

# 具有热集成的甲醇三效精馏工艺及其工业应用

刘海彬\*, 赵顺雯, 周丽强, 王 建

(天津市创举科技股份有限公司, 天津 300392)

**摘要:**提出了一种具有热集成的甲醇三效精馏工艺,并成功应用在 50 万 t/a 甲醇精馏提质增效改造项目中。采用专业的化工模拟软件对各主要精馏塔进行了模拟优化,新增高压精馏塔理论板数  $N=52$  层,回流比  $R \geq 2.5$ ,进料位置  $N_F=48$ ,加压精馏塔和常压精馏塔回流比分别为 2.3 和 1.8,进料位置分别为 48 和 45。改造后,精甲醇产量达到 76 万 t/a,产品甲醇中乙醇质量分数降至 0.01% 以下,蒸汽单耗由原来的 1.24 t/t 降到了 0.82 t/t,年增经济效益约 3 944.6 万元。

**关键词:** 甲醇; 三效精馏; 模拟优化; 蒸汽单耗; 经济效益

中图分类号: TQ028.31

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2021)04-0200-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2021.04.042

## Triple-effect methanol distillation process with heat integration function and its industrial application

LIU Hai-bin\*, ZHAO Shun-wen, ZHOU Li-qiang, WANG Jian

(Tianjin Chuangju Technology Co., Ltd., Tianjin 300392, China)

**Abstract:** A novel triple-effect methanol distillation process with heat integration function is proposed and successfully applied to a certain 500,000 t/a methanol distillation project for quality and efficiency improvement. Professional chemical simulation software is used to simulate and optimize main distillation columns. The results are as follows: as for the newly-added high pressure distillation column, theoretical plate number is 52, reflux ratio is more than 2.5, and feeding location  $N_F=48$ ; as for the pressurized and atmospheric distillation columns, reflux ratios are 2.3 and 1.8, respectively, and feeding locations  $N_F$  are 48 and 45, respectively. After technical renovation, the production of refined methanol reaches 760,000 t/a, the ethanol mass content in the product is below 0.01%, unit steam consumption per ton of methanol decreases from 1.24 tons to 0.82 tons, and economic benefit rises by RMB 39.446 million annually.

**Key words:** methanol; triple-effect distillation; simulation and optimization; unit steam consumption; economic benefit

粗甲醇精馏是甲醇生产中的一个重要工序,不仅决定着精甲醇产品的质量,也影响着甲醇生产的总成本,其能耗约占甲醇生产总能耗的 20%<sup>[1-2]</sup>。20 世纪 70 年代以来,研究者已经从热集成、操作原理等角度提出了大量的精馏节能的工艺流程,如多效精馏、热泵精馏及热偶精馏等方法。目前以 Lurgi 首创的三塔双效精馏工艺及其改进型应用最为广泛,近年来甲醇三效精馏因高的节能率而引起学者的关注,但是由于模拟计算和选择应用的复杂性,有关三效精馏的研究仅限于对模型的建立、流程的种类、特点及其节能效果的对比等方面,未见三效精馏工业应用的相关报道<sup>[3-6]</sup>。

本文中以节约能量消耗为目标,运用热集成的基本原理,在现有甲醇双效精馏工艺的基础上,提出

了甲醇三效精馏新工艺,并成功应用在山东某厂 50 万 t/a 甲醇精馏提质增效改造项目中,改造结果表明精甲醇产量达到 76 万 t/a,产品甲醇中乙醇质量分数降至 0.01% 以下,蒸汽单耗由原来的 1.24 t/t 降到了 0.82 t/t,经济效益显著。

## 1 甲醇三效精馏工艺

甲醇三效精馏工艺按进料方向与操作压力梯度方向是否一致及进料位置不同可划分为 5 种流程,即平流三效精馏、顺流三效塔釜进料精馏、逆流三效塔釜进料精馏、顺流三效塔顶进料精馏和逆流三效塔顶进料精馏,研究结果表明,单就节能效果而言逆流三效精馏工艺优于顺流三效精馏工艺,但考虑综合经济效益多效精馏工艺中以顺流三效精馏工艺最

