

化工生产中精馏塔节能降耗控制策略探讨

唐志坤

天津辰力工程设计有限公司 天津 300010

【摘要】：化工精馏塔在连续生产中承担关键分离任务，塔压、回流比、再沸量、进料热状态和换热网络共同影响产品质量与公用工程消耗。本文分析精馏塔节能降耗控制的质量边界、低碳压力和扰动特征，梳理塔釜塔顶联动、热负荷分配、传质效率管理和能耗考核措施，比较热泵精馏、先进控制、智能预警和精益运行在塔系治理中的适用条件。精馏塔节能控制应由单阀调节转向质量、热量、设备状态和班组操作协同管理，在稳定分离指标的同时压缩无效供热与冷却负荷。

【关键词】：化工生产；精馏塔；节能降耗；过程控制；热集成

DOI:10.12417/2811-0722.26.09.040

引言

精馏塔是化工生产中连接反应、分离、储运和公用工程的高耗能单元，塔釜再沸、塔顶冷凝、回流调节和进料换热共同决定蒸汽、循环水和电力消耗。原料组成波动、产品质量约束趋严、低碳运行要求提升后，单纯依靠经验提高回流比或放大蒸汽阀门，容易形成能量重复供给、塔内水力状态恶化和换热端温差扩大。化工工艺节能降耗工作要同时处理工艺参数、设备状态、在线测量和操作制度。基于此，精馏塔节能降耗控制应把稳定产品质量、减少公用工程消耗和守住安全裕度统一到连续运行框架中。精馏塔控制策略的讨论还应回到装置连续运行现场，关注仪表、换热器和操作纪律对节能效果的约束。

1 化工精馏塔节能降耗控制的必要性

1.1 稳定分离质量与降低蒸汽消耗的客观要求

精馏塔能耗首先受分离质量边界约束，塔顶轻组分纯度、塔釜重组分残留、侧线切割点和产品后续加工条件共同限制回流比与再沸量的调节空间；生产班组若只盯住化验结果，在质量接近下限时习惯性提高回流或蒸汽流量，塔内气相负荷会同步抬升，冷凝器、再沸器和循环水系统承受额外消耗^[1]。节能控制应以产品指标为硬边界，先识别相对挥发度、进料组成、塔板效率和在线分析滞后，再小幅修正回流比、塔压和进料热状态，使质量裕度保持可解释、可追踪、可复盘，避免用过量热输入弥补测量误差；质量边界还应与化验周期、在线分析可信度和物料切换频次相匹配，防止操作人员短时波动中形成过度调节。

1.2 化工装置低碳运行的内在需求

化工装置低碳运行要求分离单元从末端节汽转向全过程能量管理；精馏塔通常连接反应器、换热网络、储罐和公用工程系统，塔釜蒸汽消耗升高会增加燃料侧负荷，也会推动冷却水、循环泵、凝液回收和保温系统同步承压^[2]。化工生产过程节能降耗策略强调把工艺参数、设备效率和成本边界合并治理；精馏塔控制目标应从单一产量扩展到单位产品蒸汽耗量、冷凝负荷、塔压波动和换热端温差，判断能量是否在塔内完成

有效分离，而不是在冷端被无效带走；当蒸汽、冷却水和凝液回收被放入同一账本，塔系节能才会从单班节汽转向稳定的公用工程协同；这种协同还应进入年度节能目标和装置开停工复盘，使塔系运行不再只以单耗日报为判断依据。

1.3 精馏过程扰动增多，精细化控制成为趋势

原料来源变化、上游反应负荷切换、公用工程压力波动和换热器污垢积累，都会使精馏塔偏离原设计工况；扰动通常不是单点出现，而是先体现在塔顶温度、塔釜液位、塔压差、灵敏板温度和回流罐液位的组合变化中。传统人工调节按单变量逐项修正，容易出现回流放大后塔压升高、再沸量增加后夹带风险上升、冷凝能力不足后产品波动扩大的连锁结果；精细化控制要建立扰动识别顺序，把进料组成变化、液泛趋势、仪表漂移和换热衰减分开处理，再通过前馈、串级和约束控制维持塔内气液交通稳定；这类顺序化判断能减少经验性试探，使控制动作先处理扰动来源，再修正目标值和执行器开度。

