

热泵精馏分离 D₂O/H₂O 工艺过程节能分析

主炳鑫¹, 邹正宇², 李世生², 熊小红², 李昌达², 张志伟¹, 张旭斌¹, 李国兵^{1,*}

1. 天津大学 化工学院, 天津 300072; 2. 中核核电运行管理有限公司, 浙江 嘉兴 314300

摘要: D₂O 作为重水堆中的减速剂和冷却剂, 广泛应用于核研究领域。采用水精馏工艺提浓 D₂O 时, 由于氘与氢的性质相近, 需要较大的回流比 (50~200), 导致精馏塔能量消耗量 (简称能耗) 较高。本研究首先分析了 D₂O 和 H₂O 混合物分离体系的特点, 通过 ASPEN 软件建立 D₂O 提浓精馏工艺流程, 并对其操作参数如塔板数、进料位置、回流比进行优化。模拟结果表明: 常规精馏能耗较高, 采用热泵精馏技术可以有效降低精馏系统的能耗, 提出了一种用于 D₂O 提浓的热泵精馏新工艺。通过分析热泵精馏的原理以及适用范围, 对新工艺运行参数进行了优化设计, 确定了循环工质流速为 323.66 kg/h、压缩机压缩比为 3.3 的操作条件, 以满足分离要求并降低能耗。通过对比常规精馏与热泵精馏的热力学参数和能耗分析, 结果表明: 热泵精馏在 D₂O 提浓工艺中具有良好的应用前景, 综合能耗比常规精馏降低了 61.28%, 节能效益达到 66.66%。

关键词: 水精馏; D₂O 提浓; 热泵精馏; 优化设计

中图分类号: TQ028.3

文献标志码: A

文章编号: 0253-9950(2025)05-0540-08

doi: 10.7538/hhx.2025.YX.2024043

Energy Saving Analysis of Heat Pump Distillation Separation Process of D₂O/H₂O

ZHU Bing-xin¹, ZOU Zheng-yu², LI Shi-sheng², XIONG Xiao-hong², LI Chang-da²,
ZHANG Zhi-wei¹, ZHANG Xu-bin¹, LI Guo-bing^{1,*}

1. School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China;

2. CNNC Nuclear Power Operations and Management Co. Ltd., Jiaxing 314300, China

Abstract: D₂O is widely used in nuclear research as a moderator and coolant in nuclear reactors. When using water distillation process to concentrate D₂O, due to the similar properties of deuterium and hydrogen, a larger reflux ratio (50-200) is required, resulting in high energy consumption of the distillation tower. In this study, the characteristics of the mixture separation system of D₂O and H₂O were firstly analyzed, and the distillation process of D₂O concentration was established by ASPEN software. Its operating parameters such as the number of tower plates, feed position, and reflux ratio were optimized. The simulation results show high energy consumption in conventional distillation. The use of heat pump distillation technology can effectively reduce the energy consumption of the distillation system. This paper proposes a new heat pump distillation process for D₂O concentration. By analyzing the principle and

收稿日期: 2024-05-08; 修订日期: 2024-06-05

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (21978198)

* 通信联系人: 李国兵

applicable scope of heat pump distillation, the operating parameters of the new process were optimized and the operating conditions of the circulating working fluid flow rate of 323.66 kg/h and the compressor compression ratio of 3.3 were determined to meet the separation requirements and reduce energy consumption. By comparing the thermodynamic parameters and energy consumption analysis of conventional distillation and heat pump distillation, the results show that the heat pump distillation has good application prospect in the D₂O concentration process. The comprehensive energy consumption than conventional distillation reduces by 61.28%, energy saving benefit of 66.66%.

Key words: water distillation; D₂O concentration; heat pump distillation; optimal design

核能作为一种可能替代化石能源的清洁能源,具有较高的技术成熟性、经济性和可持续性,能够满足人们不断增长的能源需求。D₂O主要用作核反应堆中的减速剂和冷却剂,可以减慢中子的速度,控制核裂变过程^[1-2]。D₂O纯度直接影响核反应堆的运行效率和安全性。随着D₂O的需求量和处理量的日益增大,因此提高D₂O浓度并降低生产能量消耗量(简称能耗)已成为人们关注的焦点。

目前,精馏过程是分离D₂O-H₂O的主要方法。由于氘与氢的沸点相近,导致热力学分离因子太小,在精馏过程中通常需要较大的回流比才能满足分离要求,这无疑增加了能源消耗^[3-4]。因此,对精馏过程的节能分析显得尤为重要。

热泵精馏技术结合了热泵和精馏的优势,通过利用热泵提供的高效能源和精馏的分离效果,实现对混合物的高效分离,从而达到减小能耗的目的^[5-6]。热泵采用逆卡诺循环原理,利用少量高品质能量(电能、机械能),将低温位热能的温度提升至更高且更有效的水平^[7]。

