

Process Analysis of Recycle Benzene Tower (T-104) in Dry Gas Ethylbenzene Unit

Jianlong Zhou

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

Abstract

Dry gas is the by-product of the catalytic cracking unit in a refinery, containing about 10-39% () of ethylene. The technology of dry gas to ethylbenzene can effectively utilize the ethylene resource in the system, which is of great significance for improving the economic of refinery, widening the source of ethylene raw materials and reducing the production cost of ethylbenzene. Our company adopts the gas phase method dry gas to ethbenzene technology (SGEB) of Sinopec, as the third generation of ethylbenzene process technology (gas phase method), the circulating benz tower T-104 is the key equipment and an important part of the ethylbenzene unit, which is the bridge and bond between the reaction part and the distillation. Its design and operation are relatively complex, and its operation stability is not only related to the good reaction and product quality, but also affects the energy consumption of the unit.

Keywords

Dry gas ethylbenzene; Recycle benzene tower; Top pressure of tower; Sensitive plate temperature

干气制乙苯装置循环苯塔（T-104）操作剖析

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

干气是炼油厂催化裂化装置的副产品, 其中含有10~39%(wt)左右的乙烯, 利用干气制乙苯技术能有效地利用系统乙烯资源, 对提高炼油厂的经济效益、拓宽乙烯原料来源及降低乙苯产品的生产成本等均具有重要的意义。我公司采用中国石化的气相法干气制乙苯技术(SGEB), 作为第三代制乙苯工艺技术(气相法), 循环苯塔T-104是乙苯装置的关键设备和重要部位, 是衔接反应部分和分馏部分的桥梁和纽带。其设计和操作比较复杂, 它的运行稳定性不仅关系到反应的好坏和产品的质量, 更影响到装置的能耗。

关键词

干气制乙苯; 循环苯塔; 塔顶压力; 灵敏板温度

1 工艺流程设置

循环苯塔(T-104): 共有三股进料, 一股是从反应产物—苯塔进料换热器(E-112)过来的物料, 一股是烷基转移反应产物, 一股是新鲜苯。三股物料在不同位置进入循环苯塔(T-104)后, 苯及不凝气从塔顶蒸出进入循环苯塔塔顶蒸汽发生器(E-117A/B/C/D)和循环苯塔塔顶后冷器(E-133), 冷凝冷却后进入循环苯塔回流罐(V-107)进行气液分离, 凝液全部经由循环苯塔回流泵(P-110A/B)打入塔顶作为回流, 未冷凝的气体从循环苯塔回流罐(V-107)罐顶出来后进入脱非芳塔(T-105)作为脱非芳塔进料。循环苯塔侧线抽出循环苯, 用循环苯塔侧线抽油泵(P-111A/B)送至循环苯罐(V-105)供反应系统用苯。塔釜物料出塔釜后,

在压差作用下压送至乙苯精馏塔(T-106)。循环苯塔重沸器(E-118A/B)热源为3.5MPaG蒸汽。循环苯塔塔顶蒸汽发生器(E-107)产0.25MPaG蒸汽, 循环苯塔塔顶后冷器(E-133)产100℃的热水。流程设置如下图所示:

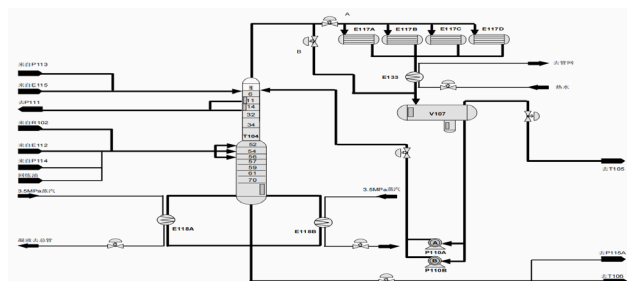


图1 循环苯塔T-104流程

【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。

2 操作要点

2.1 塔顶压力控制

如图2所示, T-104塔顶压力由塔顶压力分程控制塔顶蒸汽发生器入口和旁路的压力(控制过热面积不过大), 以保证塔顶压力的稳定。塔顶压力由调节器PIC-11301分程控制PV-11301A及PV-11301B完成, 原理及过程逻辑如下:

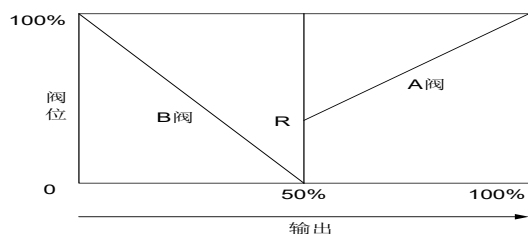


图2 循环苯塔顶压力控制逻辑图

注: R表示需现场确认。

精馏塔的操作是在一定压力下进行的, 塔的压力主要取决于塔顶产品组成和产品冷凝后的温度。一般精馏塔总要首先保持压力的稳定, 塔压波动对塔的操作产生如下影响:

(1) 影响产品质量和物料平衡。根据相平衡原理, 改变操作压力, 将使每块塔板上汽液平衡的组成发生改变。压力升高, 则气相中重组分减小, 相应地提高了气相中轻组分浓度; 液相中轻组分含量较前增加, 同时也改变了汽液相重量比, 使液相量增加, 气相量减小。总的结果是塔顶馏分中轻组分浓度增加, 但数量却相对减小, 塔釜液体中的轻组分浓度增加, 塔釜液体量增加。同理, 压力降低, 塔顶馏分的数量增加, 轻组分浓度降低; 塔釜液体量减小, 轻组分浓度减小。

(2) 改变相对挥发度。压力增加, 组分间的相对挥发度降低, 分离效率下降, 反之亦然。

从以上分析可看出, 塔的压力不稳, 塔的其他工艺参数, 如温度、流量、液面也随之波动。这样, 塔正常的物料平衡和热量平衡就被破坏, 正常操作也会被打乱, 产品质量和收率都无法保证。因此, 要求精馏塔在生产操作中, 进行任何一个工艺参数调节时, 都应使塔的压力保持稳定, 只有塔内的压力稳定了, 其它工艺参数才能稳定。

(3) 塔顶压力的变化会影响塔顶和塔釜产品的质量, 塔顶压力升高, 轻组分下移, 侧线抽出循环苯中非芳含量上升, 塔釜物料中苯含量上升; 塔顶压力降低, 侧线抽出循环苯中乙苯等重组分含量上升, 塔釜物料中苯含量降低。

在精馏操作中, 进料量、进料组成、进料状态的变化、塔釜加热蒸汽量、回流量、回流温度、塔顶冷剂量的变化, 都可能引起塔压的波动, 应分析塔压波动的原因, 及时处理, 使操作恢复正常。

2.2 循环苯塔 T-104 塔顶温度控制

按相平衡原理, 塔顶与塔釜温度的改变将引起操作压力和塔顶、塔釜产品组成的变化, 从而影响物料平衡及汽液

平衡。如果压力和组成不变, 温度就不会改变。如果塔压稳定在规定指标上, 温度和组成就是相互制约的, 温度变化就反映了组成的变化。

在精馏操作中, 一般是通过稳定塔压, 用温度直接或间接控制产品质量。温度的控制, 除采用顶底温控外, 还采用提馏段温度控制、精馏段温度控制。当塔釜产品纯度比塔顶要求严格, 及其它因素干扰首先进入提馏段时, 一般采用提馏段温度作为间接质量控制指标。即用改变塔釜重沸器热源的温度和流量来提高或降低气相返塔温度, 从而控制塔釜温度。反之采用精馏段温度控制。

