

应用技术

DTDC 蒸脱机热风风网节能降耗的技术改造

刘芳¹, 刘春成¹, 郎松彬¹, 裴兴武¹, 袁泰增¹, 于殿宇¹, 姚凯², 姚行权²

(1. 东北农业大学食品学院, 哈尔滨 150030; 2. 湖北天星粮油股份有限公司, 湖北 随州 441300)

摘要: 植物油加工企业的节能降耗是维持其持续发展的重要保证。在原有的 400 t/d 浸出生产线基础上, 将一蒸、二蒸的溶剂蒸气出口与蒸发冷凝器之间增加风冷换热器, 充分利用其蒸发器出来的二次溶剂蒸气所含的热量给干空气加热, 通过传质、传热降低 DC 湿粕中的水分及温度, 既减少了蒸发二次溶剂蒸气冷凝所需的冷却水用量, 又省去原有冷凝回水加热热风的热量, 有效降低了植物油厂产品加工吨料成本。

关键词: 植物油; 浸出车间; 风冷换热器

中图分类号: TS223.4; TS225.1 文献标识码: A 文章编号: 1003-7969(2018)08-0157-04

Technical transformation of energy conservation and consumption reduction of DTDC desolventizer – toaster of hot air wind net

LIU Fang¹, LIU Chuncheng¹, LANG Songbin¹, PEI Xingwu¹,
YUAN Taizeng¹, YU Dianyu¹, YAO Kai², YAO Xingquan²

(1. Food College, North East Agriculture University, Harbin 150030, China;

2. Hubei Tianxing Grain and Oil Co., Ltd., Suizhou 441300, Hubei, China)

Abstract: The energy conservation and consumption reduction of vegetable oil processing enterprises is an important guarantee for maintaining their sustainable development. Based on the existing leaching production line of 400 t/d, the air-cooled heater was assembled between the solvent vapor outlet of the first and second evaporators and the evaporative condenser. The heat contained in the secondary solvent vapor from the evaporator was used to heat the dry air and reduce the moisture and temperature in the DC wetness through mass transfer and heat transfer, which could reduce the cooling water required for the evaporation of the secondary solvent vapor and eliminate the heat of the original condensed return water to heat the hot air. So, the cost of processing tons of vegetable oil plant products could be effectively reduced.

Key words: vegetable oil; leaching workshop; air-cooled heater

面对日益加剧的市场竞争, 植物油加工行业发展步履维艰, 如何有效降低产品加工成本是企业生存的关键。节能减排是我国目前的国策, 节能降耗工作已成为油脂加工行业的重中之重^[1]。为进一步挖潜革新、降低消耗, 只有不断拓展思路从生产各节点寻求节能降耗的新亮点^[2]。浸出车间是制油

工艺的重要工段, 而热风加热在蒸脱、烘烤料粕, 降低其水分, 保证产品质量中起着非常重要的作用。DTDC 蒸脱机是植物油加工厂中的关键设备^[3]。目前普遍使用的 DTDC 蒸脱机的蒸汽消耗量大, 蒸汽得不到充分利用。因此, 为了提高 DTDC 型蒸脱机热风的利用效率, 改造 DTDC 蒸脱机热风风网, 增加其蒸汽利用率。

现今普遍流行的热风加热主要有生蒸汽加热和蒸汽凝结水回水加热两种方式。但是不论采取哪种换热方式, 都会存在加热空气消耗热量较多的问题^[4]; 另一方面在油脂浸出生产工艺中剩余的热量还没有完全彻底挖掘出来^[5], 如蒸发器的二次溶剂

收稿日期: 2018-05-17; 修回日期: 2018-06-05

基金项目: “十三五”国家重点研发计划重点专项 (2018YFD0401101)

