

# 煤制油配套变换技术方案的选择探讨

赵鹏飞\*, 徐春华

(中国神华煤制油化工有限公司北京工程分公司, 北京 100011)

**摘要:**介绍了绝热变换、等温变换的技术特点,并以某煤制油项目(间接液化)为例,分别从工艺流程、系列数、主要设备、催化剂及公用工程消耗等方面对 2 种变换技术方案进行了论述;从流程配置、技术经济等方面进行了 2 种变换技术的比较和分析。结果表明,绝热变换技术和等温变换技术在煤制油(间接液化)项目中的技术经济性总体差别不大。

**关键词:**煤制油;间接液化;绝热变换;等温变换

**中图分类号:**TQ54

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2017)08-0186-04

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2017.08.043

## Comparison and analysis on technical proposal of CO shift matching for coal to liquid

ZHAO Peng-fei\*, XU Chun-hua

(Beijing Engineering Branch, China Shenhua Coal to Liquid & Chemicals Co., Ltd., Beijing 100011, China)

**Abstract:** The characteristics of adiabatic CO shift and isothermal CO shift technologies are introduced. Based on a certain coal to liquid (indirect liquefaction) project, these two CO shift technologies are reviewed from aspects of process flow, trains number, key equipment, catalyst and utilities consumption, and are compared and analyzed from process configuration and technical economics. The results show that the economics has no obvious difference between the adiabatic CO shift technology and the isothermal CO shift technology for coal to liquid project (indirect liquefaction).

**Key words:** coal to liquid; indirect liquefaction; adiabatic CO shift; isothermal CO shift

近年来,随着经济的不断发展,我国对石油资源的需求持续增加,目前我国原油进口量已经大幅超过国内原油产量,并且呈现逐年提高的趋势。但是,对于具有“富煤、贫油、少气”能源结构的中国,煤炭在现阶段以及未来很长的时间内仍将占据能源消费结构的主体地位。这必然导致我国必须充分发挥丰富的煤炭资源优势,利用煤制油等现代煤化工技术制备清洁油品以缓解石油供应等问题。在进入 21 世纪后,我国煤制油产业加速推进,2008 年,神华集团 108 万 t/a 煤液化项目建成并投入示范运行;2009 年,伊泰集团 16 万 t/a 煤制油项目和潞安集团 16 万 t/a 煤制油项目试车成功。尽管自 2014 年以来,国际油价急转直下,引发了煤制油行业巨大的经济压力,但是我国煤制油项目并未停止,神华宁煤 400 万 t/a 煤制油项目已经建设完成,于 2016 年 12 月底试车成功并产出合格产品。截至目前,规划和在建的煤制油项目产能突破 3 000 万 t/a<sup>[1-3]</sup>。

煤制油是以煤为原料,在催化剂的作用下获得油品的过程,主要包括直接液化、间接液化 2 种工艺。煤直接液化是对煤进行高压加氢直接转化为油品的过程,煤间接液化是对煤进行气化,采用变换、酸性气体脱除等手段后通过费托合成获得油品的过程。可见,变换技术是煤制油(间接液化煤制油)的关键技术之一,主要是指粗煤气中的一氧化碳在催

化剂的作用下,与水蒸汽在一定温度、压力条件下进行反应,生成氢气和二氧化碳的过程。通过变换反应,可以调节来自气化的粗煤气中一氧化碳与氢气的比例,获得煤制油费托合成工艺要求合适的氢碳比。

在现代煤化工行业中,一氧化碳变换工艺分为绝热变换和等温变换。鉴于一氧化碳变换工艺是强放热反应,为充分保证变换催化剂在反应活性范围内长周期稳定运行,目前行业内通常采用低变换率的多段变换反应,配置多个绝热变换炉,即绝热变换反应技术。绝热变换技术成熟,是国内煤化工行业的主要选择或是首选,但也存在流程长、设备多、投资高等劣势,特别是在深度变换(如煤制天然气、煤制氢等配套的变换技术)中更为突出,同时该工艺的变换反应放热量大,催化剂床层存在温度梯度,影响催化剂使用寿命。近些年,行业内出现了另一种变换技术<sup>[4-5]</sup>,通过利用变换炉配备的移热水管将变换反应热快速移出,移出的热量接近于变换反应放出的热量,使变换反应的床层温度几乎恒定,即等温变换技术。与传统绝热变换技术相比,等温变换技术可以将变换反应过程控制在一个高反应活性区域,有较高的反应效率,由于反应过程不会出现过高的温度,可彻底避免反应超温甚至飞温的弊端,有效保护催化剂<sup>[4-5]</sup>,特别是变换深度越深越能体

