

合成氨联产甲醇装置原料气路线的改造及实效

姜桂明*, 张学强, 李茂刚, 杨洪生

(鲁西化工集团股份有限公司, 山东 聊城 252211)

摘要:结合鲁西化工集团股份有限公司现有粉煤加压气化装置的运行情况,对停运固定床造气炉后的原料气来源进行探究,提出了将低温甲醇洗工序的净化气、PSA 工序的解析气、CO 膜分离工序的渗透气送至氮氢气压缩机的改造方案。通过对原料气路线的改造,既减少设备闲置、提高设备利用率,又提高生产效率。

关键词:甲醇;合成氨;联产;原料气;技术改造;设备利用

中图分类号:TQ113.26

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2020)05-0214-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2020.05.047

Innovation and operation effect of raw material gas route in synthetic ammonia-methanol co-production plant

JIANG Gui-ming*, ZHANG Xue-qiang, LI Mao-gang, YANG Hong-sheng

(Luxi Chemical Group Co., Ltd., Liaocheng 252211, China)

Abstract: Combined with the operation situation of the existing pulverized coal pressurized gasification unit of Luxi Chemical Group Co., Ltd., the disadvantages of batch fixed-bed gasification technology are analyzed, and the source of raw material gas after stopping the fixed-bed gasifier is explored. A renovation scheme is proposed for raw material gas route by sending the purified gas after the low-temperature methanol washing section, the desorption gas after PSA section, and the permeate gas after CO membrane separation section to the nitrogen-hydrogen compressor. After renovating the raw material route, the idle equipment is reduced, both the equipment utilization and the production efficiency are improved.

Key words: methanol; synthetic ammonia; co-production; raw material gas; innovation; equipment utilization

合成氨联产甲醇工艺在我国以固定床间歇气化技术制备原料气的中小合成氨厂中应用比较广泛,该工艺不仅改变了企业单一产品的局面,增强了企业市场应变能力^[1]。但是,随着国家有关部门对产业结构调整指导目录的调整和能源消耗总量的控制^[2],尤其《国家发展改革委关于修改〈产业结构调整指导目录(2011年本)〉有关条款的决定》将固定床间歇气化技术列入限制类,越来越多的企业采用更加先进的气化技术替代传统的固定床间歇气化技术^[3-5]。随着固定床间歇气化装置停运,大量设备不再适用而闲置。为充分发挥设备的应有价值,减少设备资源浪费,在保证现有生产能力不变前提下,最大限度地利用现有工艺流程和设备,提出将甲醇洗工序后的净化气送至技术改造后的氮氢气压缩机、PSA 工序后的解析气及 CO 膜分离工序后的渗透气送至氮氢气压缩机的工艺改造路线。通过原料

路线改造,既充分利用了现有的工艺流程和设备,又发挥了合成氨联产甲醇装置的优势^[6],减少新建甲醇装置的投资。

1 原料气路线改造前工艺概述

鲁西化工集团股份有限公司的合成氨联产甲醇装置于 2007 年建成投产,该装置以无烟煤为原料生产尿素(中间产品为液氨),造气工段采用常压固定层间歇气化工艺,共有 $\Phi 2\ 800\ \text{mm}$ 造气炉 30 台,改造前全系统生产工艺流程为:空气(富氧空气)、蒸汽按一定工序交替送入固定层造气炉内,在炽热的炭层中发生一系列化学反应,制得的半水煤气经集尘器、洗气塔降温、除尘后送入气柜。气柜中的半水煤气经除尘塔、静电除焦油塔后送入罗茨风机,升压至 0.05 MPa 进入常压脱硫塔进行粗脱硫,然后经清洗塔、静电除焦油塔后进入压缩机一、二段,升压至

收稿日期:2019-07-17;修回日期:2020-03-07

作者简介:姜桂明(1984-),男,硕士,工程师,主要从事煤化工技术管理和技改工作,通讯联系人,jiang131415@163.com。

0.68 MPa 后送入变换工段,得到的变换气经变脱工序脱除少量的 H_2S 后送至压缩机三、四段, 升压至 2.5 MPa, 后送入脱碳工段脱除 CO_2 。脱碳后的脱碳气进入压缩机五、六段, 升压至 11.0 MPa 后送至中压联醇工段, 联产甲醇送至甲醇储槽, 出中压联醇后的反应气送压缩机七段, 升压至 20.0 MPa 后高压联醇工段、甲烷化工段脱除微量的 CO 和 CO_2 , 联产的甲醇送至甲醇储槽, 精炼气送至合成氨工段生产液氨。