佳<sup>[7-8]</sup>。图1为顺流三效精馏工艺流程。

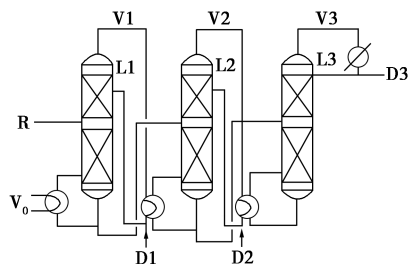


图1 甲醇顺流三效精馏工艺流程

如图1所示粗甲醇从高压塔进料,高压塔的塔顶蒸汽作为中压塔塔底再沸器的热源,高压塔塔顶冷凝器与中压塔塔底再沸器合为1个设备,高压塔的塔顶蒸汽换热后一部分作为高压塔的塔顶回流,另一部分为塔顶采出产品,高压塔塔底设有再沸器,塔底出液为中压塔进料,中压塔和低压塔亦如此,低压塔塔顶设有冷凝器,三塔塔顶均有产品采出,只有低压塔有塔底产品采出。

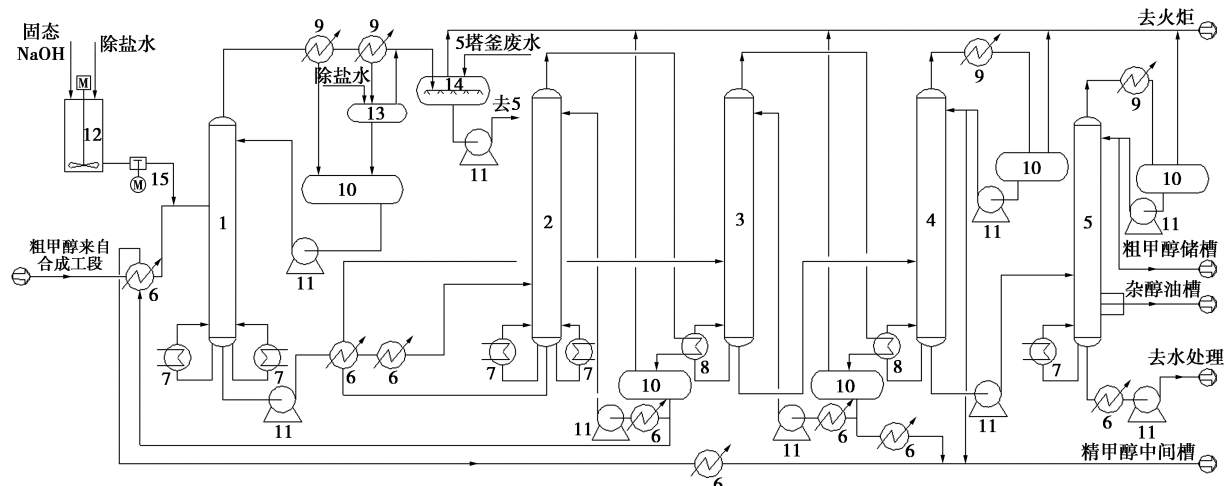
## 2 甲醇三效精馏工艺的应用

### 2.1 技改方案

原流程采用四塔双效精馏工艺,设计产能50万t/a,后因气化炉改造升级粗甲醇合成量大大提高,原装置最多产能达到70万t/a,但此时精甲醇中乙

醇质量分数高达0.06%,已不能满足下游客户的需求,而且装置蒸汽耗量偏高达1.24 t/t。要求技改后精甲醇产能达到76万t/a,产品甲醇中乙醇质量分数降至0.01%以下,蒸汽耗量降至0.9 t/t以下。

