

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一点时间，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（1996 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 20 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。栖霞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)引进的其他大型氨厂相比,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,纵观栖霞的历史进程,一系列个别发生的偶然事件构成了栖霞发展的全过程。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?如果把栖霞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,栖霞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,对于栖霞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。笔者有幸和栖霞广大干部职工一道,亲身参加了栖霞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,笔者深感栖霞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,得到许多熟悉栖霞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。

39.2 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,栖霞10年进程大致可以划分为四个阶段:

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10月9日同一天生产出合成氨和尿素为止。共计517天，约1.4年。

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、陆续攻克主要生产关键技术，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1020天，约2.8年（自1984年10月6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霞工程举行验收仪式。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量尺度可见图39-1所示。

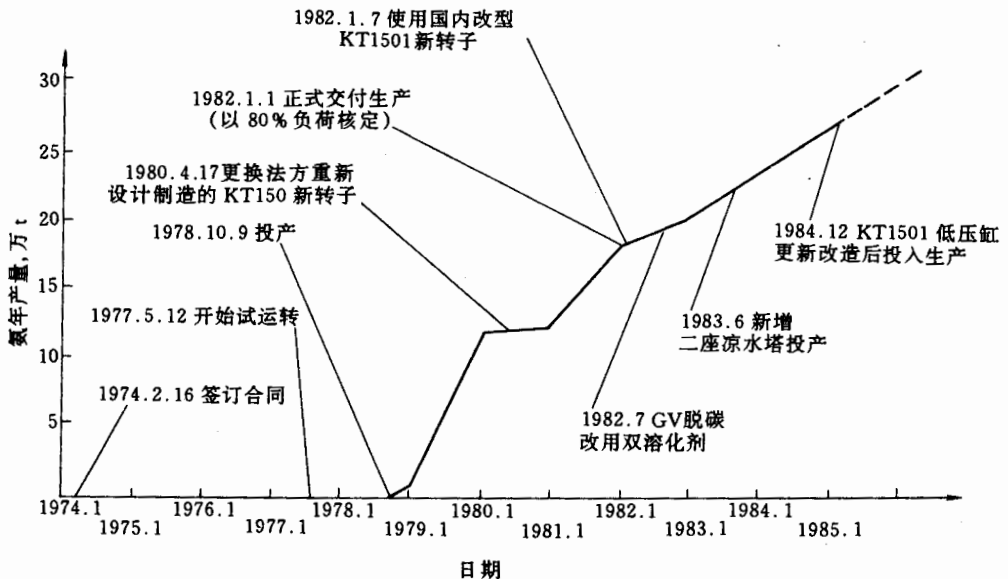


图 39-1 栖霞开工 10 年主要进程示意

(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日。
- 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8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，其中建安工程占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20362万法国法郎，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649台件；工艺管道136.7km。焊缝X射线拍片28418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19505t，木材19931m³，水泥50703t。

d. 竣工验收质量评定结果。土建优良率82.5%；设备安装优良率90.9%；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	3346	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 ^②
氨成本,元/t	—	350	308	309	346.2 ^①	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
纯氮综合能耗,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	295
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	92
尿素平均生产负荷率,%	36	67	80	77	88	89.7	94.3
氨最高日产量,t	736	781	866	772	955	964	1023
尿素最高日产量,t	1193	1617	1585	1611	1778	1738	1777

① 1981年国家开始征收重油特别税70元/t油。

② 1984年国家调整尿素出厂价格由350元/t→400元/t。

(4) 与国内外同类型工厂主要对比 为了从客观上评价晒化工程的效果, 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 组晒化。

第 2 组为安庆石油化工总厂化肥厂, 为由 H. 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, 同为由 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 70 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 \ 项目	1	2	3	4	5	6
工厂或地区	晒化	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	1756	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. 68	2. 52	0. 5~0. 8 亿美元
投资回收年限(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 此数字系取自凯洛格公司对 21 个大型氨厂调查资料见“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% 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 70 年代中期尿素离岸价格曾在 150~300 美元/t 范围涨落。

④ 468 天系美国化学工程师协会对北美 (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 Donaidsonville 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量即算连续运转, 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 $1000 \times \frac{8000}{24} = 33.3$ 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, 栖化为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按栖化截至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 $86.5 \text{万} \times 350 = 3.03 \text{亿元}$; 损失利税总额 $86.5 \text{万} \times 120 = 1.04 \text{亿元}$ 。

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1979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

栖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栖化开工领导小组, 江苏省委、原石油化工部以及南京市和各有关部门对栖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: 栖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, 将在本文以后部分谈及。

栖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, 这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。

栖化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。

$$D = K \cdot P = K' \cdot P + \Sigma T \quad (39-1)$$

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 ——晒化试运转实际裕度消耗系数 (4.5);

ΣT ——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, 晒化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, 晒化实际试车投产日程如表 39-3 所示。

表 39-3 晒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	1977.5.12 ~1977.6.16	
2	关键路线中断		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
			74	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, 装触媒	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	关键线路中断		96	1978.1.9 ~1978.4.14	再生塔瓷环冲刷更换延误8天,处理系统工艺及仪表管线冻结问题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栅修复,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	首轮试进行氨裂解		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氨裂解,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爆炸后事故抢修占用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源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	再次进行氨裂解、一段转化炉首次投油合成触媒还原	69	61	1978.7.19 ~1978.9.17	氨裂解中断三次,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,此阶段连同9阶段计算,因处理脱碳系统析硅及换热器E1501泄漏等延误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	第三轮氨裂解,再次投油并首次生产合成氨、尿素		10	1978.9.30 ~1978.10.9	1978.10.9日同一天首次生产出合成氨及尿素

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 $K = \frac{D}{P} = \frac{517}{115} = 4.5$ 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 315 天,其余 202 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数(设为 K'')则 $K'' = \frac{202}{115} = 1.76$ 。

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_3, k_7 表示并计算则可得:

$$k_1 = \frac{36}{63} \times 2 = 1.14$$

$$k_3 = \frac{105}{98} \times 2 = 2.14$$

$$k_7 = \frac{61}{69} \times 2 = 1.77$$

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	外商计划天	K	说明	从化工投料到出氨时间, 天
1	栖霞	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	230	4.84	自界区内变电所送电起	63
3	广州	1977.6.17	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	辽河	1976.2.23	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, 而脱盐水部分试车在前, 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_1 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 ΣT 一项所表达的许多偶然和必然因素。当 $K < 2.0$ 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 ΣT 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 ΣT 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 $K'=2.0$ 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 ΣT 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 ΣT 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。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 ΣT 诸因素的分析单纯依靠建立在统计数字上的计量判断法还是不够的, 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, 辅之以主观判断。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, 首先根据表 39-3 所提供的有关数据对于组成 ΣT 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。

