

发电工程设计项目经理（设总）培训课题

第二部分：专业设计基础知识

第三十一章：IGCC 基础知识

华北电力设计院工程有限公司

2012 年 8 月 北京

编写：聂会建、王旭、冯静、林碧华

校审：孙永斌、聂会建

目录

1 专业概述	1
1.1 IGCC 概念	1
1.2 IGCC 常用专业术语	3
1.2.1 整体煤气化联合循环	3
1.2.2 空分岛	3
1.2.3 气化岛	3
1.2.4 净化岛	5
1.2.5 BOP 系统	6
1.3 IGCC 主要系统	6
1.3.1 煤气化系统	6
1.3.2 煤气净化系统	7
1.3.2.1 粗煤气除尘	7
1.3.2.2 粗煤气中硫化物脱除	7
1.3.3 空分系统	8
1.3.4 燃气循环系统	8
1.3.5 蒸汽循环系统	8
1.4 系统主要指标	9
2、设计范围和主要内容	11
2.1 设计范围	11
2.2 设计内容	11
2.2.1 工艺流程图（PFD）和带主要控制点工艺流程图设计	11
2.2.2 工艺说明书编制	12
2.2.3 物料平衡表编制	12
2.2.4 编制工艺设备表和工艺数据表	12
2.2.5 编制安全备忘录	12
2.2.6 设备布置图设计	12
2.2.7 施工图设计	12

2.2.8 编制技术风险备忘录	12
3、设计接口	13
3.1 院内各专业设计接口	13
3.1.1 与热机专业接口	13
3.1.2 IGCC 工艺与设备专业接口	13
3.2 院外设计接口	13
3.2.1 与工艺包供应商接口	13
3.2.2 与设备制造商接口	15
3.2.3 与建设单位接口	15
4、设计依据的相关规程规定	15
4.1 化工部分相关规程规定	15
4.2 电力部分相关规程规定	16
5 系统拟定原则和典型系统	16
5.1 总的设计原则	16
5.2 气化系统拟定原则	17
5.2.1 固定床、流化床和气流床工艺选择	17
5.2.2 对于氧气气化和空气气化的选择	19
5.2.3 对于干法进料和湿法进料的选择	19
5.2.4 对于全热回收和激冷的选择	19
5.3 净化系统拟定原则	20
5.3.1 除尘工艺	20
5.3.2 除尘工艺选择	20
5.3.3 脱硫工艺	21
5.3.4 脱硫工艺选择	22
5.3.5 硫回收工艺选择	23
5.4 空分系统拟定原则	23
5.4.1 空分装置的工艺选择	23
5.4.2 空分压缩机的驱动方式研究	25
5.5 联合循环系统拟定原则	26

5.5.1 现有市场条件下燃气轮机的选择	26
5.5.2 空分整体化率的选择	26
5.6 典型案例介绍	27
5.6.1 F 级仅发电 IGCC 技术方案.....	27
5.6.2 F 级带供热 IGCC 技术方案.....	29
6.1 总的原则	32
6.2 气化炉系统主要设备型式和选型原则	32
6.2.1 煤制备设备的配置原则.....	32
6.3 空分系统主要设备型式和选型原则	35
6.4 净化系统主要设备型式和选型原则	35
6.5 联合循环系统主要设备型式和选型原则	35
7、安装布置原则及优化布置	35
7.1 总的原则	35
7.2 气化系统布置原则	36
7.3 空分系统布置原则	36
7.4 净化系统布置原则	36
7.5 联合循环系统布置原则	36
7.6 火炬系统布置原则	37
8.1 总平面布置	37
8.2 整体化部分	37
8.3 工艺部分	37
9、控制工程造价措施	37
10、多联产及相关化工基础知识	39
10.1 概念	39
10.2 联产及相关化工典型案例	39
10.2.1 发电甲醇联产案例.....	39
10.2.2 发电制氢制 CO 联产系统.....	45
10.3 重点化工工艺模块	47
10.3.1 CO 变换模块.....	47

10.3.2 低温甲醇洗模块.....	50
10.3.4 甲醇合成模块.....	54
10.3.5 煤制天然气.....	55

1 专业概述

1.1 IGCC 概念

IGCC 是在 20 世纪 70 年代西方国家石油危机时期开始研究的一种洁净煤发电技术，它的技术概念和路线非常清晰，就是使煤（或渣油、石油焦等）在气化炉中气化成为中低热值煤气，然后通过除尘、脱硫等净化工艺，把粗煤气中的灰分、含硫化合物（主要是 H_2S 和 COS ）等有害物质除净，供到燃气-蒸汽联合循环中去燃烧做功，以达到以煤代油（或天然气）的目的，实现煤气化联合循环发电过程。IGCC 系统示意图如图 1.1-1 所示。

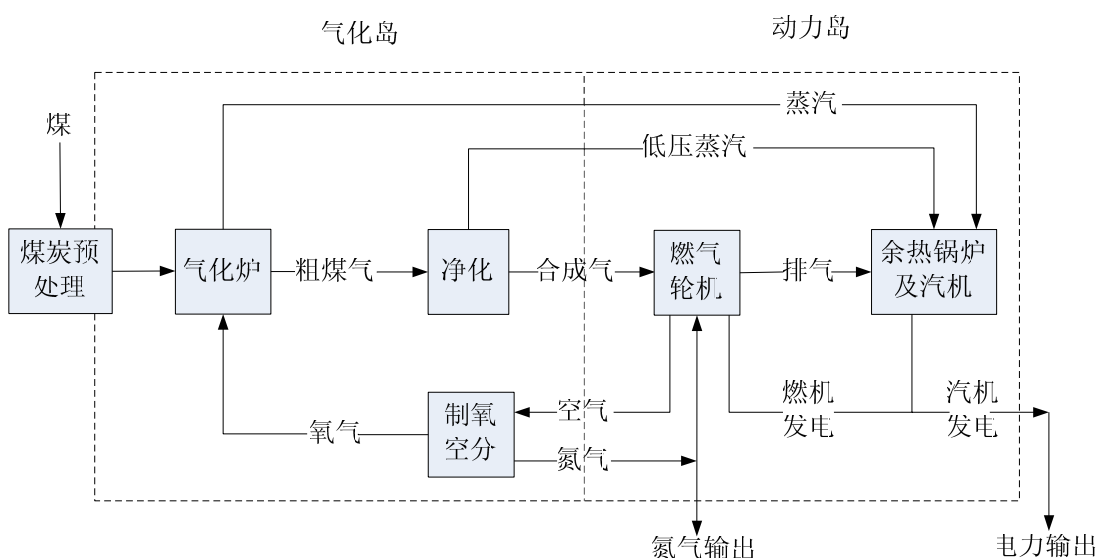


图 1.1-1 典型 IGCC 系统示意图

IGCC 具有高效率、洁净、节水、燃料适应性好、易于实现多联产等优点，并与未来二氧化碳零排放、氢能经济长远可持续发展目标相容，是二十一世纪洁净煤发电技术发展的重要方向之一。

◇ 供电效率高

IGCC 电厂将煤气化和高效的联合循环发电技术有机结合起来，实现了能量的梯级利用，极大的提高了采用燃煤技术的发电效率。目前国际上运行的商业化 IGCC 电站的供电净效率最高已达到 43%，比常规亚临界燃煤电站效率高 5-7 个百分点，与超超临界机组供电效率相当。随着燃气轮机技术的发展，由 G、H 级燃机组成的 IGCC 系统供电效率可以达到 52%。

◇ 环保特性好

IGCC 电厂对合成煤气采用“燃烧前脱出污染物”技术，合成煤气流量小（大约是常规燃煤火电尾部烟气量的 1/10），便于处理。因此 IGCC 系统中脱硫、脱硝和粉尘净化效率较高，大大降低了污染物的排放浓度，其各种污染物排放量都远远低于国内外先进的环保标准，可以与燃烧天然气的联合循环电厂相媲美。

常规燃煤电厂脱硫主要采用尾部脱硫的方法，对燃烧以后的大量烟气进行处理，脱硫效率可达 95%，脱硫的副产品是石膏。IGCC 电厂一般采用 MDEA 等脱硫方式，其脱硫效率可达 99%， SO_2 排放浓度约 $45\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，并可回收单质硫，使资源更充分利用。 SO_2 的排放指标主要取决于环保要求，采用其他的化学脱硫工艺，如低温甲醇洗工艺，可以进一步降低 SO_2 的排放，可达 0.1ppm。

常规燃煤电厂的脱硝主要采用尾部脱硝的方法，采用 SCR 的方法对燃烧后的大量烟气进行处理。IGCC 的脱硝主要采用控制燃机燃烧的方法，采用预混燃料、回注氮气、喷注蒸汽（或水）的方法，有效的降低了燃烧过程中 NO_x 的生成量，不采用后脱除的条件下就可以将 NO_x 的排放量控制在 $130\text{ mg}/\text{Nm}^3$ （ $\alpha=1.4$ ）以内。

IGCC 除尘同样主要针对合成气进行，采用陶瓷/金属过滤和湿法除尘，粉尘排放约为 $1\text{ mg}/\text{Nm}^3$ 。

同时 IGCC 具有实现 CO_2 零排放的技术潜力。在 IGCC 系统中可以对 CO 进行变换生成 H_2 和 CO_2 ， H_2 可以作为最洁净的燃料（如燃料电池）使用， CO_2 可以进行分离、脱除、填埋回注、油田助采等，以实现零排放。

IGCC 与常规燃煤电站相比，脱除重金属 Hg 的潜力大。常规燃煤电站一般脱除 Hg 的能力为 50-70%，IGCC 电厂脱除 Hg 的能力可达 90%。

✧ 燃料适应性好

IGCC 电厂的煤种适应性非常广泛，可以通过合理的选择气化炉型和气化工艺，燃用各种品位的煤种。贫煤、褐煤、烟煤、高硫煤、炼油渣等。但已经设计完成的气化炉对燃料有一定的选择性。为了保护环境，目前我国限制高硫煤的开采，硫含量高于 3% 的煤矿都属于禁采的范围，硫含量高于 1.5% 的煤矿必须配套洗煤厂。采用 IGCC 发电技术，可以燃用我国储量丰富、限制开采的高硫煤，燃料成本可大大降低。

✧ 节水

由于 IGCC 机组中蒸汽底循环部分占总发电量的 1/3 左右，使得 IGCC 机组比常规火电机组的耗水量大大降低。一般来说，耗水量约为同容量同种冷却方式的燃煤机组

的 $1/2 \sim 2/3$ 左右。这对于缺水的我国很有利，特别适宜于在缺水的矿区建设矿口电站。

✧ 具有实现多联产和资源综合利用的前景

IGCC 项目可以拓展为供电、供热、供煤气和提供化工原料的多联产生产方式。IGCC 项目本身就是煤化工和发电的结合体，通过煤的气化，使煤得以充分综合利用，实现电、热、液体燃料、城市煤气、化工品等多联产，从而使 IGCC 项目具有延伸产业链、发展循环经济的技术优势。

1.2 IGCC 常用专业术语

1.2.1 整体煤气化联合循环

整体煤气化联合循环：是将煤炭、石油焦、生物质等燃料气化，生成的合成气经除尘、脱硫净化后变为洁净的合成气，再送往联合循环装置发电的技术。主要包含空分、气化、净化以及联合循环发电等系统。空分系统和联合循环发电系统存在压缩空气和氮气的整合，全厂存在蒸汽整合。

1.2.2 空分岛

- ✧ 空分岛：主要进行空气压缩、预冷、净化、分离以及产品输送，为气化炉提供高纯度氧气并为气化系统和发电系统提供氮气。包含的主要设备有：空气压缩机、空气增压机、氧气压缩机（或液氧泵）、氮气压缩机（或液氮泵）、过滤器、分子筛、空冷塔、水冷塔、冷箱等。
- ✧ 空分整体化度：指燃气轮机抽空气量占空气分离装置所需空气量的比例，又称为“空分整体化率”，通常以 X_{as} 表示。
- ✧ 独立空分：空气分离装置所需全部压缩空气均由专门配备的压缩机提供，即 $X_{as}=0$ 。
- ✧ 部分整体化空分：空气分离装置所需压缩空气一部分由专门配备的压缩机提供、剩余所需压缩空气由燃气轮机抽空气提供，即 X_{as} 介于 0 和 1 之间。
- ✧ 完全整体化空分：空气分离装置所需的全部压缩空气均由燃气轮机抽空气提供，即 $X_{as}=1$ 。
- ✧ 氮气回注系数：氮气回注的量与空气分离装置产生的氮气量的比值，通常以 X_{gn} 表示。

1.2.3 气化岛

- ✧ 气化岛：主要进行煤、石油焦、生物质等固体燃料的制备和气化，并对气化产生的合成气进行冷却和除尘。包含的主要系统有：原料制备及进料系统、气化及合成气冷却系统以及合成气除尘系统等。
- ✧ 干法进料：原料以干燥固体粉料或块料注入气化炉的进料方式。
- ✧ 水煤浆进料：以水煤浆形式将煤注入气化炉的进料方式。
- ✧ 气化：含碳氢物质部分氧化转换为合成气的过程。
- ✧ 比煤耗：煤气化过程中耗干煤量与有效气产量比值。
- ✧ 比氧耗：煤气化过程中耗氧量与有效气产量比值。
- ✧ 氧煤比：煤气化过程中耗氧量与耗煤量比值。
- ✧ 碳转化率：气化过程中参与反应的总碳量占入炉原料中碳量的百分比。
- ✧ 冷煤气效率：气化生成的合成气的化学能与气化用煤的化学能的比值。
- ✧ 热煤气效率：气化生成合成气的化学能与气化炉和热合成气显热利用系统中回收热量的和与气化用煤的化学能的比值。
- ✧ 灰含碳量：原料经气化后残留在灰中未气化碳含量的百分比。
- ✧ 渣含碳量：原料经气化后残留在渣中未气化碳含量的百分比。
- ✧ 固定床气化：原料和气化剂逆向流动，原料和灰自上而下缓慢通过床层，与自下而上通过床层的气化剂发生的气化过程，又称“移动床气化”。
- ✧ 流化床气化：在适当的给料粒度和气速下，气化剂使床层中的固体颗粒处于流化态，气固两相充分混合接触，在部分燃烧产生的高温下发生的气化过程，又称“沸腾床气化”。
- ✧ 气流床气化：适当粒度的原料与气化剂并流注入气化炉，在高温下短时间内接触发生反应的气化过程，又称“喷流床气化”。
- ✧ 干法气化：原料以干燥固体粉料或块料形式注入气化炉与气化剂反应的过程。
- ✧ 湿法气化：原料以浆体形式注入气化炉与气化剂反应的过程。
- ✧
- ✧ 氧气气化：以相对较纯的氧（通常体积纯度在 85%以上）作为气化剂的气化反应。
- ✧ 空气气化：以空气作为气化剂的气化反应。

- ✧ 合成气冷却器：用以将合成气中的热能通过辐射和（或）对流传递给其他有用介质（如蒸汽）的换热器，又称“废热锅炉”。
- ✧ 辐射式合成气冷却器：蒸发受热面的吸热主要靠高温合成气辐射传热的合成气冷却器。
- ✧ 对流式合成气冷却器：蒸发受热面的吸热主要靠对流传热的合成气冷却器。
- ✧ 废热锅炉：用以降低粗合成气的温度并回收粗合成气的一部分热能的换热器。

1.2.4 净化岛

- ✧ 合成气净化系统：用以除去合成气中的粉尘颗粒和有害物质（碱金属 Na+K 化合物、 $\text{HCl}+\text{HF}$ 等卤化物、 NH_3+HCN 等氮化物以及 $\text{H}_2\text{S}+\text{COS}$ 等硫化物，对 CO_2 排放有要求的，也包含除去 CO_2 ）的系统，包括除尘、脱硫以及二氧化碳脱除部分。
- ✧ 合成气除尘：从合成气中除去固体颗粒物的过程。
- ✧ 旋风分离器：是一种利用离心力达到分离固-气体或液-气体的静态设备。可用于高温合成气除尘。
- ✧ 陶瓷过滤器：利用微孔陶瓷材料制成的元件进行表面吸附过滤和深层过滤相结合的过滤方式除去合成气中的固体颗粒物的设备。
- ✧ 金属过滤器：利用金属多孔材料制成的元件进行过滤除去合成气中的固体颗粒物的设备。
- ✧ 合成气洗涤塔：用于合成气洗涤除尘的塔器设备。
- ✧ 酸性气体脱除：从合成气中脱除一种或多种酸性气体的过程。
- ✧ 脱硫岛：主要对合成气中的硫化物进行脱除。包含的主要系统有：脱硫系统、硫回收系统以及尾气处理系统等。
- ✧ 合成气脱硫系统：脱除合成气中的 H_2S 等硫化物，使合成气中的含硫量达到燃气轮机的入口燃料要求或燃烧后达到排放要求。
- ✧ HCN/COS 水解：合成气中的氢氰酸、羰基硫在催化剂作用下，转化为易于脱除的氨和硫化氢的过程，又称“ COS 水解”。
- ✧ 硫回收：将酸性气体中的含硫化合物转变成单质硫或硫酸并进行回收的过程。
- ✧ 硫回收装置：把从合成气中脱除出来的硫化物制成单质硫或硫酸的装置。

✧ 克劳斯法硫回收：含有硫化氢的酸性气体在克劳斯炉内燃烧，使部分硫化氢氧化为二氧化硫，二氧化硫再与剩余的未反应的硫化氢在催化剂上反应生成硫磺的工艺过程。

✧ 湿法制硫酸：含硫化氢的酸性气燃烧生成二氧化硫，二氧化硫含湿气体经冷却进入二氧化硫转化器生成三氧化硫，三氧化硫与携带的水蒸气进入冷凝器直接冷凝成酸。

✧ 尾气处理：将硫回收中残留的微量一氧化碳和硫化氢等的尾气进一步处理的过程。

✧ 斯科特法尾气处理工艺：尾气中的硫化物加氢反应后生成硫化氢，再进行液相吸收或固相反应。

✧ 氮气稀释：将氮气与燃机入口的燃料混合，稀释燃料，以控制燃机出口的 NO_x 排放，并增大燃机出力。

✧ 合成气饱和：为降低合成气燃烧过程中氮氧化物排放浓度，使燃气轮机入口合成气中水蒸汽达到饱和状态的过程。

1.2.5 BOP 系统

✧ 火炬系统：设置专用的火炬来燃烧紧急情况下排放的合成气，以及电厂在启动和停机的短暂期间产生的合成气，起到安全泄放的作用。

✧ 气提塔：用于酸浆/水气体，除去其中的 H_2S 、 CO_2 、 NH_3 、 HCN 等物质。

1.3 IGCC 主要系统

典型IGCC系统的一般性流程与构成，如图1.1-1 所示。由图可见，IGCC 主要包括五个子系统：煤气化系统、煤气净化系统、空分系统、燃气循环系统以及蒸汽循环系统。