现该技术的优越性。

本工作以某煤制油项目(公称规模70万t/a)为例,采用4.0 MPa等级的水煤浆气化合成气进行变换反应,调节合成气中氢碳比为1.6的技术路线,进行绝热变换和等温变换2种技术方案的比较,分析绝热变换和等温变换分别应用于煤制油中的优缺点,为变换技术选择提供一些参考。

## 1 绝热变换方案

### 1.1 工艺流程

粗合成气进入变换装置后分成2股,一股作为配气物流,进入水煤气废热锅炉,副产1.1 MPa蒸汽,降温后的水煤气进入分离器,该粗煤气分离冷凝液后进入有机硫水解槽,脱除其中的有机硫;另一股进入水煤气废热锅炉,副产1.1 MPa蒸汽,降温后的水煤气依次经分离器、中温换热器/中压蒸汽过热器、水煤气过滤器后,进入变换炉发生变换反应,出变换炉的变换气[CO体积分数6.6%(干基)]进入中温换热器/中压蒸汽过热器进行换热降温,之后进入变换废热锅炉,同时副产3.5 MPa蒸汽。作为配气的水煤气与出变换废热锅炉的变换气混合后依次经中压锅炉给水加热器、低压废热锅炉I、低压废热锅炉II(副产0.5 MPa蒸汽)降温后进入分离器,分离冷凝液之后的变换气经低压锅炉给水加热器、分离器、脱盐水加热器、变换气水冷器一系列换热降温至40℃之后,进入洗氨塔,在洗氨塔底部分离出冷凝液的变换气送至下游酸性气体脱除工段。

洗氨塔底部的冷凝液以及分离器底部的冷凝液经汽提气冷凝分离器预热后,进入冷凝液汽提塔的上部,用本工段副产的饱和蒸汽从塔的底部进入进行汽提;塔底的冷凝液送至气化工段。塔顶出来的汽提气经冷凝分离器冷却分离后,含氨不凝气送硫回收处理,含氨凝液送至气化工段。具体工艺流程参见图1。

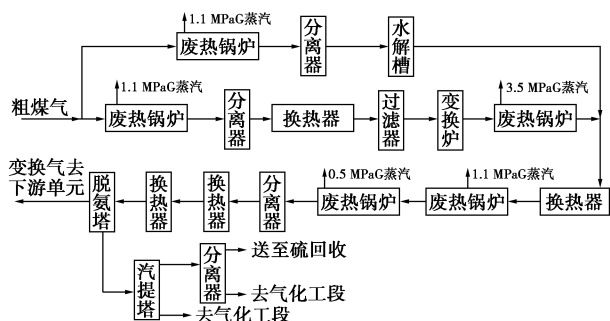


图1 煤制油配套绝热变换流程示意图

### 1.2 系列数

对于公称规模70万t/a的煤制油项目,需要合成气(CO+H<sub>2</sub>)量约55万m<sup>3</sup>/h。结合目前成功示范运行的神华包头煤制烯烃项目建设经验,采用水煤浆气化,产出合成气(CO+H<sub>2</sub>)约55万m<sup>3</sup>/h,变换装置采用2个系列,生产60万t/a聚烯烃(或180万t/a甲醇),与该项目规模大体一致,该方案选择2个系列。

### 1.3 主要设备

由于煤制油原料合成气中氢碳比约为1.6,将粗煤气中CO体积分数由45%(干基)降至5%~6%(干基),变换反应程度较小,变换率较低,因此该绝热方案采用一级变换,每系列设置1台绝热变换炉,共计设置2台绝热变换炉,具体配置如表1所示。