国内许多学者已经将热泵精馏工艺成功应用于不同的化工生产中,取得了显著的节能效果^[8-10]。叶鑫等^[11]构建了一种甲醇热泵精馏新工艺,分析了传统工艺存在的问题,并比较了两个流程的综合能耗,发现应用热泵技术的精馏系统节能50%以上。车景华等^[12]将热泵精馏应用于柴油加氢装置与干气提浓装置之间的热联合,通过流程优化,不仅节省了20 t/h循环水,还回收0.2 t/h蒸汽,节能量达70.93%。黄国强等^[13]将热泵精馏技术用于三氯氢硅提纯过程中,研究了塔顶气体直接压缩式和塔釜液体闪蒸再沸式两种热泵精馏,与传统精馏方法进行了对比,结果发现对于三氯氢硅提纯而言,采用塔釜液体闪蒸再沸式热泵工艺更有利,能耗费用节约82%。Alcántara-Avila

等^[14]将热泵精馏技术用于丙烷-丙烯精馏塔的优化设计中,由于丙烷-丙烯二者沸点非常接近,传统分离工艺能耗较高,研究结果表明,应用热泵技术的精馏系统节能64.4%。以上基于热泵系统的工艺研究表明,热泵系统可以显著降低精馏过程能耗。然而目前对于构建D₂O提浓热泵精馏过程的研究缺乏。本工作拟针对精馏分离D₂O-H₂O存在热力学效率低、能耗高的问题,构建D₂O提浓热泵精馏技术工艺,实现对氘与氢同位素的高效分离。并以节能效率和经济性为指标,对比传统精馏工艺,表明热泵精馏在D₂O提浓中具有可行性。

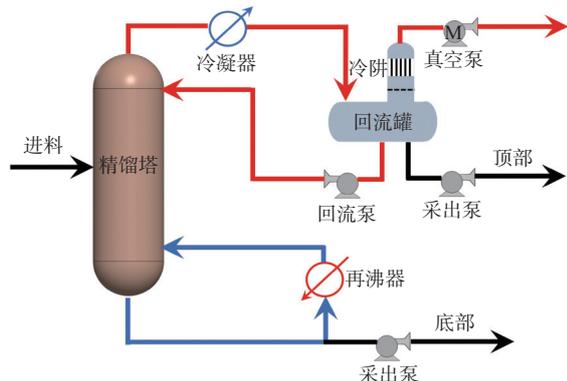
1 水精馏工艺流程

1.1 常规精馏工艺

水精馏过程是根据组分之间的相对挥发度不同来实现分离的^[15]。在精馏塔内,气液两相在塔板上进行传热和传质,塔底通过再沸器使底部液体部分汽化后逐层上升,塔顶通过冷凝液体回流来保证系统的持液量。此外塔顶通过抽真空的方法来建立塔内压力梯度,与之对应的温度由塔底至塔顶呈现出依次降低的趋势。塔内上升蒸汽与下降液体呈逆流流动,经过多级的汽化、冷凝后,轻组分从塔顶采出,重组分从塔釜采出,完成D₂O/H₂O的精馏过程。图1为D₂O常规水精馏的工艺流程图。

1.2 热泵精馏工艺

热泵精馏是一种相对高效且成熟的过程强化技术,通过利用热泵系统节省流程中公用工程的用量,从而降低精馏过程的能耗^[16-17]。这种热泵系统因消耗一定量的机械功而被称为机械热泵。不同类型热泵系统的工艺流程示于图2。不同类型的热泵具有各自独特的工作特性,因此在选择热泵时,应依据具体的物系、热源特点选择

图1 D₂O 常规水精馏的工艺流程图Fig. 1 Process flow diagram for conventional water distillation of D₂O

合适的热泵系统,以实现最佳的节能效果^[18]。表1列出了不同类型热泵系统的特征。

在精馏过程中,全塔处于减压条件下操作,精馏塔塔顶压力为 13.3 kPa,全塔压降为 14 kPa,塔顶与塔釜之间的温差相对较小。本工作选用的 D₂O-H₂O 体系纯度较高,结合其特性,从热能利用率和操作简单性等角度综合考虑,最终选择了塔顶蒸汽再压缩式热泵精馏工艺流程。这一选择为降低 D₂O/H₂O 精馏分离过程中的能耗提供了参考。具体工艺流程为:精馏塔塔顶蒸汽作为循环

工质直接进入压缩机,经加压升温后作为热源进入换热器与塔釜的冷流股进行换热。冷却的循环液体经过节流阀后,完成减压降温过程。循环液体一部分作为回流液返回到塔内,另一部分作为塔顶产品采出。塔釜物料部分采出,余下部分经换热器汽化后返回塔釜。与传统工艺相比,热泵精馏工艺采用冷热物流进行换热,节省了冷凝水与蒸汽用量,节省了能耗和提高了热力学效率。

