

净化瓦斯气中氢气和轻烃回收工艺 模拟与优化

杨晓航^{1,2}, 郭明钢^{2*}, 代岩², 郝元²

(1. 盘锦浩业化工有限公司, 辽宁 盘锦 124123; 2. 大连理工大学盘锦产业技术研究院, 辽宁省化学助剂合成与分离省市共建重点实验室, 辽宁 盘锦 124221)

摘要:采用膜分离与吸收耦合的工艺回收氢气和轻烃,从而提高资源利用效率。采用 Aspen HYSYS 对耦合工艺模拟优化得出:氮气切割比为 0.95,进膜分离单元压力 1 900 kPa,氢气回收率 91.56%,轻烃回收率 89.48%,回收的氢气摩尔分数为 95.93%,燃料气中 C₃ 摩尔分数 1.72%。以某炼厂净化瓦斯气为例进行经济性分析,最优膜面积为 1 964 m²,压缩机功率为 1 069 kW,1 年可以回收 2 509 万 m³ 氢气、10 147 t 轻烃,回收价值为 3 954 万元/a,固定投资为 3 441 万元/a,运行费用为 683 万元/a,经济效益为 2 976 万元/a,投资回报期为 13.9 个月。若炼厂燃料气管网需补充天然气,则采购天然气成本要不大 于 1 256 万元/a 时耦合工艺才具有良好的经济性。

关键词:瓦斯气;氢气;轻烃;膜分离;耦合;模拟优化

中图分类号: TQ028.8

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2021)02-0235-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2021.02.044

Simulation and optimization of process for recovering hydrogen and light hydrocarbon in purified methane gas

YANG Xiao-hang^{1,2}, GUO Ming-gang^{2*}, DAI Yan², XI Yuan²

(1. Panjin Haoye Chemical Co., Ltd., Panjin 124123, China; 2. Liaoning Key Laboratory of Chemical Additive Synthesis and Separation, Panjin Industrial Technology Institute, Dalian University of Technology, Panjin 124221, China)

Abstract: A process that couples membrane separation with absorption is used to recover hydrogen and light hydrocarbon in methane gas in order to improve resource utilization efficiency. Aspen HYSYS software is employed to simulate and optimize the coupling process. Results show that the nitrogen cutting ratio is 0.95, the pressure of membrane separation unit is 1 900 kPa, the recovery rates of hydrogen and light hydrocarbon reach 91.56% and 89.48% respectively, the molar fraction of hydrogen recovered is 95.93%, and that of C₃ in fuel gas is 1.72%. Taking a refinery in northeastern region of China as an example, the economic analysis is carried out. The optimal membrane area is 1 964 m², the compressor power is 1 069 kW, 25.09 million standard cubic meters of hydrogen can be recovered in one year, 10 147 tons of light hydrocarbon can be recovered a year, total recovery value reaches RMB 39.54 million per year, RMB 34.41 million of fixed investment is needed a year, the operation cost is RMB 6.83 million per year, the economic benefit can reach RMB 29.76 million per year, and the investment return period is 13.9 months. If the fuel gas pipeline network in refinery needs to supplement natural gas, the purchase cost of natural gas should not exceed RMB 12.56 million per year so as to remain a good economy for the coupling process.

Key words: methane gas; hydrogen; light hydrocarbon; membrane separation; coupling; simulation optimization

在炼厂生产过程中,会产生大量轻组分气体,这些气体经气柜系统的管线排放至气柜中,通常称作瓦斯气,主要由 H₂、N₂、C₁~C₆ 等气体组成,含有少量硫化氢。目前炼厂回用瓦斯气的方案是将瓦斯气压缩冷凝,回收一部分液态烃,再经过脱硫装置脱除硫化氢得到净化瓦斯气,缺少燃料气的炼厂把净化瓦斯气作为燃料气补充到燃料气管网中,燃料气充足的炼厂直接把净化瓦斯气放火炬烧掉^[1-4]。H₂

是加氢装置的重要原料,可用来生产加氢汽油和柴油,C₃~C₆(以下简称轻烃)是重要的化工原料,可用来生产丙烷、丙烯和液化气^[5-6],若直接烧掉,将造成很大的资源浪费。以东北某炼厂为例,该企业 1 年将产生近 3.33 万 t 净化瓦斯气,其中 H₂ 摩尔分数约为 54%(质量分数 7.03%),价值约为 3 901 万元,轻烃摩尔分数约为 10%(质量分数 34.09%),价值约为 3 402 万元,合计 7 303 万元,若将瓦斯气中

