

鼓泡床锅炉富氧焚烧含油污泥技术

海云龙, 阎维平*

华北电力大学能源动力与机械工程学院, 保定 071003

摘要 提出了一种新型的含油污泥焚烧近零排放处理方式, 即利用富氧燃烧技术焚烧含油污泥, 污泥无需干化, 并可以回收烟气中的 CO_2 直接用于油田驱油, 可以实现 CO_2 的近零排放。以日焚烧 200 t 含油污泥为研究对象, 构建了鼓泡床富氧燃烧含油污泥锅炉原则性热力系统, 并分别从炉膛内密相区埋管、稀相区受热面和尾部对流受热面等方面进行了概念设计, 根据鼓泡床锅炉的设计原则并结合富氧燃烧技术特点, 设计了一台富氧燃烧含油污泥鼓泡床锅炉。详细介绍了鼓泡床焚烧锅炉的设计参数、结构布置, 结果表明: 鼓泡床富氧焚烧含油污泥系统的锅炉效率可达 92.59%, 富氧燃烧工况下炉膛内的换热量远远大于对流换热量。

关键词 含油污泥; 鼓泡床; 富氧燃烧; 锅炉设计

中图分类号 X705 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2017)07-4313-07 DOI:10.12030/j.cjee.201605072

Oxygen-enriched combustion technology of oil sludge in bubbling fluidized bed

HAI Yunlong, YAN Weiping*

School of Energy Power and Mechanical Engineering, North China Electric Power University, Baoding 071003, China

Abstract A new type of oily sludge incineration with flue-gas near-zero emissions was put forward. This method uses oxygen-enriched combustion technology to incinerate oily sludge where drying is not required, and CO_2 can be recycled to be used in oil field flooding, achieving near-zero CO_2 emissions. In this study, oil sludge (200 t · d⁻¹) was incinerated via oxygen-enriched combustion in a fluidized bed, serving as fuel for a boiler. The system was constructed from a conceptual design considering the heating surfaces of dense segments, dilute segments, and the tail section of the boiler. Considering the characteristics of oxygen-enriched combustion and the design principles of a fluidized bed boiler, an oxygen-enriched fluidized bed boiler was designed. The design parameters and structural layout of this fluidized bed boiler are shown in detail. Results indicated that the boiler efficiency of oxygen-enriched combustion of oily sludge can reach 92.59%. Additionally, heat transfer in the furnace was much higher with fluidized bed oxygen enriched combustion.

Key words oily sludge; bubbling fluidized bed; oxygen-enriched combustion; boiler design

含油污泥是在油田开采、运输和提炼过程中产生的废弃物, 含有大量的致癌物质和重金属^[1], 属于危险废物。若不加以处理, 不仅污染环境, 而且造成资源的浪费。

富氧燃烧技术是一种有效的捕获 CO_2 技术^[2-3]。采用富氧燃烧技术, 烟气中的二氧化碳浓度可以达到 90% 以上, 无需单独分离烟气即可直接液化处理, 其基本原理为: 将一部分锅炉尾部排烟送至炉前, 按一定比例与制氧装置制取的氧气混合代替空气进入炉膛, 在炉内进行的燃烧过程与常规空气燃烧类似。目前, 富氧燃烧技术主要应用于煤粉炉燃烧方面, 国内外研究富氧燃烧技术取得了一定的研究成果^[4-11], 而采用富氧燃烧技术焚烧含油污泥还未见报道。本文将富氧燃烧技术应用于含油污泥的处理, 采用制氧机制得的高浓度氧气(氧气浓度 95% 以上)代替空气与含油污泥直接混合燃烧, 送入炉内的污泥无需干化, 污泥燃烧温度将大幅度提高, 烟气量大幅度减少, 将以二氧化碳为基础的烟气经冷却、压缩、净化和提

基金项目: 国家高技术研究发展计划(863 计划)项目(2009AA05Z310)

