

UNION INTERNATIONALE DE L'INDUSTRIE DU GAZ
INTERNATIONAL GAS UNION 国际煤气联盟



15th World Gas Conference
XVe Congrès mondial du gaz
Lausanne 1982

第十五届世界煤气会议文件汇编

B 分 册

人 工 煤 气 生 产

江苏工业学院图书馆
藏书章

城 市 煤 气 情 报 网

第十五届世界煤气会议文件汇编

B 分 册

人 工 煤 气 生 产

城市煤气情报网组织编译

主 持 人 刘 玉 武

执 行 编 辑 田智刚 吴训聆

本册责任编辑 秦 弢

一 九 八 三 年 八 月

编 印 说 明

国际煤气联盟 (IGU) 是由几十个国家或地区的煤气学 (协) 会组成的国际性煤气学术组织。联盟下设 A (天然气生产、加工和地下储存)、B (人工煤气生产)、C (燃气输送)、D (燃气分配)、E (燃气在家庭和集体事业的应用)、F (燃气在工业和商业的应用)、G (统计、文献和其他)、H (液化石油气和液化天然气) 共八个专题委员会, 就有关煤气工业的各种专题开展多种形式的交流和合作。

国际煤气联盟每三年召开一届世界煤气会议。第十五届世界煤气会议于一九八二年六月在瑞士洛桑举行。各委员会向会议提交了工作报告, 会上还宣读和交流了 81 篇专题论文。

为使国内煤气界和有关单位及时了解世界煤气事业及煤气技术的发展动向, 城市煤气情报网组织力量对第十五届世界煤气会议全部文件进行了翻译, 按专题编成八个分册, 内部发行。为压缩篇幅, 突出精华, 全部文件均采用摘译或编译的方法。译文中对有争议的译名 (如“煤气”或“燃气”) 不强求统一。限于翻译和编辑水平, 疏漏之处在所难免, 敬希读者批评指正。

城市煤气情报网中心组

第十五届世界煤气会议文件汇编

(B 分册)

城市煤气情报网编

(联系地址: 北京市煤气公司情报室)

一二〇一工厂印刷

内部发行 工本费 0.70 元

目 录

IGU/B-82	人工煤气生产委员会报告	(1)
IGU/B1-82	高硫褐煤气化及其粗煤气净化	(21)
IGU/B2-82	矿物质的性质对煤的气化行为的影响	(25)
IGU/B3-82	煤灰化学组分与煤灰在高温时熔化 特性的关系	(30)
IGU/B4-82	新型鲁奇气化炉——“鲁尔-100”的发展计划	(35)
IGU/B5-82	莱茵褐煤公司的高温温克勒法和加氢气化法	(40)
IGU/B6-82	法国用煤制造代用天然气	(44)
IGU/B7-82	煤气化生产能量和煤发电生产能量的 系统分析比较	(48)
IGU/B8-82	使用煤和核能的未来能源体系中， 燃气在法国的应用	(50)
IGU/B9-82	欧洲生物气的前景	(54)

汇 编 总 目 次

A 分册	天然气生产、加工和地下储存
B 分册	人工煤气生产
C 分册	燃气输送
D 分册	燃气分配
E 分册	燃气在家庭和集体事业的应用
F 分册	燃气在工业和商业的应用
G 分册	统计、文献和其他
H 分册	液化石油气和液化天然气

IGU/B-82 人工煤气生产委员会报告

报告人 B 委员会主席 K. 黑德〔西德〕
BI 分会主席 M. 雷德曼〔英〕
BII 分会主席 J. 加斯特卡〔东德〕
BIII 分会主席 J.L. 勒布尔〔法〕
BIV 分会主席 G.S. 科里〔加〕

编译者 许乃茂 浦镛修

人工煤气的生产曾是煤气工业赖以建立的原始基础；当天然气资源耗尽之时，煤气工业又将不得不反转过来再次关注于人工煤气。但是，传统的煤的炭化工艺将只起很小的作用，许多新的气化工艺正在得到开发。本委员会的各个分会分别对人工煤气生产的有关问题进行了调查研究；本报告就是由各分会的报告组成的。

