

Design of Heat Exchanger for Drying Tower Tail Gas Waste Heat Recovery System

Jinhui Zhao, Lijun Zhang

School of Chemical Engineering and Energy, Zhengzhou University, Zhengzhou
Email: zhaojinhui@zzu.edu.cn, zhanglijun@zzu.edu.cn

Received: Mar. 20th, 2013; revised: Apr. 26th, 2013; accepted: May 10th, 2013

Copyright © 2013 Jinhui Zhao, Lijun Zhang. This is an open access article distributed under the Creative Commons Attribution License, which permits unrestricted use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

Abstract: In combination with a protein powder factory drying tower example, an exhaust waste heat scheme is designed. By setting up the waste heat exchanger, the air is preheated from 20°C to 80°C. The preheated air goes through the filter into heater, heated into the drying tower, which can reduce the steam consumption and the coal consumption, achieving the goal of energy conservation and emissions reduction. Through analysis and calculation, the heat exchanger design results are obtained. The initial investment, the operation results, and the investment capital are calculated, which shows that the scheme in drying tower tail gas recovery has the economic and social benefits.

Keywords: Drying Tower Tail Gas; Recovery of Waste Heat; Heat Exchanger

干燥塔尾气余热回收系统换热器设计

赵金辉, 张力隽

郑州大学化工与能源学院, 郑州
Email: zhaojinhui@zzu.edu.cn, zhanglijun@zzu.edu.cn

收稿日期: 2013年3月20日; 修回日期: 2013年4月26日; 录用日期: 2013年5月10日

摘要: 本文结合某蛋白粉厂干燥塔实例, 设计了干燥塔尾气余热利用方案, 通过设置换热器进行余热回收, 将常温 20°C 空气进行预热, 提高空气温度约 80°C, 预热后的空气再经过过滤器, 由鼓风机送入加热器, 加热后进入干燥塔, 减少蒸汽的使用量, 以达到减少煤炭消耗、节能减排的目的。经分析计算得到该方案核心装置换热器的设计结果, 并对方案的初投资和运行效果、投资回收期等经济性指标进行了计算, 表明该方案在尾气回收中可以取得较为实用的经济效益和社会效益。

关键词: 干燥塔尾气; 余热回收; 换热器

1. 引言

余热资源属于二次能源, 是一次能源或可燃物料转换后的产物^[1]。低品位的余热利用是节能减排的重要组成部分, 它的开发利用及技术研究对实现社会的可持续发展及生态环境保护具有重要的意义和深远的影响^[2]。在蛋白粉厂加工中, 干燥塔尾气含有大量

余热, 这部分的热能利用效率不高, 白白地浪费了这部分热能, 同时给大气环境带来温室效应^[3]。本文针对该问题, 以河南省某玉米淀粉深加工企业为例, 提出蛋白粉厂中干燥塔的尾气余热回收利用方案, 以提高能源的利用效率, 降低能源成本, 为企业带来可观的经济效益。

2. 设计方案

河南省某玉米淀粉深加工企业现有 30 万吨玉米精深加工规模，使用喷雾式干燥塔，改造前的麦芽糊精生产中干燥工艺主要流程如图 1 所示^[4,5]：常温空气 (20℃) 首先进入空气过滤器中除去杂质，之后由送风机送入空气加热器。在空气加热器中由导热油作为交换热量的介质，将空气加热至高温，之后在喷雾式干燥塔内与经高压泵输入的液体原料充分接触，高温的空气将液体原料中的水分蒸发，得到干燥的麦芽糊精蛋白粉。大部分干燥的麦芽糊精蛋白粉物料会进入喷雾式干燥塔的底部并被收集，含有蒸汽的尾气在喷雾式干燥塔出口处进入旋风分离器，在旋风分离器离心作用下，尾气中部分麦芽糊精蛋白粉颗粒落入底部，最后被收集。从旋风分离器出来的尾气经引风机进入泡沫除尘器二次除尘后排入大气。

在上述工艺中，经干燥塔旋风分离器后的尾气温度仍高达 200℃，这部分热量直接排入大气，造成了能源的浪费。本文采取的回收方案为：利用一台换热器将尾气中的余热与冷空气进行热交换，以提高进入干燥塔空气的初温，从而利用尾气中的热量，并减少导热油的用量，达到节约能源、降低能耗、减少排放的目的。改造后工艺流程图如图 2，其中，用于空气预热的换热器结构如图 3 所示。

3. 改造工艺相关参数

该蛋白粉公司工艺参数如表 1。
相关经济参数如表 2。

4. 工艺理论计算

4.1. 热力学分析计算

由表 1 数据可以计算出冷空气的质量流量：

$$G_{zc} = G_c \cdot \rho_c = 30,000 \times 1.205 = 36,150 \text{ kg/h} \quad (1)$$

同理，尾气的质量流量：

$$G_{zy} = 29243.2 \text{ kg/h} \quad (2)$$

单位时间内冷空气吸收的热量：

$$Q = G_{zc} \cdot c_p (t_{c2} - t_{c1}) = 36,150 \times 1.005 \times (80 - 20) = 2,179,845 \text{ kJ/h} \quad (3)$$

