

乙苯脱氢系统存在的问题与改造措施及经济效益分析

彭小莉（中国石化海南炼油化工有限公司，海南 洋浦 578101）

摘要：文章简要叙述了乙苯负压脱氢技术的工艺原理和流程，阐述了乙苯脱氢系统存在的问题，分析指出水油比大、脱氢反应压力高、蒸汽过热炉热效率差以及冷后效果差、能耗高等问题存在的原因。针对存在的问题，提出了选用低水比乙苯脱氢催化剂、压缩机优化改造、增设乙苯热进料、蒸汽过热炉改造、增强冷却效果和增设尾气增压机等措施。改造后，乙苯脱氢能耗下降了 $10.82\text{kgEO/t} \cdot \text{SM}$ ，经济效益增加 816 万元 / 年。不仅仅解决了自身存在的一系列问题，还降低了装置能耗，提高了经济效益。

关键词：乙苯脱氢；水油比；改造；经济效益；能耗

0 引言

中国石化海南炼油化工有限公司（下称“海南炼化”）80kt/a 乙苯 / 苯乙烯装置采用中科院化学物理研究所的第三代催化干气制乙苯技术和中石化的乙苯绝热负压脱氢制苯乙烯技术。2006 年底完成了装置的建设，并投料运行。在实际生产过程中，存在着很多问题，严重影响了脱氢系统的转化率和选择性，降低了苯乙烯产品的收率，必须通过技术改造等措施加以解决。

1 乙苯脱氢工艺原理及流程简述

流程简述。来自 LPS (0.21MPa) 管网的蒸汽进入蒸汽过热炉 F-301A 被加热到 810°C 进入第二脱氢反应器 R-302 顶部中间换热器壳程，降温至 588°C 进入蒸汽过热炉 F-301B 室。从蒸汽过热炉 F-301B 室出来的蒸汽温度为 808°C ，进入第一脱氢反应器 R-301 底部混合器。来自灌区的新鲜乙苯，和来自苯乙烯精馏部分的乙苯回收塔塔底生产的循环乙苯，还有从乙苯单元乙苯精馏塔 C-106 塔顶过来的热乙苯进入乙苯蒸发器 E-304，与 0.21MPa 二次蒸汽混合形成乙苯 - 水低沸点共沸物乙苯过热器进入乙苯脱氢反应器 R-301/R-302。反应产物经冷却系统冷却后，工艺凝液进入油水分离器 D-305 液相室，脱氢液被送至苯乙烯脱氢液储罐 T-805。脱氢尾气进入脱氢尾气压缩机 K-301 入口，脱氢尾气压缩机 K-301 排出的尾气经过吸收系统 C-302/C-303 塔吸收后经过脱氢尾气增压机 K-101 经过增压后外送至 VPSA。

2 脱氢反应系统存在的问题

2.1 水油比大

水油比是另一个影响脱氢反应的主要因素，高水油比可以提高转化率和选择性，有效去除催化剂表面的积碳，延长催化剂寿命，但会使生产能力下降和能

耗增加。由于脱氢反应的总转化率应该控制在 60%–65%，因此应选择合适的反应器温度和水油比，才能使苯乙烯收率最大化。

2.2 脱氢反应压力偏高

反应压力是影响脱氢反应的重要因素，较低的反应压力有利于乙苯向苯乙烯方向转化。压缩机出入口压力高是制约脱氢反应的最大因素，压缩机入口压力始终高达 $32\text{--}35\text{kPaA}$ ，出口排气压力也高达 $175\text{--}190\text{kPaA}$ ，均高于设计压力 30kPaA 和 163kPaA ，导致脱氢反应系统的压力居高不下，生产负荷也达不到设计值。

