

液体膨胀机在低温甲醇洗工艺中的应用及优化

曲耀鹏, 宋鹏, 孙金菊

(西安交通大学能源与动力工程学院, 710049, 西安)

摘要: 为降低低温甲醇洗工艺能耗, 提高 CO₂ 捕获量, 提出在不同位置使用液体膨胀机替换节流阀的方案。采用 Aspen Plus 软件模拟传统低温甲醇洗工艺(方案 0), 物性方法选用 CPA(cubic-plus-association)模型, 使用实验数据回归的二元交互参数进行修正, 结果发现主要流股与实际数据的标准偏差均小于 1%。使用富碳膨胀机、富硫膨胀机、同时使用富碳/富硫膨胀机替换节流阀(方案 1~3)以改进工艺。以敏感性参数为优化变量, 综合考虑热能、冷能和电能的不同品位, 以单位 CO₂ 捕获能耗最低为目标优化工艺参数, 得到优化后的方案 1~3。与使用节流阀的工艺进行比较, 结果表明: 方案 1~3 使单位 CO₂ 产品能耗分别降低了 11.75%、12.38% 和 22.90%, 优化后的方案 1~3 进一步降低了 6.05%、5.59% 和 4.47%; 方案 1~3 的烟效率分别提高了 1.23%、1.23% 和 2.48%, 优化后进一步提高了 0.20%、0.15% 和 0.15%; 不同位置的膨胀机均能带来经济收益, 不同的是, 优化后方案小幅提高了富硫膨胀机的收益, 但大幅降低了富碳膨胀机的收益。该研究可为液体膨胀机的工业化应用提供借鉴。

关键词: 低温甲醇洗; 液体膨胀机; 经济分析; 碳捕集; 能耗分析

中图分类号: TQ546.5 **文献标志码:** A

DOI: 10.7652/xjtuxb202504019 **文章编号:** 0253-987X(2025)04-0203-10

Application and Optimization of Liquid Expander in Rectisol Process

QU Yaopeng, SONG Peng, SUN Jinju

(School of Energy and Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, Xi'an 710049, China)

Abstract: To reduce the energy consumption of the rectisol process and increase CO₂ capture, scenarios are proposed to use a liquid expander at different locations to replace the throttle valve. Aspen Plus software simulates the traditional rectisol process (scenario 0). The physical method selects the CPA (cubic-plus-association) model and corrects it using binary interaction parameters regressed on experimental data, with standard deviations of the main flow strands from actual data below 1%. Throttle valves are then replaced with a carbon-rich expander, a sulfur-rich expander, and both carbon-rich/sulfur-rich expanders (scenarios 1—3) to enhance the process. Subsequently, sensitivity parameters serve as optimization variables, considering varying levels of heat, cold, and electricity, optimizing process parameters with the objective of overall energy consumption per unit of CO₂ product, and obtaining the corresponding optimization scenarios. Results show that applying the liquid expander (scenarios 1—3) reduces energy consumption per unit of CO₂ product by 11.75%, 12.38%, and 22.90%, respectively, compared to using a

收稿日期: 2024-11-12。 作者简介: 曲耀鹏(1990—), 男, 博士生; 孙金菊(通信作者), 女, 教授, 博士生导师。

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(51576148); 开山压缩机股份有限公司资助项目(202012398)。

网络出版时间: 2024-12-30

网络出版地址: <https://link.cnki.net/urlid/61.1069.T.20241227.1942.002>

throttle valve; further reductions of 6.05%, 5.59%, and 4.47% are achieved post-optimization. Exergy efficiency increases by 1.23%, 1.23%, and 2.48% for scenarios 1—3, respectively; post-optimization, it further increases by 0.20%, 0.15%, and 0.15%. Economic analysis indicates that different expander positions all yield gains, with optimization slightly boosting profits of the sulfur-rich expander but significantly reducing profits of the carbon-rich expander. This research can provide a reference for the industrial application of liquid expanders.

Keywords: rectisol; liquid expander; economic analysis; carbon dioxide capture; energy analysis

低温甲醇洗技术^[1-2]的开发可追溯到 20 世纪 50 年代,它是一种以甲醇^[3]为溶剂的物理吸收法。CO₂、H₂S 和 COS 等酸性气体^[4]在低温甲醇中溶解度高,因此甲醇^[5-6]是去除酸性气体的有效方法,同时还能克劳斯硫回收装置提供浓缩的 H₂S。全球已有超过 150 家工厂采用了低温甲醇洗技术^[7]。

与 Selexol 和 Purisol 等其他酸性气体去除技术相比^[8],低温甲醇洗技术^[9]已被证明更为有效。这是由于高压低温条件下,CO₂ 和 H₂S 在甲醇中溶解度较高^[10]。传统的低温甲醇洗工艺^[11]面临两个重大问题:能耗高^[12]和 CO₂ 回收率低^[13]。高能耗主要源于冷热公用工程系统^[14]和动力设备的功耗。多年来,许多研究都在努力降低低温甲醇洗工艺的能耗,同时提高 CO₂ 捕集率。例如:文献[15-16]通过增加设备以减少 CO₂ 排放量;文献[17-18]通过系统改造以减少 CO₂ 排放量;文献[13,19]通过改造优化运行参数的方式降低 CO₂ 捕获能耗。上述研究虽然提高了 CO₂ 捕集率,但由于系统复杂^[20-21],可能会增加现有工厂的改造难度和风险。因此,能耗低、CO₂ 捕集率高、经济性良好、风险低的解决方案更具吸引力。

使用液体膨胀机替代节流阀是一种非常有价值的选择,具有可降低低温甲醇洗的能耗、经济性好以及系统改造简单等优点。膨胀机广泛应用于各个领域,其中最常见的应用是天然气液化^[22-23]。Qyyum 等^[24]通过用低温膨胀机取代焦耳-汤普森(JT)阀改进了天然气液化流程,能耗减少了 28.57%。Huo 等^[25]在空气分离工艺中应用这一技术,可节约 2.12% 能耗。Qu 等^[26]研究了低温甲醇洗工艺中使用气体膨胀机替换 JT 阀,最高可节约 1.58% 能耗。

