

采用不同分离技术的甲醇制芳烃 流程对比分析与优化

江健荣, 杨敏博, 冯霄

(西安交通大学化学工程与技术学院, 710049, 西安)

摘要: 为了降低甲醇制芳烃流程的能耗以及操作费用,提高经济性和竞争力,对采用冷油吸收法和精馏法进行轻烃回收的甲醇制芳烃流程进行了对比研究以及优化分析。首先,在 Aspen HYSYS 中建立了严格的流程模型,计算得到两个流程的能量平衡以及能量平衡数据,对流程操作以及产品数据进行了分析。然后,通过 Aspen HYSYS 和 Matlab 的数据连接,建立了以轻烃产品标准为约束的操作费用最小化的优化模型,并对两个流程进行了优化。结果表明:精馏流程的分离效果以及产品回收率均优于油洗流程;优化后油洗流程的总操作费用略高于精馏流程;从具体的操作费用贡献来看,精馏流程的电耗为油洗流程的 1.46 倍,并且需要使用更低温度的冷却剂,而油洗流程的中压蒸汽消耗量比精馏流程高出 44.3%。该研究结果对进一步降低甲醇制芳烃工艺的能耗以及操作费用提供参考依据。

关键词: 甲醇制芳烃;轻烃分离;油洗;精馏

中图分类号: TQ021.8 **文献标志码:** A

DOI: 10.7652/xjtuxb202307020 **文章编号:** 0253-987X(2023)07-0213-08

Comparative Analysis and Optimization of Methanol to Aromatics Process Based on Different Separation Technologies

JIANG Jianrong, YANG Minbo, FENG Xiao

(School of Chemical Engineering and Technology, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: In order to improve the cost efficiency and the competitiveness of the methanol to aromatics process by lowering the energy consumption and total operation cost, this paper compares and analyses the processes based on oil washing and distillation for light hydrocarbons separation. Firstly, rigorous simulation models for the two processes are established in Aspen HYSYS to achieve energy balance of the two processes and obtain the energy balance data through calculation for analyses on process operation and product data. After that, optimized models with the constraint of product specifications are developed through data interaction between Aspen HYSYS and Matlab to minimize the operation cost. The results indicate that the distillation-based process yields better outcome on the aspect of product purity and recovery. Moreover, the operation cost of the distillation-based process is slightly lower than the oil washing-based process. In terms of the specific contributors, the distillation-based process consumes 1.46 times electricity as much as the oil washing-based process, and also requires less for refrigerant temperature. The oil washing-based process consumes more medium-pressure steam than the distil-

lation-based process by 44.3%. This paper provides an approach to lower the energy consumption and the total operation cost of producing aromatics from methanol.

Keywords: methanol to aromatics; light hydrocarbon separation; oil washing; distillation

芳烃是一种重要的工业原料,被广泛运用于合成橡胶、合成纤维以及合成树脂^[1]。传统的芳烃生产主要依赖石油,通过石脑油的催化重整以及催化裂化生产^[2]。近年来,随着芳烃的需求日益增长,来源于石油的芳烃已经越来越不能满足要求。因此,从非石油原料中生产芳烃受到越来越广泛的关注。

甲醇是一种重要的工业产品,广泛用于精细化工以及塑料领域,并且还是一种新型的清洁燃料^[3]。甲醇来源广泛,包括煤^[4]、生物质^[5]、天然气^[6]以及焦炉气^[7]等,甚至还可以利用 CO₂ 和氢气制取^[8]。其中,煤在中国储量丰富,国内的煤制甲醇技术也较为成熟。生物质作为一种可再生的能源,拥有较为广阔的发展前景。近几年,由于不同来源甲醇生产技术的成熟,甲醇的生产达到了相当的规模^[9]。因此,通过甲醇生产烃类的技术得到了较大的发展,其中包括甲醇制芳烃、甲醇制烯烃、甲醇制汽油等。在陕西榆林,已经建立一座年产 3 万吨的甲醇制芳烃中试装置^[10]。

油洗与精馏是常用的轻烃分离方法,也是轻烃分离研究较为活跃的领域^[11-12]。在油洗方面,隋红等对页岩冷凝回收油洗工艺进行了模拟与优化,优化后的热量回收率提高了约 14.63%,并且能够获得高品位热源,能量匹配更加合理^[13]。Yang 等将严格的油洗轻烃回收模型考虑进了氢网络中并进行了优化,优化后新氢消耗量减少了 13%,年操作费用减少了 28%^[14]。Song 等对甲醇制芳烃以及合成气制芳烃进行了流程设计以及对比,两流程的轻烃分离部分均采用了油洗工艺^[15]。对于精馏方面,李国娜等利用 HYSYS 对采用油洗技术的轻烃分馏系统进行了模拟优化,在不增加能耗的情况下提高了轻烃产量^[16]。Li 等将液化天然气冷能应用于轻烃低温分离工艺,以取代压缩制冷系统,结果表明,液化天然气的冷能利用率可以达到 71.9%^[17]。Zhang 等将轻烃芳构化和甲醇制芳烃进行了耦合,其轻烃分离部分采用了精馏工艺^[18]。虽然油洗以及精馏的工艺在甲醇制芳烃工艺中均有研究,但是对于二者在该工艺中系统性的比较分析工作还未见报道。