技改后,采用了甲醇三效精馏工艺,流程如图2所示。粗甲醇经预热后进入预精馏塔,溶解在粗甲醇中的低沸点杂质从塔顶出塔后送入火炬,塔底物料经泵加压后经两级预热器后送往高压精馏塔,高压精馏塔操作压力约1.6 MPa。塔顶甲醇蒸气约为158℃去加压精馏塔再沸器作热源,冷凝后一部分送往高压精馏塔作回流液,另一部分经冷却后送精甲醇计量槽。高压精馏塔塔底排出液降温后送往加压精馏塔,加压精馏塔操作压力约0.7 MPa。塔顶甲醇蒸气温度约128℃,去常压精馏塔再沸器作热源,冷凝液一部分冷却后送往加压精馏塔作回流液,另一部分冷却后送精甲醇计量槽。加压精馏塔塔底排出液送往常压精馏塔,塔顶甲醇蒸气经冷却至40℃后一部分作常压精馏塔回流液,另一部分送精甲醇计量槽,塔底排出的含少量甲醇的废水经泵加压后送回收塔,回收塔塔顶甲醇蒸气冷却至40℃后一部分作回收塔回流液,另一部分送粗醇槽,侧向采出的杂醇油送杂醇油贮槽,塔底含少量甲醇的废水一部分送水处理工段,另一部分代替除盐水。



1—预精馏塔( $T_1$ );2—高压精馏塔( $T_2$ );3—加压精馏塔( $T_3$ );4—常压精馏塔( $T_4$ );5—回收塔( $T_5$ );6—换热器;7—再沸器;  
8—冷凝/再沸器;9—冷凝冷却器;10—回流罐;11—泵;12—配碱槽;13—萃取槽;14—排放槽;15—碱液泵

图2 改造后工艺流程

甲醇三效精馏工艺节能的实质就在于将高压精馏塔塔顶冷凝器与加压精馏塔塔底再沸器合二为一,加压精馏塔塔顶冷凝器与常压精馏塔塔底再沸器合二为一,充分利用高压精馏塔、加压精馏塔塔顶

甲醇蒸气分别作为加压精馏塔及常压精馏塔再沸器的热源,从而节省循环冷却水和水蒸汽,其中冷凝器热负荷 $Q_c$ 和再沸器热负荷 $Q_H$ 的匹配条件为 $Q_c/Q_H = -1.02$ 。

## 2.2 主精馏塔模拟优化

### 2.2.1 进料组成

粗甲醇进料总量为 104 200 kg/h;组成(质量分数)为甲醇 92.75%、水 6.67%、二氧化碳 0.07%、二甲醚 0.11%、乙醇 0.15%、氮气 0.04%、甲烷 0.10%、甲酸甲酯 0.09%,其余为杂醇。

分离指标要求:高压精馏塔、加压精馏塔及常压精馏塔塔顶甲醇质量分数  $\geq 99.9\%$ ,且乙醇质量分数控制在 0.01%以下,回收塔塔底废水中甲醇质量分数  $\leq 0.1\%$ 。

### 2.2.2 物性方法选择

采用专业的化工计算模拟软件对各塔操作参数进行模拟优化时,物性方法的正确选择至关重要。模拟物系主要组分为甲醇和水,甲醇分子和水分子之间具有较强的作用力,是典型的非理想极性物系醇水体系,NRTL 物性方法对该物系较为适合。

### 2.2.3 高压精馏塔灵敏度分析

高压精馏塔回流比  $R$  与理论板数  $N$  的关系如图 3 所示。由图 3 可知,高压塔回流比  $R$  随理论板数的增加而减少,当高压塔理论板数  $N < 40$  时,随着塔板数的减少,回流比  $R$  急剧增加,相应热负荷也会急剧增大;当理论板数  $N > 40$ ,理论板数  $N$  对回流比  $R$  降低的影响趋于缓和;尤其当理论板数  $N \geq 52$ ,单纯增加理论板数对回流比  $R$  的降低已不是很明显,综合考虑塔高、能耗、分离指标等因素确定理论板数  $N = 52$ 。

