

甲苯二胺精制过程节能改造的有效能分析

李玉刚¹, 李晓明², 强光明², 郑世清³, 韩方煜³

(1. 华南理工大学化工学院, 广东 广州 510640; 2. 甘肃银光化工集团有限公司, 甘肃 白银 730900;
3. 青岛科技大学计算机与化工研究所, 山东 青岛 266042)

摘要: 对甲苯二胺精制过程进行有效能分析, 找出了节能的关键环节, 通过改进, 使单位产品的有效能消耗下降 45%。有效能分析法可揭示用能的实质, 对节能改造具有指导意义。改造后的工艺较原工艺单位产品费用下降 51%, 具有明显的节能优势和经济效益。

关键词: 甲苯二胺; 精制过程; 有效能分析; 成本

中图分类号: TK11 文献标识码: A 文章编号: 1009-606X(2004)05-0406-04

1 前言

甲苯二胺(Toluene Diamine, TDA)是生产甲苯二异氰酸酯(TDI)的主要原料, 是由二硝基甲苯(DNT)氢化生成的。由反应器出来的反应液含有水、溶剂等轻组分和焦油等重组分, 另外还含邻位TDA, 需要经过精制才能得到间位TDA产品。TDA分离以能量为分离剂, 需要消耗大量的蒸汽和冷却水。为了降低成本, 需要对其进行热分析, 有的放矢地进行节能改造。

本工作分别采用热平衡和有效能分析法^[1-3]对TDA精制过程的各用能子系统进行分析, 找出整个过程用能节能的主要环节。通过对这些主要环节的改造, 使单位产品的有效能消耗下降 45%。同时对这两种评价方法进行了比较, 认为它们对没有废热回收的系统得到的结论基本一致, 而对有废热回收的系统, 后一种方法更全面, 更能揭示用能的实质。最后对扩产改造方案进行了成本分析, 改造后的工艺较原工艺具有明显的节能优势和经济效益。

2 TDA精制过程

甘肃白银TDA生产装置的精制过程如图1所示(虚线部分为改造后新增设备)。首先在脱溶剂塔T10中除去水和溶剂, 然后进入脱邻位塔T30, 在T30塔顶脱除邻位TDA。产品TDA和少量焦油进入脱焦油塔T40, 塔顶得到间位TDA产品, 焦油从塔底排出。另外水和溶剂进入溶剂回收塔T20回收溶剂, 循环利用。T10和T20常压操作, T30和T40负压操作, 绝对压力0.014 MPa。T30, T40塔顶冷凝器产生0.36 MPa的低压蒸汽。表1给出了各主要单元的设备参数和操作参数。

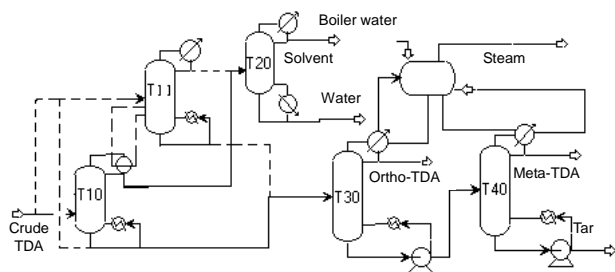


图1 TDA精制过程的流程图

Fig.1 Schematic diagram of TDA separation process

该套装置20世纪80年代从德国引进, 生产能力1.5万t/a。为满足市场增长的需求, 需要对其进行扩产改造, 扩产目标是原生产能力的200%, 即3万t/a。由于当时分离技术还比较落后, 高效抗堵填料还没有得到广泛采用, 各精馏塔均采用板式塔结构。由于TDA是热敏性物质, 操作温度不宜超过210°C, 因此塔板的高压降限制了理论板数的

收稿日期: 2003-10-13, 修回日期: 2003-11-20

作者简介: 李玉刚(1966-), 男, 山东省莒南县人, 博士, 副教授, 从事化工系统工程研究, E-mail: lyg@ecss.com.cn.