图中 T_1 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)。

T_2 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)。

T_3 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)。

T_4 各种外事矛盾影响 35 天。

T_5 安装进度直接影响 17 天。

T_6 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 ΣT 诸因素进行具体的剖析研究。

(1) T_1 因素——设备质量和工程设计质量问题, 从排列图上观察, T_1 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试运转的首要的和主要的原因, 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

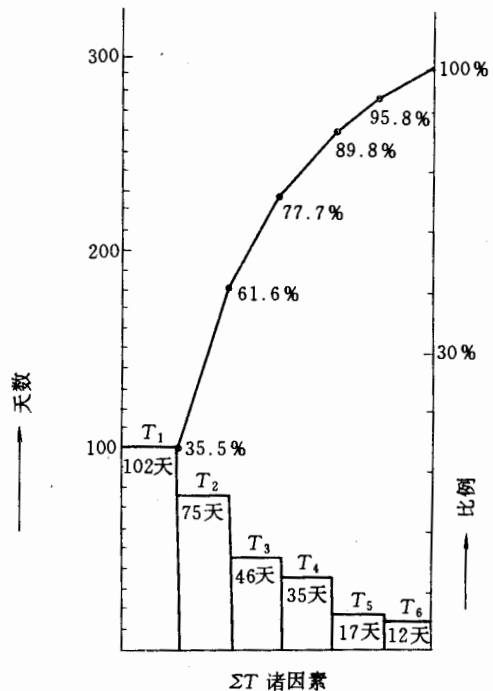


图 39-2 影响试运转诸因素排列图

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_1 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_1 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 39-5 100kW 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	划分类别
K1102	开工氢气压缩机	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	脱碳半贫液泵	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	19786	密封、润滑、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	低压冷凝器水泵	132×2	基本顺利	A
K9101	辅锅 100% 风机	920	基本顺利	A
K9102	辅锅 60% 风机	190	基本顺利	A
G9201A/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
G9202A/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	叶轮严重气蚀,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毁坏,修改设计重行拆修配重	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置(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 E1501 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 H1201 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。

① A 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%。

② B 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%。

③ C 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%。

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_1 因素列为延误硝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。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。从硝化 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,是造成硝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 $< 0.5\%$) $O_2 < 0.1\%$ 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,该装置在上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 $50m^3/h$ (标)的装置。这次为中国设计的装置生产能力放大到 $300m^3/h$ (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 $234 \times 10^6 kJ/h$ 。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 U 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℃ 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 STRUTHERS WELLS 工厂制造。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許多措施,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^[2]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 $\phi 19.05$ 增加到 $\phi 25.04$ ，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。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. 对于辅锅的配置提出过 3 种设想^[4]。

- 选用 1 台中压蒸汽（3.8MPa，410℃，178t/h）辅锅。
- 选用 1 台高压蒸汽（10MPa，495℃，140t/h）辅锅。
- 选用 2 台辅锅，1 台为高压蒸汽（10MPa，500℃，82t/h）1 台为中压蒸汽（3.8MPa，430℃，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 $1.5 \times 10^6 \text{kJ/t}$ ）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（Le Havre）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 4.0MPa 蒸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。由于谈判当时，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、200t/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。

① 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。

② 由 10MPa 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:

① 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。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。

② 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。

① 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。这主要是为了应付出现尿素 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事故。

② 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,实际排放量在 20t/h 以上(栖霞、安庆、广州三厂均出现过由于通汽量太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。

③ PV155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)日产千吨氨车间时，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。

④ H.I.为中国三厂选用的是由意大利PIGNONE SUD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。

⑤ 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整跳(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，栖化采取了下述几项措施。

① 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。

② 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“155”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。

③ 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：

① 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。

② 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。

③ 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℃
	最高月平均	32℃
	最低月平均	3.2℃
	绝对最高温度	39.7℃
	绝对最低温度	-12.5℃
	设计最高温度	32℃
	设计最低温度	1.6℃

用于水冷却塔设计

干球温度	32.5℃
湿球温度	28℃
地面下-0.8m 处温度最大	29.9℃
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℃以下，出现了严重的困难局面，主要反映在以下几方面：

① 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。

② 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。

④ 6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,当时南京时值盛夏酷暑,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℃)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,和晒化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	10	1.4~2.2
Mg ²⁺ ,mg/L	8	4.6~8.0	总硬度,Nmg/L	2.35	4.3~6.3
Cl ⁻ ,mg/L	6.0	5.4~9.6	甲基橙碱度	4.07	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1974年11月~1975年12月逐月分析数据中有代表意义的数,个别突出数据已删去。

从表39-6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羧酸性（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 CaSO_4 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，栖霞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 H_2SO_4 浓度由原来的 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。长江水系若干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，通过栖霞多年的生产实践，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。对栖霞的改进方案主要内容是。

① 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。

② 由于栖霞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IRA94S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 T_1 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 T_1 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3000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 THERMAI 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. EREDIS, 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^[5], 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^[6]。其中1968年3月投产的法国A. G. Q厂(厂址:大坎维尔 GRAND-QUEVILLY)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-给奇 ONIA-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) 1969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 STAMICABON 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 WLOCLA WEK)由H. I. 设计 ENSA 承建。以天然气为原料,最终产品为硝酸铵。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^[7], 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-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。在为中国三厂设计中,同样也是如此:转化合成为丹麦托普索公司专利。脱CO₂为意大利加马克(GIRAMMARCO-VETROCOKE)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), 尿素储运包装由索默拉尔公司(SOMERAL)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. 也许不太公平。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责难,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。

⑥ 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 (CREUSOT LOIRE)、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十分关键。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%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。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(Division Energie de CREUSOT-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生产能力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ECODYNE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. I. 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。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，这一问题未列入表 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。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。

③ 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。气温条件产生了短时间的影 响。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 T_1 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) T_2 因素和 T_3 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，除去设备质量等原因影响之外，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，按照网络技术的原理，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 晒化基建历年完成情况统计
(以完成总投资 31224 万元的百分比计)

时 间	国内部分 累积, %	国外部分 累积, %	总累计, %
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	58.16	81.97
1977 年底	26.60	66.25	92.85

表 39-8 晒化基建国外部分历年完成情况统计
(以完成国外总投资 20990 万元的百分比计)

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. 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. I. 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。晒化虽然自 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。

由于晒化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，栖化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个月的时间内集中力量一举抢下了13820万元的投资（占国外总投资量的66%），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6.6万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21900个焊口，H.I.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需，集中力量抢下了长达3km的两条 $\phi 500\text{mm}$ 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年是栖化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，比规定推迟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，都说不上是哪里的用的，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推迟了提供时间。

