中国可持续能源项目

大卫与露茜尔·派克德基金会
威廉与佛洛拉·休利特基金会
能　源　基　金　会
项目资助号：G-1007-13008

连云港 1200 MW IGCCS 项目可行性研究

The feasibility study on 1200 MW IGCC with CCS in Lianyunga

中国科学院能源动力研究中心

中国科学院工程热物理研究所

2011 年 9 月

项目组组成

项目委托单位：　能源基金会

项目承担单位：　中国科学院能源动力研究中心

中国科学院工程热物理研究所

项目负责人：　肖云汉研究员

项目组成员：　赵丽凤副研究员

王波助理研究员

迟金玲助理研究员

张士杰研究员

谢智敏工程师

李振博士研究生

黄粲然硕士

目录

一、研究背景及意义 1
二、主要工艺选择 4
2.1 气化技术选择 4
2.2 煤气冷却技术选择 8
2.2.1 输运床氧气气化基准电站煤气冷却技术选择 9
2.2.2 输运床氧气气化捕集电站煤气冷却技术选择 10
2.3 脱硫技术选择 12
2.4 CO_2 捕集技术选择 14
2.5 燃气轮机选择 17
2.6 空分技术选择 19
2.7 NOx 减排方式选择 21
2.7.1 燃料湿化与注蒸汽比较 22
2.7.2 氮气回注降 NOx 23
2.7.3 NOx 减排方式选择小结 25
2.8 主要工艺选择总结 26
三、1200 MW 级 IGCC 系统参数优化 27
3.1 气化炉运行压力和规模 27
3.2 煤气冷却器方案 29
3.2.1 煤气余热锅炉蒸汽参数对系统性能影响 31
3.2.2 煤气余热锅炉出口温度对系统性能的影响 33
3.2.3 煤气冷却器方案选择小结 34
3.3 CO_2 捕集率选择 34
3.3.1 不同捕集率下 CO 变换反应与 CO_2 吸收的耦合 35
3.3.2 不同捕集率系统的热力性能分析 37
3.3.3 不同捕集率系统的经济性分析 39
3.3.4 CO_2 捕集率选择小结 40
3.4 空分运行压力和氧气浓度的优化 40
3.5 燃气轮机通流调整方案比较 44

3.5.1 不同燃机通流调整方案对 IGCC 系统影响 45
3.5.2 燃气轮机与气化炉集成对 IGCC 系统影响 47
3.5.3 燃机通流调整方案小结 48
3.6 燃气轮机与空分集成方式比选 49
3.6.1 氮气回注率对 IGCC 系统性能影响 50
3.6.2 空分整体化对 IGCC 系统性能影响 52
3.6.3 燃气轮机与空分集成方式比选小结 53
3.7 燃机岛与气化岛热集成 54
3.7.1 基于输运床气化的 IGCC 电站低品位热利用 57
3.7.2 计算结果及分析 59
3.7.3 燃机岛与气化岛热集成小结 60
3.8 1200MWe 级 IGCC 系统参数优化总结 61
四、参考文献 62

一、研究背景及意义

我国富煤、贫油、少气，一次能源依赖煤炭、电力依赖煤电的格局将长期持续。2010 年，我国约 77%的发电量来自煤炭，煤电装机约 6.5 亿 kW。到 2050 年，我国不得不再消耗 1000 亿吨标准煤，用于发电的煤将从目前的 50%上升到 70%。煤的直接燃烧利用已引起严重的环境问题，使我国面临严峻的环境挑战和 CO_2 减排压力。高效、洁净、综合、低碳的煤炭利用是我国经济、社会发展的重大需求。

整体煤气化联合循环（Integrated Gasification Combined Cycle，缩写为 IGCC）是集成煤气化与燃气轮机联合循环的超清洁、高效发电技术。在 IGCC 中，煤先通过气化转化为煤气；然后煤气通过净化脱除硫等污染物，根据需要分离 CO_2；最后煤气通过燃气轮机和蒸汽联合循环转换为电。因此，对 IGCC 而言，控制污染和排放与能量转换是内在的集成，SO_2 排放仅为常规燃煤电站的 1/10，同时得到元素硫，有效解决我国硫磺资源的短缺，排烟中 NOx 可低于 20ppm@15%O_2(Vol)。IGCC 的供电效率比同等规模的常规燃煤电站高 6～8 个百分点，节水可达 50％。迄今为止，IGCC 也是迈向 CO_2 近零排放的最现实、经济的燃煤发电技术，考虑 CO_2 捕集后，IGCC 的发电成本比超临界燃煤电站的低 15-20%。IGCC 还可以联产清洁替代燃料和大宗基础化学品，突破单一行业内提高效率、改善经济性、控制排放的局限，通过不同行业的有机融合和不同技术的协同，将煤单一利用模式发展成物质转化与能量转换集成的综合利用模式，带动电力、化工、钢铁、煤炭行业的节能减排和优化升级，促进不同产业间的融合，形成新兴的综合能源企业、综合能源材料企业等；推动煤气化、重型燃气轮机等重大装备的自主创新，制造业产品结构调整，形成持续的竞争力。

IGCC 和联产是正在发展的技术，可用率在实践中不断提高。持续不断地改进 IGCC 技术中气化、净化、空分、燃气轮机等主要部件，优化系统配置和集成，更高效的形成标准化，提高 IGCC 系统的热力性能和可用率、降低成本，实现商业化应用构成了世界 IGCC 应用和发展的重要特点。在 IGCC 基础上实现 CO_2 捕集和封存的集成示范，也是发达国家 IGCC 相关部署的重要方面。与此同时，为加强 IGCC 中的“I”（集成），形成垄断的 IGCC 技术，GE 公司收购了 Texaco

煤气化，Siemens 收购了 GSP 气化，Mitsubishi 则自己同时研发燃气轮机和煤气化技术。为确保 IGCC 解决方案的竞争力，各制造商与工程公司也结成联盟，提供工程总承包服务，保证 IGCC 电站总体性能，提供交钥匙工程，这些联合体正在发展标准参考电厂。随着 IGCC 的需求快速增长，正在逐步形成垄断的 IGCC 技术。

国务院批准实施的《江苏沿海地区发展规划》明确提出，“支持江苏省与中国科学院在能源动力研究方面的合作，促进技术成果转化，建设清洁能源创新产业园”。清洁能源创新产业园包括清洁能源技术研发核心区、清洁能源产业育成区和清洁能源产业示范区。

清洁能源技术研发核心区。中国科学院能源动力研究中心面向国家能源动力发展重大需求和国际能源动力科技前沿，研发并掌握先进能源动力关键技术群，成为我国先进能源的研发中心，集聚中国科学院技术人才的平台和开展国内外合作的基地，不断增强自主创新能力。

清洁能源产业育成区。承接研发核心区和国内外清洁能源科技成果，引进国内外高层次创业创新人才团队、专业投资商、中介服务机构，吸纳国际清洁能源高端项目，发展国际化服务体系，按照“政府引导、科技驱动、企业为主体、市场化经营、资本助推”的运营模式，通过技术、人才、资本的结合，成功培育一批创新型企业、高新技术企业和新兴产业技术企业，形成产业集群。

清洁能源产业示范区。示范 1200 MWe 先进 IGCC 超清洁发电，2×1300 MWe 高参数超超临界发电，与 IGCC、超超临界集成的 10MWe 太阳能热发电，联产 SNG 5.38×10^{8} Nm^{3}/年、60 万吨/年聚乙烯、60 万吨/年聚丙烯、50 万吨/年乙二醇。进行捕集 100 万吨/年二氧化碳的试验、示范，并运送至 100 公里处进行含水层的封存。

本项目将进行 1200 MW IGCC 的可行性研究，本项目的实施正是落实《沿海规划》这一国家战略的具体举措，将推动江苏省建设成为国家重要的清洁能源研究和产业化基地，推进江苏省 IGCC/联产的研发产业化步伐。在示范工程的拉动下，将引领江苏众多上游企业产品升级换代。

连云港在发展清洁能源上已经有一定的产业基础，本项目的实施将极大地提升连云港市的产业层次和发展起点，推动新兴能源产业培育及壮大，推进临港产业内生循环经济发展，发展成为国家煤炭清洁利用技术创新的重要源头，解决方

案、工程咨询和服务的主要输出地，以及国际能源环境合作与对话的重要窗口，使连云港市能够更好地发挥振兴苏北和沿海开发的龙头作用。

二、主要工艺选择

IGCC 电站是一个由多单元组成的新型电站。各单元工艺技术的选择将大大影响电站的性能。本章对 IGCC 电站各单元技术的选择进行比较及分析。

2.1 气化技术选择

煤气化技术是 IGCC 的核心技术之一。从气固两相流的观点看可以将煤气化分为三类：固定床煤气化、流化床煤气化和气流床煤气化[1]。

加压固定床气化技术由于原料适应性较差、副产焦油和酚处理困难且单炉生产能力低，进一步扩大容量困难较大[1, 2]，目前在 IGCC 中较少采用。气流床气化技术是目前应用最为广泛也是技术最为先进的气化方式，如 GEE 气化炉及 Shell 气化炉，但气流床气化技术对高灰熔点、高灰份的煤种适应性较差，即便能够气化，效率和经济性也已大大降低[1]；此外气化炉内的高温条件对气化炉的材料、制造工艺、运行维护提出了很高的要求，气化炉造价和运行维护成本居高不下[1]。常规流化床气化技术原料适应性好，运行维护成本低，造价低，工艺流程简单，但缺点在于碳转化率和热效率相对较低。

我国的煤种很大一部分是高硫份、高灰份、高灰熔点煤种，采用目前工业化的气化方式必将导致能耗、成本的提高，系统的复杂和效率的下降。另外，对于发电企业来说，IGCC 的调峰能力是至关重要的一点，而 IGCC 调峰能力的关键就在于气化炉的优良调负荷能力，这一点是目前工业化气化炉所不具备的。

输运床气化的基本原理是基于循环流化床的形式，采用炉内高操作气速、高固体通量的密相输运条件，实现气化炉内高效的气固混合、传热传质、化学反应过程；通过高循环倍率实现固体颗粒在反应体系内的多次循环，实现较高的碳转化率；在气化炉内添加脱硫剂，通过炉内脱硫，实现气化原料中硫分的固化，简化甚至可以取消后续的脱硫工艺。同时，采用一台煅烧炉，将气化排渣、捕集飞灰进行煅烧，一方面将气化过程没有完全转化的残碳燃尽，提高碳利用率；另一方面将固硫后的脱硫剂煅烧生成稳定的硫酸盐，实现灰渣的无害化处理。输运床气化技术原料灵活，具有适应我国高硫、高灰、高灰熔点煤种的特点同时具有优良的负荷调节能力，满足我国发展煤基联产和 IGCC 对气化技术的要求。此外，

输运床气化技术不仅可以采用纯氧作为气化剂，也可以采用空气作为气化剂。

本项目将在考虑及不考虑 CO_2 捕集的情况下，对分别基于水煤浆气化、干煤粉气化、输运床氧气气化（原料灵活氧气气化）及输运床空气气化（原料灵活空气气化）的 IGCC 电站进行了热力性能及经济性比较。其中，不考虑 CO_2 捕集的电站称为基准电站，考虑 CO_2 捕集的电站称为捕集电站。在比较中，其他各单元采用相同的工艺及流程配置。

基于煤气余热锅炉冷却、干法除尘流程的水煤浆气化、干煤粉气化及输运床氧气气化 IGCC 基准电站的流程如图 2. 1 所示，输运床空气气化 IGCC 基准电站的流程如图 2. 2 所示。具体流程描述为：给煤经处理后进入气化炉，与纯氧/空气和蒸汽反应生成粗煤气。气化炉出口的高温粗煤气经煤气余热锅炉回收热量后降温至约 350℃，同时产生 10MPa/311℃高压饱和蒸汽。降温后的粗煤气经陶瓷过滤器除去其中的飞灰。除尘后的煤气经进一步冷却至约 38℃以满足 NHD 脱硫工艺要求。脱硫后的洁净煤气加湿后进一步预热至 276℃进入联合循环发电。各流程系统中，燃气轮机均选用 GE9351FA 重型燃机，余热锅炉采用三压再热型式。对采用氧气气化的系统，空分单元采用高压空分，空分整体化率为 50%。空分过程产生的 N_2 完全回注至燃气轮机燃烧室（图 2. 1）。对基于空气气化的系统，气化炉所需的空气 50%自燃气轮机压气机末端抽取，经进一步压缩后输送至气化炉，50%由单独的空压机提供（图 2. 2）。

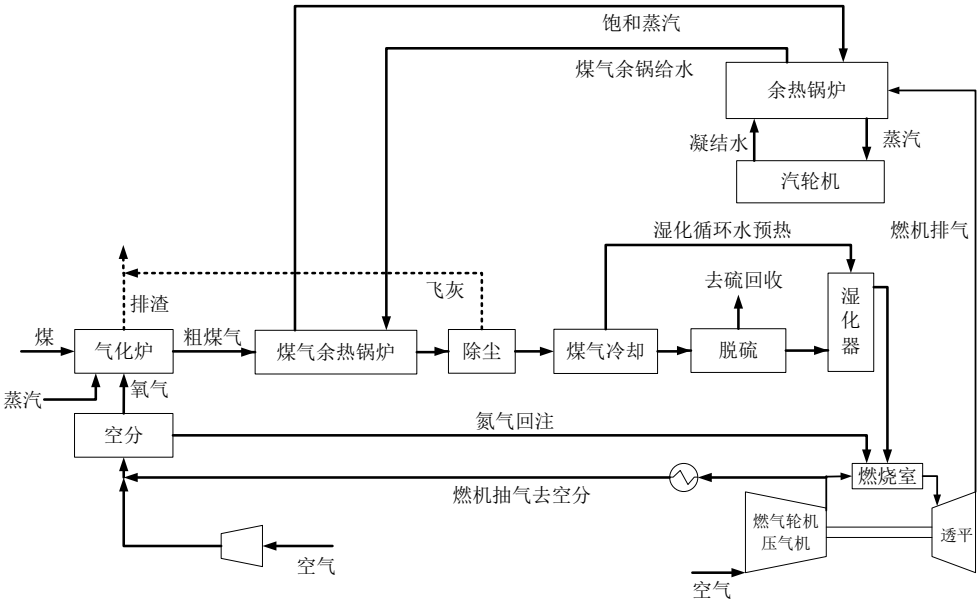

图 2. 1 基于水煤浆、干煤粉及输运床氧气气化 IGCC 基准电站流程

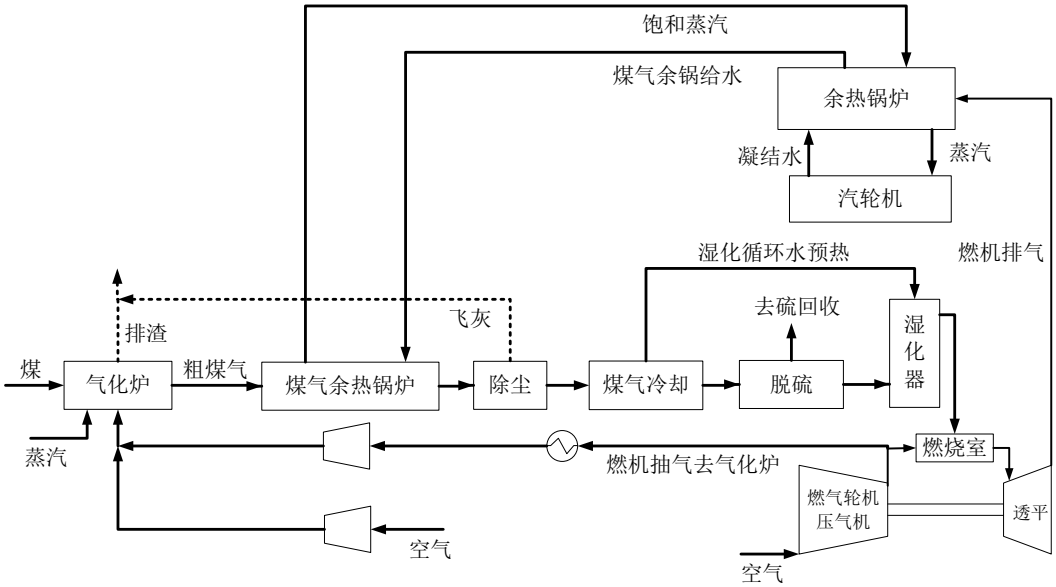

图 2. 2 基于输运床空气气化 IGCC 基准电站流程

对各气化炉基准电站系统进行 CO_2 捕集，即引入水煤气变换 WGS（Water Gas Shift）单元及 NHD 法 CO_2 分离单元。煤气经除尘后进入 WGS 单元，将其中绝大多数的 CO 通过水煤气变换反应转换为 CO_2 和 H_2，经热量回收及冷却后，进入 NHD 单元进行脱硫及脱碳。统一各方案 CO_2 的捕集率为 90%。为实现这一捕集率，WGS 单元 CO 的转换率需达到 97%~98%（统一为 97%），CO_2 分离单元的 CO_2 吸收率为 92%。煤气进入 WGS 单元的温度为 230℃。

在各系统构建及调节中均维持如下的标准：（1）保证各燃机的输出功为 286MWe，主要通过燃机抽气调节，仍不能满足要求时，通过调节压气机的 IGV 实现；（2）各系统 NO_x 排放量控制在 80mg/Nm^3（@16%O_2）以下，燃料加湿程度越高，系统的 NO_x 排放越少，对通过 N_2 回注和燃料加湿仍不能满足 NO_x 排放要求的系统，通过向燃烧室注蒸汽实现其 NO_x 排放要求。（3）系统中对煤气降温过程的余热利用方式包括：产生高压蒸汽、湿煤气预热、加热湿化用水、冷凝水预热。

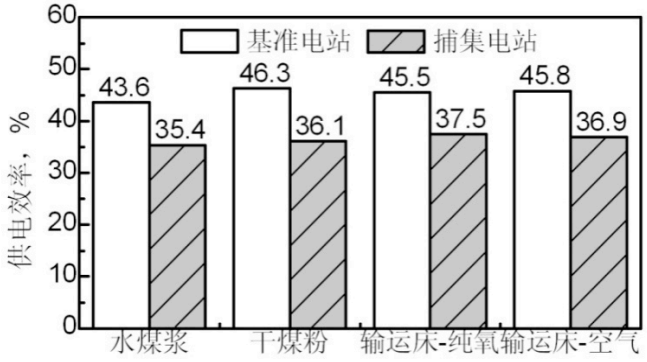

图 2. 3 不同气化技术系统供电效率比较

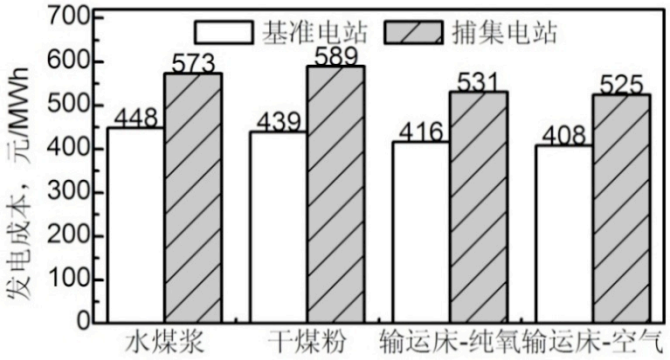

图 2. 4 不同气化技术系统发电成本比较

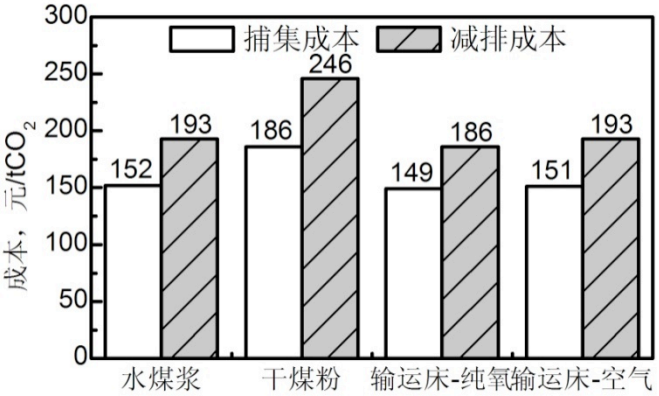

图 2. 5 不同气化技术系统 CO_2 捕集及减排成本比较

对以上基于四种气化炉的 IGCC 基准电站及捕集电站的供电效率、发电成本、CO_2 捕集成本及减排成本的对比如图 2. 3-图 2. 5 所示。由图中可以看到，考虑 CO_2 捕集前，干煤粉气化炉系统的供电效率最高，输运床空气气化系统的发电成本最低。考虑 CO_2 捕集后，输运床氧气气化捕集系统的供电效率最高，而

