

基于热泵技术的 PVC 干燥尾气的 低温余热利用研究

杨德明*, 张宇, 代志先

(常州大学石油化工学院, 江苏常州 213164)

摘要: 鉴于 PVC 干燥过程的高能耗特点, 把 MVR 热泵、吸收式热泵及高温热泵等节能技术应用于 PVC 的干燥过程, 在传统干燥工艺的基础上, 提出了 MVR 耦合吸收式热泵及高温热泵 2 种节能干燥工艺。以热泵系统的性能系数 (COP)、干燥过程的能耗及年总成本 (ATC) 等作为评价指标, 对提出的节能干燥工艺进行模拟与优化。研究结果表明, PVC 干燥尾气的排烟温度为 27°C, 传统干燥工艺中约 29.8% 的低温余热未被利用。与传统干燥工艺相比, MVR 耦合溴化锂吸收式热泵干燥工艺能耗降低了 27.9%, ATC 节省了 15.7%。高温热泵系统最有效的循环工质为 R718, 该干燥工艺要比传统干燥工艺节能 52.6%, 节省 ATC 约 40.0%, 且高温热泵干燥系统的 COP 要比 MVR 耦合溴化锂吸收式热泵系统的 COP 高出 4.4, 因此高温热泵干燥工艺用于 PVC 的干燥更具技术和经济优势。

关键词: PVC 干燥; 热泵; 低温余热; 能耗; 年总成本

中图分类号: TQ028

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)02-0226-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.02.040

Research on utilization of low-temperature exhaust heat in PVC drying tail gas based on heat pump technology

YANG De-ming*, ZHANG Yu, DAI Zhi-xian

(School of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

Abstract: Considering the high energy consumption characteristics of the polyvinyl chloride (PVC) drying process, the energy-saving technologies such as Mechanical Vapor Recompression (MVR) heat pump, absorption heat pump, and high-temperature heat pump are applied to the PVC drying process. Based on the traditional drying processes, two energy-saving drying processes are proposed, including MVR coupled with absorption heat pump and high-temperature heat pump. Taking the coefficient of performance (COP) of the heat pump system, energy consumption of the drying process and annual total cost (ATC) as evaluation indicators, the simulation and optimization are performed for the two proposed energy-saving drying processes. Research results show that as the exhaust gas temperature of PVC drying tail gas is 27°C, about 29.8% of the exhaust low-temperature heat cannot be utilized in traditional drying processes. Compared with the traditional drying processes, the MVR coupled with lithium bromide absorption heat pump drying process can reduce energy consumption by 27.9% and save ATC by 15.7%. The high-temperature heat pump system using R718 as working fluid can reduce energy consumption by 52.6% and save ATC by 40.0% compared with the traditional drying processes. The COP of the high-temperature heat pump drying process is 4.4 higher than that of the MVR coupled with lithium bromide absorption heat pump process. Therefore, the high-temperature heat pump drying process has more technical and economic advantages for PVC drying.

Key words: PVC drying; heat pump; exhaust low-temperature heat; energy consumption; annual total cost

聚氯乙烯 (PVC) 生产过程中, PVC 树脂的干燥需要消耗大量的能量, 且 PVC 气流干燥会产生大量的尾气, 直接排放到大气中会产生“白羽烟”现象, 从而造成余热的大量浪费。因此, 如何有效降低 PVC 干燥过程的能耗及消除“白羽烟”现象, 是 PVC 生产过程中一个重要的环节。Tacidelli 等^[1]提出了一种控制工业干燥操作的双流体流动模型, 并通过在工业连续流化床干燥机中 PVC 干燥数据进行验证, 预测了稳态出口温度和 PVC 水分含量值。针对 PVC 含水量的变化和干扰, 利用该模型预测了浓度和温度。Dorfeshan 等^[2]描述了悬浮级 PVC 干燥用两级气流干燥系统的能耗特性。在一定条件下, 两

段气流干燥能有效提高干燥效率, 能耗比单段干燥降低到 8 255 kJ/kg。Aubin 等^[3]重点研究了气流干燥机中的聚氯乙烯干燥, 在他们的综合数值和实验研究中, 气流干燥机实现了 95% 的干燥, 流化床干燥机的作用是使颗粒热处理标准化, 最终实现干燥, 因此工艺优化集中在气流干燥机的运行上。李光英等^[4]利用切线法计算了消除湿“烟羽”的临界温度, 结果表明, 现场实验数据与切线法计算数据的相对误差控制在较小的范围内, 可用于实际的运行。张焯等^[5]为了探究气流干燥控制技术, 模拟 PVC 气流干燥工艺, 建立以压力为变量对压力泵调节的闭环压力控制系统, 研究表明, 模糊 PID 控制系统具有

