

超超临界 CFB 锅炉外置换热器启动过程模拟分析

许兆峰, 薛亚丽, 李 政

(清华大学 能源与动力工程系 电力系统国家重点实验室, 北京 100084)

摘要:通常超超临界 CFB(循环流化床)锅炉均设置外置换热器来增加换热面积和换热量。为了研究 CFB 锅炉外置换热器的启动过程特性,为 CFB 宽负荷运行和灵活性调峰提供依据,在已有的 CFB 锅炉系统机理动态数学模型的基础上,建立了外置换热器动态模型,并以某 660 MW 超超临界 CFB 锅炉为对象,模拟分析其外置换热器的冷态启动过程和热态启动过程。冷态启动和热态启动前炉膛温度均为 776 ℃,外置换热器温度分别为 50 ℃和 660 ℃。第 30 min 时,打开锥形阀启动外置换热器,由于冷态启动时外置换热器温度低,为避免外置换热器管道升温过快,锥形阀开度仅为 5%;而热态启动时则不存在该限制,锥形阀开度可达 30%。为了体现单一变量引起的变化,在冷态启动和热态启动过程中仅锥形阀开度不同,其他主动控制量中仅自动控制排渣量来保持炉膛压力稳定。在冷态启动过程中,外置换热器初始温度低于工质(中温过热蒸汽)温度,先从工质吸热;当外置换热器温度高于工质温度后开始向外放热,因此外置换热器放热量是从负值变化到正值。而热态启动过程中,外置换热器初始温度远高于工质温度,外置换热器始终向工质放热。因此,不管是冷态启动还是热态启动前,工质流量都应维持在设定值及以上,否则启动瞬间工质放热冷凝或吸热升温会导致壁温剧烈变化,出现爆管等事故。冷态启动和热态启动后达到平衡时,在 CFB 锅炉输入能量不变的情况下,由于外置换热器的放热量增大,炉膛内的放热量相应减小,因此炉膛温度有不同程度降低;在热态启动时锥形阀开度为 30%,外置换热器循环灰流量和放热量较大,从而导致炉膛内放热量小于冷态启动,这也体现在热态启动的炉膛平衡温度小于冷态启动。冷态启动过程中外置换热器温升更高,为避免换热面壁面温升速率过高而采用 5%锥形阀开度,从而导致冷态启动过程的外置换热器温升曲线时间常数明显大于热态启动。

关键词:循环流化床锅炉(CFB);外置换热器;动态建模;启动过程;模拟

中图分类号:TK229.6 **文献标志码:**A **文章编号:**1006-6772(2020)03-0023-08

Simulation and analysis on startup process of external heat exchangers in ultra-supercritical CFB boilers

XU Zhaofeng, XUE Yali, LI Zheng

(State Key Lab of Power Systems, Department of Energy and Power Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: In general, ultra-supercritical circulating fluidized bed (CFB) boilers are equipped with external heat exchangers (EHE) to increase the heat transfer area and heat transfer. In order to study the startup process characteristics of the external heat exchanger of CFB boiler, so as to provide the basis for wide load operation and flexible peak regulation of CFB, the dynamic characteristics of startup process of EHEs of a 660 MW ultra-supercritical CFB boiler were studied, by establishing the dynamic mathematical models of CFB boiler with EHEs and simulating and analyzing the cold startup process and the hot startup process of EHEs. Before the cold startup and the hot startup, the furnace temperature is 776 ℃, while the temperature of EHEs is 50 ℃ and 660 ℃ respectively. At the 30th minute, the conical

收稿日期:2020-03-06;责任编辑:白娅娜 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.20030601

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2016YFB0600205)

作者简介:许兆峰(1975—),男,吉林农安人,高级工程师,从事能源系统建模及实验教学研究。E-mail: xuzhaofeng@tsinghua.edu.cn。通讯作者:李政,教授,从事能源系统建模、能源政策及能源战略研究。E-mail: lz-dte@tsinghua.edu.cn

引用格式:许兆峰,薛亚丽,李政.超超临界 CFB 锅炉外置换热器启动过程模拟分析[J].洁净煤技术,2020,26(3):23-30.

XU Zhaofeng, XUE Yali, LI Zheng. Simulation and analysis on startup process of external heat exchangers in ultra-supercritical CFB boilers[J]. Clean Coal Technology, 2020, 26(3): 23-30.



移动阅读

valve is opened and EHEs start to work. Due to the low temperature of EHEs in the cold startup, the conical valve is only 5% open in order to avoid overheating of the EHE pipe. Such limitation does not exist in the hot startup, and the conical valve can be open up to 30%. In order to show the change caused by one variable, only the opening degree of the conical valve is different in the cold startup process and the hot startup process, and the slag discharge quantity is automatically controlled in other active control quantities to maintain the stable furnace pressure. In the cold startup process, heat released from EHEs changes from negative value to positive value; EHEs absorb heat from the working medium (medium temperature superheated steam) first because the initial temperature of EHEs is lower than that of the working medium; when the temperature of EHEs is higher than that of the working medium, EHEs release heat to the working medium. In the hot startup process, EHEs always release heat to the working medium all the time, because the initial temperature of EHEs is much higher than that of the working medium. Therefore, the flow rate of working medium should be maintained at the set value and above before cold startup or hot startup, otherwise the condensation or sudden temperature rise of working medium at the startup moment will lead to the drastic temperature change of pipe, resulting in pipe burst and other accidents. When EHEs reach energy balance after cold or hot startup, the furnace temperature decreases in varying degrees, because the furnace releases less heat and EHEs release more heat accordingly, under the condition that the input energy of CFB boiler remains unchanged. In the hot startup process, the circulating ash flowrate and heat discharge of EHEs are large, because the opening degree of the conical valve is 30%, resulting that the furnace releases less heat than that of the cold startup and the furnace balance temperature is lower than that of the cold startup. In the cold startup process, the temperature rise of the external heat exchanger is higher. The conical valve is only 5% open in order to avoid the high rate of temperature rise on the wall of the heat exchange surface, resulting that the characteristic time of the temperature rise curve of EHEs is obviously larger than that in the hot startup process.