表1 单系列绝热变换炉设备参数

	催化剂装填量/ m <sup>3</sup>	温度/ ℃	压力/ MPa	规格尺寸/ mm	结构 形式
绝热变换炉	65	428	4	Φ3800	径向

对于其他关键设备,具体情况如表2所示。

表2 绝热变换方案其他设备一览表(除变换炉外)

名称	数量/台	名称	数量/台
水煤气过滤器	4	分离器	9
有机硫水解槽	2	变换冷凝液槽	2
水煤气废热锅炉	4	脱氨塔	2
蒸汽过热器	6	冷凝液汽提塔	2
变换废热锅炉	2	冷凝液泵	8
锅炉给水加热器	4	氮气循环风机	2
低压废热锅炉	4	锅炉加药泵	4
脱盐水加热器	2	二硫化碳计量泵	2
变换气水冷器	4		

### 1.4 催化剂及公共工程消耗

绝热变换方案的催化剂及公用工程消耗见表3。

表3 绝热变换方案催化剂及公用工程消耗

名称	用量	备注
催化剂/m <sup>3</sup>	130	催化剂使用寿命以3年计
循环水/(t·h <sup>-1</sup> )	1050	
脱盐水(40℃加热至95℃送出界区)/(t·h <sup>-1</sup> )	1655(-181)	折算为0.5 MPa蒸汽来计算
0.5 MPa蒸汽/(t·h <sup>-1</sup> )	-292	“-”表示副产
1.1 MPa蒸汽/(t·h <sup>-1</sup> )	-335	“-”表示副产
3.5 MPa蒸汽/(t·h <sup>-1</sup> )	-63.4	“-”表示副产
除氧水/(t·h <sup>-1</sup> )	745	

## 2 等温变换方案

### 2.1 工艺流程

等温变换工艺流程与绝热变换工艺流程相似,粗合成气进入变换装置后分成 2 股,一股作为配气物流,依次经过水煤气废热锅炉、分离器、有机硫水解槽;另一股进入水煤气废热锅炉,降温后的水煤气依次经分离器、换热器、过滤器后,进入变换炉发生变换反应,出变换炉的变换气[CO 体积分数 5.2% (干基)]通过换热器、变换废热锅炉之后与前一股配气物流混合后依次经废热锅炉、分离器、换热器等降温后,进入洗氨塔,在洗氨塔底分离出冷凝液后的变换气送至下游酸性气体脱除工段。对于洗氨塔底的冷凝液以及上述分离器底部的冷凝液经过换热、汽提、分离等工艺处理后,汽提塔及分离塔塔底冷凝液送至气化工段,分离塔顶不凝气送硫回收处理。具体工艺流程参见图 2。

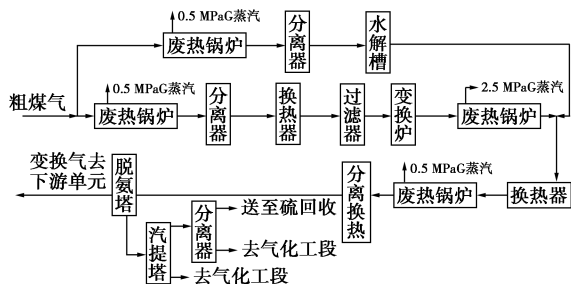


图 2 煤制油配套等温变换流程示意图

### 2.2 系列数

由前述内容分析可知,等温变换系列数与绝热变换系列数一样,也设置为 2 个系列。

### 2.3 主要设备

等温变换方案的主要设备为等温变换炉,该等温变换炉为内置移热管束的变换炉<sup>[5]</sup>,结构形式暂按径向结构考虑。由前述内容分析可知,煤制油(间接液化)项目配套的合成气变换反应程度较小,等温变换方案设置 1 台变换炉即可,具体参数如表 4 所示。

表 4 单系列绝热变换炉设备参数

	催化剂装填量/ m <sup>3</sup>	温度/ ℃	压力/ MPa	规格尺寸/ mm	结构 形式
等温变换炉	120	300	4	Φ3800	径向

表 5 等温变换方案其他设备一览表(除变换炉)