1.4 新型节能工艺的应用对控制提出更高要求

热泵精馏、隔壁塔、侧线换热和多效精馏提高了能量利用层级，也提高了控制复杂度；塔顶蒸汽被压缩后回用于塔釜时，压缩机功耗、温升、再沸器端温差、塔压和产品质量会互相牵制。隔壁塔和热耦合塔还要求更多测点反映内部组成分布；新型节能工艺不能只按设备改造理解，还要匹配新的控制逻辑、报警阈值、联锁顺序和开停车程序；控制方案若不能跟上热耦合关系，节能单元在负荷变化时可能引入新的波动源，削弱原有分离稳定性，甚至让低负荷运行阶段重新回到高回流、高冷凝的粗放状态；改造投用后还应重新整定报警延时、联锁旁路和低负荷操作窗口，使新流程在非满负荷阶段也能保持稳定。

2 化工精馏塔节能降耗控制的优化措施

2.1 健全塔釜塔顶参数联动调节体系

塔釜和塔顶分别对应精馏塔能量输入与冷凝输出，二者联动程度直接影响节能控制效果；塔顶温度偏高时，控制系统应先核对塔压、冷凝能力、回流罐液位和在线组成，再判断回流修正幅度^[3]。塔釜温度偏低时，也要结合再沸器蒸汽压力、塔

底液位、重组分指标和疏水状态，避免单独放大蒸汽阀门；联动调节体系可采用塔压稳定、灵敏板温度修正和产品质量反馈三层结构，底层快速压制压力与液位扰动，中层维持分离区温度梯度，上层依据化验或在线分析修正目标值，把节汽动作纳入质量边界；三层结构运行后，操作人员可以先确认扰动层级，再决定是否调整目标值，减少塔釜和塔顶相互追调。

2.2 创新热负荷调节模式与操作手段

热负荷调节应从“多给蒸汽保质量”的经验方式转为“按分离需求供热”的约束方式；再沸器热量进入塔釜后，只有与回流液、上升蒸汽、塔板传质状态和冷凝能力相匹配，才能转化为有效分离能力^[4]。超出塔内负荷承载范围的热量会表现为压差升高、雾沫夹带、冷凝负荷增加和产品波动；控制系统可在蒸汽流量回路外增加进料热状态前馈、塔压补偿和换热端温差监测，负荷上升时先平衡进料预热与回流调节，负荷下降时阶梯式降低再沸量并观察灵敏板温度回归，减少一次性大幅调节造成的质量振荡；这种分段供热方式能够把蒸汽阀门动作、回流变化和进料预热状态连接起来，让热量进入真正有分离需求的区间；班组执行时可把蒸汽压力波动、进料温度偏离和冷凝水温差写入同一操作记录，便于后续追溯。

2.3 提升塔内传质效率管理能力

塔内传质效率决定同样热输入能够完成多少有效分离；填料润湿不足、塔板漏液、降液管液泛、泡沫夹带和液体再分布不均，都会使温度剖面看似稳定而实际分离能力下降。操作人员若继续提高热负荷，往往只能扩大能耗而难以改善切割质量；传质效率管理应把塔压差、灵敏板温度斜率、回流罐液位波动、产品化验偏差和塔内件检修记录联合判断，形成堵塞、液泛、漏液和换热衰减的诊断边界；检修层面还要把填料压降、塔盘开孔、除沫器状态和再分布器清洁度纳入周期管理，使控制策略有稳定设备基础；设备基础稳定后，控制参数的变化才具有可解释性，班组也能把能耗升高追溯到塔内件状态或物料波动；当塔内件状态进入能耗分析，清洗、检修和控制整定之间的优先顺序也会更清楚。

