

## 工艺与设备

# 氮肥原料和产品结构调整 及工程技改方案

蒋德军

(中国石化集团兰州设计院, 兰州 730060)

**摘要:**分析了大氮肥装置的现状和结构调整的必要性,提出了以“煤代油”或“渣油劣质化”为核心内容进行原料和产品结构的调整,并对工艺技术方案进行了分析和比较,介绍了“煤代油”工程的技改方案。

**关键词:**大氮肥装置;产品结构;技术改造

中图分类号:TQ441

文献标识码:A

## Structural modification and engineering reformation for feedstocks and products in nitrogenous fertilizer production

JIANG De-jun

(Lanzhou Institute of Design, SINOPEC, Lanzou 730060, China)

**Abstract:** The current situation of large-scale nitrogenous fertilizer units and thier necessity of structural transformation are analyzed. It's put forward the modification must be carried out by using "coal-instead-of-oil" or "lowering-oil-residue-quality" as the core guideline. The technological schemes are analyzed and compared, and the scheme for technological transformation of "coal-instead-of-oil" is introduced.

**Key words:** large-scale nitrogenous fertilizer units; product structure; technical reformation

近年来,由于受尿素价格持续下跌、原料(轻油、渣油)价格持续上涨,农业对化肥的实际需求量减少等不利因素的影响,石化大氮肥装置处于有史以来最困难的时期,因此,努力寻求大氮肥企业扭亏脱困的出路,尽快进行原料结构和产品结构的调整,已是势在必行。

## 1 原料结构和产品结构调整的基本思路

### 1.1 原料结构调整的基本思路

石化大氮肥装置的原料结构调整的基本思路应以“原料劣质化”为主,考虑采用进行“煤代油”或“渣油劣质化”为核心内容的技术改造。

(1)轻油型大氮肥装置原料结构的调整应以“煤代油”为宜

对于轻油型大氮肥装置而言,无论是进行“煤代油”或“渣油劣质化”改造,其合成气制备(烃类蒸气

转化)、合成气净化(高低温变换、热钾碱法脱碳)均已无法适应要求,相应部分均需要新建,从装置操作费用和生产成本的降低最大化考虑,进行“煤代油”较为合理,因此,轻油型大氮肥装置原料结构的调整考虑以“煤代油”为宜。

根据石化大氮肥装置的实际情况来看,以煤或石油焦为原料的条件较好,可以解决原料煤的来源问题,价格也较为便宜;另外由于部分装置所在企业具有石油焦的来源,亦可以考虑原料部分或全部使用石油焦。

(2)渣油型大氮肥装置原料结构的调整以“渣油劣质化”为宜

对于渣油型大氮肥装置来说,通过对其合成气制备部分(非催化部分氧化气化)、合成气净化部分(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行局部的技术改造,即能够适应“渣油劣质化”调整的要求;而进

行“煤代油”或“焦代油”，装置改动较大，投资也较高。因此，为了降低改造投资，渣油型大氮肥装置原结构的调整建议应以“渣油劣质化”为妥。

“渣油劣质化”目前可以选择的方案包括 3 种：采用委内瑞拉奥里油、渣油掺烧石油焦、溶剂萃取脱沥青。

## 1.2 产品结构调整的基本思路

(1) 有依托的大氮肥装置，外供氢气、液氨或羰基合成气

对于依托石化联合企业的大氮肥装置，根据现场的具体情况，围绕与炼化装置建立原料和产品的互供关系，来考虑产品结构的调整。基本思路是将炼油装置的石油焦部分或全部作为大氮肥装置的原料，大氮肥装置副产的氢气、羰基合成气、液氨作为炼油装置、化工装置（己内酰胺、甲醇、丁辛醇）、化纤装置（丙烯腈）的基本原料，以提高装置的抗风险能力，并达到节能降耗、增大投资效益之目的。

(2) 无依托的大氮肥装置，联产  $C_1$  化工或其衍生物产品

对于无依托石化联合装置的大氮肥装置，可以考虑配套建设大型化甲醇或醋酸装置（年产 20 万 t 甲醇或 15 万 t 醋酸），实现氮肥- $C_1$  化工联合装置生产，以达到改善产品结构、调剂产品供求的目的。尽管目前甲醇、醋酸市场起伏不定，但大型化甲醇、醋酸装置无论是在技术上，还是经济上是能够站得住脚的。

## 2 工艺技术方案

### 2.1 轻油型大氮肥装置工艺技术方案

轻油型大氮肥装置原料结构和产品结构调整的主要内容为：新建合成气制备和新建合成气净化部分，因此其工艺技术方案的确立主要取决于煤气化工艺技术和合成气净化工艺技术的选择。