收稿日期: 2024-05-10; 修回日期: 2024-11-23

作者简介: 杨德明 (1966-), 男, 硕士, 教授, 研究方向为分离工程, 通讯联系人, dmy216@163.com。

较强的抗干扰能力和良好的稳定性。

热泵技术被广泛应用于回收干燥尾气和锅炉烟气的余热。Dong等^[6]提出玉米干燥的多级封闭串联干燥系统,结果表明,四级封闭式热泵干燥系统的性能系数(COP)夏季可达5.5左右,冬季可达4.5左右。Li等^[7]为回收锅炉的烟气余热,介绍了一种能提高热效率和恢复水分的吸收式热泵系统,该系统回收冷凝水24.4 t/h和余热47.21 MW。Liu等^[8]为回收低温烟气热,提出以氨水为工质的压缩-吸收式热泵工艺,该热泵实验样机由低品位余热和少量电力,可产生150℃以上的高温蒸汽,热泵的蒸汽热输出量达到70.15 kW,余热利用达到81.1%。Kim等^[9]提出了以R718为工质的高温热泵(HTHP)系统,以解决工业供热中CO₂排放量高的问题,研究表明,采用高效的高温热泵替代现有的工业化锅炉可提供温度高达200℃的热源,且CO₂排放量可减少8.1%。

本研究把吸收式热泵、机械蒸汽再压缩(MVR)热泵及高温热泵等节能技术应用于PVC树脂的干燥过程,在研究其节能效果的基础上,对各种热泵干燥工艺进行综合经济效益评价。

1 模拟规定

规定聚氯乙烯湿物料的处理量为15 016 kg/h,初始含水量为20%;干燥介质(新鲜空气)的相对湿度为63.3%,要求干燥后的聚氯乙烯树脂含水量低于0.4%。吸收式热泵的工作介质选用溴化锂溶液,溴化锂溶液属于电解质体系,故物性计算采用ELECRTL模型^[10]。流程模拟过中的蒸发器、换热器、干燥机、压缩机分别采用Flash2、Heater、Dryer、Compressor模型。冷却介质选用进出口温度分别为7、12℃的冷水;加热介质选用压力为1.0 MPa的饱和水蒸汽。

