

基于全局动态寻优的气流烘丝机自整定脱水模型的研究

戴宇辉^{1,2,3} 刘媛媛^{1,2,3} 劣旺涛^{1,2,3}

1. 河北白沙烟草有限责任公司保定卷烟厂 河北省保定市 071000

2. 保定市供水有限公司 河北省保定市 071000

3. 张家口卷烟厂有限责任公司 河北省张家口市 075000

摘 要: 为解决气流烘丝机风选后烟丝含水率波动大、工艺气体温度合格率偏低、稳定性差等问题, 提出一种基于全局动态寻优的气流烘丝机自整定脱水模型。从能量守恒入手, 以出口烟丝水分变化规律, 反向构建气流烘丝机燃烧炉功率控制模型; 以理论脱水为目标, 以过程控制最优解为目标, 对气流烘丝机烟丝脱水量、烟丝脱水能量、干燥过程能量转换、烟丝脱水速率等多级参数进行分析、动态寻优, 实现生产过程动态寻优控制, 保证控制结果的准确性。以我厂生产的“钻石(细支尚风)”牌烟丝为对象进行测试, 结果表明: 改进后出口烟丝含水率标准偏差由 0.25% 降低到 0.073%, 工艺气体温度合格率由 98.3% 提高到 99.5%, 该方法为降低气流烘丝机出口水分偏差、提高工艺气体温度合格率提供了技术支持。

关键词: 烟丝脱水量; 工艺气体温度; 速率; 出口烟丝水分

我厂气流烘丝机是河北中烟首台、全国第三台 SH911D 型气流烘丝机^[1], SH911D 气流烘丝机是秦烟机在引进、消化 HAUNI 公司的 HDT-LX 技术基础上的国产烟机设备, HDT 整机控制由秦烟机提供, 燃烧炉采用虹霓原装进口设备, 涉及威索燃烧器、西门子控制系统、canbus 数据总线技术^[2]以及不同厂家通信技术的融合, 可借鉴的经验少, 智能化程度较低。

SH911D 型气流烘丝机是保烟易地技改的制丝线中的关键设备之一, 它的运行状态是荷花(细支)实现本地制丝的首要条件, 荷花制丝的五项判异指标中的工艺气体温度合格率、入口水分 CPK、过程中断等三项指标涉及 SH911D 型气流烘丝机, 目前已经解决气流烘丝机生产过程的停机问题, 但是存在的出口烟丝含水率波动大、工艺气体温度合格率偏低等问题, 严重影响批次间、批次内的质量一致性^[3-5]。为此, 基于全局动态寻优的气流烘丝机干燥模型对气流烘丝机控制流程、控制程序进行了优化与改进, 以期降低出口烟丝水分偏差, 提高烘后烟丝含水率和工艺气体温度的稳定性。

1 问题分析

烟丝干燥过程实质是按照工艺要求脱去烟丝中多余的水份, 在烟丝与工艺气体发生传质、传热过程中, 烟丝中的水分汽化进入工艺气体, 经过排潮后, 气流烘丝机出口烟丝达到工艺要求。这个过程中, 工艺气体是烟丝干燥、输送的

介质, 因此工艺气体的温度、成分、流量等参数对出口烟丝的水分、内在质量有直接影响, SH911D 型气流烘丝机为立式干燥管道, 热质传递主要发生在加温加湿器下口(sirox)与旋风分离器进口间的干燥管道内。^[6]气流烘丝机的干燥过程是一个动态平衡的过程, 烟丝均匀悬浮于工艺气体中, 接触面积大, 强化了传热与传质过程。“负压控制、氧含量、天然气流量、热风温度、水分控制、蒸汽流量”为 SH911D 气流烘丝机的 6 个关键控制系统, 分别是: 负压控制(图 1)是根据设定值, 调整排潮管路的电动风门的开度; 氧含量控制(图 2)是根据回风管路的氧气传感器检测的氧含量的实际值与设定值的差值作为反馈信号, 调整排潮管路的电动风门的开度, 使系统的氧含量与设定值一致, 氧含量主要影响烟丝的填充值; 天然气流量控制(图 3)是根据干燥管的工艺气体的实际温度值或以气流烘丝机出口物料的的含水率作为反馈信号控制天然气阀门的开度; 热风温度控制(图 4)是根据干燥管工艺气体的实际温度值向天然气流量控制提供的反馈信号, 调节天然气流量, 使实际温度与设定值一致; 水分控制(图 5)是以气流烘丝机出口水分的实际值与设定值的差值作为反馈信号调整天然气流量进而调节工艺气体温度, 使气流烘丝机出口水分达到工艺要求, 这是叶丝干燥膨胀的关键控制; 蒸汽流量控制(图 6)是控制蒸汽管路的气动薄膜阀的开度, 使涡街流量计检测的实际流量与设