操作参数的变化会影响流程的能耗,进而影响流程的操作费用,对流程参数的优化一直都是研究的热点。Abolpour 和 Mohebbi 建立了苯-甲苯混合物精馏塔的数学模型,并使用布谷鸟算法优化了精

馏塔的温度以及回流比^[19]。Serpa-Fajardo 等提出了一种基于响应面算法的水乙醇蒸馏过程优化方法,以最大限度地提高蒸馏液浓度^[20]。Chen 等介绍了一种正交分式析因实验设计,以对连续膜蒸馏结晶进行优化^[21]。Long 等采用粒子群优化方法优化了隔板塔的几个结构和操作变量^[22]。目前为止,对于采用油洗以及精馏工艺的甲醇制芳烃流程的操作参数优化工作未见报道。

本文对采用油洗分离技术以及精馏分离技术的甲醇制芳烃流程进行了对比分析以及优化。首先,根据文献数据在 Aspen HYSYS 中建立了两个流程的严格模拟模型。然后,根据模拟所得到的流程数据对两个流程进行对比分析。进一步,以产品指标为约束,操作费用为优化目标,在 Matlab 中建立了优化模型。最后,调用遗传算法求解,并通过 Aspen HYSYS 与 Matlab 的数据接口传输数据对流程进行优化。

1 流程介绍

1.1 流程概述

图 1 为使用轻烃精馏分离技术的甲醇制芳烃的详细流程。来自甲醇生产单元的甲醇经压缩泵 P100 压缩至 400 kPa,经与反应出口产物换热至 455 °C,送入芳构化反应器 R100 中^[23]。反应产物与进口原料换热后,再经冷却器 E101 冷却至 40 °C,送入三相分离器 V100 中脱除大量的水。从三相分离器中出来的气相和油相经压缩换热后,送入戊烷分离塔 T100 和烷烃的分离。

从戊烷塔底出来的液相主要为 C₆ 以上芳烃,减压后送入苯塔 T101。苯塔操作压力为 151.3 kPa,塔顶产出高纯度的苯产品,塔底出料为 C₇ 以上混合芳烃。混合芳烃送入甲苯塔 T102 中,甲苯塔的操作压力为 151.3 kPa。甲苯塔顶产品为高纯度甲苯,塔底出料为 C₈ 以上混合芳烃。最后,混合芳烃被送入二甲苯塔 T103 中,二甲苯塔操作压力为 151.3 kPa。二甲苯塔塔顶产品为高纯度混合二甲苯,塔底产品为 C₉ 以上重芳烃。

1.2 轻烃精馏

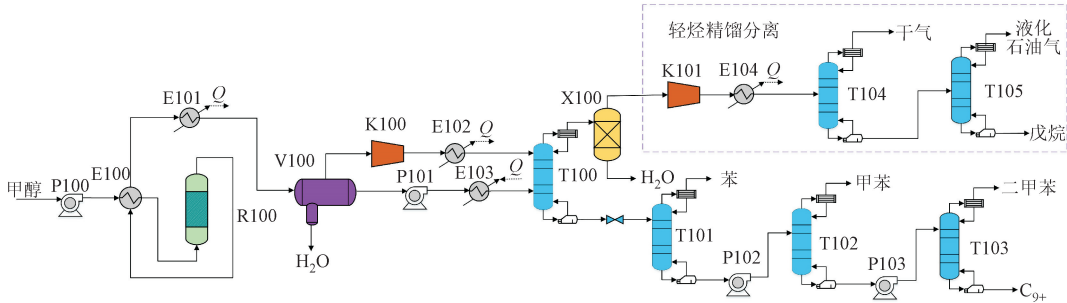
如图 1 所示,戊烷分离塔塔顶出来的气相组分主要是 C₅ 以下烷烃,以及少量的烯烃以及氢气。混合气相经 X100 变压吸附器脱去少量水分后,送入

压缩机 K101 中压缩至 3 000 kPa,然后经 E104 冷却后送入干气塔 T104。干气塔塔顶产品为干气,塔底出料为 C₃ 以上重组分。随后重组分被送入分离塔 T105。分离塔塔顶产品为液化石油气(LPG),塔底产品为戊烷。