收稿日期:2020-09-22;修回日期:2020-11-30

基金项目:国家自然科学基金青年基金项目(21706023);辽宁省化学助剂合成与分离省重点实验室开放课题基金资助项目(ZJKF2013)

作者简介:杨晓航(1986-),男,硕士,工程师,研究方向为化工过程强化,yang1987hang@163.com;郭明钢(1988-),男,硕士,工程师,研究方向为化工过程强化,通讯联系人,guomg@dlut.edu.cn。

氢气和轻烃回收,将会提高其经济价值,同时也会提高资源利用效率。

回收瓦斯气的方法^[7-14]有冷凝、吸收、吸附和膜分离。冷凝^[7]分为浅冷和深冷,浅冷投资低,工艺简单,但轻烃回收率低,无法回收氢气,深冷可以分离各个组分,但投资大、能耗高、工艺复杂。吸收^[8]投资低、工艺简单,轻烃回收率高,但无法回收氢气。吸附^[7,9-11]回收率高,工艺简单,但要求原料气中氢气摩尔分数大于 60%,同时回收轻烃和氢气将大幅提升投资和工艺复杂性。膜分离^[7,12-14]是一种新兴分离技术,投资低,工艺简单,易与其他技术耦合,但同时回收轻烃和氢气将大幅提升投资和工艺复杂性。

各种回收方法各有优劣,单一方法不适用同时回收氢气和轻烃的目标要求,但通过新兴的膜分离技术与传统吸收工艺耦合,可以发挥各自方法的优势,满足回收氢气和轻烃的目标要求。膜分离要求原料气中氢气摩尔分数大于 30% 即可,远低于吸附,膜分离在回收氢气的同时,可以将 C₃ 以上组分在高压侧浓缩,有利于吸收过程中对轻烃的吸收^[15-16]。采用吸收工艺可以以较小的投资,最大程度上回收轻烃。

综上,本文中提出膜分离与吸收耦合的新工艺回收瓦斯气中的氢气和轻烃,充分发挥 2 种方法的优势,以较小的投资达到回收氢气和轻烃,取得最大经济效益的目标要求。针对上述耦合分离回收工艺,利用 Aspen HYSYS 流程模拟软件对耦合分离回收工艺流程进行模拟与优化,并对经济可行性进行分析。

1 过程设计与优化的基础

1.1 年设计基础数据

某东北炼厂净化瓦斯气数据:温度 30℃,压力 500 kPa,流量 267.9 kmol/h,瓦斯气组成见表 1。

表 1 某炼厂瓦斯气组成 %

组成	H ₂	N ₂	O ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅ ⁺
摩尔分数	54.09	20.28	0.86	9.23	5.67	4.8	3.42	1.64

1.2 氢气分离膜的性能及模拟

制作分离膜的材料种类众多,由于聚酰亚胺结构特性,其对氢气分子的渗透系数和选择性相对较高,故成为氢气分离膜的首选材料^[17]。本研究拟采用此氢气分离膜,具体的分离性能见表 2。

表 2 净化瓦斯气各组分在聚酰亚胺分离膜中的分离性能

组分	H ₂	O ₂	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅ ⁺
对 N ₂ 分离系数	95.45	5.36	0.95	0.77	0.66	0.53	0.53
渗透速率/GPU	210	11.8	2.1	1.69	1.45	1.16	1.16