输运床空气气化捕集系统的发电成本最低，输运床氧气气化系统的 CO_2 捕集成本及减排成本最低。通过比较可以看出，基于输运床气化技术的 IGCC 电站在经济性方面具有较大的优势，且更适合于 CO_2 的捕集。分别基于输运床纯氧及空气气化的 IGCC 电站，对基准电站而言，氧气气化电站的热力性能及经济性均略差于空气气化电站，而对捕集电站，氧气气化电站的热力性能更优，且捕集前后的 CO_2 减排成本更低。此外，考虑到灵活原料气化技术更适合我国存储量巨大的“四高”煤（高硫、高灰、高灰熔点、高水分），显著降低燃料成本，从而降低 IGCC 的发电成本。本项目选择输运床氧气气化技术作为 IGCC 发电的基本方案。

2.2 煤气冷却技术选择

煤气化生成的高温粗煤气中含有大量的飞灰以及 H_2S、COS、NH_3 等污染物，需经过净化后才能进入燃气轮机。目前在 IGCC 中应用的成熟的干法除尘操作温度一般在 400℃以下，粗煤气需要先冷却以满足净化工艺的要求[3]。

高温粗煤气冷却主要采用两类方法：一种是激冷，直接喷水将煤气冷却，再经洗涤除去煤气中的飞灰；另一种通过煤气余热锅炉回收煤气冷却放热产生蒸汽。煤气余热锅炉根据换热方式不同可分为辐射式和对流式。粗煤气温度较高（如 700℃以上）时以辐射换热为主，温度较低时以对流换热为主。目前，煤气余热锅炉一般只产饱和蒸汽，锅炉给水来自联合循环余热锅炉，产生饱和蒸汽送回联合循环余热锅炉过热，然后送往汽轮机做功[3]，示意如图 2. 6。与激冷流程相比，煤气余热锅炉有效利用了粗煤气显热，IGCC 净效率可提高 3-5 个百分点[3]。所以，国际上几个典型的煤基 IGCC 电站均设置了煤气余热锅炉。

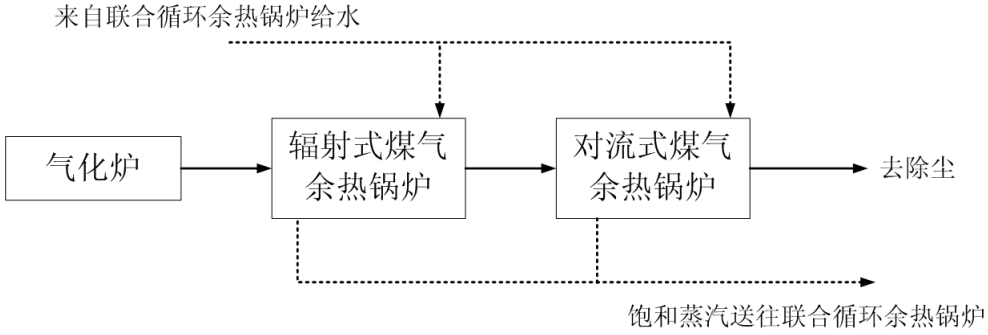

图 2. 6 煤气余热锅炉流程图

IGCC 系统中引入 CO_2 捕集单元后，将导致系统的输出功及效率均有所降低。

其主要有三方面的原因：（1）WGS 单元需要消耗大量的中压蒸汽，这部分蒸汽除了利用系统煤气冷却过程产生的蒸汽，主要从蒸汽循环单元抽取，将大大影响蒸汽轮机的输出功；（2）CO_2 分离单元吸收剂再生过程需要消耗大量的能量；（3）CO_2 压缩耗功。对采用特定 CO_2 分离过程的系统，CO_2 分离单元及压缩单元的能耗由捕集的 CO_2 量决定。提升系统的热力性能，只能从减少 WGS 单元蒸汽消耗的角度入手。进入 WGS 单元的煤气中水蒸气含量越高，从联合循环抽取的蒸汽量越少。选择何种煤气冷却方式，将直接影响进入 WGS 单元煤气中水蒸气的含量。显然，采用激冷流程时，进入 WGS 单元煤气中水蒸气的含量较高，WGS 单元的蒸汽消耗越少。然而，激冷流程又导致了高温煤气大量热量的浪费。

本项目对基于输运床氧气气化的系统，分别在考虑及不考虑 CO_2 捕集的条件下，分析煤气余热锅炉冷却方式及激冷方式选择对系统热力性能及经济性的影响。其中采用煤气余热锅炉冷却时，分别采用湿法及干法除尘。分析中其他单元工艺技术选择与 2.1 节相同。以下图及表中“废锅”即指煤气余热锅炉。

2.2.1 输运床氧气气化基准电站煤气冷却技术选择

表 2. 1 输运床氧气气化 IGCC 基准电站热力性能

	激冷	废锅-湿法	废锅-干法
IGCC 供电效率（LHV），%	42.13	44.90	45.46
IGCC 供电功率，MWe	379.30	404.18	409.26
气化炉耗煤量，t/hr	152.62	152.62	152.62
燃气轮机发电功率，MWe	286.0	286.0	286.0
汽轮机发电功率，MWe	140.6	166.6	171.8
除尘后气体温度，℃	193.0	158.0	350.0
除尘后气体含湿量，vol%	52.2	23.0	17.3
进燃机燃料气加湿量，vol%	17.0	17.0	17.0
比投资，元/kW	6441	6867	7038
发电成本，元/MWh	423	417	416

对输运床氧气气化 IGCC 基准电站各方案，燃料湿化及氮气回注可满足燃机 NO_x 排放要求，无需注蒸汽。各方案热力性能及经济性结果如表 2. 1 所示。由表中可以看出，激冷流程系统的供电效率分别比煤气余热锅炉湿法及干法除尘流程

系统低 2.8 及 3.3 个百分点，发电成本分别高 1.4%及 1.7%。煤气余热锅炉湿法除尘流程系统与激冷流程系统相比供电效率的提高程度与文献[4]研究结果相近。在经济性方面，激冷流程系统的发电成本比煤气余热锅炉湿法及干法流程系统分别高 6 元/MWh 及 7 元/MWh。

2.2.2 输运床氧气气化捕集电站煤气冷却技术选择

对输运床氧气气化 IGCC 电站，考虑 CO_2 捕集以后系统的热力性能及经济性分析结果如表 2. 2 所示。由于激冷过程后煤气中已含有大量的水份（52.2%），激冷流程的系统中 WGS 单元的水蒸气需求量远小于煤气余热锅炉湿法及干法除尘流程系统。激冷流程系统的供电效率比煤气余热锅炉湿法及干法除尘流程系统分别低 0.9 及 1.4 个百分点。三种系统的发电成本相近，煤气余热锅炉干法除尘流程系统略低。

输运床氧气气化各系统考虑 CO_2 捕集前后的净输出功、供电效率、比投资及发电成本的比较如图 2. 7-图 2. 10 所示。

表 2. 2 输运床氧气气化炉 IGCC 系统 90%捕集时性能

	Case3-1	Case3-2	Case3-3
IGCC 供电效率（LHV），%	36.11	37.04	37.49
IGCC 供电功率，MWe	346.00	354.91	359.18
气化炉耗煤量，t/hr	162.41	162.41	162.41
燃气轮机发电功率，MWe	286.0	286.0	286.0
汽轮机发电功率，MWe	133.5	142.7	147.1
除尘后气体温度，℃	193.0	158.0	350.0
除尘后气体含湿量，vol%	52.2	23.0	17.3
WGS 单元需蒸汽量，t/hr	16.2	190.5	212.0
比投资，元/kW	9180	9645	9809
发电成本，元/MWh	531.7	531.4	530.8
CO_2 捕集成本，元/MWh	137	148.1	149.4
CO_2 减排成本，元/MWh	163	183.8	185.5

同样看到，激冷流程系统捕集前后的净输出功及供电效率的降低程度，比投资及发电成本的升高程度均小于煤气余热锅炉湿法及干法除尘流程系统。考虑

CO_2 捕集后，三种流程系统的供电效率分别比各自的基准系统降低了 6、7.9 及 8.0 个百分点。由于激冷流程系统捕集前后供电效率的降低小于废锅流程系统，激冷流程系统发电成本的升高程度也相对较小。三种系统发电成本分别比各自的基准系统升高了 25.7%、27.4%及 27.6%。这也是造成煤气余热锅炉干法流程系统捕集后发电成本的优势不如捕集前明显的主要原因。

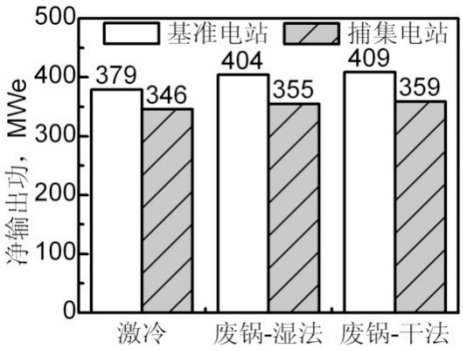

图 2. 7 输运床纯氧-净输出功比较

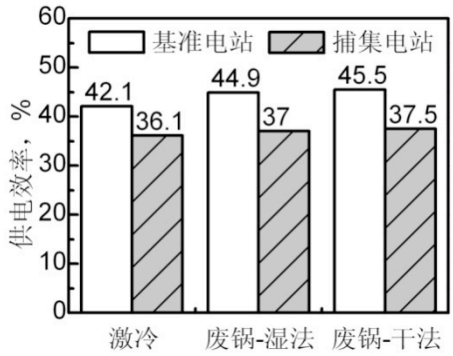

图 2. 8 输运床纯氧-供电效率比较

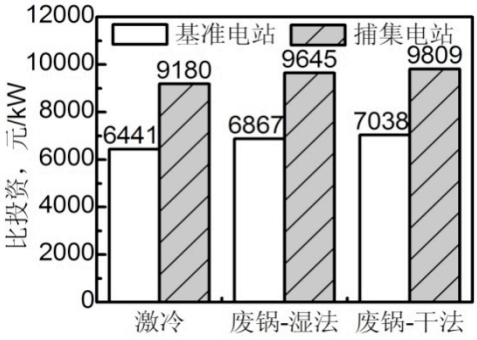

图 2. 9 输运床纯氧-比投资比较

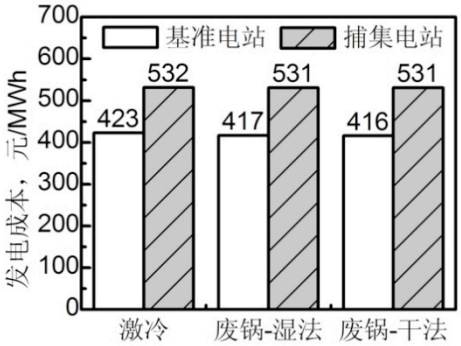

图 2. 10 输运床纯氧-发电成本比较

通过以上的比较可以看出，对输运床氧气气化 IGCC 系统而言，CO_2 捕集对激冷流程系统的净输出功及供电效率的影响最小，煤气余热锅炉干法除尘流程捕集系统的供电效率最高。从经济性角度而言，三种流程系统的发电成本相近，其中激冷流程系统的发电成本略高，煤气余热锅炉干法除尘流程系统的发电成本最低。

以上结果表明：尽管采用激冷流程方案系统 CO_2 捕集前后供电效率的降低小于煤气余热锅炉流程方案，但无论是否考虑 CO_2 捕集，采用煤气余热锅炉冷却方案的系统供电效率均高于激冷流程方案，发电成本低于激冷流程方案系统。因此，本项目选择辐射式煤制气冷却器+对流式煤制气冷却器作为 IGCC 发电基

本方案。

2.3 脱硫技术选择

IGCC 发电系统中，煤气中的含硫组分主要以气态形式存在，包括 H_2S 和 COS，这些组分进入燃气轮机内，会腐蚀叶片，降低燃气轮机寿命，排放气也会污染环境，因此对煤气中含硫组分的脱除就显得十分必要。煤气脱硫工艺可分为干法脱硫和湿法脱硫两种。

干法脱硫，通常称为中高温脱硫法，是指通过中高温脱硫剂（金属氧化物）和煤制气中的含硫组分反应生产金属硫化物，从而达到脱除含硫组分的目的。中高温金属脱硫剂主要包括 Fe、Mn、Zn、Cu 和 Ca 基氧化物。和常规的湿法脱硫相比，高温脱硫可回收高温煤气中占热值约 15～20％的显热，并提高发电效率 2％以上，省去了热交换装置，减少了设备投资，简化了系统，降低了发电成本等优点，也是目前正在广泛研究和发展的脱硫方法，目前还处于试验性的阶段，还没有商业化的业绩。

湿法脱硫分为物理吸收法和化学吸收法。物理吸收法的原理是，根据亨利定律，低温高压有利于吸收剂对酸性气体的吸收。物理吸收法主要有低温甲醇洗（Rectisol）、Selexol 和 NHD 工艺等。其中 NHD 工艺为国内自主研发工艺，类似于国外的 Selexol 工艺。化学吸收法的原理是，利用碱性吸收剂，通过化学反应将气体中的酸性气体吸收出来。化学吸收法主要有 MDEA 法、MEA 法等。

国外对常规湿法脱硫工艺进行了优化，用于 IGCC 示范的湿法脱硫工艺有两种，即 Selexol 物理吸收法和 MDEA 化学吸收法。这两种方法在国内外化工行业及 IGCC 电站的应用均较多。与 Selexol 法相比，MDEA 法造价要低一些，但脱硫效率不及 Selexol 法。由于常温脱硫工艺较为成熟，已商业运行，根据目前各种常温湿法脱硫在 IGCC 中的应用情况以及脱硫工艺的过程特点，针对我国 IGCC 示范电站应推选常规湿法脱硫工艺，而在众多的湿法脱硫工艺中应选用类似于国外的 Selexol 法的 NHD 法或 MDEA 法为宜。本项目将对两种方法的性能进行比较，从而确定本项目脱硫工艺的基本方案。

湿法脱除 H_2S 的过程选择主要体现在吸收剂的再生能耗上，在比较两种脱硫方式的优劣时，采取的其他技术保持一致，例如两种脱硫技术均基于同一种气化方式：输运床纯氧气化。两种脱硫技术的流程相类似，其能耗均体现在溶液再

生装置的再沸器上；不同之处在于其脱除 H_2S 的原理不同。MDEA 溶液是一种以 MDEA 与水组成的溶液，其选择性脱硫体现在 MDEA 溶液与 H_2S 及 CO_2 的反应速率不同。在 H_2S 与 CO_2 同时存在的条件下，MDEA 法几乎完全脱除 H_2S，即与 H_2S 完全发生反应而部分脱除 CO_2。NHD 是一种有机溶剂，其吸收的原理主要体现在其对 H_2S 高的溶解度，选择性表现在，NHD 对 H_2S 的相对溶解度约是 CO_2 的 9 倍。两种流程相同但原理不同的脱硫方法在耗能方面有些许差异。

湿法脱硫工艺的简单流程图如图 2. 11 所示。MDEA 法脱硫的流程为：塔顶部的 MDEA 溶液与塔底部进入的煤制气接触发生选择性化学吸收反应，从而实现 H_2S 的脱除。富含 H_2S 的底部溶液经预热后进入再生塔再生，预热的目的是利用再生塔贫液的热量降低再生塔能耗。富液由再生塔塔顶流下，与来自塔底的蒸汽发生能量交换，吸收热量发生吸收反应的逆反应，从而解析出 H_2S 以及 CO_2 等气体。NHD 脱硫的流程与 MDEA 脱硫流程类似，不同的是 NHD 对 H_2S 的吸收与解析是一种物理行为，未发生化学反应，在解析塔中，由于温度上升，压力下降，H_2S 等气体在 NHD 溶液中的溶解度降低从而析出。由于整个过程中未发生化学反应，因此 NHD 脱硫的能耗相对较低。

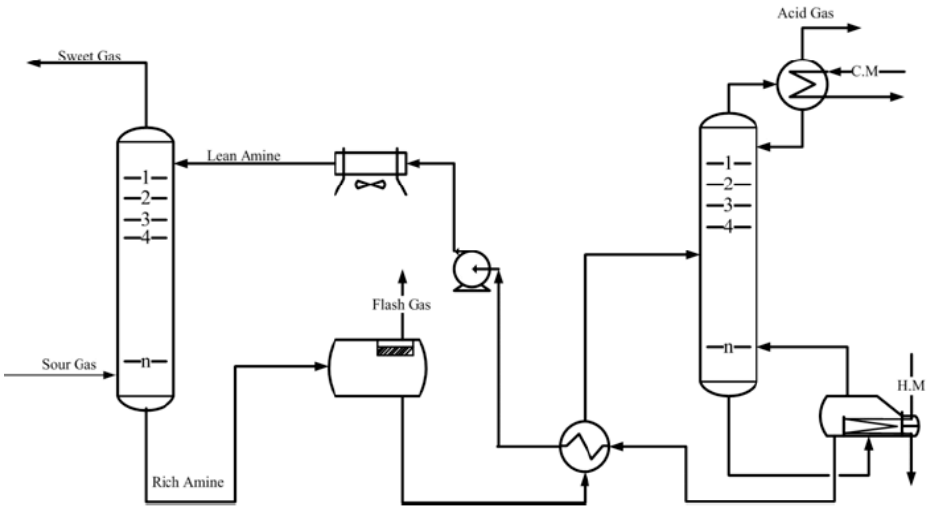

图 2. 11 湿法脱硫工艺简单流程图

表 2. 3 分别基于 MDEA 法及 NHD 法脱硫的 IGCC 系统性能对比

	MDEA	NHD
耗煤（t/h）	152.80	152.62
热值（kJ/kg）	21236	21236
脱硫率	443.51	443.34

发电功率（MW）	10.42	10.39
空分氧气压缩机耗功（MW）	22.32	22.26
空分空气压缩机耗功（MW）	0.10	0.09
脱硫循环泵电耗（MW）	1.76	1.75
水处理及水循环泵耗（MW）	0.09	0.07
Claus 鼓风机（MW）	2.13	2.12
煤处理（MW）	1.11	1.11
Slag 处理（MW）	7350.93	6432.07
再生蒸汽消耗（kg/h）	405.58	405.55
发电效率	45.00	45.05

分别基于 MDEA 法及 NHD 法脱硫的 IGCC 系统的热力性能结果如表 2. 3 所示。结果表明，在相同的脱硫率下，MDEA 再沸器能耗消耗约为 3269kJ/kg H_2S，NHD 约为 MDEA 的 83%。因此，NHD 法的蒸汽耗量较小。基于 NHD 法的 IGCC 系统发电效率略高于 MDEA 法。

根据以上 MDEA 法及 NHD 法脱硫工艺的比较，本项目选择 NHD 法脱硫工艺为脱硫单元基本方案。

2.4 CO_2 捕集技术选择

CO_2 捕集工艺有很多，典型的如以 MDEA 法为代表的化学吸收法，以 Selexol 法（NHD 法）为代表的物理吸收法。选择何种 CO_2 捕集工艺将大大影响到 CO_2 捕集过程的能耗，从而影响电站的性能。一般来讲，IGCC 中煤制气具有较高的压力和 CO_2 浓度，适合于采用物理吸收法，而对输运床空气气化系统而言，由于氮气的稀释，CO_2 的分压低于氧气气化的情况，这可能会影响到 CO_2 分离工艺的选择。

本项目对基于四种气化炉的 IGCC 系统，分别采用 NHD 法及 MDEA 法对系统的 CO_2 进行捕集，以识别适用于不同气化炉系统的 CO_2 捕集工艺。

表 2. 4 不同 CO_2 捕集方法下水煤浆气化及干煤粉气化 IGCC 捕集电站性能比较

	水煤浆气化			干煤粉气化		
CO_2 捕集方式	Ref	NHD	MDEA	Ref	NHD	MDEA
CO_2 捕集率，%	-	90	90	-	90	90

供电效率（LHV），%	43.64	35.38	31.92	46.32	36.10	32.53
供发电功率，MWe	444.93	392.16	351.47	412.01	362.14	322.73
气化炉耗煤量，t/hr	172.83	188.36	186.64	150.79	170.07	168.17
燃气轮机发电功率，MWe	286.00	286.00	285.88	286.00	285.89	286.01
汽轮机发电功率，MWe	228.10	206.00	166.38	178.30	156.21	117.36
比投资，元/kW	8156	11302	11836	8470	12487	12718
发电成本，元/MWh	448	573	606	439	589	619

表2. 4给出了水煤浆气化炉及干煤粉气化炉IGCC捕集电站分别采用MDEA法及 Selexol 法捕集 CO_2 时的热力性能及经济性。可以看出，对水煤浆气化炉及干煤粉气化炉 IGCC 捕集系统，均是采用 Selexol 法捕集 CO_2 时系统的供电效率更高，发电成本更低。

表 2. 5 不同 CO_2 捕集方法下输运床纯氧及空气气化 IGCC 捕集电站性能

	输运床氧气气化			输运床空气气化		
CO_2 捕集方式	Ref	NHD	MDEA	Ref	NHD	MDEA
CO_2 捕集率，%	-	90	90	-	90	90
供电效率（LHV），%	45.46	37.49	34.34	45.76	36.92	35.21
供发电功率，MWe	409.26	359.18	330.38	460.50	404.01	380.59
气化炉耗煤量，t/hr	152.62	162.41	160.285	170.62	185.50	183.22
燃气轮机发电功率，MWe	286.0	286.0	286.0	286.0	286.0	286.0
汽轮机发电功率，MWe	171.8	147.1	131.40	225.3	203.0	179.46
比投资，元/kW	7083	9809	9881	6720	9548	9430
发电成本，元/MWh	416	531	551	408	525	537