增加。为了达到分离要求，各塔均采用了很大的回流量(特别是 T30)，造成能源消耗增加。比现在国外同类装置能耗高。本次改造在扩产的同时，强调工艺流程的优化，降低过程的能耗。

表 1 改造前后各设备参数

Parameter	Existing process				New process				
	T10	T20	T30	T40	T10	T11	T20	T30	T40
Pressure (MPa)	0.1	0.1	0.014	0.014	0.1	0.02	0.1	0.014	0.014
Top temperature (K)	356	349	426	446	365	323	349	426	446
Bottom temperature (K)	483	369	483	482	393	422	369	483	482
Reflux ratio	0.55	320	40	0.84	0.15	0.11	340	17	0.25
Stage number	8	16	21	7	8	8	16	45	10

3 TDA 精制过程热分析

将精制过程分为 4 个子系统，即脱溶剂子系统 T10、溶剂回收子系统 T20、脱邻位 TDA 子系统 T30 和脱焦油子系统 T40。每个子系统包括塔、冷凝器、再沸器、循环泵、预热器和中间换热器。然后对每个子系统分别进行热量衡算和有效能衡算。

3.1 有效能损失的规定与计算

通常，整个系统的有效能损失分为内部有效能损失和外部有效能损失，外部有效能损失包括由系统排弃的物流和能流所含有的有效能，内部有效能损失取决于过程内部的不可逆性，通常是确定的，而外部有效能损失是一个需要根据具体对象决定的量。假设所有设备的热损失为零，且冷凝水、冷却水分别计入外部有效能损失。每个子系统的有效能总消耗由下式计算：

$$\Delta E = \Delta E_F + \sum E_{gi} + E_p + E_c - \sum E_{gi}, \quad \Delta E_F = \Delta H - T_o \Delta S, \quad E_{gi} = Q_i (1 - T_o / T_{gi}), \quad E_{go} = Q_o (1 - T_o / T_{go}),$$

式中， ΔE 为有效能总消耗(kJ/h)， T_o 为环境温度(298 K)， ΔE_F 、 ΔH 、 ΔS 分别为进、出物料有效能差、焓差和熵差， E_{gi} 和 E_{go} 分别为进、出子系统水蒸汽有效能， Q_i 和 T_{gi} 分别为加热蒸汽的热负荷和温度， Q_o 和 T_{go} 分别为产生蒸汽的热负荷和温度， E_p 为塔底循环泵的有效能损失， E_c 为塔顶冷却水循环所需动力消耗的有效能，取 0.22 kW·h/t。每个子系统各项消耗列于表 2。

表 2 子系统消耗分析表

Subsystem	Existing process (15000 t/a)				New process (30000 t/a)				
	T10	T20	T30	T40	T10	T11	T20	T30	T40
Condenser duty (kW)	1420	222	998	559	735	1183	429	854	766
Reboiler duty (kW)	1590	239	1016	512	991	476	333	1045	714
Mid-reboiler duty (kW)						735			
Pump power (kW)	31		18	10	5	8		18	15
0.36 MPa steam (kg/h)		400				1659	557		
0.7 MPa steam (kg/h)						826			
3.5 MPa steam (kg/h)	3250		2077	1048				2133	1458
Produced steam (kg/h)			1672	937				1430	1282
Steam consumption (kg/h)	3250	400	405	111	2485		557	703	175
Water consumption (t/h)	122	18			101		36		
Exergy consumption (kW)	650	70	160	65	640		74	218	100

3.2 热分析

根据表 2 的模拟结果，分别求出各子系统的能量消耗和有效能消耗占总消耗的比率，见表 3。从表可以看出，无论热量还是有效能消耗，脱溶剂子系统 T10 的消耗都占整个系统消耗的主要部分，但由于脱邻位塔和脱焦油塔 2 个子系统的塔顶冷凝器均产生低压蒸汽，塔顶冷凝热得到了回收利用

用,因此从能量守恒的角度考虑,这两个子系统均无消耗能量.虽然知道消耗的蒸汽和产生的蒸汽品位不同,但也无法比较它们和溶剂回收子系统在能量消耗方面的差别.如果仅从能量消耗的角度分析各子系统,容易得出如下结论:在这四个子系统中,T10 能耗最大,T20 次之,T30 和 T40 的改造对节能意义不大.