作者简介: 刘芳 (1994), 女, 硕士研究生, 研究方向为食品工程 (E-mail) 1175037412@qq.com。

通信作者: 于殿宇, 教授, 博士 (E-mail) dyu2000@126.com。

蒸气直接通过冷凝器,造成其使用周期缩短,加重冷却水循环系统的负担和设备造价过高等一系列的问题。因此,该设计改造是在原有 400 t/d 浸出生产线上,在溶剂蒸气和蒸发冷凝器之间加装 1 台高效换热器,将蒸发器二次溶剂蒸气热量合理有效利用,达到降低冷凝器负荷,节约蒸汽、电耗的多重效果,为企业的生产创造更大的经济效益。

1 二次溶剂蒸气热量再利用可行性分析

1.1 二次溶剂蒸气热量

通过物料衡算得到蒸发器蒸出的溶剂质量见表 1。

表 1 蒸发溶剂质量

设备位号	溶剂蒸气质量/(kg/h)	备注
E304	7 841.0	设备压力 0.06 MPa
E305	1 672.0	设备压力 0.06 MPa
合计	9 513.0	

注:在 0.06 MPa 压力下,溶剂蒸气的汽化热为 488.6 kJ/kg,溶剂液体的定压比热容为 0.55 kcal/(kg·°C),设备位号见图 1。

蒸发器出来的二次溶剂蒸气温度为 67°C,忽略蒸发器的液层静压效应、溶液的沸点升高及蒸发溶剂在管道内流动产生的温差损失,二次溶剂蒸气全部冷凝并冷却至 62°C 的溶剂液体所释放的热量: $Q = Q_1 + Q_2$ 。

67°C 气体变成 67°C 液体所释放的热量: $Q_1 = 9 513.0 \times 488.6 = 4 648 051.8$ (kJ/h);

67°C 液体冷却至 62°C 液体所释放的热量: $Q_2 = 9 513.0 \times 0.55 \times (67 - 62) = 26 160.8$ (kcal/h) = 109 351.9 (kJ/h)。

蒸发器出来的二次溶剂蒸气的总热量为: $Q = Q_1 + Q_2 = 4 757 403.7$ (kJ/h)。

1.2 DC 工段物料特性

进入 DC 工段的湿粕组成见表 1。

表 1 物料衡算

物料	物料量/(t/d)	物料量/(kg/h)	备注
干物质 W	260.6	10 858.3	
油分 X_1	2.6	108.6	湿粕干基含油 1%
水分 X_2	65.1	2 714.6	湿粕含水 20%
杂质 X_3	0.3	10.9	湿粕干基含杂 0.1%
溶剂 X_4	0.1	5.4	湿粕干基含溶 0.05%

注:干物质、油分、水分、杂质和溶剂的比热容 C_1 、 C_2 、 C_3 、 C_4 、 C_5 分别为 0.5、0.5、1、0.5、0.5 kcal/(kg·°C)。

由于入浸料坯所含结合水较难用热风去除,后续湿粕增加的水分大部分为非结合水,主要来

源于喷入蒸脱机内的直接蒸汽凝结后的附加水,进入蒸脱机 DC 段及离开 DC 段粕的水分含量如表 3 所示。

表 3 物料水分含量衡算

物料	水分/(t/d)	水分/(kg/h)	水分/%
入浸物料	25.1	1 045.8	7.0
入 DC 段湿粕	65.1	2 714.6	20.0
出 DC 段湿粕	42.4	1 767.6	14.0

从表 3 中可以计算得出,需要从 DC 段去除的水分量为:2 714.6 - 1 767.6 = 947.0 (kg/h)。

1.3 DC 工段物料的热量特性

热空气由风机吹入 DC 料层内,热的干空气通过传质、传热,使湿粕中的水分汽化进入到空气中,湿粕温度由 100°C 降低到 70°C,其主要过程热量计算如下。

湿粕中水分汽化吸收的热量:湿粕中 947.0 kg/h 水分变为水蒸气吸收的热量为 $Q_{吸} = 947.0 \times 2 331.2 = 2 207 646.4$ (kJ/h)。

湿粕放出的热量:湿粕温度由 100°C 降到 70°C 所放出的总热量为 $Q_{放} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$ 。