Key words: circulating fluidized bed boiler (CFB); external heat exchangers; dynamic modeling; startup process; simulation

0 引言

CFB(循环流化床)锅炉具有燃料适应范围广、污染物控制成本相对较低等特点,在我国应用广泛。通常,大型循环流化床锅炉会设置外置换热器,以扩大换热面积来满足锅炉的换热需求。外置换热器的出现,增加了循环流化床锅炉动态调节负荷的手段:高负荷时,加大锥形阀开度增加外置换热器内的循环灰流量,从而增加外置换热器换热量来满足锅炉总换热量需求;低负荷时,关小甚至关闭锥形阀开度,减小外置换热器内的循环灰流量,使得锅炉换热尽可能在炉膛内完成,维持炉膛燃烧和炉膛温度稳定。由于外置换热器的调节作用,循环流化床锅炉能够在低负荷区域稳定高效运行,具有宽负荷运行特性。

目前电网可再生能源占比越来越大,传统火力发电机组(粉煤发电机组、循环流化床机组等)的定位将逐步调整为可再生能源调峰为主。循环流化床锅炉的宽负荷运行特性能很好地适应这种变化,说明循环流化床锅炉需要频繁进行变负荷运行。低于一定负荷,CFB锅炉会关闭外置换热器以维持炉膛温度;超过一定负荷,则会打开外置换热器以增加整个锅炉的传热量。因此除了锅炉启动阶段,在运行阶段CFB锅炉外置换热器会存在大量启动过程。

本课题组多年来一直从事循环流化床锅炉的建模工作,李政等^[1-4]建立了用于循环流化床锅炉的“小室模型”;王哲等^[5-6]、刘炳刚^[7]、蔡奕^[8]和王

放^[9]在此基础上开发了两段式带虚拟换热器的循环流化床模型;吴海航^[10]完成了裤衩腿型循环流化床锅炉建模,研究重点为炉膛内物料交换和翻床现象。这些研究所建外置换热器模型比较简单,未考虑外置换热器内物料的动态变化。因此,本文建立了详细的外置换热器动态数学模型,与原有模型组成循环流化床锅炉机理动态实时仿真模型,并对外置换热器的启动过程进行了模拟和分析,为CFB锅炉宽负荷运行和灵活性调峰提供依据。

1 循环流化床锅炉物理模型

由于本文所建模型对计算速度(即实时性)有较高要求,模型不宜过于复杂,因此针对循环流化床锅炉特点建立了两段式集总参数模型。模型的模块划分方式如图1所示,包括炉膛、分离器和外置换热器3部分,其中炉膛划分为下部的均匀区与上部的虚拟换热区。模型假定燃烧反应在均匀区进行,虚拟换热器只换热,无空间体积;通过这种模型设置可反映出炉膛底部和炉膛出口的温度差别,同时不会对计算速度产生较大影响。通过调节锥形阀开度,使分离器分离下来的循环灰一部分直接返回炉膛,另一部分流入外置换热器后再返回炉膛。

2 循环流化床锅炉动态数学模型

循环流化床锅炉由4个部件构成:底部均匀区、虚拟换热器、分离器和外置换热器,需分别建立各部件动态模型。

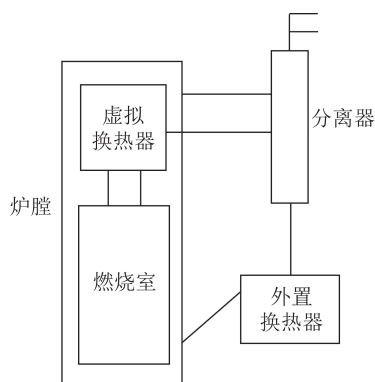


图 1 两段式集总参数 CFB 模型

Fig.1 Two-stage lumped-parameter model of CFB

2.1 外置换热器动态模型

通常,外置换热器外壳由碳钢材料制成,内衬为绝热材料和耐磨耐火材料。本文所用的外置换热器由 2 个室组成:第 1 室为空室,第 2 室内布置受热面,两室之间的隔墙为水冷隔墙(图 2)。每个分室都布置有布风板和风箱,流化风由高压流化风机供给,流化速度很低,一般不超过 0.5 m/s,在外置换热器内形成一个微流化鼓泡流化床。