表 2. 5 为输运床气化炉 IGCC 捕集电站热力性能及经济性的比较结果。对输运床气化炉 IGCC 捕集电站而言，采用 MDEA 法分离 CO_2 时，输运床空气气化系统的供电效率比氧气气化系统高约 0.9 个百分点，发电成本低 14 元/MWh，其热力性能及经济性均好于氧气气化系统，这与国外南方公司得到的结论一致。而采用 Selexol 法捕集 CO_2 时，考虑 CO_2 捕集后，氧气气化系统的供电效率则比空气气化系统高 0.6 个百分点。由表 2. 5 可以看出，采用 MDEA 法分离 CO_2 时，输运床纯氧及空气气化 IGCC 捕集系统的供电效率较各自的基准系统分别降低

了 11.12 及 10.55 个百分点，空气气化系统的变化程度较小。主要是因为空气气化系统气体流量较大，煤气冷却过程中有更多的热量可以回收，用于产生中压蒸汽供给 WGS 单元，相对减少了对蒸汽循环抽汽的依赖。而采用 NHD 法分离 CO_2 时，纯氧及空气气化捕集系统的供电效率较各自的基准系统分别降低了 7.97 及 8.83 个百分点，空气气化系统的变化程度则大于氧气气化系统，空气气化系统的优势不复存在。产生这种现象的主要原因是，入口气体中 CO_2 的浓度变化对 MDEA 法及 NHD 法分离 CO_2 过程的吸收剂流量及过程能耗的影响不同。

为了进一步解释以上现象，本项目对 Selexol 法及 MDEA 法进行了敏感性分析及比较。图 2. 12 及图 2. 13 分别给出了在相同的 CO_2 吸收率下，Selexol 法（即图中的 NHD 法）及 MDEA 法吸收剂的相对流量及过程相对能耗随气体中 CO_2 摩尔浓度变化的变化。由图 2. 12 可以看出，随着气体中 CO_2 浓度的降低，MDEA 及 Selexol 吸收剂流量都有所增加，Selexol 吸收剂流量的增加尤为明显。当气体中 CO_2 的浓度由 39%降低到 16%时，吸收同样量的 CO_2 需要的 Selexol 吸收剂的流量增加了 120%以上，相对而言，MDEA 溶液仅增加了 10%。由图 2. 13 可以看出，随着气体中 CO_2 浓度的降低，两种方法的过程相对能耗均有所增加，NHD 法的能耗增加尤为明显。可见，Selexol 法分离 CO_2 过程对气体中 CO_2 浓度的变化更为敏感。

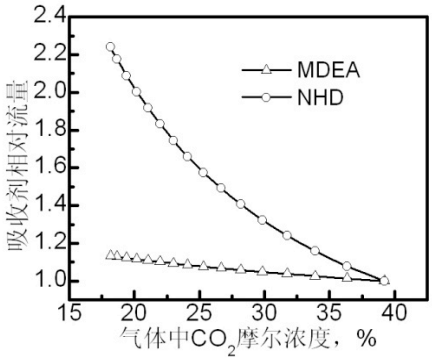

图 2. 12 吸收剂相对流量的变化

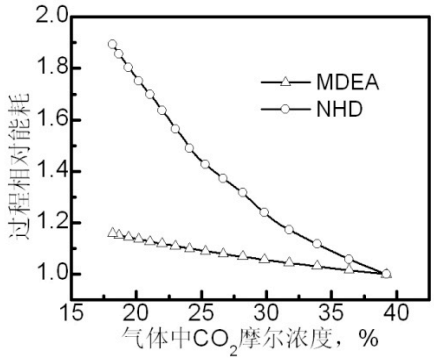

图 2. 13 过程相对能耗的变化

对输运床纯氧及空气气化系统而言，尽管空气气化系统在减少抽汽方面有一定优势，但由于煤气中 CO_2 浓度较低，空气气化系统中 NHD 脱碳过程的能耗远大于氧气气化系统。因此，采用 NHD 法捕集 CO_2 时，氧气气化系统的供电效率更高。然而从 CO_2 分离方法选择的角度来看，无论对采用氧气气化还是空气气化的系统，采用 Selexol 法分离 CO_2 对系统的热力性能及经济性的影响均小于采

用 MDEA 法。

以上的分析表明，对干煤粉、水煤浆、输运床纯氧、输运床空气气化 IGCC 捕集系统而言，采用 Selexol 工艺系统热力性能优于采用 MDEA 工艺的 IGCC 系统，因此，本项目选择 Selexol 法为 CO_2 捕集单元工艺。

2.5 燃气轮机选择

燃气轮机是 IGCC 动力岛的关键设备。IGCC 电厂的方案确定，首先是由燃气轮机选型并确定工况点，然后才进行煤气化、净化系统的配套、空分系统配套，进而进行余热锅炉、蒸汽轮机的选型。发电用燃气轮机通常以天然气或轻柴油为燃料设计，目前应用于 IGCC 的燃气轮机都是在天然气燃气轮机基础上改造。

常规燃气轮机经过几十年长足的发展，已经形成了完整的几个系列，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 公司和日本的三菱公司。这些公司生产的部分燃机的主要性能见表 2. 6。不同厂家生产的燃气轮机类型不仅相同，相近规模燃机的热耗率及效率相近。

表 2. 6ISO 工况下 50Hz 典型燃气轮机简单循环性能

制造厂商	燃机型号	燃机出力（MW）	效率（%）	热耗率（kJ/kWh)
GE	PG6581B	42.1	32.2	11175
GE	PG9171E	126.1	33.8	10656
GE	PG9351FA	256.2	37	9729
Simens	94.2	157	34.4	10465
Simens	94.3A	265	38.5	9351
Mitsubishi	701D	139.4	34.2	10529
Mitsubishi	701F	252.5	37.3	9643

上述 3 家公司均有燃气轮机用于 IGCC 电厂。世界上部分已运行 IGCC 电厂使用的燃气轮机厂家、型号和性能如表 2. 7 所示。GE 和 Siemens 公司是世界上知名的燃机制造商，并且在 IGCC 方面处于较领先的低位，在世界上有较多的成功运行的 IGCC 电厂业绩，如表 2. 7 所示。其中，GE 公司燃机的应用更为广泛。本项目设计发电容量为 1200MWe，配套的燃机可采用两台 E 级和两台 F 级燃气轮机组合。而 E 级燃机中 GE 的 PG9171E 机组已经由南京汽轮电机集团公司实

现国产化，同时我国也已经引进了多台 GE 公司的 PG9351FA 机组，且能够实现 50%~70%的国产化。因此，选择 GE 公司的燃气轮机作为本项目的基本方案。其中 E 级燃机选用 GE 公司的 PG9171E 机组，F 级燃机选用 GE 公司的 PG9351FA 机组。

表 2. 7 部分已运行电厂燃机选型

名称	位置	投运时间	供电效率（LHV）%	IGCC 净功率（MW)	燃气轮机	燃机输出功（MW）
Wabash River	美国	1995	41.20%	262	GE 7221FA	192
Tampa	美国	1996	38.90%	250	GE 7221FA	192
Buggenum	荷兰	1994	43.00%	254	Siemens V94.2	156
Puertollano	西班牙	1997	N/A	300	Siemens V94.3	190
Cool Water	美国	1984	31.2%（HHV）	96	GE 7E	65
NAKOSO	日本	2008	42%	220	Mitsubishi M701DA	142
Shell Per+	荷兰	1998	36.70%	115	GE MS6541B	2*55
Api Energia	意大利	1999	40.40%	244	ABB GT 13E2	1*189MW
ISAB	意大利	2000	38.00%	521	Siemens V94.2	2*161MW
Sarlux	意大利	2000	44.60%	452	GE MS9001E	3*136
AGIP	意大利	2006	N/A	250	Siemens V94.2K	1*173
SVZ Sustec	德国	1997	45.30%	45	GE MS6551B	1*45
Delaware	美国	2002	N/A	120	GE MS6001FA	2*90
Pinon Pine	美国	1998	40.60%	100	GE MS6001FA	1*76

2.6 空分技术选择

以氧气为气化剂的 IGCC 电站中，必须设置“空气分离系统”以制取煤气化所需要的氧化剂—氧气。另外，空分过程所制取的氮气还可用于煤粉干燥、输送、煤气净化、燃机降 NOx 等。典型的空分技术有三种：低温蒸馏法（即低温深冷空分）、变压吸附法、膜分离法。

低温深冷空分是先将空气压缩、冷却，并使空气液化，而后根据液氧和液氮沸点的不同（一个大气压下液氧沸点为-183℃，液氮沸点为-196℃），采用精馏的方法使氧、氮分离，制取氧气和氮气。此方法生产量大、氧气和氮气纯度高，是目前工业上广泛使用的方法。

变压吸附法 PSA（Pressure Swing Adsorption）是基于分子筛对空气中的氧、氮组分选择性吸附而使空气分离获得氧气。空气压缩后通过分子筛吸附层，氮分子优先被吸附，氧分子留在气相中成为氧气。吸附达到平衡后，利用减压或抽真空将分子筛表面被吸附的氮分子驱除，恢复分子筛吸附能力。变压吸附过程通常采用多塔组成系统，一塔吸附，另一塔解吸，按适当时间切换使用，确保氧气流量的稳定。本法可生产氧气纯度达 30%~93%。它流程简单，在常温运行，自动化程度高，但由于空气中仅 78%的高氮含量，所需分子筛量加大，一般适用于小于 4000m^3/h 供氧量的场合。

膜分离法采用有机聚合膜的渗透选择性，当空气通过薄膜或中空纤维膜时，氧气穿透薄膜的速度约为氮气的 4~5 倍，从而实现氧、氮的分离。此方法通常只能生产纯度 40%~50%的富氧；薄膜造价高、氧浓度进一步提高投资更高，工业化应用还需进一步研究。

表 2. 8 不同制氧方法的比较

	低温深冷空分	变压吸附法	膜分离法
制氧量	中到大型，最大可达 3000~4000t/d	最大 300t/d 左右	适合中小型制氧装置
氧浓度	≥99%	30~93%	40~50%
能耗	0.37~0.43kWh/m^3O_2	约 0.45kWh/ m^3O_2	
成本	大型制氧系统采用此技术有优势	中小型对氧纯度要求不高的场合有优势	只需富氧的场合有优势

其他特性	可同时生产氮、氩等多种产品，氧气收率高达 99%	不能生产液氧和联产氮气，氧气收率低（46%~68%）	一般只能生产氮气或富氧

三种制氧方法的比较如表 2. 8 所示。对 IGCC 电站而言，电站的用氧量大，一般在 40000~60000m^3/h，对氧气浓度的要求不高（95%~99%）。在表 2. 8 所示的三种制氧方法中，膜分离法很难达到氧气浓度的要求，且膜材料成本较高，膜分离空分技术正处于发展中，目前还不适合于 IGCC 系统。变压吸附法可勉强满足氧浓度的要求，但变压吸附法装置庞大，操作不够灵活，最大产量仅 300t/d 左右，尚未实现大型化，且制氧过程的能耗高于低温深冷空分。三种方法中，只有深冷空分能同时满足氧浓度和产量的要求。目前 IGCC 空分电站空分均选用低温深冷空分工艺。本项目确定选择低温深冷法空分工艺作为空分技术选择。

深冷空分按其操作压力可分为高压空分和低压空分，按照其产品气体的压缩方式可以分为内压缩流程和外压缩流程[5, 6]。内压缩流程与外压缩的区别在于氧气压缩的方式：在外压缩空分中，低压氧气经过氧压机压缩后送往气化炉；在内压缩空分中，抽取主冷液氧由液氧泵压缩，经换热器复热汽化后送往气化炉。与外压缩流程相比，内压缩流程安全性更高，但耗能略高[5]。本项目中采用外压缩空分。

空分流程简化如图 2. 14。空气首先经过空分主空压机压缩，与燃气轮机来的压缩空气一起经过净化以后通过主换热器降温进入精馏塔分离成为氮气和氧气。产品气体再经主换热器回收冷量后分别通过氮压机和氧压机压缩后送往相应单元。

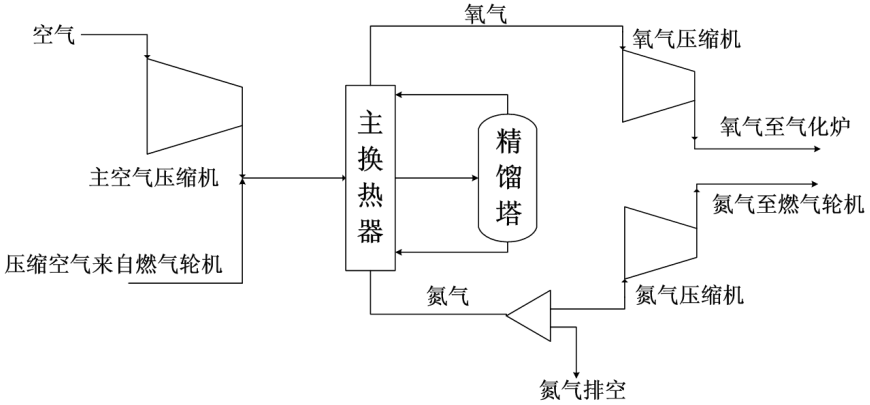

图 2. 14 空分系统示意图

IGCC 中空分压力的选择与其整体化程度、氮气是否回注以及回注率直接相关，而整体化程度和氮气回注率与燃气轮机热力性能和排放直接相关，本项目将在第三章中从系统整体性能最优的角度，综合考虑燃气轮机通流、NOx 排放等约束，以最终确定空分操作压力和氧气纯度。

2.7 NOx 减排方式选择

煤气化燃料气的主要可燃成分是一氧化碳和氢气。由于氢气的火焰传播速度很快，为防止回火，目前 IGCC 电站中燃气轮机燃烧室均采用扩散燃烧方式[3]。由于扩散燃烧火焰温度较高，为降低 NO_X 排放，需采用稀释剂对燃料进行稀释。IGCC 中用作稀释剂的主要是水蒸气和氮气。

以水蒸气作为稀释剂降 NO_X 有两种典型方式：燃料湿化和注蒸汽。燃料湿化采用 IGCC 系统中相对较低品位的热量产生热水，通过加湿器对燃料加湿；注蒸汽的方式直接从余热锅炉抽取中压蒸汽，注入燃烧室或者稀释燃料气。

注蒸汽的方式系统相对比较简单，但是注蒸汽会明显降低 IGCC 系统的效率。从上一节的分析可知，燃料湿化可以利用系统中的低品位热，提高 IGCC 系统效率。一般来讲，为满足 NO_X 排放所需的水蒸气稀释量是比较大的，要求较高的燃料湿化程度。而随燃料气加湿程度的增加，所需热水量和温度都会提高。

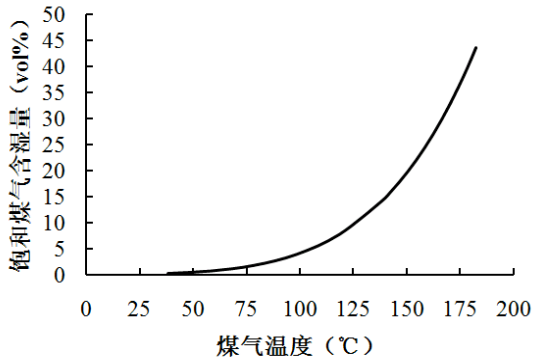

图 2. 15 饱和煤气含湿量与温度之间关系

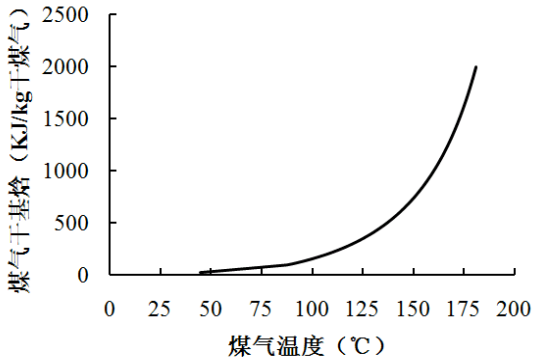

图 2. 16 饱和煤气温度与焓值关系

图 2. 15 和图 2. 16 为压力为 24bar 时，饱和煤气含湿量与温度及焓值之间的关系。可以看出，如需通过加湿将煤气含湿量提高至 30%vol，则要求热水温度至少在 166℃以上。加湿所需热水温度和量的增加意味着系统需要减少低压蒸汽的产量，而可能导致 IGCC 系统净效率下降。那么燃料加湿到底在多大程度上能够提高系统效率并降低 NO_X 排放，燃料加湿应该到什么程度，本节将对基于输运床气化炉和 9E 燃机的 200MWe 级 IGCC 系统进行计算和分析。

IGCC 系统计算的主要工艺为：输运床氧气气化、煤气余热锅炉流程、干法陶瓷过滤除尘、常温 NHD 湿法脱硫、PG9171E 燃气轮机、完全独立空分、氮气不回注。燃气轮机最大出力限制为 136MWe，通过关小压气机 IGV 限制燃机最大出力。不限制燃气轮机 NO_X 排放。

2.7.1 燃料湿化与注蒸汽比较

分别对只采用燃料湿化的方式和只采用注蒸汽方式降 NO_X 的 IGCC 系统性能进行计算。

在燃料湿化方式中，燃料湿化尽量采用低品位热量，包括煤气降温过程放热和燃气轮机排气或者汽机抽汽的低品位热，逐步加大湿化程度。不采用燃料湿化或者氮气回注方式、仅通过注蒸汽量降低燃机 NO_X 排放时，为了便于与燃料湿化的方式比较，注蒸汽的量采用等效的燃料气含湿量表示。

图 2. 17 及图 2. 18 分别为 NOx 排放随燃料湿化程度及主蒸汽量变化关系的曲线。可以看出，NOx 排放随湿化程度及注蒸汽量的增加而逐渐减少，在燃料气含湿量或等效含湿量达到 30%时，系统 NOx 排放可降低到 80mg/Nm^3。

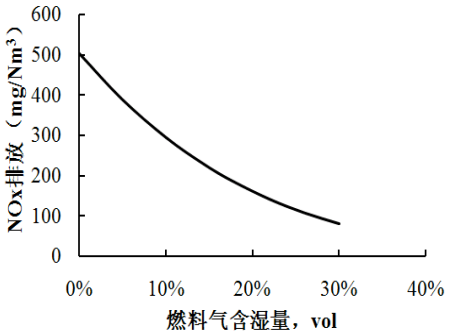

图 2. 17 NOx 排放随湿化程度变化关系

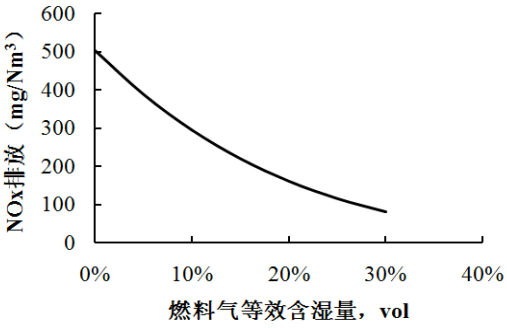

图 2. 18 NOx 排放随注蒸汽量变化关系

图 2. 19 为燃料气湿化与注蒸汽方式对 IGCC 系统供电效率影响的比较结果。可见，当系统中低品位热较多时，燃料湿化能够有效地利用这部分低品位热，降低燃机 NO_X 排放并提高 IGCC 系统效率。而当系统中无多余低品位热时，加大燃料湿化量会减少系统中低压蒸汽产量。同时由于湿化程度增加，燃料气热值降低，燃机通流难度加大，也会使 IGCC 系统效率下降。采用注蒸汽方式降 NO_X 时，IGCC 系统效率随注蒸汽量增加持续下降：一方面是由于中压蒸汽量减少使汽机出力减少；另一方面与燃料湿化相同，注蒸汽量增加使燃料气热值降低加大燃机通流难度。

从图 2. 19 亦可见，当采用燃料湿化降 NO_X 时，在燃料气含湿量约为 10%时，系统效率最高，为 43.67%，比注蒸汽的 IGCC 系统高 0.78 个百分点；当 NO_X 排放达到 80mg/Nm^3 时，采用燃料湿化方案的供电效率比注蒸汽方案高 0.9 个百分点。这说明，采用燃料湿化降 NO_X 比注蒸汽降 NO_X 的 IGCC 系统效率高，且随着水蒸气稀释量的增加，效率差异越来越大。即从系统效率的角度看，燃料湿化降 NO_X 优于注蒸汽。

