

常压固定床间歇煤气化升级路径探讨

王 有 杨昭君 潘光耀

(山西兰花科技创业股份有限公司田悦化肥分公司)

摘 要:文章介绍了常压固定床间歇煤气化工艺升级改造的必要性,从技术成熟性、经济可行性、政策符合性及综合能耗等方面简单比较几种成熟煤气化工艺,并提出根据煤种和产品以经济适用为原则,即“原料+气化工艺+净化工艺+产品”的比选,以期达到优选和节能的目的。

关键词:煤气化;综合能耗;二氧化碳排放;气化比选

1 常压固定床间歇煤气化升级改造的必要性

1875年人类建立的第一台工业煤气化炉,就是常压固定床间歇式气化工艺,一百多年来随着技术的发展,各种煤气化技术百家争鸣,拓宽了气化的煤种适应范围,提高了气化操作压力,实现了清洁煤气化技术,而固定床间歇气化作为最古老的最成熟的气化工艺,我国在“十一五”规划中就提出要用先进气化工艺淘汰固定床间歇式气化技术。自2006年以来,国家出台了一系列产业政策对固定床间歇式气化技术进行限制。

2006年,发改委1350号《关于加强煤化工项目建设管理促进产业健康发展的通知》中规定:“禁止核准或备案采用固定床间歇气化的煤气化项目。”

2012年,工信部64号《合成氨准入条件》中规定:“原则上不得新建以天然气和无烟块煤为原料的合成氨装置(按照区域规划搬迁、综合利用项目除外)”、“以煤为原料的新建合成氨装置应采用连续气化工艺”。国务院《产业结构调整指导目录(2011年本)》(2013年修正)中要求淘汰:“没有配套建设吹风气余热回收、造气炉渣综合利用装置的固定层间歇式煤气化装置”。

2018年6月27日国务院《打赢蓝天保卫战三年行动计划》(国发[2018]22号)在“(二十四)开展工业炉窑治理专项行动”中明确规定:“……加快淘汰中小型煤气发生炉,……加大化肥行业固定床间歇式煤气化炉整改力度……”。

2019年,国家发展和改革委员会、应急管理部

提出“限制”固定床间歇式气化炉的要求；生态环境部提出“淘汰一批”固定床间歇式气化炉的要求。

2019年,山西省人民政府发布的《山西省打赢蓝天保卫战2019年行动计划》,要求“加快淘汰一批化肥行业固定床间歇式煤气化炉”;山西省生态环境厅、发展改革委、工信厅与财政厅2019年联合发布《工业炉窑大气污染综合治理实施方案》,要求“逐步淘汰化肥行业固定床间歇式煤气化炉”。

2022年5月,晋城市发布《晋城市空气质量改善2022年行动计划》,要求“加快以新型煤气化工艺淘汰提升煤化工行业间歇式固定床煤气发生炉,按照2024年9月底前,固定床间歇式气化炉全部淘汰的整体安排;2022年12月底前,淘汰26台固定床间歇式气化炉”。

《石化化工重点行业严格能效约束推动节能降碳行动方案》(2021-2025年)规定,到2025年,通过实施节能降碳行动,合成氨行业达到标杆水平的产能比例超过30%,低于基准值水平的产能基本清零。

国家发改委拟定2022年年底强制实施《合成氨单位产品能耗限额国家标准》;修订重点内容:一是将合成氨单位产品综合能耗等级分为3级;二是要求现有合成氨生产装置单位产品综合能耗应符合3级能耗限定值;2024年12月31日前新建或改扩建合成氨生产装置单位产品综合能耗应符合2级能耗规定;2025年1月1日后新建合成氨生产装置单位产品综合能耗应符合1级能耗规定(见表1)。

表1 合成氨单位产品综合能耗等级

原料类型	合成氨单位产品综合能耗/kgce/t		
	1级	2级	3级
优质无烟块煤	≤1090	≤1100	≤1350
非优质无烟块煤、型煤	≤1180	≤1200	≤1520
粉煤(包括无烟粉煤、烟煤)	≤1340	≤1350	≤1550
褐煤	≤1700	≤1800	≤1900
天然气	≤996	≤1000	≤1200