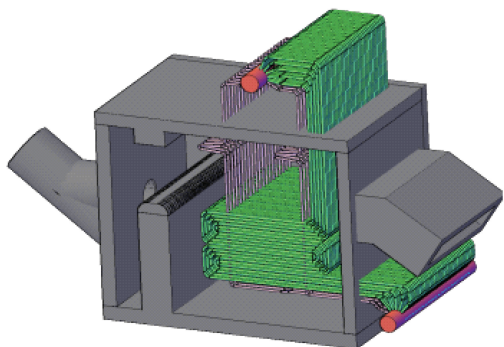


图 2 外置式换热器结构

Fig.2 Structure diagram of the external heat exchanger

外置换热器可抽象为图 3 所示的物理模型:外置换热器由 2 个室组成,室 1 是绝热空间,分离器分离出来的循环灰颗粒通过锥形阀进入室 1 后,在流化风的作用下形成微流化鼓泡流化床,当床层上沿漫过室 1 和室 2 之间的隔板时,则高温循环灰颗粒进入室 2;室 2 中循环灰颗粒将热量传递给中温过热器受热面后,被送回炉膛(图 3 中, M_1 、 M_2 分别为室 1、2 内的颗粒质量, kg; D_{MHE1} 为室 1 的进口流量, kg/s; D_{MHE2} 为室 2 的进口流量, 即室 1 的出口流量, kg/s; D_{OUT2} 为室 2 出口的灰流量, 即返回炉膛的灰流量, kg/s; T_{MHE} 为外置换热器温度, K; Q_{MNE} 为受热面的吸热量, kW; T_{wall} 为受热面壁面温度, 一般取中温过热器进出口温度的平均值, K)。

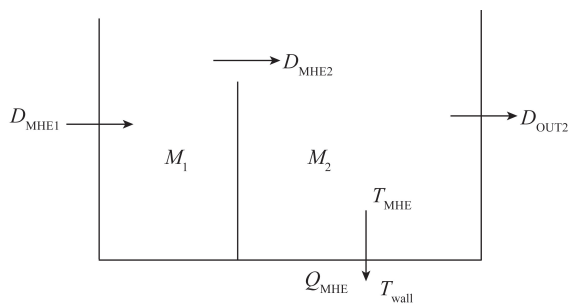


图 3 外置换热器物理模型

Fig.3 Physical model of the external heat exchanger

对外置换热床做如下假定:① 由于换热床风量较小,认为外置换热器内不发生燃烧反应;② 外置换热器在各种工况下始终处于最小流态化状态,空隙率取 0.45;③ 外置换热器内循环灰颗粒混合充分,温度均匀,用集总参数温度 T_{MHE} 表示;④ 来自分离器的高温循环灰颗粒首先与换热器内原有灰颗粒达到温度平衡,然后热量再传递给受热面;⑤ 忽略流化空气吸收的热量;⑥ 忽略水冷隔墙换热量,不影响出口蒸汽品质^[12]。

1) 室 1 质量平衡如下:

$$\frac{dM_1}{dt} = D_{MHE1} - D_{MHE2} \quad (1)$$

$$D_{MHE1} = W_R V \quad (2)$$

式中, W_R 为分离器循环灰流量, kg/s; V 为锥形阀开度。

当流化的固体灰颗粒床层超过室 1 和室 2 之间的隔板高度,会飞逸到室 2。因此,室 1 存在最大的可容纳颗粒质量,累积的固体颗粒超过此数值则会被送往室 2,即

$$M_{1max} = A_1 H \rho_s (1 - \alpha) \quad (3)$$

式中, M_{1max} 为室 1 可容纳最大颗粒质量, kg; A_1 为室 1 横截面积, m^2 ; H 为室 1 和室 2 间隔板高度, m; ρ_s 为固体颗粒密度, kg/m^3 ; α 为孔隙率, 取 0.45。

对室 2 来说,存在质量平衡和能量平衡;由于没有燃烧现象,其质量平衡与室 1 类似,在此不再赘述。

2) 室 2 的能量平衡。由于忽略流化风吸收的热量,则流化风直接进入炉膛,不在室 2 进行热交换。换热器中布置有一定的金属结构,且总有一定质量的灰留存,所以需考虑其热惯性。

$$\frac{d[(M_2 + M_{MHE,eq})h_2(T_{MHE})]}{dt} = \quad (4)$$

$$D_{MHE2}h_{2in}(T_{VHE}) - D_{OUT2}h_{2out}(T_{MHE}) - Q_{MNE}$$

式中, $M_{MHE,eq}$ 为金属结构的热容等效质量, kg; h_2 为室 2 中的灰焓值, kJ/kg; h_{2in} 为室 2 进口灰焓

值,由于立管及外置换热器室1均假设绝热,此焓值与炉膛出口灰焓值一致,即由虚拟换热器出口温度 T_{VHE} 决定, kJ/kg ; $h_{2, \text{out}}$ 为室2出口灰焓值,假定出口灰温度与外置换热器温度相同, kJ/kg ; t 为时间。

由于假定来自分离器的高温循环灰颗粒首先与换热器室2内原有颗粒达到温度平衡,然后再将热量传递给受热面,则受热面的吸热量为

$$Q_{MHE} = \alpha_{MHE} (T_{MHE} - T_{\text{wall}}) \quad (5)$$

式中, α_{MHE} 为室2中灰与受热面的传热系数, kW/K ; T_{wall} 一般取中温过热器进出口温度的平均值, K 。

室2内灰与受热面的换热主要包括对流换热和辐射换热,对流换热与灰、受热面碰撞的激烈程度有关,即与颗粒质量流量有关;而辐射换热则与颗粒温度有关^[13]。外置换热器换热系数规律为

$$\alpha_{MHE} = AT_{\text{ash}}^{0.54} W_{\text{ash}}^{0.67} \quad (6)$$

式中, A 为调整系数; T_{ash} 为室2的灰颗粒进口温度, K ; W_{ash} 为室2的灰颗粒进口质量流量, kg/s 。

2.2 底部均匀区动态模型

底部均匀区集中了全部的燃烧反应,主要简化和假定如下:①假定全部煤粉颗粒为相同大小的球体,颗粒密度均匀;②给煤加入炉膛后,挥发分立刻释放并全部燃烧,释放热量;③挥发分中氮元素全部转化成 N_2 ,挥发分和焦炭中的碳元素燃烧全部生成 CO_2 ;④认为排渣和床料的成分相同,即焦炭质量分数和床料相同。