- 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.是分6批交货的，最后一批交货是1976年11月4日，比规定推迟近半年。而且其中包括了E1501, E1502, K1501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 栖霞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 319 台
转动设备	台	378	11.6	8.9	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	含碳量过高全部判废

注：对设备台件数由于统计方法不一致，数字上略有出入。

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 D1506（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 H. I. 设计分为 B₇、B₁₆ 两种规格，其中 B₇ 螺栓 37137 根，其材质标准为 ASTM A193B₇，相当于 42CrMo。用于普通管道。B₁₆ 螺栓 2465 根，材质标准为 ASTM A193B₁₆，相当于 40CrMoV。用于 400℃ 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。栖霞检验了 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炉开车蒸汽吹扫。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，推迟了施工进度。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℃，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入贫液泵，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 F1203 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℃，出口温度495℃。用7个重油火嘴加热。设计耗油1.1t/h。炉内为4组 $\phi 168.27\text{mm} \times 13.23\text{mm}$ 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KT1501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KT1501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℃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根炉管外径测量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($\phi 276\text{mm} \times 21.4\text{mm}$ 材质为 $1\frac{1}{4}\text{Cr}-\frac{1}{2}\text{Mo}$)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℃左右，远远超过了623℃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. I.的同意，用上海库存日本SUS29TB牌号的 $\phi 180\text{mm} \times 24.5\text{mm}$ 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153/168，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“155”阀排向中压管网。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”阀又怕大量凝水带入管网, 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。

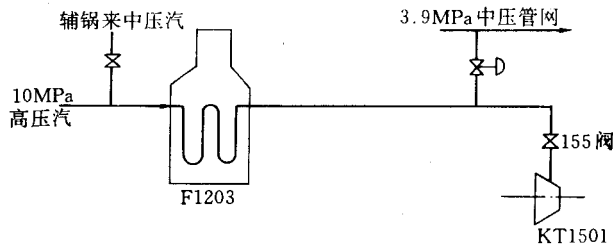


图 39-3 F1203 流程示意

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℃ 和 510℃。当温度超过时联锁可以自动减少乃至停掉火嘴。 I_{8B} 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的 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, 也没有对开工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, 栖霞认真进行了总结。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SiO₂含量连日来急速上升，见表39-10。

表 39-10 GV 溶液中 SiO₂ 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CO₂，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20%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SiO₂含量，结果数据如表39-11所示。

表 39-11 瓷环样品测定数据

数据 样品	溶液分析, g/L		数据 样品	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。

栖霞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 SiO_2 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 SiO_2 的要求）。4 月 30 日分析 GV 溶液中 SiO_2 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 K_2O 250g/L， R-NH_2 即氨基乙酸 50g/L， V_2O_5 8g/L）注入了脱碳系统（此时系统内气体介质为 N_2 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。

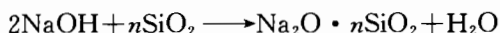
① 中法双方瓷环质量均符合 H. I. 规定标准，不存在对瓷环质量的怀疑。

② 按全系统 250m^3 GV 溶液计， SiO_2 含量 12g/L，总 SiO_2 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， SiO_2 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

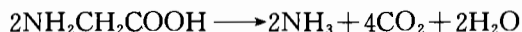
来的。造成这一问题的最大可能仍在于瓷环中硅酸盐（瓷环中含 SiO_2 70%， Al_2O_3 25%，其余为 Fe, Ca, Mg 等组分）在 GV 溶液中的逐步溶解。

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 K_2CO_3 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 N_2 气保护下循环的，不同于正常生产过程中是处在含大量 CO_2 的酸性气体环境中。分析测定表明，当新鲜 GV 溶液吸收 CO_2 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 N_2 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， SiO_2 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 $1200\text{m}^3/\text{h}$ 。塔内瓷环总表面积约为 14 万 m^2 。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 CO_2 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-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。

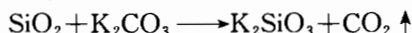


表 39-12 不同条件下瓷环耐碱度试验数据

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

尽管试验数据还不够规律，但已可以明显看出 CO_2 是否存在对于 SiO_2 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 CO_2 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 CO_2 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 SiO_2 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. I. 均欣然接受了我方方案，表示愿意合作并同意重新开车。

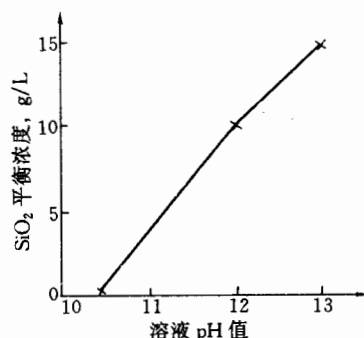


图 39-4 SiO_2 平衡浓度与 pH 值的关系

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 CO_2 气和不通入 CO_2 气的条件下进行耐碱试验，结果如表 39-12 所示。

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6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,这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),而一个大氮肥厂职工的工作失误,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。这样才能有效地保护我方的利益。GV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) T_4 因素——外事矛盾的影响 在排列图中 T_4 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和探讨。

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自已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。

③ 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,栖化外事工作是贯彻了“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列两个方面。

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 T_1 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 厂文件的翻版。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 (SNAM) 公司提出询价。7 月份斯那姆公司提出了 5232 万美元的报价^[8]，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 6446 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 5386 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。

③ 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。

① 设计及技术文件:

1974 年 4 月 7 日 提供标准和规范。

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 7 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。

② 交货。自 1975 年 8 月 16 日起按规定比例分 5 批至 1976 年 5 月 16 日全部交完。

③ 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%的净利)。

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%。

④ 试车和考核。试车至考核(指自工厂建成日——即“J”日开始至氨,尿素生产加满负荷连续正常运转 7 天通过考核)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 and 材料的机械保证期为装置达到额定产量的 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。

① 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。在栖霞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，而实际上一拖拖到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（包括酸洗钝化回路的安装和修改，润湿剂和阻蚀剂的研制等），在7月中旬已完全具备了酸洗钝化条件。整个试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，一会儿又说买不到飞机票。等到何日谁也说不准。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6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取保留态度。即是说，不管你现场进度如何，也不管你工作质量如何，只要你不等待法方专家到场，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，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需要按时到达。

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做到的事，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（有的要临时雇用，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，势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. 多次表示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. 都要向里贴钱，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. I. 也不同意, 专家也只好早早回国。

⑥ 在“J”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_1 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”日开始以后, 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. I. 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”日前后 H. I. 承担的责任和利益方面找出答案。“J”日前 H. I. 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对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 6 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开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) T_6 及其他因素的影响 T_6 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 日造成硝化试运转的中断。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, 硝化的投产日将是 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管内, 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)。硝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，栖霞建设项目的确定是在1973~1974年的特定历史条件下进行的，各项建设前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。其二是栖霞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 4000m^3 ，重油罐 1500m^3 ，液化气储罐 200m^3 ，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 16000m^3 的轻油罐， 4000m^3 的重油罐， 2400m^3 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故对整个工厂生产的威胁，又增设了 200m^3 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80%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