由于氢气膜分离器结构一般为外压式中空纤维膜组件,传质过程可以被离散型模型很好地表达^[18-19],故膜分离器内的模拟计算选用离散模型,关键物料方程和传质方程^[20]如下:

$$dF_p y_i = y_i dF_p + F_p dy_i \quad (1)$$

$$d(F_R x_i) = x_i dF_R + F_R dx_i \quad (2)$$

$$dF_p = \sum_{i=1}^n J_i dA (P_R x_i - P_p y_i) \quad (3)$$

$$dF_R = \sum_{i=1}^n J_i dA (P_R x_i - P_p y_i) \quad (4)$$

$$d(F_R y_i) = J_i dA (P_R x_i - P_p y_i) \quad (5)$$

$$d(F_R x_i) = J_i dA (P_R x_i - P_p y_i) \quad (6)$$

式中, i 为被分离体系中组分编号; n 为多段串联模型中微单元个数; P 为渗透气; R 为渗余气; x_i 为组分 i 在膜微单元中渗余气摩尔分数; y_i 为组分 i 在膜微单元中渗透气摩尔分数; F_p 为微膜单元渗透气摩尔流量, kmol/h; F_R 为微膜单元渗余气摩尔流量, kmol/h; P_p 为微膜单元渗透气压力, kPa; P_R 为微膜单元渗余气压力, kPa; A 为膜微单元膜面积, m²; J_i 为组分 i 在膜中渗透速率, kmol/(h·m²·kPa)。

1.3 经济性分析方法及基础数据

经济效益是评价化工工艺流程的重要指标,一般以经济效益最大化为原则,计算公式如下:

$$M = B - \varepsilon \times C - Y \quad (7)$$

$$B = B_H + B_q + B_s - E \quad (8)$$

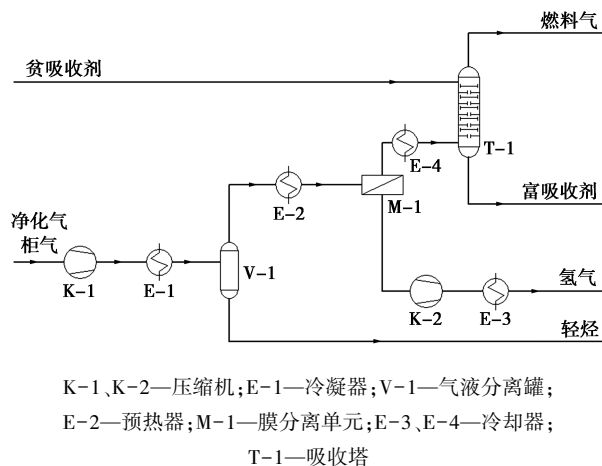
式中, M 为经济效益; B 为回收价值; ε 为折旧系数; C 为设备投资; Y 为运行费用; B_H 为回收氢气价值; B_q 为回收轻烃价值; B_s 为剩余燃料气价值; E 为原料价值。

根据某地炼提供的原料、产品和公用工程价格进行计算,其中 H₂ 按 1.5 元/m³ (16 685 元/t),轻烃按 3 000 元/t,燃料气和原料气按 2 000 元/t,电费按 0.7 元/kWh,循环水按 0.28 元/t,低压蒸汽按 150 元/t,仪表空气按 0.3 元/m³,氮气按 1 元/m³。氢气分离膜折旧周期按 5 年,其他设备折旧周期按 15 年计。

2 氢气和轻烃回收耦合工艺流程的构建

膜分离与吸收耦合工艺的原则流程如图 1 所示。净化瓦斯气进入压缩机 K-1 升压至 1 960 kPa,经冷凝器 E-1 降温至 40℃,进入气液分离罐 V-1 进

行气液分离,液相从罐底送到界区外,可以作为炼厂气分装置的原料;气相从罐顶进入预热器 E-2 至 80℃(防止气相带液),进入膜分离单元 M-1,在渗透侧获得高浓度氢气,渗透侧压力为 105 kPa,经压缩机 K-2 和冷却器 E-3 升压冷却后,送到界区外,可以作为柴油加氢装置和制氢 PSA 装置的原料;膜分离单元渗余气中 C₃ 以上组分再次被浓缩,经冷却器 E-4 冷却至 40℃后,从塔底进入吸收塔 T-1,吸收剂贫液从吸收塔塔顶进入,C₃ 以上组分大部分进入吸收剂中,吸收剂富液进入吸收稳定装置进行再生,吸收塔塔顶出来的气体为燃料气,进入燃料气管网,吸收剂为汽油。