1.3.1 煤气化系统

煤气化技术的选择在很大程度上决定了整个IGCC工艺系统的效率和发电成本，以及系统的稳定性和可靠性等。

煤气化系统是将煤与从空分来的氧气混合，进行不完全燃烧，产生以 CO 和 H_2 为主要成分的合成气，此股合成气为粗合成气。根据煤气化所采用的气化工艺不同，分为固定床、流化床和喷流床技术。根据气化过程热回收方式不同，分为激冷和全热回收气化工艺。气化工艺往往根据煤种情况、煤气加工产品及用途、后续配套技术的配置加以选择。

1.3.2 煤气净化系统

煤气净化系统主要完成两项工作，一项工作是脱除气化炉来合成气中的灰尘，另外一项工作是脱除合成器中的酸性物质（主要是 H_2S 、 COS ）。

1.3.2.1 粗煤气除尘

从气化炉出来的粗煤气中总是含有一定数量的粉尘，它的含尘量则因气化炉类型的不同和原煤含灰量不同而有很大差别。一般要求洁净煤气中含尘浓度降至 $1\sim 2\text{mg}/\text{Nm}^3$ 左右。

除尘工艺分为常温除尘和高温除尘两大类。通常对于 IGCC，在干法工艺中，粗合成气首先经过旋风分离器或陶瓷过滤器进行初次除尘，把大部分含有未燃完炭质的粗颗粒飞灰分离出来，再循环回气化炉中去参与气化过程，以提高气化炉中的碳转化率。随后，初步净化的合成气经过湿式除尘器—文丘里管除尘器，把细颗粒的飞尘除净。

在湿法工艺中，当合成气中含尘量较低或气量不大时，一般也可以不加旋风分离器。

1.3.2.2 粗煤气中硫化物脱除

合成气脱硫分为常温、高温脱硫，高温脱硫目前还没有商业应用，IGCC 工艺主要采用常温脱硫工艺。

常温脱硫方法可分为两类：一类是干法脱硫，一类是湿法脱硫。干法脱硫一般用于小型精脱硫。IGCC 常规使用湿法脱硫。从除尘洗涤塔来的合成气经过 COS 水解，将 COS 转换为可被脱硫溶液吸收的 H_2S ，然后经过降温进入脱硫塔，脱硫后的净合成气进入后序工艺。脱硫塔底来富含 H_2S 的溶液进入再生塔，将 H_2S 再生，贫溶液返回到脱硫塔，富含 H_2S 的气体则进入硫回收系统。

硫回收系统根据酸性气体的成分不同，可以采用 Locat、Claus 等工艺进行处理。

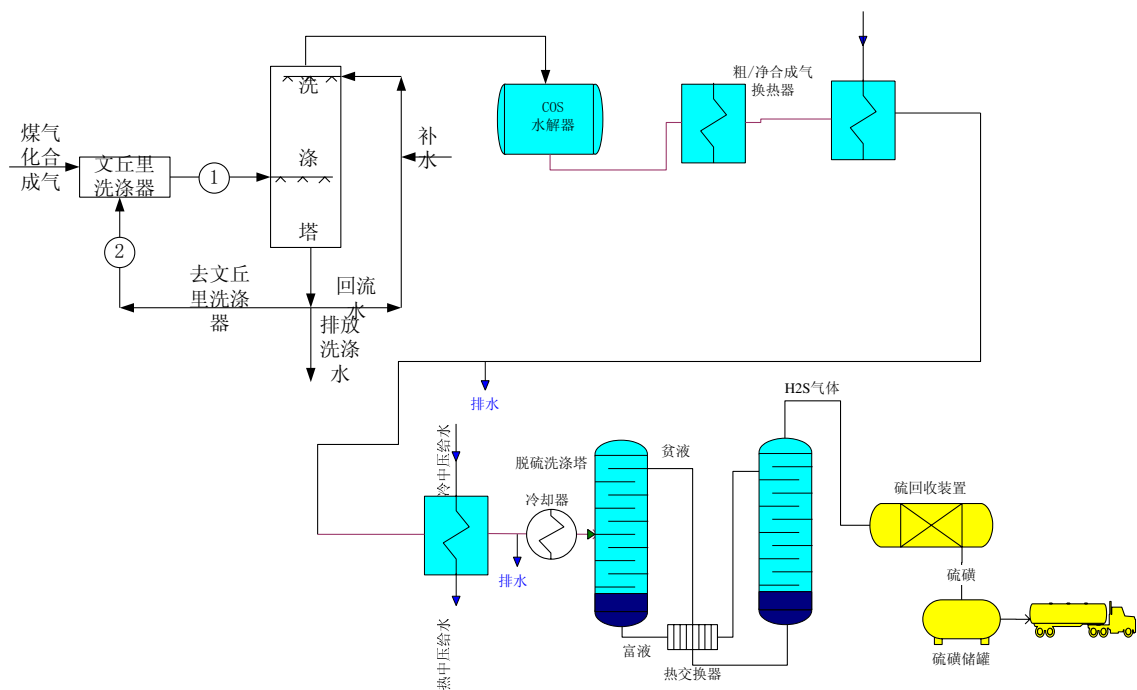


图 1.3-1 典型净化系统示意图

1.3.3 空分系统

空分系统为气化单元提供合适浓度的氧气。对于大型 IGCC 项目，常采用的是空气低温分离的工艺。低温分离是利用空气中氧、氮等组分的沸点差，采用精馏的方法使空气分离获得氧气。不同压力下的氧、氮气液平衡图显示，当压力越低时，气液相浓度差越大，也即氧氮分离越容易，因此在低压下分离空气比较有利。目前煤化工等工业界也普遍使用全低压空气分离装置。

通常的低温空气分离包括压缩、净化、深冷和精馏几部分。

1.3.4 燃气循环系统

燃气轮机是IGCC的关键设备之一，从净化单元流出的净煤气将被送入燃气轮机燃烧室燃烧产生高温燃气推动燃气轮机做功。迄今，IGCC 中应用的燃气轮机多不是专门为IGCC设计的，通常是沿用常规的发电用途的燃气轮机，经一些改造（如改造燃烧系统以适应燃用中低热值的合成煤气情况，调整透平和压气机工质流量匹配问题等）。从图1.1-1中可见，空分系统有时可能从燃气轮机压气机出口抽取一部分高压空气，而空分产生的氮气又常回注到燃烧室或与洁净煤气掺混后回注到燃烧室。这些物流的存在，形成了以Brayton循环为核心的空气、燃气、氧气和氮气的能量转换利用系统，即燃气循环系统，它以燃气轮机为核心，并涉及煤气化、净化系统及空分系统等。

1.3.5 蒸汽循环系统

燃气轮机排气进入余热锅炉（HRSG）并产生蒸汽推动汽轮机做功。与常规联合循环不同，IGCC中的HRSG不仅用来回收燃气轮机排气热能，同时也用于回收其它系统的热能（如煤气净化系统及空分系统的冷却排热等），以产生过热蒸汽驱动汽轮机做功，另外还提供煤气饱和器和氮气饱和器等所需的蒸汽或热水。而IGCC 中的汽轮机与常规联合循环中的汽轮机比较类似，如多不采用抽汽回热，变负荷时采用滑压参数运行方式，汽轮机不装调节级，低压区段的叶片相对较长等。可见，IGCC的蒸汽子系统是以余热锅炉（HRSG）与汽轮机（ST）为核心的物质、能量转换利用系统，它包括联合循环的蒸汽系统和煤气化、煤气净化与处理过程中涉及的蒸汽系统等组成的综合系统。

综上所述，IGCC 系统的各个子系统之间具有各种紧密的物质和能量联系，形成了一个整体化的物质能量转换利用系统，这成为IGCC 系统具有优良的综合性能的一个重要原因。

1.4 系统主要指标

评价IGCC全厂性能优劣的技术指标有很多，如寿命、占地面积、制造成本、动态特性以及热力性能等。这里主要从热力循环角度介绍反映IGCC电厂热力性能的指标。

（1）全厂性能

- 电厂发电功率 —— IGCC电厂发电机输出端的出力和。
- 电厂供电功率 —— 电厂发电功率扣除全厂厂用负荷后的IGCC电厂出力。
- 电厂发电效率—— IGCC电厂发电机输出端的出力和与IGCC电厂所有燃料化学能和其他能量流输入热能之和的百分比。
- 电厂供电效率—— 扣除全厂厂用负荷后的IGCC电厂出力与IGCC电厂所有燃料化学能和其他能量流输入热能之和的百分比。
- 厂用电量 —— 电厂内部自己消耗的电量；
- 厂用电率 —— 厂用电量占全厂发电量的比例；
- 电厂发电热耗率—— IGCC电厂所有燃料化学能和其他能量流输入热能之和与IGCC电厂发电机输出端的出力和之比。
- 电厂供电热耗率—— IGCC电厂所有燃料化学能和其他能量流输入热能之和与扣除全厂厂用负荷后的IGCC电厂出力之比。

（2）气化系统

- 气化炉出力——以日处理煤量（t/d）或者小时产有效合成气气量表示（Nm³/h）

- 冷煤气效率—— 气化生成的合成气的化学能与气化用煤的化学能的比值。
- 热煤气效率—— 气化生成合成气的化学能与气化炉和热合成气显热利用系统中回收热量的和与气化用煤的化学能的比值。

- 碳转化率 —— 气化过程中参与反应的总碳量占入炉原料中碳量的百分比。
- 比氧耗 —— 煤气化过程中耗氧量与有效气产量比值。单位为 $\text{Nm}^3\text{O}_2/1000\text{Nm}^3 (\text{CO}+\text{H}_2+\text{CH}_4)$ ；

- 比煤耗 —— 煤气化过程中耗干煤量与有效气产量比值，单位为 $\text{kg干煤}/1000\text{Nm}^3 (\text{CO}+\text{H}_2+\text{CH}_4)$

- 氧煤比 —— 煤气化过程中耗氧量与耗煤量比值。

(3) 净化系统

- 除尘效率 —— 单位时间内捕集的粉尘的量与单位时间内气体带入除尘器粉尘的量的比值；
- 脱硫效率 —— 粗合成气与净合成气中的含硫量差与粗合成气中含硫量的比值。

- 碱金属脱除率—— 同上定义；

- 卤化物脱除率—— 同上定义。

(4) 空分系统

- 空分整体化率—— 指燃气轮机抽空气量占空气分离装置所需空气量的比例，又称为“空分整体化度”或“空分整体化率”。

- 氮气回注系数—— 氮气回注的量与空气分离装置产生的氮气量的比值。

- 氧浓度—— 空分氧产品中所含氧气的体积百分比。

- 单位能耗—— 空分装置生产单位产品所消耗的能量。

(5) 燃气循环系统

- 燃机输出功率—— 燃机输出轴功率；

- 注蒸汽（或水）比 —— 燃合成气燃机为了控制 NO_x 的生成，经常会采用回注蒸汽或水的措施。注蒸汽（或水）比是指回注的燃烧室的蒸汽（或水）量与燃机燃料消耗量的质量比；

- 燃机热效率 —— 燃机输出功率与所输入的燃料能量之比；

- 燃机热耗率 —— 单位输出功率所消耗的热量， kJ/kWh 。

(6) 汽机循环系统

- 汽机输出功率——汽机轴端的输出功率；
- 相对内效率——有效焓降与理想焓降的比值；
- 汽机热耗率——单位输出功率所消耗的热量，kJ/kWh。

2、设计范围和主要内容

2.1 设计范围

IGCC是集成了化工工艺和热动力循环的复杂系统，其设计范围包括项目产品所需要的化工、电力厂区内全部工艺系统、建构筑物设计及投资估算和经济效益评价，以及厂区内设备的总平面布置、设备之间的管道连接设计和全厂BOP部分的设计，具体包括以下内容：

- 煤气化、净化系统；
- 空分系统；
- 全厂压缩空气系统；
- 厂内总平面布置；
- 建厂条件（煤、水、地址、气象等）；
- 全厂循环冷却水系统；
- 全厂化学水处理系统；
- 启动锅炉系统；
- 联合循环发电系统；
- 冷却系统；
- 全厂供电系统；
- 全厂土建结构；
- 各系统电气部分；
- 全厂控制系统等

如项目中包含化工多联产和供热设计，具体的设计范围还包括供热系统设计和化工产品生产系统、控制系统设计。

设计还应包括全厂的投资估算汇总以及全厂经济效益分析。

2.2 设计内容

2.2.1 工艺流程图（PFD）和带主要控制点工艺流程图设计

工艺流程图是表示有关工艺过程中主要物流和主要设备的资料，图中要表明设备位号和名称、物料点编号、主要物流点工艺参数（温度、压力、流量等）以及热负荷等过程参数。

带主要控制点工艺流程图是基础设计和初步设计阶段的重要技术文件，是在工艺流程图基础上再添加主要控制回路的控制项目、控制方式、指示、记录与集中程度等内容而形成的流程图。

2.2.2 工艺说明书编制

工艺说明书是说明工艺原理、工艺流程、主要设备的作用及特点、工艺过程特点（如技术和经济上优点）、主要操作指标的资料，也叙述装置的规模、原料、产品的规格、质量等内容。

2.2.3 物料平衡表编制

物料平衡表附属于工艺流程图，它表明了工艺过程逐点的物料平衡、物流状态和有关物性数据等。

2.2.4 编制工艺设备表和工艺数据表

工艺设备表作为编制工程概算用，工艺数据表作为设计和采购的依据。

2.2.5 编制安全备忘录

说明工艺过程的物料特性，如燃烧、爆炸危险性、毒性、强腐蚀性等。列出可能泄漏危险物料的设备名称和位号，并对安全与卫生防护措施和技术提出建议和要求。

2.2.6 设备布置图设计

以文字和图纸的方式提供，标明主要工艺设备（设备名称、位号等）的相对位置关系。

2.2.7 施工图设计

在详细设计阶段，进一步检查和落实建厂的基础数据和资料，进行必要的物料平衡和热平衡核算，按照全厂工艺要求，绘制设备安装图和管道安装图。

2.2.8 编制技术风险备忘录

分析所采用技术（或专利）的合理性和可靠性，对可能导致设计性能保证指标或原材料及公用工程消耗指标产生不利影响的各种原因进行分析和概述，详细说明可能存在的技术问题及预计的后果。

3、设计接口

专业接口分为院内设计专业间接口和院外接口两部分。

3.1 院内各专业设计接口

IGCC 部主要与热机（包含除灰）、输煤、水工工艺、电气、化学、环保、暖通、技经、总图、土建结构、土建建筑、暖通、热控、二次、水工结构、施工组织等专业有接口。而在 IGCC 部内部，存在 IGCC 工艺专业和 IGCC 设备专业接口。与大部分专业间的接口可以参照院内“勘测设计管理作业文件”中的《电力勘测设计专业分工规定》热机与其他专业的分工，对于与个别专业的分工，如下：

3.1.1 与热机专业接口

在初可、可研阶段，热机主要负责除灰渣系统部分的工作内容。在初设和施工图阶段，热机专业负责启动锅炉、油区、压缩空气站和除灰渣系统的设计工作外，还负责燃气轮机、余热锅炉到蒸汽轮机的动力岛的设计。

3.1.2 IGCC 工艺与设备专业接口

在初可和可研阶段，设备专业负责设备布置。

在初步设计和施工图阶段，工艺专业需要提设备数据表、管道相关参数给设备专业，设备专业要完成设备、管道布置和设备的设计。与总图的配合由设备专业完成。

3.2 院外设计接口

3.2.1 与工艺包供应商接口

根据每个工程的具体情况，需要工艺包供应商提供的内容深度不同。如果工艺包供应商仅能提供工艺包，则其深度仅需满足工艺包深度要求。有些工艺包供应商除提供工艺包外，还提供基础工程设计和详细工程设计，则提供的内容深度要满足相应设计阶段的深度要求，其内容主要包括以下几部分：