定值一致,; 负压控制与氧含量控制都是调整排潮管路的电动风门的开度,实际生产中,氧含量控制时系统响应比较慢,通常采用负压控制;气流烘丝机预热时采用温度控制,生产阶段切换至水分控制模式,烟丝按照工艺要求脱去多余水分,如果各个控制系统如果不能实现动态平衡、匹配最优,将造成气流烘丝机出口水分波动,烟丝批次间、批次内的一致性差。

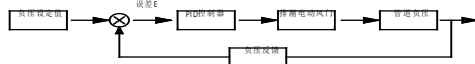


图1 负压控制



图2 氧含量控制

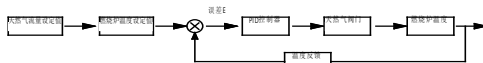


图3 天然气流量控制



图4 热风温度控制



图5 水分控制



图6 蒸汽流量控制

1.1 烟丝干燥过程能量转换

1.1.1 烟丝脱水量计算

根据干物料的质量守恒定律,我们推导出烟丝的脱水公式(1-1):

$$W = S \times \frac{(M_1 - M_2)}{(1 - M_1)(1 - M_2)} \quad (1-1)$$

$$S = \int_0^t Q_n d_t$$

式中: W- 脱水量

S- 累计流量

M₁- 入口水分

M₂- 出口水分

Q_n- 瞬时流量

根据公式得知, t 时间段内烟丝的脱水量是一个瞬时重量的积分值,同时涉及水分的采样时间,为了简化计算量,一般采取电子秤的采样时间与水分仪的采样时间相等,这样计算时实际脱水量时间函数为单一区间。

1.1.2 烟丝脱水能量

烟丝干燥需要能量,烟丝按照工艺要求脱去水分需要的能量分为三部分,一部分:烟丝中水分的升温,另一部分是烟丝脱水,水以蒸汽的形式从烟丝内部脱出,水的形式发生相变,需要的能量最大,也就是水的汽化潜热,第三部分是:烟丝温度的提升,根据测试,烟丝从进料口到旋风分离器顶端为升温过程,干燥管道内烟丝的最高温度为 t₃; ,烟丝属于多微孔毛细管胶体物质,比热容随着烟丝的水分降低而减小^[7],是烟丝含水率的比例函数,根据烟丝中结合水、自由水含量比例的不同,比热容范围为 3.9-1.8KJ/Kg℃,计算公式(1-2)如下:

$$E_1 = W \times (t_2 - t_1) \times C_1 + W \times C_1 + S(t_3 - t_1) \times C_{111} \quad (1-2)$$

W- 脱水量

t₁-HDT 入口烟丝温度(℃)

t₂-HDT 出口烟丝温度(℃)

C₁- 水的比热(4.2KJ/Kg℃)

C₁₁₁- 水的汽化潜热(2286KJ/Kg)

S- 累计流量(Kg)

t₃- 管道内烟丝温度为 t₃(℃)

C₁₁₁₁- 烟丝的比热(3.9-1.8KJ/Kg℃)

烟丝在干燥管道内脱水过程中,烟丝的脱水能量为水分变化、电子秤瞬时流量变化的双重函数,脱水的能量是随着烟丝水分变化、实际流量变化而变化,能量需求的变化速率远大于工艺气体能量的调整速率,由于热能变化的滞后,水分调整、热能变化相互影响,导致气流烘丝机工艺气体温度、出口水分波动交替波动。

1.1.3 干燥过程热能转换

气流烘丝机生产过程中,天然气通过 PID 控制^[8],燃烧产生的热量,通过换热器将工艺气体加热到工艺要求的温度,控制过程如下:气流烘丝机出口烟丝水分大于工艺设定值,则提升燃烧炉功率进而提高工艺气体温度,直至出口烟丝水分达到设计值,此过程中,如果工艺气体温度达到工艺气体工艺设定值,限定燃烧炉功率上升进而稳定工艺气体温度,这时需要降低来料烟丝流量,直至出口烟丝含水率达到