1.3 轻烃油洗

如图 2 所示,来自 T100 的轻组分经压缩机 K101 压缩至 1 600 kPa,经冷却器 E104 冷却后,送

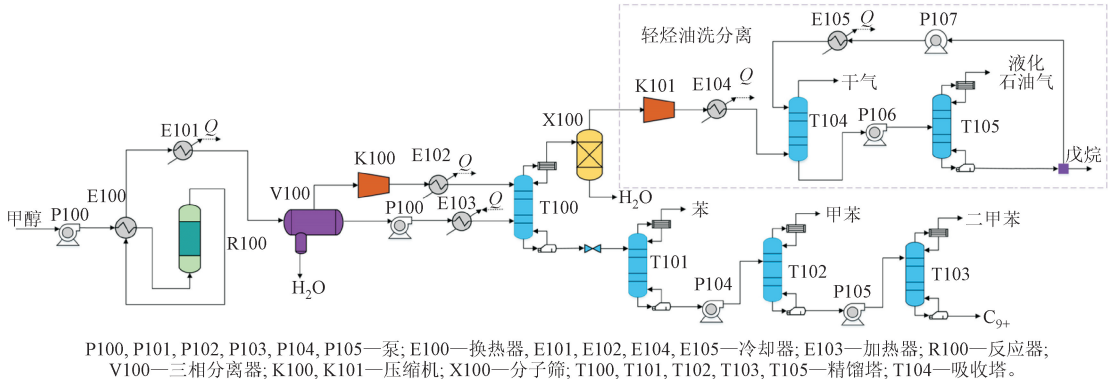
入油洗塔(T104)的底部。油洗塔顶部输入的是循环戊烷,利用相似相溶的原理,使用戊烷作为吸收剂以吸收原料中的 C₃ 以上的组分。T104 塔顶产品为干气,塔底出料为混合 C₃ 以上组分的戊烷吸收剂。塔底混合物经压缩机(P106)泵入解吸塔 T105 中, LPG 为 T105 的塔顶产品,塔底产品为戊烷。一部分戊烷作为产品被送出系统,另一部分戊烷作为循环吸收剂送回 T104。



P100, P101, P102, P103—泵; E100—换热器, E101, E102, E104—冷却器; E103—加热器; R100—反应器; V100—三相分离器; K100, K101—压缩机; X100—分子筛; T100, T101, T102, T103, T104, T105—精馏塔。

图 1 采用轻烃精馏分离技术的甲醇制芳烃流程

Fig. 1 Flowsheet of methanol to aromatics with light hydrocarbon distillation



P100, P101, P102, P103, P104, P105—泵; E100—换热器, E101, E102, E104, E105—冷却器; E103—加热器; R100—反应器; V100—三相分离器; K100, K101—压缩机; X100—分子筛; T100, T101, T102, T103, T105—精馏塔; T104—吸收塔。

图 2 采用油洗分离技术的甲醇制芳烃流程

Fig. 2 Flowsheet of methanol to aromatics with oil washing

2 模拟结果与讨论

流程采用的物性方法为 Peng-Robinson,精馏模块采用严格精馏模块,反应器采用转化率反应器模块。

2.1 吸收剂温度的影响

对于油洗流程,吸收剂的温度是重要的影响参数。吸收剂温度会影响吸收剂的用量,进而影响流程的能耗以及操作费用。在保证产品达标的情况下,调节吸收剂温度以及循环量,得到吸收剂循环量与温度的关系,如图 3 所示,油洗部分操作费用随吸收剂温度的变化,如图 4 所示。从图 3 中可以看出,随着吸收剂温度下降,达到相同产品标准的吸收剂循环量也在逐渐下降,二者之间呈现一种线性的关

系,这是因为随着吸收剂温度的下降,单位质量戊烷所能吸收的轻烃量有所上升。

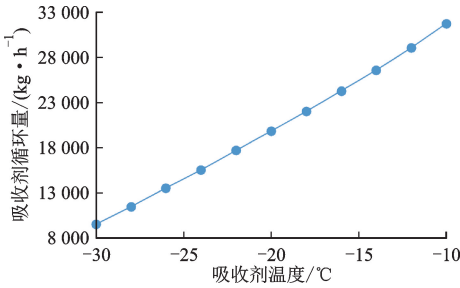


图 3 吸收剂循环量随温度的变化

Fig. 3 Variation of absorbent circulation with temperature change

从图 4 可以看出,随着溶剂温度的下降,溶剂循环量下降,操作费用先是逐渐下降。但是,当温度下降到一定程度,由于传热温差的限制,需要使用更高等级的制冷剂,即使用制冷剂 2 代替原来的制冷剂 1,操作费用又大幅上升,制冷剂的进出口温度以及相应的价格如表 1 所示。由此可见,在保证一定传热温差的前提下,应该尽量降低吸收剂的温度以节省流程的操作费用。