收稿日期: 2016-05-08; 录用日期: 2016-06-21

第一作者: 海云龙(1992—), 男, 硕士, 研究方向: 煤的洁净燃烧和固体废弃物处理。E-mail: hdhaiyunlong@126.com

* 通信作者, E-mail: yanweiping@263.net

取有用的化学原料,最终液化成高纯度二氧化碳,将直接用于石油领域的二氧化碳驱油,锅炉产生的低压过热蒸汽用于油田工艺用汽。含油污泥焚烧处理厂将不再排放任何气体污染物,仅有少量灰渣,灰渣经过水泥固化处理,处理后的灰渣可以作为建筑材料使用,并且无需建烟囱可以实现 CO₂ 的近零排放。笔者对采用富氧燃烧技术日处理 200 t 含油污泥系统进行了技术经济性分析,结果表明每年可节约成本支出 8 727.4 万元,年回收约 99 000 t CO₂ 用于油田驱油^[12]。与目前常用的化学热洗法处理含油污泥对比,由于采用化学热洗法处理含油污泥回收油不彻底,且剩余污水污泥量大需要进一步处理才能达到排放标准,而富氧技术焚烧含油污泥不仅可以实现含油污泥的无害化处理,还具有 CO₂ 回收利用的潜力,综合效益远高于化学热洗法。因此,采用富氧技术焚烧含油污泥,可实现经济效益和社会效益的双赢。

鼓泡床焚烧含油污泥技术已经比较成熟,本文以日焚烧 200 t 含油污泥为例,分别从炉膛内密相区埋管、稀相区受热面布置、尾部对流受热面、送料系统及烟气排放污染物的回收利用等方面对鼓泡床富氧焚烧含油污泥锅炉进行概念设计,探究其技术可行性与经济性,为进一步的工程设计提供可行的技术基础。

1 富氧焚烧含油污泥锅炉系统

图 1 为采用富氧燃烧技术且进行 CO₂ 捕集的鼓泡床焚烧含油污泥锅炉系统,与常规空气焚烧含油污泥锅炉系统不同的是增加了制氧装置和烟气处理系统。由于采用鼓泡床焚烧含油污泥,且鼓泡床所需要的流化风速较低,经计算仅在纯氧条件下即可满足流化风速要求,无需烟气再循环系统。

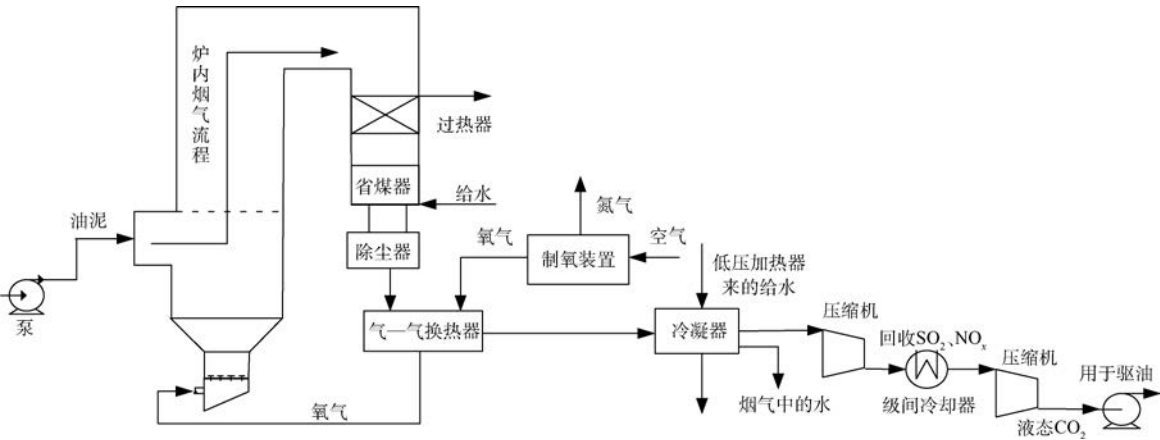


图 1 鼓泡床富氧焚烧含油污泥系统

Fig. 1 Systematic diagram of oxygen-enriched combustion of oily sludge in bubbling fluidized bed