工艺要求范围^[9]；如果实际出口烟丝“偏干”（烟丝含水率低于工艺要求的下限），则需要降低燃烧炉功率进而降低工艺气体温度，直至出口烟丝含水率达到工艺要求范围，同样，如果工艺气体的实际温度超出工艺要求的下限，则要求固定此时的燃烧炉功率，确保工艺气体温度满足工艺要求，此时需要提高来料烟丝流量，直至出口烟丝含水率达到设计值。此过程循环进行，属于动态暂平衡过程，在这个过程中，烟丝从入口到出口，温度升高，按照工艺要求脱水，按照能量守恒定律，能量转化、消耗主要如下：一是：能量消耗部分：烟丝脱水能量 E_1 （包含水的升温 E_{11} ；脱水量的汽化潜热 E_{12} ），根据文献资料，烟丝每脱水 1Kg，实际需求的热量是理论热量的 2.77 倍；二是：烟丝的温升需要的能量 E_2 ；三是：HDT 干燥管道热量散失 E_3 ，工艺气体的温度与环境温度差值越大，热量损失的越大；四是：无效耗热 E_4 ：不完全燃烧损失、排烟的热量损失、换热损失等，这类损失占 40~60%；为了简化计算过程，烟丝脱水需要的能量以工艺气体提供，计算公式（1-3）如下：

$$E_1 = K \times Q_1 \times \rho \times C \times (T_1 - T_2) \quad (1-3)$$

E_1 — 烟丝脱水能量

K — 热能效率（0.8~0.9）

Q_1 — 工艺气体流量 m^3

ρ — 工艺气体密度 Kg/m^3

C — 工艺气体比热（4.2KJ/Kg℃）

T_1 — 工艺气体温度（℃）

T_2 — 旋风分离处温度（℃）

烟丝脱水的能量源自电子秤累计流量，因此，脱水过程中，工艺气体的能量装换同样为时间函数，随着电子秤的瞬时流量变化而变化，造成出口水分波动。

1.1.4 烟丝脱水速率分析

工艺气体温度、烟丝滞留时间决定了烟丝的脱水量，烟丝通过气流烘丝机的时间由工艺气体风机转速决定，工艺气体作为热源、干燥介质和烟丝输送推力，作为热源为烟丝加热脱水；干燥过程传热、传质的干燥介质，为烟丝流动提供推力，决定烟丝在干燥管道内的滞留时间。当工艺气体温度不变时，风机转速越高，干燥时间越短，出口水分越高，由于烟丝表面水分散失的不均匀性，出口水分波动越大^[10]。公式（1-4）为烟丝脱水速率公式：

$$W_c = \frac{h_c}{r_c} (t - t_c) \quad (1-4)$$

W_c — 水分蒸发分蒸发 $kg/cm^2 \cdot s$
 h_c — 对流换热系数（ $kcal/cm^2 \cdot s \cdot ^\circ C$ ）
 r_c — t_c 温度下的潜热 $kcal/kg$
 t — 工艺气体温度
 t_c — 烟丝丝表面温度 $^\circ C$

由公式我们得出：在不同的风机转速下，工艺气体流量、速度不同，影响了烟丝的脱水量，进而影响气流烘丝机的出口水分，脱水速率与工艺气体的潜热成反比。工艺气体是干空气和水蒸汽的混合物，气流烘丝机采用孔板流量计、氧传感器，可以推导出气体中的干空气、水蒸汽（湿气体）的占比，当水蒸汽（湿气体）含量越高，烟丝脱水越慢，在整个生产过程中，工艺气体的组合成分是不可控的，当工艺气体的组合成分发生变化时，烟丝的脱水量发生变化，水分波动。

根据理论分析，气流烘丝机来料流量、水分、脱水量、工艺气体温度、工艺气体质量流量相互影响，部分参数属于时间函数、积分值，在气流烘丝机生产过程中，烟丝脱水量、烟丝干燥能量、干燥过程能量转换、工艺气体流量、烟丝干燥速率等这些关键参数变化直接导致了气流烘丝机出口水分的稳定性。

2 确定关键因素

动态寻优是可以对烟丝脱水过程中的相关控制参数进行降维处理，将其转化为几个相互独立的参数，从而从数据中分析找出原始数据的相关信息，确定多个相关变量中的关键联系，达到简化数据、揭示数据变量间的关系。

根据生产实际，我们首先固定气流烘丝机部分参数（表 1），生产开始后：10、20、30、35、45、60、65、70 分钟的“烟丝脱水量、烟丝干燥能量、干燥过程能量转换、工艺气体流量、烟丝干燥速率”进行干燥过程计算、趋势图分析，基于动态寻优理论，通过 SPC 数据趋势图确定工艺气体温度与水分的对应的时间函数关系图（图 7）：

