

# 蒸气透平驱动的丙烯热泵精馏系统优化

陈心浩<sup>1</sup>, 宋慧慧<sup>1</sup>, 岳金彩<sup>1\*</sup>, 李刚<sup>2</sup>

(1. 青岛科技大学化工学院, 山东 青岛 266042; 2. 烟台万华石化有限公司, 山东 烟台 265505)

**摘要:** 为了节能某丙烷脱氢(PDH)装置的丙烯-丙烷分离塔采用了热泵精馏工艺, 使用二级抽汽凝汽式透平驱动热泵, 透平进口蒸气压力为 9.9 MPa, 抽取部分 4.1 MPa 蒸气, 其余蒸气做功后冷凝回收冷凝水, 冷凝压力为 0.013 3 MPa, 运行过程中存在蒸气费用高的问题。采用 Aspen Plus 建立了热泵精馏工艺模型, 系统考察了塔板数、回流比以及进料位置等关键操作参数对再沸器热负荷的影响, 确定了最优工艺条件, 并给出了热泵驱动系统的年总操作成本(AOC)。以 AOC 为评价指标, 针对热泵系统的驱动单元提出了 3 种不同的优化方案, 并与当前工艺进行对比分析。结果表明, 抽取 25 t/h 的 4.1 MPa 蒸气、排出 1.1 MPa 蒸气的抽汽背压式透平方案具有最佳经济性, 可使 AOC 降低至 9 955 万元/a, 相较于现装置抽汽凝汽式透平节省 7 397 万元/a, 降幅达 42.6%, 为 PDH 装置节能降耗与增效运行改造提供依据。

**关键词:** 丙烯-丙烷分离; 热泵精馏; 蒸气透平; 过程优化; 节能

中图分类号: TQ211

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2026)07-0233-07

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.07.040

## Optimization of steam turbine-driven propylene heat pump distillation system

CHEN Xin-hao<sup>1</sup>, SONG Hui-hui<sup>1</sup>, YUE Jin-cai<sup>1\*</sup>, LI Gang<sup>2</sup>

(1. College of Chemical Engineering, Qingdao University of Science and Technology, Qingdao 266042, China;

2. Yantai Wanhua Petrochemical Co., Ltd., Yantai 265505, China)

**Abstract:** To improve the energy efficiency of the propylene-propane separation column in a propane dehydrogenation (PDH) unit, a heat pump distillation process is employed. This process employs a two-stage extraction condensing turbine to drive the heat pump, with turbine inlet steam pressure at 9.9 MPa. Steam at 4.1 MPa is extracted, while the remaining steam is condensed after performing work, with condensate recovered at a condensing pressure of 0.013 3 MPa. However, the operation suffers from high steam costs. A heat pump distillation process model was established using Aspen Plus. The study systematically examined the influence of key operating parameters—including number of trays, reflux ratio, and feed position—on the reboiler heat load. Optimal process conditions were determined, and the annual operating cost (AOC) for the existing plant's heat pump drive system was provided. Using AOC as the evaluation criterion, three optimization schemes for the drive unit of the heat pump system were proposed and compared with the current process. Results indicate that the extraction back-pressure turbine scheme, extracting 25 t/h of 4.1 MPa steam and exhausting at 1.1 MPa, delivers the best economic performance. This configuration reduces the AOC to 99.55 million CNY/year, saving of 73.97 million CNY/year compared to the existing extraction-condensing turbine, corresponding to a reduction of 42.6%, providing a basis for energy conservation, consumption reduction, and enhanced operational efficiency upgrades within the PDH facility.

**Key words:** propylene-propane separation; heat pump distillation; steam turbine; process optimization; energy conservation

丙烯作为一种基础化学工业原料,应用极为广泛,是生产聚丙烯、环氧丙烷、丙烯腈、丙烯醛、苯酚、丁辛醇、丙酮和各种高价值化学品、中间体的基本原料<sup>[1-2]</sup>。2016—2020年,全球丙烯新增产能近2 500万 t/a,较2011—2015年新增产能近40%;2021—2023年新增产能超1 900万 t/a,全球丙烯产能扩张规模空前<sup>[3]</sup>。丙烯主要有石油蒸气裂化、重质油催化裂化(FCC)、甲醇制丙烯(MTP)和丙烷脱氢(PDH)等生产工艺<sup>[4-6]</sup>。其中,丙烷脱氢工艺(PDH)以低成本、高效性和对丙烯的高选择性脱氢

而出。据统计,目前全球约有27%的丙烯来自PDH工艺<sup>[7-9]</sup>。

当今PDH工艺产业化的主要有Oleflex和Catofin 2大技术路线,某工厂PDH装置采用的是UOP公司的Oleflex工艺,该工艺采用移动床反应器与催化剂连续再生技术<sup>[10]</sup>。无论采用哪种PDH工艺,丙烯-丙烷分离都是不可避免的重要环节,丙烷、丙烯物理性质相似,常温常压下它们的沸点分别为-47.6、-42.1℃,相对挥发度很小,采用传统精馏方式回流比大,能耗成本难以承受,普遍采用热泵技术