1.1 锅炉燃烧系统与烟风系统

由于含油污泥焚烧后灰渣颗粒粒度分布较窄(130 μm 以内)^[13],运行时会造成大量的细粉被直接吹出床外。为保证正常流化,需要在床内加入惰性床料石英砂,采用平均粒径为 2 mm 的石英砂作富氧焚烧含油污泥锅炉的基本床料,选取鼓泡床锅炉作为富氧焚烧含油污泥的炉型,鼓泡床需要的流化风速较低,而富氧焚烧含油污泥锅炉利用制氧装置制取的氧气作为流化风,与常规的鼓泡床空气燃烧锅炉相比,流化风的风量减少了 4/5。文献[14-15]对含油污泥的流化行为进行了研究,结果表明当流化风速为 0.15 m · s⁻¹时石英砂和含油污泥能达到完全流化。本文选取流化风速为 0.2 m · s⁻¹进行锅炉的设计。

空气制氧装置制取的氧气经气-气换热器加热升温后送入炉膛与含油污泥混合进行燃烧。燃烧产物依次经过锅炉的各个受热面完成换热。省煤器出口的烟气经除尘器除尘后进入气-气换热器进行换热,再经过排烟冷凝器冷却并脱除烟气中大部分水分,最后排出的烟气经压缩冷却后送入烟气回收处理系统。

由于采用鼓泡床焚烧含油污泥,与采用循环流化床锅炉相比烟气中灰分含量低,因此,炉膛出口只需采用一个简单、低阻力的离心式分离器,少许残留的灰分可以在后续烟气处理过程中经除尘器脱除。

1.2 送料系统

由于含油污泥成分比较复杂,含油污泥处理厂堆放的油泥中含有塑料等杂物,需要将含油污泥先经过滤网过滤掉其中的杂物,过滤后的含油污泥再经过螺杆泵送至鼓泡床内部与床内的石英砂混合燃烧,富氧燃烧条件下,含油污泥在输送之前无需再进行干化处理。

1.3 热量回收利用系统

省煤器后设置类似于空气预热器的气-气换热器,既可回收烟气热量,又可预热送入炉膛的氧气。含油污泥含水率较高,纯氧燃烧条件下,烟气中水分含量较高,在气-气换热器下游布置潜热吸热式排烟冷凝器用来吸收烟气的显热和水分凝结放热,排烟冷凝器在换热过程中烟气中的水分凝结将先达到烟气酸露点温度,所以需考虑受热面的防腐。空分装置分离后的氧气和氮气温度低于 20 ℃,可作为冷却介质分别用于烟气压缩机的级间冷却和烟气冷凝脱水装置。

1.4 烟气处理与污染物回收系统

烟气冷凝脱水后,通过逐级压缩、冷却,完成烟气液化回收过程。在对烟气进行 CO₂ 液化压缩过程中,烟气中的 SO₂、NO_x 会转化为硫酸和硝酸^[16-17],实现 SO₂、NO_x 的回收利用。同时在 CO₂ 液化压缩过程中,烟气会进一步冷却降温,常温常压下二噁英为无色无味的固态颗粒。随着烟气温度的降低,二噁英会凝结从烟气中析出,从而达到脱除二噁英的目的。最后烟气中的 CO₂ 经过液化压缩用于油田驱油,可实现污染物的回收利用,实现近零排放的目标。

2 热力计算

以日焚烧 200 t 辽河油田含油污泥为研究对象,锅炉设计的主要额定参数见表 1,设计燃料的元素组成见表 2,含油污泥中油率、含水率、含渣率的含量见表 3。

表 1 锅炉主要额定参数
Table 1 Main rated parameters of waste heat boiler

项目	数值	项目	数值
出口蒸汽压力/MPa	3.82	纯氧消耗量/(m ³ ·h ⁻¹)	3 773.56
出口蒸汽温度/℃	450	产生蒸汽量/(t·h ⁻¹)	18.11
给水压力/MPa	5	排烟温度/℃	150
给水温度/℃	150	设计锅炉效率/%	92.59
燃料消耗量/(t·h ⁻¹)	8.33	总有效吸热量/(kJ·s ⁻¹)	13 575.83

