塔器节能优化方案

碳四异构单元 DIB 塔及凝液余热利用节能优化方案——DIB 分离塔正常生产过程中热能耗损较大，通过优化系统换热网络，充分利用塔釜加热蒸汽及系统管网凝液余热，综合降低系统生产运行热量损耗，减少能源浪费。

文 / 范海杰 崔冰冰

PROCESS-Tip
× 更多信息请扫描二维码：
chem.vogel.com.cn
× 反馈编码：A200537

山东玉皇化工（集团）有限公司的液化气综合利用项目——碳四异构化装置自开工以来，DIB 塔运行蒸汽消耗在整个运行系统占比较大（约消耗 19.5 t/h 蒸汽），加工成本较高。与此同时，联合装置凝液回收系统需要汇集各凝液物流泵输至水处理精制单元，精制处理前需要使用循环水冷却至≯ 50℃（防止混床树脂在水处理过程造成损坏），热量未能有效利用，具有很大的回收价值。

实施方案

本次实施方案主要利用 DIB 塔操作需求低位热的有利条件，对凝液管网及 DIB 进料流程进行节能优化改造，最终达到余热充分利用和降低能耗。

首先，整合联合装置系统凝液引流至异构单元凝液缓冲罐，混合后约 49 t/h、98℃凝结水自凝水泵出口引分支进入 DIB 塔釜加热器 B 进行第一次热量利用处理（由 98℃利用至 80℃），DIB 塔釜 A 仍采用低压蒸汽加热。

其次，DIB 塔增加一台进料预热器，利用 DIB 塔釜加热器 B 出口凝液流对 DIB 塔进料预热至 55℃，使进料趋近于饱和态进塔，再进行二次热量利用，改造后的流程图如图所示。

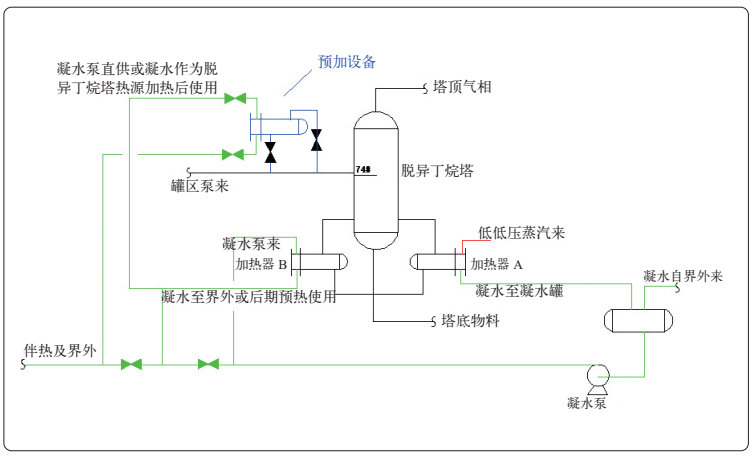
节能优化分析

基础分析

未设置预热前工况：(1) 物料组份 wt%（取平均数）：正丁烷 61.3%、丙烷 0.81% 和异丁烷 37.89%；(2) 罐区供料泵压力 0.92~0.95 MPa，进塔前安装压力表检查 0.8 MPa，年平均温度 20 ℃；(3) DIB 塔物料运行数据：F 进料 32 700 kg/h，回流比约 10.5，回流量约 135 t/h，塔底外采 19 923 kg/h，塔顶外采 12 777 kg/h；(4) DIB 塔顶运行压力 0.6~0.61 MPa，塔底 0.66~0.68 MPa，塔板数 138 块，板间平均压降 0.00 048 MPa，进塔口位于 74# 板；(5) 相关物性参数如表 1 所示。

设置预热后状态变化

(1) 物料组份不变；(2) 罐区供料泵压力 0.92~0.95 MPa，假定加设预热器后综合压降≯ 0.15 MPa，设计压降上限 0.1 MPa 来保留一定的操作空间，预热后温度初步设置 55℃；(3) 相关物性参数如表 2 所示。