收稿日期:2025-10-21;修回日期:2026-05-28

作者简介:陈心浩(2002-),女,硕士生;岳金彩(1969-),男,博士,副教授,研究方向为化学工程系统工程及新技术、新工艺,通讯联系人,yjc@qust.edu.cn。

降低能耗。

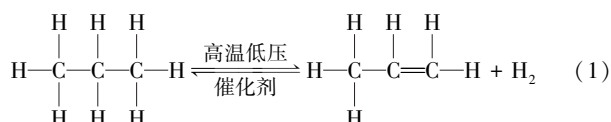
关于热泵精馏工艺的研究甚多, Abolghasem 等<sup>[11]</sup>提出底部闪蒸热泵精馏工艺, 并应用在异丁烷/正丁烷分离领域, 实现了年总成本节约达 19.0% 的显著效果。Li 等<sup>[12]</sup>构建了一种包含 5 种常见热泵配置的热泵超结构 (HPS) 方法。Gao 等<sup>[13]</sup>提出了一种结合机械蒸气再压缩热泵 (MVRHP) 与双效蒸馏 (MED) 的耦合分离系统, 比常规精馏降低了 47.76% 的 TAC。这些成果表明, 热泵精馏技术在节能降耗方面具有巨大潜力, 热泵精馏在丙烯-丙烷分离体系中的研究也很多, 李金波<sup>[14]</sup>研究发现在丙烯-丙烷分离体系中热泵精馏相比于常规精馏能节省能耗 34.1%。赵建章等<sup>[15]</sup>研究了 7 种不同压力下 A 型热泵精馏的稳态模拟。高桐<sup>[16]</sup>对 3 种不同的蒸气加压式热泵精馏方式进行模拟研究, 发现采用塔釜液体闪蒸再沸式热泵精馏的节能效率最高。然而, 当前研究多集中于热泵循环本身与精馏塔的集成优化, 对热泵驱动单元的能耗特性与系统整合研究仍相对薄弱。方智聪等<sup>[17]</sup>提出了汽电力混合热泵系统可有效节约能源, 但商业化难度较高。基于此, 以某工厂 PDH 装置中丙烯-丙烷分离系统为研究对象, 依托 Aspen Plus 软件建立热泵精馏流程模型, 对丙烯-丙烷分离塔的关键操作参数进行优化。在此基础上将优化重点扩展至热泵的驱动侧蒸气透平系统, 以年度操作成本 (AOC) 为综合评价指标, 将不同透平驱动方案与现装置实际 AOC 进行对比分析得出最佳方案, 为装置节能改造提供参考。

## 1 丙烷脱氢制丙烯 Oleflex 工艺简介

### 1.1 化学反应

丙烷脱氢主反应如式 (1) 所示, 丙烷脱氢生成

丙烯, 高度吸热的同时伴随着体积膨胀。Oleflex 工艺采用移动床反应器和催化剂连续再生技术, 催化剂持续在反应器和再生器之间缓慢流动, 采用相对较低的操作温度抑制裂解、聚合及深度脱氢结焦等副反应, 具有操作平稳、催化剂失活慢、丙烯选择性高等优点。尽管选择性较高, 但仍有少量的脱氢反应生成丙二烯或丙炔, 裂解反应生成甲烷、乙烷、乙烯, 聚合反应生成重组分, 丙烯选择性大约为 85%。高选择性的同时必然伴随着低单程转化率, 约为 34%, 反应器出口物流含有大量未反应的丙烷, 高效分离以实现丙烯提纯和丙烷循环成为丙烷脱氢装置中重要工序, 对于提升 PDH 的整体能效至关重要<sup>[18]</sup>。



### 1.2 丙烯-丙烷热泵精馏分离工艺

某工厂丙烷脱氢装置原料为外购丙烷, 设计开工时数 8 000 h, 年产 75 万 t 丙烯产品。由储藏库来的丙烷原料经过预处理、选择性加氢、脱重塔脱除重组分后, 经脱氢工序、脱乙烷工序进入核心产品精制单元丙烯-丙烷分离塔。如图 1 所示, 丙烷丙烯分离采用的是塔顶直接压缩式热泵精馏工艺, 主要由丙烯-丙烷分离塔 (P-P 塔)、热泵压缩机入口罐 (Drum)、热泵压缩机 (Comp) 3 部分构成。P-P 塔设置 185 层实际塔盘, 待分离物料与 P-P 塔塔底物料换热后由 127 层塔盘进料。Comp 由抽汽凝汽式透平 (extraction condensation steam turbine, ECST) 驱动。P-P 塔的塔顶气相丙烯进入 Drum, 经过 Comp 一段压缩, 一路送至 P-P 塔塔底作为再沸器热源, 释放潜热冷凝后回流至 P-P 塔塔顶; 另一路经二段压缩后为脱重塔塔底再沸提供热量, 实现能量的系