表 2 含油污泥的元素组成
Table 2 Element composition of oil sludge

含油污泥	C _{ar} /%	H _{ar} /%	O _{ar} /%	N _{ar} /%	S _{ar} /%	M _{ar} /%	A _{ar} /%	V _{ar} /%	FC _{ar} /%	Q _{ar,net} /(kJ·kg ⁻¹)
质量分数	18.91	2.29	6.75	0.31	0.08	68	3.65	24.5	3.85	6 334.11

注:C_{ar}为收到基碳质量分数;H_{ar}为收到基氢质量分数;O_{ar}为收到基氧质量分数;N_{ar}为收到基氮质量分数;S_{ar}为收到基硫质量分数;M_{ar}为收到基水分质量分数;A_{ar}为收到基灰分质量分数;V_{ar}为收到基挥发份质量分数;FC_{ar}为固定碳质量分数;Q_{ar,net}为收到低位发热量。

2.1 炉膛受热面换热量

鼓泡床炉膛出口烟温由含油污泥的结渣温度控制,含油污泥的结渣温度为 1 185 ℃^[18]。本文按照常规方法选取炉膛出口烟温为 850 ℃,密相区燃烧份额由燃料的性质决定。文献[19]报道当燃料挥发份含量高,固定碳含量低时,密相区燃烧份额相对较低,密相区份额建议值为 0.75,由于含油污泥中

表 3 含油污泥样品含油率、含水率和含渣率
Table 3 Oil content,moisture content,slag content of oily sludge

项目	含油率/%	含水率/%	含渣率/%
含油污泥	15.24	68	16.76

挥发份含量较高,固定碳含量低,本文选取密相区燃烧份额为 0.75。

密相区传给埋管受热面的热量^[19-20],即密相区烟气放出的热量

$$Q_{\text{密}}^{\text{放}} = x_{\text{密}} \varphi B_j (Q_{\text{ar,net}} + \alpha I_{\text{氧}}'' - I_{\text{密}}'') - Q_{\text{灰渣}}$$

(1)

式中: B_j 为计算燃料消耗量, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$; $x_{\text{密}}$ 为密相区燃料燃烧份额; φ 为密相区保温系数, $\varphi = 1 - \frac{q_5}{100}$; $I_{\text{密}}''$ 为密相区烟气出口焓值, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; $Q_{\text{ar,net}}$ 为含油污泥的低位发热量, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; α 为过量氧气系数; $I_{\text{氧}}$ 为每千克燃料燃烧所需要氧气带入的热量, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; $Q_{\text{灰渣}}$ 为排出的灰渣物理热损失, $\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

密相区内烟气的放热量等于密相区受热面吸收的热量

$$Q_{\text{密}}^{\text{放}} = Q_{\text{密}}^{\text{传}} = K_{\text{密}} H_{\text{密}} \Delta t$$

(2)

式中: $K_{\text{密}}$ 为密相区的传热系数, $\text{W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$; Δt 为密相区平均温度与工质平均温度之差, $^\circ\text{C}$; $H_{\text{密}}$ 为密相区埋管受热面积, m^2 。

稀相区燃料的总放热量 $Q_{\text{稀}}^{\text{放}}$,

$$Q_{\text{稀}}^{\text{放}} = \varphi B_j (Q_{\text{稀}} - I_{\text{稀}}'')$$

(3)

$$Q_{\text{稀}} = x_{\text{密}} I_{\text{密}}'' + (1 - x_{\text{密}}) Q_{\text{ar,net}}$$

(4)

稀相区受热面吸收的热量

$$Q_{\text{稀}}^{\text{放}} = Q_{\text{稀}}^{\text{传}} = K_{\text{稀}} H_{\text{稀}} \Delta t_{\text{稀}}$$

(5)