要芬芬等^[27]在低温甲醇洗工艺中使用液力透平泵回收压力能,年可节省电费超过 56 万元。但是,未考虑对冷热公用工程用量及 CO₂ 产品气的影响。液体膨胀机的引入会对上下游工艺参数产生影响。尚未有研究在考虑液体膨胀机的基础上,对低温甲醇洗参数进行再匹配。为挖掘节能降耗潜力,

本文以林德低温甲醇洗工艺为研究对象,针对分别使用富碳膨胀机、富硫膨胀机、同时使用富碳/富硫膨胀机 3 种方案,以敏感性参数为优化变量,综合考虑热能、冷能、电能的不同品位,以单位 CO₂ 捕获综合能耗最低为目标对工艺参数进行优化,得到各方案的最佳操作参数。

1 系统描述

图 1 为某大型煤化工集团气化和合成工艺之间的净化部分(低温甲醇洗工艺),该部分主要由塔、泵、压缩机、换热器和分流器组成,分别用 T、P、C、E 和 SP 表示,设备之间通过管道连接。其中,塔设备包括吸收塔 T1、CO₂ 解吸塔 T2、N₂ 气提塔 T3 和 T6、热再生塔 T4、甲醇-水分离塔 T5。原料气与少量甲醇预混合以防止结冰,与循环气混合后进入吸收塔 T1。吸收是放热过程,因此在 T1 中配置了两个液侧冷却回路,以提高吸收效果。净化气从 T1 顶部排出,进入合成段。CO₂ 富甲醇液经过分流器 SP1 分流,一部分返回吸收塔,另一部分经过节流阀 1 降压后进入分离器 V1,V1 塔底液相富甲醇液经过分流器 SP2 分流,分别进入解吸塔 T2 和气提塔 T3。T1 塔底富甲醇液经过节流阀 2 降压后进入分离器 V2,V2 塔底液相富甲醇液直接进入气提塔 T3。T3 塔底富甲醇液进入气提塔 T6 进一步气提后,气相返回 T3,液相流入 T4,经过 T4 塔底再沸器 R1 加热精馏解吸出 H₂S, T4 塔顶气体作为克劳斯气输出系统, T4 塔底大部分贫甲醇液被送回 T1 重新吸收酸性气体,少量贫甲醇液被送入甲醇-水分离塔 T5 脱除水分。

为讨论方便,将现有使用 JT 阀的工艺定义为方案 0,如图 1 所示。该工艺中有两处减压位置,即液体节流阀 1(其中为富碳甲醇液)和节流阀 2(其中为富硫甲醇液)所示位置,这两处压差大、流量大。因此,本文针对分别使用液体膨胀机替代上述两处 JT 阀以及同时替代形成的 3 种方案进行讨论,方案 1~3 分别为使用富碳膨胀机、富硫膨胀机、同时使用富碳和富硫膨胀机的工艺,如图 2 所示。

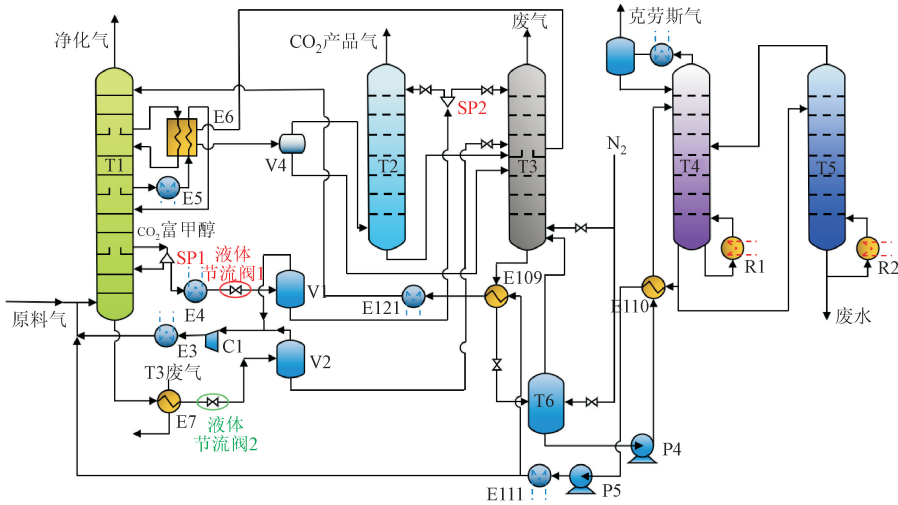


图 1 使用节流阀的低温甲醇洗工艺(方案 0)

Fig. 1 Rectisol process using throttle valves (case 0)

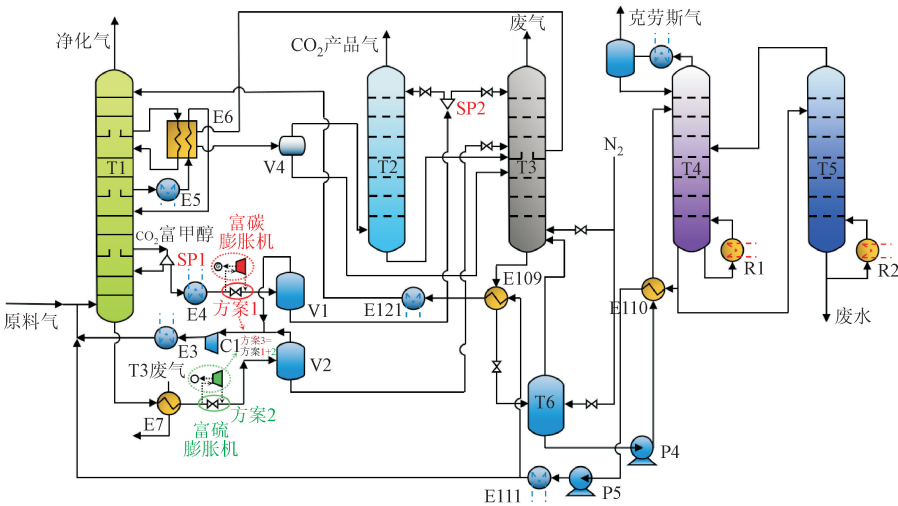


图 2 使用液体膨胀机的低温甲醇洗工艺(方案 1~3)