目前合成氨行业常压固定床间歇煤气化工艺仍占总产能的28%。存量产能大多数为“十一五”以来建设或者改造的单套18万吨/年及以上合成氨装置,规模较大、装置在寿命期,可以利用。行业协会给出常压固定床间歇煤气化合成氨节能降碳改造内容:

1)采用“干法除尘+间接冷却降温”等方式的煤气除尘降温技术,实施以间接冷却为主要内容的“清洁型改造”,逐步淘汰“高温煤气洗涤水在开放式冷却塔中与空气直接接触冷却工艺技术”,实现造气循环水系统含酚氰氨大气污染物的“零排放”,

2)对造气炉进行密封改造,采用全封闭式振动筛、布袋除尘、雾森抑尘、汽化炉渣封闭排放、粉尘物料密闭输送,产尘点全部密闭、封闭或设置集气罩。

3)提高变换气脱硫效率,确保脱碳工序排放的气提气、解析气、放空气二氧化碳气中的硫化氢达标。

4)加强对含硫化氢恶臭物质废弃治理。变换气脱硫富液闪蒸汽回收到气柜或半水煤气脱硫塔入口,脱硫液再生尾气集中回收送锅炉焚烧治理,杜绝含硫化氢尾气直接排放。

5)减少挥发性有机物(VOCs)排放。减少闪蒸气、气提气、二氧化碳气中的溶剂含量,提高脱碳溶剂的回收;加强甲醇精馏、甲醇存储及充装系统排放废气的回收与综合利用,减少含VOCs废气排放。对含有有机溶剂、硫化氢等污染物的溶剂吸收法脱碳工艺富液闪蒸气返回系统或送三废炉、吹风气燃烧炉焚烧处理。

通过以上改造,行业协会认为可将常压固定床间歇式煤气化合成氨装置的清洁生产水平提升到与新型煤气化基本相当。

随着国家不断推出关于常压固定床间歇气化技术的限制政策,常压固定床间歇式气化技术势必

被强制淘汰。因此有必要提前对常压固定床间歇制煤气化改造进行探索,期望实现节能、环保、可持续发展。

2 改造思路探讨

2.1 现有装置常压固定床间歇气化技术工艺流程

原料块煤加入气化炉,气化后的炉渣经过筛分送锅炉掺烧。气化剂为空气和水蒸气,交替从炉底和炉顶送入气化炉生产吹风气 and 半水煤气,空气产生的吹风气送吹风气锅炉产生蒸汽后放空,蒸汽产生的水煤气经过一次脱硫送气柜。气柜煤气经过电捕焦后进入低压压缩机加压,送入变换系统进行变换反应,调整CO含量,然后变换气脱硫和精脱硫将气体中的总硫脱至0.1ppm以下,精脱硫后的气体进入脱碳装置脱除CO₂,控制脱碳气中CO₂含量,脱碳后的净化气经合成气压缩机加压送入双甲精