均匀区内有4个重要的平衡关系:

1) 均匀区焦炭质量平衡方程

焦炭来源于给煤的热解,主要消耗过程是燃烧反应。排渣过程使少量的焦炭随底渣流失;床料夹带的焦炭被回送到炉膛的循环灰补偿,两者之间的差别是由于飞灰的逃逸造成。其平衡方程为

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = BC_{\text{FC}} - R_{\text{FC}} - (W_D X_B + W_{\text{FL}} X_{\text{FL}}) \quad (7)$$

式中, M_B 为炉膛内床料总质量, kg ; X_B 为炉膛内和排渣中的焦炭质量分数; B 为给煤量, kg/s ; C_{FC} 为给煤的固定碳含量; R_{FC} 为焦炭的燃烧速度, kg/s ; W_D 为排渣质量流量, kg/s ; W_{FL} 为飞灰质量流量, kg/s ; X_{FL} 为飞灰的含碳率。

R_{FC} 由燃烧的化学动力学和氧气扩散等因素决定,主要随炉膛内固态焦炭总质量、烟气氧浓度和炉膛温度变化,与瞬时给煤量无直接关系,这是流化床锅炉区别于常规煤粉炉的一个重要特点。焦炭质量平衡如图4所示。

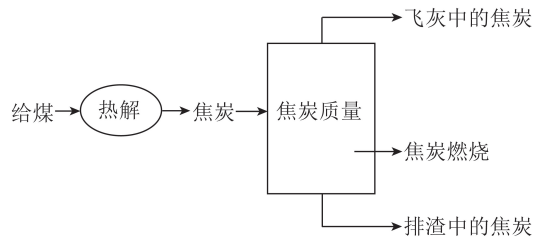


图4 焦炭质量平衡

Fig.4 Carbon mass balance

2) 均匀区氧气质量平衡方程

均匀区氧气来源于给风和给煤中的氧气;氧气消耗包括给油燃烧耗氧、焦炭燃烧耗氧、挥发分燃烧耗氧和脱硫反应耗氧。氧气质量平衡如图5所示,氧气质量平衡方程为

$$Y(\text{O}_2) = \frac{22.4}{Q_g} \left\{ B \left[\frac{w(\text{O}_{\text{ar}})}{32} - \frac{w(\text{H}_{\text{ar}})}{4} - \frac{w(\text{S}_{\text{ar}})}{32} \times (1 + 0.5\eta(\text{SO}_2)) \right] + \frac{0.21Q_{\text{air}}}{22.4} - \frac{R_{\text{FC}} + R_{\text{VC}}}{12} - O_{\text{oil}} \right\} \quad (8)$$

式中, $Y(\text{O}_2)$ 为均匀区出口氧气浓度; Q_g 为烟气的体积流量, Nm^3/s ; $w(\text{O}_{\text{ar}})$ 、 $w(\text{H}_{\text{ar}})$ 和 $w(\text{S}_{\text{ar}})$ 分别为煤收到基氧、氢和硫含量; $\eta(\text{SO}_2)$ 为脱硫效率; Q_{air} 为给风体积流量(包括一次风和二次风), Nm^3/s ; R_{VC} 为挥发分中碳燃烧速度, kg/s ; O_{oil} 为单位质量燃油消耗的氧气物质的量, kmol/s 。

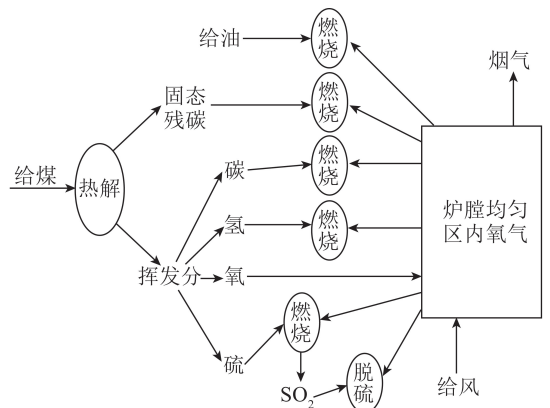


图5 氧气质量平衡

Fig.5 Oxygen mass balance

3) 均匀区固体物质质量平衡方程

图6为炉膛内的固体物质平衡的过程,固体颗粒的质量平衡方程为

$$\frac{dM_B}{dt} = B(C_{\text{FC}} + A_{\text{ar}} + 0.4w(\text{S}_{\text{ar}})\eta(\text{SO}_2) + L \left[\frac{56}{100}w(\text{Ca}) + \frac{40}{84}w(\text{Mg}) + w(\text{In}) \right] + W_{\text{R}} - R_{\text{FC}} - W_{\text{D}} - W_{\text{ENTR}} \quad (9)$$

式中, L 为给石灰石量, kg/s ; $w(\text{Ca})$ 为石灰石中碳酸钙质量分数; $w(\text{Mg})$ 为石灰石中碳酸镁质量分数; $w(\text{In})$ 为石灰石中惰性物质质量分数; W_R 为循环灰流量, kg/s ; W_{ENTR} 为夹带灰质量流量, kg/s 。