供晒化的液化气只有 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, 但仍一定程度上牵制着晒化的生产。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, 晒化不得不掺烧一部分价格较高的石脑油或拔头油。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晒化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

晒化长达 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。晒化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, 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。工厂要有明确的建工期。设计基础条件要符合实际。双方的责任、罚款条件要清楚了, 切实可行。

(5) 工程项目的设计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问题。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。由于各种因素的影响和限制,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。然而就全局来看,无论从经济效果,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10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,干净利落的交出工程,以求得基建和试运转最好的经济效果。

参 考 文 献

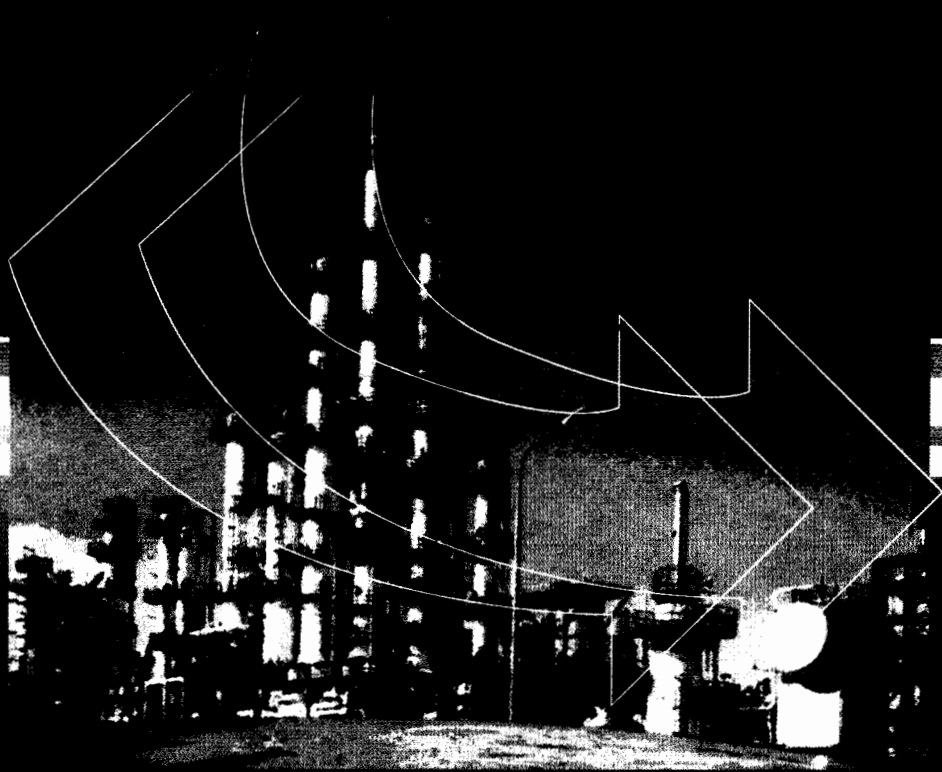
- 1 化工部科技情报所译. 联合国技术发展和转让丛书. 第13分册. 化肥手册. 1981. 488~495
- 2 安庆石化厂建设指挥部. 赴法化肥设备维修实习组. 技术总结. 1976. 225~232

- 3 陈听宽. U形管废热锅炉传热恶化特性的研究. 1984
- 4 鲁钟琪. 法型厂U形管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. 国外氮肥工厂志. 1978. 205
- 8 Turbines à Vapeur Industrielles. CREUSOT-LOIRE. 1979. 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

化工装置 实用操作技术指南

韩文光 主编



化学工业出版社
工业装备与信息工程出版中心



中国石化集团 金陵石化有限责任公司

中国石化集团金陵石化有限责任公司(以下简称金陵石化)位于六朝古都南京市的东北郊,所属工厂在10公里范围内毗邻相连。

金陵石化是经国务院批准,于1982年成立的国家特大型石化企业,隶属于中国石化集团。主要从事石油炼制及石化产品的加工生产和销售。拥有原油加工、化肥、有机化工原料、合成洗涤剂、表面活性剂、合成塑料及制品、热电等7家专业工厂和科研、教育、设计、工程、信息、销售、外贸等13家直属单位及专业公司。

金陵石化成立以来,销售收入18年位居江苏之首,上交税金连续18年名列南京之冠。2000年末,资产总额109.9亿元,年销售收入190.76亿元,实现利税8.06亿元。产品销往世界20多个国家和地区,年进出口贸易额1亿多美元。在中国500家最大工业企业和石油加工业50家评价中位居前列,先后被国家统计局和国家经贸委授予中国利税行业排序十强企业和中国技术开发实力百强企业称号,是我国重要的石油化工基地之一。

“加佳”洗涤用品
销售热线: 025-5095313
传真: 025-5095332

公司地址: 南京市龙蟠路51 8号 电话: 025 5410567 邮编: 210037 网址: <http://www.chinajpc.com>

内 容 提 要

本书以全新的视角从理论和实践两个方面综合分析研究了当今化工装置及其设备生产操作所具有的共同属性,即一个化工厂的各类设备从原始开车到转入正常生产一般所需进行的各种通用的单元操作过程。全书分3篇39章。第1篇化工装置的原始启动。包括总体试车方案的制定和优化,化工机械的单机试运,化工容器的标定,开车前设备的吹扫、清洗、酸洗和钝化,强度试验和严密性试验,工程中间交接,联动试车,催化剂装卸,公用工程启动,仪表调校,质量分析控制,投料试生产和性能考核等。第2篇化工装置的日常运行与操作。叙述了离心泵、透平、加热炉、反应器、废热锅炉、吸收、精馏、蒸发、膜分离、产品包装、物料储运等系统的运行操作及润滑技术,设备状态监控技术等。第3篇以几个典型产品化工装置的开工运行与操作为实例作了综合介绍。

全书由金陵石化公司、扬子石化公司、南化公司、安庆石化总厂、中原大化集团公司、锦化化工集团公司等的生产专家和一线技术人员共同撰写而成;内容丰富,材料翔实,突出实际,既有操作原理和实际经验,也有事故教训,对产品的生产从上游到下游,各工种,各工序、各行业部门之间的沟通了解、交流很有帮助。对化工、石化及相关行业工厂的操作人员、技术人员、管理人员更新和扩展知识面、提高操作和管理水平是一部很好的参考手册。也可供大专院校相关专业师生学习化工原理、化工工艺和化工设备等课程参考。