#### 2.1.1 煤气化工艺技术的选择

目前可供选择的煤气化工艺技术主要有 Texaco 水煤浆加压气化和 Shell 粉煤气化工艺，两者均是先进、成熟的煤气化技术。Shell 粉煤气化工艺与

Texaco 水煤浆气化工工艺相比，各有特点。

(1) Shell 粉煤气化的煤种适应范围广于 Texaco 水煤浆气化工

Shell 煤气化工艺的原料是干煤粉，用高压  $N_2$  或  $CO_2$  气输送入气化炉，对煤种的适用范围宽，能够以任何煤种为原料，而且碳转化率超过 99%。该工艺过程对煤的特性（煤的粒度、粘结性、含水量、含硫量、含氧量及灰分含量）不敏感，但对于灰熔点较高的煤，须加入助熔剂（石灰石），以改变熔渣性能。在荷兰 Demkolec 工厂工业化装置上已使用过包括澳大利亚煤、哥伦比亚煤、印尼煤、南非煤、美国煤、波兰煤、石油焦等 14 个煤种进行气化，均能正常生产。只要有煤质分析数据，不需进行试烧、认定，即可根据用户提供煤种进行装置设计。

Texaco 煤气化工艺的原料是水煤浆，水煤浆要求有良好的稳定性、流动性，较低的灰熔点及易泵送等性质。这就要求在向磨煤机中加入煤、水的同时，再定量加入添加剂和助熔剂（石灰石），制成高质量的水煤浆。所制备的煤浆中煤的粒度分布有一定的要求。水煤浆制备系统要求较高，因此，Texaco 水煤浆气化的经济运行对原料煤的灰含量（要求小于 13%）、煤的灰熔点（要求低于 1300℃）、煤的水含量（要求小于 8%）、煤的可磨性、煤的成浆性以及煤的化学活性有一定的要求。

(2) Shell 粉煤气化的工艺指标好于 Texaco 水煤浆气化工

Texaco 水煤浆气化工工艺为湿法进料，在气化炉中必须把占原料中质量分数为 35% ~ 40% 的水加热蒸发到 1400℃，原料煤能量的约 18.5% 要被消耗掉，这从 Texaco 气化合成气的  $CO_2$  含量较高即得以体现；而 Shell 粉煤气化工艺为干煤粉进料，避免了湿法进料因水汽化和升温而带来的能量损失，用于加热蒸发煤中水的热量则要小得多。因此，在同等条件下，Shell 煤气化有效气体成分（ $H_2 + CO$ ）为 90% 左右，而 Texaco 煤气化有效气体成分（ $H_2 + CO$ ）为 80% 左右；Shell 煤气化比 Texaco 煤气化耗氧量至少低 20%；Shell 煤气化渣中含碳量 < 0.5%，且能量回

（上接第 38 页）

- [2] 彭毓华. 马铃薯淀粉与醋酸乙烯酯接枝共聚制生物降解淀粉塑料树脂的研究[J]. 山西农业大学学报, 1996, 16(2): 140 ~ 144
- [3] Fanta G F, Shogren R L. Modification of starch-poly copolymers by het (methylacrylate) graft cooking[J]. J Appl Polym Sci, 1997, 65: 1021 ~ 1029
- [4] 由英才, 张保龙, 林志明, 等. 淀粉/甲基丙烯酸甲酯接枝共聚及生物降解性能研究[J]. 高分子材料科学与工程, 1994(1): 33 ~ 37

- [5] 黄承亚, 李红. 甲基丙烯酸与木薯淀粉接枝共聚反应研究[J]. 高分子材料科学与工程, 1996(4): 45 ~ 49
- [6] Shogren R L. Preparation, thermal properties, and extrusion of high-amylose starch acetates[J]. Carbohydrate Polymers, 1996, 29(1): 57 ~ 62
- [7] 杨敏丽, 王千杰, 赵卫平. 马铃薯淀粉醋酸酯的合成研究[J]. 宁夏大学学报, 2000(2): 159 ~ 160
- [8] 潘祖仁. 高分子化学[M]. 北京: 化学工业出版社, 1997. 26 ~ 27

收较彻底,冷煤气效率前者为 80% ~ 83%,后者为 74% ~ 77%。

(3)Shell 粉煤气化的装置投资较高,但运行和维护费用较低

Shell 粉煤气化工艺中,气炉采用类似锅炉的水冷壁技术,熔态排渣,利用熔渣在水冷壁上冷却硬化形成一层渣层保护炉壁不受高温磨损,气化壁利用水管产生蒸汽以调节温度,是锅炉概念和煤气化炉概念的结合,丰富了气化炉高温防护和磨损防护的体系。优于传统的“耐火砖”防护概念,使气化炉更易大型化,为煤气化装置的大型化提供了保证。针对日产氨 1 500 t 规模的气化装置,Shell 粉煤气化装置仅需要配置 1 台气化炉,而 Texaco 水煤浆气化装置则需要配置 3 台气化炉(两开一备)。

据测算,在同等条件下,Shell 煤气化与 Texaco 煤气化都按相同生产规模(日产氨 1 500 t 计)比较,在考虑其相应配套空分、变换、脱碳工序的投资的基准上,其建设投资 Shell 粉煤气化略高于 Texaco 水煤浆气化。

Shell 粉煤气化的运行和维护费用低,一方面是由于其气化效率高和消耗低,因而生产成本低;另一方面,由于采用单系列运行,检修和维护工作量大大降低,特别是采用水冷壁代替耐火砖后,节省更换耐火砖的费用和砌炉的时间(耐火砖设计寿命为 9 000 h)。