K-1、K-2—压缩机;E-1—冷凝器;V-1—气液分离罐;
E-2—预热器;M-1—膜分离单元;E-3、E-4—冷却器;
T-1—吸收塔

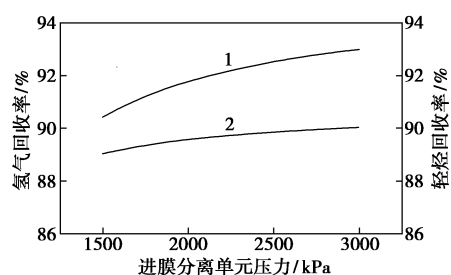
图1 膜分离与吸收耦合分离回收氢气和轻烃工艺的原则流程

3 耦合分离回收工艺流程的优化及经济效益分析

在耦合分离回收工艺流程中,氢气回收率、轻烃回收率、压缩机能耗是经济效益的直接影响因素,压缩机 K-1 输出压力和膜组件的切割比是决定因素,而压缩机 K-1 输出压力是由进膜分离单元的压力决定的,同时考察了净化瓦斯气进膜分离单元压力和膜分离单元切割比分别对回收到的氢气摩尔分数和燃料气中 C₃ 摩尔分数的影响。本文中膜分离单元切割比为 N₂ 切割比。

3.1 进膜压力的影响

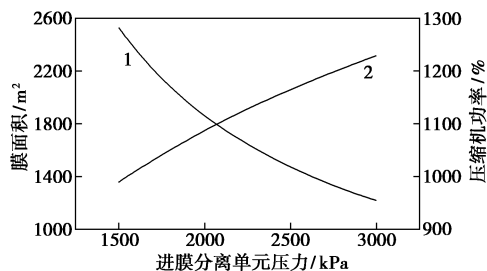
净化瓦斯气进膜分离单元压力对氢气和轻烃回收率的影响如图 2 所示。随着进膜压力由 1 500 kPa 升至 3 000 kPa,氢气的回收率从 90.41% 微升至 92.99%,轻烃的回收率从 89.04% 微升至 90.03%。可以看出,氢气和轻烃的回收率随着进膜压力的升高而微升,压力对氢气的回收率影响更大。



1—氢气回收率;2—轻烃回收率

图2 进膜压力对氢气和轻烃回收率的影响

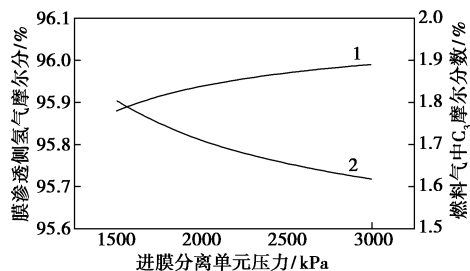
进膜压力对膜面积和压缩机功率的影响如图 3 所示。随着进膜压力由 1 500 kPa 升至 3 000 kPa,膜面积从 2 529 m² 降到 1 217 m²,压缩机功率从 989 kW 升至 1 229 kW。可以看出,随着进膜压力的升高,膜面积不断减少,将会导致膜分离单元的固定投资费用不断降低,而压缩机功率不断升高,将会导致压缩机的固定投资费用和运行费用不断升高,从这 2 方面来说,进膜分离单元的压力不是越高越好,需要一个合适的压力。



1—膜面积;2—压缩机功率

图3 进膜压力对膜面积和压缩机功率的影响

进膜压力对氢气和燃料气中 C₃ 摩尔分数的影响如图 4 所示。随着进膜分压力由 1 500 kPa 升至 3 000 kPa,膜分离单元渗透侧氢气摩尔分数从 95.88% 升到 95.99%,燃料气中 C₃ 摩尔分数从 1.80% 降到 1.62%。可以看出进膜压力对渗透侧氢气摩尔分数和燃料气中 C₃ 摩尔分数都有影响,但影响不大。