前 言

当前有关化工操作方面的图书不少，但大都是就某一种产品或单元操作编写出版。这些图书往往对一个产品的特定化工过程进行阐述，缺乏行业之间的沟通和交流。因而难以满足中高级操作工人和生产技术管理人员提高知识业务水平，扩展知识广度和深度的要求。随着我国大型化工、石油化工装置的发展，工厂很需要有一本从化工操作所具有的共性的角度来进行系统研究论述的书籍。尤其是近 20 年来，许多引进大中型化工装置从原始开工到转入正常生产过程所进行的许多特殊操作，各个装置和工厂都有许多宝贵的经验教训，应该组织编写出版以利于共同交流提高。但写这样的书是有一定的难度，化工出版社建议由我牵头出面组织，出自对于化工操作这一门职业的深厚情结，我欣然接受了这一个任务。我自 1954 年毕业之后到 1961 年的 7 年中一直在车间一线操作，之后也一直从事生产技术的管理工作。进入 70 年代，我又有幸奉调参加了由法国引进的南京栖霞山化肥厂的建设 and 原始开工过程。在长达十多年的实践过程中，对于这样一种大型现代化单系列化工装置的操作和管理，在观念和认识上产生了一次质的飞跃：这就是深深感到无论作为我个人还是和我同属一个时代的化工生产操作和管理人员，旧有的知识已远远满足不了需要，必须努力学习大量的新知识，还要改变许多旧的观念，才能赶上时代的要求。举一个最简单的例子，过去工厂的设备更新大多是以设备的自然寿命作为判废标准。如一台水冷器发生泄漏就停下来堵管，堵好了再用，再漏了再堵，堵管面积不超过 10% 甚至 20% 是不会考虑设备更新的。而在一个大型单系列的化肥厂，如果仍旧沿用这种观念去进行管理，必然会因小失大，使工厂遭受重大的经济损失。大量实践带来的经验教训和现代企业的管理理论告诉人们，对于这样的装置，设备更新的标准只能是设备的经济寿命而不是它的自然寿命。事实上“设备更新理论”已经形成了“科学决策理论”和“系统工程理论”的一个重要分支和专门理论，其决策过程有严格的理论依据和计算方法，只不过往往受到管理者知识深度和决策习惯的影响而还不能很好地发挥其作用。现在，历史已经跨进了一个新的世纪，在“市场经济”，“知识经济”，“数字和网络技术”，“计算机控制”，“环境保护”等概念已经深入到社会和企业每一个角落的环境下，做为一个 21 世纪的优秀操作工人和生产技术管理人员迫切需要汲取更多的知识和信息来充实自己。编写本书的目的就是尝试能从一个新的角度研究剖析化工操作过程并对大家有所帮助。参加本书编写的许多同志可以说大都是化工操作的行家，但是在编写过程中，多数同志都感觉到这本书并不太好写。其主要难点就在于要从一个共性的角度来研究某一个单元操作，他们仍感到个人的知识面不足，这也从一个侧面说明在我国对于“化工操作技术”这门学科还十分缺乏系统和普遍的研究，为此作为一个尝试，大家还是十分努力地完成了编写任务。如果广大读者确实觉得此书还有一定的参考价值，从中学到点东西，便达到了编写本书的目的。由于时间的仓促和经验的不足，显然本书还有不少值得商榷和进一步深化的方面。此外有些化工单元操作未涉及（如电化学、结晶、干燥等），有些章节的文字说明有一定局限性，内容还不够完善。至于书中如有不妥之处欢迎读者给予批评指正。

本书编写过程中得到了金陵石化公司和化工出版社的大力支持。金陵石化公司吴瑞林、周厚松、王永杰、张大福、胡尧良以及王树德、童祖基、郑宏印、李克勤、伍洪开等同志对本

书的编写给予了热情的关心和支持。除此之外，本书还得到了中石化总公司、扬子石化公司、南京化学工业公司、安庆石化总厂、中原大化集团公司、锦化化工集团公司等单位的支持，张一飞、王文喜、司徒泽湘、么贵明、张万钧、郭懋、余显章、唐文丑、谢文范、刘慕等同志为此作出了积极的努力，在此一并表示感谢。

韩文光

2001年4月

目 录

绪言..... 1

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	5	6.2 气密性试验的目的、条件和控制标准.....	79
1.1 为什么要制定总体试车方案	5	6.3 气密性试验的方法 (含真空度试验) ...	80
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	7	6.4 上下水管道的渗水量试验	80
1.3 总体试车方案的编制	9	6.5 剧毒介质系统的泄漏量试验	83
1.4 总体试车方案的优化	15	6.6 特殊情况下的气压强度试验 (含安全阀的在线调压)	83
第 2 章 化工机械的单机试运	23	第 7 章 工程中间交接	86
2.1 单机试运的目的	23	7.1 工程中间交接的意义	86
2.2 单机试运的条件	23	7.2 工程中间交接的条件	86
2.3 单机试运的阶段划分	24	7.3 工程中间交接的方法	87
2.4 单机试运的一般规定及通用原则	25	7.4 工程中间交接的几个主要问题	89
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	32	第 8 章 化工装置的联动试车	92
2.6 大型透平机械油系统的清洗	36	8.1 联动试车的目的和主要内容	92
2.7 透平机械的单机试运	38	8.2 联动试车方案的编制	92
第 3 章 化工容器 (储罐) 的容积标定	48	8.3 联动试车前必须具备的条件	92
3.1 引言	48	8.4 联动试车的组织与指挥系统	93
3.2 术语	48	8.5 联动试车的方法	93
3.3 容器标定前的要求	49	8.6 逆式开车介绍	98
3.4 化工容器的标定责任分工和组织	51	参考文献	99
3.5 化工容器的检定方法	52	第 9 章 化工系统的干燥	100
第 4 章 化工装置开工前的吹扫和清洗	53	9.1 干燥的目的和要求	100
4.1 吹扫和清洗的目的和方法	53	9.2 化工系统的干燥方法和介质选择	100
4.2 吹扫和清洗作业	55	9.3 系统干燥的操作和检验	101
参考文献	61	参考文献	104
第 5 章 化工设备和管道的酸洗与钝化	62	第 10 章 加热炉的烘炉	105
5.1 酸洗与钝化的目的和应用	62	10.1 加热炉的分类	105
5.2 酸洗与钝化的化学反应原理	62	10.2 耐火材料	108
5.3 不同材质情况下对药剂、配方的选择.....	66	10.3 烘炉	115
5.4 酸洗与钝化的一般操作方法	68	参考文献	119
5.5 酸洗与钝化的安全防护和废液处理	70	第 11 章 循环冷却水系统的预处理	120
5.6 大型设备、管网酸洗与钝化实例	72	11.1 循环冷却水系统的问题与对策	120
参考文献	76	11.2 循环冷却水处理方案的选择与实施	131
第 6 章 化工装置的强度试验和严密性试验	77	11.3 循环冷却水系统的清洗与预膜	142
6.1 化工装置的强度试验 (水压试验)	77	参考文献	147

