

水煤浆气化装置扩能改造方案研究

张磊*

(中石化南京工程公司, 江苏 南京 211100)

摘要:为了解决宁夏能化醋酸装置的瓶颈,增加CO供给量,对气化装置的扩能改造方案进行了研究。采用Aspen Plus建立了全流程的水煤浆气化计算模型,获得了扩能后的物料及能量平衡数据,并在此基础上对气化装置的设备、管道、仪表进行了全面核算。核算结果表明,大部分设备、管道、仪表均能满足扩能要求,仅需要通过更换气化炉内件、更换真空泵、增加低压灰水泵及更换少部分仪表等改造措施即可满足扩能要求。改造方案实施后,气化装置实际有效气产量达到了225 600 m³/h,实现了改造的预期效果,既验证了设备、仪表核算的准确性,也验证了Aspen Plus全流程水煤浆气化模型的可靠性。

关键词:水煤浆; 气化; 扩能; 改造; Aspen Plus; 模拟

中图分类号: TQ054

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2019)10-0190-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.10.042

A study of expansion and renovation scheme for coal water slurry gasification unit

ZHANG Lei*

(Sinopec Nanjing Engineering & Construction Inc., Nanjing 211100, China)

Abstract: In order to overcome the bottleneck of Ningxia Energy and Chemical Corporation's acetic acid plant and increase the supply of CO, the expansion revamping scheme for gasification unit is studied. The whole coal water slurry gasification process simulation model is established by using Aspen Plus software, and the material and energy balance data after expansion are obtained. Based on these data, the comprehensive accounting is performed on the facilities, pipelines and instruments of the gasification unit. The results show that most of the facilities, pipelines and instruments can meet the requirements of expansion. Only by replacing some internal parts of gasifier, replacing vacuum pump, adding a low-pressure ash pump and replacing a small number of instruments, the expansion requirements can be met. After the renovation scheme is implemented, the actual effective gas output of the gasification unit reaches 225 600 Nm³ · h⁻¹, achieving the expected effect of renovation. These achievements not only verify the accuracy of accounting on facilities and instruments, but also verify the reliability of Aspen Plus simulation model of coal water slurry gasification.

Key words: coal water slurry; gasification; expansion; renovation; Aspen Plus; simulation

中国石化长城能源化工(宁夏)有限公司(以下简称宁夏能化)现有一套煤制甲醇装置,产品规模为44.64万t/a甲醇、10万t/a CO及1.2万t/a H₂。其中,CO供下游醋酸装置。

由于醋酸装置工艺方案调整,现10万t/a的CO产量只能生产醋酸19万t/a,远远没有达到设计的30万t/a醋酸规模,为了实现醋酸产能达标,必须增加CO产量;另一方面,空分、气化、冷冻等单元设计裕量过大,部分设备长期偏离额定工况,造成设备效率降低,能耗过大。因此,为实现醋酸装置达产达标,同时充分挖掘装置潜力,宁夏能化拟对甲醇装置实施扩能改造。

本文中主要讨论气化单元的扩能改造方案。

1 气化单元改造可行性分析

气化单元主要改造思路是在空分单元不改造的

前提下,立足现有操作煤种,最大限度提高气化单元生产负荷。气化单元选用GE公司水煤浆气化技术,采用3台(2开1备)9 00 ft³气化炉,按照GE公司标准设计炉型,Φ3 200 mm规格气化炉最大有效气产量达到106 000 m³/h,而目前宁夏能化单台气化炉有效气产量只有7.3万m³/h,理论上气化炉按设备本体规格具有较大的扩能改造空间。下面从类似项目对比、理论分析和现场调研的操作参数等角度来说明气化单元有效气产量从14.6万m³/h扩能到21.2万m³/h可行性。

1.1 与类似项目的对比研究

(1) 关键设备规格对比

通常而言,气化炉、碳洗塔、高压煤浆泵是气化单元的3个核心设备,是制约气化系统产能及运行效果的重要因素,重点复核这3台核心设备能力是否满足扩能要求。宁夏能化关键设备与类似项