2 原料气路线改造方案的分析与讨论

由于尿素合成自成体系, 原料气路线的改造不影响尿素合成部分, 所以仅分析讨论原料路线的改造对合成氨工序生产的影响。

2.1 造气工段

在合成氨企业生产中, 造气的技术装备水平是企业安全、节能、环保等最主要的决定因素, 随着国家有关部门对安全环保节能治理力度的逐步加强及优质无烟块煤货源紧张导致的价格上涨, 使用固定床间歇气化技术产原料气的优势不复存在^[7-8], 采用以粉煤加压气化、新型水煤浆气化等为代表的先进煤气化技术对现有的采用间歇式固定床煤气化技术的合成氨等煤化工企业进行技术改造成为一种趋势。鲁西化工集团股份有限公司响应国家号召, 停运固定床间歇气化生产装置, 采用先进的粉煤加压气化技术制备原料气。

2.2 净化工段、脱碳工段

因粉煤加压气化技术与间歇式固定床煤气化技术采用的煤炭质量不同, 导致制备的粗煤气中硫化氢含量存在较大差异, 粉煤加压气化技术制备的粗煤气中硫化氢体积分数约为 0.17%, 间歇式固定床煤气化技术制备的粗煤气中硫化氢体积分数约为 0.04%。在相同气量的前提下, 原固定床间歇气化技术的后续工段中的脱硫工序、变换工序及变脱工序已不适用现有的工艺条件及流程。

利用粉煤加压气化装置将气化后产生的粗煤气送入采用“四个变换炉”的宽温耐硫变换工段, 将上游气化来的粗煤气中的 CO 反应生成 H_2 和 CO_2 , 然后将变换气进入低温甲醇洗工段脱除 CO_2 、 H_2S 及有机硫等杂质, 制得合格净化气后送往液氮洗工段, 脱除净化气中的 CO 、 CH_4 及惰性气体, 从而制得产品气和精炼气。

2.3 压缩工段

根据目前的生产情况, 为充分利用粉煤加压气化装置的有效气体, 结合停运固定床间歇气化装置设备及工艺参数, 将 PSA 工序产生的解析气和 CO 膜分离工序产生的渗透气混合后送至 6M50-315 型对称平衡往复式压缩机; 同时, 将粉煤加压气化装置中经变换工段、低温甲醇洗工段得到的净化气输送至技术改造后的氮氢气压缩机。

(1) 变压吸附工序产生的解析气和 CO 膜分离工序产生的渗透气混合后送至原 6M50-315 型对称平衡往复式压缩机的一段压缩进口, 因进口气体压力和气体流量原料路线改造前后压缩机入口气体性质对比如表 1 所示。

表 1 路线改造前后单台压缩机一进气体入口性质对比

名称	改造前	改造后
气体压力/MPa	0.035	0.032
气体流量/($m^3 \cdot h^{-1}$)	15000	15800

由表 1 可看出, 改造前后压缩机一段入口气体流量基本相同, 故无需改造压缩机的气缸。

解析气、渗透气工艺改造方案: 由变压吸附工序产生的解析气和 CO 膜分离工序产生的渗透气停止向粉煤加压气化装置变换工段回收, 将解析气、渗透气经分离器进入一进油水分离器, 待分离出油水后进入一段气缸压缩到 ≤ 0.29 MPa, 经一出缓冲器进入一级冷却器, 降温后进入一段油水分离器, 分离出油水后进入二段气缸压缩到 ≤ 0.83 MPa, 经缓冲分离器进入二段水冷降温后, 进入油水分离器排除油水, 经二三直通阀进压缩机三进, 三进压力在 0.5~0.8 MPa, 进三段气缸压缩到 ≤ 1.8 MPa, 进入出口缓冲器、水冷器换热再进入油水分离器, 分离出油水, 进入四段气缸压缩到 ≤ 3.0 MPa, 经出口缓冲器、水冷器换热进入油水分离器分离出油水, 经四五直通, 进入五段气缸压缩到 ≤ 6.0 MPa, 经出口缓冲器、水冷器换热进入油水分离器, 分离出油水, 经六段进口缓冲器进入气缸, 压缩到 ≤ 13.7 MPa, 经出口缓冲器、水冷器换热进入油水分离器, 分离出油水, 经六出阀送中压醇工段。由中压醇来的精练气经七进阀、入口缓冲器, 进入气缸压缩到 ≤ 26 MPa, 经出口缓冲器、水冷器降温后进入油水分离器分离出油水, 经七出阀送合成工序, 适用工艺流程如图 1 中虚线部分所示。