2.3 蒸汽过热炉热效率低

蒸汽过热炉是为脱氢反应提供热量的主要来源。目前蒸汽过热炉炉膛的衬里严重粉化现象，加热炉壁温最高点达到 200°C ，火嘴的燃烧状况也不是很好，热效率低下。

2.4 冷却效果差

环境因素也能间接影响脱氢系统的生产负荷，当外界温度高时，空冷出口温度可高达 57°C 以上，从而使 K301 入出口温度和压力高，影响脱氢系统的真空度，而且容易使苯乙烯等重组分被携带到后系统形成聚合。

3 原因分析

3.1 原脱氢催化剂设计要求较高水比

装置设计初期脱氢催化剂要求的水油比为 1.3–1.5 (wt/wt)，高的水油比必然造成蒸汽的大量消耗，主蒸汽量的增加需要蒸汽过热炉消耗的燃料气相应增加，使脱氢系统节能降耗面临很大的压力。

3.2 尾气压缩机出口易堵塞

在压缩机 K301 的运行过程中，经常出现出口管线及换热器堵塞的情况，引起非计划停工，造成 K301

运行周期缩短，达不到计划产量，从而制约乙苯脱氢系统的经济效益。

3.3 加热炉热损失大

蒸汽过热炉 F301 通风形式采用自然通风，未设置鼓引风机，燃料燃烧的高温烟气直接排入大气，造成大量热量损失。

与此同时 F301 炉膛的衬里粉化严重，保温效果降低，使得炉墙外壁温度过高，造成散热损失加大。

3.4 后系统冷却能力不足

空冷器 A301 出口温度偏高，接近联锁值，造成气相苯乙烯不能充分冷凝。每年需要定期进行干冰清洗，清洗前后冷却效果差别明显，说明翅片管积灰严重对空冷效果影响较大。

4 改造措施

4.1 选用低水油比脱氢催化剂

为降低脱氢系统的能耗，根据催化剂的小试结果以及方案比较，最终确定选用上海石化研究院所开发的 GS-HA 低水油比催化剂，该催化剂的水比要求为 1.15 (wt/wt)。在实际正常生产中，在 1.15 的低水比下该催化剂运行超过 36 个月，在源头上减少了蒸汽用量和燃料气的用量，在同样的负荷下蒸汽用量减少 20%。同时，乙苯转化率及苯乙烯选择性仍然可以满足设计要求。

4.2 尾气压缩机出口管路改造

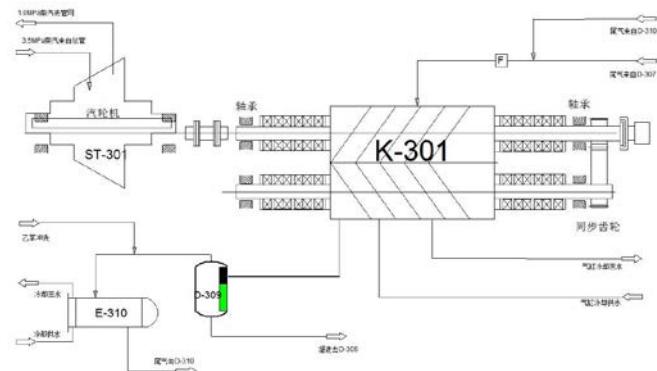


图 1 改造后尾气压缩机出口流程

针对尾气压缩机 K301 出口管线上存在 U 型弯，造成尾气压缩机出口压力增高的问题。如图 1，尾气压缩机进行了两项改造措施：

①将尾气出口管线适当提高，并在出口管线上增加一台分液罐 D309，将液体排到油水分离罐，气体送至尾气回收系统，以消除管线存液。

②减少分液罐 D309 到压缩机尾气冷凝器 E310 的工艺管线的 U 型弯个数，降低 K301 出口阻力，增加

气相流速，防止聚合物堵塞管线。降低尾气压缩机出口管路的阻力，可以降低尾气压缩机的出入口压力，进而降低了脱氢反应器的压力，提高脱氢反应的乙苯转化率。

4.3 蒸汽过热炉改造

4.3.1 更换衬里

对 F-301A 室和 B 室的衬里分别进行更换，以前的炉子上部和顶部均采用全纤维结构，4m 以下炉墙用耐火砖结构。改为现在的炉子上部和顶部采用氧化铝纤维复合毡，4m 以下炉墙和炉膛底部均采用在耐火砖上铺一层氧化铝纤维复合毡的结构。