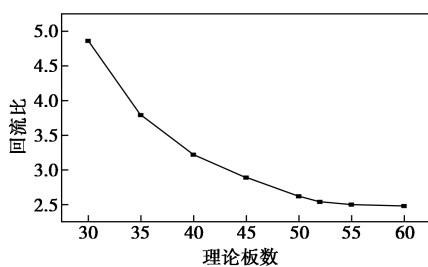
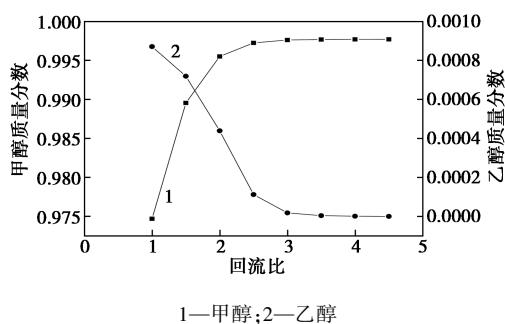


图 3 高压精馏塔回流比与理论板数的关系

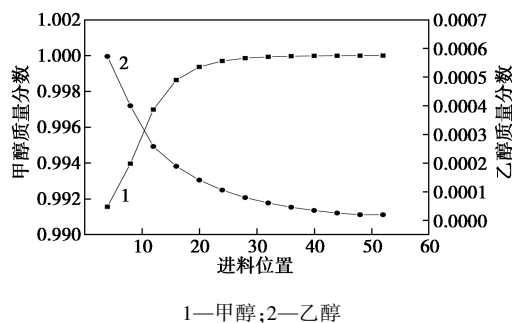
回流比  $R$  对高压塔顶甲醇、乙醇含量的影响如图 4 所示。由图 4 可知,随着回流比  $R$  的增加,高压塔顶甲醇质量分数逐渐增大至基本不变,而乙醇质量分数正好相反,呈逐渐减小至基本不变,当  $R = 2.5$  时,塔顶甲醇质量分数达到 0.999 5,乙醇质量分数为 0.01%,满足分离要求,所以取回流比  $R \geq 2.5$ 。但回流比  $R$  的具体取值还应根据塔顶乙醇含量及三效精馏工艺流程中负荷匹配来确定。



1—甲醇;2—乙醇

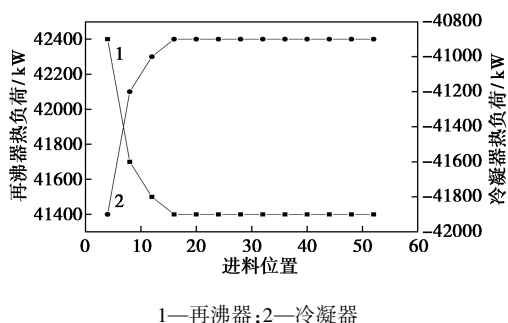
图 4 回流比对高压精馏塔产品中甲醇、乙醇质量分数的影响

高压塔进料位置对塔顶甲醇、乙醇含量的影响见图 5,进料位置对再沸器、冷凝器热负荷的影响如图 6 所示。随着进料位置的增加,即进料位置下移,由图 5 可知塔顶甲醇质量分数先逐渐增大至不变,乙醇质量分数先逐渐减小至不变。图 6 中冷凝器和再沸器负荷先迅速减小后基本不变。考虑到乙醇的分离指标要求比较苛刻,经综合分析,高压塔进料位置定为第 48 块。



1—甲醇;2—乙醇

图 5 高压精馏塔进料位置对产品中甲醇、乙醇质量分数的影响



1—再沸器;2—冷凝器

图 6 高压精馏塔进料位置对再沸器、冷凝器热负荷的影响

### 2.2.4 加压精馏塔灵敏度分析

加压精馏塔回流比  $R$  及进料位置  $N_f$  对塔顶甲醇、乙醇质量分数的影响如图 7 和图 8 所示。由图 7 和图 8 可知,二者变化趋势相同,随着回流比  $R$

增大或进料位置  $N_F$  下移,塔顶甲醇质量分数逐渐增大后趋于稳定,乙醇质量分数逐渐减小后趋于稳定。当回流比  $R=2.3$  时,塔顶甲醇质量分数 0.999 8,乙醇质量分数  $6.0 \times 10^{-5}$ ,达到分离要求。进料位置  $N_F > 40$  时,塔顶甲醇质量分数均在 0.999 以上,乙醇质量分数均在 0.01% 以下,满足分离指标要求。原加压精馏塔进料位置为第 48 块,故不需对进料位置进行调整。