目^[1-3]的对比结果如表1所示。

表1 气化系统主要参数对比

	宁夏能化	对比 项目1	对比 项目2	对比 项目3
单炉有效气/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	78000	106000	106492	94153
气化压力/MPa	6.5	6.5	6.5	6.5
气化炉燃烧室/mm	$\Phi 3200$	$\Phi 3200$	$\Phi 3200$	$\Phi 3200$
气化炉激冷室/mm	$\Phi 3800$	$\Phi 3800$	$\Phi 3800$	$\Phi 3800$
气化炉内件				
激冷环/mm	965	1067	1067	
下降管/mm	1067	1156	1168	
上升管/mm	1384	1510	1461	
碳洗塔规格/mm	$\Phi 3800$	$\Phi 4200$	$\Phi 4000$	$\Phi 3800$
高压煤浆泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	110	104	98	93

通过表1对比分析可以得出,宁夏能化目前的气化炉完全可以生产更多的有效气,同样设备规格的情况下,气化炉最大产气量达到 $106\,000\text{ m}^3/\text{h}^{[1]}$,而且已经得到工业装置的验证,只是气化炉的内件尺寸偏小,可以通过改造内件使气化炉达到目标产能。对于碳洗塔,虽然宁夏能化的设备尺寸相对于项目1和项目2偏小,但是差别并不显著。宁夏能化高压煤浆泵的能力为 $110\text{ m}^3/\text{h}$,比其他有效气产能更大项目高压煤浆泵能力还大。

从核心设备参数对比看,宁夏能化的气化系统还有进一步扩能的空间,可扩能幅度也较大。

(2)操作煤种对比

除了设备参数,原料煤性质也是决定气化装置能否稳定、高效、长周期运行的关键,是气化单元是否能够最终实现扩能的最根本依据^[4]。原料煤的性质决定了气化单元的重要物料消耗及关键运行参数^[5],比如煤热值及灰熔点影响氧耗^[6],内水含量及可磨指数影响成浆性,灰分决定了气化单元耗氧量及系统水的循环量等^[7]。可以说设备能力的富余只表明气化单元具有扩能的可能性,能否真正实现扩能还要看原料煤的性质是否能够满足要求。为了进一步说明,将宁夏能化现使用的操作煤种与类似项目的煤种情况也进行了对比,经过对比,宁夏能化目前所采用的混合煤种灰分含量、灰熔点、热值的煤质指标相较于对比项目并不差,有较大的相似度。通过煤种的对比分析,可以进一步说明气化单元具有扩产能力。

1.2 理论分析

(1)气化炉停留时间分析

气化过程一般分为一次反应和二次反应^[8]。二次反应进行得是否完全,与残炭和反应物料在气化炉内的停留时间密切相关。根据参考文献[9]的研究结论,单喷嘴气化炉物料停留时间分布接近全混流,同一时间进入气化炉的物料具有不同的停留时间,也就是说混合过程对气化过程具有举足轻重的影响。而气化炉内的混合分为宏观混合与微观混合,通常用宏观混合时间尺度作为物料是否充分反应的依据。对于宁夏能化项目而言,气化炉体积一定,扩能后平均停留时间必然会减小,本文中计算了宁夏能化3种工况的气化炉平均停留时间(见表2),以便进一步判断气化炉是否具有扩能的空间。

表2 气化炉停留时间分析

	工艺包	实际运行	扩能后	推荐值
出口气体体积/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	12490	11586	14628	
气化炉体积/ m^3	25.485	25.485	25.485	
截面速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)	0.97	0.9	1.13	1左右
平均停留时间/s	7.34	7.9	6.27	≥ 5

从计算的停留时间上来看,无论是工艺包还是实际运行的平均停留时间均较大,即便是扩能后,计算出的平均停留时间也比推荐值大,也充分说明扩能后反应器对气化反应的制约影响较小,炉内物料还有充分的混合时间。另外,进一步核算了对比项目的平均停留时间,基本都是在 6.2 s 左右,与宁夏能化扩能后的停留时间非常接近。

为了降低煤浆及气体对耐火砖的冲蚀,截面速度也是气化炉设计过程控制的一个重要指标,工艺包推荐的截面速度一般在 1 m/s 左右。从计算结果看,扩能后的截面气体流速为 1.13 m/s ,与推荐值基本一致,与核算的其他对比项目的截面气体流速也非常接近,说明流速增加后对耐火砖冲蚀的影响在可接受范围内。