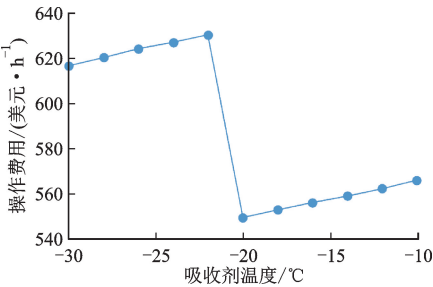


图 4 油洗部分操作费用随吸收剂温度的变化
Fig. 4 Variation of the total operation cost with temperature change

表 1 公用工程能耗物温度和价格

Table 1 Temperatures and unit prices for utilities

公用工程 能耗物	进口 温度/℃	出口 温度/℃	价格 (10^{-6} 美元 $\cdot$ kJ^{-1})
高压蒸汽	250	249	26.79
中压蒸汽	175	174	19.45
低压蒸汽	125	124	12.70
冷却水	20	25	1.45
制冷剂 1	-25	-24	14.70
制冷剂 2	-40	-39	23.32
制冷剂 3	-65	-64	40.73
电			30.98

2.2 流程模拟结果

从图 4 可以看出,在现有传热温差限制下,油洗流程在 $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 下的操作费用是最低的,所以在模拟过程中将油洗流程的操作温度设置在为 $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ 。根据文献数据对两个 流程进行了模拟,计算得到两个流程的质量平衡数据,两流程在轻烃产品上的表现和工业标准的比较如表 2 所示,可以看到两个流程的轻烃产品均可达到工业标准。

各组分在产品流中的分布如图 5 和图 6 所示。从总的产品分布来看, C_3 是所有组分中最多的,占比高达 51.54%,其次是 C_4 ,占比约为 18.50%。从各组分在相应产品中的回收率来看,首先是干气产品,油洗流程干气产品中氢气回收率为 97.93%,甲

烷回收率为 81.30%, C_2 回收率为 34.78%。此外,由于流程采用戊烷作为吸收剂, T104 塔顶注入了大量的循环戊烷,导致干气中戊烷体积分数达到了其总量的 9.58%。在精馏流程中,由于采用的是轻重组分顺序分离的方式,干气产品中不含戊烷。在这两个流程中, LPG 中 C_3 和 C_4 回收率均在 99% 以上。从戊烷产品的角度来看,精馏流程中戊烷回收率达到 97.51%,而油洗流程中仅为 68.99%。主要原因为油洗过程需要大量的循环戊烷作为吸收剂,吸收过程有一定的溶剂损失,有相当量的戊烷混在 LPG 和干气产品中。总的来说,精馏流程的分离效果要优于油洗流程,而且其 C_{2+} 和 C_{2-} 分离的程度更高,有利于进一步将轻烃采用直接芳构化形式再转化,具体过程可参考文献[24]。

表 2 两流程在轻烃产品上的表现

Table 2 Performances of the two processes for light hydrocarbon products

流程及要求	干气中 C_{3+} 体积分数/%	LPG 中 C_{5+} 体积分数/%	戊烷 质量分数/%
工业产品要求	$\leq 3^{[25]}$	$\leq 3^{[26]}$	$\geq 95^{[27]}$
油洗	2.60	2.60	97.11
精馏	0.52	0.48	98.46

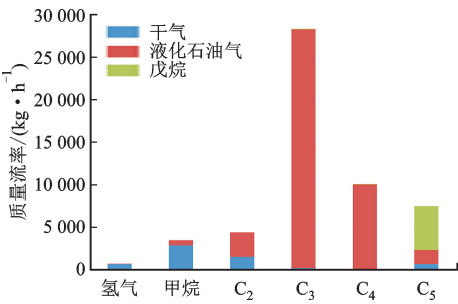


图 5 油洗流程中各组分在产品流股中的分布
Fig. 5 Component distribution of the products in oil washing process

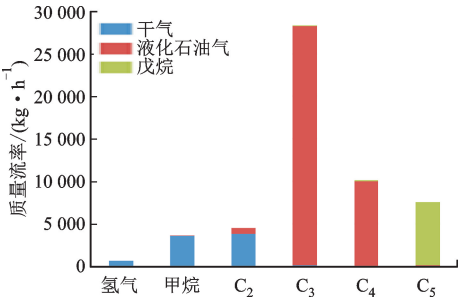


图 6 精馏流程中各组分在产品流股中的分布
Fig. 6 Component distribution of the product in distillation process