2 评价模型

2.1 年总成本计算模型

年总成本^[11-12](ATC)作为干燥系统的总体经济效益的评价标准,包括操作费(TOC)和设备费(TCC),计算公式见式(1)。

$$ATC = TOC + TCC/\beta \quad (1)$$

TOC包括蒸汽、冷水和电的运行成本,计算公式见式(2)~(5); β 为折旧年限,取8。

$$C_{\text{steam}} = 8.22 \times 7200 \times Q_R \times 0.0036 \quad (2)$$

$$C_{\text{water}} = 0.354 \times 7200 \times Q_C \times 0.0036 \quad (3)$$

$$C_{\text{electricity}} = 16.8 \times 7200 \times P_W \times 0.0036 \quad (4)$$

$$TOC = C_{\text{steam}} + C_{\text{water}} + C_{\text{electricity}} \quad (5)$$

式中, Q_R 和 Q_C 分别为加热负荷和冷却负荷,kW; P_W 为压缩机功率,kW;年操作时间取7200 h。

TCC包括热交换器和压缩机的设备成本,计算公式见式(6)~(9)。

$$A = Q/(K \times \Delta t_m) \quad (6)$$

$$C_{\text{heat exchanger}} = 7296 \times A^{0.65} \quad (7)$$

$$C_{\text{compressor}} = \sigma \times P_W \quad (8)$$

$$TCC = C_{\text{heat exchanger}} + C_{\text{compressor}} \quad (9)$$

式中, A 为换热面积,m²; K 为换热器的总传热系数,取0.05 kW/(K·m²); σ 为压缩机的造价因子,取192.8。

2.2 热泵评价模型

COP作为热泵干燥系统性能评价的关键指标^[13],计算公式见式(10)。

$$COP = Q_{\text{con}}/P_W \quad (10)$$

式中, Q_{con} 为热泵冷凝器负荷,kW。

2.3 能耗计算模型

为了便于比较各工艺的能耗,将蒸汽和电能统一转化为标煤^[14],总能耗包括电力介质消耗(EMC)和加热介质消耗(HMC),计算公式见式(11)~(13)。

$$EMC = P_W \times 7200 \times 0.22/700 \quad (11)$$

$$HMC = Q_R/r \times 3600 \times \text{ECOEC}/700 \times 7200 \quad (12)$$

$$\text{TEC} = \text{EMC} + \text{HMC} \quad (13)$$

式中, r 为蒸汽的潜热,2087.1 kJ/kg;能量消耗系数(ECOEC,kg/t)表示生产单位蒸汽所消耗的标煤,蒸汽转换为标煤的值取76 kg/t。

2.4 排烟温度计算模型

气流干燥产生的尾气直接排入大气会造成白羽烟现象^[15],排烟温度不能低于临界排烟温度^[16],计算公式见式(14)~(16)。

$$d_0 = 622[(\varphi \times P_{\text{qb}})/(P_B - \varphi \times P_{\text{qb}})] \quad (14)$$

$$F(d_T) = 17.2805 \times [(d_T - d_0)/(d_T + 1.0262) - \ln(d_T + 1.0262) + d_0 + 27.3105] \quad (15)$$

$$t = 17.2802 \times \ln(d_T + 1.0262) - 27.3195 \quad (16)$$

式中, φ 为空气的相对湿度; P_{qb} 为对应饱和水蒸汽分压,kPa; P_B 为大气压力,kPa; d_0 为标准大气压下空气的含湿量,g/kg; d_T 为临界扩散点含湿量,g/kg; t 为临界排烟温度,℃。

3 干燥工艺及模拟结果分析

3.1 传统干燥工艺

参见图1所示的传统干燥工艺,PVC气流干燥需要大量的热空气作为热源,通常用新鲜蒸汽把空

气预热至一定的温度后,与 PVC 湿物料混合一并进入气流干燥器的底部,PVC 湿物料悬浮在热空气中,完成传热传质以达到干燥去湿的目的。整个流程的主要能耗为蒸汽的消耗量。

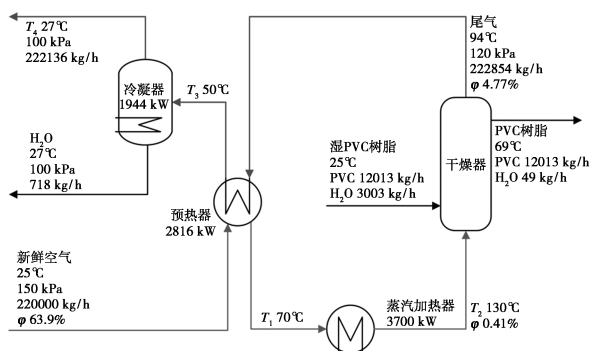


图 1 传统干燥工艺及主要工艺参数

为利用干燥尾气的余热,干燥尾气在预热器中与空气进行换热,预热后的空气再经蒸汽加热器升温至 130℃ 进入干燥器的底部。在干燥器中,湿 PVC 树脂被加热至 69℃,含水量从 20% 降至 0.32%,需要的热空气量为 2.2×10^5 kg/h。尾气的排放温度为 94℃,相对湿度为 4.77%,经与空气换热后,进入尾气冷凝器降温至 27℃ [基于公式计算得到的排烟温度],分出水分约 718 kg/h 后排入大气。

传统干燥工艺的主要能耗和经济成本主要取决于加热器的蒸汽消耗量,为减少加热器的能耗,可尽量提高预热器中空气的预热温度 (T_1)。预热器的热负荷 ($Q_{\text{预热器}}$) 越大,加热器的能耗就越少,但干燥尾气和空气的换热温差就变小,预热器的换热面积增大,导致投资成本增加。图 2 为 $Q_{\text{预热器}}$ 和 T_1 及整个干燥系统 ATC 之间的关系曲线,可见,当预热温度达到 70℃ 时,ATC 最小;当预热温度超过 70℃,由于预热器的换热面积增加幅度较大,反而导致 ATC 会增大。因此取预热温度 70℃ 较为合适,此时传统干燥工艺的 ATC 为 9.2×10^5 USD/a,总能耗为 3 700 kW,节能约 41.7%。传统干燥工艺的主要技术经济指标见表 1。