1.3 计算模型及参数

由于 D₂O-H₂O 是一种非常不理想的液相,因此需要选择合适的热力学模型来计算气液平衡关系。NRTL 方程模型可以用于处理任意极性和非极性组分的混合物以及非理想混合物,并可应用于三元或高阶系统^[24]。因此,本研究选择该方程来计算系统的气液平衡数据。由 NRTL 方程计算的 D₂O-H₂O 相平衡数据示于图3。

分离因子 α 通常用来表征体系的热力学平衡。分离因子可以用 H₂O 和 D₂O 的饱和蒸汽压 (p^0) 的比值来表示(式(1))。

$$\alpha = \frac{p^0(\text{H}_2\text{O})}{p^0(\text{D}_2\text{O})} \quad (1)$$

分离因子受温度的影响比较大, Magomedbekov 等^[25] 给出了 $T=272\sim 400$ K H₂O-HDO 精馏过

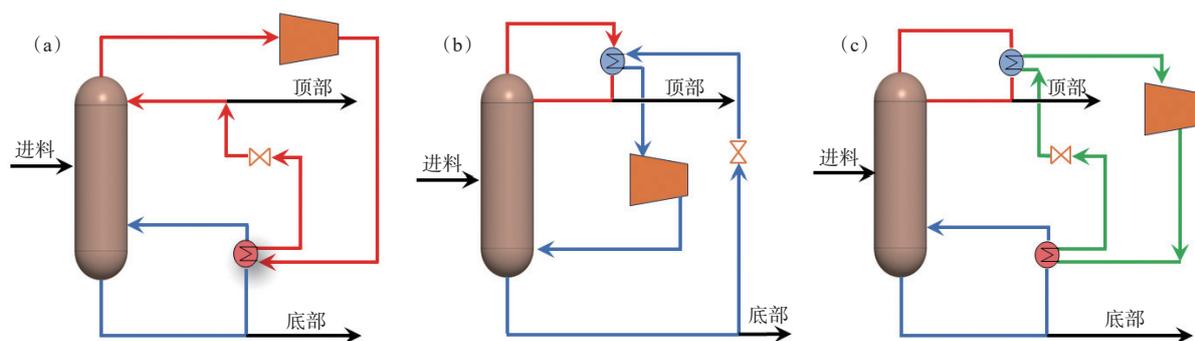


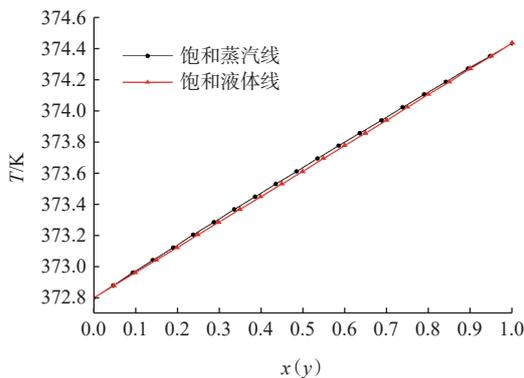
图2 塔顶蒸汽再压缩式热泵(a)、塔釜液体闪蒸式热泵(b)和闭式热泵(c)

Fig. 2 Top steam recompression heat pump(a), tower kettle liquid flash heat pump(b) and closed heat pump(c)

表1 不同类型热泵系统的特征

Table 1 Characteristics of different types of heat pump systems

热泵精馏类型	工作原理	适用条件	操作特点	文献
塔顶蒸汽再压缩式热泵	以塔顶蒸汽作为工质,压缩升温后加热塔釜物料	塔顶和塔釜温差较小,组分沸点相近,需要较大回流比	操作简单,稳定性强,节能效果好,压缩机功率需求大	[19-20]
塔釜液体闪蒸式热泵	塔釜液体减压冷却塔顶蒸汽,汽化后压缩返回塔釜,实现热量回收	高压操作流程	有效利用塔釜液体热能,闪蒸过程控制复杂	[21]
闭式热泵	采用额外工质作为换热介质,加热塔釜液,冷凝后减压循环	高温差和高压差体系	独立工质循环不受工艺物流影响,稳定性好,热效率低	[22-23]



$p=100\text{ kPa}$, x 、 y 分别为液相、汽相中 D₂O 摩尔分数

图3 常压下 D₂O-H₂O 的 T - $x(y)$ 图

Fig. 3 T - $x(y)$ diagram of D₂O-H₂O at atmospheric pressure

程中 α 值与温度之间的经验公式(式(2)、(3))。

$$\alpha(\text{H-D}) = \frac{p^0(\text{H}_2\text{O})}{p^0(\text{HDO})} = \sqrt{\frac{p^0(\text{H}_2\text{O})}{p^0(\text{D}_2\text{O})}} \quad (2)$$

$$\ln \frac{p^0(\text{H}_2\text{O})}{p^0(\text{D}_2\text{O})} = \frac{26\,398.8}{T^2} - \frac{89.606\,5}{T} + 0.075\,802 \quad (3)$$