(4)Texaco 水煤浆气化的应用经验丰富,国产化装备程度高

Texaco 工艺有多套合成氨、甲醇装置的成功业绩,国内有鲁南氮肥厂、渭河氮肥厂、上海焦化厂、淮南氮肥厂等装置,由于 Texaco 水煤浆气化装置国内已引进多套,目前实现技术装备国产化的程度要远大于 Shell 粉煤气化。

从国内实际运行的装置来看,Texaco 水煤浆气化工艺是先进、成熟、可靠的工艺技术,但是存在对煤种要求相对严格的局限(主要是对于灰分含量和灰熔点的要求),我国南方地区能够满足要求的煤种较少,尤其是华东地区,煤的灰熔点多大于 1 400℃,灰分多为 20% 以上。因此尽管渭河化肥厂(用黄陵煤)、上海焦化总厂和鲁南化肥厂(用兖州煤)的设计原料煤种均经过了 Texaco 公司的试验试烧,但实际运行效果均不理想,造成投产运行初期停车频繁。直到重新选择煤种(渭河原料煤改用甘肃华亭煤)或定点煤矿之后,才保证了装置的稳定和经济运行,并获得了良好的经济效益。

(5)Texaco 水煤浆气化的合成气中 CO、N<sub>2</sub> 含量

较低

Texaco 水煤浆气化的合成气中 CO 较低,后续工序的 CO 变换负荷低于 Shell 粉煤气化。

目前,Shell 粉煤气化采用高压 N<sub>2</sub> 输送粉煤,造成合成气中 N<sub>2</sub> 含量较高,对于合成氨而言是无不利影响的;而对于副产甲醇和工业氢气,合成气中 N<sub>2</sub> 为惰性组分,需要设置 PSA 脱除 N<sub>2</sub>,相应增加了装置投资,因此,对于联产甲醇或工业氢气装置,应考虑采用高压 CO<sub>2</sub> 输送粉煤。但也应该看到,对于生产甲醇等 C<sub>1</sub> 化工产品的配套工艺而言,一般只需要 CO 部分变换,因此从能量利用的角度来说,Shell 粉煤气化工艺较为合理。

综上所述,Texaco 和 Shell 煤气化工艺各具特色,Shell 粉煤气化工艺的优势在于煤种适应范围广、工艺指标先进、操作和维护费用低;而 Texaco 水煤浆气化的优势在于其应用于大氮肥装置工业应用业绩较多,经验丰富,装置投资少,国产化程度高。这两种气化工艺技术均可应用于大氮肥装置“煤代油”改造之中,结合上述装置的具体情况,笔者认为,煤气化工艺技术应以选择 Shell 粉煤气化工艺略妥,这主要是基于尽可能实现原料煤本地化(区域化)和经济效益指标较优考虑。如果选择 Texaco 水煤浆气化工艺,应慎重对待原料煤种的选择和切实关注煤质的稳定性。

#### 2.1.2 净化工艺技术的选择

合成气净化部分的关键问题在于确定变换、酸性气体脱除、气体精制等工序的合理流程组合形式。其中 CO 变换工艺的选择,是合成气净化工艺技术选择的首要问题。

##### (1)CO 变换工艺技术的选择

目前可供选择的变换工艺主要可以分为非耐硫变换和耐硫变换等两种,而这两种变换工艺的选择将直接影响后续酸性气体脱除工序、气体精制工序的流程组合。

若选择非耐硫变换工艺,要求首先脱除合成气中的硫,则流程组合的顺序即为“脱硫 + 变换 + 脱碳”。脱硫和脱碳分置于 CO 变换的上、下游,导致脱硫脱碳工艺流程复杂,设备数量较多,能量消耗较高;同时流程之中粗合成气冷而复热,出现“冷热病”,能量利用不尽合理,另外由于 Shell 粉煤气化工艺的粗合成气中 CO 含量非常高,采用中变串低变工艺流程,由于催化剂活性温度较高(一般为 350℃ 以上),受到温升的限制,变换反应器需要四段以上,工艺流程复杂,也不利于热量回收。

若采用耐硫变换工艺,使用宽温(耐硫)钴钼系

催化剂,则流程组合的顺序即为“变换+脱硫+脱碳”。这样的流程组合,可以通过三段变换(耐硫中变串联耐硫低变),使得 CO 含量降低至较低水平,能够适应甲烷化热法精制工艺要求;同时亦可以将脱硫脱碳安排在一个工序内进行。

根据工艺流程匹配和能量利用合理性,变换工序以采用耐硫变换(三段变换、耐硫中变串低变)工艺为佳。

(2)酸性气体脱除(脱硫、脱碳)工艺技术的选择  
粉煤气化的变换气具有硫含量高、CO<sub>2</sub> 含量高、分压大的特点,因此,根据变换气的工艺条件,采用物理吸收法比较有利。物理吸收法中按照吸收温度的不同,一般分为冷法和热法。冷法则以低温甲醇洗法为代表,热法中以 Selexol 工艺最为著名。

