

# GE 水煤浆气化工工艺的设计优化

马宁\*

(中石化南京工程有限公司, 江苏 南京 211100)

**摘要:**以某新投产的 GE 水煤浆气化装置为例, 讨论了 GE 水煤浆气化工工艺的设计优化, 主要包括高压氮气系统、氧气支管材质及管径、料浆倒料泵的运用、合成气洗涤塔规格、激冷水系统、激冷室补水线、激冷室至合成气洗涤塔循环线、磨煤系统、锁斗泄压系统、黑水管线材质的选择、烧嘴冷却水罐增加氮封。同时探讨了这些优化对工艺的影响。

**关键词:** GE; 水煤浆气化; 设计优化

中图分类号: TQ54

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2016)06-0160-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2016.06.039

## Design optimization of GE water-coal slurry gasification process

MA Ning\*

(Sinopec Nanjing Engineering Co., Ltd., Nanjing 211100, China)

**Abstract:** Taking a new GE water-coal slurry gasification plant as an example, the process design of GE water-coal slurry gasification is optimized. The process parameters for optimization mainly include the high-pressure nitrogen system, the material and diameter of oxygen manifold pipe, the utility of slurry tank transfer, the specification of syngas scrubber, the quench water system, the adding-water line of quench chamber, the circulating line from quench chamber to syngas scrubber, the coal grinding system, the pressure relief system of lock hopper, the material of black water pipeline and adding nitrogen seal to the injector coolant drum. The effects of these optimizations on the process are also discussed.

**Key words:** GE; water-coal slurry gasification; design optimization

GE 水煤浆气化技术是美国德士古公司在重油气化工艺的基础上开发的具有代表性的第二代气化技术, 已有 60 多年历史。该技术以水煤浆单烧嘴顶置进料、耐火砖热壁炉、激冷流程为主<sup>[1]</sup>, 是目前最先进的水煤浆气化技术之一。因其煤种适应性广、碳转化率高、生产连续性强、操作稳定、气化过程污染少、环保性能好、可靠性高等优点<sup>[2-3]</sup>, 已广泛应用于煤化工领域。

为了充分利用我国的煤炭资源发展煤化工, 20 世纪 90 年代初我国开始引进 GE 水煤浆气化技术, 截至 2015 年 6 月 GE 在我国共有近 200 台气化炉。虽然 GE 水煤浆气化技术发展到今天已非常成熟, 但多年来的运行, 也暴露出了该工艺一些技术上的局限性及工艺设计的不足。在近 30 年的运用过程中, GE 水煤浆气化技术在不断完善的同时, GE 水煤浆气化工工艺也在不断进行设计优化, 以求达到更先进的技术经济指标。这些设计优化在某新投产的 GE 水煤浆气化装置中都得到了运用, 代表了该领域最前沿的设计思路。本文中以该装置为例, 总结了 GE 水煤浆气化工工艺的设计优化, 以期对拟建、在建装置在工艺选择和工程设计等方面有所帮助和

借鉴。

## 1 项目概况

本项目主要建设内容包括 10 万  $\text{m}^3/\text{h}$  (标准状态) 工业  $\text{H}_2$  生产装置以及与之配套的新建或改造的公用工程及辅助设施, 已于 2015 年 10 月投产运行。其中工艺生产装置以煤为原料, 通过气化、变换、低温甲醇洗、甲烷化等工序生产工业  $\text{H}_2$ , 总工艺流程如图 1 所示。

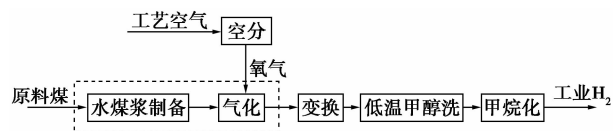


图 1 总工艺流程框图

气化装置(图 1 中虚线框部分)采用 GE 水煤浆气化技术, 总规模 10.5 万  $\text{m}^3/\text{h}$  (标准状态) 有效气 ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ), 包括磨煤系统、气化炉系统、合成气洗涤系统、烧嘴冷却水系统、锁斗系统及黑水处理系统。其中磨煤系统 2 套, 同时在线运行; 气化炉、锁斗、洗涤塔、闪蒸系统均为 2 开 1 备; 灰水处理系统全装置共用 1 套。

