,另外也可根据环境温度,使用不会树脂化的无腐蚀性的轻质或重质机油。可经常取下链条,用煤油洗涤,然后放入加热后液化的润滑脂容器内,直至链条与容器等温,使润滑脂渗入链条各部位。使用熔点约为 $50\sim 60^{\circ}\text{C}$ 的链条润滑脂,按2:10的比例加入适量石墨使用,可代替润滑性能;冷却后擦去表面油脂,以免沾粘灰尘。

⑤轴承的润滑。主、副耙臂上各驱动轴轴承、张紧轮轴承、轴承座和行走机构的轴承,

安装时应用铰基润滑脂充满，以后每周人工注油一次。

耙料机各部位润滑点可参照表 29-7 规定，定期进行注油，各润滑油嘴、导管、抽路每年检查和清洗一次，确保畅通，所有轴承每隔半年，不超过一年均须清洗一次，换上新的润滑油。

表 29-7 耙料机润滑点规定一览表

序号	润滑部件	润滑部位	润滑点数	润滑周期	润滑油脂
1	A 行走轮（主动）	走轮轴轴承	1	每周 1 次	铰基润滑脂
		小齿轮轴轴承	2	每周 1 次	铰基润滑脂
		齿轮副齿面	1	半年 1 次	铰基润滑油
2	B 行走轮（主动）	走轮轴轴承	1	每周 1 次	铰基润滑脂
		小齿轮轴轴承	2	每周 1 次	铰基润滑脂
		齿轮副齿面	1	半年 1 次	铰基润滑油
3	C 行走轮（从动）	走轮轴轴承	1	每周 1 次	铰基润滑脂
4	D 行走轮（从动）	走轮轴轴承	1	每周 1 次	铰基润滑脂
5	防偏装置	摆动轴承滑轨	2	半年 1 次	铰基润滑脂
		横杆库长孔	1	半年 1 次	铰基润滑脂
6	减速制动电机	减速器（A、B 端架相同）		按产品说明书	按产品说明书
7	主耙驱动装置	减速器		按产品说明书	按产品说明书
		液力联轴器		按产品说明书	按产品说明书
8	副耙驱动装置	减速器		按产品说明书	按产品说明书
		液力联轴器		按产品说明书	按产品说明书
9	主耙电动机座	规定润滑部位		按产品说明书	按产品说明书
10	副耙电动机座	规定润滑部位		按产品说明书	按产品说明书
11	空气管道卷盘	规定润滑部位		按产品说明书	按产品说明书

序号	润滑部件	润滑部位	润滑点数	润滑周期	润滑油脂
12	主耙上部履带轮组	压轮轴及压轮面	各 1	每周 1 次	铰基润滑脂
13	副耙上部履带轮组	压轮轴及压轮面	各 1	每周 1 次	铰基润滑脂
14	连臂上部履带轮组	压轮轴及压轮面	各 1	每周 1 次	铰基润滑脂
15	主耙悬吊轴	悬吊轴	2	每周 1 次	铰基润滑脂
16	副耙悬吊轴	悬吊轴	2	每周 1 次	铰基润滑脂
17	连臂悬吊装置	悬吊轴	2	每周 1 次	铰基润滑脂
18	主、副耙链条	耙链	酌情	每周 1 次	40 号机油
19	连臂	二排滚筒滚子链	酌情	每周 1 次	40 号机油
20	主耙驱动轴	轴承及连臂支座	各 2	每周 1 次	铰基润滑脂
21	副耙驱动轴	轴承及连臂支座	各 2	每周 1 次	铰基润滑脂
22	副耙传动轴	轴承及耙臂支座	各 2	每周 1 次	铰基润滑脂
23	主耙张紧装置	轮轴	2	每周 1 次	铰基润滑脂
24	副耙张紧装置	轮轴	2	每周 1 次	铰基润滑脂

⑥液力联轴器。液力联轴器的维护保养好坏，将直接影响到主、副耙的工作性能，必须特别注意下列事项。液力联轴器易损件见表 29-8。

表 29-8 液力联轴器易损件表

型 号	轴用密封圈	O 形密封圈	缓冲垫	安全保护塞
	GH 4—692—67	GB 3452.1—82		
OAY360-A ₂	SG80×110×12 SG95×120×12	97.5×5.3	OAY360-2	M18×1.5
OAY420-A ₂	SG90×130×12 SG105×130×12	97.5×5.3	OAY420-12	M18×1.5

- a.搬运时严防碰撞。
- b.电动机轴、减速器轴与液力联轴器轴孔三者安装时必须严格保持同心度,以防轴损坏。
- c.经常观察液力联轴器运转情况,如有异音、摇摆和不正常现象,要及时检查和排除,发现漏油、缓冲垫损坏时,要及时修理或更换。
- d.要有备用的易熔合金保护罩,如液力联轴器内油温升高超过允许极限值时,易熔合金保护塞熔化,油液喷出,运转构件停止运转,此时应及时检查并排除故障,按规定充油量给液力联轴器重新充油,换上新的易熔合金保护塞,不允许用木塞之类代用。
- e.液力联轴器出厂时,经静、动平衡性能试验,在维修拆装时,应保持零部件的原始位置,以免影响其平衡和工作性能。
- f.主、副耙驱动装置分别采用 OAY42o-A:和 OAY36Q-A,液力联轴器,规定注油量分别为 5.6L 和 4L.。工作油为 20 号汽轮机油,不能用其他油代替。在正常情况下,一般运转 8000h 更换一次(最好每年更换一次)。
- ⑦轨道装置。耙料机轨道每半年检测一次,如不符合规定,应予校正。压板如有松动,随时拧紧。
- ⑧金属结构。“人”字形门架是耙料机金属结构中最主要的受力构件、维护工作的好坏直接影响到耙料机的运转安全和使用寿命,因此务必要注意。a.应避免频繁的制启动,因急剧的动作会使门架产生附加动载荷变形。
- b.定期对门架进行拱度测量,以核定有否超规定的变形。
- c.经常检查门架拼接焊缝和门架与端梁的刚性连接处焊缝,如发现有焊缝裂纹时,应立即停止使用。然后将有裂纹部位的焊缝铲除,用 E5003 焊条重焊,并进行 100 超声波检验。如焊缝裂纹发生在顶部拼缝,则应凭借中间辅助支撑后,才能施焊。重焊时应注意焊接工艺,确保焊接质量和防止焊接变形。
- d.视实际情况,每隔 3~4 年,彻底清除旧漆,按规定重新油漆一次。
- (5)耙料机调试耙料机轨道装置、机械设备和电气控制系统全部安装就绪后,方可进行调试。
 - ①试车前,再次检查轨道装置,必要时进行修正。
 - ②检查设备是否安全接地口
 - ③耙料机只允许走行电 机驱动,严禁手推或卷扬牵引,因为运行电动机处于制动状态。
 - ④检查各部位安装是否牢固,各紧固件是否有松动现象。
 - ⑤关闭电源,检查各机构装配是否正确,金属结构是否有明显的变形,规定焊缝是否已进行超声波检查,钢绳在滑轮上和卷筒上的卷绕情况是否符合要求。
 - ⑥减速器和液力联轴器是否已按规定注油,各分散润滑点是否已注入或涂刷润滑油脂。
 - ⑦检查电动机正反转是否符合要求,特别是两套大车行走的电动机旋转方向是否一致。
 - ⑧按单元机构动作进行调试:手动调试~半自动调试~全自动调试循序进行。
 - ⑨检查各行程开关、限位开关及角度指示发信装置是否正常工作。特别要检查:④两个端梁上的全程走行限位开关与主、副轨两端的挡车撞板在同侧能否同时触碰,⑥主、副耙臂张紧端的避碰开关安装是否妥当有效。
 - ⑩各联动信号是否正确。
- ⑩当上述检查、调试项目确认无误后,方可进行试运转。试运转按空载和负载两个步骤进行。
- ⑪耙料机大修后,对上述各项和有关安全保护装置,必须由维修和操作人员配合进行调试,调试完好后才能投入正常运行。
- (6)常见故障及处理措施耙料机在日常生产运转中出现的设备故障和处理措施,生产

检修有关人员应详细记录并签字、建立完整的设备档案。

耙料机常见故障及处理措施，详见表 29—9。

表 29-9 常见故障及处理措施块

零部件	故障情况	原因和后果	处理措施
滑轮组	①滑轮轴不均匀磨损 ②滑轮心轴磨损 ③滑轮不转或有噪音	①钢丝绳过快 ②心轴损坏，润滑不良 ③轴承损坏，润滑不良	①不均匀磨损超过 3mm 时，更换滑轮 ②、③改善润滑，情况严重者，更换受损件
葫芦卷筒	卷筒裂纹	卷筒损坏	拆卸换新
齿轮	①齿损坏 ②齿磨损 ③轮轴、轮圈和轮毅有裂纹 ④键损坏和齿轮在轴上跳动，打滑	①工作时跳动，继而机构损坏 ②在开动或制动时跳动 ③齿轮损坏 ④键被切断	①拆卸换新 ②齿限磨损度：一般为原齿厚的 15%~25%，对起升机构齿取小值，对运行机构齿取大值 ③起升机构换新齿轮，运行机构的齿轮酌情修理 ④换新键，保证齿轮可靠地装配在轴上

续表

零部件	故障情况	原因和后果	处理措施
轴	①弯曲 ②轴的弯曲变形每 m 超过 0.5mm	①轴损坏 ②由于材质疲劳而损坏轴颈	①更换 ②加热后校正或拆卸换新
车轮	走行不平稳或发生歪斜	①车轮轮缘过度磨损 ②不均匀磨损引起车轮直径偏差超过 1/600 以上 ③轨道平直度超标	①磨损超过原厚度的 30% 或局部磨裂时，更换 ②拆下重新车削，或更换 ③校正轨道
滚动轴承	①轴承产生高热 ②工作时噪音大	①缺乏润滑油 ②轴承中有污垢 ③装配不良，轴承零件被卡 ④轴承损坏	①注润滑油 ②用汽油清洗，注新油脂 ③调整装配 ④拆卸换新
减速机	①外壳发热，特别在轴承部位	轴承故障，或轴颈卡住，齿轮迅速磨损，减速机内及轴承内缺油	更换油脂，注新油；检查啮合是否正确和轴承状况
	②前壳后壳密封面漏油	机械磨损、螺栓松动	拧紧螺栓，或更换密封。原密封可剥离，或用稀酸乙醇和汽油各 50% 洗刷，晾干后重涂密封胶封胶；若机体变形，则刮平机盖、机座平面
	③减速机在支承架上震动	与联轴器联接的轴颈损坏，或减振器损坏	更换轴或减振器
	工作机构达不到额定转速	①驱动电机有问题或联接不正确 ②从动机构卡住 ③充油量太少 ④联轴器漏油	①检查电机的转速、电流 ②检查并排除卡住故障 ③按规定重新充油 ④检查油封唇口是否有异物，或破损；唇唇是否崩裂；密封是否损坏，必要时更换
液力联轴器	安全塞中易熔合金熔化	①充油量太少 ②联轴器漏油 ③从动机构功耗过大 ④电机在“星形”状态下运行太久 ⑤工作机械长期超载 ⑥工作机构被卡住 ⑦频繁启动	①按规定检查充油量，补充油量 ②检查各结合面及轴端是否漏油，更换有关密封件 ③检查过大功耗原因，与标准数据对照，排除原因 ④尽早接成“三角形”接线 ⑤调整载荷，使之在额定工况下工作 ⑥找出并排除被卡因素 ⑦找出并排除频繁启动因素
	运转机构不平稳	①联轴器进出轴不同心 ②轴承损坏 ③底座固定装置松动 ④减振器损坏或老化 ⑤联接部位磨损松动	①调正同心度 ②测定噪声和振动大小，检查充油量是否过小，换轴承 ③检查紧固件，拧紧 ④拆卸换新 ⑤检查联接各部位，并进行维修

29.3.3 包装机、操作与维修

(1)包装机简述

①概述。化工粉粒产品的包装形式、规格及包装袋材质的选择，一般应根据产品的种类、物料特性、储存周期、运输方式、运输距离及其用途确定。目前国内化工粉粒产品单包重量以采用 25kg、40kg、50kg 为多。其中聚丙烯和聚乙烯粉粒产品多选用 25kg 涂塑编织袋，尿素和磷铵等多采用 40kg 或 50kg 涂塑编织袋或编织袋内衬薄膜袋。有少数对 A 运输或固定用户的产品用 500kg、1000kg 的集装袋。化肥包装应按国家标准《固体化学肥料包装》的规定选用包装材料，其他化工产品也应按行业相应的标准或参照有关类似标准的规定，选用合适的包装方式和包装材料，

目前国内大、中型化工企业一般都采用自动计量、人工套袋、自动充袋、自动封袋的半自动包装机组，有部分聚丙烯、聚乙烯等产品采用自动计量、自动套袋、自动充袋、自动封袋的全自动包装机组，并与金属检测器、重量检测器、自动码垛机等相配套，形成一条包装码垛全自动流水生产线。小型厂采用半自动包装机组取代手工包装，

近年来，国内不少包装机制造厂开发了多种形式，适合多种粉粒体物料的包装机，产品性能有了很大提高，可以满足化工企业对包装的要求。目前常用的几种国产包装机型号及主要技术参数见表 29-10。

表 29-10 几种国产包装机主要技术参数

型 号		ZDC-1	ZDC-1-A/B	CJD	BLT-2A	BLT-2B	BFT-3A	BFT-3B	DCS-25 50 100
称量范围,kg/袋		25~50		20~50	20~80				25~100
包装能力,袋/h		800	400~500	600~1000	450	850	350	650	280~700
称量 误差 %	10包平均	±0.2		±0.1	±0.1				±0.1
	任抽一包	±0.4		±0.2	±0.2				±0.2
适用包装物料		易流动的粉、粒状物料			颗粒物料		粉状物料		颗粒及粉料
包装 袋	材料	塑料编织袋等			塑料编织袋、纸袋等				
	尺寸,mm	900×575			900×575				900×575
秤 型		双	单	双	单	双	单	双	单、双秤
气 源	压力,MPa	0.5~0.6			0.4~0.6				0.4~0.6
	耗量 m ³ /min(标)	0.3			0.3	0.5	0.3	0.5	0.3
电 源	电压,V	220		220,380	220		380		220,380
	功率,kW	0.5		4.0	1		5	10	0.3~0.5
性能特点		人工套袋,由微机运行程序控制,自动称量,缝制机封口			称重系统采用高智能化进口电脑优化组合,集电子、气动、机械为一体,构成随机简单操作的“傻瓜式”包装机				人工套袋,多种形式粗粒给料,整个系统采用智能化控制,具有断电保护、连接计算机进行数据管理等功能

②包装机配套设备

a. 封包折边机。对产品包装需要折边的包装袋，在缝包封口前由折边机完成袋口折边作业。封包机主要技术特性见表 29-11，

表 29-1I 封包折边机主要技术特性

型 号	GK/Zh-1	型 号	GK/Zh-1
输送速度	7~12m/min	电动机功率	0.18kW (三相)
折边厚度	4 层编织袋	机器净重	38-5kg
折边高度	35~40mm		

注:制造厂常熟工业缝纫机厂。

b.封包缝纫机。封包缝纫机的主要技术特性见表 29-12

表 29-12 封包绝纫机主要技术特性

主要技术规格	GK8-1	GK8-2	GK8-3	GK8-4	GK8-5	GK12 型 RL	GK15-1 ^A _B	GK35-5
最高缝纫速度, 针/min	1400	1400	1400	1400	1000	1700	1500	1900
针距长度, mm	10~18	8~16	10~16	8~16	10~18	9.5~11	7~12	6.5~11
最大缝纫厚度, mm	8	8	10	8	10	10	3	11~16
机针	33 [#]	26 [#]	26 [#]	28 [#]	26 [#]			
线迹形式	单线链式	双线链式	双线链式	双线链式	单线链式	双线链式	双线链式	双线链式
电动机功率, kW	0.55	0.55	0.55	0.55	0.55	0.60		0.37
用途	麻袋卷封	纸袋塑料编织袋	麻袋封包	纸袋、塑料编织封包	麻袋封包	高透封包		高透封包

c.包装缝纫用带式输送机。包装缝纫用带式输送机主要技术特性见表 29-13

表 29.13 包装缝细用带式输送机主要技术特性

主要技术规格	金城牌 GKS-2 型	常工牌 GKS $\frac{1}{2}$ 型	主要技术规格	金城牌 GKS-2 型	常工牌 GKS $\frac{1}{2}$ 型
最大输送长度, m	2.5~4	2.5~4	输送能力, t/h	20~100	20~100
输送带宽度, mm	400	400	驱动电机	SPT0.75~1.1	SPT1.1~10-AC
输送带速度, m/min	5.7~22	5.7~22	电源	380V, 50Hz	380V, 50Hz

(2)包装机的操作与维护以重力式双秤自动定量包装机为例,《见图 29-8)来阐述其工作原理、安装、操作和故障处理方法。

①工作原理

a.正常供料。物料正常进入上料斗。

b 定量称重。微机发出指令, 将大进料阀门打开, 向秤量桶内喂料, 当达到粗给料设定值时, 微机发出指令关闭大进料阀门, 此时小进料阀门开始给料, 当达到细给料设定值时, 微机发出指令关闭小进料阀门, 定量称重结束。

c.称重读数显示。微机读出秤桶内物料的实际重量并显示。

d.卸料, 当微机接到装袋口包装袋已套上夹紧, 立即发出卸料指令, 将秤桶门打开, 物料排出至袋内。

e.完成一个称量作业。当秤桶门关上, 微机自动放袋, 并判断各种条件符合, 发出再次运行指令, 重复上述称量作业。

f.称量好的包装袋, 由输送机送往折边、缝纫封口后, 送往指定地点。

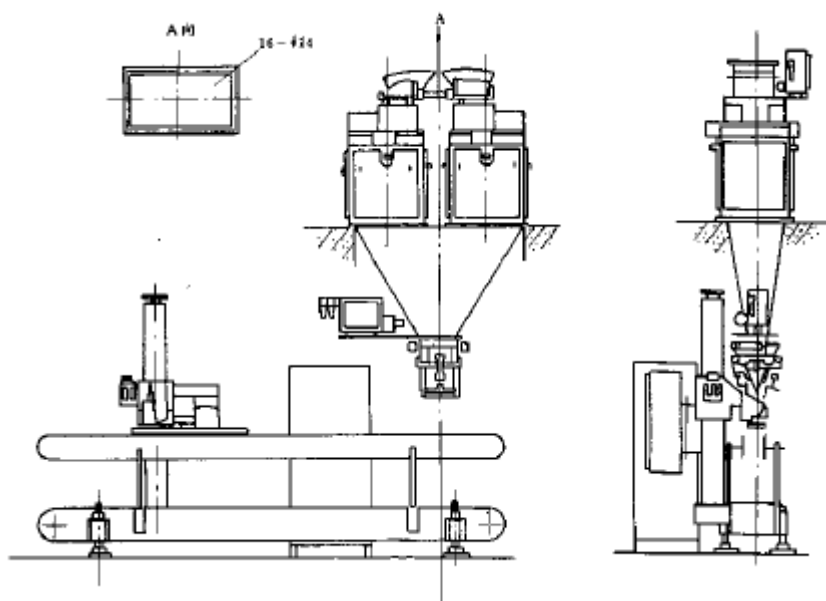


图 29-8 重力式双秤自动定量包装机外形图

②安装要求

- 包装机的安装基础平面，应保持水平度在 5 ‰ 之内。
- 包装机安装区域无明显震动。
- 各种部件安装顺序:夹袋器、秤体、控制器、给料器、给料斗、气动阀、料斗、气控箱。
- 传感器部件应严格按技术要求进行安装，严禁敲打及冲击。
- 各部件之间的安装面应用 $\delta = 5\text{mm}$ 硬橡胶垫密封。
- 包装机机架需安装可靠的接地线。

③操作

- 开机前要认真做好各项准备工作，确认各项工作条件具备和周围安全，才能启动设备，按正规程序操作。
- 检查包装机各部件工作正常，料斗有料，气压正常，气源处理三联件油杯中存油合适，分水杯积水排出，电压正常等，具备正常工作的条件。
- 按下电源开关，包装机进入自动运行状态，操作人员就可进行正常装包工作。
- 当包装机发生故障后，微机显示屏出现故障显示，操作、维修人员及时进行排除。
- 当显示屏或复称出现多次超差报警后，操作工需停机检查，待排除异常后方能继续运行。
- 当发现设备运行异常，应立即停止工作，待检查维修和排除异常现象后再启动;如发生冒烟、放炮、放电等较严重故障时，操作工必须立即切断电源，停机检修。
- 自动定量秤应定期进行校验，对装袋重量应分批抽检，随时处理各种原因引起的装袋重量偏差。平常应认真做好衡器的校核、清扫工作。
- 如包装机较长时间停车，须将内部物料排空、清除积物和粉尘，并将传感器卸下，汽缸活塞杆等零件应油封，微机柜用塑料套罩好。
- 包装过程中，要使折边机、缝包机、包装输送机三者的运行速度应调整到最佳状态。当穿针引线或排除故障时，应首先切断折边机、缝包机的电源;如出现袋子在机内卡死的现象时，应先停机、并手动盘车，把针和切刀退出，然后把压脚抬起，再把袋子拉出，切勿强行拉扯。

④常见故障及排除方法。包装机常见故障及排除方法见表 29-14。

表 29-14 常见故障及排除方法

微机故障提示	原 因	排 除 方 法
EE01	内部数据丢失	重新设置数据
EE02	无料	① 料斗无料 ② 查下料部位故障
EE03	切断阀未打开	① 查气源压力或电磁阀有无问题 ② 门已开, 但磁控开关有故障 ③ 查机械上故障使门打不开
EE06	皮重超过 3kg	① 清除秤桶内积料 ② 查秤桶与机架等是否碰撞 ③ 重新秤进入自动运行
显示屏 00.00 显示秤量显示无变化	传感器无信号	① 传感器接头未插好 ② 传感器电缆断线 ③ 传感器损坏或接线有误
显示面板指示灯全亮, 但不进料或进料不正常	① 大、小阀门不开或只开一个 ② 粗喂、细喂不工作或只一个工作 ③ 无料 ④ 堵料	① 查料斗是否有料, 如有料, 排除 ② 查大、小阀, 粗、细喂料器电、气是否正常, 机械是否正常 ③ 查微机内设置是否正常

29.3.4 皮带秤

皮带秤是安装在带式输送机的适当位置上, 对散状物料自动地进行连续、累计称量的计量设备。由于皮带秤具有体积小、结构简单、惯性小 1 反应速度快、精度高、工作可靠、维修方便、使用寿命长等优点, 它广泛用于化工企业中散料成本核算、产量考核、控制给料、计量等方面。

(1)称量原理皮带秤一般由秤架、称重传感器、测速传感器、现场放大器、主控计算机、打印机等部分组成, 见图 29-90

皮带秤的称重是物料在输送过程中利用称重传感器和测速传感器把皮带上通过的物料质量与皮带速度转换成电信号, 现场放大器对此两组信号进行处理, 输送给主控制计算机进行积算、调节、控制等, 从显示器打印机上给出称重累计结果外, 还能显示瞬时物料流量, 并且还能远距离控制提供输出信号。这样, 为长距离物料输送系统集中控制提供有利条件, 从而可能实现整个输送系统全部自动化。皮带电子秤方框图见图 29-10,图中模拟数字转换器是一台高速转换装置, 它将电信号转换成数字显示。

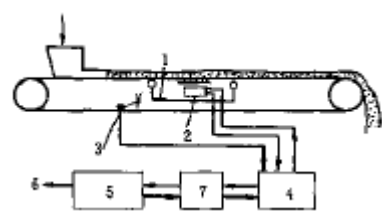


图 29-9 皮带秤示意图

1-秤架。2-称重传感器。3-测速传感器, 4-现场放大器;5 一主控计算机, 6 一打印机;7 一接线盒

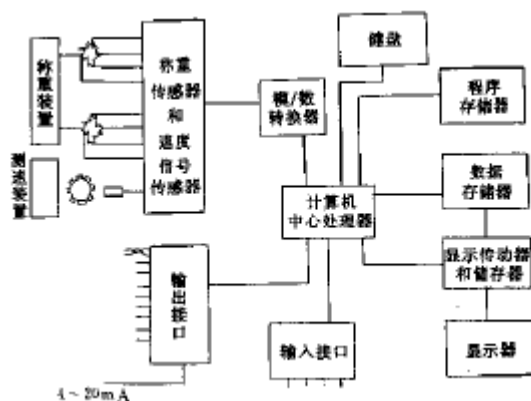


图 29-10 皮带秤方框图

键盘:用来输入过秤参数。如给定值、带式输送机主参数、量程值等。

程序储存器:用于储存操作程序。

数据储存器:用于储存班、日、月、年的称重累计数据。

输出接口:提供数据、报警等状态电信号、通信联网、打印等。

如前所述,皮带秤主要特点是在带式输送机上连续、自动地称重。为了测量在输送状态下带式输送机上单位长度的瞬时流量,或某一段距离的物料质量,或一段时间和一段距离累积质量,一般采用积分法和累加法两种数学方法进行。

a.积分法。输送机输送物料时,主控机连续侧量皮带上单位长度的载荷值 $q(\text{kg/m})$ 与皮带输送速度 $v(\text{m/s})$ 相乘,所得为物料瞬时流量 $q \cdot v(\text{kg/s})$ 。

因输送物料的不均匀性和皮带速度随时间的变化,所以在 T 时间间隔的累计流量可以用以下积分式表示:

$$W = \int_0^T q(t)v(t)dt$$

式中 W ----- T 时间间隔的物料累计量, kg;

T --物料通过的时间, s;

$q(t)$ —皮带单位长度上的物料质量, kg/m

$v(t)$ —物料在皮带上运行的速度, m/s

b.累加法。输送机输送物料时,当皮带运行一段距离 l 时,累加器作一次被称物料质 t

的累加。在一段时间内,皮带运行了, 倍 l 的距离,累加器则有二次被称物料质 t 的累加值 W_e

即

$$W = \sum_{i=1}^n t_i$$

(2)皮带秤的分类皮带秤种类及结构形式较多,分类方法多种多样。以称重传感器的工作原理进行分类有:电阻应变式皮带秤、差动变压器式皮带秤、压磁式皮带秤、核子式皮带秤等等。其中以电阻应变式的产品为多。

以秤架结构形式进行分类的有:单托辊式皮带秤。多托辊式皮带秤、平行板簧式皮带秤和悬臂式皮带秤等。

以主控机仪表结构特点及运算方式进行分类的有:模拟式皮带秤、数字式皮带秤和微机式皮带秤等。

目前有些地方根据皮带秤的现场使用要求分成:贸易结算皮带秤、企业内部计量管理秤

和生产工艺控制皮带秤三大类。这种分类方法不表示皮带秤的某些局部特征，而注重整体设计指标和用途。

(3) 皮带秤结构

①秤架。皮带秤的秤架是指皮带秤负荷承受部分。它对皮带上通过的物料质量由称重传感器和测速传感器进行信号转换。秤架的结构直接影响到物料称量精度。目前秤架可分为单托辊式、多托辊式、平行板簧式及悬臂式等多种。

单托辊秤架结构简单、造价低，但计量准确度较低，运行稳定性较差，一般只适于准确度要求不高的计量控制系统。

多托辊秤架是常用的一种结构。主要优点是计量性能稳定可靠，可获得较高精度，即使对于不均匀运送的物料和大块物料也能达到较精确的称量结果，一般选用 3~4 组托辊，但缺点是比较复杂，造价较高，日常维护检修要求较严。

平行板簧式秤架是一种新型秤架，主要优点是采用单弹性无杠杆的整体结构，克服了一般秤架由于多支点，杠杆在运行中的偏差。它既可做成单托辊秤架，又可做成多托辊秤架，是一种适应范围广的新型结构。

②称重传感器。皮带秤可选用的称重传感器有电阻应变式、差动变压器式及压磁式等，目前最常用的为电阻应变式传感器。皮带秤使用的环境比较恶劣，一般湿度大、灰尘多、有腐蚀性介质、机械振动和冲击大等特点，为此称重传感器应能抗振动、冲击，最好选用全密封传感器。

皮带秤称重传感器容量可按下式计算：

$$Q = \frac{Q_{\max} \cdot L \cdot \eta}{3.6v} \quad \text{kg}$$

式中 $Q_{\max}$ —最大瞬时输送量，t/h

L —秤架长度，m；

v —皮带线速度，m/s；

η —秤架结构系数， $\eta = a_1/a_2$ ， a_1 为承重托辊至至杠杆支点距离，m； a_2 为传感器的力作用点至杠杆支点距离，m。

式中 $Q_{\max}$ 和 v 二是带式输送机的主参数，在其值已定的前提下，先适当选取秤架的 L 和 η 就可确定 Q 值，为使称重传感器有一定过载能力，最后的容量值应取 $1.1 \sim 1.2Q$ 当然也可先选定 Q 值，再计算 L 和 η ，并适当将 L 取小。

③侧速传感器。皮带秤称重系统主要是检测两个物理量，一个是由称重传感器检测重力信号，另一个是检测皮带的线速度，然后将这两个量进行积算。可见，速度检测的准确程度直接影响到皮带秤的准确度。因此，测速传感器也是皮带秤称重系统中的一个重要环节。

测速传感器主要分数字式及模拟式两种，常用的是数字式侧速传感器。

气数字式测速传感器从取得速度信号的方式来讲，分接触式和非接触式；从侧速原理上讲又分为测脉冲频率式（侧频式）和测脉冲周期（侧宽式）；从信号转换方式上可分为磁电式和光电式。接触式测速传感器的摩擦轮又分窄式和宽式。

接触式测速传感器是目前流行的测速方式。基本方法是由一摩擦轮接触皮带，当皮带运转时，测速传感器转轮与皮带之间发生转动，带动测速发电机或光电转换装置进行测速。由于皮带在力作用下会伸长，所以不同皮带点速度会有 0.3%~0.5% 的误差。一般地速度传感器安装在回向皮带上或连接到带式输送机的尾轮上。

(4) 皮带秤的安装

①对输送机的要求。皮带秤与物料输送机是一个不可分割的整体，因此皮带秤计量精度与输送机的设计、安装、输送状态等诸多因素有着非常密切的关系。为此要求皮带每单位长度质量应基本恒定，误差不能超过 5%-10%，皮带接头不要超过 3 个，不允许用金属卡子连

接,必须采用硫化胶接或冷胶胶接方法。要求接头部分平整、光滑,不能有脱胶剥离现象。最适宜安装皮带秤的皮带长度为 15~60m,一般不要超过 100m。称重段皮带的跑偏 t 必须控制在皮带宽度的 8%以内,对高精度的皮带秤,最好控制在 5%以内。

皮带秤上的称重托辊与带式输送机上的托辊应具有相同的型号规格,制造精度应比输送托辊高,托辊转动灵活,其径向跳动应小于 0.2mm,轴向窜动应小于 0.5mm。托辊槽角一般不允许大于 30° 。

从计量角度看,带式输送机倾角希望小些。倾角过大,皮带上通过的物料可能下滑,造成重复称重,引起称重误差,希望倾角不大于 16° 胶带速度应控制在 2m/s 以下为宜。

为保证带式输送机在工作状态时皮带张力基本恒定,配有皮带秤的输送机最好不选用螺旋张紧装置,尽量选用尾部重锤车式拉紧装置或垂直拉紧装置。

秤架应安装在带式输送机皮带张力最小且变动不大的地方,并应安装在直线段上。若皮带机有凸弧段时,秤架端部离直线段与曲线段的切点的距离应大于 6m 或 5 个托辊间距,避免因皮带弯曲造成动态影响。秤端离凸切点的距离见图 29-31。若带式输送机有凹弧段时,秤架尾部与凹弧段切线点的距离至少为 12m,因为凹弧段皮带在张力作用下有意浮离开托辊的可能,这将严重影响皮带秤称量的准确度。秤端离凹切点的最小距离见图 29-12。

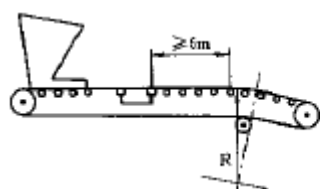


图 29-11 秤端离凸切点的距离

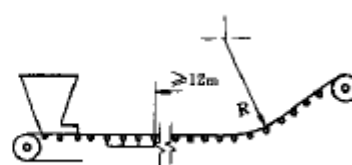


图 29-12 秤端离凹切点的距离

带式输送机上若配有犁式卸料器、清扫器等部件,都有可能在皮带上施加一些附加力,影响到称量的准确性,因此这些部件应远离秤架。

②皮带秤的安装。皮带秤的正确安装对于保证其测量精度十分重要,在机械方面应保证机架有足够的刚性,在最大负荷时,其挠度小于 0.5mm;秤架的支点应避免将振动力传到传感器上。测速传感器一般应安装在回向皮带或尾轮处,应保持水平度。测轮的轴线应与皮带运行方向垂直,测轮与皮带之间应保持滚动接触,无滑动、无脱离、无粘结物。

仪表部分应有足够的精度和稳定性,还必须考虑容易安装、调试及便于操作等。

皮带秤秤区应尽量选择远离外界强电场、强磁场和强脉冲源地方,机房要有防尘措施,保证仪表的电子线路在清洁环境中工作。皮带秤本身必须具有一定的抗电磁场干扰的能力,在一般机电设备正常启动、运转条件下能正常工作。

主控机电源要专门配置,一般控制仪应配置交流稳压电源,并严格接地;机房到秤架需要单独铺设四芯屏蔽线,包括信号线和控制线。

目前,国产皮带秤传感器电缆线的距离最长可达 1000~3000m。但因各制造厂产品型号性能不同,使用单位可根据生产实际需要合理选定。

对皮带秤的安装和调试要求,应按皮带秤制造厂家提供的安装说明和有关标准规范进行。

(5)皮带秤的调试皮带秤在精送机无料运行时,其瞬时输送量和总输送量都应显示零值。为此,首先要调整秤架的机械零点,即调整平衡重锤位置。为使零点稳定,应给传感器一个适当预压力,其大小约为满称量的 10%左右,然后对其输出进行调整,使仪表显示瞬时值为零。皮带机在使用过程中还会由于粘着物料造成零点偏移而影响称量精度,所以要及时调整“零点”,同时也要及时清除粘在皮带及导轮上的残余物料。

(6)皮带秤的标定皮带秤安装和调整之后还需进行标定才能保证指示值和实际值一致。目前常用的标定方法为挂码、链码及实际标定三种方法。

挂码标定是将已知一定质量的砝码挂在秤架的挂钩上，向秤架施加作用力，以此来模拟物料在皮带上流动。此时，开动输送机，在一定时间内观察仪表的累计值，并与理论计算值相比，看两者差值是否合乎技术指标要求。反复通过与实物标定结果对照，确定合适的修正系数，获得标定精度。

链码标定是用已知质量的各种规格链条或滚动链放在皮带上，首端固定，开动输送机，模拟物料在皮带上的流动，经一段时间观察仪表累计指示值与理论计算值之差，经过多次测定，然后再确定修正系数。

实物标定是在已知质量的物料通过输送机卸出，或对在一段时间内卸出的物料进行称重，并与皮带秤的显示值相比较，来标定皮带秤的称量精度，这是目前国内外检测皮带秤最准确的方法。但此方法称量物料多，时间长，要耗用大量人力，尤其是对大吨位皮带秤标定有不少困难。

(7)皮带秤的维护皮带秤应用范围广泛，可作为运输部门和工矿企业散料贸易结算的公证秤，也可作为企业内部材料消耗核算以及生产过程中工艺控制计量。因此，皮带秤在动态称量过程中，计量的准确性和稳定性是至关重要的。要做到这一点，除了正确选用合适的皮带秤产品外，现场做好经常的维护工作和校准工作关系甚大。现将皮带秤主要维护要点简述如下：

①要定期清理秤区的灰尘及杂物，特别是秤架，秤区托辊及测速轮上的粘结物要清理干净，

②定期对称重托辊进行润滑，每年至少两次。加油润滑后要重新校准零点。

③始终保持输送机沿中心线运行，防止皮带跑偏。

④秤架上要防止过载、受冲击，严禁在秤架上站人。

⑤定期检查测速传感器的测轮与皮带的接触状况，测轮轴线应与皮带运行方向垂直，测轮与皮带应保持良好的滚动接触，侧轮应保持清洁，无粘结物。

⑥现场放大器要看接线是否良好，有无短路或断路及接触不良等情况。

⑦显示仪表要定期清理机内的积尘，防止静电干扰。经常检查电缆和开关，防止接触不良。

总之现场维护首先要熟悉皮带秤的结构，仪表功能及操作原理等，还要熟悉制造厂家提供的操作说明书，根据生产使用要求，制定一套严格的岗位操作规程和维护制度，切实保证皮带秤的安全、正常运行。

第 30 章膜分离系统的日常运行与操作

30.1 膜分离技术

(1)膜分离的工作原理两种或两种以上的气体混合物通过高分子膜(由多束半渗透膜中空纤维丝组成)时,由于各种气体在膜中溶解度和扩散系数的差异,导致不同气体在膜中相对渗透速率不同而被分离,利用这一原理将不同气体分离的技术称为膜分离技术。

实际应用中,经过处理的混合气体,在一定的压力下连续地被送入膜分离装里,靠膜两侧压差的推动,使相对渗透速率快的气体(如 HE, HzS, Ha0 等)透过膜进入渗透侧、并被连续引出,而渗透速率慢的气体(如 CH,, CD, N2 等)则被从非渗透侧连续引出,以达到气体分离的目的。几种气体的相对渗透速率见表 30-1 s

表 30-1 气体对特制纤维膜的相对渗进系数

气 体 名 称	CH ₄ 、CO、N ₂ 、Ar、C ₂ ~C ₄	O ₂ 、CO ₂	He、H ₂ 、H ₂ O、H ₂ S
相对渗透系数	1	30~40	80~120

(2)影响气体渗透能力的因素某种气体在纤维薄膜上的渗透率,即单位时间内的渗透量,可由下式表示:

$$M_i = p_i F \Delta p$$

式中 Mi—气体 i 的单位时间渗透量;

pi—气体 i 的渗透系数;

F—纤维薄膜的表面积。

△p—纤维管内外压差。

各种气体的渗透系数主要决定于它们自身性质,例如分子的大小(直径大小)、分子极性的高低等,另外还与渗透温度和压差有关。

①气体的性质。气体自身的某些性质是影响其在特制纤维薄膜上渗透能力的主要因素。例如气体分子的大小和极性的高低是影响其渗透系数的主要原因。

气体分子量小,即分子的直径较小,则易于透过薄膜微孔,其渗透能力较分子直径大者为强。但分子量的大小也不是惟一的制约因素,气体的渗透能力同时还要受到分子极性、分子对纤维亲和力大小的影响,例如,co 的分子量、分子直径比 co₂:小,但 co₂:的分子极性大于 co,对纤维的亲和力大于 co,所以 co₂:在纤维薄膜上的渗透能力大于 co。

②中空纤维管内外压差。由上述气体渗透率的表达式可知,中空纤维管内外压差却也是影响气体渗透量的重要因素。压差增大,气体渗透能力和渗透量也增大,在一定范围内,二者成正比关系。

渗透压差的增加是有限的,一是受纤维管强度的限制,过大的压差可能损坏纤维管或使纤维管的使用寿命大大缩短;二是虽然增大渗透压差可以提高 H:的渗透能力,但同时也增大了被处理气体如 CH,, NE, Ar 等的渗透能力,而且后者渗透能力随压差增大而增加的量可能比前者还大,因此,过分增大渗透压差,可能降低 H:的回收纯度和回收率。

③温度。气体的渗透系数与渗透温度密切相关,渗透温度升高,气体的渗透系数和渗透率随之增大。但温度的升高受到纤维管强度的限制,温度升高,纤维管的强度下降,从而降低了纤维管可适应的管内外压差△p,由此可见,温度和压差这两个因素是相瓦制约的影响因素。在选择工艺条件时,温度和压差两个因素应同时考虑,使用压差越大,则其操作温度应越低。温度和压差的对应控制范围见表 3}-2。

表 30-2 分离器操作压差和温度的相应适用位

操作压差, MPa	操作温度, °C
>10.0	35
8.5~10.0	50
<8.5	55~60

注::操作压差比上表甲的数据更低, 使用程度还可适当提高, 例如可控制在 65~85°C。

④处理气中杂质的影响。处理气中的某些杂质成分, 如液态水、NH₃、灰分、焦油以及某些芳烃物质, 对纤维管分离器的分离效率影响很大。

中空纤维管是一种特制材料, 在其纤维管壁上有某种人工涂层, 涂层上有许多微孔, 渗透气体经这些微孔而渗入管内。当被处理的气体中含有冷凝水时, 则可能形成水膜而堵塞这些微孔, 从而使渗透气的渗透受阻, 严重影响分离器的分离效率, 而汽态水则对渗透无影响。因此, 防止被处理的气体中出现冷凝水的途径是使其处于过热态, 过热度为 5~10°C

被处理的气体中的 NH₃ 和某些高级烃如芳烃, 将使 H₂ 的渗透能力急剧下降, 且这些影响还难于恢复。所以, 被处理的气体中的 NH₃ 和芳烃均应控制在 200×10^{-6} 以下。合成氨厂被处理的气体(弛放气)中一般是不含芳烃的, 即使有也是十分稀少的, 芳烃的危害因素不大。但被处理的气体(弛放气)中的 NH₃ 含量是比较高的, 这就要对其进行预处理。-

灰尘和焦油类物质也会堵塞中空纤维管壁面上的微孔, 在预处理部分也必须予以清除, 以保证被处理气体的纯净和分离器的安全运行。

(3)回收率和纯度膜分离回收的有效气体量与处理气中有效气体气量之比, 称为分离器的回收率;回收气中有效气体浓度称为回收气纯度。

影响膜分离器回收率和纯度的因素除了影响渗透能力的几个因素如温度、气体纯净度等之外, 还与压差和进气量有关。

在其他条件不变时, 纤维管压差或管外管内压力比($P_{\text{外}}/P_{\text{内}}$)将明显影响有效气体回收率。压差 ΔP 或压力比增大, H₂ 回收率将增加, 但回收气的 H₂ 纯度将降低。另外, 原料气流量的变化也会影响回收率和纯度, 原料气流量增加, 有效气体回收率和纯度都可能下降。

在一般情况下, 有效气体的回收率和纯度是相互制约的因素, 回收率增加, 一般将使纯度降低。为了提高回收率和纯度, 则必须增加分离器的数量。

(4)膜分离的应用范围

①氢膜

a.合成氨厂弛放气氢回收。对合成氨系统弛放气中的氮气进行回收, 用于制氢或出厂供用户, 以达到节能、增产的目的。

b.炼厂催化装置 H₂ 提纯。对炼厂催化装置副产的 H₂ 进行提纯, 以改善工厂的氢气平衡。

c 甲醇弛放气氢回收。对合成甲醇弛放气中的氢气、二氧化碳进行回收, 使之作为原料气, 达到节能、增产的目的。

d.其他。膜分离装置还可用于制氢厂的氢气回收、焦炉煤气氮气回收、一氧化碳的纯化、大量 CO₂ 脱除时的预脱除、天然气和沼气的预处理等。

②氮膜。将空气中的氮气提纯, 供用户使用。

30.2 膜分离设备简介

(1)膜分离设备的选择性。根据混合气体组成选择适当的膜分离设备, 同时考虑混合气体中有害成分(如 H₂S 等)对膜分离器中空纤维管及密封的影响, 是决定膜分离设备附加设备的重要因素。

(2)膜分离设备及配套设备由处理能力决定膜分离设备的尺寸大小。下面以大型氨厂用膜分离设备(普里森分离装置)回收合成回路弛放气中的 H₂ 为例(见流程图 30-1)。

主设备有;第一级膜分离器(D3701AIB);第二级膜分离器(D1702AIB/C);第三级膜分离器(D1703)。

配套设备有: 弛放气预热器(E1701);洗涤塔(C1701);洗涤泵(G1701A/B);分离摘(D1704);进料加热器(E1702)。

详见设备一览表(表 30-3)。

表 30-3 普利森分离装置.一览表

位号	设备名称	型式	外形尺寸 外径×壁厚×管长 mm	设计条件						管子 规格×长度× 外径×壁厚 mm	换热 面积 m ²
				管 内			管 外				
				温度 ℃	压力 MPa	介质	温度 ℃	压力 MPa	介质		
B1701	中间换热器	BEM	OD 10/4×84"	107	14.91	弛放气	107	14.91	弛放气	54×2133.6× 3/4 BWG	6.7
B1702	进料加热器	夹套	φ77.92× 2844.8	185.5	14.81	弛放气	185.5	1.03	蒸汽	1×2625.7× 60.3×8.71	0.47

位 号	设备名称	规 格		设计条件		操作条件		介 质	
		内径×厚度×长(高)度 mm		压力 MPa	温度 ℃	压力 MPa	温度 ℃		
D1701A/B	第一级分离器	φ177.8×20.6×3873.1		14.71	65	13.22	50	弛放气	
D1702A/B/C	第二级分离器	φ177.8×20.6×3873.1		14.71	65	13.22	50	弛放气	
D1703	第三级分离器	φ4"×0.438"×9.75"				13.22	50	弛放气	
D1704	分离器	φ119.1×44.5×3705		14.89	107	13.22	15	弛放气+水	
D1705	G1701 进口缓冲器							水	
C1701	洗涤塔	φ119.1×44.5×8496			14.9	107	13.57	60	弛放气+水

位号	设备名称	形式及 型号	介 质	最高和 正常温 度,℃	压力,MPa(绝)			流量,m ³ /h		柱塞数	冲程数 冲程 次/min	驱 动 机				
					操作			正常 流量	流量调 节范围			直 径 mm	电 号	功 率 kW	转 速 r/min	电 压 V
					吸入	排出	最高使 用压力									
G1701 A/B	洗涤 水泵		脱盐 水													

(3)工艺流程简介(参见图 30-1)

①预处理部分。来自合成回路的弛放气,由 PC068 控制流量和压力,流量由 FCo81 指示,首先进入中间换热器 E1701 的壳程,被管程的出洗像塔的弛放气所预热,出 E1701 的弛放气

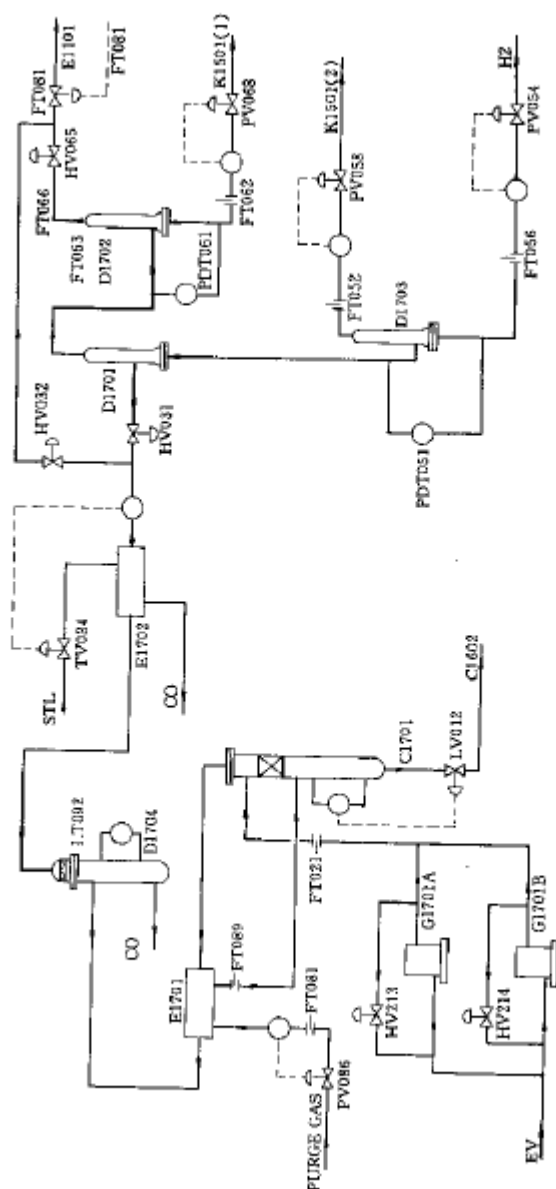


图 30-1 氨厂弛放气 H_2 回收装置流程图

从下部进入洗涤 C1701，洗涤塔内装金属波纹网填料。洗涤泵 G1701A/B，将脱盐水加压后送至 C1701 塔顶，弛放气中的 NH_3 被水吸收，弛放气中 NH_3 浓度限制在 200×10^{-6} 以下，洗涤水流量由回流阀控制，由 FT021 显示，出洗涤塔的氨水浓度一般在 14%~15%，洗涤塔 C1701 的液位由 LC012 控制，出 C1701 的弛放气在中间换热器 E1701 中被进塔弛放气冷却至约 $40^\circ C$ ，然后送往分离罐 D1704，除去冷凝液滴，出 D1704 的弛放气进入进料加热器 E1702，E1702 是一个套管式蒸汽加热器，弛放气走管内，低压蒸汽走管外，出 E1702 的弛放气过热度约为 $5-10^\circ C$ ，弛放气温度的正常值为 $50^\circ C$ ，其温度由 Tc034 控制蒸汽的流量，出 E1702 的气体经 Hv031 进入分离部分，或经 Hv032 绕过分离器。

②分离器部分。从 E1702 来的弛放气，经 Hval 进入第一级分离器 E1702A/B，第一级分离器由两根直径为 0.2m(8") 高为 3m(120") 的分离管组成，每个分离管内都有数万根直径为 0.5mm 的中空纤维管，纤维管一端开口，一端闭口，开口连接于出口管上，H：通过纤维管的多孔管壁而渗入管内(包括少量其他气体)，然后汇合于出口管中，壳程的非渗透气体离开分离器后进入第二级分离器 D1702。

第二级分离器 D1702 由 3 根直径 0.2m 高为 0.3m 的分离管组成, 每个分离管内部结构与第一级分离器相同, 来自第一级分离器的非渗透气体进入第二级分离器后像第一级分离器一样进行渗透分离, 较高纯度的 H_2 渗入管程并汇合后, 精往压缩机 K1501 低压缸的一段进口, 其压力由 PC068 控制, 流量由 FT062 指示, PC068 的给定值一方面决定于压缩机一段入口压力, 同时还受分离器管、壳程的压差限制, 该压差值由 PDT061 指示, 正常值为 10.1MPa, 过大的压差将导致纤维管损坏, 出第二级分离器 D1702A. B. C 的非渗透气偷往预脱硫工段和燃料气管网(与来自 NH_3 , 吸收塔 c16o1 出口的弛放气汇合后偷出), 其流量由 FT063 指示。

从第一级分离器管程来的富氢气体进入第三级分离器 D1703, 第三级分离器由 1 根直径为 0.1m (4") 高为 3m (120") 的分离管组成, D1703 用来进一步提纯 H_2 气, 其内部结构与 D1701 和 D1702 相同, 出管程的渗透气 H_2 , 纯度高达 99% 以上, 输往本厂和外厂用户, 其压力由 PC054 控制, 流量由 FT056 显示, 同时受管内外压差制约, 分离器管内外压差由 PDT051 指示, 其正常值为 4.7MPa, 出 D1703 壳程的非透气进入压缩机 K1501 低压缸的二段入口, 其压力由 172PC058 控制, 流量由 FT052 指示。

各级分离器的每一根分离管可单独开停, 以调整氢回收率和氢浓度, 第三级分离器可根据用户需求情况决定是否投入运行 (如无用户需求高纯度 H_2 气, 则从第一级分离器来的渗透气全部从第三级分离器的壳程通过后进入压缩机 K1501 低压缸的二段入口)。

30.3 膜分离装置的开工和停工

(1) 大型氨厂膜分离装置的开工

① 预处理系统充压

a. 确认 HV031, HV065, FCO81, PC086, HV032, HV031 旁路(1/4)针形阀关, (1/4)"放空针形阀开, 分离器 D1701 入口 2"截止阀关。确认 PC068, PC058, PC054, 各调节器输出信号在零位。

b. 开弛放气进预处理的截止阀。

c. PC086, FCO81 现场复位后, 总控复位。

d. 缓慢开启 PC068, 对预处理系统进行充压, 压力达 10.0MPa. 调节 FCO81 维持 PC086 压力稳定。

② 启动洗涤泵 G1701

a. 将精制水引至 G1701 和进口, 开 2"泵进口阀, 打开入口导淋阀排气, 排尽后关闭导淋阀, 现场开回流阀。

b. 现场启动 G1701A(或 13). 调节回流阀监视泵出口压力, 当压力 > 10.0MPa 时, 逐渐全开泵出口阀。

c. 控制回流阀开度, 使 FT021 为 2400kg/h 左右、

d. C1701 液位建立后, 开底部 i" 闸阀, 打开稀氨水出预处理阀, 外送氨水, 总控调节 LC012, 控制液位至 50%, 稳定后投 "A"。

③ 建立弛放气流量

a. 总控缓慢开启 PC086、FCO81, 根据需要使预处理的弛放气量增至 6700Nm³/h 左右, 稳定后投 "A" 注意调节 PC086, 使压力达 13.2MPa, 稳定后投 "A"。

b. 在 FCO81 增量的同时, 保持与原弛放气系统的平稳切换。

c. 检查 D1704 液位, 注意定期排水,

④ E1702 投用

a. 打开 E1702 蒸汽进口, TC034, i 墩汽进口截止阀, E1702 底部 1 吋凝液排放阀。

b. 缓慢开启 TC034, 控制 TC034 为 45~50°C, 稳定后投 "A"。

c. 分析 D1704 顶部出口弛放气中氨含量, < 200X10⁻⁶ 预处理气体合格。

⑤普里森分离器充压

a.确认分离器压力低联锁 PAL043 处于动作状态，其余联锁原因均已消除。

b.打开各分离器的 2"渗透气出口阀。

C.关(1/4)"微空针形阀，开分离器 2"人口阀。

d.缓慢开启 HV031 旁路针形周，分离器进行充压，监视现场压力表 PI046 的指示，控制升压速率 $<0.7\text{MPa}/\text{min}$ 。

e.压力均完后，关(1/4)"针形阀。

注意在分离器开车和运行期何，要避免压力和流量猛增或猛降，更要避免分离器渗透侧压力大于壳侧压力。

⑥建立分离器壳侧流量

a.分离器均压后，压力低联锁 PAL043 消除，现场 HV031,HV065 复位，总控相应复位。

b.总控缓慢开启 HV031 直至全开。

c.在缓慢开启 HV065 的同时逐渐关 HV032，直至 HV065 全开，HV032 全关，这时弛放气由旁路切入了主线。

d.检查和调节各工艺参数至正常的设计控制指标。

⑦气体送合成气去压缩机 K1501

a.打开普里森送 K1501 低压缸一段人口和二段人口的双道阀，打开 D1501, D1507 顶部双道阀。

b.缓慢降低 PC068 给定值。压力控制在 4.0MPa，纤维管内外压差 PDT061 在 8.0 MPa 左右，二级分离器的一段渗透气送入 K1501 一段人口。

c.缓慢降低 PC058 给定值，控制 PC058 压力为 6.0MPa，纤维管内外压差 PDT051，达 4.5~5.0 MPa，一级分离器渗透气送入 K1501 二段人口。

d.当 99%的氢送往厂外时，先打普里森送厂外的所有截止阀，缓慢降低 FC054 给定值，控制 PC054 为 1.5MPa，三级渗透气出厂。

注意:氢回收率和氢纯度可通过改变在线分离器的数目来调整，在线分离器多，氢回收率就高，在线分离器少，氢的纯度就高。

(2)大型氨厂膜分离装置的停工

①停止向合成气压缩机 K1501 低压缸一段人口，二段人口和厂外送气

a.依次缓慢关闭 PC054,PC058，直至全关。

b.如长期停车，关 K1501 一、二段人口双道截止阀，关厂外送 H₂ 截止阀，出普里森装置各路 H₂的双道截止阀。

②弛放气走分离器旁路

a.维持 FC081 流量不变，逐渐打开 HV032 关 HVO65,直至 HV032 全开、HV065 全关。

b.缓慢全关 HV031,弛放气由主线改走旁路。

c.关闭分离器入口 2"截止阀，关(1/4)"针形旁路阀，开((1/4)"形放空阀。

d.普里森分离器已不在线，但仍有压力，如检修或长时间停车，豁卸压。

③分离器卸压

a.略开 PC054、PC058 通过调节阀后的 1"球阀放空，进行缓慢卸压。

b.当壳侧和渗透侧压力都等于零时，关放空阀，渗透气压力调节阀及各分离器 2"出口阀。

注意:必须从渗透侧卸压，这样才能保证渗透侧压力始终低于或等于壳侧压力，以免造成“反压差”而损坏分离器。

④预处理停车

a.注意与原弛放气系统的配合，逐渐关 PC081 直至流量为零。

b.逐渐关 PC086，关弛放气截止阀，关弛放气出普里森装置的截止阀。

c 切断进料加热器 E1702 的蒸汽，关调节阀，关 E1702 蒸汽进口截止阀。,,

d 停洗涤泵 D1701，关泵进出口截止阀。

降低洗涤塔 C1701 液位，必要时可排尽，关稀氨水出普里森装置截止阀。

(3)大型氨厂膜分离装置的正常运行与维护

①预处理部分

a 严格控制处理量及分离器进料压力。普里森装置的两个重要调节阀 PV068、FVD81 是控制装置运行的重要参数，在调节的过程中尽量要配合好，若出现波动，应立即将 PV086 切手动调节，控制好压力以防分离部分联锁动作，气体走旁路，以流量作为变参数，压力作为不变参加以控制(当然流量参数要远离联锁值)。

b 严格控制预处粤部分的洗涤水流量。该指标是保证洗涤塔将弛放气中的 NH_3 脱除，若氨含量高于 200×10^{-6} ，将会使中空纤维管或密封损坏。对于洗涤泵的维护也尤为重要，该泵为柱塞泵，机械密封易坏，注意定时巡检，加润滑油。

②分离部分

a.严格控制各分离器的压差。开车过程中，分离部分的均压必须按照要求小于 0.7MPa/min ，向外供 H_2 时要慢，确保渗透侧和非渗透侧的压差控制在范围内，否则容易使中空纤维管损坏。

b 严格控制各分离器的进料温度。温度升高虽然渗透率增大，但是受纤维管强度的制约。

另外，普里森装置停车后，根据需要对预处理和分离部分进行卸压，打开各低点导淋，排 507 尽系统中的液体;如停车时间长则进行 N_3 吹扫。

30.4 膜分离装置的常见故障与处理

(1)联锁自保系统为了保证膜分离装置的安全运行和长寿命，氨厂膜分离装置设置如下联锁，若下列原因之一的整定值达到后，均会导致膜分离旁路 HV032 打开，主线 HV031 和 HV065 关闭，使得膜分离器切出运行系统。

①弛放气进口流量低或高。

②洗涤塔进水量低。

③膜分离器进口气体压力低。

④膜分离器进口气体温度高。

⑤膜分离器压差高。

⑥预处理分离槽液位高。

⑦洗涤塔液位高，导致洗涤泵停车，而导致“洗涤塔进水量低”。

⑧氨厂合成气压缩机停车。

常引起普里森装置分离部分跳车的原因有：

①弛放气进口流量低或高。

②洗涤塔进水量低。

③膜分离器进口气体压力低。

遇到此类情况，消除原因后，按照开车程序重新开车。

(2)常见故障及处理

①仪表故障。PV086、FV081 定位器、变送器质量要求高，若有问题应及时处理或更换。

②设备故障。G1701A/B 填料易坏，可倒泵更换填料，无须停装置。

③电气。普里森装置原设计有一套电加热伴热系统，由于时间长，线路复杂，容易出故障，有的 J 厂家已将该伴热系统拆除，用低压蒸汽伴热管线代替之。

第 31 章液体物料储运系统的日常运行与操作

31.1 液体物料储运设施简介

(1)概述液体物料储运系统指生产过程中，所有呈液体状态物料储存与运输的设施及其管理与操作系统，液体物料包括各种液体油料、液化石油气、化学药剂、添加剂、化工酸、碱、水等。液体物料配套的储运设施主要包括:储存容器、输转设施、运输土具、计量、检测、控制仪器仪表等设备。本文主要介绍石油化工生产中液体油料、化工原料等的储运设施以及日常运行与操作。

(2)液体物料储存设施液体物料储存设施，主要指储罐容器及其附件等，是储运系统主要设施之一，在石油化工企业中，广泛的使用着各种类型的储罐，根据液体物料性质的差异以及储存条件和要求的不同，可选择不同类型的储存容器。

①储罐分类

a.按使用材质分类。储罐分为金属和非金属储罐两种，非金属储罐包括砖砌储罐、石砌储罐、钢筋混凝土储罐和耐油橡胶软体储罐、玻璃钢储罐、塑料储罐等，非金属储罐除特殊需要外，目前使用的已比较少，使用较多的还是各种金属储罐。;

b.按建造特点分类。储罐可分为地上储罐、地下或半地下储罐、山洞储罐、水封岩洞库、水下储罐等类型。

地上储罐是石化企业中使用最多的储罐形式，它具有投资少、建设周期短、日常维护及管理方便的特点，多数采用钢板焊接，储罐的形式较多，有立式圆筒形储罐、卧式圆筒形储罐、球形储罐、气柜等多种形式。

地下或半地下储罐只在特殊要求的情况下采用，因为地下储罐的投资大、施工周期长、施工难度大、操作及维护不方便，并且土壤的地质条件、腐蚀性以及地下水等都对储罐有影响，故较少采用这种类型的储罐，一般石化企业的自用加油站、城市中的加油站、以及火车下卸原油的中转储罐等采用地下直埋式储罐，一些军用油库或战备油库为隐蔽或安全需要而采用半地下式储罐，地下储罐也分为立式圆筒形和卧式圆筒形两种，地下立式圆筒形储罐的顶板、壁板及底板多采用钢筋混凝土结构，在储罐的壁板及底板的内侧衬一层钢板以防渗漏，地下卧式圆筒形储罐，一般容积不大，多采用钢板制造，外防腐后直接埋于地下。

山洞储罐建于人工开挖的山洞或天然洞穴中，它用山体作顶盖掩体，有很强的防护能力，且不占用农田，蒸发损耗小，着火危险性小，但它的投资大，施工难度较大，且洞内潮湿易腐蚀钢罐，多用于军用油库或国家储备库。

水封岩洞库，在具有稳定地下水位地区，将油品储存在地下岩洞中，由于油、水密度不同，在同一高度上岩洞周围地下水的静压力大于岩洞内油品的静压力，油品被地下水封隔在岩洞内，不会向外渗流，油品减少时，地下水将渗入洞内，并沉积于罐底，使油品被封隔在岩洞顶部，不会渗出，这种新型的地下水封岩洞油库储油技术，最早于 1951 年建于瑞典，它具有节省建筑材料、不占农田、防空防护能力强、油品蒸发损耗少等显著优点，只要有较稳定的地下水位即可，地下水封岩洞库结构见图 31-1;基于同样的原理，也可以建造人工水封油库。

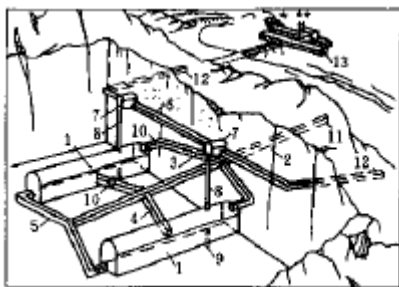
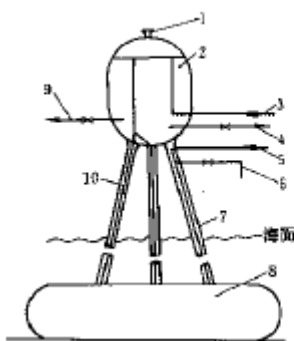


图 31-1 水封岩洞库示意图; 1—峪体, 2—施工通道; 3, 4, 5—第一、二、三层施工支通道; 6—操作通道; 7—操作间; 8—垫井; 9—泵坑, 10—水封墙; 11—施工通道口; 12—操作通遭口。13—码头

水下储堆是因海洋石油开发的需要, 于 60 年代发展起来的海上就地储油技术, 储罐直接用锚桩固定于海底, 罐体是全浸没式或部分露出水面, 罐体可以是钢板或混凝土; 国外常见的水下储堆有:

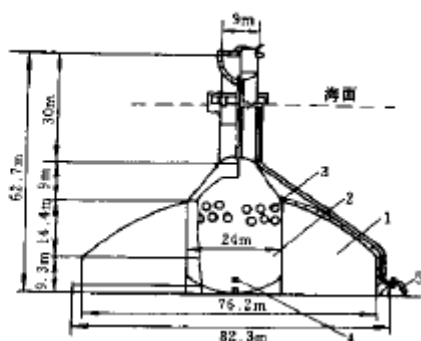
- ①带环形底盘的储罐, 见图 31-2 (a)
- ②倒盘形储罐, 见图 31-2 (b)。
- ③双圆筒混凝土水下储罐。
- ④带防波墙立式钢筋混凝土水下储罐。
- ⑤椭球抛物面形、钟形水下混凝土储罐,
- ⑥海中立式无底浮顶储罐等

c 按结构形式分类。储罐可分为立式储罐、卧式储堆、球形储雄和特殊形状储雄等。



(a)的带环形底储罐

- 1—通风孔相, 2—上部(水上)储艘。3—进油管
- 4., 一发油管. 5—海水进入管; 6—海水排出管
- 7—斜支柱. 8—环形底盘(即海底储峪); 10—连接上、下储翩的抽油管



(b)倒盘形水下储罐

- ; 1—外组; 2—内砚, 3—进油孔.
- 4—人孔, 5—收发油管

图 3i-2 水下储雄示意图

立式储罐由堆底、罐壁及罐顶组成, 暇壁为立式圆筒形结构, 根据魄顶的结构形式又可分为固定顶堆、内浮顶罐和外浮顶罐, 几种立式储罐结构示意见图 31—3

①固定顶罐包括拱顶谁、锥顶罐、无力矩顶罐和析架顶堆等, 目前使用最多的是拱顶嫩, 其堆顶为球缺形, 本身为承重构件, 有较强的刚性, 能承受一定的内部压力, 容积不宜太大, 目前最大容量为 3000m³, 拱顶储罐系列见表 31-1 一表 31-3。

②外浮顶储雌的雄顶是一个浮在液面上、并能随液面升降的盘状结构, 浮顶的外缘与雄壁之间有 200~300mm 的何隙, 其间安装有固定在浮顶上的密封装置, 少储存介质的挥发损耗, 密封装置的结构形式很多, 有机械式、管式、可随同浮顶升降, 减舌形及弹性填料式等;

浮顶分为双盘式和单盘式两种，双盘式由上、下两层盖板组成，两层盖板之间被分隔成若干个互不相通的隔舱，单盘式浮顶的周边为环形分隔的浮舱，中间为单层钢板，其结构见图 31-4，

外浮顶储罐系列见表 31-4、表 31-5。

③内浮顶储罐是在拱顶罐内加一个被盖在液面上、可随储存介质的液面升降的浮动顶，浮动顶可为单盘式钢浮盘或装配式铝浮盘，周边装有密封装置，在罐壁的上部及罐顶增加通气孔，其具有浮顶罐的优点，同时又克服了浮顶罐及拱顶罐的缺点，储油的容量不宜太大，内浮顶储罐系列见表 32-6。

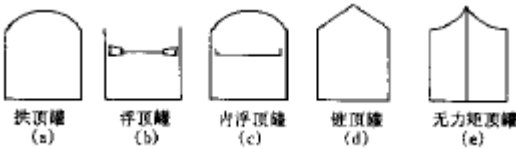
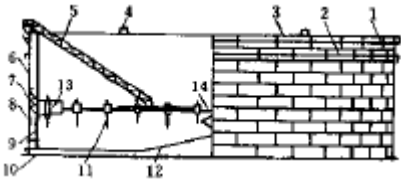


图 51-3 立式储罐结构示意图

(a)拱顶罐;(b)浮顶罐;(c)内浮顶罐;(d)锥顶罐; (e)无力矩顶罐



31-4 浮顶储罐结构图

1-抗风圈;2 一加强圈，3 一包边角钢;4 一泡沫消防挡板;5-转动扶梯。

6i-偏壁;7-密封装置，8 一刮蜡板;9 一量袖管;10-底板，11-浮顶立柱;12-排水折管;13-浮船;14-单盘板

表 31-1 拱顶储罐系列表 1

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	拱顶曲率半径 m	罐高, m		设备总重 kg
					总高	壁高	
1	20	22	2.65	3.50	3.99	3.72	1379
2	40	44	3.52	4.50	4.48	4.11	2146
3	60	66	3.98	5.00	5.20	4.78	2780
4	100	110	5.14	6.13	5.87	5.30	4238
5	200	220	6.58	7.86	7.20	6.47	6717
6	300	330	7.71	9.22	7.92	7.07	8820
7	400	440	8.24	9.86	9.15	8.24	10590
8	500	550	8.92	10.67	9.79	8.81	13860
9	700	770	10.20	12.20	10.63	9.41	17385
10	1000	1100	11.50	13.73	11.86	10.58	25490
11	2000	2200	15.70	18.76	13.11	11.37	43880
12	3000	3300	18.90	22.61	13.86	11.76	61510
13	5000	5500	23.64	23.30	15.14	12.53	110280
14	10000	10700	31.12	37.27	17.50	14.07	210450

表 31-2 拱顶储罐系列表 2

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	拱顶曲率半径 m	罐高, m		设备总重 kg
					总高	壁高	
1	100	117	4.97	6.00	6.48	3.94	5006
2	200	236	6.46	7.80	7.83	7.13	7732
3	300	315	7.46	9.60	7.94	7.13	8215
4	500	529	8.95	10.80	9.28	8.31	12793
5	700	745	9.94	12.00	10.58	9.49	15917
6	1000	1077	11.95	14.40	10.83	9.53	24188
7	2000	2096	15.44	18.60	12.80	11.10	40706
8	3000	3229	17.92	21.60	14.66	12.69	58372
9	5000	5426	21.89	26.40	16.68	14.27	96247
10	10000	10116	28.33	34.20	18.97	15.86	180697
11	20000	20200	~39.70	39.99	21.44	16.09	449793

表 31-3 拱顶储罐系列表 3

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	拱顶曲率半径 m	罐高, m		设备总重 kg
					总高	壁高	
1	100	110	5.00	6.00	6.15	5.60	5185
2	200	237.5	6.90	7.20	9.06	8.40	8810
3	300	319	6.90	7.80	10.32	9.60	11580
4	400	459	7.50	9.00	11.23	10.40	14919
5	500	523	8.00	9.60	11.28	10.40	16000
6	700	712.5	9.00	10.80	12.19	11.20	19720
7	1000	1100	10.80	13.20	13.88	12.69	27830
8	2000	2200	14.00	16.80	15.81	14.27	46150
9	3000	3127	16.00	19.20	17.61	15.85	67150
10	4000	4232	18.10	21.60	18.59	16.63	86710
11	5000	5049	20.00	24.00	18.28	16.08	102025
12	10000	10440	28.00	33.60	20.04	16.96	198735
13	20000	21612	37.00	37.00	25.05	20.10	359000
14	30000	32490	46.00	46.00	25.98	19.55	563300

表 31-4 外浮顶储罐系列表 1

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	罐壁高 m	浮顶结构	设备总重 kg
1	1000	1077	12.00	9.52	双盘式	36947
2	2000	2096	14.50	12.69	双盘式	54940
3	3000	3061	16.60	14.27	双盘式	74390
4	5000	5424	22.00	14.27	双盘式	123597
5	10000	10111	28.50	15.85	浮船式	198850
6	20000	20420	40.50	15.85	浮船式	327786
7	30000	32158	46.00	19.35	浮船式	508766
8	*50000	54520	60.00	19.35	浮船式	899500
9	100000	100999	81.00	21.10	浮船式	1765000

表 31-5 外浮成储罐系列表 2

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	罐壁高 m	浮顶结构	设备总重 kg
1	1000	1080	12.18	9.56	双盘式	43002
2	3000	2940	16.24	14.32	双盘式	82430
3	5000	5380	22.27	14.31	双盘式	137910
4	10000	9957	28.42	15.90	浮船式	227312
5	20000	20400	40.63	15.90	浮船式	433684
6	30000	29400	44.66	19.07	浮船式	532374
7	50000	51888	58.92	19.07	浮船式	861870

表 31-6 内浮顶储罐系列表

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	拱顶曲率半径 m	罐高, m		设备总重 kg
					总高	壁高	
1	100	110	5.00	6.00	6.15	5.60	5185
2	200	237.5	6.00	7.20	9.06	8.40	8810
3	300	319	6.50	7.80	10.32	9.60	11580
4	400	459	7.50	9.00	11.23	10.40	14919
5	500	523	8.00	9.60	11.28	10.40	16000
6	700	712.5	9.00	10.80	12.19	11.20	19720
7	1000	1100	10.80	13.20	13.88	12.69	27830
8	2000	2200	14.00	16.80	15.81	14.27	46150
9	3000	3127	16.00	19.20	17.81	15.85	67150
10	4000	4232	18.10	21.60	18.59	16.63	86710
11	5000	5049	20.00	24.00	18.28	16.08	102025
12	10000	10440	28.00	33.60	20.04	16.96	198735
13	20000	21612	37.00	37.00	25.05	20.10	359000
14	30000	32490	46.00	46.00	25.98	19.55	583300

注:设备总重不包括浮盘部分。

卧式储罐是由罐壁及端头组成,罐壁为卧式圆筒型结构,端头有平头盖或碟形封头,卧式储罐多用于要求承受较高正压和负压的场合,其容量不大,便于在工厂里整体制造,其主要缺点是单位容积耗材较多,占地面积较大,卧式储罐系列见表 31-7。

表 31-7 式储罐系列表

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	筒体长度 m	罐体总长 m	设备总重 kg
1	10	11.20	1.75	4.13	4.82	1103
2	15	16.08	1.75	6.16	6.85	1555
3	20	22.54	1.75	8.89	9.58	2153
4	25	24.92	1.75	9.59	10.28	2283
5	30	30.92	1.75	12.32	13.01	2872
6	35	35.82	1.75	14.35	15.04	3330
7	10	11.75	2.1	2.80	3.61	1074
8	15	16.38	2.1	4.13	4.94	1400
9	25	25.88	2.1	5.86	7.67	2134
10	35	35.28	2.1	9.59	10.40	2865

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	筒体长度 m	罐体总长 m	设备总重 kg
11	45	44.78	2.1	12.32	13.13	3596
12	55	54.08	2.1	15.05	15.86	4335
13	20	21.05	2.54	3.43	4.42	1554
14	25	24.05	2.54	4.13	5.11	1758
15	35	34.85	2.54	6.16	7.14	2468
16	45	48.55	2.54	8.89	9.87	3368
17	50	52.15	2.54	9.59	10.57	3568
18	60	62.45	2.54	11.62	12.60	4288
19	65	66.15	2.54	12.32	13.30	4488
20	75	76.15	2.54	14.35	15.36	5188
21	80	79.15	2.54	15.05	16.06	5388
22	40	40.56	3.20	4.13	5.38	3248
23	55	56.76	3.20	6.16	7.41	4470
24	60	62.46	3.20	6.86	8.11	4800
25	75	78.46	3.20	8.89	10.41	6022
26	85	84.26	3.20	9.59	10.84	6352
27	100	102.66	3.20	11.62	12.87	7574
28	105	106.66	3.20	12.32	13.57	7904
29	120	122.46	3.20	14.35	15.60	9120

注。表中所列卧式储.可用于地下成地上，地下敷土深度不得超过 2m,

球形储堆是主体结构为球形的储堆，其承压性能良好，单位容积的耗钢材量少，故多用于储存要求承受较高内压的介质，罐体可以在工厂预制成半成品，然后在施工现场组装、焊接，这种储堆对施工的质量要求较高，一般容积不大，目前国内最大容量为 4000m³,球形储罐系列见表 31-8。

表 31-8 球形储位系列表

序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m	序号	公称容积 m ³	计算容积 m ³	罐直径 m
1	50	52	4.80	5	650	640	10.70
2	120	119	6.10	6	1000	975	12.30
3	200	188	7.10	7	2000	2025	15.70
4	400	408	9.20				

注 :1 一计算容积为近似值。

2.一述球形储旅其设计压力(绝)可分为 0.42MPa、 7.45MPa、1.723MPa 和 2.06MPa 和 4 个标准等级。

特殊形状储暇包括准球形顶底立式圆柱形储罐、滴状罐、多折滴状罐等，其特点是受力状态好、承压能力高、蒸发损耗少，但施工难度大，现场使用的较少。

a.按储存条件(如温度、压力、特殊储存要求等)分类。储罐分为常温常压、中温常压、低温常压、中温中压、常温高压、常温低压等储罐，以及有特殊要求的酸、碱储罐等。

常温常压储罐指在环境温度和压力下储存介质的储罐，介质的储存温度随环境温度而变化，石化企业中的轻质油品、水、芳烃、醇类等化工产品，多采用常温常压储堆。

中温常压储罐指在环境大气压下，以高于环境温度的条件储存介质的储罐，其堆壁采取一定的保温措施，内设加热设施，以便于保持储存温度，石化企业中的原油、燃料油、重质油、柴油、润滑油及其性质相似的油品，都采用中温常压储罐。

低温常压液相储罐指在环境大气压下，以低于环境温度的条件储存介质的储罐，其主体一般由储罐和蒸发汽冷凝回收系统构成，常用于石油气、丙烯等化工原料的储存。低温储罐体的结构有双重壳式和薄膜内壁式两种典型结构，见图 31-5 和图 31-6，双重壳式的内壳罐体是承压的耐低温常压罐或连续浇制的钢筋混凝土构件，中间夹封 500~1000mm 的保冷层（珍珠岩或硬质发泡聚氨酯），这种储罐多用于沸点较高的(如 C₃~C₄介质的储存，薄膜内壁式的内壳罐体是只起密闭作用不承压的耐超低温铝合金薄板衬体，厚度一般为 1~2mm，负

荷由保温层传至外壳罐体承受, 为使其具备大温差、大冷缩变形的吸收耐受能力, 底和壁板均预先压制成“折褶”(瓦楞)结构并作圆滑弧面连接, 此种储罐多用于 C_1 、 C_2 等低沸点介质的储存, 其外壳及保温层与双重壳式相近, 耐受最低温度可达 -100°C 以下, 低温常压液相储存系统应用工艺流程如图 31-7。

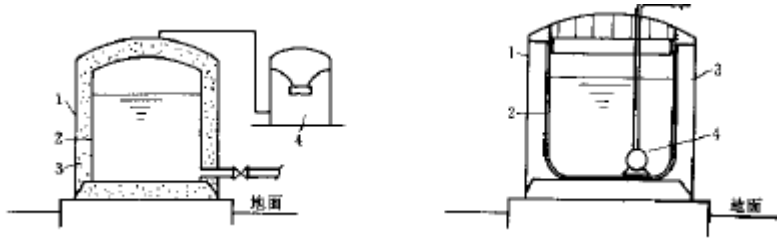


图 31-5 双重壳式低温储液结构图

1 一外槽; 2-内槽; 3-保冷层; 4-呼吸阀

图 31-6 薄膜内壁式低温储罐结构图

1 一外槽; 2-薄膜内壁; 3-保冷层, 4 一液下给料泵

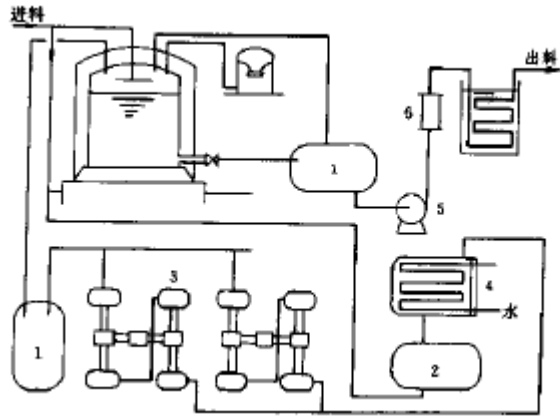


图 31-7 低温常压液相储存系统应用工艺流程图

1 一分离罐, 2) 接受罐; 3 对里式压捆机; 4-冷凝器; 5-料泵, 6-流量计

中低温中压液相储罐指在中等低温条件下, 能带压储存介质的储罐, 其一般由带保冷层的压力储罐 (球罐或卧罐) 和制冷回收系统两部分组成, 罐体压力等级一般在 $0.3\sim 0.6\text{MPa}$ 。单罐容积 $50\sim 3000\text{m}^3$ (其中 50m^3 为卧罐, 其余均为球罐), 罐体常用材质有低碳钢、2.5%和 3.5 写镍低合金钢等, 分别可耐温 -40°C 、 -60°C 和 -101°C 。保冷层常用硬质发泡聚氨酯, 厚度 $100\sim 250\text{mm}$, 常用于乙烯、液氨等化工原料的储存。

常温高压液相储罐指在常温条件下, 能带压储存液态石油气的储罐, 其压力等级较高, 一般为 $0.45\sim 3.0\text{MPa}$, 单罐容积有 50m^3 、 120m^3 、 200m^3 、 400m^3 、 630m^3 、 1000m^3 、 2000m^3 等, 罐体外部一般设防晒隔热层, 材质有玻璃棉、珍珠岩、发泡聚氨酯等, 厚度 $50\sim 100\text{mm}$, 罐顶急放空安全阀和冷却喷淋管。

常温低压气相储罐指在常温条件下, 以较低的压力收集、储存低压可满气的调压缓冲储罐, 一般称为气柜, 分为干式和湿式两种, 其操作压力在 $0.001\sim 0.01$ 之间, 单台容积在 $2000\sim 10000$ 之间, 几种湿气柜的技术参数见表 31-9。

表 31-9 技术参数

公称容积, m ³	水槽直径, mm	设计操作压力, MPa	总重, t
2000	15500	0.002~0.004	~65
5000	23230	0.002~0.004	~155
10000	28500	0.002~0.004	~250
20000	41800	0.002~0.004	~460
30000	45800	0.002~0.004	~680
50000	60000	0.002~0.004	~900

储存化工酸、碱的储罐容器,应根据储存介质的性质确定,例如,盐酸应选用内壁衬橡胶或聚氯乙烯塑料的固定顶罐或卧罐容器,硫酸宜用陶瓷容器或陶瓷衬里的容器储存,浓硝酸宜用陶瓷容器或铝制容器储存,氢氧化钠宜用铁桶装运,液氨压力储存时,应选用球罐或卧罐,常压低温储存时宜选用双重壳固定顶罐,等等。

②储罐常用主要附件

a.呼吸阀。是一种安装在固定顶罐上的通气装置,具有控制储罐内压力,减少油品蒸发损耗的作用,其结构形式多样,有弹簧可调式、自配重式等,呼吸阀的出口有单出口和双出口之分,阀盘材质有硬质铝合金、聚四氟乙烯、空气垫型膜等,按使用条件可分为普通型(适用温度 0~0.6 和全天候型(适用温度- 30~60℃;呼吸阀一般要求安全可靠、量轻、安装方便、耐腐蚀、防冻凝等,并尽量减少或免维护;呼吸阀一般按接管的公称直径来划分,有 DN50、DN100、DN150、DN200、DN50 几种规格,呼吸阀一般定压;正压 350-1750Pa (35~180mmH₂O 负压 235~490Pa(30-50mmH₂O),呼吸阀的安装选用根据储罐最大进出量来确定。

b.液压安全阀。一般安装于固定顶罐上,与呼吸阀配套使用,正常情况下它不动作,只是在呼吸阀失灵或因其他原因罐内出现过高的压力或真空时它才动作,依靠液封的压差来平衡储罐内外压力,阀内应装人沸点高,不易挥发,凝固点低的液体作为液封,有 DN80,DN100,DN150,DN200,DN250 几种规格。

c 通气孔。适于安装在重质油罐顶部或与阻火器配套使用在闪点高于 60℃的轻质油罐上,有 DN50, DN100, DN150, DN200, DN250, DN300 几种规格。

d.阻火器。又名防火器,是阻止易燃易爆油蒸气的火焰和火花继续传播的安全装置。一般安装在赫料气进入喷嘴之前的燃烧气管线上,气回收系统、有爆炸危险气流的通风管口,闪点低于 60℃的甲、乙类油品,如汽油、笨、油库多用在储罐呼吸阀下部或通气管口、油或油轮和油罐车上。石油储罐阻火器适用于储存甲苯、煤油、轻柴油、原油等油品的储罐上,是储罐必备的安全设备。

大多数阻火器是由能够通过气体的许多细小均匀或不均匀的通道或孔隙组成。这些通道和孔隙根据需要设计成不同形状,当火焰进入阻火器内就被分成许多细小的火焰流,火焰由于传热作用和器壁效应而被熄灭。阻火器的性能以阻爆性能和耐烧性能来衡,有金属网型阻火器、金属波纹型阻火器、泡沫金属阻火器、平行板型阻火器。

e.空气泡沫产生器。是产生泡沫的灭火设备,固定安装在储罐或其他泡沫设备上。当泡沫车或固定消防泵供给的泡沫混合液经输送管道通过空气泡沫产生器时,吸入大量空气,形成空气泡沫用以扑灭火灾。空气泡沫发生器有横式、立式和高背压式几种类型。

③横式泡沫发生器。由产生器,泡沫室和导板组成。产生器由孔板、产生器本体、滤尘罩构成,孔板用来控制混合液流量,滤尘罩能防杂物被吸入,泡沫室由泡沫室本体、滤网、玻璃盖构成,其中滤网用来分散混合液流,使泡沫液与空气充分混合,形成泡沫,玻璃盖厚度为 2mm,表面刻有十字形的玻璃痕,平时能防止储罐内液体溢出和挥发气体送出,喷射泡沫时将其冲击破碎,导板用来将泡沫导向罐壁,使之能平稳的顶盖到着火液面上,其安装方式如图 31-80

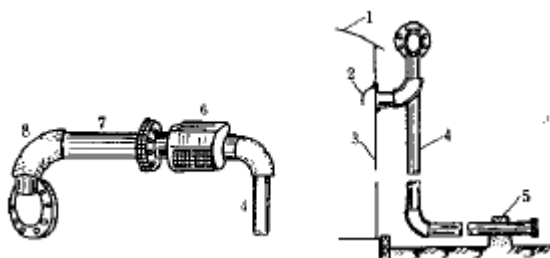


图 31-8 横式泡沫产生器安装示意图

1-罐顶;2 一导向板;3-罐壁 4-立管, 5 一防火堤, 6 泡沫产生器;7 一搜管, 8-弯头

⑥立式泡沫发生器。其基本原理类同于横式泡沫发生器;一般用于扑救立式地面油罐火灾, 因抗变形扭曲能力差, 现已不常用, 有 SS 型中倍数和 PS 型低倍数两种类型。

⑦高背压泡沫发生器。是泡沫液下喷射灭火系统的专用设备, 是以氟蛋白泡沫混合液为工作介质的一种抽吸空气的喷射器, 能产生具有一定压力的氟蛋白泡沫。

f.人孔。安装于储罐下部, 便于检修时人员及材料的出入, 每堆一般设 1~2 个人孔, 主要规格尺寸有 DN500, DN600, DN750 等。

g.量油孔。安装于储罐顶部, 用于测量罐内储存介质的温度、液位及取样等, 一般用铸铁或铸铝制造, 每台储罐设一个量油孔, 直径为 150mm o

h.清扫孔。安装于储罐底部, 当清扫油罐时, 可放出污水及清除罐内污泥。

i.储罐加热器。是一些储存或使用温度高于环境温度的液体物料储罐的重要设备之一, 目前使用较多的加热器是裸管排管式, 排管方式有圆环形或蛇形等, 这种加热器最大问题在于热效率低、易泄漏, 并且检修时必须进行清罐, 改进型管壳式出口加热器和 U 形管加热器可以克服传统加热器的不足。

③常用设备

a.储罐搅拌器。安装搅拌器的目的 5} 7

①为防止储罐沉积物的堆积, 增加储罐的有效容积, 并起到清罐的作用。

②可进行调合, 保持储罐内组分均匀, 防止分层。

③加强储罐内热交换, 保持液体介质温度均匀。

④加强添加剂的溶解, 达到均匀化的目的。

储罐搅拌器有侧向伸入式和顶部伸入式两种, 侧向伸入式搅拌器是由储罐侧壁伸入罐内, 通过法兰盖与罐体的开口法兰相联结, 搅拌器的叶轮为船用螺旋桨, 旋转时可以使罐内的液体产生两个方向的运动, 一个沿螺旋桨轴线方向向前运动, 另一个沿螺旋桨圆周方向运动, 从而使储罐内液体得以搅拌, 可分为固定插入角型和可变插入角型两种;顶部伸入式搅拌器适用于小型立式储罐。

b.液下采样器。是一种可以在储罐外部进行采样作业的设备, 可按规定比例采集罐内高、中、低部样品, 它主要由高、中、低位采样管, 不锈钢软管、手摇泵等组成。

c.过滤器。是化工液体输送管道上必不可少的设备, 它通过一定规格滤网, 使固体颗粒杂质滤至过滤器的底部, 定期清理, 洁净液体由过滤器出口排出, 从而使输送泵和计量等设备可以安全稳定运行, 主要结构形式有 Y 型过滤器、TH 型过滤器、TB 型过滤器、5BL 蓝式过滤器等;燃油过滤器是一种较为先进的燃油过滤设备, 它主要依靠高质量、过油不过水的油水分离滤芯, 除去燃油中的水分和杂质, 保证飞机等需要的高度纯净燃油。

d.阀门。是液体输送管道中的重要组成部件, 主要作用为截断或开通管道, 调节管道中介质的流量或压力, 保证管道和设备的安全运行等;阀门根据制造的材质、用途、结构、与管道的连接方式、操作方式等进行分类。见表 31-20, 阀门型号中一般都标明阀门类别、驱动方式、连接形式、结构特点、密封面及衬里材料和阀体材料等。

表 3h 10 润门的分类

按材质分类	按用途分类	按结构分类	按特殊要求分类
①青铜阀 ②铸铁阀 ③铸钢阀 ④锻钢阀 ⑤不锈钢阀 ⑥特殊钢阀 ⑦非金属阀 ⑧其他	①一般配管用 ②水通用 ③石油炼制、化工专用 ④一般化学用 ⑤发电厂用、蒸汽用 ⑥船舶用 ⑦采暖用 ⑧其他	周 阀 截止 阀 止 回 阀 旋 塞 阀 球 阀 蝶阀 隔膜 阀	①电动阀 ②电磁阀 ③减压阀 ④汽缸阀 ⑤遥控阀 ⑥紧急切断阀 ⑦温度调节阀 ⑧压力调节阀 ⑨流量调节阀 ⑩减压阀 ⑪安全阀 ⑫夹套阀 ⑬波纹管阀 ⑭呼吸阀

e 蒸汽疏水阀。是一种特殊用途的阀门，用于自动排出加热设备或蒸汽管道中的蒸汽凝结水和空气等不凝气，又不漏出蒸汽的阀门，根据动作原理常用疏水阀可分为机械型、热静力型、热动力型三大类，疏水阀分类见表 31-11}

表 31-11 蒸汽疏水阀的分类

基 础 分 类	工 作 原 理	中 分 类	小 分 类
机 械 型	蒸汽和凝结水的密度差	浮球式	杠杆浮球式
			自由浮球式
		开口向上浮子式	自由浮球先导活塞式
			浮桶式
热 静 力 型	蒸汽和凝结水的温度差	开口向下浮子式	差压式双阀瓣浮桶式
			倒吊桶式（钟形浮子式）
		蒸汽压力式	差压式双阀瓣吊桶式
			波纹管式
热 动 力 型	蒸汽和凝结水的热力学特性	双金属片式	圆板双金属式
			双金属式调温
		（热弹性元件式）	大气冷却圆盘式
			空气冷却圆盘式
特 殊 疏 水 阀	蒸汽和凝结水的密度差和气体操作	圆盘式	蒸汽凝结核冷却圆盘式
			脉冲式
		孔板式	真空疏水阀
			泵式疏水阀

(3)液体物料的装运输转设施液体物料的装运输转设施主要包括运输工具、装卸设施、连接管道、提供动力的泵机组和一些必须的小型设备位口过滤器、流量计、阀门等组成，液体物料的运输方式主要有:铁路运输、公路运输、水路运输和管道运输等几种，能适应不同的条件与需求，一般大型企业都采用联合运输方式。

①铁路运输。铁路运输具有运量大、速度快、不受气候条件限制、计划性较强、运费比公路运输低(比水路运输高)的特点，是目前陆路运输的主要方式，但它的投资费用大、技术要求高、地形条件限制严、占地面积较多，管理与使用不灵活。石化企业铁路运输设施主要包括铁路专用线、装卸栈台、鹤管、输油管道、真空系统及计量设备和铁路罐车、机车等口

a.铁路专用线。指企业内部装卸作业线及与全国铁路网相接的衔接线，内部装卸作业线一般要求水平敷设，保持平直，不应有坡度，防止铁路罐车自行滑动，并保证计量准确和安全运行操作，铁路专用线的技术要求比较高，应满足《工业企业标准轨距铁路设计规范》GBJ12-87 和《石油库设计规范》(GBJ74-84)的规定要求。

b.装卸鹤管。是液体物料铁路运输的专用设备之一，一般要求:操作方便、转动灵活、对位范围大、不易泄漏、维修容易、使用安全可靠等;目前一些气动操作、程序控制、仪表监测、定量装车等技术在新型鹤管中得到广泛应用。目前铁路装卸鹤管的规格型号种类比较多，主要分为两大类:

第一类，小鹤管品种较多，软管结构多已淘汰，现常用滚珠轴承式回转接头，驱动种类则有手动、气动、汽缸活塞杆驱动等，在手动驱动方式中常用扭簧和拉、压弹簧与杠杆组合机构等平衡鹤管自重产生的力矩。常见的有:DN100 倒链式装油鹤管; DN100 摆动伸缩式鹤管;DN100 固定式万向鹤管;LA 型及 L.AV 型缸式平衡鹤管;QDY 型气/手动鹤管;FZX-1 型轻油自配重鹤管;FK-101A1 型伸缩弹簧缸鹤管;FD-101B 型气动密闭定量装车小鹤管;FHB-101A 型气动液下密闭鹤管等。

第二类:大鹤管的机械化水平较高，便于集中控制，装油速度快，操作人员少，目前技术与设备已经比较成熟的有 DN2D。密闭浸没式外液压大鹤管，比较适合于大宗轻质油品的铁路装车，主要特点 t 全液压外驱动、浸没密闭式装车、设有接油斗、定量装车、高位报警、有安全的电气系统等。

c.铁路罐车。是石化企业装运液体石油产品、液化石油气体及化工产品的运载工具，铁路罐车按功能用途可分为:轻油罐车、重油罐车、沥青罐车和液化石油气体罐车;按结构特点可分为:有空气包和无空气包罐车，有底架和无底架罐车，上卸式和下卸式罐车;按载重量又可分为 25、50、52、60、62、65t 等 6 种罐车，目前我国铁路罐车车型和堆体型号较多;铁路罐车的主要结构包括:罐体、空气包、卡带、工作台及栏杆、外梯、底架(牵引梁和枕梁)、转向架、缓冲器、制动器、过台板及护栏等，重油罐车还有加温套和下卸装置，轻油罐车有呼吸式安全阀;常见的液化气铁路罐车主要有:DLH9、HG100/20、HG60(60)、G17、HG60-2、HYG₂ 型等，罐体容积有 110、100、74、60、57、50、36.5、25m³ 多种，液化气铁路罐车附件布置见图 31—9。

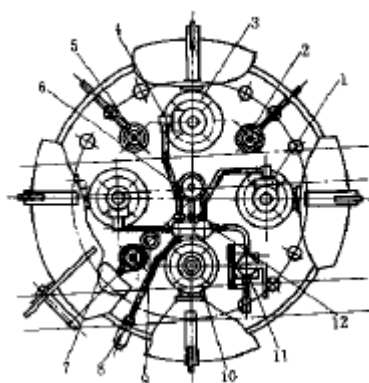


图 31-9 液化气铁路罐车附件布置图

1 一液相阀，2 一排尽检查阀，3-气相阀;
4 一工作油缸;5 一最高液面阀，6-皮囊蓄能器;7-压力表;8-拉阀;9-温度计 10-清管液面计。ii 一手摇泵} i z-控创阀

②公路运输，是小批量液体物料陆路运输方式之一，它具有灵活性大、占地少、投资低、适应性强的特点，特别是一些不通铁路，没有水运的地区，公路运输是液体物料最终供应用户的最主要形式，主要设施包括:汽车罐车、发油台、装油鹤管等口

③水路运输。是沿海和沿江石化企业的原料进厂和产品出厂的主要方式，采用水路运输，利用自然资源，投资费用少，运输量大，运营成本低，并能与公路、铁路组成方便的交通运

输网,但船舶的航速低,有些河道还会受枯水、洪水位变化和冰冻封航的影响。水路运输主要设施有:码头、油轮和装卸设施。

a.码头。是油轮停泊和物料装卸的场所,液体物料码头可分为近岸式固定码头、浮码头,栈桥式固定码头和 offshore 油轮系泊码头等几种。近岸式码头常用于内河港码头,浮码头由趸船、趸船锚系和支撑设施、引桥、护岸设施、浮动泵站及输油管等组成,栈桥式固定码头通过栈桥将泊位引入深水区域,用于沿海大型油轮的停靠,我国目前已建成 25 万 t 级栈桥式码头。 offshore 油轮系泊码头是适应超级巨型油轮的需要发展起来的,主要有浮筒式单点系泊码头、多点系泊码头和岛式系泊码头等,超级巨型油轮远停在外海,系泊在外海码头,通过海底输油管道与油轮输油管道对接,进行油品装卸作业,接卸能力特别大,目前系泊能力从 19 万 t 发展到 15 万 t 巨型油轮,我国也已建成了 25 万 t 级单点系泊码头。

b.油船。是水路运输液体物料的装载工具,可分为油轮和油驳,油轮自带动力,具有航运和装卸作业的功能,海运油轮多在几万至几十万 t 级,成品油轮多在 3000~5000t,国际长途海运油轮多在 5 万 t 至几十万 t 级;油驳是不带动力、不能自航的油船,多在内河由油轮牵引航行,载重量有 50~5000t 多种。

c.装卸设施。码头装卸设施要求能适应油船的起伏变化,目前国内主要有橡胶软管、金属软管和输油臂三种形式,橡胶软管的装卸效率较低,劳动强度较大,易泄漏,输油臂是国内外油码头广泛使用的一种专用设备,一般有立柱、内臂、外臂、回转接头以及和油船接油口连接的接管器等组成,通过液压系统驱动,口径为 200mm,400mm 或 600mm,装卸速度较快,与油船对接方便,抗风浪能力强。

④管路运输。是利用专用管道输送液体物料的方法,适用于两个具有稳定供需能力的单位之间的液体物料输送,例如,油田供应炼油厂原油,或炼油厂供应化工厂、热电厂、化肥厂原料和燃料等;管路运输是一种十分经济的运输方法,与铁路运输相比,占地少,省去装卸过程,节省人力,无空载返程费、运输成本低 50%;管路运输是液体物料储运的重要部分,有专门的工艺技术、操作管理要求。

(4)液体物料储运配套设施液体物料储运配套设施是保证储运系统正常安全运行的重要组成部分,它包括储运生产过程中的检测计量器具、仪器仪表及自动化控制设备等。

①储罐检测设备。储罐内液体物料的测量,主要指液位高度、水垫层高度、储存介质的温度、密度、以及储存压力(压力储罐)等参数的测量,并根据这几项参数,通过一定的计算得到所储存介质的体积储量、重量储量或移动量等,同时通过对这些参数的连续监测,及时了解掌握储罐的生产运行状况,防止储罐的跑、冒、漏、窜或抽空,也可作为交接计量的依据,是储运安全生产主要操作之一。

a.储罐液位测盘(包括界面测量)。是测量储存量、监控生产动态的主要手段之一,常见的测量方法有:

②人工检尺测量。是用带有重锤的特制钢卷尺直接从量油孔进行液位测量,这种方法人为因素影响较大,但仍然是现场检滴的重要手段,也是其他测量仪表的参考手段。

③重锤—浮子式钢带液位计。是利用储罐内的浮子和储罐外的重锤构成力平衡系统,来反映液位高度,主要产品有 UBG 型光电电子液位仪和 Bn-ai 型内存码液位仪等,

④伺服式浮子液位计。是利用电平衡传感器和可逆电机进行力平衡的防爆液位仪,具有较高的灵敏度,一般装于储罐顶部。

⑤伺服式沉子液位计。是根据阿基米德原理进行测量的,沉子为直径 30~50mm 的球,用测量绳放入液体中,测量绳的张力受浮力影响不同,以此来测量液位、界位、水尺、密度等,一般不适用于浮顶罐和液面波动较大的储罐。

⑥恒力盘簧式钢带液位计。是目前使用较普遍的一种机械型储罐液位仪,它是通过一个 S 形恒力盘簧的弯曲变形力产生的转动力矩,与钢带拉力、液面上的浮球的重力及浮力相平

衡的原理进行工作，通过带孔钢带驱动现场指针和发讯码盘转动，现场指示液位高度，并进行远传，这种仪表一般安装在储堆顶，也可用于压力储罐及各种浮顶储堆，由于存在复杂的齿轮传动装置，机械磨损大，恒力盘簧也很难做到恒力，所以其灵敏度及精度都较低，使用维护量也较大，安装复杂，要求高，一般需清洗储罐。

⑥雷达液位计。是应用微波入射液面后的反射波测量液位高度，一般安装在储堆顶部，测 t 时不与介质接触，且无可动部件，故工作十分可靠，测量精度高，安装简单，尤其适合高粘度、高腐蚀性介质的液位测量，但只能测量液位一个参数，且价格较高，介质的相对介电常数、液面波动等对测量有影响，安装时，仪表下方不得有遮挡物，以免影响微波的发射与接收。

⑦回静压储罐测量系统。是根据压强是液位高度与液体密度之积的原理进行测量，通过智能化压力变送器，测量液面至变送器处的压强，用测得的压强乘以储堆面积即可得到液体重量，利用两个变送器的压差，及两个变送器的距离，可计算出液体密度，然后由密度和压力可计算出液位高度，对于压力储罐，可增加一个气相压力变送器。这种液位仪表，安装简单，无可动部件，工作可靠，维护量小。测量精度较高。但不可用于分层液位的测量。气压等环境的变化也会影响其精度。现在常用的是一种 HTG 系统，可进行温度补偿，精度较高。

几种储罐液位测量仪表性能比较见表 31-12。

表 31-12 储堆液位测量仪表性能比较

仪 表	液位测量	湿度测量	密度测量	界位测量	体积测量	质量测量	安装情况	价格
重锤浮子式	误差小	重要	无法测量	无法测量	误差小	决定于湿度密度测量	复杂	低
钢带式	误差大	重要	无法测量	无法测量	误差大	误差大	较复杂	低
可逆电机式	误差大	重要	无法测量	无法测量	误差大	误差大	简单	低
倒置式	精度高	重要	误差中	误差小	误差小	决定于湿度密度测量	简单	高
称重式	误差大	不重要	误差中	无法测量	误差大	误差中	复杂	低
雷达式	精度高	重要	无法测量	无法测量	误差小	决定于湿度密度测量	简单	高
HTG	误差大	不重要	误差中	无法测量	误差大	精度高	复杂	高

b.温度测量。由于油品等液体物料均具有热胀冷缩特性，温度变化时，体积、密度等都随着变化，温度计量是储罐准确计量的重要方面，储罐常用温度测量仪表及性能见表 31-13。
表 31-13 各种温度测，仪表性能比较

仪表名称	测量方式	简单原理	测量范围 ℃	精 确 度	特 点	应 用 场 合
玻璃温度计	接 触 式	水银或有机液体热膨胀	-80~ +500	±0.5	现场指示, 可带电接点, 金属保护套管	中低温就地指示或报警联锁
双金属温度计		用不同膨胀系数的金属片做感温元件	-80~ +600	1.0, 1.5, 2.5 级	示值稳定, 机械强度高, 可带电接点	中低温就地指示或报警联锁
压力式温度计		密封于温包毛细管或弹簧管内的液体或气体热膨胀	-200~ +500	1.0, 1.5, 2.5 级	指示式或电接点式, 现场易集中显示, 但毛细管易损坏	可测距离 20m 内的介质温度, 可报警或联锁
金属热电阻		金属导体 (铂、铜、镍) 电阻阻值随温度变化	-200~ +850	±(0.3+ 0.005t)℃	测量准确, 可耐高压	与显示仪表配套可测气、液或固体表面温度
半导体热电阻		半导体 (硅、碳、金属氧化物) 电阻阻值随温度变化	-270~ +300	±(0.3+ 0.005t)℃	反应快, 测量准确, 可耐高压	与显示仪表配套可测气、液或固体表面温度
热电偶	非接触式	两种导体连在一起热电势随温度变化	-200~ +1800		测量范围广, 可耐高压, 耐用, 常用补偿导线	与显示仪表配套使用, 适用范围广, 可测高温高腐蚀介质
光电温度计		采用光电效应原理测量物体辐射能量以确定温度	150~ 2500	1.0 级	反应快	可与显示仪、调节器联用, 可作控制报警
红外线温度计		物体表面发射的红外辐射能量随物体温度变化	-20~ +1600	1.0, 1.5, 2.5 级	稳定可靠重复性好, 结构简单, 维护方便, 有便携式	可与显示仪、调节器联用, 可作控制报警, 便携式应用较广泛

②流量计量。是采用流量计对流经管道内的液体物料的量进行测量的过程, 是贸易交接、装置间产品和原料输转量以及为过程控制等而进行的重要测量方法, 流量计的种类很多, 化工企业常见的有: 容积式流量计 (如椭圆齿轮、腰轮、刮板、圆盘、旋转活塞等), 速度式流量计 (如涡轮流量计、标准节流孔板或喷嘴等), 电磁流量计, 超声波流量计, 冲塞式流量计及质量流量计等, 各种流量计有不同的优缺点, 可使用于不同的场合。选择使用流量计应考虑的主要性能指标有: 公称直径、量程范围和量程比、精度、压力损失、最大工作压力和最高工作温度和粘度影响等。

③储罐自动脱水。是储罐区自动化的重要设施, 能有效减轻工人的劳动强度, 减少储罐脱水跑料事故的发生。目前自动脱水设施主要基于两种原理, 一种是根据油水的密度差, 控制脱水阀的自动开关, 另一种是用电磁探头等, 探测水或油等介质信号, 以此控制自动脱水, 主要有 wBTs 自动脱水器等。

31.2 液体物料储运系统日常运行操作与维护

(1) 储运系统是石化企业的重要组成部分, 其日常主要工作内容包括:

①组织并接卸原料进厂, 按品种分别进行储存, 并负责储罐区加温、脱水、输转、计等工作。

②按工艺卡片要求, 保质、保量、均衡的向有关生产装置供应原料, 接收各装置的产品或半成品等进入罐区, 并分品种储存。

③按产品质量要求, 负责油品调和、加添加剂, 以提高产品质量, 增加品种, 达到合格产品标准出厂。

④负责储罐、铁路罐车、油桶等容器的清洗, 产品灌装、计量, 并组织发运出厂。

⑤在生产装置停工检修与开工期间, 负责系统管网吹扫、退油和供料工作。

⑥负责厂内铁路机车调车作业及自备罐车、铁路专线设施的使用, 维修与管理。

⑦负责厂内码头装卸作业及装卸、计量等设施的使用、维修与管理。

⑧负责并参与储运工程的施工管理与验收, 及投用组织等工作。

(2)主要的日常运行与操作为完成液体物料的储运生产任务, 所有从事储运生产和管理的人员, 都必须熟悉了解各种储运设备、设施、机具的结构、原理、作用、性能与技术要求, 能进行正确的操作, 并能排除一般的故障, 技术人员还应了解设计规范和有关要求, 能进行工程的施工监督管理, 把握工程质量技术, 参与工程的验收工作, 储运工作人员的日常运行与操作内容包括:

①储罐竣工整体检查。储罐整体检查是对储罐体的施工质量进行全面检查、试验, 以确定是否合乎设计规范和有关要求, 整体检查内容包括:储罐体形状和尺寸检查、储罐充水试验、基础沉降观测等。

a.储罐体形状和尺寸检查。储罐组装焊接后, 须分别对圈板、底板、内浮顶、固定顶等进行检查。

②圈板。垂直度的水平偏差 $\leq 4\%$ 壁高, 且不大于 50mm;凹凸度不大于 13mm, 且不得突然起伏;圆度, 最下层圈内表面任意点的半径应符合组装要求。

③底板。局部凹凸变形沿径向拉线测量不大于变形长度的 2%, 且不大于 50mm

④内浮顶。局部凹凸变形, 浮舱顶板直线样板测量不大于 10mm, 单盘板及内浮顶板不应影响外观及浮顶排水。

⑤固定顶。局部变形用弧形样板检查, 间隙不大于 15mm

b 储罐充水试验。储罐建造完, 进行整体检查后, 再进行充水试验, 充水试验是综合性考察, 试验合格就可以正常使用了。充水试验检查项目包括:

①罐底严密性。无渗漏为合格。

②罐壁强度及严密性。充水达到设计最高液位, 并保持 48h, 木锤轻敲焊缝, 无渗漏和无异常变形为合格;

③罐顶强度及严密性试验。充水距设计最高液位 1m 时, 封闭透光孔及呼吸阀, 用 U 形管测压, 缓慢充水升至试验值(226mmHg), 在罐顶焊缝表面涂肥皂水, 如未发现气泡, 则认为合格。

④罐顶稳定性。在充水接近设计最高液位时, 封闭所有开口, 放水至设计最高负压, 打开透光孔, 罐顶无残余变形和其他破坏现象, 则认为合格。

⑤浮顶升降性能和严密性试验。充水和放水时, 浮顶升降应均衡平稳, 密封装置和导向机构无卡涩现象, 扶梯转动灵活, 浮顶无渗水现象, 自动通气支柱等附件使用良好, 则认为合格。

c.基础沉降观测。与储罐充水试验同时进行, 在罐壁下部设 4 个或 8 个观测点, 充水前进行第一次观测, 然后在充水到罐壁 112,314,最高水位、保持 48h 后分别进行 2~5 次观测, 如果罐区第一个储罐基础沉降不合格或预计沉降量超过 300mm, 则应缓慢充水, 最初 3m 水高以每天 0.6m 的速度逐日达到, 并每日观测记录沉降量;基础不均匀沉降一般要求;

①储罐任意直径方向上最终沉降差 ΔY :内浮顶储罐 $0.004D \leq \Delta Y \leq 0.006D$, 拱顶储罐 $0.008D \leq \Delta Y \leq 0.010D$ 。

②沿储罐周边每隔 10m 的任意两点间沉降量差不超过 25mm

③支承罐壁的基础部分与其内侧的基础部分之间, 不得发生突然凹陷。

④沉降稳定后, 罐中心边缘的沉降差(锥度)不应小于 0.001

②储罐验收、储罐施工竣工后, 施工单位将竣工图及其他技术资料提交建设单位, 建设单位组织有关单位按设计和规范要求, 对工程质量进行全面检查、验收, 并进行验收签证, 施工单位按规定格式表格提供的所有技术资料包括:

①工程竣工验收证明书。

②竣工图。

㉔材料及附件出厂质量合格证书及检验报告。

㉕基础复验记录。

㉖罐体尺寸检查记录。

㉗焊接工艺资料(附注焊工代号及合格证号)。

㉘焊缝射线探伤报告(标注探伤位置的排板图)。

㉙焊缝超声波探伤报告(标注探伤位置的排板图)。

㉚焊缝磁粉探伤报告(标注探伤位置的排板图)。

㉛焊缝渗透探伤报告(标注探伤位置的排板图)。

㉜焊缝修补记录(附注缺陷位置及长度的排板图)。

㉝充水试验记录。

㉞基础沉降观测记录等。

③储罐的投用。新建储罐投用,必须经检查验收合格,包括储罐外观形状尺寸、焊缝检测、充水试验、基础沉降等项目,竣工技术资料齐全,有经审核批准的投用方案,包括应急措施等,方可投用。投用前需进行全面的投用检查,储罐内清洁无杂物,仪表安装齐全完好,消防泡沫设施完好,浮顶装置齐全完好,加热器试漏合格,液压安全阀加油,呼吸阀、阻火器等储罐附件齐全完好,具备进油条件,然后拆除收付管线盲板,打开收油流程,按收油操作规程进行操作,收油管线浸没 200mm 以前,流速 $\geq 1\text{m/s}$,最好先用高液位储堆进行压油,收油过程中应加强检查,注意阀门、法兰、人孔、仪表接头等处是否泄漏,呼吸阀等储罐附件工作状况是否良好,浮顶起浮情况如何,仪表准确性如何,并及时校核仪表,一切正常,方可交付生产使用。

④储罐清洗。为了保证储存介质的质量,定期检查与维护储罐内部设施,以及储罐的检测标定的需要,储罐使用一定时间后,都需定期进行清洗,另外施工改造,设备检修等需要在储罐上动火时,也需进行储罐清洗。

储罐定期清洗周期一般根据储罐容积、周转情况及储存介质质量要求确定,一般规定:汽油、溶剂油、苯类产品、化工轻油等两年半,柴油、半成品汽油、煤油等轻油两年,重质油三年,航空燃料油一年等。

储罐清洗的一般步骤:

a.抽净储罐底部残存物料,一般可用抽罐底专线,或向储罐内垫水,然后向低位储堆压油或用付出线抽净罐底油,也可缓慢垫水,通过储罐底部人孔,将残油收集。

b.储罐进出料管线、膨胀线、切水线、加热器等阀门关严并用铁丝铰死或加盲板,以防漏油、汽进罐。

c.打开储罐顶部采光孔,从储罐底部人孔或临时接蒸汽线,用蒸汽加热蒸罐,底部人孔应临时封堵,蒸罐时间原则规定:汽油、重整料、原油罐 48h,苯类产品罐 48~52h,航空煤油、煤油、柴油罐 24~36h,重油罐 24h,润滑油罐 24~36h。

d.蒸罐完成后,经安全检查,采样分析。确认储罐内气体符合规定标准,开具进堆作业证。方可进入储罐内进行清洗作业。

e.储罐底部少量粘稠沉积物,可用热水冲洗至下水系统,对于重质油储罐底部固态沉积物,可用高压热水刷洗和人工挖掘,彻底清除储罐内的杂物、铁锈、油泥等,并及时运送安全地点或深埋地下;最后用锯木屑进行清扫,罐底和罐壁用水冲净后,再用抹布擦拭干净。

f.清洗后容器,由质量管理部门检查验收,合格后交付检修或使用,并搞好环境卫生。

⑤储罐脱水操作。储罐脱水操作是罐区最基本的操作内容,包括原油脱水、半成品和成品脱水等,原油含水过高进入炼油装置,经加热炉升温,体积迅速膨胀,常常使设备憋漏或爆裂,发生冲塔事故,不仅影响装置处理量和产品质量,且威胁生产安全,储罐内水常积存于罐底,增加罐底的腐蚀,因此,油品在罐区之间移动,以及产品出厂之前都必须做好

储罐脱水工作。

脱水方法有沉降脱水、化学脱水、过滤脱水和电脱水等，原抽在采集输过程中加各种化学添加剂脱水，生产装置常采用电脱水或电—化学脱水，化工储运罐区常采用沉降脱水或加热沉降脱水的方法。

化工储运堆区的脱水操作目前主要还是人工操作，即将沉入储罐底部的明水，经储维脱水阀，排入含油污水回收系统，脱水时，操作人员必须在现场负责监测脱水情况，根据储罐含水量和脱出水水质，控制脱水阀开度，避免脱水带油。人工脱水操作，方法简单，但占用人力、时间，比较繁琐，操作条件差，工作比较辛苦，如果责任心不强，效果直观，易导致脱水跑油事故，故目前也使用了一些储罐自动脱水设备，其具体操作参见产品说明要求，

储罐人工脱水操作一般要求：

a.坚持“三脱水”原则。即收油前脱水：防止储罐底沉水，进油时被搅动，造成油品乳化，影响油品质量。

收油后脱水：装置馏出产品常夹带水或水蒸气，进入储运罐区后，经冷凝逐渐沉入罐底，故沉降一定时间后，必须进行脱水，沉降时间一般为2~4h。

移动前脱水：防止储罐底部水杂被转入其他储罐或随成品油出厂，影响产品质量，或进入生产装置，影响平稳操作。

b.脱水前，计量员必须检测储罐内油位、水位高度，化验室采样分析含水率，脱水后还应检尺计量，并计算脱水量，以保证计量准确。

c.储罐脱水时应根据含水量多少，控制脱水阀的开度，防止流速过快，脱水带油，一般开始储罐底水量大，阀门可开大些，脱水见油后，应逐渐关小脱水阀直至全部关闭，等待一段时间后，再少许打开脱水阀，缓慢脱水，如此反复操作，直至不见明水。

d.脱水时，操作人员不得离开现场，严禁两个以上储罐同时开阀脱水。以防观察不到发生跑油、串油。

e.脱水时，操作人员应站在上风方向，防止长时间脱水，有毒油气致人中毒。

f.如果储罐内油品乳化严重，长时间沉淀也难以脱出明水，可将乳化油水送入污油回收系统，继续加温、沉淀或加化学药剂进行处理。

g.储罐脱水完毕或人员暂时离开现场，必须立即关闭脱水阀，防止工作疏忽发生跑油，储罐脱水交接班，一定要在现场面交和检查，并做好记录备查。

⑥储罐加热操作。化工企业中的原油及某些液体产品，在储存中常需加温，是储罐区日常基本操作之一，加热的主要目的是：①降低粘度，增加流动性，以便于液体介质的输转。②经加温，达到破乳和脱出油品中水分和沉降杂质的目的，有利于装置加工和油品调和，保证产品质量。③维持介质的最佳储存温度，节约能源，不影响生产。

储罐加热方法根据热源有蒸汽、热水、热空气、电能和太阳能等方式，一储运系统常用蒸汽加热方式。储罐加温操作应认真，温升的快慢、能量消耗及加温效果与操作经验有很大关系，储罐加温应注意：

a.应根据储存介质的性质、温度、数量及加热目标温度，结合环境温度，估计加热所需时间，并定时检查加热升温情况，防止超温，

b.加热时，先打开加热器出口，排出冷凝水并检查水中是否带油，冷凝水排完后，缓慢打开加热器入口阀门，防止水击损坏加热器；

c.储罐加热过程中，应定时检查排出口疏水器是否工作正常，及冷凝水中是否带油，疏水器故障时，应控制排气阀开度，减少蒸汽排放损失；

d.储罐内液面距加热器不足150mm或低于加热盘管时，应停止用加热器进行加热，以防止加热器表面过热，引起火灾爆炸，必须加热时，可改用明汽直接加热，

e.油罐加热温度一般低于油品闪点，含水介质储罐加热温度不得超过95℃，具体加热

温度控制指标，根据储存物料的性质确定。

⑦储罐收、发料作业。储罐收发作业是储罐区最基本、最频繁的操作，流程转换、阀门开启、仪表监测等是储运操作人员日常主要工作内容，一旦工作稍有疏忽，即可发生跑料、冒顶、串油等事故，影响安全生产和产品质量，及装置的平稳操作，甚至发生着火、爆炸、中毒等重大事故，因此，储罐收、发油作业，一定要谨慎操作。

a 收油操作

①在执行调度收油指令时，必须明确产品名称、来源及温度、质量等情况，明确收油罐号、收油量、收油管线、收油时间等，并估算出收油所需时间，对收油过程做到心中有数。

②收油前，收油前先对储罐进行检测，计算储罐底量，操作员核实收油罐号、管线号、阀门号等，并确认无误的打开储罐收油流程阀门。

③收油生产流程全部开通后，通知付油单位可以送油，通过看、听、摸等手段，确认储罐收油正常后，再检查流程沿线各部位设备有无泄漏。

④收油过程中，每 2h 巡检一次，及时掌握收油速度和收油量，了解储罐呼吸阀、仪表等设备状况，监测油品温度、液位等不得超标，发现异常，及时汇报并妥善处理。

⑤回收油结束，及时关闭储罐阀门及收油流程上的有关阀门，同时按规定开好管线膨胀流程。待储罐液位稳定到规定时间，再进行检尺、测温、算量、对量，如实填写生产记录，提出质量分析计划，分析结果出来后，及时填写质量台账。

⑥重质油储罐收油结束，应及时联系吹扫收油管线，检查管线保温伴热，低点排凝情况，做好储罐加温操作。

⑦新罐首次使用，开始流速应控制在 1 m/s 以下，待液位高出收油管线 200mm 以上时，再提高收油速度，最好先用高液位储罐进行压油。

b.发油操作

①在执行调度发油指令时，必须明确产品名称、去向、质量等情况，明确发油罐号、发油数量、使用管线、发油时间等，估算发油所需时间，了解发油储罐液位，温度、含水等状况，及时与收油单位联系，确定相关事宜。

②出厂油品的质量、温度，含水量等质量指标必须符合有关规定，严格执行“五不许出厂”规定，不合格产品未经批准不得出厂。

③发油前，应脱除水杂，进行检尺、测温、检水尺，计算储油量，并估算付油后液位，操作员核实付油罐号、管线、阀门等，并确认无误的打开储罐付油流程阀门。在接到收油单位要求送油通知时，司泵员及时开泵付油，并联系收油单位，了解其收油情况。

④付油过程中，每 2h 巡检一次，及时掌握付油速度和付油量，了解储罐呼吸阀等设备状况，检查重质油管线伴热及排凝情况，检查付油流程沿线有无泄漏现象，发现异常，及时汇报并妥善处理。

⑤付油接近储罐低液位时，应注意配合，防止泵抽空，浮顶储罐原则上不得付出至浮顶止浮高度以下。

⑥付油完毕，及时关闭储罐阀门及付油流程上的有关阀门，同时按规定开好管线膨胀流程，及时进行检尺、测温、算量、对量，如实填写生产记录和台账。

⑦重质油储罐付油结束，及时联系对方吹扫付油管线，将付油管线内油品扫净，防止管线冻凝，检查管线保温伴热，低点排凝情况，做好暖线工作。

c.换罐操作

①换罐前，一要联系有关单位，通知即将进行换罐操作，二要了解新换储罐内液位、温度、含水量及质量情况，三要核实换罐罐号、阀门，确认无误再开阀门。

②换罐时，应遵守“先开后关”的原则，储罐区内应有两人进行协调操作。

③付油过程换罐时，应先打通待付满罐付出流程，听到管线有走油响声后，再缓慢关闭

原付油储罐的付出阀, 确认换罐正常后方可离开, 司泵员在泵房注意电流及泵压力的变化, 防止泵抽空。

⑨收油过程换罐时, 应先打通待收空罐的收油流程, 听到油品进罐流动声或收油管线温度发生变化时, 再缓慢关闭原收油储罐收油阀, 确认收油正常后方可离开, 严防换罐操作不当, 造成生产装置憋压, 影响平稳操作。

⑩计量操作。是储运日常生产中最频繁的操作, 包括检尺、测温、取样、测密度等。储罐收付作业前后, 按先检尺测液位, 再测温, 最后取样测密度的顺序进行计量操作, 储罐交接计量时, 还应先脱除罐底存水, 再检尺计量。

a. 检尺(液位)测量。有人工检实尺和检空尺两种方法, 即测量液面至罐底距离和检尺点距液面的空间距离两种, 检尺操作是否正确熟练, 直接影响计量准确性, 应掌握以下检尺要点:

①必须在液面稳定一定时间后, 从规定的检尺点下尺计量。

②检尺应做到下尺稳, 触底轻。轻油提尺略快, 粘度大的油品应等尺带四周凹入液面水平后再提尺。读尺时, 两眼平视, 先读小数, 后读大数, 读数准到 mm 并及时记录。

③检尺一般应检两次, 两次读数相差不应超过 $\pm 2\text{mm}$, 若两次相差 1mm , 则以第一次检测值为准, 否则以两次检测值的平均值为检测值, 两次相差超过 2mm 时, 应予复测。

④检水尺同检油尺一样操作, 界面较高时。也可用油尺代替水尺检测, 水尺应在罐内停留一段时间, 界面不清应重测。

⑤上罐检尺时, 应用手摸扶栏, 消除人体静电, 上到罐顶, 应平静一会再检尺, 以免人为误差, 在雷雨等恶劣天气, 应暂停检尺, 检尺时应站在检尺口上风方向, 避免中毒, 开关检尺孔盖要轻, 不得在检尺口处开关照明灯等。

b. 温度测量。应按 GB/T 8927-88 方法进行操作, 正确的操作包括:

①侧温方法。一般根据介质温度, 选用合适量程温度计, 置于测温盒内, 从检尺点放入罐内检测, 原油或重质油也可用罐壁温度计检测。

②侧温部位。液位高度 3m 以下, 在中部取一点, 高度 $3\sim 5\text{m}$ 时, 在液面下 1m 和下液面上 1m 处共测两点取其平均值, 高度 5m 以上时, 在液面下 1m , 中部和下液面上 1m 处共测 3 点, 取其平均值。对于油船、油驳、铁路罐车和汽车罐车等, 测温盒置于液面下 $1/2$ 处。

③侧温停留时间。轻质油不少于 5min , 原油、润滑油不少于 15min , 燃料油或其他重质油不少于 30min 。

④测温操作要点。测温盒在规定位置达到规定时间后, 应迅速提到罐外读数, 先读小数后读大数并及时记录, 读数时间不应超过 10s , 读数精度, 原油和轻质油为 0.2°C , 燃料油等为 0.5°C , 液体沥青为 1°C 。读数不得将测温盒内物料倒出, 注意保持环境整洁, 重质油测温后, 应将温度计等清洗干净。

c 计量采样。应按 GB/T 4756-84 规定进行操作, 取得有代表性试样, 对于立式、卧式储罐、油轮、油驳等, 计量取样是从液面高度上(液面下 150mm)、中、下(液面下 $5/6$ 液位高度)位置采取, 按 1: 3: 1 的比例混合均匀, 作为平均试样, 对于铁路罐车及较小容器, 应于 $1/2$ 液面高度处取样。计量取样操作应注意:

①取样器应清洁干燥, 取样前应用样品冲洗一次。

②取样器下到规定部位, 再拉开木塞。进满油后提出, 倒入贴有标签的干净取样瓶内。

③应该从上至下顺序开采取三层试样, 避免搅动底层油品。

④取样后多余样品, 应倒入罐内, 不乱洒油品, 保持罐顶清洁, 及时盖好取样口。

⑤油品调和。油品调和是储运生产中最重要的操作内容之一, 它是要在较短的时间内, 用最经济的原料调和出符合质量要求的产品, 并尽可能一次调和成功, 以减少储运能耗和油品损耗, 提高企业经济效益。调和方案一般都经科研部门, 根据产品质量要求和组分油的性

质，通过试验及积累的生产经验，确定调和工艺卡片，在生产中予以执行。油品调和方法可分为储罐调和和管道调和两大类，储罐调和又可分为压缩空气调和、机械搅拌调和和泵堆循环调和三种，管道调和又可分为连续管道调和和批量管道调和两种。

压缩空气调和法是将不同组分油，按计算好的调和比例，收入储堆，然后用压缩空气搅拌使之混合均匀，基础油合格后再加添加剂继续搅拌，做全分析，成为合格产品。这种方法简单易行，混合比较均匀，但调和损耗大，易产生静电，油品易发生氧化变质，故对闪点低、易氧化、品质要求高的油品不宜采用。

机械搅拌调和法是用安装于储罐壁或顶的搅拌器，通过螺旋桨的叶轮旋转，使油品上下左右翻腾，达到混合均匀目的，此方法适用于质量要求高，批量小，配比要求严格的成品油或润滑油的调和。

泵堆循环调和法是将组分油按测算好的比例，及密度先重后轻的顺序，收入调和灌，然后用循环泵抽出罐内油品，经喷嘴返回调后罐，使混合均匀，喷嘴有单喷嘴和多喷嘴两种，此法设备简单，效率高，调和比例易于控制，质量有可靠保证，适用于调和比例变化范围大，批量大的油品调和，但其能耗和调和损耗较大。

管道调和是将组分油和添加剂等，按计算比例，同时输入调和总管和管道混合器中，达到混合均匀，及预期产品质量目标，组分油的比例控制，质量检验等由自动仪表和计算机控制，适用于长期大批量产品的生产，是油品调和的发展方向，具有较多的优点：调和生产密闭连续进行，减少油品的氧化，降低能耗和调和损耗，提高一次调和合格率，产品质量有可靠保证，质量余度损失小，经济效益十分显著。

⑩储罐及其附件的检查维护。储罐是储运系统的重要设备之一，为使其能长期完好使用，平时必须日常巡检和保养维护，另外还应定期、定项目、定内容进行维护和检修，保证储堆及附件在使用过程中完好，主要检查项目：

a. 储罐腐蚀检查。储罐在使用过程中，因接触腐蚀性气体和水。钢板易发生腐蚀变薄，甚至穿孔泄漏，故在日常巡检操作中就应认真检查储罐顶部、罐壁和底部的腐蚀情况，发现腐蚀穿孔和严重泄漏，应及时处理，储罐表面应定期进行防腐抽漆，罐壁、罐顶定期进行侧厚，储堆清洗后也要进行罐底板侧厚。

b. 储罐外保温层及加热器检查。储罐外保温层因使用长久，雨水浸蚀，热胀冷缩等造成局部脱落，影响保温效果，日常巡检应检查保温完好情况，以便及时维修，避免大面积损坏，储罐加热器也常因腐蚀和水击等原因发生穿孔泄漏，影响产品质量和加热效率，有时还会造成油品串入蒸汽系统，影响蒸汽清洁，故日常巡检中应加强储堆加热器出口排凝情况检查。

c. 储罐上的各种阀门、法兰、垫片等也应加强检查，保证完好无泄漏，仪表、温度计等准确可靠，无故障泄漏。

d. 储罐安全附件定期检查，储罐上装设的呼吸阀、液压安全阀、阻火器、避雷针、接地极、消防泡沫室等，强制保养一次，平时应定期检查，每季度进行全面检查，每年拆卸、清洗、校验，进行负压力校验、包括外壳油漆、螺栓除锈加油、设备拆卸清洗、滤网清扫、阀盘研磨除锈、正补充密封液、更换与添加填料、转动部位加油等。储罐避雷针系统做到定期除锈、防腐、检查接地极和储罐体连接是否牢固，每年雷雨季节前，检测储罐接地电阻，不大于 10 欧。储罐消防泡沫系统应经常检查接口闷盖是否丢失，泡沫管线内有无异物，罐顶泡沫混合室金属网是否腐蚀，液下氟蛋白系统阀门有无渗漏等，并定期对储罐泡沫系统进行充水试验，检查有无裂缝、泄漏等，冬季应加强呼吸阀检查，防止结冰冻凝，及阻火网锈蚀。

⑪铁路罐车装卸操作。铁路罐车装卸是化工企业液体物料进出厂的主要操作，一般都应该做好以下工作：

a. 接调度装车指令后，操作人员应提前上装车台，检查栈台梯子、鹤管是否复位，道轨

线路有无障碍物，并做好接车准备，引导机车正确对位，机车摘钩离开后方可上车。

b.提前与付油堆区联系，通知装油品种、车数，并了解付油罐号、油品温度、含水!及质量等情况，打开栈台主线阀。

c.检查罐车下卸阀是否关严并加铅封，以防灌装或运输过程中跑油，接好静电接地线，放下踏步，轻轻掀开车盖，检查罐车内部是否有杂物。

d. 油品装车应执行“三对、三看二一联系、五不装”规定，即“三对”:对合格单、对车号、对油品品种;“三看”:看车口铅封、看容器清洁程度、看油品颜色(重油看车底有无明水，看油温)，“一联系”:加强与质量检查部门、调度室和储罐区等单位的联系，“五不装”:特种油无特洗合格证不装、罐车清洗质量与所装油品质量要求不符不装、罐车实际车号与计划单不符不装、特洗车车口未加铅封不装、罐车附件不全、不严密不装。

e.装油过程中，操作人员应站在罐车口上风方向，注意液位上升速度，按标准装油，不超装、不少量，适时关阀，严防冒车。

f.车装完，及时与泵房联系停泵，稳定至规定时间再检尺计量，盖好车盖，拧紧绿帽，打上铅封，取下静电接地线，带同踏步，固定好鹤管。

g.一些定量自动装车和大鹤管等的具体操作，按产品的操作要求执行。

②抽品的水路装卸。油码头是油品装卸作业的场所，必须做好以下工作。

a.油船进入泊位，抛锚定位后，方可上船进行装卸油操作。

b.岸船之间连接胶管必须有 2m 以上伸缩长度，法兰连接螺栓要上全、把紧，快速接头要找正、旋紧，不得有泄漏。

c.装卸轻质油品，必须接好静电接地线，导电良好，电阻符合规定要求。

d.装油前，应有专人检查船舱是否符合质量要求，卸油时检查各船舱铅封是否完好，并做好取样、检尺计量工作。

e.按规定开好阀门，联系收付油单位，通知油船或泵房开泵，见油后再提高泵压。

f.装油时，应加强船舱油位监视，及时先停泵关阀，静止规定时间后，进行检尺计量，舱口加铅封，卸油完，应检查舱底余油。

g.码头装卸油臂等的操作，按产品使用要求执行。

③容器清洗。液体石油产品运输的包装容器通常是铁路罐车、汽车罐车、油船、油驳和油桶等，容器因长期使用及运输、保管等原因，难免积存水、锈渣、砂粒和残油等，另外在换装另一种性质差异较大，质量要求更高的产品时，如果容器未经清洗处理，就会造成产品污染，质量不合格，故在灌装液体物料前，都必须对包装容器进行检查，并按规定标准进行清洗。

a.铁路罐车清洗操作

①接调度铁路罐车进站的指令后，检查站台及路轨两侧有无障碍物，做好接车准备。

②罐车对位，机车摘钩后，方可上车，掀起车盖并将车口处螺栓翻上一个，防止车盖意外落下将人闷在车内，进入车内作业，必须穿戴好规定的劳保护具，并保证完好。

③先判明车底残油品种、数量，根据备装油品种，确定清洗标准，一般分为特洗、普洗和不需清洗几种。

④特洗车要抽净残油，用拖布擦拭干净，然后进行吹风或蒸汽加热，一般需 20~60min，再用药剂清洗、水洗、擦干和热风干燥等，最后人工清扫。

⑤罐车清洗完，应将洗罐器、风筒、蒸汽管、水管、真空管等器具取出，经质量检查验收合格方可出站。

b.容器刷洗要求二储罐、罐车、油船、油桶等重复使用容器清洗质量要求应符合 SH Q164—92 的有关规定，一般情况，对车内无明显积水和杂质。备装较低品质产品的罐车，可保留残存底油，或抽净残油，不须清洗;对盛装航空汽油、航空煤油、军用柴油、芳烃和一类

润滑油等的容器，需进行特洗，特洗罐车需达到“四无一试”，即：无油垢、无纤维、无铁锈、无水杂，目试或用白布擦拭，不呈现锈皮、锈渣及黑色，可呈淡黄色。

④管线的施工与管理。管道施工前应了解施工图纸及技术要求，工艺流程及管道的公称压力、工作压力、操作温度、介质、腐蚀等情况，注意管线的走向、各部分的尺寸、坡度、标高及器材型号规格等，土建及相关专业的施工必须按设计及施工规范进行检查验收。

管线施工的主要内容及要求：

a.管子、管道附件及阀门的检验。检查产品的出厂证明书和质保书等技术文件，外观检查有无裂纹、缩孔、夹渣、凹陷等，管子进行外径及壁厚检验，尺寸偏差应符合标准，阀门还应进行液压强度试验，在公称压力 1.5 倍条件下，5min 无泄漏为合格，气密试验即在。588MPa 压力下，试验 1—2min，无渗漏；试验不合格阀门必须进行解体检查，并重新试验；管道附件检查，包括弯头、三通、法兰、异径管、盲板、补偿器和紧固件等，抽检 5%且不少于一件，测量其外径及壁厚，符合标准，法兰密封面应平整光洁，不得有毛刺及径向沟槽，螺纹应完整无损伤，凹凸面法兰应能自然嵌合，凸面高度不得低于槽的深度，螺栓及螺母的螺纹应完整、无伤痕、毛刺，配合良好，无松动或卡涩，非金属垫片应质地柔韧，无老化变质或分层，表面无折损、皱纹等，金属垫片尺寸、精度、光洁度及硬度等必须符合要求，表面无裂纹、毛刺、槽、径向划痕及锈斑等。包金属及缠绕式垫片不应有径向划痕、松散、翘曲等缺陷。

b.管子加工。包括管子的切割、弯曲和附件加工等，管子切割方法有机械切割和火焰切割，一般要求切口表面平整，无裂纹、重皮，切口平面倾斜偏差为管子直径的 100，但不得超过 3mm，毛刺、缩小、熔渣、氧化铁、铁屑等应清除，直径 50mm 以下管子宜用机械法切割；管子的弯曲方法有冷弯和热弯两种，除直径较小的管子，现多用成型冲压弯头，异径管、三通、补偿器等管道附件和一些支吊架等可在现场制作，但必须符合规定要求。

c.管道的连接和安装。是管道施工的重要施工工序，管道连接方法有焊接连接、法兰连接和螺纹连接等三种；一般都有相应的设计规范、施工工艺要求和质量检验标准，如焊缝的外观及内部质量应符合检验要求，法兰连接应保持法兰面平行，并垂直于管道中心线，偏差不得超标，垫片应放正中，紧固螺栓应对称均匀等。管道安装指管线与设备的连接，管件、阀门的安装，支吊架、辅助管线、疏水器、补偿器、压力表等的安装。

d.管道系统试验。吹扫与清洗。管线施工完成，按设计规定和《石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道工程施工及验收规范》(SH 3501-1997)或《工业管道施工及验收规范》

(GBJ 235-82)等有关规定进行检查，试验合格后，再进行系统水压、气压试验，并用水、空气、蒸汽等进行清洗吹扫，清除泥土、焊渣等杂物，方可交付生产投用。

⑤管线的检测与验收。管线施工完成，对工程质量按设计规范要求进行全面检查，验收合格后方可交付生产使用，主要检查内容包括：

a.管子、管道附件及阀门等的出厂合格证，外观检查及强度试验报告，检修记录等。

b.管道焊接质量检验报告及焊接质量处理情况记录。

c.静电接地测试结果。

d. 伴热管线质量是否符合设计要求。

e.管线保温质量检查。

f.管道表面油漆质量检查。

g.埋地管线防腐质量检查。

h.系统水压、气密试验报告。

i.竣工资料及验收报告等。

⑥管线的投用。新建和检修改造的管线投用，其流程必须满足生产工艺要求，管线附件齐全，清洗、吹扫、试压等检测项目验收合格，并有记录，管线防腐、保温、伴热完整，管

线、阀门有编号, 介质名称、流向有标记;必须有经审核同意的投用方案, 方可按投用方案进行投用操作, 并记录操作过程;管线首次输油, 初速不大于 1m/s, 最大流速不超过 6m/s, 轻质油管线流速不宜大于 4.5m/s;管线输油过程中, 操作人员应沿管线巡检, 检查法兰、焊缝、低点排空、管托等管道附件是否完好, 有无泄漏, 发现异常情况及时处理。重质油管线, 应先开伴热线进行暖线, 检查保温、油漆及伴热线、疏水器等是否完好, 管线预热后再进油, 防止冻凝。

⑦油管线的置换吹扫。管线施工完, 投用前必须进行吹扫清洗, 一般先用水冲洗, 清除管线内的焊渣、泥土、铁锈、焊条头等杂物, 水冲洗流量应以可能达到的最大流量进行, 流速不宜>15m/s, 冲洗应连续进行, 然后排尽存水, 用压缩空气吹净, 需要时也可用蒸汽吹扫, 但要考虑热膨胀的影响。吹扫管线应注意:

①输送不能含水介质的管线(如航煤和润滑油等), 在水冲洗后应用热风吹干。

②流量表和控制阀等管件带副线的, 应从副线吹扫, 无副线时应卸下仪表管件, 用短管代替, 进行吹扫。

③吹扫管线时, 压力表等应关闭, 过滤器经吹扫后, 应打开清除滤网上杂质, 防止管路不畅。

④清洗与吹扫管线不能留有死角, 应逐段低点排空。

重质油管线停输, 或未保温管线临时输送易凝油品后, 应用轻质油品置换管线, 或及时用蒸汽进行吹扫, 蒸汽阀门开启应缓慢, 以防止水击发生, 扫线后应及时排空冷凝水了防止下次使用时冷凝水进入热油储罐, 引起沸溢事故, 不能用蒸汽扫线的, 应定时开泵用热油循环置换, 防止凝线。

低品质物料管线改输高品质物料时, 管线必须进行扫线或用高品质物料置换, 里换量不宜少于管线量的 1.5 倍, 或以出口采样合格为标准。

油管线检修动火, 进行吹扫处理, 应经检验合格, 落实安全措施方可检修动火, 应注意:

①闪点低于 60℃ 的油品管线不准用压缩风扫线, 以免油气与空气混合, 形成爆炸混合物。

②两端固定, 中间无热补偿的管线不准用蒸汽吹扫, 以免管线热胀冷缩, 损坏管线、管架等设备,

③有沥青防腐层的地下管线, 不准用蒸汽吹扫, 以免沥青受热软化, 破坏防腐层。

④管线内介质不得向合格罐扫线, 以免影响产品质量。

⑤用蒸汽扫线, 阀门不准开得过快或过大, 避免水击损坏管路和设备。

31.3 常见设备故障与处理

设备故障指机械、动力、仪器(表)、容器、管道、运输等设备, 由于设计、制造、施工、使用、检修、管理等原因, 导致设备损坏或不能发挥应有功能, 影响生产使用或造成事故的。液体物料储运系统常见设备故障指储罐、机泵、仪表、管线、阀门等发生的故障。

(1) 储罐底板渗漏

①故障现象。储罐在充水试验或正常使用时, 发生储罐周围有水或储存物料等渗出, 则有可能是储罐底板发生渗漏。

②故障原因

a. 储罐长期使用, 堆底水杂腐蚀造成底板穿孔。

b. 在施工、检修或使用过程中有硬物撞击底板, 造成穿孔。

c. 底板在施工时焊接质量不好, 存在焊接缺陷。

d. 基础发生较大的不均匀沉降或损坏, 使底板变形严重, 焊缝损坏, 造成渗漏。

③处理办法

a.在储堆充水试验时发现底板渗漏,应加强储罐底板焊缝质量检查,找出渗翻点,进行修补,重新试验,

b.在长期使用过程中发现有储存物料渗出,应及时向储罐底垫水,避免储存物料损失,并安排计划进行检修;如果发生较大量物料渗漏,应立即垫水,避免大量跑料,同时将储堆内物料输出,进行清谁检修。

c.检修前进行底板测厚,检查罐底板腐蚀情况,找出泄漏点,进行修补或更换底板。

d.储罐基础损坏或发生不均匀沉降,应停用储罐,进行基础纠偏或修理。

(2)储罐腐蚀穿孔

①故障现象。储罐长期使用,发生罐壁板和顶板腐蚀减薄或局部穿孔,介质渗汤,影响储罐使用。

②故障原因。储罐顶内部未进行防腐处理,储存介质中含有 H_2S 等腐蚀性物质,液面以上存在油气空间,当储存介质中含有水分,水蒸气冷凝后,在储罐顶板集结,发生电化学腐蚀等。

③防范措施

a ‘投用储雄,应定期测厚,进行腐蚀检查,并进行外部油漆防腐。

b.对腐蚀严重的储罐进行内防腐处理,或采取其他电化学防腐措施。

C.储旋顶通道处增添加强板。

d.日常罐顶设备检修时,不得随意跑动,并有双人监护。

e 腐蚀严重的储姚要坚决的停用,进行罐顶更换检修。

(3)浮顶的偏沉

①故障现象。浮顶储谁在生产使用中,发生浮顶偏斜,浮船边缘与嫩壁间隙不同,浮盘升降不灵,或进油沉没,影响生产,是一种较大的设备事故。 ②故障原因

a.储罐施工质量差,如罐体椭圆度、垂直度、表面凹凸度等不符合设计要求,基础沉降不均匀或损坏,浮盘变形、歪斜,导向、密封机构卡涩,浮盘升降不灵活。导致浮盘沉没。

b.浮盘立柱销轴脱落,立柱掉到罐底,浮盘处于低位工作时。失去支撑,浮盘受力不均匀变形,重新进料时,浮盘因歪斜或卡住导致沉没。

c.导向柱有间隙,浮盘周围密封不好,气温高时,油气浓度大,油气携带大组油滴冲破周围密封串至浮顶上部;或因在最低起浮高度,进油压力、流盘太大,油液从呼吸阀口喷至浮盘上,长期集聚形成“泛液”,使浮盘超重沉没。

d.储罐进料超安全高度或浮盘被卡住,物料液位继续上升,超过浮盘周边,进入浮顶,浮力减少,小于浮盘重力时,浮盘沉没。

e.浮盘船舱严重腐蚀或因其他故障,发生穿孔,造成液面上升或进入船舱,导致浮顶严重偏斜,浮力减少,浮盘沉没口

③处理办法

a 新堆投用前,严格进行质量检查验收,做好储罐充水浮盘升降试运,保证施工质量符合设计要求,浮盘升降平稳,密封良好,附件齐全完好。

b.降低储存温度,减小油气浓度,控制进料流 t、流速,减小对浮盘的冲击,避免“泛液”形成。

c.储罐操作过程中,尽量不要低于最低液位,否则,应注意检查浮盘止浮时的情况,进油时控制流速,使浮盘平稳起浮,避免歪斜卡涩。

d.加强工作责任心,认真检尺计量,防止超安全高度收油,坚持巡回检查,及时发现故障隐患,进行整改,并定期进行设备检查。

e.发现浮盘偏沉,先控制浮盘继续偏沉,防止事故扩大,查明造成故库原因,采取相应对策,一般应停止继续进料,纠正偏斜,或清除“泛液”,消除卡涩力等,避免浮盘沉没准

备检修;如果浮盘已经沉没,只有将储罐内物料缓慢输出,进行储姚检修。

(4)外浮顶罐中央排水管故障

①故障现象。浮顶积水排不出,或打开外浮顶储罐中央排水管阀门时,有储存介质随水流出,则有可能中央排水管发生泄漏。

②故障原因

- a 中央排水管长期使用,发生腐蚀穿孔。
- b.排水管的回转接头损坏或密封老化。
- c 浮顶集水坑中心阀损坏。
- d.中央排水软管被浮船支柱压断等。
- e 金属软管中央排水曾固定不牢,管内有气体,软管上浮,形成气阻致使雨水排不出。
- f.中心阀或排水管被抹布等杂物堵塞。

③处理方法

- a.轻度带油时,可以继续使用,排入含油污水系统中。
- b.损坏严重,大量带油时,应立即停用,将雨水紧急排放至储嫩中,从切水线排放,安排计划检修。
- c.检修储罐时,检查中央排水管及中心阀、回转接头等是否完好及腐蚀情况等,需要时更换中央排水管及其附件。
- d.发现雨水排不出时,检查集水坑是否被堵或中心阀是否完好,并由出口向中央排水管充水,以排出气体,消除气阻。

(5)外浮顶斜梯脱轨

①故障现象。外浮顶斜梯在浮盘升降时,离开导轨或被卡住,导致浮顶损坏或沉没。

②故障原因

- a.浮盘、导轨或扶梯严重变形。
- b.斜梯锈蚀导致运转不灵。

③处理办法

- a.发现斜梯脱轨,及时将其恢复就位。
- b.对导轨进行矫正、检修,保证其平正。
- c.加强斜梯转动部件润滑,保证完好。

(6)罐顶呼吸阀故障

①故障现象。储罐在生产过程中,不能保证正负工作压力,或储罐内超压发生气举和吸瘪事故等。

②故障原因

- a.呼吸阀出入口被堵,如阻火器网锈蚀或被铁锈堵塞,出入口有鸟窝等杂物,使进出气不畅。
- b.阀盘导杆锈蚀或倾斜阻碍阀盘运动。
- c.冬季气温低,水蒸气凝结,弹簧结箱或阀盘冻结在阀座上,影响动作。
- d.长期使用,弹簧锈蚀,阀盘变形漏气。

③处理方法

- a.清除出入口杂物、锈渣,进行润滑维护。
- b.检查、更换呼吸阀部件,保持完好。
- c.冬季做好呼吸阀防冻凝工作。
- d 更换选用全天候呼吸阀。

(7)储罐罐根阀损坏

①故障现象。储罐在使用过程中,发生罐根法兰垫片损坏,泄漏物料,堆根阀冻裂或密

封点泄漏，罐根阀开关不灵或关闭不严等。

②故障原因。

a.垫片老化失效。

b.罐底存水，气温低，冻裂阀门。

c.阀门填料老化或磨损严重。

d.阀体内有异物，关闭不严。

e.阀门润滑不良，螺纹磨损严重，阀杆、阀芯或闸板偏斜变形等。

③处理办法

a.如果发生大量跑油，应立即设法封堵泄漏点，并将储罐内物料移送它处，然后更换嫩根阀。

b.如果泄漏量较小，应立即向储罐内垫水，避免储存物料跑损，检修阀门等。

C.如果付出口为活动式，可以抬高付出口至液面以上，处理泄漏点。

d.罐根阀故障，一般都需将储罐内介质输出，停用储罐，检修或更换嫩根阀和垫片等。

(8)储罐的气举故障

①故障现象。固定顶储罐在使用过程中，因为操作或附件设备原因，致使储罐内压力增大，罐体膨胀，发生圆度变形，罐底板被壁板拉升，离开罐基础。

②故障原因

a.甲储罐单位时间内进料量太大，呼吸阀或通气孔排空不及。

b.呼吸阀或通气孔口径选择较小，不能满足工艺要求。

c.呼吸阀故障，不能正常排气，或因其他原因，出口被堵（如出口有鸟窝、阻火网锈蚀等），排空不畅，又未设液压安全阀。

d.压缩风搅拌或管线用蒸汽扫线，流量太大，排放不及时等。

③处理办法

a.操作过程中应注意操作条件，控制进料量及蒸汽、压缩风流量，

b.设计时认真校核工艺状况，正确选择呼吸阀、液压安全阀等设备。

c.定期进行储罐附件检查，保证呼吸阀等储罐附件完好，能正常工作。

d.储罐发生气举故障时，应及时停止进料或扫线等，打开检尺口，加强排空，储罐发生永久变形时，必须停用储罐，进行检修。

(9)储罐的吸瘪故障

①故障现象。固定顶储罐在使用过程中，因为操作或附件设备原因，致使储罐内压力急剧减少，形成较大负压，储罐在外压挤压下，发生挤瘪变形，损坏储罐。

②故障原因

a.储罐单位时间内出料量太大，呼吸阀或通气孔空气补充不及。

b.呼吸阀或通气孔口径选择较小，不能满足工艺要求。

c.呼吸阀故障，不能正常吸气，或因其他原因，入口被堵（如入口有鸟窝、阻火网锈蚀等），吸气不畅，又未设液压安全阀。

d.用蒸汽扫线或蒸罐后，未打开罐顶透光孔，蒸汽急剧冷凝等。

③处理办法

a.操作过程中注意操作条件，控制出料量。

b.设计时认真校核工艺状况，正确选择呼吸阀、液压安全阀等设备。

c.定期进行储罐附件检查，保证呼吸阀等附件完好，工作正常。

d.蒸汽扫线或蒸罐后，应打开检尺口和罐顶透光孔。

e.储罐发生吸瘪故障时，应立即停止出料操作，打开检尺口，加强通气，储罐发生永久变形时，必须停用储罐，进行检修。

(10)储罐保温损坏

①故障现象。储罐保温损坏,主要是外保护层破损、脱落,防腐抽漆老化失效,防潮层疏松开裂及保温层整体脱落等。

②故障原因

- a.罐顶挡水檐漏水。
- b.保温层、防潮层浸水疏松。
- c.使用时间长,外保护层腐蚀、老化。
- d.保温结构不合理,无支撑结构等。
- e.保温钩钉腐蚀、断落等。

③处理办法

- a.合理设计储罐保温结构,增加支撑圈,使保温层受力更合理。
- b.及时修补、更换外保护层,进行油漆保护。
- c.焊接修补挡水檐。
- d.整体更换储罐保温。

(11)储罐加热器故障

①故障现象。储罐加热器故障主要是:出入口阀门、法兰垫片泄漏;加热器内部穿孔,排出口带油;与罐壁连接处渗漏等。

②故障原因

- a.施工时未严格按照要求进行,如坡度不对,存在积水等。
- b.施工焊接质量不好,存在焊接缺陷。
- c.操作时阀门开启速度较快,产生水击,损坏管线。
- d.使用时间较长,腐蚀穿孔,泄汤介质等。
- e.阀门、垫片等密封老化失效。

③处理办法

- a.加强施工管理,保证施工质量,储罐进油投用前,试用加热器。
- b.按操作规程进行操作,避免水击发生。
- c.检修、更换出入口阀门、垫片等。
- d.更换加热器。

(12}设备泄漏及堵漏方法

①故障现象。使用中的设备、管道、阀门、法兰、接头、焊缝等发生介质泄漏。

②故障原因

- a.甲设备故障或损坏。
- b.使用材料不合格,如有砂眼等缺陷。
- c.管线或容器等长期使用,腐蚀减薄、穿孔。
- d.垫片、填料等密封老化、失效。
- e.焊接质量不合格,存在焊接缺陷。
- f.不执行操作规程,发生人为损坏等。

③处理办法。设备发生泄漏时,应及时查明泄漏原因及泄漏程度,采取相应措施。如果是大量泄漏,影响生产和安全,或是设备普遍性腐蚀减薄,甚至失去机械强度时,则必须停用设备,进行更新、更换。如果停用设备难度大,经济损失严重,或泄漏量不大,采取措施可以消漏,则可由维修人员或专业技术人员进行不停车堵漏。堵漏方法有:

- a.调整消漏法;即通过调节密封件预紧力或调整零件间的相对位里等,消除泄漏的方法,适用于阀门格兰,法兰垫片,填料密封等处的泄漏。主要有:紧固法、均压法或调位法等。
- b.机械堵漏法:利用机械形式构成新的密封层堵漏的方法,适用于设备、容器、管道的砂

眼、穿孔、裂缝等泄漏部位的内外堵漏及垫片等破损泄漏，主要有：支撑法、顶压法、卡箍法、压盖法、捆扎法、打包法、上罩法、胀紧法、夹紧法等。

c.塞孔堵漏法：采用挤瘪、塞堵的方法直接固定在泄漏孔内，达到止漏目的，适用于砂眼、小孔、裂缝等缺陷堵漏。主要有：捻缝法、塞楔法、螺塞法等。

d.焊补堵漏法：采用焊接的方法直接或间接的消漏方法，不适用于易燃易爆场合。主要有：直焊法、间焊法、焊包法、焊罩法等。

e.粘补堵漏法：即利用胶粘剂直接或间接堵住设备、管道、阀门、容器等泄漏处的方法，其耐温性较差，适用于不易动火部位临时措施。主要有：粘堵法、粘贴法、粘压法、缠绕法等。

f.胶堵密封法：即使用密封剂堵在泄漏处，形成一层新的密封层的方法，新型密封剂可适用于高温高压、易燃易爆部位，效果好、适用面广。主要有：渗透法、内涂法、外涂法、强注法等。

g.改换密封法：即采用更换、改进、重修泄漏处密封件或密封结构等，以达到止漏的方法。主要有：更换法、改进法、改道法、重建法等。

h.综合治漏法：综合以上各种方法，根据工况条件、加工能力、现场情况等合理组织两种或多种方法，进行治漏，如：先塞楔子，后粘接，再用机械固定；先焊固定架，后用密封剂最后机械顶压等。

i.引流疏散法：当无法堵漏时，在不影响生产及没有严重危险的情况下，可以将泄漏介质引流至适当地方。

J.其他方法：如磁压法，冷冻法，凝固法，封液、封气法等，可根据泄漏情况采取。

(13)阀门常见故障。阀门是储运生产中操作最多的设备，由于使用、介质及产品质量等原因，常发生各种故障，由于阀门结构形式多样，故障形式也不尽相同，阀门常见故障、原因及排除方法有：

a.密封不严，在法兰端面、大盖或填料处发生渗漏。原因：法兰密封面有伤痕，安装偏斜，法兰或大盖垫片老化失效，填料老化磨损或不合要求，阀杆有伤痕等。处理方法：紧固法兰螺栓，更换垫片，研磨密封面或阀杆，更新符合要求的填料等，或重新安装法兰，

b.阀门开关不灵活。原因：润滑不良，螺纹磨损严重，阀芯、脚杆或闸板偏斜，衬套损坏或与阀杆不配套等。处理方法：加强设备润滑管理，定期、定点润滑阀门，检修或更换阀杆、阀芯或衬套等；

c.阀门关闭不严。原因：阀体内有焊渣、锈蚀杂质或抹布等异物，阀座和阀体配合不严密，密封面有划痕等缺陷，闸板偏斜、变形等。处理方法：拆下阀门，清除杂物，研磨密封面，修整或更换阀座、闸板，使配合严密等，

d.驱动机构、控制机构故障，对气动或电动阀门等，气源、电路系统，回讯控制系统，汽缸、驱动马达等也会因各种原因发生故障，影响阀门的正常使用。此时需查明原因，进行专业修理。

(14)离心泵常见故障离心泵在储运系统使用最多，性能比较可靠，常见的故障现象、原因及排除方法有：

①开泵后，没有压力、流量

原因：a.入口管线流程不通、阀门未开、管线或过滤器堵塞，重质油管线冻凝；b.灌

泵未灌满，泵内有气体或吸入管底阀不严，灌泵液体漏完；c.密封损坏、入口管线或填料箱不严，漏入空气。d.叶轮反转

排除方法：a.检查打通流程，清洗堵塞的管线或过滤器，打开管线伴热，加温介质，保持流动性；b.检修或更换底阀，重新灌泵，并排气放空；c.检修密封，或重新加填料，并适当压紧，检修入口管线等漏气点；d.检查调换电机接线头。

②压力波动，流量不稳，泵气蚀

原因:a 入口管线局部堵塞，过滤器脏，b.储罐内液面低，泵入口吸入空气;。进口阀开得太小，出口阀开得太多;d 油温高，蒸汽压大，介质汽化;。管线实际吸入压头，大于泵允许吸入压头等。

排除方法:a.检查并清洗过滤器，保持入口管线通畅;b.换满罐付油，或关小出口阀节流并排除泵内空气;c.开大入口阀，缓慢打开出口阀;d.降低储存温度，减少流量，或改善泵吸入状况等。

③泵启动后，压力太高，电流超过额定值

原因:a.出口流程不通或单向阀未打开;b.出口管线冻凝，介质流动性差，c.介质温度低，粘度大，输送困难;d.机泵转动部件配合不好，磨损阻力大。

排除方法:。‘检查并打通出口流程及单向阀;b 处理出口冻凝管线，打开伴热;。加热油品，提高温度，降低粘度，改善流动性，d.检查机泵转动部件，重新安装或更换损坏配件。

④泵运转中，振动太大，有杂音

原因:机泵地脚螺栓松动，电机和泵不同心，或泵轴弯曲，出入口管线不固定，基础不牢固，泵发生气蚀，轴承装配不良等。

排除方法:紧固地脚螺栓，机泵重新安装找正或更换泵轴，固定出入口管线，加固基础，排除泵气蚀故障，重新装配轴承等。

⑤填料箱或轴承过热

原因:填料压得过紧或压盖偏斜，轴承装配不良，润滑不良或润滑油变质，机泵不同心或轴弯曲等。

排除方法:重新压填料并纠偏，重新装配轴承，更换润滑油，改善润滑，更换泵轴或重新进行安装找正。

⑥密封严重泄漏

原因:填料未压紧或压盖偏斜，端面密封磨损、松动或损坏等。

排除方法:紧固填料箱螺栓，并纠偏压盖，更换填料，检修或更换端面密封件等。

(15) 仪表常见故障

①故障现象。仪表在长期的使用过程中，发生计量精度和准确度降低，机械转动部件卡涩，仪表线路、元件损坏等，

②故障原因

a.因为环境温度、压力的变化，发生温度漂移。

b 因为存在机械磨损，长期使用，影响精度。

c.在施工过程中未达到安装质量要求，操作过程中，未按要求使用，例如对机械式仪表进行风拌，未做好防冻防凝工作等。

d，通讯线路发生损坏，或雷击、超电流等原因损坏仪表元件等。

③处理办法

a.严格施工质量，符合仪表安装技术要求。

b.按仪表操作使用要求，精心使用维护。

c.机械运转部件，长期使用后及时更新、调校仪表，保持精度。

d.做好防雷击和过载保护措施。

e.正确进行仪表选型，机械运动部件少，适应使用环境，满足生产要求。

(16)疏水阀故障

a，故障现象:储运系统使用疏水阀主要用于重油管线蒸汽伴热、储罐加热器及采暖出口等处。常见故障有:a，直通排汽或排汽量太大;b.常排水并排水温度太低;c.疏水阀不排水、汽，堵塞不通;d.疏水阀冻凝损坏;e.系统单元加热效果不好等。

b.故障原因:a.疏水阀型号选择不合理,排量、温度、背压等不适合工艺条件,太大时,排汽量大且噪音大,闪蒸汽多,太小时,冷凝水排放不及,并水温太低;h.长期使用,阀座、通孔等磨损严重,不严密;;.系统管线堵塞不通或疏水阀被锈渣、油污等杂质堵塞通道;d.疏水阀的波纹管等部件损坏,或调节失灵等;e.系统单元蒸汽线路短路,局部蒸汽流动受阻,影响加热效果;f.疏水阀反向安装;9.气温低,疏水阀内存水,冻裂阀体等。

c ‘处理方法:a.根据工艺条件、使用要求及疏水阀的性能特点,选择合适型号及排量要求的疏水阀;b.清除管线、阀体内杂物,疏通阀座、阀孔等,最好在蒸汽人口安装过滤器,并定期清洗;c.检修、调整或更换损坏部件,保证使用状况完好;d.暂停使用或停汽时,应排尽冷凝水,防冻凝损坏, e.正确安装和设计蒸汽加热系统;f.对磨损或损坏严重的疏水阀进行更换。

31.4 液体物料储运常见操作事故与预防

生产操作事故指:由于违反工艺操作规程、规定和岗位操作法,或者人为疏忽等原因以及停电、水、汽、风等,导致装置停(减)产、跑料、串料或损坏仪表设备的事故。

(1)储罐(罐车)跑、冒、串料事故和切水跑料事故在液体物料储运生产中,储罐(罐车)的跑料、冒罐和串料等事故是最常见的生产事故,一般跑料事故可分为灌装跑料,储罐切水跑料和设备、管线、阀门等管件损坏跑料等情况,冒罐主要是储嫩溢出和突沸两种情况,串料指不同性质和品质的物料,意外发生混合,影响质量和计是事故。

储运操作中,发生跑、冒、串料的根本原因是责任心不强,纪律松懈,思想麻痹,技术素质低,有章不循,违章作业,管理不善以及设计或设备缺陷等所致。

①灌装跑料的原因

- a 罐车下卸口阀门未关,关不严或未进行检查,或封盖未上紧或受热解冻后脱落。
- b 装车时违章违纪,擅离岗位,在岗睡觉或思想麻痹,控制液位不及,导致跑料。
- c 液面自控仪表失灵,阀门失控,关不严或关不及时。
- d 物料流速快,压力高,鹤管甩头跳出车口。
- e.罐车底有存水,发生突沸跑料等。

②脱水跑料原因

- a.油水乳化,界面分不清。
- b.脱水时,违章擅离岗位。
- c.责任心不强,脱水后忘记关阀或关不严。
- d.脱水阀冻凝,阀体冻裂或被异物卡住关不严。
- e.脱水换人,交接班不仔细,情况不明又不去现场检查。
- f.储罐开始进料时,未仔细检查,脱水阀未关等。

③设备、管线、阀门管件等跑料原因

- a.设备长期使用,腐蚀减薄或穿孔。
- b.设备垫片等老化失效。
- c 生产操作违反规程规定,如发生水击等,损坏垫片、阀门等管件设备。

④冒罐原因

- a.忘关阀门,开〔关)错阀门或少开阀门。
- b.思想麻痹,换错进料罐,满罐又进料。
- c 储罐进料中违章脱岗、睡岗、串岗等,不及时检尺计量,错误估量。
- d.检错储罐或检尺及计算错误。
- e.生产记录不清,交接班不细,不去现场巡检等。

⑤储运系统防止跑、冒、串料措施

a.提高职工技术素质和工作责任心,克服思想麻痹,工作马虎作风。
 b.严格遵守劳动纪律及各项规章制度,上班不擅离岗位,不睡岗、串岗。
 c.严格按操作规程及制度进行生产操作,不违反工艺要求。
 d.按时检尺、计量,定时定点巡检,现场认真交接班,进行流程操作复查,认真记录。
 e.提高现场检测、控制、操作自动化水平。
 f.认真执行“防止储罐跑油(料)十条规定”,即“按时检尺,定点检查,认真记录;油品脱水,不得离人,避免跑油;油品收付,核定流程,防止冒串。切换油罐,先开后关,防止憋压,清罐以后,认真检查,才能投用;现场交接,严格认真,避免差错,呼吸阀门,定期检查,防止抽瘪;重油加温,不得超标,防止突沸;管线用完,及时处理,防止冻凝;新罐投用,验收签证,方可进油(料)’’。

(2)油品沸溢事故储存渣油、蜡油、油浆和重污油等的储罐,因操作等原因,发生沸溢,使物料跑损或储罐顶开裂损坏,着火烫伤等事故。储罐发生沸溢的原因有以下几种。

- ①储罐进料温度超过工艺指标,遇储罐底存水或冷油而突沸。
- ②重油带水或管线扫线存水进入储罐,遇高温热油突沸。
- ③储罐加温时,不检测控制,温度超标。
- ④铁路罐车底有存水,装料速度快,压力高,物料温度高。
- ⑤圆储罐加热盘管破裂或进汽阀门不严,冷凝水或蒸汽进入储罐,温度超标。

预防措施;

- ①控制储罐进料温度及储罐加热温度,不得超过工艺指标。
- ②控制重质油储罐底部存水及进料含水量,及时脱除罐底存水。
- ③重质油管线扫线后,及时排放冷凝水,不得进入储罐。
- ④加热器盘管破裂后应予停用,阀门不严应予更换,并不得用明汽加热,否则应严密监控加热温度及储罐情况。

- ⑤加强工艺巡检,及时开关加热器,保证温度不超标。

(3)计量操作误差计量是贯穿于液体物料储运生产全过程的重要工作,直接影响企业的经营效果,化工企业都有一套严密完整的计量工作体系,在具体的计量操作中,计盆方法、计量器具、职工的技术素质和工作责任心及计量管理水平等都对计量工作有一定的影响,可能产生非系统性的计量操作误差。检尺计量误差的原因有:

- ①对计量工作不予重视,工作马虎,不讲质量。
- ②操作员未经专门计量技术培训,技术水平与基础知识差,操作要领未掌握,操作和什算不合要求。
- ③操作不按规程,图省事,估尺估量,计量不复核* ④发生读数、编表、查表、计算、抄写记录等错误。

⑤计量器具选用不当,精度不够,质量不合要求,长期使用器具失准或损坏后继续使用,定期检定坚持不好,器具管理不善等。减少误差的方法是不断提高计量工作人员的技术素质,做好培}J}I考核,督促认真执行计量技术规程和各种规章制度,加强思想教育,减少人为主观或过失误差,加强计t器具使用管理,严格定期检验,器具不合要求或失准、损坏坚决停止使用等。

(4)装置供料带水事故原料储罐在向装置供应原料时,如原料含水t大,会使装t操作波动,影响处理量及产品质量,并因水的汽化膨胀,使换热器等设备泄漏或损坏,或发生冲塔事故,原因如下。

- ①未严格执行储罐脱水制度,对原料含水量情况不清。
- ②原料沉降时间短,乳化严重,脱水操作不认真,脱水不充分。
- ③对原料脱水操作管理不严格等。

预防措施是提高操作人员技术素质和工作责任心,加强操作管理;认真贯彻“三脱水”等制度,做到收油前后,向装置供料前脱尽水杂;及时了解储存物料含水及乳化等情况,勤加热,勤脱水,按脱水操作要求,认真操作。

(5)机泵抽空离心式机泵在使用过程中,常因操作等原因,发生抽空,造成叶轮气蚀,损坏配件,并且运行振动大,噪音大。抽空的原因。

- a 入口管线流程未打通,阀门未开或管线冻凝堵塞不畅。
- b 输送介质易汽化,并且温度高,或吸入压头大于机泵允许吸入真空度。
- c 付出储罐液位低或空罐,泵吸入空气。
- d 设计入口管径小,供料不及等口

预防措施

- a 检查并打通入口流程,开好伴热线,保持管线畅通。
- b 开泵前,确实做好灌泵工作,排除管线内气体。
- c 储罐液位低时,及时换灌罐付出,控制出入口阀门开度。
- d 重新校核机泵工况,进行改造,满足生产要求。

(6)设备冻凝与冻裂在冬季气温低时,设备管线防冻凝是储运安全生产的重要工作,防冻凝措施落实不好,或者不按规程操作。则会冻凝或冻坏设备,影响生产或造成事故。预防措施有。

a 低温季节,加强防冻防凝教育,落实防冻防凝措施,检修好重质油管线伴热保温等,操作中加强防冻防凝检查。

- b 重质油管线用后,及时扫净管线存油,开好伴热进行暖线,保持温度及介质流动性。
- c 做好水线保温,在气温低于 11°C 时,使机泵冷却水微量流动,不致冻裂管线。
- d 机泵等设备用蒸汽吹扫后,应及时排净放冷凝水,防止设备冻裂。
- e 做好呼吸阀等设备的防冻凝检查,

(7)机泵轴承烧损事故机泵在运行时,因安装不合要求,操作不当,检查不勤等,使轴承长期超温,损坏轴和轴承。原因有以下几点:

- a 安装时,机泵不同心,或轴承安装不良,或泵轴弯曲,使运行摩擦阻力增加。
- c 机泵长时间抽空,或存在较大振动。
- d 冷却水不通或冷却效果不好。
- e 未按规程操作,并且长时间不进行巡检等。

预防措施:

a 加强职工责任心教育,严格执行操作规程,运行前加强检查,运行中定时进行巡检,及时发现问题。

b 机泵检修时,轴承等部件安装及找正符合技术要求,定时盘车,防止轴弯曲,并及时发现部件松动等问题。

c 加强润滑管理,及时检查更换润滑油,保持润滑油的质和量。

(8)膨胀损坏管线设备由于油品等液体物料都具有一定的热胀冷缩特性,故储堆、容器、管线输油后,如不及时排空或采取泄压措施,当环境温度发生变化时,可能造成设备的胀裂、泄漏或吸瘪等事故。原因有:

- a 环境温度变化大,或骤然升降。
- b 呼吸阀和安全阀等故障,不能及时平衡压力;
- c 未排空管线或打开膨胀流程,膨胀压力无处排放。
- d 设备、垫片老化,不能承受膨胀压力。

预防措施:

- a 管线输油后,及时开好膨胀流程,或吹扫管线内介质。

b 呼吸阀、安全阀等定期进行检查, 保证完好。

c 加强巡检, 及时发现问题, 并进行处理。

d 及时更换垫片, 更新设备等。

(9)换罐时装置憋压装置馏出油等产品, 输入储罐区时, 输送不出, 使装置操作发生波动, 影响装置的加工量及平稳操作, 原因有:

a 操作员责任心不强, 未按换罐及收油操作规程要求进行操作, 换罐后不认真检查与联系、

b 换罐收油时, 收油流程未打通, 少开阀门或阀门开度不够。

c 收油管线不畅, 如伴热未开, 管线冻凝等。

预防措施:

a 严格执行换罐及收油操作规程, 坚持“先开后关, 原则。

b 检查确认换罐收油正常后, 方可关闭原收油罐, 并加强收油情况检查及联系。

c 日常保持管线畅通, 检查伴热, 防止管线冻凝, 或收油前将管线吹扫贯通等。

(10)静电事故由于油品等液体物料都具有易积聚电荷性, 在接卸、调和、储存、抽转、运输等各环节, 都会因搅动、摩擦等而产生静电, 从而影响生产, 危及人身安全, 甚至导致着火爆炸事故, 原因有:

a 在易燃易爆危险区域穿脱化纤衣物或用汽油擦洗化纤衣物, 因摩擦产生静电。

b 装油压力高, 流速快, 物料与鹤管壁或罐车冲击、摩擦、喷溅产生静电。

c 储罐内有突起物如浮球(标)等, 易发生尖端放电。

d 储罐内有易产生静电, 而不易导电物如塑料管等, 并且接地不良, 因进油摩擦或风吹搅动等产生静电, 引发生放电, 可爆可燃油气。

e 储罐刚进完油, 在测温、取样、检尺时, 因测温筒或取样器感应带电或快速提拉摩擦产生静电等。

f 用压缩风扫线 1 搅拌等也可产生大量静电。∴

防静电措施:防静电危害措施有两方面, 一是防止并控制静电的产生, 二是将产生的电子予以中和或导出, 限制其积聚, 具体措施有。

a 防止人体产生静电, 在易搬易爆区域禁穿脱化纤衣物及进行操作。

b 做好设备可靠接地, 操作前先连好静电接地线, 接地电阻符合要求, 及时消除静电或者安装静电消除器。

c 改进油品调和方式, 推广使用浮顶储罐, 采用浸没式装车, 控制流速, 限制并消除静电产生等。

d 在操作管理上应注意:禁止储罐上部进油及喷溅式装油;收油或装卸油后, 必须静止一定时间, 再进行检尺、采样、测温或取下接地线, 检尺、取样、测温等提拉操作不要太快, 并应用专用导电材料绳, 不准用压缩风对闪点小于 60℃ 的油品进行调和、搅拌和扫线等操作。

c 储罐内不应有突起物及废弃物等, 并应有良好接地, 每年定期进行接地电阻检查测试等。

31.5 重大火灾爆炸事故实例与经验教训

液体物料一般都具有易燃易爆有毒等危险特性, 在不安全因素的激发下, 可发生燃烧、爆炸、中毒及设备破坏等事故, 造成人身伤亡和巨大经济损失, 从事故统计分析, 火灾爆炸事故发生率最多, 经济损失及破坏性最严重, 应确实做好防范措施, 减少事故的发生。下面例举一些典型火灾爆炸事故, 总结经验教训。

(1)串油冒罐, 酿成恶性爆燃火灾事故 1993 年 11 月 21 日, 某厂汽油堆区容积 1 万 m³

的 310#储罐,在进行汽油加剂循环调和时,操作工错误的打开了泵前 311#罐的人口阀,致使 311#罐的汽油被泵入 310#罐,发生串油冒罐,汽油在罐区内挥发扩散,并从罐区流入排水明沟,形成大面积爆炸性气体,18 时 15 分,一辆拖拉机从距油罐 55.5m 的马路通过,引起爆燃,310 罐顶燃起大火,酿成重大恶性火灾事故,过火面积 2340m²,造成 2 人死亡,储罐跑损及烧掉 90#汽油 182.4t,310#罐的浮船、罐壁、浮梯、盘梯等局部烧坏,周围部分管线保温、堆区控制、动力电缆、照明、通讯线路被烧损.直接经济损失为 38.96 万元。事故发生后,现场集中了 156 辆消防车。到 22 日 11 时 15 分,历时 17 小时将大火扑灭。

事故教训:

① 311#罐收满油后,未按规定关闭罐根阀封罐,致使在循环线上开错阀,将 311 罐中的油泵入 310#罐,而造成满罐外溢。

②操作人员责任心不强,严重违反操作纪律,交接班不到现场进行交接,也不认真核对运行流程,而是进行口头交接,致使流程错误未能及时发现,对高液位报警无动于衷,既不报告也不认真查找原因,巡检制度未认真执行,也无检查和督促。

③堆区阀组阀门上没有标记,几个罐的阀组并列在一条线上,容易造成操作失误。

④一级防火防爆区,拖拉机等机动车辆违章驶人,尾气的火花直接导致了火灾事故的发生。

⑤罐区自 1988 年投用后,没有认真检查消防泡沫线完好状况,在灭火中泡沫走短路跑掉,没有起到消防线应有的作用,延误了灭火时机。

⑥防火堤内的排水明沟出罐区没有按规定加装闸板和阀门,造成满罐溢出的汽油流出堤外。

⑦该油罐区缺乏符合消防规范的总体设计,建成的汽油罐区一直没有形成环形消防通道。发生火灾时消防车不能接近火源进行有效的扑救,延长了大火扑灭时间。

(2)设计施工质量差,雷击万吨水泥罐 1979 年 3 月 31 日,某厂 15000m³ 钢筋混凝土地下式原油罐被雷击中爆炸起火,直径 48m 的罐顶全部炸毁,内支撑大部分倒塌,罐内壁露出钢筋部分损坏,储罐损坏不能修复使用,经济损失 26 万元。

事故原因:

①事故前,罐内仅有 0.82m 油位,约 860t 原油,因此罐内空间很大,油气较浓,是引起

爆炸事故的基础条件。

②油罐设计有缺陷,该水泥罐罐壁、罐顶内支撑各部分钢筋互不连接,在受雷击强电场的感应后,感应电不能迅速排除,罐体具有很强的电势。

③施工未达到防雷设计要求,储罐四周及顶部实际敷土量不足设计要求的一半,油层呈暴露状态,后增设的避雷针杆高度低于设计高度 2m,罐顶大部分不在避雷保护范围,却有引雷作用。

教训及措施:严格油罐验收,未达设计要求不得投用,每年定期进行防雷设施检查,使用过程中发现问题及时整改,雷雨时,不得打开随顶人孔、检尺孔。

(3)球罐液面失控,介质泄漏爆炸 1975 年加拿大东蒙特利尔,一台容量为 5000 桶的丁烷球罐液面计出现了故障.储罐液面的失控持续 24 小时以上.造成液位上升,丁烷从球罐通气孔胜出,进而流出该球罐和另两台大型丁烷球罐的共同防液堤。由于丁烷沸点为一 1.1℃,而环境温度为- 6.7℃.所以大量的液化丁烷积聚在防液堤内.形成巨大的蒸气云,被距离约 18Dm 的供油站引燃,火灾很快地扩展到了防液堤。

约 30 分钟后,一球罐顶部出现了两条裂缝,又过了 30min,另外两台球罐发生了大爆炸,约 20000 桶丁烷迅速燃烧,火柱高达 1600m 以上,碎片飞散击中了许多球罐,造成 3 台球罐破裂,配管也受到了损坏,9m 多长的球罐支柱竟飞出 350 多米远,使变电站受到

破坏,造成市区停电,房屋着火,另有距离球罐 180m、45m 和 150m 的燃料油储罐、航空汽油储罐及邻近炼油厂的原油储罐被碎片击中,内部发生猛烈爆炸,罐顶被掀飞。消防队经 24 小时努力才控制火势,又经 24 小时,才完全扑灭大火,经济损失 1183.3 万美元。

(4)液态制冷储罐焊接缺陷,设备损坏介质泄漏着火 1977 年发生在卡塔尔乌姆赛义德,容量为 26 万桶的制冷丙烷储罐(温度为一 43°C,储量约为容量的 90%)发生严重损坏事故,液态丙烷漏出,越过了防液堤,溢出到 51000 桶/天的生产区,发生巨大爆炸,附近的 125000 桶的制冷丙烷储罐及其大部分生产区都遭到严重破坏。火灾的火势连续三天未减,大火持续了 8 天才被扑灭。调查报告说这次事故的原因是一年前由于焊接质量不合格,曾泄漏了 14000 桶丙烷,对该罐进行焊接修补,结果修补质量也不好,造成了重大事故,经济损失 12063 万美元。

(5)储罐静电爆炸事故 1976 年 1 月 6 日 14 时,大连某厂 5000m³ 的 645#储罐爆炸,罐被拔起距地面 100m,罐顶与罐壁裂开一条长 7.3m,宽 0.2m 的大缝隙,局部变形。事故前罐内已装航煤 40t,又加入柴油和裂化柴油,通用柴油等,共储油 2010t,多种油混合,需进风调和,进风管装在罐的上部,风压 4kg/cm²,风量 12m³/min,油温 45°C,在进油后即进风调和,进风 1min,就听见罐内有沙沙声,随即一声巨响喷出一团红色火球。

事故原因:多种油品混合容易产生静电,尤其是罐内有航煤,其闪点为 30--35°C,而油温高于闪点,当进风搅拌时,油品被翻动产生油雾和泡沫,罐内可能还存在某种浮游物,静电电位升高时,某些物质之间或某物对罐壁之间发生放电,引起爆炸。

(6)管线泄漏,遇明火回闪,烧损储罐区科威特某炼厂因油罐区的一只汽油计量表破裂,引起大量汽油泄漏,形成的巨大油气云团,漂浮到距离 15m 的硫磺回收装置区,被硫化氢焚烧炉明火引爆,当场烧死操作工一人同时大火回闪到储罐区的流量表泄漏处,很快引燃收油中的汽油罐。由于罐区道路被浓烟烈火封闭,消防人员难以接近着火的油罐,使整个罐区的 11 台油罐中的 9 台油罐先后相继着火。罐区火灾持续了近 4 天,整个炼厂被迫紧急停工,损失高达 1 亿美元。事后查明原因是流量表超压而破裂,管线压力很高,从泄漏处喷出汽油扩散成油气云团,被明火引燃,

第 32 章火炬系统的日常运行与操作

32.1 火炬系统简介

(1)火炬系统由于石化企业的发展、科学技术的进步，环境质量标准的提高，节约能源及成本控制的要求，加上安全监控更为严格，促使火炬更加完善。于是从理论上、系统上全面对火炬进行了研究开发和改进。自 so 年代以来世界上出现了品种繁多、形式各异的无烟火炬，有高架的、地面的、开放的、密封的、捆绑式的、组合式的，还有用蒸汽、空气或水喷射消烟的等等，同时还采用了各种先进的点火装置、分液脱凝、分子密封技术。另外火炬头的设计、制造技术实现了自动控制，如按火炬气放空量自动调节消烟蒸汽量和进行自动点火等。最新颖的火炬设施还从火炬全系统出发，考虑了火炬气回收、若干火炬的串联或并联(这样可实现不同火炬放空气的分级排放，或检修时互为备用)、高架火炬与地面火炬分级操作或互为备用等。图 32-1 是一个典型的多喷嘴火炬的简化流程图。该火炬用两个燃烧器。一个小的燃烧器控制正常的排放量和少量紧急放空，从而使两个然烧器都在较高的燃烧速操作。通过设立两个水封罐以便在不同压力等级下排放，从而达到分级控制的目的。绕过多喷嘴燃烧器还有第三个紧急排放口，它位于火炬的中心。当火炬排放速率高于火炬设计能力时把水封冲开。当超负荷密封被冲开后，火炬会出现大火焰而且冒烟。但是该设施的规模通常设计成使得超负荷排放很难发生超负荷管线也可以连到一个高(有烟)火炬上，而不排到火炬的中心。图 32-2 为某炼油广火炬系统原则流程，国内大多采用类似高架火炬设施。一般在排放气出装置前设立一级分液罐，在靠近火炬筒的地方设立二级分液罐和水封罐。并设气柜和压缩机作为火炬气回收设施。

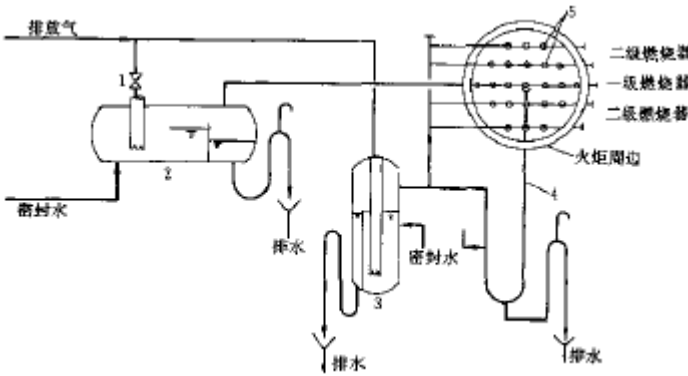


图 32-1 多喷嘴火炬布置示意图

1 一分级调节阀。2 一一级密封罐，3 一二级密封罐，4 一超负荷密封;5; 喷嘴

(2)火炬系统简介火炬作为安全设施，在产汽装置开停工和事故状态下处理放空气体，在正常情况下火炬放空主要有以下几种原因。

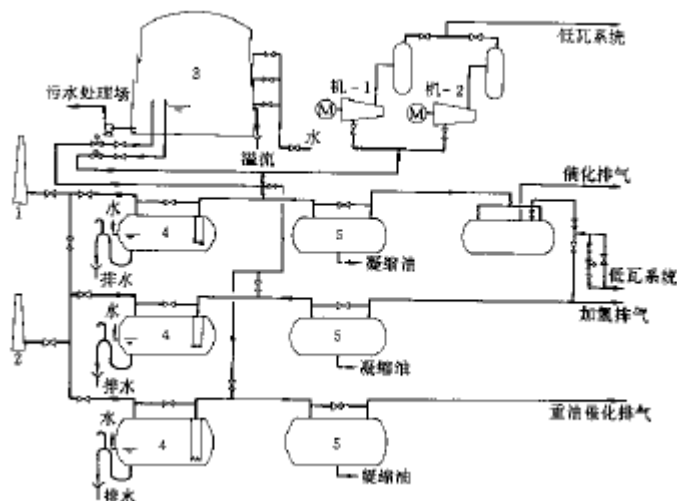


图 32 某炼油厂火炬系统原则流程

1 一催化火炬;2 一加氢火炬;3 气柜 fzaaaom3); a 一水封;5 一分液罐

①由于产需不平衡引起的放空。炼油厂主要有催化裂化、延迟焦化、铂重整和加氢精制、加氢裂化等产气装置，生产大量的液化气、干气。如果产需或产销平衡是完全可以避免向火炬放空的，若因瓦斯管网及燃气设备不完善或外销不畅，会造成大量气体放空，尤其是分期投产过程中如不及时安排好液化气、干气的出路，往往会造成大量放空。

②由于全厂高压瓦斯管网压力不平衡，超压时向低压瓦斯管网泄放引起的放空。炼厂一般都有高压瓦斯管网（表压 0.~0.5MPa）和低压瓦斯管网（表压 0.02~0.04MPa）。各产气装置生产的高压瓦斯均进入高压瓦斯管网，然后供各装置加热炉和锅炉房作燃料烧掉。

由于高压瓦斯的压力是波动的而加热炉和锅炉则要求压力比较稳定，为了平衡压力，便于用户使用，一般在压力过低时将液化气加热气化补充，压力过高时通过自动调节系统调节阀泄放到低压瓦斯管网。由于调度不当或调节阀选择不当会造成经常性泄压放空。

③由于生产瓦斯的各装置操作波动，在调整操作过程中，通过安全阀、调节阀和闸阀泄压所造成的放空。

④由于液化气装车时从罐内所排出气体造成的放空。

⑤由于各装置内切换或检修泵、压缩机和容器时泄放气体所造成的放空。

⑥由于与低瓦放空管网有关的装置和系统的安全阀、调节阀和闸阀的泄漏造成的放空。

为了减少火炬放空造成的物料消耗和环境污染，各厂都采取了必要的措施和手段。因装置生产的波动而经常排液和排放火炬气，致使长明灯长燃不熄，一座大中型火炬一年要烧掉上万吨火炬排放气，一个长明灯一年也要烧掉 2000t 左右的燃料气。据不完全统计，全国炼厂、石化企业有近 200 座火炬，一年就烧掉可燃气体上百万吨。中石化总公司系统在役的 100 多座火炬每年要烧掉可燃气体 50---70 万 t,接近总加工损耗的一半，每年由此造成的经济损失达 5 亿元左右人民币，一座大中型火炬在燃烧状态下，每小时还要消耗几吨乃至几十吨蒸汽，一座经常燃烧的火炬一年的运行费用一般都达到百万元人民币。减少火炬放空的方法主要有以下几个方面：

①认真搞好液化气、干气和瓦斯的平衡。要健全液化气、干气和瓦斯管网，设置足够的燃气设备和外运设备。保持液化气、干气和瓦斯出路畅通。

②锅炉和加热炉一般应该是油气联合火嘴，既可烧燃料油，又能烧瓦斯，充分保证瓦斯调度的灵活性和可靠性。

③提高装置操作水平，加强瓦斯管理，严格控制向火炬系统或低压瓦斯管网排放气体。消灭火炬放空的关键之一在于提高装置的操作水平，使装置做到稳定操作，特别是催化

裂化装置的稳定操作，尽量减少放空。

④加强与火炬放空系统有关的安全阀和调节阀、闸阀的维修，尽量减少泄漏量。

⑤利用好装置连续生产的瓦斯气，并尽可能由产气装置自己处理。如初馏塔顶和常压塔顶瓦斯属于低压瓦斯，应采取单独处理的方法，目前主要有两种方法，一种是作为本系统的加热炉自用燃料，一种是回收丙烷。

⑥设置瓦斯计量仪表，加强瓦斯计量。

⑦设置低压气回收系统。由于产气装置和瓦斯管网难免发生波动，从而向火炬系统泄放一部分气体；由于与低压放空系统相连的安全阀、调节阀和闸阀难免有些泄漏；由于装置和系统在检修、切换设备以至正常生产过程中也难免要放出一部分气体，所以即使在正常生产情况下也会有一部分低压瓦斯放空。

这部分气体究竟有多少，各厂装置不同，操作水平不同，数据也不相同。如果有严格的管理制度和熟练的操作水平，放空量就少，否则就会较大。要做到不从火炬放空可设置低压回收系统，这是结合目前我国炼油厂的实际而采取的一项重要而有效的措施。

火炬在设计中所要考虑的是火炬能力，也就是在装置事故状态紧急放空时要求做到完全燃烧，同时考虑操作人员和设备的安全来选择其位置和高度。火炬对大气造成的污染主要是因赫烧不完全而生成的黑烟，含硫原油在加工过程中放出的 H_2S 多经嫌烧所生成的 SO_2 。黑烟污染实际上属于粉尘问题，可以通过完全燃烧而消除，同时完全燃烧也可以使 H_2S 完全转化为 SO_2 ，燃烧生成的 SO ，通过高空排放、大气稀释的办法来解决。火炬应尽可能做到无烟燃烧。无烟燃烧的原理是通过把蒸汽喷射到火焰中，在反应的气体中产生涡流并吸入空气而提高燃烧速率，减少炭黑的形成，同时由于加入水蒸气促使发生水煤气反应($\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$)也可减少生成炭黑，并能起到降温作用，使火炬头不致在高温下烧坏。火炬设计成无烟可以避免产生烟害，并使 H_2S 完全转化为毒性小的 SO_2 ，以减轻大气的污染。烃类燃烧生烟的倾向取决于其分子结构、不饱和度、分子量等，烃类和空气燃烧的反应产物主要是水蒸气和二氧化碳，烃分子量越高，蒸汽和二氧化硫的比越低，生烟的倾向就越大。火炬赫烧器必须有合适的直径以保持火焰稳定及防止吹熄，同时考虑热辐射及 SO_2 等气体稀释问题还要有足够的高度。

32.2 火炬日常运行与操作

在各产气装置平稳操作情况下，火炬放空是非常小的，有时几乎没有放空。如果没有回收设施及自动点火系统，则必须点燃长明灯，长明灯所消耗的瓦斯也是非常大的损失。

火炬系统的日常运行应从源头抓起，首先对各装置要建立严格的排放管理制度，提高操作水平，加强设备维护与保养，同时在出装置前应设立凝缩油罐。火炬系统应设立分液罐和水封罐。系统开工时要吹扫总管和各长明灯线及蒸汽管线内杂物，保证各管路畅通，消烟蒸汽最好加流量指示便于控制。自动点火系统要建立定时试点火制度以确保安全可靠。各装置内的凝缩油罐要按时巡检及时排液，否则事故状态紧急放空时会出现水击现象，严重时会造成管路损坏。火炬系统的分液罐要及时切液，液面过高易造成“火雨”，“火雨”会烧坏设备并可能带来火灾事故。水封罐内水封高度(一般为 600—100)要保证，以防止发生回火，国内外都曾发生火炬回火爆炸事故，回火会造成火炬设施及管线损伤，重者将危及装置的安全，造成生产装置的设备受到严重的破坏。

(1)火炬系统回火爆炸的原因火炬系统发生回火引起爆炸的原因主要有以下几种。

①火炬系统在运行过程中处于燃烧状态时，当火炬系统内可燃气体的排放急剧减少，导致火炬系统内可燃气体排放流速降低，减少到一定值时，就可能引起回火而造成爆炸。

②火炬系统燃烧的可燃气体含氧很低，当从火炬筒体排出的流速低于一定值时，而且火炬筒体直径又大时，筒体内压力低于外压，空气就可能从火炬筒体顶端吸入，从而易导致火

炬回火而引起爆炸。

③当火炬系统间断运行，造成时燃时灭，流速不稳，也容易发生回火与爆炸。

④当火炬筒体与水封罐间管线严重腐蚀穿孔，大量空气串入也易发生回火与爆炸。

⑤火炬点火过程易发生回火爆炸，因为火炬系统内在点火之前存在可燃气体，当达到爆炸范围时，点火后就有可能产生回火引起爆炸。

⑥当工厂新建成或系统检修后，火炬系统内如果空气吹扫不干净或工艺装置开车过程中，向火炬系统排放的瓦斯气体含有一定量的空气，可导致火炬系统内气体遇明火发生回火爆炸。

⑦火炬系统检修后，在重新使用之前必须扫线处理，若使用水蒸气扫线就有发生回火危险。因为水蒸气冷凝，会形成负压，使火炬吸入空气易发生回火。若使用氮气或瓦斯进行点火前扫线，则不会发生回火。

(2)防止火炬系统回火爆炸的措施主要有以下几种。

①保持火炬系统的正压操作。火炬系统发生回火是当火炬筒内的气体压力低于大气压力时易发生回火爆炸，应采取相应措施，明确规定防止火炬回火的气体最低流量和最小排放流速，此值应根据火炬的高度和直径决定。为了保持火炬系统内的正压操作，可以另设氮气系统，向火炬内补充氮气，防止回火产生。

②采用气封罐防止火炬回火。在火炬头下安装一个气封罐，以使可燃气体排出改变流向，其原理是使用氮气作为气封介质。氮气积聚于气封罐的顶部，把空气与可燃气体隔离开，防止火炬回火爆炸。南京炼油厂加氢裂化火炬有此设施。

③采用水封罐防止火炬回火爆炸。在火炬系统供气管道上安装一个水封罐。水封罐是一种防止回火爆炸有效方法之一。国内也曾发生过火炬回火，造成水封罐破坏，但与其相联的生产装置并没受到影响。水封罐的缺点是体积较大，排放阻力大，排放引起振动较大。

火炬作为石油炼制、石油化工装置生产异常或开停车时的安全排空系统是必须设置的，为了减少能源的浪费、降低加工成本提高经济效益，使火炬做到清洁生产和安全运行，要尽可能“消灭火炬”。所谓“消灭火炬”并非是不设立火炬，或者推翻所有现有的火炬，在投用时要做到平时火炬气不放空，长明灯熄火，工艺生产必要时能及时点燃火炬，安全排放火炬气。

大多数回收设施由气柜和压缩机组成。气柜又多为湿式气柜。回收流程一般为：将火炬水封前的气体引入气柜，再由增压机压缩至低压瓦斯系统供炉燃烧，或再次压缩至脱硫装置后并入高压瓦斯管网。火炬回收设施必须配有必要的控制系统。为安全起见，气柜应设高低位报警及联锁设施。大多数气柜采用三塔结构，每层塔提升压力要有一定范围，并设高报警，当出现报警时，应立即到现场查找原因。卡轨是气柜经常出现的故障，由于气柜容积大(10000~30000M³)壁板薄因而刚性较低，容易引起变形导致脱轨。此外导轮要加强润滑，保证其轴向、周向的灵活运动。同时各塔间密封水槽水位要按时检查补水，确保水封高度。为降低气柜内存水硫化氢浓度可定期从底部抽水送至处理场，使存水得以置换。气柜开停工过程中，要用氮气置换合格，在进出口管线用蒸汽扫线时，必须关闭气柜进出口阀，以防蒸汽串入，若用蒸汽吹扫气柜要特别小心，当停汽时要有足够气体补充，防止负压造成气柜吸瘪事故。

32.3 火炬燃烧器计算

火炬燃烧器必须有合适的直径，以保持火焰稳定及防止吹熄，后者将视为一重大事故。同时考虑热辐射及 so₂ 等气体稀释问题还要有足够的高度。

(1)火炬直径的计算火炬直径一般按下式计算，

$$d^2 = \frac{v_g}{1568} \sqrt{MT}$$

式中 d —火炬直径, m;

V_0 —最大放空量; h (标);

M —平均分子量;

T —常温下绝对温度, K

一般火炬筒体直径不小于和它相连的放空管直径。

(2)火炬高度的计算火炬高度按下式计算。

$H-H_0$ 。— ΔH

式中 H —火炬高度, m;

H_0 —烟柱有效高度, m;

ΔH —烟柱抬升高度, m

$$H_0^2 = \frac{235M_0}{u C_0} \times \frac{C_0}{C_y} \quad (\text{Sutton 公式})$$

C_0 —有害气体浓度 (主要是 SO_2), mg/m^3

M_0 —有害物质排放, g/s;

u —当地年平均风速, m/s;

C_z —大气在垂直方向的扩散系数;

C_y —大气在水平方向的扩散系数。

$$\Delta H = \frac{v d_0^2}{u} (1.5 + 2.7 \frac{\Delta T}{T} d_0)$$

v —烟囱出口烟气流速, m/s;

d_0 —烟囱出口直径(火炬出口直径), m

T —烟囱出口处烟气绝对温度, K.

$$T = t_g + 273$$

T_g —烟气出口处的温度, $^{\circ}C$;火炬头筒体边的温度一般在 $800^{\circ}C$ 左右。

ΔT —烟气和大气温差, K;

u —当地年平均风速, m/s。

上述 H 没有考虑火焰高度, 火焰高度一般为 $118-12D_d$, 考虑火炬是处理事故和开停工排放气体的设施, 正常生产时排放量很小, 实际高度可适当降低。

(3)火炬蒸汽用量火炬蒸汽用量按下式计算。

$$W_s = W(0.68 - 10.8/M)$$

式中 W_s —喷入蒸汽量, kg/h;

W —放空气体流量, kg/h;

M —放空气体平均分子量

(4)火炬的热辐射火炬辐射的热量 Q 按下式计算。

$$q = \frac{\epsilon Q}{4\pi R^2} \quad J/(m^2 \cdot h)$$

式中 ϵ —火焰热辐射系数, 对烃类 $\epsilon=0.048M$, M 为放空气体平均分子量,

R —火焰中心距热辐射接受点距离, m;

Q —火焰放出的总热量, kcal/h;放空气体的燃烧低热值为 $10000kcal/kg$

32.4 火炬系统典型事故

(1)某厂管网车间的瓦斯压缩站的气柜, 发生抽瘪事故。

①事故过程。某厂瓦斯压缩站于 1991 年 4 月 1 日停工大修，为了防止气柜筒壁的硫化铁自燃产生明火造成事故，消防队现场检查后建议向气柜内通入蒸汽掩护。6 日车间安排 8 点开始拆气柜人孔，以便交出检修，拆前将掩护蒸汽停吹，由工艺一班负责拆卸人孔，刚拆了三个螺丝就发现空气从人孔向内倒吸。即准备向车间汇报处理，人还未离开罐顶，气柜顶紧接着就被抽瘪。

②原因及教训。气柜内吹蒸汽时，只打开了一个放空阀排空，当蒸汽突然停吹时由于气温低，蒸汽骤然冷凝，体积突然缩小，仅开一个排空阀，空气不能及时补充入罐，造成气柜负压抽瘪，因此操作时应考虑足够的空气通入，避免产生负压。