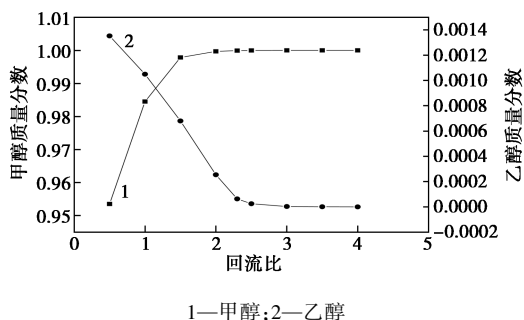


图 7 加压精馏塔回流比对产品中甲醇、乙醇质量分数的影响

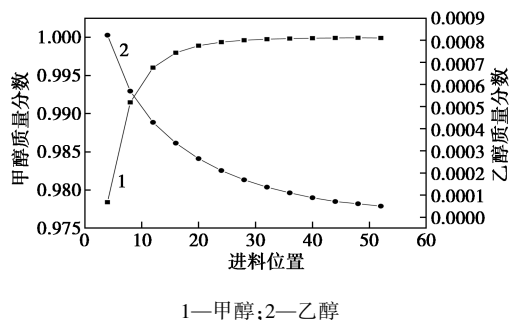


图 8 加压精馏塔进料位置对产品中甲醇、乙醇质量分数的影响

### 2.2.5 常压精馏塔灵敏度分析

由图 2 的工艺流程可知,常压精馏塔的作用与前面两精馏塔的作用一样,只需塔顶精甲醇指标达到要求即可,杂醇由塔釜进入回收塔进行侧采,这样常压精馏塔只需考察回流比  $R$  及进料位置  $N_F$  对塔顶甲醇、乙醇含量的影响即可,见图 9 和图 10。由图 9 和图 10 可知,二者变化趋势相同,随着回流比

$R$  增大或进料位置  $N_F$  下移,塔顶甲醇质量分数逐渐增大后趋于稳定,乙醇质量分数逐渐减小后趋于稳定。当回流比  $R = 1.8$  时,塔顶甲醇质量分数 0.999 8,乙醇质量分数为  $8.0 \times 10^{-5}$ ,达到分离要求。进料位置  $N_F > 24$  时,塔顶甲醇质量分数均在 0.999 以上,乙醇质量分数均在 0.01% 以下,满足分离指标要求。原常压精馏塔进料位置为第 45 块,故不需对进料位置进行调整。

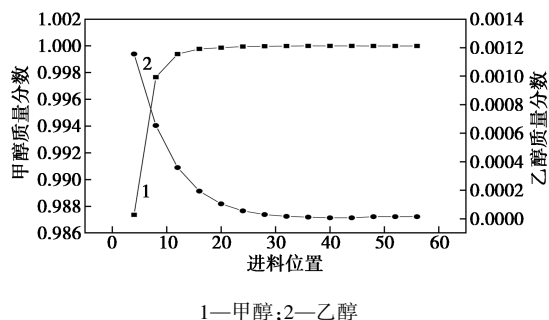


图 9 常压精馏塔进料位置对产品中甲醇、乙醇质量分数的影响

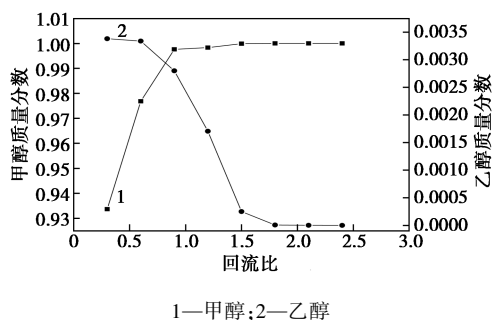


图 10 常压精馏塔回流比对产品中甲醇、乙醇质量分数的影响

## 3 改造效果

甲醇精馏技术改造后,经过半年的生产运行,达到了预期效果,精甲醇产能 76 万 t/a,产品甲醇中乙醇质量分数降至 0.01% 以下,蒸汽耗量降至 0.90 t/t 以下,达到 0.82 t/t。改造前后各塔的运行分析数据及产品组分的质量分数如表 1、表 2 所示。