式中: $K_{\text{稀}}$ 为稀相区的传热系数, $\text{W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$; $H_{\text{稀}}$ 为稀相区的有效受热面积, m^2 ; $\Delta t_{\text{稀}}$ 为稀相区平均传热差, $^\circ\text{C}$ 。

参照目前的鼓泡床设计原则,密相区的传热系数建议值为 $267 \sim 325 \text{ W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ ^[19]。在一般鼓泡床运行条件下,密相区温度为 $950 \sim 1\,000 \text{ }^\circ\text{C}$ 时,密相区的传热系数为 $290 \text{ W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ 左右。本研究中,密相区平均温度为 $950 \text{ }^\circ\text{C}$,故选取密相区传热系数为 $290 \text{ W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ 。当稀相区温度为 $800 \sim 1\,000 \text{ }^\circ\text{C}$ 时,稀相区的传热系数建议值为 $70 \sim 100 \text{ W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ ^[20]。本研究中,稀相区平均温度为 $870 \text{ }^\circ\text{C}$,选取稀相区传热系数为 $90 \text{ W} \cdot (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$ 。

经过计算得出密相区吸热量为 $6\,384.98 \text{ kJ} \cdot \text{s}^{-1}$,稀相区吸热量为 $2\,850.42 \text{ kJ} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

2.2 对流受热面换热量

锅炉对流受热面工质侧热平衡方程与烟气侧热平衡方程分别为式(6)与(7):

$$Q_{\text{d}} = \frac{D(i'' - i')}{B_j}$$

(6)

$$Q_{\text{d}} = \varphi(I' - I'' + \Delta\alpha I_{\text{lk}}^0)$$

(7)

式中: I' 为对流受热面进口烟气焓值, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; I'' 为对流受热面出口烟气焓值, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; I_{lk}^0 为漏入对流受热面的冷空气焓值, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; i' 为对流受热面进口处工质的焓值, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; i'' 为对流受热面出口处工质的焓值, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; $\Delta\alpha$ 为对流受热面漏风系数; D 为受热面的工质的流量, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

与空气燃烧相比,富氧燃烧条件下,炉膛内的辐射换热量有所增加;同时,富氧燃烧下产生的烟气体量大幅度减少,尾部烟道对流换热量大幅度降低。表 4 为鼓泡床尾部烟道对流受热面的换热量。

2.3 烟气侧与工质侧的热量匹配计算

2.3.1 炉膛放热量与工质吸热量

在鼓泡床自然循环锅炉中,炉膛密相区与稀相区放出的热量用于将省煤器出口的欠焓水加热至饱和蒸汽,炉膛内部放热量与工质吸热量的匹配见表 5。

表 4 对流受热面吸热量

Table 4 Heat absorption of convection heating surface

工况	总烟气体量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1})$	对流吸热量/ $(\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1})$
富氧燃烧	3.45	4 439.44

表 5 炉膛内烟气放热量与工质吸热量的匹配

Table 5 Energy matching on sides of flue gas and steam in the furnace

工况	炉膛内总放热量/ $(\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1})$	欠焓水加热至饱和蒸汽的 吸热量/ $(\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1})$
富氧燃烧	9 235.40	9 252.60

从表 5 可以看出,富氧燃烧条件下,炉膛内部放出的热量基本可以使省煤器出口欠焓水加热至饱和蒸汽状态。

2.3.2 炉膛出口的烟气对流放热量与工质吸热量

炉膛出口后直至尾部烟道出口的烟气对流放热量为炉膛出口烟温对应的热量与排烟温度对应的热量之差,由 3 部分受热面所吸收热量之和匹配:1) 过热蒸汽吸热;2) 省煤器吸热;3) 气-气换热器吸热。

表 6 所示为炉膛出口后直至尾部烟道出口,工质侧吸热量与烟气侧对流换热量的匹配。

表 6 对流受热面烟气侧与工质侧的能量匹配
Table 6 Energy matching on sides of flue gas and steam of convection heating surface