方程右侧从左到右依次表示: 给煤(固定碳、灰分、脱硫增加的硫和氧的质量)、给石灰石、循环灰引起的床料质量增加和焦炭燃烧、排渣、夹带灰引起的床料质量减少。

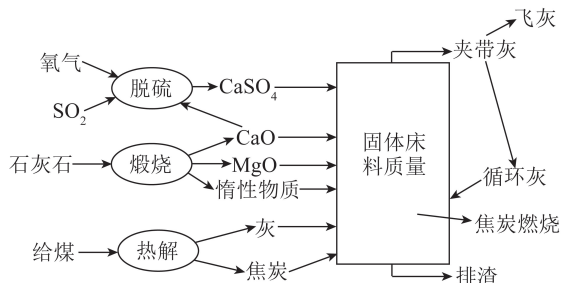


图6 固体床料的质量平衡

Fig.6 Mass balance of solid bed material

4) 均匀区能量平衡方程

模型中全部燃烧反应集中到均匀区考虑。能量平衡要计算燃烧放热、受热面吸热、脱硫放热、石灰石煅烧吸热、辐射热损失和进出均匀区的物质的物理焓, 这些能量的综合作用将改变炉膛床料和炉膛金属壁面的温度。均匀区的能量流入和流出如图7所示, 均匀区的能量平衡方程为

$$\frac{d[(M_B + M_{B,eq})h_s]}{dt} = R_{oil}H_{oil} + B_V H_V + R_{FC}H_C + (B + L)h_f + Q_{air}h_{air} + W_{RD}h_{RD} + D_{OUT2}h_{2out} - W_{ENTR}h_s - Q_g h_g - W_D h_s - Q_B - Q_{loss} + \Delta Q_{lime} \quad (10)$$

式中, $M_{B,eq}$ 为炉膛内金属壁面的当量热容等效质量, kg ; h_s 为床料的比焓, kJ/kg ; R_{oil} 为给油质量流量, kg/s ; H_{oil} 为单位质量油的发热量, kJ/kg ; B_V 为给煤中挥发分质量流量, kg/s ; H_V 为单位质量给煤释放的挥发分的折合发热量, kJ/kg ; H_C 为单位质量焦炭的发热量, kJ/kg ; h_f 为给煤、给石灰石的比焓, kJ/kg ; h_{air} 为给风比焓, kJ/kg ; W_{RD} 为直接返回的循环灰质量流量, kg/s ; h_{RD} 为直接返回的循环灰比焓, kJ/kg ; h_g 为离开均匀区的烟气比焓, kJ/kg ; Q_B 为水冷壁、高过、高再等受热面在均匀区内的吸热量, kJ/s ; Q_{loss} 为辐射热损失, kJ/s ; ΔQ_{lime} 为脱硫放热和石灰石煅烧吸热, kJ/s 。

方程左侧为炉膛床料和炉膛金属管壁的能量变化。方程式左边从左到右依次为: 油燃烧放热、挥发分燃烧放热(包括挥发分中碳的燃烧和其他元素燃烧)、焦炭燃烧放热、给煤和石灰石的物理焓、给风

物理焓、直接返回的循环灰物理焓、外置床返料灰物理焓、流出均匀区的夹带灰物理焓、流出均匀区的烟气物理焓、排渣物理焓、受热面吸热量、辐射热损失和脱硫综合放热。

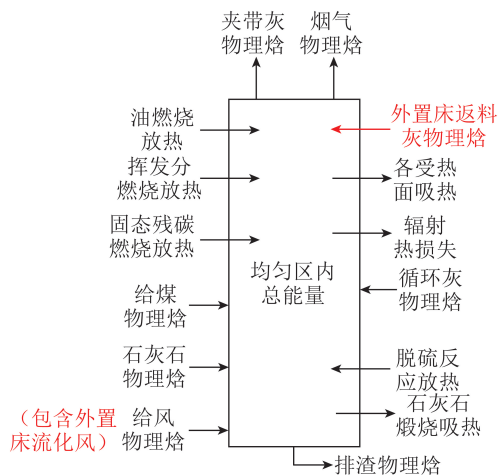


图7 均匀区的能量平衡

Fig.7 Energy balance of uniform region

2.3 虚拟换热器模型

虚拟换热器(VHE)是为了反映循环流化床炉膛内炉膛底部和炉膛出口处之间的温度差而引入的模型部件, 在实际设备中不存在。虚拟换热器能量平衡如图8所示。

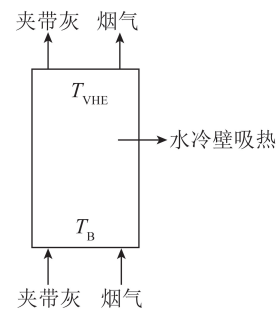


图8 虚拟换热器能量平衡

Fig.8 Energy balance of virtual heat exchanger

虚拟换热器中不发生燃烧反应, 只进行换热, 换热快速并且处于热平衡。所以虚拟换热器只考虑能量平衡过程, 方程为

$$Q_{VHE} = W_{ENTR} [h_s(T_B) - h_s(T_{VHE})] + V_g [h_g(T_B) - h_g(T_{VHE})] \quad (11)$$

式中, Q_{VHE} 为虚拟换热器放热量, kJ/s ; T_B 为底部均匀区的温度, K ; T_{VHE} 为炉膛出口温度, K ; V_g 为烟气流量, kg/s 。