低温甲醇洗工艺是由德国 Linde 和 Lurgi 联合空分的净化工艺。采用冷甲醇作为吸收溶剂,利用甲醇在低温下对酸性气体溶解度极大的特性,脱除原料气中的酸性气体。低温甲醇洗法工艺技术成熟,工业应用业绩很多,广泛应用于合成氨、合成甲醇和其他羰基合成、城市煤气、工业制氢和天然气脱硫等的气体净化装置中。我国已投产的渣油和煤制氨大型装置大都采用这一技术。

NHD 工艺是南京化学工业公司研究院开发的净化方法,与国外 Selexol 工艺类似,目前已应用于多个中小型合成氨杂质的改造中,并成功应用于淮南化肥厂年产 18 万 t 合成氨装置之中。

“煤代油”改造工程净化工序采用低温甲醇洗或 NHD 工艺,均是可行的。从吸收能力和溶液循环量、选择性、净化度、操作费用、装置投资等诸方面进行比较,低温甲醇洗法与 NHD 工艺各有所长。

基于上述分析,笔者认为,在“煤代油”改造工程中以采用低温甲醇洗净化工艺进行酸性气体的脱除较佳。

### (3)气体精制工艺技术的选择

脱硫脱碳气体的精制既可以采用“热法精制”(甲烷化工艺),亦可以采用“冷法精制”(低温液氮洗或深冷净化工艺),两者各有其优势。

采用甲烷化工艺,由于现有轻油型大氮肥装置均设置有甲烷化工艺,可以依托原有设备,只需进行局部的改造即能满足工艺要求,可以节约部分的装置投资,但其工艺指标和操作费用不及低温液氮洗(或深冷净化)工艺;而采用低温液氮洗工艺,目前尚不能立足于国产化,需要引进专利技术和设备,装置投资较高(约需要增加装置投资 4 500 万元)。

分析气体精制的具体情况,笔者认为,在“煤代

油”改造工程中以采用甲烷化工艺进行气体精制较好。

### 2.1.3 推荐的工艺技术方案

根据综合分析,笔者推荐轻油型装置“煤代油”工程采用以下技术方案:

①新建煤气化工序。采用日处理煤 2 000 t 的 Shell 粉煤气化工艺生产合成气(H<sub>2</sub>+CO);

②新建空气分离工序。采用全低压、内压缩空分工艺(48 000 m<sup>3</sup>/h),为煤气化工序提供工艺氧气和高、中、低压氮气;

③新建耐硫变换工序。采用三段耐硫变换工艺(耐硫中变+耐硫低变)进行合成气(H<sub>2</sub>+CO)的高浓度 CO 变换;

④新建酸性气体脱除工序。采用低温甲醇洗净化工艺,进行变换气的脱硫脱碳净化,以脱除变换气中 H<sub>2</sub>S、COS 和 CO<sub>2</sub>;并采用两级克劳斯脱硫+SCOT 工艺,处理低温甲醇洗工序 H<sub>2</sub>S 尾气;

⑤改造和利用甲烷化工序。对原有装置的甲烷化工序进行适当的改造,采用热法精制(甲烷化)工艺,进行净化气的精制,除去净化气中的微量 CO 和 CO<sub>2</sub>;

⑥利用氨合成及冷冻工序。利用原有装置的氨合成及冷冻工序进行氨合成,生产液氨作为尿素装置的原料;

⑦新建产品结构调整的相应工艺生产单元。

## 2.2 渣油型大氮肥装置工艺技术方案

### 2.2.1 “奥里油气化”的工艺技术方案

立足于现有的合成气制备工序(渣油气化、空气分离)、合成气净化工序(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行改造,并根据产品结构调整的具体情况,新建配套生产工序。工艺技术方案如下:

①现有渣油贮槽的彻底清洗。

②轻油萃取炭黑系统停运,改为过滤。

③新建产品结构调整的相应工艺生产单元。

### 2.2.2 “渣油掺烧石油焦”气化的工艺技术方案

立足于现有的合成气制备工序(渣油气化、空气分离)、合成气净化工序(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行改造,并根据产品结构调整的具体情况,新建配套生产工序。工艺技术方案如下:

①新建石油焦-渣油制浆系统,包括石油焦磨制及储运工序;

②增建一套 10 000 m<sup>3</sup>/h 空分装置,以满足工艺氧气的需要;

③更换气化炉烧嘴,确保进入气化炉原料的雾化性能,并与炉体匹配,形成合适流场,适当反混加

速热质传递,与炉壁形成贴体回流区,保护耐火砖;

④由于气化炉出口气体组成的变化,炭黑的生成率提高,需对气化炉出口气的文丘里洗涤器进行改造,为洗涤塔的除尘效果创造有利条件;

⑤由于石油焦中重金属含量较高,炭黑全部返回气化炉回收有困难,按部分进行返回,部分炭黑水考虑增设过滤系统,关于滤渣中的重金属回收利用方案,可以考虑采用 Hydro 公司技术;

⑥气化工序的操作和控制及安全系统进行相应的调整改造;