Fig. 2 Rectisol process using liquid expanders (case 1—3)

2 数值模型与验证

文献[28-29]基于 Aspen Plus 软件及 CPA(cubic-plus-association)模型对低温甲醇洗工艺进行预测,能够模拟含有极性/缔合性化学品和碳氢化合物的混合物汽液平衡或汽液液平衡^[30]。

本文采用 Aspen Plus 软件,使用修正的 CPA 模型对现有的林德低温甲醇洗工艺建模。为了便于理解,列出了重要设备的基本计算方程。

膨胀机输出功率 W_{exp} 的定义^[26]如下

$$W_{\text{exp}} = \eta_{\text{is,exp}} F(h_{\text{in,e}} - h_{\text{out,s}}) \tag{1}$$

式中: $\eta_{\text{is,exp}}$ 表示等熵效率,设置为 85%^[25-26]; F 表示

流量; $h_{\text{in,e}}$ 表示膨胀机入口焓; $h_{\text{out,s}}$ 表示膨胀机等熵出口焓。

阀门^[25]和分流器^[15]的出、入口焓计算方程如下

$$h_{\text{in,v}} = h_{\text{out,v}} \tag{2}$$

$$h_{\text{in,s}} = \sum_i h_{\text{out,i}} \tag{3}$$

式中: $h_{\text{in,v}}$ 表示阀门入口焓; $h_{\text{out,v}}$ 表示阀门出口焓; $h_{\text{in,s}}$ 表示分流器入口焓; $h_{\text{out,i}}$ 表示分流器出口第 i 股流股焓。

将主要流股物理量的本文模拟数据与实际数据^[19]进行对比,结果如表 1 所示。可以看出,主要数据的最大标准偏差均小于 1%。详细模型描述和对比数据见文献[26]。

表 1 主要流股物理量的本文数据与实际数据

Table 1 Data from this paper and actual data for physical quantities of the main flow strands

物理量	实际数据 ^[19]	本文数据	标准差/%
净化气流量/(kmol·h ⁻¹)	12 206.00	12 200.20	0.05
净化气温度/K	233.77	235.75	0.85
净化气压力/bar	54.75	54.75	0
CO ₂ 产品气流量/(kmol·h ⁻¹)	1 547.03	1 550.57	0.23
CO ₂ 产品气温度/K	221.87	221.27	0.27
CO ₂ 产品气压力/bar	3.00	3.00	0
废气流量/(kmol·h ⁻¹)	4 259.37	42 57.40	0.05
废气温度/K	211.80	210.18	0.76
废气压力/bar	1.85	1.85	0
贫甲醇流量/(kmol·h ⁻¹)	15 067.00	15 067.00	0
贫甲醇温度/K	371.65	371.41	0.06
贫甲醇压力/bar	3.35	3.35	0

3 能耗、焓和经济分析

3.1 能耗分析

单位 CO₂ 产品的能耗是评估低温甲醇洗工艺的常用能效指标,常定义为系统总能耗与 CO₂ 产量之比,即

$$\beta(\text{CO}_2) = \frac{\omega_{\text{sys}}}{m(\text{CO}_2)} \tag{4}$$

式中: ω_{sys} 表示系统总能耗; $m(\text{CO}_2)$ 表示 CO₂ 产量。

系统总能耗为热能、冷能和电能之和。鉴于不同能量的获取难度存在差异,为了更科学地反应能耗水平,根据不同能源的价格^[26]确定相应的权重系数,定义了综合能耗指标

$$\beta(\text{CO}_2) = (a \sum_{i=1}^{n_e} W_{i,e} + b \sum_{i=1}^{n_h} W_{i,h} + c \sum_{i=1}^{n_{cp}} W_{i,cp} + d \sum_{i=1}^{n_{cw}} W_{i,cw}) / m(\text{CO}_2) \tag{5}$$

式中: $W_{i,e}$ 、 $W_{i,h}$ 、 $W_{i,cp}$ 和 $W_{i,cw}$ 分别表示各设备电耗、热耗、丙烯制冷能耗和冷却水制冷能耗,相应的权重系数 $a \sim d$ 分别为 1、0.048、0.654、0.010。

3.2 焓分析

多组分流股的摩尔焓 ϵ_t 由物理摩尔焓 ϵ_{ph} 和化学摩尔焓 ϵ_{ch} 组成,表示为

$$\epsilon_t = \epsilon_{ph} + \epsilon_{ch} \tag{6}$$

式中: ϵ_t 表示摩尔焓; ϵ_{ph} 和 ϵ_{ch} 分别表示物理和化学摩尔焓。

物理摩尔焓是温度 T 、熵 s 和摩尔焓 h 的函数。

流股在实际条件 (T, p) 和标准环境条件 (T_0, P_0) 下的焓值分别表示为 $h(T, p)$ 和 $h(T_0, p_0)$,在实际条件和标准环境条件下的熵值分别表示为 $s(T, p)$ 和 $s(T_0, P_0)$ 。环境温度和压力^[15]分别为 298.15 K 和 1 bar。物理摩尔焓计算公式为

$$\epsilon_{ph} = h(T, p) - h(T_0, p_0) - T_0(s(T, p) - s(T_0, P_0)) \tag{7}$$

此外,物理摩尔焓可以分为基于温度的焓 ϵ_T 和基于压力的焓 ϵ_p 两个部分,各部分的计算式如下

$$\epsilon_{ph} = \epsilon_T + \epsilon_p \tag{8}$$

$$\epsilon_T = h(T, p) - h(T_0, p) - T_0(s(T, p) - s(T_0, P)) \tag{9}$$

$$\epsilon_p = h(T_0, p) - h(T_0, p_0) - T_0(s(T_0, p) - s(T_0, P_0)) \tag{10}$$

由于在低温甲醇洗工艺中不发生化学反应,所以混合流股的化学摩尔焓仅由吸收和解吸过程产生。混合流股的化学摩尔焓可以根据各组分的摩尔分数及其标准化学摩尔焓计算得出,如下所示

$$\epsilon_{ch} = \sum_i x_i \epsilon_{ch,i} + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \tag{11}$$