(2)吹扫不彻底火炬炸断 1965 年，某厂热裂化车间在 8 月 1 日 22:30 分火炬点火，由于设计上无专用蒸汽线或瓦斯线进行吹扫，点火时产生爆炸，使火炬筒 1/5 被炸掉。该事故的教训是：

①火炬设计时应充分考虑安全方面的因素，要加吹扫蒸汽线及瓦斯线。

②设备、管线投用前，发现设计上明显缺陷，则坚决不能投用，

(3)火炬分液罐人口堵盲板，造成硫化氢中毒 1984 年 10 月 23 日，某厂催化火炬出装置分液罐发生一起因硫化氢中毒死亡事故。

当日，催化装置停工后，需在出装置分液罐人口加盲板，以确保装置检修动火安全，当法兰螺丝快拆完时，检修车间一名工人被硫化氢熏倒，在场的人把他抬到空气比较新鲜的地方，很快就清醒了。发生这个事故后，大家都停下工作，有的找防毒面具，有的研究防护措施，这时来现场检查的一名厂调度员，虽然看到了上述情况，还说要上去看看，他爬到卸法兰的平台上，因硫化氢浓度大，正蹲下看法兰螺丝时，突然中毒倒下，经送医院抢救无效死亡。

此事故的原因和教育是火炬线多装置共用，管内瓦斯较多，没有处理好，对硫化氢毒害认识不足，必须加强气防教育，遇有硫化氢存在的部位，必须彻底处理，要有分析或配带防毒面具施工，确保人身安全。

(4)装置大量放空，火炬线断裂着大火 1993 年 8 月 26 日 6 时 30 分，某公司炼油厂加氢裂化装置开工过程中，发生一起火炬管线断裂爆燃事故，事故直接经济损失 8.463 万元，加氢裂化装置推迟开工 15 天。

此事故原因和教训是由于操作工违反劳动纪律，造成高分 D102 超压(17.16MPa)，安全阀起跳。由于安全阀动作期间 O 形密封圈损坏而失控不能复位，大量高压气体排入火炬管网，致使火炬线受到强烈冲击。发生前后位移、左右摆动及上下振动，造成 200 多米管线从管架上甩落地面，6 时 30 分在距火炬 100m 处有两个焊口发生断裂，大量可燃气体高速喷射出来并迅速扩散，约有 1.5m 长的火炬管线从 5m 高的龙门架上掉落，与地面碰撞产生火花，引爆可燃气体，在断口处着火。

原因：

①加氢裂化车间当班操作工违反劳动纪律、工艺纪律、操作纪律，在岗位上睡觉，致使 D102 压力超高长达一个半小时，未及时发现和调整，造成安全阀起跳，起跳后又没及时处理致使安全阀指挥阀阀芯 O 形密封圈损坏，安全阀不能复位，大量气体排入火炬管网。

②火炬系统脱液不认真造成存液，当大量高压气体喷出，高速气体在管内流动时推向前方，在管线高跨前积聚产生水击，使管线受到强烈冲击而甩落、断裂。

第 33 章 润滑技术与操作

33.1 摩擦、磨损与润滑原理

摩擦、磨损及润滑三者的关系是:摩擦是两摩擦表面间存在的阻碍相对运动的一种现象,磨损是摩擦的结果;而润滑是控制摩擦面间摩擦、磨损的重要措施。由此可见,三者是密切相关的,而润滑是搞好设备维护保养的基础。实践证明:盲目的使用润滑材料,光凭经验搞润滑是不行的,应该根据摩擦面间的磨损规律,选定润滑材料,确定适宜的润滑方式方法,并把选定的润滑剂按一定的量加到摩擦面上去,才能收到实际效果。因此,要搞好润滑就必须首先掌握摩擦、磨损的本质和规律。

(1) 摩擦的意义、分类及作用

①摩擦意义。当外力作用在两个相互接触的物体上时,就在其接触面间产生一种阻碍物体运动的阻力,这种阻力就称为摩擦。通过实验,由库仑于 1780 年提出了摩擦定律,其内容如下:

- a.滑动摩擦力的大小与接触面无关。
- b.滑动摩擦力的大小与滑动速度无关。
- c.滑动摩擦力的大小与接触面间的法向载负成正比。
- d.静摩擦系数大于动摩擦系数。

这一摩擦定律常用下式表示:

$$F=\mu N$$

式中, F 为摩擦力; N 为摩擦面间法向载负; μ 为摩擦系数。

②摩擦分类。摩擦的种类很多,可视摩擦的侧重点不同而有不同的分类,常见的几种分类如下:

a.按摩擦运动形式分类

①滑动摩擦。两个相互接触的物体,在外力作用下,沿接触表面相对滑动(或具有相对滑动趋势)时,存在于接触分界面的摩擦,称为滑动摩擦。如活塞在气缸中的往复运动就属于滑动摩擦。

②滚动摩擦。两个相互接触的物体,当一物体在外力作用下,沿另一物体的表面作滚动状态时,接触点与支承面之间所产生的摩擦就称为滚动摩擦。如滚动轴承、滚动导轨、滚动丝杠等。

同样材质的两个物体,其滑动摩擦系数要比滚动摩擦系数大 10---100 倍。

b.按摩擦时的运动状态分类

①静摩擦。当一物体在外力作用下,对于另一物体只具有相对运动趋势,并未有作相对运动,但已处于静止临界状态。这种情况下的摩擦叫做静摩擦。

②动摩擦。当一物体受到外力的作用,越过静止临界状态,而在另一物体的表面发生相对运动时,此时的摩擦叫做动摩擦。

静摩擦的摩擦系数要比动摩擦的摩擦系数大。

C.按摩擦是否发生在同一物体分类

①内摩擦。内摩擦是同一物体各部分之间的相对移动而产生的摩擦。如流体润滑情况下的摩擦就是利用润滑剂的内摩擦,石墨和二硫化钼等固体润滑剂,也是利用内摩擦;塑性加工的过程也是利用内摩擦。

②外摩擦。外摩擦是指两个相互接触的物体相对运动而产生的摩擦。其摩擦特性仅与两物体的接触部分的温度、表面状态有关;而与物体内部状态无关。

d.按摩擦表面润滑状态分类

④干摩擦。干摩擦是指摩擦副表面无任何润滑剂存在情况下的摩擦。在干摩擦过程中,由于摩擦面凸起峰的啮合和分子间的作用,而使摩擦力很高,摩擦系数高达 0.1~0.5 或更高,并且还伴随着产生磨损。因此,干摩擦在机械传动中是绝对不允许的,我们应当尽量防止。

⑤液体摩擦。两个相互摩擦物体的接触表面,被一层连续的润滑油完全隔开的摩擦叫做液体摩擦。这种摩擦的特点,是在界面间润滑液膜内同分子之间的内摩擦,液体摩擦力的大小,只与润滑油的粘度、滑动速度和接触面积有关;而与摩擦面的材料与状态无关。

液体摩擦时,摩擦表面不发生磨损。在一切机器部件摩擦表面上,应尽量建立液体摩擦,才能延长零、部件的使用寿命。

⑥混合摩擦。混合摩擦是指介于干摩擦和液体摩擦之间的摩擦形式。根据摩擦表面间油膜情况,又可分为半干摩擦、边界摩擦和半液体摩擦。当机器启动和制动时,各摩擦副表面都可能产生边界摩擦。而当机器在作往复运动和摆动时;它的负荷在剧烈变动时、或润滑油供应不足时都可能发生半干摩擦和半液体摩擦。

③摩擦作用。摩擦在机械设备运行中的作用,有好的一面,也有其不好的一面。摩擦在机械设备运行中的不良作用,总括起来有以下几点。

a 消耗大量的功。要使设备正常运行,就需要一定能量来克服摩擦面之间的摩擦力,此克服摩擦面间摩擦力所做的功为无用功,在总消耗功中约占 1/3 以上。

b.造成磨损。在摩擦副相对运动时,除了液体摩擦外,其余各摩擦状态,都存在不同程度的磨损。这种磨损积累到一定程度,就使机械零件报废,据统计约有 80%的损坏零件是由于磨损而造成的。

c.产生热量。用来克服摩擦力损失的那部分无用功,以能量转换形式变成热量散发出来,部分散发的热量使机械零部件温度升高,结果降低了机械的强度,引起了机械热变形,改变了原有精度,影响了机械的正常运转。

摩擦的这些不良作用,是机械设备的大敌,但又无法从根本上加以消除,惟一的办法是掌握摩擦产生的规律,采取措施,尽量减少摩擦。

摩擦在机械运行中可利用的一面,是指有些设备需要利用摩擦力来工作。如各种机械摩擦或无级变速器、摩擦离合器、摩擦压力机、紧固螺钉、螺母等,都是利用摩擦力来工作的。在这种情况下,既要设法利用摩擦,又要采取措施加大和控制摩擦,降低磨损,在矛盾中求统一。

摩擦在机械设备中是一个普遍存在的客观现象,对于机械设备的正常运行及使用寿命产生直接影响。但是,只要通过一定的措施,运用摩擦的这些规律,就可以合理的利用摩擦,并把它对机械设备的危害降低到最小限度。

(2)磨损的分类及其影响因素

①磨损现象。摩擦副的摩擦表面,由于摩擦而发生了变化,如表面凸峰的破坏、金属粉末的脱落、金属摩擦面形状、尺寸的变化、配合间隙的增大等等。这些现象统称为磨损。磨损是机械设备中普遍存在的现象,是导致机械零件损坏的主要原因之一。

②磨损的分类。根据磨损延续时间的长短,它可分为自然磨损和事故磨损两大类。

a 自然磨损。指机件在正常工作条件下,在相当长时间内积累的磨损。这种磨损的特点,是一种不可避免的自然现象。造成自然磨损的原因是:零件配合摩擦力的作用,冲击负荷的作用;高温氧化的作用;介质的化学和电化学的作用等等。

b.事故磨损。事故磨损是指机件在不正常的工作条件下,在很短的时间内产生的磨损。这种磨损的特点是磨损量不均匀的、迅速的增加,它会引起机器工作能力过早地或迅速地降低,甚至会突然发生机器或零件的损坏事故。所以称它为事故磨损或不正常磨损。事故磨损是由下列因素造成的:机器构造有缺陷;零件材料的质量低劣;零件的制造加工不良;部件或机

器的装配不正确:违反机件的安全操作规程和润滑规程;修理不及时或维修质量不高;以及其他一些意外的原因等等。在一般情况下,当自然磨损达到一定的极限值后,而又没有得到及时的修理,这是发生事故磨损的主要原因。因此,为了防止事故磨损的发生,就必须了解和掌握磨损的变化规律及其影响因素。

③磨损的影响因素。影响磨损的因素,对机械设备来说,既有内部的因素,也有外部的因素。下面列出一些主要的影响因素:

a.材料对磨损的影响。机件摩擦面材料的耐磨性能与材料的刚性和弹性有关,材料的刚性高,强度就高,硬度就高,耐磨性就好。但是,当刚性过高时,其脆性就增加,弹性就下降,易使材料表面产生磨粒状剥落,磨损增加。

b.表面加工质量对磨损的影响。所谓表面加工质量是指加工表面不平度的大小。表面不平度愈大,磨损就愈大。但表面不平度也不是愈小愈好。实验证明,小的磨损并不是在最小表面光洁度上获得。而是根据机件所受的载负性能、速度特性、工作温度范围和润滑条件不同,而有一个相应的最佳表面不平度,只有在这个表面不平度的情况下,才能得到最小的磨损量。

c.机件工作条件对磨损的影响。机件的工作条件,即受力的大小温度的高低,速度的快慢,摩擦运动的性质等,对磨损都会有影响,一般情况下,压力大,速度快,温度高,机件磨损就增加。尤以机件运动速度对磨损的影响最大。另外,机件的周围环境,如腐蚀性气体、水分、灰生、化学物质等,也对磨损产生一些不同程度的影响。

d.润滑对磨损的影响。在摩擦接触面间加入润滑剂,使之在摩擦面间形成油膜,造成液体摩擦条件,避免了金属摩擦面直接接触,这样不但可防止磨损,并可提高机件的耐磨性能。但在实际工作中,由于工作条件的变化,如负荷的变化,温度的变化,启动、制动、逆转等运动性质的变化,都将对液体润滑膜产生破坏性影响,严重时破坏液体润滑膜,使摩擦面直接接触,引起磨损。

e.装配质量对磨损的影响。装配质量是指机械各部件是否正确的装到应有的位置。它直接影响机械的正常运转和使用寿命,如装配不正确,将会引起载负不均衡,使应力集中,运转不灵活,产生振动、噪音,结果使摩擦过快,过早地磨损,严重的还会损坏机械。

f.维护保养对磨损的影响。维护保养对磨损的作用有两个方面。一是可以消除磨损引起的故障及隐患,二是能防止和减少摩擦

④磨损机理研究的新进展。为解决工业生产中存在的零件磨损和寿命问题,研究人员正进一步探求材料磨损机理和摩擦副表面在摩擦过程中的物理化学性能,以便更好地控制和预知磨损过程。

目前对磨损机理的研究已取得巨大进展,对磨损颗粒的分析技术也得到了提高,已经能够对单一类型的磨损机理作出较好的说明,但由于实际磨损是多种磨损机理同时作用,增加了磨损研究和预测的复杂性。许多学者在上述研究成果的基础上,提出了加强研究控制和防止磨损的方法,设计更合理的结构,选择最适当的材料与最佳润滑,以使机械零件的磨损最少,使用性能最优。

(3)润滑的原理、作用及分类

①润滑原理。把一种具有润滑性能的物质,加到机体摩擦面上,达到降低摩擦和减少磨损的手段称为润滑。常用的润滑介质有润滑油及润滑脂。润滑油和润滑脂有一个重要的特性,就是它们的分子能牢固地吸附在金属表面而形成一层薄薄的油膜的性能,我们称这种性能为油性。这层薄薄的油膜为边界油膜。边界油膜的形成是由于润滑剂是一种表面活性物质,它能与金属发生静电吸附,并产生垂直方向的定向排列,从而形成了牢固的边界油膜。边界油膜虽然很薄,但是在一定条件下,能承受一定的负荷而不破裂。在两个边界油膜之间的油膜,称为流动油膜,完全的油膜是由边界油膜和流动油膜两部分组成。

这种油膜在外力作用下与摩擦表面的结合是很牢的, 可以将两个摩擦表面隔开, 使机械表面的机械摩擦转化为油膜内部分子间的摩擦, 从而减少了摩擦和磨损, 达到润滑的目的。

②润滑作用。润滑在机械设备的正常运转, 维护保养中起重要作用。这可以从以下几点来说明:

a.控制摩擦。摩擦面间进行润滑后, 由于润滑剂介在两摩擦面之间, 使两摩擦面分开, 从而改变了它们的接触状况, 也改变了摩擦面之间的摩擦力及摩擦系数, 在实际中可以利用不同的润滑剂, 不同的存在状况等手段来控制机件间的摩擦。

b.减少磨损。润滑之所以能减少磨损, 是由于它将磨损的根源, 即摩擦降低到最低限度, 在液体润滑状态下, 这种作用是最为明显的。另外, 液体润滑剂还能清洗机件摩擦表面上的灰尘和金属磨粒等杂质, 防止和减少了磨损的发生。

c.降温冷却。降低摩擦面的温度是润滑的一个重要作用。在机械设备运转过程中, 为了克服摩擦力而所做的无用功转化为热能, 其结果使金属产生热变形, 以致达到熔点, 使摩擦面产生粘着。采用液体润滑剂不但可以减少摩擦热的产生, 而且还可以将摩擦面上产生的热量及时的散发出去。

d.防止摩擦面锈蚀。各种机械的摩擦表面上, 当有润滑剂覆盖着时, 可以有效的阻隔金属表面与空气、水滴、腐蚀性气体及液体、灰尘等的接触, 从而阻止了金属表面的生锈及腐蚀。

e.密封作用。使用在蒸汽机、压缩机、内燃机等润滑油, 不仅能保证润滑, 而且也使气缸及活塞间具有高度密封作用, 使之在高速运转中高度密封而不漏气。

f.传递动力。不少润滑剂具有传递动力作用, 如液压传动, 其动力不是由一个部件传到另一个部件, 而是通过液压传递的。齿轮在啮合时, 其动力也不是齿何直接传递, 而是通过一层润滑剂来实现的。

g.减振作用。汽车的减振器就是通过油液减振的。所有润滑剂都有在金属表面附着的能力, 且本身剪切应力小, 所以在摩擦面受到冲击负荷作用时, 也都具有吸收冲击能的本能。

③润滑分类。润滑的分类可视研究对象和内容的不同而不同, 下面介绍两种常用的主要分类

a.根据润滑介质分类

①气体润滑。用气体作润滑剂, 如空气、氧气, 在气体轴承中的轴承润滑即气体润滑。

②液体润滑。如用矿物油、乳化液及水作润滑剂的润滑。

③油脂润滑。如用矿物油润滑脂及植物油润滑脂。

④固体润滑。如石墨、二硫化钼等润滑剂。

⑤油雾润滑:用压缩空气或蒸汽将油雾化后送至润滑点的润滑。

b.根据摩擦副表面之间润滑状态分类

①液体润滑。在两摩擦面之间有液体润滑剂, 将两摩擦面完全隔开的润滑状态称为液体润滑。

②半液体润滑。由于摩擦面不平或负荷变化等因素, 使部分流体润滑膜遭到破坏, 油膜变得不连续, 呈现出部分液体润滑状态的润滑。

③边界润滑。两摩擦面之间有一层极薄的润滑膜, 但不能移动的润滑状态称为边界润滑。

④半干润滑, 半液体润滑及边界润滑中的润滑油膜大部分遭到破坏的润滑状态, 就称为半干润滑。

④润滑理论及装置的新动态。近 20 年来, 在润滑理论方面的研究工作, 仍然是围绕着对雷诺方程求解, 并将其应用于研究各种表面形状的轴承。依靠有限元素法及电子计算机, 已能解表面弹性变形方程;应用光学方法及高灵敏度传感器, 对弹性流体动压润滑油膜作了

研究.应用红外测温技术,研究粘性液体高频剪切影响以及测量高压下粘度变化.另外,在高温及特殊条件下的边界润滑问题,流体及固体润滑膜的作用机理也已取得较大的进展,并在设计及生产中得到了广泛的应用。

在润滑装置的开发上,目前世界各国发展了各种类型的集中润滑装置,第一步把油箱、油泵及配置装置组成一单元,第二步把油泵与配置装置分开,并使用计盘阀及顺序分配器。另外,还开发了带有监测和控制系统的自动化润滑装置,能自动的监测及控制润滑油温、油压及流量,能随时保证润滑系统在正常状态下工作。

33.2 润滑剂的性能、分类与管理

(1)润滑剂的性能作为一种润滑剂,它应该具有以下 3 个方面的基本性能:

①有关基本的润滑性能

a 适当的流动性或塑性,以便形成隔离摩擦表面的油膜。

b.一定程度的润滑性能或油性,以适应边界润滑的条件。

c.纯净而无污染,以保证润滑效果。

d.能粘附在摩擦表面上,不致被挤压脱开。

e.抗乳化能力强,不易乳化降低润滑效果、

②有关保证使用寿命的性能

a.化学稳定性高,在使用过程中不致迅速氧化变质。

b.较低的挥发度,能维持较稳定的粘度和较长的寿命。

C.抗水洗能力强,不致受水冲洗而脱离摩擦面。

d.能抵抗核辐射,而不被破坏。

e.抗泡沫性好、不让生成泡沫而降低润滑作用。

③有关保护润滑表面方面的性能。

a.抗腐蚀性性能好,使金属零件表面不受腐蚀损害。

b.抗锈性能好,能保护金属表面完好无损。

C.抗火性好,不致引起火灾。

d.密封性好,能阻止杂质进入。

(2)润滑剂的分类

现代应用的润滑剂大致可以分为以下 4 类。

①气体润滑剂。常用的气体润滑剂有空气、氮和氢等 a 以空气为最广。气体润滑剂的特点是摩擦系数低于 .001,几乎等于零;气体粘度随温度的变化也极微小,另外,来源广泛,成本低也是它的一大特点,气体润滑剂适用于要求摩擦系数很小,或转速极高的精密设备和超精仪器的润滑。如航海所用的定向陀螺仪,计算机,对一些不允许漏油的设备,如某些食品、纺织、化工反应设备等。

气体润滑剂在应用中的一大缺点即是负荷能力低,空气润滑轴承的负荷能力只是油润滑的几十到几分之一,所以只限于在极轻的负荷下采用。

②液体润滑剂。液体润滑剂包括矿物润滑油、合成润滑油、复合油、液体金属等,尤以矿物润滑油被各种行业广泛的采用。

各种润滑油都有一系列主要的理化性能指标,包括粘度、闪点、机械杂质、酸值、凝固点、水分、水溶性酸与水溶性碱的含量、残碳、灰分、抗氧化安定性、腐蚀试验和抗乳化度等。这些理化性能指标作为选择润滑油的主要依据,一般润滑油的选择原则如下:

a.在保证机件安全运转条件下,应优先选用粘度小的润滑油,以减少能量消耗。

b.在高速轻负荷工作条件下,应选用粘度小的润滑油;而在低速重负荷工作条件下,应选用粘度大的润滑油。

c 在冬季工作的摩擦零件,应选用粘度小和凝固点低的润滑油;而在夏季工作的零件,应选用粘度大的润滑油。

d, 受冲击负荷和作往复运动的摩擦零件,应选用粘度大的润滑油。

e 工作温度高、磨损较严重和加工粗糙的摩擦表面时,应选用粘度较大的润滑油。

f.压缩机、冷冻机等都应选用其专用润滑油;当没有合适的专用润滑油时,可以临时选用主要理化指标(粘度)相近的润滑油。

g.应尽量采用易储运、保管、来源方便、价格低的润滑油。

③半固体润滑剂。润滑脂属半固体润滑剂,它是由矿物油和稠化剂混合而成的,润滑脂的静摩擦系数较小。所以当摩擦零件在运转时,其工作情况与普通润滑油基本上是一样的,而且在运转及停车时都不会泄漏。润滑脂的主要功用是减磨、防腐和密封。它有针对性、滴点和皂分等几个主要理化性能指标,供选用作参考。一般选用原则如下:

a 重负荷的摩擦件,应选用针入度小的润滑脂。

b.高转速的摩擦件,应选用针入度大的润滑脂。

c.冬季及低温条件下工作的摩擦件,应选用低凝固点和低粘度润滑油稠化而制成的润滑脂;夏季或高温条件下工作的摩擦零件,应选用滴点高的润滑脂。

d.润滑脂的代用品,应根据滴点和针入度来选择,皂化含量也应符合要求。

e 潮湿或与水分直接接触的条件下工作的摩擦零件,应选用钙基润滑脂;而在高温条件下工作的摩擦零件,应选用钠基润滑脂。

④固体润滑剂。固体润滑剂是指具有润滑作用的固体粉末或薄膜,目前常用的固体润滑剂有二硫化钼、石墨及聚四氟乙烯等。

a 二硫化铝具有良好的润滑性、粘着性、耐温性、抗压减摩性及抗化学腐蚀性等优点,对于高速、高负荷、高温、低温及有化学腐蚀性等工作条件下的设备,均有优异的润滑性能。

b.石墨在大气中及 450°C 以下时,摩擦系数为 0.15-0.20,可短期使用,在 426°C 下可长期使用,石墨的快速氧化温度为 454°C,石墨的抗化学腐蚀性能非常好,但抗辐射性能较二硫化铝差。

c.聚四氟乙烯的摩擦系数 0.04,如在负荷很高时可低达 0.016,聚四氟乙烯价格虽较高,但因有特低的摩擦系数及特高的化学和热安定性,故也是应用最广泛的固体润滑剂之一。

d.尼龙的摩擦系数比较高,为 0.35。但随着负荷的增加,其摩擦系数逐渐降低,当负荷很高时,可以降至 0.1~0.15,在用水、油润滑时,则还可大大降低摩擦系数,在尼龙中加入玻璃纤维、二硫化钼、石墨和其他填充剂,可以克服其某些缺点,并能降低成本和增加强度。

⑤润滑油(脂)、添加剂。在机械动力设备加速更新换代的今天,对润滑油(脂)的性能及质量提出了更高的要求,单一品种的润滑油(脂)已不能满足其需要,为解决这一问题,最经济而有效的办法是应用添加剂。添加剂是为改善油品性能和质量而添加的一种或几种化学物质,它主要是有机极性化合物和一些分子量较大的聚合物,企业需要具有某种特性的润滑油,而在市场上又得不到供应时,可借助添加剂配制所需要的油品来解决。润滑油添加剂可分为以下 9 种,即清净分散剂;抗氧抗腐添加剂;极压抗磨添加剂;油性添加剂;抗氧化添加剂,增粘添加剂;防锈添加剂;降凝添加剂;抗泡沫添加剂。

使用添加剂后的润滑油(脂),价格虽然略有增加,但使用经验表明,它可以显著的延长润滑油(脂)的寿命,满足较为苛刻的使用要求,从总的价格平衡及资源利用来看还是合理的,因此,国外对润滑油(脂)新型添加剂的开发工作层出不穷,是润滑剂发展的动向之一。

(3)润滑剂的管理设备润滑管理工作的一项重要内容,即是润滑剂的管理,润滑剂的管理可以分为以下 5 个方面。

①润滑剂的供应管理制度

a.供应部门根据设备动力部门提出的年度、季度及月份润滑剂使用计划,如期按牌号、

数量、质量采购供应。

b.进厂油品一定要经化验部门检验其主要质量指标,合格后方可接收,对不合格油品要求供应厂家退换,或采取技术处理措施。

c.供应部门对紧缺油品,应提前与设备管理部门研究采用代用油品,以免供应脱节影响使用。

d.人库油料必须专桶专用,标明牌号、分类储存、转桶时应过滤;所有油桶都要将盖子盖好,露天存放的油桶,应防止雨水及杂质进入桶内。

e.遇有油品质量问题时,供应部门应会同润滑工程师一起到现场研究处理,不得随意发放。

②润滑站及油库的管理制度

a.油库的各种设施必须符合有关安全规程,严格遵守安全防火制度,按特级防火区要求设置消防设施。

b.油库油料人罐、转桶要过滤,油罐、油桶要专用,标明牌号、分类存放、严禁混装,盖子要盖好。

c.收发油料必须按规定做好记录,不得乱发、错发,定期按要求汇总上报有关部门,按月分析消耗,核对实物,发现不足要及时补备口

d.按工艺要求配制切削冷却液及工艺用油,中央试验室负责配方及技术指导,并定期检验其质量稳定性。

e.回收的废油要用专用油桶,分类存放,有条件时进行废抽再生工作。

③设备换油用油的管理制度

a.有计划的进行设备清洗换油,避免润滑油脂在使用一定时期后,由于物理和化学因素使油质劣化,不符合润滑要求。

b.根据设备经济合理换油周期,制定设备清洗换油计划,并尽可能与设备的定期维护计划相结合,以减少停工及节约劳力。

c.甲定期更换切削冷却液,清理储油箱,不使用变质腐败及使机床、工件发生锈蚀的工艺用油液。‘

d.进口设备用油应尽量立足国内,选用或研制代用品,代用油料及添加剂的配方应保持原料油基本特点,并满足设备润滑需要。

e.各用油单位均须做好油液的回收处理工作,防止浪费及污染环境。

④废油回收及再生管理制度

a.用油单位换下来的废旧油料,必须全部回收、不得流失、抛弃。

b.建立油料再生站,集中管理回收废油,经加工后质量符合技术标准的油品可用于生产,不合格者不得使用。

c.回收的废油必须去除水分及杂质,并应根据不同品种及污染程度分别回收保管、以利于再生。

d.废油桶应有明显标志,严禁与新油桶混放、混用。

⑤润滑剂的质量管理制度

a.定期目测观察,发现质量异常,立即取样化验。

b.储存的润滑剂采取先进先用的办法,对储存期较长的润滑剂,在发放前按规定项目采样检测。

油罐要定期清洗,周期不超过3年,重质油罐不超过2年,减少倒罐、倒桶及油品·移动。

d.润滑剂在使用中要有一套质量监控管理办法,以确保及时发现异常情况,不合格的油品被及时检出及时得到更换。

33.3 工业设备常用的润滑方式及操作

(1)工业设备常用的润滑方式及其适用范围由于设备的运动状况、工作环境和性质不同，所以设备选用的润滑剂及润滑方法也各不相同。常用油液润滑及脂类润滑两种。油液润滑一般内摩擦系数低，兼有润滑与冷却两种功能，清洗换油一般不需要拆开机件，维护方便。脂类润滑用于温度较高的摩擦副，亦适用于具有变动负荷、振动和冲击的机械。脂润滑装置结构简单，不易泄漏，但内摩擦系数较高，当超出其适用工作温度范围时，会因流失而丧失润滑性能，更换时一般需拆开机件。

①油液润滑方法及其适用范围。油液润滑方法及适用范围见表 33-1 e

表 33—1 油液润滑方法及适用范围

润滑方法		润滑装置	适用范围
间歇无压润滑		①带喇叭口的油孔 ②压配式压注油杯 ③旋套式压注油杯	低速、轻负荷、间歇工作的摩擦副，如齿轮、链条、钢丝绳等简易机械设备
间歇有压润滑		①直通式后注油杯 ②接头式后注油杯	低速、小负荷、间歇工作的摩擦副，如机床、汽车、拖拉机、农业机械等简易机械设备
连续无压润滑	油绳、油毡润滑	①带油芯弹簧盘油杯 ②毛细制的油毡	低速、轻负荷的轴承及一般机械
	滴油润滑	针阀式注油油杯	数量不多而又易靠近的摩擦副上，机床导轨、齿轮、链条等
	油杯、油链、油轮润滑	①装在轴颈上的油杯、油链 ②固定在轴颈上的油轮 ③油轮	连续旋转，转速不低于 50~60r/min 的水平轴，如减速机轴承，电动机轴承 润滑减速机内齿轮装置，其圆周速度不大于 10~12m/s
	强制润滑	①柱塞式油泵 ②叶片式油泵 ③齿轮泵	油压在 10MPa 以下，润滑油需要不大而负荷相当大的摩擦副 油压在 0.3MPa 以下，需要油量不大的摩擦副，变速箱等 油压在 1MPa 以下，油量需要不等的摩擦副
连续压力润滑	喷射润滑	喷嘴	圆周速度大于 12~14m/s，用飞溅润滑效率较低的闭式齿轮
	油雾润滑	油雾发生器	高速滚动轴承，滑动轴承，齿轮、蜗轮、链条及滑动导轨
	稀油润滑		金属切削机床、轧钢机及有大量润滑点或某些不易靠近危险的润滑点

②脂类润滑方法及其适用范围。脂类润滑方法及适用范围见表 33 — z0

表 33—2 脂类润滑方法及适用范围

润滑方法	润滑装置	适用范围
间歇无压润滑	不需装置，人工涂抹	用在低速粗糙的机器上
连续无压润滑	设备的机壳	转速不超过 3000r/min，温度不超过 115℃的滚动轴承，圆周速度在 4.5m/s 以下的摩擦副，重负荷的齿轮传动和蜗轮传动、链、钢丝绳等
间歇压力润滑	①旋套式油杯 ②压注式油杯 ③安装在同一块板上的压注油杯	圆周速度在 4.5m/s 以下的摩擦副 速度不大和负荷小的摩擦部件，以及部件构造要求采用小尺寸的润滑装置 布置在不便加油部位上的各种摩擦副
压力润滑	手动干油站	单独设备的轴承及其他摩擦副
连续压力润滑	①电动干油站	润滑各种机器的轴承及其他摩擦副，高炉、铸钢、破碎、吊车等重型机械设备
	②风动干油站	润滑各种机器的轴承及其他摩擦副，高炉、铸钢、破碎、吊车等重型机械设备。具有压缩空气管网的大型冶金厂，或电源不方便之处
	③多点干油站	用于重型机械及液压设备的单机润滑，直接向轴承及摩擦副自动供油

③各种润滑方法的优缺点对比。各种润滑方法比较见表 33-3 0

表 33-3 各种润滑方法比较

润滑方法			供油 质量	安全 可靠	冷却 作用	耗油量 大小	装置 复杂性	维护 工作量
油 润 滑	一次 使用	手工加油润滑	差	差	差	大	低	大
		滴油润滑	中	中	差	大	中	中
		油绳及毡块润滑	中	中	差	中	中	中
		离心送油润滑	好	好	差	中	高	小
		油泵送油润滑	优	好	优	小	高	小
	循环 使用	飞溅及油杯润滑	好	好	好	小	中	中
		油杯、油链、油轮润滑	好	好	中	小	中	小
		喷油润滑	好	好	好	中	高	中
		压力循环润滑	优	好	优	中	高	中
		集中润滑	优	优	中	中	高	小
脂 润 滑	一次 使用	脂杯润滑	中	中	差	中	小	小
		脂枪润滑	中	差	差	大	小	大
		集中润滑	好	好	差	中	大	小
	循环 使用	内在润滑	中	好	差	小	小	小

(2) 操作人员对设备润滑工作的职责

①熟悉所操作设备的润滑系统和各部位的润滑方法，严格按照“五定”要求正确合理润滑。

②班前检查加油定期维护时，应检查并清洗油毡、油线、油杯、油窗、粗滤网、冷却箱等，保持设备处于良好润滑状态。

③出现润滑故障不能排除时，应及时通知维修工处理，发现油变质和油箱缺油时，及时通知润滑工处理。

④配合维修工、润滑工进行设备维修、清洗及换油。

⑤保持切削冷却液的清洁，按期更换并清理冷却箱，防止冷却液变质腐蚀设备、

⑥保管好自己使用的润滑工具，保持其清洁完好，保持好设备上的润滑标牌和加油点标志。

上述各项工作职责与维修工及润滑工的分工原则一般如下：

①操作工负责每班、每周加油(脂)一次或多次的润滑点，用手动润滑油泵加油(脂)，及开关滴油杯、旋拧脂杯、监视油窗上油及油位等。

②润滑工负责为储油箱定期添油，清洗换油，往机动、手动润滑泵内添加油脂，为输送链、传送带等专用设备定期加油(脂)，按计划取油样送检等。

③维修工负责润滑装置及过滤器的修理、清洗与更换，大修与检修中拆卸部位的清洗换油(脂)及治理漏油。

33.4 润滑系统常见操作事故及防止

设备由于不停的运转，就要发生摩擦和磨损，如果润滑不良加速磨损，甚至发生严重事故，根据事故统计分析，50%以上事故是由于润滑不良而发生的，现将常见润滑故障及其预防措施介绍如下。

(1) 滚动轴承发生故障的特征、原因及预防措施

①接触面圈滚动沟纹光泽变暗，原因为落入灰砂、油中有杂质。

②轴承表面出现锈蚀性斑点(麻点)，原因为周围有锈蚀性气体、油中含有灰分，水分过大，或呈酸性.预防措施:改进防护装置，定期清洗换油，保证油料清洁，严格用优质润滑油，加强定期检查。

(2) 滑动轴承发生故障的特征、原因及其预防措施

①与滚动轴承第一种情况相同。

②表面出现凹坑，色泽变暗，出现抱轴现象，原因为单位接触面积压力过大，缺油，或油粘度过大或过低。

预防措施:与第(1)条相同。重新剖研，改善润滑条件，保证供油量充足，粘度适当，油性较好的润滑油。

滑动轴承轴颈发生的故障特征原因及预防措施:

出现过热抱轴、粘连现象原因为材料不适宜，压力过大，油粘度过大或过低，以及缺油形成干摩擦等。

预防措施:适当改进润滑条件，油量足够，粘度适宜，用油性较好的润滑材料。

(3)齿轮发生故障、原因及预防措施表面出现凹坑沟纹等，原因为表面硬度低，接触不好，负荷太大，润滑不足。

预防措施:改进工艺，提高硬度，采用适宜的粘度油，保证充足润滑，提高膜强度。

(4)滑动导轨发生故障的特征及预防措施

①表面出现直纹划伤现象，且表面发暗，变粗糙，原因为表面落入尘砂、铁屑末颗粒，油中有机杂质等。

预防措施:改进导轨质量，严格控制过滤，注意按时加注油。

②表面出现凹坑纹沟，原因为缺油，局部负荷过大。

预防措施:重新刮研，改进工艺，改善接触情况，提高油的油性，注意润滑，改善润滑条件。

③导轨低速，产生爬行振动，个别情况有噪声。其原因复杂，但从润滑考虑，由于压力大油膜不易形成等。

预防措施:采用含极压添加剂的导轨油，或用高粘度油加入 1%—3%二硫化相粉掺合使用。

(5)润滑油泵发生故障特征、原因及预防措施

①不运转或不上油。不运转或不上油的主要原因有:

a 油面过低吸油管过滤网露出油面，预防措施应加油到油位。

b 油泵旋转方向不对，预防措施应调整油泵安装方向，或调整电机转动方向。

c 过滤器或油管堵塞。预防措施应清洗疏通。

d.油泵间隙过大，产生内泄漏，预防措施应更换磨损严重零件。

e.其他原因:电压过低，转速低，油管堵塞，低温时粘度过大，预防措施:调整电压、转速，疏通油管，选择合格粘度油品。

②发生噪声、压力不稳定。主要原因有:

a.电机轴与油泵轴不在同一中心线上，以使油泵发出金属摩擦声，预防措施:选用强性联轴节，调整安装误差。

b.空气进入油泵，发出噪声引起压力不稳定，油量不足，有漏气现象。预防措施:检修泄漏部位，油面低，吸空，补油到规定油面。泵的转速过高或过低都可造成压力不稳，

c.油泵产生振动，其原因:油泵进入空气，油泵内有损坏现象，因此发出撞击及振动。预防措施:应检修，检查松动零件，拧紧后即可消除。

d.设计不当，当齿轮重叠系数大于 1 时，油在两个齿间被闭塞，高压油从缝隙中挤出，使油泵工作时产生振动及冲击。预防措施:在泵体端面上铣一个油槽，避免闭塞，就可消除振动。

③油温过高，齿轮与泵体之间，转子与定子之间的间隙过大，超出公差范围。

预防措施:拆卸后按公差范围重新装配;输油管路被堵塞，应清洗疏通。

综上所述，润滑故障是错综复杂的，要提高判断能力，找出产生故障的真正原因，对

症加以排除。先进的办法是在润滑管理中采用新技术，在润滑系统中安装监测润滑故障的机器、仪表，以及对使用中的润滑油质量进行质量监测，来预测机械设备运行故障和油剂质量的变化，从而杜绝事故的发生。

第 34 章 设备状态监测、故障诊断技术与操作应用

为了保证化工装置安全、稳定、长周期、满负荷、优质生产，实现更好的经济效益，一个十分重要的前提就是，必须使设备处于正常的运行状态。由于化工生产的连续性，工艺过程的主要设备运行状态如何，牵动整个装置。一旦这些关键的设备故障停车，必然造成全装置停车，经济损失巨大。

34.1 设备状态监测与故障诊断简介

(1)机械故障。一台机器，在它应达到的功能上丧失了能力，称为这台机器发生了故障。故障按程度分可分为破坏性故障，即机器与设备立即丧失其功能;功能性故障，即降低设备功能但未完全丧失功能;停车故障:人为误操作引起。

故障按性质分可分为磨损性故障:机器或系统正常运行时磨损引起的故障，实际上反映了机器的寿命。错用性故障:运行中操作不当，或意外情况引起机器中的某些零部件失效。而产生的故障和固有的薄弱性故障:机器或系统运行时，各运行参数未超过设计值。但由于设计和制造不恰当，造成机器或系统中存在某些薄弱环节，而形成的故障。

(2)设备的状态监测和故障诊断。一个系统或一台机器在运行过程中，必然有能量、介质、力、热、摩擦等各种物理和化学参数的传递和变化，必然会产生各种各样的信息，这些信息会直接或间接地反映出系统的运行状态。对设备或系统当前运行状态的识别，称为设备或系统的状态监测。

机械设备运行过程中产生的各种信息，通过状态监测、识别，判断出机械设备是否发生了故障，故障性质、部位、程度等.称为故障诊断。设备失效后或发生事故后进行的各种分析称为设备的失效分析。

按照在线监测和诊断装置所预报的设备故障状态，来确定设备的维修工作时间和内容，称设备状态维修或预知维修。

设备状态监测、故障诊断流程图见图 34-1。

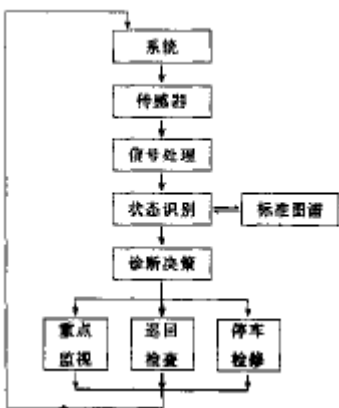


图 34-1 故障诊断流程图

在设备或系统的状态监测中，如果识别出异常状态，就要对其产生的原因、部位、危险程度进行诊断和评价，决定其修正和预防的方法，并实施。故障诊断分类如下：

①简易诊断。由现场工程技术人员实施，对设备的运行状态迅速有效地做出概括性评价，它具有下列功能：

a.设备的应力状态和趋势控制, 异常应力检测。

b.设备的劣化和故障趋向控制及早期发现。

c.设备的监视与保护口

②精密诊断。目的是对简易诊断判定异常的设备进行专门的精确诊断, 由专家进行, 其功能为:

a.确定故障类型, 了解故障产生的原因。

b.估算故障的危险程度, 预测其发展。

c.确定清除故障, 恢复和改善设备至正常状态的方法。

d.应包括应力定量技术:指用试验测定和计算技术对设备的机械应力, 温度应力, 电应力的定量判定。

(3)设备故障诊断与失效分析技术:用故障诊断技术和失效分析技术, 对设备的关键部位进行无损检验、破坏检验、断口分析、金相分析、化学分析以及对机械设备所处的工程结构, 原设计、工艺流程进行诊断的技术。故障诊断的理论基础是高等数学、物理学、化学。

对被诊断对象当前运行状态的识别称系统识别, 识别时要确定能灵敏地反映系统故障状态的系统某些特征指标为故障诊断的敏感因子。当系统故障状态发生微小变化时, 对应的这个特征指标就会发生较大变化。

(4)诊断用标准频谱数据库:将由状态监测系统上测得的设备实时动态特征信号, 经数据处理后得到的敏感因子数值, 与事先编制好的, 反映设备或系统不同部位和不同程度故障的敏感因子进行比较, 据此判断出实际运行系统故障的性质、部位和程度。这个事先编制好的数据、图表, 即对应于各种不同位置和不同程度的故障的标准敏感因子值的集合, 形成了存储于计算机中诊断用的标准数据库。从接受传感器一信号处理系统送来的敏感因子的监测值开始, 到把这些数据或图形与标准频谱数据库中的数据或图形进行比较, 来确定系统故障的性质、位置、程度。这就是故障识别的全过程。

34.2 转动设备的状态监测与故障诊断及操作应用

(1)机械振动某些条件或因素的存在, 可能引起这些物体在其平衡位置附近做微小的往复运动口这种每隔一定时间的往复运动称为机械振动。

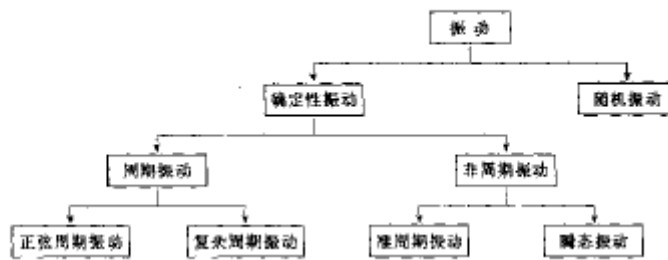
把在空间的固定的一点作为基准点, 观察机械振动系统某一点运动。有时, 也可能是机械振动系统中一动点, 作为基准点。据此, 常把装置中的一点, 作为空间固定基准点, 来测量另一点。选用机械、电子、光学的方法。或把装置安装在振动体上, 观察安装部分与其他部分的相对运动。

研究对象(机器、结构)称为系统;外界对系统的作用或系统自身运动产生的力, 称为激励或输入, 系统在激励作用下产生的动态行为, 称为响应或输出。

振动分析就是研究系统、激励、响应这三者之间的相互关系。’振动诊断就是对正在运行的系统或给非工作状态的系统某种激励, 或者是正在运行的系统自身产生的力引起对系统的激励, 测量其振动响应。

对由测量响应得到的各种数据进行分析处理, 找出系统的敏感因子, 将敏感因子数据与事先制订好的标准系统敏感因子进行比较。据此判断出系统运行状态正常与否, 是什么部位, 什么程度的故障发生。

振动的分类如下页图所示。



建立一个振动系统参数(质量、刚度、阻尼)、激励、响应三者之间的关系式,称为描述振动系统运动的微分方程式。微分方程式的解,表示振动体位移、速度、加速度随时间变化的规律,一般称为时间历程曲线。以上为确定性振动。

还有一类振动系统不能用数学式描述的为随机振动。

以频率为横坐标,振幅(速度,加速度)为纵坐标来描述振动称为振动频谱图。

(2)引起振动的原因分析

①旋转轴的临界转速。旋转轴在某一特定回转角速度下,产生激烈的弓状回旋振动,此时轴的回转角速度称为临界转速。可以认为,轴的临界转速与轴的横向振动的固有频率有关。在临界转速下产生的振动甚至可。损坏轴与,承。对单圆盘,临界转速、 $k = \sqrt{\frac{EI}{m}}$ 为轴的刚度,二为圆盘质量。临界转速在数值上等于转子不转动,做横向自由振动时的固有频率。任何转子都不允许在临界转速下工作。工作转速比临界转速低的称为刚性轴;反之,称为柔性轴。

②滑动轴承的油膜振荡。使用滑动轴承时存在口在普通滑动轴承中,可以认为油膜按轴的平均转速 $\frac{1}{2}$ 旋转。引起油膜振荡的初始速度为临界转速的2倍。一旦出现,即使增大转速,也不会停止。油膜共振时,轴颈中心涡动频率为转子一阶固有频率。轴心弓状回旋方向与转子旋转方向相同。弓状回旋速度与轴的速度没有直接的关系,几乎与临界转速相同。容易浮出来的轴颈,更容易发生油膜振荡。防止油膜振荡的方法,在高载荷低速时,最好用图形轴承,在低载荷高速时,最好用倾斜一衬垫轴承。或选用非圆形轴承、浮动轴瓦轴承等,

③滚动轴承的振动口该振动与噪声一起讨论。振动频率 $<1000\text{Hz}$ 时,为振动问题, $>1000\text{Hz}$ 时,为噪声问题。其原因如下:

a 由于滚珠直径不均引起的振动。

b 由于轴承结构引起的振动。对水平轴,当钢珠通过轴的正下方时,轴会略微上抬,产生轴的上、下运动,振动产生。

可以采取的措施包括:

a 让径向间隙最小。

b 给滚珠轴承施加预压力,注意安装公差。

c 改善轴承润滑条件。

其他有关振动原因有加工表面波纹;轴承护圈;伤痕;尘埃和正常滚珠轴承的整体振动。

d 旋转机械的平衡与失衡。当转子重心通过轴心,转子运转中仅由重蚤而作用于支承上的力永远向下,则该转子是平衡的。

反之,由于工作误差,材料不均匀及其他原因,使转子的重心偏离了回转轴的中心线,就会产生离心惯性力 $Pr = mR\omega^2$, 这里, m 是不平衡质量, R 是不平衡质量,到中心的距离,。 ω 是角速度。此力作用于支承上产生不平衡力,使支承摇摆振动。研究该不平衡力的微分方程的解表明:该不平衡力产生的振动的振幅,正比于不平衡质量。、二与中心的距离,并与转速的平方成正比。可见,要消除这个不平衡的惯性力,转子应进行平衡。为此,在不平衡质重二对面加上一个质量 m' 使 $pr = pr'$, 即 $mr\omega^2 = m'r'\omega^2$ 。转子重新启动之后,惯性力的合力为0。

此时，对轴承来说，只有一个方向不变的重力作用，使转子又恢复了平衡状态(见图 34-2)。

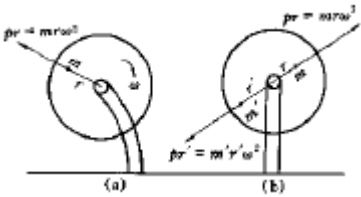


图 34-2 转子的失衡与平衡

(a)不平衡状态; (b)平衡状态

在一台机器所有的振动中，呈现一个主要频率成分，它与某一个部件的转速一致。这就表明应对该部件进行平衡，以降低其振动强度。其实，任何一种旋转部件都有特定的、可识别的频率，这个频率与该部件的运转特性有关，称为工频。因此，可以用工频来识别由该部件引起的振动。具体做法是，对新旧设备挤首先记录下机器在标准工况下良好运行时的振动数据为基线数据，这是今后为故障状态振动测试数据比较的基础。通常是把机器的某些特定点的振动位移、速度和加速度作为频率的函数记录下来。而一般的振动发生在机器的各个轴承上，测其水平、垂直、轴向的振值。得到基本数据之后，就可以在机器的各特定点上定期进行周期性振动测试，可以在线连续监视。而其中任一部件的故障都会通过对应频谱上的振动级的增加而显露出来。

⑤共振二当激励频率达到某一频率时，振动幅值最大。在简谐激振力激振条件下，可以有位移共振，速度共振，加速度共振三种共振频率。只有速度共振等于无阻尼时的固有频率。可以用相位法判定速度共振，可排除阻尼因素。用速度传感器来判别共振时，记下图像变成直线时的频率，便是振动体的速度共振频率。而 $W > W_n$ 或 $W < W_n$ 时的图像均为椭圆。应使传感器本身使用的频率下限远小于振动体的固有频率。用加速度传感器判别共振时， $W = W_n$ 时，图像为正椭圆。而 $W > W_n$ 或 $W < W_n$ 时，均为斜椭圆。应使传感器本身使用的频率上限远大于被测振动体的固有频率。

⑥轴承刚度引起的振动。一般情况下，轴承座在水平方向和垂直方向的刚度是不同的。由此产生的振动，使滚珠变成了椭圆，也产生滚珠轴承配合状态的方向差异。

⑦其他因素引起的振动。由转速周期性变化引起振动、轴的刚度的非线性引起振动、自激振动引起回转轴的振动、由轴瓦内表面与轴干摩擦引起的振动。

(3)振动测试系统振动测试系统见图 34-3 所示。



图 34-3 振动测试系统

①激励设备。在振动诊断中，对各种振动量的测量大部分是在现场已经产生振动的机器上进行，这时不要激振。为了掌握系统的动力特性(固有频率、振型、刚度、阻尼)、耐振寿命、工作可靠性以及校准传感器和测振系统等，必须对系统或模型进行激振试验，施加可调的激振力，使其产生预期的振动，以便测出系统的动态特性参数。分为激振器和振动台。

a 激振器。装在试验对象上，由其产生一定的频率、大小的激振力，作用于试验对象的某一局部区域上，使试验对象相应产生强迫振动。

b.振动台。将试验对象置于振动台上，由台面提供一定的频率、振幅、加速度的振动。

②振动侧量传感器(一次仪表) • 其作用是将机械振动量(位移、速度、加速度)的变化，转化成电量(电流、电压、电荷)，或电参数(电阻、电容、电感)的变化。然后输入放大装置(二次仪表)，数据处理装置(三次仪表)中进行记录，显示，分析，供识别和诊断系统的运行状态。

从保证诊断的质量的角度来看,采集到能准确反映系统状态的信号是一个非常关键的环节。因此,传感器的频率特性,灵敏度,线性度,信噪比,输出阻抗与放大器的输入阻抗的匹配等,都影响测量精度.必须选用优质,高效,可靠,实用,专用的传感器。

a.传感器的分类。传感器按作用分可分为位移、速度、加速度、力、阻抗、涡流传感器。按形式可分为惯性、压电式加速度、磁电式、电阻应变片式传感器(接触式)。变化磁路磁阻型、电涡流式传感器(非接触式)。力及机械阻抗压电式传感器。

b.传感器的选择与标定。按振动量纲,传感器的输出分别是位移,速度,加速度或角位移,角加速度,力等在 x,y,z 三个方向的直线或角运动。安装可用螺丝、粘贴或手持压紧等方式固定在被测系统上。外界考虑的因素有传感器的尺寸、重量;电缆的种类、长度、重量、屏蔽;连接方式;电容;阻抗;受机械冲击的影响等。传感器本身考虑因素有最大运动界限,灵敏度、频率范围、相位特点、使用温度范围、抗电磁干扰特性等。

③放大器(二次仪表)。有前置(电压、电荷)放大器,微积分放大器,动态应变仪,滤波器等。信号放大器的选择:输入特性,单端与差动式,注意上限值;放大特性;输出特性;信噪比。

④记录、显示、绘图、分析仪表(三次仪表)。光线振子示波器、磁带记录仪,笔式记录仪($x-y$ 记录仪、电平记录仪)、阴极射线示波器、记忆示波器等。记录仪的选择包括频率;信号持续时间;信号的幅度、内阻、输出功率;信号通道数;记录精度等。振动显示仪:用峰值、 r_{ms} 值等表示振动量值,并能在刻度盘上指示出振动波形,通用数据处理系统方框图见图 34-4。

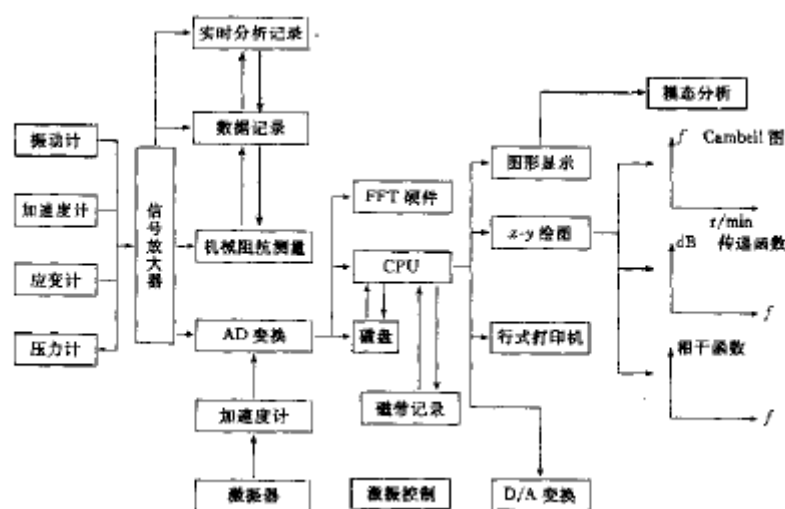


图 34-4 通用数据处理系统方框图

(4)振动测量的基本方法机械或结构的振动测量,主要指测定物体(或振动体上的一点)的位移、应变、应力、速度、加速度的值,以及振动的频率、周期、相位角、衰减系数、频谱图等。在振动研究中,还需测定振动系统的动态参数,即固有频率、阻尼、振型、广义质量、广义刚度等。

具体测量可分为,振幅;振动频率;同频简谐振动相位差;机械系统固有频率。衰减系数;振型的节点、节线;扭转振动;脉冲激振等测量方法。

①测试方案的制订。为了保证侧试方案的顺利完成,要认真制订测试方案,测试方案的

制订依据如下。

a 根据研究问题的性质,要求,确定测试的内容,方法,条件。

b.根据所测对象(尺寸、重量)和频率范围,选用合适的激振设备及其现套的仪器,选定

激振点位置，激振器安装方式（弹性支承或刚性固紧），夹具和激振推力杆传递特性等，最后确定激振方案(单点、多点激振)。

c 根据侧量要求确定测点数，位置分布，估计各测点的振型，频率范围，振级和环境条件。选用合适的传感器和配套电子仪表。传感器安装方式及其质量对振动信号有影响。

d.根据分析研究和测试要求，确定测试系统，选用合适的分析、记录仪器，做好测量记录工作。

e 卜最后确定整个测试方案，绘制框图，标明仪表型号和规格，对整个测量系统进行校准和标定。

②旋转机械的状态监测与故障诊断实例分析。对一台机器在不同频率下产生振动的振幅进行分析，会得到大量的信息资料。对不平衡引起的振动讨论可知，这种振动的圆频率与不平衡部件的转速相一致。如果在一台机器所有的振动中，呈现某一主要频率成分，它与某一个旋转部件的转速一致。这就表明应当对这个部件进行平衡，以降低振动强度。实质上，任何一种旋转部件都有特定的、可识别的频率，这种频率与这个部件的运转特性有关。因此，可以用这个频率来识别由于这个部件而引起的振动。这个频率就称为该部件的工作频率。

振动数据用于编制机械设备的计划检修方案，称为工况监视。振动列为工况指标之一。无论对新、老设备，都要首先完整地记录下这台机器在标准工况下良好运行时的振动数据，为基线数据。它是和将来振动测试数据进行对比的基础。一台机器的基线数据，是由一组表格或图线组成(见图 34-5。在这些表格或图线中，把机器上某些特定点的振动位移、速度或加速度作为频率的函数记录下来。通常振动测量是在机器的各个轴承上进行的，测出其水平、垂直、轴向的振动数据。常见转动部件故障频谱见表 34-1

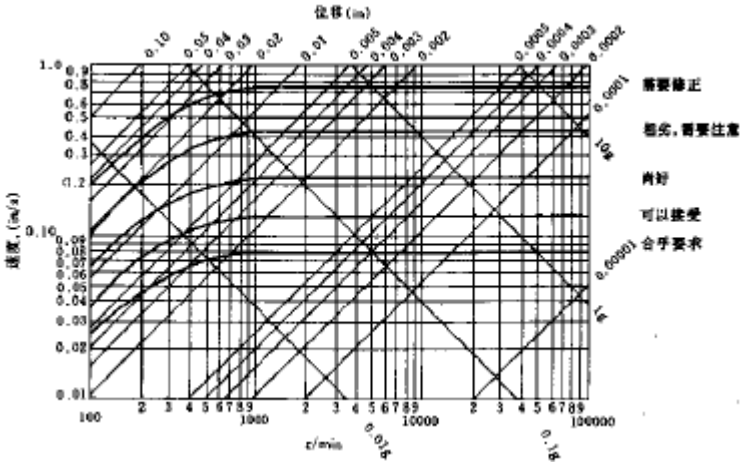


图 34-5 振动严重程度的列线压

表 34-1 转动部件故障频谱

振动可能原因	频率对机器 转速倍数	频闪图形	振 幅	注 释
不平衡	$r/\text{min} \times 1$	1个稳定	径向, 稳态	最常见的振动原因
弯轴	$r/\text{min} \times 1, \times 2$	1, 2, 3个	轴向, 高	频闪图随机, 非稳态
转子紧固件松动	$r/\text{min} \times 1/3$	1个稳定	径向, 非稳态	
滚珠轴承	$(r/\text{min} \times 20) \sim (r/\text{min} \times 50)$	不稳定	径向, 低	使用速度型传感器
滑键轴承	$r/\text{min} \times 1$	1个稳定	轴-轴承	对比轴和轴承读数
单线偏斜	$r/\text{min} \times 2$	1, 2, 3个	轴向, 高	轴向幅值为垂直与水平幅值 0.7 以上
有缺陷传送带	$(r/\text{min} \times 2) \sim (r/\text{min} \times 5)$		径向, 非稳态	用频闪仪使其冻结, 并观察
油膜振荡	传送带 $r/\text{min} \times 2$	不稳定	径向, 非稳态	频率接近转速的 1/2
齿轮	$r/\text{min} \times 1/2$		径向, 低	使用速度型传感器
基础	高 (相当于齿数)		与松度成比例	经常与轴偏联系在一起
底座损坏	$r/\text{min} \times 2$	2个	反复无常	进行平衡时显示
共振	非稳态	不稳定	高	在临界转速, 振幅增高
拍频率	特定临界速度	1个	脉冲式	接近机器转速时产生
轴承纹, 不对称	周期性变化			
气穴, 回流	$r/\text{min} \times 1, 2, 3$		径向, 稳态	轴向刚度不同, 轴向, 振动
	中部高频增大			流通不正常, 通道堵塞, 损坏
	0.3~10kHz			
往复运动零件失衡	$r/\text{min} \times 1, 2, 3, 4$			工频平衡, 高阶不平衡

在得到基本数据之后, 就在机器的各特定点上进行周期性的振动测试, 进行工况状态监测, 而任一部件的损坏都会通过振动级的增加而显露出来。周期性测试, 不要求像测定基线数据时那样广泛。事实上, 在没有特定频率滤波情况下进行的总的振动测试, 已足够用于监视。但是, 当周期性测试中发现振动级有明显提高时, 就应该采用求基线数据时的方法, 全面检查振动级别与频率的关系。通过对比, 就会揭示出造成振级提高的那个频率, 进而可以识别出损坏了的部件。

根据工况状态进行维修方案的制订, 使大多数设备的运转时间延长, 从而降低了总费用。这是因为维修工作有了科学依据, 而不是根据设备运行时数或日历进行的。此外, 工况监视还可以发出有关需要检修的部位、种类的预报, 从而减少了设备故障和耗费巨大的停车事故。

a. 某典型的旋转机械在线状态监测系统, 监测对象有透平, 压缩机, 齿轮箱。为了监测转子运动情况, 在透平机、齿轮箱和压缩机两端轴的径向, x-y 方向, 安装涡流式位移传感器, 监测转子的弯曲振动, 动平衡情况, 轴心运动轨迹和油膜振荡等。为了监测轴向位移, 在透平机轴端、压缩机轴端安装涡流位移传感器。为了诊断齿轮箱故障, 在其顶部和侧壁(x-y 方向), 安装测振的加速度传感器。在齿轮箱轴头和压缩机轴头安装相角监测传感器, 用其信号监测转速, 对轴承采用便携式周期监测仪。

b. 转子不平衡故障诊断分析。某台大型离心式合成气压缩机, 振幅一直偏高。在 70 编负荷下振幅达 $75\mu\text{m}$ 状态。进行现场测试、频谱分析, 数据处理, 故障分析。诊断其振幅大的原因是转子不平衡, 采取相应措施后, 振幅降至 $12\sim 14\mu\text{m}$, 问题圆满解决。

压缩机由低压缸与高压缸组成。进气 $p_1 = 5.09 \times 10^5 \text{Pa}$ 。排气 $p_2 = 5.07 \times 10^5 \text{Pa}$, 额定转速 10920r/min, 功率 4850kW。

Y 为垂直方向, X 为水平方向, Z 为轴向振动位移探头。运行中振幅偏高的为 Y31, X31, 其余正常。

为了寻找故障原因, 除了对以上各探头信号做测试之外, 还记录了低压缸工段进气脉冲信号, 低压缸进气管道与支架的振动信号。

⑤测试方法。通过对压缩机转速的升降全过程, 观察与测量机组各测点的振动量及其他工艺参数, 将所得信号进行频谱分析与信号处理。人工记录下每个转速下压缩机工艺参数(流量、压力、温度)和原有仪表上显示的轴振动、轴位移数据。用磁带记录仪记录每个转速下的轴振动, 轴位移, 支架振动, 管道振动和气流脉动压力等信号, 为信号处理、频谱分析提供依据。用示波器观察 Y31, Y31 探头支架, 气流和 Y30 探头处波形。用 CF920 谱分析仪对下列部位进行在线监视和数据处理: 每个转速下的 Y31, 气流、支架等振动信号的功率谱;

每个转速下 Y31 与支架信号,Y31 与气流信号的相干分析;把 X31,Y31 同时送入示波器,观察低压缸转子低压端轴心轨迹(见图 34-6)。

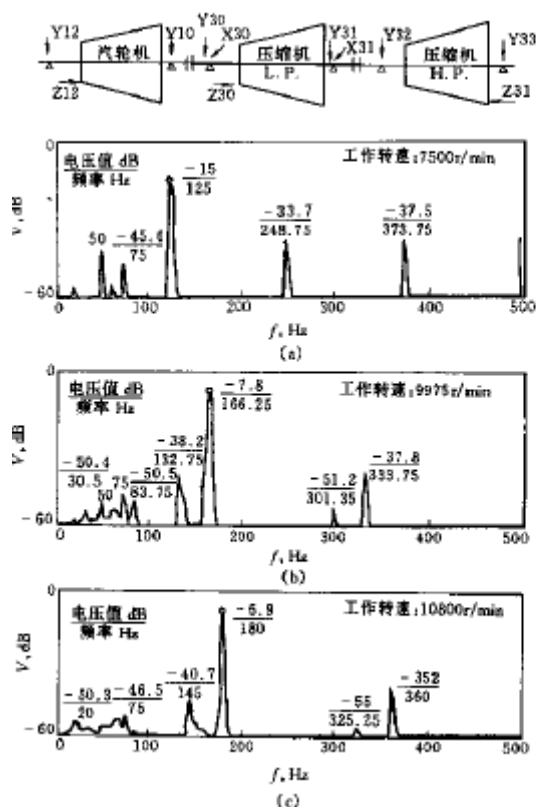


图 34-6 Y31 在各转速下的频谱图

⑥测试结果分析。工频分量几幅值在各转速下始终最大,是造成 Y31 振动大的主要原因。转速上升,总振值上升,工频幅值上升。Y 31 与进口气流脉动压力的相干分析:只有工频分量无相干,气流中无能量不大,Y31 振动与气流无关。Y31 与支架振动信号主要频率分量均相干,两者频率结构相似。所以认定支架振动是 Y31 振动引起的。反之,支架刚性不够,又加剧了 Y31 振动。造成工频分量高的一般原因是:转子初始不平衡;转子变形;转子上零件飞出或转子结垢;工作转速与临界转速重合;轴承与轴颈偏心不对中;管道力,轴向摩擦等。本例最后诊断原因是转子叶轮流道上结垢,轴承参数不合理,引起 Y31 振动大。除垢又在径向轴承上采取相应措施后,彻底排除故障,

c.转子不对中。电动机和增速箱输入端转速 1500r/min。输出端和压缩机 7758r1min。现场测试 3 号点位移(见图 34-7),速度峰值均超过允许值,从其频谱图看,25Hz 和 50Hz 为电机和增速箱输入端的旋转频率工频和其倍频,不易看出故障。测点分析:3 号测点置于齿轮箱顶盖上,由于箱盖不是直接压在轴承盖上,而且箱盖的刚度不大,所以必须考虑传递途径影响,通常用倒频谱分析。调整测点,布置在轴承座的基座 8 号,避免了传递途径影响。可见图中调整后 50Hz 幅值大幅增加,甚至超过了工频 25Hz 幅值。同时三倍频 75Hz 幅度也较大。由此说明轴承座异常。考虑到齿轮箱前轴承端有一联轴节,诊断为电机与齿轮箱对中不良(图 34-8)。

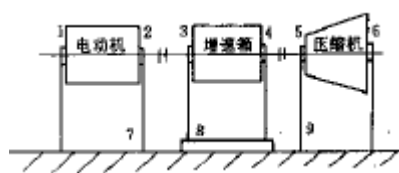


图 34-7 测点选择

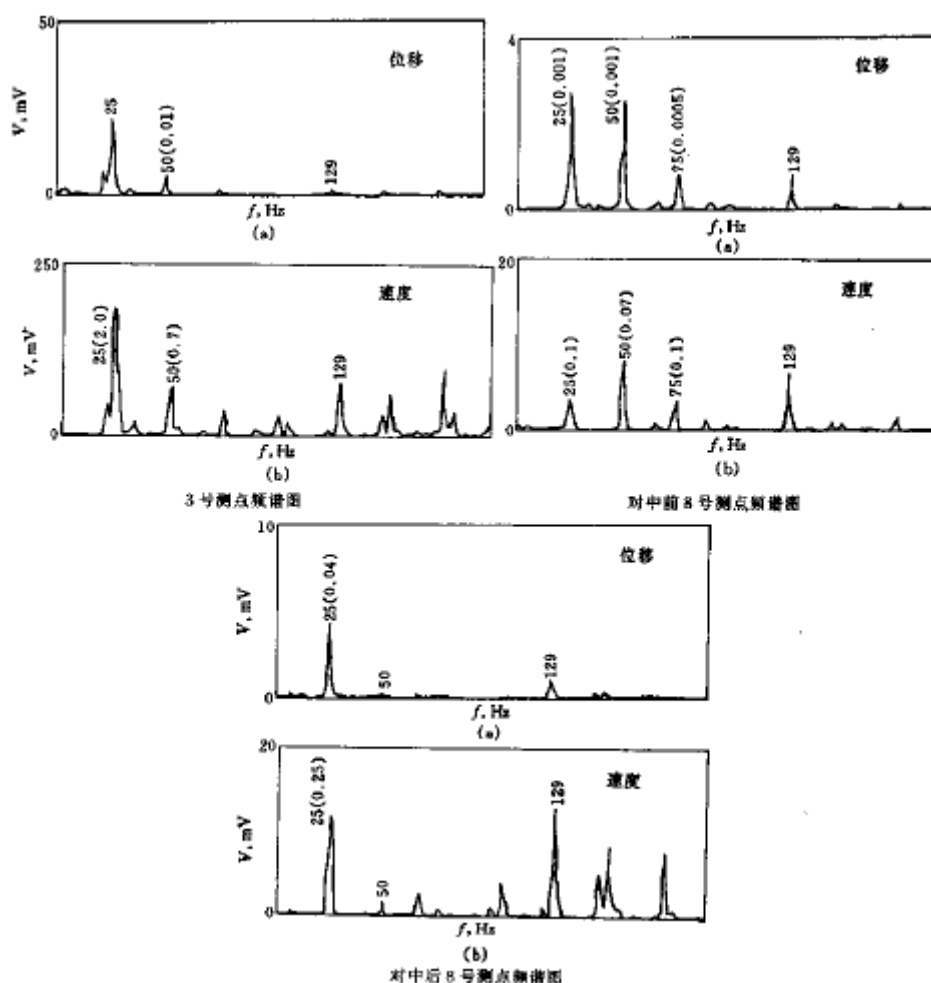


图 34-8 各测点频谱图

停车发现, 联轴节垂直方向两轴中心偏移 0.15mm。对中后再测, 3 号点位移振幅从 0.15mm 减至 0.006mm, 速度峰从 9mm/s 降至 3mm/s, 其他各点也下降 25%左右。8 号点对中后二倍频与三倍频基本消失。结论是用振动信号处理技术来诊断旋转机械转子不对中故障是可行的。选择测点时, 要考虑传递途径影响。

d. 某大型化肥厂二氧化碳压缩机组从意大利引进。低压缸设计 7200r/min, 高压缸 13900r/min (图 34-9)。现象为高压缸振值逐年上升, 1981 年 12 月大修后, 高压缸三个测点振值上升 0.4 密耳以上。当振值波动时, 流量也相应波动。低压缸振值也存在瞬间波动现象, 有时从 1.2 密耳上升至 3.2 密耳。频谱分析看: 高压缸的工频成分占通频为 58.5%~89.5%; 半频占 6.5%~31%; 据此认为转子不平衡是产生振动原因。低压缸, 当无振动发生时, 半频值 0.5 密耳, 占 40%; 工频值 1.1 密耳, 占 88%, 二倍频 0.3 密耳, 占 32%。当有振动发生时, $f=61\text{Hz}$, TK-8 测振仪上显示为 3650 r/min 时, 半频值 2.3 密耳, 占全通振值 74%, 工频值 0.7 密耳, 占 22.6%, 二倍频 0.1 密耳, 占 9.7%。据此, 可以判断, 由于设计不合理, 在工作转速时油膜半速涡动, 对应低压缸一阶临界转速, 产生抽膜振荡。

处理方法是: 对高压缸, 恢复原来轴向定位尺寸, 转子进行低速动平衡; 对低压缸, 提浪油温, 降低油粘度, 增加转子轴颈相对于轴承中心偏心距, 提高稳定性。转子清除锈垢, 进行动平衡。采取以上措施后, 压缩机各振值下降, 正常运行。

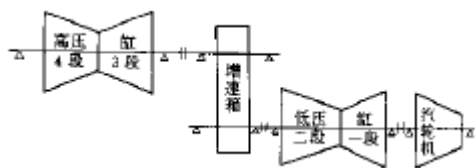


图 34-9 二氧化碳压缩机组

e.转子振动的主动控制。大型合成氨厂的五大机组，特别是通过临界转速时，发生强烈振动，往往给机组带来不良影响。根据最优控制理论，当转子一支承系统发生异常振动时，利用电磁系统的反馈激振力改变支承的刚度和阻尼，通过改变系统动态特征，达到控制振动目的。实质是一个具有状态反馈的线性最优控制系统。

f.氮气压缩机喘振振动信息分析。由于某种原因，使压缩机流量太小，破坏了压缩机正常工作，气体打不出去，出口管网中高压气体倒流向压缩机内，引起机组的强烈低频振动。从喘振发生时频谱图可知，喘振时出现了很大的低频分量， $f_1=25.1\text{Hz}$ ，倍频 $f_2=50.2\text{Hz}$ 和三倍频 $f_3=75.1\text{Hz}$ ，而且对工频振动也产生了很大影响。且频率、幅值稳定，不随时何波动的周期振动。反映到全息谱图上是一个圆或偏心率很大的椭圆，与转子回转方向相同的正向涡动。喘振引起的转子工频分量幅值和相位有很大变化，尤其是相位变化突出，对高次倍频影响很小。

g.转子不平衡。某空压机大修后开车，当转速 10600r/min 时，压缩机 X1001 与 X1002 升至 $80\mu\text{m}$ 。升速至 1523r/min 时，又发生振动。分析知工频幅值均为 $80\mu\text{m}$ ，信号时域波形为正弦波。从频谱上看，工频分量突起，转子认定不平衡，可能是某一部件松动。拆检发现，联轴器上用于固定对轮的轴头锁紧螺帽松动。处理开车后，轴振动恢复正常。

该厂在系统中用峰一峰值监测和 J 散度指标来判别机组运行正常与否，而 J 散度用于判定当前信号与标样中本谱之间的相似程度的一种状态识别指标。J 值大于某一设定值时，自动报警。

h.实践中得出故障原因与频谱之间关系。转子不平衡主要反映谱线为工频；油膜涡流 1 振荡： $1/2$ 倍频，转子不对中：二倍频；转子部件松动： $1/3$ 倍频；转子与定子摩擦： $1/3$ 倍频；转子结构缺陷：工频、二倍频。

i.专家认为是综合诊断程序、内容如下。

①现场分析现场调查、碎片或失效部件的收集与保管。

②形态分析表面状况分析，裂纹分析，断口分析。

③强度分析结构分析、工作条件分析、强度分析。

④工艺分析操作工况分析，历史工况对比。

⑤材质分析化学分析、机械、工艺、腐蚀性能分析、无损探伤分析、宏观分析、微观分析。

⑥施工质量分析加工质量分析、安装质量分析。

⑦历史状况、断裂力学、模拟试验分析。

34.3 石油化工装置的腐蚀与控制简介

(1)腐蚀分类材料在环境作用下引起的破坏或变质称为腐蚀。一个国家每年由于腐蚀而造成的损失约占整个国民生产总值的 $1\%\sim 4\%$ 。设备的腐蚀一般有以下几种：

①均匀腐蚀。腐蚀均匀地分布在材料表面。例如容器、管道金属表面的腐蚀减薄。均匀腐蚀只占全部腐蚀破坏的 8.5% 。

②双金属接触腐蚀(电偶腐蚀)。不锈钢螺栓把两块碳钢板连接在一起，螺栓周围的钢板比其他部位腐蚀严重。这是由于在腐蚀环境中，不锈钢电位较正，碳钢电位较负的结果。

③缝隙腐蚀。金属之间或金属与非金属之间，由于存在狭小缝隙，缝隙限制了与腐蚀有关的物质(如溶解氧)的扩散，从而建立了以缝隙为阳极的氧浓差电池，造成缝隙内的局部腐蚀。例:孔穴、搭接缝、垫片底部、沉积物底部、螺母、铆钉等处存在少量不易流动的积液。缝隙腐蚀通常发生在宽度为 0.025~0.1mm 缝隙内。尤其是存在 Cl^- 的介质中更容易发生。

④孔蚀。在金属表面的局部区域产生向深处发展的小孔。产生于金属表面膜不完整，有夹杂物或晶体缺陷处。在这里，金属的阳极溶解快，形成相当于缝隙的腐蚀坑穴，进而形成缝隙内外的氧浓差电池，使已产生的蚀孔不断发展，例如不锈钢表面的孔蚀。

⑤晶间腐蚀。金属晶体是由晶粒组成，晶粒之间为晶界。晶界或其邻近区域产生局部腐蚀。这种腐蚀常常发生在不锈钢、铝铜合金、镍合金等设备的焊口附近。由于晶界处合金成分比晶粒少，加之热处理时，引起晶界“贫铬”现象发生。例 1Cr18Ni9 在 500~850°C 受热后常引发晶界碳化铬析出，使晶界附近含铬量降至耐蚀最低含 Cr 量以下。还有焊缝“刀口”腐蚀也是这种破坏机理。

⑥应力腐蚀破裂。金属在固定的拉应力和特定的腐蚀介质的共同作用下所引起的破坏。例:奥氏体不锈钢在含有微量 Cl_2 介质的高温水系统中，有残余焊接应力存在的地区易发生。裂纹在显微镜下分为穿晶型和沿晶型、混合型三种，其断口呈脆性断裂特征，呈河川状。

⑦腐蚀疲劳。材料在循环应力或脉动应力、腐蚀介质联合作用下，产生破坏。例:尿素甲胺泵的缸体，在往复交变载荷作用下产生的腐蚀疲劳开裂。特点是在显微镜下显现疲劳纹、

⑧磨损腐蚀。腐蚀介质与金属表面相对运动，共同作用引起金属加速破坏。这是机械磨损和腐蚀作用的叠加。其外观特征是受磨损腐蚀的表面出现沟槽、波纹或山谷状，有方向性。细分又分为以下几种:

a 湍流腐蚀。流动的介质在金属设备的某些特定部位形成湍流所引起的磨损腐蚀。例:管壳式换热器进口管附近，由于管径变化而产生的湍流。

b 冲刷腐蚀。具有腐蚀性的高速流体直接不断地冲击金属表面，所造成的磨损腐蚀，例如管道弯头处管壁比平直处更薄。

c.空泡腐蚀。腐蚀介质与金属构件做高速相对运动，在其表面局部区域产生涡流，并伴有气泡的迅速生成与破灭，产生冲击波，不断破坏表面膜，从而产生的磨损腐蚀。例如大型氨厂废热锅炉 U 形管的空泡腐蚀，是由于汽液分离时产生的气泡夹杂腐蚀介质联合作用的结果。又如大型水泵叶片上发生的空泡腐蚀。

d.磨振腐蚀。在加有载荷的两块相互接触的材料表面之间。由于摩擦，振动及大气的联合作用所产生的腐蚀。在各种机械及连接件中都可能发生。例:滚珠轴承、齿轮、热压配合的部件、螺栓连接部件、许多化工机械零部件等。

⑨氢损伤。指金属由于有氢的存在或与氢相互作用所引起的机械破坏。可分为氢鼓泡和氢腐蚀。氢鼓泡是当金属由于腐蚀反应等原因而有氢析出时，其中一部分氢未结合生成氮分子，以原子状态扩散进入金属内部，当到达金属材料内部空穴时，结合生成氮分子。使空穴内氢气压力上升，材料内部鼓泡而破裂，

氢腐蚀是在高温高压氢气中，碳钢和氢发生作用，产生甲烷，使其含碳量下降，机械强度下降，甚至破坏。例如石油裂解中的加氢脱氢设备，在合成氨过程中由于与高温、高压氢接触，氢沿晶粒边界向金属内部扩散，发生反应 $\text{Fe}_3\text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow 3\text{Fe} + \text{CH}_4$ ，由于 CH_4 形成，聚集在铁的晶格空穴内形成局部高压和应力集中，以致引起晶粒边缘的破坏。又因为 Fe 转化为 Fe ，其体积缩小 0.7%，使钢的强度下降。

⑩选择性腐蚀。合金在腐蚀介质中，其中较为活泼的组分优先被腐蚀溶解下来，只剩下由其他相对不活泼的成分所组成的海绵状物质，其机械强度几乎完全丧失。例如黄铜脱锌。

颜色由黄变红。自来水热水对管道的选择性腐蚀。

⑩金属的高温气体腐蚀。如铁在高温下氧化形成氧化皮, 反应为 $\text{Fe} + \text{O}_2 \rightarrow \text{Fe}_2\text{O}_3$; 可以使钢脱碳: 渗碳体减少 $\text{Fe}_3\text{C} + \text{H}_2 \rightarrow \text{Fe} + \text{CH}_4$ 是由于高温气体中有 O_2 、 H_2O 、 CO_2 、 H_2 等成分。使机械表面硬度和抗机械疲劳强度降低。同时, 由于气体析出, 破坏了表面膜的完整性, 使耐蚀性进一步降低。

⑪大气腐蚀。材料在大气环境下受到的腐蚀。大气中有关腐蚀介质为 O_2 、 H_2O 、 CO_2 、 H_2 、盐类等, 且与大气中相对湿度有关。例: 潮湿空气中的化工设备容易生锈。

⑫土坡腐蚀。埋在地下的输油、输气管道, 不断受到土壤腐蚀。因为土壤含有水分和可溶解盐类而具有电解质溶液的性质, 有导电性, 含有 O_2 , 且具有酸碱性, 微生物可产生细菌腐蚀。此外, 地下杂散电流是由于各直流电源漏失形成的, 也会引起局部腐蚀。

⑬海水腐蚀。海水是最大的电解质溶液, 导电性强, 含氧且高, 含有多种无机物和有机物。含有大量 Cl^- 。因此, 腐蚀很容易发生在钻井平台, 油轮, 海底输油管道。溶解氧是腐蚀介质。

⑭淡水腐蚀。淡水中的 O_2 、 CO_2 、 SO_2 、 SO_3 、 Fe^{3+} 、 Cu^{2+} 等, 在 Cl^- 、微生物、温度促进下, 腐蚀容易发生在各种水下构筑物上。

⑮微生物腐蚀。由于微生物活动的结果, 直接或间接地对金属产生破坏。包括厌氧菌、好氧菌、硫酸盐还原菌等。例如工业循环冷却水系统中的细菌腐蚀, 水下、土坡中的管道等金属外表面的腐蚀等。

⑯酸的腐蚀。石化生产中常用的 HCl 、 H_2SO_4 、 HNO_3 、醋酸等, 主要是 H^+ 的去极化腐蚀, 可造成设备严重破坏。例如 H_2SO_4 对碳钢设备的腐蚀。

⑰碱的腐蚀。当 $9 < \text{pH} < 14$ 时, 腐蚀是轻微的; 当 $\text{pH} > 14$ 时, 腐蚀开始加速。例如碱厂的碳钢设备的腐蚀。当碳钢设备受到较大拉应力时, 同时又处于碱环境之中, 易发生应力腐蚀开裂 (碱脆), 例如蒸汽管道误操作窜入碱液, 在环焊缝上发生开裂。

⑱盐的腐蚀。盐类可分为中性盐、酸性盐和碱性盐, 还有氧化性盐等, 有不同的腐蚀机理, 其对金属或非金属腐蚀结果也是不同的。

(2) 环境因素对石化装置腐蚀的影响

①介质的组成与浓度。以 Fe 为例, 当介质的组成与浓度不同时, 金属的腐蚀规律亦不同。一般而言, 铁在中碱性介质中比在酸性介质中耐蚀。但在浓碱液 ($\text{pH} \geq 14$) 中, 由于保护的溶解, 腐蚀速度又会增大。铁在中性盐中的腐蚀性, 与介质中溶解氧浓度有很大关系, 一方面增加了金属的氧去极化腐蚀, 但又可能促进金属的钝化。是否存在杂质离子也对腐蚀行为有积极或消极影响。

②介质 pH 值。介质的 pH 值代表了介质中 H^+ 浓度。 H^+ 是影响腐蚀行为的最主要因素之一。是重要的腐蚀介质。对非氧化性酸 HCl 来说, pH 值下降, H^+ 浓度上升, 有利于 H^+ 去极化和金属表面膜的溶解, 腐蚀加剧。对氧化性酸 H_2SO_4 来说, pH 值下降, 可能促进铁的钝化膜形成而降低了腐蚀速度。

③温度。在电解质溶液中, 当温度升高时, 一方面加速了阴极与阳极反应过程, 另一方面又降低了溶液电阻。对 H^+ 去极化腐蚀来说, 温升 10°C , 腐蚀速度加快一倍。对 O_2 来说, 温升后, 水中溶解 O_2 含量下降, 当温度大于 80°C 时, 钢在水中腐蚀速度反而迅速下降。有时温度也会影响金属表面腐蚀产物, 因而也会对腐蚀速度产生复杂影响。温升还有可能造成电偶对中极性的逆转。对纯化学腐蚀来说, 温升腐蚀速度增大。

④压力。腐蚀体系内压力增加, 往往使金属腐蚀加快。因为参与腐蚀过程的气体 O_2 、 CO_2 、 SO_2 、 SO_3 等在溶液中的溶解度随压力增大而增大, 从而加速了腐蚀的阴极过程。例如高压锅炉内除 O_2 不彻底, 会造成锅炉严重腐蚀。

⑤介质流速。介质流速对腐蚀影响比较复杂, 它决定于金属及其所接触的介质环境的

特性。例:在通空气的中性水中, 水速加快, 溶解氧到达金属表面的量增加, 腐蚀速度增大当流速到达一定值, 水中溶解氧足够使金属表面钝化时, 腐蚀速度反而下降。当流速进一步增大时, 即发生冲刷腐蚀, 使钝化膜破坏, 腐蚀速度又上升。对于无钝化倾向的金属来说, 介质流速增大会带走金属表面腐蚀下来的离子, 腐蚀速度加快。

⑥不同金属接触。不同材质在电解质溶液中接触, 往往会引发较为活泼的金属腐蚀加速, 而较为不活泼的金属腐蚀速度下降。例如不加垫片的不锈钢螺栓与碳钢设备连接处的电偶腐蚀;油罐用铝镁合金牺牲阳极的阴极保护方法。

⑦杂散电流。当腐蚀环境中有杂散电流经过设备时, 会促进电流流出地区金属的阳极溶解。这种电流强度越大, 腐蚀越快。例:漏电附近的地下管道往往腐蚀泄漏很快。

⑧生物。腐蚀环境中生物的存在及其活动, 可能直接或间接地加速该环境中金属的腐蚀, 各种生物和微生物对于不同环境中金属腐蚀的加剧作用是不同的。

⑨设备结构。各种不恰当的设备设计都有可能加速腐蚀。在各部件的配合和连接中, 不适宜的留下缝隙会造成缝隙腐蚀;流体通路的断面突然不连续的变化;含腐蚀介质的管道存在低点残液死区等都是不恰当的设计与施工所留下的腐蚀隐患。

⑩设备保温不良。正常操作的装置中的气相往往是过热的。如果设备外壁保温层破坏, 设备壁温下降, 导致设备内壁相应位置上水蒸气冷凝成液膜, 在各种腐蚀介质作用下、产生冷凝腐蚀, 呈} 絮状腐蚀形态。一_。。

⑪焊接工艺不恰当。设备壳体的不锈钢衬里或堆焊层、不锈钢热交换器的管子与管板角焊缝上, 如果焊条或焊丝的铁素体含量过高;或硫、磷杂质含量过高;• 或施焊过程中焊接电流过大, 输入焊缝的热量过多, 导致焊缝热影响区杂质元素、二次相的析出_ , 破坏了奥氏体均相组织, 形成大阴极、小阳极, 选择性腐蚀发生。

⑫露点。在含有水蒸气的工艺气热交换器中, 往往在换热器的某一段的壁温, 等于工艺气中水蒸气的露点。在这里, 发生于湿交替物理现象, 工艺气中夹带的微量 Cl^- 在此积累, 最终可达到 $10^{-3} \sim 10^{-2}$ 的浓度, 浓缩的 Cl^- 又强烈地争夺水中的 H^+ , 最终使该区域 pH 下降至 2—3, 导致强烈的 HCl 腐蚀。这是一种不多见的, 但又十分重要的腐蚀。

⑬大气对建筑物的影响。石油化工建筑物自投产之日就长年累月地暴露在石油化工污染的大气环境之中, 大气中的 H_2O 、 SO_2 、 SO_3 、 NO_2 、粉尘等物质, 对钢结构和混凝土结构产生腐蚀。例如大型化肥厂的尿素粉尘, 对尿素建筑结构产生腐蚀是严重的。

(3) 石油化工装置中设备腐蚀状况:

①石油采集。由于油气井中含有盐水, 硫化物等杂质, 会对采油设备、输油管道产生腐蚀。特别是采油过程中人为加入的含有氯化物的有机溶剂, 使得原油中, 以一含量相当高。

②炼油。炼油厂遇到的腐蚀体系有以下几种。高温硫及 $\text{H}_2\text{S} + \text{H}_2$ 体系;环烷酸+ H_2S 体系; $\text{HCl} + \text{H}_2\text{S} + \text{H}_2\text{O}$ 体系;湿 H_2S 中的应力导向氢致开裂; 乙醇胺— H_2S — CO_2 — H_2O 体系。”

③化肥。合成氨设备会受到 H_2S 、 SO_2 、 SO_3 、 Cl^- 等介质腐蚀;尿素高压设备受到尿素、甲胺溶液的腐蚀是严重的。循环水系统的腐蚀也是一个不容忽视的问题。

(4) 设备腐蚀举例

①尿素 4 台高压设备的腐蚀。汽提法的 4 台关键设备是 3 台换热器和 1 台塔器, 尿素甲胺溶液是一种强腐蚀性介质。316L、25-22-2 尿素级用钢, 是在 CO_2 中通入 0.8% 空气, 以维持不锈钢表面的钝化膜, 控制成品 Ni 含量 $< 0.5\%$ 腐蚀仍然容易发焦在食板与管子角焊缝区、衬里焊缝及热影响区, 以及汽提管高温段。此外, 不良的保温也使壳体内衬上或堆焊层上冷凝液腐蚀发生。合成塔衬里严重的均匀腐蚀减薄;由于工艺冷凝液 Cl^- 、 O_2 控制不严造成的 3 台高压换热器管外壁上、下端头受到残余应力影响而产生的应力腐蚀破裂。

②合成氨废热锅炉的腐蚀。U 形管段的汽液分离, 内圆碳钢管壁温上升, 脱盐水中微量

杂质在此聚集，最后导致沟槽状腐蚀减薄，泄漏。

③合成氨一段转化炉的腐蚀。炉管材质为 HK25-20，主要为高温蠕变， ϕ 相析出，导致裂纹或弯曲变形，在服役期内过早失效，

④炼厂连续重整预加氢系统的腐蚀。预加氢系统反应后约有 1^{-4} 的反应生成水产生，原料油中有约 10^{-5} 的 Cl 一随介质进入系统，在换热器的温度逐渐下降过程中，管壁温度等于露点的区段，发生“干湿交替”现象，Cl 在此浓缩、聚集，最后可达 $10^{-3} \sim 10^{-2}$ ，Cl 强烈地吸引介质中等当量的 H^{+} ，形成强酸，在此，PH 值下降至 2~3，严重腐蚀发生。

(5)腐蚀监测对设备的腐蚀速度和某些与腐蚀速度有关的参数进行连续或间断的测量，同时根据测量对生产过程的有关条件进行相应控制以使生产正常运行。

①腐蚀监测的要求

a.必须使用可靠，可以长期进行测量，有适当的精度和重现性，以便能确切地判定腐蚀速度。

b.应当是无损检测，测量不需要停车。

C.有足够高的灵敏度和反应速度，测量过程要短。

d.操作维护简便。

②腐蚀监测的方法。直接监测方法有以下几种。

a.现场调查。是最基本的腐蚀检查方法，应该作为其他检查方法进行之前的第一步。要求检查人员具有相应的专业知识，经验丰富。在现场调查之后能提出综合评价的定性结果。

b, 挂片法。可同时进行平行现场试验，筛选几种材料，可定量测量腐蚀速度，研究金相结果。但指示的是平均腐蚀速度。

c.超声波法。利用压电换能器产生的高频声波穿过材料，测量回声返回探头的时间或记录产生共鸣时的声波的振幅作为讯号，来检测缺陷或测量壁厚。

d.声发射法。材料和结构在受力变形和破坏过程中，有声波发出。通过监听这种声波来检测材料和结构中缺陷的发生和发展，寻找缺陷的位置。将传感器置于监测对象的关键部位，一旦裂纹出现就可知道其位置、发生时间和破坏程度。可用于压力容器的安全驻测。

e 电阻法。通过测量在生产过程中受到腐蚀的测量元件的电阻变化，来求得设备的腐蚀速度。

f.涡流法。用交流磁场在导电材料中感应出涡流，其分布不仅与各有关测量因素有关，还与材料表面缺陷有关。

g.热成像法。任何材料在绝对零度以上都可以释放出一定量的红外线。材料在受力变形和破坏时，由于滑移，生成裂纹等能量释放过程，将引起材料表面温度和温度场的变化。与腐蚀有关的一些现象，如设备泄漏、炉管超温、耐火保温材料的破坏，传热设备的表面结垢等，都有红外信息发出。使用合适的红外测量系统，测量温度场的变化，就能查出引起这种改变的原因。

h.射线照相法。X 射线照相法可用于检查焊缝质量和腐蚀裂纹情况。

i.监测孔法。在设备和管道的腐蚀敏感部位外壁上钻哪. 5mm 的不穿透的盲孔，使剩余壁厚等于腐蚀裕度。当腐蚀裕度被腐蚀后，在监测孔处即产生小的泄漏，此时就需要进行停车检修，防止设备更大的破坏。

J.腐蚀电位监测法。金属或合金的腐蚀电位与其腐蚀状态之间存在相应的关系。由极化曲线或电位—pH 图可以得到电位监测所需要的参数。具有活化—钝化转变的金属可以由电位确定它们的腐蚀状态。孔蚀、缝隙腐蚀、应力腐蚀破裂以及某些选择性腐蚀都存在各自的临界电位。通过金属腐蚀电位测量，有可能了解到导致设备腐蚀工艺上的原因。

k.线性极化法。又称极化电阻法。在腐蚀电位附近 ($\pm 10mV$) 的电流变化和电位变化之间呈直线关系:化常数。其斜率与腐蚀速度成反比: $I_{corr} = B/R_p$, R_p 为极化电阻, B 为极

化常数。

l 甲交流阻抗法。是线性极化技术的发展,可研究极化电阻 R_p 微分电容 C_d , 电极表面吸附、扩散等。

m 电偶法。用一台零阻安培计测量流经浸泡在同一电解质溶液中的两种金属间的电偶腐蚀电流,从而可以判断电位较负金属的腐蚀速度的大小。

n.介质分析法。实质上是化学分析方法在腐蚀监测领域中的应用;包括工艺物料中腐蚀性组分的分析,由于腐蚀而进入溶液的金属离子浓度分析和缓蚀剂的浓度分析。最重要的是 pH 值的分析。

(6)腐蚀控制

①合理选材。选取在实际环境条件下耐腐蚀并符合生产需要,经济效果好的金属或非金属材料。

②正确设计,采取正确的生产工艺设计和结构设计,既满足生产的需要,又使设备的腐蚀减少到最小程度。

③改变环境介质状态。在生产环境许可条件下,通过改变浓度、温度、流速和去除有害成分等方法,减少设备腐蚀。

④添加缓蚀剂。在腐蚀介质中添加少量能阻止或减缓金属腐蚀速度的物质,控制腐蚀发生。

⑤电化学保护(阴极保护或阳极保护).对被保护的金属结构通以电流使它进行极化,消除或减少与电解质溶液接触的金属表面各部分的电位差或用牺牲阳极法来保护,称为阴极保护法。采用电化学或人为的方法,使可钝化的金属表面生成钝化膜,以减缓金属腐蚀。

⑥涂料保护。在金属或非金属表面涂、喷、渗、衬、镀一层耐蚀性较好的金属或非金属材料。还包括对金属磷化、氧化处理,最终把金属和腐蚀环境分开。

⑦加强和改善生产工艺过程管理,对介质中 H_2S , Cl^- , SO_4^{2-} , S^{2-} 等有害杂质严加控制。同时,对误操作导致的腐蚀环境的恶化的局面要严加管理。对新设计但无实际经验的工艺操作过程,要密切关注其对设备的腐蚀程度影响,及时控制腐蚀发展。此外,选择各种控制措施时,还要考虑经济效益,可行性等诸多因素。

34- 4 涡流检测及应用

涡流检测是以电磁感应原理为基础的。金属材料在交变磁场作用下产生涡流,根据涡流的大小和分布可检出铁磁性和非铁磁性材料的缺陷,分选材质,侧膜层厚度,测工件尺寸,以及材料的某些物理性能等。特点:涡流检测的特点是检测时线圈不需要接触工件,因此探伤速度快。对管、棒材探伤,一般每分钟可检查 1Qm 左右,线材则更多,易实现自动化,对工件表面或近表面的缺陷,有较高的检出灵敏度;能在高温状态下进行管、棒、线材的探伤。对异型材也可探伤;能测金属或非金属覆盖层厚度;能检验可感应涡流的非金属材料—石墨等.它的缺点是由于存在“趋肤效应”,涡流探伤的有效范围仅局限于工件表面的有限深度内。

(1)涡流检测原理

①涡流的产生。如图 34-10 当两个线圈放得很近时,它们之间产生互感电动势: $E_{21} = -M \cdot \Delta I_1 / \Delta t$ 。两个线圈的互感与线圈的匝数 N_1 和 N_2 的乘积成正比,与两个线圈的形状、大小,相互位置及周围媒质的磁导率有关, M 为互感系数。线圈,接上负载电阻组成回路,那么这个回路电流 I_1 会在线圈中产生感应电势,与原有的感应电势叠加。由于负载变化,线圈 I_1 产生电流变化,就会在线圈 I 中反映出来, $E = IR$, 当 E 为常数时,线圈电流的增加就是线圈阻抗的减少。所以用侧量线圈 I 阻抗变化的方法来得知线圈,电流变化的情况。如用金属板来代替线圈 I 及其负载,它相当于匝数为 1,阻值为 R 的一个次级线圈。金属板中

的涡流相当于线圈 I 中的电流。当板中有缺陷存在时，涡流就会发生变化，线圈 I 的阻抗亦随之而变化。这样就从线圈 I 的阻抗变化中就可以得知试样的情况。在穿过式线圈中，棒材也相当于一个阻值为 R 的次级线圈。

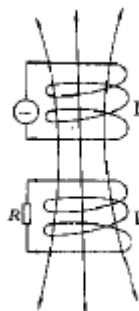


图 34-10 涡流的产生

②趋肤效应及透入深度。当交流电通过圆柱体时，横截面上各处的电流密度不同。表面的电流密度最大，越往圆柱体中心就越小。这种现象称为趋肤效应。透入深度为 h 。其中， f 为交流频率， μ 为材料磁导率， ρ 为材料的电阻率。试样表面的涡流密度最大，它有最高的检出灵敏度。离试样表面越深，涡流密度越小，检出的灵敏度下降。

③信号检出及其处理。信号检出及处理按下面方框图进行。



④检测条件的调定

a. 检验频率的调定。根据透入深度;缺陷和其他参数的阻抗变化。找出由缺陷引起阻抗变化的最大处的频率;缺陷与干扰因素阻抗变化之间相位差最大处的频率。

b. 平衡电路的调定。桥路的平衡是用无缺陷的对比试样通过检验线圈，将桥路的输出调节至零。

c. 灵敏度的调定。将对比试样中人工缺陷信号的大小调节到所规定的电平。仪表灵敏度以规定人工缺陷在记录仪上指示高度为满刻度的 50%—60%，

d. 相位的调定。在平衡、灵敏度都调节完毕之后，改变相位角，使得信噪比最大，能区别缺陷的种类和位置，干扰信号最小。

e. 滤波器的调定。用滤波器进一步提高信噪比。表面缺陷产生高频信号。试样尺寸、材质成分，传送振动是低频信号。

⑤对比试样。对比试样的材质与被检试样应属于同样材质与状态。

(2) 涡流检测实例

①利用相敏检波器来抑制干扰和显示缺陷。缺陷位置不同，信号相位有差别，相位分析可区别缺陷位置。例带两个相敏检波器的涡流探伤仪，它能判断内、外壁缺陷。选用能区别内外壁缺陷信号的频率。

②利用图形显示来识别缺陷。电压平面上的缺陷信号变化与线圈阻抗变化相对应。当线圈扫查缺陷时，阻抗从零点经最大值又回到零点。电压变化与阻抗变化对应。自比式线圈显示“8”形。这种图形根据缺陷位置，大小，线圈特性、频率等变化，可从图形的大小和相位来区别缺陷的位 t 和大小。

③对奥氏体不锈钢换热管的涡流检测。大型化肥厂尿素三台高压换热器材质是 25—22—2 与 316L，使用涡流检测仪进行管壁测厚与探伤，这已在全国二十余家大型尿素装置取得了多年积累的宝贵经验与成绩，为这些大尿素装置的长周期安全奉行做出了积极军献。

图 34-11 为标准涡流检测示意图。配上不同探头,可对工件进行测厚、探伤材料娥选等.