BI 代用天然气生产分会报告

代用天然气(SNG)的发展反映出原料价格的高涨和燃料资源的限制，值得重视的是已较注意于煤系 SNG 的生产。现有 SNG 的生产厂仍主要集中于美国、英国和日本等国家，而且多数采用液化石油气、天然气冷凝液或石脑油为原料，进行催化蒸汽气化。由于油料选择限制，出现了以渣油或原油作原料的科研开发(如流化床加氧气化炉，FBH)。另外，有些国家限制石油进口，或为了减轻对石油的依赖程度，促进了对煤液化工艺的兴趣，以生产富燃气作为联产品。再如开采油页岩和石油砂的目的，是为了生产液体燃料，也同时副产燃气，而且所产液体燃料可用作气化原料。

煤系 SNG 的生产工作继续在进展。美国直接生产高甲烷煤气的技术已有进展，不过第一座商业规模的煤系 SNG 生产厂(大平原气化工程)仍利用传统的鲁奇技术。欧洲的科研开发正朝着较高气化温度(如英煤/鲁

奇液态排渣气化炉)和较高气化压力(如“鲁尔 100”、莱茵褐煤公司加氢气化法，HKV)进展。

由于大多数下文所提到的气化方法都生产 CO/H₂ 混合气体，甲烷含量少，因此对甲烷化工艺的开发也有所进展。

表 1 列举目前已知的气化计划发展的资料。

1. 煤系代用天然气

(1) 煤的气化工艺

煤的气化工艺可用许多方法分类，较能普遍适用的分类方法是根据煤和气化介质之间的接触模式(图 1)。这种模式也决定了温度分布的类型和煤的粒径范围。对煤种的适应性也具有强烈的影响，例如强粘结性的煤不适用于某些形式的固定床和流化床气化炉，但粘结性并不妨碍气流床和熔浴式气化炉的操作。

(2) 大平原气化工程(Great plains Ga-

气化发展情况一览

表1

工 艺 名 称	开 发 单 位 (地点)	原 料		工 艺 内 容	现 状 和 投 资
		品 种	用 量 (吨/日)		
<u>美 国</u>					
加氢气化法 (Hygas)	燃气技术研究所 (芝加哥)	煤	可达75	煤在二段流化床气化炉 内加氢气化。	中试厂改装后改用泥煤。
加氢气化法	德士古煤气公司 (肯塔基州)	烟煤		生产 SNG, 2×10^6 米 ³ /日。	中止。
Cogas/COED	Cogas 开发公司 (伊利诺州 Perry 县)	烟煤		煤与富氢气在一组温度 递升的反应器内裂解。半 焦与蒸汽和空气反应, 热 的半焦和灰渣循环送到裂 解段。	根据英国利塞赫特资料设 计成 2000 吨/日示范厂, 计 划已无限期推迟。
油页岩加氢气化 法 (Hytort)	燃气技术研究所 燃气研究所 (芝加 哥)	油页岩	24	油页岩在有控制的预热 下在单段炉内加氢气化, 生产高热值燃气和馏出 油。	过程开发单元在运行。由 飞利浦石油公司投资。考虑 示范厂。
公用煤气法 (U-Gas)	燃气技术研究所 (孟菲斯)	煤	3200	煤与氧和蒸汽在单段聚 灰流化床内气化。	示范厂设计完成, 资金可 望由美国合成燃料公司提 供。
煤催化气化法	埃克森科研工程 公司 (得克萨斯州 Baytown)	煤	0.25	流化催化气化。	初步开发的中试厂。
两段气化法 (Bi Gas)	烟煤研究所 (宾 州荷马城)	煤 褐煤	120	二段气化。富氢气由半 焦和氧在下段反应制成。 排出熔渣。	中试厂运行到 1981/82, 能 源部资助。
英煤/鲁奇液态 排渣气化炉	Conoco 煤炭发 展公司 (俄亥俄州 Noble 县)	煤	1200	煤气化示范厂。	设计接近完成, 能源部未 决定继续资助, 工程暂停。
鲁奇	大平原气化工程 (北达科他州 Beul- ah)	褐煤	14200	生产 SNG, 3.9×10^6 米 ³ /日。	第一期工程计划在 1984/ 85 开始运行。能源部资助, 美国合成燃料公司保证。
矿务局固定床液 态排渣气化炉	(Grand Forks)	褐煤		中试厂液态排渣气化炉 从 1976 年运行到 1978 年。	工厂在改革中。
鲁奇	哥伦比亚煤气公 司 (伊利诺州)	煤		高热值煤气, 7×10^6 米 ³ /日。	可行性研究。
鲁奇	Tenneco 公司 (明尼苏达州)	褐煤		生产 SNG。	向能源部申请可行性研究 资助。
鲁奇	南加利福尼亚煤 气公司 (新墨西哥 州)	煤		高热值煤气, 7×10^6 米 ³ / 日)。	计划停顿。
鲁奇	东弗吉尼亚-太 平洋煤气、鲁尔煤 气, 怀俄明煤炭转 化公司 (怀俄明州 Converse)	煤	32600	生产 SNG, 液体产品 用德士古法气化。	基础工程设计已完成, 能 源部资助修改设计, 推荐给 合成燃料公司。计划目前已 取消。
鲁奇	人民煤气公司 (北达科他州滕县)			生产 SNG, 7×10^6 米 ³ / 日。	中止。