改造后的流程图

本文作者供职于山东玉皇化工有限公司。

表 1 预热前相关物性参数

不同温度下的饱和液体的温度			
L 温度（℃）		L 压力（MPa、绝压）	
5		0.150796220509001	
10.5		0.181900661876053	
16		0.217740332933337	
21.5		0.258773205986217	
27		0.305473805248791	
32.5		0.358332455963125	
物性参数			
项目	流量（kg/h）	比焓（kJ/kg）	温度（℃）
进料	32 700	-2 610	20
塔顶气相	147 777	-2 325	51.2
塔顶回流	135 000	-2 600	40.2
塔底外采	19 923	-2 430	67.9
加热蒸汽（按照仪表数据）			
温度（℃）	压力（MPa）	比焓（kJ/kg）	汽化热（kJ/kg）
149	0.32	2 780.63	2 200
凝结水（按照仪表数据）			
温度（℃）	压力（MPa）	流量（kg/h）	（kJ/kg）
98	1.0~1.3	49 000	410

表 2 预热后相关物性参数

不同温度下的饱和液体的温度		
L 温度（℃）	L 压力（MPa、绝压）	L 密度（kg/m^3）
38	0.417854638028376	548.141955641129
43.5	0.484560461203984	541.009372778034
49	0.558984252304805	533.695659722423
54.5	0.641674241370576	526.183861153334
60	0.733192493150054	518.454323531439
物性参数		
项目	流量（kg/h）	比焓（kJ/kg）	目标温度（℃）
进料	32 700	-2 500	55

表 3 设置条件

凝水	温度（℃）	物料流	温度（℃）	△t（℃）
热流体进口	80.5	冷流体进口	20	27.69
出口	50	出口	55	

热量衡算

节能优化前，根据能量守恒计算公式$Q_{F1}+Q_{H1}+Q_L=Q_V+Q_W+Q_{损}$，$Q_{损}$此处忽略不计，得：

$-2\ 610\times 32\ 700+Q_{H1}-2\ 600\times 135\ 000=149\ 777\times(-2\ 325)-2\ 430\times 19\ 923$，$Q_{H1}$=39 702 585kJ/h。其中，$Q_{F1}$为优化前进料携带总热量；$Q_{H1}$为优化前塔釜加热输入总热量；QL 为回流进塔携带总热量；Q_V为塔顶气相采出携带总热量；Q_W为塔釜采出携带总热量。

节能优化后，根据能量守恒计算公式$Q_{F2}+Q_{H2}+Q_L=Q_V+Q_W+Q_{损}$，$Q_{损}$此处忽略不计，得：

$-2\ 500\times 32\ 700+Q_{H2}-2\ 600\times 135\ 000=149\ 777\times(-2\ 325)-2\ 430\times 19\ 923$，$Q_{H2}$=36 105 585kJ/h。其中，$Q_{F2}$为优化后进料携带总热量；$Q_{H2}$为优化后塔釜加热输入总热量；$Q_L$为回流进塔携带总热量；$Q_V$为塔顶气相采出携带总热量；$Q_W$为塔釜采出携带总热量。

进料预热需求热量按照已进料初始 20℃（年均值）升温至 55℃计算，为$(Q_2-Q_1)\times F=(-2\ 500+2\ 610)\times 32\ 700=3\ 597\ 000$ kJ/h

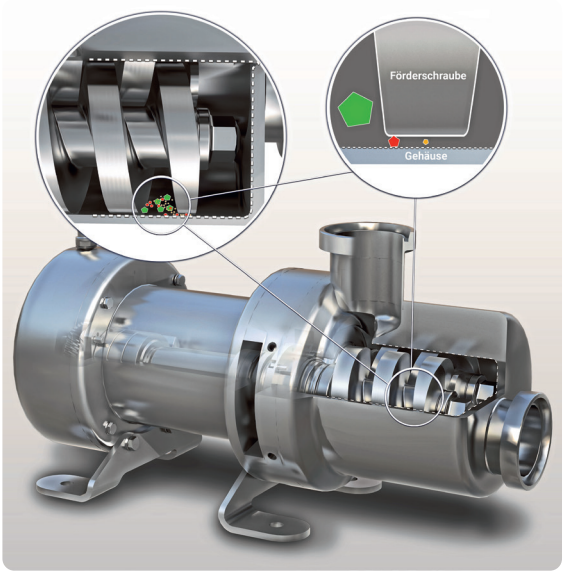
进料预热器计算根据优化条件取平均对数温差 Δt，由公式得 Δt=27.69℃，具体设置条件如下表 3。

依据 $Q=\Delta t\times K\times S$ 公式（K 值取 1 000），求出换热器换热面积 $S=Q/(\Delta t\times K)=3\ 597\ 000/(27.69\times 1\ 000)=130\ m^2$；考虑 1.3 倍设计余量，实际选型换热面积为 $130\times 1.3=169\ m^2$。