式中: R 、 $\epsilon_{ch,i}$ 、 x_i 分别表示摩尔气体常数、各组分的标准化学摩尔焓和摩尔分数。

流股的总焓 E 是摩尔焓和摩尔流量 F 的函数,表示为

$$E = F\epsilon_t \tag{12}$$

根据上述参数可以计算出焓效率和焓损失。焓损失是指总输入焓减去总输出焓,可写成

$$I = E_{in} - E_{out} \tag{13}$$

焓效率反映了系统与设备之间的匹配程度,同时也从质量角度揭示了能量的利用效率。焓效率(ψ)是产品焓(E_{pr})和副产品焓(E_{bypr})与总输入焓(E_{in})之比,记为

$$\psi = \frac{E_{pr} + E_{bypr}}{E_{in}} \tag{14}$$

3.3 经济性分析

经济分析是比较不同项目盈利能力的重要工具。本研究选择了回报期(P_{OR})和生命周期利润(L_{CP})两个指标来评估低温甲醇洗工艺的经济效益。计算方法考虑了投资、折旧、液体膨胀机的发电量和冷能节约量。

生命周期利润是指产品在整个生命周期内创造的总净值,可以描述为

$$L_{CP} = A_P \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} - C_e \tag{15}$$

式中: A_P 表示年利润; i 表示实际利率; n 和 C_e 分别指设备使用寿命和液体膨胀机的资本投资。

在某种程度上,回收期反映了资本周转的速度^[31]。投资回收期越短,表明资本周转越快、风险越低、利润率越高。根据年利润、资本投资和实际利率可以计算出回收期

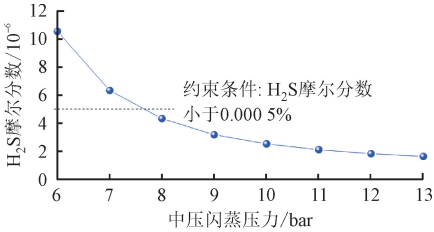
$$P_{OR} = \frac{\ln(A_P) - \ln(A_P - iC_e)}{\ln(1+i)} \tag{16}$$

更多详细的模型描述和计算方法参见文献[26]。

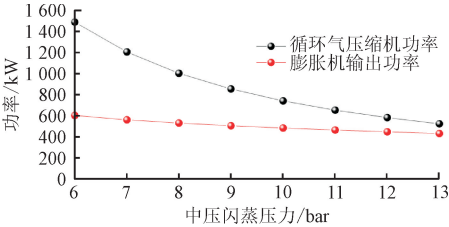
4 结果与讨论

4.1 优化分析

膨胀机产生制冷量,影响流程参数,需要优化运行参数,降低CO₂捕获能耗。定义 X_{sp1} 为分流器SP1流入吸收塔T1的分流分率, X_{sp2} 为分流器SP2流入解吸塔T2的分流分率。分别对公用系统冷能、热能、电能、中压闪蒸压力、 X_{sp1} 和 X_{sp2} 等参数进行敏感性分析。图3为方案1中压闪蒸压力的敏感性分析结果。中压闪蒸压力越低,回收的压力能越高,但循环气压缩机功率也有所增加,且增幅更大。这是因为降低中压闪蒸压力会闪蒸出更多循环气,增加了循环气压缩机负荷。与此同时,CO₂产品气中的H₂S摩尔分数也会在中压闪蒸压力降至7 bar时触及低温甲醇洗工艺指标边界,因此方案1中压闪蒸压力的调节范围为8~13 bar。采用同样的方法,得到方案2和3中压闪蒸压力的调节范围分别为11~13 bar和13 bar。综上所述可知,方案1~3中压闪蒸压力选择设计值13 bar。



(a)CO₂ 产品气中 H₂S 摩尔分数



(b)循环气压缩机功率和膨胀机输出功率

图 3 方案 1 中压闪蒸压力的敏感性分析

Fig. 3 Sensitivity analysis of medium-pressure flash pressure for case 1

X_{sp1} 和 X_{sp2} 是CO₂捕获过程中的两个敏感性参数,它们分配富硫/富碳甲醇的流向,影响系统能耗和CO₂产品气量。敏感性分析表明, X_{sp1} 、 X_{sp2} 小于0.3或大于0.7易突破表2所示的工艺指标边界,所以计算范围选为0.3~0.7。定义 y_{ob} 为目标函数,将 X_{sp1} 和 X_{sp2} 作为变量,以单位CO₂捕获能耗最低为目标进行优化,得到为

$$y_{ob} = f(X_{sp1}, X_{sp2}) = \min(\beta(CO_2)) \tag{17}$$

表 2 低温甲醇洗工艺指标^[15]

Table 2 The targets of the rectisol process^[15]

该股	指标
净化气	$x(H_2S) < 0.000\ 01\%$
CO ₂ 产品气	$x(CO_2) > 99\%$
CO ₂ 产品气	$x(H_2S) < 0.000\ 5\%$
尾气	$x(H_2S) < 0.006\%$
贫甲醇液	$x(H_2S) < 0.000\ 1\%$
克劳斯气体	$x(H_2S) > 35\%$
废水	$x(CH_3OH) < 0.05\%$