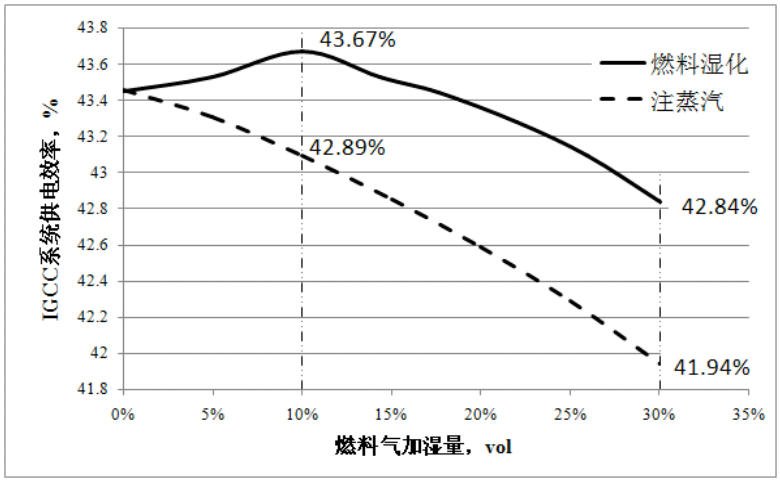

图 2. 19 燃料湿化与注蒸汽对 IGCC 系统效率影响比较

2.7.2 氮气回注降 NOx

为了考察氮气回注率对 NO_X 排放及对 IGCC 系统性能的影响，首先计算了采用实际燃气轮机，完全独立空分，氮气不回注也不采取注蒸汽措施降低 NO_X 的 IGCC 性能。结果如表 2. 9 所示。

表 2. 9 不限制 NO_X 排放的 IGCC 性能

名称	数值
气化炉给煤，t/h	80.60
燃气轮机发电功率，Mwe	136.07
汽轮机发电功率，Mwe	91.696
IGCC 净发电功率，Mwe	205.97
IGCC 供电效率，%	43.323
NO_X，mg/Nm^3(@16%O_2)	146.91
燃机压气机 IGV 关闭角度，度	5.25
燃机压气机等熵效率	0.8565

在分析中，保证燃机的 NOx 排放不大于 80mg/Nm^3，假设燃气轮机压气机不抽气，当氮气回注率比较低时，需向燃烧室注一定量蒸汽 NO_X 排放满足要求，随氮气回注量的增加，所需注蒸汽量逐步减少，直至完全靠氮气回注即可使 NO_X 排放满足要求，进一步加大氮气回注率，NO_X 将低于 80mg/Nm^3。由于大量氮气和蒸汽稀释，燃料热值（或等效热值）降低，燃气轮机受最大出力限制，需要关小压气机 IGV 角度，这使得压气机效率降低。

系统 NOx 排放随氮气回注率增加而变化的关系如图 2. 20 所示。由图中可以看出，氮气回注率增加到 39%时，系统无需注蒸汽，仅靠燃料湿化和氮气回注即可满足 NOx 为 80mg/Nm^3。随着 N_2 回注率的进一步增加，系统 NOx 进一步降低，N_2 回注率 100%时，系统 NOx 排放降低到 31mg/Nm^3。

IGCC 分别采用低压空分和高压空分时，系统供电效率随氮气回注率增加而变化的关系分别如图 2. 21 所示。由图中可以看出，无论采用低压空分还是高压空分，IGCC 系统的供电效率均随氮气回注率的增加先升高后降低。IGCC 系统的效率均在氮气回注率为 39%时达到最高点。随着氮气回注率的增加，氮压机耗功增加，系统供电效率逐渐降低，其中低压空分效率降低比高压空分明显。氮气回注率为 39%时，低压空分及高压空分系统的供电效率分别为 42.71%及 42.46%，略低于仅燃料湿化方式降 NOx 时的效率（湿化程度 30%时），但远高于仅注蒸汽方式降 NOx 时的效率（等效湿化程度 30%时）。

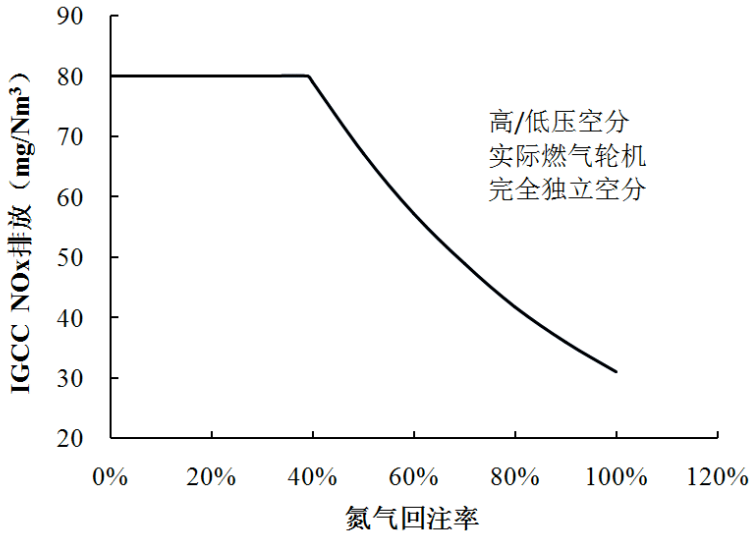

图 2. 20IGCC 系统 NO_X 排放随氮气回注率变化关系

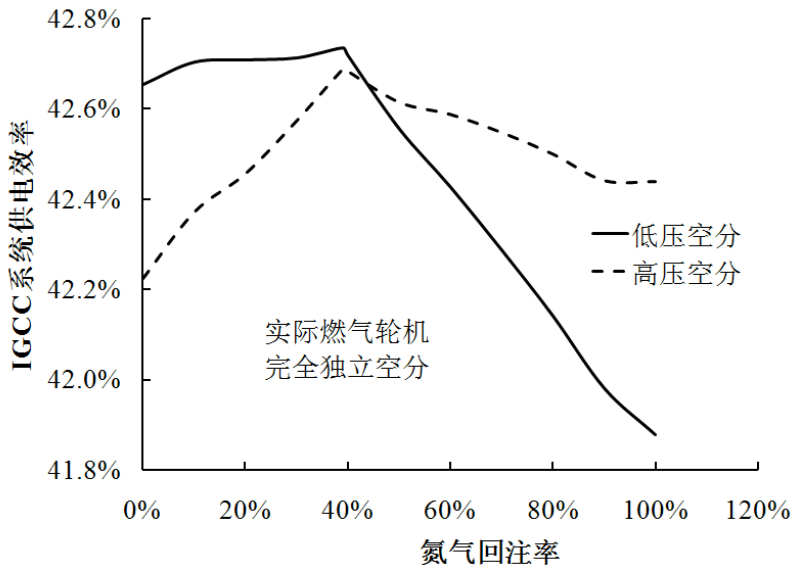

图 2. 21IGCC 系统供电效率随氮气回注率变化关系

在本小节的分析中，无论对高压空分还是低压空分系统，采用的均是独立空分，氮气的回注造成氮压机厂用电的消耗势必会对系统效率产生影响。对高压空分而言，当采用整体化空分时，将降低空分单元空压机厂用电的消耗，系统的效率将比独立空分时有所提高。通过氮气回注与燃料湿化相结合的方式可以实现系统 NOx 排放的限制，对系统的影响较小，若考虑空分与燃机的整体化结合，则可认为是一种适合的限制 NOx 排放的方式。

2.7.3 NOx 减排方式选择小结

通过以上的分析得到，通过对注蒸汽和煤制气湿化比较认为，适当的煤制气湿化可利用系统中的低品位热，提高系统效率并同时降低 NOx 排放；蒸汽稀释（或注蒸汽）可降低 NOx 排放，但是随蒸汽注入量的增加，IGCC 供电效率降低，从系统供电效率的角度来看，煤制气湿化的方式优于注蒸汽，但是煤制气湿化并不是无限制的，仅靠湿化可能难以达到 NOx 排放标准，需辅助以其他降 NOx 手段。氮气回注降 NOx 需与空分操作压力相配合，研究表明，大量氮气回注和高压整体化空分配合是合适的。通过比较认为，燃料湿化与注蒸汽相结合的方式，以及氮气回注与燃料湿化相结合的方式均可有效实现 NOx 的减排，且对系统效率的影响较小。然而采用何种 NOx 减排方式，还需与系统配置相结合，如若空分单元采用高压整体化空分，则宜选择氮气回注与燃料湿化相结合的方式。本项目第三章中确定了空分单元采用高压整体化空分，且研究表明氮气回注与燃料湿

化相结合方式减排 NOx 的效果明显。由此，本项目中 NOx 减排方式选择氮气回注与燃料湿化相结合的方式。

2.8 主要工艺选择总结

根据本章以上各小节的比较，确定了本项目 IGCC 各主要单元工艺选择，如表 2. 10 所示。各单元过程工艺参数及于其他单元的配合也会对系统整体性能产生较大影响，本项目将在第三章中对 IGCC 系统的参数进行优化。

表 2. 10 主要工艺选择总结

主要单元	工艺选择
气化单元	输运床气化炉
煤气冷却单元	煤气余热锅炉冷却
脱硫单元	NHD 工艺
CO_2 捕集单元	NHD 工艺
燃气轮机	GE 公司燃机（GE9171E 及 GE9351FA）
空分	低温深冷空分
NOx 减排方式选择	氮气回注与燃料湿化相结合

三、1200 MW 级 IGCC 系统参数优化

本项目通过不同单元工艺技术的比较识别出了各单元的主要工艺。IGCC 系统主要工艺参数、系统配置及参数的选取也会对系统的性能产生较大的影响。本章将对 IGCC 系统的主要参数进行优化。

3.1 气化炉运行压力和规模

对 IGCC 系统而言，在选定的燃气轮机水平及规模下，IGCC 中煤气化的规模和运行压力主要取决于燃气轮机的燃料消耗量和压比。本项目中，选定的燃气轮机分别为 GE 公司的 PG9171E 燃机和 PG9351FA 燃机。两种燃机以天然气为燃料时的性能数据如表 3. 1 所示。

表 3. 1 以天然气为原料的 GE9E 及 9FA 机组性能

机型	PG9171E	PG9351FA
燃料	天然气	天然气
输出功率，MWe	124.6	255.6
发电效率，%	33.46	36.9
压比	12.32	15.3
压气机入口流量，kg/s	408.69	629.31

在燃气轮机改烧低热值煤气后，其功率提高有较大的潜力[7]，但这个潜力要受到轴扭矩的限制（如图 3. 1 所示）。由于对燃气轮机轴的强度设计进行修改的工作量很大，GE 公司采取了一种折衷的方案。他们建议：可以根据原来烧天然气的燃气轮机在冬天情况下所允许安全工作的最大设计功率（或扭矩）极限值，来控制机组改烧合成煤气时功率（或扭矩）的变化规律，这样就可以使原来烧天然气的燃气轮机，在结构强度方面（即在承爱扭矩的能力方面），在无需进行重大修改的前提下，就能满足改烧低热值煤气的要求[8]。

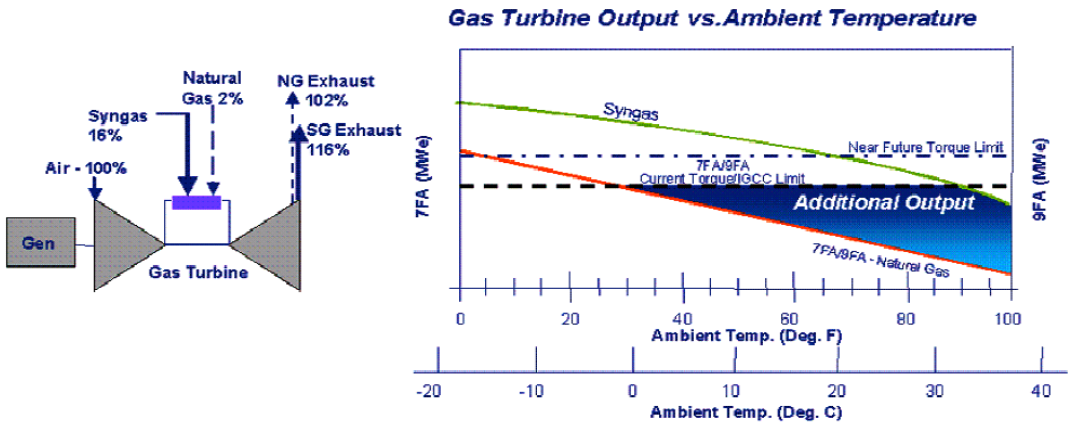

图 3. 17FA 和 9FA 输出功率增加的潜力[7]

GE 公司给出了不同等级的燃机以中低热值煤气为燃料时的性能数据，如表 3. 2 所示。根据以上原则，本项目对 PG9171E 燃气轮机出力限制为 136MWe，对 PG9351FA 燃机限制出力为 286MWe，而当燃机出力大于此值时，通过关小压气机 IGV 安装角减小压气机流量[7, 9]。改烧输运床氧气气化气化炉产生的煤气时，两台燃机的性能如表 3. 3 所示。

表 3. 2 GE 公司不同类型燃气轮机燃烧中低热值煤气时输出功（ISO 工况）

类型	燃烧中低热值时输出功
6B	46 MW (50/60 Hz)
7EA	80 MW (60 Hz)
9E	136 MW (50 Hz)
6FA	92 MW (50/60 Hz)
7F 煤气	232 MW (60Hz)
9F 煤气	286 MW (50Hz)

表 3. 3GE9E 级 9FA 燃机改烧中低热值煤气后性能

	PG9171E	PG9351FA
燃机发电功率，MWe	136.48	285.86
燃机折合效率*，%	35.31	39.56
压气机压比	12.32	15.87
燃机排气温度，℃	547.44	621.29
燃机排气流量，t/h	1591.60	2409.61

根据燃气轮机的压比确定燃烧室的压力，考虑气化炉及燃气轮机间各工艺的压损，确定气化炉的压力。气化炉的规模由燃气轮机所需的燃料量决定。E 级及 F 级燃气轮机燃烧室的压力分别为约为 12.5bar 及 16bar，实际运行中，燃机进口燃料的压力需比燃烧室压力高 4-6bar。以 F 级燃气轮机燃烧室的压力为基准，燃机进口燃料压力约为 20-22bar，取较高值 22bar，考虑上游冷却、除尘、脱硫、湿化等工艺的压损，确定气化炉的运行压力为 30bar。分别对基于 E 级及 F 级燃机的 IGCC 电站进行热力性能的分析。其中，气化炉采用输运床氧气气化炉，燃机与空分集成率为 50%，空分过程产生的 N_2 完全回注至燃气轮机燃烧室。对两种规模的 IGCC 电站的热力性能如表 3. 4 所示。可见基于 E 级燃机的 IGCC 系统的供电功率为 200MWe 等级，基于 F 级燃机的 IGCC 系统的供电功率为 400MWe 等级。400MWe 级 IGCC 系统的供煤量约为 200MWe 级系统的 1.9 倍。F 级系统的供电效率比 E 级系统高约 2.4 个百分点。由此可见，燃机规模越大，IGCC 系统的供电效率越高。燃机规模之比为两倍时，气化炉规模并不是两倍。满足本项目 1200MWe 规模要求，需配备两台 9E 及两台 9F 燃机，则需要的燃料量约为 463.9 t/h（11133.6 t/d），考虑可能的负荷变化及厂内其他工艺对煤气的需求，以燃料耗量 11200 t/d 为设计规模。目前输运床气化炉的最大规模为 2000 t/d，则本项目需配备 5 台 2000t/d 以及 1 台 1200t/d 的气化炉。

表 3. 4 基于 E 级及 F 级燃机的 IGCC 系统性能比较

	GE 9E-IGCC	GE 9F-IGCC
空分整体化率，%	50	50
气化炉给煤量，t/h	79.33	152.62
燃气轮机发电功率，MWe	136.00	286
汽轮机发电功率，MWe	90.52	171.8
IGCC 厂用电，MWe	23.78	48.04
IGCC 净发电功率，MWe	202.73	409.26
IGCC 供电效率，%	43.05	45.46

3.2 煤气冷却器方案

通过 2.2 节的分析已识别出采用煤气余热锅炉冷却时，IGCC 系统的热力性能及经济性更优。国际上几个典型的煤基 IGCC 电站均设置了煤气余热锅炉，但其配置并不尽相同，主要区别在于蒸汽参数、出口煤气温度以及换热器的设置。

如表 3. 5 所示，Tampa IGCC 电站设置了辐射式和对流式煤气余热锅炉，产生 11.5MPa 高压饱和蒸汽[10]。煤气余热锅炉出口设计温度 482℃，在煤气余热锅炉下游设置气气换热器预热净煤气和氮气，粗煤气降温至约 227℃后进入湿法洗涤除尘工艺[11]。在实际运行中，由于气气换热器的设计不当导致腐蚀泄漏而使含尘的粗煤气进入洁净煤气中，对燃气轮机造成了损害，其后取消了气气换热器[10]。Wabash River 电站采用干式陶瓷过滤器除尘，煤气余热锅炉出口煤气温度约为 370℃。煤气余热锅炉产约 11MPa 高压饱和蒸汽[12]。Buggenum IGCC 电站采用 Shell 干煤粉气化技术，干式陶瓷过滤除尘工艺。Shell 气化炉通过水冷壁产生 4.6MPa 中压饱和蒸汽。气化炉出口高温粗煤气经冷煤气激冷至约 900℃后进入煤气余热锅炉，产生高压和中压饱和蒸汽[13]。Puertollano IGCC 电站煤气余热锅炉产生中压饱和蒸汽，并在煤气余热锅炉中设置了省煤器换热面，将煤气余锅出口温度降低至 235℃[14]。可见，在蒸汽参数、热回收量以及省煤器设置上，各 IGCC 电站都有所不同。

蒸汽参数关系到热回收的品质，煤气余热锅炉的出口煤气温度则关系到热回收的量。一般为了提高系统效率，IGCC 中都尽可能降低煤气出口温度以更好地回收显热：如在 Puertollano IGCC 电站中，煤气余热锅炉设置了省煤器换热面降低煤气出口温度至 235℃；Tampa 电站也试图通过气气换热器来尽量回收利用粗煤制气的热量。下面针对输运床气化炉，从热力性能的角度，分析煤气余热锅炉配置对 IGCC 系统性能影响：对激冷流程与煤气余热锅炉流程比较、分析煤气余热锅炉蒸汽参数以及出口煤气温度对 IGCC 系统性能的影响。

表 3. 5 典型 IGCC 电站煤气余热锅炉参数

	Tampa[10]	Wabash[12]	Buggenum[13, 15]	Puertollano[14]
气化炉操作温度，℃	1250-1450	1400	1200-1600	1200-1600
煤气出口温度，℃	482	370	250	235
高压蒸汽参数，MPa/℃	11.5/321	11/318	12/325	12.6/329
中压蒸汽参数，MPa/℃	N/A	N/A	4.6/259	3.4/241
是否设置省煤器	否	否	否	是
省煤器出口煤气温度，℃	N/A	N/A	N/A	235

3.2.1 煤气余热锅炉蒸汽参数对系统性能影响

本项目对煤气余热锅炉在不同蒸汽参数下的热力性能进行对比研究，采用全煤气余热锅炉流程，设定不同的煤气余热锅炉蒸汽参数：

- Case3-1，煤气余热锅炉产 10MPa 高压饱和蒸汽；
- Case3-2，煤气余热锅炉产 4MPa 中压饱和蒸汽；
- Case3-3，煤气余热锅炉产 10MPa 高压过热蒸汽；
- Case3-4，煤气余热锅炉产中压过热蒸汽；
- Case3-5，辐射式煤气余锅与对流式煤气余热锅炉分别产高压、中压饱和蒸汽；
- Case3-6，辐射式煤气余锅与对流式煤气余热锅炉分别产高压、中压过热蒸汽。

表 3. 6 煤气余热锅炉流程不同蒸汽参数 IGCC 性能

	Case3-1	Case3-2	Case3-3	case3-4	Case3-5	Case3-6
IGCC 供电效率，%	41.27	40.02	41.26	40.27	40.62	40.77
IGCC 净发电量，MWe	196.80	190.81	196.75	192.02	193.70	194.39
气化炉耗煤量，t/h	80.83	80.83	80.83	80.83	80.83	80.83
燃气轮机发电量，MWe	136.0	136.0	136.0	136.0	136.0	136.0
汽轮机发电功率，MWe	82.20	75.76	82.15	77.07	78.87	79.61
燃料气加湿量，vol%	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5	17.5
燃烧室注蒸汽量，t/h	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0
产高压饱和蒸汽，t/h	152.2	-	-	-	79.33	-
产高压过热蒸汽，t/h	-	-	104.75	-	-	54.59
产中压饱和蒸汽，t/h	-	118.91	-	-	56.94	-
产中压过热蒸汽，t/h	-	-	-	87.89	-	42.08

图 3. 2-图 3. 3 所示为煤气余热锅炉取不同蒸汽参数时的 IGCC 系统净效率和净发电功率。可见，煤气余热锅炉产高压饱和蒸汽时 IGCC 系统净效率比产中压饱和蒸汽方案提高了 1.25 个百分点，净输出功率增加约 6MWe，系统热力性能显著提高。