(2)碳洗塔空速计算

宁夏能化目前碳洗塔的尺寸为 $\Phi 3\,800\text{ mm}$,增产后碳洗塔的空塔气速增加到 0.22 m/s 。通常,碳洗塔设计空速一般不超过 0.2 m/s ,极限值是 0.24 m/s 。国内运行装置中,金陵石化煤制氢装置碳洗塔的空速达到了 0.29 m/s ,运行中并没有出现显著问题。因此,碳洗塔本体可以不改造。

在此基础上,进一步对碳洗塔内件进行了水力学核算,扩能后塔内件水力学计算结果如表3所示。

表 3 碳洗塔塔内件核算结果

水力学参数	塔盘 1	塔盘 4
气相流速/(kg·h ⁻¹)	340028.8	354790.2
液相流速/(kg·h ⁻¹)	82306.0	97067.5
液泛/%	44	53
降液管液泛/%	15	24
降液管雾沫夹带/%	36	44
降液管清液层高度/mm	164.91	197.52
溢流强度/(m ³ ·m·h ⁻¹)	40.29	55.94
干板压降/Pa	484.54	501.51
压降/Pa	793	785

从核算结果看,塔喷射液泛率最大为 53%,溢流强度最大值为 55.94 m³/(m·h),满足喷射液泛率 ≤80%,溢流强度 ≤90 m³/(m·h) 的要求;碳洗塔降液管液泛率最大为 24%,降液管清液层高度与塔盘间距比值最大为 36%,同样满足降液管液泛率 ≤80%,降液管清液层高度与塔盘间距比值 ≤40% 的要求^[10]。因此,无论降液管还是鼓泡区的水力学参数均能满足要求,碳洗塔内件也能满足扩能要求,无需改造。

2 工艺流程计算

基于现场数据分析及设计经验,采用 Aspen Plus 建立了 GE 气化全流程计算模型^[11],对扩能后的工艺物料进行了计算,并与扩能前的数据进行对比,关键物流(单系列)的计算结果如表 4 所示。

表 4 工艺物流数据

物料名称	流量		备注
	扩能前	扩能后	
入炉煤浆/(m ³ ·h ⁻¹)	74.97	92.31	
氧气/(m ³ ·h ⁻¹)	33718	42830	
出气化炉粗煤气/(m ³ ·h ⁻¹)	323187	413638	
出碳洗塔粗煤气/(m ³ ·h ⁻¹)	255151	324031	
出气化炉黑水/(m ³ ·h ⁻¹)	186.78	202.74	
出碳洗塔黑水/(m ³ ·h ⁻¹)	16.82	20.67	
出高压闪蒸黑水/(m ³ ·h ⁻¹)	154.47	172.31	
出低压闪蒸黑水/(m ³ ·h ⁻¹)	130.07	146.88	
出真空闪蒸黑水/(m ³ ·h ⁻¹)	123.48	140.91	
激冷水/(m ³ ·h ⁻¹)	382.06	432.34	
碳洗塔补充灰水/(m ³ ·h ⁻¹)	176.85	191.51	
高压闪蒸汽/(m ³ ·h ⁻¹)	33660.27	39016.49	
低压闪蒸汽/(m ³ ·h ⁻¹)	17890.40	19268.4	

一级真空闪蒸汽/(m ³ ·h ⁻¹)	17121.60	18414.04	
二级真空闪蒸汽/(m ³ ·h ⁻¹)	7534.33	8041.42	
粗渣/(t·h ⁻¹)	10.34	15.00	含 50% 的水
细渣/(t·h ⁻¹)	6.47	9.38	含 50% 的水
外排灰水/(m ³ ·h ⁻¹)	80.25	100.64	双系列

本文中将根据计算的物流数据,进一步核算气化系统的瓶颈,完善气化单元改造方案。

3 设备改造分析

气化炉、碳洗塔设备的本体结构能够满足扩能要求,不需要改造,但包括激冷环在内的一些内件及其他一些设备还需要进一步核算是否满足扩能要求,对于不能满足要求的设备也要制定切实可行的改造方案,尽量不能影响现装置的运行。