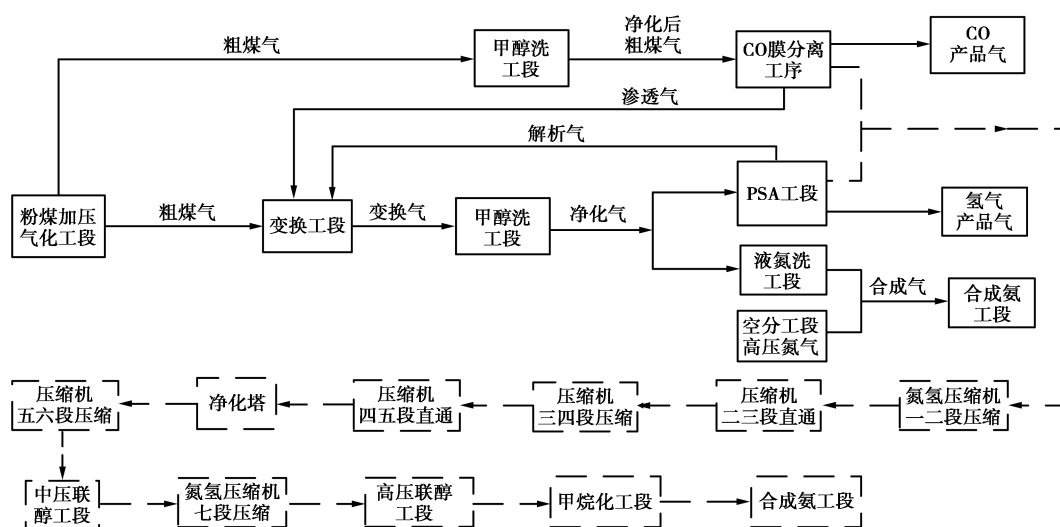


图 1 解析气、渗透气路线改造后的工艺流程

(2) 因净化气的压力及气体成分发生变化,需对 6M50-315 型氮氢气压缩机进行技术改造,使氮氢压缩机一段进口压力提高至 2.4 MPa。为此对氮氢气压缩机进行了重新改造。

氮氢气压缩机改造方案:保留原压缩机(6M50-315)的电机、机身、中体、曲轴、十字头体等运转部件,去掉 I、II、III、IV 气缸,对氮氢气压缩机闲置的 V、VI、VII 段气缸及相关辅机重新设计、制作和布置,改造成双列三缸三级压缩的双高压压缩机^[9-10],所谓的双高压压缩机指一级进口压力大于 2 MPa,且将原七缸压缩改为双列三缸压缩的压缩机,改造前后气缸布置示意如图 2 所示。

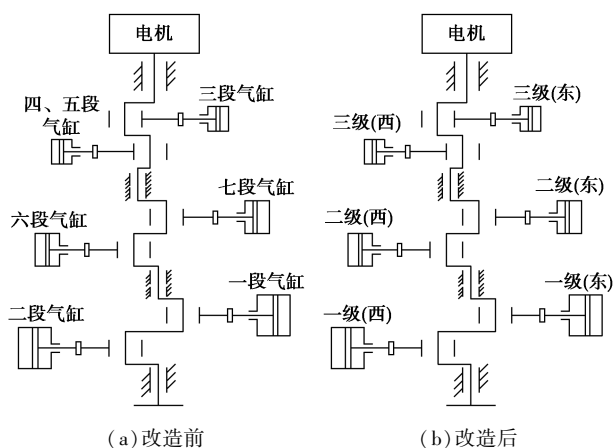


图 2 6M50-315 型压缩机改造前后结构简图

净化气工艺改造方案:采用粉煤加压气化技术产生的粗煤气经变换工段、低温甲醇洗工段得到的净化气经净化塔后进入改造后压缩机的一进阀门、分离器、缓冲器进入高压机一段气缸,压缩到 ≤ 7.2 MPa,经缓冲器、水冷、分离器,至二进缓冲器、二段

