

双效精馏在抽余液塔分馏中应用

罗 玉 (中国昆仑工程有限公司辽阳分公司, 辽宁 辽阳 111003)

摘要: 柴油吸附分离法可分离得到高纯度的芳烃组分和非芳组分, 该吸附工艺具有操作温度低、压力低、连续操作、吸附剂磨损低等特点, 但解吸剂的精馏占其能耗的 80% 以上。某项目利用 Aspen HYSYS 软件模拟了抽余液塔单塔、双效、三效精馏过程, 模拟结果为逆流双效、三效流程节能效果最好。双效运行成本相对单塔可节约 40%, 三效运行成本相对单塔可节约 56%。

关键词: 双效精馏; 三效精馏; 抽余液塔

柴油是轻质石油产品, 主要成分包括链烷烃、环烷烃、芳烃等, 馏程一般在 150~365℃ 左右, 分为轻柴油和重柴油两大类, 广泛应用于大型车辆、铁路机车、船舶。柴油作为液体燃料时, 其芳烃含量对十六烷值有显著影响, 柴油中的总芳烃含量降低 10%, 十六烷值约提升 3~3.5 个单位。当柴油作蒸汽裂解制乙烯原料时, 其中的芳烃尤其多环芳烃易形成结焦母体, 容易导致裂解炉管结焦, 降低烯烃产物收率, 缩短乙烯装置运行周期, 增加生产成本, 而芳烃特别是其中的 BTX、苯、甲苯和二甲苯是重要的有机化工原料。因此, 从柴油中回收芳烃, 既可以优化乙烯裂解原料, 又可以回收宝贵的芳烃资源, 具有重要的意义。

柴油分离芳烃的方法有催化加氢、萃取精馏、吸附分离、渗透汽化、离子液体法等^[1]。吸附分离法可分离得到高纯度的芳烃组分和非芳组分, 该吸附工艺具有操作温度低、压力低、连续操作、吸附剂磨损低等特点, 但其能耗 80% 以上是抽出液塔、抽余液塔中解吸剂的精馏。所以, 如何降低解吸剂精馏过程能耗是该技术推广应用的关键。结合对二甲苯吸附分离解吸剂精馏的节能方案, 提出多效精馏进行节能优化的设想。

1 多效精馏原理

在常规精馏操作中, 塔釜加入的热量绝大部分通过塔顶冷凝器被一次性排出塔外, 散失到周围环境中。因此, 精馏过程的节能就是如何把塔内排出的热量进行回收, 或者如何减少向塔内提供的热量。多效精馏是通过扩展工艺流程来节减精馏操作能耗的, 它是以多塔代替单塔, 各塔操作压力不同, 前一效压力高于后一效压力, 前一效塔顶蒸汽冷凝温度略高于后一效塔釜液沸点温度。第一效用蒸汽或者加热炉加热, 塔顶蒸汽加热第二效塔釜液, 同时被冷凝, 依次逐效进行, 直到最后一效塔顶蒸汽被冷却水冷凝。多效精馏充分利用了冷热介质之间过剩的温差。尽管总能量降级和单塔一样, 但它不是一次性降级的, 而是逐塔逐级降低的。这样, 每个塔的塔顶、塔底温差减小了, 降低了有效能损失, 从而节省了能耗^[2]。

2 多效精馏能量优化方案的模拟计算

某项目以抽余液塔精馏为例, 利用 Aspen HYSYS 软件模拟精馏过程。抽余液塔进料量为 100t/h, 进料温度 60℃, 进料组成为抽余液 10%, 解吸剂 90%。分离控制指标为塔顶解吸剂纯度为 99%, 塔底解吸剂纯度 0.01%。