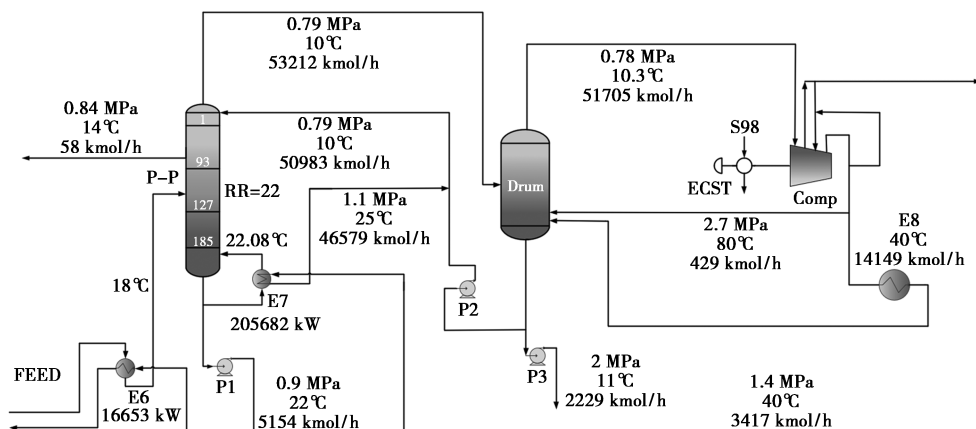


图 1 丙烯-丙烷热泵精馏工艺流程

统集成(图 1 中再沸器简化为 E3),冷凝后返回 Drum 罐。罐中的液体一路回流至 P-P 塔,一路作为产品输出。

1.3 热泵驱动侧抽汽凝汽式透平系统

图 2 为图 1 中所示的抽汽凝汽式透平( ECST)的具体工艺流程,该透平以 9.9 MPa 高压蒸气 S98 作为驱动动力源,在 B1 高压缸膨胀做功后从中段抽出流量为 67.7 t/h 的 4.1 MPa 蒸气 S40,供本装置使用 25 t/h,余量 42.7 t/h 送至园区管网外售。其余 61.2 t/h 蒸气在 B2 低压缸继续做功,排出压力为 0.013 3 MPa 的负压乏汽进入表面冷凝器 H 冷凝,所用循环水流量为 2 700 t/h,冷凝液输送至园区凝液回收管网,未产生回收效益。现行抽汽凝汽式透平通过抽汽实现了部分能量的梯级利用,并依托真空冷凝条件提高焓降,提高了热效率,但乏汽冷凝过程会释放巨大的冷凝潜热,这部分能量未被有效利用,同时冷凝过程消耗大量循环水,导致装置能耗与运营成本较高,存在显著的优化空间。

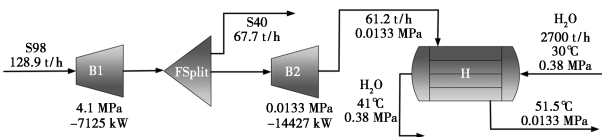


图 2 抽汽凝汽式透平工艺流程

2 现工艺模拟优化与年度操作费用(AOC)

2.1 热力学模型的选择

研究涉及的物质主要为丙烷和丙烯,属于典型的非极性轻烃体系。Peng-Rob 状态方程能够准确预测非极性至弱极性混合物的热力学性质,适用于烃类及轻气体体系的气液平衡计算,并且在高压条件下仍能保持良好的计算精度<sup>[19]</sup>。故选取 Peng-Rob 方程作为本研究流程模拟中气液平衡计算的热力学方法。

2.2 热泵精馏流程模拟

根据表 1 进料组成、表 2 操作条件等基础数据,采用 Aspen Plus 软件搭建了丙烷-丙烯分离热泵精馏的工艺模拟流程,如图 3 所示。P-P 代表丙烷丙烯分离塔;从精馏塔的第二块塔板引出虚拟流股 S21 代表塔顶气相出料,对 S21 进行热泵加压为塔底提供换热;COMP1 表示一段压缩,COMP2 表示二段压缩;虚拟流股 S11 表示再沸器入口物流,E2 为塔底再沸器,其热负荷通过设计规定实现与 E104 热负荷相等,以此来表示热泵压缩机一段压缩出料

作为 P-P 塔塔底再沸器热源。使用设计规定调节回流比使 P-P 塔塔顶丙烯产品 S17 纯度等于 99.6%,以满足产品质量要求。E3 为二段压缩出料为脱重塔再沸器提供部分热源的换热器,以省略脱重塔,简化模拟流程。能流 S22 表示塔底物流为进料流股冷却提供的冷量。