式中: $p^0(\text{H}_2\text{O})$ 、 $p^0(\text{HDO})$ 、 $p^0(\text{D}_2\text{O})$ 分别为 H₂O、HDO 和 D₂O 的饱和蒸汽压; T , 绝对温度, K。通过式(2)、(3)可知: 随着温度的升高, 同位素分离因子 α 的值减小。因此, 为了获得较大的分离因子, 减压精馏是该体系有效的分离手段。在该体系中, 操作压力范围为 10~30 kPa, 对应的温度范围为 60~70 °C。

由于核电站重水堆机组运行期间会造成少量 D₂O 泄露, 其与环境中的 H₂O 混合导致 D₂O 纯度降低, 本工艺以此混合溶液作为原料来源进行提纯。原料条件: 进料量为 24 kg/h, 进料组成为质量分数为 20% 的 H₂O、80% 的 D₂O。D₂O 精馏工艺的分离要求为塔釜 D₂O 的纯度为 99.9% 以上。

2 结果和讨论

2.1 精馏模拟结果

对于满足分离要求的精馏工艺, 必须进行优化计算, 以实现整个流程能耗最小。对于一定的分离任务, 若在全回流下操作, 所需塔板数为最少, 但是得不到产品; 若在最小回流比下操作, 则所需塔板数为无限多。因此, 实际回流比总是介于这两种极限情况之间。适宜的回流比(R)、塔板数(N)和进料位置应通过对产品质量分数、总费用(设备费用和操作费用之和)优化得到。一般增大塔板数, 可提高体系的分离效果, 但同时

设备费用也随之增大。增大回流比可以提高产品的纯度, 但同时导致更大的能耗和更高的操作费用。因此, 必须权衡利弊, 综合考虑各个因素。用塔板数衡量设备费用, 回流比衡量操作费用, 总费用可以表示为塔板数与回流比之积($N \cdot R$)。通过求得最佳理论塔板数和进料位置, 以总费用最小为目标函数进行优化计算。在不同塔板数、进料位置下对精馏系统的总费用进行灵敏度分析, 得到了塔板数、回流比、进料位置与总费用的关系示于图4。由图4可知: 随着塔板数和进料塔板位置的增大, 系统的总费用逐渐减小后趋于平稳。经过优化计算得到最佳塔板数为 234 块(包含塔顶冷凝器和塔釜再沸器), 进料位置为第 104 块塔板(包含塔顶冷凝器)。塔釜液相中 D₂O 的质量分数(w_1)随回流比的变化曲线示于图5。由图5可知: 随着回流比的增大, 塔釜液相中 D₂O 的质量分数逐渐增大, 在最佳理论塔板数和进料位置下, 满足分离要求($w_1=99.9\%$)的回流比应不小于 67.63。

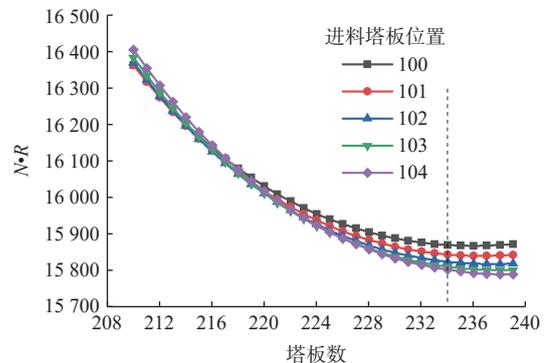


图4 不同进料位置下 $N \cdot R$ 随塔板数的变化曲线

Fig. 4 $N \cdot R$ changes with number of plates under different feeding positions

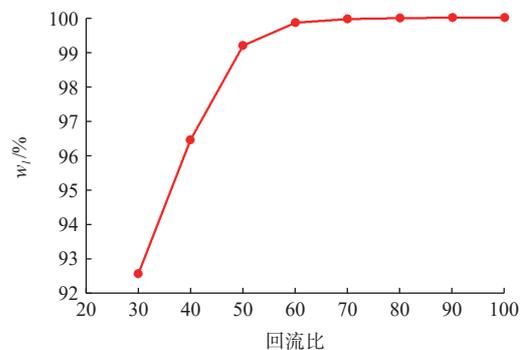


图5 塔釜液相中 D₂O 的质量分数随回流比的变化曲线
Fig. 5 Mass fraction of D₂O in bottom liquid phase changes with reflux ratio

2.2 热泵精馏的优化分析

D_2O 热泵精馏工艺流程图示于图 6。由图 6 可知,对于塔顶蒸汽再压缩式热泵,由于取消了塔顶的冷凝器,塔顶的回流必须从循环工质中分离出来,因此回流量的大小由循环工质流速返塔量决定。另一方面循环工质通过压缩机压缩升温后与塔釜物料进行换热,因此压缩比影响整个系统的能量平衡。循环工质流速和压缩比两个因素共同决定着精馏塔的分馏效果以及过程能耗。