名称	数量/台	名称	数量/台
水煤气过滤器	4	分离器	4
有机硫水解槽	2	汽包	2
预热器	4	脱氨塔	2
换热冷却器	4	汽提塔	2
废热锅炉	4	冷凝液泵	6
除氧水加热器	4	锅炉加药泵	4
变换气冷却器	2	二硫化碳计量泵	2

### 2.4 催化剂及公共工程消耗

等温变换方案的催化剂及公用工程消耗如表 6 所示。

表 6 等温变换方案催化剂及公用工程消耗一览表

名称	用量	备注
催化剂/m <sup>3</sup>	242	催化剂使用寿命以 5 年计
循环水/(t·h <sup>-1</sup> )	816	
脱盐水(40℃加热至 95℃ 送出界区)/(t·h <sup>-1</sup> )	916(-101)	折算为 0.5 MPa 蒸汽来计算
脱盐水/(t·h <sup>-1</sup> )	70	
0.5 MPa G 蒸汽/(t·h <sup>-1</sup> )	-630	“-”表示副产
2.5 MPa G 蒸汽/(t·h <sup>-1</sup> )	-54	“-”表示副产
除氧水/(t·h <sup>-1</sup> )	707	

## 3 绝热及等温变换方案的对比分析

### 3.1 流程配置

本方案的原料气为水煤浆气化合合成气,具有水汽比较高的特点。而煤制油配套的合成气中氢碳比约为 1.6,变换率低,这样导致水煤浆气化合合成气中水汽比远远超出煤制油工艺指标要求,造成水汽过剩,从而增加换热器的冷却负荷以及管道和设备的输送负荷。因此,本文中采用的绝热变换和等温变换方案均在粗煤气进变换炉设置废热锅炉,将水汽比适当降低后再进入变换炉。此流程的设置还可以通过调节前置废热锅炉的压力改变其温度,进而控制进入变换炉的粗煤气的水汽比相对稳定,有利于装置的稳定运行。

从绝热变换和等温变换的流程配置发现,绝热变换和等温变换方案均设置 2 个系列,每系列均设置 1 台变换炉,2 种方案的工艺流程设置大体相似,主要区别在于系统能量的利用。对于绝热变换方案,反应温度 428℃,反应放出热量较多,绝热变换炉反应热副产 3.5 MPa 蒸汽;变换反应后的粗煤气和配气的粗煤气 2 股物流混合后的热量用于加热高压除氧水、副产 1.1 MPa 蒸汽及 0.5 MPa 蒸汽;剩余的低温热用于加热中压除氧水及脱盐水后温度降

对于本方案的其他设备,具体如表 5 所示。

至 60℃,最后用循环水将变换气降温至 40℃。并且,绝热变换反应副产 3.5、1.1、0.5 MPa 蒸汽均是过热蒸汽。对于等温变换方案,反应温度 300℃,反应放出热量较少,采用前置废锅副产 0.5 MPa 蒸汽、反应副产 2.5 MPa 蒸汽、加热除氧水、脱盐水等阶梯式逐级热量回收,其中该方案副产 0.5、2.5 MPa 蒸汽均为饱和蒸汽。另外,绝热变换方案较等温变换方案包含的设备稍多一些,工艺流程较长。

### 3.2 技术经济

绝热变换工艺与等温变换工艺在变换反应温度控制上存在一定的差别,本文中的绝热变换催化剂装填量 130 m<sup>3</sup>,反应温度 428℃,催化剂床层存在一定的温度梯度分布;等温变换催化剂装填量 240 m<sup>3</sup>,反应温度 300℃,催化剂床层温度分布比较均匀。这势必引起此 2 种技术的催化剂消耗量、反应移热量及热量利用的不同,进而造成 2 种技术的经济性存在一定差别,估算值如表 7 所示。