粕中干物质所放出的热量: $Q_1 = m_1 c_1 \Delta t = 10 858.3 \times 0.5 \times (100 - 70) = 162 874.5$ (kcal/h) = 680 815.4 (kJ/h)。

粕中油所放出的热量: $Q_2 = m_2 c_2 \Delta t = 108.6 \times 0.5 \times (100 - 70) = 1 629.0$ (kcal/h) = 6 809.2 (kJ/h)。

粕中水分所放出的热量: $Q_3 = m_3 c_3 \Delta t = 2 714.6 \times 1 \times (100 - 70) = 81 438.0$ (kcal/h) = 340 410.8 (kJ/h)。

粕中杂质所放出的热量: $Q_4 = m_4 c_4 \Delta t = 10.9 \times 0.5 \times (100 - 70) = 163.5$ (kcal/h) = 683.4 (kJ/h)。

粕中残溶所放出的热量: $Q_5 = m_5 c_5 \Delta t = 5.4 \times 0.5 \times (100 - 70) = 81.0$ (kcal/h) = 338.6 (kJ/h)。

因此,DC 工段物料放出的总热量 $Q_{放} = 680 815.4 + 6 809.2 + 340 410.8 + 683.4 + 338.6 = 1 029 057.4$ (kJ/h)。

通过上述分析计算,要实现去除湿粕中的 947.0 kg/h 水分需要补充的热量为: $Q_{吸} - Q_{放} = 1 178 589.0$ (kJ/h)。

而蒸发器蒸发出来的二次溶剂蒸气总的热量为 4 757 403.7 kJ/h,远大于去除湿粕中水分需要补充的热量。

因此,可以利用二次溶剂蒸气的热量,通过风冷换热器,将热量提供给干空气,干空气再与湿粕传质、传热去除湿粕中的水分是可行的。

1.4 干空气用量估算及风机选型

进入风冷换热器干空气的湿度为 0.005 kg/kg, 车间年平均温度为 33 ℃, 干空气进入 DC 段后与湿粕充分接触, 湿粕中的水分进入到空气中, DC 段出口湿空气的湿度为 0.095 kg/kg。

因此, 所需干空气量为 $G_{\text{空气}} = W / (H_2 - H_1) = 947.0 / (0.095 - 0.005) = 10\,522.2$ (kg/h)

式中: $G_{\text{空气}}$ 为干空气的质量, kg/h; W 为 DC 段蒸发出去的水分量, kg/h; H_1 为 DC 段入口空气湿度, kg/kg; H_2 为 DC 段出口空气湿度, kg/kg。

已知 30 ℃ 空气密度为 1.165 kg/m³, 那么所需新鲜空气体积约为: $10\,522.2 / 1.165 = 9\,031.9$ (m³/h)。

根据新鲜空气的体积选择风机型号为 4-72-6c, 风机风量为 10 314 ~ 20 628 m³/h, 风压 1 733 ~ 2 734 Pa, 电机功率 15 kW。

1.5 节约的热量

设备经改造后, 直接使用蒸发器的二次溶剂蒸气加热干空气, 空气温度为 33 ℃, 已知干空气定压比热容为 0.24 kcal/(kg·℃), 经风冷换热器加热后温度达到 60 ℃, 需要热量为:

$$Q = mc\Delta t = 10\,522.2 \times 0.24 \times (60 - 33) = 68\,183.9 \text{ (kcal/h)} = 285\,008.7 \text{ (kJ/h)}$$