气缸,压缩到 ≤ 13.7 MPa,经缓冲器、水冷、分离器,送中压联醇工序。经中压联醇工序净化后的气体进三进阀门、分离器、缓冲器至三段气缸,压缩到 ≤ 26.0 MPa,经缓冲器、水冷、分离器,送高压联醇工序、甲烷化工序,最后经氨合成循环机加压后送合成工序,适用工艺流程如图 3 中虚线部分所示。

2.4 原料气路线改造前后工艺流程

(1) 原料气改造前工艺流程:根据现有装置的生产情况,利用粉煤加压气化技术,将气化后产生的粗煤气一部分送入采用“四个变换炉”的宽温耐硫变换工段,将上游气化来的粗煤气中的 CO 反应生成 H_2 和 CO_2 ,然后将得到的变换气进入低温甲醇洗工段脱除变换气中的 CO_2 、 H_2S 及有机硫等杂质,制得合格净化气,其中一部分净化气送往液氮洗装置,脱除净化气中的 CO 、 CH_4 及惰性气体,配入氮气后送至合成工段用于生产液氨,另一部分净化气经变压吸附装置提取 H_2 产品气,副产解析气。

利用粉煤加压气化技术产生的粗煤气另一部分经过低温甲醇洗工序后脱除粗煤气中的 CO_2 、 H_2S 及有机硫等杂质,制得净化后的粗煤气,然后将粗煤气送至 CO 膜分离工序,提取 CO 产品气,副产渗透气,系统生产工艺流程见图 4 所示。

(2) 原料气改造后工艺流程:现有生产装置的变压吸附工序产生的解析气和 CO 膜分离工序产生的渗透气停止回收至变换工段,而将解析气、渗透气经分离器除去杂质后送至 6M50-315 型氮氢气压缩机。另一方面,经过低温甲醇洗工段得到的净化气经净化塔进一步脱除硫化氢后进入改造后的氮氢气压缩机,原料气路线改造后,系统生产工艺流程见图 5 所示。