表3 能量消耗分布

	T10	T20	T30	T40	Total
Heat consumption (kW)	1621	239	36	-37	1859
Proportion (%)	87	13	0	0	100
Exergy consumption (kW)	650	70	160	65	945
Proportion (%)	68.8	7.4	16.9	6.9	100

从有效能消耗来评价以上4个子系统,会发现T30仅次于T10,而T40与T20相当.这一结论显然比热量平衡分析法得出的结论更科学更合理,因为它给出了T30和T40能耗的数值,提供了用能评价的统一标准.

3.3 工艺改造

根据以上结果,将节能改造工作主要集中在T10和T30子系统上.通过对T10系统的模拟分析发现,如果将T10塔由板式换成填料,由于填料塔的处理能量大和板效率高,该塔能够满足200%的扩产需要.由于溶剂和水同TDA的分离比较容易,理论板数的增加对回流比影响不十分显著,从能量利用角度分析,这样改造单位产品能耗仅降低10%以下.

单塔的节能措施一般包括增加预热器、增加中间换热器和改双效塔进行热集成.采用化工流程模拟软件《ECSS 化工之星》^[4]对这几种方案分别进行模拟分析,结果发现采用双效塔不仅节能效果最显著,而且可以降低塔底温度.因此T10改造方案为:保持原塔不变,新增1个真空塔(绝对压力0.02 MPa),两塔采用双效流程,60%的进料进入原T10的底部,其它部分连同T10的塔底液进入新塔T11的中部.由于只要求T10塔顶不含TDA,因此回流比可以大幅度降低,同时由于塔底TDA浓度很低,操作温度只有120°C,节省了高压蒸汽.T10塔顶冷凝温度94°C,可以作为T11中间再沸器(80°C)的热源.脱溶剂子系统改造后的流程图见图2.

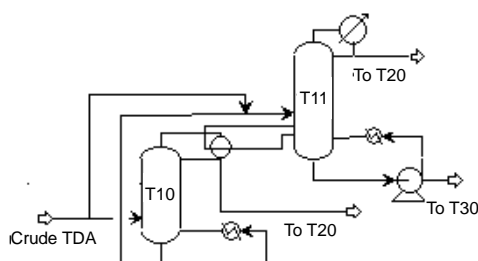


图2 脱溶剂子系统流程图

Fig.2 Schematic diagram of T10 subsystem

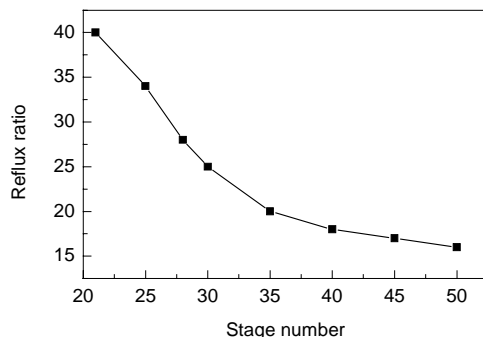


图3 T30塔回流比与理论板数的关系

Fig.3 Reflux ratio vs. theoretical stage number of T30

固定T30塔顶塔底组成,改变理论板数,用《ECSS 化工之星》对其进行模拟,可求得相应的回流比.模拟结果如图3所示.可以看出理论板数对回流比的影响非常显著(同分异构体的分离),增加理论板数能降低回流比,减少能量消耗.本研究将原塔板换成高效填料,理论板数由原来的21块变为45块,回流比由原来的40减小到17.由于填料塔的处理能量大,再加上回流比降低,改造后的塔可以满足200%的扩产要求.