表 1 原料组成

| 编号 | 组分  | 摩尔分数/%             | 编号 | 组分  | 摩尔分数/%             |
|----|-----|--------------------|----|-----|--------------------|
| 1  | 丙烯  | 30                 | 5  | 正丁烷 | $1.4\times10^{-2}$ |
| 2  | 丙烷  | 68                 | 6  | 苯   | $4.7\times10^{-2}$ |
| 3  | 异丁烷 | 1.83               | 7  | 丁二烯 | $6.2\times10^{-3}$ |
| 4  | 异丁烯 | $4.7\times10^{-2}$ |    |     |                    |

表 2 操作条件

| 编号 | 项目                                        | 数值     |
|----|-------------------------------------------|--------|
| 1  | 进料量/( $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ )   | 7441   |
| 2  | 进料温度/ $^{\circ}\text{C}$                  | 18     |
| 3  | 进料压力/MPa                                  | 0.85   |
| 4  | 进料位置                                      | 127    |
| 5  | 塔顶压力/MPa                                  | 0.8    |
| 6  | 塔顶出料量/( $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ ) | 53212  |
| 7  | 塔釜采出量/( $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ ) | 5154   |
| 8  | 塔顶回流量/( $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ ) | 50983  |
| 9  | 塔顶温度/ $^{\circ}\text{C}$                  | 10     |
| 10 | 塔底温度/ $^{\circ}\text{C}$                  | 22     |
| 11 | 实际塔板数                                     | 185    |
| 12 | 塔板效率                                      | 0.6864 |
| 13 | 回流比                                       | 22     |
| 14 | 塔顶丙烯摩尔分数/%                                | 99.6   |
| 15 | 压缩机等熵效率                                   | 0.9    |
| 16 | 压缩机机械效率                                   | 0.9    |
| 17 | 一段排气压力/MPa                                | 1.35   |
| 18 | 一段排气温度/ $^{\circ}\text{C}$                | 38     |
| 19 | 二段排气压力/MPa                                | 2.87   |
| 20 | 二段排气温度/ $^{\circ}\text{C}$                | 82     |

注:文中所有压力单位均为绝压,后文不再重复说明。

表 3 给出了模拟得到的工艺参数和流股信息,包括塔顶塔底的丙烷、丙烯纯度以及回流量,并将模拟数据与现场数据进行比较,符合良好,证明模拟的准确性。

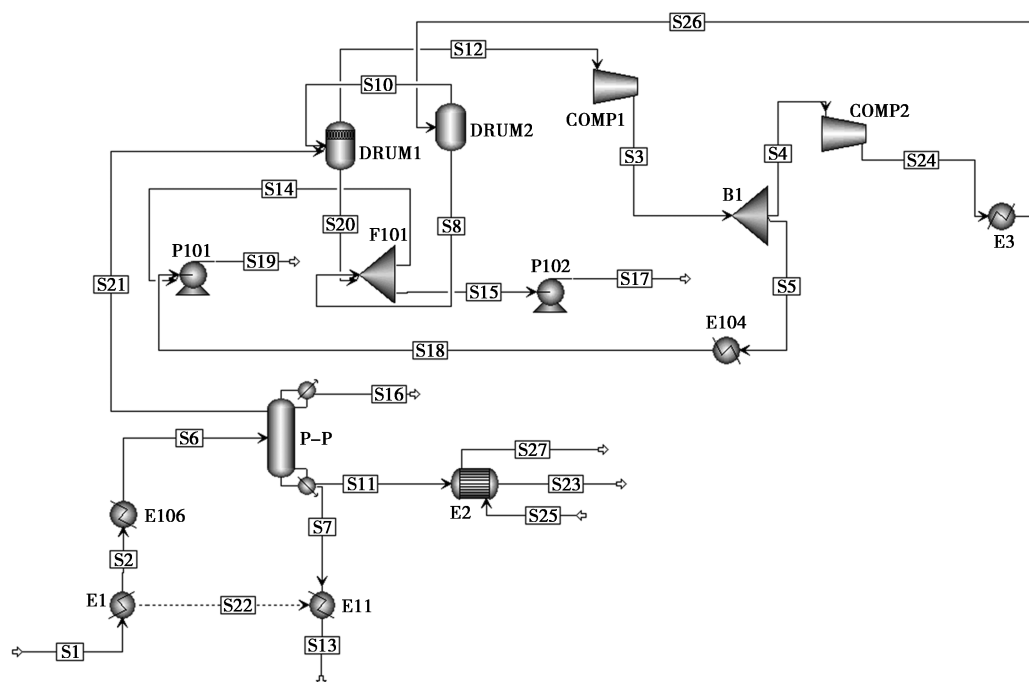


图 3 丙烷-丙烯分离热泵精馏工艺模拟流程

表 3 模拟结果与实际运行数据比较

| 项目                          | 实际值   | 模拟值   | 误差     |
|-----------------------------|-------|-------|--------|
| 塔顶丙烯/%                      | 99.6  | 99.6  | 0      |
| 塔底丙烷/%                      | 98.00 | 98.09 | 0.09%  |
| 塔顶压力/MPa                    | 0.79  | 0.79  | —      |
| 塔底压力/MPa                    | 0.88  | 0.88  | —      |
| 塔顶温度/℃                      | 10.00 | 10.55 | —      |
| 塔底温度/℃                      | 22.08 | 22.05 | —      |
| 回流量/(kmol·h <sup>-1</sup> ) | 50983 | 51013 | 0.058% |