注:表中 x 为摩尔分数。

对不同的 X_{sp1} 和 X_{sp2} 值进行交叉计算,生成若干参数组合,对此进行流程模拟,筛选满足低温甲醇洗工艺指标的结果,选取满足优化目标的最优解作为优化方案。图4为方案1的单位CO₂能耗分布图,图中黑色点为最优解,对应的 X_{sp1}/X_{sp2} 值为0.41/0.42,即为优化后的方案1。方案2和3最佳的 X_{sp1}/X_{sp2} 值分别为0.48/0.46和0.47/0.47,即

为优化后的方案 2 和 3。

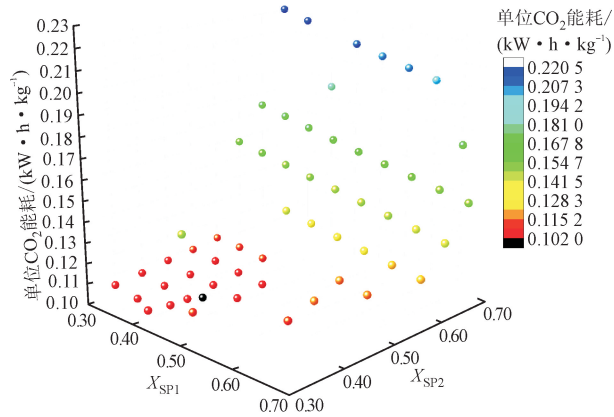


图 4 方案 1 单位 CO₂ 能耗分布图

Fig. 4 Distribution of energy consumption per unit of CO₂ for case 1

使用富碳膨胀机、富硫膨胀机、同时使用富碳/富硫膨胀机替换节流阀(方案 1~3)可以改进工艺。以敏感性参数为优化变量,综合考虑热能、冷能和电能的不同品位,以单位 CO₂ 捕获能耗最低为目标可进一步优化工艺参数,得到优化后的方案 1~3。表 3 列出了不同方案的低温甲醇洗工艺的能量消耗。可以看出:与方案 0 相比,方案 1~3(包括优化后的方案)的电量消耗均下降,热量消耗几乎未变,系统

总能耗均下降。除了优化后的方案 1 的冷量消耗增加外,其他方案的冷量消耗均较方案 0 有所降低。这是因为膨胀机的位置不同,对系统的作用效果存在差异:富硫膨胀机出口的该股流入气提塔 T3,低温会减少废气中的 CO₂ 量,使得更多 CO₂ 从 T3 塔中部流入 T2;富碳膨胀机出口该股经分流器分别流入解吸塔 T2 和气提塔 T3,低温会抑制 T2 塔中 CO₂ 的解吸,从而增加冷能消耗。方案 1~3 的系统能耗较方案 0 分别降低了 7.31%、7.28% 和 14.62%;优化后,方案 1 和 3 的系统能耗较优化前分别增加 2.38% 和 0.44%,方案 2 基本持平。方案 1~3 的 CO₂ 产量较方案 0 分别增加了 5.04%、5.81% 和 10.74%;优化后的方案 1~3 的 CO₂ 产量较方案 0 分别增加了 15.44%、12.92% 和 18.08%。虽然优化后的方案 1 和 3 的总能耗较方案 1 和 3 有所增加,但是 CO₂ 产品气量也有所增加,且增幅更大,这使得单位 CO₂ 产品能耗大幅降低。方案 1~3 的单位 CO₂ 产品能耗较方案 0 分别降低了 11.75%、12.38% 和 22.90%;优化后的方案 1~3 的单位 CO₂ 产品能耗较方案 0 分别降低了 17.80%、17.97% 和 27.37%。使用膨胀机替换 JT 阀降低了 CO₂ 捕获能耗,优化发挥了膨胀机的潜能,使得 CO₂ 捕获能耗进一步降低。

表 3 不同方案低温甲醇洗工艺的能量消耗

Table 3 Energy consumption of rectisol systems for different cases

参数	数值						
	方案 0	方案 1	优化后的 方案 1	方案 2	优化后的 方案 2	方案 3	优化后的 方案 3
电量/kW	2 622.5	2 172.9	2 102.0	2 179.3	2 178.8	1 727.1	1 726.2
热量/kW	11 789.7	11 790.9	11 791.3	11 790.5	11 790.5	11 791.7	11 791.7
冷量/kW	13 878.2	13 612.4	13 994.2	13 596.8	13 587.7	13 331.5	13 382.0
丙烯冷量/kW	7 901.0	7 648.0	8 040.2	7 641.6	7 630.0	7 389.5	7 439.5
冷却水冷量/kW	5 977.2	5 964.3	5 954.1	5 955.2	5 957.7	5 942.0	5 942.5
液体膨胀机输出功率/kW		434.3	492.7	417.1	417.8	853.1	852.9
系统总能耗/kW	8 415.4	7 800.3	7 985.8	7 802.4	7 794.3	7 185.2	7 217.1
系统总能耗节约量/kW		615.1	429.6	613.0	621.1	1 230.2	1 198.3
系统总能耗变化/%		-7.31	-5.11	-7.28	-7.38	-14.62	-14.24
CO ₂ 产量/(kg·h ⁻¹)	67 753	71 166	78 212	71 691	76 504	75 029	80 002
CO ₂ 产量变化/%		5.04	15.44	5.81	12.92	10.74	18.08
单位 CO ₂ 产品能耗/(kW·h·kg ⁻¹)	0.124	0.110	0.102	0.109	0.102	0.096	0.090
单位 CO ₂ 产品能耗变化/%		-11.75	-17.80	-12.38	-17.97	-22.90	-27.37

