

文章编号: 1671-6833(2004)01-0053-04

氮肥厂变换工段能量分析

刘宏, 董其伍, 刘敏珊, 魏新利

(郑州大学化工学院, 河南 郑州 450002)

摘要: 为了探讨进一步降低小氮肥厂能耗可能性, 用夹点技术对氮肥厂变换工段换热网络进行分析. 分析结果显示, 该网络无夹点, 其匹配基本上按照温度从高到低能级依次匹配, 换热最小温差可以进一步提高. 要想进一步降低变换工段所耗的公用工程用量, 必须从改变工艺条件和换热网络两方面同时进行. 通过改变工艺条件, 对新流程下的换热网络进行分析, 结果表明, 改善后的工艺条件可以节约蒸汽量为 $120.1 \text{ kg} / \text{NH}_3$, 节约蒸汽费用为 $4.8 \text{ 元} / \text{NH}_3$, 所增加的换热器费用 2.5 月即可收回成本.

关键词: 夹点技术; 合成氨; 换热网络

中图分类号: TQ 021 **文献标识码:** A

0 引言

氮肥厂是能量密集型企业, 我国小氮肥厂数目众多, 对他们进行扩产改造是我国氮肥行业的发展战略. 在此过程中, 进一步研究其节能降耗, 将具有极其重大意义. 为此本文采用夹点技术对现有氮肥厂换热网络进行分析, 以期从理论上探讨其进一步节能降耗的可能性.

1 氮肥厂变换工段现有换热网络分析

1.1 夹点技术^[1]

夹点技术是英国学者Linnhoff 于 20 世纪 70 年代在总结前人基础之上提出的, 并逐渐发展成为一整套换热网络夹点设计法. 据报道该方法在欧美各国石化行业中广泛应用, 用该方法对 500 家企业 1 000 套装置进行技术改造^[2,3], 平均可降低公用工程消耗达 30% 以上.

夹点技术是以热力学为基础, 从宏观的角度分析过程. 系统中能量流沿温度的分布, 从中发现系统瓶颈所在, 并给以“解瓶颈”的方法. 夹点技术可以用图 1 表示.

当多股热物流与多股冷物流进行匹配换热时, 所有热物流在温焓图上合并形成一条“热物流组合曲线”, 所有冷物流合并成一条“冷物流组合曲线”, 将冷组合曲线沿 H 轴平移向热组合曲线靠拢, 这时各个部位的传热温差 ΔT 逐渐减少, 直

到某一部位的传热温差 $\Delta T = \Delta T_{\min}$ 时, 就达到了该最小温差下所能回收的最大热量, 此处称之为夹点. 图中 $Q_{h\min}$ 表示在满足各流股给定条件下外界所提供的最小热量, $Q_{c\min}$ 表示外界所提供的最小冷量. 夹点限制了进一步回收过程系统的能量, 构成了系统用能的瓶颈所在. 若想增大过程系统的能量回收, 减少公用工程负荷, 就需要改善夹点, 以解瓶颈.

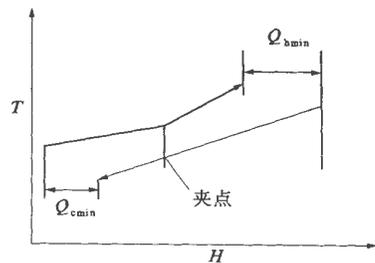


图 1 温-焓图

Fig. 1 Temperature-enthalpy figure

夹点把整个能量回收网络系统分成夹点上方和夹点下方两个子系统. 夹点技术要求在夹点上方不允许引入冷公用工程, 在夹点下方不允许引入热公用工程, 夹点上方和夹点下方之间不允许有热量交换, 即没有热量穿过夹点. 利用上述原则, 根据氮肥厂变换工段^[1] 换热器实际最小温差为 $7.7 \text{ }^\circ\text{C}$, 取 $\Delta T_{\min} = 7.7 \text{ }^\circ\text{C}$, 对氮肥厂变换工段换热网络进行计算.