表 4 公用工程规格与价格

| 公用工程 | 含义         | 价格/(元·t <sup>-1</sup> ) |
|------|------------|-------------------------|
| S98  | 9.9 MPa 蒸气 | 230.43                  |
| S40  | 4.1 MPa 蒸气 | 201.74                  |
| S10  | 1.1 MPa 蒸气 | 188.83                  |
| S4   | 0.5 MPa 蒸气 | 116.69                  |
| 循环水  | —          | 0.22                    |
| 工业用电 | —          | 0.5 元/kWh               |

### 2.3 抽汽凝汽式透平模拟和 AOC 计算

工业园区所涉及到的各项公用工程规格与价格如表 4 所示,该数据作为后续操作成本计算的基准。

根据 PDH 装置实际运行的 S98 消耗量、S40 抽出量以及循环水用量,对抽汽凝汽式透平流程进行模拟,见图 4。以 S98 为驱动力,抽出的 S40 有 25 t/h 供 PDH 装置使用,余量外售,乏汽 LVPS 使用循环水进行冷凝。采用年度操作费用 (annual operating

cost, AOC) 作为经济评价指标,现有抽汽凝汽式透平 AOC 计算见式 (2),涵盖公用工程消耗与蒸气副产品收益。年操作时间按 8 000 h 计算。

$$AOC = [P_1 \times F_{S98} - P_2 \times (F_{S40} - F_m) + P_{cw} \times F_{cw}] \times 8\,000 \quad (2)$$

式中,  $P_1$  为 S98 单价;  $F_{S98}$  为 S98 消耗量, t/h;  $P_2$  为 S40 单价;  $F_{S40}$  为抽出的 S40 总量, t/h;  $F_m$  为装置内部所需 S40 量, 25 t/h;  $P_{cw}$  为循环水单价;  $F_{cw}$  为循环水消耗量, t/h。

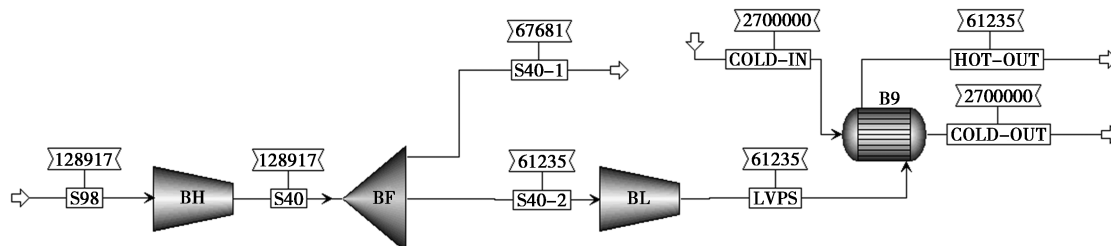


图 4 抽汽凝汽式透平模拟流程

根据式(2)计算得到抽汽凝汽式透平 AOC 为 17 352 万元/a,各项公用工程成本与收入见表 5。AOC 高的根源在于,乏汽的巨大冷凝潜热在凝汽器中传递给循环冷却水,造成巨大浪费。且为了带走被浪费的 59 716 kW 的冷凝潜热,需要配备庞大的冷却系统,造成了冷却水的消耗,能量和成本开销巨大。

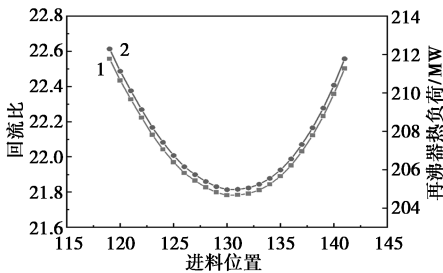
表 5 抽汽凝汽式透平 AOC

| 项目     | 用量/(t·h <sup>-1</sup> ) | AOC/(万元·a <sup>-1</sup> ) |
|--------|-------------------------|---------------------------|
| S98    | 128.917                 | 23765                     |
| 外卖 S40 | 42.681                  | -6888                     |
| 循环水    | 2700.000                | 475                       |
| 总计     | —                       | 17352                     |