表 7 绝热变换方案与等温变换方案技术经济数据一览表

名称	单价/ 元	绝热变 换总价/ 元	等温变 换总价/ 元	备注
催化剂	70000	408	455	以绝热变换催化剂寿命 3 年,等温变换催化剂寿命 5 年为计
循环水	0.2	210	163.2	
脱盐水(40℃ 加热至 95℃ 送出界区)	60.00	-10860	-6060	折算为 0.5 MPa G 蒸汽来计算;另“-”表示副产
脱盐水	7.00	0	490	
0.5 MPa 蒸汽	60.00	-17520	-37800	“-”表示副产
1.1 MPa 蒸汽	70.00	-23450	0	
2.5 MPa 蒸汽	70.00	0	-3780	“-”表示副产
3.5 MPa 蒸汽	80.00	-5072	0	
除氧水	9.00	6705	6363	
总计		-49579	-40169	“-”表示副产

由表 7 可知,在煤制油项目中,绝热变换装置运行成本 -49 579 元/h,等温变换装置运行成本 -40 169 元/h,绝热变换技术方案比等温变换技术方案每小时运行费用节省 9 410 元,若以装置年运行时间 7 440 h 计,绝热变换技术方案每年运行费用可节省约 7 000 万元。以 55 万 m<sup>3</sup>/h 合成气(CO+H<sub>2</sub>)规模的变换装置计,结合神华煤制油、煤化工项目建设经验以及类似国内其他企业变换装置投资情况,预计绝热变换装置投资费用 2.5~3.2 亿元,等温变换装置投资比绝热变换装置投资节省 5 000~

8 000 万元。绝热变换装置运行 12~14 月节省的运行费用即可平衡多余的投资。等温变换技术方案与绝热变换技术方案在装置运行成本及投资方面的区分优势不是很明显。

## 4 结论及建议

变换技术是粗煤气中的 CO 在催化剂作用下,与水蒸汽在一定温度、压力条件下进行反应,生产氢气和二氧化碳的过程。对于煤制油项目配套变换技术方案(以水煤浆气化合成气为原料),绝热变换技术工艺流程与等温变换工艺流程相似,均包括变换反应、热量利用、脱氨、冷凝液处理等工序,主要区别是系统能量的利用,绝热变换技术采用 1 级变换,反应温度 428℃,最高副产 3.5 MPa 过热蒸汽;等温变换技术采用 1 级变换,反应温度 300℃,最高副产 2.5 MPa 饱和蒸汽。可见绝热变换技术方案比等温变换技术方案副品质更高的蒸汽,特别是对于以水煤浆气化合成气为原料的变换反应,绝热变换更有优势。在技术经济上,绝热变换装置投资较高,但运行成本较低,可在 12~14 月节省运行费用以平衡多余的投资,可见等温变换与绝热变换技术方案在装置运行成本及投资方面的区分优势不是很明显。

等温变换技术是基于传统绝热变换催化剂床层温度不均衡,甚至出现催化剂床层飞温等弊端发展的,将换热管束配置于变换炉中,通过换热管束中的水吸收热量以副产蒸汽的方式快速移走反应热。与传统绝热变换技术相比,该技术设计理念先进,具有流程短、投资低等优点,特别是在深度变换(如煤制氢配套的变换技术)中,具有明显的理论优势,而在浅度变换(如煤制油配套的变换技术)中的优势不明显或是大体一致。此外,等温变换技术在现代煤化工领域的工业化推广时间尚短,配套大型煤制油项目的工业化业绩更是偏少。随着等温变换技术的不断优化及发展,该技术会在煤制油、煤化工领域受到更为广泛的关注,在今后的大型工程化应用也会有所突破。

## 参考文献

- [1] 顾宗勤.中国现代煤化工产业发展[J].煤炭加工与综合利用,2016,(4):1-4.
- [2] 蔡丽娟,孙延辉,闫辉.现代煤化工行业发展趋势及其应对策略的分析[J].现代化工,2012,32(8):5-8.
- [3] 常丽萍.煤液化技术研究现状及其发展趋势[J].现代化工,2005,25(10):17-22.
- [4] 张雄斌,李小兵,鲁煜坤,等.控温变换技术及其工业应用[J].化肥工业,2015,42(4):22-26.
- [5] 王庆新.等温变换技术在几种煤气化变换装置中的应用[J].氮肥技术,2013,34(4):11-17. ■