3.1 气化炉改造

(1) 激冷室内件改造

根据上一节讨论的结论,合成气量的增加对燃烧室影响较小(停留时间满足反应要求),但对激冷室影响相对较大。合成气气量增大一方面要考虑激冷环及下降管能否及时将合成气冷却,避免下降管被烧穿;另一方面气量增大,导致上升管中的气体流速增大,更容易带水^[12]。虽然影响气化炉带水的因素很多,但气速无疑是其中比较主要的因素之一^[13]。

在气化炉增产 45% 后,气化炉的产气量、热量、激冷水量都急速上升,其中上升管中的气体流速变为 5.3 m/s,气速较大,难以满足要求,必须改造激冷环、上升管和下降管^[14]。根据核算并考虑气化炉法兰口尺寸的实际情况,将上升管、下降管尺寸分别改为 1 510、1 156 mm 后,气速降到 4.3 m/s,基本满足要求。同时随着激冷水流量的增加,现有的激冷环也不能满足激冷水分布的要求,会造成激冷环向火面及下降管的损坏,需要一并更换。

目前宁夏能化的气化炉渣口尺寸为 737 mm,扩能后,由于渣量的增加以及渣口热通量的增大,现有渣口尺寸已不能满足要求,渣口尺寸过小容易造成气化炉排渣不畅,严重时甚至出现堵渣情况。经过计算并参考同类装置,将渣口尺寸调整为 838 mm。

综合考虑,需要对气化炉的渣口、激冷环、下降管及上升管进行改造。渣口的改造有利于增强气化炉的排渣能力,减少对耐火砖的侵蚀,提高耐火砖使用寿命。激冷环的改造可使激冷水分布更好,提高

换热效果,保护激冷环与下降管;上升管、下降管的改造可减少合成气带灰带水。

(2) 烧嘴改造

气化烧嘴为三流道内混式结构,一般根据气化正常投煤量进行设计,长期偏离正常负荷操作会缩短烧嘴寿命。扩能后投煤量的增加幅度较大,约为45%,超过烧嘴的正常负荷调节范围(50%~120%),仅对烧嘴喷头及内部流道进行改造已不能满足扩能要求,需更换外形尺寸不变的新烧嘴。

3.2 换热设备改造分析

根据换热器详细设计设备装配图,按扩能后换热需求对原气化单元换热器进行核算,核算结果表明扩能后现有换热器的换热面积仍有足够的余量,满足扩能后换热器热负荷的增加。同时,换热器的压降也在允许范围内。因此,现有的换热器均能满足扩能要求,无需改造。

3.3 动设备改造分析

气化装置关键动设备负荷估算情况如表5所示。

表5 动设备能力核算表

设备名称	数量		设备能力	扩能后需要设备能力
	操作	备用		
磨煤水泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	76.1	70.8
低压煤浆泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	1	88	88
高压煤浆泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	1	110	92
烧嘴冷却水泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	122.4	119
锁斗循环水泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	4	44	34
渣池泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	4	125	94
激冷水泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	3	4	633.7	624
碳洗塔给料泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	451	384
低压灰水泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	532	560
真空泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	4	879.8	953.3
滤液泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	50	38
真空凝液泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	4	30	21
沉降槽给料泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2	4	260	140
沉降槽底流泵/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	44	19
磨煤机/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	2	1	102.6	111.2
捞渣机/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	2	1	25.6	17.73
破渣机/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	2	1	39.02	33.35
细渣过滤机/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	1	1	34.75	22.8

从表5中可以看出,扩能后大多数动设备处理能力能够满足扩能要求,仅有小部分动设备处理能力不能满足扩能要求。为实现增产要求,结合现场

实际,对于输送能力不足的动设备,综合考虑泵能力、投资、布置现状以及检修操作要求,按照以下方案进行调整。

(1) 磨煤机

现有磨煤机单套正常处理量68 t/h,最大处理量102 t/h,扩能后需要处理煤浆量为111.2 t/h,磨煤机能力稍微不足。由于更换磨煤机工作量太大,难以实现。本项目拟通过改变操作模式实现扩能的要求,正常生产时3台磨机全开,低负荷运转,单台处理量为总煤量的1/3,当一台检修时,采用2台磨机运行,单台处理量提高,制造煤浆92 m^3/h ,仍可满足需要,不需要增加磨机。

