

Analysis and Control Measures of Material Consumption and Energy Consumption of Dry Gas to Ethylbenzene Unit

Jianlong Zhou

CNOOC Ningbo Daxie Petrochemical Co., Ltd., Ningbo, Zhejiang, 315812, China

Abstract

The process route of our company's ethylbenzene unit adopts the third-generation technology of Sinopec's gasphase method dry gas to ethylbenzene (SGEB), and the catalysts of this technology are respectively the alkylation catalyst and the alkyl transfer catalyst by the Shanghai Research Institute of Petrochemical Industry and the Beijing Research Institute of Petroleum Science, respectively. The process flow adopts the raw material depropanization and reaction product combined process flow technology developed by the Luoyang Petrochemical Engineering Company, which is composed of raw material pre-treatment, reaction, separation, heat carrier and public utilities other systems. The production cost of the ethylbenzene unit is mainly concentrated on the public utilities energy and the consumption of raw materials, among which the cost of raw materialzene accounts for 60% ~ 70% of the total cost, and it is crucial to reduce the energy consumption and material consumption of the unit for the economic of the dry gas to ethylbenzene unit.

Keywords

raw material; benzene consumption; three agents; energy consumption; energy

干气制乙苯装置物耗能耗分析及控制手段

周建龙

中海石油宁波大榭石化有限公司, 中国·浙江 宁波 315812

摘要

我公司乙苯装置工艺路线采用中国石化的气相法干气制乙苯技术(SGEB)(第三代技术),该技术的催化剂分别采用上海石油化工研究院研究开发的烷基化催化剂和北京石油科学研究院开发的烷基转移催化剂,工艺流程采用洛阳石化工程公司开发的原料脱丙烯和反应产物分离组合工艺流程技术,由原料预处理、反应、分离、热载体和公用工程等系统组成。乙苯装置的生产成本主要集中在公用工程能源和原料的消耗,其中原料苯的成本占总成本的60%~70%,降低装置的能耗和物耗对于干气制乙苯装置的经济效益至关重要。

关键词

原料; 苯耗; 三剂; 能耗; 节能

1 物耗分析

1.1 物耗投入及产出

乙苯装置主要原料为催化干气和苯,催化干气由DCC联合装置送入界区,苯由芳烃抽提送入界区,不足部分外购卸入罐区,由泵送入界区;

辅助材料为烷基化催化剂、烷基转移催化剂、瓷球和热载体;主要产品为乙苯,通过管道直接送至苯乙烯装置或输送至罐区乙苯班产罐做为苯乙烯装置原料;副产品烷基化尾气,送入工厂燃料气管网作为加热炉燃料使用;副产品丙苯,作为汽油调和组分送出乙苯装置;副产品高沸物作为苯乙烯装置吸收剂,管道送入下游苯乙烯装置使用;副产品富丙烯干气通过管道输送至DCC装置气压机入口回收丙烯

或去燃料气系统作为燃料;副产品不凝气通过管道输送至装置燃料气分液罐,作为装置燃料气。

1.2 物料平衡

装置物料平衡见表1。

1.3 三剂消耗

辅助材料消耗指标见表2。

2 减少和降低物耗的手段和措施

2.1 降低装置苯耗

2.1.1 苯耗分析

乙苯装置的苯耗总分为化学苯耗和物理苯耗。化学苯耗是由化学反应引起的苯耗,包括生成乙苯、丙苯、二乙苯和高沸物等所引起的苯耗;物理苯耗是分离过程产生的苯耗和跑冒滴漏引起的苯耗。乙苯装置苯耗的计算主要由以下几部分组成:

【作者简介】周建龙(1991-),男,中国甘肃酒泉人,本科,工程师,从事化工生产技术管理研究。

表1 装置物料平衡

入方		出方		
项目	原料量,t/h	项目	产品及副产品,t/h	收率,%
	设计值		设计值	设计值
催化干气	27.41	乙苯	35.77	66.02
新鲜苯	26.77	丙苯	0.25	0.46
		高沸物	0.12	0.22
		富丙烯干气	0.85	1.57
		烷基化尾气	16.37	30.21
		不凝气	0.82	1.51
合计	54.18		54.18	100

表2 辅助材料消耗指标

序号	名称	型号	单位	设计消耗	备注
1	烷基化催化剂	SEB-08/12	T	45.5	一次装填、寿命2年
2	烷基转移催化剂	AEB-1H	T	35	一次装填、寿命4年
3	瓷球	Φ15/Φ6/Φ3	T	51.82	使用周期随催化剂
4	热载体	LQD-330	T	~200	一次装填(寿命取决于产品规格及使用状况)