（1）工艺技术方案说明

应从气化所使用的原料、气化操作压力、气化炉的选择和操作负荷等方面详细说明煤气化单元工艺技术方案，并详细说明各单元工序的技术特点。

（2）工艺流程说明

工艺流程说明应按流程顺序详细说明化学原理、生产过程和操作条件。

（3）工艺流程图（PFD）

工艺流程图应示出所有工艺物流和工艺设备以及主要仪表控制点，并给出这些工艺物流的流量、温度、压力和组份以及其他相关数据。

(4) 管道和仪表流程图

应提供煤气化装置典型管道和仪表流程图。

(5) 设备一览表

应列出每台设备的位号、名称、数量、尺寸和能力、制造材料、电机功率和大约重量。

(6) 管道材料选择说明

应列出主要工艺物流所用的管道材料。

(7) 仪表一览表

仪表一览表应列出仪表的名称、数量、类型和主要材料。还应列出 DCS 控制回路数及输入/输出点数、PLC 输入/输出点数、联锁/报警输入/输出点数。

(8) 气化炉控制策略和逻辑，定值、保护和连锁条件等

(9) 原料、辅助材料、化学品和公用工程的规格和消耗量

应列出原料（包括氧气）、辅助材料、化学品和公用工程等规格、小时用量。

(10) 产品规格和产量

应列出产品有效气体的规格、小时产量。

(11) 单元排放物

应列出气体、液体、固体各种排放物的排放位置及其成份、温度、压力和流量，并指出处理的措施。

(12) 设备布置图

应提供初步的设备平面布置图和立面布置图。

(13) 性能保证

应提出单元的生产能力、产品规格、原料消耗、辅助材料消耗、化学品消耗、公用工程消耗、三废排放物组成和数量的保证值。

(14) 工程设计中应用的标准和规范的名称和数量。

(15) 其它技术文件。

3.2.2 与设备制造商接口

与设备厂家的设计接口主要是设备材料招标书/技术规范书、技术协议、会议纪要、往来传真文件、图纸资料等内容。

3.2.3 与建设单位接口

1) 对建设单位提供的电厂周边环境及产品市场信息进行分析，确定系统设计原则；

2) 征求业主方对技术方案的要求，并提出合理建议。

4、设计依据的相关规程规定

4.1 化工部分相关规程规定

《石油化工企业设计防火规范》GB50160-2008

《建筑设计防火规范》GB50016-2006

《工艺系统设计管理规定》HG20557-93

《工艺系统设计文件内容的规定》HG20558-93

《管道仪表流程图设计规定》HG20559-93

《化工企业安全卫生设计规定》HG20571-95

《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》HG/T20519-2009

《化工装置设备布置设计规定》HG/T20546-2009

《过程检测和控制用文字代号和图形符号》HG20505-2000

《化工管道设计规范》HG20695-1987

《工业企业设计卫生标准》GBZ1-2002

《工业设备及管道绝热工程施工及验收规范》GBJ126-89

《职业性接触毒物危害程度分级》GB5044-85

《量和单位》GB3100~3102-93

《化工建设项目环境保护设计规定》HG20667-2005

《化工建设项目噪声控制设计规定》HG20503-92

《工业金属管道设计规范》GB50316-2000

《设备及管道保温设计导则》GB/T8175-87

《工业设备及管道绝热工程设计规范》GB50264-97

《化工设备管道外防腐设计规定》HG/T20679-1990

《化工工艺设计施工图内容和深度统一规定》HG/T20519-2009
《化工蒸汽凝水系统设计技术规定》HG/T20591-97
《化工装置管道机械设计规定》HG/T20645-1998
《化工装置管道材料设计规定》HG/T20646-1999
《钢制管法兰、垫片、紧固件》HG20592-20614-97（欧洲体系）
《石油化工装置工艺管道安装设计手册》
《管架标准图》HG21629-1999
《变力弹簧支吊架》HG/T20644-1998
《工业金属管道工程施工及验收规范》GB50235-97
《现场设备、工业管道焊接工程施工及验收规范》GB50236-97
《工业设备、管道绝热质量检验评定标准》GB50185-92
《工业设备、管道防腐工程施工及验收规范》HGJ229-91
《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》GB50058-92
《石油化工工艺装置布置设计通则》SH3011-2000
《化工装置设备布置设计规定》HG20546-92
《氧气站设计规范》GB50030-91
《石油化工企业环境保护设计规范》SH3024-1995
《石油化工企业职业安全卫生设计规范》SH3047-1993
《大气污染物综合排放标准》GB16297-1996

4.2 电力部分相关规程规定

《燃气—蒸汽联合循环电厂设计规定》DL/T5174-2003
《火电厂大气污染物排放标准》GB13223-2003
《火力发电厂设计技术规程》DL5000-2000
《火力发电厂初步设计文件内容深度规定》DL/T 5427-2009
《火电工程限额设计参考造价指标》

5 系统拟定原则和典型系统

本节介绍系统的拟定原则，包括各单元工艺技术的选择确定，并给出一个 400MW 级纯发电 IGCC 系统的典型装机方案和一个 400MW 级带供热 IGCC 系统的典型装机方案。

5.1 总的设计原则

IGCC 电厂机炉匹配原则决定了全厂主要设备的容量选择。供电为主要产品的 IGCC 电厂，以燃机为主导进行全厂的机炉容量匹配。

以燃机年均工况的燃气量为基础，设计气化炉的容量，依据燃机冬季出力工况或对冬季出力工况进行校核。以燃机为主导确定了气化炉合成气产量后，再以此气量进行脱硫及硫回收容量配置。脱硫及硫回收装置按气化炉额定合成气产量再适当考虑煤种变化进行设计，以涵盖合成气量变化、煤种含硫量等成分的变化。空分装置的容量应与气化炉的出力相匹配。

5.2 气化系统拟定原则

煤气化技术的选择在很大程度上决定了整个 IGCC 工艺系统的效率和发电成本，以及系统的稳定性可靠性等，因此气化工艺的选择至关重要。

煤气化工艺根据物料的运动方式划分，可分为固定床、流化床和喷流床；按气化剂的形式划分，可分为氧气气化和空气气化；按进料方式划分，可分为湿法和干法进料。

5.2.1 固定床、流化床和气流床工艺选择

(1) 固定床

固定床一般以块煤或煤焦为原料，以空气、蒸汽、氧为气化剂进行气化。先进的固定床气化工工艺以鲁奇移动床加压气化为代表，其主要优点包括：可以使用劣质煤气化；加压气化生产能力高；煤气热值高、碳转化率高、冷煤气效率高、氧耗量低，是目前三类气化方法中氧耗量最低的方法。

固定床气化工工艺的缺点是原料受限制，只能用块煤及不粘硬质煤；出炉煤气中含焦油、酚等，污水处理和煤气净化工艺复杂、流程长、设备多、炉渣含碳量高（5%左右）。而且目前设备容量小，其最新Mark-V型的炉径为5m，每台产气量可达100000m³/h。

(2) 流化床

流化床气化以空气或氧气或富氧和蒸汽为气化剂，在适当的煤粒度和气速下，使床层中粉煤沸腾，气固两相充分混合接触，在部分燃烧产生的高温下进行煤的气化。

流化床气化工工艺的优点是技术反应动力学条件好，气化强度较大，煤气出口温度低，材料容易选择。煤气中的焦油和酚类含量少，净化系统较固定床简单，污染少；可以进行床内脱硫。环保性能好，总的造价较低。

其缺点是在流化状态下，渣与料层的碳粒分离很困难，造成灰、渣的含碳量较高，同时，由于大量灰及部分碳粒被煤气夹带离开气化炉，热损大。另外其对原料煤的粘结性以及水分要求高。其气化强度受煤灰熔点限制。且目前的容量较小，运行可靠性和经验还有待于进一步提高和积累。

(3) 气流床

气流床气化工工艺粉煤进料，以氧气、水蒸气或空气为气化剂，在高温高压条件下进行气化反应。

气化工工艺的的优点包括：煤种适应范围较宽（水煤浆气化炉不适合褐煤、无烟煤）、工艺灵活、合成气质量高，产品气可适用于化工合成、制氢和联合循环发电等。气化压力高、生产能力高、三废处理方便。

该工艺缺点是，高温气化为使灰渣易于排出，要求所用煤灰熔点低（小于1300℃），含灰量低（低于25%），否则需加入助熔剂（CaO或Fe₂O₃）并增加运行成本。此外，气化炉耐火材料和喷嘴均在高温下工作，寿命短、价格昂贵、投资高、氧耗高。

原则上，固定床、流化床、气流床三种气化技术在 IGCC 电站系统中都能找到其适用的容量和场合。但是从大型 IGCC 对气化工工艺的要求即单炉容量，技术的成熟程度，运行可靠性，供电效率，变负荷能力，排放“三废”少和易于废物易于处理的气化技术主要方面来评价，固定床和流化床气化技术尚不适合我国 200-400MW 等级 IGCC 示范项目的需要。气流床气化工工艺相对成熟，单炉容量大，大容量运行经验较丰富，有较好的煤种适应性、变负荷能力强、碳转化率较高，适宜于较大容量的 IGCC 发电工程。

根据不同煤质，选择不同气化工工艺，具体的原则可以参考如下：

表 5.2-1 气化工工艺选择原则

气化工技术选择	固定床	流化床	常压气流床	干法加压气化	湿法气化
灰量	<30%		<20%	<20%	<13%
挥发分	≤10%	活性高的褐煤、长焰煤和弱黏烟煤	>20%	>20%	>20%
水分	<6%	<5%	褐煤：6~10% 烟煤：1~6%	褐煤：6~10% 其他：1~6%	<8%

灰熔点	>1250℃	>1250℃	<1350℃	<1350℃ (否则加助熔剂)	<1300℃ (否则加助熔剂)
固定碳	>65%	—	—	—	—
硫分	<2.0%		<1%	<2%	<5%
粒度	<100mm	<10mm	褐煤: >70% 烟煤: >85%	>90mm	

5.2.2 对于氧气气化和空气气化的选择

对于已有的 IGCC，目前主要为氧气气化，但是日本也已经建设了空气气化的示范电站。

氧气气化的优点是气化强度高，气化炉体积小，产生的合成气热值高。但需要配置复杂的空分系统，空分的电功率高，导致全厂厂用电率高；空气气化气化强度低于氧气气化，相同产气量情况下，其气化炉的体积要大很多，产生的合成气热值低；但其可以省去空分系统，厂用电率低。

有研究表明：空气气化炉的投资省，效率高，对于 IGCC 发电来说，具有较强的竞争潜力。目前，空气气化容量最大可达 1700t/d。

5.2.3 对于干法进料和湿法进料的选择

干法进料的优点是气化效率高，反映在冷煤气效率比湿法高；对煤种的适应性更广泛，其几乎能适应从无烟煤到褐煤各种煤；氧耗低，从而可以降低空分投资；炉内没有耐火砖，维护容易；其缺点在于：煤粉输送难度大，气化压力升高受限于粉煤输送系统；粉煤输送系统投资高，能耗高；操作安全性比湿法差。

湿法进料的优点是输送系统可以满足气化炉压力的升高，其输送安全性好，输送系统投资低，其缺点是耐火砖使用寿命短，难于维护，煤种适应性相对较差，炉内热损失大。

对于干法进料和湿法进料的选择，主要是根据煤质的性质，如成浆性、灰分、水分、灰熔点等决定。

5.2.4 对于全热回收和激冷的选择

全热回收气化工艺能够回收一部分合成气显热，副产蒸汽，从而提高 IGCC 的热效率；但是会使气化炉结构变复杂，增加废热锅炉，从而增加投资。

激冷气化工艺损失合成气的显热，IGCC 热效率低；但是其设备结构简单，投资低。

对于激冷和全热回收选择，主要决定于经济性。对 IGCC 而言，发电成本不单单和投资相关，还和煤价以及年利用小时数挂钩。因此，在选择全热回收和激冷时，需要综合考虑初投资、煤价及年利用小时数以及运行成本。

5.3 净化系统拟定原则

5.3.1 除尘工艺

合成气除尘净化工艺选择首先要能满足下游设备或工艺的安全运行和环境保护的要求；其次还要兼顾考虑除尘工艺的使用条件、效率、单位处理气量的造价以及操作费用等因素。

工业上实际应用的除尘设备主要有 4 大类：机械除尘、电除尘、过滤分离和洗涤分离。

机械除尘器中旋风分离器结构较简单，能在高温、高压、高含尘浓度等十分苛刻的条件下工作，其可分离 $5\sim 10\mu\text{m}$ 的尘粒，且造价不高，维护管理简单。

电除尘器对粒径为 $0.01\sim 0.15\sim 10\mu\text{m}$ 的微粒有很好的除尘效果，但是其一般要求颗粒的比电阻值在 $10^4\sim 5\times 10^{10}\Omega\cdot\text{cm}$ 间，含尘浓度 $<250\text{g}/\text{m}^3$ ，工作压力为 $200\sim 2000\text{Pa}$ ，风速为 $0.5\sim 2.5\text{m}/\text{s}$ ，对温度敏感，造价高，操作费用中等。

过滤法可将 $0.01\sim 1\mu\text{m}$ 微粒有效捕集下来，但是其风速 $0.01\sim 0.3\text{m}/\text{s}$ ，因此对于大气量，将会导致设备庞大及占地面积相对较大；此外，过滤法造价、操作费用也高；过滤法使用温度取决于滤料。其缺点是滤料容易破损。

洗涤分离工艺适其要求风速为 $0.5\sim 100\text{m}/\text{s}$ ，其一般主要用于精除尘，其可以除掉 $0.1\mu\text{m}$ 的尘粒，而且洗去尘粒的同时，可以同时除去一些碱金属化合物、卤化物和 NH_3+HCN ，但是它只能用来处理温度不高的气体。

5.3.2 除尘工艺选择

对于 IGCC，其燃机对入口燃料中的含尘量有严格的要求，一般含尘量 $<6\text{ppmw}$ ，颗粒 $<2\mu\text{m}$ 占 $>92.5\%$ ，要求采用严格的除尘工艺。

一般的常温除尘包括一个旋风分离器和一个湿法除尘器。粗合成气经过旋风分离器预除尘之后，进入湿法除尘装置，除去较细的颗粒和碱金属化合物。

在干法工艺中，当合成气中含尘量比较高或气量比较大时，在旋风分离器和湿洗之间，增加陶瓷过滤器，这种分离方法也是未来大型 IGCC 除尘系统首选的分离方法。

在湿法工艺中，当合成气中含尘量较低或气量不大时，一般也可以不加旋风分离器。

5.3.3 脱硫工艺

脱硫净化工艺分为常温和高温脱硫两种工艺。

5.3.3.1 高温脱硫工艺

高温脱硫主要是借助金属氧化物的粒状脱硫剂与煤气中的 H_2S 反应，从而达到吸收硫的目的，然后将吸收硫的脱硫剂进行氧化再生从而反复循环使用。高温脱硫可以回收煤气显热、提高效率，防止 H_2S 对燃气轮机产生的腐蚀和环境污染。目前，如何提高脱硫剂在高温下的耐久性和机械强度，以及如何提高脱硫剂在高温下运行脱硫效率，仍是人们研究的课题，其还没有进入商业化运行。

5.3.3.2 常温脱硫工艺

对于常温脱硫，其分为干法、湿法两大类。

(1) 干法脱硫工艺

干法脱硫工艺主要有加氢转化催化剂、吸收型或转化吸收型和吸附型三类。加氢脱硫催化剂有 Co-Mo 系、Ni-Mo 系和 Ni-Co-Mo 系、Fe-Mo 系等。Co-Mo 系适合加氢脱硫，Ni-Mo 有更强的分解氮化物和抗重金属沉积的能力和脱砷能力，适用于加氢脱氮和脱砷，Ni-Co-Mo 对有机硫转化、烯烃饱和氧加氢等有较优良的性能。Cu-Mo 对 CS_2 转化效率高达 91%，适用于城市煤气。

(2) 湿法脱硫工艺

湿法脱硫工艺包括湿式氧化法、化学吸收法、物理吸收法、物理-化学吸收法。

湿式氧化法是采用碱性溶液为吸收剂，并加入载氧催化剂，将吸收的 H_2S 变成硫氢化钠，再氧化成单质硫，使溶液得以再生，如砷碱法等。但这种方法由于吸收剂有腐蚀性，再生效果较差，而且氧化生成的硫磺质量较低，一般不适宜用于现代大型的 IGCC 工程。

化学吸收法的机理是利用可逆的化学反应，溶剂在吸收塔中吸收原料气中的 CO_2 、 H_2S 和 COS 等酸性气体，从而达到气体净化的目的。吸收酸性气体的富液经加温和减压后得到再生，放出吸收的 CO_2 、 H_2S 等气体，溶剂反复循环利用。化学吸收法因为受到化学应当量的限制，硫容较低，而且由于再生时必须提供破坏化学键所需的能量，所以能耗较高。但化学吸收对压力要求不高，且反应快速，净化度较高。

适用于 IGCC 工程的主要有 MDEA 法，用于 CO_2 捕集和处置时需对工艺进行改进，能达到 99% 以上的脱硫效率，净化后合成气总硫浓度可以达到为 20 ppmv。

物理吸收法中，选择对硫化物溶解度较大的有机溶剂为吸收剂，在加压条件下进行吸收。吸收 H_2S 后的吸收剂(富液)经减压后释放 H_2S ，溶剂可循环使用。物理吸收法硫容大(硫容指单位重量的吸收剂能吸收硫化物的量)，适合高浓度酸性气体，反应过程没有起泡现象，对设备没有腐蚀性，能耗低。

适用于 IGCC 工程的物理吸收法主要有塞来克索尔法(Selexol)和低温甲醇洗法(Rectisol)。Selexol 和 Rectisol 对于 H_2S 和 CO_2 具有高选择性，可方便地扩展用于 CO_2 捕集和处置，能达到 99.9% 的脱硫效率，净化后合成气中总硫度约为 10~0.1ppmv。

物理-化学吸收法，此法是在上述两种方法的基础上开发的，此类溶剂主要由可进行物理吸收的溶剂与可进行化学吸收的溶剂共同组成。适于 IGCC 的方法主要有环丁砜(Sulfinol)法。用于 CO_2 捕集和处置时需对工艺进行改进，能达到 99.9% 以上的脱硫效率，净化后合成气总硫浓度约为 10ppmv。

5.3.4 脱硫工艺选择

(1) 干法和湿法脱硫工艺选择

干法脱硫工艺简单、技术成熟可靠，脱硫的净化程度较高。其缺点是硫磺纯度低。当要求煤气的脱硫程度较高或煤气处理量较小时采用此法，干法脱硫广泛用于精细脱硫。对于燃机，一般要求硫含量 $<20\text{ppmv}$ ，而且其处理气量比较大，因此常温干法不大适用于 IGCC。

IGCC 主要采用湿法脱硫。湿法工艺具有溶液可循环使用，硫容大，对硫含量无限制、硫磺纯度高等优点。

(2) 湿法脱硫各种工艺选择

上述各种湿法脱硫工艺均适用于 IGCC，但是根据不同工程，根据不同 H_2S 浓度，需要根据具体的技术经济分析，决定采用何种工艺。

通过对不同的脱硫工艺进行比较，低温甲醇洗工艺脱硫效率高，出口 H_2S 含量可小于 0.1ppm。但是，这种工艺在吸收 H_2S 的同时，也对 CO_2 有较强的吸收性。这对目前的 IGCC 来说尚无必要，若采用甲醇洗工艺，势必增加设备造价和运行成本，且甲醇有毒性。因此，对单纯的 IGCC，可以不采用。