4.3.2 增设玻璃板换空气预热器

蒸汽过热炉 F301 增设一台玻璃板换空气预热器，烟气经空气预热器与低温空气换热后再排出，降低了排烟温度，可低至 110℃左右，同时可提高进入燃烧器的空气温度，提高了加热炉的热效率。

4.3.3 将加热炉 A 室的火嘴更换为低压火嘴，并将燃料气改为天然气

将加热炉 F-301A 室的火嘴更改为低压火嘴后，燃料气系统管网压力由原来的 0.06–0.065MPa 降至现在的 0.025–0.030MPa，从而使燃料气管网带液量明显降低；并且原来的燃料气是脱氢尾气和烃化尾气的混合物，现在改为更加稳定更加干净的天然气。上述两项措施使蒸汽过热炉 F301 的燃烧更加稳定更加环保，F-301 的稳定也决定了脱氢反应温度相对稳定，从而使脱氢反应也更加稳定效率也更高。

4.4 增加乙苯热进料

将乙苯装置乙苯精馏塔 C-106 的新鲜热乙苯直接改进乙苯蒸发器 E304，固定自罐区来的冷乙苯量，调整热乙苯进料，提高乙苯进料温度，降低 E304 的蒸发蒸汽用量。

4.5 增强冷却效果

在原有的 8 台脱氢尾气空气冷凝器的基础上又增设 2 台空冷器，达到 10 台空冷器；同时在原后冷气的后面增设一台以冷冻水为冷却介质的深冷器，从而使脱氢尾气以更低的温度和更低的压力到达脱氢尾气压缩机 K-301。脱氢尾气压缩机入口压力降低解决了压缩机入口压力长期高于设计压力的情况，脱氢系统低压力有利于提高乙苯转化率。同时减少了苯乙烯等重组分的携带，降低了脱氢尾气后系统聚合的可能性。

4.6 增设尾气氢压机 K-101

乙苯脱氢产生的脱氢尾气量约为 600kg/h，脱氢尾

气中含有 87% (v) 左右的氢气，有极高的回收利用价值，直接作为燃料气烧掉，势必造成极大的浪费，增加一台尾气增压机，可以将脱氢尾气送至 VPSA 装置将脱氢尾气中的氢气进行提纯利用，可以增加苯乙烯装置的效益。

5 改造效果及经济效益评价

改造后蒸汽过热炉 F-301 的燃烧更加充分，热损失减少，燃料气用量也大幅减少；脱氢尾气压缩机 K-301 出口压力下降使透平蒸汽用量减少，热乙苯的投用一定程度上也减少了蒸汽过热炉 F-301 的热负荷，从而减少了燃料气的用量。具体见表 1。

表 1 改造前后参数对比表

项目	设计值	改造前	改造后
K301 透平蒸汽量	12000kg/h	13500-13600kg/h	12300-12600kg/h
K301 入口压力	28kPaA	32-35kPaA	28-30kPaA
K301 出口压力	163kPaA	175-200kPaA	150-160kPaA
K301 转速		3400rpm	3100rpm
K301 喷淋水量	800kg/h	2500-3000kg/h	2000-2200kg/h
F301 燃料气量	800kg/h	720-750kg/h	500-550kg/h
脱氢乙苯进料量	15828.3kg/h	13500kg/h	16500-17000kg/h
E304 蒸发蒸汽用量		2900kg/h	2300kg/h