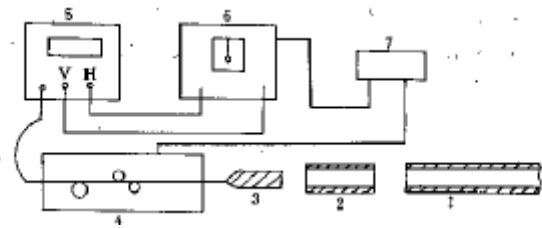


图 34-11 涡流检测示意图

1-被洲管;2-标样管。3-探头.4-驭动器;5-锅流仪;fi-记录仪;7-控制器

为了提高灵敏度,采用差动式线圈反向联接,可克服管子尺寸,温度不均匀等干扰,只对缺陷信号敏感一。如图 3412 所示,两个线圈分别接到桥路两臂上一,探头由马达驱动,启动记录仪,探头行走速度 0.5m/s v

实测中,只看曲线,遇到怀疑信号要复侧,并分析荧光屏上信号波形的幅值与相位变化规律。记忆示波器可以使信号长期保留在屏幕上,便于分析、照相.对于较大干扰的缺陷信号,应该用旋转式点探头复查,排除干扰,提高灵敏度。

从原理上,涡流信号除幅值外,还有相.位和波形特征。事实上,信号,幅值主要与缺陷的体积有关(图 34-13)。而相位分析,由于趋肤效应,可区分是管外壁还是管内壁缺陷,缺陷的大致深度。还可以提高频率进一步估算深度。

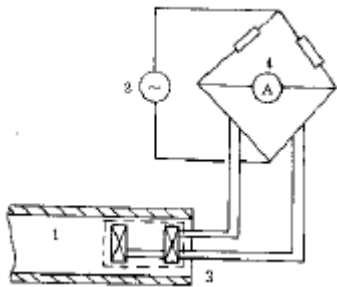


图 34-12 差动式线圈联接

1一被侧管,2一交流电簿。

3一差动线圈;4-检测仪表

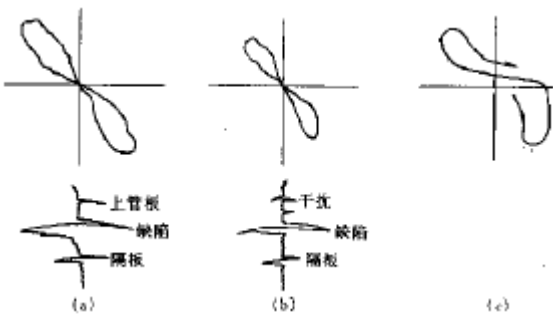


图 39-13 检测图像

(a)距上管口 1100 处庸蚀穿孔缺陷信号;(b)距上管板 3000 处产重缺陷信号.

(3) 距上管 390 处腐蚀空泪缺陷信号

34.5 超声波检测及应用

超声波是频率高于 20kHz,不能听到的波。用于超声检测的频率枪围 $20\text{kHz} < f < 100\text{MHz}$ 金属材料超声检测频率。0.5~20MHz。对固体来说,各种波形的超声波均可用来检测。声速

C、波长 λ 、频率 f 三者之间关系为 $c=f\lambda$ 。

(1) 超声波检测原理

①超声波的发射与接收，将石英体沿一定方向切成晶片，并使其受到压缩或拉伸变形，由于压电效应在晶片上就会产生电荷。这是超声波的接收。当石英晶片的界面受到交变电压的作用时，晶片就随着有节奏地机械振动，产生超声波。如将石英晶片与一个试件良好耦合，超声波就传播到试件中去。这是超声波的发射。石英的晶格 SiO_2 呈中性结构，由于机械的拉伸、压缩、剪切力破坏了平衡状态，产生形变，致使石英界面开始电的极化作用，形成电位差。

由超声波探测器探头发出的超声波紧密地聚成一束，只向一个方向发射，随距离增加，超声波逐渐扩散。所涉及空间构成超声场。

超声波入射到两种不同材料界面上时，一部分被界面反射，其余部分透过界面。在反射与透射过程中，还会发生传播方向的改变和波形转换。超声波在介质中传播，随传播距离增加，其能量逐渐衰减。是由于超声波在传播过程中的散射和被吸收，以致在探头发出的波与接收到的波之间存在一定声压值。

②超声波的检验过程

a.探伤方法。在被测试件相对两面，分别放置发射与接收装置。试样中有无缺陷通过接收信号的强弱可以分辨出来，称为穿透法。另一种方法为脉冲反射法即由脉冲发生器发出一个电脉冲到探头上，压电效应使电脉冲转换成超声脉冲并射入试件。当超声波与试件背面或缺陷相遇时，产生反射，声波返回探头，压电效应又再产生一个交变电压，经放大，显示出来。

b.仪器与探头性能的校验

①仪器特性。包括时基器特性，有区间增益、线性、视差和放大器特性，有垂直线性、饱和值。

②探头特性。包括入射点，折射角，指向角，近场长度，晶片有效直径，辐射波束中心轴线偏差角，以及分割式探头的焦距。

③检验系统的特性。仪器与探头相联后的综合性能即为检验系统的特性，有灵敏度、分辨率、工作频率。

c.检测条件的确定

①工作频率。当缺陷尺寸小于半波长时，就难以检出。为了能检出小的缺陷，尽量选用高的超声波工作频率。然而，太高的工作频率使其传播距离大大缩短。通常钢、铝、陶瓷为4MHz，有色金属、灰铸铁为0.5~2MHz，混凝土为10kHz。

②探头。应使波束轴线与缺陷的最大表面垂直。以斜探头为主，对重要的焊缝的检验，一般要使用2种以上的折射角探头，其角度至少是15°、测试薄的试件或近表面的缺陷，采用分割式探头。

③耦合。为使超声波很好地从探头传入试件，探测表面必须除去疏松的锈蚀或污垢，但一层牢固吸附的氧化皮层或漆膜，一般说来影响不大。耦合剂有水，甘油，机油。

d.探伤图形中回波的判别 ④无缺陷时，发射脉冲与回波之间距正好与所测试件厚度相当。

⑤缺陷时，一部分波束早于背面先被缺陷反射回来。

⑥实际测试中，由于试件形状，探测位置等影响，有可能出现因波形转换或波的传播路程变化等形成的所谓异形回波与附加回波，容易误判为缺陷。

③回波高度与缺陷判定

a 回波高度相当于反射体的反射能力，而不是反射体的真实大小。以绝对值，百分比值，分贝值表示。回波高度的读取方式可以基准高度读取;与基准曲线对比读取，或与另一个回

波对比读取。

b.缺陷当量评定,将已知形状和尺寸的人工缺陷回波与探测到的缺陷回波进行对比,当两者声程回波高度相等,则已知人工缺陷的尺寸,就是被探测到缺陷的当量。

c.缺陷延伸度的评定。当缺陷的尺寸大于波束截面时,其反射能量可与大平面相比拟,可测其延伸度,并用此值度量缺陷尺寸。

(2)超声波探伤应用

①钢板探伤。脉冲反射法。第一种方法是用半波高度所指示的延伸度测定法。第二种方法是:通过测定缺陷回波与第 1 次背面回波的高度差 ΔH ,应用 AVG 线图求得其当量直径和面积。

②焊缝探伤.焊缝内部缺陷如根部凹陷;根部未焊透;根部缺口。气孔;夹渣;未熔合,内部未焊透,裂纹。

③不锈钢热交换器“管子—管板”角焊缝超声波检测。如图 34-14 焊缝产生未熔合、夹渣、针孔等缺陷,不耐腐蚀,易产生泄漏。“管子—管板”角焊缝超声波自动检测系统,使用微型双晶片聚焦探头,直径 4mm,伸入管口内做 360°,扫描检查。探头表面为有机玻璃,延迟块为凸弧型,曲率正好符合不锈钢内径曲率。使其有良好的贴合性。其成套设备有超声波仪;微处理器;扫描控制器;耦合剂泵。由探头向焊缝发射脉冲,接收回波信号,钩入微机,模数转换,数据讯号输入计算机,按编定程序处理。打印出被测焊缝实际图形。0.5mm 以上缺陷可以显示出来。

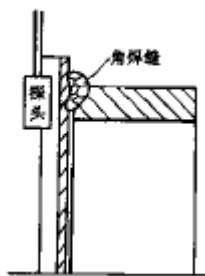


图 34-14 角焊缝超声探伤

④炉管超声监测。石油化工生产中广泛使用的裂解炉管、转化炉管,材质为 HK40。使用 2 万小时之后,炉管会出现高温渗碳,二次相析出。高锰拐变,裂纹等缺陷,严重影响了炉子安全使用。专用超声波探伤仪的出现,为科学检测炉管,提供了有力手段.该机采用水做耦合剂,气动探头爬行器。在同一截面上,互星 1200 的三组超声发射—接收器,信号显示,打印。该仪器已在大化肥一段转化炉检修中得到广泛应用。同时用新旧材料反射回声高度可以测定渗碳层深度。

⑤超声波速比法测氢腐蚀,用最常用的便携式微型超声波仪,使用标准试件为对比,可在现场对石油化工容器壁厚进行腐蚀残余壁厚测量。

34.6X 射线检测及应用

(1) x 射线检测原理

①x 射线。x 射线也叫伦琴射线。是用高速电子流射到某些固体表面时,发出的一种特殊的射线。该射线能穿透可见光不能穿透的物质,可以使感光胶片感光。可以使某些荧光物质发光。它也是电磁波的一种,波长比紫外短,但比 r 射线长。其波长与穿透能力成反比。x 射线具有反射、折射、干涉和绕射等现象。能使胶卷感光,因此,在无损检测中得到广泛应用。

②x 射线探伤机的构造。由 x 射线管产生 x 射线,它是一种真空二极管,其阴极(灯丝)

产生热电子。在阴、阳极之间加上高电压，电子由于阳极高电位的吸引，即以高速度向阳极靶撞击，产生 x 射线。在石油化工装置中广泛使用的 x 射线探伤机为：



控制器包括自耦变压器、继电器，电压计、电流计、计时器、保护装置、控制按钮等。x 射线柜包括 x 射线管、高压发生器、灯丝变压器、冷却装置、温度保护。

③x 射线探伤前的准备工作

a.工作人员职责与要求。从事 X 探伤工作人员，均应经过培训，取证，熟知安全防护规定，严格执行，体检合格，严格规程，注意探伤设备的保管，正确制定探伤方案，做好记录。负责 x 片化学处理，保证底片清晰度、灵敏度、编号，标记，透度计完整；正确评定、识别底片上缺陷，确定工件质量优劣；负责编写检验报告，与焊工配合，讨论技术问题。

b.探伤前对焊缝表面检查，焊接工艺的收集。

c.x 射线的防护。x 射线对人体有害。探伤时，25m 以内不准有其他人员进入。电缆长 20~30m。操作人员有专门防护用具，铅玻璃防护镜，铅围裙等。

(2)x 射线探伤操作

①编号、定位标志、透度计。照片上必须有适当的号码和标记；为了能够准确地把底片上发现的缺陷划在试件上，就要有定位标记；为了校准照片灵敏度，正确评价试件的等级，在摄片时，试件表面要放置透度计。

②确定照射方向和部位。正确地确定照射部位和方向是一项重要工作。要根据焊缝具体部位、形式等来确定照射方位。

③对焦。射线管的焦点越小，焦距越大，软片与试件的距离越小，则底片的影像越清晰，应选择适当的焦距。使软片与试件贴紧。

④测曝光曲线。找到正确曝光条件，得到质量高的底片。尤其在现场，必须有规范的曝光条件。然后与标准曝光曲线对照，确定缺陷位置和深度。

⑤x 射线底片的化学处理。要想得到清晰的底片应注意显影时间、温度、摇动、碱的影响。定影的影响因素，底片的水洗和干燥等各操作步骤。

⑥缺陷分析。射线探伤是为了从 X 射线底片上辨别缺陷存在与否，性质，推测缺陷可能的发展趋势。为了防止结果有误，应防止出现伪缺陷。

目前，x 射线探伤已广泛应用于石油化工的管道、压力容器焊缝的检查。例如大氮肥 8000m³ 氨球罐焊缝的 x 射线探伤等。

34.7 其他检测方法及应用

(1)磁粉探伤可用于探测铁磁性材料表面上或近表面的裂纹以及其他缺陷。如裂纹、折叠、夹层、夹渣、冷隔等。

①方法。首先对被检工件(磁性材料)外加磁场进行磁化。其方法可以直接对工件通人大电流产生磁场；也可以把工件放入螺旋管线圈产生的磁场中，或放在电磁铁产生的磁场中使工件磁化。工件被磁化后，在其表面均匀地喷洒细微颗粒状磁粉(平均粒度 5~10μm)，通常是 Fe₃O₄ 或 γ-Fe₂O₃ 作为磁粉。

当工件有缺陷时，缺陷(裂纹、气孔、夹渣)内含有空气或非金属，其磁导率接近 1，远远小于工件的磁导率。由于磁阻发生变化，位于工件表面或接近表面的缺陷产生漏磁场，形成小的 NS 磁极。磁粉就会被小磁极吸引，使缺陷处堆积较多的磁粉而显示出来。

②对工件表面要求。对受检表面及附近 30mm 范围内进行干燥和清洁处理，不得有污垢、锈蚀、松动的氧化皮。当受检表面妨碍显示时，应打磨喷沙处理。

(2)液体渗透着色探伤。根据物理学中液体对固体的润湿能力和毛细现象，首先，将被

检工件浸涂具有高度渗透能力的渗透液，由于液体的润湿作用，毛细现象，渗透液渗入工件表面缺陷之中，然后将工件缺陷以外的多余渗透液清洗于净，再涂一层亲和吸附力很强的白色显像剂，将渗入裂纹中的渗透液吸出来。在白色涂层上便显示出缺陷的形状和位置的鲜明图案。从而达到无损检测目的。其操作程序如下。

- ①清洁工件。打磨、酸洗去表面油垢等脏物。
- ②烘干工件。尤其是应将缺陷内部烘干。
- ③对工件表面施加渗透液，渗透时间大于 40min o
- ④去除多余的渗透液。
- ⑤施加显像剂。
- ⑥宏观检查工件表面缺陷状况。

(3)氨气试漏法一些重要的不锈钢换热器，在进行现场管口焊缝修理之后，必须进行试漏，以检验其气密性，其程序如下。

①若开车时已发现泄漏的换热器，停工以后，先用 N₂ 气在壳侧置换工艺气，合格以后，充 N₂ 气至 0.5MPa，用肥皂水进行管板表面试漏，卸压至常压。

②焊封泄漏处大孔。

③重新充 N₂ 至 0.3 — 0.4MPa，再充 0.05~0.1MPaNH₃，使总压至 0.4~0.5MPa，保压 4 — 6h。

④配制 0.5%酚酞酒精水溶液，酚酞、酒精要用分析纯，水用精制水。准备白色棉纸若干。

⑤在换热器管板表面涂测酚酞酒精水溶液，将白色棉纸贴满整个管板表面。

⑥若有微小泄漏点，棉纸表面泛红，用标记笔标出泄偏点。卸压、修理。再按上述程序查一遍。

⑦如果换热器是直立式的，在充 N₂ 气之前，先用远红外加热板，控制温度小于 200°C 烘干 10h，其目的是使管子与管板缝隙内水分蒸发，使 NH₃ 试漏敏感。

(4)现场宏观检查法现场宏观检查是最基本的腐蚀检查方法，应作为大多数检查方法的第一步，这种方法就是人肉眼观察，或辅以放大镜，方法简单，但要求检查人员富有经验。现场宏观检查可做出定性评价;分析腐蚀原因;指出是否需要进一步检查和检查方法，提出腐蚀控制方案.现场还可以借助内窥镜检查管内情况。

为了进一步观察腐蚀破坏情况，查明原因，条件允许时，在产生腐蚀的部位取样，利用化学分析、金相分析、各种电子光学显微方法进行分析。现场进行照像留存原始腐蚀状况也是必要的。

例:某炼油厂低压蒸汽管线投用一个多月后，其对接焊缝开裂。工程技术人员立即赴现场宏观检查，照相。停车后，取样，进行如下分析:

- ①管内蒸汽冷凝液、泄漏处白色结晶物化学分析，x 衍射分析。-
- ②管口焊缝内外硬度值测定。
- ③管口焊缝开裂处金相班膜。
- ④裂纹尖端取小样进行扫描电镜，能谱分析。
- ⑤母材与焊缝材质化学分析。
- ⑥母材与焊缝残余应力分析。

经以上分析后，由失效分析报告结论表明，焊缝开裂原因为误操作使蒸汽系统混入碱后，导致的苛性应力腐蚀开裂(碱脆)。

34.8 温度测量方法及应用

石油化工过程的温度是重要的控制参数.设备运行时的壁面温度，间接地反映了设备的

运行状态如何。因此，温度的侧量是石油化工装置操作中必不可少的监测手段。

(1)压力表式温度计 压力表式温度计由温包，毛细管，弹簧管等组成并形成密封系统。密封系统内分别充以液体，气体或低沸点液体。温包是感受元件，插入被测介质中，当被测介质温度变化时，温包受到相应变化，导致密封系统内压力变化，使弹簧伸长或收缩，在齿轮或杠杆传动机构传动下，由指针指示相应的温度，

(2)温度测量仪表的感温元件

①热电阻。温度变化时，导体或半导体的电阻也随之变化。对大多数金属，当沮升 1°C 时，电阻值增加 $0.4\%\sim 0.6\%$ 坏，而半导体减少 $3\%\sim 6\%$ 热电阻即运用此原理作为裁温元件的，

a.铂热电阻。铂在氧化性介质中，甚至在高温下，物理、化学性质都很稳定。在还原性介质中，特别在高温的还原性介质中，容易变脆，使温度关系发生变化，因而要用保护管。铂的 R_{100}/R_0 有 1.389 和 1.391 两种；在 $0\sim 1001^{\circ}\text{C}$ 内，其平均温度系数 $3.95\times 10^{-3}/^{\circ}\text{C}$ ，铂热电阻由感温元件，绝缘套管，接线盒，保护管组成。

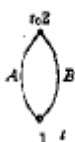
b.铜热电阻。在一 $50\sim 150^{\circ}\text{C}$ 内，铜热电阻与温度关系基本上是线性的。 $R=R_0(1+at)$, $a=4.25\times 10^{-3}/^{\circ}\text{C}$, R 为 0°C 时电阻。

②热电偶。其作用原理为闭合电路由 A, B 两种不同导体组成，1 端为高温 t_0 ，2 端为低温 t_0 ，若 A 的自由电子密度大于 B，则 A 上自由电子要向 B 扩散，使 A 带正电，B 带负电，同时在接触点形成电场，这个电场阻碍扩散继续进行，最终达到动平衡状态。这时 A, B 之间形成一定的电位差，其值决定于 A, B 材料(如右图所示)。热电偶的合成电势等子两个接点所产生的方向相反的电动势之差：

$E_{ab}=E_{ab}(t)-E_{ab}(t_0)$ ，若 $t=t_0$ ，则 $E_{ab}=0$ ，已知 t_0 时， $E_{ab}(t_0)$ 一定，测出 $E_{ab}(t)$ ，查表即可求出 t_0 常用热电偶有铂佬一铂，镍格一镍铝，镍铬一考

铜，铂铭一铂锗，铁一康铜。

(3)动圈式测量仪表利用线圈通电流后，在永磁钢的磁场力作用下，



产生偏转，从而指出对应的温度。

①毫伏计。其线圈通过电流之后，产生磁场，该磁场与永久磁钢的磁场相互作用，产生力矩使线圈偏转，至一定角度被游丝或张丝的反力矩平衡，这时线圈上指针指示对应沮度。

②比率计。在电桥中加入一个双线圈组成的动圈式电流计，电流通过这两个线圈所产生的磁场与永久磁钢椭圆形空气隙里的磁场作用，产生方向相反的两个转动力矩，每个线圈产生转动力矩的大小，决定于通过该线圈的电流和线圈所在位置的磁场强度。力矩若不平衡，偏转产生，直至力矩平衡停下来。比率计随热电阻变化而直接从刻度上读出相应的温度值。

③不平衡电桥。线圈处于永久磁钢的磁场之中，热电阻 R_t 与其他几个电阻组成桥路。当热电阻为下限阻值时，电桥平衡，线圈中没有电流通过；当热电阻为其他温度对应一电阻值时，电桥平衡打破，桥路 A, B 端就有老伏电压输出，有电流通过线圈，在磁场力作用下，线圈转动。当转动力矩与张丝的反抗力矩平衡时。线圈停在某一位置里，指示相应温度。

此外还有电子自动电位计，电子自动平衡电桥，热辐射测温仪等都可以对温度进行监测。

(4)温度测量仪表的安装与维护感温元件的中心，一定要安装在流体的中心线上，并逆流插入，才能准确地感受介质温度。感温元件的保护管，其材料和耐压性能，必须符合被测介质的要求，一般要安装在管道的弯曲处。当压力不高流速不大，且对温包无腐蚀作用时，可不用保护管，直接插入介质中。用保护管时，应加入导热物质，如变压器油，铜屑等，以

减少指示滞后性。温包必须逆流全部插入介质中，补偿导线不能暴露环境温度高于 65℃ 的地方。在高温高压强腐蚀介质中要选用合适的保护管。最好用法兰团定保护管。

此外，最简单的水银或酒精温度计有时也会应用在某些场合 ‘

变色漆广泛应用在高温管道、烟道上。该漆在不同壁温时，呈现不同的颜色，如转化炉烟道气输送管上的绿色漆若变为棕色，说明内衬耐火材料已经破坏，使碳钢管道高温过热，应视情况处理。

温度指示粉笔，可粗略确定表面温度。可用于机械加工、焊接工艺中。

(5)温度监测对在役设备所起的作用温度监测对工艺和设备的运行和操作十分重要;通过温度的偏差可以发现设备及工艺上的问题。

①轴承损坏，润滑油故障，必导致轴温上升，可用热电偶测。

②冷却系统故障。泵、管路、阀门、滤清器堵塞、热交换器损坏，均使冷却系统表面温度上升，可用测温仪。

③发热量不正常。燃油锅炉燃烧过程不正常，外壁表面温度分布不均匀。在适当部位安

装温度传感器。

④有害物质积聚。管内外结垢，锅炉、烟道结焦，使外壁温度分布变化，用扫描仪、测温仪。

⑤保温材料损坏。出现局部过热区，用扫描仪;测温仪。厂

⑥电器故障。导体接触不良使接触电阻升高，通电时发热 t 增大。可用红外扫描仪。

⑦烟道气管外壁涂变色漆，可指示耐火材料损坏情况}？。

第 35 章 化工装置的安全运行与操作

35.1 化工装置安全技术的主要内容

(1) 安全技术及其重要性生产过程中存在或隐含着一些不安全或危险的因素, 危害着工入的身体健康和生命安全, 同时也会造成生产波动或发生各种事故。为了预防或消除对工人健康的有害影响和各类事故的发生, 改善劳动条件, 而采取的各种技术措施和组织措施, 这些措施的综合叫做安全技术。安全技术是劳动保护科学的重要组成部分, 是一门涉及范围广、内容丰富的边缘性学科, 既有理论问题的探讨, 也有生产实践的总结, 它是生产技术发展中的一个分支, 它与生产技术水平紧密相关, 先进的生产工艺, 必须辅之以先进的安全技术, 才能充分体现安全生产的综合水平。随着化工生产技术的不断发展, 化工安全技术也随之不断的充实和提高。安全技术的作用在于消除生产过程中各种不安全因素, 保护劳动者的安全和健康, 预防伤亡事故和灾害性事故的发生, 采取以防止工伤和其他各类生产事故为目的的技术措施。安全技术内容应包括以下 5 个方面:

- ①使生产装置本质安全化的直接安全措施。
- ②间接安全技术措施, 如采用安全保护和保险装置等。
- ③提示性安全措施, 如使用警报信号装置, 安全标志等。
- ④特殊安全措施, 如限制自由接触的技术设备等。
- ⑤其他安全技术措施, 如预防性试验, 作业场所的合理布局, 个体防护设备等。

从上述情况看, 安全技术所阐述的问题和采取的措施, 是以技术为主, 是借安全技术来达到劳动保护的目的, 同时也要涉及劳动保护法规和制度、组织管理措施等方面的问题。因此, 安全技术对于化工安全生产, 保护职工的安全和健康是十分重要的。

(2) 安全技术的主要内容安全技术是劳动保护科学中的一个学科, 它可以分为“产业(部门)劳动保护学”, 如煤矿安全技术、冶金安全技术、机械制造安全技术、建筑工程安全技术等等; “专门劳动保护等”, 如电气安全技术、工业锅炉安全技术等等。涉及到化工安全技术的主要内容一般可分以下 6 大类。

①防火防爆安全技术。火灾爆炸事故在化工生产事故中占有主要比例, 是对化工行业的最大威胁, 为了预防火灾爆炸事故的发生, 必须学习和掌握有关燃烧及爆炸的一些基本机理。

a. 燃烧及其条件

④燃烧的本质。燃烧是物质相互作用, 同时有热和光发生的化学反应过程。在反应过程中, 物质会改变原有的性质变成新的物质, 所以放热发光生成新物质是燃烧的三个特征。

⑤燃烧的的必要条件。可燃物、助燃物和点火能源是燃烧的三个条件, 也就是通常所说的燃烧三要素。且有当这三个条件同时存在并且相互发生作用时, 燃烧才有可能发生, 缺少其中任何一个条件, 燃烧便不会发生。所以, 所有的防火措施都在于防止这三个条件同时存在, 所有灭火措施都在于消除其中任何一个条件。但是, 有时即使上述三个条件都已具备, 燃烧也不一定发生, 这是因为燃烧对可燃物、助燃物及点火能源都有一定的浓度和数量要求。

⑥燃烧的种类。按形成条件和瞬间发生的特点。可分为闪燃、着火、自燃、爆炸 4 种。

闪燃是在一定温度下, 易燃可燃液体表面上的蒸气和空气的混合物与火焰接触时, 能闪出火花, 这种瞬间的燃烧过程叫闪燃。液体发生闪燃的最低温度叫闪点。液体在闪点温度以下, 蒸发速度较慢, 表面上积聚的蒸气遇火瞬间即已燃尽, 而新蒸发的蒸气还来不及补充, 所以不能发生持续燃烧。只有当温度略高于闪点时, 易燃、可燃液体随时有遇火源而被点燃的可能。因此, 闪点是液体可以引起火灾危险的最低温度。易燃、可燃液体的闪点越低, 它

的火灾危险性越大。我国的防火规范把易燃、可燃液体按闪点的高低分为两类 4 级。表 35-1 列出一些常见液体的闪点分类。表 35-2 列出了常见易燃和可燃液体的闪点。

表 35-1 易燃可燃液体闪点分类分级表

类 别	级 别	闪点,℃	举 例
易燃液体	1	$t \leq 28$	汽油、甲醇、乙醇、乙醚、醋酸、戊酯、丙酮、石油醚等
	2	$28 < t \leq 45$	煤油、丁醇、松节油等
可燃液体	3	$45 < t \leq 120$	戊醇、柴油、重油、酚等
	4	$t > 120$	润滑油、变压器油、甘油等

表 35-2 常见易燃和可燃液体的闪点

液体名称	闪点,℃	液体名称	闪点,℃	液体名称	闪点,℃
汽油	-58~10	乙醇	9	戊醇	45
石油醚	-50	乙醚	11	酚	79
二氧化碳	-45	醋酸丁酯	13	重油	80~130
原油	-35	醋酸戊酯	25	乙二醇	100
丙酮	-17	石油油	25	二苯醚	115
辛烷	-16	煤油	30~70	变压器油	146
苯	-14	松节油	32	甘油	160
醋酸乙酯	1	丁醇	35	沥青	204
甲苯	4	冰醋酸	40	桐油	239

着火是可燃物受外界火源直接作用而开始的持续燃烧现象。可燃物可以是固体、液体和气体。着火是日常生产、生活中最常见的燃烧现象，很多火灾都是从着火开始逐渐发展而成的。可燃物开始着火所对应的最低温度，叫作燃点。可燃物燃点越低，越容易着火。一些可燃物的燃点列于表 35-3。

表 35-3 一些可燃物的燃点

物质名称	燃点,℃	物质名称	燃点,℃	物质名称	燃点,℃
黄磷	34	棉花	150	松木	250
松节油	53	纸张	165	有机玻璃	260
樟脑	70	蜡油	190	橡胶	390
灯油	86	布匹	200	锦纶 6	395
硝酸纤维素	100	麦草	200	聚乙烯	400
橡胶	120	硫	207	聚丙烯	400
纸	130	汽油	220	锦纶 66	415

燃点是可燃固体和闪点比较高的可燃液体能够着火的最低危险温度，控制这些物质的温度在燃点以下，是预防火灾发生的一个措施。所以，燃点对可燃固体和闪点较高的可燃液体具有实际意义。在灭火时采用的冷却法，其原理就是将燃烧物质的温度降到它的燃点以下，使燃烧过程中止。

自燃是可燃物质没有外界火源的直接作用，在一定环境条件下自身发热并由于散热受到阻碍而使热量积蓄，温度从而上升，当达到一定温度时发生的自行燃烧现象。可燃物发生自行燃烧的最低温度叫做自燃点，也称自燃温度。可燃物的自燃点越低，它的着火危险性越大。一些物质在空气中的自燃点如表 35-4 所示。

表 35-4 可燃物质的自燃点

物质名称	自燃点,℃	物质名称	自燃点,℃	物质名称	自燃点,℃
黄磷	34	重油	380~420	丁烷	408
三硫化四磷	100	甘油	390	乙烯	490
赤磷	200~250	豆油	460	丙烯	458
木材	250~350	甲醇	470	丁烯	443
硫	260	乙醇	392	乙炔	305
沥青	280	乙醚	193	石油气	356
煤	250~500	乙醚	275	天然气	550
萘	470	丙酮	561	二硫化碳	120
苯	515	苯	550	硫化氢	292
煤油	240~380	甲苯	535	氢	572
汽油	255~530	甲烷	632	一氧化碳	609
石脑油	277	乙烷	515	氟	661
柴油	350~380	丙烷	490		

在常温的空气中能发生化学、物理、生物化学作用而放出氧化热、分解热、• 吸附热、聚合热、发酵热等热量的物质均可能发生自燃，必须引起注意。在生产厂房中，若有可能出现可燃气、液体蒸汽或可燃粉尘，与它们接触的任何物体，如电气设备、化工设备、蒸汽管线等，外表面的温度必须控制在这些可燃物质的自燃点以下，以防止发生自燃而形成火灾。

爆燃是可燃物质(包括气体、雾滴和粉尘)和空气或氧气混合物由火源点燃，火焰立即从火源处以不断扩大的同心球形式，自动扩散到混合物存在的全部空间，这种以热传导方式自动在空间传播的爆燃现象称为爆燃。混合物的爆燃速度在音速以下是爆燃的重要特征。

爆燃发生时，除产生热量外，燃烧空间的气体由于高温膨胀还能产生很大压力，使未燃烧区压缩升温，使燃烧速度加快，上述现象在密闭容器中尤为显著。化工企业内由可燃混合气爆燃造成爆炸事故，可发生在容器、塔釜、槽堆、地沟内，在可发生在厂房或厂区内空间内，这类事故通常是化工企业危害最大的一类事故、

b.爆炸的概念及分类。物质由一种状态迅速转变成另一种状态，并在瞬间• 以声、光、热、机械功等形式放出大量能量的现象叫做爆炸。爆炸实质上是一种极为迅速的物理或化学的能量释放过程。爆炸可分为三种类型，即爆裂、化学爆炸、核爆炸。

①爆裂。爆裂是由物理变化引起的，爆裂前后物质的性质均不改变，如钢炉在超压运行时的爆炸;化工生产中各类容器，由于充装过量而引起的爆裂;由于设计错误或由于腐蚀过热、长期超压超负荷等造成强度降低，或者由于操作不当，反应剧烈造成压力急剧升高，安全泄压装置失灵，都可能发生爆裂。

②化学爆炸。化学爆炸是易燃易爆物质本身发生化学反应，产生大量气体和高热而瞬间形成的爆炸。如化工生产区内可燃气体、蒸汽或粉尘与空气混合，并达到一定浓度比例时即形成爆炸性混合物，此时如遇明火、电火花、静电放电等激发能即发生爆炸。如化工生产中应用的原料属爆炸性物质，由于储存、• 运输操作不当，使其受热或产生剧烈振动后发生的爆炸。

③核爆炸。核爆炸的能源是核裂变或核聚变，核爆炸所释放的能量比化学爆炸放出的能量要大得多，它具有极大的破坏力。化工生产中所发生的爆炸主要是前面两种类型。

c.爆炸极限

①爆炸浓度极限。爆炸浓度极限也称爆炸极限，爆炸极限通常用体积百分比(%)或 mg/L 表示。可燃气体、蒸汽或粉尘和空气形成混合物，并不是在任何浓度下遇火源都能发生爆炸，而只有在一定的浓度范围内才能发生爆炸。爆炸性混合物遇火源即能发生爆炸的最低浓度，称为爆炸下限;爆炸性混合物遇火源即能发生爆炸的最高浓度称为爆炸上限。表 35-5 列出部分常见可燃物质的爆炸极限。

表 35-5 常见可燃物质的爆炸极限

物质名称	爆炸极限, %		爆炸危险度 ^①	物质名称	爆炸极限, %		爆炸危险度 ^①
	上限	下限			上限	下限	
氢	4.0	75.6	17.9	甲烷	5.0	15.0	2.0
氨	15.0	28.0	0.9	乙烷	3.0	15.5	4.2
一氧化碳	12.5	74.0	4.9	丙烷	2.1	9.5	3.5
二氧化碳	1.0	60.0	59.0	丁烷	1.5	8.5	4.7
乙炔	1.5	82.0	53.7	甲醚	7.0	73.0	9.4
氯化氢	5.6	40.0	6.1	乙醚	1.7	48.0	27.2
乙烯	2.7	34.0	11.6	丙酮	2.5	13.0	4.2
苯	1.2	8.0	5.7	汽油	1.4	7.8	4.4
甲苯	1.2	7.0	4.8	煤油	0.7	5.0	6.1
甲醇	5.5	36.0	5.5	醋酸	4.0	17.0	3.3
乙醇	3.5	19.0	4.4	水煤气	7.0	72.0	9.3
硫化氢	4.3	45.0	9.5	城市煤气	5.5	32.0	4.8

① 爆炸危险度是表示可燃物质发生爆炸危险性大小的参数。爆炸危险度 = $\frac{\text{爆炸上限} - \text{爆炸下限}}{\text{爆炸下限}}$

⑥ 爆炸的温度极限: 易燃可燃液体在一定温度下, 由于蒸发使蒸汽浓度达到爆炸极限浓度时的温度, 即为爆炸温度极限。爆炸温度极限与浓度极限相对应, 也有上限和下限。爆炸温度上限即为蒸发出等于爆炸上限的蒸汽浓度时的温度; 爆炸温度下限即为蒸发出等于爆炸下限的蒸汽浓度时的温度。表 35'6 列出一些常见易燃、可燃液体的温度极限。

d. 预防燃烧爆炸的一般原则。根据不同类型的爆炸、火灾事故制定出相应的切合实际的预防计划, 其内容应包括以下几点。

① 对具有爆炸性的物质及构成爆炸的点火源要严加管理。

② 严格控制爆炸性混合物的形成, 使混合物组成处于爆炸范围之外, 使用惰性气体取代空气, 使氧气浓度处于极限之下。

③ 生产厂房要设置足够的泄压面积, 泄压面积与生产厂房体积之比采用。甲 $0.05 \sim 0.22 \text{m}^2/\text{m}^3$, 必要时可加大此比值, 一般为 $0.3 \sim 0.4$ 。为减少人员伤亡, 应设置有一定强度的正压控制室。

④ 有爆炸危险的设备, 应装有足够数量的泄压装置。

⑤ 生产装置应设置必要的停止加料、自动泄压放空、自动向系统加入惰性气体、停车的安全联锁装置。

⑥ 为了控制点火能源, 掌握冲击摩擦、明火、高温表面、绝热压缩、自燃发热、电气火花、静电火花、热辐射、光辐射等九种点火源产生条件, 采取相应的对策, 消除并加以防范。

⑦ 化工企业在设计中应贯彻“预防为主, 防消结合”的消防工作方针。在采取有效防火设施的同时, 还应根据企业的规模、火灾的危险性、设置相应先进的灭火措施, 建立地区消防协作网, 以尽量减少火灾爆炸事故所造成的损失。

表 35-6 常见易燃可燃液体的爆炸温度极限

液体名称	爆炸温度极限, °C		液体名称	爆炸温度极限, °C	
	下 限	上 限		下 限	上 限
乙醇	12	42	苯	-11	15
乙醚	-45	13	甲苯	6	37
丙酮	-20	6	松节油	32	53
标准汽油	-20	5	灯用煤油	40	86

② 电气安全技术

a.电气设备防火防爆注意事项

㉑变压器。

- 防止变压器过载运行。
- 保证变压器绝缘抽质量。
- 防止变压器铁芯绝缘老化。
- 防止检修不慎破坏绝缘，保证导线接触良好。
- 防止霄击，保持良好接地。
- 防止变压器超温运行。

㉒油开关.

- 油开关油面应维持一定，勿过高过低。
- 油开关内抽的质量要达标。
- 油开关的操作机构及零部件要灵活、可靠、好用。
- 定期检查油开关的遮断容量，确保大于供电系统短路容量。
- 油开关套管、箱盖、箱体应严格密封，不得进水受潮。

㉓电动机。

- 严防电机过载运行。
- 严防金属物掉入电动机内造成短路及损坏绝缘。
- 电动机各接线处接点要良好，不得有松动。
- 严防三相电动机单相运行。’

㉔电缆。

- 电缆的保护铅皮在敷设时，或运行中均要防止绝缘体损伤，以免电缆相间或绝缘体与铅皮间的绝缘击穿而发生电弧。
- 电缆长时间过负荷运行，会使电缆过分于枯，能使绝缘体失去绝缘性能而造成击穿着火。
- 充油电缆敷设时若高差过大，可能发生电缆淌油现象，由于油的流失使电缆干枯而热阻增加，纸绝缘老化而击穿。
- 电缆接头盒的中间接头因压接不紧，焊接不牢或选材不当，造成接头载化，发热、流胶或绝缘剂质量不合要求均能引起绝缘击穿、短路而发生爆炸。
- 电缆端头表面受潮，引出线间绝缘处理不当或距离过小，往往容易产生火花引起着火使电缆头表层混合物和引出线绝缘搬烧。

㉕照明设备。

- 白炽灯的表面温度与其功率大小有关，灯泡功率越大，表面温度越高，灯泡距离可燃物越近，引燃时间就越短，使用中应保持散热良好，并避免与可燃物距离靠近。
- 荧光灯正常工作时，镇流器若散热不好，或其他附件故障也会内部温升而破坏线圈绝缘，产生电火花。
- 高压汞灯功率比较大，温升快，整流器发热情况类同荧光灯，应注意散热条件并远离可燃物品。
- 卤钨灯功率为 1000W 时，它的石英玻璃表面温度可达 500~800℃,其内部温度可达 1000℃左右。因此卤钨灯不仅在短距离能烤燃可燃物，甚至能烤燃远距离的可燃物，火灾危险性较其他照明灯更大。

b.电气火灾爆炸危险区域的划分。为防止因电气设备引起火灾爆炸事故的发生，将其按火灾爆炸危险程度划为三类 s 区，按不同类别和分区采取相应措施。三类 s 区的划分见表 35-70

表 35-7 火灾、炸区域分类表

类 别	区 域	火 灾 爆 炸 危 险 环 境
第一类爆炸性气体环境	0 区	连续出现或长期出现爆炸性气体混合物的环境
	1 区	在正常运行时可能出现爆炸性混合物的环境
	2 区	在正常运行时不可能出现爆炸性混合物的环境
第二类爆炸性粉尘环境	10	连续出现或长期出现爆炸性粉尘环境
	11	有时会将积聚下的粉尘扬起而偶然出现爆炸性粉尘混合物环境
第三类火灾危险环境	21	具有闪点高于环境温度的可燃液体，在数量和配置上能引起火灾危险的环境
	22	具有悬浮、堆积状的可燃粉尘或可燃纤维，虽不能形成爆炸混合物，但在数量和配置上能引起火灾危险的环境
	23	具有固体状可燃物质，在数量和配置上能引起火灾危险的环境

c 火灾爆炸危险环境电气设备的选用。在火灾爆炸危险环境使用的电气设备，在运行过程中，必须具备不引燃周围爆炸性混合物的性能。满足上述要求的电气设备有隔爆型、增安型、本质安全型、正压型、充油型、充砂型、无火花型、粉尘防爆型和防爆特殊型。

在爆炸危险区域应按有关规定，根据区域的类别和等级分别选用上述电气设备。

d.防止电气设备火灾爆炸的其他措施

①合理布置电气设备。室外变配电站与建筑物的间距应满足《建筑设计防火规范》(GB716--87)的规定;装置的变配电室应满足《石油化工企业设计防火规范》(GB50160—92)的规定，还应满足《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》(GB50058—92)的规定。

②接地。爆炸危险区域的接地要比一般场所的要求高，必须保证其接地的可靠性。

③保证安全供电的技术措施。如停送电联络笺;验电操作程序;停电检修安全技术措施;带电 e.扑救电气火灾的安全措施

①电气设备着火后，扑救时应采取防止接触电压和跨步电压危害的措施。

②充油电气设备着火时应注意采取防止扩大火灾的措施，防止绝缘油的外泄。

③扑救火灾时，应首先迅速、可靠的切断电源。

④当来不及切断电源时，或因生产不允许断电，则需要带电灭火，操作人员除应佩带好绝缘鞋服外，还应与带电体保持一定距离进行操作。

⑤电气灭火剂主要有干砂、二氧化碳、干粉等，当用水和泡沫灭火时必须先切断电源。

f.触电及其预防。防止人身触电是安全用电避免人员伤亡的一项重要工作，一般电流对人体的伤害可分为电伤及电击伤两种。电伤指电流对人体外部造成局部伤害如烧伤等;电击伤指电流通过内部，破坏人体内脏乃至危及生命。上述触电事故的预防措施如下。

①接地与接零。为了保护工作人员的安全，防止触电事故的发生，所有电气设备都必须采取保护性“接地”或保护性接零。在三相三线制中性点不接地的供电系统中，为了保护人身安全，把电气设备金属外壳进行接地，这种措施叫保护性“接地”，在三相四线制中性点接地的供电系统中，在设备经常不带电的外壳上，用一根专用导线接在中性点接地的零线上，这种措施叫保护性接零。在同一系统中禁止同时采用保护接地与保护接零。

②漏电保护装置。漏电保护装置又称触电保安器，在电气设备及线路漏电时装置启动，使接触器跳闸，自动切断电源，起到保护作用，防止触电漏电的保护装置，宜采用高灵敏度、快速型的品牌。

③触电急救。一旦发生人身触电事故，应迅速切断电源，使触电者尽快脱离电源，并立即进行就地抢救，触电者必须用人工呼吸和胸外挤压法进行抢救，任何药物是不能代替的。

g.静电的危害及其消除措施

①静电的危害。静电最严重的危害是产生火花作为引火源而导致燃烧爆炸。当同时满足以下几个条件时，便可发生燃烧或爆炸。

- 有能够产生静电的条件。
- 有能够积累电荷和产生火花放电电压的条件。
- 有能引起火花放电合适的间隙。
- 发生的火花具有足够的引燃能 te
- 在间隙及周围环境中可有被引燃的可燃气体、蒸汽或粉尘及空气混合物。静电事故在化工企业时有发生,静电除了能导致燃烧爆炸外,还会影响产品质量及击伤人身事故。

⑥防止静电灾害的措施。

- 防止或减少静电的产生。
- 设法导走或中和产生的电荷,使之不能积聚。
- 防止足够能量的静电放电。
- 防止混合性爆炸气体的形成。

h.雷电的危害及其防止措施

①雷电的危害。雷电产生高达数十万伏冲击电压,可毁坏发电机、变压器、烧断电线、劈裂电杆而造成停电,也可能引起火灾爆炸事故。强大的电流所产生的热能可熔化钢材而引起火灾。

⑥防雷击措施

- 利用高出被保护物的凸出物体,把雷引向自身,然后通过导线和接地装置把雷引入大地。
- 可燃气体、可燃液体储罐要设避雷针及防雷接地。‘

③压力容器及工业管道安全技术。在化工生产中使用压力容器的场合很多,面广量大,加之工作条件复杂,事故发生率也较高,因此,管好压力容器是化工企业安全生产重要的一环。为此国家设置了专门机构进行监察,国务院发布的《锅炉压力容器安全监察暂行条例》和劳动部颁发的《压力容器安全技术监察规程》是压力容器安全监察工作的法规,设计、制造、安装、维修、改造、检验或使用压力容器的单位都必须遵照执行。

根据法规,为有利于安全技术监督和管理,按照容器的压力高低、介质的危害程度以及在生产过程中的重要作用,可将该规程范围内的压力容器分为三类。第一类为低压容器;第二类为中压容器或充装易燃介质及有中等毒性介质的低压容器;第三类为高压容器或充装易燃介质及毒性程度较高的中、低压容器。由于不同类别的压力容器有不同的安全监察内容及要求,所以必须正确的识别压力容器的类别。

根据法规,按压力容器的设计压力,可将压力容器分为低压、中压、高压、超高压四个

等级。具体划分如下: , ∴

低压(代号 2)	$0.1\text{MPa} \leq p < 1.6\text{MPa}$
中压(代号 M)	$1.6\text{MPa} \leq p < 10\text{MPa},$
高压(代号 H)	$10\text{MPa} \leq p < 100\text{MPa}$
超高压(代号 U)	$100\text{MPa} \leq p < 1000\text{MPa}$

a.压力容器的设计

①压力容器的设计单位必须持有省级(含省级)以上主管部门批准,同级劳动部门备案的设计单位批准书。

②超高压容器的设计单位,应持有国务院主管部门批准,并报劳动部压力容器安全监察机构备案的超高压容器设计单位批准书。

③压力容器设计单位,应向用户提供设计图样,还应提供设计、安装(使用)说明书;对高中压容器应向用户提供强度计算书。

b.压力容器的制造

④压力容器的制造单位,必须具有省级以上(含省级)劳动部门颁发的制造许可证;超高压容器的制造单位,必须具有劳动部颁发的制造许可证。

⑤制造压力容器的材料必须具有质量合格证书,制造单位根据设计要求,对其性能进行必要的复验。

⑥为保证焊接质量,必须做好焊工的培训考核工作,严格焊前预热,焊后热处理。

⑦容器制成后必须进行压力试验,压力试验指耐压试验和气密性试验,耐压试验包括液压试验及气压试验两种。

c.压力容器的安装

①压力容器的安装单位必须经劳动部门批准才可以从事承压设备的安装工作。

②安装作业必须执行国家有关规范。

③安装过程中应对安装质量进行分段验收及总体验收。总体验收应有上级主管部门和劳动部门参加。

④安装竣工后,施工单位应将竣工图、安装及复验记录等技术资料和安装质量证明书移交给使用单位。

d.压力容器的使用管理

①企业应设置专门机构,并配备专业人员负责压力容器的技术管理及安全监察工作。

②建立健全压力容器的技术档案及管理制度。技术档案应包括产品合格证、运行累计时间表、年运行记录、理化检验报告、竣工图以及高中压容器及储运容器的强度计算书。

③压力容器投入使用前,应按劳动部颁发的碳压力容器使用登记管理规则分要求,向地、市劳动部门申报及办理使用登记手续。

④使用单位应在工艺操作规程中列出压力容器的安全操作要求。

⑤压力容器不得带压进行任何检修,如遇特殊情况,须按设计要求制定有效的操作防护措施,经有关部门批准并有安全部门进行现场监督。

⑥压力容器按上述劳动部门规定,根据其安全状况分为1级、2级、3级、4级、5级5个等级进行登记管理。

⑦压力容器在使用过程中,每隔一定期限应采用各种适当而有效的方法,对其进行检查和必要的试验,对存在缺陷进行消除或监护。压力容器定期检验,是及时发现缺陷、消除隐患、保证安全运行必不可少的措施。

⑧压力容器的事故调查。压力容器发生事故后进行认真调查分析,找出确切事故原因。从事故中总结经验教训,逐步摸清运行规律,制定切实有效的预防措施,是防止事故发生的关键。其调查主要内容有下列几点。

- 容器本体破裂情况,
- 安全附件完好情况。
- 现场破坏及人员伤亡情况。
- 事故发生前的运行情况。

⑨压力管道的设计、制造、检验、安装、验收及使用。化工管道按压力高低可分为低压($0 \leq p < 10\text{MPa}$)、中压($1.6 \leq p < 10\text{MPa}$)、高压($10\text{MPa} \leq p < 100\text{MPa}$)、超高压($\geq 100\text{MPa}$)及真空(COMPa)五种等级;按压力及介质危害程度又分为A、B、C三个级别,与压力容器一样,不同类别的压力管道在安全内容方面有不同的要求及规定。

• 压力管道的设计单位应取得省级以上有关主管部门颁发的设计资格证书,并报省级以上劳动行政部门备案。高压、超高压管道的设计参照相应压力容器的设计监察管理的原则进行要求及管理。

• 压力管道(包括附件)制造单位应向省级以上劳动行政部门申请安全注册,主管部门应对其安全注册进行评审及认可。

- 压力管道的检验及安装单位必须具有劳动行政部门颁发的压力管道安装许可证，必须按主管部门颁发的施工验收规范及安全监察规定进行安装及检验。

- 管道工程投入运行前应进行全面验收，验收内容包括试压、吹扫清洗和验收，试压包括强度试验、严密性试验、真空度试验和泄漏量试验。

- 压力管道的维护管理应包括定期外部检查、定点测厚、全面检查和非定期特别检查等方面的内容。

④锅炉安全技术。锅炉是使燃烧产生的热能把水加热或变成蒸汽的热力设备。几乎化工企业都要安装一至几台容量不同的锅炉，以满足工艺及供热的需要。锅炉本体庞大，辅机多，各个环节需密切配合，不然就会发生故障，因此，作为特殊设备，锅炉的安全监督应予特别重视。

a 锅炉启动时的安全要点

①对新装和检修后的锅炉，启动前应按锅炉运行规程的规定进行全面检查，汽水系统、辅机系统等均应处于完好状态。

②上水时为防止过大热应力，水温最高不应超过 90 — 100℃，上水速度要慢，全部上水时间在夏季不小于 1h;在冬季不小于 2h。上水至安全水位线即停止上水。

③新装、大修或长期停用的锅炉在上水启动前要进行烘炉，以免炉膛、烟道非常潮湿接触高温烟气而产生裂纹。

④新装、大修或长期停用的锅炉，在正式启动前必须进行煮炉，煮炉可以单独进行，也可在供炉后期和烘炉一道进行。

⑤锅炉点火外压时的安全注意事项。为防止炉膛内爆炸，为此，点火前要确保炉膛内可燃物含量分析结果低于爆炸下限;为防止热应力及热膨胀造成破坏，升温升压速度一定要慢，规程要求不超过 55℃/h;汽包内外壁及上下壁温差不超过 55℃，升压时间夏季 2h;冬季 26h;点火升压过程中应密切注意锅炉蒸汽参数、水位及各部件工况的变化，并及时调整参数至规定范围内。

b.锅炉运行中的安全要点

①锅炉运行中，保护装置及联锁不得停用。需要检验或维修时，需经有关主管领导批准。

②锅炉运行中，安全阀每天人为排汽试验一次。电磁安全阀回路试验每月进行一次。安全阀的开启高度及压力应符合规定。

③锅炉运行中应定期进行排污试验。

c.锅炉停炉时安全要点

①停炉时应防止降压降温过快，以避免锅炉元件因降温收缩不均匀而产生过大热应力。停 X.操作按规定程序进行，正常停炉时先停燃料，后停送风，降低引风，同时降低锅炉负荷，减少锅炉上水，维持水位略高于正常水位。

②遇有机件损坏等特殊情况下，必须紧急停炉，紧急停炉时应立即停止燃料和送风，减弱引风，同时熄灭炉膛内燃料，灭火后打开炉灼、灰门及烟道接板，以加强通风冷却。紧急停炉势必导致锅炉元件因骤冷而产生较大热应力，故应尽量避免采取此非常停炉方式。

d.锅炉的安全监督及检验

①锅炉比较容易发生事故，当锅炉爆炸时，它的破坏力很大，所以锅炉作为特殊设备，投入运行后应按照《锅炉压力容器安全监察暂行条例》和《蒸汽锅炉安全技术监察规程》进行严格监督。

②锅炉的设计应送锅炉压力容器安全监察机构审查，并经批准。设计单位应对锅炉的安全性能负责，受压元件应按规定进行强度计算。

③制造单位必须取得劳动部门颁发的制造资格许可证。必须按有关的标准和规定，严

格执行原材料检验、工艺管理制度和产品质量检验制度，保证产品质量。锅炉出厂应有质量合格证书。

④锅炉的安装应有专业安装单位施工，并经省市劳动部门批准，安装时应严格按有关施工及验收技术规范进行施工及验收。锅炉进行重大修理及改造时，其施工技术方案应经企业负责人批准，并报主管部门及劳动部门备案。

⑤锅炉运行中必须定期进行检验，由经过考核的、兼职锅炉运行检验员对锅炉的安全状况进行检查和试验。以便及时发现缺陷消除隐患，避免事故发生。保证锅炉长期安全运行。其检查内容包括外部检查、内部检查及水压试验，其检查方法通常是宏观检验，也可进行无损探伤及机械性能试验。

⑤工业卫生及防尘防毒安全技术。在工业生产过程中，存在着多种影响身体健康的因素，这些因素称为生产性有害因素。生产性有害因素包括三大类：一是化学性有害因素。如各种有机、无机毒物；二是物理性有害因素，如噪声、射线、微波等，三是生物性有害因素，如霉菌等。化工生产的原料、中间体、副产物和三废排放物等，很多都是有毒物质，而其操作环境中又经常接触粉尘、噪声、射线等有害因素，为此，国家颁发了《职业性接触毒物危害程度分级》、《生产性粉尘作业危害程度分级》、《高温作业分级》、《体力劳动强度分级》及《密封放射源分级》等五项标准，对评价生产性有害因素和做好劳动保护科学管理提供了依据。

a.工业毒物及其危害

⑥工业毒物及其分级。工业毒物指在土业生产中所使用或产生的毒物，如生产有机玻璃过程中所用的佩化钠；炼油过程中放出的硫化氢等，按照毒物的毒性可分为四级；即轻度危害(VI)、中度危害(II)、高度危害(I)、极度危害(I)。

⑥工业毒物对人体的危害

- 神经系统口毒物对神经及周围神经系统均有不同程度的危害作用，表现为神经衰弱症候群。

- 呼吸系统。氯气、二氧化硫等刺激性毒物可引起声门水肿及痉挛、肺炎及肺水肿等。

- 血液及心血管系统、苯中毒可抑制造血功能，如砷化氢、苯拼中毒可引起严重溶血；一氧化碳可使血流输氧功能发生障碍等等。

- 消化系统。如四氯化碳、锑、铅等主要伤害肝脏，形成急慢性肝炎。

- 泌尿系统。升汞和四氯化碳可引起急性肾小管坏死。

- 皮肤损伤。强酸、强碱可灼烧皮肤引起溃烂。

- 眼睛的危害。甲醇影响视神经，严重时可导致失明。

- 致癌性。某些化学物质(如石棉粉尘、3,4-苯并花等)有致癌作用，可使人体产生肿瘤。

- 化工生产中常见毒物的毒性。化工生产中常见毒物毒性见表 35-8a

- 在化工生产中，凡是使用表 35-8 毒物作原料，或是作为生产的最终产品的操作人员，必须对此引起警惕，在接触表 35-8 的防范措施，毒物的过程中必须根据国家安全管理的规定，采取必要以防人身伤亡事故的发生。表 35-5 常见毒物急性反应表

毒物名称	接触时间	毒物浓度, mg/m ³	毒性反应
苯	5~10分钟	61000~64000	立即死亡
氢氰酸	<10分钟	300	立即死亡
丙烯腈	1~2小时	1000	立即死亡
硫化氢	顷刻	1400	昏迷、呼吸麻痹而死亡
一氧化碳	5分钟	11700	死亡
氯气	吸入少许	3000	可危及生命
氯	30分钟	3500~7000	即刻死亡
氟化氢	—	400~430	急性中毒致死
甲醇	口服	30mL	致死
二氧化氮	—	1460	很快致死
氮	—	达到一定浓度时	窒息性死亡

b.生产性粉尘及其危害。生产性粉尘是指生产过程中散发出来的、较长时间悬浮于作业空间空气中的固体微粒，它是污染生产作业环境、影响工人健康的有害物质。

④生产粉尘的分类及性质。生产性粉尘按其性质分类见表 35-9,

表 35-9, 生产性粉尘按性质分类表

属 性	来 源	举 例
无机性	矿物性	石英、石棉、煤、无机盐等
	金属性	金属及其化合物粉尘、各种催化剂粉尘
	人工性	金刚砂、水泥、玻璃纤维、化肥粉尘
有机性	植物性	棉、花粉、亚麻皮屑
	动物性	角质、毛发、羽绒、骨粉等
	人工性	塑料、染料、合成纤维、助剂等粉尘
混合性	各种粉尘的混合存在	

上列粉尘都能对人体产生不同程度的危害，如某些粉尘达到一定浓度时若遇明火即能引起爆炸，如煤粉;某些粉尘能使人体发生病变，如二氧化硅粉尘能使肺部组织纤维化而引起矽肺病。

⑥生产性粉尘的危害

- 呼吸道。长期接触二氧化硅粉尘、石棉尘、煤尘及助剂类粉尘，可以造成呼吸道炎症、肺炎、呼吸道肿瘤。

- 尘肺。尘肺包括矽肺、石棉肺、煤尘肺、电焊烟尘肺等，它可导致肺功能减退，最后因缺氧而死亡。

- 全身性中毒。吸入铅、砷、氮化物、农药、化肥等有毒粉尘，在呼吸道被溶解而进入血液循环而引起中毒。

- 皮肤病变。沥青、烟草、助剂等粉尘能引起皮肤过敏、皮炎等。

- 致癌性。3,4-苯并花、石棉粉尘可引起癌变。 ⑥防毒防尘措施。

- 改革工艺。防毒防尘的根本措施在于改革工艺，使之在生产过程中不产生尘毒物质，或使尘毒物质消灭在生产过程之中。例如采用加氢工艺精制油品，代替了原有的酸碱精制工艺，革除了酸气及酸渣的污染。

- 以无毒或低毒原料取代有毒及高毒原料:如用抽余油代替苯类作油漆溶剂。

- 生产设备的密闭及操作自动化:水泥、农药等生产工艺在设备密闭化及操作自动化后，大大的减少了对人体的危害。

- 加强通风及除尘措施是降低操作场所空气中毒物及粉尘浓度的一项重要措施，

- 毒物净化措施。如采用脱硫、冷凝、焚烧、吸附等措施对毒物进行净化处理。

- 做好个人防护措施。在进入设备及抢修时，个人防护措施起着重要的保护作用。

c.工业噪声及其控制。凡使人烦躁不安的声音均属于噪声。在生产过程中各种设备运转时所发出的噪声叫工业噪声，它对人体造成不同程度的危害，故应加以控制及消除。

④噪声的强度及其分类。通常用声压级的办法来做计量声音大小的单位，单位为分贝(dB)。按照噪声的性质可分为稳态噪声及脉冲噪声两种，稳态噪声在较长一段时间内声音保持不变;而脉冲噪声则噪声随时间变化时大时小.后者对人耳的伤害更大些。

⑤噪声对人体的危害。

- 对听觉器官的损伤:若长年累月在强噪声的反复作用下，耳器官会发生器质性病变，出现噪声性耳聋。

- 噪声可以使交感神经紧张，表现为心跳加快，心律不齐，血压波动等症状。

- 噪声可引起神经衰弱的症候群:如头痛、失眠、多梦、记忆力减退等。神经衰弱的检出率随着噪声强度的增加而增加。

- 工业噪声的卫生标准。每个工作日(按8小时计)接触噪声时间，按规定现有企业不得超过90dB,新建、扩建企业则不得超过85dB,

⑥工业噪声的控制

- 减小声源强度。用无声或低噪声的工艺及设备来代替高噪声的工艺及设备，提高设备的加工及安装精度，使发声体不发声，这是控制噪声的根本途径。

- 合理布局。把操作室、休息室、办公室与生产环境分开;把生活区及生产区分开，并建立绿化林带，使噪声隔离及衰减。

- 吸声。用吸声材料敷设墙面及顶棚，可以降低房间的噪声，常用的吸声材料有玻璃棉、泡沫塑料、毛毯、矿渣棉等。

- 隔声:把发声的机器封闭在一个小空间内，使它与周围环境隔开，从而减小噪声对外部的影响。常用的隔声材料如钢板、砖墙、混凝土等。

- 安装消声器。消声器能在气流通过时，阻止或减弱声音的强度及传播，在风机的进口或排气管道上都应安装消声器。

d.电离辐射及其防护。电离辐射是由。粒子、 α 粒子、 γ 射线、X射线和中子流等对原子和分子产生电离作用的辐射。化工生产中使用放射性同位素钴60,铯137等以及X射线探伤机等都会不同程度的接触到电离辐射，并造成不同程度的伤害。

④电离辐射的计量单位及允许值:吸收剂量(D)是指电离辐射进入人体单位质量所吸收的能量。不同类型的辐射其吸收剂量相同而产生的生物效应却不尽相同，为此，在辐射防护领域，采用辐射的品质因素来表示对生物效应的影响，将吸收剂及辐射品质因素进行加权，能更好的表达发生生物效应的严重程度。这种经过加权后的吸收剂量称为剂量当量，其单位是Sv。放射工作人员的剂量限值(任一器官或组织所受的年剂量当量不得超过下列限值)如下。

- 非随机性效应剂量限值对眼晶体为150mSv;对其他单个器官或组织50mSv

- 随机效应年剂量限值。受到全身均匀照射时，有效剂量当量不应超过50mSv;当受到不均匀照射时，有效剂量当量应满足下列不等式:

$$\sum W_T H_T \leq 50 \text{ mSv}$$

式中 H_T —组织(或器官)T的年剂量当量，mSv;

W_T —组织(或器官)T的相对危险度权重因子。

⑤电离辐射对人体的危害。

- 急性放射性伤害。在短期内接受超过一定剂量的照射，称为急性照射，可引起急性放射性伤害。少数人出现头晕、乏力、食欲下降等症状，并能造成造血系统损伤及脑损伤症。

- 慢性放射性伤害。在较长时间内分散接受一定剂量的照射，称慢性照射，长期接受超剂量限值的慢性照射，可引起慢性放射性伤害。如白细胞减少、慢性皮肤损伤、造血障碍、生育能力受损、白内障等。

- 胚胎和胎儿的辐射损伤。胚胎和胎儿对辐射较敏感,在胚胎植入前期受照,可使出生前死亡率升高;在器官形成期受照,可使畸形率升高,新生儿死亡率相应升高。

- 辐射致癌,在长期受照射的人群中有白血病、肺癌、甲状腺癌、乳腺癌、骨癌等发生。

- 遗传效应。辐射能使生殖细胞的基因突变和染色体畸变,形成有害遗传效应,使受照者后代的各种遗传病发生率增高。

⑤电离辐射的防护措施

- 从事、生产或储运电离辐射装置的单位,都应设置专(兼)职的管理机构及人员,建立完善的卫生防护制度及管理办法。

- 采取技术措施,控制辐射源的质量、设置防护罩、缩短接触时间及实行遥控操作等,另外操作人员应配备必要的防护面具及衣服。

e.高温作业的危害及防护。从事高温作业能引起生理功能的改变,如内分泌、呼吸、心血管、泌尿系统等以及免疫功能都会受到不同程度的危害。因此,化工企业都要在管理上和技术上,对从事高温作业要采取必要的防护措施。在技术上,应在高温岗位设置空调和向室内送冷风,或采取远距离操作,管理上应合理安排作业时间,缩短作业时间、定期轮换岗位人员等措施。

⑥化工生产装置检修安全技术。化工装置在长周期的运行中,由于外部负荷、内部应力和相互摩擦、腐蚀、疲劳以及自然侵蚀等因素的影响,使个别部件或整体发生原有尺寸、形状、机械性能的改变,强度降低,造成隐患和缺陷,威胁着安全生产。所以装置、设备必须有计划的定期进行检修,及时消除缺陷和隐患,使新老装置都能保持长周期平稳的运行。

化工装置大检修具有以下一些特点:其一是工作面广,设备布置从室内到室外;从框架顶层到地下泵房。其二是设备种类繁多,规格不一;参与人员的专业、工种多,如机械、仪表、电气、防腐等各种专业人员交错作业。其三是工期紧,为了及早恢复生产,增加效益,一般检修周期较短,这样参加检修的人员数量势必增多,一些临时工、外来工进入现场,由于不熟悉作业现场的环境和专业知识,必然会给检修工作带来许多潜在的危险因素。另外,化工装置设备、管道中易燃、易爆物料的清扫不可能完全彻底,也易产生爆炸、灼烧、中毒等事故。据统计,装置检修中发生事故占重大事故总数的 42.63%。因此,做好检修期间的安全管理工作,显得十分重要。

a 装置检修前的准备工作

①设置检修指挥部。为了加强停车检修工作的集中领导和统一计划、统一指挥,形成一个信息灵、决策处理迅速的指挥中心尤为必要,在指挥部统一领导下,机动、生产、劳资、供应、安全、环保、后勤各部门分工负责,分片包干,职责明确。

②制定安全检修方案。由负责检修单位的技术人员编制安全检修方案,内容应包括检修时间、设备名称、检修内容、质量标准、工作程序、施工方法安全措施等,明确每个项目的负责人及安全责任人。安全检修方案须逐级审查,最后由主管厂长批准后书面公布,严格执行。

③进行技术交底,做好安全教育:安全检修方案应在检修开始前,向全体参加检修人员进行技术交底,同时对设备交接及检修安全措施及注意事项进行交底,进行必要的安全教育,参与重大特殊项目检修的人员,要专门进行安全教育及必要的考核。

④全面检查,消除隐患。装置检修前,由指挥部组织各部门有关人员现场的停车、检修准备工作进行一次全面、细致的检查,检查结果应认真登记并签字存档。

b.装置停车的安全处理

①停车操作注意事项。操作人员应严格按工艺规程及岗位操作法进行停车操作,倒空易燃、易爆或有毒、有害物料,并对处理结果作好详细记录。

④吹扫与置换。吹扫应选择好介质,如油气管线,不能用压缩空气吹扫;吹扫应按系统逐个进行,所有管线都要吹扫到,防止死角;吹扫应严防互串和整压;存放酸碱的设备、管线经过清洗后应用氮气吹扫,检修作业时再用空气置换。

⑤装置环境安全标准。设备内动火时,氧含量应为 19%--21%,爆炸物浓度应低于安全值,有毒物浓度应低于最高允许安全值;设备外壁检修动火时,设备内的可燃气体含量应低于安全值;检修现场应清理干净;设备、管道经氮气、空气置换后可燃物含量应合格,氧含量在 19%—21%。

⑥抽加盲板。抽加盲板应由工艺技术部门提出工艺流程盲板图,严格按图施工并做好登记签名;负责抽、加盲板人员要相对固定,一般谁加谁抽;不同场合应采用不同材质的盲板,盲板应留有把柄,并于明显处挂牌标记;抽加盲板时应与检修人员进行密切联系。

c.检修作业的安全措施

①检修动火安全注意事项。凡检修动火的部位及地区,一定要按动火要求采取措施,办理审批手续;要做到“三不动火”,即没有动火证不动火,防火措施不落实不动火,监护人不在现场不动火;动火监护人应熟悉工艺流程,并具有一定防火、防毒专业知识,并应自始至终在现场监护,不得擅自离岗。

②电焊作业的安全措施。为防止触电,电焊工所用的工具必须绝缘,电焊机壳必须接地良好;焊工施焊时应佩戴好绝缘手套及绝缘胶鞋;电气焊在同点作业时,其电气焊设备及管线应保持距离 5m,防止辐射,

③气焊及气割安全措施。乙炔瓶必须垂直放置,严禁倒放使用及横卧滚动;乙炔瓶表面温度应不超过 4090,露天作业时最好有掩体作遮盖;乙炔瓶距明火及热源不应小于 5m;气阀冻结时严禁用明火烘烤,必要时用 40℃热水解冻;乙炔瓶严禁在漏气时使用;乙炔瓶和氧气瓶应尽量避免同车运箱。

④检修用电安全作业。无论是照明电源,还是施工电源,其接线工作必须由电工操作,其他工种不得私自乱接,电气设施及线路应绝缘良好,埋地或架空时要考虑作业安全距离;检修现场禁用闸刀开关板.并正确使用熔断丝,不得超载使用;电气设备着火,触电应首先切断电源,不能用水灭电气火灾,宜用干粉机扑救;电气传动设备检修时,应先切断电源,并挂上“有人工作,严禁合闸”的警告牌;检修现场设临时照明,宜采用防爆型灯具。

⑤高空作业安全措施。检修人员饮酒或精神不振时禁止高空作业,高处作业必须带安全帽、系安全带,作业高度 2m 以上应设置安全网,并在作业区设围栏及明显标志,作业时应用工具袋,防止工具坠落;六级以上大风、暴雨、打雷、大雾等恶劣天气,应停止高空作业,要仔细检查脚手架及栏杆等的牢固性及可靠性。

⑥限定空间作业安全措施.凡进入塔、釜、罐、炉、地坑等限定空间进行检修、清理称为限定空间作业。化工装置限定空间作业频繁,危险因素多,是容易发生事故的作业。在限定空间作业,除了要分析空气中的可燃物含量,还要分析空气中的有毒物含量,才能防止火灾及中毒;进入酸、碱罐前要准备好大量可用清水,以备人体接触酸碱时迅速冲清。照明电源应为 36V,潮湿部位应为 12V;限定空间作业必须事先做好方案,专人监护,逐条落实。

⑦起重作业安全措施。重大起重作业,必须进行施工设计及报请领导部门审批;作业前对起重机具进行检查,对机具能承受的最大负载做到心中有数;严禁超载运行,猛起猛停;起重吊运不应随意使用厂房梁架、管线、设备基础,严格遵守起重作业“十不吊”规定。

⑧运输作业安全措施。进入现场的运输人员必须进行专门安全技术教育;汽车排烟管应装有阻火器,装载要符合规范要求,不得闯入装置封闭区;厂区行车时速应小于 15km/h;执行监护任务的消防、救护车应选择上风处停放。

⑨特殊检修项目安全措施。对于一些特殊的检修项目,应有专门的技术防护措施来保证检修的安全进行,如带压不置换补焊,应确保正压操作,氧含量不得超过 1%裁定的壁厚

应保证焊时不烧穿，动火前既要分析空气中可燃气体浓度，还要分析有毒气体浓度，不得超过安全允许范围。化工装置的安全技术除上述六大门类外，还有安全控制及监测安全技术，地氈和抗震的安全技术等等。随着化工生产的发展，安全技术也在不断发展，它的门类、深度及广度都在延伸，如在近年兴起的事故原点理论及分析技术，可靠性工程，人机工程等等新的技术和论领域都不断地推动着化工安全工作向高级阶段发展。因此，应不断吸纳补充一些新的内容，并以此培训我们的工人及干部，是我们搞好安全生产的基础工作。

35.2 化工生产的安全生产管理制度

(1)安全管理的基本原则企业安全生产状况，是一个国家文明程度的体现，也是一个企业各项管理的综合反映。因此，抓好安全工作不单是行政领导的事，不单是安全干部的事，而是全体人员的事，必须实行“四全”管理的原则，即实行“全员、全过程、全方位、全天候”管理。

①全员管理。所谓全员管理指的是参加生产全过程的全体人员，人人都在从事生产，人人需要安全。谁都不想受伤或出事故。安全是人生的基本条件之一，生产过程需要安全，化工生产是连续性的，必然要求每个生产人员、工作人员受到制度的严格制约，人人是安全员，安全是每个人的义务。连续性生产，一个岗位、一个人出了问题，不但给本岗位、给个人造成痛苦，而且要波及上下工序，有的甚至影响全体。所以，每个人都有维护安全的义务和职责，不仅要自己负责，还要为他人的安全和幸福负责，要做到“三不伤害”，即不伤害自己，不伤害他人，不被他人伤害。从这个意义上讲，关心安全生产，必须用个人遵章守纪的模范行动来创造一个良好的安全生产环境。

②全过程管理。所谓全过程管理，指的是从时间概念上去理解安全管理，这里有两层意思：一个是在形成生产能力的全过程需要抓安全；一个是在形成商品的全过程需要抓安全，这一过程指的是一套装置、一个工厂从设计施工到投产，再到正常生产和维护、检修、更新等全过程，集中到一点，就是要执行安全工作的“三同时”。安全卫生和消防设施要和主体工程同时设计、同时施工、同时投产。对于设计单位来说，要采用成熟可靠的工艺，采用可靠的设备和完善的安全措施。不要单纯和盲目的去追求先进，不要采用不过关的工艺和设备。设计单位还应认真吸收生产部门、安全部门的合理意见，使设计更加切合实际，有更强的可操作性。安全设施项目不能减，安全规范不能偏移。对于施工单位及工程部门来说，必须把住工程质量关口。“百年大计，质量第一”，要能够确保长周期生产。为了确保工程质量，为以后的安全生产打下一个牢靠的物质基础，要求设计所规定的项目不能漏项，不能缺项，质量不能降低，争取全优工程。在投产的时候要做到，影响安全的隐患不整改不能投料，安全设施不齐全不能投料，生产操作人员没有经过安全教育和培训考核不能投料。另一个是形成商品的全过程的安全，这一过程指的是从原料开始到最后出产品，再到销售这样一个全过程，必须遵循安全工作的“三同时”。生产过程中，在确定生产方案、下达生产指令的同时必须提出安全要求；在执行生产方案、操作、作业的时候，必须同时落实安全方案和要求，在进行岗位责任制检查和各种定期不定期检查的同时，必须同时检查安全，这就是生产方面的“三同时”。

③全方位管理。所谓全方位，指的是生产过程中安全的空间概念，也就是说，涉及生产活动的各个专业、各个方面、必须按照分工抓好自己的安全工作。各专业大致包括计划财务、规划发展、供应制造、科学技术、人事教育、政治思想、交通运输、后勤生活、医疗卫生等，必须对安全工作负起责任来。各个方面有两层意思：第一层是指企业里的党、政、工、团和企业外部的上级各个部门，以及劳动局、工会、公安部门等，都必须按照这个全方位的概念来抓好安全工作，各专业、各方面要管好自己系统的安全，如生产人员要管好生产过程安全，销售人员要管好销售的安全，生活部门要管好生活后勤自身的安全；第二层意思就是

要以生产为中心,用各自的工作保证安全生产。一个是自己系统的安全;另一个是通过优等的工作质量来保证生产的安全,如供应部门要把好设备制造采购关,科技部门要把好工艺技术可书关等,总之,各自都要对安全工作尽职尽责。

④全天候管理。所谓“全天候”,首先是指化工生产具有连续性。就每一个人,每一道工序,可能是间断的,有间隙的,但是作为一个化工企业这样一个总体来说,却是连续性的,因此,安全生产只有起点,没有终点,只要有生产活动,安全工作就要永远延续下去。其次是指安全工作要适应外部条件的变化,适应外界生产经营条件的变化.适应内部生产状况的变化。不管自然条件、生产经营及生产状态有多大变化,安全工作一定要适应它的变化,要把安全工作纳入到以生产调度为中心的生产指挥系统,24小时不间断。“全天候”的第三层意思是指规章制度、生产方案、技术规范。这些具有权威性的文件,不管领导在场不在场都要不折不扣的执行,这就要求从业人员必须具备较高的业务素质及政治素质,二者缺一不可。以上四点安全管理基本原则的全部内容,只有不断加深对这一原则全部内容的理解,才能积极、自觉、主动的去贯彻。

(2)安全管理的基本制度

①安全生产责任制。安全生产责任制是企业中一项最基本的管理制度,主要内容是:

a.一般情况下企业的厂长(经理)是企业的法人代表,是企业安全生产的第一负责人,对企业的安全生产负全面责任。分管生产的副厂长(副经理)及其他副职,是企业安全生产的负责人,协助厂长(经理)分管一个方面的安全工作,概括地讲,企业的厂长(经理)在管生产的同时必须管安全。

b.企业的厂长(经理)、车间主任、班长及岗位操作人员,都要建立相应的安全生产责任制。

c.企业的各职能部门以及各相关部门,在厂长(经理)的直接领导下,也要建立相应的安全生产责任制,在各自的业务范围内,既要管好业务,又要负责安全。

d.建立和健全三级安全管理体系。企业应设有专职的安全管理机构,车间应有专职或兼职的安全干部,班组应设有安全员。

以上几个方面形成了企业整体的全员管理体系,做到层层有人抓.事事有人管,安全管理“横向到边,纵向到底”。

②安全生产教育制度。企业应当经常对职工进行安全生产教育和宣传,做到制度化、经常化。对新职工要进行入厂教育、车间教育、班组教育和现场教育,使“安全第一,预防为主”的思想,在职工的头脑中牢牢扎根,对新工人、改变工种的工人或从事特殊工种的职工,还必须进行专门的安全操作技术培训,考核合格才能进入岗位。

③安全生产检查制度。企业对生产过程中的安全工作,要定期组织检查。安全生产检查要贯彻领导和群众相结合的原则,总结推广安全生产经验,及时发现和消除不安全因素,力求做到防患于未然。

④事故报告制度。企业对所发生的事故,一定要坚持“三不放过”的原则,即事故原因分析不清不放过,事故责任者和群众没有受到教育不放过,没有防范措施不放过。并要做好事故调查、登记、统计和报告。对造成重大事故的责任者,依情节轻重,分别给予行政处分,直至追究刑事责任。

⑤安全监察制度。认真执行国家监察、行政管理和群众监督相结合的制度,牢固树立“安全第一,预防为主”的思想,执行三结合的安全工作制度,切实贯彻“管生产必须管安全”的原则,认真抓好安全生产.劳动部门和专业监督机构要履行国家赋予的职责,切实抓好安全工作。工会组织要依靠群众,发动群众,组织群众,教育群众搞好安全生产,保证职工群众在劳动生产中的合法权益。

35.3 化工操作重大安全事故实例

(1)事故经过 1993 年 12 月 22 日某化工厂高压聚乙烯车间发生重大恶性爆炸事故。12 月 22 日 10 时, 高压聚乙烯车间第一条生产线, 因高压分离器发生故障, 分离器内的高聚物被乙烯气体夹带到高压循环乙烯气炉中, 造成堵塞, 被迫停车处理。当时车间采取了热乙烯的气体循环方法, 想把它扫出来, 处理了一夜没有见效。到 22 日早上, 车间主任、副主任、工段长安排继续处理。逐将二次分离器两组管线末端的角阀拆下, 用 10MPa 的系统乙炔去顶, 没有顶通。然后就开动了一次压缩机, 用出口压力 25~35MPa 的乙烯去顶, 这样就将其中的一组顶通了。这时已经有大量的乙烯气体从管道中泄出。乙烯气体泄出后, 可燃气体报警仪报警, 但没有发生爆炸, 气体扩散到切料机厂房。他们装上顶通的一组角阀, 又用同样的办法去顶另一组管线, 到 10 时 20 分, 当操作工再一次把压缩机增压到 23MPa 时, 堵塞物被顶出, 随即大量乙烯气体泄出。10 点 35 分, 引发了剧烈爆炸, 切料厂房受到严重破坏, 造成 3 人死亡, 2 人重伤, 2 人轻伤, 直接经济损失 49.7 万元。事故造成高压聚乙烯装置严重损坏, 全线停车。事故发生后, 经奋力灭火抢救, 到 11 时 10 分, 大火才被扑灭。

(2)事故原因及教训

①安全意识淡薄, 隐患长期得不到处理。分离器液位控制是高压聚乙烯装置极为重要的控制仪表, 投运长达 17 年, 近 2 年来已发现有些问题, 但厂、车间领导犹豫不决, 没有更换, 致使这次高聚物堵塞, 为事故发生埋下了隐患。这反映了领导没有真正树立安全第一的思想, 对隐患的整改不重视, 在处理安全与效益、安全与生产的关系时, 没有坚持安全生产的方针, 在生产紧、任务重的情况下, 只强调任务和产量, 忽视了安全。

②用 25MPa 高压乙烯来处理堵塞问题, 是严重违反科学的冒险蛮干。高聚物堵塞, 用热乙烯顶无效时, 本来应停车拆下来处理, 采用高压乙烯硬顶的办法, 事先未认真研究, 对可能产生的后果也没有进行周密的考虑。据事后测算。用 25MPa 的高压乙烯顶通后, 从系统中一次排放的乙烯量就有 400 多公斤, 扩散到空气中, 可达 330m³, 当两次排放后, 切料机厂房内的乙烯浓度可达 10%以上, 而乙烯的爆炸极限在 2.07%-30%, 高压乙烯顶通后, 乙烯气体及聚合物从直径 19.7mm 孔中高速喷出, 产生静电火花引起爆燃, 然而高压聚乙烯车间领导却抱有侥幸心理, 以为只要现场操作人员撤离, 不让机动车开进来, 等待气体自行扩散, 就不会发生事故, 这反映出车间领导思想麻痹大意, 操作冒险蛮干, 是事故发生的直接原因。

③按照责任制规定, 每一个生产、操作步骤, 事先都必须有书面方案, 并报有关领导及技术部门审批方可执行。而这次管线处理, 既没有书面方案, 又没有操作规程, 几个人一商量就干了。高压聚乙烯车间现在使用的操作规程, 还是 1983 年修订的, 已 10 年了还没有修改, 严重违反了工艺卡片一年一修订, 工艺操作规程 3~5 年修订的规定。

总之, 事故的损失是惨重的, 它给每个操作工人留下的教训是沉痛的和难以忘却的。

第 3 篇典型化工装置的开工运行与操作

第 36 章大型空分装置的开工运行与操作

36.1 大型空分装置的原理与流程

(1)空气的组成和分离

①空气的组成。空气是一种均匀的多组分混合气体，它的主要成分是氧、一氮和氩，此外还含有微量的氢及氦、氖、氫、氦等稀有气体。根据地区条件的不同，空气中含有不定量的二氧化碳、水蒸气以及乙炔等碳氮化合物、空气的一般组成及各组分的沸点示于表 36-1 表 36-I 干燥空气的组成及各成分的沸点

组 分	氮	氧	氩	氖	氦	氪	氙	氢	臭氧	CO ₂
分子式	N ₂	O ₂	Ar	Ne	He	Kr	Xe	H ₂	O ₃	CO ₂
分子量	28.016	32.00	39.944	20.183	4.003	83.80	131.3	2.016	48.00	44.010
组成, %(体积)	78.09	20.95	0.93	1.8×10^{-2}	5.24×10^{-4}	1.0×10^{-4}	8.0×10^{-5}	5.0×10^{-5}	1.0×10^{-6}	约 0.03
沸点, K (101.3kPa)	77.35	90.18	87.29	27.09	4.215	119.79	165.02	20.27	161.25	194.75 (升华)

由表 36-1 知，空气主要由氧和氮组成.占 99%以上;其次是氢，占 0.93%。氧、氮、氩和其他物质一样，具有气、液、固三态。在常温常压下它们呈气态，在标准大气压下，氧被冷却到 90.18K,氮被冷却到 77.35K ,氢被冷却到 87.29K，它们分别都变为液态。如果遇热又可变为气态。氧和氮的沸点相差约 13K ,氩和氮的沸点相差约 13K，这就是能够用低温精馏法将空气分离为氧、氮和氢的基础。

②空气的分离。将由混合组分构成的空气通过某种方法分离成纯度较高的单一组分的技术称之为空气分离技术。在化工装置中，空气分离技术常用于空气中氧、氮、氢的分离，制取各类氧化反应所需的原料氧气以及保护和置换用氮气。空气分离装置里又常被称为制氧机、制氧装置，有些小型装置以制取氮气为主要目的的亦称为制氮装置。

空气分离的常用方法有以下几种。

a.低温精馏法。是一种低温分离方法。它先将空气压缩，再膨胀降温、冷却后液化，然后再按各组分沸点·温度的不同，在一定的设备(精馏塔)内，通过温度较高的蒸汽和温度较低的液体的相互接触，蒸汽中较高沸点的组分被部分冷凝，液体中较低沸点的组分被部分蒸发，通过这样的多次部分冷凝和部分蒸发，得到较高纯度的单一组分的气体产品。•低温精馏法适用于被分离组分沸点接近的情况，如氧和氮的分离等。

b 甲吸附法。用多孔性的固体吸附剂处理气体混合物，使其中所含的一种或数种组分被吸附于固体表面以达到分离目的的一种方法。吸附法在空气分离装置中有着广泛的用途，可用于原料空气的净化，例如在空分装置中用分子筛除去空气中的水分及二氧化碳;也可用于气体组分的分离，如分离空气中的氧和氮;还可用于气体产品的纯化，如氢、氮等稀有气体的纯化等。吸附分离过程分为变温吸附和变压吸附两种，采用变压吸附制取富氧空气或氮气已经实现工业化。

C.薄膜渗透法。利用高分子聚合物薄膜的渗透选择性从流体混合物中将某种特定组分分

离出来的一种方法。这种分离过程不需要发生相态变化，不需要高温或深冷，有设备简单、占地面积小、操作方便等特点。缺点是产品的纯度受薄膜选择性的限制。

d.分凝法。是另一种低温分离方法。它也是利用各组分沸点的差异进行分离，但和精馏不同的是不将全部组分冷凝，而是令某一组分或某几个组分冷凝，其他组分仍保持气态。分凝方法适用于被分离组分沸点相距较远的情况，例如由空气制取富氧空气和由空分装置提取氦氮混合气等。

e.化学反应法。利用气体混合物中某种组分的化学性质，通过某种化学反应去除该组分，从而得到不含该组分气体的方法。例如粗氢在把触媒下加氢脱氧的方法。

上述方法中，以低温精馏法分离空气制取氧、氮最为经济，同时可获得高纯度产品；从而在实际工业生产中得到了最广泛的应用，目前几乎所有的大型空分装置都是在低温精馏法的基础上综合利用以上分离方法，来组织最经济合理的工艺流程。

(2)空气的精馏和净化

①空气的精馏。多次的部分蒸发和部分冷凝过程的结合称为精馏过程。每经过一次部分冷凝和部分蒸发，气体中低沸点组分就增加，液体中高沸点组分也增加。这样经过多次便可将空气中不同沸点的组分分离开。以空气中氧氮分离为例来说明

如图 36-1 所示，有 3 个容器 A、B、C，其压力均为 98.1kPa。在容器 A 内盛有含氧 20.9% 的液空，容器 B 和 C 内分别盛有含氧 30% 及 40% 的富氧液空，将已达到冷凝温度 82K 的空气通入容器 C 的液体中。由于空气的温度比含氧 40% 中氧组分由于沸点相对较高，冷凝比例相对较大，使冷凝液中氧含量增加，这一过程称之为部分冷凝；而液体则被加热，产生蒸发，蒸发过程中液体中氮组分由于沸点相对较低，蒸发比例相对较大，使蒸汽中氮组分含量增加；这一过程称之为部分蒸发。当气液温度到达平衡时，蒸汽中氮组分增加，氧组分降低，为 14% O₂。将此蒸汽引到容器 B，同样由于 30% O₂ 富氧液空的饱和温度比容器 C 出来的饱和蒸汽的温度低，所以从容器 C 引出的蒸汽又发生部分冷凝，同时使容器 B 中的液体部分蒸发。气液平衡时，蒸汽中氮组分再次得到增加，氧组分则再次降低，为 9% O₂。将此蒸汽由容器 B 再引入容器 A，再进行一次部分蒸发和部分冷凝过程，则蒸汽中氮组分浓度又增加，氧含量又减少，为 6.3% O₂。上述过程中，在气相氧组分减少的同时，液体中氧含量则增加，并依次导入下一个容器继续参加精馏。如此多次进行下去，液相中的氮就会更多地蒸发到气相中，而气相中的氧就会更多地冷凝进入液相中，最后可获得足够数量的高纯度氮气和液氧。这就是利用精馏过程分离空气的原理。

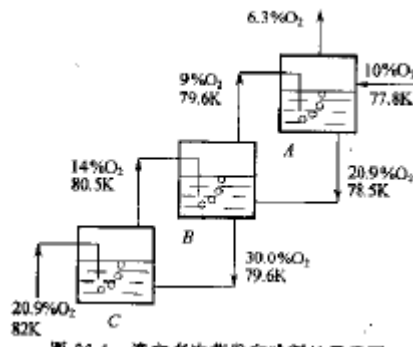


图 36-1 液空多次蒸发和冷凝的示意图

实际应用中，为了使精馏过程进行的比较完善，就要增大气液接触面积和增加接触时间，因此，在空分装置中空气的精馏是通过专门设备精馏塔来实现的。50 年代以前的国内大型空分装置所用的精馏塔主要是筛板塔，近年来，规整填料技术的日益成熟和空分装置降低能耗的迫切要求使填料塔在大型空分装置中得到了越来越广泛的应用。

②空气的净化。大型空分装置中空气各组分的分离通常在低温条件下进行，空气中的

水蒸气、二氧化碳、乙炔等杂质会影响空分装置的安全、稳定、长周期运行。早期的大型空分装置常用蓄冷器或可逆式换热器冻结空气中水分和二氧化碳,以自清除的方式清除空气中水分和二氧化碳,并设置液空、液氧吸附器进一步清除带进系统的二氧化碳和乙炔等杂质。现在的大型空分装置则几乎全部采用了分子筛纯化器来吸附空气中的水分、二氧化碳及乙炔等碳氢化合物,在空气进冷箱前就使空气达到很低的杂质含量。其优点是:省去了复杂的换热器污氮/空气通道切换系统;大大简化了开停车操作;可省去液空(液氧)循环吸附及再生设备;减少了污氮放空量;氮氧比可提高到 1.8 以上。缺点是通常需要增加专用冷冻机和蒸汽(电)加热设备。

分子筛是一种人工合成的无机吸附剂,属于铝硅酸盐类化合物。分子筛材料表面密布许多内外相通的均一微孔,比表面积高达 $800\sim 1000\text{m}^2/\text{g}$ 。比此微孔小的分子可以进入孔内被吸附,大于微孔的分子则被挡在孔外,从而起到筛分分子的作用。作为吸附剂它具有如下特点:
a 有极强的吸附选择性,只能吸附小于其孔径的分子而不能吸附大于其孔径的分子。
b 分子筛是一种离子型极性吸附剂,它对极性分子如水分子有很大的亲和力,易于吸附;而对非极性分子如氧、氮、甲烷分子等即使能通过筛孔也不易被吸附,仍可从分子筛孔口逸出。
c 因分子筛比表面积很大,即使在气体组分浓度(分压)低的情况下,仍具有较大的吸附能力。
d 具有很高的热稳定性。
e 遇水不潮解,再生后仍可继续使用,性能几乎不受影响。分子筛的吸附过程是一种物理吸附过程,提高压力、降低温度都有利于增大吸附量。物理吸附是一种表面凝聚现象;由于范德瓦耳力的作用,降低了吸附质分子的自由度,因此吸附过程总是放热的。为使吸附剂能继续使用,需要通过升高温度或降低压力的方法使吸附剂脱附已吸附的吸附质而重新恢复吸附能力。在空分装置中,往往通过设置两个或多个吸附器的方法,将吸附过程和脱附过程交替进行,实现连续生产。

(3)大型空气分离装置的流程

①空气分离装置流程分类。空气分离装置按其生产工艺流程,根据进装置的压缩空气的压力高低,常用的基本流程主要有 4 种:即高压流程、中压流程、高低压流程和全低压流程。

高压流程的操作压力在 $10\sim 20\text{MPa}$,通常不用膨胀机,结构简单,主要用于小型制氧机及生产液氧的装置。例如 $20\text{m}^3/\text{h}$ (标)制氧机和 $8\text{L}/\text{h}$ 液氧装置等。中压流程的操作压力约在 $2.0\sim 2.5\text{MPa}$,主要用于中、小型空分装置。例如国产的 50 、 150 、 $300\text{m}^3/\text{h}$ (标)制氧机均属这种。高低压流程也叫双压流程,由于空分装置的操作压力越高,能耗越大,为了减少能耗,尽量减少高压那一部分空气量,只将一部分空气压缩到高压($10\sim 20\text{MPa}$),另一部分压缩到下塔压力(0.6MPa)。例如 $3350\text{m}^3/\text{h}$ (标)空分装置。全低压流程的操作压力为下塔压力,在 0.6MPa 左右,所需的冷量主要靠透平膨胀机产生,这种流程在生产气态产品时能耗最小。目前国内 $1000\text{m}^3/\text{h}$ (标)以上的空分装置几乎全部采用全低压流程。它同时可生产部分液体产品,但是对于生产大量液体产品的装置,全低压流程的冷量则不足,需要外加冷量或提高空压机压力。

②全低压大型空分装置的常见工艺路线和流程。全低压大型空分装置以环境空气为原料,采用低温精馏的方法生产氧、氮以及氩等稀有气体。目前在国内广泛应用的工艺路线如图 36-2 所示。

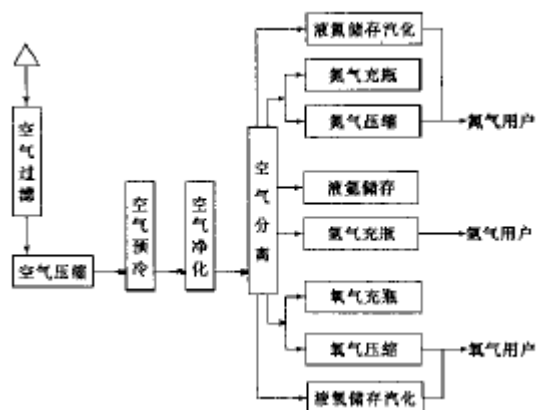


图 36-2 大型空分装置常用工艺路线

a.空气过滤。采用防水毛织、纤维或特殊纸质滤料，有脉冲反吹袋式、卷帘干带式、平板式等若干形式。袋式过滤器过滤效果较好，过滤效率一般大于 98%，但过挂阻力较大，空气湿度太大的地区或季节容易堵塞。干带式过滤器阻力较小，但过滤效果稍差。

b.空气压缩。普遍采用多级离心式无油空气压缩机，形式多为国产 DH 型和德国 DEMAG 生产的 VK 型，具有结构简单、压缩效率高等优点，驱动形式多数是同步或异步电机驱动。也有采用轴流+离心串级式压缩、蒸汽透平驱动形式的。

c.空气预冷。常采用空气和水直接接触的喷淋式冷却方式，也有很多装置采用间壁式换热器方式。前者的优点是冷却效率高，空气中细小机械杂质和酸性气体在冷却的同时被洗去，有利于后系统的稳定长期运行；缺点是操作不当会造成后系统进水的严重事故。后者的优缺点与前者正好相反。

d.空气净化。通常有两种方法：可逆式换热器自清除法和分子筛吸附法。自清除法中空气在主换热器中温度降低，水分和二氧化碳析出并冻结在换热器换热表面上，一定时间后，空气通道与污氮通道切换，利用返流污氮气中水分和二氧化碳分压极低的特性带走原空气换热表面上的水分和二氧化碳。自清除法具有能耗低的优点，但对空气中碳氢化合物的清除不好，流程中往往需要设置液氧和液空吸附器；同时受自清除污氮气量的限制，产品氮氧比不高。分子筛吸附法由于具有流程简单、操作方便、对碳氢化合物尤其是乙炔有良好的吸附性（但分子筛对甲烷几乎不吸附），装置的安全性好、产品氮氧比高（一般在 2：1）等突出优点，目前正得到广泛的应用。空分装置中常用分子筛型号为 13X-APG 型，吸附器有卧式与立式、单筒型与双筒型、单层床与多层床等多种组合形式。

e.空气分离。主要有两种流程。一是能只分离氧、氮的双塔流程，如图 36-3 所示；另一种是能同时分离氧、氮和氩的三塔流程，如图 36-1 所示。

双塔系统由上塔（低压塔）和下塔（高压塔）组成。上塔和下塔操作在不同的压力，上塔操作压力约 0.15MPa，下塔约 0.6MPa。这样的布置优点是可实现双效精馏，即上塔的塔底再沸器也是下塔的塔顶冷凝器，节省设备投资和能耗。原料空气被空压机压缩到 0.6MPa，冷却，除去水分、二氧化碳和部分碳氢化合物等杂质后，在主换热器中被返流的氧、氮、污氮气冷却到 101K 左右进入下塔。在下塔中原料空气被分离为顶部的纯液氮和底部的富氧液空，纯液氮一部分送入上塔顶部，为上塔提供回流液，一部分流向下塔底部作下塔回流液。富氧液空送入上塔中部进一步分离。在上塔顶部得到纯氮产品，底部得到纯氧产品。部分原料空气在主换热器中部抽出进膨胀机膨胀，为装置提供冷量，然后也送入上塔。在冷凝蒸发器中，下塔顶部的氮气冷凝，同时将上塔底部的液氧蒸发。上下塔的压差为冷凝和蒸发提供了温度差。

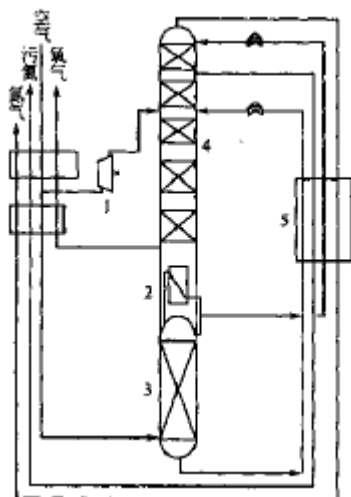


图 36-3 双塔流程示意图

1—膨胀机；2—冷凝蒸发器；
3—下塔；4—上塔；5—过冷器

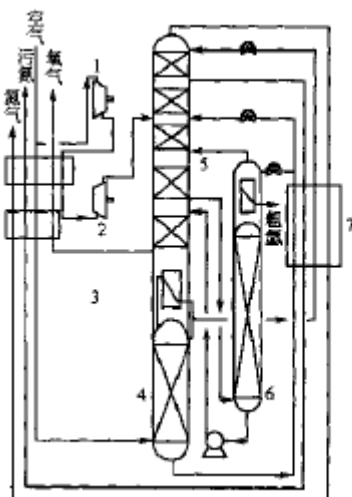


图 36-4 三塔流程示意图

(1) 压机；2—膨胀机；(3)—提蒸发器；
4—下塔；5—上塔；6—粗氩塔；7—冷器

三塔流程由上塔、下塔和粗氩塔组成，通常使用增压流程。部分原料空气在增压机中增压、冷却后进膨胀机，增加了膨胀机进出口压差，单位体积空气的膨胀功增加，可减少膨胀空气量，提高氧提取率。精馏塔中氮组分浓度较高的部位在上塔下段，由此抽出一股蒸汽流到粗氩塔底部作为粗氩塔原料气，粗氩塔内富氧蒸汽在塔顶被来自下塔底的富氧液空冷凝，部分被取出成为粗氩产品，部分作为回流液流到塔底，并返回上塔继续参加精馏。

f. 产品氧氮气的压缩。丸型空分装置中多采用多级离心式无油压缩机。根据用户对产品氧氮压力和量的需求，无油润滑活塞式压缩机的使用也很常见；液氧内压缩流程则使用高压液氧泵使液氧压力升高后汽化，省去了氧气压缩机。

g. 液体储存蒸发系统。大型空分装置中常常设置数百至数千立方米的常压低温液体储槽和数十立方米的带压低温液体储槽以及相应的低温液体蒸发输送系统。在装置正常生产时，利用装置里的富裕生产能力生产并积累一定数量的液体，即可以得到相当的经济效益，在装置故障时，又可将其储存液体汽化供应用户，保证氧氮产品供应的连续性。