在塔顶压力一定的前提下, 循环苯塔 T-104 塔顶温度与侧线抽出循环苯纯度密切相关, 生产中必须特别关注。

2.3 灵敏板温度控制 (32/34 层和 61 层)

2.3.1 32/34 层温度控制

T-104 共 70 块塔板, 32/34 层板处于塔的精馏段中上部(进料口为 52、54、56 层三段进料), 这两层处苯的纯度已经很高, 控制这两层的温度主要是为了保证侧抽苯(11/14 层抽出)的纯度, 因为这两块板处在侧抽下部, 更接近进料口, 它的变化能较早反映出重组分的上移情况, 以便提早进行相应调整, 以防侧抽甲苯、乙苯等重组分偏高。这两块板温度的影响因素主要有以下几个方面:

①新鲜苯的量。新鲜苯作为烷基化反应的原料, 先进入 T-104 进行脱水、脱气处理后通过循环苯进入反应器, 它的消耗与干气中乙烯浓度有关, 同时还要考虑到装置的其他苯耗, 量的多少可从 T-104 的现象表现出来。由图 1 可知, 随着新鲜苯量的降低, 32 层和 34 层塔板间的温差逐步加大(正常值 0.2~0.5 之间), 同时两块塔板温度将会出现逐渐上升趋势, 表现出系统缺苯; 反之, 如果系统苯过量, 32 层和 34 层温度将会出现逐渐下降趋势, 同时两块塔板间的温差也逐步减小直至相同。当出现这两种情况时可采取增加或减少新鲜苯的进料量, 进而控制 32/34 层的温度。变化趋势如下图所示:

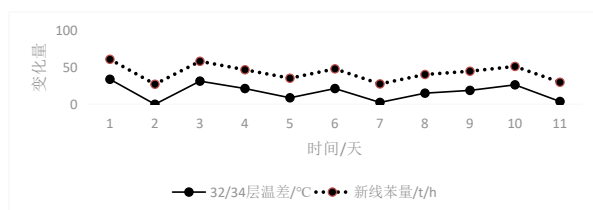


图3 32/34 层温差与新鲜苯进料量变化趋势

②回流比的大小。T-104 塔的回流比的计算方法可以用回流量比上侧抽量, 回流罐 V-107 至 T-105 的量属于内部循环, 并且从 V-108 出去的不凝气量较少, 因此可不计在内。

回流比增大, 塔的内回流增大, 此时会使 32/34 层塔板温度下降。因为, 32/34 层塔板处于塔的中上部, 回流量的大小对它的影响比较敏感, 两者之间的温差也相应减小; 回流比减小, 则出现相反的现象。在正常的生产操作中, 回流

比的大小一般不做调整，引起它的变化因素主要是蒸汽压力和反烃化多乙苯量的变化。

A.3.5MPa 蒸汽管网一般在 3.5~3.8MPa 范围内波动，当蒸汽压力升高时，塔釜加热量增大（背压一定），塔的气相负荷增大也就是上升的气相量增大，为维持塔的气液相平衡和 V-107 液位稳定，塔的回流量相应增加，于是，在蒸汽压力变化之后，相应引起了回流量的变化，因此在正常生产中在蒸汽压力发生变时，塔釜加热蒸汽量相应降低或增加，以维持回流量稳定，从而稳定 32/34 层的温度；

B. 反烃化多乙苯的进料量的变化对回流比也会产生一定影响。V-113 液位升高或降低，一般会调整 T-108 塔顶采出量，由于进 V-106 的多乙苯的量与循环苯的量之间是比值控制，比值为 5~8（质量比）。当 V-113 液位变化需调整时，假如增加 1t/h 的多乙苯量，那么循环苯量相应增加 5~8t/h，这样对于 T-104 来讲，侧抽量就会增加，回流比将会降低，进而影响到 32/34 层的温度。