Selexol, MDEA, Sulfinol 三种工艺都在 IGCC 中得到应用。Selexol 工艺能同时吸收 H_2S 和 CO_2 , 对二者的反应速率差较小, 对 COS 吸收能力差。MDEA 工艺对 H_2S 和 CO_2 的反应速率相差若干个数量级, 可以只设吸收 H_2S 的工段, 对于 COS 的吸收能力比较差, 与 Selexol 工艺相似, 必须在脱硫前加设 COS 水解装置。Sulfinol 工艺对 H_2S 和 CO_2 的吸收选择性也有较大的差别, 对 COS 也有吸收能力, 脱硫工艺前可以不装 COS 水解器 (取决于脱硫率的要求), 但对吸收液中的纯度要求高, 需要严格限制重烃和芳烃的含量。

5.3.5 硫回收工艺选择

硫回收主要有克劳斯或克劳斯延伸型工艺、生物硫回收工艺和湿法接硫三种。

克劳斯或克劳斯延伸工艺简单可靠, 回收率较高, 装置总投资及操作费用低, 在煤化工领域得到广泛使用, 但是其对于 H_2S 含量低于 15% 的气体单级处理能力低, 若要达到一定的脱硫效率, 需要增加到 3-4 级处理, 这样脱硫费用将大大增加。其一般与 SCOT 串联, 产品为硫磺。

湿法接硫法对气体组成和负荷的变化不敏感, 操作弹性大, 该工艺可使用含 H_2S 0.05% 的废气生产硫酸产品。湿法接硫法对气体组成和负荷的变化不敏感, 操作弹性大。该种制酸技术可省去不少工艺过程, 降低投资和生产成本, 使产品具有更强的市场竞争力, 因而这是一种很有吸引力的硫回收途径。从含硫酸性气体直接生产硫酸, 其技术经济性更合理。

生物硫回收工艺利用碱液吸收的方式脱除硫化氢。然后通过生物法或铁变价法将碱液再生。Shell 生物脱硫, sulferox 均属于此类工艺。

生物脱硫工艺简单, 回收率高, 可直接处理 H_2S 浓度很低的合成气, 但是其反应器尺寸大, 操作费用高, 适应于小规模 (年产硫磺 0.5 万吨) 装置。

5.4 空分系统拟定原则

在 IGCC 系统中, 空分装置为气化炉提供高纯度的氧气, 空气压缩机为空分装置提供压缩空气, 氧气、氮气压缩机向工艺生产提供原料气。空分装置的厂用电一般达 IGCC 电站毛出力的 10% 左右, 主要来自于压缩机的耗电量, 因此空分装置的工艺选择、压缩机的型式以及驱动方式的选择, 将影响 IGCC 系统的整体效率和比投资费用。

5.4.1 空分装置的工艺选择

5.4.1.1 空分工艺

在 IGCC 系统中，是利用低温空分分离法来制取氧气的。目前，IGCC 系统中的空分装置，按压力分，分为低压空分装置、中压空分装置（此处称为中压，是按照空分行业设备分类的标准；部分关于 IGCC 的文献称为高压空分，是相对于独立的低压空分而言）；按产品的压缩流程分，又可分为外压缩流程和内压缩流程。

（1） 低压空分装置

操作压力约为 0.6MPa 的空分装置为低压空分装置。

低压空分装置的特点为：空压机的排压较低；空气的分离效果较好；低压氧气、氮气出冷箱压力较低。低压空分装置的分离效果可满足 99% 的氧气纯度。

（2） 中压空分装置

操作压力为 1.1~1.4MPa 的空分装置为中压空分装置。

中压空分装置的特点为：空压机的排压较高；空气的分离效果较差；低压氧气、氮气出冷箱压力较高。中压空分装置的分离效果可满足 95% 的氧气纯度，但要达到 99% 以上比较困难。

（3） 外压缩流程

产品压缩机外压缩流程，是传统的空分工艺流程，从分馏塔分离出气态产品，经主换热器复热后再由产品压缩机压缩到所需要的压力。在这种工艺流程中，气态产品以很低的压力离开主换热器，这就使得进产品压缩机的体积流量相当大，有时甚至需要两台或多台产品压缩机组合起来把低压气态产品压缩到所需要的压力。

（4） 内压缩流程

液体泵内压缩流程是从分离塔分离出液体产品，然后经过液体泵压缩后进入主换热器内气化和复热，得到所需要的气体产品。液体产品可以被泵直接压缩到所需压力或者先由液体泵压缩到一个中间压力，出主换热器后再由产品压缩机压缩到最终需要的压力。全部或者部分液体产品的液体泵内压缩工艺流程给低温分离工艺流程的优化又增加了一个新的自由度。通过增加内压缩液体泵可以省掉气态产品压缩机或者减小气态产品压缩机的尺寸。

5.4.1.2 空分装置的工艺选择

1) 中、低压空分装置的选择

在 IGCC 系统中。中、低压空分设备流程的选择取决于多种因素，这包括：煤气化炉系统要求的氧气和高纯氮的纯度和压力；燃机压气机提供给空分的空气量和压

力；燃机利用的污氮量和压力；对空分设备变负荷的要求；与 IGCC 系统热量、冷量和湿含量结合的要求等。

空分设备的选择与从燃机压气机抽取的空气量、压力以及向燃机燃烧器喷射的氮气量的关系。

2) 内、外压缩流程的选择

目前，内压缩流程已经是完全成熟的空分工艺流程，国内的空分制造商也已经完全掌握了相关的技术，从空分设备成套供货的角度来说完全没有问题。但是，我国的透平机械制造业与国外同行相比还有较大的差距，液体泵往往需要进口。

对于 IGCC 电厂，气化炉对氧气压力的要求一般比较高，一般采用内压缩流程。此外如果氮气也是高压，可以采用双内压流程。

5.4.2 空分压缩机的驱动方式研究

空分压缩设备可以由电动机、蒸汽轮机或燃气轮机驱动。考虑到国内空分压缩设备驱动动力的实际情况，重点对电动机驱动和蒸汽轮机驱动进行对比。

(1) 在市场成熟、资源价格体系比较合理的发达国家市场上，蒸汽轮机驱动的投资成本高于电动机驱动的投资成本，蒸汽轮机或燃气轮机驱动常用于建设地点偏远、电力供应较为困难的项目。电动机驱动由于其优良的环境性能（清洁、噪音小）、可用率高、运行维护工作量小、能量利用效率高、投资成本低等优点在 IGCC 空分压缩设备驱动市场占据了主导地位，国外成功示范的四座纯发电 IGCC 电站都采用了电驱动形式。

(2) 大型电动机的供应：目前世界上最大的两极电动机（转速 3000-3600r/min）功率已经达到了 50MW 以上，已经制造的更大的较低转速的电动机最大功率已经超过了 100MW。大型电动机已经在化工空分压缩设备驱动中获得良好的应用。针对配套 50000Nm³/h 等级空分的 40MW 大型同步电动机，国外有成型的产品，国内可以单独设计生产，从市场上稳定地获得大型电动机供应的技术风险很小。

(3) 效率：从余热锅炉或者联合循环的蒸汽轮机抽蒸汽供给汽轮机驱动空分，这种驱动方式的效率比直接用厂用电作为空分电驱动的效率要高一些。随着空分规模的增大，与之相匹配的小汽轮机参数逐步提高，用蒸汽轮机的驱动方式的能量利用效率会进一步得到改善，但是这种方式需要从余热锅炉中抽汽，同时需要增设备用锅炉，这将进一步增大初投资和系统的复杂度。当然在以化工生产为主、公用工程以热定电

蒸汽富裕的情况中，采用蒸汽轮机驱动具有一定的灵活性。目前国内大型同步电机市场尚不完善，化工行业蒸汽较为充裕，空分压缩设备驱动多采用蒸汽轮机驱动；但电驱动空分在冶金系统已经得到了成功应用。

(4) 运行可靠性：电动机的稳定性、可维护性要高于蒸汽轮机。

考虑到中国资源价格体系与世界的接轨，电动机驱动的环境性能、可用率、能量利用效率优点，对于大型 IGCC 电厂空分推荐采用电驱动。

5.5 联合循环系统拟定原则

5.5.1 现有市场条件下燃气轮机的选择

燃气轮机是 IGCC 动力岛的关键设备之一，它的运行经济性和可靠性对于整个 IGCC 电厂有着重要的影响。

标准燃气轮机经过几十年的发展，已经形成了完整的系列，并仍在向更高层次研究发展。目前，世界上生产重型燃气轮机的主要厂家有美国的 GE 公司、德国的 Siemens 公司、法国的 Alstom 公司和日本的三菱公司。

对于单系列 IGCC 发电容量 200MW—300MW(50Hz)时，GE 公司的 9E、7F，Siemens 公司的 SGT5—2000E(LC)，日本三菱的 MHI 701F、701DA，Alstom 公司的 13 E2 均有相应的运行业绩，可以满足容量的需求。

对于单系列 IGCC 发电容量 400MW(50Hz)以上时，目前仅有日本三菱的 M701F 有实际运行业绩。迄今为止 GE 公司对应的 9F 型燃机目前尚未有燃合成气的实际工程业绩，但火焰筒类型相同的 7FA 型燃机已在 Tampa 和 Wabash River IGCC 电厂获得了成功应用，工程风险可控，预计 2012 年初 9F 等级的燃气轮机能够供货。Siemens 正在参加欧盟资助的“高效合成气体燃气轮机”项目，开发先进燃烧器；V 型机组的燃烧器也在得到改造，已经开发出 50Hz F 系列新型合成气系统（三燃料燃烧器）样机。

综合以上情况，现有市场条件下的燃气轮机可以满足目前国内 IGCC 工程建设的需求。

5.5.2 空分整体化率的选择

空分整体化率的选择对于 IGCC 系统的性能具有很大影响。空分整体化率的选择受到燃气轮机选型、空分系统的选型、气化工艺、煤质、优化目标等的影响，一般情况下很难得出一个统一的优化空分整体化率，需要针对不同的项目具体分析。

综合考虑空分整体化率对操作运行灵活性、系统效率、系统净输出功的影响，在国内 IGCC 电厂实际设计过程中，针对具体项目的情况在 25—50% 之间合理选择空分整体化率。

5.6 典型案例介绍

本报告所考虑的 IGCC 典型装机方案是基于 F 级燃机。

5.6.1 F 级仅发电 IGCC 技术方案

在本案例中，不考虑供热，仅仅是发电机组。本案例拟建 2 台 400MW 级的 IGCC 机组，厂址位于海边。燃料为大同塔山煤，厂外运输采用水路、铁路联运方式。燃煤通过铁路至秦皇岛港或京唐港下水，转海运到达电厂煤码头。

在码头岸上设一交接转运站，接卸码头来煤。从交接转运站（不包括交接转运站）至气化炉煤仓间的整套运煤系统属于厂内设计范围。

冷却水系统采用带自然通风冷却塔的二次循环供水系统，采用海水为循环水系统的补充水，河道中的咸淡水为生产补水。本案例冷却水系统采用带自然通风冷却塔的二次循环供水系统，采用海水为循环水系统的补充水。冷却水系统包括联合循环机组中的汽机凝汽器以及气化岛、脱硫岛、空分岛等辅机的冷却水。气化岛、脱硫岛采用开闭式结合的冷却方式，闭式水采用除盐水，开式水采用海水。

锅炉补充用水及全厂其它的工业用水、空调系统补充水等采用咸淡水。生活用水采用市政自来水，自来水同时作为工业用水的备用水源。

机组煤耗量与 IGCC 电厂的发电容量、煤气化工艺和煤种有很大的关系，本案例共设置 2 台气化炉。本案例根据气化炉进料形式的不同，分为干法全热回收气化炉方案和湿法全热回收气化炉方案，

(1) 干法方案：

本案例中，设置 2 台 Shell 干法全热回收气化炉，2 套 89650Nm³/h 空分、2 套 Selexol 脱硫、和 1 套 Claus 硫回收和 Scot 尾气处理、2 套双轴布置的 9F 级燃气蒸汽联合循环机组、2 台自然循环卧式三压再热余热炉。

全厂毛出力为 2×476.5MW，毛发电效率为 50.72%；净出力为 2×404MW，净发电效率 42.98%。

1 台气化炉小时耗煤量 147.95 吨，每天耗煤量 3550.8 吨，全年耗煤量为 81.37 万吨，2 台气化炉全年耗煤量为 162.75 万吨。因为煤的灰熔点比较高，需要添加助溶剂

石灰石，1 台气化炉石灰石每小时耗量为 8.7 吨，每天耗量为 209.2 吨，每年耗量为 4.8 万吨，2 台气化炉年石灰石耗量为 9.8 万吨。2 台机组总循环水冷却水夏季用量为 $108161\text{m}^3/\text{h}$ ；冬季用量为 $92138\text{m}^3/\text{h}$ 。锅炉补充用水及全厂其它的工业用水、空调系统补充水等采用河道咸淡水，淡水总耗量为 $262\text{m}^3/\text{h}$ ，即日耗水量为 $6288\text{m}^3/\text{d}$ ，全厂淡水耗水指标为 $0.076\text{m}^3/\text{s} \cdot \text{GW}$ ，

运煤系统建设一套包括储煤、筛碎及运煤等设施的完整的运煤系统。采用带式输送机从交接转运站运至气化炉煤仓间，储煤设施采用条形煤场方案。

同时，因为大同煤的灰熔点高，在本案例中需要设置一套石灰石助溶剂系统。助熔剂采用石灰石粉。

220kV 配电装置采用可靠性高、环境适应性强、国内外运行业绩多的屋内全封闭组合电器(GIS)。

按照上述配置，本案例用地 37.97hm^2 ，单位容量用地面积为 $0.405\text{m}^2/\text{kw}$ 。

(2)湿法方案:

湿法全热回收气化炉，煤处理量为 $3836\text{t}/\text{d}$ （按 $24\text{h}/\text{d}$ ）。配 50%整体化率，容量为 $102650\text{Nm}^3/\text{h}$ 的空分、Selexol 脱硫、Claus 硫回收和 Scot 尾气处理，GE 公司 PG9351FA 燃机、自然循环卧式三压再热余热炉、双轴布置。

全厂毛出力为 $2 \times 496.5\text{MW}$ ，毛发电效率为 48.92%；净出力为 $2 \times 414.9\text{MW}$ ，净发电效率 40.88%。

1 台气化炉小时耗煤量 159.83 吨，每天耗煤量 3836 吨，全年耗煤量为 87.9 万吨，2 台气化炉全年耗煤量为 175.8 万吨。因为煤的灰熔点比较高，需要添加助溶剂石灰石，1 台气化炉石灰石每小时耗量为 9.8 吨，每天耗量为 236.0 吨，每年耗量为 5.4 万吨，2 台气化炉年耗石灰石量为 10.8 万吨。

根据厂址地区的气象条件，冷却水的冷却倍率夏季采用 65 倍，冬季采用 50 倍。2 台机组总循环冷却水夏季用量为 $117352\text{m}^3/\text{h}$ ；冬季用量为 $100306\text{m}^3/\text{h}$ 。锅炉补充用水及全厂其它的工业用水、空调系统补充水等采用河道咸淡水，淡水耗水量为 $375\text{m}^3/\text{h}$ ，即日用耗水量为 $9000\text{m}^3/\text{d}$ 。全厂耗水指标为 $0.105\text{m}^3/(\text{s} \cdot \text{GW})$ 。

其厂区辅助条件和干法相同，占地面积基本相同，大约为 40.47hm^2 ，单位容量用地面积 $0.406\text{m}^2/\text{kw}$ 。

其工艺流程如下图：

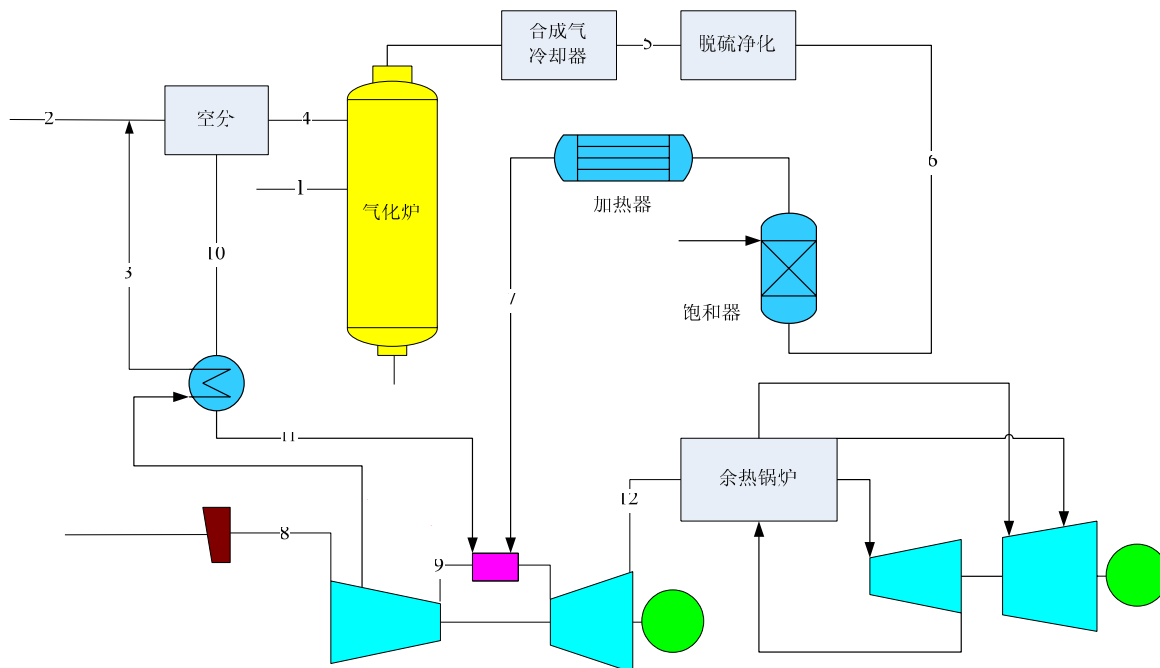


图 5.6-1 F 级仅发电 IGCC 工艺流程图

5.6.2 F 级带供热 IGCC 技术方案

在本案例中,考虑建设 2 套 400MW 级带供热的整体煤气化燃气蒸汽联合循环机组。考虑干法全热回收气化方案和湿法全热回收方案,以期能够对其各种消耗进行对比。

每套联合循环机组的供热能力按照最大考虑,为 340MW,2 套机组总的供热能力为 680MW。热网供水参数为: 1.6MPa/130℃;热网回水参数为: 0.2MPa/70℃,热网加热采用三级串联加热方式,由两台机组分别加热,热网回水首先进入疏水加热器由 70℃加热至 75℃,再进入机组第一级加热器由 75℃加热至 102.5℃,而后进入第二级加热器由 102.5℃加热至 130℃。