(4) 新技术在大型空分装置中的应用

① 规整填料塔技术。规整填料最早用于化工、炼油工业，80 年代开始用于空分设备上。规整填料塔具有压降小、塔径小、操作弹性范围大、能耗低的显著优点，在空分设备中应用可减少精馏阻力，提高产品提取率并降低空压机出口压力，实现高效节能。

目前大型空分装置上塔已普遍采用规整填料塔取代传统的筛板塔。对于下塔，由于压力较高，气体密度相对较大，在空塔气流速度一定的情况下，每米填料的理论塔板数较少，阻力值相对增大，能耗增加；若增大塔径来降低空塔流速，则使下塔设备投资增加。因此下塔仍较多地使用筛板塔。

使用规整填料的上塔，和筛板塔相比阻力可降低 80%—85%，精馏塔的氧提取率可达到 98%—99%，甚至更高。计算表明：当下塔底部的压力每降低 ΔP ，可使下塔顶部的压力降低 $3\Delta P$ 。因此上塔采用规整填料后，理论上可节约 8%。实际运行能耗约下降 4%~5%。

② 全精馏制氢技术。传统工艺上精馏的制取方法是采用冷箱内筛板塔的初次低温精馏获得粗氢，引出冷箱外后加氢除氧纯化制取工艺氢，然后再进入冷箱最终精馏获得精氢。这种工艺由于受筛板塔压力降限制，塔板数不可能太多，使氢的提取率不可能很高。

全精馏制氢技术中，上塔、粗氩塔和精氢塔全部采用规整填料塔，革除了冷箱外一整套的加氢除氧设备和制氢设备，简化了流程，降低了操作复杂性，增加了装置运行安全性。

由于上塔采用规整填料塔,精馏压力降低。各组分相对挥发度增大,改善了上塔提馏段氧氢的分离。粗氢塔和精氮塔采用规整填料塔,进一步降低了氢提取设备的精馏阻力,使理论塔板数大大增加,可以显著地提高精馏效率和氮的纯度。实际运行中,全精馏无氢制氮技术的氢提取率一般可达到 74%—79%,在采用新型液氧内压缩的流程中,更可以达到 92%以上。

③膜式蒸发技术。此项技术使用循环液氧泵来保证冷凝蒸发器氧气通道的充分润湿,克服了传统浸入式冷凝蒸发器液氧静液柱对沸腾的影响,可增强换热,减少换热温差。常用的浸入式冷凝蒸发器换热温差一般在 1.0~1.5K,采用膜式蒸发技术的冷凝蒸发器换热温差则可降到 0.5~0.6K 根据主冷温差与下塔顶部压力的关系,膜式冷凝蒸发器换热温差的下降,可使空压机的出口压力降低 0.029~0.033MPa,约可节能 3%。

④液氧内压缩技术、此项技术使用高压液氧泵,在冷箱内将液氧压力升到所需压力,再通过主换热器复热汽化成氧气。其优点是省去了复杂的大型氧气压缩设备,设备投资降低,安全性提高,易于操作维护,容易实现高度自动化。缺点是能耗略高。

⑤变压解吸(无热再生)技术。在采用分子筛净化流程的大型空分装置中,分子筛吸附器担负着清除原料空气中水分、二氧化碳及部分碳氢化合物的作用,分子筛再生的好坏,直接关系到空分装置的运行周期和运行安全。目前常用的解吸方法加热再生(又称变温再生),由于要消耗一定的能量,相对能耗较高。变压解吸技术利用分子筛吸附性随压力而变化的特性,高压(相对子解吸压力)吸附,低压(真空)解吸,不需要外加热源,从而降低了能耗,简化了流程,尤其是供氮不受蒸汽供应的限制,在大型联合化工装置停车检修期间缺少蒸汽而又最需要氮气供应时可以正常供氮,给大生产的统筹、调度带来方便。缺点是工作周期较短,切换频繁,使空气的切换损失增加,对阀门的质量和寿命都提出了较高要求。

⑥先进控制技术。在大型空分装置中,DCS 控制技术已得到普遍应用,各种以负荷自动跟踪调节为基础的先进控制系统也正在得到越来越广泛的开发和应用。目前大型空分装置中较先进的 DCS 控制系统通常都能实现 70%~105%范围内的负荷自动跟踪和调节,所有分析参数实现自动,实时在线分析,能够根据负荷和工况的变化,自动进行装置的最优化生产,甚至自动停、开车操作。先进 DCS 控制系统还往往具有建立在公共电信网络基础上的联网通信能力,可以实现无人工厂、遥控操作、远距离故障诊断等,极大地提高了现代空分装置运行效率和劳动生产率。

36.2 大型空分装置开停车操作一般程序

虽然大型空分装置流程都是建立在低温精馏法的基础上的,但是由于采用的空气预处理及净化方式的不同、产品种类及纯度的不同、用户要求及供货商技术专利应用不同等,实际应用中的流程千差万别,开停车操作的具体方法和细节也各不相同。本节针对在国内已得到广泛应用的氧氮双高纯度分子筛净化流程, I)1 述大型空分装置开停车操作的一般程序及步骤,更具体的操作实例将在后面的章节介绍;

(1)开车程序空分装置的开车过程通常由开车条件检查确认、公用工程(水、电、蒸汽、仪表气)引入、启动原料空气压缩机、启动空气预冷与净化系统、精馏与低温系统设备干燥、启动透平膨胀机、系统设备冷却、精馏塔积液、纯度调整、产品合格外送等阶段组成。

①开车前应检查和确认的内容

- a.基建安装或检修工作已经结束,质量符合技术要求并验收完毕。
- b.循环冷却水系统具备接水条件。
- c.蒸汽加热系统具备接收蒸汽条件。
- d.工艺系统气密试验、水压试验或检漏工作合格。
- e.系统吹扫合格。
- f.冷箱内设备管道裸冷、气密试验或检漏符合要求,珠光砂装填符合要求;其他保温工作

也已完工。

- 9.各单机设备单试完毕,具备开车条件;仪表气源系统具备供气条件,
- h.生产原料、辅助原料、生产工器具准备就绪;分子筛等按要求装填完毕。
- i.电力及电气控制系统具备开车条件。
- j.仪表控制逻辑及联锁报警参数调试结束,参数设置正确;电仪控制回路及调节阀调试完毕,动作灵敏可靠。
- k.所有程序控制切换阀门动作符合设计程序,开关自如、到位。
- 1.安全设施、消(气)防器材齐全,道路畅通;安全阀按要求定压、铅封并安装就位。
- m.在线分析仪表、分析室具备投用和分析条件。
- n.所有盲板按要求拆除。
- o.各类开车方案、操作票、记录表等技术文件准备就绪。
- P.人员配备齐全并经安全教育、技术教育考核合格。
- q.调度、火替等各类通讯线路畅通口

②开车前应做好的准备工作

- a.对配管、机械设备、电气、仪表、安全设施及盲板、过滤网、临时接管的装拆进行最
- b.送各控制电源。中控室 IICS 和操作台;各单机就地控制盘;电动阀门;电磁阀等。
- C 接循环水。循环水在进换热器前应先 从总管旁路或放空口冲洗直至于净无杂物。在使用水气直接换热的冷却塔流程中,还要避免冷却塔因意外进水酿成事故。
- d.接加热蒸汽。注意管线、换热器需预先充分暖管,排尽冷凝水,避免出现水击。
- e.原料空气压缩机等转动设备建立油循环。特别注意氧压机、透平膨胀机等必须在密封气正常投用后建立油循环。

③主要开车和调整工作

- a.建立仪表气源。使用外供干燥空气或氮气或仪表气压缩机建立装里内正常稳定的仪表气源。
- b.原料空气压缩机开车并调整到正常工作状态。
- c.全关冷箱空气阀门,将空气导入预冷与净化系统。
- d.启动常温冷却水泵,建立 0.2MPa 以上。
- e.启动低温冷却水泵,启动冷冻机制冷,建立低温冷却水循环。
- f.启动分子筛切换控制程序,启动蒸汽加热器压力流量控制,建立分子筛净化器的再生循环。要保证每个分子筛净化器再生至少一个周期以上,直到出口空气中二氧化碳和水分指标符合正常生产要求。
- g.冷箱进气。在分子筛净化器空气出口阀打开之前,冷箱与分子筛的空气差压不得高于装置操作说明书中的要求,一般至少要小于 0.3MPa 0
- h.冷箱内管线和设备吹除及干燥。根据装置操作要求,控制好吹除空气的流 t、压力和温度,特别要注意仪表信号管线、分析取样管线的吹扫及干燥,直到各个吹扫气体放空口的露点符合要求,一般不高于- 60℃。
- i.启动所有透平膨胀机并调到最大能力制冷。必须注意在膨胀机运行全过程中控制好上塔压力、膨胀机前后温度及压力,避免发生上塔超压和冷却后期空气液击损坏膨胀机事故。此时分子筛再生气可改用上塔返流气。
- j.冷吹除;各吹除阀及仪表信号管线、分析取样管线逐一吹除到明显挂霜后关闭。
- k.全面冷却.注意冷箱内设备和管道冷却的均匀性,避免出现沮差悬殊或温度大幅度剧烈变化的现象。要保证冷凝蒸发器的彻底冷却。
- l.积累液体。一般主换热器冷端空气出口进下塔温度到-171.5℃ 即出现掖空,在液位到达正常控制高度后可将液空导入上塔,注意各管线阀门的开度应使得分馏塔冷却均匀,不留

死角;避免出现已冷却管线温度回升或反复的情况。

m. 纯度调整。液空进上塔后一定时间(一般为 3~4h), 主冷凝蒸发器即可出现液氧液位。在液氧液位达到最低液位要求或安全高度(根据装置操作说明书)时, 启动液氧循环泵(若有的话), 逐步开大下塔液氮回流阀, 进行纯度调整。调整纯度的一般原则是先下塔后上塔、先液空后液氧、先氧气后氮气。下塔液氮回流阀开关必须分数次进行, 通常每次开度不超过能 15~20°, 要保证系统压力和主冷液氧液位的稳定。

n. 投用所有在线分析表。产品氧氮纯度应符合要求。冷凝蒸发器液氧中碳氢化合物总烃含量一般不得超过 100×10^{-6} , 乙炔含量不得超过 1.0×10^{-6} , 其他碳氢化合物组分的含量应符合设备操作说明书和中石化总公司标准 QB—89 标准的要求, 必要时必须排放液氧或停车。

④产品外送

a. 将精馏塔产出的合格氧、氮气分别送入氧压机和氮压机进口总管, 压力按要求调节稳定。

b. 按要求启动氧、氮压机并调节正常。氧压机启动前必须要有可靠的氮气源作密封气和灭火氮气; 汽缸内气体成分分析氧含量必须低于 22%, 必须先用氮气启动、升压正常并运行稳定后, 再倒氧置换合格; 送气时, 送气阀前后压差通常要小于 0.MPa。无论是氧压机还是氮压机在启动及运行中, 都需要注意保持密封气压力的稳定。

c. 确认产品输送、分配系统已具备受气条件, 关闭各送气支路出界区阀门并通知各用户注意避免因阀门泄漏可能带来的危险。

d. ‘向分配系统送气, 并将球罐、管线置换合格。压力调节稳定, 根据调度指令向用户送气

⑤液氧、液氮储存后备系统

a. 液体储槽保温完全, 夹层充人符合要求的正压、干燥氮气。

b. 储槽内筒及低温管线干燥。一般吹扫口露点要求低于 -60°C。

c. 储槽预冷。从精馏塔经液体输送管线引入少量液氧或液氮进储槽, 按设备说明书要李的降温速率对储槽进行冷却, 一般不超过每小时 50°C。注意内筒压力的稳定, 严禁超压。

d. 储槽积液。储槽完全冷却后加大进液速度积累液体, 直至规定液面要求。

e. 压力储槽预冷、充液, 并升压到工作压力, 相关控制系统投入自动备用状态。

f. 氮氧蒸发器投入正常备用状态。

g. 必要时将压力储槽内的液氧或液氮送出, 汽化后送用户, 同时进行液氧或液氮泵的习冷, 达到要求后启动液氧泵或液氮泵, 输送常压低温液体储槽内的液氧或液氮经氮氧蒸发器汽化后送用户。液氧、液氮泵开车前必须确认密封气系统的压力、流量符合要求, 盘车检查叶轮无卡、碰、磨的现象, 否则不能启动。

(2) 停车程序装置停车方式按停车原因通常分作三级。正常停车: 即按检修或负荷平衡需要进行的全局或局部计划停车、临时停车。局部紧急停车: 即因紧急事故而需采取紧急措施使装置局部停车; 或因联锁停车造成的装置局部停车。此时装置其余部分尚可继续运或至少可按正常停车处理。全面紧急停车: 凡因紧急事故而需采取紧急措施使装 1 全面停车的情形。无论何种停车方式, 在冬季都要做好各设备、管线的防冻保温工作。

①正常停车。计划全局性停车。可分氧系统停车、氮系统停车和精馏系统停车三个阶段。

a. 氧系统停车

③氧压机逐台停车并做好停车后的善后工作。及时关闭各压缩机出口阀, 停主机电源、淮泵电源, 切断灭火氮气、低压氧气、开车氮气和各换热器冷却水, 打开各冷却器气侧倒淋。

⑥液氧系统解除备用状态; 关闭压力储槽出口阀, 压力泄到常压。

⑥关各用户支路出界区阀门，分配系统及球堆泄压。

⑦根据停车目的或检修内容决定是否需要用氮气对氧分配输送系统和球堆进行置换，是否需要用空气或氮气在分馏装置停车后对压缩机进口低压氧气管线进行置换。需要注意的是置换后的氧气系统必须要用盲板跟液氧系统及其他可能导致氧气进入的系统隔离开来。

⑧根据检修内容决定是否需要将液氧常压储槽、压力储槽倒空置换和升温。

b. 氮系统停车

①如果使用氮气作装置仪表气或密封气，必须先将它们切换到其他可靠气源。

②氮压机逐台停车并做好停车后的善后工作。及时关闭各压缩机·出口阿，停主机电源、油泵电源，切断低压氮气、各换热器冷却水，打开各冷却器气侧倒淋。

③液氧系统解除备用状态;关闭压力储槽出口阀，压力泄到常压。

④关各用户支路出界区阀门;分配系统及球罐泄压口

c 分馏系统停车

①长时间停车（3 天以上）

- 停送氧气、氮气、液氧、液氮、氧压机开车氮气;停膨胀机，切断主电源。

- 排尽冷箱内低温液体。注意排液速度和安全。

- 对冷箱内所有管线、设备、仪表信号管线、分析取样管线全面加温。注意加温仪表信号管线时，要保持对上塔压力的监测，防止超压。加温时间应保证冷箱内温度均回升到。℃以上;如果需卸珠光砂，则要保证加温后珠光砂中不再有低温液体存在，通常加温时间需在 48h 以上。冷箱加温期间应密切注意冷箱珠光砂夹层间气体压力和含氧量的变化情况，及时发现可能的泄漏。

- 停冷冻机、低温水泵、常温水泵，切断电源。关闭空气冷却塔所有进、回水阀，并打开底部吹除阀排尽积水。注意在停车期间，空气冷却塔底部的吹除阀要保持足够开度，防止在进、回水阀泄漏的情况下发生漫塔事故。分子筛切换程序切入“手动”控制并记录相应程序步骤，停分子筛加热蒸汽。

- 停止外供仪表气和工厂风(如果有的话)，关闭相关阀门。

- 停原料空气压缩机，及时关闭送气阀，按操作规范停主机和各类辅机电源，做好停车善后工作。

- 关闭所有进出冷箱的阀门，尤其是仪表信号管线和分析取样管线。

- 停蒸汽，泄压、倒空。

②短期临时停车((3 天以内)

- 停送氧气、氮气、液氧、液氮、氧压机开车氮气;停膨胀机，切断主电源。

- 逐渐关闭下塔液氮回流阀，尽量将下塔液空送入上塔。关闭冷箱进气阀。、注意操作稳定，严防空压机超压。注意将污氮放空等压力控制回路投入自动或手动打开位置，避免停车期间因液体蒸发造成精馏塔超压。

- 停空气预冷与净化系统，停常温水泵、低温水泵、冷冻机，按有关要求切断高低压电源。关闭空气冷却塔所有进、回水阀门，打开底部倒淋排尽积水并在停车期间保持常开。分子筛切换程序切入“手动”控制并记录相应程序步骤。

- 停空压机，按有关要求切断高、低压电源并做好其他善后工作。

- 停车期间每天应继续保持对精馏塔内液体液位、压力、各温度点温度及主冷液体中的碳氢化合物含量等参数变化情况的监测、分析和记录;所有未切断冷却水的换热器的非水侧倒淋应打开，非水侧倒淋不能打开的要有监测冷却水泄漏的相应措施及安排。

②局部紧急停车。凡因紧急事故而采取的局部紧急停车及机组联锁停车和电气仪表故障使机组跳车造成的局部停车均为局部紧急停车。局部紧急停车的处理原则是不使事故扩大并保证设备安全。

a.原料空气压缩机紧急停车。适用情形为有两套以上的空分装置联合供气，其中一套的原料空气压缩机出现紧急情况而需停车或联锁停车口单套空分装置供气时原料空气压缩机紧急停车的情况属于后述的“全局性紧急停车”范畴。

④原料空气压缩机

- 立即停止原料空气压缩机运行(如果联锁停车则主机已自行停车)。
- 二切换仪表气源，保证仪表气压力正常。
- 关闭空压机送气阀，开放空阀，确认润滑油系统运行正常。

⑤空气顶冷与净化系统。立即停止空气预冷和净化系统的运行。停止常温和低温水泵的运行，关闭空冷塔所有进、回水阀门，打开底部倒淋排尽积水并保持常开;分子筛切换程序切人“手动”控制并记录相应程序步骤二

⑥冷箱和精馏系统。关闭冷箱上所有阀门，在下塔压力降到常压之前应尽.将下塔液牢送入上塔;将污氮放空回路投入压力自动控制，防止停车期间因液体蒸发造成精馏上塔超压。

④氮气压缩系统

• 立即调整各氮压机机组负荷或立即打开总管回流和单机回流，保持氮压机低压吸气总管的压力稳定;如果吸气总管的压力无法保持在正常工作压力，应立即停止一台或一台以上氮压机的运行，直到吸气总管压力符合要求。绝对不允许吸气总管出现负压。

- 立即启动液氮汽化系统补充供气，保持外供氮气压力稳定。
- 注意各机组密封气压力的调整和稳定。

④氧气压缩系统

• 立即调整各氧压机机组负荷或立即打开总管回流和单机回流，保持低压吸气总管的压力稳定;如果吸气总管的压力无法保持在正常工作压力，应立即停止一台或一台以上氧压机的运行，直到吸气总管压力符合要求。绝对不允许吸气总管出现负压。

- 立即启动液氧汽化系统补充供气，保持外供氧气压力稳定。
- 注意各氧压机机组密封气压力的调整和稳定。

b.氮压机紧急停车。适用于一台或数台氮压机在紧急情况下停车及机组联锁停车和电仪故障造成的机组跳车。

④立即停止主机运行，并启动液氮系统补充供气。

⑤确认机组润滑油系统和密封气系统运行正常，否则立即启动备用 ha 泵、调整密封气压力。使用自供密封气源的应立即切换到外部密封气源。立即关闭送气阀，开放空阀、回流阀，关进口阀‘其余按正常停车处理。

⑥调整氮气进气总管压力稳定至正常值。

c.氧压机紧急停车，适用于氧压机紧急情况下停车及机组联锁停车和故障跳车。

④立即停止主机运行。非机组着火事故应立即启 • 动液氧汽化系统补充供气;如果机组着火应立即启用氮气灭火系统和其他消防灭火系统，通知消防部门，立即停下其他仍在运行的氧压机并将氧气输送分配系统及球罐泄压，液氧系统解除备用。

⑤确认轴承密封气压力和汽缸氮气密封气压力正常，否则应立即调整;确认润滑油系统正常运行，否则立即启动备用油泵;确认灭火氮气已将汽缸内置换，否则手动打开灭火氮气管;关闭送气阀、氧气进口阀，打开放空阀、回流阀。其余按机组正常停车要求处理。

⑥调整氧压机低压氧气进 n 总管压力稳定。

③全局性紧急停车。凡因紧急事故需采取紧急措施使装置全面停车的均属于全局性紧急停车。紧急停车的处理过程应特别注意安全，尽量保证氧、氮气的连续稳定外供，确保设备安全，不使事故扩大。常见的全局性紧急停车原因有:全面停电、’所有原料空气压缩机同时停车(包括单套空分运行时，其原料空气压缩机停车)、循环冷却水中断等。

a.立即开通装置紧急备用仪表气源，保证装置仪表气压力的稳定。

- b. 启用液氧、液氮汽化后备系统对外供气。
- c. 立即停止所有产品氧、氮气压缩机和常、低温水泵、冷冻机等机组的运行，并确认、调整所有停车机组的润滑油系统、密封气系统使它们正常运行。
- d. 打开低压氮气总管和低压氧气总管的手动放空阀，关闭氧、氮总管回流阀，避免氧、氮低压总管超压。
- e. 按局部紧急停车中原料空气压缩机紧急停车处理程序做好空压、预冷、净化、精馏等系统的其他停车善后工作。
- f. 按局部紧急停车中氮压机紧急停车、氧压机紧急停车处理程序做好各氮压机、氧压机停车后的其他善后工作。全面紧急停车情况下，氧压机应注意在主轴停止转动 5 分钟后停止润滑油泵运行，避免因密封氮气压力波动引起氧压机进油事故。

36.3 20000m³/h(氧)大型空分装置操作实例

(1) 简介本节叙述的 20000m³/h(氧)空分装置系某大型石化企业从国外引进主要设备、具有 90 年代先进技术特点的大型空分装置。其主要产品质量指标见表 36-2。

表 3620000m³/h(氧)空分装置主要产品和质量指标

产品	设计保证流量 m ³ /h (标)	最大液氧流量 m ³ /h (标)	最小负荷流量 m ³ /h (标)	最大气氧最小液体流量 m ³ /h (标)	压力 MPa	纯度 %	杂质 10 ⁻⁴
气氧	17500	15000	12250	17500	3.03	99.8	
液氧	2500	5000	1750	2500	0.107	99.8	
气氮	37500	37500	26300	37500	2.06	99.999	<10(O ₂)
液氮	2500	0	1750	1000	0.107	99.999	<10(O ₂)
液氢	800	827	560	800	0.107	99.9993	<1(O ₂) <4(N ₂)

该装置工艺和设备有如下特点：

- ①原料空气压缩机配有水冲洗装置，可在机组运行中清洗叶轮灰垢。
 - ②空气冷却采用污氮蒸发冷却与冷冻机冷却相结合技术，在非夏季工况生产中，冷冻机可以不运行。
 - ③空气净化采用活性氧化铝与 i3x 分子筛双层床技术。
 - ④氧氮分离采用增压透平全低压精馏流程；下塔是筛板塔，上塔为填料塔，膨胀机带自增压装置，膨胀效率高达 95%，液氧、液氮生产能力达 5000m³/h (标)，
 - ⑤氢提取采用全精馏技术，粗氢塔和精氢塔都为规整填料塔、
 - ⑥氧气压缩采用液氧内正缩流程，由原料空气压缩机承担大部分压缩能量。
 - ⑦在装置开车或膨胀机停车期间，液氧蒸发泵可将储槽内液氧送入主换热器汽化以缩短开车进程或维持装置的继续运行。
 - ⑧采用氢批料输送及笼回收系统以保证液氢储槽内液氮产品纯度不受精馏工况影响。
 - ⑨主冷凝蒸发器采用降膜式换热，传热温差仅为 0.5℃。
 - ⑩配备 MPC 模型预测控制)先进控制系统及全在线自动分析系统，能自动有效地控制全装置的高效率、安全运行，具备负荷自动跟踪，调整功能，在冷态下能实现装置的自动启动。
- (2) 工艺概要 20000m³/h(氧)空分装置的工艺流程如图 36-5 所示，主要组成部分有：
- ①空气压缩净化系统，包括空气压缩、空气冷却和空气净化。
 - ②空气分离系统(冷箱)，包括全精馏提氢系统。
 - ③产品输送和备用系统，包括产品氮气压缩、液氧/液氮储存与蒸发、液体装车。
 - ④辅助系统，包括冷却水、仪表气及低温液体排放、加温系统。
 - ⑤空气压缩、冷却和净化系统。
- 空气压缩系统由 VK80-6 型空气压缩机的前四级(MAC)

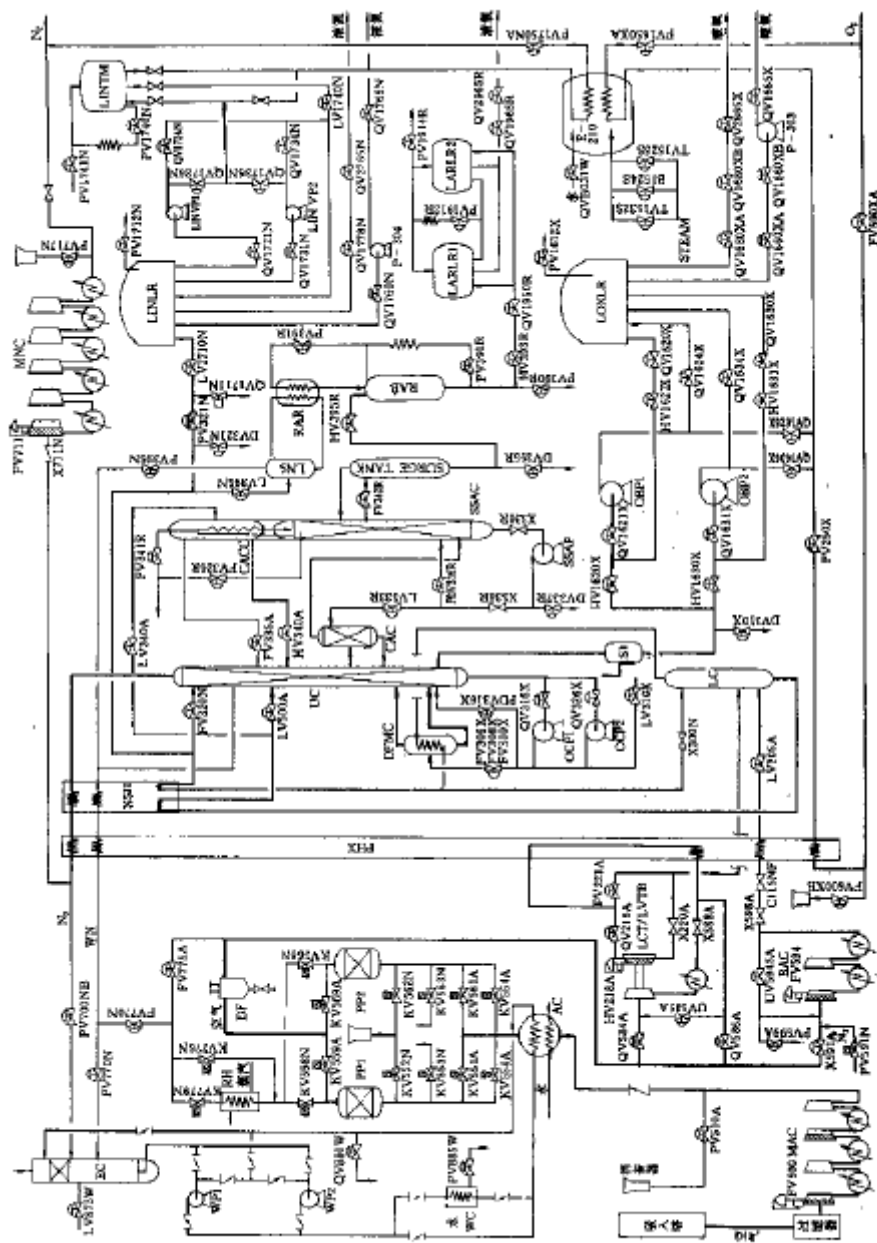


图 36-5 20000m³/h (氧) 空分装置工艺流程示意图

及与其相连的空气吸入过滤塔、同步驱动电机、润滑油系统、空气凝液收集系统、水洗罐及泵、放空阀和消音器等组成。VK80-6 型空气压缩机的后二级构成增压空压机(BAC)。28°C 左右的环境空气从高于地面 30m 的空气吸入过滤塔顶部吸入,通过两级人口过滤器 (ASFH) 除去空气中大部分固体颗粒 ($\geq 2\mu\text{m}$),过滤后的空气经 MAC 压缩到 1.644MPa,温度升高,进入二级管壳式后冷却器(AC)冷却。MAC 出口温度为 125.85°C,流量为 96400m³/h(标),AC 的第一级利用循环水将空气冷却到 36°C 左右(与循环水进水温差小于 5.6°C),AC 的第二级利用 12°C 的冷冻水将空气进一步冷却到 18°C,AC 出口的除雾器(MS)将除去空气中夹带的水雾。冷冻水在蒸发冷却器(EC)内被氮气和污氮气冷却,气温较高时还需要冷冻机 CWC)冷却。

出 MS 的空气进入预净化器(PP),以除去空气中的水、二氧化碳和大部分的碳氢化合物。空气预净化器采用 $\text{Al}_2\text{O}_3+13\text{X}/\text{APG}$ 分子筛双层床净化技术,由两只外保温的容器组成,一只容器在使用时,另一只使用蒸汽加热过的污氮气对分子筛和活性氧化铝进行再生,两只容

器 6h 切换一次。出 PP 的空气中二氧化碳含量小于 1×10^{-6} , 进入灰尘过滤器(DF)除去可能夹带的分子筛粉末或灰尘, 其中有一小部分 $200 \text{Nm}^3/\text{h}$ 被取出用作仪表气。

DF 出口的空气一部分(约 31.4%)进入增压机压缩到 4.02MPa , 再经增压机后冷器冷却到 38.5°C 后, 在主换热器 (PHX)中被返流的低压气体和沸腾的液氧冷却到 -176.01°C , 成为液空, 并从下塔底部以上的几级塔板进入下塔。

DF 出口的大部分(约 68.6%)空气被送入下塔透平增压机(LCTB)压缩到 2.245MPa , 并经 LCTB 的后冷却器冷却到 38.6°C 后, 进入 PNX 被返流的低压气体冷却到 -123°C 后进入下塔透平膨胀机(LCT), LCT 出口的温度为 -173.81°C , 压力为 0.5485MPa , 经过透平膨胀过程产生维持装置正常运行所需要的“冷量”, 然后进入下塔。

②空气分离单元

a. 下塔 (CLC)。进入下塔的空气和液空在下塔(LC)完成部分分离, 在塔顶分离出合格的产品氮, 下塔的主要作用是为上塔提供回流液, 空气在上塔将进一步分离出产品氧。

低温清洁的空气进入下塔底部, 经过有液封的塔板时, 通过对液体层鼓泡不断上升, 同样, 液空也从塔底上面的几级塔板进入下塔, 逐层向下流动, 即“回流”。下流的液体与通过鼓泡上升的气体进行质蛋和热量交换, 产生精馏过程。由于氮的沸点比氧低, 液体中的氮不断汽化进入上升气流, 气体中的氧不断液化进入回流液体, 到下塔顶部气体中的氧含量小于 2×10^{-6} , 氮含量大于 99.95%塔顶气体进入主冷凝器(MC), 在高压侧(下塔侧)被冷凝, 低压侧(上塔侧)的液氧被汽化。

出主冷凝器(MC)的液氮一部分进下塔顶部作下塔回流液, 顺着塔板向下流动回到塔釜, 氧含量增加到 33%, 成为富氧液空。出主冷凝器的另一部分液氮进入氮过冷器(XSH), 过冷到 -191.7°C , 经节流至 0.132MPa 后送到上塔顶部作上塔回流液。

含氧 33%的富氧液空经氮过冷器(XSH)过冷至 -177.8°C 后, 一部分节流直接进入上塔, 另一部分进入氢冷凝器(CACC)的蒸发侧, 作为盆冷凝器的冷源;部分蒸发后的剩余液体和气体回上塔。通过控制富氧液空到盆冷凝器的流量, 来维持氢冷凝器的液位。

液空进上塔的调节阀 LV300A 控制着下塔液空液位, 液空液位过高, 液体会封住进气管线, 阻塞气体通道, 引起 MAC 喘振;液位过低, 空气将直接进上塔, 形成短路。这两种情况都会影响塔的性能。

出过冷器(XSH)的下塔液氮分为三部分, 一部分经流量调节阀 FV320N 控制进上塔;一部分(约 $2000 \text{Nm}^3/\text{h}$)经压力调节阀 PV321N 和液位调节阀 LV171DN 控制进入液氮储槽, 成为产品液氮;还有一小部分进入液氮分离器(LNS), 用来冷却氢冷凝器内的扭蒸汽, 汽化后的氮气进入上塔的污氮气管线放空。

b. 上塔(UC)。在上塔底部和顶部分别产生纯液氧和纯氮气, 富氧组分聚集在塔底往上的撼处。根据各股进料的组成, 下塔液氮在上塔顶部回流, 下塔液空、粗氢塔((CAC)塔釜液、氢冷凝器出口的富氧液空和气体被分别送到上塔中部不同位置;液氧循环泵(OCP)的回收氧气和出口回流液氧、主冷凝器(DFMC)出口的氧气和液氧则从上塔塔底的上部进入。到液氧循环泵(OCP)的液氧由上塔塔底取出;粗氢塔的原料由上塔中部取出, 粗氢塔的液位通过上塔与粗缸塔的液位差来维持, 污氮气由上塔中上部取出进入氮过冷器复热;产品氮气从上塔顶部取出进入氮过冷器复热。

与下塔采用塔板分离氧、氮不同, 上塔几乎全部由填料构成(在去粗氢塔取出口的上方有一块塔板)。上塔拥有足够多的理论塔板数, 能够将粗氢塔进料中的氮分离出来。由于粗氢中绝大部分氮将在超级精氢塔(USSC)中被当作不凝性气体排放, 排放时会损失一部分氮, 因此本装置粗氮塔进料中的氮含量控制在 10^{-6} 以下。

上塔每个填料段的上方有一个液体收集器和分配器, 它们的作用是收集液体并均匀地分配到填料床的整个横截面, 液体分配不均将会影响该填料段的性能, 甚至整个塔系统。从

上塔最下面一个填料段出来的液体在上塔底部形成一个槽，槽内液体的氧含量大于 99.8%。

c.降膜式主冷凝器(DFMC)和主换热器(PHK)。上塔塔底的液氧经过液氧循环泵(OCP)升压，一部分被输送到位于下塔顶部的降膜式主冷凝器(DFMC)，一部分经过液氧蒸发泵(OBP)输送到 FHX 汽化后送入氧气管网，还有一部分作为产品取出送到液氧储罐(LOXLR)。

DFMC 有三个降膜式主冷凝器芯子用于换热。液氧通过调节阀 FV306X、FV308X 和 FV309X 被均匀地分配到这三个换热器中，在下塔顶部来的氮气加热下，部分液氧汽化，汽化后的氧气回到上塔，成为上塔精馏的上升气流。

从上塔顶部取出的纯氮气通过氮过热器(XSH)和主换热器(PHX)回收冷量复热后，大部分经过产品氮气压缩机.MNC 压缩到 2.1MPa 送入氮气管网，其余部分进入蒸发冷却器(EC)，为冷冻水降温提供冷量。

污氮从上塔顶部的下方取出，它说明仍有一部分空气不能被分馏过程有效地分离。污氮能够保证工况的稳定，保证较宽操作工况下的氧气纯度。通过氮过热器(XSH)和主换热器(PHX)回收冷量复热后，一部分作为预净化器分子筛的再生气体，其余部分进入蒸发冷却器(EC)，为冷冻水降温提供冷量。

d.氢系统。氮系统的基本组成部分包括粗氢塔 CAC、超级精氮塔 SSAC、氢冷凝器 CACC、氢缓冲罐、液氮分离器 LNS、液再冷凝器 RAR 和氢批料罐 RAB。从上塔来的富氮原料在粗氢塔 CAC 内上升，与顺着填料往下的回流液进行质量和热量交换，形成精馏过程。进料中的氢不断上升并聚集到粗氢塔顶部的气体中，氧则聚集到塔的底部，底部的液体靠重力作用回到上塔。超级精氮塔 SSAC 底部的液体用氮输送泵(SSAP)输送到粗氢塔作回流。

氮冷凝器 CACC 安装在超级精氮塔 SSAC 顶部，通过与下塔过来的富氧液空换热，将超级精氮塔顶部的纯氢气冷凝成纯液氢，富氧液空蒸发后的气体和液体分别从氢冷凝器的顶部和底部回到上塔。为了氢冷凝器的操作安全，要求回上塔的液体流量稳定，回上塔的气体流量取决于氢冷凝器的蒸发速度，由 FV335A 控制。

纯净的液氢从超级精氮塔顶部下方第五级取出。氢冷凝器中的不凝性气体氮和少部分氢经 PV341R 被排放到大气。液氢产品被暂时存放在批料罐(RAR)，批料罐充满以后，升压送入产品液氢储罐(LARLR₁/LARLR₂)。批料罐输送液氢期间，液氢被临时存放在氢缓冲罐内。

③产品输送和备用系统

a.氧的输送和备用。氧气出冷箱的压力大约是 3.16MPa，它作为产品输送到管网中去。

当冷箱停车或者氧纯度降低时，氧蒸发泵(DBP)将从液氧储罐(LOXLR)中抽取液氧送到产品蒸发器 E-210，使液氧在蒸汽加热下蒸发成氧气，接近环境温度时送入管网，在这种情况下，来自冷箱的液氧通过 DV310X 送往低温液体蒸发器汽化放空。

b.氮的输送和备用。氮气出冷箱的压力大约是 0.17MPa，一部分经氮压机(MNC)压缩到 2.18MPa 冷却后送入氮气外送管网，一部分进入蒸发冷却器，为冷冻水提供冷量。

氮后备系统包括一只 1000m³液氮储罐(LINLR)、一只 50m³液氮压力槽(LINTM)、两台液氮泵(LINVP1/2)和产品蒸发器 E-210。当由于各种原因冷箱不能向外供应合格氮气，氮后备系统便开始工作。首先由压力通常维持在 2.18MPa 以上的液氮压力槽(LINTM)将液氮输送到产品蒸发器，提供管网所需的氮气，在液氮外送过程中 LIN TM 的压力靠增压器来维持。紧接着液氮泵开始自动冷却，冷却结束后泵自动启动，向 LIN TM 补充液体。通过这种方法，在先供液体的 LIN TM 用完之前，它就能从 1000m³液氮储罐(LIN LR)得到液体补充。

c.液体产品输送。液氧存储在 LOXLR 中，可以通过重力作用或装车泵输送到槽车里。液氮存储在 LINLR 中，可以通过重力作用或装车泵输送到槽车里。液氮存储在 LARLR 中，可以通过重力作用或装车泵输送到槽车里。

d.仪表气系统

装置正常运行时，仪表气取自灰尘过滤器 DF 下游的纯净、干燥、无尘的空气，将高压

空气减压到 0.6MPa 左右使用。在装置开车和仪表气中断时使用后备系统液氮蒸发或外来氮气作仪表气。

(3)主要设备及其控制说明

①空气过滤器(ASFH)。ASFH 为带不锈钢固定架的镀锌钢结构体。外壳为低碳钢，内衬镀锌孔板和玻璃纤维保温层。ASFH 配有两个检修门，一个通到滤芯，另一个通到清洁空气室。考虑到超压和真空保护，ASFH 还分别装有一个喘振门和一个内爆门，设定压力分别是常压和 762mm 水柱真空度，喘振门在空压机启动时由于吸气负压自动关闭。

过滤有两级，都可在空压机运行时更换滤料。第一级过滤器使用滤料为 10 μ m 聚酯。过滤效率 98%，尺寸为 60.96cmX60.96cmX5.08cm，设计更换前阻力 101.6mm 水柱。第二级过滤器使用滤料为 2 μ m 微晶玻璃，过滤效率 99.97%，尺寸为 60.96cmX60.96cmX30.48cm，设计更换前阻力 101.6mm 水柱。ASFH 没有考虑采用防寒(防结霜、防结冰)设备。

②主空压机(MAC)和增压机(BAC)。本装置选用 DEMAG 生产的 VK80-5 型齿轮式级无油空气压缩机中的前 4 级作为原料空气压缩机，加工气量 964600m³/h (标)，出口压力 1.595MPa，由分子筛净化器后空气流量 FIC580 通过调节第一级和第三级进口导叶 FV500 进行流量控制。作为一种替代办法，压缩机还可以由电机功率 JIC500 进行功率控制，JIC500 与 FIC580 信号进行低选。MAC 配有一个出口放空阀 PV510A，在启动、停车期间和喘振控制器 UIC510 动作时，该阀打开。

MAC 的停机联锁包括:高振动、轴承供抽压力和温度，高压压缩机出口压力和温度。

BAC 为 VK80-6 型齿轮式 6 级无油空气压缩机中的后 2 级，加工气量 29320 m³/h(标)，进口压力 1.564MPa，出口压力 4.461MPa，由出口压力 PIC598 通过调节进口导叶 FV594 进行压力控制。BAC 输出压力对冷箱的可输出氧气压力具有直接影响，因而控制系统会调节 PIC598 设定点以维持需要的氧压。BAC 配有一只回流阀 UV 595A，在启动、停车期间和喘振控制器 UIC598 动作时，该阀打开。

BAG 的停机联锁包括:高振动、轴承供油压力和温度，高压压缩机出口压力和温度。

③空气后冷却系统(AC,WC,EC,WPI/2)。蒸发冷却器(EC)是一个直径 2.4m，高度 15m 的填料塔，使用污氮气和氮气冷却从两级管壳式后冷器(AC)的第二级返回的水。蒸发冷却器包括有自动液位控制 LIC875，该控制向补给系统加水以弥补系统蒸发和排污损失。通过控制水泵(WP1 和备用的 WP2)两端的差压来保证蒸发冷却器的再循环倍率适当。只有在需要时才启动冷冻机(WC)，冷冻机的启动和加载是通过监测冷冻水温自动进行的。

④预净化器(PP,RH,DF)。预净化器采用活性氧化铝加 13X 分子筛的双层床净化技术，控制空气进口温度 18.3 $^{\circ}$ C，空气出口温度 21.1 $^{\circ}$ C，吸附时间 6h，预净化器的工作循环是自动进行的，来自冷箱的污氮气由 FIC770 控制流量，由蒸汽再生加热器(RH)加热，对分子筛和活性氧化铝进行再生、在冷却步骤时，为节省能量再生加热器自动打开旁路。在启动和任何其他没有污氮的时候，从预净化器出来的一部分空气通过空气再生管线(由 FIC775 控制)引出作为再生气。

预净化器系统的控制停机联锁包括:高床层压降和高出口温度。还设置了床层后空气二氧化碳和水分的自动连续监测。对烃类物质而言，该设备的去除效果如下: C₄ 和 C₄ 以上的烃及 C₂H₆ 和 C₂H₂ 全部去除; C₂H₈ 和 C₂H₄ 大约去除 90%; C₂H₆。去除很少，以 10⁻⁶数量级积累于液氧内; C₂H₄ 去除很少，以 10⁻⁶数量级积累于气氧内; CO 去除很少，以 10⁻⁶数量级积累于液氮和气氮内。

⑤下塔透平增压机(TCTB)。下塔透平增压机的增压部分设计流量 66360m³/h (标)进口空气压力 1.564MPa，出口空气压力 2.21MPa，效率 83%;膨胀部分设计流量 66360m³/h(标)，进口空气压力 2.18MPa，出口空气压力 0.514MPa，效率 91%。透平增压机单元的工作压力、流量和制冷能力是通过制冷平衡控制系统调节透平人口喷嘴(HIC218)控制的。该控制系统

考虑了液氧和液氮的产率以便估计装置的制冷要求。增压部分配有一只回流阀(UV585A),在开、停机期间和当喘振控制器 UIC585 动作时打开。该设备还设置了自动旁路和控制阀 QV586A 和 PV221A),在透平无法工作时可以通过引进产品储槽内液氧使冷箱继续运行,该机的控制和停机联锁包括:高振动、低润滑油位、轴承供油压力和温度,密封气体供气压力,密封差压和高转速。

⑥上塔、下塔和氢塔(UC, LC, CAC, SSAC, OCP112, DFMC)。下塔(LC)为筛板塔,上塔(UC),粗氢塔(CAC)、精氢塔(SSAC)都是规整填料塔,主冷凝器 CDFMC)为真空铜焊板翅式。下塔由主冷凝器(DFMC)提供液氮回流精馏空气。通过流盈控制(F1C320)节流阀从塔顶取出液氮。FIC320 的设定点由控制系统在考虑装置空气流量(比率控制)和 AEBS 测得的氮回流纯度的条件下调节。聚集在下塔底部的富氧液空被节流到上塔(借助于 LIC300)和粗氢冷凝器(借助于 LIC34),然后粗氢冷凝器内的液体被煮沸和节流到上塔(借助于 FIC335)以便保证控制粗叙原料的流量,FIG335 的设定点由控制系统在考虑装置空气流量(比率控制)的条件下调节。从粗氢冷凝器出来的少量残余液体被排到上塔以使冷凝器内聚集的烃减到最小限度(由 AE11 监测)。

上塔将来自下塔的富氧液空和来自粗氢冷凝器的釜蒸汽精馏成顶部的纯氮和底部的纯氧。塔底的液氧被液氧循环泵(OCPI 和备用的 OCP2)送到主冷凝器和储存系统。该泵由差压控制器 PDIC316 和相关的到上塔的回流维持其在操作曲线上工作。部分非循环液氧被泵送到主冷凝器,在那里煮沸且蒸汽返回上塔。剩余的泵送液(由 LIC310 控制)愉送到储娜和主冷凝器储槽。

从上塔到氢塔系统的原料纯度(AE4)是由控制系统监测的,并且取决于系统氧纯度(AE4)控制系统借助于氧流量控制器 FIC600 的设定点变化调节氧纯度。FIC600 的设定点也是根据装置空气流量(流量比率)而调节的。

去氢系统的原料流向上通过粗氢塔和精氢塔内的精馏段,在那里氧被除去以满足产品规格要求。在精氢塔顶部有少量气体排放以防氮杂质聚集。控制系统监测氢中的氮杂质(AE8)并会对 PIC341 的设定点作出必要的调整。氢产品从塔顶部抽出并被 FIC342 送到内部批料储罐。控制系统监测氮中的氧杂质(AE7)并调节 FIC 342 的设定点以维持产品规格要求。如果纯度失常,则要隔离批料储罐并借助于 HIC395 将缸导向排放集合管。聚集在超级精氢塔内的回流液体通过超级精氢泵(SSAC)送回粗氢塔顶部。SSAP 配有一只回流阀 PDV336R,该阀利用控制器 PDIC336 使泵保持在操作曲线上运行,与此同时超级精氢塔塔底的液位由控制器 LIC333 维持。

在液体充满批料储罐后,由 HIC395 隔离,通过 PV390R 增压。在批料储嫩增压和向外送液期间,来自塔的液缸聚集在缓冲罐内,避免了对液氢传送的干扰。当批料储堆内有足够压力时,储罐纯度会自动取样(AE7, AE8),如果合格,批料储罐将借助 HIC393 将液氢送入外部液缸储槽。

⑦液氧产品蒸发泵和备用系统(OBP 1/2)。本装置中,OBP1/2 既是主流程中的液氧产品蒸发泵,又是液体后备系统液氧泵。形式为窝式多级离心泵,设计流量 $25\text{m}^3/\text{h}$ (液氧),扬程 293m。该泵从液氧储槽中抽取液氧,正常生产时送到冷箱内主换热器 PHX,与进冷箱空气换热后汽化进氧气外送管网;在冷箱停车或精馏塔液氧不合格等非常情况下送到液氧液氮蒸汽加热器汽化后进外送氧气管网、泵系统配有通往液氧储槽的回流管线,借助于控制器 PDIC1623 和 PDIC1633 使泵保持在操作曲线上运行口与此同时液氧被不断地送到冷箱并通过 PHX 上的 PTC250 节流到工作压力。PHX 热端的氧气流量由 FIC 600 控制。OBP 备用泵保持冷态低速运转。

⑧主氮压机(MNC)。主氮压机(MNC)选用美国 COOPER 公司生产的 SR3MSG-9A-15 四级齿轮式离心压缩机,设计加工氮气流量 $37500\text{M}^3/\text{H}$ (标),氮气出口压力 2.18MPa。MNC

出口压力由 PIC717 通过调节压缩机放空阀控制, 同时由 J1c71I 通过调节压缩机进口导叶进行功率控制。为防止吸入管线出现负压, FIC700 控制会限制进 A 导叶的运行, 保证压缩机进口始终保持正压。MNC 还配有一个喘振控制器 UIC717.在发现有喘振时(根据 MNC 出口压力和功率决定), 该控制器打开放空阀。

MNC 的控制停车联锁包括;高振动、轴承供油压力和温度, 高出口压力和温度以及低入口压力。

⑨液氧的添加。该装置包括有允许膨胀机停机后自动添加液氧的设备和控制。在透平跳闸时, 下列阀门由控制系统自动定位:关闭 QV584 和 QV21BA, 打开 PV221A 和 QV216A 口上述阀门的动作使空气能流入冷箱以便精馏系统在透平停机后能继续工作, 液氧会继续从上塔经由 OPC 流到液氧储槽以及从液氧储槽经由 OPB 流到 PHX 而不中断。装置的冷量平衡通过液氧的添加得到维持, 并使塔内液位得到保持。

(4)装置主要设计工艺参数。20000m³/h 空分装置主要设计工艺参数见表 36-3

表 36-3 20000m³/h 标)空分装 t 主要设计工艺参数值

序 号	项 目	数 值
(1)	MAC/BAC	
①	MAC 出口压力 0.1MPa	15.44
②	MAC 出口流量 m ³ /h(标)	96460
③	BAC 出口压力 0.1MPa	40.2
④	BAC 出口流量 m ³ /h(标)	27075
⑤	电机功率 kW	14508
(2)	分子筛净化器	
⑥	空气进口温度 ℃	18
⑦	空气出口温度 ℃	21
⑧	空气进口压力 0.1MPa	18.36
⑨	空气流量 m ³ /h(标)	96460
⑩	再生气温度 ℃	204
⑪	再生气流量 m ³ /h(标)	6600
⑫	再生气压力 0.1MPa	1.127
(3)	透平/增压机	
⑬	透平/增压机空气流量 m ³ /h(标)	68607
⑭	增压机进口空气压力 0.1MPa	16.15
⑮	增压机出口空气压力 0.1MPa	22.45
⑯	膨胀机进口空气温度 ℃	-129.25
⑰	膨胀机出口空气温度 ℃	-173.81
⑱	膨胀机进口空气压力 0.1MPa	22.21
⑲	膨胀机出口空气压力 0.1MPa	5.49
(4)	冷箱/氧氮系统	
⑳	出主换热器氧压力 0.1MPa	30.34
㉑	出主换热器氧流量 m ³ /h(标)	17500
㉒	出主换热器氮压力 0.1MPa	1.103
㉓	出主换热器氮流量 m ³ /h(标)	59143
㉔	出主换热器污氮压力 0.1MPa	1.144
㉕	出主换热器污氮流量 m ³ /h(标)	13143
㉖	主换热器液氧液位 %	15~50
㉗	下塔液空液位 %	10~35
㉘	上塔液空液位 %	50
㉙	主冷每个换热单元液氧流量 m ³ /h(标)	58383
㉚	下塔塔顶压力 0.1MPa	5.3
㉛	上塔塔顶压力 0.1MPa	1.44
㉜	上塔塔顶压力 0.1MPa	1.32

序 号	项 目	数 值
(5)	氮系统	
⑤	粗氮原料中氮含量 %	84~92
⑥	粗氮原料中氧含量 %	15.6
⑦	出粗氮塔氮气流量 m^3/h (标)	22384
⑧	精氮塔液位 %	50
⑨	精氮塔压力 0.1MPa	1.385
⑩	氮塔冷凝气液位 %	50
⑪	精氮中含氧 10^{-6}	1
⑫	精氮中含氮 10^{-6}	4

(5)系统开停车操作要点

①启动空压机 MAC

a.启动前检查确认

①空气吸人塔滤料干净,符合开车要求。

②循环水冷却系统:空压机各级气体冷却器和油冷却器进出水阀门及冷凝水排放阀门打开,总管水压 FISA800 不低于 0.40MPa(表),无泄漏。

③润滑油系统:油路畅通,总管油压 PTSA51 在 0.20MPa(表)。

④仪表气系统:管线畅通,压力符合要求, PIC1202 设定在 0.60MPa(表)后投自动。

⑤开车氮气:引至 PV591N 前,压力为不低于 0.76MPa(表)。

b.控制逻辑及阀门状态设置

①调节器 FIC580, JIC500, PIG510, UIC510, UIC598 在手动位置且输出为 100% HIC598. PiC598 和 HIC510 输出为零, PIC510 设定值为 1.544MPa(表), JIC510 设定值为 14600kW。

②触发 HIS57fi, 使预净化器 FP "bottle up" 有效, MAC 出口放空阀 PV510A, BAC 回流阀 UV595A 由于其相应电磁阀非励磁而打开;MAC 人口导叶处于全关位置(十 80°), PIC598 设置在手动, 输出为零, 使 BAC 人口导叶处于全关位置。

③关闭 PP 进口阀 KV551A, KV561A 和增压阀 KV554A, KV564A;关闭增压机 BAC 进出口手动阀 X591, X598 阀。

④将 HIS51 置手动位置启动辅助油泵, 油压正常后切入自动位置。

⑤确认 UCS 联锁画面中无联锁、报警信号;将 MAC 第一故障(HIS5D1 按钮)复位, MAC 准备启动灯 YI5 01 灯将亮。

⑥其余控制逻辑除冷凝水排放外, 均正常投用。

c.启动

①将 HI5500 置手动, 启动 MAC。约 45s 电机应同步。

②电机同步后(电机允许加载灯 YI503 亮), DCS 自动输出 HIC500 到 18%, PIC598 到 5%, 开车氮气阀 PV591N 自动开启((PP 运行后, PV591N 关闭, BAC 使用来自 PP 的空气)。

③根据需要, 手动增加 HIC510 的输出, 将出口压力提高到。60MPa(表), 当 HIC510 的输出大于 0a%(出口放空阀 PV510A 开度小于 fia0a)时, JTC50Q, PIC51g 和 L1IC 510 被 (ACS 设置为自动方式, 空压机出口压力由 PIC510 自动控制。BAC 保持全回流运行, UV595A 全开。

④若捕油泵启动开关 HIS51 在自动位置, 在压缩机启动后 60s、油压不低于 1.8MPa(表)的情况下, 辅油泵应自动停止, 否则应立即检查主油泵(主机轴驱动)工作情况。

⑤调节出口放空阀 PV510A, 保证出口压力稳定。

⑥检查确认:各级气体冷却器进出口温度、冷凝水排放、袖冷器进出温度、电机冷却器冷却水进出口温度、各级轴承振动和位移以及其他各工艺参数应在正常操作范围内, 否则应立即采取措施, 加以调整。

⑦PP 运行和再生。PP 再生需 12h, 即每个床层各再生一次(每个床再生周期为 6h)。

a. PP 运行前检查确认

④关闭以下阀门:X591A(ABC 进口手动球阀), X598A(BAc 出口手动球阀), QV584A(CLCTB 进口调节阀), QV586A(LCTB 旁路调节阀), PV221A,X220A,X588A。

PP 再生前, BAC 入口气体用经 PV591N 来的氮气, 通过仪表采用短接该阀相应继电器方式进行, 在 PP 再生结束后, 再移去短接线。

⑤AE12、AE13 分析表灵敏好用。

⑥设置 PP 再生步骤。再生步骤见表 36-4

表 36-4 PP 再生步骤

步 骤	操 作	时间, min	步 骤	操 作	时间, min
1 (11)	关闭空气进、出口阀	1	6 (16)	冷却	220
2 (12)	泄压	10	7 (17)	延长冷却	不定
3 (13)	打开放空阀、再生气进出口阀	11	8 (18)	增压	15
4 (14)	加热	90	9 (19)	打开空气进出口阀	1
5 (15)	延长加热	不定	10 (20)	混合	12

⑦启动空压机后冷器低温水冷却系统

- 打开 EC 补水阀 LV875w, 使污氮蒸发冷却器 EC 水位符合要求, LIC875A 设定在 40%。
- 确认低温冷却水管线畅通, 流程布置符合要求。
- 启动 1#(2#)水泵, 将 LIC875 切入自动;启动冷冻机 WC。

⑧启动 PP

• 确认 PP 无故障报替和停车联锁信号(FSLL306A, FSLL308A, FSLL309A 主冷凝器流量过低通过 HIS307 切入“手动”, HIS306 打入旁路“有效”消除;出 PP 二氧化碳含量高可通过 HIS12 打入“手动”使之处于“RESET”来旁路消除, 区域隔离开关 SwI600A/B 在‘隔离’位置)。

- 按 HIS558 (PP 第一事故复位按钮)复位, YI551 准备启动灯亮。
- 设置 PP 在“18”步(增压), HIS550 为“自动”;启动 PP。PV591N 开车氮气相应关闭 (因该阀相应继电器短接, 实际 PV591N 开)。
- PP 再生温度设定在 204°C, PIC1510 切入自动。
- 每床至少进行一次完整再生过程, 直至 PP 后空气中 CO₂含量小于 1×10^{-6} 。
- 慢慢打开 BAC 进口阀 X591A(注意 X591A 阀前后压差), 移去 PV591N 继电器短接线, 确认 PV591N 已关。

③装置加温

a.准备工作

④PP 再生合格后, 在增压步骤(第 8 或第 18 步)中将 PP 步骤控制开关 HIS550 置于“手动”方式, PP 处于“保压”状态。在整个吹扫过程中 PP 均将维持“保压”状态, 空气流经在线床, 然后流向再生加热器。

⑤吹扫时, 空气流量可能低于空压机 MAI'最小容量, 为防止喘振, 空气适当通过 PV510A 放空。

b.加温气源

④关闭 FV770V, 打开加温阀 T776N 和 T777N, 使气流以适当的温度流向吹扫管;打开 FV75A。

⑤触发 HI5787, 使“装置加温有效”, KV779 打开;然后再在 HIS51. 上箱入“启动”命令启动加热器, 蒸汽阀 QV151DS 打开。调节 T776N 和 T777N, 使 T1SA778 的温度保持在 45°C 左右, PIA775 压力控制在 0.20MPa(表)。

c.加温路线。见图 36-6。

d.加温注意点

①重点吹扫部位:DMC(开 T306NA, NB, NC, V308N;开 T313X, V312X,关 313X), GACC(开 T345A, V340A, 关 FV335A, LV34DA, NV34DA), RAS(开 T391R,T39DIZ, V39DR1, V3911}.1, 因批料罐流程较长, 可从 V391R 处接软管到 V390R1 处吹扫)。

②.随时在 P&I 图上标明吹扫路线。

③在吹扫过程中, 保持下塔压力至少高于上塔压力 0.07MPa, 这样能保证有足够的气流通过塔板和釜液传输管线, 可调节 LV300A(用 LIC300)和 FV320N(用 FIC320), 打开产品管线的放空阀(设定 PIC700, PIC770, PIC341 压力为 0.01MPa) e

④加温膨胀 r 机时先建立密封气和油压, 控制 PISA262 为 0.1MPa, PDISA261 为 0.03mpa, 确认 V216A, X220A, X588A, QV584A, QV586A 已关。

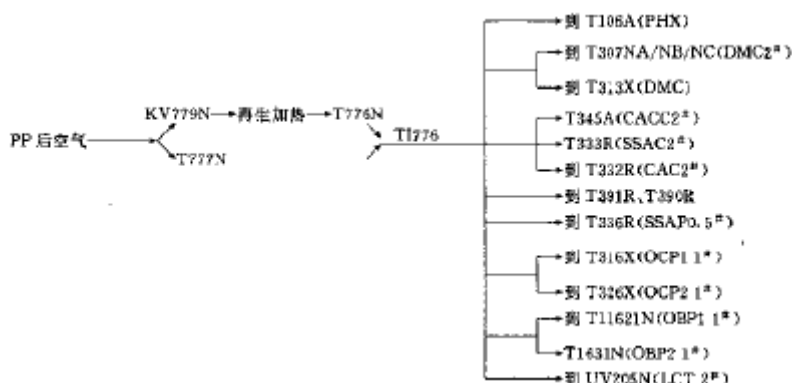


图 36-6 加温路线

④装置吹扫。吹扫路线为 PP 后空气至 QV58fi, PV221A 到下塔、上塔、氢塔等。

a.准备工作

①关闭 UV585A (L33-1 手动), 打开 X598A (BAC 出手动球阀)、QV586A (LOTS 旁路调节阀)。

②恢复 PP 自动再生程序口

③关闭所有加温人口阀, 开 X390R, X396N, ?C341R. X313?, X366No

④关闭 T77fiN 和 T777N 阀。

⑤打开所有的放空口。

⑥使 HIS556 处于 AUTD 位置。

⑦调节再生加热器, 使 T15A779 的温度读数为 204°C o

b.吹扫步骤

①BAC 和 LCTB 后管线用 V599A 和 V597A 吹扫, 吹扫 1h, 此时 LV105A 和 PV221A 处于关闭状态, X598 开三扣左右。

②开大 V 300N, 开 FV320N, 关闭 V599A 和 V597A, P1C221 设定压力 0.5MPa , PIC770 和 P1C 700 设定在 0.05MPa, 打人自动。

③使空气沿正常操作路线从滤尘器 DF 慢慢流入冷箱, 注意下塔压力不得超过其操作压力。

④确保 PHX 热端的 PV 700NB、FV776N 和 FV606XB 可向大气排放并处于 AUTO 状态, 经过 PP 的空气流入下塔、上塔和益塔, 在 PHX 热端和其他开着的放空阀放空。

⑤继续吹扫 OCP 和 OBP,沿正常工艺路线, 将 OCP 出口到冷凝蒸发器 I7MC 的阀门 FV306X, FV368X,FV309X 和 FDV316x 交替开 2h。

⑥吹扫所有冷箱仪表管线并确保其畅通, 吹扫仪表管线时 PIC770, P1C70。和 PI365 要保持其指示, 以观察塔内压力。

吹扫仪表管线 LT315 时,要解除相应联锁,防止 PP 停车。TISA571 在 PP 切换时,温度超过 65℃会引起 PP 停车,如有可能,改变联锁值。

⑨吹扫所有分析管线,确认其畅通。

⑩视终量各吹扫口露点:S101N, S108N, I,250,S319N, S315N, V346A, V318X, V328K,V39fiN, V39IR, H585A, L585A, 如露点小于一 70℃,表明吹扫已满足要求。

⑤装置冷却、积液

a.准备工作

①确认系统加温,吹扫合格,各吹除放空口露点达到要求。

②用密封氮气代替 OCP 泵和 ABP 泵的密封氧气,压力为。 .7MPa(表)。

③确认 LCT 进口快闭阀 QV216A 关用, X220A 打开, HIC218 在 5%启动开度;确认增压机人口隔离阀 QV584 关闭, GJ V586 打开;慢慢打开增压机出口隔离阀 X588A 和回流阀 UV585A,注意防止 LCTB 进出口差压过大, LCT 骤然提速。UIC 585 置手动方式,输出 100%,H1C585 置手动方式,输出 0%, PIC221 置手动方式,输出 0%。

④确认 DCS 无联锁信号;按 HIS221 (LCT 第一故障复位按钮),LCT 准备运行灯 YI211 亮。

⑤将 HIS216 切入手动,用 PIC221 慢慢打开 PV221A,给下塔充气,直到下塔压力达到 0.40MPa(表),将 PIC 221 投入自动。

⑥将 HI521fi 切入手动模式,以备试车。

b 启动膨胀机 LCT。当膨胀机 8 个启动条件满足后,允许启动灯 Y1212 亮。触发 HIS216 渝人启动指令启动透平口透平一旦启动,进口快闭阀 G2V21fiA 立即自动打开。H1S216 置手动位置,调节喷嘴开度,关 i1V585A,使透平转速到 12500r/min,进入高转速区域极限制冷。

C.冷却(无液氧开车)

①关闭 PV250x、FvsooxA 和 FV600XBa

②LCT 极限制冷,冷却下塔、上塔、粗氢塔、精氮塔、氢冷凝器、液氮分离器、缓冲罐、批料罐、OCP 进出口管线及 SSAP 进出口管线,膨胀机转速大于 11800r/min,放空口为:V3DON、D330A、V 313x- I、V312X. V308N、FV362R. D341R, PV341IZ, PV700NB, PV770N, LV105A 开从 V599A 放空(X598 关)。

注意:由于膨胀机在高转速区运行。加工气量大、冷量大,在稳定下塔压力不高于 0.55MPa(表)前提下, V 300N 和 D330A 应尽量关小;同时应全开 V599A 及 LV340A, FV335A, HV340A, 让冷量尽量在主热交换器和上塔部位回收。

③当 LCT 温度下降很慢(每小时膨胀机后温降 TI221 低于 2℃)或温度达一 161℃时,降低膨胀机转速到 8100r/min,进入低转速稳定区域,关所有 V 阀、D 阀和 S 阀。

d.积液

①关 V599A,开 x598A,根据高压空气液化线,开 LVI05A5%左右,在 PHX 中产生高压液空,节流到下塔,在下塔产生液空。设定 LV300A 为 10%投自动。

②仔细监控 PHx 冷端温度。通过打开最热气流的热端放空气阀和关小最冷气流的热端放空阀使各气流温度温差不超过 25℃。

③上塔液位达 90%时,开始两台 DCP 的冷却,冷却合格后启动其中一台 QCP 全回流运行。

④慢慢打开阀 FV3a6x, FV308x 和 FV309x .慢慢关回流阀 PDV 31 fix, 向主冷凝器引入液体,确保冷却均匀。在此期间,主冷凝器中的液氧开始沸腾,上塔液位将会下降。此时应密切监测液氧液位以便能始终满足 OCP 泵的允许吸入·高度要求。上塔压力(PI325)升高以及空气流率(FIC580)加大也表示液氧在沸腾。

e.调纯

⑤建立 DMC 工况。不合格液氧经 FI310, PHX 在 FV fi00XB 处放空, 调节 FV600XB 开度, 调整产品氧纯度。

⑥调节 F1C320, 调整液氮进上塔量约为膨胀空气量的 45%~50%, 将 FIC320 投串级, FRC320 设定值约 46%左右。调整氮纯度。下塔氮纯度 AE2B 合格后, 上塔氮纯度 AE2A 将合格。

⑦产品氧纯度在 99.6%以上时, 用大槽液氧预冷 OBP 泵并启动, 一台低速运行, 一台高速运行, 这时候高压空气液化将加快, 将生产的液氧经低速运行的 DBP 泵送入液氧大槽口

⑧满足下列条件时, 将 PP 再生气源由空气切换为污氮气;污氮中氧含量低于 5%;PHX 温度曲线已稳定, 可通过热端 TIII1, TIII2, TI115, TII15 和 TIII3A 至 T113F 以及冷端 TI101, TI102, TI103 和 T1105A 至 T1106A 的读数趋向来确认。关闭 FV775A 并打开 FV770N, 让污氮作为 PP 再生气。

⑨氢系统开车。粗扭、超级精氢塔和笼冷凝器与上塔同时投入运行。

a 开 D200A 约 1/6.全开 V340A, 投 LCT 前高压空气到氢冷凝器, 引下塔液空到氢冷凝器。打开 LV34aA 时动作应缓慢, 避免对主冷液面及下塔液面影响太大。

b.当氢冷凝器中的液位(釜液)达到 60%时, 将 LIC340 切到 AUTO(自动)状态, 并且将 HIC34D 置于 50%0 氢冷凝器启动后不久, 液体开始在超级精氢塔储槽内集聚, 形成一定的液位, 预冷并启动氮输送泵 SSAP, 使该泵全回流, 直至 LIC333 显示精氢塔底部液位开始上升;将 LIC333 置于 AUTO, 设定点为 50%, 并利用回流阀 PDV333R 控制泵两端压差。只有等该系统稳定后, 才能将 PDIC336 置于 AUTO e

c.慢慢打开 K34iR 约四圈, 然后慢慢调节 FIC335 以打开 FV335A, 减小液空侧的压力, 并从上塔抽出粗氢进料。调节 FIC 33 5 以达到所需的粗氢进料流量。

d.上塔中间氢气进料纯度应达到 70%的含氧量(由 AE4 指示), 进料流量大约为装置空气流量的 23%, 最佳流量和纯度应在现场确定。如果进料流量太大, 则冷凝器中的氮气浓度将会太高, 使产品氢气受到污染, 最为严重的是氢气可能会变得过冷而不被釜所液化。这种情况称作“氮气凝固”。

e.当氢冷凝器产生回流液体时, 粗氢/超氢塔的氢气含量就会增加口在 FV3G2R 处排放粗氢气, 直至达到所需的纯度。在氧含量和氮含量达到 $((50\sim100)\times10^{-6})$ (AE7 和 AE8)后, 慢慢打开 FV342R, 向储罐输送氢气以用于吹扫和冷却。

⑩安全操作注意事项

a 加温吹扫时, 如发生 CO_2 出现穿透, CO_2 含量大于 2×10^{-6} 且上升很快, 即倒换床层, 如两个床层均穿透, 即停止加温, 进行 PP 再生工作。

b.吹扫、冷却、调整过程中防止 MAC, BAC, LCT, 塔内尤其下塔超压。

c.启动 LCT 时, LCTB 和 LCT 进出口管充气要慢, 在压力平衡后, 再开相应阀。

d.预冷 OCP 和 OBP 开就地导淋, 注意现场排放, 防止冻伤和产生其他不安全因素。

e.开车过程中注意 PHX 热端碳钢管(氮气、污氮及高压空气)温度不能低于 -20 度, 防止碳钢在低温下变脆而断裂。

f.调整过程中, 防止上塔液氧液面超过液面计高度而进入铝填料。

g.送氧时, 先开平衡阀 E600X, 当压力平衡时再开大阀 X600X。

h.装置运行过程中要严格控制 PP 出口空气中 CO_2 含量不高于 2×10^{-6} , 上塔液氧中总烃含量小于 75×10^{-6} , 乙炔等单组分碳氢化合物含量小于装置安全规定和中石化标准 QB—89 中的要求。

36.4 大型空分装置常见重大事故

(I)空分装置安全生产基本特点

①生产过程中有各种压力等级的高纯度氧气、液氧及富氧空气存在，并储存有大量的液态氧。

氧在常温下是一种无色、无臭、无毒的气体，在空气中含量 20.95%；浓氧呈天蓝色液体。

氧的化学性质非常活泼，很容易与其他物质化合成氧化物，并放出大量的热。氧本身并不燃烧，但具有很强的助燃作用，境下却能激烈燃烧。许多在大气中不能燃烧的物质，像钢铁等在富氧或纯氧环

油脂及其他许多种碳氢化合物在富氧或纯氧中会发生自燃或爆炸，氢化合物(特别是不饱和烃类)也会引起爆炸。常压下液氧温度约为 90K，与肌肤接触会造成冻伤液氧中溶入过量的碳

②生产过程中有各种压力等级的高纯度氮气、污氮气、储存有大量的液态氮和液态氢等。液氮及液氢等窒息性气体存在，并

氮在常温下是一种无色、无臭、无毒的气体，在空气中含量约 78%液氮呈无色透明液体。

氮的化学性质不活泼，通常情况下不容易与其他物质发生化学反应，在石化企业中被广泛用作保护气、密封气及吹扫气体。氮气无毒，但在高浓度条件下，极易使人窒息。受害者在没有任何不舒服表现的情况下，即可失去知觉，造成生命危险。

常压下液氮温度约为 77K 与肌肤接触会造成冻伤。

氮的化学性质与氮类似，高浓度时也会使人窒息。

③大量管道、设备、阀门在生产过程中处于 -170℃ 以下的低温状态下。空分装置中的低温液体温度很低，与人肌肤接触会引起冻伤，与碳钢、橡胶、塑料、水泥构件等接触会造成设备损坏。低温液体接触热源汽化时，体积将增加数百、上千倍，排放不及时就会引起设备超压、爆炸。

④多数转动设备为大型的空气、氮气、氧气压缩机组及膨胀机组、大型冷冻机组，还有众多的低温液氧、液氮泵、储槽等低温设备。必须从最基本的“润滑、清洁、调整、紧固”着手，严格执行工艺指标，采取严格可靠的措施保证大型机组和低温设备的安全稳定运行。

(2)空分装置安全生产若干规定

①空分装置操作人员必须进行安全生产技术和劳动纪律教育，经考试合格后持证上岗。操作人员必须熟悉并严格遵守本岗位操作法。

②空分装置原料空气吸入口安全要求

a 空分装置原料空气吸入口应位于化工装置区的常年上风向，并设置风向标志，与乙炔站等有害物质散发源距离及空气中烃类等杂质的允许极限含量应符合 GB 169-12《氧气及相关气体安全技术规程》中规定的要求。

b 甲原料空气吸入口气体每周至少应分析一次，周围空气质量发生变化时随时进行分析。当吸入空气中烃类等有害杂质超标时，要及时查清原因，采取相应安全措施。

c 空分装置周围或附近的化工装置在有大量烃类或二氧化碳等有害物质排放时，应及时通报空分装置运行及管理人员，以便空分装置能及时采取防范应急措施。

③防止碳氢化合物进入液氧系统积聚

a.分子筛吸附要严格做到：分子筛质量符合要求、再生彻底，空气温度控制准确不超温，再生周期按操作规程不延期，特殊情况应缩短再生切换周期。

b.精馏塔液面和工况禁止大幅度波动。主冷凝蒸发器应采取全禁式操作，膜式蒸发要保证液氧循环量。

c.保持主冷凝蒸发器的至少 1r 氧产量的液氧排放量、在液氧中碳氢化合物含量超标时要增加排放量和分析频率，严重超标时必须停车处理。

d.循环液氧泵要保持连续运转。装置带液停车时,塔内液体至少每 8h 应分析一次,有害物质超标时应采取安全措施排尽全部液体。

e.液氧系统的碳氢化合物在线监测分析仪要完好投用、分析准确,定期分析至少每天两次。在空气质量不好、分子筛吸附有问题或液氧中碳氢化合物超标时要增加分析频率。

f.做好循环水质和空气冷却塔的操作、管理工作,避免因水质变化(例如加杀菌剂)或阀门泄漏导致分子筛进水事故。

④主冷凝蒸发器液氧中乙炔含量不大于 0.1×10^{-6} ,总烃含量不大于 100×10^{-6} 。具体指标执行 QB-89《空分设备液氧中乙炔及其他碳氢化合物控制指标的规定》(中石化[1989]生字 56 号)。

⑤防止、减少二氧化碳带人空分装置。空分装置的过滤器、吸附器要完好投用,严格控制蓄冷器或板式温度,必要时缩短切换温度。

⑥排放液氧及其他低温液体的安全要求

a.甲液氧及其他低温液体排放必须使用蒸汽汽化或类似装置汽化后排入大气,或排入专用低温液体储槽,不得在室内或操作、作业场所随便排放。

b.液氧排放速度不得过快,避免发生燃烧爆炸事故。

c.分析取样和处理液氧及其他低温液体时,必须做好劳动保护,避免低温液体触及肌肤。

d.空分装置用火属一级动火,必须严格按安全动火管理制度进行 f 严禁在有氧气或液氧泄漏的区域动火。

⑦空分装置停车安全要求

a.空分装置应尽量减少开停车次数,短期停车必须定时分析主冷及其他碳氢化合物可能聚集的地方低温液体中有害物质的含量,如果超标或液面过低,应采取安全措施将液体排放干净。

b.当发生净化系统故障、板式换热器或精馏塔阻力增大等不正常现象时,要及时安排系统停车、加热。

c.检修冷箱时,要做冷箱内珠光砂夹层的氧含量分析。卸珠光砂前要打开冷箱人孔自然升温,装置升温时间要充裕。在冷箱内有低温液体泄漏的情况下必须确保珠光砂夹层内的低温液体已完全汽化或采取相当安全措施后才能进行珠光砂的卸除工作,以防在卸珠光砂的过程中低温液体快速汽化发生冷箱超压事故。人员进入冷箱内必须要进行冷箱内氧含量分析,防止窒息。

⑧空分装置在正常生产和检修工作中要做好有关脱脂,禁油事宜

a.所有和氧接触或有可能接触的部件、零件、工具在装配前必须严格进行脱脂清洗及验收检查工作。

b.富氧或可能有富氧的检修场所必须使用铜制专用工具。

c.做好空压机、透平膨胀机、氮压机、液氧泵等设备的维护保养工作,杜绝因密封不好或失效导致机内进油。

⑨人员要避免在氧气、氮气浓度增高区域停留。进入氧气、氮气容器或设备前,必须严格执行《进设备作业安全管理制度》(中石化(1997)安字 137 号)中的有关安全规定,做好气体分析、监测工作,防止氧气伤害、氮气窒息。

⑩低温液体储存、运输必须严格执行 JB6898--1997《低温液体储运设备使用安全规则》中的有关规定。

(3)空分装置常见重大事故及其经验教训

①氧气管道、阀门燃烧爆炸事故

a.事故实例

②1980 年 4 月 24 日,某氧气厂在打开 Dg400 氧气闸阀时发生爆炸事故,开启时门的 3

人被当场烧死。

⑥1985年10月28日,某钢厂在开启一 Dg250 氧气阿阀时发生燃爆,当场死亡9人。

⑦1988年1月7日,某氧气厂进行氧气调节阀调试时,发生燃烧事故,致使4人死亡、2人重伤。

b 主要原因分析

①管道内存在铁锈、粉尘、焊渣,在高速流动中与管道内壁或阀口摩擦产生高温而发生燃烧、爆炸。

②管道或阀门脱脂不彻底,在压力较高或流速较快的纯氧环境中产生燃烧而发生爆炸。

③阀门开启速度过快,绝热压缩产生的高温使管道内或阀门使用的易燃材料着火、爆炸。

④违章动火。

c 防范措施

①工作压力大于 0.1MPa 的氧气阀门须用截止阀,禁用闸阀,不宜选用电动阀。

②空气分离设备、氧气管道、阀门等与氧气接触的部件及其接头、垫片、螺栓,在安装、检修及停用后再投入使用前,必须进行严格的除锈、脱脂。不得使用酒精等易燃易爆类物质作氧气管道的脱脂剂。脱脂后的管道应立即钝化或充干燥氮气保护。系统首次进氧前,必须再次用干燥无油氮气进行彻底的吹扫、置换。

③开、关氧气阀门应缓慢进行。手动开关阀门时,阀前后压差应小于 0.2MPa,可通过降压、设置旁路阀、阀后充干燥无油的惰性气体或空气等方法来缩小阀门前后压差。停、送氧气实行操作票签字确认制度。

④空气分离设备、氧压机、氧气管道及氧气球罐必须有可靠的消除静电的接地装置,所有连接法兰应有跨接导线。

⑤氧用阀门一般应选用铜或不锈钢材质的阀门,阀门填料不得使用易燃材料;氧气管道、氧气阀门等氧用设备严禁使用黑色金属器具敲打。

⑥严禁在氧气压缩机厂房、氧气生产储存现场及氧气管道附近堆放润滑油等易燃易爆物品。

⑦设备、管道检修动火作业,必须做好设备及管线内、外气体的含氧量分析和可燃可燃性气体分析。

②氮气窒息事故

a.事故实例

①1980年元旦,某厂在停车扒珠光砂时,因冷箱内设备泄漏,氮、氢气进入珠光砂保温夹层。又未作氧含量分析,致使3名进入冷箱内扒珠光砂的操作人员因窒息死亡。

②1990年11月3日某钢厂氧气站在检修液空吸附器阀门时,一名起重工因氮气窒息死亡。

③1992年8月19日某钢厂在污氮放空消音器 A 附近进行检修作业时,因氮气窒息,一人死亡,一人受伤。

b.主要原因分析

①违章作业、违章指挥。进塔入罐、登高作业没有按有关要求办理特殊作业许可证,工作中不按要求佩带安全保护器具。

②设备检修前没有彻底倒空,置换或置换后对氮气源没有采取上盲板等有效隔离措施,检修前及检修过程中不做气体含氧量分析或分析间隔时间过长,缺少监护人员或监护人员不具备对氮气窒息突发事件的处理能力,不熟悉氧气呼吸器等气防器材的使用。

③管理不严,氮气阀门随意开关,液氮、气氮随意排放。操作人员对装置流程不熟或凭经验办事,导致误操作;

c 防范措施

④在检修工作中要严格遵守和执行有关安全规章制度。进塔人罐、登高作业等必须办理相应安全作业许可证,按规定要求做好氮气、扭气等窒息性气体的隔离(阀门通常不能实现真正有效的隔离,必须采用盲板)、置换、分析、挂牌警示、监护等工作。

⑤发生氮气窒息事故时,抢救人员应正确佩戴氧气呼吸器或长管防毒面具后才能进入高浓度氮气区域,所有过滤式防毒面具对防止氮气窒息都无效。

⑥卸冷箱珠光砂前,应打开顶部及其他部位所有允许打开的全部人孔,分离系统应进行彻底加温,避免低温液体残存于珠光砂中。在卸砂时造成不测。卸、装珠光砂时要采取足够的防范措施防止人员坠入珠光砂。人员进入冷箱前,要按照进塔入罐有关要求做好分析、防护工作。

⑦生产、使用氮气及惰性气体的现场或操作室,需有良好的通风换气设施。使用氮气作业时,应有防止人员窒息的防范措施。

⑧加强氮气(惰性气体)阀门及管线,尤其是与空气、氧气管线及设备互通阀门的管理,防止误操作。

③精馏塔爆炸事故

a.事故实例

①.1986年?月27日某化工厂3200m³/h空分设备发生爆炸,冷箱及冷箱内所有设备严重损毁。

②1997年5月16日某石化厂6000m³/h空分装置主冷发生爆炸,4人死亡,27人受伤。

③1997年12月25日马来西亚一套2500t/d(约73000m³/h)空分装置发生爆炸,12人受伤,整套分离设备被彻底毁坏。

b.主要原因分析

①碳氢化合物在主冷液氧或其他存在富氧低温液体蒸发的部位因浓缩而积聚,并达到其点燃能量,产生爆炸。

②精馏塔因操作不当,产生超压而爆炸。

c 防范措施

①保证原料空气中乙炔等有害杂质不超标。空分装置原料空气吸风口应位于主要化工装置的常年上风口,附近禁止倾倒电石渣或堆放电石,与乙炔站、电石渣等有害杂质排放点距离通常不得小于100m(表36-5),在风向变化使空气吸入口处于生产区下风向或附近化工装置

表 36-5 空分设备吸风口与乙炔站、电石渣堆之间的最小水平距离

乙炔站(厂)及电石渣堆等杂质排放源		最小水平距离, m	
乙炔发生形式	乙炔站安装容量 m ³ /h	空分装置内置 除空吸附器	空分装置前置 分子筛吸附器
水入电石式	≤10	160	50
	>10 ~ <30	260	
	≥30	360	
电石入水式	≤30	160	50
	>30 ~ <90	260	
	≥90	360	
电石、熔渣、炼油、液化石油气生产		500	100
合成氨、硝酸、碳化物生产		300	300
炼钢、炼铁、轧钢、铸钢生产		200	50
大量金属切削、焊接场所		200	50

注:水平距离应按吸风口与乙炔站(厂)、电石渣堆等相邻面外壁或边缘的最近距离计算。
置有大量物料排放时,应加强对空气中烃含量的分析,并增加液氧排放量。原料空气

吸风口处烃类等杂质含量的允许极限含量应符合表 36-8 的规定。

表 36-6 空分设备吸风口处空气中烃类等杂质的允许极限含.

杂 质 名 称	允许极限含量, mg/m ³	
	空分装置内设置空预器	空分装置前设分子筛吸附器
乙 炔	0.5	5
族衍生物	0.01	0.5
C ₃ 、C ₄ 饱和和不饱和烃类总计	0.05	2
C ₃ 、C ₄ 饱和和不饱和烃类总计	0.3	2
C ₂ 饱和和不饱和烃类及丙烷总计	10	10
二氧化碳 CS ₂	0.03	
氮氧化物 NO _x	1.25	
臭 氧 O ₃	0.215	

⑥加强对原料空气中有害杂质的分析和去除。鉴于分子筛净除水分、二氧化碳及碳氢化合物的效果远优于可逆式自清除流程，新建空分装置应优先选用分子筛吸附净化流程，原有可逆式自清除流程也宜逐步改造成分子筛流程。

在空分生产过程中，应保证分子筛、活性氧化铝等吸附剂的质量优良，保证进分子式纯化器的空气温度符合要求，保证分子筛再生条件符合要求，不超周期运行。

空分装置中应配备足够、有效的监测、分析仪表，能够随时监测空气入口和分子筛出口空气中的二氧化碳、水分和各组分碳氢化合物含量，能够随时监测液氧、液空等中的乙炔及各组分碳氢化合物含量。应保证每天至少一次的人工取样与自动取样、在线仪器(色谱仪)与备用仪器的对比分析，以便及时发现问题。在空气入口及液氧中碳氢化合物含量接近或达到表 36-7 的报警值(QB—89《空分设备液氧中乙炔剂其他碳氢化合物控制指标的规定》)时、应立即采取包括增加排放液氧量在内的各项措施。

⑦防止有害杂质在液氧中的积聚和析出。在大型空分装置中，应保持 1%氧产量以上的连续不断液氧排放。建立化工装置物料排放通报机制，在空气中有害杂质(包括二氧化碳)含量异常或附近生产装置大量排放二氧化碳及烃类物料时，应增加液氧的排放量，同时要加强分子筛的再生或缩短吸附周期，保证进塔空气质量。

为防止碳氢化合物在液氧中的局部浓缩，一方面要从设备设计上尽量避免产生液氧局部蒸发和浓缩，另一更重要方面是主冷凝蒸发器应保证全浸式操作，膜式蒸发冷凝器应保证液氧循环倍率。

⑧设置完善可靠的防雷、防静电接地装置。空分装置在生产中要保证分子筛吸附效果和防止分子筛、活性氧化铝、硅胶及珠光砂等粉末进入精馏塔内。装置内设备、管线必须设置完善可靠的防雷、防静电接地装置，接地电阻应≤4 欧姆，每年至少检测一次。

④纯化器进水事故

a.事故实例

①.1994 年 6 月 20 日某钢厂 3200m³/h 空分装置在试车过程中分子筛纯化器进水，造成装置停车。

表 36-7 液氧中乙炔及各组分碳红化合物含的报警值及停车值

项 目	组 分	控制指标 10^{-6}		备 注	
		报警值	停车值		
乙炔	主冷液氧	0.1	1.0	① 总烃含量折合为甲烷计,各单项指标则不折为甲烷 ② 如果各单项组分含量均在报警值以下,总烃停车值允许提高到 500×10^{-6} ③ 由于甲烷在液氧中的溶解度大,不易析出,所以单组分中不对甲烷进行控制 ④ 大气中 CO_2 含量的分析为必要时进行,原料空气中 CO_2 的分析每周一次,分子筛纯化器工况不正常时增加分析次数 ⑤ 分析仪器必须是 $10^{-6} \sim 10^{-3}$ 级的气相色谱仪 ⑥ 仪器自动取样分析必须定时与手工取样分析结果对照,避免发生误分析	
总烃	主冷液氧	100	250/500		
主冷液氧中单体检烃	甲烷				
	乙烷	15.0	40.0		
	乙烯	10.0	25.0		
	丙烷	10.0	25.0		
	丙烯	2.0	5.0		
	正丁烷	合计 1.5	合计 3.75		
	异丁烷				
	丁 烯				
丁二烯					
空气吸入口空气质量		控制值			
	甲烷	<3.0			
	乙烷	<0.1			
	乙炔	<0.5			
	乙烯	<1.0			
	丙烷	<0.1			
	丙烯	<0.1			
	C_4	<0.1			
	总烃	<8.0			
	CO_2	<350			

⑥.1990 年 2 月 21 日某钢厂 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 空分装置在空压机停车后再启动时,分子筛纯化器进水,造成装置停车。

⑥.1994 年 6 月 14 日某厂 $800/1400$ 空分装置在正常运行中,分子筛纯化器进水,装置停车。

b.原因分析

①在大部分分子筛流程的空分装置中,采用水气直接接触的筛板式或填料式空气冷却塔来降低进分子筛纯化器的空气温度,在循环水系统加杀菌灭藻剂时,循环水中会产生大量泡沫,使水质变轻、塔板阻力增加,造成空冷塔液泛,部分泡沫被空气带出,进入分子筛纯化器。

②空冷塔进、回水阀门(包括回水止逆阀)泄漏,或水位控制系统失灵,在空分装置停车期间水进入空冷塔,到一定程度后漫塔进入分子筛纯化器,或在空压机向空冷塔送气时,被气流带进分子筛纯化器。

③操作失误,空压机送气速度太快,或空冷塔水位太高,或违背了先送气,压力到一定值后才能开水泵的原则造成空气带水进入后系统。

c.防范措施

①在使用水气直接接触式空气冷却塔的空分装置,其循环水必须使用发泡小或不发泡的杀菌、杀藻药剂,加药前必须通知空分装置运行操作人员将空气冷却塔的水源切换到干净水质,

②在空分装置停车后,必须检查、确认空气冷却塔的所有进、回水圈门均已按要求关闭,排水倒淋阀门打开,塔内无积水。停车期间仍要做好空气冷却塔水位的巡检、记录工作。

③严格按照操作规程的要求操作,杜绝因空气流速过大或波动造成空气带水。

④保持空气冷却塔水位报警、联锁装置的灵敏、好用,保持除雾器正常好用。

第 37 章大型乙烯装置的开工运行与操作

37.1 乙烯装置简介

乙烯最早是用乙醇脱水来进行小量生产，世界第一套由石油油品制乙烯装置始建于 1940 年美国美孚石油公司，首先使用的原料是炼油厂的干气。到 19 世纪 50 年代，德国、日本、英国、前苏联、法国、意大利等国先后建成了以乙烯为基础的石油化工企业，1950 年世界乙烯总年产量达到 291 万 t。到 20 世纪 60~70 年代得到飞速发展，1980 年达到 3000 万 t，增加十多倍。80 年代更向大型化、油化纤一体化大进了一步，装置能力达 30 万—45 万 t/a，1985 年世界乙烯产量达到 4316 万。90 年代，装置能力高到 60 万—100 万 t/a，控制系统采用了 DCS 集散系统，控制精度，稳定性大为提高，并实现了许多过程先进控制，节能降耗措施，使乙烯生产成本大幅度降低，市场也更加扩大，1995 年世界乙烯总量上升到 7932 万 t/a。世界乙烯需求量 2000 年将高达 8109 万 t/a，2010 年将达 11040 万 t/a。

我国乙烯工业发展较晚，在 1962 年元旦在原苏联帮助下兰州化学工业公司 0.5 万 t/a 乙烯装置投产，这是我国第一套乙烯装置。起步虽晚，发展却很快，1968 年在兰州又建成 3.6 万 t/a 砂子炉，1973 年在北京开使建设 30 万 t/a 的大型乙烯装置，1976 年总产乙烯 56 万 t，1990 年达到 157 万 t，1996 年达到 300 万 t，2000 年约 500 万 t。

乙烯是石油化工的重要基础原料，同时还联产丙烯、丁二烯、丁烯、戊烯、戊二烯、苯、甲苯、对二甲苯、邻二甲苯、间二甲苯、苯乙烯、氮，副产甲烷、丙烷、丁烷、戊烷、碳九、裂解柴油、裂解焦油等。

乙烯在银催化下可以生产环氧乙烷、乙二醇、二乙二醇、三乙二醇、多乙二醇。乙二醇是生产涤纶的单体之一，还可作防冻液。二乙二醇和三乙二醇是表面活性剂和许多助剂的原料。环氧乙烷是聚醚、表面活性剂、精细化工的原料。

乙烯可用来生产聚乙烯，进而加工成多种聚乙烯塑料制品，此项用量最大，占 55% 用乙烯生产氧乙烯，进而生产聚氯乙烯，再生产聚氯乙烯塑料制品。

由乙烯生产乙醛、醋酸，进一步生产维纶纤维或用作有机化工原料。

用乙烯制合成酒精，进一步作溶剂、农药、医药、染料、洗涤剂生产原料。

乙烯与苯生产苯乙烯，再用来生产聚苯乙烯、丁苯橡胶、乙丙及三元橡胶、ASS, SBS, AS 等合成材料，推广到汽车、管材、家用电器、制鞋、涂料、离子交换树脂等领域，详见图 37-1。

乙烯生产方法有乙醇脱水法、电石—乙炔—加氢法、烃类热裂解法、天然气偶合法等。目前工业上几乎全是采用烃类热裂解法。热裂解法是基于大分子烃在高温下各部分的键能不同，振动强度不同，因各部分振动不同步而造成键断裂形成小分子烃，控制在适当条件下，可以达到乙烯产出率最高或其他目的产物最高的目的。

大分子烃热裂解得到小分子烃的同时。不饱和小分子烃又相互发生反应，生成新的大分子烃，有的比原料分子还大得多，甚至结焦。也就是说裂解产物是相当复杂的混合物，要从

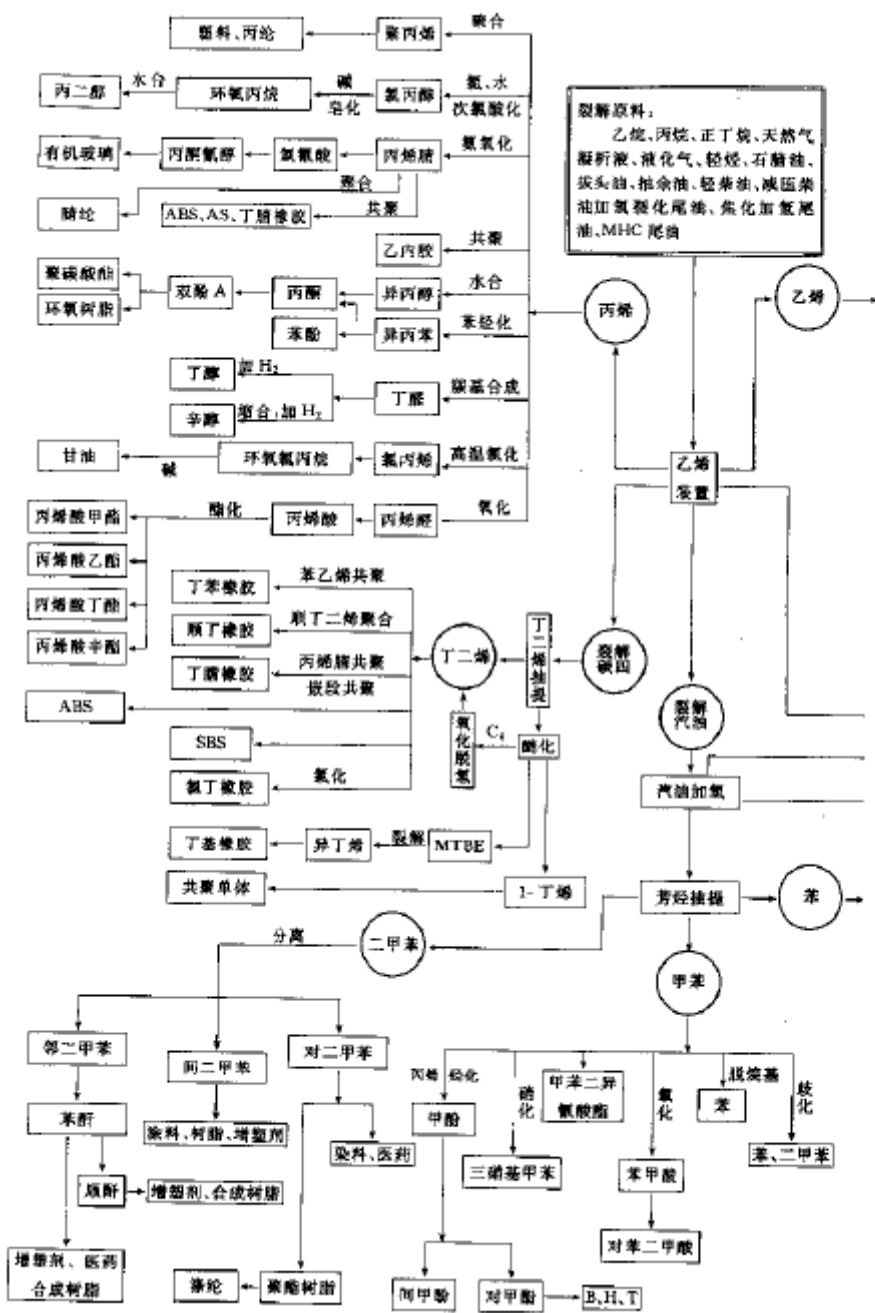
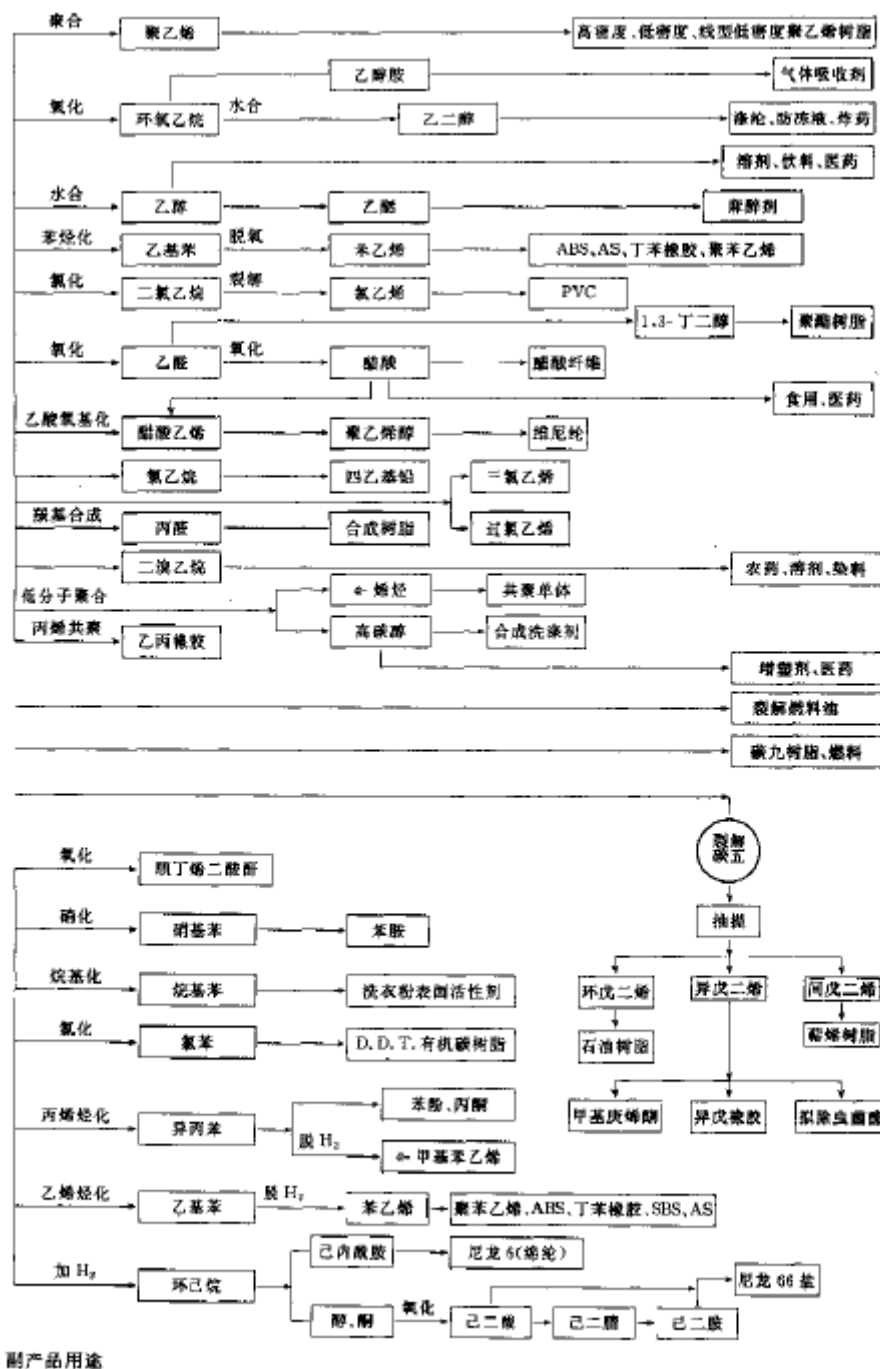