3 操作优化及结果分析

对于上述流程,操作参数主要是参考文献设置,在保证产品纯度的前提下,操作参数所关联的能耗以及操作费用仍然有节约潜力。本文采用的优化模型是基于 Aspen HYSYS 和 Matlab 之间数据耦合的模型。该模型首先使用遗传算法在 Matlab 中随机产生许多不同的操作参数数值,即算法中的种群,并将这些数值通过数据接口传输到 Aspen HYSYS 中,改变 Aspen HYSYS 中模型的操作参数。接下来,根据 Matlab 传输的参数,在 Aspen HYSYS 中进行流程模拟,计算并确定流程的能耗。然后,将能耗信息传输到 Matlab 中,进一步计算出流程的操作费用。最后,判断是否满足遗传算法的终止条件,如果不满足则进行再次计算,如果满足输出计算结果。

3.1 约束及目标函数

对于本文优化模型,除了 Aspen HYSYS 中的质量平衡以及能量平衡的约束,还包括基于产品要求的产品纯度约束以及基于操作费用的目标函数部分。主要轻烃产品的工业要求如表 2 所示,以此为依据得到了优化模型约束如下

$$\begin{cases} x_{\text{Drygas},C_{3+}} \leq 0.03 \\ x_{\text{LPG},C_{5+}} \leq 0.03 \\ x_{\text{Pentane},\text{Pentane}} \geq 0.95 \end{cases} \quad (1)$$

式中: $x_{i,j}$ 表示组分 j 在产品 i 中的比例。

模型目标是为了最小化总操作费用(O),表达式如下

$$O = \sum Q_i P_i + M \quad (2)$$

式中: Q_i 为流程所使用的某一种公用工程的量,包括电、蒸汽、冷却水以及冷却剂等, kJ/h ; P_i 为公用工程相对应的市场价格, 美元/kJ ;优化的结果必须满足产品的要求,因此引入了处罚因子 M 。当模拟计算的结果满足产品要求时, M 取 0,否则 M 为无穷大。

3.2 优化结果

通过遗传算法求解优化模型,遗传算法的主要参数,如表 3 所示。优化后的流程在轻烃产品方面的表现如表 4 所示,与表 2 优化前的数据相比,优化过后的轻烃产品的纯度均有所下降。对于油洗流程,干气纯度下降至接近工业要求,而对于精馏流程,其戊烷纯度下降至质量分数接近 95 %。两个流程优化趋近于不同边界的原因是在油洗的过程中引入了大量的烃类溶剂,基于相似相溶原理,干气中混

有的高碳烃类会远高于精馏流程。

表 3 遗传算法主要参数

Table 3 Parameters for genetic algorithm

种群	参数	数值
油洗流程 初始种群	交叉概率	0.85
	变异概率/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	0.005
	遗传代数	1 000
	T104 溶剂流量/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	19.8
精馏流程 初始种群	T104 回流比	0.474
	T105 塔底 C_5 回收率	0.938
	T104 回流比	1
	T104 塔顶丙烯回收率	0.975
	T105 回流比	0.7
	T105 塔顶丁烷回收率	0.988

表 4 优化后两流程轻烃产品流程表现

Table 4 Performances of the two processes for light hydrocarbon products after optimization

流程	干气中 C_{3+} 体积分数/%	LPG 中 C_{5+} 体积分数/%	戊烷 质量分数/%
油洗	2.98	2.62	97.04
精馏	0.53	2.79	95.02

将两个流程优化后的操作费用累加后得到图 7 所示的柱状图。从中可以看出,对两个流程的总操作费用贡献最大的都是高压蒸汽,占比均在 55 % 以上,且高压蒸汽消耗量是相等的,都用于二甲苯塔再沸器。其次是中压蒸汽,在油洗流程中占比约为 26.88 %,而在精馏流程中占比约为 18.21 %,这是因为油洗流程中吸收剂的再生需要大量的中压蒸汽。此外,冷却剂 1 和冷却水也是油洗流程中的重要组成部分,分别占总操作费用的 6.08 % 和 5.52 %。对于精馏流程,需要消耗一定量的冷却剂 3,占比约为 8.12 %。

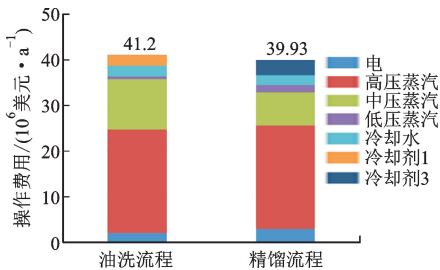


图 7 优化后两流程操作费用对比

Fig. 7 Comparison of the total operation cost after optimization

对比两个流程,精馏流程的操作费用大约要比油洗流程低 3.5%。从具体的操作费用贡献来看,由于精馏流程分离轻烃的条件较为苛刻,需要更高的压力以及更低的温度,其电耗为油洗流程的 1.46 倍,并且需要使用冷却剂 3,而油洗流程仅需要使用制冷剂 1。但是,油洗流程的溶剂再生过程需要大量的热量,中压蒸汽使用量比精馏流程高 44.3%。总得来说,精馏流程的操作费用更低,但是其需要低温、高压的分离条件,对设备的要求比油洗流程更高。