4.2 焓分析

对不同方案的低温甲醇洗工艺进行了焓分析。Aspen Plus 软件中的允许误差设置为 10^{-4} , 低温甲醇洗工艺焓效率的误差带为 $\pm 0.02\%$, 如图 5 所示。表 4 列出了不同方案低温甲醇洗工艺的焓分析数据。可以看出,除了方案 1 的输入能量焓较方案 0 有所增加,其余方案均降低,这与上节的能耗分析一致。方案 0~3 的焓效率分别为 64.88%、66.10%、66.11%和67.36%。与方案 0 相比,方案 1~3 的焓效率分别提高了 1.23%、1.23%和 2.48%,优化后进一步提高了 0.20%、0.15%和 0.15%。焓效率的提高是由于系统输入功率和焓损失的减少。与方案 0 相比,方案 1~3 的输入功率分别降低了 1.01%、1.17% 和 2.19%,优化后的方案 1~3 的输入功率分别降低了一 0.13%、1.20%和 2.04%。此外,方案 1~3 的焓损失分别比方案 0 低 3.68%、3.72%和

7.46%,优化后的方案 1~3 的焓损失分别降低了 4.06%、4.15% 和 7.79%。

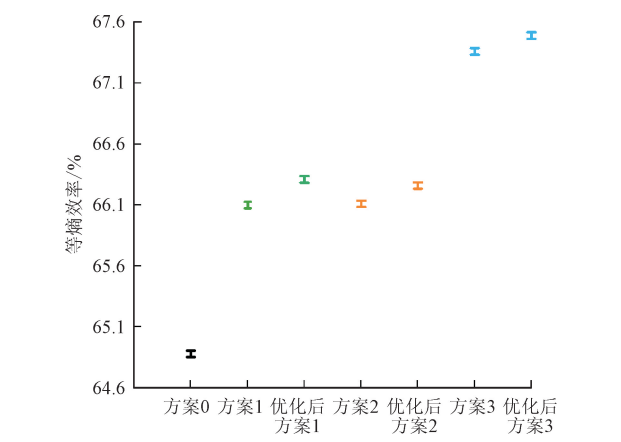


图 5 低温甲醇洗工艺焓效率的误差带
Fig. 5 Error bands for the exergy efficiency of rectisol systems

表 4 不同方案低温甲醇洗工艺的焓分析
Table 4 Exergy analysis of rectisol systems for different cases

模型	输入流股焓/ MW	输入能量焓/ MW	净化气焓/ MW	CO ₂ 产品气焓/ MW	输出能量焓/ MW	焓损失/ MW	焓效率/ %
方案 0	35.407	8.463	27.367	1.096	0	15.408	64.88
方案 1	35.407	8.377	27.358	1.152	0.434	14.841	66.10
方案 1 优化	35.406	8.474	27.355	1.250	0.493	14.783	66.31
方案 2	35.407	8.364	27.358	1.162	0.417	14.835	66.11
方案 2 优化	35.407	8.362	27.357	1.226	0.418	14.768	66.26
方案 3	35.406	8.278	27.356	1.216	0.853	14.259	67.36
方案 3 优化	35.406	8.291	27.357	1.280	0.853	14.208	67.49

热力学循环性能可以通过焓效率来评估。较高的焓效率导致较低的焓损失,反之亦然。对比方案 1~3 焓效率的增量可知,使用一台液体膨胀机的方案 1 和 2 的系统焓效率均增加了 1.23%,使用两台液体膨胀机的方案 3 的系统焓效率增加了 2.48%,约为方案 1 和 2 之和,可见不同位置膨胀机对系统焓效率的提升总是正向的,可以显著提升有效能的利用。

4.3 经济分析

对低温甲醇洗工艺进行了经济分析,以评估使用液体膨胀机(方案 1~3)替代 JT 阀及对其优化的经济性。表 5 为经济分析结果,包括总资本投资、生命周期利润和回报期。使用液体膨胀机可产生绿色电能,同时减少丙烯制冷能耗(优化后的方案 1 除外)和冷却水消耗。方案 1~3 中液体膨胀机的年发

电量分别为 3 474.3、3 336.7、6 824.5 MW·h,优化后,方案 1 增加至 3 942.0 MW·h,方案 2 和 3 与优化前基本一致。方案 1~3 的年节约丙烯制冷能耗量分别为 2 023.5、2 075.2、4 092.1 MW·h。优化后,方案 2 的年节约丙烯制冷能耗量略微增加,方案 3 小幅下降,方案 1 大幅下降。方案 1~3 每年节约的冷却水能耗量分别为 103.2、1 76.0、282.0 MW·h,优化后,方案 1 增至 185.3 MW·h,方案 2 和 3 略微减少。

综合考虑折旧费、电费、丙烯制冷费和冷却水费,方案 1~3 的年利润分别为 56.02、55.81、112.01 万美元,优化后,方案 2 的年利润增加至 56.54 万美元,方案 1 和 3 降至 39.34、109.14 万美元。这些指标表明,使用液体膨胀机可以带来可观的经济效益:优化后的方案 1 和 3 以较小的年利润损失换来 CO₂ 减

排量的大幅提高,优化后的方案 2 同时提高了年利润和 CO₂ 减排量。方案 1~3 的生命周期利润分别为 914.04、911.99、1 829.23 万美元,方案 3 约为前两者之和;优化后的方案 1 和 3 分别降至 626.20、1 779.80 万美元,优化后的方案 2 小幅增至 924.62 万美元,这

是因为优化增加了方案 1 和 3 的系统能耗,降低了方案 2 的系统能耗。方案 1~3 的回收期分别为 0.95、0.93、0.94 a,这与在天然气液化工厂使用水轮机替换 JT 阀的投资回收期少于 1 a^[32] 相一致。优化后,方案 2 和 3 的回收期变化甚微,方案 1 增加至 1.36 a。

表 5 不同方案低温甲醇洗工艺的经济分析
Table 5 Economic analysis of rectisol systems for different cases