3 丙烷丙烯分离塔优化

3.1 进料位置的优化

在实际塔板数 185 块、板效率 0.686 4 的装置模拟工艺流程中,系统考察了热泵精馏塔进料位置与回流比、再沸器热负荷的变化关系。如图 5 所示,进料位置与回流比、再沸器热负荷之间呈明显的倒“U”型关系。当物料从第 130 层塔板引入时,系统达到最优操作点。此时,在满足设计要求即丙烯产品纯度大于 99.6%的前提下,回流比降为 21.8,再沸器热负荷为 204.95 MW,可确定优化进料位置为第 130 块塔板。相比于原 128 块塔板的进料位置,节省再沸器热负荷 1 MW,节能较小,说明目前状态已处于最优点附近。



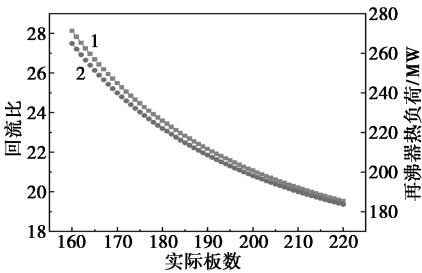
1—回流比;2—再沸器热负荷

图 5 进料位置与回流比、再沸器热负荷的关系曲线

3.2 塔板数的影响

在设计规定塔顶丙烯产品纯度等于 99.6%的条件下,模拟得到实际总板数与回流比、再沸器热负荷的关系曲线,用于评估工厂塔板数选择的合理性,考察每个总塔板数时,都采用各自总板数对应的最

佳进料位置进料。图 6 为 160~220 实际板数分别对应的最小回流比和再沸器热负荷关系曲线。随着板数增加,回流比和再沸器热负荷均逐渐减小,计算相邻塔板间,回流比与再沸器热负荷的相对变化百分比,发现 180 块塔板以上两者变化幅度均低于 0.7%。工厂选择 185 块实际板,系统运行状态良好,结果证明了模拟的可靠性。



1—回流比;2—再沸器热负荷

图 6 塔板数与回流比、再沸器热负荷关系曲线

4 不同透平驱动方案 AOC 比较

在满足膨胀机做功之和等于压缩机所需功以及 S40 抽出量不低于 25 t/h 的约束条件下,针对现有热泵抽汽凝汽式透平驱动方式运行费用较高的问题,提出 3 种改进方案,通过计算比较 AOC,确定最佳方案。方案包括电驱动透平方案和 2 种抽汽背压式透平方案,抽汽背压式透平结合了背压式和抽汽式透平的技术特点,能够有效克服传统凝汽式透平在冷凝过程中潜热损失以及循环水消耗大的弊端。抽汽背压式透平如图 7 所示,分为 2 种:抽出 S40 排出 S4、抽出 S40 排出 S10。将具有利用价值的 S4、S10 蒸气,送往蒸汽管网外售,从而实现蒸气热能的梯级利用,提升系统整体能效。

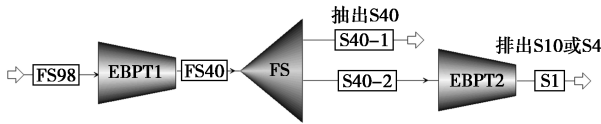


图 7 抽汽背压式透平模拟流程

4.1 方案一:电驱动透平方案

电驱动透平 AOC 计算见式(3):

$$AOC = (P_w \times W_{sum} + P_2 \times F_m) \times 8\,000 \quad (3)$$

式中, $P_w$  为电量单价; $W_{sum}$  为热泵精馏中压缩机需要的总功,kW。

模拟所得热泵精馏中压缩机每小时需要的总功为 21 608 kW,根据式(3)计算得到电驱动透平方案 AOC 为 12 677 万元/a。

## 4.2 方案二:抽汽背压(S40、S4)透平方案

抽汽背压式透平抽出 S40 排出 S4 方案的 AOC 计算见式(4):

$$AOC = [P_1 \times F_{S98} - P_2 \times (F_{S40} - F_m) - P_3 \times F_{S4}] \times 8\,000 \quad (4)$$

式中,  $P_3$  为 S4 单价;  $F_{S4}$  为 S4 外送量, t/h。

在 Aspen Plus 中通过设置设计规定, 规定 2 个约束条件, 即满足膨胀机做功之和等于压缩机所需功以及 S40 抽出量不低于 25 t/h, 利用灵敏度分析模块以及 Fortran 语句得到抽汽背压式透平抽出 S40 排出 S4 方案中, S98 蒸气流量、S4 排出量以及年度操作成本 AOC 随 S40 流量变化的对应数据, 如图 8 所示。随着 S40 抽出量增加, S98 消耗量增大, S4 流量减小, AOC 下降。当 S40 抽出量达到最大时, 即抽出的 S40 等于 S98, 排出 S4 流量降为 0 t/h 时, S40 和 S98 流量均为 358 471 t/h, AOC 达到最低值, 为 12 350 万元/a。