本文将优化后两流程的能耗与文献[28]进行了对比,如表 5 所示。从加热公用工程来看,两流程的中压蒸汽和高压蒸汽用量均高于文献中的值,而低压蒸汽恰好相反。这是因为,文献中甲苯提纯塔和二甲苯提纯塔采用了变压热集成以及轻烃分离采用了完全热耦合的节能方式,而本文采用的是工业中常用的顺序分离流程。除此之外,文献中还要消耗大量的燃料,是因为没有考虑利用反应产物对原料进行预热。从冷却公用工程来看,文献中制冷剂 1 的消耗量为油洗流程的 2.1 倍,此外还需要更低温度的制冷剂 4 以及超级冷剂。整体来看,文献流程的冷量消耗要高于本文的两个流程,主要是因为本文对轻烃分离部分进行了优化,而冷量全部消耗在该部分。

表 5 优化后两流程的能耗与文献能耗对比

Table 5 Comparison of the energy consumption

公用工程 能耗物	能耗/(kJ·kg ⁻¹)		
	油洗流程	精馏流程	文献[28]
低压蒸汽	33.48	79.27	196.19
中压蒸汽	364.14	239.10	58.10
高压蒸汽	542.45	542.45	148.57
燃料加热			1 331.44
空气冷却			36.19
制冷剂 1	108.95		229.53
制冷剂 2			68.57
冷却剂 3		50.88	
冷却剂 4			3.81
超级制冷剂			92.38
冷却水	999.21	991.79	254.29

注:能耗指单位甲醇原料相对应的能耗。

4 结 论

本文对采用轻烃精馏和轻烃油洗技术的甲醇制

芳烃流程进行了对比分析,并采用 Matlab-HYSYS 耦合的方式对两个流程进行了模拟优化,得出了以下结论。

(1)精馏流程在产品分离纯度方面有一定的优势,其 C₂₋ 和 C₂₊ 分离程度更高。油洗流程采用戊烷作为循环吸收剂,导致干气产品含有少量的戊烷,其戊烷回收率仅为 68.99%,而精馏流程可达 97.51%。

(2)对于油洗流程,随着吸收剂温度的下降,操作费用先是逐渐下降,但是当温度下降到一定程度,由于传热温差的限制,需要使用更低温度的冷却剂,操作费用又大幅上升,所以在允许范围内,应该尽量降低油洗吸收剂的温度。

(3)精馏流程的总操作费用比油洗流程低 3.5%,油洗流程的中压蒸汽使用量比精馏流程高 44.3%,而精馏流程电耗为油洗流程的 1.46 倍,并且需要使用更高等级的冷却剂。

本文仅对流程参数进行了优化,未来工作将把流程结构纳入优化研究范围,如塔序优化、换热网络优化以及精馏塔热耦合等。

参考文献:

[1] ZHANG Dan, YANG Minbo, FENG Xiao. Exergy and exergoeconomic analyses for integration of aromatics separation with aromatics upgrading [J]. Frontiers of Chemical Science and Engineering, 2023, 17(2): 183-193.

[2] DEHERTOG W J H, FROMEN G F. A catalytic route for aromatics production from LPG [J]. Applied Catalysis: A General, 1999, 189(1): 63-75.

[3] 陈旨明, 刘军恒, 孙平, 等. 柴油/甲醇双燃料发动机耦合后处理系统的排放性能研究 [J]. 西安交通大学学报, 2022, 56(12): 12-22.

CHEN Zhiming, LIU Junheng, SUN Ping, et al. Experimental study on emission characteristics of diesel/methanol dual-fuel engine coupled with an after-treatment system [J]. Journal of Xi'an Jiaotong University, 2022, 56(12): 12-22.

[4] LI Changhang, BAI Hongtao, LU Yuanye, et al. Life-cycle assessment for coal-based methanol production in China [J]. Journal of Cleaner Production, 2018, 188: 1004-1017.