收稿日期: 2003-10-10; 修订日期: 2003-12-11

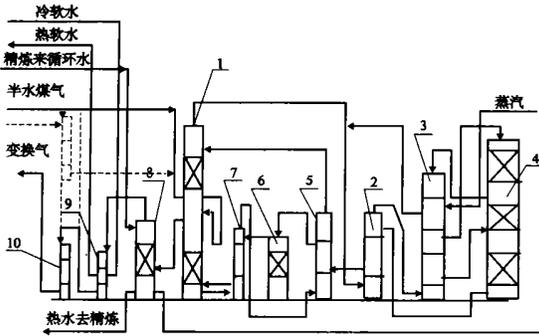
基金项目: 河南省自然科学基金资助项目(0111031500); 郑州大学青年骨干教师基金资助项目

作者简介: 刘宏(1965-), 女, 辽宁省台安县人, 郑州大学副教授, 博士研究生, 主要从事化工过程与设备优化方面的研究.

1.2 原变换工段流程及数据提取^[4]

氮肥厂变换工段主要作用是,一氧化碳和水在一定压力和温度下,通过催化剂作用,在变换炉中反应生成二氧化碳和氢气.在变换反应中产生热量,利用该热量去加热参加反应的半水煤气.氮肥厂变换工段采用“中变串低变”的变换工艺,其工艺流程如图2所示.设备能力以4.167tNH₃/h为基准.

根据该流程提取物流数据如表1所示.



- 1. 饱和热水塔; 2. 主热交换器; 3. 中间换热起; 4. 中温变换炉;
- 5. 调温水加热器; 6. 低温变换炉; 7. 水加热器; 8. 热水循环器;
- 9. 软水加热器; 10. 冷却器

图2 变换工段流程图

Fig.2 Howsheet of the transform workshop of aromatics plant

1.3 原变换工段夹点分析^[5]

换热网络夹点位置的确定及最小公用工程用量,是根据选定的夹点温度 $\Delta T_{min}=7.7^{\circ}\text{C}$ 用问题表格法计算求得.其算法分两步进行.

(1) 以垂直轴为流体的温度坐标,把各物流按其初温和终温标绘成有方向的垂直轴.同一水

平线上,冷、热物流温差相差 ΔT_{min} .用所有热物流和冷物流的初始温度和为目标温度为基点划分子网络共计14个子网络.

表1 原变换工段物流数据表

Tab.1 Stream data of transform workshop

物流标号	热容流率 (kW·°C ⁻¹)	初始温度 /°C	目标温度 /°C	热负荷 /kW
H ₁	8.788	480.0	408.5	628.342
H ₂	9.060	380.0	185.0	1766.700
H ₃	8.831	232.2	107.0	1105.641
H ₄	20.905	85.0	35.0	1045.250
C ₁	1.591	187.1	370.0	291.026
C ₂	9.330	154.0	300.0	1198.660
C ₃	107.330	99.3	116.1	1803.144
C ₄	15.195	30.0	70.0	607.800

(2) 对每一子网络进行热衡算,作热量衡算:

$$D_K = I_K - O_K$$

其中, $D_K = (\sum C_{PC} - \sum C_{PH}) \cdot (T_K - T_{K+1})$.

式中: D_K 为第K个子网络的赤字; I_K 为由外界或其他子网络供给第K个子网络的热量; O_K 为第K个子网络向外界或向其他子网络排出的热量; $\sum C_{PC}$ 为子网络K中包含的所有冷物流的热容流率之和; $\sum C_{PH}$ 为子网络K中包含的所有热物流的热容流率之和; $T_K - T_{K+1}$ 为子网络K的温度间隔.

原变换工段夹点计算结果见表2.从表中可知,该系统子网络中输入热量均为正值,热量自然从高温位传到低温位,无需外加热量.该系统无夹点,系统所需冷却负荷为477.87kW.

表2 原变换工段问题表格

Tab.2 Problemtable of old transform workshop

kW

子网络	赤字 D_K	无外界输入热量		由外界输入热量	
		输入 I_K	输出 O_K	输入 I_K	输出 O_K
SN1	-628.34	0.00	628.34	0.00	628.34
SN2	0.00	628.34	628.34	628.34	628.34
SN3	-20.84	628.34	649.18	628.34	649.18
SN4	-522.83	649.18	1172.01	649.18	1172.01
SN5	167.69	1172.01	1004.32	1172.01	1004.32
SN6	-260.82	1004.32	1265.14	1004.32	1265.14
SN7	-83.74	1265.14	1348.88	1265.14	1348.88
SN8	-11.63	1348.88	1360.51	1348.88	1360.51
SN9	-334.69	1360.51	1695.20	1360.51	1695.20
SN10	1654.78	1695.20	40.42	1695.20	40.42
SN11	0.00	40.42	40.42	40.42	40.42
SN12	-152.61	40.42	193.03	40.42	193.03
SN13	-228.40	193.03	421.43	193.03	421.43
SN14	-56.44	421.43	477.87	421.43	477.87

1.4 原变换工段夹点分析结果

(1) 该系统换热网络为无夹点问题, 由此可知其换热网络匹配只要按照冷热流股从高温到低温依次匹配即可. 原换热网络匹配可行.