⑦对合成气净化工序(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行相应的技术改造,以满足工艺要求。

⑧新建产品结构调整的相应工艺生产单元。

### 2.2.3 “溶剂萃取沥青”气化的工艺技术方案

立足于现有的合成气制备工序(渣油气化、空气分离)、合成气净化工序(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行改造,并根据产品结构调整的具体情况,新建配套生产工序。工艺技术方案如下:

①新建脱油沥青预处理系统;

②增建空气分离工序,以满足工艺氧气的需求;

③气化炉及其相应的炭黑回收单元技术改造;

④对合成气净化工序(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行相应的技术改造,以满足工艺要求;

⑤新建产品结构调整的相应工艺生产单元。

### 2.2.4 “水焦浆气化”的工艺技术方案

立足于现有的合成气制备工序(渣油气化、空气分离)、合成气净化工序(耐硫变换、低温甲醇洗、低温液氮洗)进行改造,并根据产品结构调整的具体情况,新建配套生产工序。工艺技术方案如下:

①增设水焦浆制备系统,更换渣油泵;

②气化炉改造,更换工艺烧嘴、更换炉内层衬里、改造炉出渣;

③增建灰渣水处理系统;

④增建空气分离系统;

⑤低温甲醇洗系统改造;

⑥新建产品结构调整的相应工艺生产单元。

结合分析,笔者推荐“渣油掺烧石油焦”作为渣油型装置原料和产品结构调整改造的首选方案。

## 3 洞庭氮肥厂“煤代油”工程技术改造方案介绍

### 3.1 工艺技术方案

(1)原料路线:采用 Shell 粉煤气化工艺技术进

行“煤代油”改造,使用湖南煤炭坝或河南平顶山煤作为原料。

(2)产品方案:煤气化部分生产规模为气化炉日处理煤 2 000 t,生产粗合成气 1 420 m<sup>3</sup>(H<sub>2</sub> + CO)。粗合成气经过加工后,除外供工业氢气 19 235 m<sup>3</sup>/h,尚可日产氨 1 320 t(年产液氨 43.56 万 t),外供液氨 6 万 t/a,其余利用现有尿素装置日产尿素 1 952 t(年产尿素 64.42 万 t)。

(3)工程改造内容:根据气体平衡,确定装置的新建和改造内容为新建 Shell 粉煤气化、空气分离、耐硫变换、酸性气体脱除(低温甲醇洗)等工序,改造甲烷化、氨合成和冷冻工序,并对公用工程进行相应的改扩建。其中煤气化部分(粉煤气化、空气分离),与 Shell 合资建设,合资股比为 50:50;配套部分(耐硫变换、酸性气体脱除、甲烷化、氨合成和冷冻)由洞庭氮肥厂出资建设或改造。

#### 3.1.1 Shell 粉煤气化

(1)Shell 粉煤气化工艺

Shell 粉煤气化工序由以下主要单元组成:①磨煤及干燥;②煤加压及进煤;③气化及合成气冷却;④除渣;⑤除灰;⑥洗涤;⑦废水汽提及澄清;⑧气化公用工程系统等。

Shell 煤气化工艺以干煤粉为原料、纯氧为气化剂,液态排渣,属加压气流床气化。原煤先行破碎,合格粒度的原料煤用胶带输送机输送至磨煤机,将煤磨成煤粉并经干燥处理,再用 N<sub>2</sub> 气加压送入贮罐,贮罐内的煤粉与氧气和蒸汽一起,送进气化炉的燃烧器。上述过程所用的氧气由空气分离装置供给。喷入气化炉的煤粉、氧气和蒸汽的混合体在约 4.0 MPa 压力下,1 400 ~ 1 700℃ 的温度范围内发生化学反应。使煤所含的灰分熔化并沿水冷壁流到气化炉底部,变成一种玻璃状不可过滤的炉渣而排出。这个温度亦防止形成有毒热解副产物,例如苯酚和多环芳烃。

出气化炉的合成气温度为 1 300 ~ 1 500℃,用循环气体激冷冷却至 900℃。然后进入一个合成气冷却器(即废锅)进一步冷却,同时产生中压过热蒸汽。从气化炉出来的合成气流中所携带的少量灰分颗粒,在一个高温高压过滤器中分离除去,再部分循环返回气化炉,以确保碳转化率达到 99% 以上。离开气化工序的合成气含有 80% ~ 83% 的原煤能量,它被称为冷煤气效率,由气化炉和合成气冷却器产生的蒸汽含有另外的 14% ~ 16% 原煤能量。

煤炭中所含的硫、卤素及氮化合物,在气化过程中生成气态的硫化物、卤素、分子态氮、痕量氨及氰

化氢。大部分氰化氢及羰基硫(COS)被氧化为氨及硫化氢、卤素和氨,经水洗去除。水洗后的合成气送往 CO 变换工段。

### (2) 气化炉结构

气化炉包括膜式水冷壁室、环形空间和压力外壳,下部装有碎渣机及锁渣罐。膜式水冷壁是悬挂在压力壳体中。

①膜式水冷壁:在气化炉的高压壳体中,安装用沸水冷却的膜式水冷壁(以下简称“膜式壁”),使工艺过程(即氧化反应)实际上在膜式壁围成的空腔里发生,气化压力由外部的高压壳体承受,内件只承受压差,属低压设备。中试和示范装置中都装有膜式壁。在工业化的熔渣锅炉中,膜式壁有广泛的使用经验。膜式壁提高了 SCGP 的效率,不需要外加蒸汽,并可副产中、高压蒸汽,同时也增强了工艺操作强度(因为膜式壁设计时,考虑了超过设计条件的工况和操作干扰)。但膜式壁增加了工程设计的难度和制造的复杂程度。