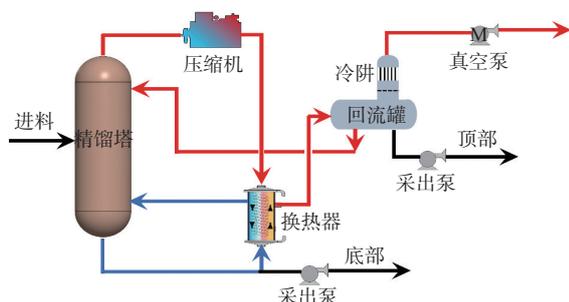


图 6 D_2O 塔顶蒸汽再压缩式热泵精馏工艺流程图

Fig. 6 Process flow diagram for tower top vapour recompression heat pump distillation of D_2O

(1) 循环工质流速的影响

对于塔顶蒸汽再压缩式热泵精馏过程,由于塔顶采出量固定不变,循环工质流速大小会直接影响精馏过程中的回流比。另一方面,循环工质为塔釜液体提供热量,其流速大小决定了冷热物流的进出口温度,影响传热推动力。因此,循环工质流速的大小对于热泵精馏过程的分离效果和能耗量起着重要作用。循环流速对产品纯度、能耗、传热推动力的影响示于图 7。由图 7 可知:由于循环工质流速的增加使得精馏过程的回流比增大,随着循环工质流速的增加,塔釜液相中 D_2O 的纯度逐渐增大;同时,随着循环工质流速的

增大,压缩机功率和辅助冷却器热负荷均直线上升;在不同循环工质流速下,传热推动力略微减小,但仍满足传热推动力的要求。因此,循环工质流速由以上三个方面共同决定。为满足 D_2O 的分离要求,对以上因素进行优化分析后可知:当循环工质流速为 323.66 kg/h 时,精馏过程达到分离要求下的能耗最低。

(2) 压缩比的影响

对于塔顶蒸汽再压缩式热泵精馏系统,其中的压缩机采用等熵压缩,机械效率为 0.95。压缩比是指进出压缩机工质压力的比值。对于热泵系统来说,循环工质出口压力的大小决定着其出口温度,影响整个系统的能量平衡。另一方面,循环工质作为塔釜加热的热源,其压缩比大小决定了冷热流股的进出口温度,进而对换热器的对数平均温差产生影响。当进出换热器工质流速一定时,对数平均温差越小,传热推动力越小,所需换热器的换热面积越大。

压缩比大小对塔釜液相组分的影响示于图 8(a)。由图 8(a)可知:压缩比对于塔釜液相中 D_2O 的纯度几乎无影响,说明压缩机的压缩比只会影响换热效果。压缩机的压缩比对辅助冷却器热负荷、换热器对数平均温差的影响示于图 8(b)。由图 8(b)可知:随着压缩比的增大,辅助冷却器热负荷和换热器对数平均温差逐渐上升。结合能耗与分离效果的影响趋势,选择的压缩比为 3.3,此时对数平均温差为 10°C 。当对数平均温差小于 10°C 时,换热器传热速率慢和所需换热面积较大。相反当对数平均温差过大时,所需要压缩机压缩比较大,压缩机能耗与辅助冷凝器热负荷较大。

塔顶气相经压缩机压缩升温后,作为热源进入换热器中冷凝放热为塔釜供热。当压缩机的压缩比为 3.3 时,压缩蒸汽的放热曲线与塔釜液体的吸热曲线示于图 9。由图 9 可知:在塔顶压

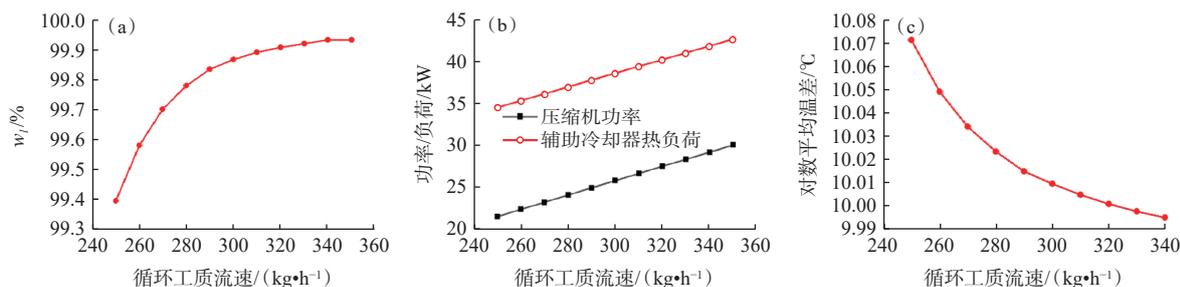


图 7 循环工质流速对产品纯度(a)、能耗(b)和传热推动力(c)的影响

Fig. 7 Effect of circulation flow rate on product purity(a), energy consumption(b), and heat transfer driving force(c)