(2) 因为该系统属于无夹点问题, 最小换热温差小于门槛温度差 ΔT_{th} . 因此现有换热网络面积偏大, 固定费用偏大, 应该取最小传热温差大于等于 ΔT_{th} , 以便减少相应的设备投资. 由于现场工艺条件的限制, 使得换热器的最小温差无法改变, 因此限定了变换工段换热网络的改进. 要想进一步降低变换工段所耗的公用工程用量, 必须从改变工艺条件和换热网络两方面同时进行.

2 改进后变换工段换热网络分析

2.1 改进的操作条件及流程图^[9]

在计算过程中, 注意到若提高饱和和塔出口半水煤气的温度, 将提高饱和和塔出口半水煤气的湿含量, 减少水蒸气的用量. 为此, 提出提高半水煤气的出口温度, 由于压力的限制, 选半水煤气的最大出口温度是 125 °C, 另外, 采用变换气与 35 °C

半水煤气换热, 进一步利用变换气的废热. 再次用夹点分析法进行换热网络分析, 新工艺流程如图 2 中的虚线所示.

2.2 改进后变换工段数据提取

根据该流程提取物流数据如表 3 所示.

表 3 改进后物流数据表

物流标号	热容流率 / (kW·°C ⁻¹)	初始温度 / °C	目标温度 / °C	热负荷 / kW
H ₁	8.788	480.0	408.5	628.342
H ₂	9.060	380.0	185.0	1 766.700
H ₃	8.831	232.2	107.0	1 105.641
H ₄	20.905	85.0	35.0	1 045.250
C ₁	0.677	187.1	370.0	123.840
C ₂	9.330	154.0	300.0	1 198.660
C ₃	86.680	99.3	128.0	2 487.720
C ₄	15.195	30.0	70.0	607.800
C ₅	5.301	35.0	56.0	111.320

2.3 改进后变换工段夹点分析

用问题表格法计算结果见表 4.

表 4 改进后变换工段问题表格

Tab. 4 Problem table of new transform workshop

子网络	赤字 D_K	无外界输入热量		由外界输入热量	
		输入 I_K	输出 O_K	输入 I_K	输出 O_K
SN1	-628.34	0.00	628.34	473.02	1 101.36
SN2	0.00	628.34	628.34	1 101.36	1 101.36
SN3	-20.84	628.34	649.18	1 101.36	1 122.2
SN4	-586.81	649.18	1 235.99	1 122.20	1 709.01
SN5	71.50	1 235.99	1 164.49	1 709.01	1 792.83
SN6	-295.03	1 164.49	1 459.52	1 792.83	1 932.54
SN7	-83.73	1 459.52	1 543.25	1 932.54	2 016.27
SN8	11.63	1 543.25	1 531.64	2 016.27	2 004.66
SN9	-229.61	1 531.64	1 761.25	2 004.66	2 234.27
SN10	2 234.27	1 761.25	-473.02	2 234.27	0.00
SN11	0.00	-473.02	-473.02	0.00	0.00
SN12	-152.61	-473.02	-320.41	0.00	152.61
SN13	-79.94	-320.41	-240.47	152.61	232.55
SN14	-8.59	-240.47	-231.88	232.55	241.14
SN15	-28.55	-231.88	-203.33	241.14	269.69
SN16	-56.44	-203.33	-146.89	269.69	326.13

2.4 改进后变换工段夹点结果

2.4.1 节约的蒸汽量和冷却水量

采用夹点分析所得冷却负荷为 326.13 kW, 节约了冷却水负荷为 437 kW - 326.13 kW = 110.87 kW (原装置中冷却水负荷为 437 kW^[3]).