这些热量折合 100 kPa 的饱和水蒸气量为

$285\,008.7 / 2\,599.5 = 126.1$ kg/h。即节约饱和水蒸气的量为 126.1 kg/h。

2 溶剂蒸气热能利用设计改造

改造后车间工艺布置图如图 1 所示。将第一蒸发器(E304)与第二蒸发器(E305)的溶剂蒸气出口与蒸发冷凝器之间管道部分拆除, 并安装 1 台风冷换热器(E303b), 再将管道与换热器进行连接, 溶剂凝结液与 E309 的冷凝器出液管相接; 在蒸脱机与蒸发器间安装直径为 0.5 m, 长度为 6 m 的进风管, 与风冷换热器相连。进风管与楼板之间的距离为 5 m, 进风管伸出室外部分在管口加装 20 mm × 20 mm × 2.5 mm 的钢丝防护网。采用直径 0.5 m 的管道将 DC 热风加热器风机进口与新加装的风冷换热器出口进行连接, 管道进行保温处理。利用新布置的管道将空气由室外引入车间内, 经风冷换热器后, 再经管道接入 DC 热风加热器风机入口, 预热后的空气经过 DC 热风加热器进一步加热后进入 DC, 对粕进行干燥。

新加装的风冷换热器四周安装操作平台、护栏及钢制斜梯。改造时溶剂蒸气主管道应向换热器有一定向下坡度, 防止溶剂液体倒流; 新增的空气进风口在室内外分别安装一个进风口, 并装设阀门, 冬季时可利用室内热空气(一层新装一个室内外补气孔, 防止室内负压)。

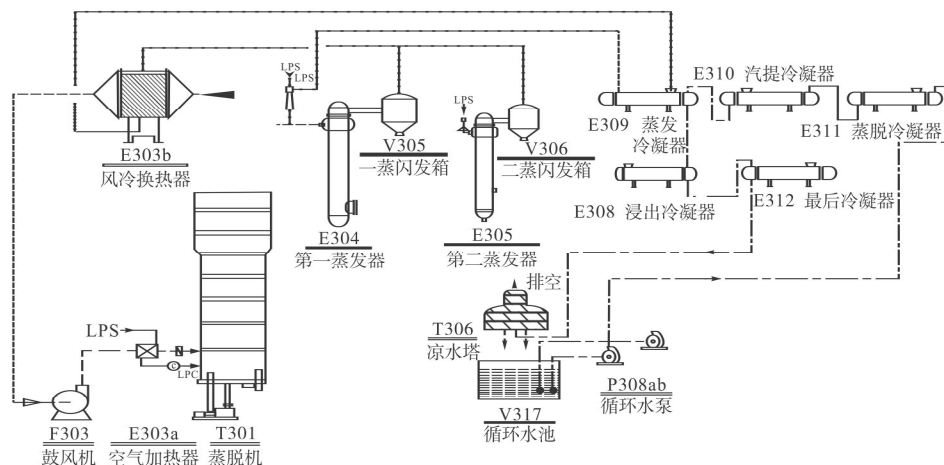


图 1 改造后车间布置图

3 改造后使用效果

在车间工艺稳定后, 关闭原用生蒸气加热换热器的热源(只是在开机或者料粕水分偏高时, 偶尔使用), 单独使用风冷换热器, 同样使成品料粕出机水分达到 12% 左右, 与之前持平。由于蒸汽凝结水不再给 DC 热风加热器加热, 提高了蒸汽凝结水的

回水温度, 节约了动力除氧水箱加热所需蒸汽。同时通过降低溶剂蒸气温度减轻蒸发冷凝器负荷, 减慢冷凝器结垢速度, 延长蒸发冷凝器运行周期。由于循环水出水温度降低, 风扇角度调小了, 循环冷却水泵电机负荷降低 23%, 并且每天补充生水量减少了 8 t 左右。减轻蒸发器冷凝器负担, 使浸出冷凝

器效果发挥出来,变频尾气风机转速可以降下来,浸出系统始终能够维持在 -196.13 Pa 的压力下,使安全生产得以保证。

4 成本回收

按全年生产300 d计算,每天24 h连续生产,全年可节约蒸汽量: $0.1261 \times 24 \times 300 = 907.9\text{ (t)}$ 。蒸汽成本价格为112元/t,全年可创造效益 $112 \times 907.9 = 10.2$ (万元)。