表 1 改造前后各塔的运行分析数据

	改造前(四塔双效精馏工艺)				改造后(五塔三效精馏工艺)					备注
	$T_1'$	$T_3'$	$T_4'$	$T_5'$	$T_1$	$T_2$	$T_3$	$T_4$	$T_5$	
塔径/DN	2900	3400	4100	1400	2900	3000	3400	4100	1400	
板层数										
精馏段	10	47	44	25	10	47	47	44	25	
提馏段	26	5	16	15	26	5	5	16	15	
塔顶压力/MPa	0.03	0.70	0.03	0.03	0.03	1.60	0.70	0.03	0.03	

续表

	改造前(四塔双效精馏工艺)				改造后(五塔三效精馏工艺)					备注
	T <sub>1</sub> '	T <sub>3</sub> '	T <sub>4</sub> '	T <sub>5</sub> '	T <sub>1</sub>	T <sub>2</sub>	T <sub>3</sub>	T <sub>4</sub>	T <sub>5</sub>	
塔顶温度/℃	65.9	128.2	70.9	71.3	66.0	158.6	128.2	70.9	71.5	
塔釜温度/℃	79.0	132.9	105.4	111.4	79.2	163.8	136.1	106.1	111.6	
回流比	0.55	3.20	2.50	10.00	0.55	2.98	2.30	1.80	11.00	T <sub>1</sub> , T <sub>1</sub> '对进料
处理量/(kg·h <sup>-1</sup> )	94910				103115					
精甲醇采出/(kg·h <sup>-1</sup> )	—	43058	44466	350	—	30723	31662	32680	400	T <sub>5</sub> , T <sub>5</sub> '为粗醇
侧线采出/(kg·h <sup>-1</sup> )	—	—	—	500	—	—	—	—	500	
冷却水耗量/(t·h <sup>-1</sup> )	1445.70	162.64	4044.18	137.31	1570.68	138.27	261.31	2564.09	168.13	
冷却水单耗/(t·t <sup>-1</sup> 精甲醇)	64.58				47.70					不含 T <sub>5</sub> , T <sub>5</sub> '
蒸汽耗量/(t·h <sup>-1</sup> )	19.52	88.59	—	2.93	26.55	51.49	—	—	2.75	
蒸汽单耗/(t·t <sup>-1</sup> )	1.24				0.82					不含 T <sub>5</sub> , T <sub>5</sub> '
甲醇回收率/%	99.43				99.40					

表 2 改造前后产品组分的质量分数 %

组分	改造前(四塔双效精馏工艺)			改造后(五塔三效精馏工艺)		
	精甲醇	废水	杂醇油	精甲醇	废水	杂醇油
甲醇	99.9166	0.0456	41.0908	99.9912	0.0218	33.2510
水	0.0159	99.9543	38.4530	0.0035	99.9781	32.6947
乙醇	0.0675	0.0001	16.6599	0.0053	0.0001	29.9297
丙醇	0	0	1.4601	0	0	1.5864
丁醇	0	0	1.1681	0	0	1.2691
异丁醇	0	0	1.1681	0	0	1.2691

由表 1 可知,①改造后预精馏塔与回收塔的操作参数基本没变,而加压精馏塔与常压精馏塔的操作参数变化较大,加压精馏塔回流比由改造前的 3.20 降低到 2.30,常压精馏塔由 2.50 降到 1.80,这是由于改造前负荷较大,塔效率降低,为了保证塔顶甲醇指标,不得不加大回流比造成的,而改造后由于增加高压精馏塔,各精馏塔负荷恢复到最佳处理能力,回流比也就降低了;此外,由于改造后加压精馏塔塔釜轻组分含量降低,所以改造后加压精馏塔釜温度较改造前有所增加。②改造后冷却水与蒸汽单耗均有所降低,分别降低 26.14% 和 33.87%。③改造前后甲醇回收率无明显变化,这是由于受回收塔塔径的限制,回收塔处理能力有限,塔顶不能产精甲醇,加之杂醇油的影响,只能损失一部分甲醇。