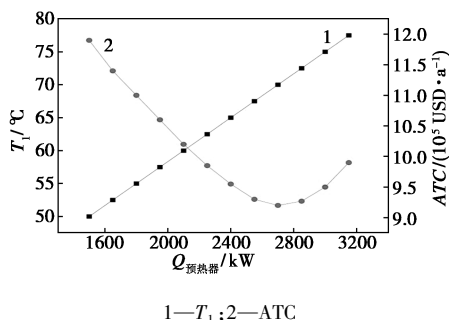


图 2 $Q_{\text{预热器}}$ 和 T_1 及 ATC 的关系

表 1 传统干燥工艺主要技术经济指标

项目	预热器	加热器	冷凝器
换热负荷/kW	2817	3700	1944
换热面积/ m^2	676	271	81
TCC/ $(10^5 \text{ USD} \cdot \text{a}^{-1})$	0.60	0.30	0.15
TOC/ $(10^5 \text{ USD} \cdot \text{a}^{-1})$	—	8.00	0.15
ATC/ $(10^5 \text{ USD} \cdot \text{a}^{-1})$	—	9.20	—
TEC/ $(10^5 \text{ t} \cdot \text{a}^{-1})$	—	50	—

3.2 MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺

由表 1 可知,在传统干燥工艺中,仍有 1 944 kW 的尾气余热(主要为低温水蒸汽的潜热)经尾气冷凝器冷却未能被利用。为充分利用该部分低温余热,进一步降低过程能耗,提出了如图 3 所示的 MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺。

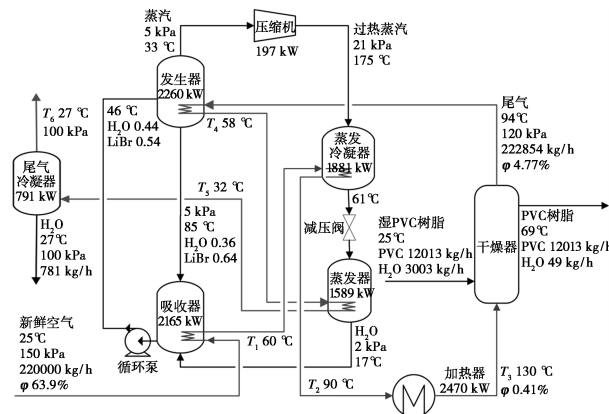


图 3 MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺及主要工艺参数

新鲜空气进入吸收式热泵系统的吸收器被加热至 60℃,再吸收压缩蒸汽在冷凝器释放的热量升温至 90℃,最后在蒸汽加热器中用蒸汽升温至 130℃ 进入干燥器。干燥尾气进入吸收式热泵系统的蒸汽发生器内与溴化锂溶液换热降温后,再进入蒸发器作为蒸发器的热源,最后经冷凝器降温至 27℃ 排入大气。干燥器出来的 94℃ 的干燥尾气在发生器内加热溴化锂溶液,副产低温低压水蒸汽,为充分利用该低温位水蒸汽的潜热,应用 MVR 热泵技术将该水蒸汽通过压缩机升温升压后,用以加热吸收器出来的空气,进一步降低蒸汽加热器的能耗。离开压缩机的水蒸汽进入蒸汽冷凝器释放热量后变成液相,经减压阀减压进入蒸发器,与离开蒸汽发生器的干燥尾气换热后汽化为低压蒸汽进入吸收器,被高浓度(64%)的溴化锂溶液吸收后变为低浓度(54%)的溴化锂溶液,用循环泵送入蒸汽发生器内,完成溴化锂溶液的循环。

MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺的能耗经济成本主要取决于加热器的蒸汽消耗量,为减少加热器的能耗,尽可能提高吸收器和蒸汽冷凝器的出口空气温度 T_1 和 T_2 。研究发现,吸收器的吸收压力对溴化锂吸收液的温度及发生器的换热温度差影响均较大,提高吸收压力可以提高吸收液温度,从而提高空气离开吸收器的温度 (T_1),但发生器的换热温度差就降低,导致发生器的蒸发量随之减少,又会影响空气离开蒸汽冷凝器的温度 (T_2)。模拟得到了吸收器的吸收压力与空气离开蒸汽冷凝器的温度 (T_2) 及 ATC 之间的关系曲线,见图 4。可见,在吸收压力为 2 kPa 时,空气离开蒸汽冷凝器的温度达到 90℃,此时 ATC 最低,因此取吸收压力 2 kPa 较合适。