水的价格为3.8元/t,每年节水: $8 \times 300 \times 3.8 = 0.9$ (万元)。

冷水循环系统风扇18.5 kW,耗电下降23%,可节约电能: $18.5 \times 23\% \times 24 \times 300 = 30\ 636.0$ (kW·h),电的价格按0.65元/(kW·h)计,则全年可创造效益 $30\ 636.0 \times 0.65 = 2$ (万元)。

因此,改造后全年可创造效益: $10.2 + 0.9 + 2 = 13.1$ (万元)。

根据财务核算,连续生产23个月可收回成本。

5 结论

DTDC蒸脱机热风风网节能降耗的技术改造在400 t/d的生产线中进行使用,二次溶剂蒸气的热量

作为热源可利用热量4 757 403.7 kJ/h,其中用于风冷换热器的热量285 008.7 kJ/h。用二次溶剂蒸气作为热源先将空气进行加热,节约饱和蒸汽的量为126.1 kg/h,节省了蒸汽凝结水的热量,节约了动力除氧水箱加热所需蒸汽,对能源利用有了很好的提升。风冷换热器的使用在23个月后即收回了成本,并在成本回收后每年可提升13.1万元的经济效益。对热能利用的改进可有效降低植物油加工过程中的能量消耗,为企业创造出更大的经济效益。

参考文献:

- [1] 万辉,张利军,赵勇,等. 浸出车间节能控制措施[J]. 粮食与食品工业, 2015, 22(1):33-35.
- [2] 姚敏,吴煜,刘喜亮. 浸出车间节能工艺设备探讨[J]. 粮食与食品工业, 2015, 22(2):26-27.
- [3] 张立国,李万振,史加宁,等. DTDC蒸脱机节能结构的改进[J]. 农业机械, 2013(9):56-58.
- [4] 姚敏,吴煜,何全社. 空气换热器在浸出节能工艺中的应用[J]. 中国油脂, 2015, 40(9):84-85.
- [5] 王飞,杜宣利,卢鑫,等. 负压蒸发的热平衡计算及其节能途径分析[J]. 粮食与食品工业, 2015, 22(6):8-12.

(上接第154页)

表1 脱臭油油换热器参数对比

换热器	设备参数				运行温度/°C			
	主要加工油品	生产规模/(t/d)	换热面积/m ²	投资成本/万元	待脱臭油		脱臭油	
					进	出	进	出
螺旋板换热器	大豆油	300	80(2台)	30.0	98.0	233.0	251.0	119.0
真空热回收换热器	棉籽油	300	160	55.0	105.0	220.0	245.0	130.0
降膜换热器	菜籽油	300	160	42.5	110.0	224.0	250.0	136.0
Compabloc全焊型板式换热器	玉米油	300	16(2台)	41.6	109.0	225.0	245.0	130.0

3 结束语

油脂精炼生产中,换热器的合理选配对热量回收、设备投资成本均有重要的影响。在油脂精炼生产线设计过程中,应根据处理油品种类、规模、工艺要求等,合理配置换热器,以达到充分回收热量的目的。

结合油脂精炼脱臭中高温油油换热效果,对脱臭成品油品质影响及投资成本综合考虑,降膜换热器适用范围最广,真空热回收换热器适用于大豆油、菜籽油等油品的冷热油热交换,Compabloc全焊型板式换热器适用于玉米油、葵花籽油等易水解油品的冷热油热交换。

参考文献:

- [1] 汪镇安. 化工工艺设计手册(上册)[M]. 3版. 北京:化学工业出版社, 2003: 313-314.
- [2] 刘玉兰. 油脂制取与加工工艺学[M]. 2版. 北京:科学出版社, 2009: 382.
- [3] 夏清. 化工原理(第二版)上册[M]. 天津:天津大学出版社, 2005: 298-299.
- [4] JANET Q, 官木松. 通过Compabloc板式换热器提高炼油厂能效[C]//中国石油化工信息学会石油炼制分会. 2009年中国石油炼制技术大会论文集. 北京:中国石化出版社, 2009: 1206-1213.