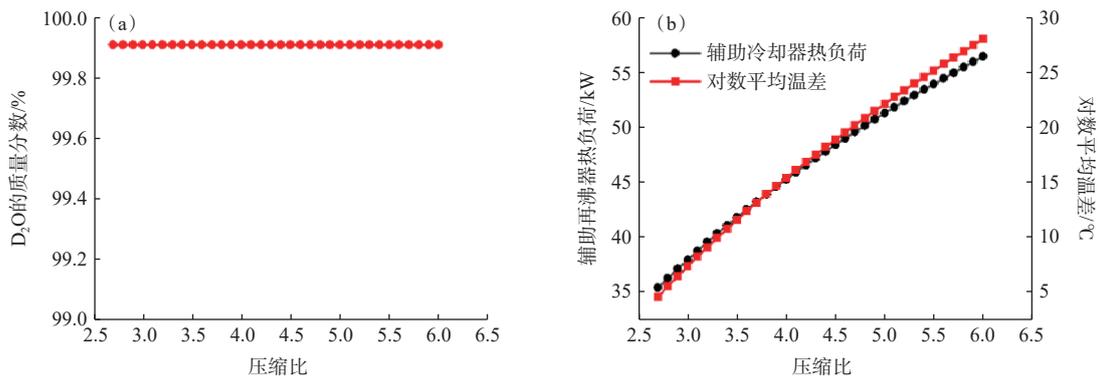


图8 压缩比对产品纯度(a)、能耗以及传热推动力(b)的影响

Fig. 8 Effect of compression ratio on product purity(a), energy consumption and heat transfer driving force(b)

缩蒸汽的冷凝放热过程中, 热流股可利用热量为 202.49 kW, 其中冷凝放热为 28.92 kW(热流股曲线拐点之前部分), 冷凝潜热为 173.56 kW(热流股曲线拐点之后部分), 冷凝潜热占可用放热量的 85% 以上, 这部分冷凝潜热的有效回收利用是热泵精馏降低能耗的关键。

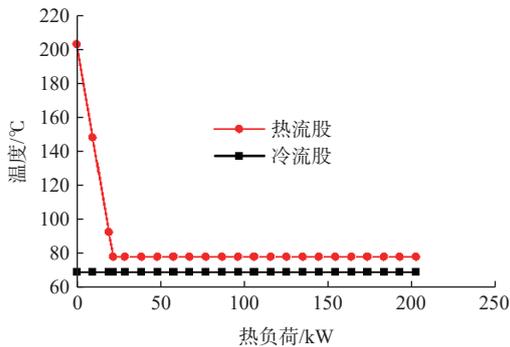


图9 冷热流股吸放热曲线

Fig. 9 Heat absorption and release curves of hot and cold streams

2.3 两种工艺流程的对比分析

(1) 热力学分析

图 10(a)、(b)、(c) 分别展示了精馏塔内温度

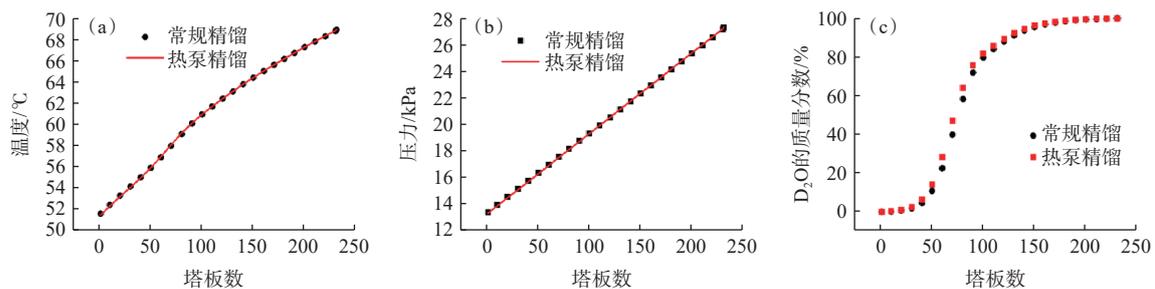


图10 塔内温度分布(a)、压力分布(b)、液相中 D₂O 含量分布(c)

Fig. 10 Temperature distribution(a), pressure distribution(b), and D₂O content distribution of liquid phase(c) in tower

分布、压力分布和液相中 D₂O 含量分布。由图 10 可知: 常规精馏和热泵精馏的温度分布和压力分布几乎没有差别, 但是由于热泵精馏工艺采用压缩机和换热器代替了塔顶冷凝器与塔釜再沸器, 等价于热泵精馏工艺减少了两块塔板; 另一方面 D₂O 纯度是由体系的循环工质流速决定, 这与常规精馏塔稍有差别, 导致 D₂O 含量在塔板上的分布略有不同。当热泵精馏系统的温度分布、压力分布和液相中 D₂O 含量分布与常规精馏工艺吻合时, 热泵精馏系统的能耗明显低于常规精馏系统的能耗(表 2), 充分证明了塔顶蒸汽再压缩式热泵精馏能够达到 D₂O 浓缩和降低能耗的目标。