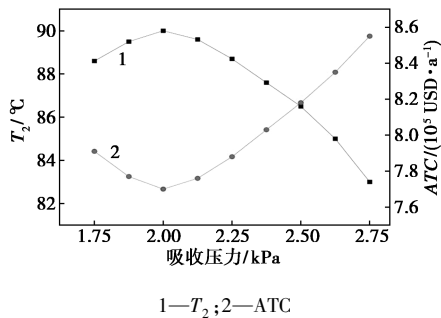


图 4 吸收压力和 T_2 及 ATC 的关系

对于蒸汽发生器,若降低蒸汽发生器的蒸发压力,则可增大溴化锂溶液与干燥尾气之间的换热温差,从而可增加发生器的蒸发量,但势必要提高压缩机的压比,通过增加电耗来提高 T_2 ,从而减少加热器的蒸汽用量;反之,若提高发生器的蒸发压力,虽然可以降低压缩机的压比,减少电耗,但 T_2 也会降低,导致加热器的蒸汽用量会增加。由此可见,发生器的蒸发压力对整个干燥系统的能耗和 ATC 影响均较大。模拟得到了发生器的蒸发压力与能耗及 ATC 之间的关系,见图 5。可见,在蒸发压力为 5 kPa 时,能耗为 2 470 kW,ATC 最低。

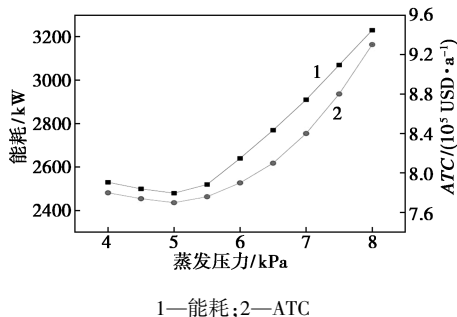


图 5 蒸发压力和能耗及 ATC 的关系

通过对吸收器和发生器操作压力的优化,得到了如表 2 所示的 MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺的主要技术经济指标。MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺的 ATC 为 7.75×10^5 USD/a,与传统干燥工艺相比,节省了 15.7%。

表 2 MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺的主要技术经济指标

项目	吸收式热泵系统	加热器	冷凝器	压缩机
负荷/kW	—	2470	791	197
换热面积/m ²	—	200	236	—
TCC/(10 ⁵ USD·a ⁻¹)	0.94	0.29	0.32	0.05
TOC/(10 ⁵ USD·a ⁻¹)	0.01	5.26	0.07	0.81
ATC/(10 ⁵ USD·a ⁻¹)	7.75			
TEC/(10 ⁵ t·a ⁻¹)	33			
MVR 热泵的 COP	9.54			

3.3 高温热泵干燥工艺

由图 3 可知,在 MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺中,仍有 791 kW 的低温余热未能被利用。为了充分利用该低温预热,把高温热泵技术应用于本干燥工艺,提出了如图 6 所示的高温热泵干燥工艺。新鲜空气进入高温热泵系统的冷凝器被加热至 108℃后,再由蒸汽加热器用蒸汽升温至 130℃进入干燥器。干燥器出来的 94℃的干燥尾气进入高温热泵系统的蒸发器释放热量,直接降温至 27℃,经分离器分水后排入大气。

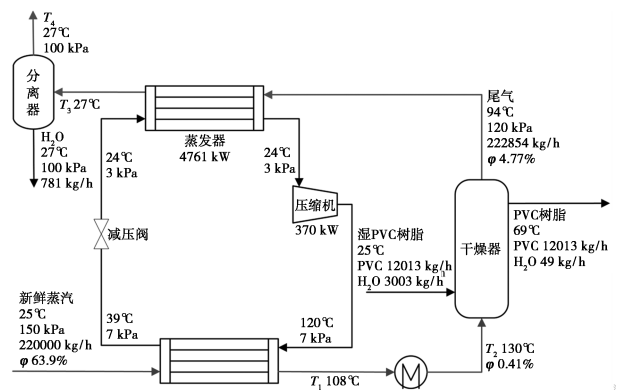


图 6 高温热泵干燥工艺及主要工艺参数

高温热泵的工质直接影响到热泵的性能和效率,因此在选择高温热泵的工质^[17-18]时,应尽可能选择较高的潜热和密度,较低的消耗臭氧层潜值 (ODP) 和全球变暖潜值 (GWP)。本研究选取了 5 种工质(主要性能参数见表 3),分别为 R600a、R134a、R245fa、R718 和 R717,以热泵系统的 COP 最高及整个干燥工艺的 ATC 最低为目标函数,对以上 5 种工质的高温热泵干燥工艺进行研究和优化。