表 1 生产过程的参数赋值

设定流量	t1	t2	t3	ts	Q	ρ	M1	M2	C11
4200Kg/h	187	167	110	157	15100Kg/h	0.57	22.5	14.5	2.9

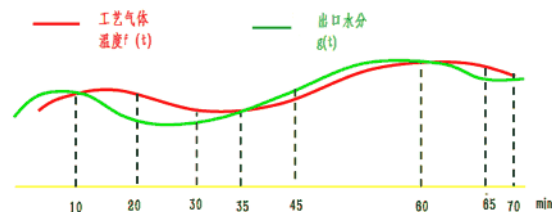


图 7 气流烘丝机出口水分、工艺气体关联图

我厂气流烘丝机进入生产阶段后,采用出口水分控制模式,系统脱水系数 $K=1$,系统根据出口烟丝含水率实际值和设定值的偏差调节工艺气体温度进而调节燃烧炉的功率,燃烧炉根据工艺气体变化进行 PID 调节,使出口烟丝水分波动区间为工艺标准的 $\pm 0.5\%$ 范围内;为保证出口水分达到工艺标准范围内,需要人为干预燃烧炉功率,保证出口水分在范围内,由要保证工艺气体温度在工艺气体温度的工艺标准范围内,由于脱水量、物料水分随时间变化,时间节点不同,系统状态不同,各个控制参数交替影响,造成出口水分、工艺气体温度波动。

2.2 脱水量烘丝模式程序设计

我厂气流烘丝机安装布局,在调整出口水分的过程中,通过自动调整电子秤流量改变出口水分的控制模式可行性差,主要是电子秤距离气流烘丝机入口距离长,滞后性达到 2 分钟,不能满足工艺要求,根据前面公式 (1-2)、(1-3) 将控制程序中的固定脱水系数变为根据出口水分自调整的时间函数,根据出口水分,调整烟丝脱水量,达到稳定出口水分的目的,脱水系数 $f(k)$ 表达式 (2-5) :

$$f(k) = \frac{\int_{t_1}^{t_2} Q_n dt \times \frac{M_1 - M_2}{1 - M_2} \times [(t_1 - t_2) \times C_1 + C_1] + \int_{t_2}^{t_3} Q_n dt \times (t_3 - t_1) \times C_{111}}{Q_1 \times \rho \times C \times (T_1 - T_2)} \quad (2-5)$$

M_1 — 入口水分

M_2 — 出口水分

Q_n — 瞬时流量

t_1 —HDT 入口烟丝温度 (°C)

t_2 —HDT 出口烟丝温度 (°C)

C_1 — 水的比热 (4.2KJ/Kg°C)

C_{111} — 水的汽化潜热 (2286KJ/Kg)

t_3 — 管道内烟丝温度为 t_3 (°C)

C_{111} — 烟丝的比热 (3.9-1.8KJ/Kg°C)

Q_1 — 工艺气体流量 m^3

ρ — 工艺气体密度 Kg/ m^3

C — 工艺气体比热 (4.2KJ/Kg°C)

T_1 — 工艺气体温度 (°C)

T_2 — 旋风分离出温度 (°C)

根据 (2-5) 公式修改脱水系数控制模块 (图 8), 主要实现出口烟丝含水率偏差 ΔM 计算脱水量修正脱水系数、根据脱水量调整燃烧炉输出功率, 通过限幅器函数公式, 限定工艺气体温度上下限, 确保工艺气体温度达到工艺标准范围。