(2) 能耗分析

与常规精馏相比, 塔顶蒸汽再压缩式热泵精馏采用一个换热器代替塔顶冷凝器和塔釜再沸器, 将冷却水和加热蒸汽的消耗量转变为压缩机的电力消耗。常规精馏与热泵精馏公用工程的消耗量列入表 3。由表 3 可知: 热泵精馏减去了全部的蒸汽使用量和部分循环冷却水消耗量, 其中循环冷却水消耗量减少了 81.4%。添加的压缩机耗电功率为 27.71 kW, 压缩后的塔顶蒸汽为塔釜液体提供约 202.49 kW 热功率。

表2 热泵精馏与常规精馏主要操作参数及能耗对比

Table 2 Comparison of main operating parameters and energy consumption between heat pump distillation and conventional distillation

精馏方式	塔顶温度/℃	塔釜温度/℃	塔顶冷凝器热负荷/kW	塔釜再沸器热负荷/kW	压缩机功耗/kW	辅助冷凝器热负荷/kW
常规精馏	51.50	68.99	217.15	202.50	-	-
热泵精馏	51.50	68.99	-	-	27.13	40.38

注: 塔顶压力为13.3 kPa, 塔釜压力为27.3 kPa, 塔釜氘水质量分数为99.9%, 氘水的采出量为19.21 kg; -代表不产生能耗或热负荷

表3 热泵精馏与常规精馏公用工程的每小时消耗量

Table 3 Hourly utility consumption of heat pump distillation versus conventional distillation

精馏方式	蒸汽消耗量/kg	循环冷却水消耗量/kg	电消耗量/(kW·h)
常规精馏	332.59	37472.9	-
热泵精馏	-	6968.5	27.713

注: -代表不消耗蒸汽或电量

通常用性能系数 COP 表示热泵的效率。COP 被定义为从冷却或热源的热泵中抽取的功率与供给压缩机功率的比值。该比值越大, 表明热泵系统每消耗单位能量所能产生的热量越多。由式(4)可得热泵系统性能系数为 7.3, 即以消耗少量电能为代价, 节约了大量蒸汽和循环冷却水。

$$COP = \frac{Q}{W} \quad (4)$$

式中: COP 为热泵系统的性能系数; Q 为中间换热器的热负荷, kW; W 为压缩机所需的功率, kW。

根据石油化工设计能耗计算标准^[26]将两种

工艺中电力、循环冷却水、低压蒸汽等公用工程进行能量折算, 能量折算值列入表4。根据公用工程的能量折算值, 将公用工程的消耗量转变成能量消耗量。按照工业能源费用标准: 蒸汽 100 元/t, 电力 0.6 元/(kW·h), 循环冷却水 1 元/t, 对两种工艺进行经济估算。表5展示了常规精馏与热泵精馏的能耗费用以及公用工程对应的能耗。通过对比可知, 热泵精馏的综合能耗比常规精馏降低了 61.28%。按照年操作时间为 8 000 h 进行衡算, 每年可以节省操作费用 377 200 元, 节能效益达 66.66%。

表4 公用工程能量折算值^[26]Table 4 Utility energy conversion value^[26]

项目	单位折算量	能量折算值/MJ
电	1 kW·h	11.84
循环冷却水	1 t	4.19
蒸汽	1 t	2303

表5 常规精馏与热泵精馏的能耗费用以及公用工程对应的能量消耗量

Table 5 Energy costs of conventional distillation and heat pump distillation and corresponding energy consumption of public works

精馏方式	能耗费用/(元·h ⁻¹)				能耗/(MJ·h ⁻¹)			
	电	循环冷却水	蒸汽	合计	电	循环冷却水	蒸汽	合计
常规精馏		37.47	33.26	70.73		157.01	765.95	922.96
热泵精馏	16.62	6.96		23.58	328.12	29.19		357.31

3 结论

D₂O 作为核反应堆中的重要减速剂和冷却剂, 其纯度直接影响反应堆的运行效率和安全性。针对精馏分离 D₂O-H₂O 过程中存在的高能耗问题, 构建了热泵精馏分离 D₂O-H₂O 工艺过程, 以节能效率和经济性作为评价标准, 并对循环工质流速和压缩比等因素进行优化分析, 得出以下结论:

(1) 当循环工质流速为 323.66 kg/h、压缩比为 3.3 时, 热泵精馏工艺可以满足 D₂O 的分离要求且能耗较低, 热泵系统性能系数高达 7.3;

(2) 对两种水精馏过程进行了热力学分析, 结果表明, 两种工艺精馏塔内温度和压力分布几乎一致, 液相中 D₂O 含量分布略有不同, 表明热泵精馏可以较好地适用于 D₂O 提浓新工艺;

(3) 在相同的工艺操作参数前提下, 相对常规精馏, 热泵精馏的综合能耗比常规精馏降低了 61.28%, 节能效益达 66.66%。

参考文献:

[1] 孙颖, 王和义, 桑革, 等. 反应堆含氘重水提氘关键技术研究

- 进展[J].中国工程科学,2007,9(5):1-6.
- [2] Zhang Z, Zhang Z, Zhang X, et al. Effect of hydrophilic properties of packings on mass transfer performance of water distillation[J]. *Chemical Engineering Science*, 2023, 269: 118486.
- [3] Reddy C C S, Fang Y, Rangaiah G P. Improving energy efficiency of distillation using heat pump assisted columns[J]. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 2014, 9(6): 905-928.
- [4] Gao X, Ma Z, Ma J, et al. Application of three-vapor recompression heat-pump concepts to a dimethylformamide-water distillation column for energy savings[J]. *Energy Technology*, 2014, 2(3): 250-256.
- [5] Oliveira S B M, Parise J A R, Marques R P. Modelling of an ethanol-water distillation column assisted by an external heat pump[J]. *Int J Energy Res*, 2002, 26(12): 1055-1072.
- [6] 潘奇. 热泵辅助反应分隔壁精馏塔模拟与控制研究[D]. 东营: 中国石油大学(华东), 2020.
- [7] 李沐荣, 许良华, 辛春伟, 等. 热泵精馏隔壁塔分离宽沸程物系的模拟[J]. 化工学报, 2017, 68(5): 1906-1912.
- [8] Fan Y, Ye Q, Cen H, et al. Design and optimization of reactive distillation processes for synthesis of isopropanol based on self-heat recuperation technology[J]. *Chem Eng Res Des*, 2019, 147: 171-186.
- [9] Long N V D, Lee M. Novel acid gas removal process based on self-heat recuperation technology[J]. *Int J Greenh Gas Contr*, 2017, 64: 34-42.
- [10] Li X, Cui C, Li H, et al. Process synthesis and simulation-based optimization of ethylbenzene/styrene separation using double-effect heat integration and self-heat recuperation technology: a techno-economic analysis[J]. *Sep Purif Technol*, 2019, 228: 115760.
- [11] 叶鑫, 吕建宁, 丁干红, 等. 甲醇热泵精馏新工艺[J]. 化工进展, 2010, 29(增刊 2): 74-77.
- [12] 车景华, 王子健. 热泵精馏在柴油加氢装置与干气提浓装置热联合上的应用分析[J]. 化工进展, 2021, 40(增刊 1): 27-31.
- [13] 黄国强, 赵虎勇, 孙帅帅. 热泵精馏在三氯氢硅提纯过程中的模拟[J]. 化工进展, 2013, 32(6): 1448-1452.
- [14] Alcántara-Avila J R, Gómez-Castro F I, Segovia-Hernández J G, et al. Optimal design of cryogenic distillation columns with side heat pumps for the propylene/propane separation[J]. *Chem Eng Process*, 2014, 82: 112-122.
- [15] Trenin V D, Chernoby S N, Alekseev I A, et al. Full-scale experimental studies of the various type mass exchange packings by water distillation[J]. *Fusion Technol*, 1995, 28(3P2): 1579-1584.
- [16] Ferre J A, Castells F, Flores J. Optimization of a distillation column with a direct vapor recompression heat pump[J]. *Ind Eng Chem Proc Des Dev*, 1985, 24(1): 128-132.
- [17] Felbab N, Patel B, El-Halwagi M M, et al. Vapor recompression for efficient distillation: I: a new synthesis perspective on standard configurations[J]. *AIChE J*, 2013, 59(8): 2977-2992.
- [18] 李大伟, 贾小平, 项曙光, 等. 热泵精馏流程构建策略及应用研究[J]. 计算机与应用化学, 2007, 24(11): 1505-1510.
- [19] 甄璞杰. 基于自回热理论的精馏过程节能研究[D]. 南京: 南京航空航天大学, 2015.
- [20] Quadri G P. Use of heat pump in P-P splitters: part 1: process design[J]. *Hydrocarbon Process*, 1981, 60: 119-126.
- [21] 李大伟. 热泵精馏流程构建策略及应用研究[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2007.
- [22] 朱玉琴, 李逐红. 高效节能的热泵精馏技术[J]. 发电设备, 2003, 17(3): 48-50.
- [23] Zhu P, Feng X. Optimal design and optimal operation of separate heat pump distillation[J]. *Can J Chem Eng*, 2003, 81(5): 963-967.
- [24] Kazemi A, Faizi V, Mehrabani-Zeinabad A, et al. Evaluation of the performance of heat pump-assisted distillation of an ethanol-water mixture[J]. *Sep Sci Technol*, 2017, 52(8): 1387-1396.
- [25] Magomedbekov E P, Rastunova I L, Selivanenko I L, et al. Distribution of heavy hydrogen and oxygen isotopes in water distillation[J]. *Theor Found Chem Eng*, 2019, 53(2): 151-158.
- [26] 住房和城乡建设部, 市场监督管理总局. GB/T 50441-2016 石油化工设计能耗计算标准[S]. 北京: 中国计划出版社, 2016.