T20 塔原来就是填料塔, 将现场数据通过《ECSS 化工之星》模拟计算, 结果发现增加该塔的理论板数, 回流比降低的空间很小. 另外由于该塔能量消耗较小, 能量品位较低, 节能不是该塔改造的目标. 为扩产需增大塔径, 重新设计加工.

根据改造前后的生产负荷和表 2 数据, 可以求得改造前后单位产品消耗的变化. 从有效能消耗看, 改造后单位产品有效能消耗降低 45%.

4 新工艺流程的成本分析

假设扩产节能改造投资以主要设备计算, 其它维护费用和管理费用等与改造前相同, 这里不进行讨论. 本次改造主要包括新增一套塔设备 T11(包括冷凝器、再沸器和中间换热器), 更换一套塔设备 T20, T30 和 T40 塔均需要换填料, 再加上管线、安装费, 本次改造总的费用约 350 万元. 如果改造费用的年折旧率为 20%, 则 5 年内产品改造费用为 25 元/t.

系统的年运行时间按 7200 h 计, 公用设施价格分别按如下数值计算^[5]: 电 0.6 元/(kW·h); 3.5, 0.7 及 0.35 MPa 蒸汽分别为 100, 82, 75 元/t; 冷却水 0.15 元/t. 改造前后产品费用和操作费用见表 4. 从表可以看出, 虽然系统设备改造费用有所增加, 但改造后年操作费用比改造前显著降低, 因此, 改造后流程的每吨产品成品降低 49%, 有明显的经济效益.

表 4 产品成本费用比较

Table 4 Comparison of cost of per ton product (¥/t TDA)

	Retrofitting	Steam	Water	Electricity	Total
Existing process	0	242	10	18	270
New process	25	100	5.3	7.1	137.4
Saving (%)		58	47	60	49

5 结论

(1) 用有效能分析法分析 TDA 精制过程, 可揭示过程用能本质, 为节能改造提供指导.

(2) 找出了 TDA 精制过程耗能的关键, 再通过模拟分析得出新的工艺流程, 单位产品的有效能消耗降至原流程的 55%, 单位产品的费用降至原流程的 49%, 改造将带来明显的经济效应.

参考文献:

- [1] 华贲. 工艺过程分析与综合 [M]. 北京: 中国石化出版社, 1995. 4-15.
- [2] 陈清林, 华贲, 王松平. 能量系统分析优化中排弃焓 计价探讨 [J]. 热动力工程, 1998, (6): 24-29.
- [3] 韩方煜, 荣本光. 人工智能法合成热集成精馏流程 [J]. 计算机与应用化学, 1996, (3): 13-16.
- [4] 李玉刚, 胡仰栋, 韩方煜. 新一代化工系统软件—化工之星 [A]. 第九届全国化学工程科技报告会论文集 [C]. 1998. 1018-1021.
- [5] 姚日远, 郑丹星. 环境因素作用下的丙烯热泵精馏的焓 经济分析 [J]. 北京化工大学学报, 2002, (5): 19-23.

Exergy Analysis of TDA Refining Process

LI Yu-gang¹, LI Xiao-ming², QIANG Guang-ming², ZHENG Shi-qing³, HAN Fang-yu³

(1. Col. Chem. Eng., South China Univ. Technol., Guangzhou, Guangdong 510640, China;

2. Gansu Yinguang Chem. Eng. Co. Ltd., Baiyin, Gansu 730900; 3. Qingdao Univ. Sci. & Technol., Qingdao, Shandong 266042)

Abstract: In order to reduce energy consumption, thermal analysis is applied to a TDA refining process, in which both heat equilibrium and exergy analysis methods have been used. The analysis shows that the exergy analysis method is more instructive than the heat equilibrium analysis. Through exergy analysis, the key subsystems that consume more energy than others are found and improvement is suggested, and the exergy consumption per ton of product may be reduced by 45%. The result of cost analysis shows that the suggested improvement will bring about more economic profit.

Key words: toluene diamine; refining process; exergy analysis; cost