工况	炉膛出口 烟温/(℃)	炉膛出口携带烟气的 热量/(kJ·s ⁻¹)	排烟出口烟气携带 的热量/(kJ·s ⁻¹)	炉膛出口至排烟出口的 放热量/(kJ·s ⁻¹)	对流吸热量/(kJ·s ⁻¹)		
					过热器	省煤器	气-气换热器
富氧燃烧	850	5 256.69	817.25	4 439.44	2 675.39	1 647.84	116.21

通过表 5 与表 6 对比可以看出,富氧燃烧工况下,炉膛内的换热量远远大于对流换热量,这是由于富氧燃烧条件下,炉膛内的温度大幅度提高,为使炉膛出口烟温维持在 850 ℃ 左右,需要在炉膛内布置更多的受热面吸收炉膛内的热量,炉内换热量增加。同时,富氧燃烧下烟气量大幅度减少,对流换热量大幅度降低。

2.4 锅炉效率

表 7 为富氧焚烧含油污泥烟气成分,表 8 为锅炉效率。由表 8 可知,富氧燃烧条件下锅炉的热效率较高大于 90%,而常规的空气燃烧鼓泡床的锅炉效率小于 90%^[21]。这是由于富氧燃烧条件下炉膛温度大大提高,气体未完全燃烧损失减小,并且富氧燃烧条件下,锅炉的烟气量大大减少,锅炉的排烟损失减小。

表 7 富氧焚烧含油污泥烟气成分
Table 7 Flue gas compositions by oxygen-enriched combustion oily sludge /%

烟气成分	CO ₂	SO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂	SO ₃	NO	NO ₂
体积分数	23.53	0.02	73.14	1.11	1.44	0.01	0.62	0.13

表 8 锅炉效率
Table 8 Boiler efficiency /%

排烟损失 q_2	气体完全燃烧损失 q_3	固体未完全燃烧损失 q_4	散热损失 q_5	灰渣损失 q_6	锅炉效率 η_{gl}
5.57	0.1	0.5	1	0.24	92.59

3 富氧焚烧含油污泥锅炉的整体布置

富氧焚烧含油污泥锅炉采用中压、无中间再热、集中下降管、单汽包自然循环、均衡通风以及鼓泡床焚烧方式。富氧燃烧条件下,送入炉膛的风量和燃烧后产生的烟气量大幅度降低。为保证物料良好的流化状态,布风挡板的面积和稀相区截面积将减小。经过计算,炉膛底部布风挡板的面积为 1 985 mm × 2 780 mm,其开孔率为 2.5%,稀相区截面的面积 3 553 mm × 5 000 mm。锅炉示意图如图 2 所示。

炉膛密相区布置埋管,埋管采用水平错列布置方式,水平布置传热系数较高,但埋管磨损较为严重,需要采取防磨措施。炉膛稀相区布置全膜式水冷壁结构,保证燃烧室的密封性。在尾部竖井烟道依次安装过热器、省煤器、除尘器和气-气换热器。过热器由管径为 $\phi 38 \times 4$ mm 的管子组成,横向节为 80 mm,采取顺列布置方式。省煤器采用光管安装在尾部烟道的中段,管径为 $\phi 32 \times 4$ mm,呈横向逆流错列布置,省煤器分上、下 2 组,采用单侧进水方式,集箱均安装在锅炉的右侧。在上、下省煤器管组的第一、二排,以及弯头及穿墙处均采取防磨措施,加装防磨护板。除尘器采用布袋除尘器,布袋除尘器具有除尘效率高、使用