制和分子筛,使气体中的微量合格,合格的氢氮气再经合成气压缩机加压送往氨合成装置生产液氨,液氨和脱碳工段的CO₂送入尿素装置合成尿素,尿素工艺采用CO₂汽提法。

主要物料平衡统计表(表2):产氨28.066t/h,甲醇2.359t/h,日产氨673.584t,日产甲醇56.616t。

表2:现有装置常压固定床间歇气化技术工艺主要物料平衡统计表

2.2 常压固定床间歇煤气化工艺升级改造的基本思路

可以选择的煤气化升级改造方案有两类,一是常压固定床纯氧连续气化工艺,二是大型加压气化工艺(包括大型干煤粉气流床气化工艺和大型碎煤加压气化工艺)。

大型加压气化工艺在安全、环保、节能、装置大型化、自动化、智能化、运行成本等方面具有突出的比较优势,是煤化工行业的主流选择。

表2 现有装置常压固定床间歇气化技术工艺主要物料平衡统计表

	气柜出口		变换进口		变换出口		脱碳进口		脱碳出口		双甲进口		双甲出口		分子筛再生气		氢回收渗透气	
	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%										
H ₂	37440	39	37440	39	60948	51.2	60888	51.6	60741	71	68075	72.42	62809	72.66	1817	72.66	5520	92
CO	25248	26.3	25248	26.3	1666.6	1.4	1652	1.4	1625	1.9	1617	1.72	0	0	0	0	0	0
CO ₂	9408	9.8	9408	9.8	32855	27.6	31978	27.1	684.4	0.8	676.8	0.72	0	0	0	0	0	0
CH ₄	1440	1.5	1440	1.5	1428.5	1.2	1416	1.2	1369	1.6	1523	1.62	1530	1.77	44.25	1.77	120	2
N ₂	22176	23.1	22176	23.1	22141	18.6	22066	18.7	21131	24.7	22109	23.52	22103	25.57	639.3	25.57	360	6
O ₂	288	0.3	288	0.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	96000	100	96000	100	119040	100	118000	100	85550	100	94000	100	86442	100	2500	100	6000	100
H ₂ S (mg/m ³)		231		231		231	总硫<0.1ppm											
t(°C)	31°C		45		38		32		32		165		6		6		40	
P(MPa (G))	0.003		3.4		3.19		2.95		2.85		7.3		7.1		7.1		2.9	

2.3 常压固定床纯氧连续气化路径

改造后流程简述:常压固定床纯氧连续气化改造工艺流程变化最小,原料块煤加入纯氧连续气化炉(新建),气化后的炉渣残碳不大于5%,作为固废处置。气化剂为氧气和蒸汽混合后连续从炉底送入气化炉产生煤气,取消吹风气,出气化煤气压力约40KPa,取消气柜,全厂工艺流程基本不变,但净化系统要配套改造。

煤气经过一次脱硫(改造)和电捕焦(改造)后经原料气压缩机(改造)加压送入变换系统进行变换反应,调整CO含量,然后变换气脱硫和精脱硫将气体中的总硫脱至0.1ppm以下,精脱硫后的气体进入脱碳装置(改造)脱除CO₂,控制脱碳气中CO₂含量,脱碳后的净化气经合成气压缩机加压送入双甲精制(改造)和分子筛,使气体中的微量合格,合格的氢氮气再经合成气压缩机组加压送往氨合成装置生产液氨,液氨和脱碳工段的CO₂送入尿素装

置合成尿素,尿素工艺采用CO₂汽提法。合成氨弛放气经过提氢装置,氢气返回双甲精制工段,提氢尾气进入深冷分离装置生产LNG(新建)。

表3:纯氧连续气化工改造后主要物料平衡
投资概况:约19850万元

气化装置投资约6750万元,空分含氮压机约9200万元,一次脱硫约340万元,电捕焦约60万元,原料气压缩机约250万元,脱碳约420万元,双甲约150万元,LNG约2750万元,总投资约19850万元。

2.4 富氧循环流化床气化

改造后流程简述:原煤经破碎筛分后(粒度≤10mm)由上煤系统输送至气化炉储煤仓,煤从气化炉炉膛中下部加入,气化后的炉渣残碳不大于5%,由炉底排出,作为固废处置。气化剂由空气、氧气和蒸汽组成,由炉底通入气化炉,发生气化反应。从气化炉炉膛顶部排出的煤气与半焦的气固混合物经高温旋风分离器分离后,高温煤气依次经过空

表3 纯氧连续气化工改造后主要物料平衡

	气化出口		变换进口		变换出口		脱碳进口		脱碳出口		双甲进口		双甲出口	
	Nm ³ /h	Vol%												
H ₂	38700	43.00	38700	43.00	68388.6	57.26	68388.6	57.26	68046.66	93.34	68378.48	71.62	61739	72.15
CO	33300	37.00	33300	37.00	3050	2.55	3050	2.55	3034.75	4.16	3026.53	3.17	0	0
CO ₂	16200	18.00	16200	18.00	46450	38.89	46450	38.89	290.00	0.40	286.42	0.3	0	0
CH ₄	1080	1.20	1080	1.20	1090.7	0.91	1090.7	0.91	1085.25	1.49	1269.8	1.33	1334	1.56
N ₂	450	0.50	450	0.50	450	0.38	450	0.38	447.75	0.61	22512.77	23.58	22496	26.29
O ₂	270	0.30	270	0.30	0	0	0	0	0	0	68378.48	0	0	0
Total	90000	100	90000	100	119429.3	100	119429.3	100	72904.40	100	95474	100	85569	100
H ₂ S (mg/m ³)	1200-1796		200		200		总硫<0.1ppm					0		0
t(°C)	45°C		40		40		30		32		165		6	
P(MPa (G))	0.033		3.4		3.19		2.95		2.85		7.4		7.08	