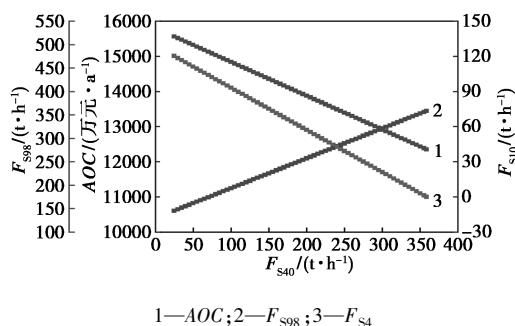


图 8 S40 抽出量与 S98 进料量、S4 排出量及 AOC 之间的关系图

## 4.3 方案三:抽汽背压(S40、S10)透平方案

抽汽背压式透平抽出 S40 排出 S10 方案的 AOC 计算见式(5):

$$AOC = [P_1 \times F_{S98} - P_2 \times (F_{S40} - F_m) - P_4 \times F_{S10}] \times 8\,000 \quad (5)$$

式中,  $P_4$  为 S10 单价;  $F_{S10}$  为 S10 外送量, t/h。

与方案二同样的约束条件下, 利用灵敏度分析

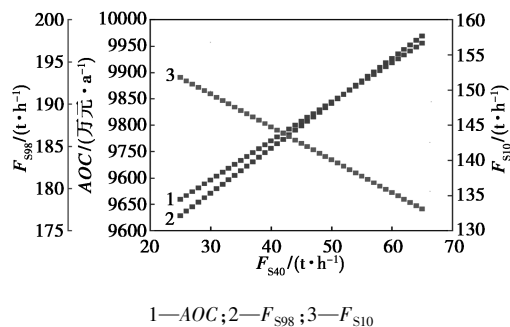


图 9 S40 抽出量与 S98 进料量、S10 排出量及 AOC 之间的关系曲线

得到抽汽背压式透平抽出 S40 排出 S4 方案中, S40 抽出量对 S98 消耗量、S10 排出量以及年操作费用 AOC 的影响, 如图 9 所示。随着 S40 抽出量的增加, S98 进汽量相应增大, S10 排出量减少, AOC 呈现上升趋势。S40 抽出量在约束下限 25 t/h 时, AOC 最少, 为 9 955 万元/a。

## 4.4 各方案 AOC 结果分析

表 6 和图 10 所示模拟结果表明, 电驱动、抽汽背压式(S40 和 S4)、抽汽背压式(S40 和 S10)3 种透平方案均体现出一定的经济效益。电驱动方案可实现 26.9% 的 AOC 节省; 只抽取 S40 蒸气的方案二节省 AOC 效果为 28.8%; 方案三在抽出 S40 蒸气 25 t/h、剩余蒸气以 S10 形式外送时, 表现出最佳的经济性, 每年 AOC 节省 42.6%, 远优于其他方案, 表明抽汽背压(S40、S10)模式在实现蒸气能量梯级利用与降低年度运行成本(AOC)方面的显著优势。

表 6 各方案 AOC 比较

| 方案  | 驱动方式          | AOC/(万元·a <sup>-1</sup> ) | 节省百分数/% |
|-----|---------------|---------------------------|---------|
| 实际  | —             | 17352                     | —       |
| 方案一 | 电             | 12677                     | 26.9    |
| 方案二 | 抽汽背压(S40、S4)  | 12350                     | 28.8    |
| 方案三 | 抽汽背压(S40、S10) | 9955                      | 42.6    |

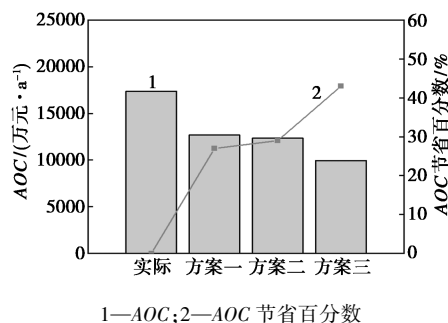


图 10 各方案 AOC 结果比较图

## 5 结论

对抽汽凝汽式透平驱动的丙烯-丙烷热泵精馏工艺建模优化, 并对多种透平驱动方案年操作成本 AOC 进行比较研究, 得到如下结论。

(1) 以降低再沸器热负荷为目标优化丙烯-丙烷精馏塔操作参数, 在实际板数 185 块、进料位置第 130 块塔板、回流比 21.8 的条件下丙烯产品纯度高于 99.6%, 为系统节能奠定基础。

(2) 针对蒸气透平驱动系统提出的 3 种优化方案中, 抽汽背压式透平表现出显著经济优势。其中,

S40 等级蒸气抽出量为 25 t/h 并排出 S10 蒸气的方案可实现最佳经济效益,年操作成本 AOC 降至 9 955 万元/a,较原工艺下降 42.6%,节省 7 397 万元/a。