本案例的燃煤采用大同煤,全部采用铁路运输。循环冷却水系统采用带自然通风冷却塔的二次循环供水系统。供水水源由两部分组成,即城市中水和自来水。电厂的大部分补充水—循环冷却水系统的补充水、锅炉补给水均采用污水处理厂二级处理后的排水;电厂生活用水采用城市自来水。采用处理达标后的城市污水作为补充水源既减少水资源的开采量又为城市污水的再利用提供了途径。

(1) 干法全热回收方案

采用干法供料,全热回收气化炉,煤处理量为 3304t/d,气化炉操作压力约为 4.0MPa。2 套出力为 86500Nm³/h 的空分,整体化率 50%、Sulfinol+Soct 脱硫、GE 公司 PG9351FA 燃机、自然循环卧式三压再热余热炉、双轴布置。

非采暖工况下：全厂毛发电量 482.4MW，毛发电效率为 50.5%；净出力 416.7MW，净效率 43.62%。

采暖工况下：全厂毛发电量 414.3MW，毛发电效率为 43.37%；净发电量 343.0MW，净发电效率 35.91%。

供热能力为 340MW，全厂热效率 63.40%。

1 台气化炉每小时煤耗量为 137.66t/h，每天耗煤量为 3304t/d，每年耗煤量为 82.66 万吨，2 台气化炉每年耗煤量为 165.32 万吨。因为煤的灰熔点较高，需要掺混石灰石作为助溶剂以降低灰熔点，1 台气化炉每小时石灰石耗量为 5.09t/h，每天耗石灰石量为 122.16t，每年耗石灰石量为 3.06 万吨，2 台气化炉每年石灰石耗量为 6.12 万吨。

电厂采用带自然通风冷却塔的二次循环供水系统，循环冷却水的冷却倍率夏季采用 55 倍，冬季采用 40 倍。由于本案例采用的是淡水，所以气化、脱硫等均直接采用开式水。

全厂 2 台机组循环冷却水量夏季为 87208m³/h；冬季为 34827.2m³/h；夏季补充水量约 1524m³/h，日用水量为 3.66×10⁴m³/d，用水指标为 0.444m³/（s.GW）。

本案例的卸煤采用翻车机方案。储煤采用 2 座 5×10⁴t 球形储仓，输煤系统采用垂直提升的方案，本案例输煤系统用地较省。

本案例占地 36.7hm²。单位容量占地面积为 0.380m²/kW。

(2) 湿法全热回收气化炉方案

湿法供料，全热回收气化炉，煤处理量为 3537t/d（按 24h/d），气化炉的操作压力约为 4.0MPa。2 台出力为 98560Nm³/h 的空分，整体化率 50%，MDEA 脱硫、GE 公司 PG9351FA 燃机、自然循环卧式三压再热余热炉、双轴布置。

非采暖工况下：全厂毛发电量 505.0MW，毛发电效率为 49.38%；净出力 421.1MW，净效率 41.18%。

采暖工况下：全厂毛发电量 434.4MW，毛发电效率为 42.48%；净发电量 345.0MW，净发电效率 33.74%。

供热能力为 340MW，全厂热效率 61.31%。

1 台气化炉每小时煤耗量为 147.38t/h，每天耗煤量为 3537.1t/d，每年耗煤量为 88.44 万吨，2 台气化炉每年耗煤量为 176.89 万吨。因为煤的灰熔点较高，需要掺混石灰石作为助溶剂以降低灰熔点，1 台气化炉每小时石灰石耗量为 5.45t/h，每天耗石

灰石量为 130.92t, 每年耗石灰石量为 3.27 万吨, 2 台气化炉每年石灰石耗量为 6.54 万吨。

电厂采用带自然通风冷却塔的二次循环供水系统, 循环冷却水的冷却倍率夏季采用 55 倍, 冬季采用 40 倍。由于本案例采用的是淡水, 所以气化、脱硫等均直接采用开式水。全厂 2 台机组循环冷却水量夏季为 92355m³/h; 冬季为 38069.8m³/h。夏季补充水量约 1696m³/h, 即日用水量为 4.07×10⁴m³/d, 用水指标为 0.466m³/(s.GW);

本案例的卸煤采用翻车机卸煤方式, 储煤采用 2 座 5×10⁴t 球形储仓。

本案例占地 39.2hm²。单位容量占地面积为 0.388m²/kw。

具体流程图如下:

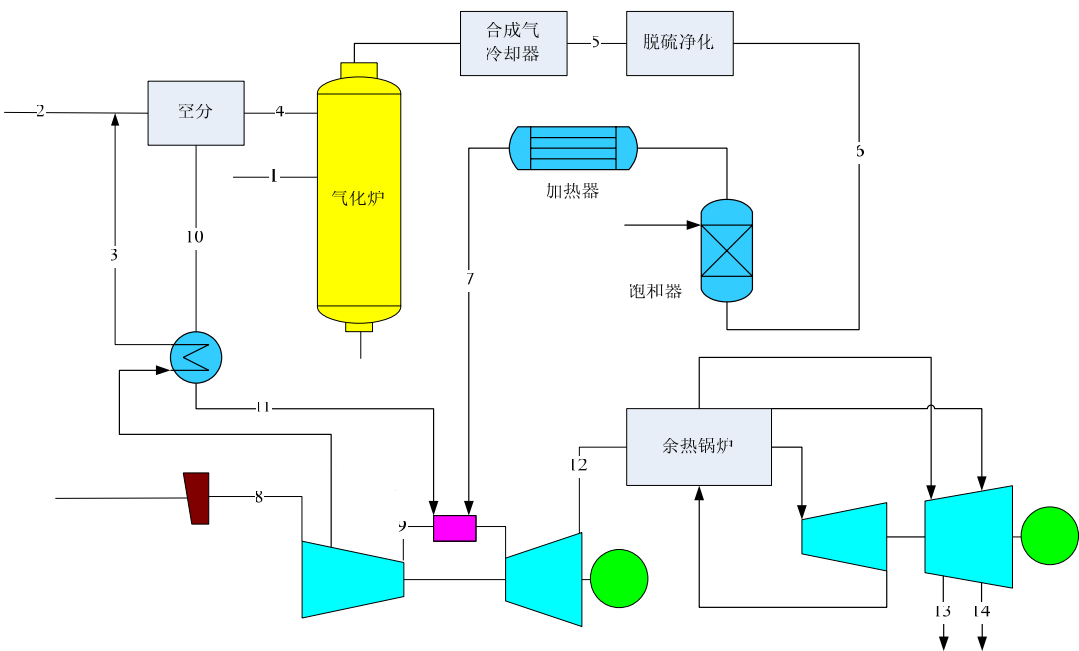


图 5.6-2 F 级带供热 IGCC 工艺流程图

6、主要设备型式和选型原则

6.1 总的原则

对于各系统设备的选择，要满足以下几点：

- ✧ 满足生产的要求，即要考虑工艺的可行性、可靠性、维护性、操作性等；
- ✧ 技术上先进，即尽可能减少操作运行成本；
- ✧ 经济上合理，在满足生产要求、技术先进的前提下，尽可能使得经济上合理。

6.2 气化炉系统主要设备型式和选型原则

湿法给料系统和干法给料系统的主要设备略有差异，湿法给料气化系统主要关键设备是磨煤机、浆泵、煤气化炉、湿洗塔；干法全热回收气化系统的关键设备为磨煤机、粉煤分离设备、煤气化炉、废热锅炉、高温高压飞灰过滤器。

6.2.1 煤制备设备的配置原则

煤制备系统设备型式应根据煤种的煤质特性、可能的煤种变换范围、以及气化炉的要求来决定。

6.2.1.1 干法给料系统磨煤机选型

磨煤机的形式有三种：低速磨即钢球磨，适用于各种煤种，特别适用于磨损型很强的低挥发分贫煤、无烟煤，采用此类磨机磨煤，干燥后的煤粉细度能达到粉煤气化炉的要求；中速磨即辊盘式磨煤机，适用于磨损性较强的烟煤、劣质烟煤、贫煤和褐煤；最适应原煤含水量 25%以下，HGI 哈式可磨指数为 35~100 的煤种。采用此类磨煤机磨煤，干燥后粉煤细度能达到粉煤气化的要求；风扇磨等高速磨适用于高水分、低灰分、磨损性不强的褐煤。采用此类磨机磨煤，干燥后粉煤细度较粗，粉煤细度不能满足煤粉气化的要求。

由于中速磨适应性较广，具有能耗低，钢耗低，检修方便，噪音低等特点，结合国内外磨煤干燥工艺技术适用概况，干法进料中推荐采用中速辊盘式磨。

6.2.1.2 湿法给料系统磨煤机选型

水煤浆制备工艺通常包括选煤、碎煤、磨煤、搅拌以及剔除最终产品中的超粒与杂物的滤浆等环节。湿法磨浆可分为燃料制浆和造气制浆。

水煤浆湿法制浆工艺常用的磨机有：球磨机、棒磨机与振动磨机。球磨机比棒磨机研磨效果高，产品堆积率和水煤浆流动性好，目前燃料浆基本都采用球磨机，用水

煤浆气化制气，目前采用的是进口棒磨机。振动磨体积小，磨矿效率高、能耗低，与常规球磨机相比，更便于获得更细粒度的产品。但振动磨参与振动，不易大型化，维修工作量也比球磨机大，另外其给料粒度不能太粗，一般控制在 3mm 以下。因此，这种磨机适于小型自备制浆厂，或与球磨机配套，作为产生维系颗粒的辅机使用。造气制浆一般都选用棒磨机。

6.2.1.1 气化炉及其型式

不同气化工艺，不同气化供应商的气化炉型式不同。常见的湿法激冷气化炉分为燃烧室和激冷室两部分，上部为燃烧室，是气化反应的场所，内衬三层作用不同的耐火砖及耐火材料。下部为激冷室、安装有激冷环、下降管、导气管、水分离挡板等内件，煤粉燃烧后产生的熔渣在计冷室水浴中冷却，固化。其图如下：



图 6.2-1 湿法激冷气化炉



图 6.2-2 干法全热回收气化炉

干法全热回收气化炉（以 Shell 为代表），主要由内筒和外筒两部分构成，外筒只承受静压而不承受高温，内件形成气化空间，炉渣收集空间、气体输送空间。

气化工工艺由气化炉反应器、输送系统（激冷管、导管、气体返向室）及废热锅炉四个部分组成。气化炉内筒上部位燃烧室、煤粉和氧气在燃烧室反应，下部为激冷室。内部采用水冷壁结构，仅在向火面有一层薄的耐火材料涂层。采用侧壁对置式烧嘴，

并且可根据气化炉能力在中心对称分布 4-6 个烧嘴。废热锅炉为水管式。气化炉和废锅顶部用导气管连接，导气管内部也为水冷壁结构。

IGCC 项目中根据不同的工艺设置，可以选择不同型式的气化炉，主要取决于工艺要求。目前的工程中，对于以发电为主导的项目，推荐采用干法全热回收气化技术。

6.2.1.2 破渣机

破渣机安装在气化炉底部正下方，一般由德国进口。可以将大块物料破碎到 50mm 以下，主要由电机、液压油泵、液压马达、驱动轴、破碎刀具构成，并配置力矩监测装置，可以自动正反转，破碎物料的能力强。

6.2.1.3 干法气化系统粉煤分离设备

粉煤分离收集方式过去国内多采用细粉分离器加多管旋风、袋式收尘器的多级收尘方式。考虑到除尘效率、使用寿命、阻力降低、运行故障等因素，一般干法推荐采用大型长袋低压喷吹袋式收尘器，一级分离收尘技术。

6.2.1.4 高温高压陶瓷过滤器

高温高压陶瓷过滤器用于除去煤气中的飞灰，达到净化煤气的目的。陶瓷过滤器下部要设计成锥体结构，这样可以避免飞灰架桥或出现假料位。

1000t/d 气化炉采用 1 台内径为 4750mm 的立式过滤器，过滤元件共 12 组，每组 48 根过滤管。过滤元件时烧结陶瓷管。陶瓷过滤器原经常损坏，主要原因是悬吊式过滤元件承受机械冲击的能力差，造成挠动损坏，采用底部固定后得到解决。

6.2.1.5 湿法气化系统水煤浆给料泵

煤浆泵用于将水煤浆加压到要求的压力。由于水煤浆是高黏度、易沉降、含有固体颗粒的流体，故对煤浆泵的要求很高，一般采用往复式隔膜泵。煤浆泵主要由主电机、减速箱、联轴器、泵体、曲轴、连杆、十字头、活塞杆、活塞、隔膜腔、推进油系统、动力端润滑系统、活塞杆润滑系统构成。

6.2.2 除尘净化设备的配置原则

对于 IGCC，其燃机对入口燃料中的含尘量有严格的要求，一般含尘量 $<6\text{ppmw}$ ，直径小于 $2\mu\text{m}$ 的颗粒所占比重 $>92.5\%$ ，要求采用严格的除尘工艺。

一般的常温除尘包括一个旋风分离器和一个湿法除尘器。粗合成气经过旋风分离器预除尘之后，进入湿法除尘装置，除去较细的颗粒和碱金属化合物。

在干法工艺中，当合成气中含尘量比较高或气量比较大时，在旋风分离器和湿洗之间，增加陶瓷过滤器，这也是未来 IGCC 高温除尘系统首选的分离方法。

在湿法工艺中，当合成气中含尘量较低或气量不大时，一般也可以不加旋风分离器。

6.3 空分系统主要设备型式和选型原则

空分系统的主要设备是大型空气压缩机、空气精馏塔、水洗塔。

当空气量不是很大时，空气压缩机采用离心式压缩机即可；当空气量很大时，需要采用轴流+离心式压缩机。

精馏塔上塔采用规整填料塔，下塔采用筛板塔或规整填料塔。

6.4 净化系统主要设备型式和选型原则

对于仅发电的 IGCC 系统，其净化推荐采用 MDEA 脱硫。MDEA 脱硫系统主要的设备是换热器、塔器、分离器、槽罐和离心泵。换热器均为管壳式换热器；塔器主要是脱硫吸收塔、再生塔再生塔，其一般采用填料塔；离心泵电机要采用防爆电机。

6.5 联合循环系统主要设备型式和选型原则

根据供电或供热规模来确定燃机。燃气轮机包括 E 级、F 级。生产厂家主要有三菱、西门子和 GE。

余热锅炉按结构形式分立式和卧式，按压力等级分双压和三压，选择何种形式的余热锅炉要根据燃气轮机燃料和燃机规模确定。对于 E 级燃气轮机，采用双压余热锅炉；对于 F 级燃气轮机一般采用三压再热余热锅炉。汽轮机一般根据余热锅炉产蒸汽情况，相应配置双压和三压的汽轮机。

7、安装布置原则及优化布置

7.1 总的原则

总平面布置要满足生产工艺流程的合理要求和运输要求，功能分区明确，装置之间、装置与辅助设施之间防火间距满足《石油化工企业设计防火规范》

（GB50160-2008）。火灾危险性较大以及散发大量烟尘或有害气体的生产车间、装置和场所，应布置在厂区边缘或其他车间、场所的下风侧，同时要满足国家政策法规要求。

(1) 根据风向条件确定设备、设施与建筑物的相对位置，特别是空分、火炬的布置位置；

(2) 根据气温、降水量、风沙等气候条件和生产过程或某些设备的特殊要求，决定是否采用室内布置；

(3) 根据装置竖向布置，确定装置地面零点标高与绝对标高的关系；

(4) 根据地质条件，合理布置重荷载和有振动的设备；

(5) 在满足生产要求 and 安全防火、防爆的条件下，应做到节省用地、降低能耗、节约投资、有利于环境保护。

7.2 气化系统布置原则

煤气化装置的工艺介质大多数属于具有不同程度的毒性、易燃、易爆的危险性截至。设备的布置是根据煤气化装置工艺流程的特点和相关的标准、规范和设计规定进行设计的。

在设备布置设计中，应充分考虑到大型设备的吊装、装置的正常运行、日常维护及检修和日后进行技术改造等的要求；设备布置时，除考虑设备布置要满足防火、防爆规范外，还应将操作、检修、装卸、吊装所需要的场地、空间和通道结合起来综合考虑，便于设备、土建和管道工程的顺利施工。气化装置内主要车行通道、消防通道、检修通道合并设置。

7.3 空分系统布置原则

空分装置的布置上主要考虑以下几点：

(1) 空分装置的压缩机等布置在厂房内，一是考虑转动设备对布置得要求；二是满足维修的要求，三是环境对噪声的要求；四是考虑整体美观性

(2) 将冷箱、分子筛在厂房周围布置，一是考虑设备几何尺寸的特殊性；二是满足工艺的要求；

(3) 空分布置要充分考虑安全运行需要，空分装置空压机吸入空气中 CO_2 等有害气体含量不能超标，要合理布置空分装置与燃机动力岛，必要时，要对燃机到对空分岛的影响进行评价。

7.4 净化系统布置原则

净化装置包括两部分内容，一是脱硫单元，二是硫回收单元。合成气净化装置换热设备较多，布置时应尽量靠近换热介质进出设备布置。为了节省占地，尽量将各种换热器分层布置在同一框架内。同类型设备如塔、罐设备布置在一起。

7.5 联合循环系统布置原则

燃机及其发电机、汽机及其发电机、热网站所需设备为室内布置，余热锅炉一般露天布置。

7.6 火炬系统布置原则

火炬系统是全厂的生命线，在布置时要充分考虑热辐射安全半径，在此半径范围内不能设置建构筑物及设备。

8、设计和审查中常遇到的问题

8.1 总平面布置

✧ 在总平面布置，需要考虑工艺流程的顺畅，IGCC 气体为易燃易爆气体，要考虑充分的防火间距。同时，要特别注意空分装置空气压缩机吸风口布置在方位，要考虑与气化和动力到烟囱的方位，以免造成吸入 CO_2 浓度超标，对空分系统造成危险。