由表 1 可见：

①改造后蒸汽过热炉 F-301 燃料气量从 750kg/h (尾气) 下降到 530kg/h (天然气)。天然气折合体积量为 $736.7\text{m}^3/\text{h}$ (天然气: $1\text{t} \approx 1390\text{m}^3$, 天然气的价格为 2.55 元/ m^3) 所以每小时成本 $736.7 \times 2.55 = 1878$ 元，年度成本 $1878 \times 8400 \approx 1578$ 万元/年。

②由于增加氢压机，压缩后的脱氢尾气量约为 600kg/h，其中含氢气量约为 87%(V)，根据脱氢尾气含量计算的氢气的重量分比为 36%，而下游装置的氢气收率为 81%，氢气价格为 18000 元/ t ，折合成氢气利润为 $0.6 \times 36\% \times 81\% \times 18000 = 3149$ 元/ h 。年度总利润 $3149 \times 8400 \approx 2645$ 万元/年。

另外氢压机增设了一台电动机，电能消耗增加，根据设备规程，电机每小时用电 400 度，按一度电一

块钱计算得增压机耗电成本为 $400 \times 1 \times 8400 = 336$ 万/年。

F301 改造和脱氢尾气送至下游装置的总利润为
氢气总利润 - 天然气成本 - 增压机电量成本
即 $2645 - 1578 - 336 = 731$ 万元/年。所以正常运行下增氢压机利润为 731 万元/年。

③脱氢尾气压缩机 K-301 人口压力从之前的 32-38kPaA 降低至 28-30kPaA，脱氢尾气压缩机 K-301 出口压力从改造前 175-210kPaA 降低至 150-170kPaA。使脱氢尾气压缩机 K-301 转速提升至 3100rpm 时，就可以满足脱氢反应系统乙苯总进料量 16.5t/h 以上时所需要的负压，汽轮机透平蒸汽用量也节省了近 1200kg/h，折合能耗下降 $10.7\text{kgEO/t} \cdot \text{SM}$ ；喷淋水减少 500kg/h，折合能耗下降 $0.12\text{kgEO/t} \cdot \text{SM}$ 。所以总能耗下降 $10.7 + 0.12 = 10.82\text{kgEO/t} \cdot \text{SM}$ 。

④增加了乙苯蒸发器 E-304 热乙苯进料，使乙苯蒸发器 E-304 的蒸发蒸汽用量由原来的 2900kg/h 降到了 2300kg/h；全年可降低成本约 85 万元。

6 结论

按照上述整改措施对脱氢单元整改后，脱氢系统的压力显著降低，脱氢反应器的负荷也达到甚至超出了设计值；压缩机转速降低节省了蒸汽用量，并且相对于压缩机本身来说降低了工作强度，进而增加了压缩机的运行周期；还有热乙苯的投用更减少了脱氢单元的能耗；综上所述通过分析影响脱氢单元效益的因素，施行了以上几项改进措施，使脱氢单元的能耗大幅提升，从而显著提升了乙苯脱氢单元的经济效益。

参考文献:

- [1] 王春晓. 脱氢尾气压缩机存在的问题分析及改造 [J]. 广州化工, 2022(3):34-35.
- [2] 曹树腾. 乙苯脱氢后冷系统存在的问题及改造分析 [J]. 山东化工, 2023(16):112-114.
- [3] 黎自良. 乙苯脱氢制苯乙烯尾气系统改造研究 [J]. 湖南化工, 2022(06):53-54.
- [4] 李朋飞. 制约乙苯脱氢单元能耗的因素及对策 [J]. 炼油技术与工程, 2023(6):44-46.
- [5] 魏林海. 苯乙烯装置脱氢系统能量优化 [J]. 广州化工, 2022(10):153-154.
- [6] 翁剑峰. 乙苯脱氢制苯乙烯过程建模与优化 [D]. 上海: 华东理工大学, 2020.
- [7] 明键, 齐航. 乙苯脱氢技术新进展——CSP—SM 工艺 [J]. 齐鲁石油化工, 2023(3):37-40.