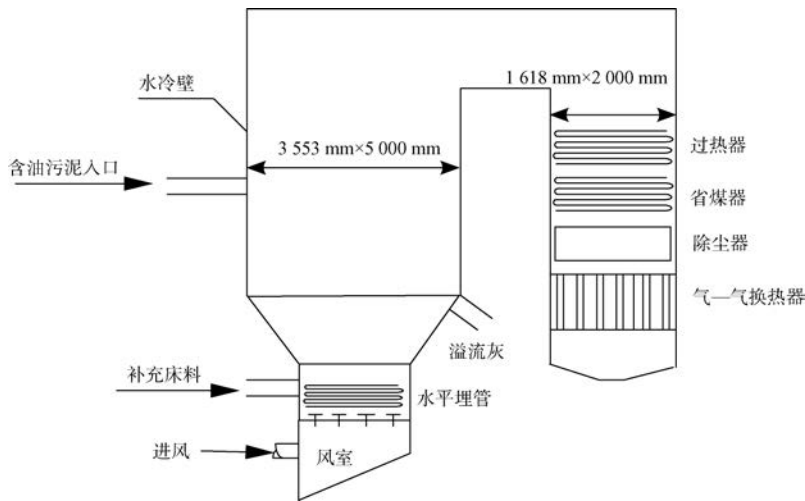


图 2 富氧燃烧下锅炉示意图

Fig. 2 Schematic diagram of oxygen-enriched combustion boiler

灵活、结构简单等特点。气-气换热器采用管式布置,管径为 $\phi 40 \times 1.5$ mm,烟气在管内纵向流动,氧气在管外横向流动。表 9 为锅炉热力计算汇总表。

表 9 锅炉热力计算汇总表

Table 9 Summary of boiler thermodynamic calculation

序号	名称	单位	密相区	稀相区	过热器	省煤器	气-气换热器
1	管子外径	mm	51	51	38	32	40
2	管子壁厚	mm	5	5	4	4	1.5
3	横向节距	mm	396	140	80	49	80
4	纵向节距	mm	100		45	45	66
5	横向管子排数	排	5	111	20	33	20
6	纵向管子排数	排	13		37	43	30
7	传热系数	$W \cdot (m^2 \cdot ^\circ C)^{-1}$	290	90	55	70	20
8	受热面积	m^2	30.83	71.40	169.44	276.52	59.67
9	高度	m	1.3	4			
10	烟气平均流速	$m \cdot s^{-1}$	2.81	0.8	6.5	6.0	8.5
11	工质平均流速	$m \cdot s^{-1}$			12.41	0.38	3.92
12	烟气进口温度	$^\circ C$		950	847.57	446.90	170.74
13	烟气出口温度	$^\circ C$	950	850	446.90	170.74	150
14	工质进口温度	$^\circ C$	223.98	247.64	247.64	150	20
15	工质出口温度	$^\circ C$	247.64	247.64	450	223.98	100
16	吸热份额	%	46.69	20.84	19.56	12.05	0.86

流化风速和截面热负荷是鼓泡床锅炉的主要设计参数,富氧燃烧工况下,送入炉膛的风量大大降低,所以要选取较低的流化风速。同时,富氧燃烧下,炉膛理论燃烧温度升高,为保持鼓泡床炉膛出口烟温维持在 850 $^\circ C$ 左右,需要在炉膛内部布置更多的受热面。富氧燃烧下,锅炉产生的烟气量大大减少,为了保证过热器受热面的烟气流速,炉膛截面积减小,炉膛截面热负荷增加。鼓泡床锅炉的流化风速与截面热负荷见表 10。

表 10 流化风速与截面热负荷

Table 10 Fluidization velocity and section heat load

工况	流化风速/ $(m \cdot s^{-1})$	截面热负荷/ $(kW \cdot m^{-2})$
富氧燃烧	0.2	821.21

4 结论

1)采用富氧燃烧技术焚烧含油污泥,锅炉效率有所提高,可达 92.56%。该技术可以回收烟气中的 CO_2 用于油田驱油,无需烟囱即可实现污染物的近零排放。该技术处理工艺简单,处理成本低,受含油污泥热值、水分波动的影响小,操作简单维修方便。

2)以日焚烧 200 t 含油污泥为研究对象,构建了富氧焚烧含油污泥锅炉原则性热力系统。由于鼓泡床焚烧含油污泥所需要的流化风速较低为 $0.2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,仅在纯氧条件下就能达到流化风速要求。同时富氧燃烧下炉膛内的放热量增加,尾部烟道对流放热量减小,在炉膛密相区布置了足够多的受热面来吸收炉膛内的热量,无需采用烟气再循环装置。