图 37-Z 乙炔及联



中获得纯净的乙烯，丙烯需要一个相当复杂的过程。生产乙烯必须有的过程有原料供给、裂解、急冷、压缩(含脱硫，脱水)、分离(含脱炔)。为了综合利用，有时也把丁二烯(含丁烯)，汽油加氢(含芳烃抽提)合并并在乙烯装置里。

(1) 化学反应生产乙烯主要的化学反应有:裂解反应、甲烷化反应、炔烃加氢反应、汽油加氢反应、结焦反应，酸性气脱除反应等。

① 裂解反应。烃类裂解反应随原料不同而不同，这里简要介绍链烷烃、环烷烃、芳烃、烯烃四大烃类的裂解反应。

a. 链烷烃裂解反应。链烷烃包括正构烷烃以及异构烷烃，由于裂解反应性质有所不同，故分别讨论。

⑤正构烷烃的裂解反应。正构烷烃的裂解反应主要有断链反应、脱氢反应及一些其他反应。断链反应是 C-C 键断裂的反应，产物分子中碳原子数少于反应物分子中碳原子数，通式为：



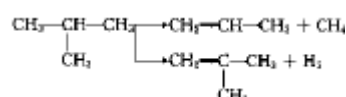
一般情况下 $i < m$ ，即较大的一个分子为烯烃，较小的一个分子为烷烃。大分子断链的位置在对称中心或对称中心附近的 C-C 键处，反应产物能进一步断链。脱氢反应是 C-H 键断裂的反应，产物分子中碳原子数保持不变，通式为：



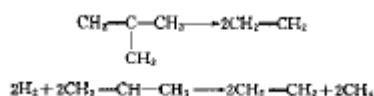
一般认为脱氢反应是可逆反应，在一定条件下达到动态平衡。

从热力学数据看，同一正构烷烃分子在同一条件下，断链反应比脱氢反应容易进行。不同分子在同一条件下，分子中碳原子数较多的比碳原子数少的容易产生断链反应。所以在正构烷烃裂解时，首先是大分子变成小分子，然后是烷烃脱氢变成烯烃，烯烃脱氢变成炔烃，直至生产碳和氢气。裂解是一个很复杂的过程，脱氢反应、断链反应以及其他反应是交叉进行的。

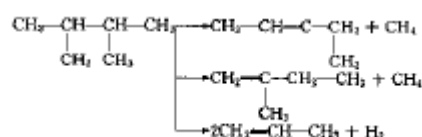
⑥异构烷烃的裂解反应。各种异构烷烃由于结构不同，裂解时没有简单的规律可循，故分别叙述。如异丁烷裂解为：



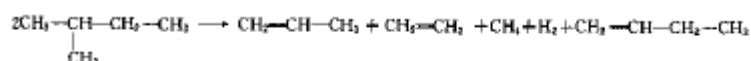
异丁烷一次裂解不能得到乙烯，但异丁烯、丙烯进一步裂解可以得到乙烯。



又例如 2,3-二甲基丁烷裂解反应为：

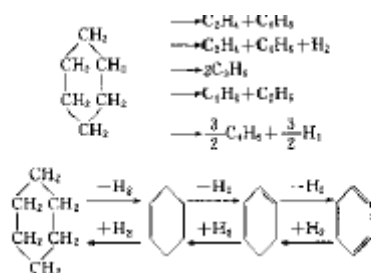


异戊烷裂解反应为：

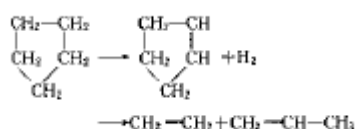


总之，异构烷烃裂解所得的乙烯、丙烯比正构烷烃低，而氢、甲烷、碳四以上的烯烃收率高，异构烷烃裂解所得丙烯与乙烯的重量比大于同原子数的正构烷烃。

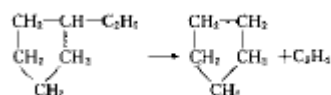
b.环烷烃裂解反应。原料中的环烷烃在一定条件下可发生开环裂解反应，生成乙烯、丙烯、丁烯、丁二烯，也可以发生脱氢反应生成环烯烃和芳烃。例如，环己烷裂解



环戊烷裂解



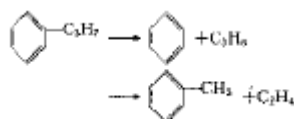
乙基环戊烷裂解



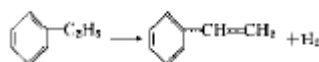
总起来说, 环烷烃裂解有如下的规律, 侧链烷基比烃环易裂解; 环烷烃脱氢比开环容易; 环烷烃比同碳数的链烷烃裂解时的乙烯、丙烯收率低, 丁二烯和芳烃的收率高。

c 芳烃裂解反应。芳烃的芳环具有强的热稳定性, 在裂解过程中不易发生开环反应, 而易发生侧链断链反应。另外, 还会发生环烷基芳烃的反应及芳烃的缩合反应二

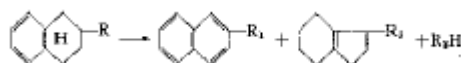
① 断链和脱氢反应。断链反应



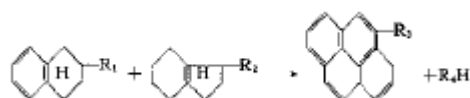
脱氢反应



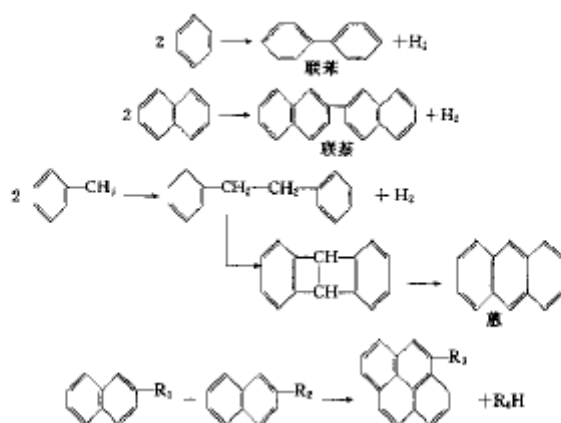
② 环烷基芳烃的反应。脱氢和异构脱氢反应



缩合脱氢反应



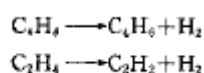
③ 芳烃的缩合反应



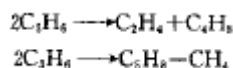
多环芳烃还可以继续缩合脱氢而生成大分子稠环芳烃, 甚至生成焦油和结焦, 所以芳烃含量高的原料不是理想的裂解原料。

d. 烯烃裂解反应。由于烯烃的化学性质很活泼, 在自然界中独立存在的可能性很小。原油在炼制过程中产生烯烃, 用含有烯烃的裂解原料时, 其中的烯烃在裂解烷烃的条件下会发生断链反应、脱氢反应、歧化反应、二烯合成反应、芳构化反应等许多复杂的反应。烷烃在

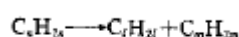
裂解过程中生成的烯烃、二烯烃也可以进一步发生上述反应。例如，脱氮反应



歧化反应

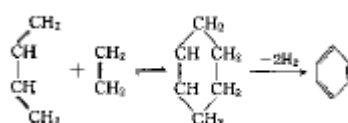


断链反应(临氢条件下)

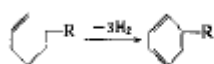


式中, $n=l+m$

二烯合成反应

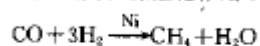


芳构化反应

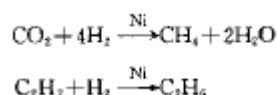


总之, 烯烃的反应特点是既有大分子烯烃生成乙烯、丙烯的反应, 又有使乙烯、丙烯、二烯消失的反应。

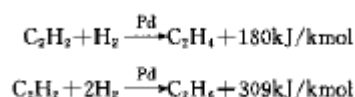
②甲烷化反应。氢气中的 CO 对几种加氢催化剂和聚乙烯、聚丙烯催化剂都是毒物。工须把它除掉, 方法是在镍催化作用下, 使 CO 转化成 CH_4 。其反应如下: 主反应



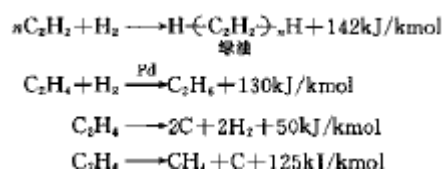
副反应



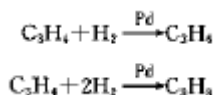
③乙炔加氢。乙炔与乙烯挥发度相近, 相对挥发度几乎为 1, 很难用精馏法从乙烯中分离净乙炔, 生产出聚合级乙烯来, 故采用把催化下的乙炔选择加氢法来除乙炔、不仅除去了乙炔, 还可以增加乙烯收率, 变害为利。其反应如下: 主反应



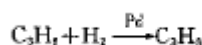
副反应



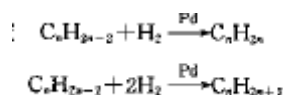
④碳三加氢。丙炔、丙二烯与丙烯的相对挥发度也接近于 1, 用精馏法将它们分离出去也是比较难的, 同时用精馏法脱丙炔丙二烯要在塔釜损失很多丙烯才能将其脱到聚合级的要求。也采用把催化剂选择加氢法来处理。反应如下: 主反应



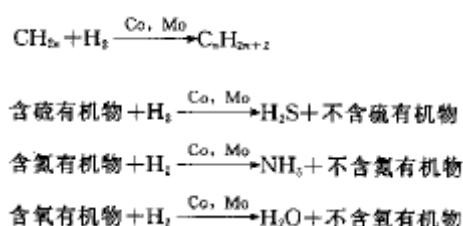
主要副反应



⑤汽油加氢反应。裂解汽油中含有二烯烃、烯烃、硫化物、氮化物，不能直接进行芳烃抽提，否则芳烃产品不合格。一般采用 C6~C8 两段加氢法将这些杂质除去；也有用全加氢法的。两段加氢法反应如下，一段主反应

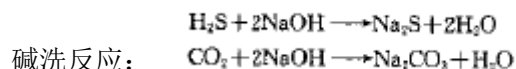


二段主反应

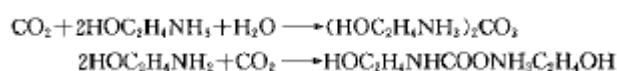
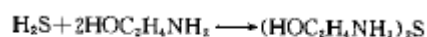


全加氢反应也是以上这些，只是它们在同一个反应器里进行罢了。

⑥裂解气脱酸性气反应。酸性气主要指裂解气中的 H_2S , CO_2 ，它们不仅是产品不允许含有的杂质，而且在分离过程中易造成腐蚀、堵塞、催化剂中毒等不好的作用。处理方法有单一碱洗法和胺洗一碱洗法。其反应如下：



胺洗反应：



(2)乙爆原料特性参数影响烃裂解的因素有裂解的条件(如裂解温度、停留时间、烃分压等)，裂解炉的形式和结构以及原料特性。其中原料特性起着最重要的作用。

表征裂解原料品质的特性参数主要有族组成(PONA),特性因素(K),芳烃指数(BMCI),原料的重要物理常数(密度、粘度、馏程、胶质含量)以及化学杂质‘硫含量、砷含量、铅、钒等金属含量，残炭等)。其中 GPI PONA, I}, BMC1 为最重要。

①族组成(P)NA)

a.族组成的表示方法。石油烃裂解反应特性与链烷烃含量、环烷烃含量、烯烃含量和芳香烃含量有很密切的关系。人们习惯用 PONA 几个大写字母分别表示四大烃族组成。其中 P(paraffin)表示链烷烃(也称烷烃)，O(olefin)表示烯烃，N(naphtene)表示环烷烃，A(aromatics)表示芳香烃(简称芳烃)

裂解反应中 P,O,N,A 各族烃类的裂解温度、裂解产物有很大区别，一般规律如下。

③.P 族。分子中氢碳比值比相同碳原子数的 O,N,A 烃类的氢碳比值都高。分子中碳碳键的键能均等，容易对称地断链(即从中心键上断裂)，断链反应的产物可以再断链，因此裂解产物中乙烯、丙烯、氢、甲烷产率均比较高。烷烃中异构烷烃又比相同碳原子数的正构烷

烃裂解的产物中甲烷、丙烯、丁烯及芳烃产率高。所以还需分别测定正构烷烃及异构烷烃的含量。

⑥族。烯烃中 C-C 键和 C=C 键键能不同，另外比同碳原子数的烷烃的氢碳比值小，烯烃反应可以发生断链、脱氢、歧化、芳构化、二烯合成等不同反应，焦的生成量较多。所以在裂解原料中希望 O 族烃越少越好。

⑦N 族。环烷烃裂解生成乙烯、丙烯的产率不如链烷烃高，但大于烯烃、芳烃。

⑧A 族。芳烃有较稳定的六边形芳环结构，不易断链，在高温下芳烃能发生多种化学反应生成重芳烃、多环或稠环芳烃。对于生产乙烯、丙烯的原料要求芳烃越少越好。

b.族组成与裂解性能的关系。已知原料的 PONA 值在一定程度上可知道其裂解性能。例如有三种 PONA 值不同的石脑油 1, 2, 3,裂解性能与族组成之间的关系如表 37-1 及图 37-2 所示

表 37-1 三种 PONA 不同的石脑油族组成数据

裂解产品	石脑油 1	石脑油 2	石脑油 3	裂解产品	石脑油 1	石脑油 2	石脑油 3
正构烷烃 n-P	40.5	37.1	29.7	环烷烃 N	13.0	13.7	18.2
异构烷烃 i-P	40.3	35.0	32.0	芳 烃 A	6.2	14.2	20.1

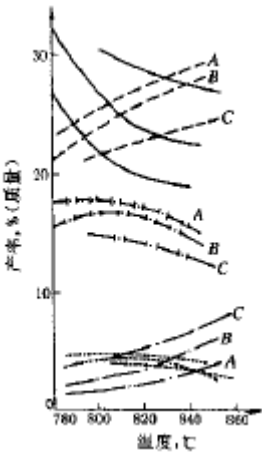


图 37-2 三种 P(7)NA 值不同的石脑油裂解性能比较
反应条件，水/油二 d. 7(质且为人口温度为 580°C；质 t 流速为 13. 5g/cm² · s)
乙烯———；裂解汽油——，
丙烯-----；裂解汽油——，——；
丁二烯——，——

由图 37-2 可见，乙烯、丙烯、丁二烯收率都是石脑油 1 大于石脑油 2，石脑油 2 大于石脑油 3；而裂解汽油和燃料油收率与其恰恰相反，即 1<2<3。从表 37-1 中可以看出，石脑油 1 的 P 值大于 2 的 P 值，石脑油 2 的 P 值大于 3 的 P 值；至于 N 值及 A 值正好与 P 值相反，石脑油 1 中 N、A 小于石脑油 2 中 N、A，石脑油 2 中 N、A 小于石脑油 3 中 N、A 的含量。由此可见，原料的 PONA 值与主要裂解产物分布存在一定的关系。因此，在选择生产乙烯的

原料时，PONA 是一个重要参数。

②特性因素。特性因素的符号为 K^{UPO} 或 UPO-K，简称为 K。它是表征原油及馏分油的

化学组成特性的一种因素，K 值以烷烃为最高，环烷烃次之，芳烃最低，详见表 37-2。K 值越高，表示石蜡性越强；K 值越低，表示芳香性越强。

表 37-2 经类特性因素

烃	k_i	烃	k_i
烷 烃		正十七烷	12.95
甲 烷	19.54	正十八烷	12.98
乙 烷	18.38	正十九烷	13.03
丙 烷	14.71	正二十烷	13.07
正丁烷	13.51	环烷烃	
异丁烷	13.82	环戊烷	11.12
正戊烷	13.04	甲基环戊烷	11.33
新戊烷 (2,2-二甲基丙烷)	13.06	乙基环戊烷	11.40
正己烷	13.39	1,1-二甲基环戊烷	11.41
异己烷 (2-甲基戊烷)	12.82	正丙基环戊烷	11.53
3-甲基戊烷	12.83	异丙基环戊烷	11.48
2,2-二甲基丁烷	12.65	环己烷	10.99
2,3-二甲基丁烷	12.64	甲基环己烷	11.36
正庚烷	12.72	乙基环己烷	11.37
异庚烷 (2-甲基己烷)	12.71	1,1-二甲基环己烷	11.35
3-甲基己烷	12.58	芳香烃	
3-乙甲基己烷	12.40	苯	9.73
正辛烷	12.68	甲 苯	10.15
正壬烷	12.67	乙 苯	10.37
正癸烷	12.68	邻二甲苯	10.28
正十一烷	12.70	间二甲苯	10.43
正十二烷	12.74	对二甲苯	10.46
正十三烷	12.77	正丙基苯	10.62
正十四烷	12.81	异丙基苯	10.57
正十五烷	12.80	正丁基苯	10.84
正十六烷	12.90	异丁基苯	10.84

a..K 值计算公式。已知烃的质量组成，计算混合烃的 K 值如下式所示：

$$K = \sum_{i=1}^n x_{wi} k_i$$

式中 X_{wi} —烃 i 的质量比率；

k_i —烃 i 的特性因素；

K—石油馏分或混合烃的特性因素。

对于未知烃组成的混合烃的特性因素计算，如下式所示：

$$K^{\frac{1}{3}} = \frac{3\sqrt{P^3(^{\circ}R)}}{\rho} = 1.216 \frac{3\sqrt{P^3(K)}}{\rho}$$

式中

$$z^{\frac{1}{3}} = (0.1t_{10}^{\frac{1}{3}} + 0.02t_{30}^{\frac{1}{3}} + 0.2t_{50}^{\frac{1}{3}} + 0.2t_{70}^{\frac{1}{3}} + 0.2t_{90}^{\frac{1}{3}} + 0.1t_{100}^{\frac{1}{3}})^3$$

= t_{50} + 校正项；

t_{10} ——10%的馏出温度；

t_{30} ——30%的馏出温度；

t_{50} ——50%的馏出温度；

t_{70} ——70%的馏出温度；

t_{90} ——90%的馏出温度；

t_{100} ——100%的馏出温度；

ρ ——密度；

$$t_{\text{体}} = \frac{t_{10} + t_{30} + t_{50} + t_{70} + t_{90}}{5} \quad (\text{体积平均流出})$$

温度)。

b.特性因素与氢含量的关系。特性因素与氢含量关系如图 37-3 所示，从图中可以看出，K 值随氢含量增加而增大。

在同一 K 值下，氢含量随着平均沸点的降低而增加，在同一含氢量条件下，K 值随着平均沸点的升高而增加。

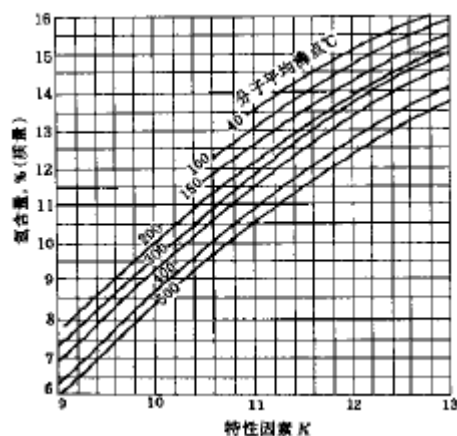
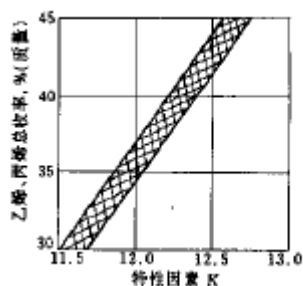


图 37-3 特性因素和氢含量关系图

分子平均沸点--:}+校正

c 原料的特性因素与裂解产物收率的关系。乙炔、丙烯总收率随原料特性因素 K 值增加而增加，也就是说原料烷烃含量越高，乙炔、丙烯收率也越高;详见图 37-4



所示。

③关联指数(BMCI)哭联稽教的宁艾式为。

$$BMCI = \frac{48640}{t_{\text{体}} + 273} + 473.7 \times \rho - 456.8$$

测出体积平均沸点和密度以后，可以计算出关联指数。苯的 BMCI 为 100，正己烷 BMCI 为。 ， 各种烃的关联指数 BMCI 值见表 37-30

表 37-3 烃类的关联指数

烃	分子式	沸点 ℃	沸点 °R	密度	关联指数
直链烷烃					
正戊烷	C_5H_{12}	36.1	567	0.631	-0.6
正己烷	C_6H_{14}	69.3	616	0.665	0.2
正辛烷	C_8H_{18}	126	718	0.707	0.2
正十五烷	$C_{15}H_{32}$	270	979	0.773	-1.2

烃	分子式	沸 ℃	点 °R	密 度	关联指数
支链烷烃					
戊 烷	C ₅ H ₁₂	27.8	542	0.625	0.60
2-甲基庚烷	C ₈ H ₁₈	60.6	601	0.658	0.7
2-甲基壬烷	C ₁₀ H ₂₂	167.8	793	0.731	-0.3
2,3,3-三甲戊烷	C ₈ H ₁₈	110	690	0.720	11.3
2,3,4,5-四甲基己烷	C ₁₀ H ₂₂	155.8	773	0.754	13.4
单环烷烃					
环戊烷	C ₅ H ₁₀	49.6	581	0.750	49.4
甲基环戊烷	C ₆ H ₁₂	71.6	621	0.754	41.4
乙基环戊烷	C ₇ H ₁₄	103	678	0.771	37.5
环己烷	C ₆ H ₁₂	80.9	637	0.783	51.7
甲基环己烷	C ₇ H ₁₄	101.2	674	0.774	39.8
乙基环己烷	C ₈ H ₁₆	131.4	729	0.791	38.5
双环烷烃					
萘 烷	C ₁₀ H ₁₈	195.2	844	0.898	72.3
单环芳烃					
苯	C ₆ H ₆	80.3	636	0.884	99.8
甲 苯	C ₇ H ₈	110.6	691	0.872	829
乙 苯	C ₈ H ₁₀	130.9	737	0.872	74.9
对二甲苯	C ₈ H ₁₀	138.6	741	0.866	71.4
正丁苯	C ₁₀ H ₁₄	183.1	822	0.865	59.3
多环芳烃					
苊 烯	C ₉ H ₁₀	178.1	812	0.969	109.5
苊 烯	C ₁₀ H ₁₂	207.3	866	0.975	105.1
菲	C ₁₄ H ₁₀	218.2	884	1.032	131.0
菲	C ₁₄ H ₁₂	240.2	1104	1.119	152.5
1-甲基萘	C ₁₅ H ₁₂	290.1	852	1.102	168.0

乙烯原料的 BMCI 值与乙烯的最大收率的关系如图 37-5 所示。重质原料(如常压柴油、减压柴油、加氢裂化尾油等)的族组成很难做出精确的测定，因而难以用族组成(PONA)来评价。采用 BMCI 值来评价重质原料的裂解性能比较方便，BMCI 值很容易通过馏程分析、密度测量计算出来。

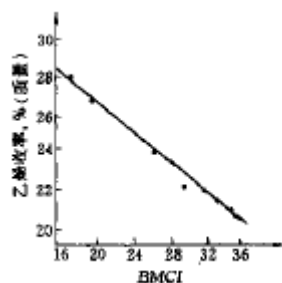


图 37-5 乙爆最大收率

与原料的 BMC2 值的关系条件:压力。甲 2a)BMPa

稀释比 o.宁 5④碳氢比、氢含量。碳氢比是指烃中碳元素(C)与氢元素(H)的质量比，其定义式为:

$$C/H = \frac{12 \times C}{H}$$

式中 C-烃分子中碳原子数;

H 烃分子中氢原子数;

碳的原子量以 12 计;H 的原子量以 1 计。

碳氢比值用烃类的氮含量 Hs 来表示时，其表达式为:

$$C/H = \frac{100}{H_p} - 1$$

式中 C/H 碳和氢质量比;

H_F—裂解原料中氢元素量, %(质)。混合烃 H; 计算式为:

$$H_F = \sum_{i=1}^n G_i \cdot H_{Ni} / 100$$

图 37-6 为烃的碳氢比关系图。

从图 37-7 可看出, 氢含量与裂解性能的关系, 裂解气中乙烯收率随原料氢含量的减少而减少, C₅ 液相产物收率随原料中氢含量减少而增加, 其他副产物也随原料氢含量不同而不同, 裂解气的产气率随原料中氢含量的增加而增加

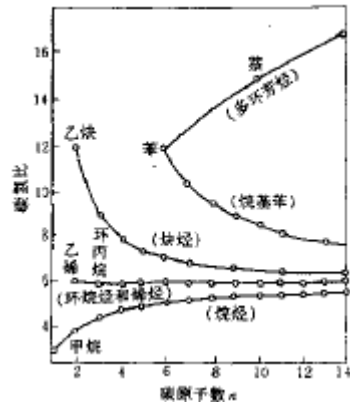


图 37-6 烃的碳氢比图

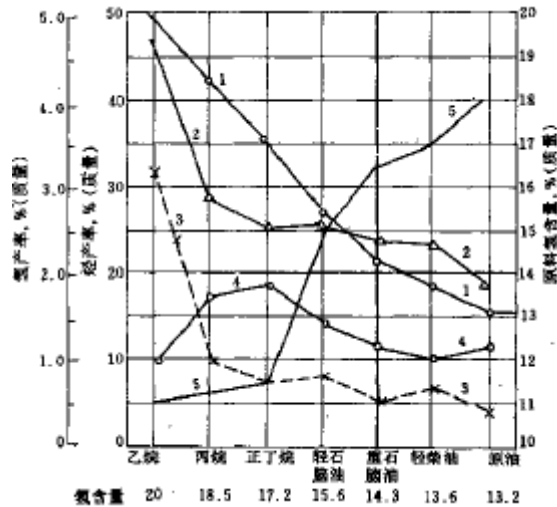


图 37-7 不同原料裂解时各产物的收率 (% (质))

1—原料氮含量;2-乙烯收率;3-氢收率;4—甲烷收率;5-C 产液相产品收率

⑤沸程。对于单一烃, 在一定压力下, 该烃只有一个沸点值, 沸点高表示分子量大。裂解原料是多种烃的混合物, 其沸点不是一个单值, 而是有一个较宽的范围, 称为沸程, 又称馏程。实验室常用的比较粗略而简单的测定沸程的方法是恩式蒸馏。作为裂解原料, 原料馏程应当窄一些, 便于选择最佳裂解工艺条件, 如果馏程太宽, 其中的轻组分未达到最佳裂解温度, 而较重组分又过度裂解, 因而原料不能合理利用, 造成装置生产能力降低。

不同原料在相同的裂解温度下裂解, 要得到最高的乙烯收率, 所需的停留时间各不相同 (图 37-8)。从图 37-8 可看出反应温度同是 800℃, 石脑油 (曲线 1 所示) 乙烯收率最高点的停留时间为 0.035s, 煤油 (曲线 2) 乙烯收率最高点的停留时间为 0.30s, 轻柴油 (曲线 3) 乙烯收率最高点的停留时间为 0.22s。如果把它们共炉裂解 (混合在一起进裂解炉), 反应温度控制在

800°C 停留时间控制为 0.3s ,就会出现石脑油裂解停留时间不够, 乙烯收率只能达到 32%达不到最高值 34%);而轻柴油裂解停留时间就会显得过长, 乙烯收率只能得到 25%, 而得不到 26%。由此可见, 窄馏分原料裂解时可以使原料处在最佳裂解条件下, 可得到最佳乙烯收率。因此, 不同原料必须分炉裂解, 才可在最佳裂解条件下裂解, 得到最佳的乙烯收率。近年来有人研究石脑油与乙烷在高温下共炉裂解的协同效应, 可以提高乙烯收率。在工业生产中, 必须以经济利益来确定何种方式。

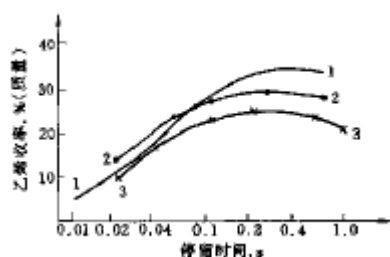


图 37-8 乙烯最高收率与停留时间

1-石脑油裂解;2-煤油裂解, 3-轻柴油裂解

(裂解温度为 800°C:)

(3)工艺流程乙烯生产工艺流程为裂解、急冷、压缩、分离四大工序, 其中各家的急冷、压缩比较相近, 裂解炉型各有不同, 分离应用于大生产的主要有两种, 一种是顺序流程, 另一种是前脱丙烷流程。

①裂解。原料油从储罐由泵加压到 1.2~1.5 MPa, 经注硫(按需要)、预热后进入裂解炉的对流段与烟气换热, 完成预热、注汽、汽化, 达到 550°C 左右, 再进入辐射段炉管, 在 780~850°C(随原料而不同)裂解, 停留时间 0.1~0.5s(随炉型各异)。裂解气再进入废热锅炉降温到 690°C 以下终止反应;同时回收热能产生超高压蒸汽, 再以急冷油喷入急冷器, 将其温度降到 200~220°C。

②急冷。裂解气是含氢气, 水蒸气, 从碳一到重质油品一系列的碳氢化合物的混合气体, 在急冷工序, 首先在汽油汽提塔脱除裂解焦油、裂解柴油, 温度降到 105°C。用高温急冷油发生蒸汽导出热量, 急冷油降低温度后循环使用, 在塔釜液位控制下排出为裂解焦油;从塔中间采出裂解柴油;所生产的蒸汽用到裂解炉作稀释蒸汽用。

裂解气再到急冷塔, 用冷水急冷, 脱除裂解汽油, 温度降到 44°C, 压力降到 0.04 MPa。急冷水来源于稀释蒸汽凝液, 热量通过循环冷却水导出后循环使用。塔釜得到裂解汽油和水的混合物, 经过沉降分层, 上层油为裂解汽油, 一部分经冷却后送到汽油分馏塔作回流, 其余送到储罐;下层水用来发生稀释蒸汽。

③压缩。压缩工序是为后面的深冷分离工序做准备的。为满足深冷分离的需要, 在这里将压力由 0.04 MPa 提升到 3.8 MPa(甲烷临界压力 4.4 MPa), 便于将甲烷等冷凝与氢气分离, 得到浓度 95% 的氢气, 而且可在相对高的温度(—135°C 左右)下实现。为了防止不饱和烃热聚合, 要求过程温度不高于 90°C, 压缩机一般分 4~5 段, 每排出温度都在 80°C 左右。段间冷凝液为水和裂解汽油, 裂解汽油送到储罐, 水返回急冷塔回收烃类物质。

压缩工序的三段(或四段)压力下, 还要进行脱酸性气体, 原料中碳和硫在蒸汽裂解时生成的 CO₂ 和 H₂S 多在此脱除, 否则, CO₂ 到深冷分离系统会结晶, 造成堵塞;进入产品影响质量。原料中硫对延长炉管寿命, 减少结焦都是必须的, 但是, 它又是碳二/碳三加氢催化剂的毒物, 也是乙烯/丙烯/丁二烯产品所不能允许的杂质。除去它们的工业方法就是碱洗(也有先用胺洗再用碱洗的, 胺洗可用单乙醇胺, 也可用二乙醇胺), 碱洗和胺洗都在塔设备里进行。碱洗塔可用板式塔, 也可用填料塔;胺洗塔一般用板式塔, 不用填料塔, 因胺的降解物发粘易堵塞。废碱液再经过进一步处理(或硫酸, 或 CO₂, 或氧化)后, 硫化物合格后排到二级

处理装置。

裂解气进深冷分离前需干燥除水，方法是通过 3A 分子筛固定床吸附水口降水分降到 1×10^{-6} 以下，避免裂解气在降温过程中形成固体水合物堵塞或结冰堵塞。干燥剂装填量一般考虑一天再生一次，出口露点小升—700C(湿含量 8%以下)，再生逆流进行，再生气用含水量极低的自产甲烷，升温用装置自产的超高压蒸汽。

④分离。脱水后的裂解气进入深冷分离装置，常用顺序流程，也有先脱丙烷的，也有预脱乙烷的，也有全加氢的。用得最多的还是顺序流程，即先在冷箱脱氢气，再去脱甲烷，脱乙烷，碳二加氢(除乙炔)，乙烯/乙烷分离得乙烯;脱乙烷塔釜液进脱丙烷塔，从塔顶得到碳三馏分，经干燥、加氢(除丙炔/丙二烯)、后到丙烯/丙烷分离塔得到丙烯和丙烷，脱丙烷塔釜液送到脱丁烷塔，塔顶得到混和碳四，塔釜余留裂解汽油馏分。

乙烯、丙烯、碳四、裂解汽油分别储于储罐，再送往下游装置;副产品丙烷、裂解柴油、裂解焦油、氢气送出装置;乙烷返回裂解炉作原料，甲烷供裂解炉作燃料。

(4)主要设备

①裂解炉。裂解炉是蒸汽裂解反应器，原料在这里裂解为富含乙烯、丙烯的裂解气，是装置最重要的一个工序，直接决定装置的经济效益和企业的兴衰。为了追求乙烯、丙烯的最高收率，世界上研究出了多种炉型，它们各有特点，各适用于一定的原料，由于炉型的发展，原料得到充分利用，物耗、能耗进一步下降，成本降低，产品、联副产品得以广泛用于社会，乙烯工业也得到发展。在此介绍几种典型裂解炉情况。

a.砂子炉。我国 70 年代从前西德引进，利用 800°C 热砂在沸腾床里与原抽 440°C 闪蒸汽接触，制得裂解气。砂子放热后到提升管里边提升边烧掉表面的结炭，同时温度回升到 800°C,经储砂斗在控制下再进入反应器。油气在反应器里通过多个喷嘴均匀分布，裂解气不经急冷器直接到急冷塔顶与急冷油并流二下，终止反应。工艺流祖如图 37-9。砂子护工艺，现在看来是落后的，但是，当时我国汽油相当紧缺的条件下，采用原抽生产乙烯是具有重大意义的，尽管只有 3.6 万 t/a，已填补了我国无乙烯的空白，代表着我国乙烯技术的初级阶段水平。砂子炉主要工艺条件及主要产品收率、原料消耗见表 37-4。

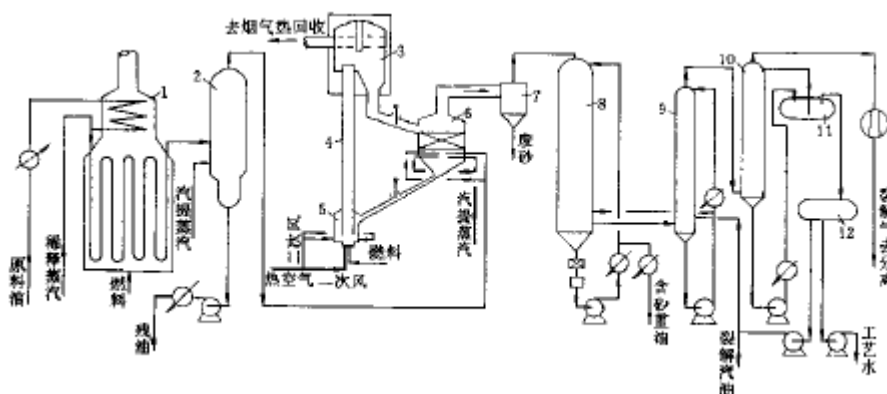


图 37-9 砂子裂解炉工艺流程图

1-加热炉;2 一闪蒸塔;3 一储砂斗;4-提升管;5-环室;6 一反应器(砂子炉);7 一旋风分离器)

8—裂解重油洗涤塔;9—裂解中油洗涤塔;10—水洗塔;11—油水初分离罐;12—裂解气鼓风机表

37-4 主要工艺条件及主要产品收率、原料消耗表

对比项目	大庆原油		新疆原油		任丘原油		长庆原油	
投油量, t/h	34.65		34.10		37.19		30.5	
闪蒸率, % (质)	63.5		69.0		57.0		74.8	
反应器进料, t/h	22.0		23.45		21.2		22.8	
裂解温度, °C	705~715		680		695~700		685	
裂解产物	产量 t/h	收率 % (质量)	产量 t/h	收率 % (质量)	产量 t/h	收率 % (质量)	产量 t/h	收率 % (质量)
甲烷氢气	2.93	12.85	3.26	13.9	3.09	14.4	2.95	13.12
乙 烯	5.0	23.76	3.60	15.84	4.2	19.86	4.37	19.16
丙 烯	2.87	13.64	3.13	13.47	2.6	11.82	2.23	9.3
碳 四	1.42	6.75	2.12	9.15	1.43	6.71	1.93	8.04
碳 五	2.40	11.41	4.36	18.83	3.54	16.74	4.82	21.12
总气相	15.72	74.17	17.89	77.25	16.25	70.83	16.23	71.22
总液相	5.32	25.28	5.26	22.71	4.9	23.17	5.57	28.78
乙烯耗原油, t/t	6.93		9.44		8.85		7.0	

b.西拉斯炉 80 年代末建造了西拉斯炉.以轻油为原料,采用双面辐射双排垂直护管,底侧并烧方式供热,配斯密特废热锅炉。工艺流程如图 37-1fl,主要工艺条件及裂解产品收率见表 37-5 所示。

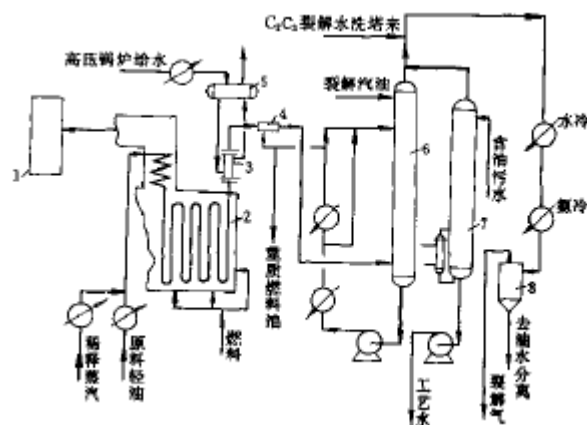


图 3710 西拉斯裂解炉工艺流程图

1-烟气锅炉;2-裂解炉, 3-急冷钢炉, 4-油急冷器。5-高压
锅护汽包, 6-汽油分协塔;7-汽提塔;8-旋风分离器

表 37-5 西拉斯炉主要工艺条件及裂解产品收率

项 目		设 计 值	试车时实测值
操作条件	裂解温度, °C	820~840	800~830
	横膈温度, °C	550~600	530~580
	油气比	1 : 0.6~1 : 0.75	1 : 0.6~1 : 0.75
	投料量, kg/h	2291×4	(1800~2300)×4
	停留时间, s	0.7~0.8	
	烧焦周期, d	45	30~35

项 目		设 计 值	试车时实测值
油洗后裂解气组成	H ₂	≥26%(质量)	9%~14%(体)
	CH ₄		25~30
	C ₂ H ₆		5.5~7.5
	C ₃ H ₈		27.5%~28.5%(质量)
	C ₃ H ₆		0.6~1.0
	C ₄ H ₁₀		12~16
	C ₄ H ₈		0.2~0.6
	C ₄ H ₆		2.2~4.4
	C ₆ H ₆		2.4~3.0

Diagram illustrating the process flow for the production of ethyl alcohol (乙醇) and water (水) using a steam turbine system. The system includes a steam turbine (1) driven by a generator (2), a condenser (3), a pump (4), a storage tank (5), a distillation column (6), and a pump (7). The process involves heating a mixture of steam and condensate in the distillation column to separate ethanol and water. The ethanol is then pumped to a storage tank (5) and the water to a storage tank (6). The diagram is labeled with various components and flow streams.

1—裂解炉,2—第一急冷锅炉,3—第二急冷锅炉,4—高压汽包,5—初分馏塔;
6—嫉料油汽提塔,7—工艺水汽提塔,8—稀释蒸汽汽包,9--抽水分离映

项 目	轻 柴 油	石 脑 油-乙 烷	项 目	轻 柴 油	石 脑 油-乙 烷
H ₂	0.7	1.4	C ₃ H ₈	0.5	0.3
CO	0.1	0.1	C ₄ H ₆	6.5	4.8
CO ₂	0.05	0.05	C ₄ H ₈	4.3	2.9
H ₂ S	0.02	0.01	C ₄ H ₁₀	0.1	0.4
CH ₄	10.6	12.0	C ₅ (非芳烃)	16.9	22.74
C ₂ H ₂	0.7	0.9	苯		
C ₂ H ₄	29.9	32.9	甲苯		
C ₂ H ₆	2.7	8.8	乙苯	11.63	
C ₂ H ₄ (丙炔/丙二烯)	1.1	1.2	燃料油		
C ₂ H ₄	14.0	11.5	总 计	100.00	100.00

项 目	轻柴油炉负荷,%		石脑油-乙烷炉负荷,%	
	80	100	80	100
水与油之比	0.6	0.6	0.6	0.6
辐射管出口温度,℃	874	885	893	901
	1093 ^①		1093 ^①	
辐射管温度,℃	574	595	598	612

589

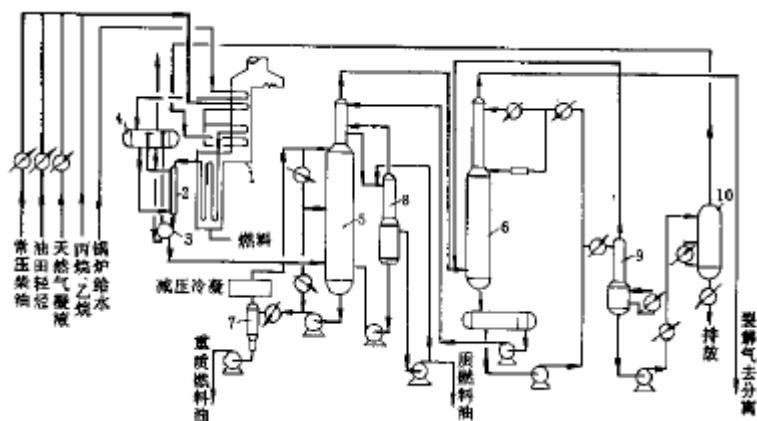


图 37-14 USC 炉流程

表 37-7 i35C 炉工艺条件及乙烯收率

项 目	共 裂 炉		轻 柴 油 炉	
	I 方 案	II 方 案	I 方 案	II 方 案
原料	LTHC、NGL、C ₂ 、C ₃	LTHC	AGO	NGL、C ₂ 、C ₃
进料量(装置负荷),kg/h	69344	67036	44926	38196
每炉进料量,kg/h	17486	16759	22463	19098
裂解蒸汽,kg/h	7344	8380	15724	6684
水/油(质量)	0.42	0.5	0.7	0.35
乙烯单程收率, %	38.32	33.57	24.76	40.37
丙烯/乙烯	0.303	0.469	0.418	0.240
总停留时间,s	0.281	0.296	0.304	0.279
烃分压,MPa(绝)	0.1155	0.1038	0.0744	0.1210
裂解气出口压力,MPa(绝)	0.1773	0.1767	0.150	0.1729

项 目	共 裂 炉		轻 柴 油 炉	
	I 方 案	II 方 案	I 方 案	II 方 案
进料温度,℃	674	645	549	678
炉出口温度,℃	861	849	781	862
辐射管最高金属温度,℃	987	980	933	1006
对流段高压蒸汽过热温度,℃	374	370	410	429
炉膛内温度,℃	1129	1112	1103	1151
烟气温度,℃	152	151	141	141

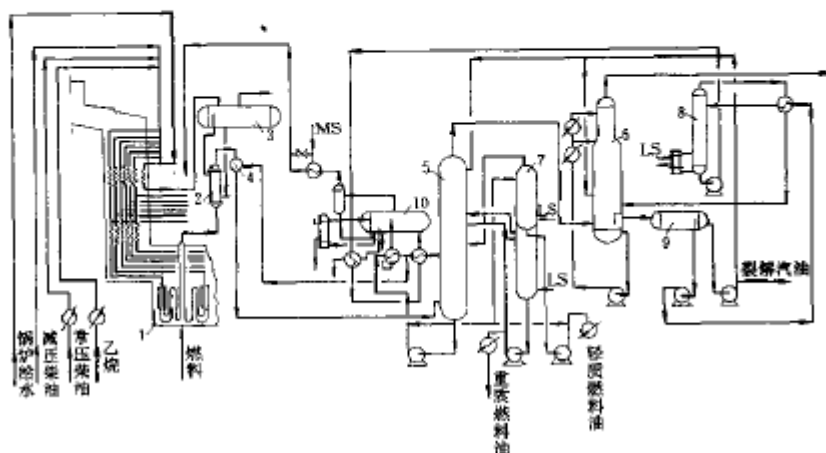


图 3T-I5 5T12 炉流程

表 37-8 SRT 炉裂解不同原料的产品收率表(乙烷、丙烷返回裂解)

原 料	乙 烷	丙 烷	正丁烷	宽馏程石脑油	轻柴油	重柴油
产品收率 %(质量)	乙 烯 80.5	丙 烯 1.8	丁 二 烯 1.9	芳 烃 0.9	42.0	19.3
					16.2	19.3
					3.2	3.1
					3.4	2.4
					12.1	12.1
					11.6	13.6

h.大型裂解炉。裂解技术发展到现在，单台炉能力已经由 70 年代的 2 万 t/a 台，发展到目前的 10 万~20 万 t/a 台的能力。单炉能力提高 5~6 倍，大幅度节省了用地，节省了控制系统，节省了材料，节省了制造费，总之节省了投资;同时减少了控制回路，简化了操作，减少了烧焦操作次数，提高了乙烯收率，降低了运行费用，最终降低了乙烯成本。表 37-9 列了几种 10 万 t/a 台级裂解炉数据。

表 37-10 是几种常用急冷锅炉的主要性能表。

②压缩机。烃类裂解，压力越低，裂解速度越快，乙烯收率越高。而深冷分离则要求一定的压力，在接近乙烯的临界压力下更易使甲烷与乙烯分离。而且，冷冻温度级别最高，耗能最省。所以在对裂解气进行分离之前必须对其压缩增压到 3.6MPa 左右，压缩机一般选用离心式，单台长期连续运行。在早期的小乙烯装置有用过往复式压缩机的，运行周期短，检修费用高;切换频繁，影响稳定运行。

表 37-9 10 万 t/a 台裂解炉例

专利公司	Linde	Lummus Co	KTI
炉 型	LSCCL-1	SRT-V	GK-V
炉体形式	辐射室双炉体	辐射室单炉体	辐射室单炉体
辐射管形状	2-1 或 16-8	4-1 或 16-4	2-1 或 16-8
每炉管组数	64 或 8	24 或 6	48 或 6
炉管第一程:	尺寸 $\phi 51\text{mm} \times 5\text{mm} \times 1370\text{mm}$ 材质 G-X40NiCrNb35-25 温度℃ 1100	$\phi 53.5\text{mm} \times 5.35\text{mm} \times 1370\text{mm}$ XM25Cr35Ni+Nb 1125	— 25Cr20Ni 1040
炉管第二程:	尺寸 $\phi 73\text{mm} \times 7.5\text{mm} \times 10850\text{mm}$ 材质 G-X40NiCrNb35-25 温度℃ 1100	$\phi 114.3\text{mm} \times 6.8\text{mm} \times 1370\text{mm}$ XTM35Cr45Ni+Nb 1125	— 25Cr35NiNb 1100
石脑油裂解	乙烯收率,% 28.5 裂解温度,℃ 844 炉出口压力,MPa 0.099 热负荷,MW 105.79 热效率,% 93.00	29.2 856 0.71 83.08 92.10	27.9 854 1.08 99.85 92.96
HVGO 裂解	乙烯收率,% 23.22 裂解温度,℃ 840 炉出口压力,MPa 0.103 热负荷,MW 87.83 热效率,% 92.5	20.2 828 0.71 88.20 92.00	31.44 846 1.08 98.24 91.46
AGO 裂解	乙烯收率,% 23.60 裂解温度,℃ 846 炉出口压力,MPa 0.103 热负荷,MW 85.95 热效率,% 92.5	26.00 840 0.71 97.70 92.20	— — — — —
TLE	施西格或施密特	施密特——塔缸式	施西格或施密特或其他

表 37-1}几种常用急冷锅炉的主要性能表

形 式	结 构	操 作 条 件	特 点
1. DSG 型急冷锅炉	水平型、管壳式	① 单台蒸汽发生量: 10~25t/h ② 蒸汽压力: 7.8~13.7MPa ③ 管程压力损失: 0.02~0.05MPa ④ 气体处理量: 2.7万~3万t/(s·台) (按 C ₂ 计)	结构简单、体积小、效率高、检修容易; 是最早使用的急冷锅炉; 不适用重质原料; 液面操作复杂, 造价较高; 已逐渐被代替
2. 施密特型急冷锅炉	双套管式	① 冷却介质: 水 ② 裂解气速度约 300m/s ③ 裂解气由 800~900℃冷却至 400℃左右 ④ 内外管间环隙发生 7.8~11.8MPa 高压蒸汽	热效率高、清焦方便; 不能在线清焦; 自停车到开车约需清焦三天
3. 包尔西许型急冷锅炉	列管似层薄板式	可承受 900℃的裂解气温度, 发生高达 14.7MPa 高压蒸汽	结构简单, 操作周期长 (可达 150 天); 机械清焦; 管板仅 15mm; 使用中可根据现场情况选用立式或卧式; 重质油裂解不宜选用; 操作维护要求高; 对水质要求高
4. M-TLX 型急冷锅炉	螺旋管-双套管式	① 裂解气质量流速为 50~120kg/(m ² ·s) ② 停留时间不超过 0.05s ③ 裂解气出口温度为 354~600℃(因原料而异) ④ 能产生 9.8~12.7MPa 高压蒸汽	① 原料适应范围广, 可从乙烷到重质柴油原料裂解 ② 连续运转周期长, 可在线清焦, 使清焦时间缩短 1/3 ③ 结构紧凑, 蒸汽室与锅炉为一整体, 直接安装在炉顶, 无特殊支架, 安装方便 ④ 在出现停水意外情况下, 有充裕的处理时间, 不致造成管子损坏 ⑤ 设备复杂, 制造难度大, 维修困难
5. 凯洛格型急冷锅炉	套管式结构	① 每两根炉管合用一台急冷锅炉 ② 入口最高温度可达 1010℃(出口最高为 649℃) ③ 可发生 10.3MPa 高压蒸汽	① 原料适应范围广 (C ₂ ~AGO) ② 结构简单、运转可靠、维修方便 ③ 套管间有翅片, 提高了传热 ④ 可在线清焦和空气烧焦 (正常 2~3 次/年) ⑤ 单台处理量小
6. USX 型急冷锅炉	由三个同心套管组成	① 冷却液体可采用 Dowtherm Aroclor, 用水可发生 6.9~13.7MPa 高压蒸汽 ② 裂解气由 815~900℃冷至 540~750℃ ③ 裂解气停留时间为 0.001~0.03s, 一般为 0.005~0.02s ④ 传热强度可达 4538MJ/(h·m ²) ⑤ 与 TLX 配套使用 ^①	① 结构简单, 运转周期长 (可达 100 天以上), 可在线清焦 ② 与 TLX 联合使用总热量回收量高于其他急冷锅炉 (约 3%) ③ 单台处理量小
7. 三井石油化学急冷锅炉	汽包-锅炉一体化		构造简单、紧凑、处理量大; 经济性好; 机械故障少; 可进行在线清焦, 清焦周期长

① 最新技术可不与 TLX 配套使用, 直接串联第二台 USX 使用。

离心压缩机可以电力驱动, 也可以蒸汽透平驱动, 电动时, 没有 1000~2000r/min 低速检查过程。启动速度很快, 短时间达到额定转数, 不易稳定运行。最经济又稳定的是用蒸汽透平驱动, 启动平缓, 启动过程可以调节, 受控, 日常运行稳定, 好维护又节能。离心压缩机特性受入口气体温度、压力、分子量影响很大。见图 37-1 f i e

裂解气在压缩过程中放热，又不能随时传递出来，因此属绝热压缩过程。气体自身温度升高，从 0.04MPa 压缩到 3.6MPa 温升可达约 200℃，如果吸入温度为 40℃，排出温度可高达 240℃。又由于裂解气中含有烯烃、二烯烃、炔烃等不饱和烃，它们易聚合，聚合物垢在压缩机的转子、流道、管路中沉积，造成堵塞，在高于 80℃ 时聚合速度相当快。要控制排出温度不大于 80℃，只有分 5 段来完成压缩，每段压缩比 2 左右，温升 40℃ 左右。即各段吸入都为 40℃(受冷却水温度限制)，排出温度 80℃ 以下，每段排出后，以循环冷却水将它冷却到 40℃ 再进下一段。其 4 段、5 段压缩流程见图 37017，图 37-18。主要工艺参数见表 37—11，

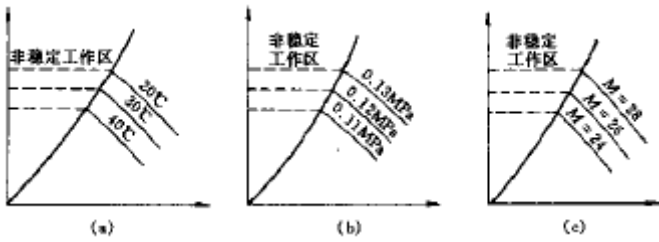


图 3T-16 压缩机叶轮入口气体温度、压力、分子量对特性由线的影响
[a]温度; (b)压力;c)分子量

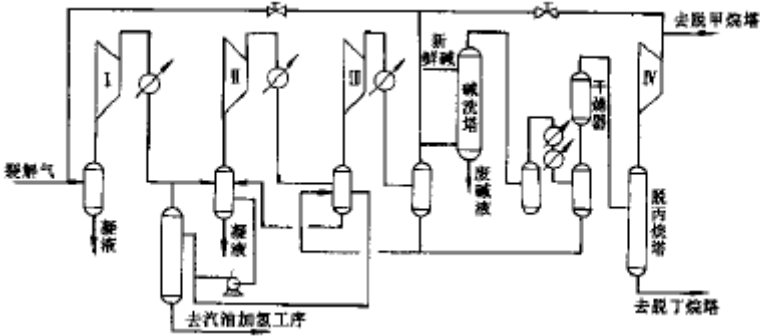


图 37-17 裂解气四段压缩工艺流程图

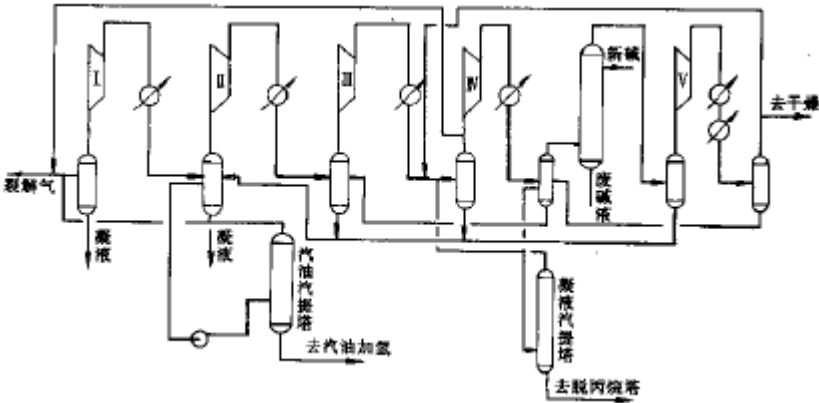


图 37-18 裂解气五段压缩工艺流程图
表 37-11 裂解气压缩机主要工艺参数

装置	段数	表观流量 kg/h	气体分子量 M_w	吸入温度 ℃	排出温度 ℃	吸入压力 kPa	排出压力 kPa	功率 kW
A	一	130871	28.11	40	92.8	132	283	16554
	二	123870	27.64	38	92.8	257	572	
	三	119169	27.17	38	92.8	533	1120	
	四	125295	27.16	40	90.6	1012	1966	
	五	140874	27.37	37	91.2	1817	3720	
B	一	121695	24.30	40.6	99.2	115	296	18073
	二	112324	24.36	35	99.6	275	677	
	三	112573	24.36	35	99.9	654	1648	
	四	116636	24.4	35	103.1	1491	3717	
C、D	一	129847	28.40	44	91.2	144	291	18047
	二	121788	27.91	41	90.5	274.0	563	
	三	116836	27.38	41	92.5	537	1084	
	四	120173	26.94	40	93.4	979	2017	
	五	115197	26.42	41	92.8	1986	3802	
E、F	一	50300		40	92.4	135	302	4680
	二	51500		40	92.4	273	596	
	三	48400		40	93.7	567	1245	
	四	38600		-33.9	79.9	1025	3648	
G	一	35615	28.10	39	97	119	269	4945
	二	32615	26.94	25	92	253	534	
	三	31750	26.50	21	100	613	1553	
	四	34402	26.26	24	104	1423	3538	
H	一	29945	26.57	40.5	91.1	122	241	4510
	二	30371	27.00	34.4	82.8	231	455	
	三	29755	26.74	35.6	85.6	445	873	
	四	30057	26.37	35.6	92.2	862	1828	
	五	33960	26.30	34.4	92.2	1779	3763	

③固定床反应器。在乙烯装置中采用固定床的有:氢气甲烷化反应器、碳二加氢反应器、碳三加氢反应器、一段汽油加氢反应器、二段汽油加氢反应器。以及裂解气干燥器、氢气干燥器、碳二干燥器、碳三干燥器。其主要结构为空塔立式容器,内支承构件和气体分配器,如图 37-19 为乙炔加氢反应器。

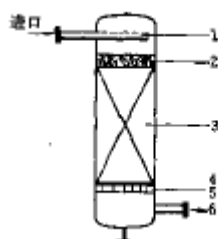


图 37-19 乙炔加氢反应器

- 1—分布器, 2—惰性球,
3—催化加, 4—钠丝网。
5—支律裕栩;6—出口

精馏塔。目前, 采用最多的是板式塔和填料塔, 国内乙烯装置精馏塔的形式大体如表 37-1?所列。

⑤致冷机。向乙烯装置提供冷剂的致冷机常用的是乙烯压缩机、丙烯压缩机, 低压脱甲烷流程还设有甲烷压缩机。前两种由于制冷量大一般采用离心式压缩机;后一种由于气量小, 压差大, 多采用活塞式或螺杆式压缩机。压缩机的级数和分段数据工艺对冷剂冷冻级别的要求而定。常用冷冻级位(举例)为:

乙烯制冷	压力 (MPa)	蒸发:	0.017	0.326	0.61	冷凝:	1.6
	温度 (℃)		-101.1	-75	-62		-35
丙烯制冷	压力 (MPa)		0.042	0.18	0.534	0.886	1.8
	温度 (℃)		-40	-23	2	18	43
甲烷制冷	压力 (MPa)		0.525				3.8
	温度 (℃)		-135				-108

表 37 — 12 主要增形式

塔 名 称	精馏段形式	提馏段形式	塔 名 称	精馏段形式	提馏段形式
汽油分馏塔	板式/填料/折流板/槽板		乙烯塔	板式	板式
急冷塔	板式/填料		脱丙烷塔	板式	板式
碱洗塔	板式/填料(脱洗塔 板式)		脱丁烷塔	板式	板式
凝液汽提塔	板式	板式	凝三汽提塔	板式	板式
脱甲烷塔	板式/填料	板式/填料	丙烷塔	板式	板式
脱乙烷塔	板式	板式			

37.2 乙烯装置的原始开车

(1) 必备条件

①装置准备

a.三查四定。施工作业基本完成时，进行“三查”(查设计漏项、查工程尾项、查施工隐患)。经过各专业按图纸要求逐项核查，如:配管、阀门、仪表、法兰、垫片、螺栓、甩头、伴热、保温、保冷及安全设施等的尺寸、材料、流向、支承、颜色、性能等确认无误，操作方便可靠。对查出的问题实行“四定”(即定任务，定人员，定措施，定整改时间)，限期解决，决不轻易放过。r

b.吹扫管道。在强度试验合格后进行吹扫，一般用某大型设备为气体容器，储一定量的压缩空气，放射状向外逐根吹扫相连接管道。重要管道(如:驱动透平的蒸汽管，压缩机的人口管，板翅式换热器人口管等)必须打靶合格。直径大于 600mm 的管子，在气源不足，达不到吹扫流速时，可考虑人工清扫。

吹扫前编制好方案，方案要简明，最好加图示，进气口，出气口(主出气口排主要脏物后，各低位导淋处要排残存脏物，仪表引压管吹扫)，控制阀，储气罐，每根管吹扫次数，打靶位置，靶材质，合格否的判断指标，长管如何分段，网管如何分支，先后如何安排，都要明确表示出来。需接临时吹扫管线的地方，要统筹一根或几根临时管，从储气罐通过临时管线将压缩空气送到需用之处。吹扫气通过的路程，不得让脏气通过阀门(含调节阀、安全阀)、孔板及其他流量计，要么事先改为短管代替，可让吹扫气通过;要么在这些部件之前设排放口(断开法兰，撬开一定间距，用金属板挡住下游管)，前段吹扫合格后再复位，吹扫后面管道;孔板一般拆下来，吹完后再重新安装。除个别特殊情况，需事先安排好受气容器，吹扫完后再清扫容器外，吹扫脏气不得进入任何设备，为此，要么由设备往外吹扫管道;要么吹到设备前，断开法兰排气(挡住设备口)。

吹扫后复位，办完验收手续后才能复位，还要注意更换合格的垫片、螺栓;拆除吹扫盲板;核对阀门流向，孔板或其他流量计的位号及流向。

c 气密性试验。气密性试验是化工投料一次成功的必须过程，也是化工投料安全进行必不可少的过程。气密性试验的方式有两种，一种是泄漏率法(按压力等级分系统，系统与外界分离处加盲板)定压，计算 24h 泄漏率，达到要求算合格;另一种是充压查漏，系统与外界分离处以关阀门隔离，按要求充(压缩空气或氮气)压力查漏，用肥皂水溶液对所有联接件处、阀门密封处、甩头阀门等处涂刷观察，无鼓泡现象为合格。发现漏处，小漏立即再拔紧螺栓或紧一紧填料，如果还消不掉或是大漏，就做好现场记号(编号挂牌)并记人记录卡片(系统号

码、漏点号码、位置、泄漏情况、需处理方式、实际处理情况、时间、消漏处理、执行者,再气密情况,验收人等),待查完后一,泄掉系统压力再处理。

实际上,现代气密工作不用泄漏率法,原因有四,一是系统界区口拆盲板后又会有新的未参加气密之处;第二是若不合格时,同样需要普查一遍,才能找出全部漏点来,三是泄漏率合格时也仍可能还有小漏处,四是系统界区口阀门内漏否还是没查出来。充压查漏法的好处是直观的,有外漏就不易放过。漏得如何已见到,便于确定处理方法,小漏边查边处理,处理无效或大漏集中处理,一个系统,几次充排就可解决完,检查的部位一次比一次少,效率高。

乙烯装置的气密试验,高压部分不可能一次试验到规定压力(操作压力的 1.05~1.15 倍),系统大,压力高 $\geq 1.5\text{MPa}$ 时),难找到合适的气源,常常分两步来气密试验,先用裂解气压缩机压缩空气〔只能到 1.5~2.0) MPa,否则超温,损坏密封)来预气密试验,消除漏点。再等到裂解气压缩机实物开车时,用裂解气充压到 2.5MPa,查一次漏,消除漏点后再升压力到操作压力边开车边查漏。物料温度低时,无法用肥皂水溶液查翻,改用便携式有机物检测仪来检漏。消漏结合冷拔紧工作进行。

d.氮气置换。氮气置换是为了除去系统中的氧,防止进物料后形成不安全的爆炸混合物,威胁装置安全。做法是张压法,既省气,又可减少死角。注意充氮压力不得大于系统正常操作压力最低点压力。有些系统只能用连续吹扫法来置换,如:火炬管网、厂际间外管、其他无法用张压法的低压系统等。

置换结果分析取样点要分布到系统的各个部位,有代表性,点数要足够多。

e.系统干燥。深冷分离装置工艺和制冷机的操作温度低,如果有水存在,水可结冰堵塞设备及管道;裂解气里许多成分在高压下可以与水结合成固体水合物,也可造成堵塞现象;聚合级乙烯,聚合级丙烯产品都要求不含水,否则催化剂失活,或者用量大,或者影响产品质量。所以,裂解气必须干燥脱水以后才能进深冷分离系统,初次开车和检修后开车都必须在投料前将系统按不同的要求分段干燥。

干燥方法一般用干的气体来吹扫系统,让系统中的水分蒸发进入气体,随气体排出系统。气源可用压缩空气(通过干燥器脱水后),也可与系统氮气置换结合进行,在氮气气源(干氮)允许的情况下,氧含全合格后,继续吹扫到水含量合格。

操作方式,可用连续吹扫法,也可用张压法。张压法省气量,死角少,时间长;连续法与此相反。也可以两者结合使用,先对系统进行张压干燥,大部分部位分析合格后,对局部施行连续吹扫,效果也不错,

干燥过程,一定要仪表专业人员参加,配合工艺人员工作。主体干燥合格后,各处仪表用引压管、液面计等接触物料的仪表部件、管道必须排放干燥 30min 左右,经彻 JIB 干慢,抽样分析合格,才能避免仪表失准。

f.化验室准备。所有仪器设备安装完成,调校、标定合格取得准用证。药品器材齐备,辅助设施设备用状态,各分析项月经试分析可靠。

g 电气准备。电气设备安装完成,电机、电缆检测合格,单机试车合格备用。装置内不防爆的临时用电设施全部拆除。

h.设备准备。所有运转设备(电机、透平、柴油机、压缩机、泵、鼓风机、空调机等等)必须按设计要求编制单机试车方案和联动试车方案经过单机试车合格,联动试车(用水、空气或别的代用介质)合格。精馏塔、捕集器、干燥器、反应器(甲烷化、碳二加氮、碳三加氢、汽油加氢)等等具有填充物的设备装、填好备用。工业炉按方案烘炉完成,检查确认无问题。试车、烘炉中发现的问题必须得到妥善处理,最终达到合格标准。

i.仪表准备。仪表(含 DCS)安装完成,调校(含调节阀)完成,全部处于备用状态。

J.安全设施准备。高低压消防水备用,灭火器材按设计要求布置。消防道路畅通,报警

系统完好、备用。事故柜按设计布置，各柜按设计要求配置器材，洗眼器备用。

k.环保装置准备。乙烯装置的环保装置有废碱液处理装置和含油污水处理装置，必须与乙烯装置做到“三同时”，具备投料条件。

②技术准备

a.编制生产技术文件。开车前，生产技术文件已经编制、审核、批准、印制、发放使用。它们是：化工投料试车方案、工艺技术规程、岗位操作法、工艺流程图、工艺技术指标、电气运行规程、仪表运行规程、设备运行规程、设备润滑规程、分析规程、检修规程、安全技术规程、环保职防规程等。

b.表格印制。按各规程及企业管理要求，编、审、印制好各岗位操作记录，巡检记录。交接班记录；各种台账、报表；分析报告单、工艺卡片、检修证、动火证等等。

c.七大制度上墙。石化企业的岗位责任制、交接班制、安全生产制、巡回检查制、质量负责制、技术练兵制、经济核算制等七大制度张贴上墙执行。

③化工投料方案

a.确定原则。首先要确定采用哪种投料试车方式才能进行方案编制，如：有乙烯开车、无乙烯开车、顺序开车、倒序开车、有氢气开车等。

b.有乙烯开车。开车前，由外界提供的丙烯开丙烯制冷机是必备条件之一，但是，由外界提供乙烯开乙烯制冷机则不是必要条件，而是优化条件。

在条件允许时，采用外来乙烯开车可以大幅度缩短调整时间，早出产品，减少试车费用，经济效益好。如果乙烯充足，还可以先将乙烯精馏塔用乙烯自循环起来，待碳二加氢合格，向乙烯塔一进料，平稳后就可采集产品，不会发生不合格品放空损失或不合格乙烯储存、处理问题。

有乙烯开车与大检修后开车相同，在公用工程条件具备时，先开丙烯制冷压缩机，稳定后，就可开乙烯制冷压缩机。这时丙烯压缩机带上了乙烯机的冷量负荷，乙烯压缩机自身循环，等待装置投料开车带负荷运行。

c.无乙烯开车。在不具备开车用乙烯的条件下，只要有丙烯(碳三馏分也行)，丙烯制冷压缩机就能运行，以丙烯(或碳三馏分)作冷剂，可以将裂解气冷却到 -38°C ，有50%的碳二馏分被冷凝到液体里，经脱甲烷塔(不加热)后进脱乙烷塔，从塔顶得到碳二馏分，经开车线送入乙烯罐(用一个来装碳二馏分)，积到约200t，开始对乙烯压缩机系统实气置换和预冷，预冷合格后开压缩机，压缩机正常后向乙烯冷剂用户(乙烯蒸发器)逐渐送冷剂。送冷剂时注意先对压缩机一段提负荷(这样才能使各段同时得到提负荷)，并逐渐对二、三段加负荷。当乙烯冷剂满足了，分离工序逐步转入正常。得到的乙烯产品，逐步补入乙烯压缩机系统，经排不凝气管返回裂解气压缩机进行回收，把制冷系统置换为高纯乙烯。

d.倒开车。所谓倒开车，就是在裂解炉投料前创造条件尽量扩大实物料试车范围，把问题尽量暴露和处理好，保证裂解炉投料以后快出产品，降低试车费用。目前常用的倒开车方法有：用丙烯开起脱丙烷塔、甲烷气提塔、丙烯精馏塔，形成自身循环；用乙烯开起乙烯精馏塔(同时，将脱乙烷塔，碳二加氢也充气压到操作压力查漏)；外来氢气开碳二加氢，避免得到碳二等待自产氢气的过程，不出现碳二放火炬浪费，用氮气为介质开起裂解气压缩机，裂解炉一投料就可以将裂解气引入压缩机，压缩机升压到3.0MPa， H_2S 合格就可向干燥器进料，干燥器达到操作压力就可以向分离进料(同时作水含量分析)。分离一进料，再相应增加投裂解炉数，就可以一心鼓作气打通流程，获得产品。

e.化工试车方案内容。包括试车目标；组织指挥；必备条件(工程、动力、公用工程、原料、辅料、燃料)，进程网络图，试车工艺指标(含连锁值)；试车方式(有无乙烯，要否倒开车)；化工投料(规定投料顺序、每工序的操作要点及目标工艺指标、每启动一个工序或大机组的必备条件及特别注意事项，冷紧螺栓、热紧螺栓，中止试车的条件规定等)；正常操作与维护(试

车过程中的巡回检查重点部位、项目,备用机泵如何备,机泵、干燥器、过滤器等切换,室内外液面核对,调节阀位核对,装置增减负荷操作,报警处理);预计不正常现象及处理方法;停车(C级、B级、A级);环保;安全。

④人员准备

a.配备。按设计要求配备各岗位、各专业,各层次人员口配备时注意文化程度,个人爱好、专业特点(化、机、电、仪、分析),内外操作分工的不同,尽量做到人尽其才,才会充分发挥人才的优势,满足需要。

b.培训。按工程进度安排各专业的理论学习,流程学习,操作学习,安全规程学习,规章制度学习,开车方案学习等。流程学习要结合现场三查四定、吹扫、鱼换、气密、干燥、单机及联动试车来进行。操作培训要送到同类型装置实习和仿真机培训相结合。开车前要对操作工进行流程、操作法、开车方案、安全考试合格才能上岗,开车时每个岗位至少有一名实际操作过的熟练工人担当主操作工,保证安全稳定试车。

(2) 投料开车

①建立投料条件

a.裂解炉蒸汽开车。按方案要求,点燃裂解炉(一般先点4台),在DS开车状态备用。

b.急冷系统升温。汽油分馏塔接收开车油(一般用AGO),启动泵循环,在Ds发生器用中压蒸汽加热,直到120℃以上停加热待用。当裂解炉DS开车时将DS导入汽油汽提塔,继续加热急冷油,直到150--180℃备用。

急冷塔接水(BFW或蒸汽凝液)、开车石脑油,建立油水平衡,开泵建立循环备用,当DS进急冷系统后将塔釜温度逐渐调整到70~100℃备用。

c.裂解气压缩机用氮气开车。裂解气压缩机用氮气开车,升压到1.0~1.5MPa备用,同时碱洗塔接碱液循环,调好浓度,(氨洗塔接氨液建立循环),水洗段接水(w)备用。

d.丙烯压缩机开车。在裂解炉投料前3天,丙烯压缩机开车,调整到操作压力,系统用便携式有机物自动检测仪查漏,有漏处给予冷拔紧,若漏得过大,就只能局部切出倒空卸后处理,无条件局部处理的只能停车倒空卸压后处理。丙烯压缩机自身循环期间,要注意防止将丙烯冷剂漏入(主要是调节阀内漏)丙烯蒸发器,形成高液位或满罐,造成系统进料时蒸发的液体带液体进入丙烯压缩机的吸入罐,进一步造成高液位停车。如果已经发现得晚了,蒸发器已出现高液位,要及时排放到允许高度备用,找出原因,对症处理,防止再出现高液位,

e.乙烯压缩机开车。丙烯压缩机开正常以后,开乙烯压缩机,此时除了要看好乙烯压缩机外,同时要相应地调整好丙烯压缩机带这部分负荷。也必须防范乙烯蒸发器高液位的现象。

f.倒开车。需倒开车时,据方案规定,先后开启脱丙烷塔,丙烯精馏塔(有时只开此塔),乙烯精馏塔。也可将脱乙烷塔和碳二加氢用乙烯气充压提前查漏,消漏。

g.助剂注入。开车前,装置在自身循环阶段,应该注阻聚剂、消泡剂、pH调节剂、缓蚀剂等等,要按要求的位置、数量、时间注起来。

h.冷箱预冷。将干氮或经干燥的氮气从干燥器部位引入,经系列换热器到冷箱,最后从氢气管出冷箱处放空。在换热器系统中,各接适当的丙烯、乙烯冷剂,控制降温速度在28℃/h以内,直到约-90℃备用,注意降温速度不得太快,发现漏处及时拔紧;干氮不可用压缩机氮气开车排出的氮气,因它可能含有重烃,带入冷系统形成堵塞,影响今后负荷。如果等到有裂解气进料时再预冷也可以,但是,开车时间会增长。

1.甲烷化反应器预热。从开车线引入氮气(临时线),经预热器加热,按50℃/h以内的速度升温到260℃备用。投氢气前停氮气,拆除氮气管线,防止高压氢气压坏氮气管,击伤人或破坏设备。

②裂解炉投料开车

a.第一台裂解炉投料。在确认各项准备完成以后才能投料,指挥者在投料前召开确认会,按开车条件确认卡片。逐项确认,除各工序工艺条件达到要求外,设备、仪表、电气、安全、消防、环保、公用工程、盲板、通讯、原料供应、产品及副产品储运都已备用,保镖队伍到位,消防车、救护车到指定位置监护。各分管负责人确认签字,车间指挥确认签字,生产厂长确认,签发开车令。由车间指挥者统一指挥投料开车,其他人员一律不得直接指挥,有意见及建议只对厂或车间指挥提出。

首台炉投油,也要采用快速操作,在 30min 内达到规定负荷,不可在低负荷下拖延,防止停留时间长,造成大量结焦。裂解气在压力控制下进裂解气压缩机,逐步向后工序送料,不必在急冷工序放火炬。投油时,室内与室外操作工要用对讲机及时联络,密切配合,不要让炉膛温度波动过大,炉管间温差也不要过大。室外操作工要注意炉内微烧情况、汽包液面、炉管吊架灵活性、有无泄漏、炉膛压力、风机振动、炉墙状况等。

b.继续投油。第一台炉投油成功后,先后投第二、第三、第四台炉。第二台炉投油,应在总结第一台炉投油经验的基础上进行,尽量在 15min 内完成投油操作。第三、第四台炉何时投油,要看急冷和压缩调整情况定,四台炉投好后,就可一直开到甲烷化合格,碳二加氢配氢开车调整正常。乙烯塔一旦进料,裂解炉立即再增开第五、第六台。一直到满意的负荷。

c.压缩调整。裂解投油后,裂解气压缩机逐步由裂解气置换出氮气,第二台裂解炉投油后,裂解气压缩机压力可提高到约 3.0MPa,碱洗塔可以转入正常运行,H₂多含量合格就向干燥器进料,水含量合格就可以向分离进料(为消除取样口处不流动的影响,一般在向后系统进一会儿料后做水含量分析)。

d.分离开车。裂解气进分离,先是向系统逐渐充压,然后在压力控制下置换氮气,并从高温到低温先后接冷剂,对系统降温,速度控制在 28℃/h 以内(也可以在开车前用干氮气进行预冷)。

低压脱甲烷流程是裂解气先进冷箱,待分离器得到液体后向脱甲烷塔进料(高压脱甲烷流程是裂解气先进脱甲烷塔,塔顶气再进冷箱),开甲烷制冷压缩机,向脱甲烷塔供回流,塔釜开始加热,塔逐步转入正常操作,釜液合格向脱乙烷塔进料。

冷箱需通过开车线将粗氢节流入低压甲烷系统来加速后期的降温,氢气合格后开甲烷化。注意控制氢气中 CO、CO₂、C₂H₄;总和不得大于 1.2%才可开车,防止超温事故。压力起来后就要用测爆仪查漏,及时消漏。漏量大时必须及早停车,卸压到火炬后拔紧或换垫,不得带着压力硬紧螺栓或拆开法兰,防止高温氢气着火伤人。

脱乙烷塔得到进料以后,如果事先没有用开车乙烯充压的话,就先充压、查漏、消漏。然后开车,当塔釜有 30%液面时开始加热;塔压达到操作压力,回流冷凝器接冷剂,回流罐得 30%液面开始对回流泵预冷;预冷时缓慢进行,保持操作压力,防骤冷、过冷,并不停地盘车,防局部过冷或冷却不均匀;启动泵前要排净泵内气体,防止不上量;启动泵后,转速达额定值,要及时全开出口阀,防止汽化不上量。预冷好后泵体外表面会结霜,这时可以启动泵运行。在液面控制下向塔内供回流。加热与回流要协调平衡地进行,此塔逐步正常起来。

塔顶采出的碳二馏分,进入碳二加氢反应器,预热催化剂床层后放到火炬,预热好了,再配上氢气进行反应,预热温度确定的依据是既要反应开始发生,又不能过分剧烈,床层温差分布较宽,特别不可大部分集中在顶部或某一小段上。如果出现那种情况或趋势就要通过 CO(含有未甲烷化的氢气)注入量来加以调整,使温度差在床层里分布开。

CO 含量合格后,干燥器缓慢充压,在保持操作压力的条件下向乙烯精馏塔进料,如果此塔已用开车乙烯自身循环开车,经过适当的调整,可以很快采出乙烯产品。如果没有用开车乙烯事先启动乙烯精馏塔,就要从充压开始,然后查漏、消漏……直到出产品。此塔操作要求平稳,尽力减少波动幅度。开车初期,要适当增加产品分析频率,确保产品罐的乙烯质

量,直到确认在线色谱数据可靠才恢复正常分析频率。

脱乙烷塔釜液合格后,在液面控制下送到脱丙烷塔进料;凝液汽提塔釜液合格后也向脱丙烷塔进料(双塔脱丙烷时,分别送高、低压脱丙烷塔)。此塔进料前最好加一些阻聚剂,开车初期也要加大注入量,可减缓结垢,延长使用周期。直到操作平稳起来,再沸器循环良好才恢复正常用量。进料后,先将塔压力控制好,再建立回流和加热平衡,釜液合格后送脱丁烷塔;碳三合格后送经干燥、加氢。

碳三加氢反应器开车,先用液态碳三充满反应器,调好压力、温度,稳定流量,再配氢气反应,出口丙炔/丙二烯含量控制值以经济运行为准,不一定要反应十分完全。

甲烷汽提塔及丙烯塔进料开车,分两种情况,一种是事先已用开车丙烯开车就比较简单快捷,进料后适当调整就可以采出产品;如果从充压开始操作,虽然属常规精馏塔操作,但是,有一个较长时间过程,并要严防不合格品污染产品。

脱丁烷塔操作,也是属常规精馏塔操作,但是,要注意不要超压,特别是开车初期,前塔如果碳三没脱尽,可能会出现压力高、排气量大、釜温加不上去等现象,经过适当调整,会很快转入正常。

产品乙烯,连产品丙烯、碳四、裂解汽油等储存于各自的罐里,按需要送到下游装置进一步加工;副产品裂解柴油、裂解焦油也分别储存,作自供燃料,多余的外售。

37.3 乙烯装置的日常运行操作

(1)安稳长运行影响乙烯装置安全稳定长周期运行的因素很多,工艺、设备、仪表、电气、公用工程等,哪一方面有故障都会对安稳长运行带来威胁,这里举出一些重要的事项。

- ①原料泵热备用,随时可自启动。
- ②注意观察原料泵过滤器压差,及时切换清理,防止泵抽空。
- ③原料罐液面一般控制到 60%~70%,防泵抽空,也防冒罐。
- ④低硫原料补充注硫到 $(50\sim 100)\times 10^{-6}$,延长烧焦周期,延长炉管寿命。
- ⑤裂解炉管壁温度控制好,不超温运行有利于延长炉管寿命。
- ⑥横跨温度不得大于 50°C ,防止对流段发生裂解反应结焦堵塞。
- ⑦炉管吊架、下部膨胀管的工作情况要随时巡检,防止卡涩,引起炉管弯曲。
- ⑧废热锅炉汽包液位严格控制,巡检重点之一,不得干锅;如果已干锅,不管什么原因引起的,都必须紧急停炉,关闭供水阀,不得再加水,防止淬冷爆炸。
- ⑨急冷油粘度严格控制,不超指标运行,特别在冬季更要注意,防止堵塞。
- ⑩汽油分馏塔顶温不得高于 140°C ,否则急冷水很易乳化。
- ⑪稀释蒸汽发生器的排污,要常检查是否含油,尽早发现泄漏,及时处理,不造成系统污染。
- ⑫急冷水和工艺水 pH 值要严格控制,防止换热器被腐蚀引起泄漏。
- ⑬裂解气压缩机不得超负荷、超压力运行;吸入罐液面控制低些,防止带液体。
- ⑭碱洗塔(氨洗塔)注意压差变化,防止堵塞。
- ⑮脱苯塔(如果有的话)要保持足够的回流,将苯脱净,防止对低温系统堵塞。
- ⑯干燥器切换操作充、卸压要尽量与系统平衡,避免切进切出时冲击床层。干燥后水含量严格控制,是保障深冷系统不冻堵的重要指标。
- ⑰深冷区及冷箱降温速度不得大于 $28^{\circ}\text{C}/\text{h}$,减少受冷不均引起松动、泄漏、破坏。
- ⑱甲烷化预热和降温在 150°C 以下一段用氮气介质,不用氢气,防拔基镍生成。
- ⑲碳二加氢,碳三加氢停车时一定要先停氢气,后停碳二馏分/碳三馏分,新催化剂活化后,催化剂再生后活化,都要用惰性气(氮)将氢气从催化剂上置换干净,防止再投料时发生飞温;同理,开车时必须先通碳二馏分/碳三馏分,调整好温度流量,再缓慢、逐步增加氢

气开车。

⑩碳二/碳三加氢反应好坏，要观察的因素不少，其中重要的是看床层温度分布，要调整到各点温度差分散开，不要集中在顶部或某一点为好。

⑪精馏塔操作注意工艺指标控制的同时，重视物料平衡和热量平衡，有助于不正常现象的分析和处理。

⑫解冻注甲醇时，首先要确认甲醇含水量合格，同时要确定甲醇的出处，还要防止污染产品，防止对加氢反应造成影响。

(2)裂解炉切换要点裂解炉需不需要切换取决于废锅出口温度、炉管压差、管壁温度等，切换时要特别重视以下几点：

①全面检查，需切下的炉经化、机、电、仪各专业全面仔细检查，将问题详细记录，一项不漏地排入检修计划，待停炉后有针对性地处理。

②DS 开车时，排净凝液后才投入炉管，缓慢进行，防止炉管骤冷破裂。

③裂解炉投料尽可能在 15min 内完成，不让物料在炉管内长时间停留；计算机自动投料时，也要按时完成程序，如遇故障中途停顿，要果断手动停投或改为人工快速投料。

④停下的炉改蒸汽开车，温度尽量不大波动，防止管壁焦破裂、剥离脱落堵塞弯头。

⑤升降温速度要严格控制，不管开车升温或停车降温都要按设计曲线严格控制，可慢不可快，要逐步升降温，不可 1h 一跳的进行。

(3)热油泵切换热油包括急冷油、燃料油等。急冷油泵切换要注意的是。

①自动切换的热油泵，必须处于热备用状态，热油充满泵，并有回流保持温度，且防止长期保留变质，需要时能及时自启动。

②人工切换时，对备用泵预热要缓慢，并不停盘车，使各处升温均衡，保持间隙不超标，密封良好。

③排尽泵内气体，送好密封油，接好冷却水，泵体达到操作温度再启动。

④离心泵，先启动，达到正常转速再开出口阀 0

⑤往复泵/齿轮泵，先开循环阀、出口阀，再启动泵，关循环阀提压力，调流量。

⑥切出的泵如果热备用可不关进出口阀，如果冷备用或检修都要倒空，吹扫干净。

(4)冷泵切换输送低沸点物料的泵，称冷泵，如甲烷泵、乙烯泵、乙烷泵、丙烯泵、碳三泵等。备用泵启动应注意以下几方面。

①仔细预冷。预冷方式可用气相，也可用液相。用气相预冷，可以使泵体内各处接触到冷物料，不至于局部受冷，各部件收缩不一致，但是泵体内压力要按操作压力控制为好，防止发生过冷，或局部过冷，收缩不均衡，配合间隙发生不应有的变化，引起泄漏或破坏。液相预冷也常用，注意，液体引入前先将泵体内用气态物料充压到操作压力，再充入液态物料，在压力控制下将蒸发出的气体排出。

②不断盘车。整个预冷过程中，必须不停地慢悠悠盘车，有助各部降温均衡，

③预冷终点。以泵体表面结一层均匀薄霜为合格，但是，离启动不管多长时间，不得停止预冷及盘车。

④离心式冷泵启动前先开一点 fo. sm 扣)出口阀，防止启动过程发生气搏，转速达操作值，全开出口阀。预冷排气阀在出口阀开后才关闭，有利于一次启动上量。

⑤最小流量控制。有的冷泵自带最小流量控制，或外设最小流量控制，启动就比较简单，预冷好，投用最小流量控制系统就可以启动，然后慢慢开启出口阀亦可。

⑥管路准备。管路上有其他阀门的(调节阀、电磁阀、手动阀)，全打开，只留泵出口阀关闭。

⑦切出的泵处理。停下的冷泵，如果作备用，只关出口阀，不关入口阀，防止泵升温超压力破坏，同时开启止逆阀上的泄压阀。

(5)干燥器切换。一般都由 PLC 程序控制进行,若人工切换,应注意以下几点。

①庄力充到操作压力,确认平衡了,才开始切人。

②切出的干燥器,先将液体排尽再泄气压,泄到器内压力与燃料压力平衡了,才开始再生操作。

③人工再生需控制好升降温速度不大于 $50^{\circ}\text{C}/\text{h}$,且要连续进行,不可 1h 一个台阶地操作口

(6)催化剂再生无论碳二或碳三加氢催化剂再生,都是烧焦过程,强氧化反应,需汁意以下几点。

①从下部彻底排尽液体《绿油),再泄气压。

②蒸汽吹扫一定要从上往下并流进行,彻底吹干净。

③空气烧焦逆流进行,配氧由少到多,逐渐提高,一般不大于. $12\text{m}/\text{m}'$,以不超温为准。

④降温要到规定的常温,防止再投料时床层温度高发生结焦。不得采用自然降温方式,防止未降到常温投料现象发生。

(7)再沸器切换清理再沸器结焦到一定程度就要切换清理,总是先将备用的一台逐渐并联进去,同时将切出的一台逐渐切下来,要点为。

①切人前预热,不可骤然投用,防止应力破坏。

②切下的再沸器首先是停加热,关好阀门。及时倒空液体物料,泄压力到火炬,留余压防降温过程形成真空。温度降到 60°C (或物料闪点以下),再次将低处没倒尽的液体物料装桶运离现场。

③加盲板,置换合格后,打开。

④防聚合物自燃打开顺序为,先开上盖,在上部用冷水浇透管束,下部导淋阀排水,再打开下封头,不停浇水冷却和湿润聚合物,直到清理完为止。

(8)过滤器切换清理过滤器用在三机油系统,压缩机入口,泵入口,流量计入口,重要的换热器(DS 发生器、板翅式换热器等)入口,裂解气干燥器出口等,当压差高到一定程度都需切换清理,操作时注意以下几点。

①切人前充压要慢,不要影响系统压力波动;充压要到与系统平衡才可切换。

②清洗要彻底,特别是负压侧要确认无杂物才可以复位,尤其是三机油过滤器,这点特别要重视。

③复位时,滤芯材质和目数准确无误。

(9)检修停车装置停车分 A. B. C 三级, A 级为检修停车, B 级为局部临时(紧急)停车, C 级为全面紧急停车。因 B 级和 C 级停车的原因很多,但是,处理一般都是据当时情况,按紧急停车按钮(PS)自动停车,查明原因,消除故障或隐患再开车,特殊性、针对性强,篇幅所限,不写。这里只讲检修停查要点:

a, 编审方案。事先由车间编制方案,除操作法里规定的常规做法外,针对本次检修计划项目所涉及到的部位,提出特定的要求和规定特别的处理方法及要求等,按中国石化总公司新的两规两制规定,停车方案必须要包含:组织机构、总体网络图、倒空置换‘含蒸煮、化学处理)、盲板(位置图、清单)、安全注意事项、环保规定等等。开车方案包含:组织机构、开车必备条件(原辅料、公用工程、气密、置换、干燥、化学处理、供炉、干燥剂再生、催化剂活化、安全,环保、盲板拆除、现场清理、临时电源拆除、设备备用、仪表备用、电气备用等)、开车网络进度、本次特定开车方法、技改技术措施操作方法、预计本次开车的异常现象及处理方法、开车安全环保注意事项等。方案经车间分管主任、技术科、安检科、环保科等汇签,经厂分管领导审定,报公司技术处批准后执行。

b 停车顺序。

⑨停汽油加氢提前 5 天停, 趁有氢气时再生催化剂, 为检查或更换催化剂做准备。

⑩部分裂解炉烧焦提前两天停两台裂解炉烧焦, 减负荷;降裂解温度调低急冷油(QO)粘度, 系统冲洗, 为倒空置换打基础。提前一天再停两台裂解炉烧焦, 并进一步降急冷油粘度。

⑪停碳二/碳三加氢按 Ply 停碳二加氢, 碳二改放火炬, 停配氢气, 关各阀;停碳三加氢, 关闭氢气阀, 碳三不变, 继续进后系统, 丙烯精馏塔降釜温, 保丙烯中丙炔/丙二烯合格, 多回收碳三液化气。

⑫停甲烷化无氢气用户了, 停甲烷化, 氢气改送燃料管网。

⑬停裂解炉将余下的裂解炉全停, 改为烧焦(同时或分期)。

⑭裂解气压缩机改氮气循环裂解炉停投料的同时, 裂解气压缩机相应改自身循环, 然后改氮气循环, 压力降到 1.0MPa 左右, 各系统排液压料, 停碱液循环, 碱洗塔排碱液、排水, 裂解气干燥器停车, 关各阀。

⑮分离停车停进料后, 冷箱停车。各塔物料尽量向下游输送, 碳三以上液体回收, 最后回收不了的通过排液管线排到火炬罐, 少量低点液体, 降温后装桶。气体在压力控制下放人燃料或火炬。停所有塔的加热, 关闭各调节阀及根部阀。

⑯乙烯压缩机停车裂解降低低负荷时, 乙烯制冷系统相应降负荷, 降低各换热器液面, 停补乙烯, 乙烯返回裂解气压缩机回收。裂解气停进分离, 乙烯压缩机停车。

⑰丙烯压缩机停车分离减负荷降低各换热器液面操作.乙烯压缩机停好后, 丙烯尽可能转移到一段吸入罐, 用泵回收到储罐, 然后丙烯压缩机停车。

⑱裂解气压缩机停车压缩机系统倒液完成后, 降压力, 停车。

⑲急冷系统停车裂解炉烧焦完成, 急冷系统停车。

c.急冷系统倒空。停车后, 倒出急冷油, 再注入汽油, 循环冲洗 8h, 系统压力由补氮控制, 油洗结束, 再次倒空, 尽量倒人储罐里去, 残余料降温到 60 度以下排入地下槽, 再用槽内液下泵送到储罐。然后, 急冷水塔倒空。

d.蒸煮。需要蒸煮的设备有:汽油汽提塔, 急冷塔, 碱洗塔, 氨洗塔, 凝液蒸出塔(两台), 脱丙烷塔(最好加硫酸亚铁), 脱丁烷塔(最好加硫酸亚铁), 火炬罐等等。蒸煮时开上部人孔排气, 先往塔釜里加好水, 再加入直接蒸汽蒸煮 8~12h, 在过程中要补水保持液面, 不要干蒸。蒸煮结束, 要从上往下浇凉水冷却, 到 60℃以下才可开下部人孔通风。

e.氮气置换。氮气置换, 一般用张压式, 按压力分系统进行, 低压系统充压不得高于操作压力。张压置换, 一般要 4—5 次都可以基本合格, 再据检修内容局部处理, 这样省氮气, 死角少。急冷算一个系统, 压缩, 冷区, 热区, 乙烯机, 丙烯机等各可作为一个系统来置换。系统与系统之间, 不留死角, 要衔接到位。

f.盲板隔离。裕加盲板隔离的地方有:街区口与外界隔离, 与储有物料的罐隔离, 与不需检修的系统隔离, 需进入检修(检查、安装、清理、修理、取样等)的设备与外界隔离, 需动火的设备、管道、管件与系统的隔离等处, 需加盲板。首先编制盲板表, 表中写明:编号, 位置, 尺寸, 压力等级, 材质, 对垫的要求, 加堵时间, 执行人, 验收人, 拆除时间, 执行人, 验收人。绘制(或在流程图上标出)盲板图, 在图上标明盲板位置, 编号(与表上一致)。在加盲板时(或事先)挂牌, 牌上标盲板号;拆盲板时换合格的垫, 收回盲板牌。最后将收回的牌与盲板表一块一块核对, 直到拆完为止(个别需保留的盲板要办批准手续, 必要时还要调整位置, 以便需拆时在线能拆)。

g.空气置换。需进入到设备里检修的设备, 需进行空气置换。方法可用工厂风来进行, 只是气量小, 只适用于小设备。对立式容器、塔设备, 最好是用轴流风机安装在下部人孔, 从顶部人孔排气到大气;对卧式容器, 可开最远两人孔(或接管口), 一头进空气, 另一头出气, 进行连续置换, 合格为止。进入工作时, 仍可保留部分空气流通, 气量大小, 视工作方便及需要。

h.交出检修手续。系统倒空置换合格，盲板加好，检修分析仪器、人员已备用，现场清理干净，消气防设施齐备，对检修人员的安全教育、考试合格，经上级(各专业领导)检查验收、确认并在确认书上签字。然后检修工作才可以开始。

37.4 乙烯装置操作事故举例

随着乙烯工业的发展，技术的进步，设备的精良，自控系统的集散化，在线分析仪的及时准确。管理的现代化、科学化，操作经验的积累，前人事事故的教训，现代装置操作事故已大大减少。仅举些代表性的例子，供参考。

(1) 国内操作事故

①乙烷炉爆炸。1987年9月22日，某厂运行的乙烷炉，由于锅炉给水中断，紧急停炉时爆炸，炉墙裂开，耐火砖脱落。原因是切换操作不当，裂解气阀未全关闭，开烧焦气返炉膛之阀，裂解气压缩机停车，急冷系统压力高，裂解气返回，经未关闭完的裂解气阀窜入炉膛，造成爆炸。

②裂解炉对流段给水破裂。1987年9月22日，某厂4#炉给水管爆破而停炉。原因是4#炉在J5开车状态，蒸汽发生量低，应由3/4寸阀供水，操作工误用主调节阀供水，造成液面高，自动关阀，造成对流段炉管干烧，再自动进水时脆裂。

③炉底着火。1987年12月30日，某厂本年最后一次切换裂解炉，投油时，炉底着火，烧坏仪表电缆，停工一周。原因是投油前检查不到位，调节阀后导淋阀没关好，也没发现。投油时，开原料阀，烃类漏出，被炉火引燃。

④裂解炉快速结焦。1998年10月24日，某厂3“炉投油不到一周，废锅已严重结焦，不得不再停炉清焦。原因是室外操作工误操作，本来该投石脑油，误将柴油投入(拆盲板、开阀)，仪表操作工却按石脑油的裂解温度在操作(高40℃)，引起快速结焦。

⑤急冷油泵跳车造成装置停车。1988年5月31日，某厂急冷油泵一台一台先后自动停车，装置停车，系统用柴油稀释，冲洗。原因是急冷油粘度逐渐升高，没引起重视，没有得到及时有效处理，以至恶化到无法在线调下来。

⑥乙烯产品污染。1999年4月，某厂乙烯精馏塔用甲醇解冻时造成产品中甲醇超标，引起聚乙烯装置不反应，停车。原因是注甲醇解冻为常用的方法，注甲醇后，没有及时监测产品和储罐内乙烯甲醇含量，以致于到下游装置停下来找原因才找到根源是注甲醇。

⑦碳二加氢催化剂中毒，乙烯装置都有碳二/碳三加氢催化剂中毒事故发生。原因是最常见的碱洗塔操作不好，硫化氢高，使把催化剂中毒。

⑧碳二加氢飞温。1992年5月8日，某厂，临时停车后再开车，碳二投入，反应器床层温度急剧上升，紧急停车。原因是停车时，氢气手动阀投有关闭，只靠调节阀切断，操作工以为很快再开车，短时不关问题不大，最后问题大了。

⑨裂解气压缩机喘震。1993年9月28日，某厂裂解气压缩机在满负荷下(循环阀手动关闭)，突发喘震。原因是原料油没有按时切水，大量水突然进炉管，裂解气量突然骤减，压缩机喘震了才发现，为时已晚。同时由于循环阀手动关闭状态，不能自动防喘震。

⑩裂解气压缩机跳车。1997年，某厂裂解气压缩机正常运行中，由一段吸入罐液面超高自动停车。事后检查原因是由于急冷塔上段回流调节阀故障，突然大量回流进塔，被裂解气夹带进入压缩机一段吸入罐，泵全量往外排也来不及，形成高液位停车。

⑪甲烷化氢气着火。1997年7月24日，某厂甲烷化用氮气预热后，更换氢气时，氢管着火。原因是氮气预热后，临时氮气胶管没有拆除，甩头阀内漏，接氢气后，高压氢漏入氮气管，氮气管接头本来只耐低压，因而脱落，高温氢气漏出白然，