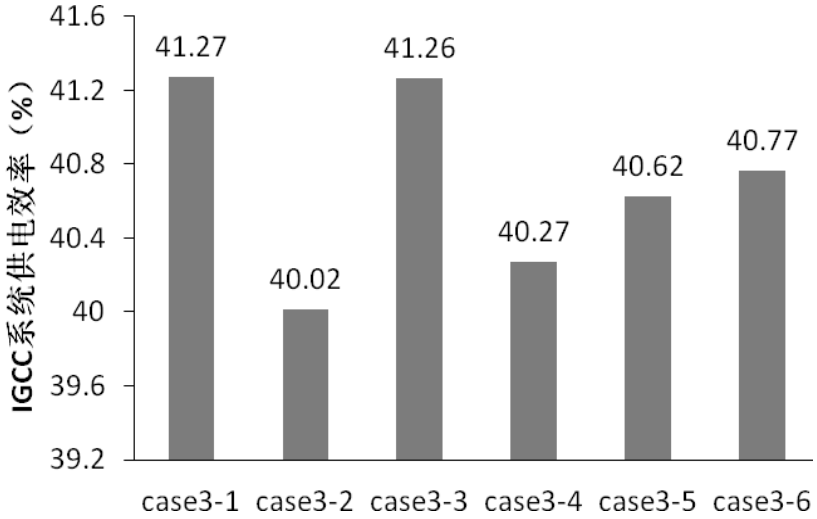

图 3. 2 煤气余热锅炉流程不同蒸汽参数 IGCC 系统效率

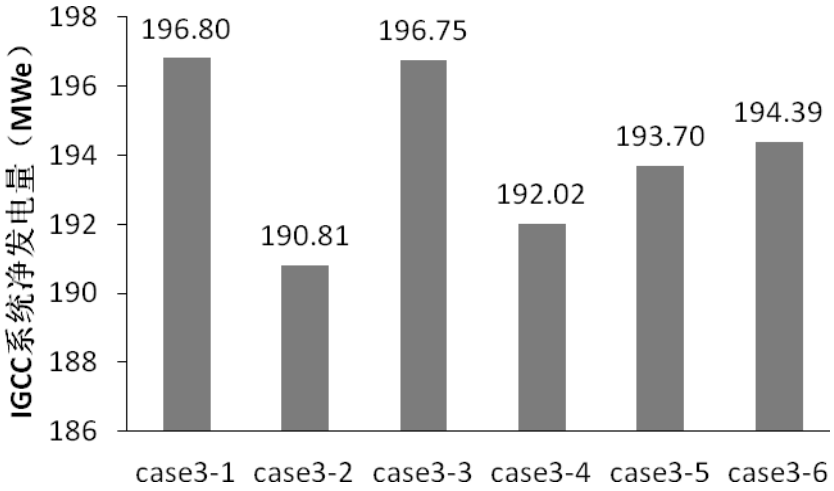

图 3. 3 煤气余热锅炉流程不同蒸汽参数 IGCC 净发电功率

煤气余热锅炉产高压饱和蒸汽的方案 case3-1 与产高压过热蒸汽方案 case3-3 系统效率与净发电功率都基本相当。煤气余热锅炉产高压饱和蒸汽时，联合循环余热锅炉高压蒸汽产量减少，而更多热量用于蒸汽过热；反之当煤气余热锅炉产过热蒸汽时，联合循环高压蒸汽量增加，更多热量用于水的蒸发。总的来讲，高压蒸汽产量相差不大，IGCC 系统性能也相当。煤气余热锅炉产中压蒸汽时与此类似，但煤气余热锅炉产中压过热蒸汽后，联合循环余热锅炉的高压蒸汽产量有所增加，使得系统效率有一定的提高。煤气余热锅炉产中压过热蒸汽的方案比产中压饱和蒸汽方案系统净效率提高 0.25 个百分点。

从上述分析得到：煤气余热锅炉产高压蒸汽的系统效率明显高于产中压蒸

汽；而产高压过热蒸汽与产高压饱和蒸汽相比系统效率相差不大。

3.2.2 煤气余热锅炉出口温度对系统性能的影响

出口煤气温度是煤气余热锅炉一个重要的参数。本节对全煤气余热锅炉流程的方案，考察煤气出口温度在 230℃-380℃范围内变化时，IGCC 系统的热力性能。为保证一定的蒸发器节点温差（10℃），当煤气出口温度降至约 320℃后，通过设置高压省煤器进一步降低煤气出口温度。

结果如图 3. 4-图 3. 7 所示。随煤气余热锅炉出口温度降低，IGCC 系统效率和净发电功率均增加。但是在煤气余热锅炉出口温度低于 320℃后，即煤气余热锅炉通过设置省煤器进一步回收煤气热量后，随煤气余热锅炉出口温度降低，系统效率升高变慢。煤气出口温度从 320℃降至 230℃，IGCC 供电效率仅升高了 0.06 个百分点。当煤气余热锅炉出口温度降至约 320℃以下后，高压蒸汽产量不变，煤气余热锅炉出口省煤器段替代了联合循环余热锅炉部分高压省煤器。联合循环余热锅炉用于产中压蒸汽的热量增加；但是随煤气出口温度降低，用于燃料湿化的煤气低品位热减少，燃料湿化程度随之减少（如图 3. 6）。这使得燃气轮机为降 NO_X 所需注蒸汽量增加（如图 3. 7）。即当煤气余热锅炉出口温度低于 320℃时，随出口温度的下降，联合循环余热锅炉的蒸汽产量有所增加，但燃机所需注蒸汽量也会增加。系统效率随煤气余热锅炉出口温度的降低变化不大。

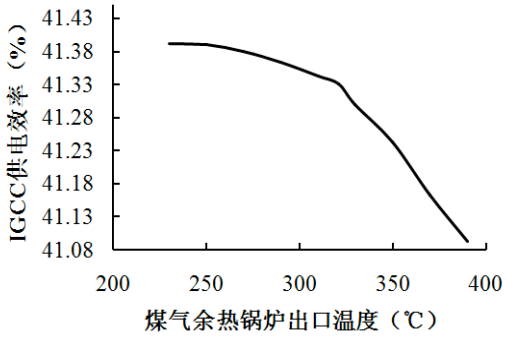

图 3. 4 系统供电效率变化

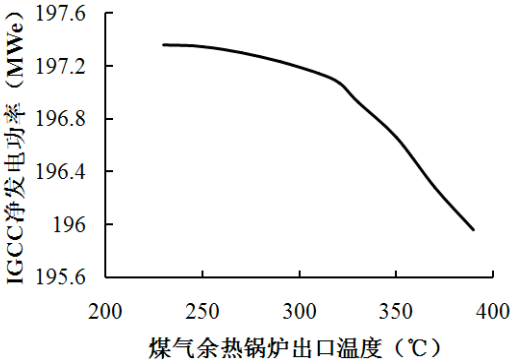

图 3. 5 系统净发电功率变化

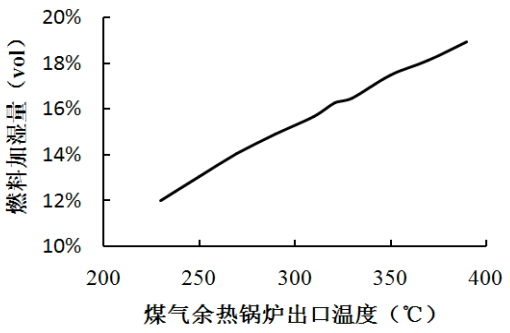

图 3. 6 燃料加湿量变化

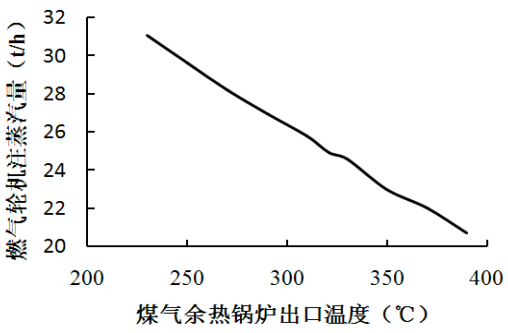

图 3. 7 燃机注蒸汽量变化

当煤气余热锅炉出口温度高于 320℃，随煤气出口温度降低，虽然燃料加湿量减少会增加燃机降 NO_X 所需中压蒸汽量，但是高压蒸汽量增加，系统效率和净发电功率增加。煤气出口温度从 390℃降至约 320℃，IGCC 供电效率提高了 0.24 个百分点。

综合上述分析可得，当采用注蒸汽降 NO_X 时，煤气余热锅炉设置省煤器回收煤气显热对提高 IGCC 系统效率的作用较小。考虑到采用煤气余热锅炉回收煤气显热投资较高，煤气余热锅炉设置省煤器必要性不大。

3.2.3 煤气冷却器方案选择小结

本项目分析了煤气余热锅炉蒸汽参数及出口煤气温度对 IGCC 系统性能的影响。结果表明，煤气余热锅炉蒸汽的压力等级对 IGCC 系统性能影响较大，产高压蒸汽的方案比产中压蒸汽方案的供电效率高 1 个百分点以上，而蒸汽是否过热对系统效率影响不大。由此，确定本项目中煤气余热锅炉产生的蒸汽为 10MPa 的高压饱和蒸汽。

3.3 CO_2 捕集率选择

CO_2 捕集会降低 IGCC 的供电效率，并增加全厂的投资，从而提高发电成本。CO_2 捕集率关系到 WGS 单元的蒸汽消耗以及 CO_2 分离过程的吸收剂流量及再生能耗，捕集率越高，投资及能耗损失越大。本项目从全厂技术经济最优的角度对 CO_2 捕集率的选择进行了方案比较和分析，以单位 CO_2 减排量所需付出的代价为评价指标。

本项目针对输运床氧气气化炉 IGCC 系统，从全厂技术经济最优的角度分析 30%-92%不同捕集率下系统 CO_2 减排能耗、输出功、效率、能量惩罚 EP（Energy Penalty）、比投资、发电成本 COE（Cost of Electricity）、CO_2 捕集成本及减排成

本等的变化。其中，EP 的定义为，基准电站与捕集电站供电效率的差值与基准电站的供电效率之比。

在分析中，WGS 单元 CO 的转换率为 97%，CO_2 分离单元的 CO_2 吸收率达到 92%时，系统 CO_2 捕集率则可达 90%，在本节的研究中，保持 WGS 单元的 CO 转化率不变，90%及以上捕集率的实现通过调节 CO_2 分离单元的 CO_2 吸收率实现。对较低的 CO_2 捕集率，通过不同 CO 变换反应与 CO_2 吸收过程耦合方式的比较，确定了较低捕集率的实现方式。

3.3.1 不同捕集率下 CO 变换反应与 CO_2 吸收的耦合

对于较低捕集率，可以通过减少 CO 的转换量或者减少 Selexol 单元的 CO_2 的捕集量实现。前者可以通过在 WGS 前将煤制气分流一部分，或者减少用于 CO 转换的水蒸气的量实现。而后者可以通过降低塔的尺寸，减少吸收剂循环流量，或者在煤制气进 Selexol 单元前分流一部分实现。

从减少 CO 转换的角度出发，一种方式是减少 CO 转换过程水蒸气的提供量，另一种方式是将煤制气分流一部分，即仅部分煤制气进入 WGS 单元进行水煤气转换反应。但是对 CO 转换过程而言，要使 CO 转换过程发生，需要满足一定的条件，即转换后气体中的水蒸气/干气摩尔比不小于 0.3，CO 转换过程才能够发生[16]。在满足此条件的前提下，很难控制 CO 的转换程度，因此，第一种方式较难实现。相比之下，分流一部分气体是更好的方式（如图 3. 8 所示）。煤制气在进入 WGS 单元之前，分流出一部分，分流气进入单元的 COS 水解反应器进行 COS 的水解。剩余气体进入 WGS 反应器。进入 WGS 反应器的气体中绝大多数的 CO 被变换成 CO_2，同时其中那个的 COS 水解为 H_2S。变换后的变换气与 COS 水解后的水解气混合后进入 Selexol 单元进行脱硫脱碳。这种方式的优点是，可以降低 WSG 单元的的尺寸以及 WSG 转换过程的水蒸气的消耗。缺点是需要增加一套单独的 COS 水解装置。

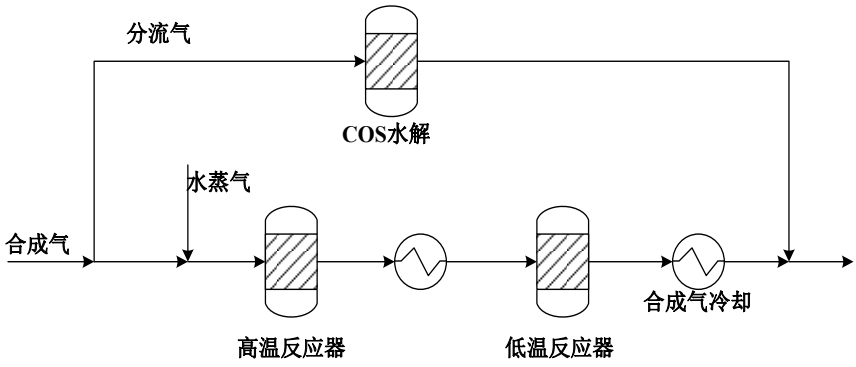

图 3. 8 不同捕集率实现示意图

从减少 Selexol 单元 CO_2 的捕集量的角度出发，降低塔的尺寸，减少吸收剂的流量是一种方式。对另外一种方式，采用将进入 Selexol 单元的 H_2S 进行分流的方式，即只有一部分气体进入 Selexol 单元进行 CO_2 的捕集。这样可以减少 Selexol 单元的规模，从而可以降低一部分投资。然而从 H_2S 脱除的角度出发，分流的气体还需要进入一个 Selexol 脱硫单元脱除其中的 H_2S。而后再与脱除 CO_2 后的煤制气进行混合。这种方式的优点是，可以降低 Selexol 单元的尺寸。缺点是，WSG 单元并没有进行改变，水蒸气的消耗等并未减少，对系统的热力系统影响较大。

究竟应该从 WSG 角度还是从 Selexol 角度出发实现不同的 CO_2 的捕集率，需要对系统进行各方案的研究实现。本项目对从两种不同角度实现部分捕集率的方案进行了对比分析。方案一对应从降低 WGS 单元 CO 转率的角度，选取图 3. 8 所示的方式。方案二对应减少 Selexol 单元 CO_2 吸收率的方式。

分别采用两种方案实现系统 50%的捕集率。两种不同方案下，50%CO_2 捕集率的 IGCC 捕集系统热力性能结果如表 3. 7 所示。

通过表 3. 7 可以看出，方案一与方案二下 CO_2 捕集单元的总耗功相差不大，而方案一比方案二蒸汽循环输出功高近 10MWe。产生这种差异的原因是因为方案二中 WGS 单元 CO 变换过程的蒸汽消耗远高于方案一，对蒸汽循环的影响较大。从整个系统的供电效率来看，方案一比方案二高 1.13 个百分点。

以上结果表明，对 IGCC 捕集系统而言，采用煤气分流的方式（图 3. 8 所示）实现部分捕集率比煤气中 CO 完全变换 CO_2 部分吸收的方式更利于系统的热力性能。由此，分析中，较低捕集率时，CO_2 吸收与变换的耦合采用方案一的方式。

表 3. 7 两种方案下 IGCC 捕集系统热力性能分析

项目		方案一	方案二
气化炉耗煤量	t/hr	157.76	157.86
CO_2 捕集率	%	50.00	50.00
燃机发电功率	MWe	286.00	285.76
汽机发电功率	MWe	165.47	155.86
CO_2 捕集部分总耗功	MW	15.34	14.46
厂用电率	%	14.11	14.52
系统供电功率	MW	387.77	377.48
系统供电效率(LHV)	%	41.67	40.54

3.3.2 不同捕集率系统的热力性能分析

本小节将分析不同捕集率下 CO_2 的减排能耗、系统的输出功及供电效率的变化。

（1）CO_2 减排能耗变化

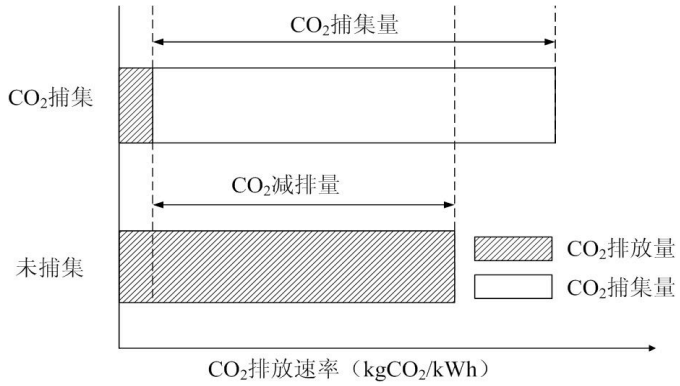

图 3. 9 CO_2 捕集量与 CO_2 减排量示意图

捕集电站与基准电站相比，减少的 CO_2 排放量有两种定义，分别是 CO_2 捕集量及 CO_2 减排量。两种定义的区别如图 3. 9 所示。其中 CO_2 的捕集量是指为了达到一定的 CO_2 排放标准，捕集电站所捕集的 CO_2 量；CO_2 减排量指捕集电站与基准电站相比，少排放的 CO_2 量。CO_2 捕集量大于减排量，增加的部分是为了提供 CO_2 分离过程的能耗而增加的燃料产生的 CO_2。不同捕集率系统的 CO_2 排放量、CO_2 捕集量及减排量变化分别如图 3. 10 及图 3. 11 所示。

图 3. 12 和图 3. 13 给出了不同 CO_2 捕集率下，减排单位 CO_2 的能耗及煤耗的变化。从图中可以看出，随着系统 CO_2 捕集率的增加，减排单位 CO_2 的能耗

及煤耗均呈增加趋势，在捕集率超过 87%时，能耗及煤耗的增加更加明显。

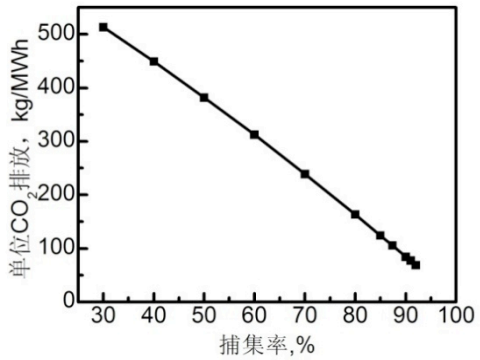

图 3. 10 系统 CO_2 排放

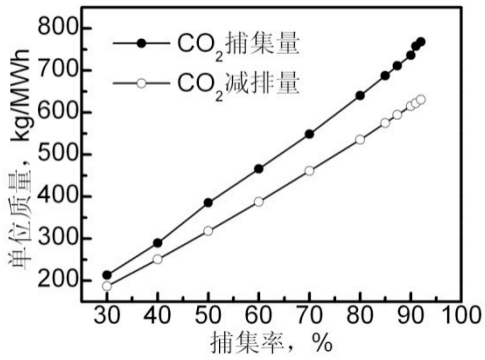

图 3. 11 CO_2 捕集及减排量

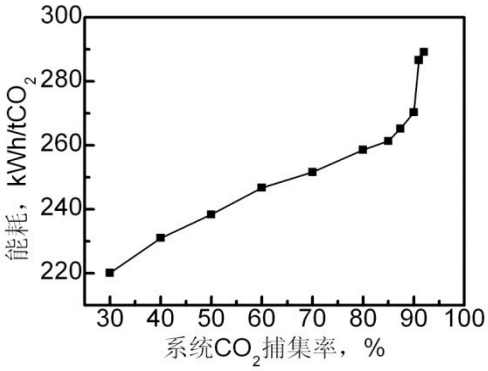

图 3. 12 不同捕集率下 CO_2 减排能耗

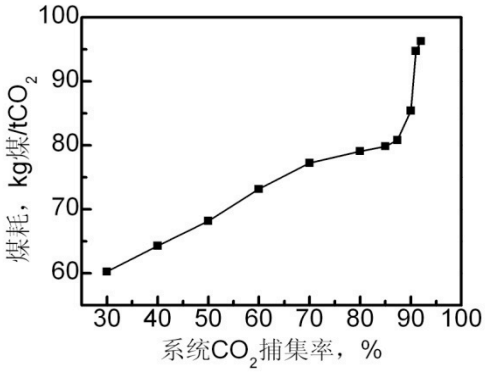

图 3. 13 不同捕集率下 CO_2 减排煤耗

（2）系统输出功率及净效率变化

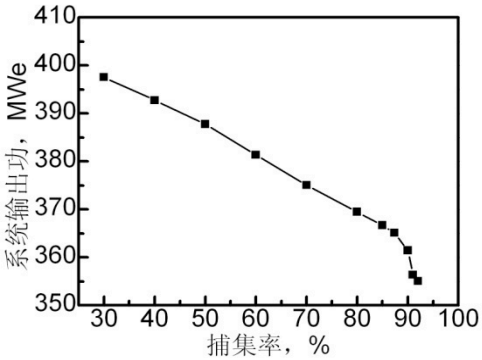

图 3. 14 不同捕集率下系统输出功

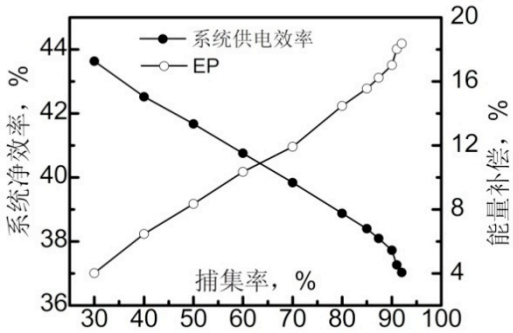

图 3. 15 不同捕集率下系统供电效率

不同 CO_2 捕集率下系统的净输出功的变化如图 3. 14 所示，随着捕集率的增加，系统的净输出功减少，在捕集率超过 87%时，系统净输出功的减少尤为明显。

图 3. 15 给出了不同 CO_2 捕集率下系统的供电效率及 EP 的变化。由图中可

以看出，系统的供电效率随着 CO_2 捕集率的增加而降低，在捕集率超过 90%时，系统供电效率的降低尤为明显。在 CO_2 的捕集率为 30%时，EP 约为 4%，CO_2 的捕集率为 90%时，EP 约为 17%。