③反应效果的变化。这一点主要是从进料组成的角度考虑。进料中轻组分组分（主要指苯）增加，将会使塔上部温度降低，因为进料中轻组分增加，会使塔顶轻组分增加即回流量增加；进料中重组分增加，重组分会携带至塔上部，会使塔上部温度升高。进料中组分的变化主要是反应产物中组分的变化，引起反应产物组分变化的因素主要包括以下几个方面：

A. 脱丙烯干气中乙烯浓度的变化。干气中乙烯浓度升高，将会增加苯的消耗，烃化反应产物中重组分浓度增加；干气中乙烯浓度降低，将会减少苯的消耗，烃化反应产物中轻组分浓度增加。这一变化将会在 T-104 反应出来，因此，在正常生产中，因视乙烯浓度的变化及时调整新鲜苯的进料量，以维持 32/34 层的温度稳定以及塔釜不带苯。相关参数对比如下图所示：

表 1：32/34 层的温差与脱丙烯干气和新鲜苯量对比（一段时间内）

32/34 层温差 /℃	干气中乙烯浓度（脱丙烯后） /v%	新线苯量 /t/h
0.032	23.815	26.96
0.052	22.488	27.062
0.033	22.794	26.812
0.036	22.948	25.358
0.055	22.833	26.444

B. 烃化反应乙烯转化率的变化。乙烯转化率高，烃化反应产物中重组分浓度高；乙烯转化率低，烃化反应产物中轻组分浓度高。一般情况下，乙烯转化率不会大幅变化，它只会随着催化剂的活性而发生变化，所以，催化剂使用初期和末期 T-104 所表现出的状态不尽相同，应知道和了解其中

的真相；

C. 反烃化反应中多乙苯的转化率的变化。原理与烃化反应乙烯转化率的变化情况相同。

日常循环苯塔侧线抽出循环苯化验数据如下表（一段时间内）：

表 2：循环苯塔侧线抽出循环苯化验数据

苯 ((m/ m)/%)	甲苯 ((m/ m)/%)	乙苯 ((m/ m)/%)	非芳 ((m/ m)/%)	二乙苯 ((m/m)/%)	二甲苯 ((m/m)/%)
99.817	0.032	0.001	0.150	<0.001	<0.001
99.798	0.052	0.001	0.149	<0.001	<0.001
99.815	0.033	0.001	0.152	<0.001	<0.001
99.811	0.036	0.001	0.152	<0.001	<0.001
99.781	0.055	0.001	0.163	<0.001	<0.001

2.3.2 61 层温度控制

61 层板处于进料口下方，是 T-104 塔釜质量控制的灵敏板。正常生产中，该温度控制在 200℃左右（T-104 实施降压操作，由设计压力 0.5MPa 降至 0.45MPa）。主要通过控制 61 层板的温度来达到控制塔釜物料的组成。它的影响因素主要包括以下几点：

- ①塔釜加热蒸汽量（压力）。
- ②回流量的大小；
- ③进料组成的变化；
- ④进料口的变化。

61 层板温度与塔釜温度密切相关，塔釜温度过低，塔釜物料中苯含量高，有可能造成乙苯产品质量不合格，同时增加苯的消耗。

3 结语

循环苯塔（T-104）作为干气制乙苯装置工艺流程中承上启下的关键设备，T-104 的调整操作直接影响反应系统和精馏系统的稳定运行。同时作为用能大户，将直接影响到装置的能源消耗。T-104 可进行降压操作，以节省 3.5MPa 蒸汽的用量。同时，脱非芳塔（T-105）可停用塔釜加热蒸汽，以节省 1.0MPa 蒸汽用量，从而降低装置能耗。

精馏塔的各点数据反映了塔的运行情况，对于出现的异常情况，应进行分析比对，找到异常情况的真因所在，不能盲目进行操作，以免影响反应系统和产品质量。

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] 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

[3] 焦书建，宋庆贺，姜力涛，乙苯装置循环苯塔甲苯侧线采出问题分析及改进，2005.6:31-34