②环形空间:环形空间位于压力容器和膜式壁之间,设计环形空间是为了容纳水/蒸汽的输出/输入管和集管,另外有环形空间可便于检查和维修。膜式壁作为悬挂系统放置在气化炉内,能很好地解决热补偿问题。

③压力壳体:Shell 气化炉的压力壳体是标准化设计,可按一般压力容器标准进行设计制造,材料一般用低铬钢,国内设计、制造可采用国内生产的 15CrMoR 材料。

④内件:为了确保材料能承受实际的工艺条件,又使材料要易于制造和维修,便于安装和焊接,内件包括水冷壁材料采用 IN625 及 DIN1.7335,高速激冷器及冷激环采用 IN825。

⑤烧嘴:烧嘴的空气动力学设计和所产生的热流量效果是 SCGP 多年研究开发后确定的。工程设计不仅要考虑喷嘴的基本机械设计要求(如满足空气动力学设计和所得的热流量数据的要求),还要考虑制造的要求。烧嘴的可靠性和寿命不低于连续一年以上运转。气化炉烧嘴(又称煤粉喷枪)安放在气化炉下部,对列式布置,数量一般为 4~6 个,Φ4 400 气化炉有 6 个烧嘴。

⑥破渣机:Shell 原设计气化炉底部出渣无破渣机,在生产操作过程中曾发生过换煤种时出现大渣,锁斗阀堵塞。现设计已加有破渣机,不会再出现大渣堵塞情况。

⑦锁渣罐:气化炉排渣,通过锁渣罐做到间断自动排渣,然后由捞渣机及输送带运至中间渣场。

### (3) 保证连续运转的技术措施

根据壳牌粉煤气化提供的技术及工厂实际运行情况,单炉(气化炉及废热锅炉)能够年运行 330 天的措施如下:

①磨煤干燥及煤粉输送设计为 3 个系列,两开一备,可保持 100% 运转率;

②煤粉气化装置的动力设备即机泵,皆有备用;

③气化炉内设有膜式水冷壁,膜式壁可以做到“以渣抗渣”,膜式壁不受侵蚀,渣层防高温,保证了膜式壁的长寿命,另外膜式壁使用的是高材质(Incoly 825 及 625);

④气化炉外壳压力容器和膜式壁之间有环形空间(净间距为 800 mm)便于检查和维修。膜式壁是悬挂式,能很好的热补偿而不出问题;

⑤气化炉下部有 6 个对列式布置的煤粉喷嘴,喷嘴的寿命大于 12 000 h,有 4 个煤粉喷嘴就可达到 100% 的气化炉负荷,另外烧嘴有备用;

⑥气化炉顶有激冷气混合(激冷区)将热合成气淬冷,以避免合成气夹带炉渣颗粒进入到废热锅炉;

⑦废热锅炉为水管锅炉,有振打除灰装置,管板上有线清洗(除灰)装置,废锅有足够的污垢控制能力,保证了废锅的长周期稳定运行;

⑧除干灰系统是用多室式素瓷过滤器,有备用室在反吹,即便更换素瓷管也不受影响。

### 3.1.2 分段 CO 耐硫变换工艺和横向(轴径向)变换炉

(1)高浓度 CO 分段变换工艺流程(两段耐硫中变 + 一段耐硫低变)

Shell 粉煤气化产生的粗煤气中 CO 含量高达 65% 左右,远高于天然气转化(CO 14%)、Texaco 水煤浆气化(CO 45%);同时 H<sub>2</sub>S 含量较高、气体流量很大,其工程设计的难度较大,且国内亦无此先例,初步考虑采用分段变换(两段耐硫中变 + 一段耐硫低变)的工艺方案,以处理高浓度 CO 变换问题。

①1<sup>#</sup>、2<sup>#</sup> 变换炉采用横向(轴径向)变换炉型式,以降低系统阻力;同时炉内装填小颗粒催化剂,充分利用其比表面积大、活性高的特点,减少催化剂的总装填量,进而降低装置投资。

②3<sup>#</sup> 变换炉采用轴向变换炉型式,防止 CO 穿透,进行最后把关,确保甲烷化安全操作;同时炉内装填大颗粒催化剂。

③1<sup>#</sup>、2<sup>#</sup>、3<sup>#</sup> 变换炉催化剂总装填量约为 200 m<sup>3</sup>。其中 1<sup>#</sup>、2<sup>#</sup> 变换炉拟考虑装填 QCS-03 催化剂,3<sup>#</sup> 变换炉拟考虑装填 QCS-02G 催化剂。

④1<sup>#</sup>、2<sup>#</sup>、3<sup>#</sup> 变换炉规格为直径 4 600 mm。反应器材质是采用铬钼钢堆焊不锈钢衬里还是采用铬