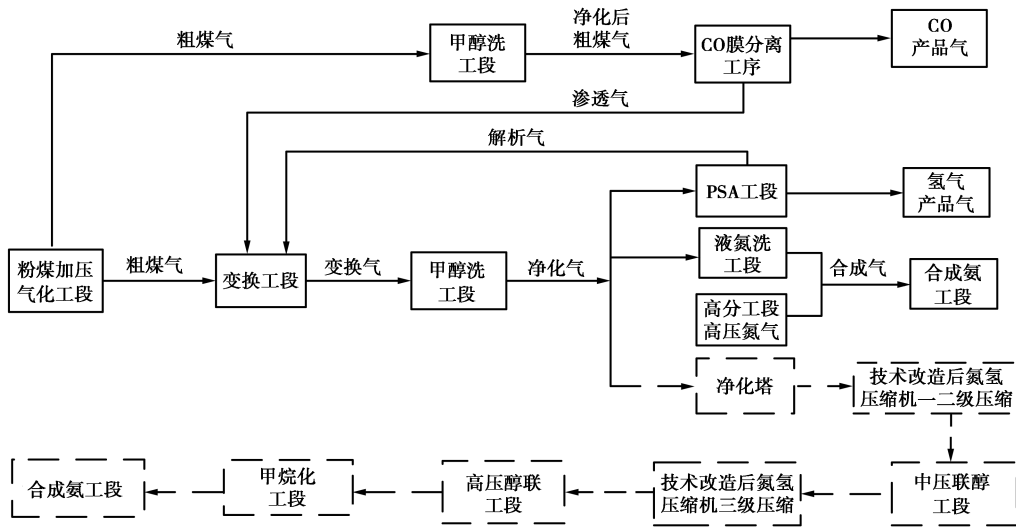


图3 净化气路线改造后的工艺流程

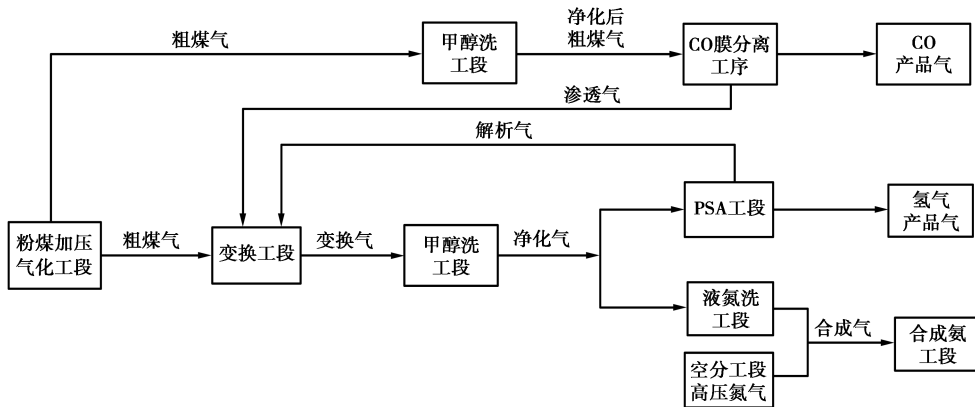


图4 原料路线改造前工艺流程

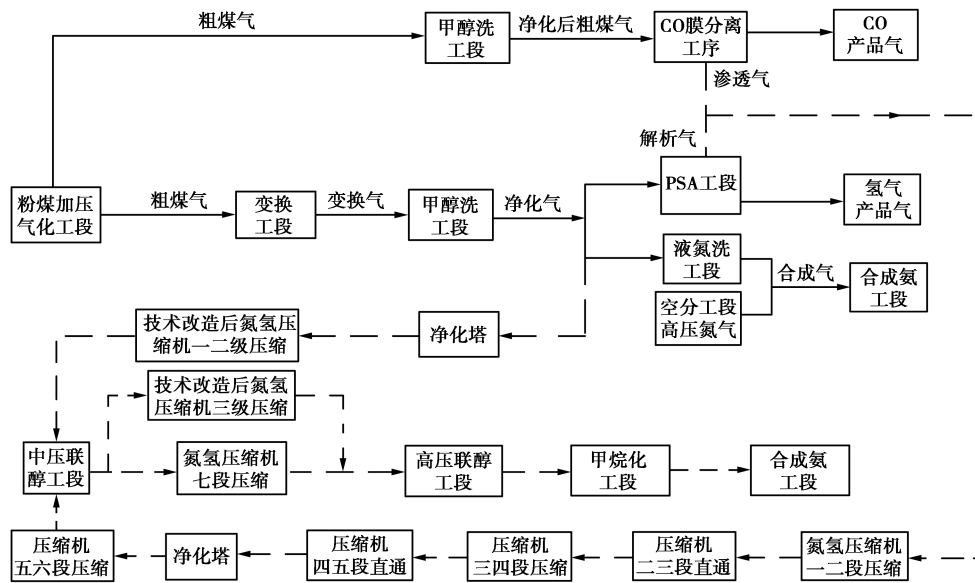


图5 原料气路线改造后工艺流程

3 原料气路线改造后运行效果

本次原料气路线改造投资少,充分利用了停运

的机器、厂房、水、电等配套工程;从原料气路线改造的运行情况来看,达到了预期效果,主要体现在以下几个方面。

3.1 系统总气量与有效气量

当同时运行 2 台 6M50-315 型对称平衡往复压缩机和 2 台双列三缸三级压缩的双高压压缩机时,中压甲醇合成、高压甲醇合成、甲烷化、氨合成工段的进口总气量和有效气量能够满足生产要求,目前合成氨日产量为 430 t、联产甲醇 131 t。

3.2 工艺系统运行指标

(1) 压缩工段运行指标:原料气路线改造主要集中在压缩工段,经过改造的双高压压缩机的主机及辅机运行稳定,各项指标达到预期值,具体主要运行指标数值见表 2。

表 2 双高压压缩机主要运行指标实测值

指标	5# 氮氢气压缩机	6# 氮氢气压缩机
压缩机一段入口压力/MPa	2.3	2.31
压缩机一段出口压力/MPa	5.3	5.36
压缩机二段出口压力/MPa	8.4	8.5
压缩机三段出口压力/MPa	14.4	14.3
压缩机一段出口温度/℃	72.5	75.4
压缩机二段出口温度/℃	67.3	68.3
压缩机三段出口温度/℃	95.4	97.8
压缩机一段振动值/ μm	12.1	11.8
压缩机二段振动值/ μm	5.2	5.9
压缩机三段振动值/ μm	8.5	8.2