表4 富氧循环流化床气化改造后主要物料平衡表

	气化出口		变换进口		变换出口		脱碳进口		脱碳出口		双甲进口		双甲出口	
	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%
H ₂	33444	35.14	33444	33.57	61330	48.1	61353	48.5	61041	71.7	68378	73.03	62948	73.33
CO	29873	31.39	29873	29.99	1785.1	1.4	1771	1.4	1660	1.95	1657	1.77	0	0
CO ₂	12988	13.65	12988	13.04	41184	32.3	40354	31.9	681.1	0.8	680.7	0.727	0	0
CH ₄	779.3	0.819	779.3	0.782	765.03	0.6	759	0.6	723.6	0.85	887.6	0.948	884.2	1.03
N ₂	18091	19.01	22541	22.63	22441	17.6	22264	17.6	21028	24.7	22026	23.53	22010	25.64
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	95175	100	99625	100	127505	100	126500	100	85135	100	93630	100	85842	100
H ₂ S(mg/m ³)	1700			231		231	总硫<0.1ppm					0		0
t(°C)	45°C		45		38		32		32		165		6	
P(MPa(G))	0.04		3.4		3.19		2.95		2.85		7.2		7.1	

气预热器和余热锅炉回收余热,空气预热器将常温空气、自产饱和蒸汽预热至650℃,余热锅炉副产0.6MPa(G)、165℃蒸汽,部分用作气化炉气化剂及除氧器除氧,富裕蒸汽外供。降温后的煤气再经旋风除尘器及布袋除尘器除尘、煤气冷却器降温至≤45℃,清洁合成气送出系统。气化系统产生的飞灰经气力输送系统进入中间灰仓外运;产生的灰渣经冷渣机冷却后,经皮带、斗提输送至中间渣仓外运。改造后连续气化,取消吹风气,出气化煤气压力40KPa,取消气柜,流程和净化系统配套改造与常压纯氧固定床连续气化基本一样。

表4:富氧循环流化床气化改造后主要物料平衡表

投资概况:约22620万元。

气化含空分投资约18000万元,其中空分4500万元,气化装置12000万元,土建1500万元。后系统改造投资约4620万元:脱硫约340万元,电捕焦约60万元,原料气压缩机约250万元,脱碳约420

万元,变压器约800万,LNG约2750万元。

2.5 航天炉粉煤气化

改造后流程简述:原料煤经过磨煤及干燥系统(粒径≤90μm)送入粉煤仓,煤仓加压后煤粉经炉顶喷嘴进入气化炉,气化后的炉渣残碳不大于5%,由炉底排出,作为固废处置。气化剂为空分装置送来的O₂,经炉顶喷嘴进入气化炉,生成的粗煤气经炉内激冷水浴后离开气化炉,经炉外除尘、洗涤等工序后,煤气进入变换工段(改造),调整CO含量,变换气进入低温甲醇洗工段(新建)脱除硫化物和CO₂等酸性气体,经过调整总硫≤0.1ppm、CO₂≤0.21%后,净化气与空分装置过来的N₂混合后,经合成气压缩机低压段加压到7.5MPa,再经双甲工段控制气体中的CO+CO₂≤10PPm,合格的氢氮气再经合成气压缩机高压段,加压至14.5MPa送往氨合成装置。合成氨生成的液氨和低温甲醇洗工段的CO₂气送入尿素装置合成尿素,尿素工艺采用CO₂汽提法。合成氨弛放气经过提氢装置,氢气返回双