冷却水量减少了 25%. 由工艺计算^[3] 蒸汽量减少为 240 kg / t NH₃, 节约蒸汽量为 (566 - 240) kg / t NH₃ (原装置的蒸汽耗量为 566 kg / t NH₃^[3]), 比原蒸汽量减少了 57%. 需额外增加热负荷 473.02 kW 即 205.9 kg / t NH₃ (见表 4 子网络 SN1 的外界输入

量)·综合考虑共节约蒸汽量为: $566 \text{ kg/tNH}_3 - 240 \text{ kg/tNH}_3 - 205.9 \text{ kg/tNH}_3 = 120.1 \text{ kg/tNH}_3$ ·由此可见,经过如此改动,其节约的蒸汽量为 120.1 kg/tNH_3 ,蒸汽为 1.079 MPa ,温度为 187.08°C ·节约冷却水量为 110.87 kW ·

2.4.2 改进后的经济核算

如果蒸汽费用按 40 元/t ,节省的蒸汽费用为 $40 \text{ 元/吨} \times 120.1 \text{ kg/tNH}_3 = 0.48 \text{ 元/tNH}_3$ ·若合成氨的年生产能力为 3 万吨 ,则每年节省总费用为 14.4 万元 ·假设所增加的换热器传热系数为 $K = 0.042 \text{ kW/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$,换热器传热负荷由工艺条件算出为 111.32 kW ,则所增加换热器的面积为 121 m^2 ·换热器投资费用^[7]按 250 元/m^2 ,则该换热器的总投资费用为 3 万元 · 2.5 月 即可收回成本·

3 结论

(1) 原系统换热网络为无夹点问题·由此可知其换热网络匹配只要按照冷热流股从高温到低温依次匹配即可·原换热网络匹配可行·

(2) 因为原系统属于无夹点问题,最小换热温差小于门槛温差 ΔT_{th} ·因此现有换热网络面积偏大,固定费用偏大·应该取最小传热温差大于等于 ΔT_{th} ,以便减少相应的设备投资·由于现场工艺条件的限制,使得换热器的最小温差无法改变·因此限定了变换工段换热网络的改进·

(3) 要想进一步降低变换工段所耗的公用工程用量必须从改变工艺条件和换热网络两方面同时进行·本文利用提高半水煤气的出口温度,增加半水煤气的出口湿含量,且采用变换气与 35°C 半水煤气换热,进一步利用变换气的废热·通过此更改,节约了冷却水负荷为 110.87 kW ,节约的蒸汽量为 120.1 kg/tNH_3 ,节省的蒸汽费用为 0.48 元/tNH_3 ,换热器投资费用 2.5 月 即可收回成本·

参考文献:

- [1] 魏新利,潘惠华,刘宏·换热网络优化设计进展[J]·郑州工业大学学报,1998,19(增刊):73~78.
- [2] AHMAD S, LINHOFF B, SMITH R·Cost optimum heat exchanger networks Part 2. Computers & Chemical Engineering, 14(7):751~767.
- [3] LINHOFF B, AHMAD S·Cost optimum heat exchanger networks - minimum energy and capital using simple models for capital cost[J]·Computers & Chemical Engineering, 14(7):729~750.
- [4] 梅安华·小合成氨厂工艺技术与设计手册(上册)[M]·北京:化学工业出版社,1995.728~785.
- [5] 姚平经,郑轩荣,等·换热器系统的模拟、优化与综合[M]·北京:化学工业出版社,1991.160~171.
- [6] 王彦峰,冯霄·合成氨变换工段的 Ω -H 图法分析[J]·化工进展,2000,(1):63~70.
- [7] 王定标,董其伍,刘敏珊,等·纵流壳程换热器设备投资优化评定[J]·石油化工设备,1999,28(2):39~41.

Energy Analysis of Heat Exchanger Networks in Transform Workshop of Ammonia Plant

LIU Hong, DONG Qi-wu, LIU Min-shan, WEI Xin-li

(College of Chemical Engineering, Zhengzhou University, Zhengzhou 450002, China)

Abstract: In order to decrease energy in ammonia production, the heat exchanger networks in transform workshop of the ammonia plant is analyzed by use of pinch technology. The analysis shows the heat exchanger networks have not pinch. Cold and hot streams can be allotted according to temperature. The heat exchanger networks can increase the pinch temperature difference to decrease capital of the heat exchanger networks. If the energy is decreased, the working conditions and the heat exchanger networks must be changed accordingly. By changing the working condition, steam consumption will be decreased by 120.1 kg/tNH_3 . The charge will be decreased by $4.8 \text{ dollars/tNH}_3$.

Key words: pinch technology; ammonia; heat exchanger network