## 2 GE水煤浆气化工工艺的设计优化

### 2.1 高压氮气系统

高压氮气用于开、停车及发生故障时对气化炉和与烧嘴相连的氧气管线、煤浆管线进行吹扫和保护。本装置采用新的高压氮气系统设计方案,原、新

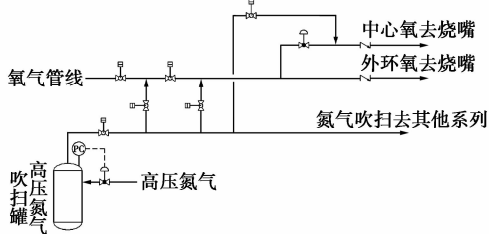


图2 原高压氮气系统流程

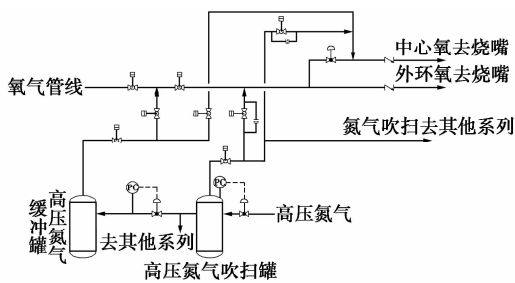


图3 新高压氮气系统流程

高压氮气系统流程分别如图2、图3所示。

从图2、图3的流程对比可以看出,与原设计相比,新的高压氮气系统有3点变化:①每一个气化炉系列都配备一个专用的高压氮气缓冲罐;②增加了从高压氮气缓冲罐到中心氧的吹扫管线;③氮气吹扫管线上增加开关阀旁路。

新的高压氮气系统保留了从高压氮气吹扫罐到外环氧和中心氧的吹扫管线,增加了开关阀旁路,并设置限流孔板,可以为氧气管线提供大流量和小流量吹扫2种形式。大流量吹扫通过开关阀进行,小流量吹扫通过开关阀旁路限流孔板进行。高压氮气缓冲罐不仅可以对氧气管线进行吹扫,而且一旦气化炉停车,上下游氧气切断阀关闭,可以向阀门管线迅速充氮,形成“氮塞”。高压氮气缓冲罐通过压力调节阀始终维持一定压力,即使在高压氮气吹扫罐由于连续吹扫、用气量大等原因出现压力降低的情况下,也不会受到影响,保证“氮塞”压力稳定,防止氧气倒回,为装置的安全运行提供了更多的安全保障。

### 2.2 氧气支管材质及管径

氧气高压输送有相当大的危险性,由于概算限制,本装置最初只有氧气阀门及靠近烧嘴的阀门后

(上接第159页)

统相比更有优势,随着操作压力增大,该二段膜分离过程逐渐与单级膜分离过程接近。

当操作压力提高至1.5 MPa,膜分离系统投资成本为84.25万元,年运行成本为36.07万元,年净收益为86.4万元,与1.0 MPa时的膜分离系统相当。

## 3 结论

膜法分离沼气纯化系统中最主要的投资费用为膜组件和压缩机购置费用,最重要的运行费用为电费。

100 m<sup>3</sup>/h的膜法沼气纯化系统总投资费用为84.9万元,年运行费用为34.8万元,单位处理能力投资为8500元/(m<sup>3</sup>·h),单位沼气处理成本为0.35元/m<sup>3</sup>,产气甲烷体积分数为97%,产气量为56.4 m<sup>3</sup>/h,甲烷回收率为91.2%。