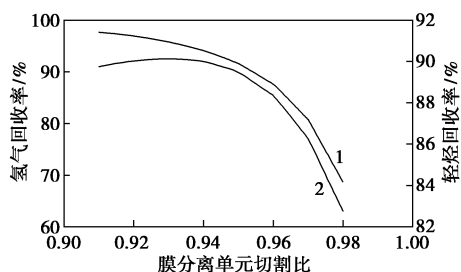


1—膜渗透侧氢气摩尔分数;2—燃料气中 C₃ 摩尔分数

图4 进膜压力对氢气和燃料气中 C₃ 摩尔分数的影响

3.2 切割比的影响

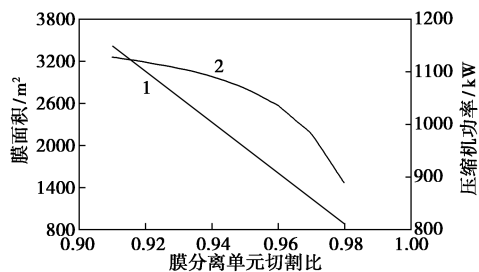
膜分离单元切割比对氢气和轻烃回收率的影响如图 5 所示。随着切割比由 0.91 升至 0.98, 氢气的回收率从 97.61% 降低至 68.68%, 轻烃的回收率先从 89.74% 提升至 90.13%, 再降低至 82.76%。由于切割比的升高, 透过膜分离单元的氢气总量不断减少, 故氢气回收率随着切割比的升高而降低, 去往吸收工段的氢气和轻烃增多, 故轻烃初期回收率先随着切割比的升高而微升, 随着切割比继续升高, 去往吸收工段的氢气增加量要比轻烃多很多, 而氢气无法被贫液吸收, 故从吸收塔塔顶排除, 但这部分氢气会夹带轻烃, 从而导致轻烃的回收率不断下降。



1—氢气回收率;2—轻烃回收率

图 5 切割比对氢气和轻烃回收率的影响

膜分离单元切割比对膜面积和压缩机功率的影响, 如图 6 所示。随着切割比由 0.91 升至 0.98, 膜面积从 3 418 m² 降到 882 m², 压缩机功率从 1 127 kW 降至 888 kW。由于随着膜分离单元切割比的升高, 透过膜分离单元的渗透气总量也不断变少, 故所需要的膜面积不断变少, 从膜分离单元出来的渗透气需要压缩机提压, 由于渗透气总量的不断降低, 压缩机功率因此也不断降低。

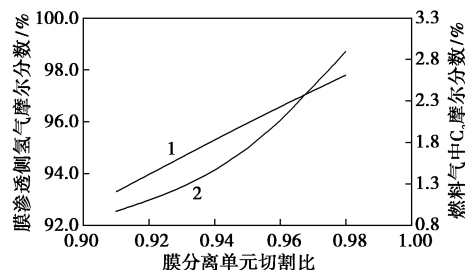


1—膜面积;2—压缩机功率

图 6 切割比对膜面积和压缩机功率的影响

膜分离单元切割比对氢气和燃料气中 C₃ 摩尔分数的影响如图 7 所示。随着切割比由 0.91 升至 0.98, 膜分离单元渗透侧氢气摩尔分数从 93.30% 升到 97.79%, 燃料气中 C₃ 摩尔分数从 0.97% 提升至 2.89%。由于膜分离单元切割比升高, 透过膜渗透

气总量不断减少, 而氢气比其他组分更容易透过, 故渗透侧氢气摩尔分数不断升高, 随着切割比继续升高, 更多的氢气和轻烃去往吸收工段, 而氢气无法被贫液吸收, 故从吸收塔塔顶排除, 但这部分氢气会夹带轻烃, 故燃料气中 C₃ 摩尔分数也都随之升高。



1—膜渗透侧氢气摩尔分数;2—燃料气中 C₃ 摩尔分数

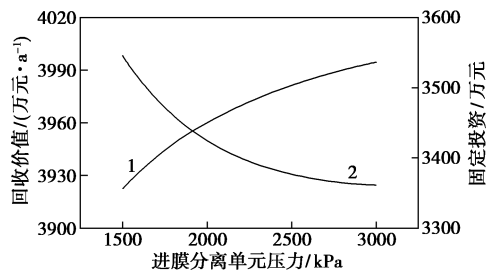
图 7 切割比对氢气和燃料气中 C₃ 摩尔分数的影响

4 经济效益对比分析

在上文已经分析了进膜压力和切割比对氢气回收率、轻烃回收率、膜面积、压缩机功率、回收氢气摩尔分数和燃料气中 C₃ 摩尔分数的影响。接下来分析进膜压力和切割比分别对回收价值、固定投资、运行费用和经济效益的影响。同时还分析了当燃料气不足, 需要补充天然气的情况, 采购天然气成本对耦合工艺经济性的影响。