1) 生成乙苯产品(目的产物)的苯耗, 化学反应方程式为: $C_2H_4 + C_6H_6 = C_6H_5C_2H$ 。通过装置目前运行状态可算实际苯耗为 0.751, 达到了设计的要求, 但还存在优化的空间;

2) 干气中 C_3 、 C_4 等不饱和烯烃与苯发生烷基化反应消耗的苯, 生成丙苯、二甲苯、二乙苯高沸物等副产物;

3) 烃化尾气、富丙烯干气、不凝气等处携带苯或者苯系物的苯耗;

4) 装置的跑冒滴漏引起的苯耗。这一点包括装置各动静密封点的严密性、切水的控制、阀门的严密性、排液的频次等。

2.1.2 降低苯耗的手段

原料苯的消耗占总成本的 60%~70%, 降低装置的苯耗对于节能降耗的意义不言而喻。目前装置主要采取了以下措施以降低原料苯的消耗。

1) 优化脱丙烯塔 T-101 的操作, 控制净化干气中丙烯含量不超过 300ppm, 减少生成丙苯、二甲苯等而造成苯耗的增大和乙苯产品质量的不合格;

2) 优化脱丙烯塔 T-101 的操作, 加强对深冷吸收的关注, 防止吸收剂随净化干气夹带至烃化反应器, 造成吸收剂的损失和对催化剂的破坏;

3) 在一定范围内尽可能低的降低送往界外的富丙烯干气的温度, 减少其中吸收剂的夹带。建议在 V-103 顶增设富丙烯气体脱液设备, 使其中的吸收剂回收下来, 减少补充吸收剂的频次;

4) 优化烃化反应的操作, 在工况发生变化时及时调整反应操作条件, 防止反应中乙苯选择性降低, 副产物的量增加, 造成苯的化学损耗;

5) V-103、V-108 切水操作时内操注意监控界位, 避免将物料过多排放, 造成苯的损耗;

6) 优化尾气吸收塔 T-103 进料深冷工艺的操作, 降低

尾气中芳烃的携带。

7) 优化脱非芳塔 T-105 不凝气温度的控制, 降低不凝气中苯的携带;

8) 控制 T-104 塔釜苯含量 $\leq 0.05\%$ (wt), 防止苯带入乙苯产品中造成苯的损失和苯乙烯装置能耗的增加;

9) 尽可能低的控制乙苯塔塔釜乙苯含量, 以防造成乙苯的浪费;

10) 尽量回收高沸物中的多乙苯, 提高乙苯的产量;

11) 降低装置的跑冒滴漏。

2.2 降低化工三剂的消耗

化工三剂的消耗对于装置生产成本影响较大, 因为化工三剂一般大多价格昂贵, 所占投入成本较高。对于本装置而言, 化工三剂主要包括烷基化和烷基转移催化剂、瓷球以及导热油, 主要控制手段如下:

1) 催化裂化干气进装置之前必须要经过一个脱硫过程, 以除去干气中的 H_2S , 通过优化干气水洗操作, 将脱硫剂含量控制在 5ppm 以下;

2) 控制脱后干气丙烯含量不超过 300ppm, 减少因丙烯与苯烷基化反应生成丙苯而造成的苯耗, 还可以减少丙苯、异丙苯、甲苯和二甲苯的生成, 可以降低反应温度, 延长催化剂的再生周期和使用寿命;

3) 脱后干气应尽可能降低液态乙苯夹带, 减少由此造成的催化剂结焦现象;

4) 烃化反应操作条件的控制。由于烷基化反应是强放热反应, 过量的苯亦可撤走大量反应热, 从而降低烷基化反应器的温度。进入烷基化反应器的循环苯温度, 视反应情况在 $340^\circ C \sim 430^\circ C$ 之间调节, 保证一段床层入口温度维持在 $320^\circ C \sim 400^\circ C$, 进而获得良好的反应效果。催化剂使用初期, 在确保转化率的基础上, 应尽可能采用较低的反应温度, 以