表 3 工质主要性能参数

工质	R600a	R134a	R245fa	R718	R717
化学式	C ₄ H ₁₀	CH ₂ FCH ₃	CF ₃ CH ₂ CHF ₂	H ₂ O	NH ₃
沸点/°C	-11.7	-26.1	15.1	100.0	-33.4
临界温度/°C	134.7	101.1	154.0	374.0	133
临界压力/MPa	3.65	4.06	3.65	22.1	11.4
汽化热/(kJ·kg ⁻¹)	365.29	216	195.66	2260	251.34
ODP	0	0	0	0	0
GWP(100a)	20	1300	1050	0.2	1

高温热泵干燥工艺的能耗主要取决于加热器的蒸汽用量和压缩机的耗电量。提高冷凝器的空气出口温度(T_1),则可减少加热器的蒸汽用量。要提高 T_1 ,势必要增大蒸发器的蒸发量或提高压缩机的出口压力。蒸发器的蒸发量与工质和蒸发压力有关,蒸发压力越低,蒸发器的换热温差越大,蒸发量就越大,但此时压缩机的压比会增大,导致电耗增加和加热器的蒸汽用量减小;反之,蒸发压力越高,蒸发器的换热温差越小,蒸发量就越少,但压缩机的压比会减小,从而节省电耗,但加热器的蒸汽用量就会增大。可见,加热器的蒸发压力与压缩机的出口压力(即冷凝器的冷凝压力)是高温热泵干燥工艺的2个关键参数,且两者关联密切。由于蒸发器的热源是温度为94°C的干燥尾气,因此,为保证蒸发器和冷凝器有一定的换热温差,蒸发器的蒸发压力并不能太高,冷凝器的冷凝压力不能太低。

以工质 R718 为例,模拟得到了蒸发器的蒸发压力与冷凝器的冷凝压力对热泵系统的 COP 和整个干燥工艺 ATC 之间的关系,见图 7。当蒸发器的

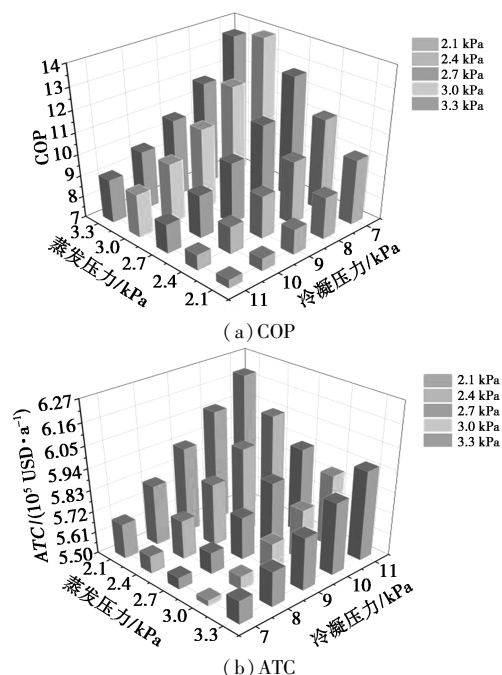


图 7 蒸发压力和冷凝压力对热泵系统 COP 和干燥工艺 ATC 的影响

蒸发压力为 3 kPa,冷凝器的冷凝压力为 7 kPa 时,热泵系统的 COP 最大,干燥工艺的 ATC 最小。

采用同样的方法得到了其他工质的优化参数,结果汇总见表 4。从表 4 可以看出,无论是热泵系统的 COP,还是干燥工艺的 ATC,工质 R718 是最为合适的。表 5 为高温热泵干燥工艺的主要技术经济指标汇总,可见,与传统干燥工艺相比,ATC 节省了 40%,总能耗降低了 52%。