[5] BONFIM-ROCHA L, GIMENES M L, BERNARDO DE FARIA S H, et al. Multi-objective design of a new sustainable scenario for bio-methanol production in Brazil [J]. Journal of Cleaner Production, 2018, 187:

- 1043-1056.
- [6] YANG Sheng, LIU Zhiqiang, TANG Zhiyong, et al. Performance analysis of solar energy integrated with natural-gas-to-methanol process [J]. *Energy Conversion and Management*, 2017, 150: 375-381.
- [7] KIM S, KIM M, KIM Y T, et al. Techno-economic evaluation of the integrated polygeneration system of methanol, power and heat production from coke oven gas [J]. *Energy Conversion and Management*, 2019, 182: 240-250.
- [8] 玄铁民, 孙中成, 李文豪, 等. 甲醇/正辛醇/加氢催化生物柴油单液滴蒸发与微爆特性研究 [J]. *西安交通大学学报*, 2022, 56(1): 22-30, 119.
- XUAN Tiemin, SUN Zhongcheng, LI Wenhao, et al. Experimental study on evaporation and micro-explosion characteristics of ternary blended droplets of methanol, HCB and n-Octanol [J]. *Journal of Xi'an Jiaotong University*, 2022, 56(1): 22-30, 119.
- [9] YAO Yuan, CHANG Yuan, HUANG Runze, et al. Environmental implications of the methanol economy in China: well-to-wheel comparison of energy and environmental emissions for different methanol fuel production pathways [J]. *Journal of Cleaner Production*, 2018, 172: 1381-1390.
- [10] CHENG Yi, WEI Fei, JIN Yong. Multiphase reactor engineering for clean and low-carbon energy applications [M]. Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, Inc., 2017: 145-156.
- [11] 王子宗, 王基铭, 刘洪谦. 甲醇制丙烯脱甲烷塔尾气回收技术 [J]. *华东理工大学学报(自然科学版)*, 2015, 41(5): 599-605.
- WANG Zizong, WANG Jiming, LIU Hongqian. Demethanizer exhaust recovery technology of ethanol to propylene (MTP) device [J]. *Journal of East China University of Science and Technology(Natural Science Edition)*, 2015, 41(5): 599-605.
- [12] 张丹, 杨敏博, 冯霄. 循环流化床甲醇制芳烃分离工艺的模拟与改进 [J]. *华东理工大学学报(自然科学版)*, 2019, 45(5): 704-710.
- ZHANG Dan, YANG Minbo, FENG Xiao. Simulation and improvement of separation process for aromatic hydrocarbons produced from methanol using circulating fluidized bed reactor [J]. *Journal of East China University of Science and Technology*, 2019, 45(5): 704-710.
- [13] 隋红, 葛成荫, 李鑫钢. 页岩油冷凝回收油洗工艺模拟与优化 [J]. *化工进展*, 2013, 32(7): 1519-1525, 1533.
- SUI Hong, GE Chengyin, LI Xingang. Simulation and optimization of shale oil condensation and recovery by oil washing [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2013, 32(7): 1519-1525, 1533.
- [14] YANG Minbo, ZENG Siying, FENG Xiao, et al. Simulation-based modeling and optimization for refinery hydrogen network integration with light hydrocarbon recovery [J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2022, 47(7): 4662-4673.
- [15] SONG Wenlong, HOU Yilin, CHEN Zhaohui, et al. Process simulation of the syngas-to-aromatics processes: technical economics aspects [J]. *Chemical Engineering Science*, 2020, 212: 115328.
- [16] 李国娜, 王赤字, 周鹏, 等. 基于 HYSYS 的天然气轻烃回收仿真及优化 [J]. *现代化工*, 2014, 34(10): 150-153.
- LI Guona, WANG Chiyu, ZHOU Kun, et al. Simulation and optimization of light hydrocarbon recovery based on HYSYS [J]. *Modern Chemical Industry*, 2014, 34(10): 150-153.
- [17] LI Yajun, LUO Hao. Integration of light hydrocarbons cryogenic separation process in refinery based on LNG cold energy utilization [J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2015, 93: 632-639.
- [18] ZHANG Dan, YANG Minbo, FENG Xiao, et al. Integration of methanol aromatization with light hydrocarbon aromatization toward increasing aromatic yields: conceptual process designs and comparative analysis [J]. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 2020, 8(30): 11376-11388.
- [19] ABOLPOUR B, MOHEBBI A. Optimization of the reflux ratio of benzene-toluene stage distillation columns by the Cuckoo algorithm [J]. *Petroleum Science*, 2014, 11(3): 446-453.
- [20] SERPA-FAJARDO J G, RUIZ-MENESES L E, HERNÁNDEZ-RAMOS E J. Optimization the continuous distillation process of an aqueous ethanol mixture [J]. *International Journal of Applied Engineering Research*, 2018, 13(16): 12983-12986.
- [21] CHEN Guizi, LU Yinghong, KRANTZ W B, et al. Optimization of operating conditions for a continuous membrane distillation crystallization process with zero salty water discharge [J]. *Journal of Membrane Science*, 2014, 450: 1-11.
- [22] LONG N V D, QYYUM M A, QADEER K, et al. Particle swarm optimization methodology for optimal distillation retrofit [J]. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 2019, 52(4): 333-341.