2.4 分离器模型

分离器内未布置受热面, 仅考虑物质平衡。

$$W_R = W_{ENTR} \eta_{CYC} \quad (12)$$

$$W_{FL} = W_{ENTR} - W_R \quad (13)$$

$$W_{RD} = W_R - D_{MHE1} \quad (14)$$

式中, η_{CVC} 为分离器分离效率。

3 动态仿真及结果分析

以国内某 660 MW 超超临界 CFB 锅炉为研究对象, 该锅炉采用 M 型布置, 炉膛采用单炉膛单布风板结构, 炉后布置 4 个高效旋风分离器, 每个旋风分离器料腿下分别布置 1 个回料阀和 1 个外置换热器, 外置换热器入口设有锥型阀, 通过调整锥型阀的开度来控制外置床和回料阀的循环物料分配, 外置换热器内全部布置中温受热面。利用 Fortran 程序编制了上述 CFB 锅炉机理性动态数学模型, 静态核算误差不超过 2%。该超超临界 CFB 锅炉基本参数及煤种性质见表 1、2。

表 1 660 MW 超超临界 CFB 锅炉基本参数

Table 1 Basic parameters of 660 MW ultra-supercritical CFB boiler

项目	设计值	项目	设计值
负荷/(t·h ⁻¹)	660	过热蒸汽流量/(t·h ⁻¹)	1 914.3
燃料量/(t·h ⁻¹)	371.7	再热蒸汽流量/(t·h ⁻¹)	1 621.1
给石灰石量/(t·h ⁻¹)	16.2	过热器出口压力/MPa	29.4
总风量/(Nm ³ ·h ⁻¹)	1 699 560	过热蒸汽温度/℃	605
过量空气系数	1.17	再热器出口压力/MPa	5.96
炉膛温度/℃	880	再热蒸汽温度/℃	623
锅炉效率/%	93.7		

表 2 煤种工业分析和元素分析

Table 2 Proximate analysis and ultimate analysis of coal

工业分析/%				元素分析/%					$Q_{\text{net,ar}}$ /(MJ· kg ⁻¹)
A_{ar}	M_{ar}	FC_{ar}	V_{daf}	C_{ar}	H_{ar}	O_{ar}	N_{ar}	S_{ar}	
31.34	19.10	32.95	33.52	39.51	2.21	6.81	0.40	0.63	14.52

通常在启动阶段, 超超临界 CFB 锅炉存在冷态启动和热态启动 2 种方式, 外置换热器也相应这 2 种启动方式; 在超超临界 CFB 锅炉由低负荷向高负荷转变过程中, 外置换热器开启并处于热态, 属于热态启动。

3.1 冷态启动

外置换热器冷态启动通常仅存在于 CFB 锅炉启动阶段。在 CFB 锅炉启动前, 除了向炉膛添加床料外, 还需要向外置换热器添加床料。外置换热器初始床料可通过启动床料添加系统软管自动输入或通过外置换热器人孔门人工加入, 添加高度需要低于外置换热器内受热面的顶部, 约为受热面高度的 80%^[14-16]。

锅炉点火后, 为了尽快达到投煤温度, 减少燃油消耗, 外置换热器并不进行流化投入使用。待投煤

燃烧稳定, 汽机已完成冲转并带有一定负荷, 锅炉炉膛温度稳定并高于 650 ℃ 时, 开始准备投入外置换热器^[17-20]。投入外置换热器前, 还需建立物料外循环, 即当料腿物料累积到设定高度时, 开启松动风使回料阀物料能够返回炉膛; 并微弱打开锥形阀, 使少部分热物料泄露进外置换热器, 完成外置换热器床料的最终填充。

外置换热器冷态启动时, 开启外置换热器流化风, 在外置换热器内形成鼓泡床, 打开锥形阀到一定开度, 此时外置换热器室内物料与中温过热器受热面换热能力增大, 由于物料温度低于中温过热器内蒸汽温度, 物料会吸收蒸汽能量导致蒸汽温度降低并在管道内形成冷凝水; 在高温循环物料和中温过热蒸汽的双重加热下, 外置换热器内物料温度快速上升; 当外置换热器内物料温度高于中温过热蒸汽温度, 则开始加热中温过热蒸汽。

3.2 热态启动

外置换热器热态启动存在于 CFB 锅炉启动阶段和调整负荷阶段。热态启动前, 外置换热器床料处于未流化状态, 且床料温度高于中温过热蒸汽温度, 处于闷炉状态。热态启动时, 同样需要开启外置换热器流化风, 在外置换热器内形成鼓泡床, 打开锥形阀到一定开度, 由于外置换热器床料温度和中温过热器壁温相差相对较小, 开度可适度放宽; 此时外置换热器室内物料与中温过热器受热面换热能力增大, 外置换热器物料向中温过热蒸汽放热, 引起过热蒸汽升温。

在本文模拟中, 冷态启动和热态启动前炉膛温度均为 776 ℃, 外置换热器温度分别为 50 ℃ 和 660 ℃。第 30 min 时, 打开锥形阀启动外置换热器, 由于冷态启动时外置换热器温度低, 为避免中温过热器管道升温过快, 锥形阀开度仅为 5%; 而热态启动时则不存在该限制, 锥形阀开度可达 30%。为了体现单一变量引起的变化, 在冷态启动和热态启动过程中仅改变锥形阀开度, 其他主动控制量中仅自动控制排渣量来保持炉膛压力稳定。