✧ 充分考虑气化炉的安装和检修空间。

8.2 整体化部分

✧ 合理确定气化、净化、空分与联合循环的额定出力，并统一各工况（额定工况、冬季工况、夏季工况）定义。

✧ 合理确定空分是否整体化以及整体化率。空分系统不要采用 100% 的整体化，造成机组的运行的灵活性差、启动时间长。

✧ 合理梯级利用系统内的热

8.3 工艺部分

✧ 根据煤质以及后续工艺的要求，恰当的选择气化工艺

✧ 在工艺系统设置气气换热器时要注意避免烟气通道发生积灰、避免使气/气换热器入口温度太低，引起积灰堵塞，避免由于气/气换热器入口温度太低（达到酸露点温度），发生腐蚀和泄漏，使粗煤气窜入净煤气侧，引起燃气轮机透平导叶发生严重冲蚀，避免气/气热交换器材料为不锈钢，发生“ Cl^- ”的腐蚀。

✧ 避免在 COS 水解装置和下游的热交换器中，由于氯化物和某些金属元素浓度高而导致催化剂的中毒和热交换器出现应力腐蚀。

✧ 避免气化炉的排渣系统因为设计的不合理经常发生堵塞，要充分考虑排渣系统容量

9、控制工程造价措施

工程造价的控制，则是在投资决策阶段、设计阶段、建设项目发包阶段和建设实施阶段，把建设工程的造价控制在批准的造价限额以内，并随时纠正发生的偏差，以保证项目管理目标的实现，力求在各个建设项目中能合理地使用人力、物力、财力，以取得较好的投资效益和社会效益。

国外对不同建设阶段影响工程造价的分析结果表明，影响工程造价最大的是技术设计以前的工作。在初步设计阶段，影响工程造价的可能性为 75%-95%，在技术设计阶段，影响工程造价的可能性为 35%-75%；在施工图阶段影响工程造价的可能性为 5%-35%。可见，工程造价控制的关键在于项目的投资决策和设计阶段，而当项目决策确定后，有效控制工程造价的关键在于前期设计阶段，即初步设计和技术设计阶段。

从设计技术经济角度看，合理控制工程造价，要从可研、初设和施工图设计做起，从各专业做起。

1、 造价参照化工定额和电力定额，并以电力定额为主进行控制。

2、 在符合国家政策、法规和行业规定；满足安全和环保要求的前提下，要对工程进行多方案比选分析，提出最优的设计方案。最优的设计方案不仅要在技术上保持先进、可行，而且要在经济上合理。

3、 合理规范选择设备供应商，尽量采用国产化设备和技术。

4、 尽量减少设计变更。

5、 严格控制施工过程。

10、多联产及相关化工基础知识

10.1 概念

煤基多联产是通过煤基物质生产化工产品和煤炭发电的有机集成，可以实现电能和液体燃料、化工品多产品联合生产，达到能源高效利用的系统。

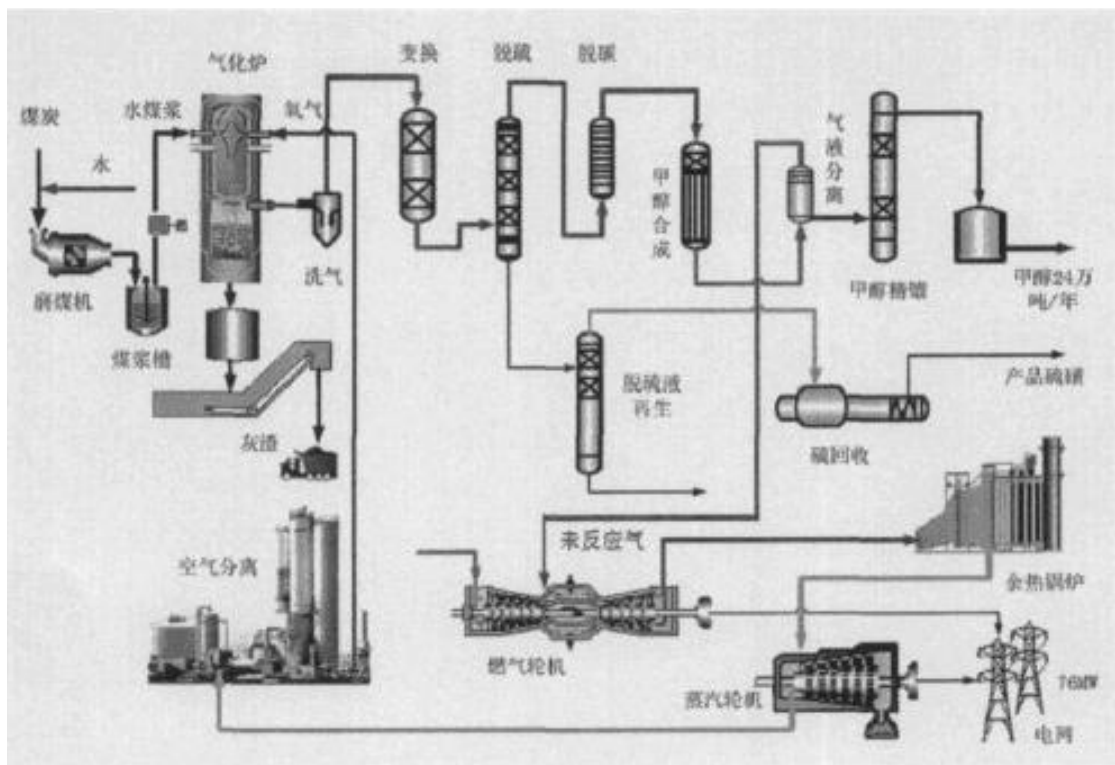


图 10.1-1 煤基多联产系统

煤基多联产系统（如图 10.1-1）已不仅是传统意义上的提高能量转换效率或利用余热的热电联产，而是通过联合生产电能、液体燃料、化工品而大幅度降低能源和物质消耗的新型生产系统，跨越了行业界限。控制污染物的排放是在工艺过程中完成，而非末端控制，进一步增加了经济性。它弥补了单项洁净煤技术难以同时满足效率、成本和环境多方面要求的不足，并与氢能利用、削减 CO₂ 排放的长远可持续发展目标兼容，是煤的清洁利用技术的一个主要发展方向。

10.2 联产及相关化工典型案例

目前，电力设计院承担过的联产系统主要包括发电甲醇联产、发电制氢制 CO 联产系统。

10.2.1 发电甲醇联产案例

发电甲醇联产系统是将煤通过干法或湿法进行气化，气化产生的合成气一部分用于发电，另外一部分用于生产甲醇。甲醇生产和发电系统有机耦合，有效、合理的利用系统能量。甲醇合成产生的弛放气和蒸汽可以回收用于燃气蒸汽联合循环机组发电，甲醇合成需要的除盐水等可以由发电系统提供。

目前所做的联合循环系统规模为 $2 \times 400\text{MW}$ 级 IGCC+100 万吨/年的甲醇。甲醇规模定在 100 万吨/年，源于《煤化工产业发展政策》明确要求各地不再批准年产规模在 300 万吨以下的煤制油项目、100 万吨以下的甲醇和二甲醚项目、60 万吨以下的煤制烯烃项目。因此对于联产甲醇的方案，甲醇生产规模不得低于 100 万吨/年，一般为 100 万吨/年。

对规模为 $2 \times 400\text{MW}$ 级 IGCC+100 万吨/年甲醇和电力联产，典型方案根据气化炉进料形式和热回收不同，可以采用干法全热回收和湿法激冷两种方案。干法全热回收气化炉有利于提高发电效率，湿法激冷方案更适合甲醇生产。

1) 干法全热回收气化炉方案

针对此联产案例，可建设 4 套煤气化干法全热回收炉，单台气化炉日投煤量约 2718 吨（以收到基计算），气化炉操作压力为 4.2MPa(a) ；配 4 套 $63800\text{Nm}^3/\text{h}$ 的电动空分装置（与气化炉配套）；与 2 套 S109F 燃气蒸汽联合循环发电装置以及 2 套规模为 60 万吨/年甲醇装置，预留 10% 的余量配套。同时配置 4 套脱硫装置，2 套脱硫装置用于燃气蒸汽联合循环机组，采用 MDEA 脱硫工艺；2 套用于甲醇酸性气体脱除，采用低温甲醇洗工艺；1 套硫回收装置，生产能力为 8.494t/h ；以及与装置配套的公用工程。

气化炉的年操作时间按 8000 小时，甲醇装置的操作时间按 8000 小时，发电设备年利用小时数 5500 小时。

1 台机组毛出力为 439.4MW ，机组毛效率 58.73%（现场工况）。

设置 4 台气化炉，单台气化炉的煤耗量为 2718t/d ，年利用 5500 小时的 2 套燃气蒸汽联合循环机组和 100 万吨/年的甲醇生产年耗标煤量为 269.16 万吨。本案例循环冷却水采用海水，循环冷却水系统包括联合循环机组中的汽机凝汽器以及气化岛、脱硫岛、空分岛、甲醇岛等辅机的开式循环冷却水，水源为海水，采用直流循环。根据厂址地区的气象条件，循环冷却水的冷却倍率夏季采用 65 倍，冬季采用 50 倍。全厂循环冷却水量夏季为 $180098\text{m}^3/\text{h}$ ；冬季为 $166919\text{m}^3/\text{h}$ ；全厂循环冷却水量夏季为 $174395\text{m}^3/\text{h}$ ；冬季为 $163565\text{m}^3/\text{h}$ 。耗水量为 $685\text{m}^3/\text{h}$ 。

厂区内主要包括贮煤场、取水及厂内海水淡化、煤气化、空分区、净化区及甲醇合成储存、联合循环装置区、化学水处理、电气及厂前建筑区、贮煤场。

本案例燃煤采用神华布尔台煤，燃煤厂外运输采用铁路、水路联运方式。码头卸煤送到交接转运站，从交接转运站（包括交接转运站）到气化炉煤仓间的运煤栈桥属于厂内设计范围。储煤设施采用条形煤场方案，煤场贮量为 $29 \times 10^4 \text{t}$ ，可供本期 4 台气化炉燃用约 26 天。冷却水系统采用直流供水系统，厂区生产用水、生活及空调用水均采用海水淡化水。配电装置采用屋内 GIS。 $2 \times 12000 \text{t/d}$ 的海水淡化采用热法。

其装机方案如图 10.2-1。

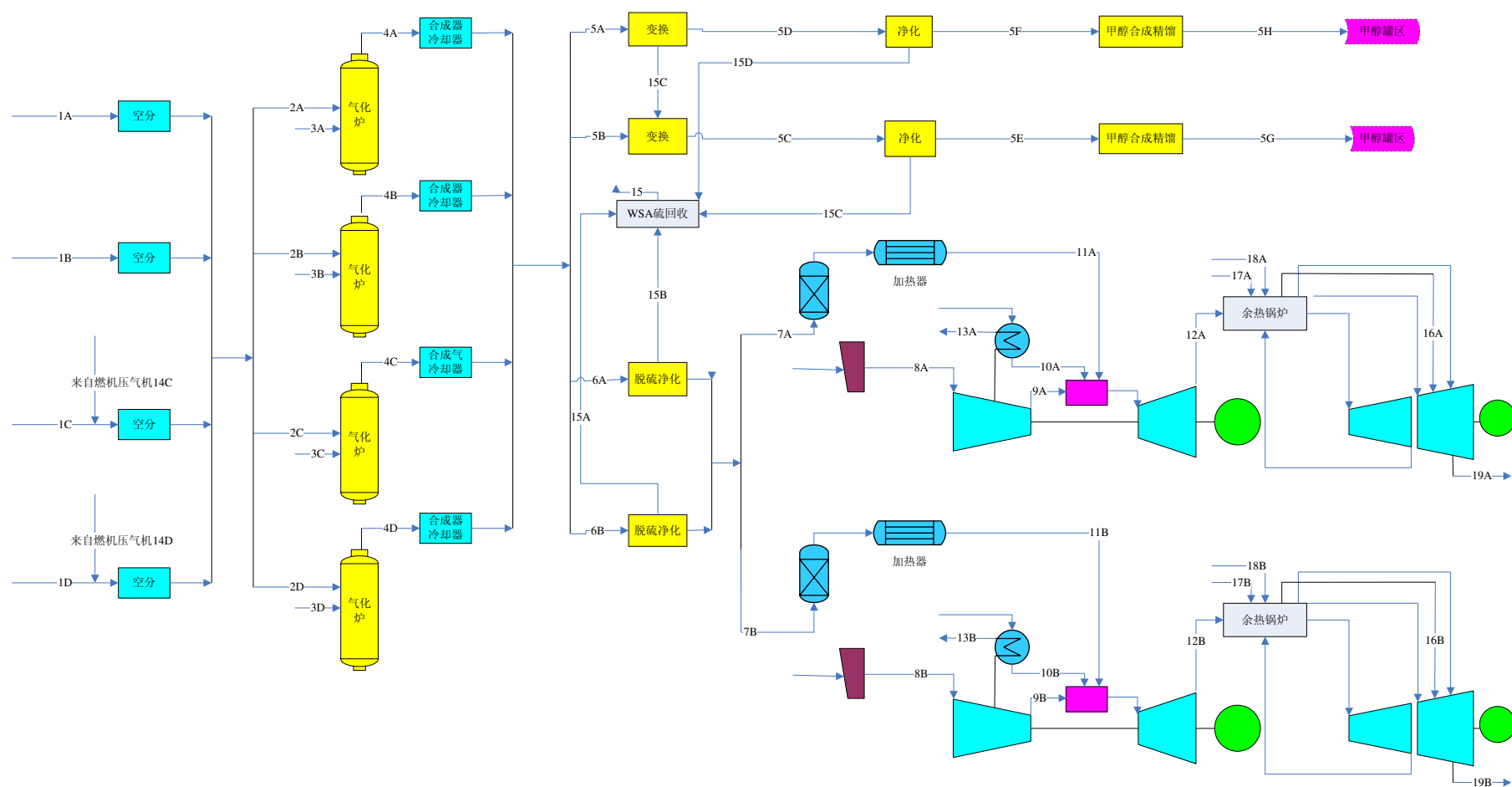


图 10.2-1 干法全热回收方案

2) 湿法激冷气化炉方案

针对此联产案例，可建设 5 套湿法激冷气化炉，单台煤气化炉日投煤量约 2320.7t/d（以收到基计算），气化炉操作压力 6.5MPa（g）；配 5 套 58850Nm³/h 的电动空分装置（与气化炉配套）；与 2 套 S109F 燃气蒸汽联合循环发电装置以及 2 套规模为 60 万吨/年甲醇装置，预留 10%的余量配套。同时配置 4 套脱硫装置，2 套脱硫装置用于燃气蒸汽联合循环机组，采用 MDEA 脱硫工艺；2 套用于甲醇酸性气体脱除，采用低温甲醇洗工艺；1 套硫回收装置，生产能力为 9.065t/h；同时需要在燃机入口前设置一台膨胀轮机，以回收部分能量；以及与装置配套的公用工程。

气化炉的年操作时间按 8000 小时，甲醇装置的操作时间按 8000 小时，发电设备年利用小时数 5500 小时。

1 台机组毛出力为 418.0MW，机组发电效率 56.27%（现场工况）。1 台膨胀轮机回收的压力能约 16.9MW。

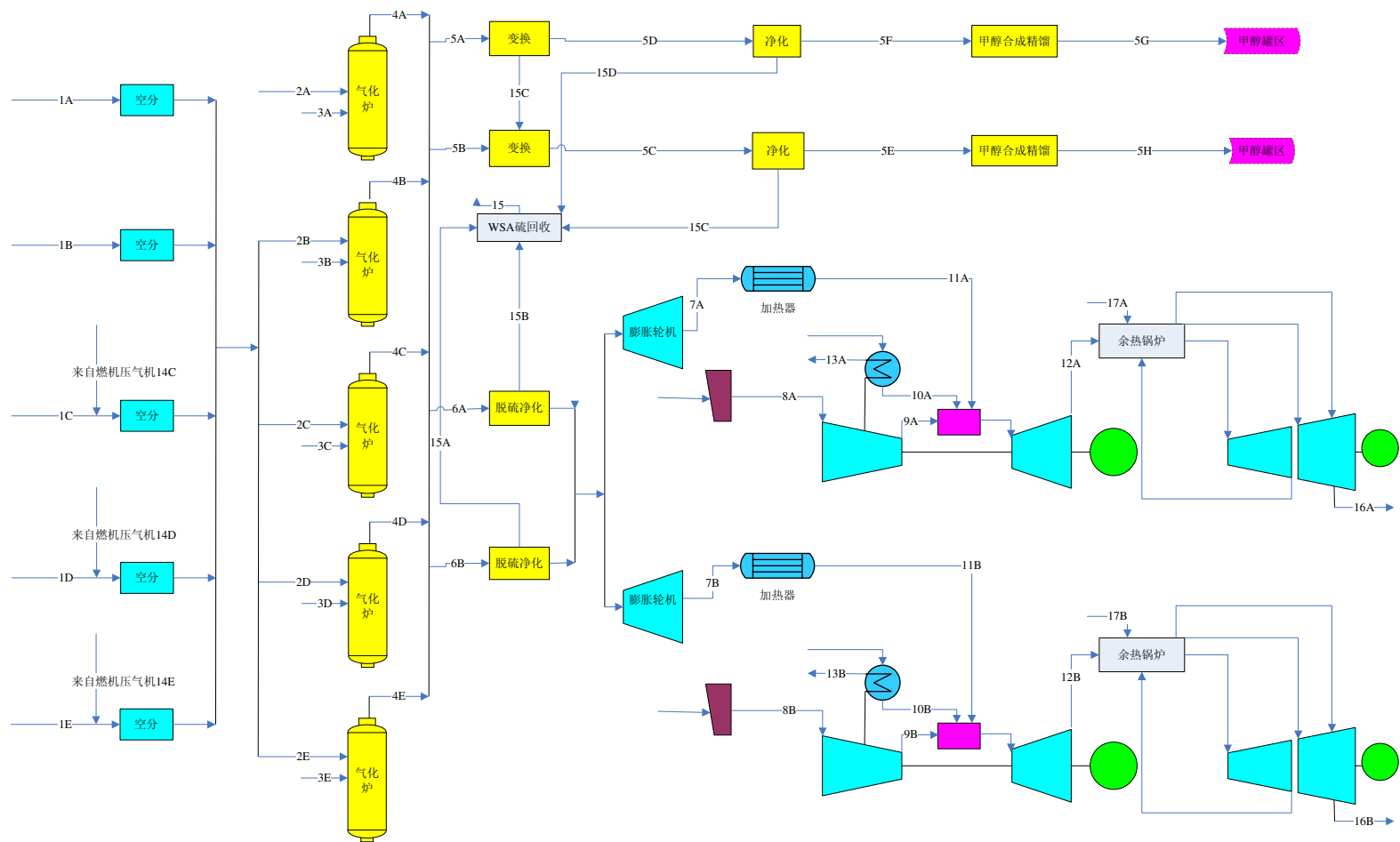
设置 5 台气化炉，单台气化炉的耗煤量为 2320.7t/d，年利用 5500 小时的 2 套燃气蒸汽联合循环机组和 100 万吨/年的甲醇生产年耗标煤量为 287.27 万吨/年。