2.4 建立健全能耗监测考核机制

能耗监测要从月度总量统计前移到班次和工况窗口；精馏塔在不同负荷、原料组成和产品规格下的合理能耗并不相同，若只比较蒸汽总量，容易把高负荷生产误判为浪费，也可能掩盖低负荷高回流运行的异常。“双碳”目标下化工企业节能降耗与成本控制要把能源、质量和成本放在同一考核链条；考核机制可围绕单位进料再沸负荷、单位合格产品蒸汽耗量、冷凝负荷和塔压稳定时间设置，结合班组操作记录形成可追踪偏差说明，再决定工艺整定、设备清洗或操作培训措施；考核结果还应反馈到维护计划，促使换热器清洗、疏水检查和仪表校准围绕异常能耗点安排。

3 化工精馏塔节能降耗控制的创新策略

3.1 热泵精馏支撑塔系能量回收

热泵精馏的核心价值在于把塔顶低温位冷凝热提升后回用于塔釜再沸，使原本由冷却水带走的热量重新进入分离过程；方案筛选不能只看压缩机是否具备安装空间，还要比较再沸器负荷、冷凝器负荷、再沸端温度、冷凝端温度和塔系温差；温差较小、塔顶蒸汽可压缩且产品无热敏分解风险的塔系，可优先评估蒸汽再压缩和机械热泵；温差较大或塔顶介质不宜压缩的塔系，则适合把进料预热、侧线换热、多塔热集成和冷凝热分级利用组合起来，防止压缩功过高抵消节能收益^[5]。筛选时还要把压缩机喘振、介质腐蚀、塔顶冷凝压力和再沸器端温差纳入约束，避免只按节汽幅度判断方案；在运行改造论证中，HIDiC 较适合 15 至 45℃ 温升范围，新型热泵通常对应 45 至 70℃ 温升需求，低温升塔系更适合先校核压缩机效率、换热器端温差和塔压允许波动，高温升塔系则要同步核算二次热泵、侧线换热与公用工程负荷，避免单一节汽目标造成塔顶冷凝压力升高、塔釜热负荷反弹和产品纯度波动。该分区为控制策略划定热泵介入边界：前者偏重塔顶蒸汽压缩、塔压稳定和回流比微调，后者更依赖换热网络重排、再沸端温位匹配和公用工程负荷校核；两类路线都必须同产品纯度、塔板效率、塔釜液位波动和换热器结垢趋势一起判断。

3.2 先进控制技术调节塔压温度

先进控制技术适合处理精馏塔多变量强耦合问题；模型预测控制可以把塔压、回流比、再沸量、进料流量、灵敏板温度和产品质量约束放入同一滚动窗口，提前判断某一变量调整对其他变量的影响^[6]。软测量模型则可利用温度、压差和历史化验数据估计组成变化，减少等待离线化验造成的滞后；热泵、换热和操作参数必须同步协调；实际应用中，控制模型要保留塔压上限、液泛压差、压缩机喘振边界和质量下限，并允许异常工况切换到稳健模式；模型投用后应保留人工确认和旁路机制，让自动调节在开停车、切换产品和仪表异常时不扩大扰动。热集成与节能控制关系见图 1。

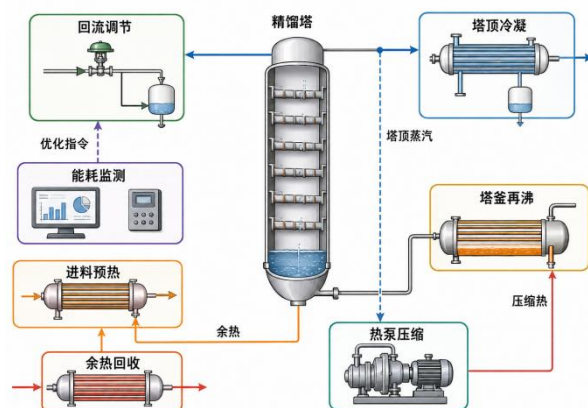


图 1 精馏塔热集成与节能控制关系

图1把塔顶冷凝、回流调节、塔釜再沸、进料预热、热泵压缩和能耗监测放在同一关系中,红色供热线说明压缩热供给塔釜,黄色回收线说明余热进入进料预热,绿色优化指令把能耗偏差反馈到回流调节,使塔压温度控制不再孤立依赖单个调节阀。