⑫甲烷化飞温。1990年7月31日，某厂甲烷化反应器温度上升到600℃原因是切换EA-331操作时，使冷箱波动，脱甲烷塔波动，氢气中乙烯含量超标，引起飞温。

⑬碱洗塔堵塞停车。1995 年 4 月,某厂碱洗塔压差高,循环量一天天减少,最后停车处理。原因是裂解气量大,乙醇胺洗塔旁路没控制好,塔液泛,胺液进入碱洗塔,与碱作用后生成粘稠和固态垢堵塞填料,形成压差高,循环困难。

⑭丙烯压缩机高液位跳车。1995 年 8 月 3 日,某厂丙烯压缩机三段吸入罐液位超高自动停车。同时乙烯压缩机及分离装置被迫停车。原因是分离工艺波动,用冷剂量随着波动,丙烯压缩机操作工没有相应调节好,致使三段吸入罐液面波动大,引起高液位跳车。

⑮乙炔加氢催化剂中毒。1997 年 6 月 12 日,某厂正常运行中的床层温差变小,怎么增加氢配比也不反应,实为硫化氢中毒。原因是碱洗塔操作失误,没按时补碱;分析工取样马虎,取样前对取样口没有认真置换,取了些残存物,实际碱浓度低没被及时发现,造成碳二加氢催化剂硫化氢中毒。

(2)国外操作事故例

①炔烃爆炸。1965 年 8 月 25 日,美国杜邦公司一天内发生 21 次爆炸,死亡 12 人损失 1000 万美元。原因是系统中炔烃积累,超过安全浓度,自聚超温爆炸,爆炸碎片击破别的设备,管道再爆炸,火焰烧烤引起再爆炸等多次爆炸。

②修泵排液火灾。1959 年 8 月 27 日‘日本川崎石油化工厂修燃料油泵,泵里余料排入大气,爆炸着火,3 人死亡,2 人受伤。原因是石油液化气排放大气,带压石油液化气流,造成静电火花,引起着火。

③乙炔加氢反应器爆炸。1973 年 7 月了日,日本德山乙烯装置乙炔加氢反应器爆炸,火球直径 64m,火烧了 4 天,死亡 1 人。原因是两次操作错误,第一次,再生完需关工艺空气阀却误关了仪表空气阀,造成装置紧急停车;第二次错误是停车时该关的氢气阀没关,大量氢气不停地进入反应器,由于碳二已停,氢大量吸附于倒七剂活性中心上。再开车时、碳二馏分一进入反应器,不只是乙炔发生加氢反应,更严重的是乙烯也迅速参加加氢反应,瞬时放出大量热,使反应器温度超温瞬时升高到 954°C.强度下降破裂,引起火灾。

④脱丙塔进料罐脆裂并引起火灾。1975 年 11 月 7 日,荷兰国家矿业公司乙烯厂,先在脱丙烷塔附近出现一团“气云”,还没来得及找出原因,仅两分钟便发生了空间爆炸,一台裂解炉着火,一些储罐被破坏,死亡 14 人,105 人受伤,经济损失 428 万美元。原因是开车过程中,没有控制好,将该罐装满了。顶破了安全阀支管焊缝的热影响区,烃类外泄,爆炸着火,爆炸振动又引起第二次脆裂,扩大了事故。

⑤冷紧螺栓泄漏着火。1975 年 6 月 12 日,日本市原,开车时,脱丙烷塔进料罐液面计与罐相连的法兰有点漏液,紧螺栓过程中着火。原因是冷紧螺栓前,没有做倒空泄压工作,带压冷紧,泄漏扩大,铁质工具形成火花引燃着火。

⑥抽盲板时着火。1970 年 12 月 2 日,日本某化工厂,检修完后,抽盲板时着火。原因是盲板与截断阀间距离较远,阀不严密,物料漏到阀与盲板之间存留,拆盲板前无法确认有无物料,松开螺栓物料漏出,已来不及复位就着了。

⑦压缩机房爆炸。1961 年 1 月 18 日,原西德得克萨斯石油公司,压缩机房爆炸。400m 直径范围内的设备被毁,大火烧了几天。原因是操作不当,超规定压力运行,直径 200m 的一根管破裂,物料漏入大气,爆炸。

1968 年 9 月 18 日,日本富山省某化工厂,压缩机房爆炸,3 人死亡,1 人受伤。原因是操作工排凝液中的水,打开阀后忘关闭,水流完后油、裂解气流出,被风刮到机房,引起机房爆炸。

⑧压缩机油箱着火、1970 年 4 月 23 日,日本川崎工厂运行中的油箱爆炸。原因是密封油脱气器的排气管排出的气体被附近的高温蒸汽管(525°C)引燃。

⑨裂解投油着火。1970 年 12 月 2 日,日本川崎工厂投油时炉底着火,烧坏调节阀和一些电缆。原因是投油前,操作工检查不到位,炉管导淋没关好也没发现,投油时油漏到大气

被沪火点燃 0

第 38 章 1 万吨/年可发性聚苯乙烯(EP5)

装置的开工运行与操作

可发性聚苯乙烯(EPS)树脂具有优良的耐冲击性质、强度韧性、绝热性质、抗酸碱能力以及质轻、防水、防细菌,外观清洁、易着色、易分割、易成型等优点,因而被广泛应用于食品、仪表、电子、建筑等行业的隔热、保温、防震、包装等方面。随着我国电子、仪表、建筑、食品、轻工等相关产业的发展,可发性聚苯乙烯树脂作为泡沫塑料产品的使用范围日益扩大。

38.1 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置简介

(1)装置概况 1 万吨/年可发性聚苯乙烯(以下简称 EPS)装置是引进国外一步法悬浮聚合技术,由国外工程公司提供装置工程基础设计,提供装置内主要设备、仪表等,由国内设计院进行设计后建成投产。

该装置由以下几部分构成:主体装置、中间罐区、脱盐车站、一级污水处理站、液体罐区、化学品库、EPS 成品库等。

一步法悬浮聚苯乙烯生产工艺是将苯乙烯、水、引发剂、分散剂、发泡剂等加入到聚合釜中进行聚合,然后经离心、干燥、筛分 1 涂层、包装得成品。该装置可生产三种级别的可发性聚苯乙烯,分别是通用级可发性聚苯乙烯(简称 R 级 EP53.阻燃级可发性聚苯乙烯(简称 F 级 EPS)和分子量级可发性聚苯乙烯(简称 M 级 EPS)。

(2)EPS 悬浮聚合及自由基聚合原理

①EPS 悬浮聚合原理

a 一般介绍。EPS 聚合一般采用悬浮聚合工艺。悬浮聚合是单体以小液滴状悬浮在水中进行的聚合。单体中溶有引发剂,一个小液滴就相当于一个聚合单元。从单体液滴转变为聚合物固体粒子,中间经过聚合物单体粘性粒子'阶段。为了防止粒子相互粘结在一起,体系中需加分散剂,以便在粒子表面形成保护膜。因此悬浮聚合体系一般由单体、引发剂、水、分散剂四个基本组分组成。

悬浮聚合产物的粒径在 0.01~5mm 之间,一般约 0.05~2mm,随搅拌强度和分散剂性质、用量而定。悬浮聚合结束后,聚合物经洗涤、分离、干燥,即得粒状和粉状树脂产品。

悬浮聚合的优点有:

①体系粘度低,聚合热容易从粒子经介质水再通过釜壁由夹套冷却水带走,散热和温度控制比本体聚合、溶液聚合容易得多。

②产品分子量比溶液聚合高,分子量及其分布比较稳定,杂质含量比乳液聚合产品低。

③产品后处理工序比溶液聚合、'乳液聚合简单,生产成本较低,粒状树脂可以直接用来加工。

悬浮聚合的主要缺点是产品中会含有少量分散剂残留物。要生产出透明和绝缘性高的树脂产品,需将残留的分散剂除尽。

综卫所述,悬浮聚合兼有本体聚合和溶液聚合的优点,而缺点较少,因此悬浮聚合在工业上得到广泛的应用。80%~85%的 PVC,全部苯乙烯离子交换树脂母体,很大一部分聚苯乙烯、聚甲基丙烯酸甲酯等都采用悬浮聚合进行生产。

b.液一液分散和成粒过程。苯乙烯单体在水中溶解度很小,实际上可以看作与水互不相溶。如将这类单体倒入水中,单体将浮在水面上,分成两层。进行搅拌时,在剪切力的作用下,单体液层将分散成液滴,大液滴受力还会变形,继续分散成小液滴,如图 38-1 中的过

程①②，但单体和水两液体间存在着一定的界面张力，界面张力将使液滴力图保持球形。界面张力越大，保持成球形能力越强，形成的液滴也越大。相反，界面张力越小，形成的液滴也越小。过小的液滴还会聚集成较大的液滴。搅拌剪切力和界面张力对成滴作用影响方向相反，在一定的搅拌强度和界面张力作用下，大小不等的液滴通过一系列分散和结合过程，构成一个动平衡，最后达到一定的平均粒度，但大小仍有一定的分布，因为反应器内部各部位受到的搅拌强度是不均一的。

搅拌停止以后，液滴将聚集变大。最后仍与水分层，如图 38-1 中③④⑤过程。因此，单靠搅拌形成的液滴分散是不稳定的这是聚合的情况。聚合到一定程度后，如 2D 的转化率，单体液滴中溶有或溶胀有一定数量的聚合物时就变得发粘，在这一阶段，两液滴碰撞后很难再弹开，往往粘结在一起。因此体系中需加有一定量的分散剂，以便在液滴表面形成一层保护膜，防止粘结。

加有分散剂的悬浮聚合体系，当转化率提高到 70% 时，液滴进入发粘阶段，如果停止搅拌，体系也仍有粘结成块的危险。因此，在悬浮聚合中，分散剂和搅拌是两个重要因素。



图 38-1

悬浮单体液滴分散聚合模型

C 甲分散剂和分散作用机理。用于悬浮聚合的分散剂，大致可以分成下列两类，作用机理也有差别。

④水溶性有机高分子物质。属于这类的有部分水解的聚乙烯醇、聚丙烯酸和聚甲基丙烯酸的盐类、马来酸酐-苯乙烯共聚物等合成高分子物质以及甲基纤维素、羟甲基纤维素、明胶、蛋白质、淀粉、藻酸钠等天然高分子物质。

高分子分散剂的作用机理主要是吸附在液滴表面，形成一层保护膜，起着保护胶体的作用。同时，明胶、部分醇解的聚乙烯醇等水溶液，还使界面张力降低，使液滴变小，见图 38-2

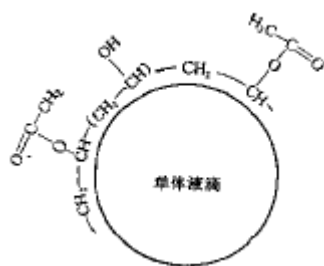


图 38-2 聚乙烯醇分散作用模型、

⑥不溶于水的无机分散剂。如碳酸镁、碳酸钙、碳酸钡、硫酸钙、磷酸钙、滑石粉、高白土等。这类分散剂的作用机理是不溶于水的无机粉末吸附在液滴表面，起着机械隔离的作用。其作用机理见图 38-3。



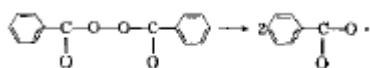
图 38-3 无机粉末分散作用模型
无机粉末

除上述主分散剂外，有时还加入表面活性剂作为辅助分散剂，如十二烷基硫酸钠、十二烷基磺酸钠、聚醚、磺化油等。

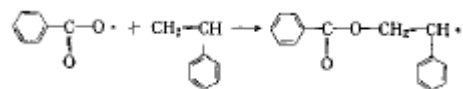
② 自由基聚合反应

a. 自由基聚合的基元反应。自由基聚合反应一般由链引发、链增长、链终止等基元反应组成，此外还有可能伴有链转移反应。现以过氧化苯甲酰引发苯乙烯为例说明各基元反应。

① 链引发。链引发是形成单体自由基活性种的反应，用引发剂引发时，由下列两步组成：第一步：引发剂分解，形成初级自由基 R



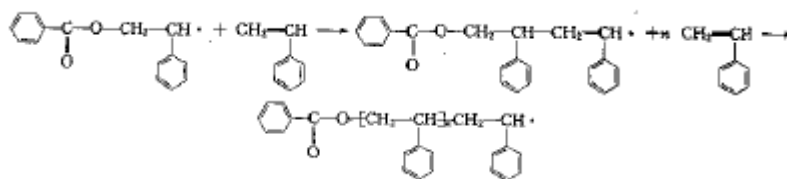
第二步：初级自由基与单体加成，形成单体自由基



单体自由基形成以后，继续与其他单体加聚，而使链增长。

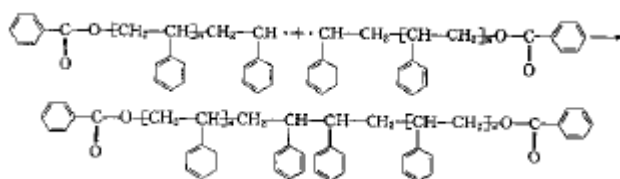
比较上述两步反应，第一步引发剂分解是吸热反应，活化能高，约 150~175 kJ/mol，反应速率小；第二步初级自由基与单体加成形成单体自由基是放热反应，活化能低，约 20~34 kJ/mol，反应速率大。

② 链增长。链引发阶段形成的单体自由基，仍具有活性，能够引发第二个单体，形成新的自由基。新自由基活性并不衰减继续和其他单体分子加成，形成单元更多的链自由基。



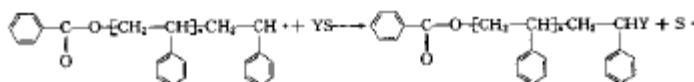
链增长反应有两个特征，一是放热反应，烯类单体聚合热约 55~95 kJ/mol；二是增长活化能低，约 20~34 kJ/mol，增长速率极高，在 0.01 一几秒内，就可以使聚合度达到数千，甚至上万。单体自由基一经形成以后，立即与其他单体分子加成，增长成活性链，而后终止成大分子。

③ 链终止。自由基活性高。有相互作用而终止的倾向。两个活性自由基链上的自由电子相互结合形成共价键，这一链终止反应称为偶合终止。偶合终止的结果，使大分子的聚合度为链自由基的重复单元基数的两倍。



任何自由基聚合反应都有上述链引发、链增长、链终止三步基元反应，其中链引发反应速率最小，成为控制整个聚合反应速率的关键。

③链转移。自由基聚合过程中，链自由基可能从单体、溶剂、引发剂等低分子或大分子上夺取一个原子而使链终止。



活性自由基链向低分子转移，使聚合物分子量降低。

b. 自由基聚合反应的特征

①自由基聚合反应在微观上可以明显地区分为链的引发、增长、终止、转移等基元反应。其中链引发速率最小，是控制总聚合速率的关键。

②只有链增长反应才使聚合度增加。一个单体分子从链引发到链增长，链终止，最后转变成大分子，时间极短，不能停留在中间聚合度阶段。

③在聚合过程中，单体浓度逐步降低，聚合物浓度相应提高，延长聚合时间主要是提高转化率，对分子量影响较小。

④少量(0.01%~0.1%)环)的阻聚剂足以使自由基聚合反应终止。

(3)工艺流程简述一步法 EPS 悬浮聚合工艺是将苯乙烯、水、引发剂、发泡剂、分散剂等加入到反应釜中进行聚合，然后经离心、干燥、筛分、涂层、包装得成品。该装置有脱盐水池、液体罐区、中间罐区、聚合浸渍、离心干燥、净化空气处理及涂层包装等工序。

①脱盐水池。新鲜自来水在脱盐水池经活性炭过滤器及阴、阳离子交换器进行处理，除去其中杂质及阴、阳离子，生产出符合 EPS 悬浮聚合所需要的脱盐水。

②液体罐区。液体罐区主要用来接受和储存原料苯乙烯和戊烷，当聚合岗位需要时，苯乙烯用泵送入中间罐区，戊烷直接用泵送入反应釜内。

③中间罐区。中间罐区包括苯乙烯储罐、甲苯罐、脱盐水储罐。聚合岗位需要时，脱盐水及苯乙烯用泵送入反应釜内。

④聚合和浸渍。聚合和浸渍所用的反应器是一台 1 作容积为 54m³“带冷却盘管的压力容器，搅拌器由液压动力机组驱动，转速在 0~75r/min 之间可调，此外还有 2 根指形挡板、防爆膜及视镜等。反应全过程由逻辑程序控制仪(PLC)进行自动控制。

苯乙烯、热脱盐水经批量仪批量进入反应器，在反应过程中依次将引发剂、分散剂、成核剂等加入反应器，根据 PLC 内设定温度周期进行聚合反应，当聚合达到一定转化率时，加入发泡剂戊烷，在 PLC 设定的温度下完成后期聚合反应，直到 PLC 时间周期结束，降温到 40℃，出料。

⑤离心干燥、筛分及净化空气处理、涂层、包装。由反应器出来的 EPS 浆料用出料泵送到缓冲罐内，再由送料泵送到离心机进行离心脱水，经过离心脱水的 EPS 珠粒由粒子螺旋输送机送到闪蒸汽流干燥器进行干燥，干燥后的 EPS 珠粒经过旋风分离器送到振动筛分机进行筛分，EPS 珠粒分成六种规格的粒子，分别进入净化空气处理料仓，用 20℃左右的空气进行吹扫，然后进行涂层、称量、包装得成品，送成品库。

⑥装置流程示意框图.装置流程示意框图见图 38-4。



图 38-4 一步法 BPS 工艺流程框图

38.2 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置的原始开车

(1)开车前的准备工作

①原料储存区的准备

- 苯乙烯储罐、甲苯储罐、戊烷储罐、脱盐水储罐及其所有管道清洗吹扫干净。
- 苯乙烯输送泵、戊烷输送泵、甲苯输送泵、冷脱盐水泵、热脱盐水泵进行单机运行合格。

c.脱盐水处理站生产出合格的脱盐水送到脱盐水储罐进行储存。

d.苯乙烯储罐内有足够的合格苯乙烯。

e.戊烷储罐内有足够的合格戊烷。

②聚合工序的准备

a.60m³ 反应器冷压、热压试验合格。

b.液压动力机组单机运行合格。

c.PLC 程序控制仪进行实液升温运行合格。

d.公用工程按要求提供。

e.事故稳定剂和事故阻聚剂配制合格。

③后处理工序的准备。后处理系统采取倒开车法，将聚苯乙烯倒入缓冲罐中，依次送到离心系统、干燥系统、筛分系统、涂层系统及称量包装系统，将后处理系统全线贯通。

(2)投料试车

①聚合岗位试车

a.苯乙烯、戊烷分析合格。

b.化学品配比准确备用。

c.在实验反应釜进行 R 级 EPS 试生产，共生产 4 釜，以验证苯乙烯、戊烷及化学品的性能。试验结果生产正常，产品质量合格后方可试车。

d.在 50m³ “反应釜进行 R 级 EPS 试生产。为保证生产安全，第一釜采用较低油水比。

e.低油水比投料成功后，进行正常工艺条件下的投料开车。

f.在 R 级 EPS 投料试车成功以后，按工艺要求，进行 F 级 EPS 投料试生产，并对装置进行连续 72 小时运行，以考核性能指标及生产能力是否符合设计要求。

②后处理系统试车。后处理系统包括离心、干燥、筛分、净化空气处理、涂层、包装等。

离心干燥系统运行的关键在于控制气流干燥器的出口湿度，根据出口温度。仪表将自动调节蒸汽流量，从而控制闪蒸汽流干燥器的进口温度。当气流干燥的进口温度在 80℃时，其出口温度在 50℃左右，粒子干燥质量合格。离心干燥系统中的温控系统和离心机进料系统有逻辑连锁，在试生产运行中执行有效。

离心机的处理能力是离心机的重要性能参数，经过测试，离心机进料阀开启度在 21%左右时，其处理能力达 1.64t/h，大于设计能力 1.60t/h。

筛分机的设计能力和离心机一样为 1.60t/h，在离心机按规定正常进料时，筛分机筛出六种规格的粒子，其粒径范围都符合产品质量要求。

涂层系统和净化空气处理单元都能按设计要求进行运行。

38.3 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置的日常运行操作

(1) 脱盐站的日常运行操作

制水启动程序如下;

①活性炭过滤器的启动。启动前必须确认新鲜自来水符合本装置要求;脱 CO₂ 器, 中间水泵符合运行条件;阴、阳离子交换器再生完毕;活性炭过滤器前一周期运行结束时进出水压差小于 0.1MPa。

启动时先打开活性炭过滤器进水阀门, 缓慢进水, 同时打开排气阀排出空气, 当排气阀无空气流出时关闭此阀, 检查压力表指示, 设备无泄漏, 再打开过滤器出口阀, 即可制得活性炭过滤水。

其控制指标为:进水压力大于 0.3MPa;出水流量 5t/h;进水、出水压差小于 0.05MPa。

②脱 CO₂ 器系统启动。启动前必须确认活性炭过滤器运行正常, 出口水压大于 0.2MPa, 阴、阳离子交换器正常。

启动时检查中间水箱水位及仪表指示, 正常后启动脱 CO₂ 器风机向脱气器送风。

③阳离子交换器启动

a. 打开阳离子交换器进水阀缓缓进水。

b. 打开阳离子交换器排气阀, 当排气阀无空气排出时关闭。

c. 待压力达到大于 0.25MPa 并稳定后, 打开出口阀, 阳离子交换器投入运行。

④阴离子交换器启动

a. 当中间水箱水位不低于 1m 时启动中间水泵中的一台, 检查水泵运转情况, 确认水泵运转无震动, 无杂音, 无泄漏。

b. 打开阴离子交换器进口阀门, 缓慢进水。

c. 打开阴离子交换器排气阀门排气, 当排气阀门无空气时关闭。

d. 待压力稳定在 0.3MPa 左右时, 打开出水阀, 阴离子交换器投入运行。

⑤混合离子交换器启动

a. 启动脱盐水泵, 确认水泵运转平稳。

b. 打开混合离子交换器进水阀。

c. 打开排气阀, 当排气阀无空气后关闭。

d. 打开正洗排水阀进行洗涤 5min, 确认出水水质达到指标要求。

e. 打开制水出口阀, 即制得二级脱盐水。

(2) 聚合岗位的日常运行与操作

①投料前准备工作

a. 反应器系统的任何机械、液压、仪表故障, 都必须在投料前排除。

b. 如果对反应器组件或出料阀进行了维修, 必须按要求进行压力试验。

c. 完成批量出料后要检查反应器内部釜壁和挡板形成的聚合物和残积物, 并用脱盐水冲洗干净。

d. 若由 R 级 EPS 改为生产 F 级 EPS 或 M 级 EPS, 或者添加过阻聚剂, 应先用甲苯进行清洗;反应器经过一段时间生产也必须用甲苯进行清洗。

e. 关闭反应器底部的出料阀及出料管线上的阀门, 打开滴点阀, 反应釜内注入少量脱盐水, 这时出料阀泄漏速度应小于 1 滴/s。才算合格, 如大于 1 滴/s, 则应对出料阀进行研磨, 研磨后再关, 若多次研磨后仍大于 1 滴/s, 应更换出料阀。

f. 检查反应釜上视镜是否清洁, 照明灯是否可用。

g. 检查机械密封的油位是否正常, 密封油罐的冷却水是否开着。

h. 准备好取样用的采样勺, 250ml 烧杯、工业酒精等。

i. 检查事故稳定剂和事故阻聚是否可用,

j. 核对所有化学品是否备齐准确。

k 反应器夹套应充满循环水，循环水泵和冷却水增压泵运行正常。

1.检查事故槽是否能装下整釜物料。

m 根据要求选择正确的 PLC 程序。

n 启动搅拌器前，速度控制器置放手动位置。

②R 级 EPS 的生产操作程序

a 打开反应釜主排气阀，关闭小排气阀，关闭戊烷阀门。

b 将热脱盐水加到反应器，5min 后加单体苯乙烯。在开始加苯乙烯后开搅拌器，调定转速 57r/min

c.当水和苯乙烯加完后，启动 PLC 程序，并投入成核剂 ACP 和膨润土。

d 加入 ACP 和膨润土 10min 后，加入第一批醋酸钠。

e.反应釜开始升温，升温速率控制在 1°C/min

f.再检查搅拌器速度，

g 当釜温达到 62°C 时，加入引发剂过氧化苯甲酰(BPO)和过苯甲酸叔丁酯(简称 t-BP)。

h.当釜温达到 88°C 时，此时定为计时零点。

i 反应釜温控系统将釜温自动控制在 90°C。

j 在计时零点后 60min，加入首批明胶。

k.在计时零点后 90min，将搅拌器转速降为 51r/min。

1.在计时零点后 1~2h,聚合反应正在连续进行，此时应每隔 15min 取样一次。

m.计时零点后 2.5~3.75h 之间是聚合反应关键阶段，在此阶段，珠粒增长速度很快，应每隔 5min 取样一次。

n.如果粒径突然增长，取样次数就要更多更频繁。

o.EPS 珠粒稳定后加入第二批分散剂明胶和第二批醋酸钠，

p.向反应釜内添加一定量的脱盐水，并将搅拌器转速增加到 55r/min

q.拧紧加料孔螺栓，关闭主排气阀。

r.将釜温升至 96°C。30min。后投加戊烷，并保证戊烷在 45~60min 内加完。

s.将釜温升至 130°C，并恒温 3.5h，釜压控制在 0.85~0.95MPa。

t.将釜温降到 40°C，打开反应釜小排气阀，当釜压降为 0MPa 后，打开主排气阀。聚合周期结束。

③F 级 EPS 的生产操作程序。F 级 EPS 的生产操作程序类似于 R 级 EPS。F 级 EPS 的投料升温过程按 R 级进行，差别是引发剂 BPO 在 62°C 时只投加一半。

计时零点后 50min 搅拌器转速降为 51r/min;计时零点后 65min 加阻聚剂;计时零点后 70min 加入后期引发剂过氧化二异丙苯(简称 DCP);计时零点后 75min，加入另一半引发剂 BPO; 计时零点后 90min，投加第一批明胶;EPS 珠粒稳定后再加膨润土、明胶和醋酸钠。

后期反应操作按 R 级进行，130°C 时恒温时间为 3h。

④.M 级 EPS 的生产操作程序，M 级 EPS 的生产操作与 R 级 EPS 基本一致，主要差别是在 90°C 下恒温聚合时间较长。

(3)出料、离心、干燥岗位的日常运行与操作

①反应釜出料操作程序

a.出料前应检查缓冲罐是否具有足够空间接受反应釜排料，并通过滴点阀冲洗反应釜出料管线，保证管线中无残余聚合物或单体。

b.打开反应排料阀和通往缓冲罐的阀门，启动排料泵，

c.当缓冲罐内浆液完全盖住主叶轮时，启动缓冲罐搅拌器。

d.当反应器内物料液面下降后，慢慢降低反应器搅拌速度。

e.当反应器内部物料排空后，用脱盐水冲洗反应器釜壁、搅拌器和挡板，以保证所有粒

子从反应器冲洗干净。

f.打开排料管线上的脱盐水阀，关闭反应釜排料阀，用排料泵将脱盐水及管线中剩余珠粒打入缓冲罐。

g.关脱盐水阀及排料管线上阀门，停排料泵。

h.打开滴点阀，通过滴点阀将留在排料管线内的水排尽，以保证滴点阀不会有 EPS 珠粒堵塞。

②离心机开停车程序

a.检查缓冲罐和下游设备是否运行正常。

b.把闪蒸干燥器温度调整到工艺要求温度。

c.按下列顺序启动离心机。启动引风机—启动送风机—启动振动筛分机—启动星形旋转阀—启动湿粒子螺旋—启动离心机油泵—启动离心机。

d.上述设备启动后，将物料和脱盐水送到离心机，进料量从小到大，逐步提高，最后达到工艺要求进料量。

e.如果在工艺路线中有一长时期中断，通常只需要停止离心机进料并用水清洗离心机。离心机操作注意事项。

①在启动之前，金属丝锥篮式刮刀螺旋推进器应用手盘动一下，以确保离心机转动自如，离心机在没有外来异物，没有残余物料时，才能启动油泵。

②启动油泵，约 2~3min 后油压达 0.04MPa 时才能启动驱动电机，如油温低于 0℃或由于长时间停车，使轴承蒙上稠油层，则机器有 6~7s 不会高速运行，并在达到全速运行之前被马达保护开关切断，在此情况下，油箱中的油应稍加热或者在机器启动前需让油泵运转。0.5~1h,同时用手慢慢将机器盘动几圈，一旦离心机高速运转，就可以进料。

③离心机停车前先关进料阀，开脱盐水阀冲洗离心机，机器保持运转以确保除去最终残留粒子。

④每小时启动离心机的次数不要超过 3~4 次，使其在运行过程中得到适当冷却，启动频繁会导致电动机过热而危及绝缘体。

③闪蒸干燥开停车程序

a.开车程序

①首先检查闪蒸干燥器输送管底部废料出口并清除异物。

②检查旋风分离器进口弯曲处和底部锥体，保证没有物料积存。

③开引风机、送风机。

④将进出口风门设定在预定位置。

⑤一旦风门设定好，就应保持在固定位置上。将温度控制器调整到所需要的出口温度，将加热蒸汽送到干燥器。

⑥通知筛分岗位开启振动筛。

⑦刚开始向干燥器进料时，温度控制器应置于手动位置，达到稳定状态时，再改为自动控制。

b.停车程序

①关掉离心机进料。

②开脱盐水阀冲洗离心机。

③当湿粒子螺旋送料机空载时停此机。

④当星形旋转阀停止出料后停加热蒸汽。

⑤当离心机停止进料后，让送风机、引风机继续运行 5~10min 后停机。

⑥检查干燥器废料出口，将其打扫干净。

⑦如果预计长时间停车时停离心机。

(4)筛分、净化空气处理和涂层岗位日常运行与操作

①筛分岗位操作程序

a.EPS 珠粒的筛分操作必须和离心干燥岗位和涂层岗位操作同步进行.

b.先启动筛分机然后进料.

c.筛分机在停止进料后 5min 方可停筛分机。

②净化空气处理岗位操作程序

a.开机

①打开压缩冷凝机组和罗茨风机的冷却水。

②启动罗茨风机。

③启动压缩冷凝机组。

④打开蒸汽阀门。

⑤调整各阀门，保证各压力值，温度控制在工艺要求范围，并保持稳定。

b.停机

①关闭蒸汽阀门。

②关闭压缩冷凝机组。

③关闭罗茨风机。

④关闭各机组冷却水牌。

③涂层岗位操作程序

a.检查徐层剂料仓内料位是否恰当够用。

b 启动涂层剂振荡器。

c.现场启动徐层线，正常后开关置于遥控。

d.启动螺带棍合器。

e.启动螺杆加料器和变速计量器。

f.调整 EPS 珠粒和徐层剂的加料速率，使二者配比符合工艺要求。

38.4 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置重大异常情况的判断及处理

EPS 悬浮聚合过程中由于突发性停电、停水、反应釜搅拌故障、机械故障、仪表故障、电机故障等情况，均有可能导致悬浮聚合反应失败，从而导致反应釜内物料结块。另外，由于工艺条件的变化、原辅材料的变化等也可能导致悬浮失败。

EPS 悬浮聚合有明显的时间性，聚合反应初期，液珠粘度小，不易粘结，此时液珠一般在 0.1~0.2mm 之间，但在计时零点后 2h 开始明显增长。粒径的正常增长是有规律的，一般从 0.2mm→4mm→0.6mm→0.8mm→1.0mm→1.2mm 逐渐增长，若珠粒增长呈跳跃型，则有悬浮不稳定的迹象。因此在生产操作过程中，一定要很熟练地掌握各阶段的反应特性，勤于检查、观察，特别是检查，观察釜内液面情况，在任何一种意外现象发生时，都必须根据反应阶段特性，很慎重、冷静地采取相应措施。

本节就 R 级 EPS 在悬浮聚合过程中可能发生的重大异常情况的判断及处理方法作一些简要介绍，对 F 级、M 级 EPS 生产也有参考价值。由于工艺因素造成的异常情况见表 38-10

由于公用工程造成的异常情况见表 38-2。由于机械故障造成的异常情况见表 38-3。

表 38-1 由于原材料、化学品及温度控制系统造成的浮聚合失败

反应阶段	悬浮失败迹象	应急准备	应急措施	应急后处理方法
一、计时零点到计时零点后2h	① 颗粒迅速增长或根本无悬浮 ② 苯乙烯形成光亮的表面，不见蒸汽或液面不动 ③ 由于相分离，液相顶部温度升高 ④ 局部沸腾强度失控	检查并准备事故排料管，确保其畅通 上紧投料孔，打开放空阀	① 加明胶，若悬浮仍不好，再加明胶，转速不变	如果恢复悬浮，则请施工艺员、班组长判断后继续运行
			② 如果发现明胶浮在表面，则将转速提高到 61r/min	恢复转速，关冷却水，继续运行
			③ 如果加入明胶或增加转速后 2~3min 不恢复悬浮，则再酌情加入明胶。如仍不恢复悬浮，则全部冷却，加入 PVA	若悬浮恢复，则作如下处理： ① 90℃ 继续反应，粒子下沉后继续在 90℃ 反应 1h ② 关闭放空阀、投料孔，用 N ₂ 充压到 0.1MPa，然后手动操作，在 95℃ 下反应 3h，105℃ 下反应 4h，然后降温到 45℃ 出料
			④ 若加入 PVA 后 2min 悬浮仍没有稳定，则再加 TBC 和 PVA	若恢复悬浮，则按前例方法进行
			⑤ 若仍未能恢复悬浮，则手动降温到 70℃，排料到事故槽	
			⑥ 任何部位温度高于控制温度 2.5℃ 以上或局部沸腾，则紧急冷却，并切断蒸汽	若恢复悬浮，小心运行，注重观察
			⑦ 如充分冷却，强度继续上升，则加 TBC，2min 后若温度继续上升，则再每 2min 继续加 TBC	若恢复悬浮，则作如下处理： ① 降温到 85℃ ② 加醋酸钠 ③ 若 TBC 加入在首批明胶前，则首批明胶用量为原来 2 倍，若在首批明胶加入后，则加入等量明胶 ④ 加 BPO，5kg/min ⑤ 升温到 90℃ ⑥ 90℃ 后 30min，再加 BPO，5kg/min ⑦ 90℃ 保温到颗粒下沉

续表

反应阶段	悬浮失败迹象	应急准备	应急措施	应急后处理方法
一、计时零点 到计时零点后2h	⑤搅拌负荷增加(不属于机械故障)	①打开放空阀,关闭投料孔 ②准备用氮气搅拌	①若搅拌负荷未超过正常5%,可以继续反应,但不能升温,若温度未达到程序温度,可延长反应时间,直到颗粒热硬通下沉 ②若液面量超过正常5%,加入PVA,必要时用氮气搅拌,降温到40℃,排料到事故槽 ③如不能启动搅拌,则用氮气紧急搅拌,全冷却到70℃,排料到事故槽	⑥关闭投料孔,放空阀,充氮0.1MPa ⑦95℃恒温3h ⑧105℃恒温4h ⑨降温到45℃出料 若搅拌困难,已加入过TBC釜温继续上升,则采用紧急高固出料法
二、计时零点 后2h到加戊烷前	①颗粒迅速增长或根本无悬浮 ②苯乙烯形成光亮表面或表面不动 ③由于相分离,液相顶部温度升高 ④局部沸腾,温度失控 ⑤搅拌负荷增加(不属于机械故障)	同阶段一	①一旦发生悬浮失败,宜加入比前一阶段更多的明胶,保证第一次补液量充足,取样次数应更频繁 ②若悬浮失败发生十分严重,则必须迅速加入PVA或TBC ③紧急冷却	①应急后处理程序同前一反应阶段 ②若采用粒子硬通处理,则以粒子热硬通为基础,然后采用相应处理方法
三、加入戊烷 以后	①液相表面形成硬皮 ②搅拌负荷增加 ③反应器压力下降	①保证冷却水供应 ②紧急排料系统准备就绪	①增加转速到70r/min ②充分冷却 ③用高压氮气维持反应器压力,同时注意观察液面状况	若表皮消失,作如下处理: ①恢复转速,关冷却水,注意搅拌电流 ②若搅拌负荷未超过正常5%,继续运行,保持温度,若温度未到程序水平,可考虑适当延时 ③若搅拌负荷超过正常5%,则加入PVA,充分冷却到45℃后出料。 若表皮不消失,作如下处理: ①在增大转速后5min表皮不消失,则加入PVA ②若没有硬表皮,搅拌负荷及温度不上升,则维持压力继续运行;若搅拌负荷及温度上升,则应加入PVA

表 38-2 由于公用工程故障造成的反应异常及应急处理

现象	应急准备	应急措施	应急后处理方法
供电故障		①检查冷却水增压泵,反应器循环水泵能否自动启动 ②手动启动其他电机 ③启动反应器搅拌	①若搅拌器 3~5min 内不能启动,在戊烷未加入前,则加入 PVA,采用低压氮气搅拌,必要时排放物料 ②若能启动搅拌,则应在工艺员、班长确认下继续运行
仪表风故障		①停止所有进料 ②根据反应运行情况采用手动操作	仪表风恢复后检查所有气动、手动阀门
冷却水故障	迅速检查冷却水故障原因	若反应在稳定状态前,作如下处理: ①如果在反应初期,温度能维持,冷却水又能迅速恢复,则通过加料孔加入冷却盐水,等冷却水恢复后继续反应 ②如果不可能在短时间内恢复冷却水,或温度高于操作温度 3℃,则应加入 TBC, 2min 后,若温度继续上升,则每隔 2min 加 TBC,直到温度恢复平稳 ③若 TBC 加不进去或 TBC 不能控制反应,则立即高温排料 若反应在稳定状态后且未加戊烷,则作如下处理: ①加冷却盐水,保持温度 ②若加冷却盐水后,温度上升迅速,加入 TBC, 2min 后,若温度继续上升,则每隔 2min 加 TBC,直到温度恢复平稳 若在戊烷加入后,作如下处理: ①在工艺员、班长确认后小心操作 ②特别注意温度变化	①额外加入冷却盐水,使釜内液位上升,注意搅拌电流及釜内情况 ②温度恢复平稳后,若循环水仍不能供应,宜高温排料到事故槽 ③若温度平稳,循环水恢复供应,则整批料作硬化处理,处理方法同“局部沸腾,温度失控”部分

表 38-1-3 由于机推故障造成的反应异常及应急处理

现象	应急准备	应急措施	应急后处理方法
搅拌器传动部件或液压系统故障	戊烷加入前 ①打开放空阀,关闭投料孔 ②作好低压氮气搅拌的准备	戊烷加入前 ①紧急冷却 ②加 TBC+PVA ③氮气紧急搅拌 5min	戊烷加入前 ①若温度继续上升,可加入更多量的 TBC ②若温度继续失控,则应立即采用紧急高温排料法 ③若搅拌不能恢复,则氮气搅拌后,排料到事故槽
	戊烷加入后 ①放空阀、投料孔一同关闭 ②作好高温、带压排料准备	戊烷加入后 ①紧急降温 ②加入 PVA	戊烷加入后 ①高温、带压出料 ②出料后清洗或用甲苯溶解
戊烷加入后系统泄压	①检查泄漏点 ②确保高压氮气系统完好	①若泄漏量不大或泄漏部位能很快修复,则用高压氮气充压,继续反应 ②若泄漏量很大,但泄漏部位可以很快修复,则在必要时先冷却到 45℃,但在冷却时要用高压氮气保压,在 0.7MPa 左右将冷却到 45℃时,小放空泄压,然后更新或修理泄漏部位	完成修理后,用 0.7MPa 压力进行冷试压,证明无泄漏时,升温,恢复反应

第 39 章栖霞山化肥厂开工 10 年进程回顾与剖析研究

南京栖霞山化肥厂(现中国石油化工股份有限公司金陵分公司化肥厂,是 1977 年从法国引进的大型化肥装置)自 1977 年始经过艰难的两年原始开工以及其后 5 年时间的试生产,其间有许多值得总结的经验和教训,但当时笔者正担任该厂厂长,那时的生产环境和繁忙工作难以提笔成文。1984 年笔者调任金陵石化公司工作,工作环境的变化终于使得自己有了点时间,于是从 1984 年起开始提笔,历时 1 年有余,终于完成了本章的内容。出于对历史和事业的责任感,本文所有数据和内容都是由笔者自己动手收集和整理的第一手资料。对于各种事故,故障原因,责任的分析也完全本着从事实出发的立场。正是由于这种原因,在 15 年后的今天利用“化工装置实用操作技术指南”一书出版的机会刊出这篇文章时,笔者觉得仍以原文原样呈现给读者为好。出于笔者能力和水平的限制,谬误之处在所难免。只希望与国内外的同行共同进行探讨。现在,历史已走到一个新的世纪,栖霞也已步入了它的成熟发展期。在 1985 年工厂达到设计能力以后的 15 个年头。栖霞的劳动者继续以他们的勤劳和智慧,不断创造了一个又一个光辉业绩(1991 年曾创合成氨年产 39.05 万 t,尿素 68.1 万 t,全年运转 356 天的全国最好记录并受到中石化总公司全国通报嘉奖)尽管当前遇到了因原料价格大幅度上涨而带来的严重经营困难,但企业上下正在积极落实技术改造措施以求得根本解决,从而创造更新的辉煌。工厂的面貌早已今非昔比。也许部分是由于对工厂建设开工那一段难于忘怀的历史的感情,工厂至今仍保留着一个好的沿习,每年春节前夕,邀请许多建厂初期的老同志回厂访谈聚会,其中许多人已是耄耋之年,他们看到工厂今日欣欣向荣的景象无不感到欢欣鼓舞,而每当回首建厂初期的 10 年艰苦历程时,在庆幸工厂终于摆脱了灾难性困境的同时,往往都流露出一丝难以抹去的伤感。因为栖霞(以至法型三厂)建厂开工的教训实在太深刻了,那一段创业历史的磨难实在太艰辛了。虽然事隔 20 多年,人们仍长久难以忘却。为了能使更多从事化工操作、化工生产管理乃至负责化工项目引进的人员能够深入地了解其中的经验教训,笔者也希望本章内容能借本书出版之机和更多的读者见面,并借此机会向帮助笔者完成这篇文章的许多同事表示感谢,并向曾经领导过、参加过、关心过栖霞建设和开工试生产的所有同志(当时的和现在的)表示由衷的怀念和敬意。

39.1 前言

金陵石油化工公司栖霞山化肥厂(原名南京栖霞山化肥厂,以下均简称栖霞)自 1978 年 8 月 11 日第一次化工投料并于同年 10 月 9 日首次生产出合格产品以来,经历了 6 年的曲折历程,克服了诸多接踵而至的重大生产技术关键而日臻成熟。1982 年 4 月 23 日尿素日产首先达到了 1740t 的设计水平,1984 年 7 月 29 日合成氨首次达到了日产千吨设计水平,并于同年 10 月份进行了连续 20 天的满负荷生产考核。从而以令人瞩目的成绩标志着该厂已经进入一个新的发展阶段。这个厂与安庆、广州两个姐妹厂均是由法国引进的以尿素为单一最终产品的大型氨厂。1974 年 2 月 16 日由中国技术进口总公司(CNTIC)代表同时与法国赫尔蒂工业公司(HEURTEY INDUSTRY 以下均简称 H.I.)签订了引进合同,至今已整整 10 年有余了。就全国范围来看,10 年经济建设和技术引进形势的发展,无论就建设的规模还是引进的范围来看,都已今非昔比。对于技术引进工作的经验教训,就全国宏观范围来看,中央领导多次明确了观点,胡耀邦同志在 1982 年 1 月 14 日的一次讲话中说到:“关于引进设备。走过一点弯路,但是也要具体分析。进口一点成套设备,不但过去是必要的,今后也有必要。过去的问题,一是引进成套设备太多,二是重复,三是没有同时买技术,四是自己又不钻研,没有很好消化推广。大体是这么四大缺点,接受了教训,今后就可以一步一步地搞得更好。”

实践已经表明, 20 世纪 70 年代初期我国引进的 13 套大化肥装置, 对于促进我国化肥工业的发展, 起了不可低估的推动作用, 其成绩方面是应该充分肯定的。但是, 无论就宏观方面还是微观方面来看, 也确实有很多经验教训需要人们总结吸取。而其中发生问题最多、付出代价最大的则是法型三厂。栖化 10 年建设和生产实践表明, 法型工厂与全国同期分别由日本和美(荷)弓}进的其他大型彝厂相比, 是不够成功的一批引进项目。由此也给工厂和国家带来了数以亿计的巨大经济损失。10 年时间已经匆匆过去, 纵观栖化的历史进程, 一系列个别发生的偶然事件构成了栖化发展的全过程。对于其中许多专题技术问题的探讨, 已有不少文章见诸于各种报刊杂志。但就整个进程而言, 这些个别事件之间有没有某些内在的规律和必然的联系呢?如果,把栖化做为一项系统工程来看待, 那么是否应该而且已经可以做出比较准确的事后评价, 以从中取得深刻的教训了呢?也如同所有事物都存在着矛盾的对立统一一样, 栖化 10 年的艰苦历程又从另一种意义上强迫着人们去经受锻炼, 努力学习并从中得到许多启示。因而也形成和积累了相当丰富的经验, 值得人们去认识去总结。长期以来, 对于栖化以及法型三厂所发生的不少问题, 中外人士之间, 国内专家之间均有过不少的争论和不同的认识。其中有的是由于当时在技术上确有尚未完全暴露的某些未知因素, 有的则是由于当事人员的主观臆断, 甚至由于利害关系而导致的错误结论。随着时间的推移和实践的检验, 现在多数问题都已比较容易得出客观的结论。笔者有幸和栖化广大干部职工一道, 亲身参加了栖化 10 年主要建设生产过程, 并在 1978 年~1983 年的 6 年时间内受命担任过该厂厂长(在开工期间兼任对外谈判总代表)。对工厂 10 年艰辛曲折的经验教训深有切肤之感。随着国家四化建设和对外开放政策的深入贯彻, 我国大型氨厂在今后可见的若干年代内仍将会有长足的发展。对于已经从事或者将要从事这一事业的同志来说, 笔者深感栖化应当从已经付出的巨大代价当中提供出一份重要的借鉴:这套大型装置在 10 年进程中发生过哪些重要的和特殊的问题, 这些问题的发生与解决是否存在着某些规律性的经验和教训?如何适应中国的国情和结合这套装置的特点改进和加强管理?这样单一系列单一产品的装置自身将如何发展等等。对于这些问题, 笔者愿从对工厂实践的回顾和自身工作的体会来进行探讨和研究, 以期与关心这类问题的有关同志共同交流提高, 改进工作。限于内容和篇幅的矛盾, 本文将首先对前面两个问题分两个大部分进行论述。第一大部分着重研究开工投产期间所发生的问题。第二大部分将着重研究投产以后所暴露的三大关键问题。对于其他方面的问题将在今后另外的篇幅中进行讨论。由于笔者自身水平所限, 文中若干观点可能有谬误之处, 欢迎批评指正。本文撰稿期间, 得到许多熟悉栖化情况的干部工人的热情协助, 在此特向他们表示真诚的感谢。

3.92 开工 10 年进程简要回顾

(1) 主要阶段划分

按照时间顺序和主要作业工作性质区分为四个阶段, 栖化 1a 年进程大致可以划

①以工程准备工作, 土建和设备安装为主要内容的基本建设阶段。此阶段可自 1974 年 2 月 16 日中法双方签订引进合同之日起算至 1977 年 5 月 11 日开始公用工程单体设备试车前为止, 共计 1180 天, 约 3-2 年。

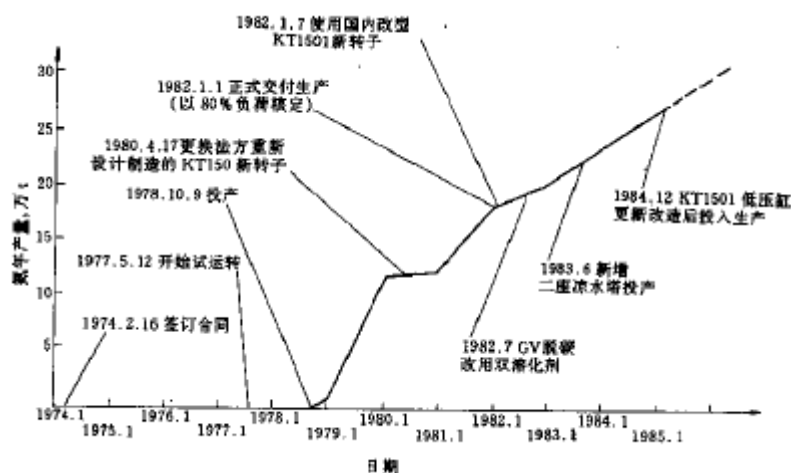
②以引进生产装置单体、联动试车进而进行化工投料直至首次生产出主要中间产品(合成氨)和最终产品(尿素)为主要内容的试运转投产阶段。此阶段自 1977 年 5 月 12 日仪表空气压缩机单体试车始至 1978 年 11 月 9 日同一天生产出合成氨和尿素为止。共计 517 天, 约 1.4

③以低负荷断续生产为特征的低负荷试生产阶段。此阶段可自 1978 年 10 月 10 日开始试生产起直至 1982 年 1 月 7 日, 在 1981 年年度大修过程中更换了国产合成气压缩机高压透平(KT1501)转子(止振销型)并正式开车为止。共 1186 天, 约 3.2 年。

④以提高负荷、陆续攻克主要生产技术关键，进入长周期高负荷连续生产为特征的高负荷稳定生产阶段。此阶段可自 1982 年 1 月 8 日年度大修后开车生产起算直至 1984 年 10 月年度大修停车前连续进行满负荷生产考核为止。共约 102 天，约 2.8 年(自 1984 年 10 月 5 日至 21 日，连续日产合成氨千吨以上，平均实际日产 1013t)。

1983 年 6 月 24 日，国家验收委员会正式对栖化工程举行验收仪式。并确认自 1982 年 1 月 1 日始移交生产。由于工厂尚有若干重大问题未获解决，工厂暂时核定为原设计能力的 80%。

上述各阶段如以氨产量为主要衡 t 尺度可见图 39-1 所示。



(2)基本建设工程概况

①各主要阶段起始日期

- a.合同签订日。1974 年 2 月 16 日。
- b.计划任务书批准日。1974 年 8 月 5 月。
- c.三通一平工程。1974 年 9 月 27 日始至 1975 年 5 月基本结束。
- d.土建主体工程。1975 年 5 月始至 1976 年 8 月基本完工。
- e.设备安装工程。1976 年 8 月始至 1977 年 8 月基本完工。
- f.装置建成日。(以中法双方正式签字确认日计)1978 年 11 月 11 日。

②工程主要指标完成情况

a.投资。国家批准总概算。30428.7 万元。实际投资总支出为 31224.7 万元，其中建工程 16.2%；设备投资占 67.3%；其他费用占 16.9%。

总投资中国外部分 20990.3 万元，国内部分 10234.4 万元，(引进合同部分总价 20362 万法郎，其中合成界区 11739 万法郎；尿素界区 4593 万法郎；公用工程界区 4031 万法郎)。

b.主要工程量。总建筑面积 130824m²；平整土石方 230 万 m³。安装设备 1307 台，仪表 6663 台件，电器设备 149 台件；工艺管道 136.7km；焊缝 x 射线拍片 28415 张，电缆 355.6km。运输皮带栈桥 2.8km。

c.主要材料消耗。引进部分总吨位 12576t；国内材料消耗：钢材 195051，木材 19931m³，水泥 507031。

d.竣工验收质量评定结果。土建优良率 82.500%；设备安装优良率 90.900%；工艺管线优良率 91.3%；电气优良率 98.4%；仪表优良率 90.9%；总评为优良。

(3)试生产以来的主要作业实绩主要作业实绩见表 39-1。

表 39-1 试生产以来的主要作业实绩

项 目 \ 年 份	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984
合成氨年产量, t	8346	124935	126579	191576	204424	243487	270358
尿素年产量, t	4427	201366	214743	328878	345242	408063	455124
年实现利税, 万元	-1762	1410	2041	3154	2441	2795	5524 ^①
氨成本, 元/t	—	350	308	308	346.2 ^②	329.5	323.56
尿素成本, 元/t	—	284	253	253	287.1	280.6	274.9
氨可比能耗, 百万 kJ/t	—	—	—	45.7	43.2	40.8	39.6
吨氨综合能耗, 百万 kJ/t	—	—	—	74.4	73.4	68.3	67.2
氨年停车次数	2	21	13	9	18	11	6
尿素年停车次数	2	17	14	13	16	19	13
氨累积运转天数	8	198	166	272	241	280	285
氨运转率, %	—	54.2	45.3	74.5	66.0	76.7	80.8
尿素累积运转天数	7	174	154	247	225	262	279
尿素运转率, %	—	49.7	42.0	67.7	61.6	71.8	76.4
氨最长连续运转天数	5	38	38	145	81	149	122
尿素最长连续运转天数	4	44	56	99	31	101	73
氨平均生产负荷率, %	42	63	76	70	85	86.8	82
尿素平均生产负荷率, %	34	67	80	77	88	89.7	94.3
氨最高日产量, t	736	781	866	772	955	984	1023
尿素最高日产量, t	1193	1617	1585	1611	1778	1738	1777

①1981 年国家开始征收重油特别税 70 元/t 油。

②1984 年国家调整尿素出厂价格由 350 元→400 元/ts

(4)与国内外同类型工厂主要对比为了从客观上评价栖化工程的效果, 现将其主要作业实绩与国内外有代表性的同类型工厂进行对比, 见表 39-2。这里选取的对比厂分为 6 组。

第 1 组栖化。

第 2 组为安庆石油化工总厂化肥厂, 为由 I.I. } 引进的同类装置。

第 3 组为广州石油化工厂引进化肥装置部分, 伺为由 H.I 引进的同类装置。

第 4 组为四川化工厂引进化肥装置, 为由日本引进的同类型装置。

第 5 组为沧州化肥厂, 为由美国(合成氨)荷兰(尿素)引进的同类型装置。

第 6 组为国外 20 世纪 i0 年代初中期投产的有代表性的同类装置。

表 39-2 国内外同类型工厂对照

组 别	1	2	3	4	5	6
项 目	1	2	3	4	5	6
工厂或地区	栖化	安庆	广州	四川	沧州	国外平均 ^①
投产日期	1978. 10. 9	1978. 11. 30	1978. 12. 6	1976. 6. 22	1977. 4. 2	70 年代初中期
自合同签订日至投产日天数	1697	1750	1750	1133	1241	730~1460
自投产日至合成氨满负荷日天数	2110	2096	1399	111	17	5~187 ^②
自投产年份到满负荷年份年数	大于 6 年	大于 6 年	大于 6 年	3	3	1~4 年
工厂总投资, 亿元	3. 12	3. 13	2. 22	2. 08	2. 52	0. 5~0. 8 亿美元
投资回收期(自投产年起)	预计 9 年	预计 10 年	预计 8 年	34 月	43 月	2~8 年 ^③
最长合成氨连续运转天数	145	105	109	379	167	468 ^④
最好氨装置年运转率 %	80. 8	83. 86	79. 68	96. 4	92. 8	90~100
原料	石脑油	石脑油	石脑油	天然气	天然气	天然气

①此栏内上下限数字系包括发展中国家和工业发达国家的一般平均情况, 个别情况不包括在内。

②此数字系取自凯格公司调查资料见‘石油化工科技资料无机化工 1975.1 期,

③当时以天然气为原料生产的尿素出厂成本约为 120~150 美元, 以石脑油为原料的成本约为 160~190

美元, (其中包括 10 环的投资回收费)工厂投资回收年限受市场价格影响较大, 20 世纪 60 年代中期尿素离岸价格曾在 150--200 美元 1t 范围涨落。

④468 天系美国化学工程师协会对北美 C 美国和加拿大)的 30 个大型合成氨厂进行 4 次调查的结果, 30 个厂平均最长连续运转时间为 237 天。另据报道美国 C. F. 工业公司 D)anaidgonville 千吨氨厂 1978 年 9 月 29 日至 1980 年 6 月 22 日连续运转 633 天, 该记录定义有可能系指每天只要有氨产里即算连续运转, 故此数字仅做参考有待查证。

根据表 39-2 对比结果可以看到如下几点。

①晒化建设期(自合同签订日起至首次出尿素产品止)较国内日美型工厂长约 400~500 天, 与安庆、广州同类工厂(以下均简称为同类厂)比基本相近, 且属期限最短、最早投产的一个厂。

②自投产日起达到满负荷(指较稳定的日产水平)期间, 日美型工厂一般均在 6 个月的考核期内迅速实现并顺利地通过考核, 但法型三厂均用了 4~5 年时间才实现日产千吨氨的能力, 而从年产量来考察(根据国内习惯概念此类厂均以年产 30 万 t 为公称能力。而根据合同规定, 法型三厂的合成氨年设计运转时间为 8000h, 则其年产量应为 $1000 \times 8000 / 24 = 33.3$ 万 t。国外对此类型工厂的公称能力一般均称年产 33 万 t)国外平均先进水平在投产后第 1~2

年即可达到。国内日美型工厂也接近这一水平。但法型三厂直至 1984 年仍未能实现这一目的。1984 年三厂均创历史最高合成氨年产量。安庆为 270538t, 晒化为 270358t, 广州为 264806t 预计 1985 年经过努力有可能首次实现年产氨 30 万 t。

③按晒化截至 1984 年止的生产实绩对几个主要技术经济指标测算如下。

a. 损失尿素产量。以自 1980 年起应达到年产 52 万 t 尿素为比较基础, 1980~1984 年实际产量 173.5 万 t; 应得产量 260.0 万 t; 损失产量 86.5 万 t。

b. 损失总产值及利税额。为计算简便起见, 均以尿素出厂价格 350 元/t 及每吨尿素可得利税 120 元计, 同时, 均不考虑资金复利的影响。损失总产值 86.5 万 $\times 350 = 3.03$ 亿元; 损失利税总额 86.5 万 $\times 120 = 1.04$ 亿元。

c. 投资回收期。1978~1984 年实现利税总计 1.56 亿元。设 1985 年以后平均每年实现利税为 6500 万元, 则预计需至 1987 年始能回收全部投资。(如按资金年利率 5% 计, 则投资回收期将延长到 1989 年。)

若自 1978 年起算, 投资回收年限为 8~9 年。

以上计算均未考虑工厂建成期推迟 400~500 天的影响。

39.3 试运转过程的剖析研究

39.3.1 试运转概貌

晒化的建设工作是在江苏省南京栖霞山化肥厂建设指挥部组织领导下进行的。在试运转投产期间还组成了晒化开工领导小组, 江苏省委、原石油化工部以及南京市和各有关部门对晒化的建设均给予了极大的支持和关怀。派出了重要的领导干部长期进驻现场指挥建设工程和试运转开工。并调集了以江苏省建设队伍为主体的大批施工力量集中施工, 确保重点工程上马。有关基本建设部分的评价和总结, 早已有若干专门材料, 本文不做重点讨论。但应该指出的一点是: 晒化建设由于所处历史时期的特点, 不可避免地会受到国内外多方面因素的干扰—国内当时严峻的政治形势, 国外由于卖方在设计、供货、技术指导等各方面出现的许多重大问题—由此而在建设阶段产生的若干问题, 必然将对试运转过程产生重大影响。对这些问题的具体分析, 将在本文以后部分述及。

晒化的试运转工作是在经过了两年多的工程建设基础上, 初步具有了试运转条件的情况下, 经中法双方 1977 年 5 月南京双门楼谈判共同同意后于 1977 年 5 月 12 日正式开始的, 自第一台仪表空气压缩机单机试车直至 1978 年 10 月 9 日首次生产出合成氨和尿素为止, 整

个阶段日历天数为 517 天，计约一年零五个月。

按照 H. I. 的技术文件，自原水处理开始到生产出合成氨尿素并接着进行满负荷考核，整个阶段称为试运转开车和考核阶段 (commissioning start up and test run) 并以一段转化炉投入原料石脑油开始裂解之日称为“J”日 (法文 “JOUR”，日期的意思) 整个阶段包括我国习惯上使用的单体试车、联动试车和化工试车投产三个阶段。“J”日即化工投料日。所不同的是我国氨厂基建投产以后一般没有明确规定在投料生产后半年之内进行 7 天满负荷连续运转的考核并据此进行合同工厂的验收。这种形式对我国今后新建化工厂的验收和评价也是可以借鉴的。

试运转经历了比较复杂和艰巨的进程，为了便于对整个过程进行剖析研究，对试运转实际时间的构成因素可用下述关系式进行表达。

$$D = K \cdot P = K' \cdot P + \Sigma T$$

式中 D—实际试运转总天数(517 天);

P—法方提供的理想标准试运转总天数(115 天);

K—法方提供的平均裕度消耗系数 (2.0)

K'—试运转实际裕度消耗系数(405)

ET—所有非计划因素消耗试运转时间(以天数计)的总和(共 287 天，详见 39.3.2)，可用 T_1 、 T_2 、 T_3 ... 诸因素表示。

按照上述数据，该式实际为：

$$D = 4.5 \times 115 = 2.0 \times 115 + 287 = 517 \text{ 天}$$

法方提供的 230 天的试运转计划(该计划系自原水预处理开始起算第二步为仪表空压机单体试车，试运转由于工厂有临时水源可提供冷却用，为了加快试车进度，对试车顺序做了调整，先进行仪表空压机试车，原水预处理试车由于安装进度的影响是在其后进行的)是根据网络技术原理制订的。这个数字和日、美型工厂的数字大体相当(日本型计划大约 197 天)法方整个试运转计划分为三个阶段，共有 80 个程序(其中包括尿素 20 个程序)。

(1) 公用工程试运转计划共 119 天。共有 23 个程序，其中 8 个为关键程序(或称主要矛盾线)即原水处理开车~冷却水开车~仪表空气开车~精制水处理开车，辅锅开车、蒸汽管网吹扫~循环水透平机泵开车供水。

在关键程序进行的同时，交叉进行柴油发电机和事故电源系统试车，锅炉给水和蒸汽管道的化学酸洗钝化和惰性气、燃料油、冷凝液、氨球罐等系统的试运转工作、

(2) 氨装置及尿素装置试运转计划共 77 天。共有 39 个程序 (其中尿素 14 个)，关键程序共 5 个。即氨装置主要容器管道空气吹扫~各反应器装触媒(氨合成塔排在非关键工序)~转化脱碳系统氮气置换~一段炉氨裂解~脱硫转化高变脱碳甲烷化系统投入运转(包括相应的各触媒升温及还原)。

与此同时交叉进行各机泵、透平单机联动试车，加热炉烘炉，脱碳系统水洗、碱洗、投入运转等工作。尿素系统也与此同时开始进行试运转。

(3) 化工投料试车及考核阶段自一段转化炉投入石脑油之日(即“J”日)起直至生产出氨及尿素。这一阶段共有 18 个程序。除去尿素 7 个程序外均为关键程序。计划共 34 天。在出尿素之后稳定一段生产即尽早进行为期一周的满负荷考核工作。

与法方所提计划相对照，试运转实际试车投产日程如表 39-3 所示。

表 39-3 栖化试运转简要日程分析

序号	主要工作内容	计划天数	实际天数	实际起止日期	主要情况说明
1	仪空试车至精制水 处理合格	63	36	1977.6.12 ~1977.6.16	
2	关键路线中断	94	27	1977.6.17 ~1977.7.14	该27天可视为第一阶段实际进度提前而形成的间隔。不计算影响
			94	1977.7.15 ~1977.9.25	等待化学酸洗管道安装17天,进行酸洗及煮炉操作29天,外事矛盾延误28天
3	辅锅开车,蒸汽系 统吹扫,合成氨系统 空气吹扫,转触煤	98	105	1977.9.26 ~1978.1.8	主要外事矛盾延误7天

续表

序号	主要工作内容	计划天数	实际天数	实际起止日期	主要情况说明
4	关键路线中断		96	1978.1.9 ~1978.4.14	再生塔瓷环冲裂更换延误2天,处理系统工艺及仪表管线堵 问题6天,处理脱碳系统4台大泵缺陷36天,脱碳系统进行水洗、 碱洗、钝化操作46天。(与此同时进行冻坏的凉水塔格槽修复,由 于共振损坏的凉水塔风扇叶片改造及合成高压热交换器E1502 修复工作)
5	首轮试进行氢裂解		20	1978.4.15 ~1978.5.4	当时全局尚不具备投料连续试运转条件,为提前考察设备锻炼 操作,经中法双方共同同意局部试行氢裂解,中间共中断五次, E1502及凉水塔继续抢修
6	关键路线中断		76	1978.5.5 ~1978.7.18	E1502继续抢修至完工占用26天,高压蒸汽过热加热炉F1203 爆炸后事故检修占用38天,废热锅炉H1201分布器改造占用12 天(与此同时进行事故电泵逆变器消除缺陷改造及合成气压缩机 组管道找正及调试等工作)
7	再次进行氢裂解、 一段转化炉首次投料 合成触媒还原	69	61	1978.7.19 ~1978.9.17	氢裂解中断三次,1978.8.11日一段炉投入石脑油("J"日)连 续运转至氨合成触媒开始还原时,由于炼油厂故障燃料干气中断 而停止,此阶段按同9阶段计算,因处理脱碳系统析盐及换热器 E1501检修等延误2天
8	关键路线中断		12	1978.9.18 ~1978.9.29	因炼油厂故障燃料干气供应中断被迫停车
9	第三轮氢裂解,再 次投油并首次生产合 成氨、尿素		10	1978.9.30 ~1978.10.9	1978.10.9日同一天首次生产合成氨及尿素

综合表 39-3 所示的日程及主要情况说明可以得到下述几点认识。

①栖化试运转投产总时间为 517 天,比法方原计划超出了 287 天,根据式(39-1)计算,实际裕度消耗系数 $K=D/P=517/115=4.5$ 相当于原计划天数的 2.25 倍。

②从具体进程来看,全过程划分为 9 个自然段,其中 2、4、5、6、8、9 等 6 个阶段均系关键路线中断或非计划占用时间,共计 31S 天,其余 2D2 天是真正按试运转计划项目进行的试运转工作。如以此数字试算实际有效裕度消耗系“‘设为 K_n ’则 $K=202/115=1.76$

③从三个有效试运转阶段(第 1,3,7 阶段)分别考察每个阶段的实际裕度消耗系数,参考式(39-1)分别以 k_1, k_2, k_3 表示并计算则可得:

$$k_1 = \frac{36}{63} \times 2 = 1.14$$

$$k_2 = \frac{105}{98} \times 2 = 2.14$$

$$k_3 = \frac{61}{69} \times 2 = 1.77$$

为了进一步对实际裕度消耗系数 K 进行考察,在表 39-4 中列举了国内若干同类型工厂的试运转实际情况。并以同样的概念计算 K (均以 $K=2$ 考虑)。

表 39-4 国内各厂试运转周期比较

序号	厂名	试车开始日	产氨日	试车周期天	外委计划天	K	说 明	从化工投料到出数时间,天
1	精化	1977.5.12	1978.10.9	517	230	4.5	自仪空开车起	60
2	安庆	1977.5.25	1978.11.30	557	280	4.84	自界区内变电所送电起	63
3	广州	1977.5.17	1978.12.6	538	230	4.68	自仪空开车起	57
4	四川	1975.7.1	1976.6.22	356	197	3.6	自原水投运起	49
5	大庆	1975.11.29	1976.9.6	284			1975.3.5 通水后水管返修,自修复后再通水起	34
6	胜利	1975.10.10	1976.10.9	365			自原水投运起	48
7	泸天化	1975.12.24	1976.11.30	339			自原水投运起	33
8	江河	1975.2.23	1976.9.29	219			自仪空试车开始	63
9	沧州	1976.6.22	1977.4.2	285			原水自 1976.9.29 开始试车,而膜盐水部分试车在前,自 1976.6.22 开始	33
10	赤天化	1978.1.10	1978.10.1	264			自空分氧压机试车起	20
11	云天化	1976.7.1	1977.10.30	485			自原水投运起	30

注:因各厂具体情况不同,因而起始试车程序也有不同,为便于对比,本表尽量以形成连续试运转的起点程序起算,由于资料不够完整,具体日期可能略有出入。

由表 39-3 和表 39-4 统计及对其不同的实际裕度消耗系数的计算可以得出下述的认识。

①法方提出的试运转计划,以理想标准试运转天数 P 为 115 天做为基础考虑,是有一定的根据和可能的,栖霞的第一阶段试运转实际 k ;等于 1.14,也是一个例证,再从栖霞及许多同类型工厂实际试运转有效时间统计分析来看,理想标准定为 115 天,也并非无稽之谈。

②法方提供平均裕度消耗系数为 2.0 的概念,可以认为是他们从国外许多大型氨厂试运转的大量随机现象中进行数理统计而得出的概率。 K 值的组成因素中包含了在试运转过程中一般可能发生的相当于式 39-1 中 ET 一项所表达的许多偶然和必然因素。当 $K \geq 2.0$ 时,这些因素一般可以认为是正常的或是难以完全避免的。但是当 $K < 2.0$ 时,此时出现的 $\{T\}$ 诸因素,则会引起人们的注意。鉴于栖霞 K 值已高达 4.5,因此对于 $\{T\}$ 部分进行认真的剖析研究,以究其原因并吸取教训则是十分必要的,本文的下一节将着重剖析这一问题。

39.3.2 影响试运转诸因素的剖析

栖霞试运转周期长达 517 天,在这个阶段中,进行了数百台机械设备的单机、联动试车,数千台件的电气、仪表设备、数以百公里计的工艺、仪表管道的原始启动和投用,几十个工序、几百个操作步骤相互交叉衔接,整个过程中各种因素的作用互相干扰、重叠,各种偶然的、突发的事件此起彼伏。在面对着大量的原始记录、统计报表、各种简报、纪要等资料的时候,许多事物的本来面貌和它们在整个试运转过程中所产生的影响,往往使人感到模糊不清,为了使对这一个阶段的剖析研究工作建立在一个比较客观和公正的基础上,就必须建立一个判别标准。首先,要回顾一下在本章上一节中所叙述过的概念,由于试运转计划本身已包括了 $K' = 2$ 甲。这样一个平均裕度消耗系数,那么对于在试运转过程中,若干并非一次试车成功或者完全顺利进行的工作,只要是在计划期间内进行完毕了,就应该认为是属于正常的。反过来也就是说,只有那些在规定的计划时间内没有完成原订工作任务的事件,或者是本来并不属于关键程序的工作,却占用了关键程序时间的事件,则是主要的研究对象。这也是对于式 39-1 中 $\{T\}$ 一项的一个概念上的说明,这样做的目的,是为了使研究的结果,首先应该建立在一个比较科学的计量判断的基础上,尽可能地减少主观判断的若干弊病带来的影响。

在按照上述概念分析}T 诸因素时，还会遇到如下两种问题：

①在每一段非计划中断时间内，造成中断的原因或是发生的问题，往往不是 1 个而是 2 个 3 个。这些问题之间有的是独立无关的，有的是互为因果的。而且常常出现由于一种矛盾的发生而掩盖了另一种矛盾的现象。

②除了上述横向之间各因素的影响外，还有若干纵向的问题。常常有这样的情况，从表面上看，是甲因素影响了试运转计划，然而形成甲问题的原因，却是发生在该中断之前出现的乙因素二由此可知，机械统计数字虽然可以反映出一定的问题，但是也会形成很多假象。因此对于 ET 诸因素的分析单纯依靠建立在统计数字上的计量}断法还是不够的，还必须依据对于每种因素的纵向横向之间的联系以及建立在客观事实上的分析，辅之以主观}断。以求尽可能准确的透过表面现象观察到本质性的问题，为更好地吸取教训改进工作提供一些有益的东西。

下面，一首先根据表 39-3 所提供的有关数据对于组成艺 T 的诸因素进行综合归类，为了更直观的进行观察，将其绘成排列图，

如图 39-2 所示。

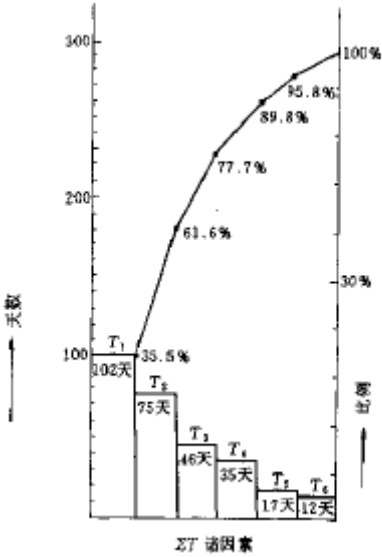


图 39-2 影响试运转诸因素排列图

图中 T₁ 为设备质量和工程设计质量造成的影响共计 102 天（其中脱碳溶液泵影响 36 天，E1502 抢修影响 46 天，H1201 改造 12 天，解决防冻问题影响 6 天，锅炉给水预热器 E1501，E1303 等设备泄漏检修影响 2 天）。

T₂ 为非关键操作占用关键程序时间影响 75 天（其中化学酸洗及辅锅煮炉 29 天，脱碳系统碱洗钝化 46 天）。

T₃ 操作事故影响 46 天（脱碳再生塔瓷环冲翻延误 8 天，F1203 爆炸影响 38 天）。

T₄ 各种外事矛盾影响 35 天。

T₅ 安装进度直接影响 17 天。

T₆ 炼油厂事故燃料干气供应中断影响 12 天。

下面，分别对于在排列图上所显示的 ET 诸因素进行具体的剖析研究。

(1)T₁ 因素—设备质量和工程设计质量问题，从排列图上观察，T₁ 统计日历数为 102 天，占总天数的 35.5% 居诸因素的首位。本段的分析还表明，上述统计数字还不能完全代表这类问题在试运转全过程中实际所发生的影响，把这一因素列为影响栖化试运转的首要和主要的原因，是符合客观事实的。

读者会注意到，这一因素中包含了两个内容，之所以把这两个内容并列在一起，是由

于①大部分设备质量问题的根源出自于设备的设计问题，从这个意义上讲，也可以把 T，简称为设计问题。②如果从责任方的角度进行研究，除去个别由于安装质量或操作使用不当造成的微小影响外，绝大部分是属于卖方责任，从这个意义上讲，也可把 T，归纳到卖方责任一类。

为了客观地分析这些问题，首先从总体上研究一下卖方提供设备的情况。根据合同内容，在整个引进装置界区内，驱动功率在 100kW 以上的设备共 35 台，总功率计 60025kW。占全部引进运转设备总功率的 93%。对这 35 台设备在试运转过程中呈现的状态统计于表 39—5 表 39-5100kW 以上主要设备试运转情况

设备位号	设备名称	功率 kW ×台数	试运转主要情况	分类
K1102	开工氮气压缩机	330	基本顺利	A
K1202	工艺空气压缩机	7986	基本顺利	A
K1301A/B	开工氮气鼓风机	170×2	机组严重振动，机壳开裂，轴承多次烧毁，轴承座变形	B
G1401A/B	脱碳贫液泵	700×2	润滑油及机械密封系统均出现重大故障，被迫多次进行现场修改	C
G1402A/B	脱碳富液泵	1500×2	润滑油及机械密封系统均出现重大故障，被迫多次进行现场修改	C
K1501	合成气压缩机	19785	密封、润滑油、调速、仪表等系统多次故障透平叶片多次断裂，设计进行重大修改	C
K1503	冰机	4300	基本顺利	A
G2101A/B	高压氨泵	500×2	基本顺利	A
K2102	二氧化碳压缩机	9185	基本顺利	A
G2301A/B	甲铵溶液泵	225×2	基本顺利	A
G2703A/B	低压冷却器水泵	132×2	基本顺利	A
K8101	罐顶 100%风机	920	基本顺利	A
K8102	罐顶 60%风机	190	基本顺利	A
G8201A/B	高压锅炉给水泵	1100×2	平衡盘及摩擦环设计错误试运转连续发生故障被迫修改设计	C
G8202A/B	中压锅炉给水泵	655×2	平衡盘及摩擦环设计错误试运转连续发生故障被迫修改设计	C
G9203A/B	除氧器给水泵	132×2	轴承温度过高轴瓦多次烧毁多次检修后勉强维持使用	B
G9401A/D	循环水泵	1400×4	叶轮严重汽蚀，检修频繁勉强维持使用	B
K9401A/F	凉水塔风扇	250×6	试运转中因产生共振造成叶片损坏，修改设计重新拆修配重	C

对于表 39-5 还要做几点补充说明:一是在试运转过程中比较顺利的设备中，在投产和加负荷生产过程中，又陆续暴露了一些严重的缺陷，如二氧化碳压缩机在试生产 2 年以后，安庆、广州、南京三厂相继发生了透平末前级叶片折断事故，法方不得不对叶片结构进行了重大的修改。二是对于为数众多的 100kw 以下的设备，本文未做详细统计，这主要是由于这些设备多数均为双台备用(例如水处理系统)或者在流程上相对处于不太重要的位里（如尿素储运包装系统》，因而它们发生的许多问题影响较小。当然也不能一概而论，例如一台没有备用的 11kW 的普通三柱塞式开工氨泵，只有在每次开停工过程中才使用十几个小时，然而由于该泵多次发生连杆折断，轴承烧毁等事故，而使氨裂解中断，甚至导致事故发生。为此一方面对该泵结构进行了许多改进，一方面又不得不在开工初期添设了一台备用泵。以防万一。对于这类设备的许多具体问题，本文不拟再行赘述。

除去运转设备的问题之外，在静止设备上也不断发生了不少重大问题。有的则是相当罕见的。如重达 41t 的合成系统高压热交换器 E1502 内浮头开裂事故。在空气吹扫时，发现该换热器管程壳程之间严重泄漏，起初几乎是令人难以置信的。为了修复这台采用整体焊接结构设计的高压容器，日夜加班抢修，前后共花去 5 个月时间。由于其他矛盾的互相重叠和掩盖，在表 39-3 和图 39-2 对于试运转的影响统计上，只反映了 46 天，其他如高变后热交换器 E1303 及合成锅炉给水预热器 E1507 在化工投料过程中发现泄漏，事故电源逆变器系统多次发生故障造成断电、锅炉火焰检测器长期失灵、脱碳系统管道强烈振动以致多次造成管体开裂、

仪表失灵等等均给试运转带来极大的困难。而在投产后不久又在三厂连续出现了废热锅炉 H1207 爆管事故, 氨合成塔顶盖密封反复泄漏着火事故等均使工厂无法稳定连续生产。

为了便于观察和研究, 仍以表 39-5 为基础进行分析。从表中的统计可以看出, 在这 35 台主要设备中, 大致可以分为三种类型。

①A 类。试运转基本顺利通过, 对试运转周期基本上没发生影响的共 12 台, 占总数的 34%线。

②B 类。试运转中出现严重故障, 经多次检修后勉强能够维持运行的, 共 8 台, 占 23%v

③C 类。试运转中发现重大设计缺陷, 无法通过一般检修消除, 而被迫进行重大设计修改的, 共 15 台, 占 43%口

B, C 两类合计占 66%, 也就是说有 2/3 的主要设备在试运转过程中都遇到了严重的麻烦。如果去掉其中属于尿素的设备, B、C 两类比例竟高达 82%。纵观整个试运转过程, 也给人们留下了同样深刻的印象:除去水处理和尿素试车相对较顺利外, 从辅锅到氨装置的试车, 几乎每前进一步都要遇到相当大的困难, 并不得不付出巨大的代价。因此, 无论从统计分析的观点还是从主观判断的观点, 把 T;因素列为延误栖化试运转的首要因素, 都是符合客观实际情况的。

对于造成如此众多的设备质量问题的原因, 在后面将进行进一步研究。一为了叙述的方便起见, 首先观察一下属于工程设计方面的问题。从栖化 10 年生产实践全局来看, 卖方提供的合同工厂设计, 就总体基础来说, 仍不失具有同类工厂 70 年代初期的先进水平, 而且在总体布局, 原料路线, 仪表连锁控制, 冷凝液回收利用一段转化炉和氨合成塔设备结构等方面具有其独到的特色。但是, 由于在试运转以及随后在试生产过程中, 陆续暴露的为数不少的局部设计发生的问题, 不能不使人得出这样的认识:整个工程设计是不够成熟的。由其带来的影响, 不仅反映在试运转过程, 在其后的试生产加负荷过程中, 相继出现的由于若干局部设计产生的重大障碍, 是造成栖化生产多年达不到设计能力的主要原因。本节首先对在试运转过程中的主要问题进行讨论, 这些问题是:惰性气发生装置问题;废热锅炉问题;蒸汽系统问题;设计基础问题包括气温条件及防冻防暑问题和原水水质条件及水处理装置问题。

由于这些问题的产生均有一定的历史根源且比较复杂, 下面将逐项对其进行剖析与研究。

①惰性气发生装置问题。根据试运转计划该装置应在试运转开始后的第 7 周也就是 1977 年 7 月初投入使用, 这是一套以进行合成氨的逆反应为主要生产过程的小型氨裂解装置。在反应中同时加入空气以烧掉裂解生成的氢。制成含 $H_2 < 0.5\%$ (合同原规定 $< 5\%$, 1977 年法方 444 号信件改为 $< 0.5\%$) $O_2 < 6.1\%$ 的惰性气体, 为系统置换、隔离、密封等用途服务。与空分装置比较具有占地少、投资省、操作简便等特点。其缺点是每年要消耗几百吨成品氨及少量的贵金属触媒(当时国内尚无生产)从试运转计划看, 惰性气首先要用于 $8250m^3$ 的氨球罐的置换排气以便安全地进行球罐充氨工作。该装置自 1977 年 7 月份即开始进行试车, 但出装置的惰性气体成分一直达不到指标要求。虽经长时期的调试, 气体仍不合格。不是 H_2 含量超过就是 O_2 含量超过。而且气体中有 NO_x 的成分出现, 以后又发现当装置停车后再重新开车点火升温时十分困难, 温度升不起来。当时法方在现场只有负责整个公用工程的专家, 而这名专家并不是该装置的承包商派来的, 对于这套装置也是首次接触, 摸不着头脑。当时看来已无法通过操作调节来解决问题了, 为了避免由于惰性气供应不上而影响整个试车进度, 不得不决定对外求援, 使用 50km 以外工厂空分装置生产的合格氮气。为了解决运输问题, 临时赶制了 8 台 $8m^3$ 的汽车槽车(以后又用做开工液氨运输工具)拖运。自 1977 年 6 月 29 日开始注入氮气球罐使用, 前后连续坚持近 3 个月, 为此一项所支出的运费即达 6.9 万元。

为了彻底解决该装置存在的问题, 我方有关人员多次进行了研究测定并提出了改进原设计的建议, 经现场法方专家同意进行的改进主要内容为:

a.修改了二段燃烧器空气加入管的位置以保证反应气混合均匀。

b.修改各反应器开工电阻加热器的标高位置,缩减与触媒表面标准位置的距离,以保证在触媒发生沉降的情况下仍能顺利开工。

对于仪表控制,分析检测手段等亦进行了一些局部修改,该装置在卜述修改的基础上经过摸索调试终于在 1977 年 9 月中旬制出了合格的惰性气体投入试运转使用。

对于这套装置所发生的问题,法方现场专家透露,他们原来使用的装置生产能力是 $50\text{m}^3/\text{h}$ (标)的装置。这次为中国设计的装置生产能力放大到 $300\text{m}^3/\text{h}$ (标)因此某些比例问题的出现,也是难以完全避免的。

②废热锅炉问题。废锅 H(1201)是大型氨厂回收废热降低能耗的关键设备。其热负荷约为 $234\times 10^6\text{kJ/h}$ 。与一段炉相当。约占总能耗的 15%,其作用是相当重要的。H.I.的设计与美日型刺刀式结构不同,仅用一台 LJ 形管式锅炉,全厂 180t/h 高压汽均从此产出。该炉热源为二段转化炉出口的 3.1MPa 、 975°C 的工艺气。外壳用不锈钢板衬里,内衬高铝耐火材料。是由法国 5TRLITHERS WELLS 上厂制造。1977 年初现场已安装完毕,直到 1978 年 3 月份首次氨裂解前不久,法方突然以巴黎 H、I. 通知的方式要求现场按他们提供的图纸修改该炉内部工艺气进口气体分布装置。所需全部材料由卖方提供并负责空运到现场。修改的理由是为了保证满负荷生产时的气流分配需要。据 H.I.说如果不进行这一修改的话这台设备只能适应 80%的生产负荷。对于法方提出这一修改的背景,当时我方还不十分清楚。但是考虑了法方所表示的诚恳态度以及根据我方所掌握的有关废锅运行问题方面的担心,我方也接受了法方这一要求。本来这项修改可以早些施工,但法方提供的半成品材料一直到 1978 年 6 月份才运抵现场,之后在现场进行整形组焊等准备工作,直到 1978 年 7 月 3 日才开始在现场施工。由于该容器内径不大,施工时要深入到容器底部进行大量的不锈钢切割和焊接工作。条件比较恶劣。这项工作一直到 7 月 14 日完成,实际已形成对试运转进度的影响。

废锅的首次故障出现在安庆厂投产后的第 25 天(1978 年 12 月 25 日)之后又于 1979 年 1 月 9 日和 2 月 7 日,连续三次发生炉管爆裂被迫紧急停车的事故。以后广州、南京厂均发生了类似问题。南京栖霞首次爆管是发生在 1979 年 7 月 25 日,之后又多次发生,1981 年及 1983 年曾两次更换新内件并采取了措施,但都未能根本解决。自 1978 年至今已累计爆管 5 次。一台新的炉芯运行周期,好的约 2 年,差的只有 1 年,就开始出现爆管现象,被迫停系统进行抢修。给生产带来的损失很大。

根据资料介绍,U 形管废热锅炉在 H.I.为法国 A.G.Q.大型氨厂设计中已经采用。该厂自 1968 年投产运行到 1975 年,8 年中共换了 7 次内件,都是由于爆管引起,是一种技术上没有过关的设备。该厂也正着手进行研究改进。H.I.为中国三厂所进行的设计以及 1978 年所做的补充修改措施主要包括以下几点内容:换热管束直径由拟 19.05 增加 25.04,循环倍率由 4 提高到 6,增加 1 台开工用循环水泵 G1205,高温进气由底部中间直接进入改为侧面进入并补充增设了气体分布器二其主要指导思想看来是增大管内水的循环流速及减少管外局部高温热负荷。这个改进方向从国内所做的大量研究工作[3]来看可以肯定是正确的,只是尚未收到理想的效果。1980 年起,安庆、栖霞等厂均将 G1205 泵长期开用以求解决爆管问题。栖霞并为此目的专门制造和增设了 1 台备用泵。从实践结果来看,虽有一定好处,但仍不能保证这台废锅炉管连续使用 2 年。因此,迄今为止(注,指 1985 年)仍属法型厂尚未获完全解决的重大设备设计关键问题之一,有待人们继续努力。

③蒸汽系统问题。从目前国内首批引进的 13 套大型氨厂来看,合成氨部分工艺流程的设计,除去由于油气原料处理不同而造成的差异外,在设计上差别最大而影响也最大的就是蒸汽系统。由于各家公司选用了不同的蒸汽参数和不同的蒸汽流程,因而引起辅锅结构的不同,废热回收(从冷水预热开始)流程的不同,各种蒸汽透平设计条件的不同等。如果联系到法方为此而重新设计的合成气压缩机透平 KT1501 在运转中多次发生重大事故所带来的

严重后果,就更可以感觉到蒸汽系统设计在大型氨厂的重要位置及其影响了。

H. I.提供的蒸汽系统设计产生的影响表现在试运转和试生产的整个过程。H.I.对蒸汽系统设计的构思也是经过了一个酝酿过程的,这可以追溯到 1973~1974 年的技术谈判阶段。当时 H.I.,对于辅锅的瓦置提出过 3 种设想

- 选用 1 台中压蒸汽 (3.8MPa,410°C,178t/h)辅锅。
- 选用 1 台高压蒸汽 (10MPa,495°C, 140t/h)辅锅。
- 选用 2 台辅锅, 1 台为高压蒸汽 (10MPa,500°C,82t/h)1 台为中压蒸汽 (3.8MPa,430°C, 81t/h)。

我方曾要求 H. I.提供一、二方案的比较,根据 H.I.的计算,第二方案可比第一方案节省能耗 $62.7 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ (折单位能耗 $1.5 \times 100 \text{ kJ/t}$)尽管如此, H.I.仍推荐第一方案。除去投资额较低的原因外,他们最主要的出发点是操作安全问题。据 H.I.介绍,他们在 60 年代末期,为法国设计了两个大型氨厂,一个是在 1968 年投产的鲁昂市((Rouen)A.G.Q 厂;一个是 1969 年投产的勒阿弗尔市 CLe Hare)的 S.N.A 厂。这两个厂采用的都是高压辅锅方案。通过数年的生产实践,蒸汽系统经常发生事故,尤其在开停车和各种事故处理过程中,由于全厂各种蒸汽的总来源都是由 10MPa 高压蒸汽供给的,对于多数为 4. bMPa 汽参数的透平均需通过减压阀供汽。缓冲余地小,操作波动大。在正常生产中。使用高压蒸汽的合成气压缩机背压透平的功率,随着高压蒸汽产出量的波动而波动,缺少调节的余地和手段,也使得生产不容易取得稳定。而且当系统负荷降低到 70 以下时,无法维持连续生产,因此,他们认为第二方案并不可取。至于采用一高一中辅锅的方案,由于投资高而且优越性并不突出,他们认为是最差的方案。由于谈 1 当时,我国国内尚没有大型氨厂的实践经验,因此,接受了 H. I.的建议、同意采用中压辅锅方案。

目前,国内三种类型的大型氨厂都已经积累了多年的生产经验。实践一方面表明,H.I.当初的担心不无一定的道理:大型氨厂自身具有一定生产容量的中压辅锅对于生产的安全稳定和便利开停操作以及维持较低负荷的生产是有一定的好处。而实践另一方面也给出这样的信息:只要设备质量可靠(包括仪表阀门),在大型氨厂的实践经验日趋成熟的客观情况下,对于带有尿素装置(其中压汽用量接近 100t/h)的大型氨厂,为了取得更好的节能效果和长期生产的经济效益,在蒸汽参数的选择上,应优先考虑第二或第三方案,尽量减少直接生产低参数的中压蒸汽的比例。即使是多花费一点基建投资,仍然是值得的,这笔费用将能很快地进行回收。对于在具有外供中压蒸汽来源(如热电厂,炼油厂等)的条件下,新建厂更应优先考虑第二方案。不久前投产的镇海大化肥装置的实践经验(该装置配置两台 10MPa,200/h 高压锅炉并带有一台 9000kW 发电机)将可能对此问题给出一个更好的例证。

由于 H.I.在他们传统的高压辅锅设计之后改用了中压辅锅的设计,因而不可避免地在蒸汽系统的设计上出现一些缺陷,在试运转和试生产过程中主要反映在以下两个方面。

④高中低压蒸汽平衡设计与实际偏离较大,尤其对各种工况下的平衡考虑不足,缺乏必要的调节和放空手段,给试运转和生产带来很大困难。

⑤由 10MP. 向 3.8MPa 系统减压使用的蒸汽调节阀门(PV155 阀)由于本身结构和仪表控制设计上存在的问题,多次发生严重的故障。

H. I.设计全厂蒸汽系统共分 5 种压力参数;10MPa,3.8MPa,2.2MPa,0.4MPa 和 0.25MPa。其中 2.2MPa 级为尿素系统专用,除去 2.2MPa 系统在尿素系统设置了放空阀和 0.25MPa 系统有几条小口径的灭火用蒸汽管线之外,系统所有多余蒸汽都是依靠由 10MPa→3.8MPa→0.4MPa→0.25MPa 几个管网联通阀门依次递减降压后,最终通过冷凝液汽提塔 C9201,由塔顶 8 英寸放空阀控制再排入大气。从实际情况分析,H.I.设计的指导思想是:

⑥由于系统配置了一台产汽 220t /h 的大容量中压辅锅,而且这台辅锅的负荷适应范围很宽,最低可以降到 50t /h 附近运行,因此,蒸汽总的平衡可以由这台辅锅的产汽量自由调

节, 不必再设放空阀。特别是高中压系统蒸汽放空阀, 工作条件都很苛刻, 既要动作灵敏, 又要保证一点不漏(这个阀门的少许泄漏就很容易在放空管口直观察觉), 特别对于大口径阀门是很困难的。现场一个专家曾风趣地打比方说用一台高级“奔驰”轿车的钱也买不了这样一台放空阀, 所以他们的老板不肯掏这笔钱口这虽然是他们在为自己开脱, 但也在一定程度上反映了他们的指导思想。

⑥根据他们对几种工况进行平衡的结果, 0.25MPa 系统放空量不应超过 16t/h(这也是汽提塔的最大设计用汽量)因而, 低压系统也不需另外增设放空阀。

通过试运转和生产的实践检验, 上述两点都发现了问题。

⑦由法国斯太因公司(STEIN)制造的中压辅助锅炉通过实践考验证明还是一台性能较好的设备。在克服了火焰检测器失灵、风道振动等缺陷之后, 这台锅炉确实具有较大的灵活性和适应性。为了验证 H.I. 在上述第一点指导思想的正确性, 在 H.I. 的要求下, 1978 年 7 月 13 日至 14 日, 双方共同在现场进行了辅锅甩负荷试验。这主要是为宁应付出现尿素 CO₂ 压缩机突然停车工况时, 中压蒸汽负荷将锐减 90t/h 的情况而准备的。实际试验的结果并不理想, 这倒并不是锅炉负荷减不下来, 而是当在很短时间如此大量减负荷时, 整个辅锅系统的各种参数均出现大幅度的波动, 特别是当系统蒸汽压力剧烈波动时, 很容易产生低液位连锁动作而造成辅锅停车。以后经过长时间的摸索, 在仪表跟踪性能、操作处理方法等方面进行了相当多的改进, 情况有了不少改善, 但仍难完全保证在出现上述工况时的安全生产, 三厂均因此发生过辅锅连锁跳车的事故。

⑧在试运转和试生产过程都发生了高中压蒸汽感到不足而低压蒸汽过剩并且自汽提塔放空阀排放不及时的状况。此时, 不得不将汽提塔放空阀全部打开放空, 实际排放 t 在 20t/h 以上(栖霞、安庆、广州三厂均出现过由于通汽量大大而将塔板冲翻的事故)有时甚至连蒸汽灭火阀都打开仍然排放不掉而不得不采取停用蒸汽透平启用备用电动设备的办法来谋求蒸汽平衡, 以降低低压管网的压力。在夏季高温季节更容易出现这种现象, 这主要是由于低压蒸汽用量减少、尿素对外输送低压蒸汽量增多以及某些背压透平效率下降耗汽量增大等原因造成, 而这些不平衡因素都是在原设计中估计不足的。

⑨FV1155 阀的问题。该阀是位于 10MPa 和 3.8MPa 蒸汽管网联接通道上的一支十分关键的阀门。阀门蒸汽流量应为 0~180t/h, 并根据生产的需要, 能够分别起到截止、快开、调节、减压等多种作用。如果它不能灵活可靠的完成上述任务, 很可能造成这两种高压差蒸汽管网的控制混乱。以致使锅炉、透平和整个工艺系统发生恶性事故。日美型工厂设计者对此问题都相当重视, 他们使用了 3 支自动阀门分别担负上述几种不同任务, 并在其后串接了限流孔板、截止阀门等管件以确保安全可靠。惟独 H. I. 在此处仅用了一支阀门, 使人产生一种“大兵压境, 一夫当关”的悬念。笔者在 1980 年参观由 H.I. 设计于 1979 年开工的鲁昂市罗纳—普朗克(Rhone Poulenc)月产千吨氨车间时, 特别注意到这支阀门的联接方法采用的是同样设计。在该处使用了一支由法国祖尔策尔工厂(Sulzer)制造的阀门, 据厂家介绍使用情况良好。但在中国的三厂该阀均产生了下述问题。

⑩H.I. 为中国三厂选用的是由意大利 PIGNE7NE SL3D 公司制造的双套筒笼式低噪声蒸汽减压阀。该阀由于设计结构上的缺陷(主要是内部配合间隙不当及固定销钉结构不牢松脱)使用不久后三厂均先后发生了阀杆卡塞、阀笼破碎等严重故障。

⑪原设计, “155”阀的膜头是受分程讯号开关控制的, 在高压蒸汽管网压力 PIC 调节器上, 0~50%的范围是控制合成气压缩机高压透平 KT1501 的进汽量的。正常生产时该讯号一般在 30%左右。只有当高压蒸汽管网超压而 PIC 输出讯号增长到 51%以上时, “155”阀才接受到开启讯号。由 30%上升到 51%的讯号增长以及气动膜头接收讯号开始充气启动阀门至少需要 6~10s 时间。因而每当 KT1501 突然跳车时, 高压蒸汽压力首先猛涨甚至把废锅安全阀登跳(压力达 11MPa 以上), 继之“155”阀突然打开大量高压汽涌入中压管网而又造成中压

汽压力猛涨,辅锅因此极易造成跳车事故。同时,由于高中压蒸汽压力的猛烈冲击,辅锅废锅两台重要设备的寿命均受到严重的影响。在试生产不到半年时间内三厂因仪表故障停车 5 次,其中 60%是由“155”阀引起的。

为了解决上述一系列设计问题,法型三厂均做了大量工作,几年来,栖霞采取了下述几项措施。

④通过多次检修,对“155”阀结构进行了改进:调整内部配合间隙,用柔性石墨材料代替了原来的纯石棉密封填料,更换新阀笼后采用焊接固定代替原来的 3 个 M6 螺钉固定(三厂均做了大致相同的改进)改进后,该阀已能正常使用。

⑤改进了仪表控制系统。原控制系统的缺陷已如前述。为了解决其问题,将原来一个调节器控制改为由 PIC155A, B 两个调节器进行控制。当正常生产时, PIC155A 行使原来 PIC155 的控制功能.而当 KT1501 紧急停车时,控制电路迅速由 PIC155A 自动切换到 PIC155B。该调节器可以立即直接打开“355”阀并一次开启到 30%开度,然后再恢复追踪调节。为了缩短“155”阀开启时间,将该阀气动膜头进气管线改粗并增设了继电器。这样可以减少膜头充气所需时间。使该阀在接到 PIC155B 的电讯号后 4s 左右完成快开的动作。从而保证了高压系统压力基本稳定不会出现超压现象。改进后的数年实践表明,已经完全可以达到预期目的的要求。

⑥增设了 3.8MPa 系统自动放空阀和 0.25MPa 系统手动遥控排放阀。在中压汽负荷大幅度下降时能及时排放调节并给辅锅充裕的时间逐步调整操作条件。无论是当 KT1501 或是二氧化碳压缩机跳车时都能保证蒸汽系统的平稳调节。对于各种工况下出现的低压蒸汽不平衡现象也能够应付自如,不受限制。

在回顾这一段历史进程时,应该强调指出的是:

⑦这些问题以及一些类似问题在栖霞 10 年的历史舞台上并不十分引人注目。如果单纯从技术观点来考察也并不复杂。但是从工程的观点来看,却都是至关重要的。上述一些措施,都是在工厂遭受到沉重的损失并付出了相当的代价之后才得以实现的。缺少这些必要的措施,先进的生产技术也难以很好地发挥其优越性。中国俗话说:一颗老鼠屎弄坏一锅粥。栖霞的许多教训对于一项工程的设计者(包括设计方案的决策者)来说,似乎有着更重要的意义。降低一项工程的造价当然是一个重要的设计目标,但是必须保证必要功能的实现。否则必将因小失大,得不偿失。

⑧实践是检验真理的标准,人们的许多认识也应该依据实践的结果而重新认识。对“155”阀的设计类型,法型厂和美日型厂孰好孰差,尚不宜定论。法型厂在前几年此问题尚未妥善解决时,技术上研究了不少改造方案,包括模仿美日型另增设一支并联的“155”阀以分别担任快开与调节的职能等。但从目前实践来看,这些方案均可不必再行实施了。而且做为一种经过实践检验的设计方式—单阀联通控制,在客观条件具备时,是可以而且应该总结推广的。

⑨设计基础问题之一,气温条件及防冻防暑问题。在合同附件 II 中,我方向 H.I.提供了下述的气象条件:(三个工厂为相同数据,下为摘要部分)