处理规模的提高能够有效降低膜系统的投资与运行费用。操作压力和膜性能也是影响膜系统投资与运行费用的重要因素。操作压力增高,膜使用面

积显著降低,但压缩机费用增大,功耗增加。

## 参考文献

- [1] 朱葆琳,蒋国梁.中空纤维膜N<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>分离器分离性能计算方法[J].化工学报,1987,(3):281-292.
- [2] Rautenbach R.膜工艺-组件和装置设计基础[M].北京:化学工业出版社,1998:352-353.
- [3] 阮雪华,贺高红,肖武,等.生物甲烷膜分离提纯系统的设计与优化[J].化工学报,2014,(5):1688-1695.
- [4] 中华人民共和国国家发改委.各省(区、市)天然气最高门站价格表[EB/OL].2015. <http://www.sdpc.gov.cn/zcfb/zcfbtz/201502/W020150228330543391443.pdf>.
- [5] 国家电网.北京市最新电价表[EB/OL].2015. <http://www.95598.cn/static/html//sas/BM05003-2015022486026286.shtml>.
- [6] Shao P, Dal-Cin M, Kumar A, et al. Design and economics of a hybrid membrane-temperature swing adsorption process for upgrading biogas[J]. Journal of Membrane Science, 2012, 413: 17-28.
- [7] 国家统计局.2014年不同岗位平均工资水平有较大差距[EB/OL].2015. <http://www.stats.gov.cn/tjsj/zxfb/201505/t20150527-1110637.html>.
- [8] 阮雪华,贺高红,肖武,等.生物甲烷膜分离提纯系统的设计与优化[J].化工学报,2014,(5):1688-1695. ■

管线材质为 Inconel 625,其余管线材质为 Inconel 600。此方案存在 2 个问题:①Inconel 600 在同类装置中发生过多聚磺酸破裂<sup>[4]</sup>;②氧气支管长度一共只有 12 m 左右,将 12 m 长度的管道分成 2 种材质,未必能节省投资。

综合分析,决定将全部氧气支管材料改为 Inconel 625。

本装置最初氧气支管管径为 DN200,根据欧洲工业气体协会标准(EIGA)《氧气管道系统》IGC Doc13/02/E(Oxygen Pipeline Systems)规定,在小于 6.9 MPa 同时压力降允许的情况下,采用 Inconel 625 材质没有流速限制;GB 16912—2008《深度冷冻法生产氧气及相关气体安全技术规程》规定:铜及铜合金(含铝铜合金除外)、镍及镍铜合金,在小于或等于 21.0 MPa 条件下,流速在压力降允许时也没有限制。本装置氧气操作压力为 5.22 MPa,设计压力为 6.4 MPa,从这个角度看,管径改为 DN150 完全可行。即便按照普通不锈钢,以撞击流进行计算, DN150 下流速为 6.65 m/s,压力为 5.32 MPa。PV 值为 35.38 MPa·m/s,小于 45 MPa·m/s,完全满足 EIGA 和 GB 16912 2 套标准中关于流速的设计规定。

另外,在 DN200 管径下,氧气流量调节阀和外环氧接管处均需设置大小头,而大小头的存在会导致氧气流速的剧烈变化,管径减小后,氧气流量调节阀和外环氧管线均不再需要设置大小头,氧气流速将会更加平稳。从这个方面看,减小了大小头不仅可以降低费用,更增加了氧气管道的安全性。

从类似装置氧气支管管径设计经验(见表 1)中可以看出,采用 DN200 管径的项目中氧气流量一般在 38 000 m<sup>3</sup>/h(标准状态)以上,而本项目氧气流量只有 20 552 m<sup>3</sup>/h(标准状态),在这个数量级的氧量下几乎全部采用 DN150。本项目若采用 DN200 管径,PV 值只有 19.91 MPa·m/s,远远小于普通不锈钢要求的 45 MPa·m/s PV 值,富余量过大。改成 DN150 后,与类似装置相比 PV 值也偏小。从这个角度看,选用 DN150 管径也是合理的。

通过计算,管径减小后,每百米氧气管道阻力降为 21 kPa,满足压力降要求。另外,由于材质昂贵,管径减小后,投资节省很多。故本装置将氧气支管管径由 DN200 改为 DN150。

表 1 本装置与类似装置氧气支管管径对比

装置名称	流量(标准状态)/ (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	流量/ (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	管径/ mm	流速/ (m·s <sup>-1</sup> )	压力/ MPa	PV/ (MPa·m·s <sup>-1</sup> )
类似装置 A	41020	488	200	4.32	8.6	37.13
类似装置 B	38890	527	200	4.66	8.4	39.16
类似装置 C	38292	456	200	4.03	8.7	35.10
类似装置 D	24854	337	150	5.30	8.4	44.52
类似装置 E	22500	416	150	6.54	6.1	39.91
类似装置 F	17263	187	150	2.94	10.7	31.47
本装置(最初方案)	20552	423	200	3.74	5.32	19.91
本装置(优化后方案)	20552	423	150	6.65	5.32	35.38