由表 2 可知,改造后精甲醇质量有明显提升,精甲醇中甲醇质量分数  $\geq 99.9\%$ ,且乙醇质量分数控制在 0.01% 以下,满足下游用户的需求;回收塔塔釜废水中甲醇质量分数  $\leq 0.1\%$ ,符合排放标准;随

着精甲醇指标的提升,改造后杂醇油中的乙醇含量明显增加。

#### 4 经济效益

甲醇精馏技术改造后经济效益显著,经核算约 3 944.6 万元/a。主要有以下几方面。

(1)改造后,蒸汽单耗降低 33.87%,相当于年节约蒸汽 31.92 万 t,按水蒸汽价格 100 元/t 计,则年节约水蒸汽费用 3 192.0 万元。

(2)改造后,循环水单耗降低 26.14%,相当于年节约循环水 1 282.9 万 t,按循环水价格 0.2 元/t 计,则年节约循环水费用 256.6 万元。

(3)改造后,由于高压精馏塔进料泵较改造前电机功率增加,同时增加高压精馏塔回流泵,电机功率共增加 200 kW,年工作时间按 8 000 h 计,相当于年增加电耗 160 万 kWh,按电费价格 0.65 元/kWh 计,则年增加电费用 104.0 万元。

(4)改造后,精甲醇产量由原来的 70 万 t/a 提高到 76 万 t/a,年增加 6 万 t,甲醇效益按 100 元/t 计,则年新增效益约 600.0 万元。

#### 5 结论

以节约能量消耗为目标,运用热集成的基本原理,对原甲醇双效精馏工艺进行综合模拟分析,提出了甲醇三效精馏新工艺,并成功应用在 50 万 t/a 甲醇精馏提质增效改造项目中。

(下转第 210 页)

掺炼比都较大,因此,体相催化剂体积装填比例为 30%,并装填在反应器中部,体相催化剂级配技术表现出优异的加氢活性。

上述工业应用结果表明,根据反应器的反应压力和处理的原料油性质,催化剂采用不同的装填比例和装填位置,充分地发挥了体相催化剂级配技术的活性优势,可以加工处理劣质原料油,长期生产硫质量含量小于 10  $\mu\text{g/g}$  的超低硫柴油产品。

## 4 结论

(1)采用体相催化剂级配技术时,随着原料油中二次加工柴油比例的增加,体相催化剂装填比例随之增加,体相催化剂级配技术可发挥良好活性,生产超低硫柴油产品。

(2)采用体相催化剂级配技术时,反应器的反应压力影响着级配技术中体相催化剂的装填位置,根据反应器的反应压力将体相催化剂装填入恰当的位置,可使体相催化剂级配技术更好地发挥活性优势。

(3)工业应用表明,体相催化剂级配技术应用过程中,采用体相催化剂装填的研究结果进行反应器装填,充分地发挥了体相催化剂级配技术的活性优势,不用进行装置改造的情况下,可长期生产硫质量含量小于 10  $\mu\text{g/g}$  的超低硫柴油产品。

(上接第 204 页)

(1)采用 PRO II 模拟软件对各主要精馏塔进行了模拟优化,并得出结论:高压精馏塔理论板数  $N=52$  层,回流比  $R \geq 2.5$ ,进料位置  $N_F=48$ ;加压精馏塔回流比  $R=2.3$ ,进料位置  $N_F=48$ ;常压精馏塔回流比  $R=1.8$ ,进料位置  $N_F=45$ 。

(2)甲醇精馏技术改造后,达到了预期效果,精甲醇产量 2 300 t/d,合 76 万 t/a,产品甲醇中乙醇质量分数降至 0.01% 以下,冷却水与蒸汽单耗均有所降低,分别降低 26.14% 和 33.87%。改造后经济效益显著,经核算约 7 848.5 万元。