气温 年平均 16.5°C
 最高月平均 32°C
 最低月平均 3.2°C
 绝对最高温度 39.7°C
 绝对最低温度— 12.5°C
 设计最高温度 32°C
 设计最低温度 1.6°C

用于水冷却塔设计

干球温度 32.5°C

湿球温度 28°C

地面下 1.8m 处温度最大 29.9 °C

最大冻土深度 0.1m

上述气象条件，除去三个工厂数据相同这样不符合客观情况的问题外，最大的毛病是在“设计最高温度”和“设计最低温度”两栏。由于这两栏数据的定义不清且不符合实际情况，H.I.在工程设计上基本上没有考虑防冻防暑等问题，在试运转中出现了困难。1977年1月17日，试运转已进行到脱碳系统的水洗碱洗阶段，南京适逢多年罕见的大雪，气温降到-8°C以下，出现了严重的困难局面，主要反映在以下几方面：

④大量仪表导压管线冻结，如除氧器、脱碳、重油、循环水、冷凝液等系统许多仪表均告失灵，有的甚至把差压器冻坏，无法继续运转。

⑤许多较小直径的工艺管线自身冻结，如由水处理厂房通至锅炉系统的磷酸三钠和联胺管线，全长二百多米，虽有一般的石棉绳保温层，但由于该管线内物料系间断流动，遇到这样的低温均全部冻结。脱碳系统许多密封水，G.V溶液小管线也发生了同样问题。

⑥6座凉水塔当时开用2座，未开用的凉水塔进水碟形阀门虽然都已关死，但由于回水总管有压力及阀门不十分严密，仍有少量水漏过阀门并逐渐积累克服静压而自塔顶流出。当时虽然风扇都没开，但由于塔高自然抽风量很大，塔顶结成冰柱坠落时，将塔内大部分聚丙烯格栅砸碎(该材质事后检验低温抗冲击性能也很差)无法使用。

当上述问题发生后，双方举行了谈判，我方指出尽管对于“设计最低温度”双方理解不同，但在基础条件上我方已给出绝对最低温度和冻土深度，法方在设计中不考虑防冻问题是错误的。但法方一直强调按“设计最低温度”的要求他们是没有责任的。谈判呈现僵局。鉴于现场急需迅速解决这些问题，为了取得早日试车投产的根本利益，我方决定立足于自己来解决这些问题：对于仪表和工艺管线，我方组织了力量赶制管件接头调集材料，突击安装了2000m蒸汽伴管。损坏的格栅进行清理分拣，对尚能绑扎拼用的尽量留用，但也只凑够了3座凉水塔的数量，尚缺三塔没有格栅。该格栅幅长800mm，每件重3.1kg，当时国内还没有这样大型的注塑设备，赶制也并不容易(自1982年法型三厂与上海胜德塑料厂签订了合同，但由于重达29t的模具的设计制造等问题，至1985年仍未试制出来)如果由法国订货海运(体积太大不可能空运)试运转将大大推迟。后经我方研究，参照国内小化肥厂的实践经验，提出临时赶制竹格栅代用的建议，法方也表示赞同。前后共花了2个多月的时间，才把凉水塔修复(生产实践表明，竹格栅效果接近原格栅，惟寿命较短，对水质中菌藻是否有影响未得定论，但做为应急措施，是应该充分肯定的)。为了防止再发生类似事故，对于进水管线做了设计修改，在进口蝶阀前增加一支大口径副线阀，并在蝶阀后增加了排水阀，当凉水塔冬季停用时，打开上述新增阀门，可以确保不再发生此类事故。

对于高温季节的影响，有关凉水塔设计能力问题将另行讨论。在试运转中发生的主要问题是1978年8月1日，正当氨裂解进行过程中，当时南京正值盛夏酷暑，烈日当空，开工氨泵进口液氨管线没有隔热措施，管线中液氨产生汽化现象(在0.33MPa表压下液氨汽化温度为0°C)影响氨泵抽空无氨进一段转化炉。由于操作经验不足，发现处理均不及时，以致使一段炉触媒被氧化。当时被迫停止氨裂解，进行了24h的触媒再还原工作。为了解决汽化问题，临时采取了塑料板遮阳的措施，以后增加了管线保冷隔热层做为永久性措施予以解决。

⑤设计基础问题之二，原水水质条件及水处理装置问题。在合同附件II中，我方向法方提供的三个工厂原水水质相同，该水质数据系原来为大庆引进大型氨厂谈判所用的嫩江水系水质，和栖霞实际使用的长江水系水质有很大的差别，详见表39-6所示。

表 39-6 晒化原水水质对照表

项 目	合同规定	1974~1975 年实际数据 ^①	项 目	合同规定	1974~1975 年实际数据 ^①
Na ⁺ 、K ⁺ ,mg/L	58	5.5~10.6	HCO ₃ ⁻ ,mg/L	247	91.5~127.5
Ca ²⁺ ,mg/L	34	24.1~38.7	游离 CO ₂ ,mg/L	13	1.4~2.2
Mg ²⁺ ,mg/L	8	4.6~8.0	总硬度,mg/L	2.35	4.3~6.3
Cl ⁻ ,mg/L	6.0	5.4~9.6	甲基橙碱度	4.27	1.5~2.0
SO ₄ ²⁻ ,mg/L	6.2	9.7~30.0	pH 值	7.64	7.1~7.8

①系取自 is7a 年 11 月—1975 年 12 月逐月分析数据中有代表意义的数据,个别突出数据已侧去。

从表 3s-s 数据可以看出,两水系水质有本质上的差别:嫩江水 K⁺、Na⁺离子含量高,其硬度与碱度之比小于 1,属于碱性水。而长江水则相反, Ca²⁺、Mg²⁺离子相对含量高,而 K⁺、Na⁺含量很少,其硬碱比大于 1,属于非碱性水。由此而给水处理装置试运转及正常生产将带来严重障碍,由于这个问题出自我方,由此产生的开工问题 H.I.完全有理由不承担责任,因此我方有关人员对此问题一直感到有沉重的压力。由于当时外事条件的限制,一直拖到 1976 年 12 月才被允许将我方水质的真实情况及典型资料提供给法方,并等待法方的反映与答复。1977 年 2 月 H.I.以 BK443 号信件做出了回答。H. I.的态度是由于实际水质与合同水质不符,必须对水处理装置设计进行修改。其理由是由于水质硬度升高,在脱盐水处理过程中,原流程中处于前面的拨酸性(弱酸型)阳离子交换器将不能使原水中全部硬度交换掉,而有一部分硬度将会泄漏到其后的磺酸性(强酸型)阳离子交换器。这样当树脂再生时,在磺酸性交换器中就有析出 CaSn₄ 沉淀堵塞的危险。信中又要求我方按月份提供详细的水质资料以便进行设计修改。

为了解决这个隐患,我方随即提供了详细资料,并盼望法方早做出确切答复。虽经我方多次催促,一直到 1977 年 5 月份试运转开始时法方仍未能提出具体方案,试运转刚刚开始就面临被迫中断的危险。

为了在外事交涉中处于主动地位,早在 1976 年,晒化有关人员对于水质问题就已开始进行了分析研究。对于我方在外事工作中的困境,和实际存在的技术问题已做了充分估计。并已经准备了对策。以自力更生的精神组织工厂内外三结合,在江苏电管局中试所,华东电管局中试所、设计院、谏壁电厂等单位的协助下,进行了大量的调查研究之后针对法方 BK443 号信件提出的问题又专门进行了模拟试验,取得了可靠的数据。制订了完整的应急技术方案以备需用。我方方案的主要内容是在不改变原有设备和工艺流程的基础上,调整操作和仪表控制数据,增大再生硫酸稀释水的流量,使 H₂SO₄浓度由原来 3%降低到 2%,并将进酸时间由 50min 延长到 70min。这种操作条件经过多次模拟试验证明,可以保证不产生沉淀并且不影响再生质量。长江水系若于电厂水处理装置多年的运行实践也证明了这一点。

为了保证试运转的连续性,在久等法方方案不见答复的情况下,1977 年 4 月底,在与 H.I.高级代表的谈判中,经有关领导部门的批准,我方将该方案提交给法方要求予以审议配合。H.I.于 5 月 20 日由巴黎发回 606 号电报,对我方提出的方案表示“理论上是可行的,但是不予推荐”,而他们的方案究竟何时可以拿出来 H.I.却迟迟不肯表态。在这种情况下,经过有关领导部门的慎重研究毅然决定按我方制订的技术方案组织水处理开车并力争取法方的配合。6 月 3 日水处理开始装填树脂,继而通水试车,在广大职工的共同努力下,6 月 16 日顺利地生产出了合格的精制水。在试车开始时,法方现场总代表曾表示不与我方合作,当试车顺利向下进行时,6 月 11 日 H.I.自巴黎发电报指示现场总代表及专家与我方正式合作。我们终于取得了外事工作上的主动权。而从技术角度来看,通过晒化多年的生产实践,也完全验证了这一方案的合理与可靠性。

法方的方案一直到 6 月份才提供给我们,并派了水处理专家来华进行技术和商务谈判。法方方案提出要对三厂水处理装置进行流程上的修改。根据三厂不同情况并有一定差别。对

栖化的改进方案主要内容是。

④为防止 CaSO_4 沉淀, 将强酸型阳离子交换器由逆流改为顺流再生。再生用 H_2SO_4 浓度由 3% 改为 2%、4% 分步再生。

⑤由于栖化原水中强阴离子含量升高, 需要将弱碱树脂容量由 1800L 增至 2150L, 以保证水处理运行周期。

修改费用每厂约为 52 万法郎。设计和供货周期需要 6 个月。

对法方的方案, 我们认为其出发点还是实事求是的, 解决问题的思路也有某些可取之处。但就其具体办法来说, 特别是改变工艺流程采取顺流再生的措施, 并不见得十分必要。南京、安庆、广州三厂各有不同的具体情况, 经过十多天的谈判, 1977 年 6 月 26 日, 双方正式签订了协议。栖化决定只向法方购买一批 IRA 94S 型树脂 (计用外汇 8 万法郎), 以备阴离子交换器工作周期不足时补充或更换使用。从而节约了 44 万法郎的外汇, 并妥善地解决了在水质问题上的外事矛盾, 保证了试运转的顺利进行。

以上扼要叙述了五个设计方面出现的问题。随着试车投产的进展, 在设备和工艺方面, 又陆续暴露了不少的设计缺陷, 整个合同工厂进行了数百项局部修改, 据统计仅合成气压缩机组一台设备在投产前的修改就达 45 项。截至 1979 年 6 月止由我方自行进行的修改(多数是由于为了争取时间减少和 H.I. 谈判延误时间的原因而由我们自行承担费用所进行的)合成氨部分 60 项, 尿素 47 项, 其他 83 项。除去一般性的修改外, 在主工艺流程上也有不少重要的改动。如在每次开工过程, 低变进口温度低于露点温度, 容易使低变触媒吸湿粉碎, 因此增设了高变后冷却器 E1303 至 E1302 之间高压给水回路副线, 由于开工氨泵长期不能正常工作而将氨裂解注入氨的位置由高压侧改为低压侧, 由于合成氨冷器 E1505 和 E1506 长期带液氨严重威胁冰机的安全生产而增设两台氨分离器。此外, 对于开工氢气、氮气回路, 脱碳冲洗水系统等均做了修改, 为了简化篇幅起见, 不在这里一一叙述了。

以上对于 T₁ 因素中的两个部分—设备和设计质量问题进行了回顾和说明。那么, 造成这些问题的主要原因是什么? 如何认识这些原因并吸取有益的教训, 笔者认为, 至少有下面三个方面是应该进行剖析与探讨的。即对 H.I. 特点的认识与分析, 若干重要设备的可靠性问题及其原因探索, 合同问题的探讨。

④对 H.I. 特点的认识与分析。从对 T₁ 因素的分析和在栖化乃至法型三厂现场实践所反映出来的若干共性问题来看, 其首要责任者应该是 H.I.。根据合同 10.1 节规定: “卖方保证供应的本合同工厂的设计和技术是合同生效时卖方输出的同类工厂中最先进最可靠的, 内容是完备正确的, 设备和材料的选型及制造是正确的, 质量是第一流的, 并符合合同工厂的工艺和长期使用的要求”。可以认为, 无论从哪个角度看, H.I. 在其主观上也并不愿意出现这些问题。因此, 从客观上对 H.I. 本身的特点以及造成这些问题的根本原因进行一定的研究是必要的。

赫尔蒂工业公司是法国赫尔蒂公司集团的一个下属公司。赫尔蒂公司集团还包括石油化工公司, 冶金和加热炉公司, 电气自动化公司, 垃圾处理公司, 空气调节器公司, 金属喷涂公司等。整个赫尔蒂公司共约 3100 人。H.I. 在其中是最大的一家, 约有雇员 1000 人, 是一个自身可以进行一定工程设计的工程总承包公司。但本身基础不够雄厚, 没有固定可靠的设备制造基地和技术后方。只有加热炉是由赫尔蒂加热炉公司 HEURTEY METALLURGIE(FURNACES AND THERMAL EQUIPMENTS)设计制造的。据介绍赫尔蒂公司是从加热炉起家的。该公司所使用的标志, 也很形象地在 H 字母上描绘了加热炉的特征。实践也表明, H.I. 提供的许多加热炉还是成熟过关的。但是对合同工厂其他设备的供应, 则是由 H.I. 分别向分布在法、德、英、美、荷、意等许多国家分别订货或通过市场采购而提供的。产品质量参差不齐, 配套条件衔接不好。有的设备十分明显是拼凑代用或是选型错误。例如开工用氮气鼓风机, 为了拼凑压头和流量的需要, 采用了两台相同型号的古老的罗茨鼓

风机直接串联,两台机器间距不到 1m,中间又无缓冲装置,由于气流脉动冲击作用,开车时振动异常剧烈,噪声高达 100dB 以上。振动所及不仅将两支机壳多处振裂,轴承经常烧毁,而且与其相联管路上的仪表、阀门也经常振坏,多次造成开工中断。这两台设备同开工氨泵,开工氢气压缩机三者一起,成为开工过程的三大心腹之患(后者情况稍好些,但也发生过不少故障)以致不得不考虑增设备用设备(尽管这些设备的年运转率不到 5%)又如水处理装置用的硫酸泵,选用了聚丙烯材质的叶轮,不耐浓硫酸的腐蚀,开工几个月叶轮就开裂了。以后连续换过 3 个备件都遭到同样命运,不得不改用国产陶瓷泵解决。H. I. 掏了赔偿费用。据不完全统计,在 H. I. 为栖霞提供的有位号的 752 台设备中,供货厂家达 154 个。其中不少厂家又采取了分包的方式,如由考克兰公司承包的水处理设备,考克兰又分包给 M. T. R. EREI7IS, ACTIF 等 12 个厂家供货。当然,这种分包订货的方式在国际上并不罕见。但是必须要有可靠的质量保证体系、丰富的组织管理经验以及对若干主体设备所采取的专门措施,才可能取得这样一个大型单系列连续性生产的工厂所必须的可靠性。否则必将出现栖霞乃至法型三厂所面临的厄运。

其次,对于众多的设计问题,还应该考察一下 H. I. 的历史状况。据了解, H. I. 正式成立于 1973 年,但其前身自 50 年代初期开始已经从事了一定的化学工程活动。该公司主要承包业务有炼油,天然气处理(着重硫磺回收),无机化学和化肥(着重在硫酸、磷肥),石油化工,精细化工(杀虫剂等)。从氮肥工程的业务历史来看,自 1950 年算起的 25 年内,共承建过 8 个厂。其中大型氨厂包括中国三厂在内共搞过 6 个。在为中国进行设计之前仅在法国本土上承建过 2 个厂,在波兰承建过 1 个厂。其中 1968 年 3 月投产的法国 A. G. Q 厂(厂址:大坎维尔 GRANII-QIJEJILLY)是 H. I. 首次设计的日产千吨氨厂,也是法国的第 1 个大型单系统氨厂。采用奥尼亚一给奇 OIV IA-GEGI 蒸汽转化, GV 脱碳,托普索 TOPSOE 合成工艺,以石脑油为原料,氨为最终产品。该厂投产后转化部分经常发生故障,最初 3 年开停频繁。1968~1971 年 4 年氨产量依次为 8 万 t, 17 万 t, 26 万 t, 27.5 万 t。到 1972 年生产基本稳定正常。H. I. 设计的第 2 个大型厂是法国诺曼底厂(厂址在大西洋海岸勒阿佛尔附近的 GONFREVILLE) 1979 年 7 月投产。以石脑油为原料。年生产能力氨 33 万 t, 尿素 25 万 t。工艺技术同前(尿素为斯太米卡邦 STAM ICABON 技术)。该厂投产的前 3 年亦不够稳定,到 1972 年逐步正常。第 3 个工厂是波兰的 BRZIEZIE 氮气联合企业工厂(厂址 WLOCLAWEK)由 H. I. 设计 ENSA 承建。以天然气为原料,最终产品为硝酸。设计日产氨能力为 1500t 采用托普索工艺。合成气压缩机使用 2 台的, 1971 年秋季投产。此后就是为中国设计的 3 个工厂了。(其后又为法国罗纳一普朗克 RHONE-POULENC 公司在鲁昂 ROUEN 设计了 1 个日产千吨氨车间。比邻原 A. G. Q. 工厂。转化为 A. P. C. 技术, GV 脱碳,合成塔为大帕华士 GRANDE PAROISSE 技术, 1979 年初投产)由上述情况可以看到, H. I. 对于大型氨厂的设计,全部是采用其他公司的专利技术。在为中国兰厂设计中,同样也是如此:转化成为丹麦托普索公司专利。脱 CO, 为意大利加马克(GIRAMMARCO-VETROCOICE)公司 G. V 专利。尿素为荷兰斯太米卡邦公司专利。许多公用工程也是转包给其他公司设计制造的。如水处理由考克兰公司(COCHRANE R. T. E.), 辅锅由斯太因公司(STEIN), 尿素储运包装由索歇拉尔公司(CSOMERAL)承包。由于在所有主要工艺装置上没有其自身开发的专利技术,在技术水平上必然会受到一定限制。由于分包设计的单位太多,很容易在互相衔接配合上出现漏洞(这方面的问题,在讨论栖霞三大关键时将显示的更明显),从这一点出发,对于许多问题的产生,完全怪罪 H. I. 也许不大公平。然而,从责任来分析, H. I. 则是责无旁贷。1982 年 H. I. 来华谈判人员向我方透露,由于该公司向中国提供的 3 套装置屡遭挫折,负责中国三厂工程的项目经理已被解雇。公司不但受到了法国政府部门的贵难,而且由于经济失利。整个公司已为法国德克尼普公司(TECHNIP 系我国辽阳化纤工程,四川维尼纶工程的总承包公司)所兼并。从上述这些不完整的客观背景来看,法型三厂发生了这样多的设备设计问题,也就不完

全是偶然的現象了。

若干重要设备的可靠性问题及其原因分析。在分析设备质量存在问题时，我方注意到，不仅是在一般设备上发生了许多问题，在许多关键设备上也存在同样情况。在表 39-5 所统计的 35 台大型主要设备中，在试运转中大部分都发生了重大的故障，表现了这些设备的不成熟。而从分类来看，属于原设计缺陷造成影响的，按台数统计为 43%，按类型统计占 33%。这些设备的设计和制造者，都是一些比较著名的大型厂家，如法国的克斯洛瓦 (CREUSOTLOIRE)、美国的德雷瑟 (DRESSER) 等。原因究竟何在，法方并没有向我方做过明确的交待，只有通过我们自己对于若干客观现象的观察去寻找答案。

首先从 4 台锅炉给水泵谈起，这是比较典型的事例。这 4 台泵是由法国祖尔策尔厂 (SULZER 后多译为“苏尔寿”) 设计制造的。这 4 台泵不但对辅锅废锅至关重要 (法方设计在满负荷时，废锅本体储水量只够维持 4min 时间就要干锅) 而且对于整个装置的安全生产也于分关键口正因为如此，对于这样大功率的设备，H.I. 在设计上不得不采用了一开一备的方式以防不测。然而，就是这样关键性的设备，在 1977 年 3 月，设备正处在安装阶段，就接到了 H.I. 的巴黎信件。告知由于这 4 台泵平衡盘设计有误，需要在现场全部更换将由法方重新设计并供货的新平衡盘。直到 1977 年 7 月初，新的平衡盘才运到现场。当时试运转已进行到准备开辅锅的阶段。在法方的坚决要求下，不得不花很大的代价更换了这些新的平衡盘。但是，开车后不久即发现平衡盘的磨损仍十分严重，运行 1000h 其磨损量即达 8mm，而且经常发生停车后再开车时盘不动车而无法启动的现象，给试运转带来极大的困难 (这些矛盾在表 39-3 中第二阶段里被其他矛盾所掩盖未做统计)。经我方多次检修测量核算发现，该泵定子转子设计间隙只有 0.4mm，当转子受热膨胀轴向产生位移时造成间隙太小无法盘车的故障，经核算该类型泵在较低负荷时总轴向力高达 1.5~2t，是造成磨损过快的根本原因。当时，在法方制造厂专家直接参与和指导下，对这 4 台泵反复进行了多次的整体拆装与调试，仍不能解决上述两大缺陷。直到 1977 年 12 月份法方才不得不确认必须再次修改设计。修改的主要内容是设计新的平衡盘并改换材质 (由 3Cr13 铸件改为 2 号镍合金铸件)，将定子转子间隙扩大至 0.8mm。这些修改工作，由于法方设计制造周期限制，一直耽搁到 1978 年 7 月 6 日才在现场开始进行。当时试运转已接近化工投料阶段，检修职工日夜连班抢修直近月底才把 4 台泵轮流解体修改完毕。这次修改后开车终于从根本上解决了缺陷，保证了其后的安全运行。根据现场专家介绍，这 4 台泵是工厂接受 H.I. 的订货以后根据该厂产品系列放大进行设计的。由于当时订货进度很紧，因此设计没有进行过详细的核算。同时由于设计者对泵的容积效率考虑较多，因而转子间隙留的较小，而对于轴向推力问题直到复核设计时才注意到在不同工艺负荷要求下变化很大，在较低负荷下平衡盘受力过大。因此 1977 年决定将平衡盘面积放大，以降低压力强度，但通过实践来看未能彻底解决这个问题。因而不得不被迫进行第二次设计修改。我们认为，现场专家的介绍是符合现场发生的客观实际的。从时间上算起来，自 1977 年 7 月试车开始到 1978 年 7 月解决问题为止，前后折腾了一年时间，其教训是深刻的。

全厂最重要的运转设备合成气压缩机组 K/KT1501 (按 H.I. 编号原则 K 表示压缩机，KT 表示驱动透平) 情况更糟，该机组由克斯洛瓦工厂设计制造，这台机组自试车开始就预示了它的多灾多难的历程，该机组于 1978 年 8 月 20 日与相邻的 1 台二氧化碳压缩机组 (法国拉托 RATEAU 厂制造) 同日首次试车，二氧化碳压缩机组启动后 3h 升到额定转速稳定运行一次成功，拉托的专家兴高采烈举杯庆贺。而合成气压缩机组启动后当天就两次发生故障两次停车。相形之下，克斯洛瓦专家也感到垂头丧气。在这以后，经过了 27 个昼夜，其间的 14 次开停检修调整，消除了仪表、密封、联轴节、润滑油、调速系统等多处故障后才于 1978 年 9 月 15 日勉强试车成功。这时合成气已顶到机组进口排空等待多时了。由于炼油厂发生事故干气中断影响，试运转又中断了 12 天，直到 10 月 9 日首次出氨口建厂指挥部 10 日召

开大型集会以示隆重庆贺，但是，11日凌晨4时，该机就发生了汽轮机高压透平叶片铆钉围带断裂的严重事故而使整个工厂陷于瘫痪。在其后的五、六年间，虽然对机组进行了多次的重大设计修改仍未能完全解决整个机组的许多严重缺陷，乃是栖化多年生产灾难的主要根源。然而，设计制造这一机组的，却是属于法国克斯洛瓦工业集团的一个有悠久历史的大型工厂——克斯洛瓦能源机械分厂(17i}isinn Energie de CAELTSOT-LOIRE)。克斯洛瓦集团是自身具有120万t/a炼钢能力，以生产原子能电站设备，大型电站透平(90~120万kW)大型水力透平(28万kW)电气机车等重型机械产品为主的大型联合企业。对于工业用透平压缩机也有一定的实践经验，技术力量雄厚，在法国工业界占有重要位置，号称法国第一家大型机械制造商。笔者曾于1979年底到该厂在法国中部克洛索市(LE CREUSOT)的基地进行设备检验工作，厂方特意安排参观了该基地的试验、研究、设计、制造、检验等一系列部门，确实给人留下深刻的印象。但是为什么这台机组搞不好呢？该厂技术人员在私下交谈中表示，他们对于大型电站透平的设计制造，已有了多年的经验。自1907年开始各种工业透平(功率在数千kW)生产过500多台，但对于合成氨用的这种功率和转数的透平却还没有完全吃透。他们的设计是沿用过去曾使用过的美国西屋公司(WESTING HOUSE)的专利。为波兰设计过相当日产能力750t氨的机组。这次为中国三厂提供的日产千吨氨机组是属于首次设计。鉴于中国机组屡出故障，他们在其后为罗纳—普朗克的鲁昂日产千吨新厂设计时吸取了教训，重做了修改。因而该厂开车一次成功反应良好。而对中国这几台机组却使他们伤透了脑筋。小改很难奏效，大改又没有条件。在车间里我们还看到不少由外地运回的旧转子，多数是叶片断裂等待返修。他们透露，鉴于这类透平的技术还没有完全掌握，工厂的信誉也受到很大的影响，厂方打算调整产品方向，不再发展这类透平了。但是这台机组对我国所造成的重大损失却是无法挽回的。有关这台机组的主要问题将在后面专题进行研究。

由法国德雷瑟公司制造的脱碳溶液泵也经历了类似锅炉给水泵的过程。由于这几台泵在润滑油系统，机械密封系统等方面存在的设计缺陷，自试运转开始即连续发生轴承烧毁，密封失效等事故而无法连续正常使用。在多次检修无效后，不得不在现场试行修改润滑油管路的尺寸和配置，调整各轴承润滑油流量的分布，扩大机械密封导流孔和泵壳通路的直径，以求改善密封泄漏状况。4台泵经过4个多月的轮流抢修、改进，直到1978年4月才基本上能应付生产需要。其后，在试生产过程中，泵的出口单向阀门，半贫液泵的水力透平又不断发生故障，成了检修职工最头疼的几台设备。又经过几年摸索，在材质结构等方面做了不少改进，进入80年代才算基本过关。由法商EFAEM承包并由分包商ECODYT!E采用美国NACA技术制造的6台 $\phi 9.144\text{m}$ 凉水塔风扇，试车后不久即有2台先后发生叶片折断打毁事故。H.工.请来美国专家进行检查判断。他们测定了叶片的固有频率为7.64Hz，而风扇的标准转速为117r/min即1.95r/s，因此他们认为当供电频率下降马达转速减低时，风扇叶片会落入四阶共振而造成破坏。在1977}-1978年期间，供电频率确实不够稳定，有时低到49Hz左右(合同规定为50Hz $\pm$ 0.2Hz)，但是，这样微小范围的波动就会引起如此严重的破坏事故，设备上也没有对如此至关重要的参数提供任何报警或有效的保护装置，我们对法方设计的可靠性及事故原因的判断均表示了极大的疑问。随后，我们组织国内专家进行了进一步的测定和研究，我方研究的结果表明，共振的真正起因，还是在于法方的设计匹配衔接问题。法方在凉水塔的顶部土建结构上，设计了一个井字形混凝土支撑框架，而凉水塔风扇恰恰坐落在这个井字形框架上。当风扇旋转时，由井字形框架所形成的四阶激振力正是引起四阶共振的根本原因。试验表明，一旦对井字框架采取一定措施之后，叶片交变应力便有明显的下降，强烈的四阶谐振即基本消除(对此问题，在讨论凉水塔问题时将进一步予以论述)。当时，为了加快修复工作以保证整个试运转进度的需要，我方决定不再纠缠事故原因及责任问题，在保留双方观点的情况下，由卖方重新校核了设计并提出了修改措施，即采取叶片增重以避开共振区的办法。在每支叶片顶部嵌入共重5kg的5根圆钢，之后全部在现场进行静平衡。

配重后叶片的自振频率测定结果由原来 7.64Hz 降低到 6.07~6.38Hz, 从根本上消除了共振, 此后风扇始得正常运行。这一修改工作量很大, 特别是近 10m 直径重达 1500kg 的叶片组, 在现场进行静平衡, 不平衡力矩要求不超过 11000g·cm, 按照法方设计的静平衡工具, 无法达到标准口以后我方邀请了国内军工单位有关专家来现场研究, 重新修改和制作了静平衡工具, 始能满足平衡精度需要, 完成了抢修任务, 整个修改共用了 5 个月时间。由于当时脱碳系统缺陷的掩盖, 这一何题未列入表 39-3 影响时间的统计。

综上所述, 我们有理由得出这样的认识:H.I. 为中国三厂提供的许多重要设备可靠性差的主要原因, 是由于这些设备多数属于在各种参数上做了修改但未经过实践考验的改型产品。实际上, 法型三厂变成了这些设备的工业化试验厂二有的设备取得了一次成功的好成绩, 而那些由于设计经验不足, 设计指导思想不全面等原因而带着先天性缺陷的设备, 不能顺利通过也就是无法避免的必然后果了。

◎关于合同问题。由于合同的某些基础设计条件与实际不符, 对试运转带来一些影响, 但所占比重极小。水质问题未产生实际影响, 而且实际水处理开车时间比计划还短二气温条件产生了短时间的影。造成这些问题的主要责任在我方, 我们也应该探索原因吸取教训。由于合同存在的问题及其影响, 不完全反映在 T₁ 因素中, 为了集中分析, 对此问题将在“外事矛盾”一节中合并叙述与讨论。

(2)T₁ 因素和 T₂ 因素—非关键程序和安装进度影响之所以对这两种因素放在一起进行研究, 是因为从纵向的时间方向观察, 这两者之间有密切的因果关系, 即相当一部分非关键程序之所以上升为试运转过程的主要矛盾, 占用了关键线路的时间, 除去设备质盆等原因影响之外, 安装进度的影响也是一个重要原因, 因此, 放在一起研究有一定的好处。

这两个因素实际影响时间反映在图 39-2 为 92 天, 是一个不容忽视的重要因素, 主要卡在了两个阶段, 一是在试运转初期水处理装置顺利通过之后, 由于锅炉给水和蒸汽系统的化学酸洗和钝化工作未准备好, 因而不得不使辅助锅炉开车程序大大推迟。在表 39-3 的统计中, 对由于水处理试车提前 27 天所形成的时间, 未统计在影响时间之内, 而实际上, 这 27 天时间也都是在等酸洗钝化程序。第二个阶段是在试车中期, 在氨裂解之前, 由于脱碳工序没有准备好, 而形成了总长近 200 天的长时期中断(后来则转移到 E1502, F1203 等设备事故的抢修问题上)造成这两个阶段中断的原因, 尤其是试车前期第一阶段中断, 首先应从安装进度上去寻找原因。

对于整个合同, 工厂由基建安装阶段转入试运转阶段, 法国人有他们自己的标准, 他们在提供试运转计划时提出了下述的要求。

①对于第一阶段即公用工程试运转阶段, 开始试运转前在安装方面需要具备下述条件:

a. 公用工程装置全部安装工作进行完毕, 并由中法双方代表签字办理了机械竣工手续(按法方提供的机械竣工验收单对机械设备、电气、仪表等所有单项工程逐项检查验收)大体上相当国内中间验收阶段。但是要求要严格的多。一切施工记录、检验报告必须齐备, 经中方自检后由法方复检, 法方对于拍片、探伤记录要求很严, 这在当时确实带来不少困难甚至争执, 但从长远来看, 又确实起到了把关作用, 为工厂长期安全生产打下了一个好的基础。

b. 除去公用工程部分要求 100% 完成外, 还要求合成氨装置安装工作量完成 95% 以上, 尿素完成 90% 以上。

②对于第二阶段即氨装置试运转开始的条件是合成氨装置安装工作量完成 100% 尿素装置完成 95% 以上。

现在回顾法方的这些先决条件, 可以认为是他们根据国外的施工试车组织经验, 按丽网络技术的原理, 统筹考虑了工期—安装与试车成本优化的要求而制定的, 是一个经济合理的方案。但是, 这个方案并没有能够完全执行, 出现这种情况可以从两个方面找到原因。

a. 我方自身的原因。按照合同推算的化工投料日应为 1977 年 3 月 16 日。以此日期为基

准，按照法方规定的试车程序及计划周期向前推算，试运转开始日期则应为 3 月 16 日之前 28 周，即 1976 年 9 月 2 日应该开始界区内公用工程试车(仪空开车)。

根据我方基建报表统计的各个时期基建投资完成情况如表 39-7 和表 39-8 所示。

表 39-7 栖霞基建历年完成情况统计
(以完成总投资 31224 万元的百分比计)

表 39-8 栖霞建国外部分历年完成情况统计
(以完成国外总投资 2099. 万元的百分比计)

投资完成情况 时 间	国内部分 累积, %	国外部分 累积, %	总累积, %
1974 年底	0.98	0	0.98
1975 年底	7.39	0.55	7.94
1976 年底	16.96	49.92	66.88
1977 年 5 月底	23.81	58.15	81.97
1977 年底	26.60	64.25	92.85

投资完成情况 时 间	当年完成情况, %	累计完成情况, %
1974 年底	0	0
1975 年底	0.82	0.82
1976 年底	73.44	74.26
1977 年 5 月底	12.27	86.52
1977 年底	24.29	98.55

由上表可以看出到 1976 年底无论就全部投资或单独就国外投资比例而言，大体只完成 70%左右。距离 H.I 工.要求自尿素至公用工程分别完成 90%— 100%相差甚远。即使到 1977 年 5 月份开始试运转时，总投资比例只完成 82%，国外投资也不过完成 87%。另外一个重要的问题是，1977 年 5 月份，H.I. 在现场的总代表统计的国外工程完成的比例只有 60 %，双方统计相差悬殊，其原因是统计标准不同，我方的统计标准是以工程投资额和形象进度为基础，一台机器，一座塔器，只要安装就位，其投资大体上就完成 80%以上了，H.工.的统计则不然，他们主要是依据工程量来进行统计的。也就是以一项工程所需各工种的劳动日为基础的。尽管一座塔器已经安装就位，但大量的配管、仪表、保温工作还在后面。因此，双方统计比例数有这样大的差距也是很自然的事。而从实际来看，H.I.的统计方法还是比较具有指导意义的。栖霞虽然自 1977 年 5 月开始了试运转，但就工程全局来看，单项工程遗留的配管、仪表工程量很大，整体工程前后不能连贯，试运转工作不断发生停顿和中断是不可避免的。

造成这种情况的原因是错综复杂的。就我方自身来看，大致可以归结为以下几个主要方面，

由于栖霞工程项目缺乏充分的前期准备，无论就组织领导，物资准备，国内配套工程设计，施工力量组织和施工条件准备等各方面来看，均感仓促。而从承担工程施工的主要队伍来看，对于承担国外引进的大型工程也缺乏经验。因而从土建工程一上手，就遇到很大困难。1975 年 5 月 7 日界区内开始打桩，按照 3 年建成投产的进度，土建工程只能有半年计划期，实际上，栖霞的土建工程大体上进行到 1976 年 8 月，用了将近 15 个月时间，才开始进入集中吊装设备阶段。虽然在 1976 年 10~12 月份 3 个月的时间内集中众量一举抢下了 13820 万元的投资(占国外总投资量的 66i%)，但是，主要力量放在了大件设备的安装就位上，对于大量配套工作却无力顾及。而且整个施工组织，并没有完全按照试运转程序的要求进行。特别由于对全界区内约 6. 5 万米工艺管道的焊接难度估计不足(其中各种合金管道 7500m。全部管道共有 2190 个焊口，H.1 要求拍片检验的焊口占 38%)，对合格焊工的培训，焊口热处理和各种检验手段的准备等，均不能及时满足施工要求。1977 年初，鉴于试运转即将开始的豁要，集中力量抢下了长达 3km 的两条φ500mm 原水管道和水处理装置的配管工作，保证了水处理开车的需要，但对其后接踵而至的酸洗钝化，辅锅及蒸汽系统开车等试运转程序，就无法满足。因而，试运转出现中断现象也就在所难免了。

b.客观形势的影响。1976 年是栖霞基建工作的关键时期，而当时正值全国极左思潮泛滥以及七、八月份唐山地震前后，在一定程度上对职工情绪上的影响很大。这些因素，都使工程进度受到了严重的干扰。

除去上述原因之外，在合同中没有明确规定工厂建成期，不仅减轻了 H.I. 对合同工厂建成期所应负的责任，同时，也对我方自身产生了不利影响。虽然指挥部提出了 1977 年 3 月 16 日建成工厂的奋斗目标，但是，对 H.I. 既没有约束力，也没能成为全体职工不可动摇的硬任务。同时，对于“建成”二字的真正含义也缺乏明确概念，到底是指开始送水送电，还是指一段炉投油，就是在许多领导干部头脑中也并不完全清楚。而且在 1977 年 3 月 6 日总降压站送电，3 月 16 日厂区进入原水的情况下，超越客观可能，提出 1977 年 7 月 1 日出氨的要求。其结果只能是部署的失误和工作的失调。

c. 法方 H.I. 对建设进度的影响，大致表现为以下几个方面。

- 图纸资料迟交而且差错很多。按合同规定，施工资料应在合同签订后 16~19 个月，即 1975 年 9 月 16 日前交清。实际上一直到 1976 年 7 月 21 日(第 900 号发送单)才基本交完，比规定拖迟 10 个月，而且差错颇多。例如水处理装置图纸，在最终版图纸发来以后，又陆续发来第二最终版，第三最终版。而且平面布置的修改和管道空视图的修改产生了严重的差错无法施工。为了减少对施工进度的影响，不得不由在现场的 H. I. 专家代替设计水处理装置的考克兰公司进行修改。前后用了 2 个月的时间才告完成。有时由于发送差错，也闹出不少问题。例如 H.I. 供货的管道柔性膨胀节上的定位螺栓，是和膨胀节分别装箱供货的。但是定位螺栓的安装图纸，却漏发了栖化的一份。直到现场管道和膨胀节基本都已安装就位，但仓库却遗留了大量的定位螺栓，不知道是干什么用的。我方人员多次询问 H.I.，在现场的许多专家，都说不上是哪里用的，他们都认为是供货供错了，主张退回去。这时恰值安庆工地技术人员来现场，才弄清了这一大批螺栓的用途。H. I. 在现场的专家也感到尴尬，对巴黎发了电传才把图纸补供来了事。但由于定位螺栓安装太晚，有的膨胀节已经变形损坏，不得不重新修理更换。除去设计图纸之外，机械样本，试验证书等资料也都拖迟了提供时间。

- 设备材料迟交。合同规定全部设备材料分 5 批交货。最后一批应在 1976 年 5 月 16 日。实际上 H.I. 甲是分 6 批交货的，最后一批交货是 1976 年 n 月 4 日，比规定推迟近半年。而且其中包括了 E1501, X1502, KI561 低压罐等重要设备。在已供货物中，缺件现象很多。按供货箱件计算，有 7.3% 的箱件有短溢现象。而且缺件不能及时补供，直到 1978 年 5 月化工投料前夕，还有 50 多件重要缺件没有补供到现场，给试车带来了很大的困难。

- 供货质量问题。设备材料出现问题较多。根据栖化指挥部设备检验办公室设备开箱检验结果，统计情况如表 39-9 所示，

表 39-9 栖化进口设备材料检验情况

设 备	单 位	总 数 量	一般缺陷 %	严重缺陷 %	说 明
静止设备	台	497	20	8.5	实际检验 318 台
转动设备	台	378	11.6	8.5	实际检验 243 台
电动机	台	286	11.9	1.75	
电气设备	台	172	25	3.5	
仪表	台、件	3581	11.8	2.8	
阀门	只	5471		9	
高压螺栓	只	40642		6.15	材质错发
地脚螺栓	只	3171		100	重量过重全部报废

注:对设备台件数由于统计方法不一致，教字上略有出入。

设备缺陷中有些是很严重的，如重达 340t 的尿素合成塔高压筒体，在安装前对其焊缝进行质量检查时，发现了一段长 40mm，深达 5mm 的裂纹。经 H.I. 现场代表确认后进行了返修。中压容器 D1056(氨受槽，重 10t)D1510(最终分离器，重 7.3t)等 5 台设备，因焊缝拍片发现严重缺陷，均在现场铲除原焊缝后重新修补。水处理 12 台衬胶设备发现衬胶开裂，最长裂缝达 200mm，被迫进行返修。上述这些问题检验发现均较早，因而对施工进度影响不大。造成严重麻烦的问题反倒发生在螺栓上。一是由法商 PREAULT 厂制造的 40642 根管道

紧固螺栓。这些螺栓按 H₁ 设计分为 B7、B16 两种规格，其中 B7 螺栓 37137 根，其材质标准为 ASTM A193S,6，相当于 42CrMa，用于普通管道 B16 螺栓 2465 根，材质标准为 ASTM A193S,6，相当于 40CrMoV。用于 400°C 以上的高温管道。这批螺栓没有及时检验。直到 1977 年 5 月份，广州工地首先发觉问题。发现 B₁₆ 螺栓大部分不含钒，材质相当于 B₇。理化检验了 230 根，不合格的 206 根，占 95%。但此时许多螺栓都已经装在了管道上。这些螺栓是属于错发还是偷工减料只有法国人自己去打官司。经我方与 H. I. 谈判，H. I. 承担全部责任并负责重新供货。但当时现场已进行到辅锅开车蒸汽吹扫。为了减少对进度的影响，经过我方核算，确认 B₇ 材质尚可胜任工作，决定暂时继续使用待以后逐步替换。螺栓问题之二就是 3171 只地脚螺栓。1977 年 3 月绝大部分均已浇入基础，才发现其含碳量远远超出 0.25% 的规定，高达 0.5% 以上。焊接性能及塑性均很差，不能使用 H. I. 虽然十分慷慨地承担了所有返工损失，并尽快地派来了施工专家和空运了混凝土开凿的专用工具。但给施工带来了极大的困难。不得不按螺栓的结构（钩形埋入和双头紧固等）分为 ABC 三种类型分别采取加固和更换等措施，前后共耗用了 10286 工时，拖迟了施工进度。这些教训说明了一点，引进项目绝不能盲目依赖外商，必须切实抓好检验工作才能保护我方利益和保证施工顺利进行。

(3) T₃ 因素—操作事故在整个试运转过程中，共发生各种操作事故 9 次。对总进度发生实际影响的共 3 起。即脱碳再生塔底部瓷环冲翻事故，高压蒸汽过热加热炉 F1203 炉管爆破事故，脱碳系统析硅事故。现分别简要叙述如下。

① 脱碳再生塔底部瓷环冲翻事故。事故发生在 1978 年 1 月 20 日。当时脱碳系统正在进行碱洗工作。因为系统中碱液浓度较低，碱洗效果不好，为了提高浓度，决定将再沸器温度提高到 120°C，以使溶液沸腾蒸浓。由于碱洗操作过程再生塔底液位升降幅度很大，超出总控指示液位的测量范围。因此，操作是根据现场玻璃板液位计控制的。在此过程中，玻璃液位计可能是由于堵塞而失灵，产生了虚假现象。操作工人缺乏经验，没能及时发现和判断出这一故障。致使塔内实际液位上升，淹没了底层瓷环。由于当时溶液处在沸腾状态产生了水击现象，造成塔底第一层瓷环破碎，大量碎瓷环随溶液带人贫液泵，使贫液泵无法运行。不得不停塔用了 8 天时间更换了底部第一层的 120m³ 马鞍型瓷环始得正常。造成这一事故的起因固然是由于玻璃板液位计失灵引起，但是如果操作精心，经验丰富。根据再生塔，吸收塔两塔液位的相应消长关系及其他讯号的指示，是完全有可能及早判断和避免的。

② 高压蒸汽过热加热炉 F12f13 爆管爆破事故。这一事故是开工期间发生的最重大的一次操作设备事故，事故直接损失约 50 万元，整个修理周期近 2 个月，影响试运转进度 38 天。事故的直接责任在我方，而究其根本原因仍在于 H. I. 的设计缺陷。

这台圆筒式加热炉是单独为过热高压蒸汽(10Mpa)设计的。设计蒸汽流量 179t/h，进口温度 455°C，出口温度 495°C。用 7 个重油火嘴加热。设计耗油 1.1t/h 炉内为 4 组 168.27mmX13.23mm 的厚壁 18-8 不锈钢管并联，共 24 根。

这台加热炉自 4 月中旬开始间断投入使用，主要目的为了提高蒸汽温度供合成气透平 KYT15D1 试车。H. I. 设计在这台炉子进口还接有一条 6 英寸中压蒸汽(3.9MPa)副线，可以在开车初期废锅未产高压汽时导入中压蒸汽，一方面此蒸汽可以用来做一段炉对流段换热管的保护蒸汽，另一方面可以用中压蒸汽供 KT1501 试车使用。1978 年 5 月 4 日上午 10 时，为了 KT151 再次试车，第 7 次启用该炉，起初点 2 支火嘴，以后因出口温度始终在 265~310°C 徘徊升不起来，又陆续增点到 6 个火嘴。但当时蒸汽流量始终很小，仪表指示为 5~7t/h。实际估计还要低，由于出口温度始终不升，操作更不敢加大流量。此时燃料油流量已达 0.8t/h 大量辐射热积蓄到炉管管壁，13 点 45 分发生了炉管爆破事故，被迫停工抢修。

停工后进行了检查，爆破处呈明显的屈服破口。对炉内 24 根炉管外径侧扭发现绝大部分外径均已变大。一般均达 175~180mm。最严重部分(直接靠近火嘴处)达 200~210mm。出

口集气总管 (Φ276mmX21.4mm 材质为 1×1/4Cr—1/2Mo) 外径亦增大 4~10mm, 均大大超过 1% 的允许范围。炉膛内耐火材料亦严重损坏。根据事故当时操作条件核算的管壁温度已达 1050°C 左右, 远远超过了 623°C 的原设计壁温。爆破是必然的。

为此组织了抢修工作, 关键是炉管材料。在化工部的积极支持下, 征得 H. T. 的同意, 用上海库存日本 SUS29TB 牌号的 "180mm X 24.5mm 不锈钢管代用, 将 24 根炉管全部更换。出口集气管因无法得到备品, 经测定核算 (包括探伤拍片、金相、硬度测定等项目) 后决定暂时采取加固措施维持使用。值得一提的一个插曲是炉内 20 个 180°U 形挤压弯头。经检查 19 支仍可继续使用, 有一只因爆破时严重扭曲已无法使用。这只弯头的 R/D 为 15/168, 属厚壁小半径无缝弯头, 国内一时还不能很快制造, 而要等法方供货最少也要 3 个月以上。当时令人十分焦急。这时从备件库却传来了消息, 经备件管理人员的努力查找, 已经在备件库找到了 2 支我方专门做为第一批进口备件订购来的这种弯头。当这 2 支弯头从不显眼的角落里拖出来经过检验确证无误时, 人们禁不住在庆幸之余都称赞这 2 支弯头订货人的 "深谋远虑",

在抢修工作的同时, 对事故原因进行了调查和分析。该加热炉法方并未提供具体的开工期间操作说明, 我方在前 6 次使用时均采用了类似的通用操作方法。事故调查表明, 事故直接原因在于我方人员经验不足, 操作条件控制严重失调, 在过低的蒸汽流量情况下使用了过多的燃油喷嘴 (蒸汽流量为设计的 1%~3%, 燃油流量达设计的 75%) 从而导致炉管壁严重超温屈服而爆破。事故教训是十分明显而深刻的。

然而, 当进一步究其根本原因时, 人们不难看出, H.I. 的设计缺陷乃是酿成此类事故的必然根源。H.I. 的设计缺陷表现如下。

a. 在炉子出口蒸汽管道上 (10MPa 部分) 没有设计必要的放空阀门。该炉出口仅通 KT1501, 并在中途接有一支向 3.9MPa 管网联通的 "155" 阀。当 KT1501 未开车时, 除去几支 1/2 英寸导淋排放外, 蒸汽的惟一通路只有 "155" 阀一处。而 "155" 阀后直接联接向各中压透平供汽的中压汽总管 (见图 39-3) 在开工期间开动 F1203 加热炉时, 自加热炉进口算起到透平进口总长约 300m 管道的冷凝积水, 除去几根 1/2 英寸的导淋外无处排除。特别炉内 U 形管底部的积水更难带出。惟一的通路只有通过 "355" 阀排向中压管网。一但是中压管网联接着许多已开动的中压透平, 一旦大量凝水带过来, 则又会危及透平的安全 (栖霞曾数次发生此类事故, 最严重的一次曾使循环水泵透平发生水击断轴事故), 因此, 在 F1203 开始启用时, 操作者处于一种进退两难的地步。不开大 "155" 阀凝水排不净, 开大 "155" 阀又怕大量凝水带人管网, 同时炉子出口蒸汽温度又达不到要求指标。在这种形势下, 当操作经验不足时, 操作者很容易选择减少蒸汽流量加大火嘴的方法以图加速蒸发凝液和提高炉子出口蒸汽温度以走出困境, 这次爆破事故就是在这种情况下不幸酿成的。

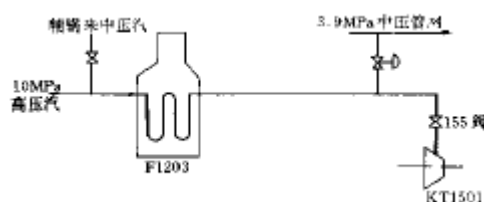


图 393 F1203 流程示意

b. 关于仪表保护和开工操作指示。从 H. I. 设计意图来看, 似乎也注意到了炉管过烧的保护问题。在距炉子出口约 5m 处, 设有 2 支电偶。用来指示温度并控制 I_{8A}、I_{8B}。两组联锁, 其整定值分别为 505°C 和 510°C。当温度超过时联锁可以自动减少乃至停掉火嘴。联锁还有一个原因就是蒸汽进出口压差, 其整定值为 0.035MPa。当压差低于此值时, 火嘴自动熄灭。温度联锁还有保护 KT1501 透平方面的考虑, 而压差联锁则完全是从保护炉管出发而设置的。遗憾的是, 这些保护都没有起到其应有的作用。对于温度联锁来说, 当蒸汽流量极少

时,随着管道距离的延长可能会出现很大的温差。对于压差联锁来说,根据计算,当满负荷时,炉子压差约为 0.1MPa。以此推算 0.035MPa 的整定值对应流量约为满负荷流量 60%,亦即约 100t/h。对于这样大的流量,开工初期,尤其在无放空手段的情况下,显然是不可能达到的。留给操作者的惟一选择只有切除联锁。从而为过烧爆破事故的发生开了绿灯。

当然,操作者不应该要求万能的保护。避免事故的根本途径还是在于正确的操作。为了保证操作的正确,除去作为操作者必须提高自己的素质之外,作为设计者来说,必须对许多关键性的操作,应该给出明确的操作指示。特别对于在开停工过程中可能出现的各种特殊工况,更应给予充分的注意。这个问题,在下面叙述到的脱碳析硅事故中,还会更明显的表现出来。从 F1203 爆破事故可以得出这样的印象,尽管 H.I.的设计者就炉子本体的保护做了精心的考虑,然而做为总体设计却出现了许多漏洞,即没有开工操作的必要手段,也没有对开下操作方法给出必要的指示。对此,作为一项工程的设计者,是应该认真吸取教训的。

通过这次事故,栖化认真进行了总结。对于开工初期的开炉方法,对控制蒸汽和燃油流量的比例,均做了具体的操作规定,又将炉子的 3 支燃油火嘴进行改造,可以使用干气以减少开工初期的热负荷。此后防止了重大事故的发生。但是由于在 10MPa 管网上缺少放空手段,每次开工仍是一件相当困难的操作,对于中压透平始终是一个很大的威胁,尚有待改进解决。

③脱碳系统瓷环析硅污染溶液事故。1978 年 7 月 19 日开始进行第二轮氨裂解。这时工厂的设备安装工作已全部结束,所有现场不符合要求的缺陷均已处理完毕,中法双方一致同意在这次氨裂解后紧接着进行化工投料并使工厂正式投入生产。氨裂解开始后进展顺利,7 月 24 日裂解气通入脱碳系统,7 月 30 日低变还原结束,接着进行脱硫系统触媒升温并准备向脱硫系统投入原料石脑油。就在这个关键时刻,分析数据指示,脱碳系统 GV 溶液(均指脱碳系统以氨基乙酸为活化剂的碳酸钾溶液。因该溶液系来自改良 GV 法,故现场习惯简称为 GV 溶液,下同)中 SiO_2 含量连日来急速上升,见表 39-10

表 39-10 GV 液中 SiO_2 含量上升情况

日期	7月27日	7月28日	7月29日	8月1日	8月2日	8月3日
SiO_2 g/L	6.52	7.18	7.96	8.71	10.31	11.1

到 8 月 4 日,最高已达 12.5g/L,大大超过了国内氨基乙酸脱碳法一般允许指标 1g/L 的规定(H.I.要求耐碱试验 $<0.3\text{g/L}$)。用现场溶液采样后通入 CO_2 ,即产生大量的白色絮状沉淀,表明已不能再继续运转下去。7 月 31 日加马克公司(GV 专利商)专家赶到现场(在此之前系由 H.I.专家指导现场操作)。经中法双方多次研究,决定停车检查原因。

GV 专家夏比塔是一个从事多年 GV 脱碳工作的老专家。据他介绍,在他几十年工作经历中,仅在巴西和希腊的 2 个工厂遇到过类似事故。在巴西是由于 GV 溶液的储槽采用混凝土结构而引起的,在希腊则是由于瓷环不耐碱而引起的。栖化原因何在呢?当然双方注意力首先都集中在瓷环质量问题上。这不仅仅是由于必须弄清事故原因,而且还涉及到事故责任问题。因为整个脱碳系统所需 954m³的瓷环原是由法方提供的。但是由于在海洋运输及装卸过程中保护不当,致使在现场开箱检验时发现破损量达 2a 以上。大大超过法方所准备的 5%备用余量。为了保证安装进度,根据双方协议,由我方提供在国内试制并符合质量规定的 150m³瓷环代用。虽然这批瓷环都经过了严格的抽样测试并取得了法方的认可,但是否会有意外情况出现呢?中法双方人员都怀着拭目以待的心情共同从再生塔中取出了 30 支瓷环样品(包括双方的产品)重新进行了耐碱度的检验,为了对比起见,对尚未使用过的双方新瓷环也进行了检验。

检验方法是按照法方规定进行的。即将瓷环样品放入常压密闭不锈钢釜中在标准 GV 溶液中加热到 120℃ 维持 7 昼夜,然后分析溶液中 SiO_2 含量,结果数据如表 39-11 所示。

表 39-11 瓷环样品侧定数据

数 据	溶液分析, g/L		数 据	溶液分析, g/L	
	K ₂ O	SiO ₂		K ₂ O	SiO ₂
法方新瓷环	249.7	0.026	法方旧瓷环	242.8	0.029
中方新瓷环	244.9	0.030	中方旧瓷环	229.6	0.030

数据表明中法双方瓷环耐碱性能都符合法方指标。为慎重起见,又请上海硅酸盐研究所对瓷环化学成分进行分析,并对其显微结构做了岩相拍片研究,结果均表明中方瓷环质量不比法方差。法方代表亲自检查了所有数据,也明确地承认了这一点。那么析硅的原因究竟何在呢?试运转工作如何继续进行呢?

由于合同规定的原因,在一段转化炉投油(即“J”日)之前,试运转进展的早迟,对法方并没有多少直接利害关系(见后文外事矛盾一节)当时法方的态度从表面上看是观望等待。加马克专家不表示明确意见。8月9日 H.I.自巴黎总部来电提出“在没有找出真正原因之前不允许继续试车”,H.I.现场代表则要求我方从填料、触媒、GV 溶液储槽、脱盐水和脱碳塔内是否会留有未清除干净的保温材料等 5 个方面继续查找原因。如果按他们的意见找下去,即使再找一、二个月仍将是一无所获。

对于法方当时的真实意图目前仍难定论。一种可能他们的表现是真实的,即他们弄不清真正原因,另一种可能也是存在的,即他们也已经意识到了事故的真正原因。但是由于事故的严重损失以及可能由此产生的责任谈判和索赔问题,他们(尤其是由于技术指导失误而负有首要责任的 H. I. 决定采取等待观望的态度,以争取对他们有利的结果。

牺牲开工领导小组在获悉溶液析硅的信息后,立即组织力量进行分析研究。进一步了解到在 3 个月之前已经出现过 3 个异常数据。当时脱碳系统已经开始进入 H.I. 规定的第 124 号开工步骤—GV 溶液循环。分析人员发现在 GV 溶液分析时有白色浑浊物出现干扰观测,因而他们决定分析一下是否有 SiO₂ 产生(无论 H.I. 的技术资料或是现场专家指导都没有提出过分析或注意 SiO₂ 的要求)。4 月 30 日分析 GV 溶液中 SiO₂ 为 3.27g/L,5 月 1 日 3.45g/L,5 月 2 日 3.31g/L。当时分析人员自己也对这一分析结果的准确性表示怀疑。其后由于 5 月 4 日发生了 F1203 爆破事故未再继续取样。这一组数据当时没有引起有关人员应有的注意。直到 8 月初问题严重时才引起了人们的回想和重视。

按照 H.I. 要求,脱碳系统一切准备就绪是进行氨裂解和化工投料的先决条件之一。从试运转计划来看, H.I. 要求脱碳系统的 GV 溶液循环程序—即 124 步骤应当在氨裂解 6 周前开始进行;在实际上,由于现场各工序反复不断发生各种故障,许多试运转步骤之间的排列和衔接顺序以及时差关系均已打乱,形成了交叉进行的复杂局面。而当时(1978 年 1~5 月份),正是由于脱碳系统 4 台大泵的严重缺陷卡住了总进度。因此,当泵的缺陷基本消除之后理所当然的是抓紧进行脱碳系统的准备。在 H.I. 现场专家的指导下(从现场实践观察所得出的印象,有关的几名专家并不精通合成氨行业,他们有的是炼油方面的专家,有的是设计人员)。1978 年 4 月 5 日开始将完全合乎要求的新鲜 GV 溶液(其中含 K₂O 250g/L, R-NH₂ 即氨基乙酸 50g/L, V₂O₅ 8g/L)注入了脱碳系统(此时系统内气体介质为 N₂ 气)。开始进行 124 步骤。H.I. 对 124 步骤的要求是按照正常流程建立 GV 溶液循环并等待氨裂解工艺气体通过。根据日美型厂开工经验我方认为这一步骤即相当于本菲尔法的钒化过程。在溶液循环开始后约一个月的时间内,由于整个脱碳系统初次投入运转暴露出来的问题很多。除去 4 台泵本身仍不断发生故障外,溶液泵进口滤网经常堵塞(主要是系统内无法完全依靠机械清理而清除的锈蚀物、碎瓷环等),溶液流量加不上去,因而需经常停泵清理。而解决问题的出路也只有依靠不断的循环将残留物逐渐带出而趋于正常。在系统循环中,为了调整密封水与系统的溶液浓度平衡也花去很多时间。直至 5 月 4 日事故停车后暂时中断了循环。之后,自 6 月 22 日起,又恢复了开车循环并继续解决上述许多问题,逐步达到正常的溶液循环以便为氨裂解准备条

件。这个时期脱碳系统均处在无酸性气体通过的 GV 溶液浸润和循环之中;显然,我方有关人员和负有技术指导责任的现场 H.I. 专家,当时均没有意识到由此而可能产生的严重后果。

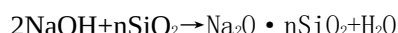
在进行了一系列测定和调查之后,我方有关人员得出如下几点认识。

①中法双方瓷环质量均符合 H.I. 规定标准,不存在对瓷环质量的怀疑。

②按全系统 250m³GV 溶液计, SiO₂ 含量 12g/L, 总 SiO₂ 已达 3t。硅的来源不可能是偶然因素。H. I. 提出的 5 种可能来源经过调查分析均可予以排除。

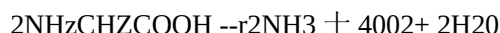
③分析数据表明, SiO₂ 的溶解是在 GV 溶液注入系统之后, 在较长的时间内逐步积累起来的。造成这一问题的最大可能仍在于瓷环中硅酸盐(瓷环中含 SiO₂70%, Al₂O₃ 其余为 Fe, Ca, Mg 等组分)在 GV 溶液中的逐步溶解。

有关化工专家指出, 硅酸钠(水玻璃)的生产工艺过程就是在 30 以下的 NaOH 溶液中以直接蒸汽加热的方式溶解石英砂的反应过程:



这个反应与瓷环处在强碱溶液中的环境十分相近、尽管瓷环的耐碱试验表明瓷环在较短的时间内产生类似反应的数量极微, 以及在正常生产中根据 GV 专利的经验产生类似反应的可能性也极小。但是自从 4 月份一直到 7 月份的整个断断续续进行的运转过程却有两个重要的特点。

• 溶液是在 N₂ 气保护下循环的, 不同于正常生产过程中是处在含大量 CO₂ 的酸性气体环境中。分析测定表明, 当新鲜 GV 溶液吸收 CO₂ 之后, 其碳化指数由原来的 <1.0 上升到 1.18 左右。溶液的 pH 值则由 11 降到 10.5 以下。而新鲜的 GV 溶液, 当其在 N₂ 环境中长期循环后, 由于氨基乙酸分解等原因, pH 值还会进一步上升到 12 左右:



实验数据还表明, SiO₂ 在溶液中的平衡浓度随 pH 升高而迅速上升(见图 39-4)。

• 在 GV 溶液循环过程中, GV 溶液总流量达到 1200m³/h。塔内瓷环总表面积约为 14 万 m²。这些条件都和瓷环耐碱试验的环境有极大的差别。从以上观点出发得出的推论是: 在没有 CO₂ 酸性气体存在的情况下, 高浓度高 pH 值的 GV 溶液长时间大流量高温在再生一吸收塔之间循环冲刷的结果, 大量产生下述反应是完全

可能的。



为了验证上述推论的正确性, 当时利用了 3 天时间在瓷环耐碱试验的设备上进行了 2 组对比试验, 即用中法各两组瓷环分别在通入 CO₂ 气和不通入 CO₂ 气的条件下进行耐碱试验, 结果如表 39-12 所示。

尽管试验数据还不够规律, 但已可以明显看出 CO₂ 是否存在对于 SiO₂ 的溶解速度是有重要影响的。

推论是否正确, 最后还是要通过生产实践来证明, 开工领导小组经过研究, 为了争取工厂早日投产的全局利益, 决定采取与法方着重在技术上进行分析, 不再纠缠责任问题的谈判方针。在谈判中提出了我方对事故原因的看法及准备采取的措施: 即全部更换新的 GV 溶液, 重新开车时, 在 CO₂ 气体通入脱碳系统之前, 尽量缩短新鲜 GV 溶液的循环时间并降低 GV 溶液浓度, 随着 CO₂ 通入再逐步通过浓缩方法及补入溶质的方法提高 GV 溶液浓度。整个过程严密监视溶液中 SiO₂ 含量的变化, 以防不测。我方并向法方表明了不再追究事故责任方的态度。谈判结果, 加马克公司专家和 H.J 均欣然接受了我方方案, 表示愿意合作并同意重新开车。

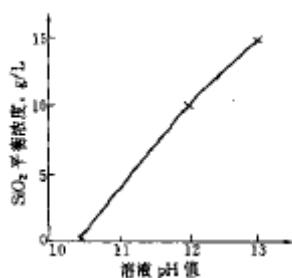


图 39-4 SiO_2 平衡浓度与 pH 值的关系

表 39-12 不同条件下瓷环耐碱度试验数据

数据 样品	不通 CO_2 气的耐碱结果	通入 CO_2 气的耐碱结果
	SiO_2 g/L	SiO_2 g/L
法方瓷环	0.016	0.0064
中方瓷环	0.019	0.014

1978 年 8 月 8 日一段炉重新升温, 并经双方签字同意开始化工投料。8 月 11 日一段炉首次投入石脑油(即为“J”日开始, 相当于前 s 套的工厂建成日)’之后由于系统处理若干故障, 直至 9 月 7 日首次通 CO_2 进脱碳塔。在气体进入脱碳塔前十几小时, 脱碳系统以很稀的 GV 溶液(含 K_2O 约 90g/L)开始循环, 当时溶液中 SiO_2 由 0.05g/L 较快地上升到 0.12g/L。但当 CO_2 气通入脱碳塔以后, SiO_2 不但不再上升反而逐步下降。最后长期稳定在 0.05g/L。随着通气负荷量的增加, 逐步浓缩 GV 溶液。9 月 8 日当负荷达到 55%时 K_2O 含量已提高到 200g/L 左右。此时溶液 PH 值约为 10.4, 碳化指数 1.15, SiO_2 情况正常。生产实践结果完全证实了我方的判断。试车投产的严重障碍终于迎刃而解。

替换出来的大量被 SiO_2 污染了的 GV 溶液, 经过有关人员研究试验, 采用通入 CO_2 气以使其沉淀并经过滤清除的办法, 使溶液重新具备了使用的可能。经过几年生产消耗, 旧溶液已全部重新补入系统使用。

析硅事故给我方的管理人员和技术人员带来了深刻的教训。而对于 H.I. 和加马克的技术人员来说, 他们当时的真实认识究竟如何呢? 笔者带着这个问题又查找了 1974 年 5 月中法双方第一次设计会议谈判记录。现摘抄其中有关一段如下:

中方: 塔的填料为何选用陶瓷的而不用铜的和不锈钢?

意方(加马克公司): 因为陶瓷的便宜。99% 的工厂都是陶瓷的。陶瓷的填料要试验耐溶液腐蚀性能。

中方: 所提供的试验方法看到了。方法规定试验 7 昼夜。我们工厂是长期生产的, 溶液中 SiO_2 和 Al_2O_3 会不会继续增长, 发生堵塞设备情况?

意方: 溶液中 SiO_2 、 Al_2O_3 多是会堵塞设备的, 所以要控制在指标范围内, (注: 按试验要求是 $\text{SiO}_2=0.2\sim0.3\text{g/L}$, $\text{Al}=0.05\sim0.3\text{g/L}$) 煮 7 昼夜的要求比工厂的生产条件严格, 因为工厂生产时的碳化指数 1.18, 试验条件的碳化指数为 0.8~0.9, 瓷圈能经受这个试验条件, 在生产上没有问题。

法方(H.I.): 去年曾讨论过这个问题, 回去问过用一个用 GV 法生产的工厂, 是 1969 年投产的, 溶液中 Si 是微量的。

从上述记录中似乎可以这样认为: 中法双方有关人员都曾关心和思考过此类问题, 但是却在实际工作中出现了严重的失误。对于中方来说, 尚有经验不足的客观情况, 但对于出售专利技术的加马克公司以及 H.I. 为何产生这样的疏忽和失误, 至今仍然令人遗憾和费解个答案也只有他们自己去回答了。

上述三起操作事故以及试运转中发生的若干事故, 虽然情况各异, 各有其具体的教训。但就其共性方面进行观察, 不难得出以下几点认识:

• 现代化的工厂必须由现代化的人才去掌握。就企业管理的自然属性方面来说,这一点任何工厂都是一样的。所谓现代化的人才,就是掌握必须的现代文化知识和科学技术并具有高度组织纪律性的人。对于一个工厂来说,不仅仅是一部分人,而是要求从干部到工人,整个职工队伍素质的提高。目前,国内中小型氮肥工厂的劳动生产率大约为 1 万~3 万元/(年·人),而大氮肥厂高达 10 万元/(年·人)以上。与此成对应的是,一个中小型氮肥厂工人的操作失误,其损失多数局限于一台设备或一个系统(当然也有重大损失的可能),而一个大氮肥职工的工作失误,其影响范围往往波及全厂。一次停车的损失常常以数十万、数百万计。对于像栖化这样引进装置的操作工人来说,仅仅具有一般的化工基础知识还远远不够。最少还应该掌握一定的仪表电气自动控制方面的知识,大氮肥厂所特有设备—诸如大型加热炉,蒸汽透平,与工艺密切相关的辅助锅炉、废热锅炉及其给水供汽系统方面的知识,各种原燃料油气特性方面的知识(这点对于几十年来以煤为主要原料的大量老氨厂职工更为必要)等,而且应该提倡并培养他们使之具有一定的外文水平,有助于直接识别若干标志和说明,加速消化引进技术和新的知识。以 F1203 事故为例,如果我们对于使用油气燃料的加热炉的特点,仪表控制系统的特点等方面有比较深入的了解,尽管存在着设计缺陷,但像这样严重的事故,还是完全可以避免的。引进工厂对于管理干部和技术干部也提出了更高的素质要求。对于引进工厂的操作和管理,固然要注意充分发挥外国专家的作用,但也不能完全盲目听信和依赖外国专家。由于专家的水平参差不齐,以及在外商内部存在的各种矛盾及失误,我们应该有水平、有能力去识别和纠正它这样才能有效地保护我方的利益。oGV 溶液析硅事故在这一方面的教训是深刻的。

• 对于化工厂的设计来说,应该对于开停工过程的特殊性给予足够的重视,并采取具体的措施以保证设计的全面性和适应性。例如,可以把开停工设计作为独立的一章来进行。也可以在每个部分的设计中专门增列开工停工的特殊工况并在设计中予以满足。这不仅是由于开工期间各种操作条件远远的偏离正常工况,因而带来了各种问题,还由于当若干局部设计最后组成为一个工厂或一个装置的整体设计时,必然会有许多衔接和协调的问题产生。解决这些问题的方法,或者是从设计上采取必要的措施,或者是改变操作方法,给出详尽严格的操作指示,以避免可能发生的问题。H.I.虽然为工厂提供了操作手册,但就其质量来看,起码是疏忽了许多重要的环节。脱碳析硅事故是明显的一个例证(此后,H.I.迅速修改了安庆、广州厂的操作步骤,成功地避免了事故)。

(4)T₄ 因素—外事矛盾的影响在排列图中 T₄ 表示为 35 天,属于次主要因素范围。应该说明的是这个数字只能反映出一些比较明显的直接影响,许多潜在的影响则很难用数字来计算,对这个问题,应该进行客观的观察与分析,才能得出比较全面的认识。外事矛盾是引进装置普遍存在的矛盾,随着国家对外开放政策的进一步贯彻,引进项目越来越多,认真总结栖化在外事工作上的经验教训是很必要的。限于篇幅仅就在试车投产过程所涉及的主要问题进行研究 and 探讨。

①外事矛盾的核心是买卖双方利益的矛盾。解决外事矛盾的依据是合同。“重合同,守信誉”是一切签约者所必须遵守的准则。从宏观上来看,把合同工厂建好开好是买卖双方的共同目标,也是双方得以进行友好合作的共同根据。但在实际工作进程中,却又由于双方都还有着各自一方的利害关系而不断发生矛盾。这些矛盾除罕见的情况才会提交国际仲裁之外(这种情况在国内 13 套引进化肥装置均未发生过),所有问题主要是通过双方不断的谈判谋求解决的。外商尽管为了其自身的利益有谋求最大利润的本质的一面,但是他们为了在国际交往和竞争中保住自己的声誉和从长远的利害关系考虑,在谈判桌上,他们也不得不受到合同的制约。从栖化的外事工作实践来看,造成各种外事矛盾的原因一般是由于以下两种原因。

②合同自身存在的问题。任何合同都不可能完美无缺,天衣无缝。合同文件不仅是签约者,起草者意向和水平的体现,还要受到签约时期历史的、经济的、政治的、诸因素的影

响和限制。因而必然会产生一定的缺陷。

⑥合同执行的问题。这个问题也同前一个问题一样，同样受到合同执行者自身和历史环境的限制。除去卖方一面的表现另作别论之外，就全局来看，牺牲外事工作是贯彻了“重合同，守信誉”的基本原则并维护了我方的正当权益的。但在 1974~1977 年一段时期仍然不可避免的受到“左”的思潮的影响，片面强调了斗争，对充分调动外商及其专家的积极性注意不够，这个问题随着国家政治路线的转变也很快得到了较好的解决。

从整个试车投产过程来看，除了若干具体问题之外，外事矛盾集中反映在下述两个主要方面。

①由于若干设计条件不符合现场实际情况而产生的问题。

②由于合同没有明确规定工厂建成期而带来的一系列矛盾。

对于第一方面的问题，在分析丁，因素时已做了叙述，包括原水水质和设计最高最低气温条件与实际不符两个问题。水质条件在合同文件中表述是明确的，出现这个问题的责任在我方。气温条件在合同文件中文字含意表述不够明确，可以有不同的理解，双方都可以从合同文件上为自己的立场找到不同的根据，因而带来了很多问题并使谈判遇到很大困难，给工厂带来了一定的损失。

对于局外人来说，后面一个问题的产生比较容易理解。而对前面水质问题的产生则不容易理解，为什么这样重要的合同竟会出现如此明显的谬误？究其原因，还必须从合同签订的历史情况谈起。

法型三厂按安庆、南京、广州顺序排列简称为 ABC 三厂。三厂合同代号依次为 CF-7402, CF---7403, CF-7404。除去作为合同文件一部分的若干协议书根据各厂情况有所区别以外，三厂合同正式文本以及以技术条件为主的附件 1~11 其内容完全相同。也可以说是 A 厂文件的微版。早在 1972 年，我国以中技公司为代表的一方为在大庆地区引进大化肥装置即开始了与法方 H.I. 的接触，在进行了长时间的技术谈判之后，初拟了技术附件的文本（以大庆条件为基础），然而在商务谈判中由于双方对报价要求达不成协议而告中止。

1973 年 6 月，国家确定了在安庆建设石油化工厂及大化肥装置项目之后，中技公司首先向意大利斯那姆(SHAM)公司提出询价。7 月份斯那姆公司提出了 3300 万美元的报价，其后双方进行了一系列的谈判活动，到 1973 年底已先后完成了技术附件和合同条款的谈判。1974 年 1 月份开始了商务谈判。1 月 7 日意方提出将报价修正为 3440 万美元（均系为意大利里拉折算数）。面对这样的谈判形势，为了打破意方一家独鸣的不利局面，又鉴于当时法国政府迫切要求扩大法中贸易的政治形势，我方决定以 1973 年以大庆条件与 H.I. 谈判的基础让 H.I. 立即重新报价并前来参加竞争。H.I. 迅速派代表飞来北京并提出了 4438 万美元（以法国法郎折算）的报价。在此情况下意方表示修正报价为 5730 万美元。如将此数字与 H.I. 提供报价的技术条件与供货范围换算为同一基础，则相当于 5380 万美元。我方要求意方继续降低报价，意方经过研究表示无力继续竞争，1 月 30 日意方代表奉命退出竞争并离京回国。H.I. 表示如果我方多买同类型装置，每套装置可以比原报价基础再降低 10%。为了进一步加快我国化肥和农业的发展，中央根据当时江苏、广东省的农业和经济发展形势的要求和外事谈判的进展，决定同时由 H.I. 引进三套大化肥装置，分别建在安庆、南京、广州三地。当时国际货币比价法郎正处在升值的形势，抓紧时间签约对我方十分有利。为了防止在技术细节谈判过程中延误时机，决定立即与 H.I. 用大庆谈判的主要基础条件签约成交。因此 1974 年 2 月 16 日中法双方迅速地在北京签订了三套装置的引进合同。对于其中的某些细节问题，只有在服从全局利益的前提下去个别处理解决了。

回顾这一段历史，有助于后人理解诸如水质条件等合同问题。从全局观点来认识，就不是完全没有道理的事了。

②外事矛盾第二方面的问题——工厂建成期的问题。在 1978 年 8 月 11 日（即 J 日）之前，

是整个外事矛盾的关键，几乎所有外事矛盾都可以由此而发现其根源。即使在 J 日之后，仍然由此而遗留了很多问题。因此，应该进行认真的研究并从中吸取有益的教训。CF---7403 合同对于合同工厂的设计，供货，考核，价款支付的时间均做了明确的规定，但对工厂建成日(即“J”日)却未做明确规定。主要时间表如下所述。

③设计及技术文件;

1974 年 4 月 7 日提供标准和规范口

1974 年 5 月 1 日~6 月 6 日 10 月 16 日~12 月 12 日，1975 年 1 月 16 日~2 月 2 日依次进行 3 次设计谈判(即总图，初步设计，土建设计审查会议)。

1975 年 6 月 16 日~9 月 16 日提供所有施工图纸。-

④交货。、自 1975 年 8 月 16 日起按规定比例分 5 批至 1976 年 5 月 15 日全部交完。

⑤价款支付和罚款

1974 年 2 月 16 日合同签字并得到法国政府出口许可证后支付总价的 10%

1974 年 12 月 12 日第二次设计会议文件签字支付 10%。

1975 年 8 月 16 日~1976 年 5 月 16 日按每批交货价格比例的 10%分 5 期支付最后总计支付合同价款的 15%。

1976 年 7 月 16 日~1981 年 1 月 16 日分 10 次按规定比例支付剩余的 65%(包括 6%的年利率)。

对于卖方不按期交货，工厂考核后不能按期实现合同保证指标，由于卖方在设计上、设备上和技术指导上的错误而造成合同工厂在设备上产生的直接损失(不包括由于工厂减产或停产而形成的间接损失)等情况、‘合同均规定了罚款办法，但所有罚款总额累计不得超过合同总价的 5%。

⑥试车和考核。试车至考核(指自工厂建成日一即(J)日开始至氨，尿素生产加满负荷连续正常运转 72 小时通过考核)的总时间做了规定，但何时开始则没有明确规定。合同 9.4 节规定“当全部安装和试运转完毕后，双方现场代表即商定试车和考核的开始日期，该试车和考核期为 6 个月”合同 9.6 节又规定“在试车和考核期内，如属卖方责任致使合同工厂部分装置或全部未能达到附件 6 规定的保证指标时，可把合同工厂全部或部分装置的试车和考核期延长 3 个月……若在此延长的 3 个月内由于卖方原因仍未达到本合同附件 6 所规定的指标时，卖方应按本合同附件 6 规定向买方支付罚款

对于工厂建成日，虽然没有明文规定，但在建设现场却有一个中法双方都心照不宣的“影子日期”这就是 1977 年 3 月 16 日。这个日期是按照合同有关的条文推算出来的:

合同 10.2 节规定“卖方提供的每一装置的设备和材料的机械保证期为装置到达额定产量的 95%和产品质量达到保证指标时起的 12 个月或按合同第 3.2.6 项完成设备和材料最后一批交货后的 28 个月，以先到期者为准”

根据上述规定，以机械保证期做为统一的基准，便很容易推算出工厂建成日。

已知合同规定最后一批交货期为 1976 年 5 月 16 日，按规定其后 28 个月(机械保证期终止日)为 1978 年 9 月 16 日。以此为基础仍按规定向前倒推 12 个月为 1977 年 9 月 16 日。

已知合同规定试车考核总期限为 6 个月，在 1977 年 9 月 16 日的基础上再向前倒推 6 个月，则化工试车开始日(即工厂建成日)应为 1977 年 3 月 16 日。

上述推算的逻辑是清楚的，但推算结果没有合同效力，对双方均没有责任和约束力。

工厂建成期在前几套 1973 年签约的日美型大化肥合同中，均有明确规定。法国三套为什么没有规定呢?据有关人士介绍，当时主要是从国内形势和我方利益的考虑出发。因为担心合同签订比较仓促，国内建设进度可能赶不上合同计划进度，如做了明确规定后，由于我方原因不能如期完成则对我方不利，因此决定在合同中不做明确规定。从实践结果来看，前几套化肥装置，一般都基本如期完成了任务。法国三套却形成了严重的拖后局面(以栖霞为

例，相应推迟了 1 年零 3 个月，其他两厂也接近)，除去其他原因之外。没有明确的建成期这一条，不但使我方对建设进度的计划安排失去了强大的动力和坚定的目标，更糟糕的是给卖方留下了一个很大的防空洞，使卖方可以在很大程度上根据他们自己的利益决定进退。实际上大大损害了我方的利益，这具体表现在以下几方面。

⑤法方各种开工专家迟迟不来现场，多次因此而推迟了试运转工作的顺利进行。按合同及协议规定，法方负责指导试运转和开工的专家计划共 24 人，应按照双方商定的试运转计划分阶段派到现场(以后由于试运转实际进度推迟改由双方现场总代表提前商定)，但实际上不少专家都不能做到这一点，多数情况是一切条件具备，只欠专家到场，经常发生不得不推迟试运转以等候专家的现象。在栖化当时总建设进度已经拖后，职工不分白天黑夜日夜赶工以创造条件争取减少损失的形势下，经常出现这种现象，在我方职工中所引起的反应乃至急躁情绪都是可以想像的。如根据双方现场总代表协议，化学酸洗钝化工程师应于 6 月 15 日到达现场，而实际上一直拖迟到 8 月 6 日才到。在没有专家指导的情况下，我方根据技术资料及前几套兄弟厂的经验自行进行了大量的准备工作(包括酸洗钝化回拓的安装和修改，润湿剂和阻蚀剂^P的研制等)，在 7 月中旬已完全具备了酸洗钝化条件，整个林运转的关键线路也转移到了这个工序，但法方专家仍杳无音信。H.I 一会儿说是在办理签证，与会儿又说买不到飞机票。等到何日谁也说得不准，在这种迫不得已的情况下，我方决定不能继续在关键程序上再等待下去。从 7 月 27 日开始通知了 H.I 由我方自行开始进行这项工作并承担相应责任。法方专家直到 8 月 8 日才到达现场，比原订计划迟到 42 天。此时这项工作已进行了大半。专家到现场后，检查了各项操作数据并目测了已经经过钝化的管道容器内表面的钝化膜，对我方已经进行的工作表示满意和赞赏。但 H.I 的总代表对此事仍表示采喇保留态度。即是说，不管你现场进度如何，也不管你工作质量如何，只要你耐心等待法方专家到场，中方所进行的工作 H.I 一概不负任何责任。而法方专家不按时到现场，H.I 却可不负任何责任。这种局面给现场试运转带来很大困难，直至“J”日开始之前，专家能否按时来华卜始终是双方总代表会谈的一个重要内容，从实际情况来看，多数专家均不能根据裕要按时拘达。

造成这一现象的原因何在呢？H.I 究竟在考虑什么呢？经过长时间的观察分析可以看出两点。一是 H.I 往往对我方提供的安装和试运转进度表示担心和不信任。这种情况确实也出现过，因而也给 H.I 找到一定借口。即使对于我方有肯定把握可以办到的事，H.I 往往也持观望态度、直到他们确实认为有把握时才由现场发电巴黎联系派人(如果有现成的专家而且手续顺利还能赶到现场，而往往又没有现成的专家(有的要临时雇相，有的可能已被派往其他工地)，再加上签证，班机一系列困难，因而经常不能及时赶到，域必要延误试运转的进度。第二个原因可以说是根本的原因是在于经济利益问题。由于合同对(J)日没有规定具体日期，“J”日后延对 H.I 没有多少直接利害关系，而雇一个专家的费用可观。H.I 多次表未合同规定的工程师工资数 500 法郎/日太低，每雇用一个专家 H.I 都要向到贴钱。他们曾多次要求与中技公司重新谈判工资标准问题，要求将工资数提高到 1500 法郎/日，但一直未获解决。H.I 是个小公司，无力负担这么多的补贴费用，因此，他们的政策就是派专家时宁晚勿早，而且专家到现场后停留时间越短越好。有时在专家工作完成之后，我方安排专家进行免费的旅游活动，H 甲 I 也不同意，专家也只好早早回国。

⑥在叮”日前整个试运转过程中，H.I 对试运转进度是比较保守和消极的，在各种问题的处理上采取一种不慌不忙慢慢来的姿态，这和“J”日开始以后的急于求成的表现形成一种鲜明的对照。

例如水处理设计修改问题，在分析 T 因素时已经提到，尽管 H.I 很清楚地知道试运转一开始就将遇到水处理问题，我方早在 1976 年 12 月就将水质数据提供给他们，并多次催促他们尽快给以答复，1977 年 5 月 12 日是双方共同协议确定的试运转开始日，在我方多次敦

促下，H.I.代表直到6月15日才到达北京，如果按照H.I.的计划和安排进行，试运转进度无疑将大大推迟。

在专家加班工作问题上，也同样反映出这种现象。在(J)日前，每逢因工作需要要求H.I.专家晚间或星期日加班工作时，多是遭到拒绝。他们的理由是专家们在华一周要工作6天，已经很疲劳了(在法国一般每周工作5天)，因而不愿意加班。试运转初期矛盾还不太大，在辅锅开车开始进行连续蒸汽吹扫以后就比较突出了。中方认为不能点着锅炉眼看蒸汽白白放空，而H.I.则强调下班休息是专家的权力，专家是否愿意加班不能勉强，如果他们不愿意加班，那么把试运转向后推迟也是自然应该的事。这种矛盾，在一段时间内严重影响了工作的顺利进行，其影响程度，也是无法完全用数字反映出来的。

这种矛盾的本质是否是H.I.所强调的疲劳问题呢？事实给了最好的回答。(J)开始以后，H.I.的态度明显改变，星期天加班不请自到，白天下来可以连着上夜班而不要我方多费口舌。当合成气压缩机中压缸轴颈磨损缺少备件检修遇到困难时，H.I.立即主动把一套正在喷镀加工的设备免费空运到现场提供使用。1979年3月份合成气压缩机中压缸浮环漏油并逐渐发展，漏油量增大到50L/d,超过了H.I.规定的<25L/d指标达1倍，我方认为应该暂停增加负荷观察发展趋势并做修理准备，H.I.却指责我方态度不积极。一次谈判中H.I.总代表说：“我们认为在‘J’日以后你们的态度发生了变化，不如以前那样积极了”，实际上，无论‘J’日前还是‘J’日后，我方的利益、目标和原则都没有变化，而恰恰却是H.T.方发生了重要的变化。这一切变化的原因都可以从合同有关‘J’EI前后H.I.承担的责任和利益方面找出答案。‘J’日前H.I.甲的主要工作目标是即时完成设计图纸资料，保证按期交货，做好现场技术指导和我方安装质量的监督与控制，因为这些问题不但对合同工厂的建设有重要影响，更重要的他们还有直接被罚款的经济利害。至于试运转的进度，(J)日的早晚和他们并无直接利害关系。而且，出自于‘J’日后s个月限期的考虑，他们希望在‘J’日以前把一切问题都充分解决好，以便使‘J’日以后顺利完成考核任务。这种指导思想，从大局来看，和我方有基本一致的一面，但是由于H.I.把‘J’日前后两个阶段的利害关系突出在早日开好工厂这个总目标之上，因而在‘J’日前和我方始终如一的贯彻早日并好工厂这个总目标的原则和立场发生突出的矛盾，则是必然的现象。

(5)T₆及其他因素的影响 T₆因素系指因炼厂催化裂化装置发生设备故障，在1978年9月18日造成蒞化试运转的中断。当时已进行到氨合成触媒还原出水阶段，如果不发生这次事故，估计再有2天就可以生产出质量合格的氨产品，蒞化的投产日将是9月20日而不是10月9日。这次事故不仅推迟了投产日期，而且由于当时刚开始还原的氨触媒被停滞在触媒筐内，被含有大量水分的气体反复氧化致使触媒晶格增大，活性明显下降(大型氨厂合成气压缩机与循环机合成一体，且均由高压蒸汽驱动，在系统停车后无法单独对合成触媒循环降温，因而在氨触媒还原的3天左右时间内系统停车是最大的忌讳)。蒞化投产后氨合成塔净值明显低于安庆、广州，因而对能耗以及合成气压缩机的运行均产生了长期的不利影响，和这次停车是有密切关系的。

这次停车从表面现象来看是由于偶然因素引起的。但是，如果进行深入的考察分析，仍然可以从工厂建设历史的先天缺陷中找到根源。其一是如前所述及的，蒞化建设项目的确定是在1973~1974年的特定历史条件下进行的，各项建设煎期的准备工作并没有严格的程序和科学的要求，对于原燃料供应平衡及其可靠性以及相应的措施不可能考虑的很周密。其二是蒞化在设计指导思想上还受到“川气出川”工程决策的影响，当时预计1980年左右四川天然气就可到达南京，因此使用炼厂提供的原燃料是做为一种过渡性措施，工厂主厂房设计已为天然气压缩机预留好了位置。在这样的情况下，在原燃料的设计和供应上便出现了许多问题：

①原燃料储罐容量太小。由于存在短期过渡思想，整个罐区设计的很小。轻油罐4000m³，

重油罐 1500m³,液化气储罐 200m³按标准负荷用量计算,各种原燃料储存量可供生产使用的天数:轻油 3.6 天,重油 3.5 天,液化气仅有 0.4 天。只要炼厂稍有风吹草动,栖霞只有减负荷停车,处理晚一点。连正常停车降温的燃料都感到紧张。自 1980 年开始,栖霞不得不陆续增建了合计容量为 16000M³ 的轻油罐,4000m³ 的重油罐,2400m³ 的液化气罐。为了解决原燃料不平衡的矛盾以及减少由于炼厂突发事件对整个工厂生产的威胁,又增设了 200m³ 的拔头油罐和弛放气返供一段炉燃料气管线。大大减少了由于炼厂波动对工厂的干扰程度。即使炼厂对工厂的原燃料供应全部中断,工厂仍可以继续坚持数日运行。如确需停工,也完全可以有计划地从容不迫地做好一切必要的工艺处理和检修准备,而不致产生类似氨触媒氧化这类带来严重后果的问题。

②原燃料供应不平衡,不配套,质量和数量上不能完全达到合同要求。南京炼油厂原是具有 300 万 t/a 原油加工能力的大型炼油厂,除常减压装置外,还建有催化裂化、热裂化、焦化、铂重整等 10 多套深度加工装置,为了满足栖霞投产的需要,又同步配套建设了第 2 套 300 万 t/a 加工能力的常减压装置,号称年加工能力 600 万 t。从表面看,原燃料供应状况应该比只配套建设有 300 万 t/a 加工能力炼油厂且只建有一套催化裂化装置的安庆、广州两套大化肥优越的多,但在相当长的一段时间内情况恰恰相反,栖霞在原燃料方面的处境远不如安庆、广州二厂。例如安庆、广州两地在原油加工量为 170t/a 的情况下,可以保证化肥装置在 8al 负荷运行,南京在原油加工量达 450 万 t/a 的情况下,却往往连栖霞 70%负荷还维持不住。除此之外,在石脑油馏分、液化气组分、重油粘度、干气压力等重要质量指标上经常产生难以解决的矛盾。其原因何在呢?除去三地各厂在行政管理体制方面的原因之外、主要在于安庆、广州炼油装置的首要任务是明确为满足化肥需要服务的,而南京的问题则要复杂的多。南京炼油厂是一个老厂,其成品油气的服务面相当广泛,无法单独满足化肥的需要,例如石脑油馏分问题,低馏分的切割涉及到铂重整装置原料的矛盾。而高馏分的切割又涉及到航空煤油的平衡。重油粘度一方面涉及原油性质,一方面又涉及该厂全部出厂重油的平衡,无力单独为栖霞调合。作为燃料的干气,该厂本身各装置一直大量自用。而且由于工厂不断的发展,许多新建装置和原有装置之间管网配置不够合理,压力等级不同,因而难以统筹利用。无法保证中法双方合同所规定的压力,因而长期以来一段炉燃料系统自动调节始终不能投用,对系统操作的稳定和炉管寿命都有很大的影响。原燃料矛盾最突出的是液化气。栖霞原设计液化气需用量为 8 万 t/a。南炼催化装置实际生产能力约为 100 万 t/a,按液化气收率 8%计,基本上是可以满足栖霞需要的。但是,在 70 年代初期栖霞建设和投产前的几年时间内,由于当时液化气没有出路,因而民用液化气急剧地膨胀发展起来,到 70 年代末期栖霞投产时,民用液化气已超过 3 万 t/a。而南炼液化气实际年产量不足 8 万 t/a,扣除炼厂自留部分外,实际可供栖霞的液化气只有 3 万 t/a 左右。因而形成了很大的缺口,严重影响了生产。1982 年初,南京石油化工行业 7 厂联合,成立了金陵石油化学总公司。公司的成立,进一步密切了两厂的生产协作关系,南炼对于催化装置进行了技术改造,提高液化气收率,并组织了高价油的加工,液化气的供应情况才得好转,但仍在一定程度上牵制着栖霞的生产。每当催化装置年度大修前后,矛盾仍十分尖锐。由于液化气必须首先保证民用气的供应,栖霞不得不掺烧一部分价格较高的石脑油或拔头油口并且要比催化装置提前停车,拖后开车,将停工大修时间延长到 50 天左右以配合炼厂保证民用。预计这一矛盾在 1986 年南炼新建 80 万 t/a 加氢裂化装置投产之后才可能较好地解决。

以上回顾研究了影响栖霞试运转进程的一些重要问题。其着眼点是研究那些对试运转进度发生了实际影响的因素,并试图通过对因素排列图的定量分析和对复杂事物的定性研究找出某些客观存在的规律和教训。有些设备或装置,例如尿素系统,虽然也发生过一些问题,但由于这些问题均能较快地得到解决,未对试运转总进度产生实际影响,由于篇幅限制,本文暂不进行研究。

39.3.3 试运转回顾小结

牺牲长达 517 天的试运转投产过程，作为工厂的一段历史已经过去了。回顾这一段艰难历程，从正面看，同其他兄弟工厂一样，也有许多好的经验。牺牲职工及与其相关上下左右各个方面都为之付出了辛勤的劳动。从另一方面看，工厂和国家为之花费了大笔“学费”。为了使这笔“学费”所得到的教训能更深刻地唤起人们的注意，本文着重叙述和研究了其中发生的问题及其原因。为了使读者从繁乱冗长的个别事件中得到一个简要的概念，现将其重要教训整理归并如下。

(1)重大引进工程项目，必须在国家中长期发展规划的指导下，加强规划与管理工作，必须严格遵照科学程序做好前期准备工作。就国内工作来说，对于工厂的布局，原燃料的供应，近期和远期的发展环境等重大问题，均应在充分调查研究的基础上，做出可行性分析。尽量避免仓促行事，以防止判断和决策的失误，‘给工厂带来难以克服的先天缺陷。

(2)正确选择引进国和引进厂商，对引进项目成败至关重要。尤其对大型工程，经济责任十分重大，更应慎重对待。“知己知彼，百战不殆”。为了作到这一点，应当从技术谈判开始就配备和固定主要的领导责任者，由其一直负责到项目投入生产，还必须给责任者和责任部门以必要的时间和条件，充分收集国外市场信息，进行考察，询价，谈判对比等。妥善地处理政治、经济、技术诸方面的关系。应当选择历史悠久、实力雄厚、技术成熟的厂家做为主要询价和谈判对象。

(3)引进成套项目，不但要注意到技术的先进性，更要注意其成熟性和可靠性。对于单系列的大型化工厂，对技术可靠性的考虑要优先于对技术先进性的考虑。尤其要注意其所选用的单机设备的可靠性。防止外商为了其单方利益而选择不可靠的设备。为此，不仅在合同谈判时要强调这一点，还应该采取实际措施监督卖方实施。对于关键设备的选型订货应争取逐台审议，尽可能避免使用首次设计或改型的新设备，以减少工厂的风险。保证顺利投产。达到迅速形成生产能力的目的。

(4)要结合项目的特点认真研究合同条款。对重要内容的取舍要瞻前顾后，统盘考虑。对重要章节文字要逐字逐句推敲。避免一切含糊不清，模棱两可的空洞条文。建成期。设计基础条件要符合实际。双方的责任、罚款条件要清楚明了，工厂要有明确的切实可行。

(5)工程项目的必须建立在成熟可靠的基础上。要避免在大型单系列工厂中采用不成熟的试验性的设计。如果个别部位实在不能避免，必须在此处留有充分的余地并配备第二手措施。对于化工厂的设计，对工厂的开停工部分，应该作为一个特殊的组成部分纳入总体设计。设计总负责人应该充分注意到各个独立设计部分在开停工特定条件下的衔接匹配。并在工艺、设备上采取必不可缺的措施。对于特殊操作，必须有严谨的操作指示以防不测，

(6)大型引进化工厂的建设组织管理工作，必须从一开始就注意到化工生产的特点，按照试车顺序的要求，采用网络计划技术，统筹安排施工布署。并根据网络计划的要求，科学地计算和配备施工力量，特别对于管道的焊接，热处理和检验，电气仪表自控系统的安装调试的工作量，要有充分的估计和准备，注意按工程劳动日需要量编制和检查基建进度计划配备劳动力，有条不紊地按试车程序组织好施工和交接。

(7)为了掌握引进工厂的技术，必须大力提高工厂干部和工人的政治、文化、技术素质。在工厂建设初期就要调济好职工队伍，进行有计划的专业培训工作。并要针对引进工厂和国内老厂的重要区别，有重点地训练职工的适应能力，进行各种形式的技术练兵。要特别注意增强操作工人对于仪表自控技术的掌握，注意干部的知识更新(包括管理和技术两个方面)，尽可能地减少管理上和操作维护上的失误，使引进装置更好地发挥经济效益。

(8)要切实加强引进设备材料的品质检验工作。切不可盲目依靠卖方所提供的检验证书。必须调集足够的检验力量(除去骨干外大部分可采用临时借用力量)，并充分估计和安排施工

队伍所能够承担的检验工作。凡是在现场或预定地点有条件进行的检验项目，均应一项不漏的列入计划。特别注意大宗材料的物理化学性能检验，各种阀门、换热器的试压试漏，受压容器焊缝的超声或拍片检查，运转设备的必要拆检。检验工作是必不可少的，但由于其特点又不易引起人们的重视，有时还会有很大阻力。因此，作为工程的领导者必须要采取切实的措施落实这项工作，以确保工程的顺利投产。

(9)引进项目必须注意充分调动和发挥外国专家的技术特长和积极性，但是，绝不能盲目迷信和依赖专家。由于各种原因的影响和限制，外国专家的指导意见不符合实际情况甚至发生错误是完全可能的。这就要求我方人员必须要努力钻研技术，提高业务水平并破除迷信思想，能够及时发现问题并坚持正确意见，以避免工作的失误和损失。

(10)对于工厂试运转开始日期的确定，应该结合实际情况进行具体分析。提早开始试运转固然可以早日检验部分工程质量，暴露存在问题口然而就全局来看，无论从经济效益，安全生产，以及按照科学程序严格保证工程质量等方面考虑，均有值得商榷之处。栖霞试运转长达 517 天，截至 1978 年 7 月首次出氨前为止，单就试运转所耗用的原燃材料、动力及辅助材料等消耗物资统计的试车费用(不包括各种管理费及工资)，高达 1459 万元，其经济损失是相当可观的。由于试运转和安装扫尾工作大量交叉进行，无论对于试运转的组织指挥，还是对于基建安装工作的进度和质量，均带来很大的影响。为了避免这种现象的产生，作为一项大化肥工程的指挥者，必须从建设的开始阶段，就注意基建安装和试运转的衔接工作。从计划安排和施工组织上采取措施保证按试车进度需要分为几个整块区域，于净利落的交出工程，以求得基建和试运转最好的经济效益。

参考文献

1. 化工部科技情报所译，联合国技术和发展转让丛书 第 13 分册 化肥分册 1980.485-495
2. 安庆石化厂建设指挥部 赴法化肥设备维修实习组 技术总结 1976 225-232
3. 陈听宽 U 型管废热锅炉传热恶化特性研究 1984
4. 鲁钟琪 法型厂废热锅炉爆管事故防止对策的试验研究 大氮肥 1984.6
5. 吉林化工第九设计院 年产 30 万吨合成氨引进装置资料汇编 1975 150
6. 化工部科技情报所 赴英国 法国化工企业考察报告 1980 89-91
7. 化工部科技情报所 国外氮肥工厂誌 1978 205
8. Turbines a Vapeur Industrielles CREUSOT-LOIRE 1970.20
9. 安徽省石油化工设计院 与意大利斯那姆公司技术谈判总结 1974. 1-4

撰稿 韩文光 金陵石化公司