(2) 合成氨联产甲醇工序运行指标:原料气经压缩工段压缩后送至中压联醇工序、高压联醇工序、甲烷化工序及合成氨工序,经过调整上述工序的运行指标达到设计值,具体运行数值见表 3。

表 3 甲醇合成、甲烷化和合成氨工序主要指标运行实测值

工序	指标	运行情况
中压联醇工序	甲醇塔触媒层热点温度/℃	245
	中压醇合成系统压力/MPa	8.4
	系统进口 CO 体积分数/%	6.9
	系统进口 CO ₂ 体积分数/%	0.2
高压联醇工序	甲醇塔触媒热点温度/℃	230
	系统进口 CO、CO ₂ 体积分数/%	2.2
	系统出口 CO、CO ₂ 体积分数/ 10^{-6}	81
甲烷化工序	甲烷化塔触媒层热点温度/℃	239
	甲烷化系统压力/MPa	13.9
	系统出口 CO、CO ₂ 体积分数/ 10^{-6}	1.9
合成氨工序	触媒热点温度/℃	478
	合成塔出口温度/℃	260
	合成塔入口温度/℃	174
	系统压力/MPa	14.4
	循环氢体积分数/%	64
	循环气中甲烷含量/%	9.7

3.3 氨醇生产成本降低

解析气、渗透气作为系统合成原料气后,入口气

体平均分子质量减小,压缩机做功将相应减少。在氮氢气压缩机满负荷生产情况下,6M50-315 型氮氢气压缩机的电流由 350 A 降至 260 A;技术改造后的双高压压缩机满负荷生产情况下,压缩机主电机平均电流由 350 A 降至 290 A。原料气路线改造后,通过对压缩机耗电量的统计,压缩机工段每小时可节约 1 200 kWh,每年节约 950 万 kWh。同时,改造后的氮氢气压缩机的一级进口理论体积流量由 18 000 m³/h 上升至 50 000 m³/h,单台改造后的氮氢气压缩机相当于之前 2 台普通型氮氢气压缩机,按照普通型氮氢气压缩机的运行维护成本,每年可节约 2 000 余万元。

4 结语

通过合成氨联产甲醇装置原料气路线的改造,并经过半年的运行,不仅使闲置的部分固定资产得以再利用,减少了设备资源浪费,而且在保证现有生产能力不变的前提下,最大限度地利用现有工艺流程和设备,并且节能效果显著。此次改造的成功,为国内化工企业进行同类的技术改造提供了经验,使企业在采用新工艺、新技术的同时,能够更好地挖掘现有设备的潜能,降低产品的生产成本,确保企业在市场竞争中处于有利地位。

参考文献

- [1] 刘志臣. 醇氨联产工艺优势分析[J]. 氮肥技术, 2013, 34(2): 1-2.
- [2] 田亚峻. 中国煤化工现状与发展思考——写在“十三五”之前[J]. 煤化工, 2014, (6): 3-4.
- [3] 李琼玖, 杜世权, 廖宗富, 等. 大型煤气化装置的工艺性能及其在多联产系统组合中的节能减排评述[J]. 化肥设计, 2011, 49(2): 3-6.
- [4] 姚刚, 徐美同, 胡小娟. 600 kt/a 醇氨联产项目单台气化炉带合成氨、尿素系统运行的研究和实践[J]. 中氮肥, 2017, (5): 10-11.
- [5] 李志坚. 现代煤化工进展及发展关注重点[J]. 化学工业, 2013, 31(6): 1-2.
- [6] 郭飞龙. 18·30 合成氨装置联产 6 万吨甲醇技改及节能效果[J]. 煤化工, 2016, 44(2): 35-36.
- [7] 曲顺利, 苗兴旺. 富氧连续气化工工艺的利与弊[J]. 氮肥技术, 2008, 29(6): 10-11.
- [8] 娄青. 固定床间歇煤气化工艺的分析[D]. 天津: 天津大学, 2010: 15-16.
- [9] 党锡淇, 陈守五. 活塞式压缩机气流脉动与管道振动[M]. 西安: 西安交通大学出版社, 1984.
- [10] 活塞压缩机设计编写组. 活塞式压缩机设计[M]. 北京: 机械工业出版社, 1974: 21-170. ■