钼钢(适当加大腐蚀裕量),还需进一步研究和比较。

#### (2) 横向变换炉

采用横向变换炉主要是为了有效降低系统阻力,减少装置改造投资。横向变换反应器具有以下特点:

①阻力小,有利于降低系统能耗;

②由于采用小颗粒催化剂,提高了催化剂内扩散效率因子,有利于提高催化剂的反应活性和催化剂的强度,增大了变换转化率,相对减少了催化剂的装填量,减少了反应器的尺寸,有利于降低反应器的投资费用;

③由于横向变换反应器属外冷壁内设中心管的结构形式,与绝热反应器相比,壳体材质要求低,亦有利于降低反应器的投资费用。

#### (3) 工艺余热回收

变换反应为强放热反应,各段变换炉出口工艺余热的回收利用是一个极为关键的问题,拟在1<sup>#</sup>变换炉出口设置一台中压废锅,回收高位能的工艺余热,副产中压蒸汽,作为变换工艺用蒸汽;2<sup>#</sup>变换炉出口设置锅炉水预热器和粗煤气预热器,回收工艺余热,降低3<sup>#</sup>变换炉入口工艺气温度;3<sup>#</sup>变换炉出口的低位能工艺余热通过设置一台低压废锅、低温甲醇洗再沸器、两台脱盐水预热器进行回收。

#### (4) 工艺冷凝液处理和回收利用

设置工艺冷凝液汽提塔,利用气化工段的过热的中压蒸汽进行汽提,以除去冷凝液中的NH<sub>3</sub>、CO<sub>2</sub>等微量杂质。

#### (5) 粗合成气入口分离器的设置

考虑在变换工序入口设置一台气液分离器用以除去粗合成气中液体、固体物质;同时在其中装填一定数量的脱氯、脱砷催化剂。

#### 3.1.3 低温甲醇洗

目前低温甲醇洗工艺的两家专利商Linde和Lurgi均进行了技术报价,Linde为5塔型工艺流程,Lurgi为6塔型工艺流程。两工艺比较如下:

①净化工艺指标:两种工艺技术的净化指标期望值与保证值在工艺指标上相差无几,其保证值几乎完全一致。

②能耗指标:在吨氨能耗指标上Lurgi比Linde略低,但两者相差不大(每吨氨约0.04 GJ),如果不计低压氮消耗,则每吨氨的能耗Lurgi比Linde低约0.47 GJ。

③操作费用:Lurgi工艺操作费用较Linde流程略低(约8%)。

④工艺设备:工艺设备总数Lurgi比Linde多3

台。考虑统计范围的统一,Lurgi设备总数应比Linde多4台。这主要是由于Lurgi低温甲醇洗净化工艺采用两塔洗涤流程,同时换热器采用TEMA型式,这使得换热器及泵设备数较Linde工艺多。

⑤专利商提供的专利设备:Linde提供6组7台绕管式换热器,而Lurgi提供5台塔设备的塔盘及降液管、液体分布器等内件、塔设备的高效除沫器。

⑥装置布置和占地:Linde的装置布置占地大于Lurgi工艺,主要是由于闪蒸罐数量多,且为卧式布置。在对初步的装置布置调整后,两种工艺的装置均可满足目前总图布置要求。

从以上比较可以看出,在“煤代油”改造工程中Linde与Lurgi两种工艺均可采用,将综合考虑技术报价、商务报价、设备制造周期等因素来进行确定。

## 4 有关建议

### 4.1 尽快实施原料和产品结构调整,实现大氮肥装置的扭亏脱困

从改变不合理的原料结构和产品结构入手,尽快进行“煤代油”或“渣油劣质化”技术改造,改善大氮肥装置的产品结构,将大氮肥装置逐步建设成为“石油化工联合装置(制氢—制氨—制甲醇—制尿素)”,形成原料和产品的互供关系,为大氮肥装置扭亏脱困创造条件,并增强其抗风险的能力;同时有效合理利用资源,实现中石化整体经济效益的优化。

对于轻油型大氮肥装置而言,以采用Shell粉煤气化或Texaco水煤浆气化工工艺为核心,进行“煤代油”技术改造,实施大氮肥装置原料和产品结构的调整,尽管其改造内容较多、装置投资很大、改造周期较长,但是由于我国煤炭资源丰富且未来煤炭价格上涨的风险较小,改造后产品成本降低很多,并实现了产品的多元化,企业不仅能够扭亏脱困,而且由于产品结构的多元化,从而具备一定的竞争力;另外也符合未来能源利用的发展方向,因此进行“煤代油”技术改造,从技术和经济方面均是可行的,应尽快予以实施。

对于渣油型大氮肥装置而言,以采用“渣油劣质化”气化为核心(推荐奥里油气化方案),进行技术改造,实施大氮肥装置原料和产品结构的调整,不仅改动工作量和投资均较小,产品成本下降明显,并实现了产品的多元化,而且为炼化装置提供了廉价的工业氢气等,经济效益是非常显著的,应尽快予以进行。

(下转第48页)