(3)抽汽背压式透平方案通过蒸气梯级利用,有效避免了冷凝环节的潜热损失和冷却水消耗,同时副产蒸气外售,兼具能量效率与经济效益,为工厂 PDH 装置改造提供了可靠的依据。

### 参考文献

- [1] Yan W F, Sun Q M, Yu J H. Dehydrogenation of propane marches on[J]. Matter, 2021, 4(8): 2642-2644.
- [2] 张健.我国丙烯下游产业发展现状及趋势分析[J].石化技术与应用, 2022, 40(1): 66-70.
- [3] Jana A K. Performance analysis of a heat integrated column with heat pumping[J]. Separation and Purification Technology, 2019, 209: 18-25.
- [4] 王丽敏, 隋谨伊, 吕晓东. PDH 产业发展现状及预测[J]. 石油石化绿色低碳, 2024, 9(1): 13-16.
- [5] 张博, 苗鹏杰, 郭勤, 等. 丙烯生产工艺的技术现状与进展[J]. 化工技术与开发, 2023, 52(1): 45-49.
- [6] Ge G Q, Han S S, Huang K J, et al. An effective procedure for the development of vapor recompressed Kaibel dividing-wall distillation columns[J]. Separation and Purification Technology, 2023, 310: 123171-123191.
- [7] 谭捷.我国丙烷脱氢制备丙烯技术研究进展[J].精细与专用化学品, 2024, 32(3): 43-45.
- [8] Cheng Z, Qian S. Research progress on propylene preparation by propane dehydrogenation[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2021, 28(8): 3594-3607.
- [9] Kiss A. Distillation technology still young and full of breakthrough opportunities[J]. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 2014, 89(4): 479-498.
- [10] Chavez V J A, Tawarmalani M, Agrawal R, et al. Systematic analysis reveals thermal separations are not necessarily most energy intensive[J]. Joule Perspective, 2020, 5(2): 330-343.
- [11] Abolghasem K, Arjomand M Z, Masoud B. Novel heat pump assisted distillation configurations for energy and economic savings and their application on propylene/propane and I-butane/N-butane separation systems[J]. Chemical Engineering Science, 2024, 29(5): 120-139.
- [12] Li Y S, Gao Y, Li G Y, et al. An effective procedure for optimized design of heat pump distillation process[J]. Chemical Engineering and Processing, 2025, 28(4): 55-66.
- [13] Gao X X, Chen J, Tan J K, et al. Application of mechanical vapor recompression heat pump to double-effect distillation for separating N, N-dimethylacetamide/water mixture[J]. Industrial and Engineering Chemistry Research, 2015, 54(12): 3200-3204.
- [14] 李金弢. 丙烷-丙烯精馏分离工艺能耗比较及前景展望[J]. 天然气与石油, 2016, 34(6): 46-50.
- [15] 赵建章, 董孝宇, 杨智勇, 等. 热泵与差压热耦合精馏系统模拟优化与控制方案设计[J]. 天然气化工, 2021, 46(2): 128-136.
- [16] 高桐. 热泵精馏在气分装置丙烯塔中的应用[J]. 节能技术, 2018, 36(2): 183-187.
- [17] 方智聪, 秦朝葵, 冯建国. 气电混合热泵系统研究进展[J]. 煤气与热力, 2024, 44(12): 1-7.
- [18] Chew J M, Reddy C C S, Rangaiah G P. Improving energy efficiency of dividing wall columns using heat pumps, organic rankine cycle and kalina cycle[J]. Chemical Engineering and Processing, 2014, 76: 45-59.
- [19] 杨友麒, 项曙光. 化工过程模拟与优化[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006. ■

## 国家能源局发布新版能源行业数据分类分级指南

国家能源局近日印发《能源行业数据分类分级指南(2026年版)》(以下简称《指南》),用于指导数据处理者对所掌握能源行业非密数据进行分类分级,精准识别能源行业重要数据和核心数据,加强对重要数据和核心数据的管理和安全防护。

国家能源局有关负责同志表示,划分重要数据和核心数据的依据是数据泄露或被篡改后对国家安全的危害程度。一方面,重要能源设施遭到破坏或控制指令被篡改可导致能源供应中断,进而影响经济运行和人民生活。另一方面,能源消费数据能够反映企业生产经营活动情况

和公民个人行为,可用于推断关键部门的运行情况和个人隐私。

《指南》明确了能源行业数据分类和分级规则,以及衍生数据、脱敏数据的分级规则。

《指南》还明确了能源行业重要数据、核心数据的具体识别规则。其中,《指南》规定“1 000 万个及以上电力用户的电力消费原始数据”为重要数据,“1 亿个及以上电力用户的电力消费原始数据”为核心数据。即便能源数据处理者掌握的此类数据未达到规模标准,仍应该加强数据保护,防止泄露数据累积后被非法使用。(中化新网)