4.1 进膜压力

进膜压力对回收价值和固定投资的影响, 如图 8 所示。随着进膜压力由 1 500 kPa 升至 3 000 kPa, 回收价值从 3 922 万元/a 提升至 3 994 万元/a, 固定投资从 3 546 万元降至 3 361 万元/a。随着压力的升高, 可以回收到更多氢气和轻烃, 故回收价值不断升高。膜分离单元因膜面积随着压力升高而减少, 膜分离单元固定投资因此而不断减小, 但压缩机的固定投资随着压力升高而增加, 但压缩机增加的固定投资小于膜分离单元减少的, 所以从整体上固定投资是不断减少的。



1—回收价值;2—固定投资

图 8 进膜压力对回收价值和固定投资的影响

进膜压力对运行费用和经济效益的影响如图9所示。随着进膜压力由1500 kPa升至3000 kPa,运行费用从636万元/a增加到779万元/a,经济效益先从2966万元/a增加至2976万元/a,再减少至2950万元/a。可以看出运行费用是随着压力的升高而增加的,主要因为压缩机运行费用随着压力升高而增多。经济效益随着压力的升高先增加,而后减少,主要因为其受回收价值、固定投资和运行费用共同影响,压力升高初期回收价值和固定投资是主要影响因素,故经济效益增加,压力升高后期回收运行费用是主要影响因素,故经济效益减少,经济效益最大时,净化瓦斯气进膜分离单元的压力为1900 kPa。

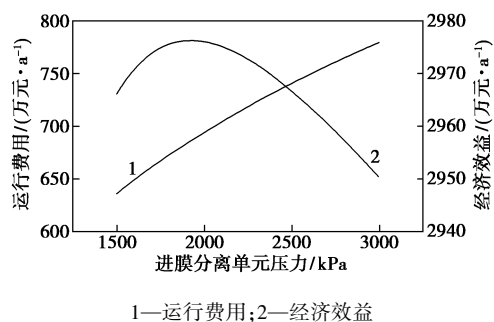


图9 进膜压力对运行费用和经济效益的影响

4.2 切割比

膜分离单元切割比对回收价值和固定投资的影响如图10所示。随着切割比由0.91升至0.98,回收价值先从3853万元/a提升至3958万元/a,再降低至3492万元/a,固定投资从3995万元降至2880万元/a。随着切割比的升高,氢气的回收率不断降低,轻烃回收率先微升后不断降低,故回收价值也随着切割比升高先增长,后不断下降。固定投资高低取决于核心设备膜分离单元和压缩机投资高低。由于膜分离单元膜面积和压缩机功率随着切割比升高而减少,故膜分离单元和压缩机投资不断减小,所以固定投资随切割比的升高而减少。

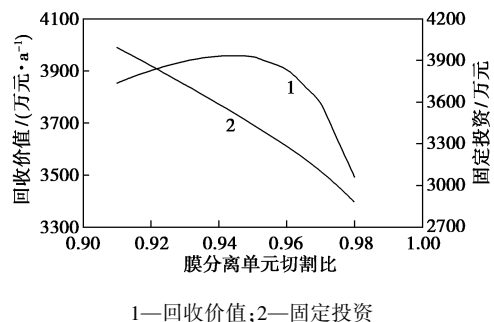


图10 切割比对回收价值和固定投资的影响

膜分离单元切割比对运行费用和经济效益的影响

如图11所示。随着切割比由0.91升至0.98,运行费用从718万元/a降低到575万元/a,经济效益先从2754万元/a增加至2976万元/a,再减少至2695万元/a。可以看出,运行费用是随着切割比的升高而减少,主要因为压缩机运行费用随着切割比升高而减少。经济效益随着切割比的升高先增加,而后减少,主要受回收价值、固定投资和运行费用共同影响,经济效益最大时,膜分离单元切割比为0.95。