验结果见图 2。当  $Re = 5.0 \times 10^4$  时,安装有自转塑料纽带可以使传热系数  $K$  值提高大约 16%。

### 3 自动清洗纽带的增产效益

在汽轮机进汽温度不变的条件下,排汽温度每降低 10℃,装置效率可提高 3.5% 左右;凝汽器压力每改变 1%,中压汽轮机功率将改变 1%,高压汽轮机将改变 0.8%<sup>[4]</sup>。下面按此计算真空度提高和汽轮机出力增大的幅度。

比较的前提条件是,冷凝管内是否安装塑料纽带,凝汽器的负荷不变。根据方程,  $Q = K \cdot S \Delta t_m =$  常数,传热系数  $K$  值提高后,需要的传热温差减少,蒸汽的冷凝温度冷凝压力降低,真空度上升,汽轮机的出力增大。管内安装自转塑料纽带后,不仅使冷凝管内保持清净无垢,并且又有 16% 的传热强化作用。

凝汽器冷却水的进口温度 18℃,出口温度 30℃,对应的真空度为 7 kPa,相应的蒸汽冷凝温度约为 39℃,分别计算出污垢厚度不同的原(既未清洗又无传热强化)冷凝器的真空度和相应的蒸汽冷凝温度,进而计算出真空度提高的百分比以及汽轮机出力增大的幅度。

根据上述计算方法,采用清洗纽带所产生的经济效益见表 3。

表 3 不同厚度污垢的凝汽器采用自转纽带技术后的计算效益

污垢厚度/mm	0.0	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25
无纽带传热温差/℃	14.17	15.35	16.74	18.02	19.31	20.60
无纽带冷凝温度/℃	38.12	39.45	40.74	42.02	43.31	44.60
无纽带真空度/kPa	6.55	7.13	7.41	8.10	8.59	9.10
纽带除垢传热强化幅度/%	0	8.3	15.4	21.4	26.6	31.2
有纽带以后真空度/kPa	5.89	5.89	5.89	5.89	5.89	5.89
纽带的出力增大幅度/%	0.66	1.24	1.52	2.21	2.70	3.21

(上接第 45 页)

### 4.2 跟踪和研究煤气化技术,为能源替代进行必要的技术准备

我国是煤炭资源丰富而石油资源匮乏的国家,自 1993 年再次成为石油净进口国以来,每年进口量均有所增长,特别是去年在国际原油大幅度涨价的情况下,进口量仍高达 7 000 万 t,预计到 2010 年进口量将突破 1 亿 t,而利用丰富的煤炭资源来缓解石油资源紧张状况必将是未来能源替代发展的主要方向,进行更深、更广范围的“煤代油”,已是大势所趋。

### 3.1 效益计算

以 12 MW 的机组为例,若原先的污垢厚度分别为 0.00、0.05、0.10、0.15、0.20、0.25 mm,采用自转塑料纽带自动清洗技术后,传热系数分别可以提高 24.3%、31.4%、37.4%、42.6%、47.2%,相应的出力分别可以提高 0.66%、1.24%、1.52%、2.21%、2.70%、3.21%。机组的年运行时间为 6 000 h,每度电的效益为 0.20 元,则经济效益分别可以达到每年 17.86 万、22.18 万、31.82 万、38.88 万、46.22 万元。

### 4 结论

(1) 即使管内壁的污垢厚度不大,只有 0.25 mm,对传热系数  $K$  值的影响也已经相当显著,达到 31.2%。

(2) 自转塑料纽带作为一种新型在线的机械清洗方法,具有良好的清洗防垢功能。

(3) 自转塑料清洗纽带还具有一定的传热强化作用,这是胶球清洗和往复刷清洗等国内外现采用的技术所没有的功能。

(4) 全国火电装机容量 1.61 亿 kW 左右,每年新增装机容量 1 100 万 kW 以上<sup>[4]</sup>,故该技术的应用市场十分广阔。若按 50% 的技术推广率、真空度平均提高 2% 计,机组的年平均运行时间 6 000 h,每度电的增产效益 0.20 元,则每年的增产效益可达 24 亿元。

### 参考文献

- [1] 日本实用节能机器全书编委会.实用节能全书[M].北京:化工出版社,1987.97~101
- [2] 姚玉英.化工原理(上册)[M].天津:天津科技出版社,1994.309~311
- [3] 杨善让,徐志明.换热设备的污垢与对策[M].北京:科学出版社,1995.265~271
- [4] 中国动力工程学会.火力发电设备技术手册(第四卷)[M].北京:机械工业出版社,1998.12~13,94~95

从目前情况分析,“煤炭直接加氢液化”工艺真正实现工业化应用尚需时日;而“煤炭间接液化(以煤炭为原料制甲醇)”和“煤炭气化(以煤炭为原料生产合成气)”工艺,均已成熟,并付之于工业化应用之中,前景广阔。因此建议以中石化大氮肥装置“煤代油”技术改造为契机,跟踪和研究煤气化技术,加大对煤气化工艺的消化、应用和创新的力度,积累经验,力争掌握先机,为未来的能源替代进行必要的技术准备。■