冷态启动变化过程如图 9 所示, 热态启动变化过程如图 10 所示。图中各变量的变化过程与上述冷态启动过程和热态启动过程描述基本符合。在冷态启动过程中, 外置换热器放热量从负值到正值的变化过程表明, 外置换热器床料先从中温过热蒸汽吸热随后放热(图 9); 热态启动过程中, 由于锥形阀开度为 30%, 外置换热器放热量始终维持较大的正值, 即向中温过热蒸汽放热(图 10)。因此, 不管是冷态启动还是热态启动前, 中温过热器蒸汽流量应维持在设定值及以上, 否则启动瞬间过热蒸汽的冷

凝或温度骤升会导致壁温剧烈变化,出现爆管等事故。冷态启动和热态启动后达到平衡时,在 CFB 锅炉输入能量不变的情况下,由于增加了外置换热器的放热量,炉膛内的放热量会相应减小,所以炉膛温度都有不同程度降低;在热态启动时锥形阀开度为 30%,外置换热器循环灰流量和放热量较大,从而导致炉膛内放热量小于冷态启动,这也体现在热态启动的炉膛平衡温度小于冷态启动。冷态启动过程的外置换热器温升曲线时间常数明显大于热态启动,这是由于冷态启动过程中外置换热器床料升温更高,为避免换热面壁面温升速率过高而采用 5% 锥形阀开度的措施所致。

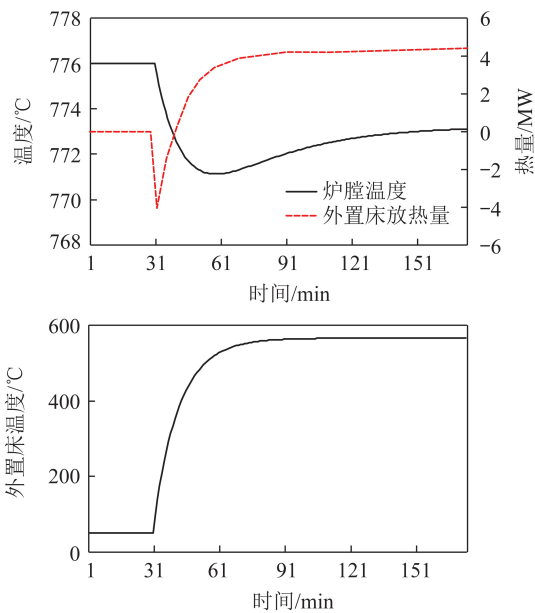


图 9 外置换热器冷态启动过程

Fig.9 Cold startup process of external heat exchangers

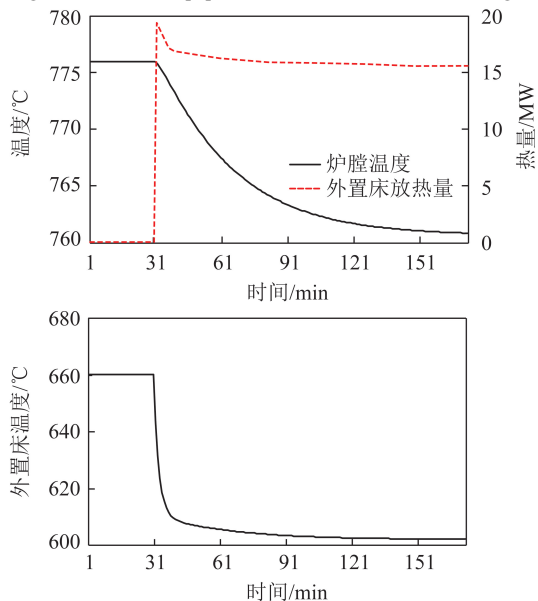


图 10 外置换热器热态启动过程

Fig.10 Hot startup process of external heat exchangers

4 结 论

1) 本文建立了超超临界 CFB 锅炉系统动态模型,并以某 660 MW 超超临界 CFB 锅炉为研究对象,模拟其外置换热器的启动过程。模拟结果符合超超临界 CFB 锅炉运行规律。CFB 锅炉外置换热器流化后,其换热能力会快速提升。

2) 冷态启动时中温过热蒸汽由于向外置换热器放热而导致降温冷凝,热态启动时中温过热蒸汽因为吸收外置换热器热量而升温,所以启动前必须保证中温过热器的蒸汽流量在设定值及以上,蒸汽流量过低会存在干烧爆管的危险。

3) 冷态启动时,为避免外置换热器内换热面管壁温升高过快,一般采用小锥形阀开度(5%左右)。

参考文献 (References):

- [1] 李政,倪维斗,岳光溪,等. 循环流化复合压降数学模型[J]. 动力工程,1997,17(3):13-16,58.
LI Zheng, NI Weidou, YUE Guangxi, et al. The compounded pressure drop mathematical model of circulating fluidized bed boilers (CFBC) [J]. Power Engineering, 1997, 17(3): 13-16, 58.
- [2] 李政,倪维斗,张巍,等. 循环流化床整体物料平衡通用动态数学模型[J]. 清华大学学报(自然科学版),1997,37(2):24-27.
LI Zheng, NI Weidou, ZHANG Wei, et al. General dynamic mathematical model for the total mass balance of CFBC [J]. Journal of Tsinghua University (Sci. & Tech.), 1997, 37(2): 24-27.
- [3] 李政,倪维斗,岳光溪,等. 循环流化床动态灰平衡计算方法[J]. 燃烧科学与技术,1997,3(3):258-263.
LI Zheng, NI Weidou, YUE Guangxi, et al. Calculation method for the dynamic total mass balance of CFBC [J]. Journal of Combustion Science and Technology, 1997, 3(3): 258-263.
- [4] 李政,张巍,苟建兵,等. 循环流化床锅炉动态仿真试验平台研制[J]. 清华大学学报(自然科学版),1999,39(3):100-102.
LI Zheng, ZHANG Wei, GOU Jianbin, et al. Development of dynamic simulation platform for CFBC boiler [J]. Journal of Tsinghua University (Science & Technology), 1999, 39(3): 100-102.
- [5] 王哲. 循环流化床仿真实时动态数学模型研究[D]. 北京:清华大学,2001.
WANG Zhe. Study of simulating dynamic real time mathematical model of CFBC [D]. Beijing: Tsinghua University, 2001.
- [6] 王哲,李政,倪维斗. 多工况吻合的两段循环流化床动态仿真模型[J]. 动力工程,2009,29(7):627-631.
WANG Zhe, LI Zheng, NI Weidou. Dynamic simulation model of two-stage CFB with multi-condition coincidence [J]. Journal of Power Engineering, 2009, 29(7): 627-631.
- [7] 刘炳刚. 反映炉膛上下温差的循环流化床仿真动态模型研究[D]. 北京:清华大学,2002.
LIU Binggang. Study of simulating dynamic mathematical model of