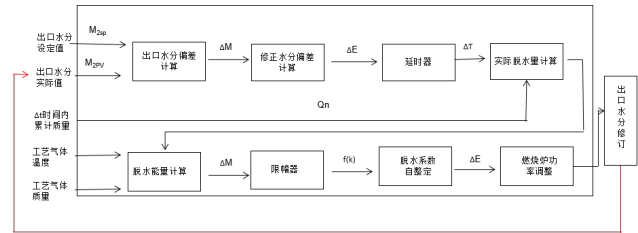


图 8 自整定脱水系数控制流程

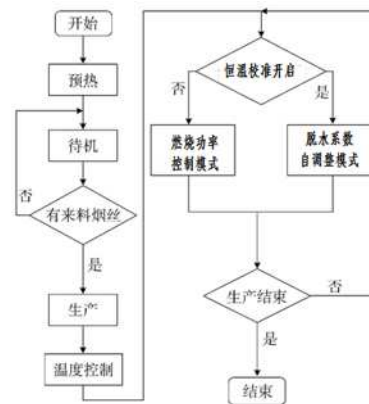


图 9 生产过程控制流程图

气流烘丝机由固定脱水系数调整为自整定脱水系数后,预热阶段控制方式不变,生产开始后,自整定脱水系数控制优先,生产过程流程如图 9。

3 效果验证

为了验证改进后的自适应脱水模型对出口水分的影响,对改进前后气流烘丝机烘丝的过程控制精度进行数据分析。

3.1 实验准备

设备准备:SH911D 型气流烘丝机(秦皇岛烟机厂);控制型电子秤(精度 0.5%,九江 707 所);TR10-AFB1CASKBB00 型温度传感器(精度 0.01 °C, E+H 公司);TM710e 型水分仪(精度 0.02%),测试牌号:钻石(细支尚风)、设定流量 4300Kg/h、测试三批次约 24000Kg 物料、入口水分 $22 \pm 0.3\%$ 、出口水分 $13 \pm 0.3\%$ 、主要测试工艺气体温度合格率、标偏、CPK;数据采集规则为每 30 秒采集一个数据,采集时长为每批次生产时长。

3.2 数据分析

通过改进前后的工艺气体合格率、出口水分波动范围、出口水分 CPK、燃烧炉功率百分数变化范围数据分析得出,改进后,气流烘丝机出口烟丝的水分、CPK、工艺气体温度合格率明显上升(见表 2)。

表 2 改进前后，关键指标对比表

批次	改进前				改进后			
	工艺气体温度° C	出口烟丝水分 %	CPK	燃烧炉功率 %	工艺气体温度° C	出口烟丝水分 %	CPK	燃烧炉功率 %
1	98.3	13 ± 0.28	0.97	75 ± 5	99.3	13 ± 0.15	1.67	75 ± 2
2	98.5	13 ± 0.26	0.96	75 ± 4	99.6	13 ± 0.17	1.66	75 ± 3
3	98.5	13 ± 0.24	0.98	75 ± 6	99.7	13 ± 0.13	1.62	75 ± 1

备注 :CPK 是指过程能力满足产品质量标准要求（规格范围等）的程度。反映过程的集中性

4 结论：

改进后的气流烘丝机采用自调整脱水系数的模式进行烟丝脱水，根据出口水分修正脱水系数，进而改变燃烧炉功率输出，较好地解决了出口烟丝水分波动大、工艺气体温度合格率低的问题，实现了气流烘丝机出口水分的精准控制。以我厂生产的钻石(细支荷花)烟丝进行对比测试，结果表明：改进后出口烟丝水分波动范围由 0.26 减低到 0.15, 工艺气体温度合格率由 98.4% 提高到 99.54%, CPK 由 0.97 提高到 1.65, 烟丝的内在品质具有一定提升。自整定的脱水系数控制模式扩展了气流烘丝机控制模式，属于除流量控制、温度控制之外的第三种控制模式，可以提高工艺气体温度的稳定性，改善烘后烟丝品质。

参考文献：

[1] 代建文，杨枚 .HDT 设备结构及其工艺控制原理 [J]. 烟草科技 , 2006 (4) :16-19.

[2] 王飞，李敏民 . 基于 canbus 数据总线的智能加料系统的设计与实现 [J]. 汕头大学学报 (自然科学版),2004,(03):70-7

[3] 陈飞云 .SH9611 型气流烘丝机出口水分稳定性分析与控制 [J]. 科技尚品 , 2016 (8) :111-112.

[4] 刘穗君 . 卷烟薄板烘丝工序出口含水率的精准分区控制研究 [J]. 轻工科技 ,2016(2):32-35.

[5] 任宏程 . 基于工业控制网络的烘丝机智能控制系统研究 [J]. 昆明理工大学 ,2008 , 29.

[6] 丁美宙，王宏生 . 气流干燥在烟草加工中的应用研究进展 [J]. 烟草科技 ,2005(9):9-13.

[7] 吕品 .PLC 和触摸屏组合控制系统的应用 [J]. 自动化仪表 ,2010,31(8):45-47,51.

[8] 陈东青 . 基于 PLC 与触摸屏的码垛工业机器人操作系统设计 [J]. 包装工程 , 2014, 35 (23) :84-88.

[9] 丘柳明 . 梗丝超级回潮机含水率控制系统的改进 [J]. 烟草科技 ,2016,49(12):86-90.

[10] 张良斌，堵劲松，范明登，等 . 基于分层递阶的片烟干燥智能控制系统 [J]. 烟草科技 ,2016,49(11):87-93.