2.1 单塔、双效、三效工艺流程图

双效可分为平流双效、顺流双效及逆流双效, 经初步模拟计算, 节能效果最好的逆流双效, 这与报道相吻合^[3]。

单塔、双效、三效工艺流程图见图 1~3。

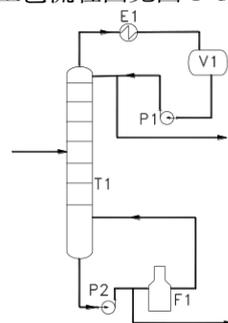


图 1 单塔工艺流程图

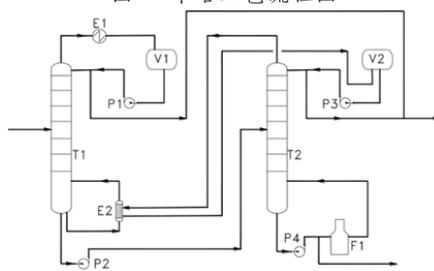


图 2 双效工艺流程图

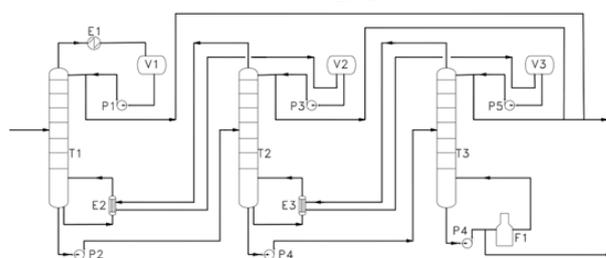


图 3 三效工艺流程图

2.2 精馏塔操作参数对比

表 1 精馏塔操作参数对比表

	单塔	双效		三效		
	T1	T1	T2	T1	T2	T3
塔顶温度/℃	85	85	124	84	124	167
塔顶压力/MPaG	-0.05	-0.05	0.05	-0.05	0.05	0.3
塔底温度/℃	142	91	187	89.5	130.6	236
塔底压力/MPaG	-0.047	-0.047	0.054	-0.047	0.054	0.306
加热炉热负荷/MW	14.57	8.78		6.35		
折标准油/kg/t 进料	12.53	7.55		5.46		
每年运行成本/万元	2506.76	1509.45		1091.65		

2.3 能耗及运行成本分析

表 2 能耗及运行成本对比表

	单塔	双效	三效
加热炉热负荷/MW	14.57	8.78	6.35
折标准油/kg/t 进料	12.53	7.55	5.46
每年运行成本/万元	2506.76	1509.45	1091.65

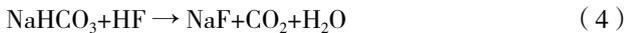
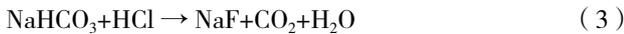
注：①依据《石油化工设计能耗计算标准》(GB 50441-2016)进行能耗计算。1kg 标准油的低发热值为 41.868MJ；②年操作小时数按 8000h 计；③ 1kg 标准油的单价按 2.5 元计。

由上表可以看出，双效运行成本相对单塔可节约 40%，三效运行成本相对单塔可节约 56%。

3 结语

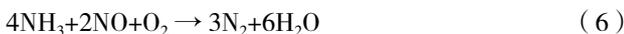
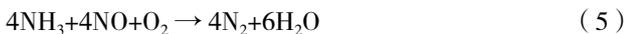
某项目利用 Aspen HYSYS 软件模拟抽余液塔单塔、双效、三效精馏过程，模拟结果为逆流双效、三效流程节能效果最好。双效运行成本相对单塔可节约 40%，三效运行成本相对单塔可节约 56%。但是，在考虑运行成本的同时，还需兼顾设备投资、控制方案等，进行综合考虑。

(上接第 104 页)的反应可表示为式(3)、式(4)。



3.2 中低温选择性催化还原脱硝

中低温选择性催化还原脱硝将催化剂放入一个容器内，利用氨来作为催化还原剂，通过综合反应来去除焦化废气中的氮氧化物。通过对焦化废气成分进行分析发现，氮氧化物中一氧化氮的体积分数约为 94%，二氧化氮的体积分数约为 6%，这些氮氧化物通过和氨气的催化反应成氮气和水，进而实现了对废气内污染物的过滤，各种氮氧化物的还原反应方程如式(5)和第 157 页式(6)：



中低温选择性催化还原脱硝原理如图 1 所示：

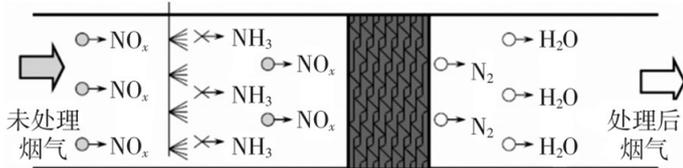


图 1 催化脱硝反应原理示意图

在采用中低温选择性催化还原脱硝工艺时，在反应运行一段时间后催化剂表面会形成一层较厚的硫酸氢氨，此时会严重影响催化脱硝的效率，因此需要采用原位再生热解析系统对催化剂进行再生处理，满足循环使用的需求，具有脱硝率高、经济性好的优点。