3)对炉膛内密相区埋管、稀相区受热面布置、尾部对流受热面、送料系统、热量回收利用系统与污染物回收系统等方面进行了概念设计,并详细介绍了鼓泡床焚烧锅炉的设计参数、结构布置。结果表明,与鼓泡床空气燃烧相比,富氧燃烧工况下,炉膛内的换热量远远大于对流换热量。

参 考 文 献

- [1] 甘晓娟. 油田含油污泥的处理和资源化利用综述[J]. 中国化工贸易, 2014(23): 5-5
- [2] LIU H, ZAILANI R, GIBBS B. Comparisons of pulverized coal combustion in air and in mixtures of O/CO [J]. Fuel, 2005, 84(7): 833-840
- [3] Iea P E. World energy outlook, 1995 edition[J]. 1995
- [4] 周慧, 周耀来, 李云鹏. 富氧燃烧技术及其对环境的影响研究综述[J]. 华东电力, 2008, 36(9): 111-113
- [5] 米翠丽, 阎维平, 李皓宇. 富氧气氛下受热面改造的经济性分析[J]. 华东电力, 2009, 37(5): 842-845
- [6] 刘彦丰, 朱路平, 阎维平. CO_2 捕集技术在燃煤电厂中应用的经济性评估[J]. 中国电机工程学报, 2010, 30(S): 59-64
- [7] 阎维平, 米翠丽. 300 MW 富氧燃烧电站锅炉的经济性分析[J]. 动力工程学报, 2010, 30(3): 184-191
- [8] ANDERSSON K, JOHNSON F. Flame and radiation characteristics of gas-fired O_2/CO_2 combustion[J]. Fuel, 2007, 86(5): 656-668
- [9] MURPHY J J, SHADDIX C R. Combustion kinetics of coal chars in oxygen-enriched environments[J]. Combustion and Flame, 2006, 144(4): 710-729
- [10] YAMADA T, KIGA T, OKAWA M, et al. Characteristics of Pulverized-Coal Combustion in CO_2 -Recovery Power Plant Applied O_2/CO_2 Combustion. [J]. JSME International Journal Series B, 1998, 41(4): 1017-1022
- [11] TAN Y, CROISSET E, DOUGLAS M A, et al. Combustion characteristics of coal in a mixture of oxygen and recycled flue gas [J]. Fuel, 2006, 85(4): 507-512
- [12] 海云龙, 阎维平, 张旭辉. 流化床富氧焚烧含油污泥技术经济性分析[J]. 化工环保, 2016, 36(2): 211-215
- [13] 刘建国. 油污泥的流化床焚烧处理方法及其燃烧机理[D]. 上海:上海交通大学, 2008
- [14] 徐明明, 刘会娥, 陈爽, 等. 含油污泥-石英砂颗粒混合物的混合分离特性[J]. 化学反应工程与工艺, 2011, 27(5): 460-466
- [15] 刘会娥, 陈爽, 付裕, 等. 含油污泥颗粒的流态化行为研究[J]. 中国粉体技术, 2010, 16(5): 33-36
- [16] 阎维平, 鲁晓宇. 富氧燃烧锅炉烟气 CO_2 捕集中回收 NO 的研究[J]. 动力工程学报, 2011, 31(4): 294-299
- [17] 阎维平, 鲁晓宇, 高正阳, 等. 在富氧燃烧锅炉烟气 CO_2 捕集中回收 SO_2 与 NO 的系统:中国, CN101837233A [P]. 2010
- [18] 刘建国. 油污泥的流化床焚烧处理方法及其燃烧机理[D]. 上海:上海交通大学, 2008
- [19] 清华大学电力系锅炉教研组. 沸腾燃烧锅炉[M]. 北京:科学出版社, 1973
- [20] 邓曾禄, 唐东生. 沸腾炉的设计与运行[M]. 郑州:河南人民出版社, 1980
- [21] 刘焕彩. 流化床锅炉原理与设计-上[M]. 武汉:华中理工大学出版社, 1988