效果分析

由优化前后塔釜加热器负荷

下转 P40



用绿色表示的大颗粒物无法进入两个零件之间的间隙，它们在液体介质流动过程中没有受到影响，但中小粒度的颗粒物会导致元器件之间的磨蚀和腐蚀性磨损

键原因是原油中所含砂粒的硬度比输油泵的材料更硬。”当颗粒物的粒度尺寸大于两零件之间的间隙时，运行几乎不会有任何磨损。但如果颗粒物的大小等于或者小于两个零件之间的间隙时，则有磨损的危险。此外，当颗粒物的粒度较小时就可能出现腐蚀的情况。

Dralle 先生一直致力于泵磨损的研究，他解释说道：“为了尽可能地在真实条件下模拟运行，我们建立了一个非常逼真的试验台。”试验台使用的砂粒是石英砂粒，这些砂粒不断地被添加到被输送的液体介质中。他说：“我们想更多地了解磨损现象，知道速度、压力差或者输送设备的几何参数等到底对泵有什么影响。”完成有沙试验之后，再从液体介质中清除砂粒，然后将同量的液体介质重新进入泵中泵送。没有颗粒物的液体介质两次通过输送泵，并使泵出现磨损。由此得到的数据可以用于输送泵的选择：“输送泵的转速是一个最重要的影响因素，有些极限值是不能超越的。但高转速也有一定的用处，能够阻止砂轮沉淀在输送泵的底部。”

但仅凭这些还不足以设计出优秀的输送泵。工程师们开始尝试不同的材料、淬火工艺和涂层。最理想的材料方案是用陶瓷或者硬质合金制造全部的输送设备，然而这常常会超出输送泵的成本预算，而且从寿命周期成本费用管理方面来看，也不一定是最合理的。“泵送设备基本材料的表面硬化处理，再结合涂层材料的方法是非常有潜力的解决方案。”Dralle 先生说。同时，当泵送设备使用了奥氏体材料和双相材料时，输送泵也有着很好的耐腐蚀性能。“通过这种方法我们将输送泵的使用寿命延长了 4~5 倍，泵的价格也提高了 20%~30%。”Dralle 先生继续说道。

TCO 总拥有成本

新的磨损防护解决方案已经在不同的实际应用中进行了测试。在石油生产过程中，新方案的输油泵更换周期已经延长到 2 年以上。这一解决方案在食品生产行业也有着很大意义。根据具体的液体食品，也大大延长了所使用的 SLH 型螺杆泵的使用寿命。就总拥有成本和生命周期成本费用而言，新的解决方案拥有巨大的优势。由于输送泵的维修费用和停机时间都要付出高昂的代价，因此一般情况下，投资购买带有涂层的输送泵更经济合理。

上接 P38

降低值（Q_{H1}-Q_{H2}）计算，调整后塔釜热量需求降低 3 597 000 kJ/h；推导出凝水用于 DIB 塔釜升温由 98 ℃（410 kJ/kg）换热至 80.5 ℃（337.6 kJ/kg）。凝水二次利用于 DIB 塔热量利用由 80.5℃（337.6 kJ/kg）换热至 50℃（210 kJ/kg），综合热量利用 6 125 000 kJ/h；

49 000 kg/h × (337.6 kJ/kg-210 kJ/kg)=6 252 400 kJ/h。

凝结水由 98℃利用至 50℃，热量共回收 9 849 400 kJ/h；以循环水 10 ℃（41 kJ/kg）温差计算，合计每小时减少 9 849 400/41=240 229 kg/h 的循环水冷却损耗。

效益预测

优化后热量共计回收 9 849 400 kJ/h，按照蒸汽汽化热 2 200 kJ/kg 计算，节省蒸汽约 4 477 kg/h（4.477 t/h）；按照蒸汽 150 元 /t、运行时间 8 000 h/a，年创效约 4.477 t/h × 150 元 /t × 8 000 h=537.24 万元。凝结水热量利用后循环水冷却损耗量降低 240 229 kg/h；以循环水 0.27 元 /t、运行时间 8 000 h/a 计算，可节约（240 229/1 000）× 0.27 × 8 000=51.89 万元。综上，年合计创效 589.13 万元。

综上所述，此次优化改造不对装置主流程进行变动，仅调整凝水换热网络并增加一台进料预热器，充分利用凝液余热。此外，优化后总体投资费用约 15 万元（包含设计费、设备材料及施工费用），投资回报期短，节能效果显著，每年正常生产可节省成本约为 589.13 万元。