3.3.3 不同捕集率系统的经济性分析

本小节将分析系统在不同的 CO_2 捕集率下，CO_2 的捕集成本及减排成本的变化、系统的比投资及发电成本的变化。

（1） CO_2 捕集成本及 CO_2 减排成本

CO_2 捕集的引入造成的成本有 CO_2 的捕集成本和 CO_2 的减排成本两种定义，两种成本的定义如下：

$$CO_2\text{捕集成本}=\frac{(COE_{捕集}-COE_{不捕集})\ \text{元/MWh}}{(CO_2\text{捕集量})\ \text{t/MWh}} \tag{4.1}$$

$$CO_2\text{减排成本}=\frac{(COE_{捕集}-COE_{不捕集})\ \text{元/MWh}}{(CO_2\text{排放量}_{不捕集}-CO_2\text{排放量}_{捕集})\ \text{t/MWh}} \tag{4.2}$$

由于 CO_2 减排量小于 CO_2 捕集量，因此 CO_2 的减排成本大于 CO_2 的捕集成本，如图 3. 16 所示。随着 CO_2 捕集率的增加，CO_2 的捕集成本及减排成本先减少后增加，在系统的 CO_2 的捕集率在 87%左右时，CO_2 的捕集成本与减排成本达到最低。此时，CO_2 的捕集成本为 138 元/CO_2，减排成本约为 165 元/tCO_2。在 CO_2 的捕集率超过 90%时，CO_2 的捕集成本及减排成本增加明显。

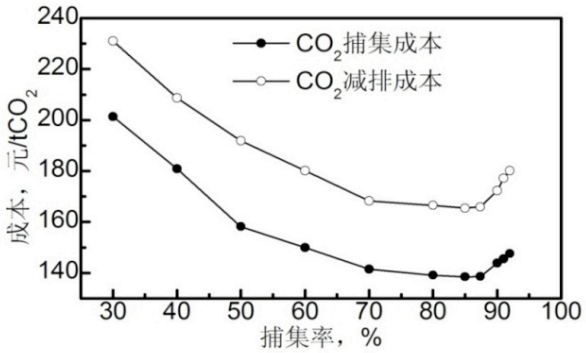

图 3. 16 不同捕集率下 CO_2 捕集成本及减排成本变化

（2）系统比投资及发电成本

不同捕集率下系统的比投资及发电成本的变化如图 3. 17 和图 3. 18 所示。由

图中可以看出，系统的比投资及发电成本均随着 CO_2 捕集率的升高而升高，在 CO_2 的捕集率大于 87%时，变化尤为明显。捕集电站的比投资及发电成本与未捕集电站相比增加的比例如图 3. 19 和图 3. 20 所示。

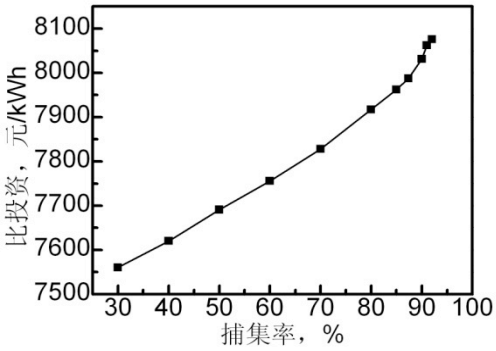

图 3. 17 比投资变化

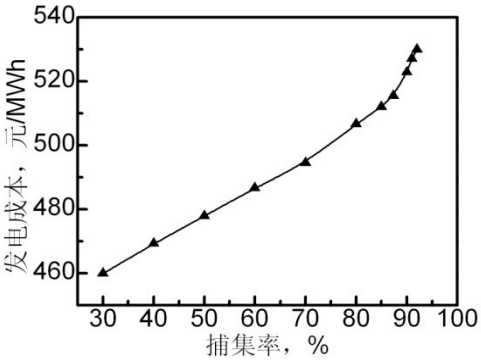

图 3. 18 发电成本变化

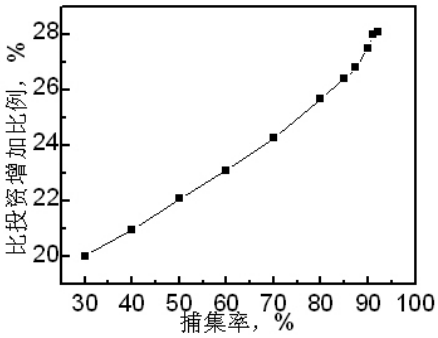

图 3. 19 比投资增加比例

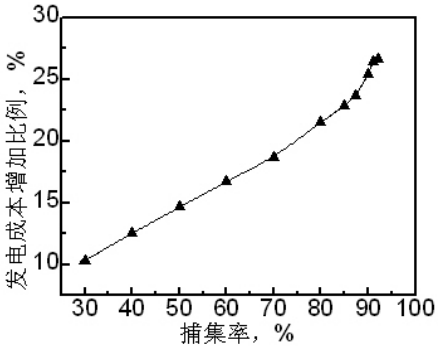

图 3. 20 发电成本增加比例

3.3.4 CO_2 捕集率选择小结

通过以上不同捕集率影响的分析表明，随着 CO_2 捕集率的升高，CO_2 减排能耗逐渐增加，系统输出功及净效率逐渐降低，系统比投资及发电成本逐渐升高，这些变化在 87%左右时出现拐点。而对 CO_2 捕集成本及减排成本而言，随着 CO_2 捕集率的升高，出现了先降低后升高的趋势。CO_2 减排成本最低出现在 85%-90%范围之内。由此可以认为，对 IGCC 系统而言，最优捕集率范围为 85%-90%。本项目中，选取 90%捕集率为 IGCC 捕集电站基本方案捕集率。

3.4 空分运行压力和氧气浓度的优化

低温深冷空分工艺根据操作压力的不同，可分为高压和低压空分。空分的耗功主要在于压缩机（主要包括主空气压缩机、氮气压缩机和氧气压缩机）。空分

运行压力的高低影响到各压缩机的进出口压力，从而影响到空分过程厂用电的消耗。

表 3. 8 给出了见诸文献中低压及高压空分各压缩机的进出口压力及压缩机效率。可以看出，低压空分的操作压力为 5.52-6.5bar，产品氧气及氮气的压力为 1.02-1.138bar；高压空分的运行压力为 14.54bar-19.2bar，产品氧气及氮气的压力为 3-6bar。

表 3. 8 不同文献模拟空分的主要参数选取

		文献 1[17]	文献 2[18]	文献 3 [19]	文献 4[20]
低压空分	主空压机出口压力，bar	5.52	6.0	6.5	6.15
	氮压机进口压力，bar	1.138	1.05	1.02	N/A
	氧压机进口压力，bar	1.138	1.05	1.02	N/A
	主空压机	2 级中冷，等熵效率 0.83	等温效率 0.7	等温效率 0.72	等温效率 0.73
	氧压机	6 级中冷，等熵效率 0.74	等温效率 0.7	等温效率 0.62	N/A
	氮压机	4 级中冷，等熵效率 0.72	等温效率 0.7	等温效率 0.72	N/A
高压空分	主空压机出口压力，bar	14.54	12-16	19.2	N/A
	氮压机进口压力，bar	4.0	3-6	6.0	N/A
	氧压机进口压力，bar	4.0	3-6	6.0	N/A
	空分压比	3.635	2.7-4	3.2	
	主空压机	4 级中冷，等熵效率 0.83	等温效率 0.7	等温效率 0.72	N/A
	氧压机	6 级中冷，等熵效率 0.74	等温效率 0.7	等温效率 0.62	N/A
	氮压机	4 级中冷，等熵效率 0.72	等温效率 0.7	等温效率 0.72	N/A

对于 IGCC 系统而言，选择低压空分还是高压空分需要考虑到空分单元与其他单元间的配合。空分单元采用独立空分还是整体化空分，产生的氮气是否回注

至燃烧室均会影响空分运行压力的选择。对独立空分而言，空分过程需要的空气需要空压机提供，空分的运行压力越高，空压机的耗功越高。但同时，空分的压力越高，产品氧气的压力越高，氧气机的耗功越少，若氮气注入燃烧室时，氮压机的耗功也越少。对整体化空分而言，空分的操作压力取决于燃气轮机压气机出口的压力。本项目中选用的燃气轮机为 GE 公司的 E 级及 F 级燃机，压气机出口压力均为 12bar 以上，属于高压空分的压力范围，不适合于与低压空分整体化结合。对本项目而言，究竟采用高压空分还是低压空分，将通过系统热力性能的比较确定。

本项目对基于以下四种方案的 IGCC 系统进行了热力性能分析，分别是：

（1）Case1：高压空分，独立空分，氮气不回注；

（2）Case3：高压空分，100%整体化空分，氮气 100%回注；

（3）Case3：低压空分，独立空分，氮气不回注；

（4）Case4：低压空分，独立空分，氮气 100%回注；

系统分析中，气化炉为输运床氧气气化炉，燃气轮机为 GE9171E 燃气轮机。采用完全独立空分，氮气不回注也不采取注蒸汽措施限制 NOx 的 IGCC 系统性能如表 3. 9 所示。可见，此时 NOx 排放为 146.91mg/Nm^3，超出了国际及国内 NOx 排放标准。因此，在分析中，对燃机的 NOx 排放进行限制，当氮气不回注时，采用燃料湿化及注蒸汽方式限制 NOx 排放。

表 3. 9 不限制 NOx 排放的 IGCC 性能

名称	数值
气化炉给煤，t/h	80.60
燃气轮机发电功率，MWe	136.07
汽轮机发电功率，MWe	91.696
IGCC 净发电功率，MWe	205.97
IGCC 供电效率，%	43.323
NO_X，mg/Nm^3(@16%O_2)	146.91
燃机压气机 IGV 关闭角度，度	5.25
燃机压气机等熵效率	0.8565

表 3. 10 为本项目分析的四种方案 IGCC 系统热力性能计算结果。可以看出，对低压空分而言，氮气 100%回注时，燃机无需额外注入蒸汽，系统的 NOx 排放

也比不回注时高，但由于氮压机的耗功增加了空分单元厂用电的消耗，Case4 系统的供电效率 Case3 低约 0.78 个百分点。对高压空分而言，氮气不回注时，需向燃烧室注入一定量蒸汽满足 NOx 排放要求。Case2 系统的供电效率比 Case1 系统低 1.43 个百分点。这是因为整体化空分减少了空分空压机的耗功，尽管氮气回注需要消耗一部分的厂用电，但从空分单元整体厂用电的消耗来看，Case2 系统比 Case1 系统少约 6.2MWe。

表 3. 10 高压及低压空分 IGCC 系统热力性能分析结果

	Case1	Case2	Case3	Case4
空分类型	高压空分	高压空分	低压空分	低压空分
空分整体化率，%	0	100	0	0
氮气回注率，%	0	100	0	100
注蒸汽量，t/h	16.9	0	16.9	0
燃料含湿量，%	22.6	22.6	22.6	22.6
气化炉给煤量，t/h	80.20	82.12	80.20	77.54
燃气轮机发电功率，MWe	136.09	135.96	136.09	135.97
汽轮机发电功率，MWe	87.31	93.18	87.30	87.93
IGCC 厂用电，MWe	23.65	17.66	21.61	32.36
IGCC 净发电功率，MWe	199.75	211.48	201.79	191.54
IGCC 供电效率，%	42.22	43.66	42.65	41.88
NO_X，mg/Nm^3(@16%O_2)	80.00	31.06	80.00	31.06
空分氮压机耗电，MWe	0	6.86	0	11.58
空分总耗电量，MWe	16.45	10.21	14.35	25.45

通过以上的比较可以看出，对高压空分而言，整体化空分可以提高系统供电效率；对低压空分而言，采用独立空分，氮气不回注时系统的供电效率较高。从高低压空分比较的角度，采用高压整体化空分，氮气回注系统的供电效率比低压独立空分且氮气不回注系统高约 1 个百分点。

空分单元产生的氧气的纯度将影响到空分的厂用电及投资。空分过程压力越高，空气分离的难度越大。对高压空分而言，操作压力本身已较高，要求的氧气的纯度越高，厂用电消耗越多，需要空分塔的尺寸越高，投资越高。对 IGCC 系统而言，气化炉对氧气纯度的要求不高，可含有一定量的氮气，因此无需要求空

分单元产生接近纯净氧气的产品。

从 IGCC 工程实践来看，目前已商业运行的四个典型氧气气化 IGCC 电站中，除 Wabash River 采用的是低压独立外，Tampa、Buggenum 及 Purtollano 电站均采用的是高压空分，其中 Buggenum 及 Purtollano 电站采用的是完全整体化空分（表 3. 11）。四个电站中氧化剂未达到 99%O_2 纯度。Wabash River，Tempa，Buggenum 电站氧化剂中氧气浓度为 95%。Puertollano 电站采用的氧化剂中氧气浓度仅 85%。

表 3. 11 典型 IGCC 电站空分单元工艺

名称	Wabash River	Tampa	Buggenum	Puertollano
空分压力	低压	高压	高压	高压
空分集成度	独立	独立	完全整体	完全整体
N2 利用方式	排空	回注燃烧室	燃料稀释	燃料稀释
氧化剂	95%O_2	95%O_2	95%O_2	85%O_2

根据本项目热力性能分析的结果及目前 IGCC 实践经验，本项目中空分单元选取高压整体化空分，氮气回注方案，空分过程产生的氧气浓度为 95%。

3.5 燃气轮机通流调整方案比较

发电用的燃气轮机通常是针对天然气或者是轻柴油等燃料而设计的，当改烧低热值煤气以后，会产生出力显著增加和喘振裕度减少的问题，即燃机的通流问题，煤气热值越低，通流问题越严重。

与天然气成分的固定不变相比，煤气化产生的煤制燃料气成分并不是一致的，与 IGCC 流程所选用的煤种、气化炉以及稀释剂有关。对以下两种典型的煤制燃料气：

Fue1：基于输运床气化炉，采用空气气化的 IGCC 流程的煤制燃料气；

Fue2：基于输运床气化炉，采用 95%浓度的氧气气化的 IGCC 流程的煤制燃料气；

两种气体的成分与热值如表 3. 12 所示。相比于氧气气化来说，同样条件下空气气化煤制燃料气热值较低，不到氧气气化的煤制燃料气低位热值的一半。但是，空气气化煤制燃料气中的 N_2 浓度较高，不需要另外注氮气或水蒸气进行稀释就可以满足 NO_X 的排放限制要求。

表 3. 12 中低热值煤气成分及其热值

成分，vol%	CO	H_2	CO_2	CH_4	N_2	H_2O	LHV，kJ/kg
Fue1	0.24	0.16	0.06	0.00	0.53	0.00	4405
Fue2	0.33	0.35	0.12	0.02	0.01	0.17	10064

PG 9351FA 燃气轮机不做任何通流的措施调整，保持燃烧室出口温度不变，改烧表 3. 12 所示的中低热值煤制燃料气之后的性能如表 3. 13 所示：

表 3. 13PG 9351FA 燃气轮机改烧中低热值燃料气性能

项目	Fue1	Fue2
环境条件	ISO	ISO
燃气轮机功率， MW	374.62	296.3
燃气轮机效率， %	41.8	38
压气机进口空气流量， kg/s	605.35	631.38
压气机压比	18.88	16.59
压气机等熵效率， %	84.13	86.69
压气机喘振裕度， %	95.74	114.52
透平进口燃气流量， kg/s	663.32	576.61
透平一级静叶冷却空气量， kg/s	56.27	50.8
透平动叶冷却空气量， kg/s	80.37	72.56
透平排气温度， K	868.7	886.78
透平进口燃料量与设计点之比	1.26	1.09
燃机功率与设计点增加幅度， %	46.56	15.92
压气机喘振裕度与设计点差， %	30.52	11.74

由表 3. 13 可见：空气气化输运床气化炉 IGCC 流程的煤制燃料气热值较低，燃气轮机改烧 Fue1 后进入透平的燃气流量是天燃气设计工况的 1.2 倍多，功率增大了 45%以上，压气机喘振裕度下降较严重，喘振裕度甚至在 100%以下，仅有 95%左右，压气机随时有发生喘振的危险。当燃用输运床氧气气化产生的煤制燃料气时，燃机的功率也都超过了最大功率限制，喘振裕度降低也较多。

3.5.1 不同燃机通流调整方案对 IGCC 系统影响

选用基于空气气化输运床的 IGCC 为基准进行分析。针对空气气化的输运床 IGCC 系统，考察对燃机采取各种不同的通流调整措施对于 IGCC 系统整体性能

的影响。分别采用以下几种方案：

Case1：燃气轮机不进行通流调整；

Case2：关小燃气轮机 IGV 角度以满足最大功率限制的要求，此时，IGV 关闭角度为 19.38 度，燃气轮机功率为 286MW；

Case3：增大透平通流面积以满足喘振裕度的要求，此时，透平通流面积与设计点的比值为 1.27，压气机喘振裕度与设计点差值为 10%；

Case4：降低 T_3 温度以满足最大功率限制，此时，T_3 温度与设计点相比下降 151℃，燃气轮机功率为 286MW；

Case5：降低 T_3 温度以满足喘振裕度的要求，此时，T_3 温度与设计点相比下降 268℃，压气机喘振裕度与设计点差值为 10%；

燃气轮机按照以上几种措施调整后，IGCC 整体性能计算结果如表 3. 14 所示：

表 3. 14 基于输运床气化炉的 IGCC 计算结果

	Case1	Case2	Case3	Case4	Case5
净供电功率，MW	549.31	440.54	629.03	412.35	331.85
供电效率（LHV），%	43.96	42.99	44.34	41.55	39.99
燃气轮机发电功率，MW	374.62	286	421.07	286	233.37
汽轮机发电功率，MW	259.90	224.11	304.82	193.30	153.98
厂用电，MW	16.99	13.62	19.45	12.75	10.26
给煤量，t/h	211.86	173.73	240.47	168.26	140.66
燃气轮机喘振裕度，%	95.74	97.24	116.26	107.17	116.26
燃气轮机部件寿命，hr	12263	30789	650	100000	100000

所有情景下，系统的 NO_X 排放均低于 $80mg/Nm^3(16\%O_2)$，满足 NO_X 排放限制。

由表 3. 14 可以看出，关小 IGV 角度限制燃气轮机功率后，IGCC 系统功率下降 100MW 左右，系统效率降低 1 个百分点。这是由于与不限功率时相比，关小 IGV 角后燃机本身的功率和效率都有所下降造成。增大透平通流面积时，由于燃机的功率和效率都有所提高，IGCC 整体的功率和效率都略高于燃机不调整时的情况。但是，正如以上分析的那样，燃机流量的增加给透平高温部件带来的

换热负荷增大，高温部件平均寿命下降明显。降低燃气轮机 T_3 温度的情况下，IGCC 功率和效率都下降较多。在满足喘振裕度的条件下，IGCC 功率下降了 217MW，效率下降了 4%左右。造成这种差异的原因，除了降低 T_3 温度对燃机本身功率和效率的影响之外，还有一个主要因素是汽轮机做功功率下降较多，这是因为 T_3 温度的降低直接影响了燃机排气温度，导致余热锅炉蒸汽产量和蒸汽参数的降低。

3.5.2 燃气轮机与气化炉集成对 IGCC 系统影响

从燃气轮机压气机出口抽气，给气化炉提供部分反应空气的集成方法，一方面可以减少供给气化炉的空气的压缩功，另一方面由于减少了压气机进口空气流量，有助于缓解压气机背压以及降低燃机功率，从而缓解燃气轮机的通流压力。

考察燃气轮机与气化炉的部分集成和完全整体化集成对燃气轮机通流和 IGCC 系统整体性能的影响。其中部分整体化率按照能基本满足燃气轮机不进行任何调整即能满足通流的原则确定。结果证明，部分整体化集成时，采用从压气机出口抽取气化炉用空气量的 70%，另外 30%由外部空气提供的部分集成方式，燃气轮机的功率和喘振裕度分别为 288.86MW 和 115%，能基本满足通流的限制。因此，本节选定部分整体化率为 70%。