(2) 真空泵

实际运行中,两级真空闪蒸罐的操作真空度均略有欠缺。由于宁夏地区环境温度较低,有利于闪蒸系统降温,当装置处理能力增加时,真空度不足的问题可能会更加明显。扩能方案实施后,真空处理量约为500 kg/h,现有真空泵不能满足要求,需对装置真空泵重新进行选型。考虑到真空泵放置在闪蒸框架第三层,空间有限,真空泵选型时要严格控制外形尺寸。

(3) 低压灰水泵

现有低压灰水泵为1开1备,考虑到倒炉时低压灰水将作为预热水使用,因此增加1台同规格低压灰水泵,操作模式改为2开1备。

3.4 容器改造分析

将宁夏能化现有的主要容器与2个对比项目的容器规格进行对比,结果如表6所示。

表6 主要容器规格对比表 mm

设备名称	宁夏能化	对比项目1	对比项目2
锁斗	$\Phi 2400 \times 3800$	$\Phi 2200 \times 3650$	$\Phi 2200 \times 5000$
高压闪蒸罐	$\Phi 3400 \times 6200$	$\Phi 3400 \times 6900$	$\Phi 3300 \times 6100$
低压闪蒸罐	$\Phi 3200 \times 5900$	$\Phi 3300 \times 6400$	$\Phi 3200 \times 6400$
一级真空闪蒸罐	$\Phi 3600 \times 4500$	$\Phi 3200 \times 6600$	$\Phi 3200 \times 18000$
二级真空闪蒸罐	$\Phi 3600 \times 5800$	$\Phi 3100 \times 6900$	
澄清槽	$\Phi 24000 \times 4100$	$\Phi 23000 \times 4200$	$\Phi 23000 \times 5300$
灰水槽	$\Phi 10000 \times 6000$	$\Phi 8000 \times 10300$	$\Phi 10500 \times 7500$

从表6可以看出,大部分宁夏能化的设备与2个对比项目规格接近,有的甚至更大,初步判断这些容器本体不需要改造,在此基础上,对各容器的气液分离空间及液相停留时间进行了核算,核算结果表明现有设备直径尺寸能够满足要求,无需更换。其中需要特别说明的设备如下。

(1) 闪蒸罐

虽然高压、低压及真空闪蒸罐的设备直径满足扩能后的气液分离要求,但是液相时间变小,其中高压闪蒸罐液相停留时间为 4.4 min,低压闪蒸及真空闪蒸的液相停留时间均为 4.3 min,比常规设计值(5 min)略小,生产操作中通过调整液位报警值及更严格的液位控制,可不用更换闪蒸罐。

(2) 脱氧水槽

扩能后脱氧水槽液相停留时间为 18 min,小于常规设计值 30 min,依然可以通过调整液位报警及联锁来加强操作控制,不需要更换脱氧水槽。

(3) 黑水过滤器

本项目每系列气化炉只设计了 1 台黑水过滤器,在目前的负荷下,黑水过滤器经常出现堵塞,已不能满足生产需求,扩能后激冷水量会随之增加,将进一步加剧设备的堵塞情况。为了增加系统可靠性并满足扩能要求,拟增加 1 台同规格黑水过滤器,1 开 1 备,同时为了增加过滤桶内部积渣空间,将过滤器滤网倒置^[15],开口朝下,这样灰渣不易沉积在桶壁上,过滤桶上的小孔也不易堵塞,落在过滤器下面的灰渣可通过底部的排放口定期放掉,增加使用周期。

3.5 仪表及管道改造分析

根据扩能后的物流数据,对全部的工艺管线及控制阀、流量计进行了核算,核算的结果表明,现有的管道尺寸均能满足流速及压降要求,无需更换;关键的氧气调节阀、合成气放空阀、黑水角阀、煤浆流量计、氧气流量计均能满足扩能要求,无需更换;仅有少部分调节阀及流量计需要更换,比如碳洗塔液位控制阀、碳洗塔出口孔板流量计等,在此不一赘述。