表 4 不同工质的优化参数

工质	R600a	R134a	R245fa	R718	R717
蒸发压力/kPa	600	1100	300	3	900
冷凝压力/kPa	1000	2500	700	7	2400
COP	3.8	5.3	7.5	14.0	6.2
ATC/($\times 10^5$ USD/a)	8.82	9.03	9.24	5.53	6.8

表 5 高温热泵干燥工艺的主要技术经济指标

项目	蒸发器	加热器	冷凝器	压缩机
负荷/kW	4761	1385	5131	370
换热面积/m ²	216	25	451	—
TCC/(10^5 USD·a ⁻¹)	0.3	0.07	0.48	0.08
TOC/(10^5 USD·a ⁻¹)	—	3.0	—	1.6
ATC/(10^5 USD·a ⁻¹)	5.53			
TEC/(10^5 t·a ⁻¹)	20			
COP	13.9			

4 主要技术经济指标的比较与分析

表 6 汇总了 3 种干燥工艺的年总成本(ATC)和能耗数据。研究表明,与传统干燥工艺相比,MVR 吸收式热泵干燥工艺和高温热泵干燥工艺能耗分别降低 27.9%和 52.6%,ATC 分别节省 15.7%和 40%,且高温热泵干燥工艺比 MVR 吸收式热泵干燥工艺更具优势。

表 6 不同工艺的能耗和年总成本

项目	传统干燥工艺	MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺	高温热泵干燥工艺
能耗/kW	5644	3458	1755
TEC/(10^5 t·a ⁻¹)	50	33	20
TCC/(10^5 USD·a ⁻¹)	1.05	1.6	0.93
TOC/(10^5 USD·a ⁻¹)	8.15	6.15	4.6
ATC/(10^5 USD·a ⁻¹)	9.2	7.75	5.53

MVR 耦合吸收式热泵干燥工艺通过吸收式热泵利用更多的尾气余热,TCC 相比于传统干燥工艺增加了 52.4%,但 TOC 降低了 24.5%,同时 MVR 吸收式热泵干燥工艺的 TOC 占 ATC 的比例为 79.4%,所以 MVR 吸收式热泵干燥工艺的 ATC 是

节省的。高温热泵干燥工艺相比传统干燥工艺多利用了1 944 kW的热量和多消耗了370 kW的电能, TOC占ATC的83.2%,其中蒸汽和电能占TOC的65.2%和34.8%,蒸汽操作费相对传统干燥工艺节省了62.5%。

5 结论

针对聚氯乙烯气流干燥的高能耗特点,本研究把机械蒸汽再压缩(MVR)热泵、溴化锂吸收式热泵和高温热泵等节能技术应用于本干燥过程,并进行了节能分析和模拟优化,得到如下研究结论:①为防止干燥尾气直接排入大气造成的白羽烟现象,通过模型计算确定了该尾气的排烟温度为27℃。②传统干燥工艺中,通过尾气余热新鲜空气,可节约约43.2%的能耗,但仍有约29.8%的低温余热未被利用。③与传统干燥工艺相比,MVR耦合溴化锂吸收式热泵干燥工艺能耗和ATC分别下降了27.9%和15.7%,但仍有约12.1%的低温余热未被利用。④采用以R718为循环工质的高温热泵干燥工艺,要比传统干燥工艺节能52.6%,节省ATC约40%。⑤就以上2种热泵干燥工艺相比,高温热泵干燥系统的COP要比MVR耦合溴化锂吸收式热泵系统的COP高出4.4,且无论是能耗,还是综合经济效益,前者均优于后者。