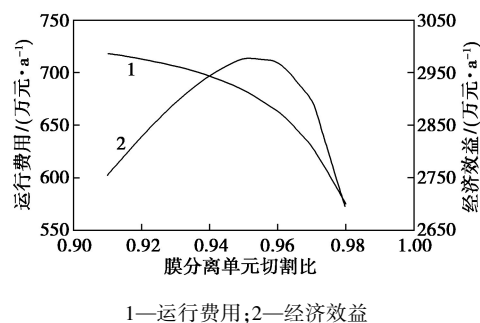


图11 切割比对运行费用和经济效益的影响

4.3 采购天然气成本

由于回收了瓦斯气中的氢气和轻烃,炼厂燃料气可能存在供应不足情况,这时需要补充天然气作为燃料气使用。故采购天然气成本对膜分离与吸收耦合工艺经济性影响很大。采购天然气成本对经济效益和投资回报期的影响如图12所示。随着采购天然气成本从0万元/a升高至1800万元/a,经济效益从2976万元/a降至1176万元/a,投资回报期从13.9个月增加至35.1个月。耦合工艺的经济性显著下降,为了保证耦合工艺良好的经济性,投资回报期不大于24个月,采购天然气的成本不大于1256万元/a。

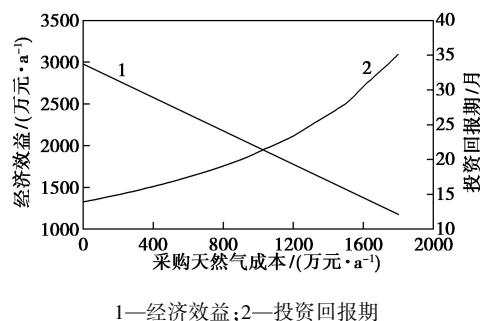


图12 采购天然气成本对经济效益和投资回报期的影响

5 结论

针对炼厂净化瓦斯气未被充分合理利用的现状,提出用膜分离与吸收耦合回收氢气和轻烃的新

工艺流程。

(1) 设计出合理的流程结构, 先采用膜分离单元回收净化瓦斯气中氢气, 然后再利用汽油作为吸收剂, 回收轻烃。

(2) 经过 Aspen HYSYS 模拟软件的模拟优化, 进膜分离单元压力为 1 900 kPa, 膜分离单元切割比为 0.95, 氢气回收率为 91.56%, 轻烃回收率为 89.48%, 回收的氢气摩尔分数为 95.93%, 燃料气中 C₃ 摩尔分数为 1.72%。

(3) 以某炼厂净化瓦斯气为例进行经济分析, 最优膜面积为 1 964 m², 压缩机功率为 1 069 kW, 1 年可以回收 2 509 万 m³ 氢气、10 147 t 轻烃, 回收价值为 3 954 万元/a, 固定投资为 3 441 万元/a, 运行费用为 683 万元/a, 经济效益为 2 976 万元/a, 投资回报期为 13.9 个月, 具有很好的经济性。

(4) 若炼厂燃料气管网需补充天然气, 想要耦合工艺具有良好的经济性, 采购天然气成本要不大于 1 256 万元/a。

参考文献

- [1] 薛金义, 戴宇鹏, 杨坤鹏. 全厂瓦斯气放空系统现状分析及对策[J]. 中国石油和化工标准与质量, 2018, 38(5): 102-103.
- [2] 孙阔, 单一桐, 杨景春. 如何对全厂瓦斯气进行脱硫处理[J]. 当代化工, 2019, 48(7): 1565-1568.
- [3] 章建栋. 炼油企业瓦斯系统优化调度研究及应用[D]. 杭州: 浙江大学, 2009.
- [4] 王仕伟. 炼油厂回收低压瓦斯气技术研究[J]. 中国石油和化工标准与质量, 2013, 33(7): 260.
- [5] 伦晓伟, 刘新月, 王言言. 炼厂瓦斯系统平衡及优化分析[J]. 石油石化节能与减排, 2014, 4(6): 45-50.
- [6] 吴群英. 炼油厂轻烃资源利用现状与加工趋势分析[J]. 炼油技术与工程, 2019, 49(10): 1-8.
- [7] 姚亚娟. 火炬气回收利用的研究进展[J]. 石油化工技术与经

济, 2016, 32(2): 58-62.