第 12 章 催化剂的装卸操作	148	方法	236
12.1 催化剂的特性	148	15.4 日常生产过程中的中间控制与产品质量控制	244
12.2 催化剂的卸出	148	15.5 忽视质量或分析工失误造成重大损失实例	246
12.3 催化剂装填的一般步骤	148	15.6 环境监测的主要内容与检测方法以及大气环境质量标准	248
12.4 几种典型设备催化剂的卸出和装填方法	149	参考文献	255
参考文献	155	第 16 章 化工装置的投料试生产	256
第 13 章 公用工程的启动	156	16.1 化工装置投料必须具备的条件	256
13.1 供电系统的启动	156	16.2 化工装置投料试车方案的编制	259
13.2 供水系统的启动	166	16.3 保证化工投料顺利进行的主要经验	261
13.3 供风系统的启动	175	16.4 几个大型化工装置的实际投料试车过程	264
13.4 供汽系统的启动	179	16.5 化工投料重大操作事故实例	267
13.5 供氮系统的启动	182	第 17 章 引进化工装置的性能考核	272
13.6 废水处理系统的启动	185	17.1 引进化工装置有关考核的一般合同规定	272
参考文献	195	17.2 考核的组织和准备	278
第 14 章 仪表的调校	196	17.3 一般考核过程	279
14.1 仪表系统简介	196	17.4 国内自行建设装置的考核	280
14.2 仪表的校验和常见故障处理	215		
14.3 仪表的联校	223		
第 15 章 分析化验和质量控制系统的准备	225		
15.1 分析化验系统简介	225		
15.2 开工前的准备	228		
15.3 开工过程常用的分析项目的分析			

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	281	20.3 离心式压缩机的工作原理与主要结构	319
18.1 操作规程的意义、作用和标准内容	281	20.4 离心式压缩机的特性曲线	324
18.2 操作规程的编制、批准和修订	282	20.5 蒸汽透平-离心式压缩机组运行操作与维护	329
18.3 岗位操作法的意义、作用及标准内容	283	20.6 蒸汽透平-离心式压缩机常见设备故障与处理	334
18.4 岗位操作法的编制、批准和修订	284	20.7 蒸汽透平-离心式压缩机常见操作事故与防止	336
第 19 章 离心泵的日常运行与操作	286	参考文献	342
19.1 离心泵的结构和工作原理	286	第 21 章 燃气透平的日常运行与操作	343
19.2 离心泵特性曲线及其操作利用	287	21.1 燃气透平的工作原理与主要结构	343
19.3 离心泵的日常运行与维护	289	21.2 燃气透平的特性曲线及其操作运用	352
19.4 离心泵常见设备故障及处理	290	21.3 燃气透平的日常运行操作与维护	356
19.5 离心泵常见操作事故与防止	290	21.4 燃气透平的常见设备事故及处理	358
19.6 化工常用泵类的日常运行与操作	291	21.5 燃气透平的常见操作事故及预防	360
第 20 章 蒸汽透平与离心式压缩机组的日常运行与操作	298	第 22 章 加热炉的日常运行与操作	361
20.1 蒸汽透平的工作原理与主要结构	298	22.1 加热炉的结构	361
20.2 蒸汽透平的变工况特性曲线及其应用	310		

22.2	炉管材料	364	27.6	炼油厂精馏的流程特点与日常操作	449
22.3	燃烧器	367	第28章	蒸发系统的日常运行与操作	452
22.4	炉用燃料	372	28.1	蒸发的基本原理	452
22.5	加热炉的操作与运转	376	28.2	蒸发设备	453
22.6	加热炉常见操作事故与处理	379	28.3	蒸发系统操作条件的选择及优化	459
	参考文献	381	28.4	蒸发系统日常运行操作与维护	461
第23章	聚合反应器的日常运行与操作	382	28.5	蒸发系统常见设备故障及处理	463
23.1	聚合反应原理	382	28.6	蒸发系统常见操作事故与防止	464
23.2	聚合用各种催化剂的分类及特性	384	第29章	储运、称量、包装系统的日常运行与操作	466
23.3	聚合反应器	384	29.1	储运、称量、包装系统工艺过程简介	466
23.4	流化床聚合反应器的日常运行与操作	387	29.2	储运包装系统的运行与控制	467
23.5	搅拌釜聚合反应器的日常运行与操作	388	29.3	储运包装系统主要设备、操作与维修	474
23.6	环管聚合反应器的日常运行与操作	389		参考文献	499
	参考文献	389	第30章	膜分离系统的日常运行与操作	500
第24章	催化反应器的日常运行与操作	390	30.1	膜分离技术	500
24.1	化工催化反应原理	390	30.2	膜分离设备简介	502
24.2	化工用各种催化剂	392	30.3	膜分离装置的开工和停工	504
24.3	化工催化反应器的种类	395	30.4	膜分离装置的常见故障与处理	507
24.4	固定床反应器的日常运行与操作	396		参考文献	507
24.5	流化床反应器的日常运行与操作	400	第31章	液体物料储运系统的日常运行与操作	508
24.6	移动床反应器的日常运行与操作	403	31.1	液体物料储运设施简介	508
24.7	火管式反应器的日常运行与操作	406	31.2	液体物料储运系统日常运行操作与维护	522
24.8	工业催化剂的操作保护	407	31.3	常见设备故障与处理	532
第25章	废热锅炉系统的日常运行与操作	410	31.4	液体物料储运常见操作事故与预防	539
25.1	废热锅炉简介	410	31.5	重大火灾爆炸事故实例与经验教训	543
25.2	废热锅炉的日常运行与操作	412		参考文献	545
25.3	废热锅炉运行的主要指标	412	第32章	火炬系统的日常运行与操作	546
25.4	废热锅炉常见事故及预防	413	32.1	火炬系统简介	546
	参考文献	414	32.2	火炬日常运行与操作	548
第26章	吸收系统的日常运行与操作	416	32.3	火炬燃烧器计算	550
26.1	吸收原理	416	32.4	火炬系统典型事故	551
26.2	吸收设备及其水力学性能	418	第33章	润滑技术与操作	553
26.3	吸收系统的优化	425	33.1	摩擦、磨损与润滑原理	553
26.4	吸收系统常见故障与处理	428	33.2	润滑剂的性能、分类与管理	557
	参考文献	432	33.3	工业设备常用的润滑方式及操作	560
第27章	精馏系统的日常运行与操作	433	33.4	润滑系统常见操作事故及防止	562
27.1	精馏基础概要	433			
27.2	精馏塔操作与维护	442			
27.3	精馏系统常见的设备故障及处理	445			
27.4	精馏塔操作故障与处理	446			
27.5	特殊精馏	447			