延长催化剂的使用寿命；

5) 烷基转移操作条件的控制。

①升温可以提高烷基转移反应的速率，但如果升温速度太快，将导致催化剂失活速度加快，因此必须严格控制反应温度和升温速度；

②日常操作时，根据出口组成和多乙苯转化率微幅调整温度：在确保转化率前提下，尽可能按低温控制烷基转移反应，延长烷基转移催化剂寿命；

③烷基转移反应停工时应先将温后降压，防止反应器内物料汽化损坏催化剂；

6) 严格控制进入催化剂床层机械杂质的携带量，防止堵塞催化剂孔道，降低催化剂活性和使用寿命；

7) 热载体系统操作过程控制

①热载体系统停车时，必须待热载体温度降至 90℃ 以下方可停止热油循环泵 P-124A/B/C 运行；

②系统充装新的热载体后，必须重新升温脱水、排气；

③热载体最高工作温度不得超过其许用温度，高温状态时要确保热载体循环良好。

3 物耗能耗

乙苯装置设计单位能耗为 132.71kg 标油/t 乙苯，能耗主要集中在塔釜重沸器加热蒸汽和燃料气的消耗。装置的节能在工艺操作上有技术创新，减少能源的无谓浪费。

3.1 设计角度

1) 采用高效板式（本装置采用高效绕管式，也能达到设计要求，属专利产品）换热器充分回收吸收剂所含的热量，同时能够解析过度吸收的乙烯，减少塔釜加热量的使用；

2) 烷基化反应产物用于加热循环苯，充分回收反应热；

3) 新鲜苯与循环苯换热以使循环苯最大限度的烷基化反应产物的热量；

4) 烷基转移料与循环吸收剂换热，充分回收循环吸收剂所含的热量；

5) 解析塔、循环苯塔、乙苯精馏塔和丙苯塔塔顶产生 0.25MPa 蒸汽和 0.35MPa 蒸汽供苯乙烯装置使用；

6) 循环苯塔顶剩余部分热量和多乙苯塔顶热量产生高温热水送至系统管网；

7) 选用高效电机，以降低装置电耗；

8) 设备及管道布置尽量紧凑合理，从而减少热量损失和动力损失；

9) 相较于第二代干气制乙苯，设催化干气脱丙烯系统，降低苯耗。

3.2 实际生产

1) 降低解析塔 T-102 塔顶压力至 0.55MPa，在保证富剂解析效果的前提下，进一步降低塔釜加热量；

2) 循环苯和烃化反应产物器 E-110 和烃化反应产物和吸收塔低液换热器采用绕管式换热器，最大限度回收烃化反应热，进而降低了循环苯加热炉燃料气的用量；

3) 优化烃化反应操作，在保证各反应器床层不超温的前提下（30℃以内），以尽可能低的苯稀比进行生产，以降低燃料气的用量和电能；

4) 采用新型的烷基化催化剂 SEB-12，苯稀比进一步降低，降低了循环苯量，进而降低了降低燃料气的用量和电能；

5) 相比同类装置，由于我公司催化装置采用 DCC 工艺，催化干气中乙烯含量较 FCC 工艺高，烃化反应温升相应较高，因此投用各段冷激苯，降低各床层出口温度，达到精准控制温升的目的，此项操作也为同类装置提供了操作经验；

5) 降低循环苯塔操作压力，由 0.50MPa 降至 0.45MPa，进一步降低塔釜 3.5MPa 蒸汽用量，大大节约了蒸汽用量，经济效益可观，也是装置探究节能降耗的重大成果；

6) 经过积极探索研究，在保证塔顶塔釜在工艺指标范围内的前提下，停用脱非芳塔 T-105 塔釜 1.0MPa 加热蒸汽，节约蒸汽约 2.7t/h，也创造了巨大的经济效益；

7) 在保证塔釜二乙苯不超标的前提下，降低 T-108 塔釜温度（设计 245℃，目前控 216℃），以减少热源的使用量；

8) 以尽可能低的苯烃比进行反烃化操作，进一步降低装置能耗；

9) 优化各塔操作，在保证分离要求的前提下尽量减少塔的回流比；

10) 停用 P-118，T-107 塔釜物料通过压力差自压进入 T-108，以减少电能的消耗；

11) 停用 P-128，利用位差提供所需的动力，以减少电能的消耗；

12) 加强设备及管道保温，以减少散热损失；

13) 加强各密封点的排查，减少装置的跑冒滴漏；

14) 本装置通过生产优化，为充分循环利用有限资源，达到节能减排效果，利用乙苯装置 120℃ 的低温热水余热，产 0.35MPa 蒸汽，在乙装置西侧增加工艺热水余热回收装置。余热产汽正常可利用 600t/h 热媒水余热，向苯乙烯装置提供 11.79t/h 低低压蒸汽。该项目作为合作能源项目，进一步降低装置能耗。

4 结语

通过对装置的不断优化，使装置的物耗能耗显著降低，降低了生产成本，当然，节能降耗的最终手段还是需要工艺技术的革新达到效益的最大化，优化革新生产工艺才是未来发展的方向和目标。稀乙烯液相法技术的工业化应用将进一步降低干气制乙苯装置能耗。

参考文献

- [1] 30万t/年乙苯装置基础设计，中海石油宁波大榭石化有限公司，2014.2：工艺部分
- [2] 曲帅卿，姜立涛，邓雪峰，催化裂化干气制乙苯装置苯耗高的原因分析及改进措施探讨，中外能源，2008,3：84-88
- [3] 李淑红，张仲利，稀乙烯制乙苯技术浅议，炼油技术与工程，2008,3：24-26