3.3 人工智能技术在能耗偏差预警中的应用探索

人工智能预警可以把精馏塔长期运行数据转化为能耗异常识别能力,但其定位应是辅助判断,而不是替代工艺机理;模型训练可选取进料温度、进料流量、塔压、回流比、再沸蒸汽量、冷凝水温差、灵敏板温度和产品质量等变量,识别相同生产负荷下的能耗偏离^[7]。为减少误报,预警结果要与塔内压差、换热器端温差、仪表校准记录和班组操作日志交叉核对,区分真实能效下降、原料性质变化、传感器漂移和阀门迟滞;对高风险偏差,系统可输出检查顺序,辅助人员先核对蒸汽疏水,再检查冷凝器污垢,最后评估控制阀响应;预警模型还要定期剔除停工、清洗、切罐和仪表检修数据,防止非稳态样本拉偏正常能耗边界;模型输出还应给出可解释的变量贡献,便于工艺人员判断偏差来自供热、冷凝还是物料侧变化。

3.4 精益运行理念融入精馏操作管理

精益运行强调把节能控制落实到班组动作、维护计划和持续改进中;精馏塔能耗异常往往不是单次错误造成,而是由阀

门微漏、疏水不畅、换热器结垢、保温破损、仪表零点漂移和交接班信息缺失逐步累积。操作管理应建立标准工况卡,明确不同产品、负荷和原料范围下的回流比、塔压、再沸量和灵敏板温度参考窗口;维护管理则把换热器清洗、控制阀行程测试、在线分析仪校准和报警阈值复核纳入节能计划;通过小幅、连续、可复盘的运行改进,精馏塔节能降耗才能从短期技改转为稳定能力;这种管理方式把工艺、设备和人员动作连接到同一闭环,使节能控制能够跨班组保持一致;交接班记录、检修记录和报警处理记录保持同一口径,才能支撑长期节能分析。

4 结语

化工精馏塔节能降耗控制不是简单压低蒸汽阀门开度,也不是孤立减少回流量,而是在产品质量、塔内气液负荷、换热端温差和设备安全边界之间建立可执行的运行秩序。塔釜塔顶参数联动、热负荷精细分配、传质效率管理和能耗监测考核能够压缩无效供热,为热泵精馏、先进控制、智能预警和精益运行提供基础。后续运行中还应持续校准在线仪表、更新物料性质数据、完善换热器维护和班组交接记录,并把报警处置、旁路启用和清洗计划同能耗波动一起复盘,明确复盘责任人和整改期限,使节能措施从一次性技改转化为生产能力。当这些基础信息更新,热泵精馏和先进控制才具备稳定放大应用的条件。

参考文献:

- [1] 王化淳.化工工艺中常见的节能降耗技术措施[J].石化技术,2024,31(7):170-172.
- [2] 程小磊,王凤英.化工工艺节能降耗常见技术措施[J].中国石油和化工标准与质量,2026,46(15):18-20.
- [3] 李茹画.化工生产过程的节能降耗策略研究[J].中国石油和化工标准与质量,2026,46(12):61-63.
- [4] 肖玉敏.干熄焦余热回收技术在煤化工节能降耗中的应用研究[J].当代化工研究,2026,(15):121-123.
- [5] 贾成林.石油化工精馏塔节能工艺优化与运行成本节约研究[J].中国化工贸易,2026,18(1):79-81.
- [6] 邵莹莹,房博,严祥.化工生产中热泵精馏工艺流程及节能措施探究[J].化工管理,2025,(22):50-52.
- [7] 李波.“双碳”目标下化工企业节能降耗与成本控制的协同路径研究[J].中国化工贸易,2026,18(25):4-6.