部分整体集成及完全整体集成，IGCC 系统计算结果如表 3. 15 所示，与燃机与气化炉不集成，燃机不进行通流调整的方式进行了比较：

表 3. 15 燃机与气化炉集成计算结果

	燃机与气化炉不集成	燃机与气化炉部分集成	燃机与气化炉完成集成
净供电功率，MW	549.31	490.40	467.16
供电效率（LHV），%	43.96	43.66	43.74
燃气轮机发电功率，MW	374.62	288.86	256.51
汽轮机发电功率，MW	259.90	245.38	239.10
厂用电，MW	16.99	15.17	14.45
给煤量，t/h	211.86	190.42	181.04
燃气轮机喘振裕度，%	95.74	115.00	123.60
燃气轮机部件寿命，hr	12263	42741	73681

由表 3. 15 可以看出，燃机抽取 70%气化炉耗空气与气化炉集成时，燃机的功率下降到了 288MW，喘振裕度减小到 115%，基本能满足燃气轮机通流的需求，燃气轮机不需要再进行其他的通流调整措施。另外，通过从压气机中抽气，通过透平的燃气流量减少，从而提高了透平高温部件平均寿命。燃机与气化炉完全整体化集成时，燃气轮机功率为 256.51MW，喘振裕度上升到了 123.6%，远离了最大功率限制和喘振点，部件寿命也由于燃气流量的减少而升高到了 73681 小时。

此外，在实施燃机和气化炉的集成后，IGCC 系统的功率和效率与不集成燃机不调整时相比略有下降。完全整体化集成时，由于燃机和汽轮机做功的功率都有所下降，因此，IGCC 整体的功率下降到了 467.16MW。但是与关小 IGV 角度或者降低 T_3 温度的燃机通流方式比较，燃机和气化炉集成的方案仍然提高了 IGCC 系统的功率和效率。这是由于燃机与气化炉集成时，燃气轮机不需要关小 IGV 角度，由此带来的燃机功率和效率的降低大大减少，同时保证了燃机的排气温度，进而保证了汽轮机的做功量。

3.5.3 燃机通流调整方案小结

本项目基于输运床空气气化的 IGCC 系统，评价了各种通流调整方式，结果表明：关小 IGV 角度及降低 T_3 温度均会造成燃机本身功率和效率的降低，对 IGCC 系统供电效率及功率影响明显；增大透平通流面积会使 IGCC 整体的供电功率和效率略高，但是，高温部件平均寿命大幅度降低。单独使用以上方式均不是调整燃机通流的最佳方案。

对燃气轮机而言，采用压气机抽气的方式不仅可以实现调整燃气轮机通流的目的，而且对燃机功率及效率的影响较小，对整个 IGCC 系统而言，系统功率及效率的降低均较小。可以认为，对输运床空气气化而言，采用燃机与气化炉结成的方式是较好的解决燃气轮机通流问题的方案。对输运床氧气气化而言，燃机抽气与气化岛的集成体现在与空分的集成上，也可以认为，燃机与空分的集成可以实现调整燃气轮机通流的目的。

本项目确定采用燃气轮机与气化/空分集成的方式作为燃机通流调整的方案，为了保证比较的统一性，采用统一的集成度，此集成度将在下一小节中确定。若在确定的集成度下，燃气轮机通流仍无法满足通流要求时，结合关小 IGV 的

方式。

3.6 燃气轮机与空分集成方式比选

空分装置耗电一般占 IGCC 厂用电的 50%-90%。空分装置与燃气轮机的整体化设计是 IGCC 系统优化集成的重要方面，直接影响到 IGCC 系统的流程结构和性能。

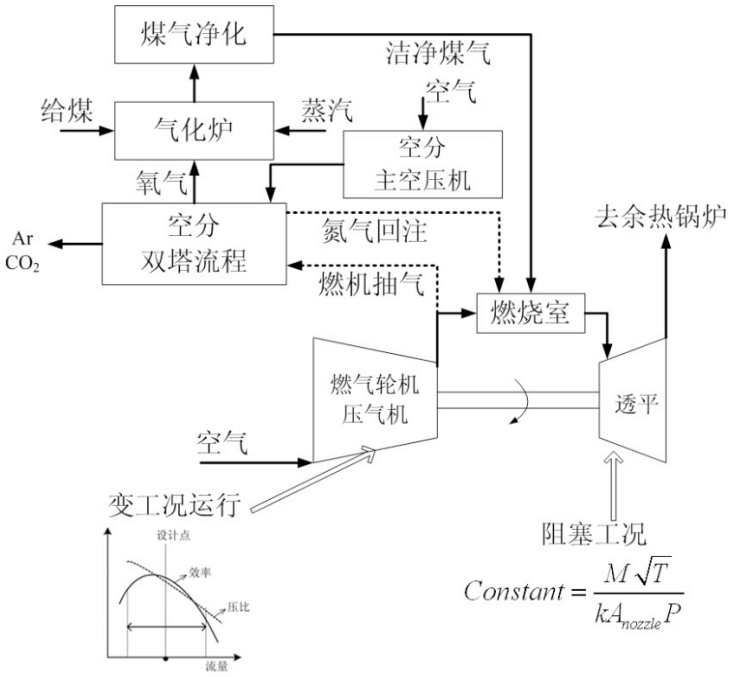

图 3. 21 燃气轮机与空分集成系统示意图[21]

图 3. 21 所示为燃机与空分集成系统示意图。根据空分是否整体化和空分所产生的氮气是否用作燃气轮机的燃料稀释剂，燃气轮机与空分之间有多种不同的集成方式。同时，深冷空分本身有不同的工艺选择：根据操作压力的不同，可分为高压和低压空分；根据压缩流程的不同，可分为外压缩和内压缩空分[5]。此外，在采用空分氮气为稀释剂以降低 NO_X 排放时，燃机通流将更加困难。因此，氮气回注与空分整体化还与燃气轮机 NO_X 排放要求和通流问题紧密相关。

本章中 IGCC 系统计算采用的主要工艺为：输运床氧气气化、煤气余热锅炉流程、干法陶瓷过滤除尘、常温 NHD 脱硫工艺、E 级燃气轮机。洁净煤气经湿化至水蒸气含量约为 23%（vol），而后进一步预热至 276.67℃送往燃气轮机燃烧室。燃气轮机 NO_X 排放限制为 80mg/Nm^3。如燃料气加湿不能达到 NO_X 排放要求，进一步通过注蒸汽或者氮气回注等方式使 NO_X 排放满足要求。

在统一的基准下，对如下两种燃机与空分集成方式进行对比：（1）完全独立

空分，改变氮气回注率；（2）氮气回注，改变空分整体化率。

3.6.1 氮气回注率对 IGCC 系统性能影响

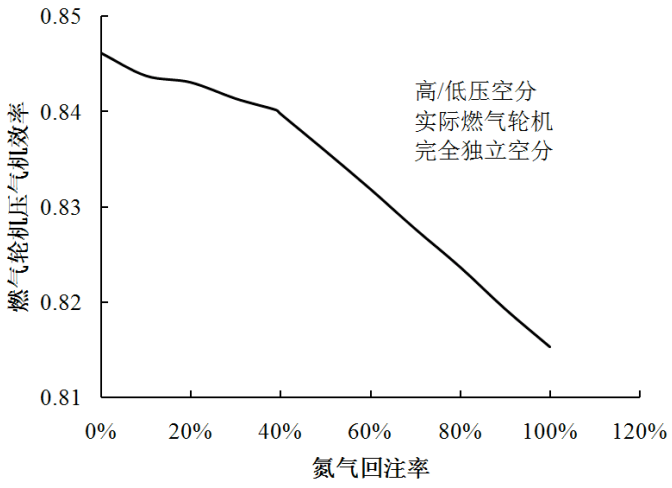

图 3. 22 燃气轮机压气机效率随氮气回注率变化曲线

假设燃气轮机压气机不抽气，当氮气回注率比较低时，需向燃烧室注一定量蒸汽以满足 NO_X 排放要求，随氮气回注量的增加，所需注蒸汽量逐步减少，直至完全靠氮气回注即可使 NO_X 满足要求，进一步加大氮气回注率，NO_X 将低于 80mg/Nm^3。由于大量氮气和蒸汽稀释，燃料热值（或等效热值）降低，燃气轮机受最大出力限制，需要关小压气机 IGV 角度，这使得压气机效率降低。图 3. 22 所示为燃气轮机压气机效率随氮气回注率增加变化的曲线。表 3. 16 为不同氮气回注率下 IGCC 性能计算结果。

采用低压空分时，IGCC 系统的供电效率随氮气回注率的增加先升高后降低。在氮气回注率为 39%时，无需注蒸汽即可满足 NO_X 排放的要求，此时 IGCC 供电效率取得最大值。当氮气回注率小于 39%时，虽然采用氮气回注仍然比注蒸汽降 NO_X 的效率略高，但差异较小，氮气回注率从 0 增加到 39%，IGCC 供电效率提高了 0.082 个百分点。由于氮气稀释降 NO_X 的效果比水蒸气稀释差，为达到同样水平的 NO_X 排放，所需氮气回注量较大，对燃机通流的影响也更大，即需要 IGV 关闭的角度更大，导致压气机效率更低，这使得氮气回注对 IGCC 系统效率的影响与注蒸汽降 NO_X 相当。同样，随着氮气回注率的进一步增加，IGV 关闭角度也需加大，使得压气机效率急剧下降，与理想燃气轮机相比，低压空分氮气回注对系统效率影响更大，氮气完全回注时，与最高效率点相比，IGCC 供电效率下降了 0.858 个百分点。

当采用高压空分时，IGCC 系统效率随氮气回注率的增加先升高后降低。系统效率在完全通过氮气回注达到 NO_X 排放要求（即氮气回注率为 39%）时，取得最大值。当氮气回注率低于 39%时，由于高压空分氮气稀释降 NO_X 比注蒸汽更具有优势，系统效率随氮气回注率增加而升高。当氮气回注率高于 39%以后，NO_X 排放已满足要求，进一步回注氮气使得 NO_X 排放进一步降低，由于大量的氮气回注给燃机通流造成困难而需通过加大 IGV 关闭角度以限制燃机的最大出力，使得压气机效率下降导致 IGCC 系统效率的降低，但是其降低幅度远低于低压空分氮气回注。

表 3. 16 不同氮气回注率 IGCC 方案比较

	C0	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
氮气回注率，%	0	10	20	30	39	60	80	100
氮气回注量，t/h	0	11.49	22.84	34.18	44.39	67.67	89.54	111.08
注蒸汽量，t/h	16.9	12.7	8.52	4.09	0	0	0	0
压气机 IGV 关闭角，度	7.97	8.64	8.84	9.29	9.62	11.84	14.04	16.27
燃气轮机压气机效率，%	84.62	84.38	84.31	84.14	84.02	83.19	82.37	81.53
燃气轮机发电功率，MWe	136.1	136.1	136.0	136.0	136.0	136.1	136.1	136.0
燃料气含湿量，H_2O vol%	22.6	22.6	22.6	22.6	22.6	22.6	22.6	22.6
气化炉给煤量，t/h	80.20	79.86	79.73	79.56	79.38	78.75	78.19	77.54
NO_X，mg/Nm^3(@16%O_2)	80	80	80	80	80	57.20	41.85	31.06
低压空分								
空分氮压机耗电，MWe	0	1.19	2.38	3.57	4.63	7.06	9.34	11.58
空分总耗电量，MWe	14.35	15.48	16.64	17.80	18.83	21.15	23.33	25.45
汽轮机发电功率，MWe	87.3	87.83	88.68	89.47	90.14	89.28	88.59	87.93
IGCC 厂用电，	21.61	22.71	23.86	25.00	26.01	28.23	30.33	32.36

MWe								
IGCC 净发电功率，MWe	201.79	201.17	200.79	200.46	200.10	197.10	194.36	191.54
IGCC 供电效率，%	42.65	42.70	42.71	42.71	42.74	42.43	42.14	41.88
高压空分								
空分氮压机耗电，MWe	0	0.67	1.33	1.99	2.59	3.95	5.23	6.48
空分总耗电量，MWe	16.45	17.05	17.69	18.31	18.87	20.10	21.26	22.38
汽轮机发电功率，MWe	87.31	87.78	88.59	89.35	89.95	89.00	88.23	87.51
IGCC 厂用电，MWe	23.65	24.23	24.87	25.50	26.05	27.21	28.31	29.36
IGCC 净发电功率，MWe	199.75	199.60	199.69	199.84	199.89	197.85	196.01	194.11
IGCC 供电效率，%	42.22	42.37	42.46	42.57	42.69	42.59	42.50	42.44

3.6.2 空分整体化对 IGCC 系统性能影响

对实际燃气轮机，由于大量氮气回注加剧了燃机的通流难度而不得不关小压气机 IGV 角，使得压气机效率急剧降低所致。本部分考察通过空分整体化的方式缓解燃机通流的方式，仅考察在采用高压空分氮气完全回注的条件下，通过空分整体化缓解燃机通流的 IGCC 系统性能。空分整体化率对采用高压空分完全氮气回注的 IGCC 系统性能影响如图 3. 23 所示。

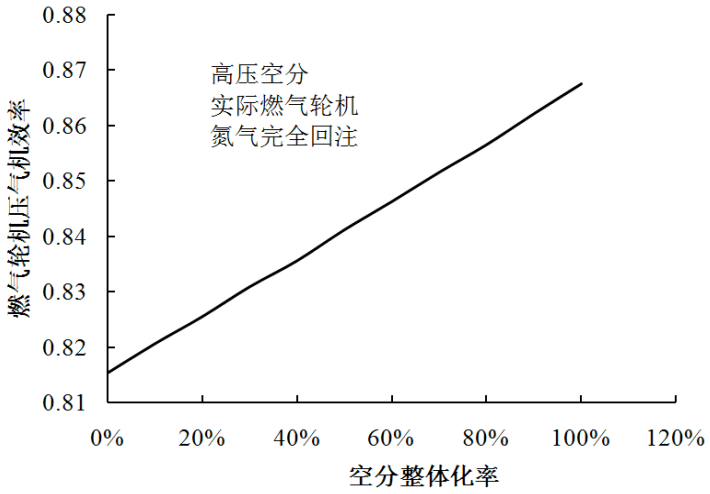

图 3. 23IGCC 系统供电效率随空分整体化率变化关系

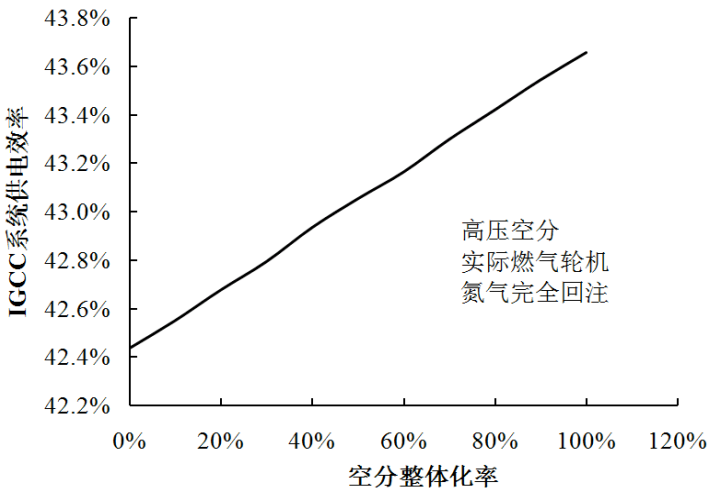

图 3. 24 燃气轮机压气机效率随空分整体化率变化关系

可以看出，空分整体化能够显著提高 IGCC 系统的效率。从完全独立空分到完全整体空分，系统效率提高了 1.218 个百分点，且系统效率在完全整体空分时达到最大值。这是由于通过空分整体化，燃气轮机受通流限制而需关闭 IGV 的角度大大减小，从而避免了压气机效率的急剧下降（燃气轮机压气机效率随空分整体化率变化关系如图 3. 24 所示）。同时利用燃气轮机压气机替代空分主空压机压缩空气也在一定程度上提高了系统效率。

即使采用完全整体空分，燃气轮机仍然需要适当的关小压气机 IGV 角度以限制其最大输出功，这与文献[22]的结果有所不同。文献[22]中的 IGCC 系统基于 Shell 煤气化和 PG9331FA 燃机，空分整体化率为 0.53 时，即无需关小压气机 IGV 角度。造成这个区别的原因主要有两方面：1）对燃机输出功的限制不同。文献[22]限制 PG9331FA 燃机最大出力为 275MW，与设计工况相比，增加了 21.4%，而本项目限制 PG9171E 燃机最大出力 136MW，仅比设计工况增加 8.8%；2）输运床气化炉的操作温度远低于 Shell 气化炉，耗氧量少，空分规模小，使得在相同的燃机抽气量下，空分整体化率更高。

3.6.3 燃气轮机与空分集成方式比选小结

本项目对基于输运床气化炉和 E 级燃气轮机的 IGCC 系统，分析了燃机与空分集成方式与 IGCC 系统供电效率以及 NO_X 排放之间的关系，得到：（1）对实际燃气轮机，大量氮气回注会造成的燃气轮机通流困难的问题，采用空分整体化的主要作用之一是可有效解决氮气回注带来的燃机通流问题；（2）低压空分宜与

完全独立空分配合且氮气不回注，高压空分宜与整体化空分配合且完全氮气回注。采用高压空分氮气回注可显著降低 NO_X 排放和较高的系统效率；（3）从系统效率的角度看，氮气回注降 NO_X 优于注蒸汽。

本项目确定采用高压整体化空分、氮气完全回注的方式。氮气完全回注时，IGCC 系统效率随空分整体化率的提高而提高。而过高的整体化率不利于系统的控制，30%-50%的空分整体化率是比较合适的[22]。因此，本项目中，空分整体化率确定为 50%。

3.7 燃机岛与气化岛热集成

输运床氧气气化的煤气中低品位热利用对提高系统效率具有重要作用。本项目中低品位热利用的方式包括燃料预热、产生低压蒸汽、燃料湿化及预热凝结水。本项目针对不同热回收利用方式，设计了 5 种煤气中低品位热利用方案并进行了比较。

考虑到煤气温度在 150℃以上热量可用于预热净煤气、预热锅炉给水、产中低压蒸汽、燃料湿化等，而 150℃以下的煤气温度较低，量较大，将约 150℃以下的低温热称为低品位热。

煤气冷却过程需回收热的多少和品质与煤气成分相关。如图 3. 25 所示为某水煤浆气流床气化炉、干煤粉气流床气化炉和输运床气化炉采用干法除尘工艺时，粗煤气从气化炉出口冷却至 38℃所放出的热占气化炉给煤所提供能量的比例。

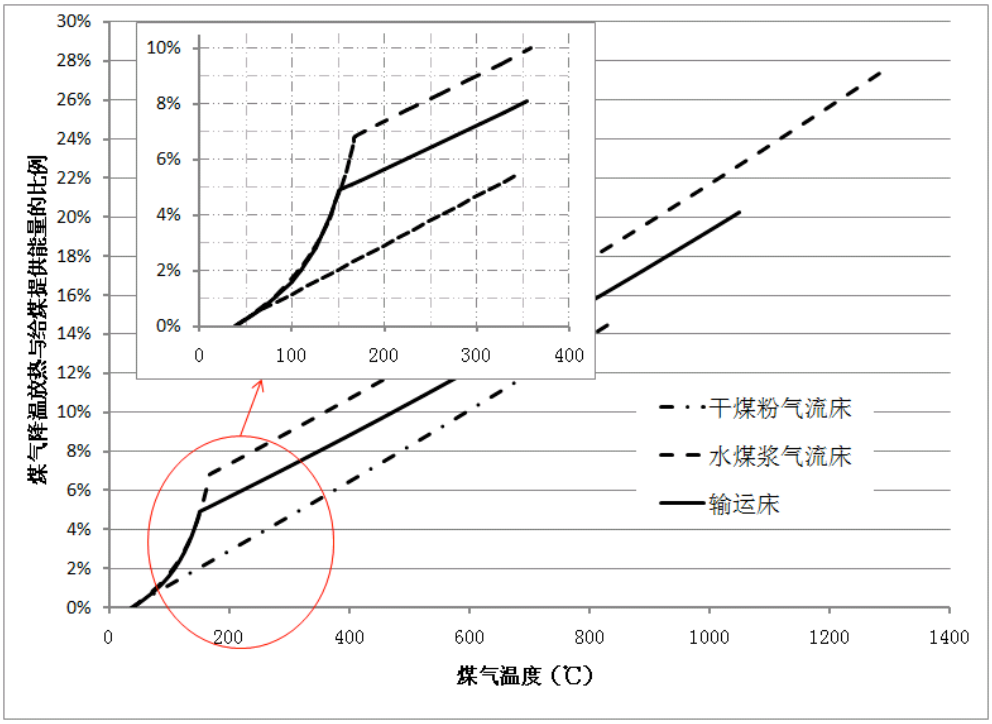

图 3. 25 不同气化炉煤气冷却放热量与温度关系

可以看出，由于水煤浆气化生成的煤气中含有大量的水蒸气，低品位热相对较多，而干煤粉气流床气化生成的煤气中水蒸气量很低，低品位热相对较少，输运床气化炉在二者之间。输运床气化煤气从 350℃冷却至 38℃放热量占给煤提供能量的约 8%，其中以 150℃以下低品位热为主，约占给煤提供能量的 5%。这说明，输运床气化炉的煤气低品位热利用对提高系统效率很重要。