表5 航天炉粉煤气化改造后主要物料平衡表

物料	气化出口		变换出口		低温甲醇洗出口		补氮后		甲醇合成进口		甲醇合成出口		甲烷化出口	
	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%	Nm ³ /h	Vol%
H ₂	18065.8	24.12	63754.8	53.2	63500	90.58	63500	71.76	71500	74.07	65900	74.83	65300	74.66
CO	48565.1	64.84	2876.1	2.4	2860	4.08	2860	3.23	2860	2.96	0	0	0	0
CO ₂	3662.6	4.89	49254.2	41.1	150	0.21	150	0.17	150	0.16	150	0.17	0	0
CH ₄	14.9	0.02	14.9	0.01	14	0.02	14	0.02	50	0.05	50	0	200	0.23
N ₂ +Ar	4231.8	5.65	3583.2	2.99	3580	5.11	21966	24.82	21966.6	22.76	21966.6	24.94	21966.6	25.11
H ₂ S+ COS	359.5	0.48	359.5	0.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	74900	100	119840	100	70104	100	88490.6	100	96526.6	100	88066.6	100	87466.6	100

甲精制工段,提氢尾气改产LNG(新建)。

表5:航天炉粉煤气化改造后主要物料平衡表
投资概况:合计投资65200万元

新建气化约2.5亿元;空分约1亿元;甲醇洗及配套冷冻站约1.5亿元,LNG约2000万元,全厂火炬及管道约800万元。变换改造约1400万元,锅炉改造3台约4500万元,总降扩容约2500万元,旧装置拆除约2000万元,设计评价监理等约2000万元。

2.6 两煤一电主要消耗对比

2.6.1 成本比较

合成氨生产成本主要由两煤一电组成,计算基准按照电价:0.45元/度,沫煤价:757元/吨,块碳价:878元/吨。

参照各自消耗定额,按照常规吨氨成本计算办法,重点对几种改造方案两煤一电消耗成本对比如下(见表6):

表6:升级改造方案对比

投资按照十年折旧,不考虑利息的情况下,投资成本和两煤一电成本比较如下(见表7):

表7:投资成本和两煤一电成本比较

通过对比可以看出,改造后两煤一电消耗成本没有降低空间,带上投资成本增加约250元/吨氨醇,经济效益并不突出。

2.6.2 两煤一电吨氨能耗比较

重点对两煤一电按照当前吨氨能耗计算办法,沫煤发热量按照5300cal/g,折标系数为0.757,块碳

表6 升级改造方案对比

气化路径	吨氨	原料煤		燃料煤		动力电		两煤一电成本
		消耗定额	碳价	消耗定额	煤价	消耗定额	电价	元
固定床间歇气化		1107	878	180	757	1015	0.45	1564.9
固定床常压纯氧连续气化		1150	878	449	757	878	0.45	1744.7
流化床富氧连续气化		1444.61	757	122.7	757	1212	0.45	1731.8
航天炉气化		1350	757	234.24	757	839.2	0.45	1576.9

表 7 投资成本和两煤一电成本比较

	改造投资	年折旧费用	设计年产能	吨氨摊销成本	两煤一电生产成本	两项成本合计	成本增加
	万元	万元	万吨	元/吨	元/吨	元/吨	元/吨
固定床间歇气化	0	0	24.28	0	1564.9	1564.9	0
固定床常压纯氧连续气化	19850	1985	26	76.34	1744.7	1821.04	256.44
流化床富氧连续气化	22620	2262	24.37	80.02	1731.8	1811.82	246.92
航天炉气化	65200	6520	26	250.77	1576.9	1827.67	262.77

表 8 两煤一电消耗定额及能耗比较

气化路径	吨氨原料煤		吨氨燃料煤		吨氨动力电		吨氨综合能耗折 Kg 标煤	基准水平 Kg 标煤	标杆水平 Kg 标煤
	消耗定额	折标系数	消耗定额	折标系数	消耗定额	折标系数			
固定床间歇气化	1107	0.9	180	0.757	1015	0.1229	1257.33	1350	1100
固定床常压纯氧连续气化	1150	0.9	449	0.757	878	0.1229	1482.86	1350	1100
流化床富氧连续气化	1444.61	0.757	122.7	0.757	1212	0.1229	1335.59		
航天炉气化	1350	0.7857	234.24	0.757	839.2	0.1229	1341.21	1550	1350

发热量按照 6300cal/g,折标系数为 0.9,电折标煤系数(万度电):1.229。

几种改造方案对比如下:

表 8:两煤一电消耗定额及能耗比较

吨氨两煤一电能耗固定床间歇气化比气流床低约 84kg 标煤,比固定床纯氧连续气化低约 225kg 标煤。

合成氨专家委员会通过多年对全国合成氨行业的调研分析,指出吨氨综合能耗间歇固定床比加

压气流床低 181kgce(当量值)。

2020 年氮肥协会统计合成氨能耗也显示,固定床常压间歇气化能耗最低。

表 9:2020 年氮肥协会统计合成氨综合能耗

2.6.3 二氧化碳排放强度比较

按沫煤低位发热量取 25.0019GJ/t,单位热值含碳量 0.02749tC/GJ,碳氧化率取 94%,计算排放因子 2.3689tCO₂/T 沫煤,原料块碳根据不同气化碳转化率和气体组份分别计算各自的排放因子,电力排放

表 9 2020 年氮肥协会统计合成氨综合能耗

分类	干粉加压气化	水煤浆加压气化	碎煤加压气化	固定床常压间歇气化	加全平均
行业综合能耗均值 kgce/t	1362	1334	1412	1216	1303
行业基准值	1550	1550	1350	1350	
行业标杆值	1350	1350	1100	1100	

表 10 吨氨二氧化碳排放强度比较

	原料煤		燃料煤		吨氨动力电		吨氨产尿素消耗 CO ₂	吨氨综合排放 t/t
	消耗定额	排放因子	消耗定额	排放因子	消耗定额	排放因子		
固定床间歇气化	1107	2.819	180	2.3689	1015	0.6101	1.2644	2.901676
固定床常压纯氧 连续气化	1150	2.854	449	2.3689	878	0.6101	1.2644	3.6168434
流化床富氧连续气化	1444.61	2.181	122.65	2.3689	1212	0.6101	1.2644	2.916003
航天炉气化	1350	2.185	234.24	2.3689	839.23	0.6101	1.2644	2.7528911

因子 0.6101tCO₂/MWh(2015 年全国电网平均排放因子)。

表 10: 吨氨二氧化碳排放强度比较

通过比较,虽然在环保方面与新型煤气化有一定的差距,如一些催化剂和活性炭等固废每年都需要处置,费用也不低,本文并未提及,但常压固定床间歇气化炉在经济性和能耗方面有一定的优势,所以氮肥协会在政策解读时专门提到:常压间歇固定床煤气化目前仍占总产能的 28%,存量产能大多数为“十一五”以来建设或者改造的单套 18 万吨/年及以上合成氨装置,规模较大、装置在寿命期,可以利用,通过实施相应的节能环保改造,将常压间歇式煤气化合成氨装置的清洁生产水平提升到与新型煤气化基本相当,实现环保、节能、可持续发展。

3 煤气化选择建议

以煤为原料生产合成气的煤气化技术有很多,自二十世纪五十年代煤气化技术工业化以来,随着科技的发展,国外很多公司已成功开发了对煤种适应性广、气化效率高、环境污染少、气化压力高、生

产能力大的新一代煤气化工艺。

近年来,我国能源科技创新能力和技术装备自主化水平显著提升,随着先进气化技术的引进,在借鉴和吸收基础上自主创新,开发出了一些具有知识产权的国产先进大型加压气化技术并已实现大型化、产业化、工业化成熟度高,不输于国际先进水平,使得我们在气化技术的选用上,多了很多选择。

同时做好二氧化碳资源化利用。随着新技术的开发,二氧化碳制化学品的新技术会不断涌现,如二氧化碳加氢制甲醇、二氧化碳生产碳酸酯、二氧化碳生产生物基化学品、二氧化碳生产可全降解塑料等。

面对当前产业政策,从行业去产能、两高、双碳、园区、投资、市场等诸多因素,常压固定床间歇煤气化工艺升级改造问题实难抉择!

最后,面对各种气化方法,在选择时根据煤种和产品以经济适用等原则,由设计院进行全流程经济可行性和技术可行性比较,即“原料+气化工艺+净化工艺+产品”,最终比选出最合适的,最有经济效益的气化工艺。本文由于水平与时间有限,不妥之处敬请批评指正。