第 34 章 设备状态监测、故障诊断技术与操作	
应用	565
34.1 设备状态监测与故障诊断简介	565
34.2 转动设备的状态监测与故障诊断及操作应用	566
34.3 石油化工装置的腐蚀与控制简介	575
34.4 涡流检测及应用	580
34.5 超声波检测及应用	583
34.6 X 射线检测及应用	584
34.7 其他检测方法及应用	585
34.8 温度测量方法及应用	587
第 35 章 化工装置的安全运行与操作	589
35.1 化工装置安全技术的主要内容	589
35.2 化工生产的安全管理制度	604
35.3 化工操作重大安全事故实例	606

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 ...	609
36.1 大型空分装置的原理与流程	609
36.2 大型空分装置开停车操作一般程序	615
36.3 20000m ³ /h (氧) 大型空分装置操作实例	620
36.4 大型空分装置常见重大事故	633
参考文献	640
第 37 章 大型乙烯装置的开工运行与操作 ...	641
37.1 乙烯装置简介	641
37.2 乙烯装置的原始开车	664
37.3 乙烯装置的日常运行操作	670
37.4 乙烯装置操作事故举例	674
第 38 章 1 万吨/年可发性聚苯乙烯 (EPS) 装置的开工运行与操作	677
38.1 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置简介	677
38.2 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置的原始开车	681
38.3 1 万吨/年可发性聚苯乙烯装置的日常运行操作	682
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	686
参考文献	689
第 39 章 栖霞山化肥厂开工 10 年进程回顾与剖析研究	690
39.1 前言	690
39.2 开工 10 年进程简要回顾	691
39.3 试运转过程的剖析研究	695
参考文献	730

绪 言

化学工业是世界各国国民经济重要的支柱产业。20世纪50年代起,在全球迅速发展的石油化工,更使得这门具有悠久历史的产业有了长足的发展。我国的化学工业在进入改革开放的20年历史时期内,其结构和规模均发生了巨大的变化。1996年,全国化学工业总产值达4786亿元,而2000年上半年,全国石油和化学工业总产值已超过6000亿元,约占全国工业总产值的10%。全国化工企业共有42100个。职工总数已达579万。化学工业的结构已从以化肥和酸碱盐为主的无机化工发展成为门类比较齐全的化学工业体系。20世纪70年代以来,随着我国石化工业的发展,有机化工原料和三大合成材料的生产迅猛崛起,从而带动了化纤、橡胶、塑料、染料、涂料、农药、医药、精细化工、国防化工等行业的全面发展。目前,我国化肥和染料的产量已跃居世界第一位,合成氨、硫酸、纯碱、农药居第二位,乙烯、合成材料、醋酸、烧碱等产品也居于世界前列。化工装置大型化,现代化,自动化的水平迅速提高,全国大中型化工企业已达1897个。现已拥有年产合成氨30万t,尿素52万t以上的化肥(化工)厂26个,年产乙烯30万t以上的石化联合企业7个,年加工能力500万t以上的炼油化工企业26个(其中千万吨级以上3个),年产纯碱40万t以上的企业8个(其中80万t级的3个)。这些大型、特大型化工企业基本上达到了世界公认的合理经济规模,代表了中国现代化工企业的发展方向。

伴随着中国化学工业的巨大发展,一支数以百万计的以中青年职工为主体化工装置操作队伍也已建立和形成,他们大多具有高中和大专以上的文化水平,经过了相当时间的技术培训和现场实习,取得了上岗资格证书,肩负着重要的生产使命,日以继夜地监视、控制着每一套化工装置,精心地维护着每一台化工设备,生产出成百上千万吨的化工产品,为国家的富强和社会的发展作着贡献。

随着化工产品结构的调整以及化工装置大型化、现代化、自动化的发展,客观形势对化工操作工人提出越来越严格的要求。60年代,一套以煤为原料的年产6万t合成氨装置,其操作工人标准设计定员为169人(按四班轮值计,下同)。而90年代,同样一套以煤为原料的年产30万t合成氨装置,其操作工人的标准定员仅为60人,以每人每年平均生产合成氨产量计,后者比前者增加了14倍。(以天然气为原料的大型合成氨装置定员仅为40人,其比例高达21倍)在年产6万t的合成氨装置上,一个操作事故造成一套煤气发生装置或一台压缩机停车,每日合成氨产量的损失不过数十吨,即使发生十分严重的全系统停车,其日产损失最多200t合成氨,而在大型单系列的合成氨装置中,一个微小的疏忽和失误,都会导致全系统的停工,其日产损失在千吨以上。不言而喻,化工装置大型化的结果,大大增加了每个操作工人的生产和经济责任。化工装置自动化程度的提高,大大扩展了每个操作工人的控制范围。过去,一名或几名操作工人,一般只能负责一个化工单元的操作,而现在,借助于计算机的帮助,可以大大提高生产率。在发达国家,包含几个甚至十几个化工单元操作的完整的生产过程可以由1~2名操作工人完全控制。目前,我国化工企业的管理和后勤人员还显得十分冗余,但操作工人的配备,已逐步接近发达国家的水平。一个大型石化装置的总控制室操作工,不仅要掌握裂解、转化、吸收、精馏、压缩、制冷等工艺过程的原理和操作,还要对

于与其相关的水质处理、能量利用、DCS 控制环境保护、设备动态检测等各个有关方面也要有相当程度的了解。从一定意义上来看，对操作工人技能的要求正在发生着本质上的深刻变化。

改革开放 20 年来，中国的社会经济体制已经发生了重大的变化。企业生产的主要目的已从计划经济体制下的“最大限度地满足社会不断增长的物质需要”而转向获取最好的经济效益。企业对劳动生产率指标的关注逐步为利润指标所代替，企业行为的转变必然要求职工思维转变，一个优秀的操作工人和生产管理人员，不仅仅要保证化工装置安全、稳定、长周期、满负荷的运行，而且还要研究装置开停运行和管理的优化问题。例如一个以石脑油为原料的大型化肥厂，当改用催化干气代替石脑油为原料时，其每吨合成氨成本约可下降 1/3。从能耗指标来看，两种不同原料生产的合成氨能耗基本相等，而从经济效益来看则完全不同。又如，上海金山年产 30 万 t 乙烯装置原始开车时，改变了一般乙烯装置的正常开工顺序（参见第 10 章）。其结果，在整个开工过程中没有放空 1t 乙烯、丙烯，节约试车费用达 900 万元（当时价值）。这些例子都说明，同样的化工装置，选择不同的操作条件，采用不同的操作方法，其经济结果大不相同，一套现代化的大型化工生产装置，其年资金流量常在数亿甚至数十亿元，任何一个工艺环节或工艺步骤的优化，都可以带来巨额的经济收益。反之，也会造成巨大的经济损失或效益流失。在全球已经步入“知识经济”时代的今天，每个操作工人都应以时代赋予的重任而自勉。