### 2.3 料浆倒料泵的运用

本装置设置 2 个料浆槽,在 2 个料浆槽之间设置 1 台料浆倒料泵。目的是 2 个料浆槽内煤浆可相互转运,提高操作的灵活性,使煤浆达到一定程度的返混,粒度分布更加均匀,浓度更稳定;在料浆槽搅拌器出现故障时,料浆槽内煤浆可通过料浆转运泵将煤浆送入另一料浆槽;设置 2 个料浆槽,单台设备体积减小,可以采用运行可靠的小的搅拌器,方案如图 4 所示。

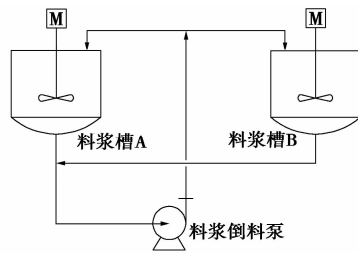


图 4 料浆倒料泵示意图

### 2.4 合成气洗涤塔规格

GE 水煤浆气化装置一直存在着洗涤塔带水带灰问题,导致洗涤塔阻力上升快,严重影响变换工序催化剂的使用寿命。产生该问题的原因有很多,比如设计不佳、操作不当以及工艺技术本身的限制<sup>[5-6]</sup>。国内煤气化装置在多年生产实践的基础上总结发现,合成气经过文丘里洗涤器进入洗涤塔后,其空塔气速与塔内停留时间均为关键影响因素。本装置洗涤塔操作压力 4.0 MPa,最初规格为  $\phi 3\ 400 \times 11\ 670$ ,空塔气速为 0.214 m/s。经与类似装置相同

或相近规格设备对比(见表2)后发现,虽然本装置合成气洗涤塔空塔气速较高,但仍在合理范围内。通过对塔内停留时间核算后发现该设备高度偏小,导致合成气在塔内的停留时间偏短。经过优化,将设备规格调整为 $\phi 3\ 400 \times 13\ 410$ ,合成气停留时间增加8.13 s,既提高洗涤效果又有效降低了出塔合成气的温度。此方案虽然增加了投资,但是能够较好地解决装置运行过程中洗涤塔带水带灰问题。

表2 本装置与类似装置合成气洗涤塔空塔气速的比较

装置名称	塔顶出口气量/ ( $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ )		洗涤塔 内径/ mm	空塔气速/ ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ )	
	操作工况	设计工况		操作工况	设计工况
类似装置 A	6995	7695	3400	0.214	0.236
类似装置 B	5752	6327	3500	0.166	0.183
类似装置 C	7762	8539	3800	0.190	0.209
类似装置 D	8247	9072	3800	0.202	0.222
类似装置 E	9063	9970	3800	0.222	0.244
本装置	6975	7673	3400	0.214	0.235

## 2.5 激冷水系统

本装置对激冷水泵采用了一种新的设计,使用2台变频泵分别替代激冷水流量控制阀和文丘里流量调节阀,并分别为激冷环和文丘里洗涤器提供激冷水。由于激冷水来自洗涤塔底部的黑水,其中的灰渣极易引发阀门的磨损,长期运行会造成控制阀的调节性能失效。考虑到这2个控制阀规格较大并且是价格昂贵的合金阀,因此利用变频泵替代控制阀来控制流量,既提高了设备运行的安全可靠,又降低了维护的成本。激冷水泵和文丘里洗涤水泵入口分别从洗涤塔引出,提高了设备运行的安全可靠。

## 2.6 激冷室补水线

气化炉在投料运行期间往往会出现不管如何补水激冷室液位都难以维持的现象,在这种情况下,伴随着激冷室大量的带水带灰至后续系统的情况发生,其主要原因是投料期间激冷室温度偏高,造成激冷室内大量的水被带至洗涤塔内。通常采取减少黑水的排放量,降低氧煤比,增大激冷水补水量等方式来维持激冷室液位<sup>[7-10]</sup>。针对该情况,装置增加了从洗涤塔给水泵至激冷室的补水线,洗涤塔给水泵的作用是输送除氧器内的工艺水。当激冷室液位较