参考文献

- [1] Rodrigues Tacidelli A, Tavernard Pereira Neto A, Pereira Brito R, et al. Modeling and simulation of industrial PVC drying in fluidized beds with internal heat source [J]. *Chemical Engineering & Technology*, 2012, 35(12): 2107-2119.
- [2] Dorfeshan M, Mehrzad S, Hajidavalloo E. Experimental and numerical investigation of specific energy consumption of the two-stage pneumatic-fluidized bed drying of suspension-grade polyvinyl chloride [J]. *Drying Technology*, 2020, 40(2): 371-386.
- [3] Aubin A, Ansart R, Hemati M, et al. Modeling and simulation of drying operations in PVC powder production line: Experimental and theoretical study of drying kinetics on particle scale [J]. *Powder Technology*, 2014, 255: 120-133.
- [4] 李光英, 赵钦新, 邓世丰, 等. 燃煤电站烟羽消除计算方法及实验验证 [J]. *动力工程学报*, 2022, 42(6): 544-551.
- [5] 张焯, 张雷, 王永威. 聚氯乙烯气流干燥过程的仿真研究 [J]. *工程塑料应用*, 2020, 48(6): 78-82.
- [6] Dong X, Zhao H, Kong F, et al. Parameter optimization of multistage closed series heat pump drying system [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2022, 216: 119124.
- [7] Li Z, Xue S, Hu D, et al. Performance analysis of an absorption heat pump system for waste heat and moisture cascade recovery from flue gas [J]. *ACS Omega*, 2022, 7(28): 24596-24605.
- [8] Liu C, Han W, Xue X. Experimental investigation of a high-temperature heat pump for industrial steam production [J]. *Applied Energy*, 2022, 312: 118719.
- [9] Kim S T, Hegner R, Özüylasi G, et al. Performance analysis of multistage high-temperature heat pump cycle [J]. *Energy Science & Engineering*, 2023, 11(10): 3500-3511.
- [10] Li Y, Ding Y, Cao M. Optimization of energy-saving distillation system of absorption heat pump based on intermediate heat exchange [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2022, 213: 118721.
- [11] Wl L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone-methanol separation [J]. *Ind Eng Chem Res*, 2008, 47(8): 2696-2707.
- [12] Cui C, Li X, Guo D, et al. Towards energy efficient styrene distillation scheme: From grassroots design to retrofit [J]. *Energy*, 2017, 134: 193-205.
- [13] Wu D, Jiang J, Hu B, et al. Experimental investigation on the performance of a very high temperature heat pump with water refrigerant [J]. *Energy*, 2020, 190: 116427.
- [14] Yang D, Wan D, Yun Y, et al. Energy-saving distillation process for mixed trichlorobenzene based on ORC coupled MVR heat pump technology [J]. *Energy*, 2023, 262: 125565.
- [15] 赵翔. 二分法求解无视觉白烟临界扩散点 [J]. *机械工程与自动化*, 2021, (3): 81-82.
- [16] 冯殿义, 高源. 烟气白烟羽治理排烟温度预测 [J]. *辽宁工业大学学报: 自然科学版*, 2019, 39(2): 104-106.
- [17] Zhang X, Xu H. Experimental performance of moderately high temperature heat pump with working fluid R1234ze(Z) [J]. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 2020, 144(4): 1535-1545.
- [18] Frate G F, Ferrari L, Desideri U. Analysis of suitability ranges of high temperature heat pump working fluids [J]. *Applied Thermal Engineering*, 2019, 150: 628-640. ■
- [9] Xu Z N, Sun J, Lin C S, et al. High-performance and long-lived Pd nanocatalyst directed by shape effect for CO oxidative coupling to dimethyl oxalate [J]. *ACS Catalysis*, 2013, 3(2): 118-122.
- [10] 计杨. CO催化偶联制草酸二甲酯反应机理、催化剂和动力学的研究 [D]. 上海: 华东理工大学, 2010.
- [11] 房金刚. 一氧化碳偶联反应催化过程研究 [D]. 天津: 天津大学, 2003.
- [12] 闫新磊. 浅析CO催化偶联合成草酸二甲酯工艺中的化学反应及催化剂失活原因 [J]. *化工技术与开发*, 2021, 50(12): 41-43.
- [13] 李宾, 李季, 惠武卫. 某60万t/a甲醇装置废合成催化剂分析和失活原因探讨 [J]. *天然气化工: C1化学与化工*, 2018, 43(5): 119-121.
- [14] Gao X, Zhao Y, Wang S, et al. A Pd-Fe/ α -Al₂O₃/cordierite monolithic catalyst for CO coupling to oxalate [J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66: 3513-3522.
- [15] 贺黎明. CO经草酸二乙酯合成乙二醇催化剂研究 [D]. 北京: 北京化工大学, 2011.
- [16] 衣启松. 高度多孔性氧化铝材料的制备及其二氧化碳吸附性能 [D]. 青岛: 中国石油大学, 2020.
- [17] 古堂生, 林光明. 非晶态和晶态纳米氧化铝粉的相变与红外光谱 [J]. *无机材料学报*, 1997, 12(6): 840-844. ■

(上接第225页)