3.6 煤浆提浓改造

煤浆浓度对水煤浆气化影响较大^[16],煤浆浓度每增加 1%,氧耗降低 4.4 m³/1 000 m³(CO+H₂),煤耗约降低 3.4 kg/1 000 m³(CO+H₂)^[17],实施煤浆提浓改造后,装置效益显著提高^[18],因此,综合考虑宁夏地区煤成浆性较好^[19],本项目拟进行水煤浆提浓技术改造,采用成熟的分级研磨制浆工艺^[20]。

4 总结

通过建立的 Aspen Plus 计算模型对气化装置进行了全流程计算,在此基础上对气化装置的设备、管道、仪表进行了全面核算,核算结果表明,现有气化装置具有较大的扩能改造空间。在大部分核心设备

不改造的情况下,通过实施煤浆提浓改造、更换气化炉激冷环、上升管和下降管等内件和部分非关键设备,气化装置实现了近 45% 的产能提升。气化单元改造实施后,各设备运行参数符合改造预期,各项运行数据均达到或超过考核指标。煤浆量由 75 m³/h 提高至 92 m³/h,有效气产量达到 225 654 m³/h(设计值为 211 000 m³/h),既验证了设备、仪表核算结果的准确性,也验证了 Aspen Plus 全流程水煤浆气化模型的可靠性。

参考文献

- [1] 冯长志,唐煜,王强,等.神华包头煤制烯烃项目 GE 水煤浆气化装置试车总结[J].辽宁化工,2011,40(4):421-423.
- [2] 张清海,冯长志,赵旭清.包头煤制烯烃项目水煤浆气化装置运行情况分析[J].神华科技,2013,11(2):79-82,96.
- [3] 王明峰,陈立新.榆林 60×10⁴ t/a 煤制甲醇工艺技术[J].煤气与热力,2011,31(6):9-14.
- [4] Anne-Gaelle Collot. Matching gasification technologies to coal properties[J]. International Journal of Coal Geology, 2006, 65(3): 191-212.
- [5] 邢荔波.煤质对水煤浆加压机气化炉操作性能的影响探析[J].煤质技术,2016,(1):34-38.
- [6] 毛成龙,关翰敏,白富鑫.原料煤低位发热量变化对气化运行成本的影响[J].大氮肥,2018,41(1):7-9.
- [7] 孙韬,孟宏伟.原料煤中灰分过高对水煤浆气化生产造成的影响及对策[J].煤炭加工与综合利用,2018,(6):14-17,9.
- [8] 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.
- [9] 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.
- [10] 赵琳,尹俊杰.审查供货商的塔内件设计文件要点[J].化工设计,2012,22(4):42-45,2.
- [11] 张磊,汪根宝,谢东升,等.GE 水煤浆气化全流程模拟[J].化学工程,2011,39(7):78-82.
- [12] 刘洪忠,王跃.德士古气化激冷室带水的分析及应对措施[J].天然气化工:CI 化学与化工,2014,39(2):55-57.
- [13] 谢海燕,袁竹林.激冷室内合成气穿越液池过程流动特性与带水问题[J].中国电机工程学报,2007,(8):37-41.
- [14] 张骏驰.煤化工园区增产 CO 技术方案的研究[J].化学工业,2015,33(1):34-40.
- [15] 莎莎,李国方,刘玉香.激冷水过滤器改造[J].中氮肥,2012,(2):60-61.
- [16] 蔡可庆.煤浆浓度提高对气化装置的影响及经济性评价[J].化肥工业,2013,40(1):13-18,23.
- [17] 邹杰,许玲玉.水煤浆浓度变化对煤气化工艺的能耗影响分析[J].煤化工,2016,44(2):50-53,60.
- [18] 张胜局.煤浆浓度提高后经济效益评价方式的探讨[J].煤炭工程,2015,47(8):126-128.
- [19] 井云环,杨磊,刘洪刚,等.宁东煤水煤浆浆体性能实验研究[J].煤化工,2011,39(6):13-16.
- [20] 尚庆雨.分级研磨煤浆提浓技术在煤化工行业应用新进展[J].煤化工,2017,45(2):15-18. ■