低时,工艺水补至激冷室;同时由于工艺水的温度低于激冷水的温度,在补充液位的同时,降低了激冷室的温度,大大缓解了气化炉带水的状况,成为最有效的调节激冷室液位的手段。

## 2.7 激冷室至合成气洗涤塔循环线

激冷室至洗涤塔循环线为装置开工线,该设计首次在国内运用,目的是在气化炉投料时,由于气化系统压力较低,系统内的黑水不具备进入高压闪蒸系统的条件。在此期间,气化炉的黑水可以通过激冷室至洗涤塔的循环线,使黑水在气化炉与洗涤塔之间循环,直到系统压力升至能够进入高压闪蒸系统为止。通过这种手段简化了气化投料的过程,方便了投料期间的操作。

## 2.8 磨煤系统

本装置采用2套磨煤系统同时在线运行。由于3台气化炉2开1备,实际上每套磨煤系统对应一台气化炉。通常情况下,每套磨煤系统只需满足50%装置负荷,以节省投资。但是考虑到当装置满负荷运行时,一旦有一套磨煤系统发生故障,将出现另一套磨煤系统单独供煤的局面,这样气化装置总体负荷将被迫降至50%,导致下游装置负荷的大幅调整,引起全场操作工况的波动。同时,50%负荷也是气化装置操作弹性的下限,在经济性、稳定性和可操作性上都会带来一些问题。设计优化后,调整每套磨煤系统的最大能力为气化装置总负荷的80%。即使一套磨煤系统发生故障,系统仍能够保证在80%的负荷下运行,避免了负荷的大幅波动。虽然增加了投资,但提高了磨煤系统的可用性及装置的可靠性。

## 2.9 锁斗泄压系统

锁斗是GE水煤浆气化装置中的关键设备,锁斗循环分为泄压、清洗、排渣、冲压、收渣5个阶段。针对泄压阶段,原方案是将锁斗泄压至真空闪蒸罐。此方案存在2个问题:①锁斗距离真空闪蒸罐较远,管线长,阻力降大;②介质中含有少量灰渣,装置在运行过程中,一部分灰渣会残留在管线内,经长期运行,会堵塞泄压管线。

针对上述情况,在设计过程中决定增加1条从锁斗至锁斗冲洗水罐的泄压管线,从原泄压管线切断阀后引出,如图5所示。该管线不仅满足装置运行要求,而且距离短,方便操作,避免了因长期运行产生的堵塞问题。

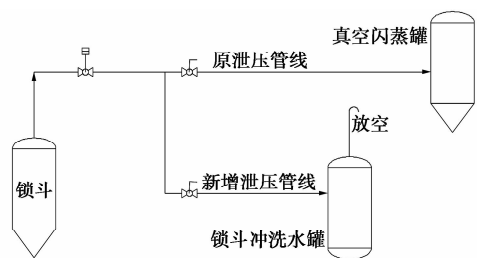


图 5 锁斗泄压流程示意图

### 2.10 黑水管线材质的选择

黑水中不仅含有固体颗粒,而且具有腐蚀性。进入高压闪蒸罐前后黑水介质组成见表 3。

表 3 进入高压闪蒸罐前后黑水组成 kmol/h

物料组成	进入高闪黑水		离开高闪黑水
	激冷室黑水去高闪	洗涤塔黑水去高闪	高闪底部黑水
CO	$8.70 \times 10^{-1}$	$2.05 \times 10^{-1}$	$2.54 \times 10^{-3}$
H <sub>2</sub>	$6.15 \times 10^{-1}$	$1.58 \times 10^{-1}$	$1.92 \times 10^{-3}$
CO <sub>2</sub>	2.05	$5.46 \times 10^{-1}$	$5.17 \times 10^{-2}$
H <sub>2</sub> O	$3.85 \times 10^3$	$9.56 \times 10^2$	$4.67 \times 10^3$
Cl	$6.93 \times 10^{-4}$	$1.77 \times 10^{-4}$	$2.51 \times 10^{-6}$
AR	$2.31 \times 10^{-3}$	$5.96 \times 10^{-4}$	$8.09 \times 10^{-6}$
N <sub>2</sub>	$5.73 \times 10^{-3}$	$1.45 \times 10^{-3}$	$1.20 \times 10^{-5}$
H <sub>2</sub> S	$8.68 \times 10^{-2}$	$2.84 \times 10^{-2}$	$2.46 \times 10^{-2}$
COS	$2.78 \times 10^{-3}$	$2.59 \times 10^{-4}$	$4.15 \times 10^{-5}$
O <sub>2</sub>	$5.01 \times 10^{-6}$	$2.52 \times 10^{-11}$	$1.28 \times 10^{-8}$
固体	338 kg/h	164 kg/h	502 kg/h