从实际 IGCC 电站来看，煤气冷却放热有几种典型的利用方式：（1）预热洁净煤气；（2）产生低压蒸汽；（3）燃料气加湿；（4）凝结水预热。

如表 3. 17 所示，各 IGCC 电站都利用粗煤气热量对净煤气预热。Tampa 电站在最初设计中更是在煤气洗涤除尘以前设置了粗煤气/净煤气换热器[10]。其余三个 IGCC 电站均采用了干法除尘工艺，在煤气除尘以后设置粗煤气/净煤气换热器，并利用联合循环余热锅炉或者燃气轮机抽气的热量进一步提高净煤气的温度。Buggenum 和 Puertollano IGCC 电站更多地采用了以水为中间介质传递热量，这样做可以增加系统的安全性，且便于对不同来源的低品位热量的统一调配利用。在设置煤气余热锅炉的 IGCC 中，利用煤气显热产低压蒸汽的做法较少，仅 Puertollano IGCC 电站通过闪蒸的方式产生了少量低压蒸汽。燃料气加湿是一种普遍的做法，Wabash River 电站采用了燃料湿化和注蒸汽方式降 NO_X，Buggenum 和 Puertollano IGCC 电站也采用了燃料加湿，并与氮气回注方法结合降低 NO_X，

这使得 Buggenum IGCC 电站的 NO_X 排放达到了 8mg/Nm^3[14]。Tampa 电站虽未设置湿化器，但在其改造方案中考虑了增加湿化器的方案[23]。此外，极低品位的热一般用于凝结水的预热。

表 3. 17 典型 IGCC 电站煤气冷却热回收利用方式

	Tampa[10]	Wabash[12]	Buggenum[13]	Puertollano[14]
预热洁净煤气	是	是	是	是
产低压蒸汽	否	N/A	否	是
燃料气加湿	否	是	是	是
汽机凝结水预热	是	是	是	是

对煤气冷却放热的几种典型利用方式分析如下：

(1) 预热洁净煤气

一般洁净煤气在送往燃气轮机前先经过预热，提高燃料温度，可减少燃料消耗量，提高系统效率。由于受阀站材料的限制，目前 IGCC 电站燃料气温度一般在 200-300℃[15]。从图 3. 25 可以看出，粗煤气冷却放出的热量很大部分为水蒸气凝结潜热。洁净煤气的预热只能利用其中一部分，低品位潜热还需要以其他的方式利用。

(2) 产生低压蒸汽

低压蒸汽可以用于脱硫工艺的吸收剂再生等工艺过程也可作为联合循环除氧蒸汽或者过热以后送往汽轮机做功。极低温度的低品位热无法用于产低压蒸汽。以产生 0.4MPa 的低压饱和蒸汽为例，低压蒸汽饱和温度为 143.6℃。如保证蒸发器最小节点温差 10℃，则要求粗煤气温度在 153.6℃以上。

(3) 燃料气加湿

采用湿化器利用热水加湿燃料气，燃料气与热水在湿化器中直接逆流接触，燃料在加湿的过程中同时被加热。利用系统中低品位热量加湿燃料可使燃气轮机输出功增加，同时有效降低 NO_X 排放。燃料湿化能够利用的煤气低品位热与湿化器底部出口水温直接相关。受煤气压力（一般在 20bar 以上）以及湿化器的水气比等操作参数影响，湿化器底部水温并不能降得太低。以湿化器底部水温为 80℃来说，湿化器底部热水需通过粗煤气加热后从湿化器顶部喷入，假设气水换热器端差取 10℃，则 90℃以上粗煤气可以用于燃料气的加湿。

(4) 凝结水预热

汽机凝结水温度与背压有关。如背压为 6kPa 时，凝结水温度为 36.2℃，在进入联合循环余热锅炉省煤器之前，可利用煤气低品位热预热。即使在燃机排气本身有足够的低品位热对凝结水进行预热时，利用煤气预热凝结水也可以在达到同样的 IGCC 系统热效率的情况下，提高余热锅炉排气温度，降低对排气含硫量的要求。

综合上述分析，将各种热回收利用方式对应的典型温度区间总结如图 3. 26。

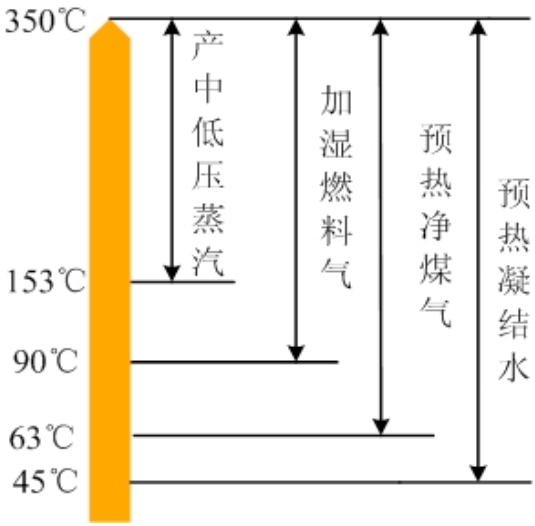

图 3. 26 典型热回收利用方式对应温度区间

3.7.1 基于输运床气化的 IGCC 电站低品位热利用

IGCC 系统计算的主要工艺为：输运床氧气气化、煤气余热锅炉流程、干法陶瓷过滤除尘、常温 NHD 湿法脱硫、PG9171E 燃气轮机、完全独立空分。氮气不回注，采用注蒸汽和燃料湿化的方式降低 NO_X 排放，NO_X 排放限制为 80mg/Nm^3。

设计了 5 个 IGCC 系统方案进行比较，各方案煤气冷却流程示意如下：

● Case1：煤气低品位热不利用

煤气从 350℃降温开始先用于洁净煤气的复热，进一步降温至约 153℃用于产生低压蒸汽，153℃以下低品位热不利用。

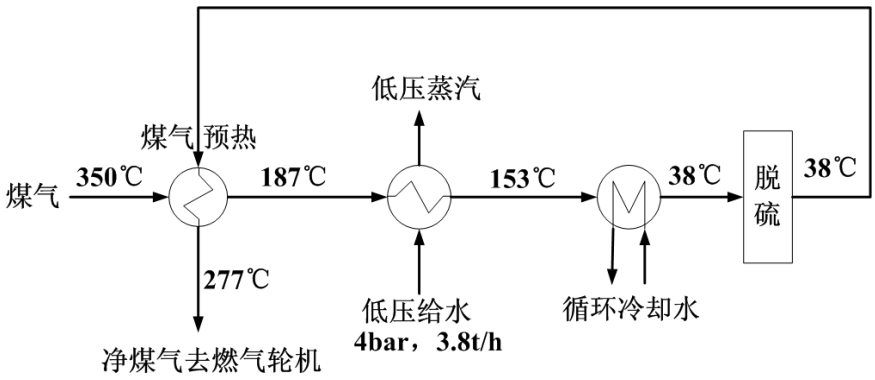

图 3. 27 煤气冷却 case1 流程示意图

● Case2：煤气低品位热用于凝结水预热

煤气从 350℃降温开始先用于洁净煤气的复热，进一步降温至约 153℃用于产生低压蒸汽，153℃以下低品位热预热凝结水。

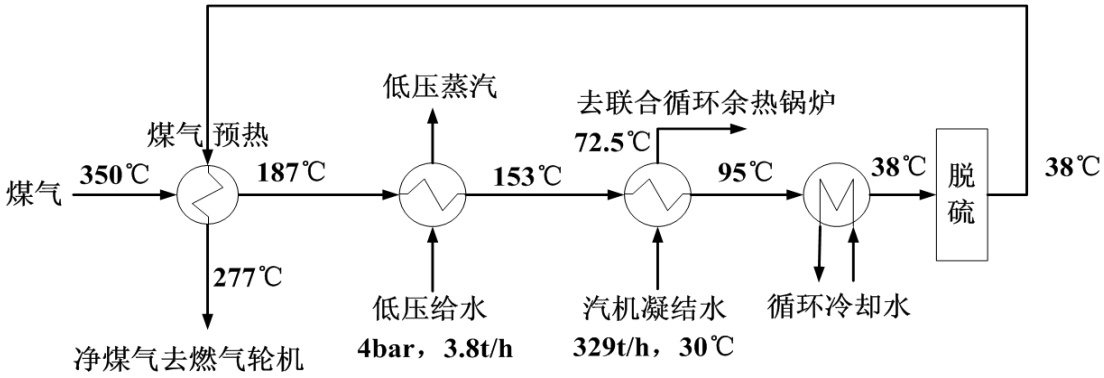

图 3. 28 煤气冷却 case2 流程示意图

● Case3：煤气低品位热用于凝结水预热和燃料湿化

煤气从 350℃降温开始先用于洁净煤气的复热，进一步降温至约 153℃用于产生低压蒸汽，153℃以下用于燃料的湿化和凝结水预热。

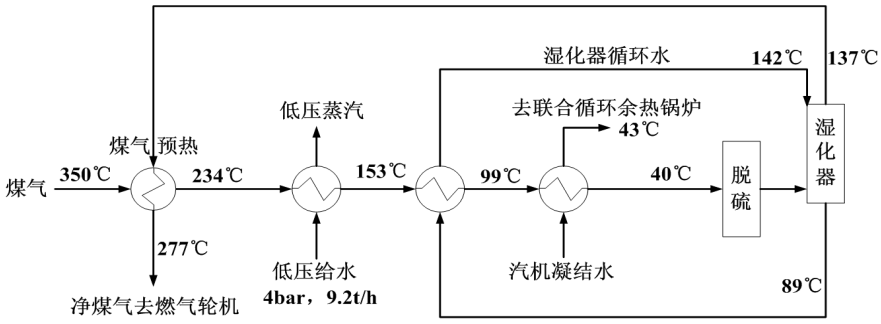

图 3. 29 煤气冷却 case3 流程示意图

● Case4：加大燃料湿化量，不产低压蒸汽

煤气从 350℃降温开始先用于燃料的复热，然后用于燃料的湿化和凝结水预热。

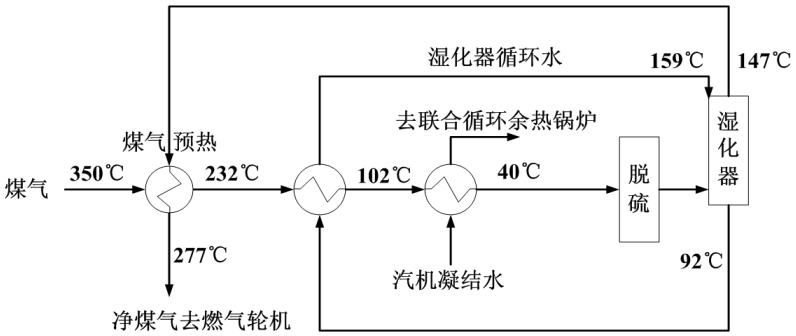

图 3. 30 煤气冷却 case4 流程示意图

● Case5：增加低压蒸汽产量

煤气从 350℃降温至 153℃放热用于产低压蒸汽，153℃以下部分用于燃料的湿化和凝结水预热。

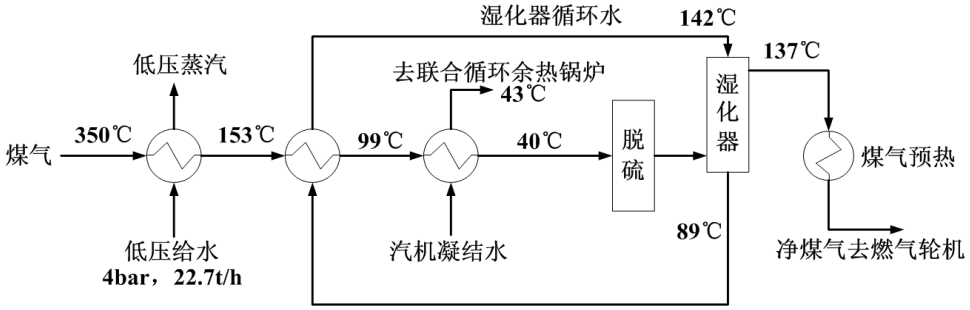

图 3. 31 煤气冷却 case5 流程示意图

3.7.2 计算结果及分析

表 3. 18 煤气不同热利用方式 IGCC 性能计算结果

	Case1	Case2	Case3	Case4	Case5
气化炉给煤量，t/h	80.82	80.82	80.82	80.82	80.82
燃气轮机发电功率，MWe	136.0	136.0	136.0	136.0	136.0
汽轮机发电功率，MWe	82.38	85.71	88.47	89.16	87.70
IGCC 净发电功率，MWe	197.03	200.25	202.90	203.56	202.16
IGCC 供电效率，%	41.35	42.03	42.56	42.70	42.41
燃气轮机注蒸汽量，t/h	45.56	45.56	27.75	20.74	27.75

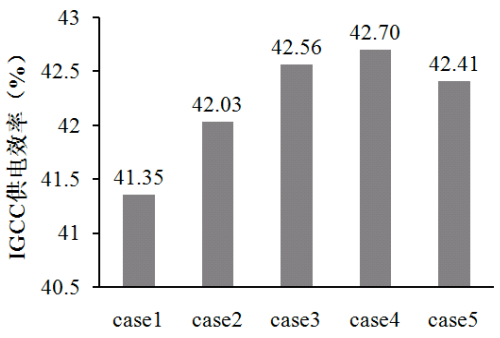

图 3. 32 不同方案 IGCC 供电效率图

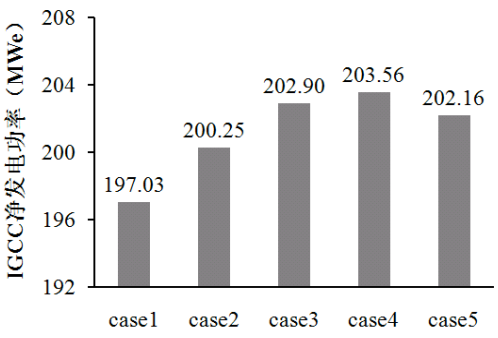

图 3. 33 不同方案 IGCC 净发电功率

IGCC 系统供电效率和发电功率如图 3. 32 和图 3. 33，对各方案比较如下：

Case2 为采用凝结水预热的方法利用低品位热的方案。与完全不利用 150℃以下低品位热的 case1 相比，供电效率提高了 0.68 个百分点，净发电功率增加 3.22MWe。但是从图 3. 28 可以看出，煤气降温至 95℃以后通过循环水冷却至 38℃。由于煤气低品位热较多，仅采用凝结水预热的方法不能利用完全。

Case3 采用燃料湿化与凝结水预热的方式充分的利用了煤气低品位热，与 case1 相比供电效率高 1.21 个百分点，净发电功率增加 5.87MWe。

与 case3 相比，case4 加大了燃料湿化的程度，将 case3 中用于产生低压蒸汽的热量用于燃料的加湿，系统效率进一步提高 0.14 个百分点。

Case5 将 case3 中用于燃料复热的热量用于产低压蒸汽，系统效率降低了 0.15 个百分点，这说明燃料复热比产低压蒸汽更能有效的利用这部分热。

综合上述分析可得，输运床气化粗煤气中有大量低品位热，从约 150℃降温至 38℃放热占给煤提供能量的约 5%（如图 3. 25）。采用燃料湿化和预热凝结水可充分利用这部分热量，从而提高 IGCC 供电效率 1.21 个百分点。煤气自 230℃冷却至约 150℃放热既可产低压蒸汽，也可用于燃料湿化。分析表明，这部分热用于燃料湿化将能减少燃气轮机注蒸汽量，比产低压蒸汽更有效。另外，煤气从 350℃冷却至约 230℃放热用于燃料气复热比产低压蒸汽更有效。

3.7.3 燃机岛与气化岛热集成小结

本项目中低品位热利用的方式包括燃料预热、产生低压蒸汽、燃料湿化及预热凝结水。本项目针对不同热回收利用方式，设计了 5 种煤气中低品位热利用方案并进行了比较，结果表明：通过燃料湿化和凝结水预热可有效利用煤气低品位热，与不回收这部分热量相比，可提高系统效率 1.21 个百分点；230℃-150℃区

间热量用于燃料湿化比产低压蒸汽更有效；350℃-230℃区间热用于加热燃料气比产低压蒸汽更有效。

通过以上的分析确定，本项目中对不同温度区间的中低品位热量的利用方式为：350℃-230℃区间热量用于加热燃料气；230℃-150℃区间热量用于燃料湿化；150℃以下热量用于冷凝水预热。

3.8 1200MWe 级 IGCC 系统参数优化总结

本项目通过对第二章已识别出的主要工艺的运行参数对系统影响的分析，以及对不同工艺间配合的比选，得到了优化的 1200MWe 级 IGCC 系统参数及集成方案，如表 3. 19 所示。

表 3. 19 IGCC 系统参数及集成方案总结

项目	参数或方案
气化炉运行压力	30bar
气化炉运行规模	5 台 2000t/d 及 1 台 1200t/d 气化炉
煤气冷却器方案	产 10MPa 高压饱和蒸汽
CO_2 捕集率选择	选择 90%捕集率
空分运行压力	高压空分（16bar）
空分产生氧气浓度	95%O_2
燃气轮机通流调整方案	燃机抽气与 IGV 调整相结合
燃气轮机与空分集成方式	高压空分，50%整体化率，氮气完全回注
燃机岛与气化岛热集成	350℃-230℃区间热量用于加热燃料气； 230℃-150℃区间热量用于燃料湿化； 150℃以下热量用于冷凝水预热。

本项目通过第一阶段的工作，确定了 1200MWe 级 IGCC 系统主要单元工艺、工艺参数及系统配置方案，为下一阶段的技术经济性评估及政策研究奠定了基础，对示范工程的设备选型具有指导意义。

四、参考文献

[1] Collot AG. Matching gasification technologies to coal properties [J]. Coal Geology, 2006, 65 191-212.

[2] 贺永德. 现代煤化工技术手册 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.

[3] Maurstad O, An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology [R], 2005.

[4] 王波. 基于输运床气化炉的 IGCC 系统集成研究 [D]; 中国科学院工程热物理研究所, 2009.

[5] 林知望. 空分设备内压缩流程与外压缩流程的比较与选择 [J]. 深冷技术, 2007, 4 25-8.

[6] Allam J, Castle-Smith. Air Separation Units, Design and Future Development; proceedings of the ECOS 2000, F 2000].

[7] Gopinathan R, GE Gas Turbine for Lean Gaseous Fuels [R], 2006.

[8] 焦树建. IGCC 的某些关键技术的发展与展望 [J]. 动力工程, 2006, 26 (2): 153-65, 79.

[9] Collodi G, Jones RM. The Sarlux IGCC Project an Outline of the Construction and Commissioning Activities [M]. 1999 Gasification Technologies Conference. San Francisco, California. 1999.

[10] Hornick MJ, Tampa Electric Polk Power Station Integrated Gasification Combined Cycle Project Final Technical Report [R], 2002.

[11] Company TE, Final Public Design Report- Technical Progress Report [R], 1996.

[12] Dowd RA, Wabash River Coal Gasification Repowering Project [R], 2000.

[13] Eurlings JTGM, Ploeg JEG. Process Performance of the SCGP at Buggenum IGCC [M]. Gasification Technolgies Conference. San Francisco, California. 1999.

[14] Coca aT, Integrated Gasification Combined Cycle Technology: IGCC, Its Actual Application in Spain: Elcogas. Puertollano [R], 2003.

[15] Dennis RA, Shelton WW, Le P. Development of Baseline Performance Values for Turbines in Existing IGCC Applications [M]. Proceedings of GT2007, ASME Turbo Expo 2007: Power for Land, Sea and Air. Montreal, Canada. 2007: GT2007-28096.

[16] DOE/NETL, Evaluation of Alternate Water Gas Shift Configurations for IGCC Systems [R], 2009.

[17] Zhu Y. Evaluation of Gas Turbine and Gasifier-based Power Generation System [D]; North Carolina State University, 2004.

[18] 邢翼腾. IGCC 电站空分系统的研究与建模 [D]. 北京; 清华大学, 2003.

[19] 高健. IGCC 系统及以其为基础的多能源系统的研究 [D]. 北京; 清华大学, 2008.

[20] 杭州杭氧股份有限公司, 43500Nm3/h 空分装置技术建议书 [R], 2007.

[21] Lee C, Lee SJ, Yun Y. Effect of air separation unit integration on integrated gasification combined cycle performance and NOx emission characteristics [J]. Korean J Chem Eng, 2007, 24 (2): 368-73.

[22] 吕泽华, 赵士杭. 空分系统集成度对 IGCC 系统性能的影响 [J]. 燃气轮机技术, 2000, 13 (1): 28-32.

[23] Tampa 电厂 IGCC 发电技术考察报告 [R], 2006.