- CFB which is able to reflect the temperature difference between the bottom bed and the furnace outlet [D]. Beijing: Tsinghua University, 2002.
- [8] 蔡奕. 440 t/h 再热循环流化床全工况动态数学模型研究[D]. 北京:清华大学, 2004.
CAI Yi. Study of whole - working - scope dynamic mathematical model of a 440 t/h CFB with reheat [D]. Beijing: Tsinghua University, 2004.
- [9] 王放. 循环流化床动态建模与仿真若干重要问题分析与研究[D]. 北京:清华大学, 2006.
WANG Fang. Analysis and study of several important problems in CFB dynamic modeling and simulating [D]. Beijing: Tsinghua University, 2006.
- [10] 吴海航. 裤衩腿循环流化床燃烧系统动态数学模型[D]. 北京:清华大学, 2013.
WU Haihang. Dynamic mathematic models of combustion system of circulating fluidized bed with pant - legs [D]. Beijing: Tsinghua University, 2013.
- [11] 郭章行. 基于运行数据的循环流化床锅炉建模与仿真[D]. 北京:清华大学, 2018.
GUO Zhanghang. Operation data based model and simulation of circulating fluidized bed boiler [D]. Beijing: Tsinghua University, 2018.
- [12] 吴伟. 300 MW 循环流化床锅炉外置床改造[J]. 机电信息, 2014(12):50-51.
WU Wei. Reconstruction of external heat exchanger of 300 MW circulating fluidized bed boilers [J]. Mechanical and Electrical Information, 2014(12):50-51.
- [13] 张曼, 别如山, 姜孝国, 等. 300 MW 循环流化床锅炉热力特性的研究[J]. 动力工程, 2009, 29(6):507-511.
ZHANG Man, BIE Rushan, JIANG Xiaoguo, et al. Research on thermal characteristics of 300 MW circulating fluidized bed boilers [J]. Journal of Power Engineering, 2009, 29(6):507-511.
- [14] 李前宇, 赵凯, 米子德, 等. 循环流化床锅炉外置床式换热器特性分析[J]. 华北电力技术, 2007(7):36-39.
LI Qianyu, ZHAO Kai, MI Zide, et al. Analysis on fluidized bed heat exchanger of CFB Boiler [J]. North China Electric Power, 2007(7):36-39.
- [15] 董志乾, 周永平, 茹军卫, 等. 300 MW CFB 锅炉加床料的方法及经验[J]. 湖北电力, 2008(1):57-59.
DONG Zhiqian, ZHOU Yongping, RU Junwei, et al. Method and experience of adding bed materials for 300 MW CFB boiler [J]. Hubei Electric Power, 2008(1):57-59.
- [16] 董志乾, 张聪, 赵发家, 等. 300 MW CFB 锅炉外置式换热器特性分析[J]. 中国电力, 2008, 41(1):63-67.
DONG Zhiqian, ZHANG Cong, ZHAO Fajia, et al. Characteristic analysis of external heat exchanger of 300 MW CFB boiler [J]. Electric Power, 2008, 41(1):63-67.
- [17] 王家万, 白彦博, 张勇, 等. 浅析 300 MW CFB 锅炉启动[J]. 锅炉技术, 2008, 39(6):50-53.
WANG Jiawan, BAI Yanbo, ZHANG Yong, et al. Analysis of 300 MW CFB boiler startup [J]. Boiler Technology, 2008, 39(6):50-53.
- [18] 朱松. 300 MW 循环流化床机组甩负荷试验[J]. 云南电力技术, 2008(3):34-36.
ZHU Song. Load rejection test for 300 MW circulating fluidized bed units [J]. Yunnan Electric Power, 2008(3):34-36.
- [19] 丁勇富. 配 CFB 锅炉的 300 MW 机组汽轮机暖机效果探讨[J]. 热力发电, 2010, 39(3):78-81.
DING Yongfu. An approach to warm-up effectiveness of steam turbine equipped for 300 MW CFB unit [J]. Thermal Power, 2010, 39(3):78-81.
- [20] 郑兴胜, 郭强, 周棋. 首台自主研发 600 MW 超临界 CFB 锅炉启动调试及试运行[J]. 东方电气评论, 2014(1):19-22.
ZHENG Xingsheng, GUO Qiang, ZHOU Qi. Startup debugging and commissioning of the first independent R&D 600 MW super-critical CFB boiler [J]. Dongfang Electric Review, 2014(1):19-22.