经济参数	数值					
	方案 1	优化后的方案 1	方案 2	优化后的方案 2	方案 3	优化后的方案 3
总投资/万美元	52.71	52.71	51.14	51.14	103.85	103.85
年 CO ₂ 减排量/t	27 301.0	83 672.7	31 504.2	70 004.9	58 209.8	97 993.9
液体膨胀机年发电量/(MW·h)	3 474.3	3 942.0	3 336.7	3 342.7	6 824.5	6 823.1
年节约电量/(MW·h)	122.6	221.9	208.9	207.3	338.7	347.4
年节约丙烯制冷能耗量/(MW·h)	2 023.5	—1 113.4	2 075.2	2 168.2	4 092.1	3 691.6
年节约冷却水能耗量/(MW·h)	103.2	185.3	176.0	156.2	282.0	278.0
年利润/万美元	56.02	39.34	55.81	56.54	112.01	109.14
生命周期利润/万美元	914.04	626.20	911.99	924.62	1 829.23	1 779.80
回报期/a	0.95	1.36	0.93	0.92	0.94	0.97

5 结 论

通过使用液体膨胀机替代 JT 阀改进了低温甲醇洗工艺,为了发挥膨胀机潜力,对相关参数进行了优化。对不同方案的低温甲醇洗工艺进行了能耗分析、焓分析和经济分析。本文主要结论总结如下。

(1)不同位置膨胀机的优化效果存在差异,优化后,方案 2 的系统能耗略微下降,方案 1 的系统能耗大幅上升,但 CO₂ 产品气量均大幅增加,这使得方案 1~3 的单位 CO₂ 产品能耗较方案 0 分别降低了 11.75%、12.38% 和 22.90%,优化后的方案 1~3 的单位 CO₂ 产品能耗进一步降低了 6.05%、5.59% 和 4.47%。使用膨胀机替换 JT 阀降低了 CO₂ 捕获能耗,优化发挥了膨胀机的潜能,使得 CO₂ 捕获能耗进一步降低。

(2)焓分析表明,液体膨胀机的应用(方案 1~3)使系统焓效率分别提高了 1.23%、1.23% 和 2.48%,优化后,焓效率进一步提高至 1.43%、1.38% 和 2.61%。

(3)不同位置膨胀机的经济性也存在差异,预期投资回收期为 0.92~1.36 a,其中最长回收期为优化后的方案 1,最短为优化后的方案 2。

参考文献:

[1] WILHELM H, RUDOLF B, GERTRUD D H, et al. Process for the purification of gases: US2863527 [P].

1958-09-12.
[2] RANKE G, WEISS H. Separation of gaseous components from a gaseous mixture by physical scrubbing: US4324567A [P]. 1982-04-13.
[3] 王克华,管凤宝,夏祖虎,等. 煤制氢低温甲醇洗装置改造方案研究 [J]. 现代化工, 2023, 43(11): 231-235.
WANG Kehua, GUAN Fengbao, XIA Zuhu, et al. Research on upgrading scheme for rectisol unit in a coal to hydrogen plant [J]. Modern Chemical Industry, 2023, 43(11): 231-235.
[4] 杨声,梁嘉能,杨思宇,等. 煤制气中甲烷化余热利用集成串联吸收式制冷新工艺 [J]. 化工学报, 2016, 67(3): 779-787.
YANG Sheng, LIANG Jianeng, YANG Siyu, et al. A novel integrated cascade absorption refrigeration technology by using waste heat in CTG's methanation process [J]. CIESC Journal, 2016, 67(3): 779-787.
[5] 管晨羽,李燕,张述伟. 某厂低温甲醇洗中杂质硫的影响及消除研究 [J]. 化学工程, 2020, 48(9): 14-19.
GUAN Chenyu, LI Yan, ZHANG Shuwei. Study on influence and elimination of sulfide impurities in chilled methanol wash process of a plant [J]. Chemical Engineering(China), 2020, 48(9): 14-19.
[6] 岳昌海,秦凤祥,孙玉玉,等. 低温甲醇洗循环甲醇有机硫化物定性和定量研究 [J]. 化学工程, 2020, 48(6): 71-74.
YUE Changhai, QIN Fengxiang, SUN Yuyu, et al. Qualitative and quantitative research about organic sul-