全厂循环冷却水量夏季为 174395m³/h；冬季为 163565m³/h；耗水量 866m³/h。

厂区内主要包括贮煤场、取水及厂内海水淡化、煤气化、空分区、净化区及甲醇合成储存、联合循环装置区、化学水处理、电气及厂前建筑区、贮煤场。

本案例燃煤采用神华布尔台煤，燃煤厂外运输采用铁路、水路联运方式。码头卸煤送到交接转运站，从交接转运站（包括交接转运站）到气化炉煤仓间的运煤栈桥属于厂内设计范围。储煤设施采用条形煤场方案，煤场贮量为 29×10⁴t，可供本期 5 台气化炉燃用约 25 天。冷却水系统采用直流供水系统，厂区生产用水、生活及空调用水均采用海水淡化水。配电装置采用屋内 GIS。2×12000t/d 的海水淡化采用热法。

同干法方案相比，增加了煤浆制备车间，本案例厂区用地为 71.39hm²。



10.2-2 湿法激冷方案

10.2.2 发电制氢制 CO 联产系统

本案例要连续、足额地向化学工业区提供原料氢气、蒸汽和 CO。根据所提煤质资料，提出以下设计方案。

安装 3 台 3030t/d（原煤）干法全热回收气化炉，配套建设 3 套（公称能力） $62000\text{Nm}^3/\text{h}$ 的部分整体化空分，2 套 MDEA 脱硫及 1 套低温甲醇洗脱硫，2 套 F 级燃气蒸汽联合循环机组，1 套 $12000\text{Nm}^3/\text{h}$ 的 PSA 制 CO 装置；1 套 CO 变换、1 套产量为 $40000\text{Nm}^3/\text{h}$ 的 PSA 制氢装置，发电 2 台机及制氢公用 1 套硫回收装置。设计工况发电、外供蒸汽年利用小时数 6500 小时，制氢、CO 装置年利用小时为 8000 小时。

2 套 MDEA 脱硫装置用于发电、供蒸汽及制 CO 的合成气脱硫，1 套低温甲醇洗脱硫装置用于制氢合成气脱硫。

动力岛为 F 级联合循环机组，暂按采用双轴布置。联合循环机组燃用合成气与制氢、制 CO 装置的尾气的掺混气，带基本负荷。

本案例的联合循环部分，除了发电之外，还供应化学工业区其他项目所需部分蒸汽。正常工况下，从联合循环机组的汽轮机中抽汽，在发电的同时，每套机组保证供给化学工业区 $100\text{t}/\text{h}$ （5.25MPa， 330°C ）和 $50\text{t}/\text{h}$ （3.3MPa， 300°C ）的蒸汽。对于企业的用汽，要保证其可靠性，因此当一台机事故时，另外一台机组承担 $300\text{t}/\text{h}$ 的蒸汽供应。

对应于 $40000\text{Nm}^3/\text{h}$ 的制氢装置产生的 CO_2 用于制作食品级（浓度 99.90%）和工业级（浓度 99.50%） CO_2 ，可外供食品级 CO_2 $1 \times 10^4\text{t}/\text{a}$ （1.25t/h）和工业级 CO_2 $32.13 \times 10^4\text{t}/\text{a}$ （40.16t/h）。

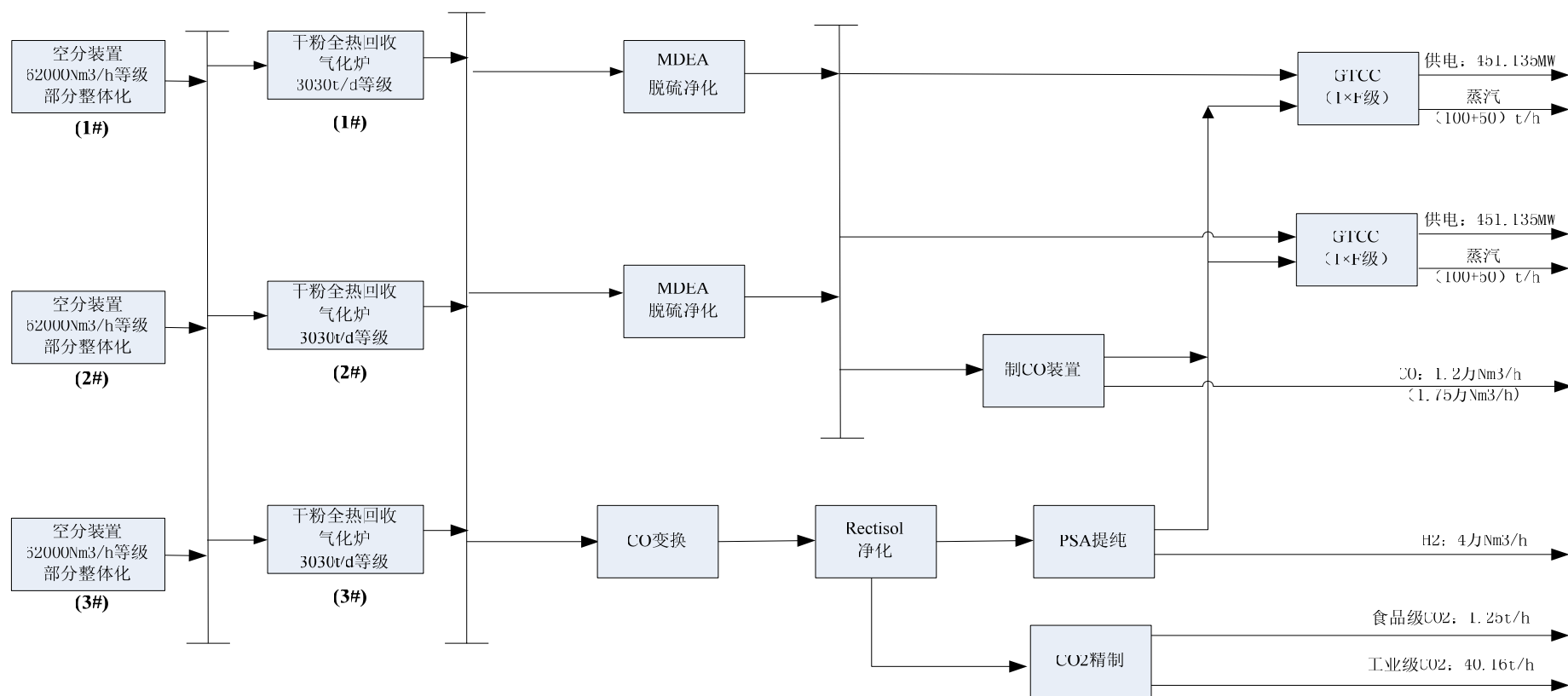


图 10.2-3 设计装机方案图

本案例采用的是褐煤提质煤，1 台气化炉每小时耗煤量为 126.16t/h，每天耗煤量为 3027.8t/d，每年耗煤量为 84.46 万吨。3 台气化炉每年的耗煤量为 253.38 万吨。

燃气蒸汽联合循环机组的循环冷却水、空分、气化、脱硫及制氢提纯的冷却用水均采用海水。根据机组的运行工况及水源的初步资料，暂定冷却水系统的冷却倍率夏季为 61 倍，冬季为 40 倍。

本案例耗水量约 1383m³/h，其中对外供热 480 m³/h，对外供应氢气 120 m³/h，发电 783m³/h，发电耗水指标为 0.241 m³/s GW。

取排水：循环水冷却水采用海水，工业用淡水采用河流引水，水厂供水作为备用水源，生活用水考虑采用自来水。

煤源及运输：采用码头来煤，栈桥输送进厂。

出线：采用架空出线。

煤场与原工程的圆形煤场统一规划，互相联系。厂区用地约 34.41hm²。

10.3 重点化工工艺模块

10.3.1 CO 变换模块

变换单元的作用是将合成气中的一氧化碳与水蒸汽通过变换反应生成氢气和二氧化碳。因此，变换是制取氢气的重要步骤。其工艺方法按选择的变换催化剂类型的不同分为普通变换和耐硫宽温变换两种。每种变换工艺均可采用中温变换和低温变换的不同组合实现一氧化碳转化和热量回收的目的。

常规变换催化剂使用温差相对较小；而且必须设置在在低温下操作的酸性气脱除单元的后面，这样的设置存在流程上的“冷热病”，即要先将合成气冷却脱硫，再升温并配入高压蒸汽进行变换，在能量利用上极不合理。

基于以上原因，常规变换都不是理想的选择。

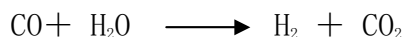
耐硫宽温变换采用 Co-Mo 系催化剂，操作温度在 240~480℃。Co-Mo 系耐硫变换催化剂，对合成气中的硫含量只有最低要求，没有上限限制，因此采用该工艺变换单元可设置在酸性气脱除单元之前，使流程的温度分布趋于合理。另外 Co-Mo 系耐硫变换催化剂起活温度低，对最低汽气比限制较为宽松，有利于变换反应器床层温度的控制。耐硫变换有低温催化剂，使用温度在 180~240℃，可将变换气中的一氧化碳含量降到 0.4%以下。

总的说来,采用耐硫变换工艺流程较为简单,能量分布合理。该工艺在国内外都有大量成熟的工程实践经验,催化剂的选择可立足于国内外,设备制造也无难点。

一氧化碳变换技术的发展取决于变换催化剂性能,而变换催化剂的性能及热回收方式决定了变换工艺的流程配置及工艺先进性,根据各种催化剂的工业应用情况,从目前大中型甲醇装置和合成氨装置变换工艺配置情况来看,主要采用间接换热工艺流程和淬冷工艺流程。

10.3.1.1 间接换热工艺流程

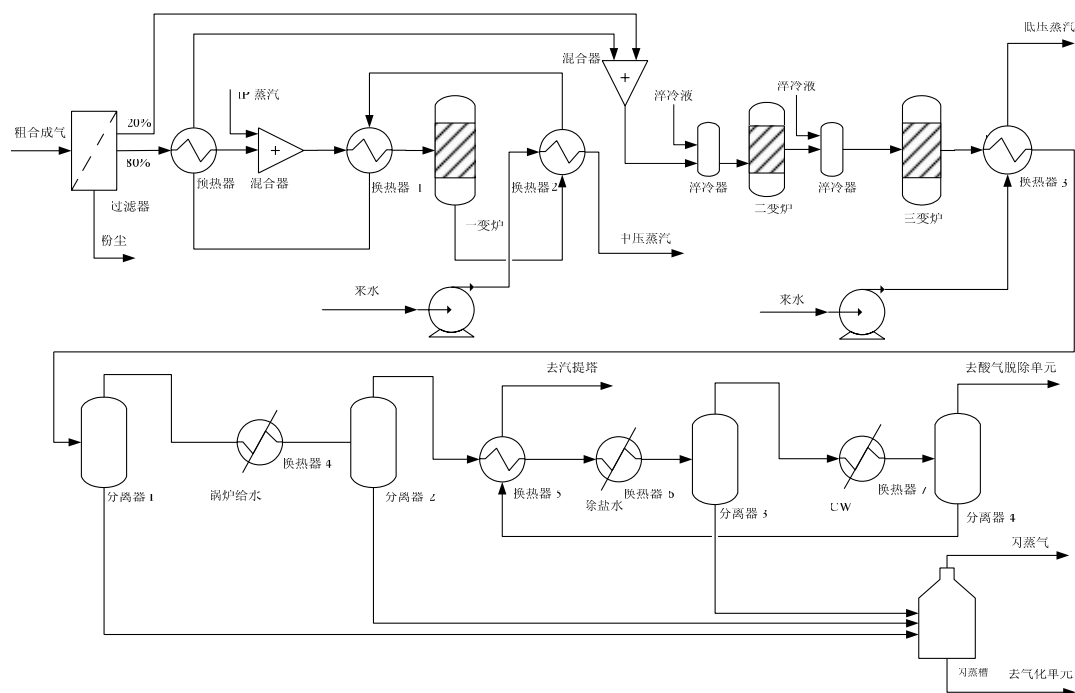
来自煤气化的煤气首先在粗煤气分离器中分离夹带的水分,然后进粗煤气过滤器。过滤后的煤气分为三股,一股流量约为总流量的30%与出低压废锅的变换气混合以调节变换气中的 H_2 、CO和 CO_2 之间的比例;一股流量约为总流量的50%经过粗合成气预热器与来自粗合成气换热器的变换气换热到 $220^{\circ}C$,进蒸汽混合器与来自煤气化的51bar饱和蒸汽混合后,在粗合成气换热器中与来自第一变换炉的变换气换热到 $260^{\circ}C$ 后进第一变换炉进行变换反应。



出第一变换炉的变换气温度为 $455^{\circ}C$,CO含量:18.7%(mol,干基)。出第一变换炉的变换气通过第三除盐水加热器将来自煤气化的饱和蒸汽过热到 $400^{\circ}C$,变换气则被冷却到 $330^{\circ}C$,然后依次经过粗合成气换热器和粗合成气预热器与进变换的煤气进行换热后,变换气被冷却到 $297^{\circ}C$,与另中一股流量约为总流量的20%煤气混合后进第二变换炉继续进行变换反应,出第二变换炉的变换气温度为 $385^{\circ}C$,CO含量:9.4%(mol,干基)。出第二变换炉的变换气通过低压废锅副产6bar饱和蒸汽约20.4t/h。然后依次第二除盐水加热器和第一除盐水加热器回收热量后,再在变换气水冷器中被冷到 $40^{\circ}C$ 后去酸性气体脱除工序。

来自第一变换气分离器,第二变换气分离器和第三变换气分离器的工艺冷凝液减压到约20bar后进冷凝液闪蒸槽,出冷凝液闪蒸槽的闪蒸汽去火炬,出冷凝液闪蒸槽的工艺冷凝液经冷凝液泵加压后送到煤气化。

催化剂升温及硫化采用氮气循环,宽变催化剂和低变催化剂分别升温 and 硫化。其流程图如10.3-1:



10.3-2 CO 变换工艺流程图

10.3.2 低温甲醇洗模块

10.3.2.1 低温甲醇洗工艺

低温甲醇洗国内外主要有三家，分别是 林德公司的低温甲醇洗工艺、鲁奇公司的低温甲醇洗工艺、大连理工大学温甲醇洗工艺。这三种工艺各有特点。

林德公司的低温甲醇洗工艺易于操作，生产运行稳定、可靠。该工艺为一步法低温甲醇洗工艺脱硫脱碳，其典型工艺是采用 5 塔流程，脱碳、脱硫分上下塔脱除，在一个塔内完成。浓缩塔上部甲醇抽出给吸收塔提供部分冷量； 采用专有的高效绕管式换热器，减少阻力，提高换热效率，特别是多股物流的换热，使工艺流程更为简捷，节省占地便于集中布置，但绕管式换热器需由专利商在国内合资厂提供，且价钱昂贵；采用锅炉给水洗涤变换气中的 NH_3 、 HCN 等，避免其进入系统造成堵塞。中压闪蒸为 1#，2#闪蒸罐； 在甲醇循环回路中设置甲醇过滤器，除去 FeS 、 NiS 等固体杂质，防止其在系统中积累而堵塞设备和管道。

鲁奇公司甲醇洗工艺也是一步法低温甲醇洗脱硫脱碳，采用典型 6 塔流程，脱硫脱碳分别在两个吸收塔内进行。在吸收塔底部贫甲醇给吸收塔提供部分冷量。流程中除原料气冷却器外，其余换热器采用列管式，在国内均可制造。 采用专有的高效塔盘，提高装置的操作弹性。再生塔采用高效除沫器可不设尾气吸收塔。

大连理工低温甲醇洗工艺 6 塔流程，国内业绩较多，运行情况良好，专利费低。

此外，国内多点都在搞工艺包，有：上海化建、寰球、宁波工程公司、赛鼎（原二院），其它天辰、华陆都有设计经验。寰球（华鲁恒升）：为 6.5MPa 低温甲醇+液氮洗合成氨工艺。

10.3.2.2 低温甲醇洗流程

对于低温甲醇洗(Rectisol)工艺，耐硫变换后脱硫脱碳工程，具体流程如图 10.3-3。

从变换来的原料气喷入甲醇，经冷却后，进入 V₁ 气液分离塔去掉水，然后进入 C₁ 塔脱硫脱碳，脱硫脱碳后的净化气与变换来的原料气换热复温后送燃气-蒸汽联合循环。在 C₁ 塔中，用贫甲醇吸收 H₂S、CO₂，该塔分上、下两部分，上塔是 CO₂ 脱除部分，由精洗、粗洗、初洗三段组成，下塔是 H₂S 脱除部分，由初洗段底部出来的无硫甲醇分为两股，一股进入脱 H₂S 段，脱除 H₂S 后经减压进入 C₂ 塔中部，另一股无硫甲醇经冷却减压后进入 C₂ 塔顶部，解析出大量的 CO₂，送往后序工段。同时，吸收由下段上升的 CO₂ 气体中 H₂S，以保证产品 CO₂ 中 H₂S 含量很小。从 C₂ 塔底部出来的富甲醇液送往 C₃ 塔，经 N₂ 气气提后，大部分残留 CO₂ 随尾气放空。塔底甲醇液送往 C₄ 塔进行热再生后经冷却送回 C₁ 塔作为吸收液循环使用。由 V₁ 分离出来的甲醇-水溶液送往 C₅ 塔进行分离，废水送往污水处理系统，甲醇蒸气经冷却后送回系统。