(3)改造前后甲醇回收率无明显变化,这是由于受回收塔塔径的限制,回收塔处理能力有限,塔顶不能产精甲醇造成的,如果能对回收塔进一步改造,相信该工艺在提高甲醇回收率方面会有所突破。

总之,甲醇三效精馏工艺以系统内部热集成的方法减少能量的消耗,符合现在建设节约型社会的要求,有很广阔的应用前景。

## 参考文献

- [1] Mayo S W, Plantenga F L, Leliveld R G, et al. Elegant solutions for ultra-low sulfur diesel [C/CD]. NPRA Annual Meeting, AM-01-09. New Orleans Louisiana, 2001.
- [2] Mayo S, Leliveld B. Experiences in maximizing performance of ULSD units [C/CD]. NPRA. Annual Meeting. AM-09-14. San Antonio, Texas, 2009.
- [3] 王海涛, 徐学军, 刘东香, 等. 高活性体相加氢精制催化剂的研制 [J]. 现代化工, 2016, 36(11): 64-68.
- [4] 王海涛, 徐学军, 刘东香, 等. FTX 体相柴油超深度加氢脱硫催化剂的研制 [J]. 工业催化, 2012, 20(6): 32-35.
- [5] 王海涛, 徐学军, 刘东香, 等. 拓展体相催化剂应用范围的研究 [J]. 炼油技术与工程, 2017, 47(2): 43-46.
- [6] 周桦, 王海涛, 徐学军, 等. FTX 催化剂在柴油加氢精制装置上的工业应用 [J]. 炼油技术与工程, 2016, 46(4): 47-50.
- [7] 赵淑娟, 张锋. FTX 体相催化剂级配技术在柴油加氢装置上的工业应用 [J]. 石化技术与应用, 2018, 36(1): 32-36.
- [8] 徐大海, 李扬. 超深度加氢脱硫体相法催化剂在反应器内装填位置研究 [J]. 石油炼制与化工, 2017, 48(4): 69-72.
- [9] 方向晨, 郭蓉, 刘继华, 等. 生产超低硫柴油的加氢脱硫催化剂级配技术 [J]. 化学反应工程与工艺, 2012, 30(5): 432-439.
- [10] 邵志才, 高晓东, 聂红. 芳烃对柴油超深度加氢脱硫影响 [J]. 石油学报: 石油加工, 2014, 30(3): 386-390.
- [11] 邵志才, 高晓东, 李皓光, 等. 氮化物对柴油深度和超深度加氢脱硫的影响 I 氮化物含量的影响 [J]. 石油学报: 石油加工, 2006, 22(4): 12-17. ■

## 参考文献

- [1] Tijm P J A, Waller F J, Brown D M. Methanol technology developments for the new millennium [J]. Appl Catal A, 2001, 221: 275-282.
- [2] 宋维端, 肖任坚, 房鼎业. 甲醇工学 [M]. 北京: 化学工业出版社, 1991.
- [3] Jana A K. Heat integrated distillation operation [J]. Appl Energy, 2010, 87(5): 1477-1494.
- [4] 张君涛, 臧楠, 梁生荣. 具有热集成的甲醇多效精馏新工艺及其模拟 [J]. 化学工程, 2011, 39(4): 98-102.
- [5] 吴嘉, 陈露. 具有热集成和水集成的甲醇精馏新工艺及其模拟 [J]. 化工学报, 2005, 56(3): 477-481.
- [6] 刘保柱, 章渊昶, 陈平, 等. 节能型甲醇精馏工艺研究 [J]. 化工进展, 2007, 26(5): 739-742.
- [7] 杨德明, 孙磊. 多效精馏分离甲醇-水体系的工艺研究 [J]. 石油与天然气化工, 2010, 39(1): 14-17.
- [8] 张鹏, 王琨, 孙鹤. 三效精馏节能规律研究及应用系统设计 [J]. 化工自动化及仪表, 2011, 38(10): 1239-1241. ■