由热平衡方程：

$$G_c c_{pc} (t_{c2} - t_{c1}) = G_y c_{py} (t_{y2} - t_{y1}) \quad (4)$$

可得到：

$$t_{y2} = t_{y1} - \frac{G_{zc} c_{pc}}{G_y c_{py}} (t_{c2} - t_{c1}) \quad (5)$$

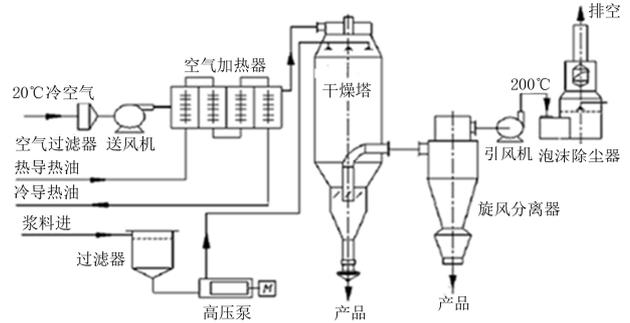


Figure 1. Spray drying process before improvement
图 1. 改进前的喷雾式干燥流程图

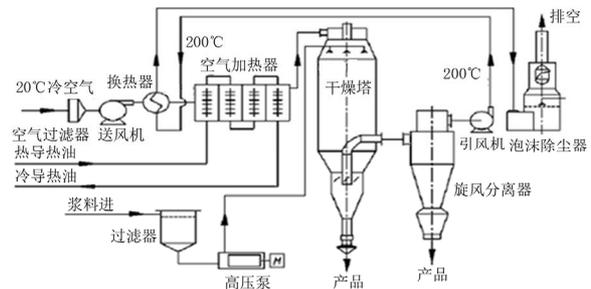


Figure 2. Spray drying process after improvement
图 2. 改进后的喷雾式干燥流程图

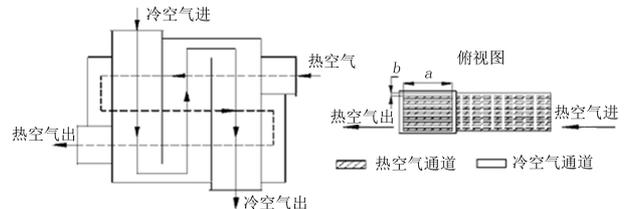


Figure 3. Heat exchanger structure diagram
图 3. 换热器结构图

Table 1. Technological parameter table
表 1. 工艺参数表

介质名称	温度 / °C	风量 / (m³/h)	密度 / (kg/m³)	比热容 / (kJ/kg)
冷空气	20	30,000	1.205	1.005
尾气	200	39,200	0.746	1.026
	3	7	7	8
	2	4	3	5
	2	4	33	5
	2	4	3	5
	2	4	3	5

Table 2. Technical and economic parameters table
表 2. 技术经济参数表

年运行小时数(h)	服务年限(年)	热力出厂价格(元/GJ)	换热器箱体价格(万元/t)	燃料低位发热量(kJ/kg)
7200	15	25	1.2	21,054
燃料价格(元/吨)	投资基准收益率	钢管价格(万元/t)		
700	0.15	1.4		

由此可知逆流时的换热平均温差:

$$\Delta t_m = \frac{(t_{y1} - t_{c2}) - (t_{y2} - t_{c1})}{\ln \left(\frac{t_{y1} - t_{c2}}{t_{y2} - t_{c1}} \right)} \quad (6)$$

$$= \frac{(200 - 80) - (127.35 - 20)}{\ln \left(\frac{200 - 80}{127.35 - 20} \right)} = 113.56^\circ\text{C}$$

由热平衡公式, 可知:

$$KF = \frac{Q}{\Delta t_m} = \frac{2,179,845}{113.56} = 19195.54 \text{ kJ/K} \cdot \text{h} \quad (7)$$

定义传热单元数^[6]:

$$NTU = \frac{KF}{G_c c_{pc}} = \frac{19195.54}{36,150 \times 1.005} = 0.528 \quad (8)$$

空气得到的理论热量火用可表示为:

$$\Delta E_c = Q = T_0 \Delta S$$

$$= G_c c_{pc} [(T_{c2} - T_{c1}) - T_0 \ln(T_{c2}/T_{c1})] \quad (9)$$

$$= 196746.77 \text{ kJ/h}$$

根据常见情况, 反映流体流动、管径等因素对换热器压降影响的系数取^[7]: $F_c = 0.01$; $F_y = 0.0025$, 并取空气和尾气的绝热系数分别为: $k_c = 1.4$; $k_y = 1.3$ “机械功”与“热量火用”的换算系数 $n = 3$ 。

则空气流动的火用损失:

$$\Delta E_{cr} = \frac{k_c - 1}{k_c} G_c c_{pc} T_0 (1 - F_c \cdot NTU)$$

$$= -16101.15 \text{ kJ/h} \quad (10)$$

同理, 尾气流动的火用损失为:

$$\Delta E_{cy} = \frac{k_y - 1}{k_y} G_y c_{py} T_0 (1 - F_y \cdot NTU)$$

$$= -2679.65 \text{ kJ/h} \quad (11)$$

4.2. 经济学分析计算

由表 1 数据可以计算出冷空气的质量流量:

换热器入口温度因子:

$$\sigma = \frac{T_{y1}}{T_0} = \frac{200 + 273}{20 + 273} = 1.614 \quad (12)$$

则热量火用价格为:

$$C_e = \frac{\sigma - 1}{\sigma - 1 - \ln \sigma} C_Q = 113.465 \text{ 元/GJ} \quad (13)$$

由此可以求得每年回收的热量火用价格为:

$$I_c = C_e \tau \Delta E_c = 160731.880 \text{ 元/年} \quad (14)$$

换热器的年运行费用:

$$I_r = -n C_e \tau (\Delta E_{yr} + \Delta E_{cr}) = 46028.811 \text{ 元/年} \quad (15)$$

以上计算了空气回收的热量火用价值和运行费用, 若不计管理等其他费用, 换热器的年净收益可表示为:

$$I_N = I_c - I_r = 114703.069 \text{ 元} \quad (16)$$

换热器的初投资包括换热元件的材料费, 箱体材料费, 加工费及其他部件费用等, 为简化计算, 将初投资费用分为两部分, 即与换热面积无关的投资费用 I_0 和与换热面积有关的投资费用 I_F 。

取 $I_0 = 5000$ 元, 已知普通碳素钢 Q235-A 的密度 ρ 为 7850 kg/m^3 , 钢管规格 $\Phi 50 \times 2 \text{ mm}$; 且箱体与换热元件总重量之比为 0.45。由于钢管厚度远远小于换热面积, 故而换热器换热元件质量可简化表示为:

$$M_1 = F \delta \rho \quad (17)$$

其中, δ 为钢管厚度, mm。

箱体质量:

$$M_2 = 0.45 M_1 \quad (18)$$

由此可以计算出与换热面积相关的投资费用:

$$I_F \cdot F = Y_1 M_1 + Y_2 M_2 = F \delta \rho (Y_1 + 0.45 Y_2) \quad (19)$$

从而单位换热面积的投资:

$$I_F = \delta \rho (Y_1 + 0.45 Y_2) = 304.58 \text{ 元/m}^2 \quad (20)$$

一般换热器的传热系数 k 取 $13 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$, 由已知可以求得换热面积:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_m} = 410.16 \text{ m}^2 \quad (21)$$

可算出换热器的初投资:

$$I = I_0 + I_F \cdot F = 129926.54 \text{ 元} \quad (22)$$

Table 3. Main index after transformation
表 3. 改造后主要指标

项目	结果
空气预热温度(°C)	80
换热器面积(m ²)	410.16
年回收热量(KJ)	15,694,884,000
年回收火用价值(元)	160731.880
年运行费用(元)	46028.811
年净收益(元)	114703.069
初始投资(元)	129926.54
投资回收期(年)	1.13
净现值(元)	540784.745

则投资的回收年限:

$$N = \frac{I}{I_N} = \frac{129926.54}{114703.069} = 1.13 \quad (23)$$

投资回收期为 1.13 年, 根据技术经济学相关理论, 余热回收方案的净现值可由下式表示:

$$NPV = \sum_{t=1}^T I_N (1+i_0)^{-t} - I = 540784.745 \text{ 元} \quad (24)$$

5. 结论

将以上所计算的数据绘制成表格 3。

可以看出, 按公司要求的设计温度为 80°C 时, 需要投资总投资 129926.54 元的换热器, 可以回收热量 15,694,884,000 KJ 的热量, 从火用分析中看出可以实现每年 114703.069 元的净效益。投资回收期为 1.13 年, 即第一年就可以回收投资成本并实现盈利。本投资可以实现净现值为 540784.745 元的效益。

在该蛋白粉公司的生产中, 我们需要根据其实际送风量进行计算, 方法同上, 并且可以进一步提高余热空气温度, 目前该公司将 20°C 空气加热到 80°C, 经济效益显著, 改造效果良好。

参考文献 (References)

- [1] 连红奎, 李艳, 顾春伟. 我国工业余热回收利用技术综述[J]. 节能技术, 2011, 29(2): 122-123.
- [2] 李海燕, 刘静. 低品位余热利用技术的研究现状、困境和新策略[J]. 节能减排, 2010, 28(17): 112-117.
- [3] 赵钦新, 王宇峰. 我国余热利用现状与技术进展[J]. 工业锅炉, 2009, 5(2): 8-15.
- [4] 伏渭娜, 赵景联. 大豆蛋白粉喷雾干燥塔尾气余热的回收与利用[J]. 环境工程, 2010, 28(5): 63-65.
- [5] 孟嘉. 工业烟气余热回收利用方案优化研究[D]. 华中科技大学, 2008.
- [6] 吴双应. 余热回收换热器热经济设计方法探讨[J]. 冶金能源, 1998, 17(2): 46-49.
- [7] 韩小梁, 李琦. 换热器优化计算方法[J]. 工业加热, 1994, 3: 17-19.