- [8] 束长好. 炼油厂火炬气回收利用的分析[J]. 化学工业与工程技术, 2009, 30(6): 52-54.
- [9] 陈泽龙. 火炬气回收综合利用[J]. 中外能源, 2017, 22(12): 65-68.
- [10] 于永洋, 景毓秀, 赵静涛. 膜分离和 PSA 耦合工艺在某千万吨炼厂氢气回收装置的应用及运行情况分析[J]. 化工技术与开发, 2018, 47(10): 55-60.
- [11] 李保军, 贺高红, 肖武, 等. 炼厂气回收过程中分离技术的能效分析[J]. 化工进展, 2016, 35(10): 3072-3077.
- [12] 肖红岩. 丙烷脱氢深冷液化流程的氢气膜分离改造优化[D]. 大连: 大连理工大学, 2019.
- [13] 屠伟龙. 用膜回收炼厂瓦斯气中氢气存在的问题及解决方法[A]. 炼厂制氢、废氢回收与氢气管理学术交流会论文集[C]. 广东省石油学会; 广东省科学技术协会科技交流部, 2008: 242-248.
- [14] Ruan Xuehua, Wang Lijuan, Dai Yan, *et al.* Effective reclamation of vent gas in ethylbenzene dehydrogenation by coupling multi-stage circle absorption and membrane units [J]. Separation and Purification Technology, 2016, 168: 265-274.
- [15] 张竹梅. 轻烃回收流程整合和低温油吸收技术的应用[J]. 石油化工设计, 2019, 36(3): 28-31.
- [16] 何学坤, 崔久涛, 冯宝林. 炼厂干气中回收氢气和轻烃的耦合工艺研究[J]. 当代化工, 2020, 49(1): 162-166.
- [17] Ghosal K, Freeman B D. Gas separation using polymer membranes: An overview [J]. Polymers for Advanced Technologies, 1994, 5(11): 673-697.
- [18] Dong G, Woo K T, Kim J, *et al.* Simulation and feasibility study of using thermally rearranged polymeric hollow fiber membranes for various industrial gas separation applications [J]. Journal of Membrane Science, 2015, 496: 229-241.
- [19] Ahmad F, Lau K K, Lock S S M, *et al.* Hollow fiber membrane model for gas separation: Process simulation, experimental validation and module characteristics study [J]. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2015, 21: 1246-1257.
- [20] Coker D T, Freeman B D, Fleming G K. Modeling multicomponent gas separation using hollow-fiber membrane contactors [J]. AIChE Journal, 1998, 44(6): 1289-1302. ■

(上接第 234 页)

- [6] Taheri-Shakib J, Shekarifard A, Naderi H. Characterization of the wax precipitation in Iranian crude oil based on Wax Appearance Temperature (WAT): Part 1. The influence of electromagnetic waves [J]. Journal of Petroleum Science and Engineering, 2018, 161: 530-540.
- [7] Shang H, Yue Y, Zhang J, *et al.* Effect of microwave irradiation on the viscosity of crude oil: A view at the molecular level [J]. Fuel Processing Technology, 2018, 170: 44-52.
- [8] Kunieda M, Nakaoka K, Liang Y, *et al.* Self-accumulation of aromatics at the oil-water interface through weak hydrogen bonding [J]. Journal of American Chemical Society, 2010, 132: 18281-18286.
- [9] De Lara L S, Michelon M F, Miranda C R. Molecular dynamics studies of fluid/oil interfaces for improved oil recovery processes [J].

Journal of Physical Chemistry B, 2016, 116(50): 14667-14676.

- [10] Sedghi M, Piri M, Goual L. Atomistic molecular dynamics simulations of crude oil/brine displacement in calcite mesopores [J]. Langmuir, 2016, 32: 3375-3384.
- [11] Sun H J. COMPASS: An ab initio force-field optimized for condensed-phase applications overview with details on alkane and benzene compounds [J]. Journal of Physical Chemistry B, 1998, 102(38): 7338-7364.
- [12] Mikami Y, Liang Y, Matsuoka T, *et al.* Molecular dynamics simulations of asphaltene at the oil-water interface: From nanoaggregation to thin-film formation [J]. Energy & Fuels, 2013, 27(4): 1838-1845.
- [13] 李美莹. 弛豫频率对稠油微波降粘效果影响规律研究[D]. 西安: 西安石油大学, 2016.
- [14] 陈雪娇, 侯磊, 李师瑶. 航空煤油冰点及黏温关系的分子动力学模拟 [J]. 石油科学通报, 2016, 1(3): 493-502. ■