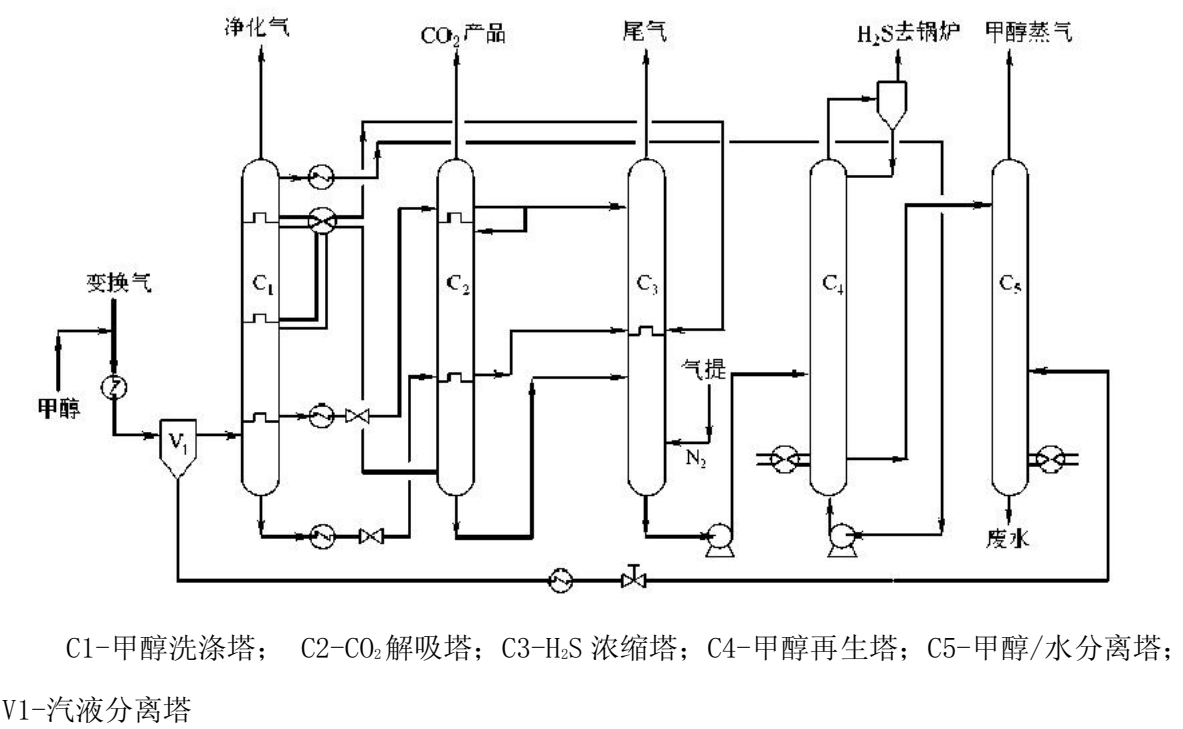


图 10.3-3 低温甲醇洗脱硫脱碳工艺流程

10.3.3 PSA 制氢模块

目前比较成熟的氢气提纯工艺方法主要有变压吸附技术、膜分离技术和变温吸附技术。

10.3.3.1 膜分离技术

膜分离的基本原理就是利用各气体组分在聚合物中的溶解扩散速率不同，因而在膜两侧分压差的作用下导致其渗透通过纤维膜壁的速率不同而分离的。

膜分离的工艺流程非常简单，主要由预处理(除雾器和加热器)和膜分离两部分组成。核心设备膜分离器的外壳类似一管壳式换热器，内装数万根细小的中空纤维丝。混合气体进入膜分离器壳程后，沿纤维外侧流动，维持纤维内外两侧一适当的压力差，则气体在分压差的驱动下，“快气”选择性地优先透过纤维膜壁在管内低压侧富集而作为渗透气导出膜分离系统，渗透速率较慢的气体则被滞留在非渗透气侧，压力几乎跟原料气的相同，经减压冷却后送出界区。其有以下特点：

- (1)对原料气特别敏感，要求不带液；
- (2)投资省、占地小、几乎无运行成本；
- (3)气源压力高，一般 $>6.0\text{MPa}$ ；
- (4) H_2 回收率高；
- (5)易于管理，平时几乎不需要维修；
- (6)可以回收大量的压力能，节约运行成本；
- (7)使用寿命长，一般可达10年以上。

10.3.3.2 变温吸附技术

变温吸附(TSA)的吸附剂是一种多孔的具有吸附性能的物质，其特性之一是在低温下吸附容量大，高温下吸附容量小。利用吸附剂的这一特性，使混合气体在较低温度下通过吸附剂床层，其中的杂质被吸附剂吸附，当吸附饱和后吸附剂不再具有吸附能力，此时加热吸附剂床层，被吸附的杂质从中解吸出来，同时吸附剂得到再生，供循环吸附使用。

由吸附塔、程控阀、解吸罐组成。程控阀智能控制两台吸附塔完成吸附和解吸的过程。有以下特点：

- (1)适合纯氢再提纯；
- (2)运行成本低，动力费用大大节约；

(3) 占地少、操作简单。

10.3.3.3 变压吸附技术

变压吸附 (PSA) 是一个近似等温变化的物理吸附分离过程, 利用吸附剂在相同的压力下对不同的物质具有不同的吸附能力、在不同的压力下对相同的物质具有不同的吸附能力, 且气体在吸附剂上的吸附容量随压力的升高而增大这一特性实现气体分离的。在较高的压力下进行选择性吸附, 在较低的压力下进行解析这两个过程组成的各塔交替切换循环工艺。

设备主要有程控阀门、吸附塔、顺放罐、解吸罐组成。其工艺过程由吸附、一至四次连续均压降压、逆放、抽真空、一至四次连续均压升压和产品最终升压几个步骤组成, 以先进智能的系统控制完成。变压吸附有以下特点:

- (1) 得到的氢气纯度比较高, 杂质含量少;
- (2) 工艺、操作都比较简单;
- (3) 在常温下进行;
- (4) 压力要求适应范围广;
- (5) 对原料气中 NH_3 和硫化物含量要求限制比较宽, $\text{NH}_3 < 0.1\%$, 无机硫 $\leq 100\text{mg}/\text{m}^3$ (约 70ppm) 就可以直接进入变压吸附装置, 省去了预处理装置;
- (6) 运行由计算机自动控制, 装置自动化程度高, 操作方便。

结合各种工艺特点和目前实际在运行的工程情况以及本工程炼油对氢的要求, 选择变压吸附技术作为氢气提纯工艺方案。

10.3.3.4 PSA 流程

PSA 制氢由吸附、均压降压、顺放、冲洗、均压升压和产品升压等步骤组成。具体过程如下:

✧ 吸附过程

自装置外来的气体自塔底进入正处于吸附状态的吸收塔内。在多种吸附剂的依次选择吸附下, 其中的 H_2O 、 CO_2 、 CH_4 和 CO 等杂质被吸附下来, 未被吸附的氢气作为产品从塔顶流出, 经压力调节系统稳压后送出界区去后工段。

✧ 均压降压过程

在吸附过程结束后, 顺着吸附方向将塔内较高压力的氢气放入其它已经完成再生的较低压力吸附塔的过程, 该过程不仅是降压过程, 更是回收床层死空间氢气的过程。

✧ 顺放过程

在均压降压结束后，首先顺着吸附方向将吸附塔顶部的产品氢气快速回收进顺放气缓冲罐的过程，这部分氢气将用作吸附剂的再生气源。

✧ 逆放过程

在顺放过程结束后，吸附前沿以达到床层出口。这时，逆着吸附方向将吸附塔压力降至 0.05MPa 左右，此时不吸附的杂质开始从吸附剂中大量解吸出来，逆放解吸气进逆放解吸气缓冲罐。

✧ 逆放冲洗过程

逆放过程后期，为使吸附剂得到彻底再生，用顺放气缓冲罐中的氢气逆着吸附方向对吸附床层同时进行冲洗，以进一步降低杂质组分的分压，使吸附剂再生效果更好。

✧ 冲洗过程

在逆放过程全部结束后，用顺放其缓冲罐中的氢气逆着吸附方向对吸附床层进行冲洗，使吸附剂得以彻底再生，该过程应尽量缓慢均匀以保证再生的效果。

✧ 均压升压过程

在冲洗再生过程完成后，用来自其它吸附塔的较高压力氢气一次对该吸附塔进行升压，这一过程与均压降压过程相对应。

✧ 产品升压过程

在均压升压过程完成后，为了使吸附塔可以平稳地切换至下一次吸附并保证产品纯度在这一过程中不发生波动，需要通过升压调节阀缓慢而平稳地用产品氢气将吸附塔压力升至吸附压力。

经过这一过程后吸附塔便完成了一个完整的“吸附—再生”循环，又为下一次吸附做好了准备。

10.3.4 甲醇合成模块

来自合成工序的粗甲醇在预精馏塔中分离不凝气体和轻组分。预精馏塔顶馏出物依次经预精馏塔冷凝器、膨胀气冷却器冷却到35℃后，粗甲醇中轻组份等杂质在膨胀气冷却器被分离后排出。冷凝液则通过预精馏塔回流槽回流入塔。预精馏塔底馏出液，经加压塔给料泵送加压精馏塔，其塔顶馏出甲醇蒸汽（122℃，0.68MPa）用作常压精馏塔再沸器热源，同时被冷凝为甲醇液体。甲醇液体流入加压精馏塔回流槽，一部分用泵送回加压塔作回流液，另一部分经冷却后送罐区作产品。加压精馏塔塔底馏出液

135℃，送常压塔。塔顶馏出物经精甲醇冷凝冷却器冷却至40℃左右送常压塔回流槽，通过常压塔回流泵一部分送回塔作回流液，另一部分送中间罐区。常压精馏塔底含少量甲醇的馏出液送回收塔，回收塔塔顶甲醇蒸汽经回收塔冷凝器冷却至40℃后，冷凝液流入回收塔回流槽，由回收塔回流泵加压后一部分作回收塔回流液，另一部分经回收甲醇冷却器冷却后送粗甲醇槽。回收塔塔底含少量甲醇和高碳醇的废水送污水处理站。

碱液（NaOH 溶液）视粗甲醇成份所需在预精馏塔前加入系统。

（5）氢回收

甲醇合成弛放气压力 7.4MPa、温度 40℃进入水洗塔进行水洗，高压水泵将水打到水洗塔塔顶，含醇水从水洗塔塔底送出氢回收系统。原料气离开水洗塔塔顶时温度大约 42℃，原料气携带有少量的液沫，在气液分离器除去夹带的雾沫。离开气液分离器的原料气进入进料加热器将原料气升温至 60℃，该加热器加热介质为低压蒸汽。

加热后的原料气离开装置的预处理单元进入普里森膜分离部分。在渗透侧得到压力 3.25MPa 的氢气，而非渗透气作为燃料气送煤气化装置作为磨煤干燥的燃料气。

（6）中间罐区

精馏工序临时停车时，合成工序生产的粗甲醇进入粗甲醇贮罐中贮存。精馏工序恢复生产时，粗甲醇经粗甲醇泵升压后送往精馏工序。

精馏工序生产的精甲醇，进入甲醇计量罐中。经检验合格的精甲醇用精甲醇泵升压送往成品罐区甲醇贮罐中贮存待售。

10.3.5 煤制天然气

近年来，受我国的天然气资源及开采速度的限制，天然气已经不能满足化工行业和城市生活中日益增长的需要，最理想的替代原料是煤。利用煤制甲烷技术，在煤炭丰富的西北、内蒙地区，建设大型煤制甲烷项目，利用管道将天然气送到中、东部地区应该是完全可行的。

煤制甲烷工艺分为间接甲烷化和直接甲烷化。

◇ 间接甲烷化

间接甲烷化，也称两步法煤甲烷化工艺，第一步指制煤气的过程，第二步指煤气化产品——合成气（经净化和调整 H_2/CO 比后的煤气）制甲烷的过程。

间接煤制甲烷的工艺包括：煤气化、空分、部分变换、净化（低温甲醇洗）、甲烷化五个单元，见图 10.3-4，各个单元的作用见表。

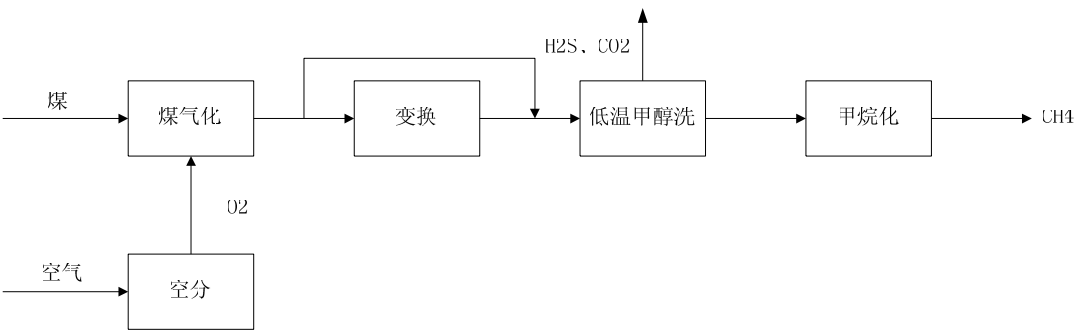


图 10.3-4 间接煤制天然气流程图

单元	作用
煤气化	制取合成气 CO+H ₂
空分	制取 O ₂
部分变换	调整 H ₂ /CO
净化（低温甲醇洗）	脱除 H ₂ S、CO ₂
甲烷化	合成 CH ₄

世界上第一个煤制甲烷的工厂，美国大平原煤气厂采用 Lurgi 煤气化工艺和甲烷化工艺。该厂日耗原料碎煤 1.27 万吨，生产 380 万标准立方米的人工天然气。

国内目前拟建和在建的煤制甲烷项目如下表：

项目	亿立方米/年
大唐国际发电股份公司，内蒙古克什克腾旗	40
辽宁省阜新市	40
内蒙古汇能煤化工有限公司	16
内蒙古庆华新疆伊犁煤制天然气	55
中电投新疆煤制天然气	60
大唐华银电力股份有限公司，内蒙古鄂尔多斯	18
大唐华银电力股份有限公司，内蒙古伊金霍洛旗	18

由于美国大平原项目采用了 Lurgi 气化技术，并且已经取得了二是多年的生产经验，因此国内普遍主张采用 Lurgi 煤气化技术作为煤制甲烷的气化技术。其汽出口含有 8%-10%的甲烷，同时投资比较低，可以使用褐煤作为原料。但采用 Lurgi 气化技术，流程中会副产焦油，焦油加氢可以作为燃料油或车用油，以及酚、氨，可以作为化工原料。

✧ 直接甲烷化

煤直接制甲烷工艺没有明显的煤气化和甲烷化两个过程，主要是在一个反应器中完成煤直接生产甲烷。美国巨点能源公司开发的蓝气技术是一步法的煤制天然气技术。通过对催化反应过程的优化，实现了在一个反应器中催化三种反应（气化反应、水煤气变换反应和甲烷化反应）。从而煤、蒸汽及催化剂可以在单一反应器内生产合成天然气。在该工艺中，离开气化炉底部的固体物流主要包括未转换碳，灰渣，催化剂组分。大致流程如下图：

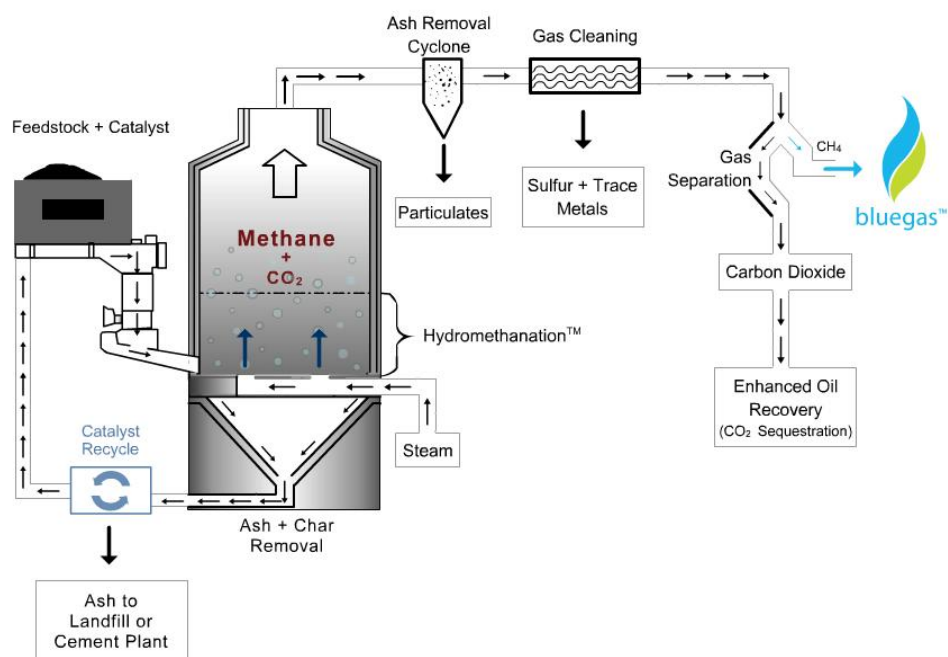


图 10. 3-5 一步法煤制天然气流程图

参考文献:

- 1、唐宏青, 现代煤化工新技术. 2009. 10, 化学工业出版社
- 2、贺永德, 现代煤化工技术手册. 2003. 11, 化学工业出版社
- 3、汪镇安, 化工工艺设计手册. 2003. 2, 化学工业出版社