从表 3 中可以看出,在进入高压闪蒸罐前 Cl、H<sub>2</sub>S 及 COS 等腐蚀性介质含量较高,为防止管线被腐蚀,采用 304L 材质;进入高压闪蒸罐后,大量的腐蚀性介质如 Cl、H<sub>2</sub>S 及 COS 等通过闪蒸以气体形式排出,残留在黑水中的腐蚀性介质含量降低,而固体颗粒在黑水中的含量基本不变,此时介质对管道材质的要求由耐腐蚀向耐磨损转变。本装置最初黑水管线材质均为 304L,通过设计优化,将高压闪蒸罐之后的黑水管线材质改为碳钢,既提高了管线抗磨损能力又节省了投资。

### 2.11 烧嘴冷却水罐增加氮封

本装置烧嘴冷却水罐最初采用呼吸阀来保持罐内压力稳定。此方案有以下不妥:①呼吸阀易损坏,寿命较短;②空气可以通过呼吸阀进入罐内,存在氧腐蚀。

针对上述问题,在设计过程中决定取消呼吸阀,

设置放空管线,并增加氮封,使罐内一直保持微正压,避免氧腐蚀。流程如图 6 所示。

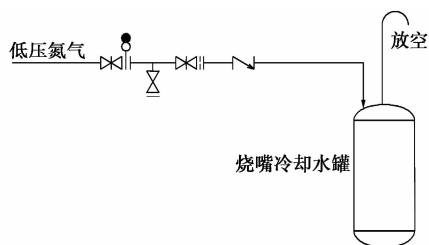


图 6 烧嘴冷却水罐氮封系统

## 3 结语

以某新投产 GE 水煤浆气化装置为例,对工艺的设计优化进行讨论,并分析了这些优化方案对工艺的影响。主要包括高压氮气系统、氧气管材材质及管径、料浆倒料泵的运用、合成气洗涤塔规格、激冷水系统、激冷室补水线、激冷室至合成气洗涤塔循环线、磨煤系统、锁斗泄压系统、黑水管线材质的选择、烧嘴冷却水罐增加氮封。这些设计优化将进一步提高 GE 水煤浆气化装置的工艺性能、运行的稳定性及装置技术经济指标,为类似装置的设计、建设和运行提供参考,具有一定的研究价值和较大的现实意义。

### 参考文献

- [1] 贺永德. 现代煤化工技术手册[M]. 2 版. 北京: 化学工业出版社, 2011: 563 - 565.
- [2] 许世森, 张东亮, 任永强. 大规模煤气化技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006: 145 - 147.
- [3] 于遵宏, 王辅臣. 煤炭气化技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2011: 29 - 30.
- [4] 张旭东, 包宗宏. 德士古水煤浆气化装置工程设计问题探讨[J]. 化学工业与工程技术, 2005, 26(4): 37 - 41.
- [5] 顾进. 德士古煤气化装置合成气洗涤的改进[J]. 安徽化工, 2005, (3): 57 - 58.
- [6] 许令奇. 碳洗塔带灰、带水原因分析及技术对策[J]. 中氮肥, 2003, (5): 20 - 22.
- [7] 丁振伟, 王伟. 德士古煤气化合成气带水问题的分析与探讨[J]. 化肥工业, 2003, 30(3): 52 - 54.
- [8] 丁振伟, 王伟. 德士古煤气化炉合成气带水问题分析与探讨[J]. 中氮肥, 2003, (3): 25 - 26.
- [9] 王旭宾. 德士古煤气化炉激冷室带水问题的探讨[J]. 上海化工, 1999, 24(9): 17 - 19.
- [10] 王旭宾. 水煤浆气化炉激冷室带水问题的探讨[J]. 煤气与热力, 2000, 20(3): 197 - 199. ■