- [23] CHEN Zhaohui, HOU Yilin, YANG Yifeng, et al. A multi-stage fluidized bed strategy for the enhanced conversion of methanol into aromatics [J]. Chemical Engineering Science, 2019, 204: 1-8.
- [24] JIANG Jianrong, ZHANG Dan, FENG Xiao, et al. Process design and analysis of aromatics production from coal via methanol with a high yield [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2021, 60(15): 5574-5587.
- [25] 李广洋. DCC 装置针对干气中 C_3 含量超标原因分析与对策 [J]. 化工管理, 2020(4): 36-38.
- [26] 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局, 中国国

家标准化管理委员会. 液化石油气: GB 11174—2011[S]. 北京: 中国标准出版社, 2012.

- [27] 国家市场监督管理总局, 国家标准化委员会. 戊烷发泡剂: GB/T 22053—2020[S]. 北京: 中国标准出版社, 2020.
- [28] 陈诗瑶, 申峻, 王玉高, 等. 甲醇制芳烃的工艺流程模拟及换热网络优化 [J]. 洁净煤技术, 2022, 28(1): 129-137.
- CHEN Shiyao, SHEN Jun, WANG Yugao, et al. Process flow simulation of methanol to aromatics and optimization of heat exchange network [J]. Clean Coal Technology, 2022, 28(1): 129-137.

(编辑 杜秀杰)

(上接第 212 页)

附录 A 收敛性证明

镜像迭代最近点算法以 ICP 算法框架为基础, 其思想和数据结构与 ICP 相兼容。此外, 本文提出的优化策略不会影响算法的收敛性, 因为它们只是对算法的实现进行了优化, 而没有改变算法的基本思想。因此, 本文算法的收敛性与 ICP 相似。

定理 镜像迭代最近点算法对于均方镜像距离总是单调收敛到一个局部最小值。

证明 镜像迭代最近点的迭代过程包括以下两个有序操作: ① 建立镜像型对应关系 $(H(x_i), y_{c(i)})$; ② 计算最优变换 (R, t) 。考虑算法的第 k 次迭代, 令 $m_{i,k-1} = R_{k-1} \cdot H(x_i) + t_{k-1}$ 。首先, 通过基于 KD 树的最近邻搜索方法建立镜像型对应关系 $(m_{i,k-1}, y_{c_k(i)})$, 得到的均方镜像误差如下

$$e_k = \frac{1}{N_x} \sum_{i=1}^{N_x} \|m_{i,k-1} - y_{c_k(i)}\|_2^2 \quad (A1)$$

随后, 根据当前对应关系计算刚体变换 (R_k, t_k) , 并更新源点云, 从而将源点云向目标点云配准。此时的均方镜像误差为

$$\epsilon_k = \frac{1}{N_x} \sum_{i=1}^{N_x} \|R_k \cdot H(x_i) + t_k - y_{c_k(i)}\|_2^2 \quad (A2)$$

由于最优变换的应用不会增加均方镜像误差, 由此可以得出 $\epsilon_k \leq e_k$, 当且仅当 $R_k = R_{k-1}$ 且 $t_k = t_{k-1}$ 时, $\epsilon_k = e_k$ 。接着, 假设 $m_{i,k} = R_k \cdot H(x_i) + t_k$, 则均方镜像误差表示为

$$e_{k+1} = \frac{1}{N_x} \sum_{i=1}^{N_x} \|m_{i,k} - y_{c_{k+1}(i)}\|_2^2 \quad (A3)$$

由于 e_{k+1} 是式(6)的最小值, 则可以得出

$$e_{k+1} = \frac{1}{N_x} \sum_{i=1}^{N_x} \|m_{i,k} - y_{c_{k+1}(i)}\|_2^2 \leq \frac{1}{N_x} \sum_{i=1}^{N_x} \|R_k \cdot H(x_i) + t_k - y_{c_k(i)}\|_2^2 = \epsilon_k \quad (A4)$$

由于均方误差不为负, 因此, 通过重复上述过程可以得到以下结果

$$0 \leq \dots \leq e_{k+1} \leq \epsilon_k \leq e_k \dots, \quad k \text{ 取任意值} \quad (A5)$$

从上述讨论中可以得出, 均方镜像误差序列是非递增的, 且有下界为 0。根据单调有界定理“单调有界数列必收敛”可以证明: 所提出的镜像迭代最近点算法对于均方镜像距离总是单调收敛到一个局部最小值。此外, 为了避免落入局部极小值, 算法需要提供良好的初始值。

(编辑 亢列梅)