- fides in recycle methanol of rectisol [J]. Chemical Engineering(China), 2020, 48(6): 71-74.
- [7] GAO Hongxia, ZHOU Liping, LUO Xiao, et al. Optimized process configuration for CO₂ recovery from crude synthesis gas via a rectisol wash process [J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2018, 79: 83-90.
- [8] AI Ning, CHEN Jian, FEI Weiyang. Solubility of carbon dioxide in four mixed solvents [J]. Journal of Chemical & Engineering Data, 2005, 50(2): 492-496.
- [9] 孙悦鹏, 孙延吉, 潘艳秋, 等. 基于BO-LSTM的低温甲醇洗净化气 CO₂ 含量预测 [J/OL]. 化工进展. (2024-04-10) [2024-11-01]. <https://doi.org/10.16085/j.issn.1000-6613.2024-0244>.
SUN Yuepeng, SUN Yanji, PAN Yanqiu, et al. Prediction of CO₂ content in rectisol purified gas based on BO-LSTM [J/OL]. Chemical Industry and Engineering Progress. (2024-04-10) [2024-11-01]. <https://doi.org/10.16085/j.issn.1000-6613.2024-0244>.
- [10] FRANZ J, SCHERER V. An evaluation of CO₂ and H₂ selective polymeric membranes for CO₂ separation in IGCC processes [J]. Journal of Membrane Science, 2010, 359(1/2): 173-183.
- [11] 赖宁, 于杰, 魏成, 等. 低温甲醇洗装置运行问题及对策 [J]. 化学工程, 2022, 50(11): 74-78.
LAI Ning, YU Jie, WEI Cheng, et al. Problems and counter measures of rectisol plant during operation [J]. Chemical Engineering(China), 2022, 50(11): 74-78.
- [12] 麻蓉, 张桥. PSA-低温甲醇洗-膜分离耦合的氢气分离系统建立与模拟 [J]. 化工学报, 2023, 74(10): 4201-4207.
MA Rong, ZHANG Qiao. Establishment and simulation of hydrogen separation system coupled with PSA, rectisol and membrane separation [J]. CIESC Journal, 2023, 74(10): 4201-4207.
- [13] SHARMA I, HOADLEY A F A, MAHAJANI S M, et al. Multi-objective optimisation of a Rectisol™ process for carbon capture [J]. Journal of Cleaner Production, 2016, 119: 196-206.
- [14] 赵伟, 李伟, 尤永平. 低温甲醇洗亏冷原因分析及应对措施 [J]. 化学工程, 2021, 49(4): 74-78.
ZHAO Wei, LI Wei, YOU Yongping. Analysis of reasons of loss of cooling energy in rectisol process and coping measures [J]. Chemical Engineering(China), 2021, 49(4): 74-78.
- [15] YANG Sheng, ZHANG Lu, XIE Nan, et al. Thermodynamic analysis of a semi-lean solution process for energy saving via rectisol wash technology [J]. Energy, 2021, 226: 120402.
- [16] LIU Xia, YANG Siyu, HU Zhigang, et al. Simulation and assessment of an integrated acid gas removal process with higher CO₂ capture rate [J]. Computers & Chemical Engineering, 2015, 83: 48-57.
- [17] CHEN Jianjun, LAM H L, QIAN Yu, et al. Combined energy consumption and CO₂ capture management; improved acid gas removal process integrated with CO₂ liquefaction [J]. Energy, 2021, 215 (Part A): 119032.
- [18] 张陆, 杨声. 低温甲醇洗碳捕集改进与优化 [J]. 化工进展, 2022, 41(11): 6167-6175.
ZHANG Lu, YANG Sheng. Improvement and optimization of carbon capture via rectisol [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2022, 41 (11): 6167-6175.
- [19] YANG Sheng, ZHANG Lu, SONG Dongran. Conceptual design, optimization and thermodynamic analysis of a CO₂ capture process based on rectisol [J]. Energy, 2022, 244(Part A): 122566.
- [20] 刘叶刚, 张忠林, 侯起旺, 等. TBCFB合成气制甲醇工艺过程的概念设计和计算机模拟 [J]. 化工学报, 2021, 72(9): 4838-4846.
LIU Yegang, ZHANG Zhonglin, HOU Qiwan, et al. Process design and simulation of synthesis gas to methanol in TBCFB system [J]. CIESC Journal, 2021, 72(9): 4838-4846.
- [21] 孟文亮, 李贵贤, 周怀荣, 等. 绿氢重构的粉煤气化煤制甲醇近零碳排放工艺研究 [J]. 化工学报, 2022, 73(4): 1714-1723.
MENG Wenliang, LI Guixian, ZHOU Huairong, et al. A novel coal to methanol process with near zero CO₂ emission by pulverized coal gasification integrated green hydrogen [J]. CIESC Journal, 2022, 73(4): 1714-1723.
- [22] 杨旭, 胡昊宇, 曹锋. 涡旋膨胀机研究进展及展望 [J]. 西安交通大学学报, 2024, 58(3): 1-14.
YANG Xu, HU Haoyu, CAO Feng. A review of research progress and prospect of scroll expander [J]. Journal of Xi'an Jiaotong University, 2024, 58(3): 1-14.
- [23] 聂涛, 周宏洋, 邵华, 等. 地热能全流发电用两相单螺杆膨胀机理论膨胀过程热力特性研究 [J]. 西安交通大学学报, 2024, 58(5): 190-199.
NIE Tao, ZHOU Hongyang, SHAO Hua, et al. Study on the thermal characteristics of a two-phase single-screw expander for total-flow geothermal power

- generation [J]. Journal of Xi'an Jiaotong University, 2024, 58(5): 190-199.
- [24] QYYUM M A, AHMED F, NAWAZ A, et al. Teaching-learning self-study approach for optimal retrofitting of dual mixed refrigerant LNG process: energy and exergy perspective [J]. Applied Energy, 2021, 298: 117187.
- [25] HUO Changjiang, SUN Jinju, SONG Peng. Energy, exergy and economic analyses of an optimal use of cryogenic liquid turbine expander in air separation units [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, 189: 194-209.
- [26] QU Yaopeng, SUN Jinju. A quantitative investigation of the influence produced by the J-T valve replacement with nitrogen gas expander in rectisol process [J]. Separation and Purification Technology, 2024, 345: 127364.
- [27] 要芬芬, 张洋洋, 徐严伟, 等. 低温甲醇洗系统的节能改造 [J]. 化肥工业, 2019, 46(2): 49-51.
- SHUA Fenfen, ZHANG Yangyang, XU Yanwei, et al. Energy saving transformation of low-temperature methanol washing system [J]. Chemical Fertilizer Industry, 2019, 46(2): 49-51.
- [28] 朱维强, 吴慧雄, 金孟笛, 等. 提高再生气中 H_2S 浓度的方案研究 [J]. 北京化工大学学报(自然科学版), 2018, 45(4): 25-29.
- ZHU Weiqiang, WU Huixiong, JIN Mengdi, et al. Solution method for increasing the concentration of H_2S in regeneration gas [J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science Edition), 2018, 45(4): 25-29.
- [29] 朱维强. 低温甲醇洗稳态与动态模拟研究 [D]. 北京: 北京化工大学, 2018.
- [30] MOORTGAT J. Reservoir simulation with the cubic plus (cross-) association equation of state for water, CO_2 , hydrocarbons, and tracers [J]. Advances in Water Resources, 2018, 114: 29-44.
- [31] PETERS M S, TIMMERHAUS K, WEST R E. Plant design and economics for chemical engineers [M]. 5th ed. New York, USA: McGraw-Hill, 2003.
- [32] HABETS G K H. Economics of cryogenic turbine expanders [J]. International Journal of Hydrocarbon Engineering, 1999, 4(1): 69-72.

(编辑 陶晴)