3.3 联合脱硫脱硝工艺流程

在实际焦化处理过程中，焦化废气内含有大量的粉尘，而且在排放的过程中会随着在烟道内的流动，温度逐渐降低，结合干法脱硫和中低温催化还原脱硝的工艺技术要求，本文提出的联合脱硫脱硝工艺对烟气流动的顺序进行了优化，先进行过滤除尘，然后进行干法脱硫，利用烟气在循环过程中的自然冷却，为后面的中低温催化还原脱硝奠定基础。该联合脱硫脱硝工艺流程如图 2 所示。

由图 2 可知，该系统主要包括了干法脱硫装置、除尘系统、脱硝反应装置、供氨供水系统、通信监测系统等。为了满足在反应过程中精确控制的需求，通信监测系统对烟囱内烟气的流量、温度进行实时监测，将监测结果传输到控制中心，控制中心精确控制催化剂的投放时间和范围，同时采用辅助热源对烟气进行温度调节，确保进行中

参考文献：

- [1] 刘剑. 柴油脱芳烃技术研究进展 [J]. 精细石油化工进展, 2018,19(6):38-41.
- [2] 钱嘉林, 叶泳恒. 多效精馏原理及应用 [J]. 石油化工, 1990,19(9):639-644.
- [3] 李瑞端, 韩博平等. 不同类型双效精馏流程节能特性的研究 [J]. 化学工程师, 2018(7):18-27.
- [4] GB 50441-2016. 石油化工设计能耗计算标准 [S]. 北京: 国家质量监督检验检疫, 2016.

作者简介：

罗玉 (1979-), 女, 汉族, 江苏盐城人, 学士, 研究方向: 化学工程。

低温脱硝反应时的效率和经济性，最大限度地提升催化剂的活性。

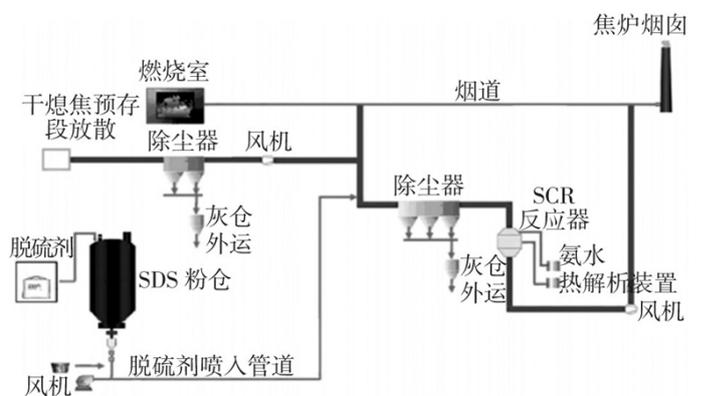


图 2 联合脱硫脱硝工艺流程

3.4 脱硫脱硝效果分析

为了对该脱硫脱硝工艺的应用效果进行分析，对焦化排烟净化系统进行改造，在烟气入口和出口位置分别对硫化物、氮氧化物、粉尘浓度进行监测。

根据监测结果可知，烟道入口处的硫化物质量浓度约为 36.3mg/m³，经过脱硫净化后的质量浓度约为 3.2mg/m³，净化率达到了 91.2%，远高于最初 76.4% 的脱硫率；烟道入口处的氮氧化物质量浓度约为 451.8mg/m³，经过脱硫净化后的质量浓度约为 69.4mg/m³，净化率达到了 84.6%，远高于最初 52.7% 的脱硝率；烟道入口处的粉尘质量浓度约为 25.6mg/m³，经过脱硫净化后的质量浓度约为 3.74mg/m³，净化率达到了 85.4%，远高于最初 44.9% 的除尘率。同时，经过脱硫脱硝后的产物为硫酸钠，可以作为水泥的添加剂实现二次利用，提升焦化废气净化的经济性。

4 结语

综上所述，针对焦化处理过程中废气含硫、含硝量超标，给环境造成较大污染的现状，文章提出了一种新的脱硫脱硝技术，该技术充分应用了干法脱硫和中低温选择性催化还原脱硝的优势，对焦化处理过程中废气的深度净化，值得推广和使用。

参考文献：

- [1] 乔建芬. 焦炉烟气脱硫脱硝技术及产业化应用进展 [J]. 天然气化工 (C1 化学与化工), 2020,45(04):130-134.
- [2] 刘陆, 张平存, 翟利, 崔井良, 董少英, 杜景文. 焦炉烟气脱硫脱硝工艺优化 [J]. 河北冶金, 2019(07):71-73.