据统计，1996 年我国国有化工企业的资产总额已达 5933 亿元，加上乡镇以上独立核算化工企业 800 亿元，总量已近 7000 亿元。八五期间，化工生产以平均年递增 9.8% 的速度持续发展。为了适应国民经济总量迅速扩展的需要，必须在大量培养合格操作工人的同时，进一步提高在岗操作工人的素质。解放 50 年来，我国早期建成的成千上万套的中小型化工装置和近 20 年来建成的几百套现代化大型化工装置，已经造就了大批优秀的化工操作技术骨干。他们在长期实践的基础上，积累了十分宝贵的操作经验，其中有些是付出相当代价才取得的。在总结这些经验和结合每个特定产品、特定装置实际的基础上，所有的化工企业，都制定了自己的操作规程、操作法以及各种技术资料。结合各种特定工艺过程编著的有关生产控制的著作也已大量出版。但是，迫切要求提高自己操作知识深度与广度的中高级操作工人和化工生产管理人员，却很难找到一本跨产品、跨专业的具有普遍指导意义和一定理论深度，专门论述许多具有共性的化工操作的书籍。化工操作首先是一门实用技术，它必须能够指导操作工人和生产技术管理人员正确无误地开停和控制每一套化工装置。同时它又不仅仅是实用技术，对于操作规程的制订，操作方法的选择，操作指标的确定和优化，各种非常状态的应变，各种故障和事故的处理等，都涉及到许多理论问题。随着工艺，设备，仪表，计算机，催化剂等各个方面新技术的采用，以及水质稳定，能量回收，环境保护，设备状态检测等新兴科学技术在大型现代化化工装置上的应用和发展，更要求人们从理论上研究和优化这门技术。传统的化工原理，化工设备，化工工艺学等都只包含了其中的一些内容，但由于学科范围的界定，又不可能对化工操作这样的主题做系统深入的研究，例如对于化工装置开工过程中普遍需要进行的装置酸洗、钝化、吹扫、气密、干燥、烘炉、预膜等等特殊操作，进行系统论述的书籍很难找到。而在这些化工单元操作中都存在着许多理论和实际问题需要深入分析研究，如化工吹扫看似简单，经过多年的实践后人们发现其中有很多问题未得到很好的解决，如吹扫的理论根据、有效的方法、检验标准等都有待深入的探讨。以笔者 70 年代所在的南京栖霞山化肥厂 30 万 t/a 合成氨-52 万 t/a 尿素装置而言，为了达到法国专家所要求的高速蒸汽透

平对蒸汽管道吹扫靶片的检验标准,专门启动了一台产汽 220t/h 的中压燃油锅炉日夜不停地吹扫了两个月。按目前市场价格计算,仅耗用重油一项就损耗上千万元。至于许多化工装置因吹扫没达到标准,开工后出现塔盘堵塞,密封磨损,阀门卡塞,产品变色等一系列严重后果,且其故障显现往往是连续不断,令人束手无策,而当装置生产逐步趋于正常,随着时日的流逝,其影响逐渐消失之后,作为一个独立装置的当事人,也很少再花精力去研究这些问题。由这个例子可以看出,化工操作既有大量成熟的经验需要总结推广,又有大量的课题需要深入研究。对于一个优秀的操作工人和生产技术管理人员来讲,不仅仅需要做到严格贯彻执行各种既定的操作规程和岗位操作法,更需要扩展自己的知识范围,提高自己的技术水平,学习研究相关岗位,相关专业,相关装置的操作方法和经验教训。以达到在各种客观条件发生变化时都能应付自如,处变不惊,灵活准确地驾驭和操纵每一套化工装置,使其发挥出最好的经济效益。帮助他们更快的达到这种要求便是本书出版的宗旨。

为了帮助读者达到上述目的,本书试图从 3 个篇章介绍和研究有关问题,其中第 1 篇是化工装置的原始开工操作。该篇各个章节都是在总结近 20 年来大批现代化大型化工装置(特别是石化装置)开工实践经验的基础上写成的。对于大中型化工装置的原始启动带有普遍的指导意义,即使是小型化工装置也有一定的参考价值。其中诸如总体试车方案的优化,设备管道的酸洗、钝化、冷却水系统的防腐防垢处理,污水的处理与控制等专题,都是近十几年来才逐步发展普及的。对整个开工过程的总结与研究,既有助于各种类型的大型现代化装置顺利组织原始启动和大检修、技术改造后的重新开工,也有助于中小型化工装置改进和提高开工水平,为正常生产打下良好基础;第 2 篇是化工装置的日常运行与操作,这一篇各章节的划分和“化工原理”,“化工设备”等学科比较接近,但其主要区别在于本书的立足点着重是如何合理、正确的操作这些化工单元和设备,并以大量的实践经验和事故教训为基础,分析研究各种操作事故的原因及其防止。同时,对于近 20 年来,已经开始广泛应用在现代化化工装置中的高速蒸汽透平和离心压缩机,燃气透平,高压高温废热锅炉,大型聚合反应器,管式转化裂解炉,膜分离装置,设备状态监测技术等,均单独列章对其操作应用做了比较深入的介绍。由于本书各章节的撰稿人大多为在其执笔的同类化工装置上长期工作过的工程技术人员,不少人都是从操作岗位出身,之后长期从事化工生产技术管理,积累了丰富的操作经验的行业专家,因此具有很强的可读性与实用性;本书所列举的各种数据虽然不能代替各种技术规范 and 操作规程,但一般情况下对于制订这些文件均具有很好的参考作用。第 3 篇,为了使读者能超越单项的操作过程和单一的化工设备,对于以产品为单元的化工装置操作有一个完整的概念,选取了几个有代表性的化工装置,就其全部操作过程逐一做了连贯性的介绍。其中乙烯装置是现代化的大型石油化工装置的代表,可发性聚苯乙烯装置(E.P.S.)则可为许多中小型化工装置所参考。最后列入的一篇文章,比较详细地回顾和解剖了一个大型氨厂由基建转入开工投产近 10 年时间内所发生的许多近似灾难性的设计、设备、操作等故障并对其原因进行了深入的研究,对于今后仍将引用和建设的许多大中型化工装置应是一个重要的借鉴。