续表

工 艺 名 称	开 发 单 位 (地点)	原 料		工 艺 内 容	现 状 和 投 资
		品 种	用 量 (吨/日)		
鲁奇和费-托法	得克萨斯输气公司, 东得克萨斯公司(肯塔基州, Henderson)	煤	28600	鲁奇气化与费-托法合成结合生产管道气、液体燃料和化学药品。	能源部同意资助设计(2400万美元), 申请合成燃料公司纳入计划。
AVCO反应	AVCO EYE-RETT 研究实验室(马萨诸塞州)	煤		需氧量少, 滞留时间短, 效率高。	开发研究。
洛克威尔	城市服务公司, 洛克威尔公司	煤	0.13	加氢气化, 生产 SNG 和苯。	过程开发单元进行短期试验, 正筹建中试厂。
德士古	用户能源公司(密苏里州)	高硫煤		生产 SNG, 中热值煤气和发电。	申请政府资助, 希望1981年开始建厂, 1984年投产。
鲁奇	东得克萨斯公司, 犹大国际公司(新墨西哥州)	煤	25000	鲁奇炉附有提高热值装置, 生产 SNG, 3.9×10^6 米 ³ /日和甲醇。	能源部同意可行性研究, 申请合成燃料公司资助。
鲁奇	Emery 煤气化工程(犹大州)	煤		生产 SNG, 7.8×10^6 米 ³ /日。	申请合成燃料公司资助。
鲁奇	东德士古公司, 约翰逊公司(怀俄明州)	煤	28000	生产 SNG, 7×10^6 米 ³ /日。	申请可行性研究资金。
柯柏斯——托切克	墨菲高地煤气化工程	煤	10000至48000	起初生产中等热值煤气, 最终生产高热值煤气。	申请由合成燃料公司担保贷款, 1982年开始建厂, 希望1986年生产。
<u>西 德</u> 鲁奇(鲁尔100)	鲁尔煤气, 鲁尔煤炭斯蒂克等公司(道尔斯顿)	煤	4~10吨/时	生产合成气, SNG 和城市煤气。	自1979年起进行中试厂运行, 压力达到 95 巴。
加氢气化(HKV)	莱茵褐煤公司, (韦斯林)	褐煤	25吨/时	开发流化床工艺, 生产 SNG。	1982年中试厂将交付使用。
<u>荷 兰</u> 公用煤气法和液化石油气气化结合	Vegin(阿姆斯特丹)	煤	47	试验装置制成中热值煤气, 提高热值为 SNG, 然后与天然气掺混。	工厂在设计中。
埃克森催化气化	埃克森科研工程公司(鹿特丹)	煤	100	在单段反应器内生产富甲烷气。	1982年兴建, 1985年生产。
<u>英 国</u> 英煤/鲁奇液态排渣气化炉	英国煤气公司(西田)	煤	500	液态排渣气化计划的延伸, 采用 HCM 工艺甲烷化。	正在建造气化炉。
英煤流化加氢	英国煤气公司(克林霍尔姆)	原油渣油		用重油生产 SNG。	中试厂已运行, 示范厂在计划中。

sification project)

美国北达科他州大平原气化工程已具体化, 第一期工程设置 Mark 1v 型气化炉 14 台, 计划在 1984 年底或 1985 年初投产。日

产煤气 3.9×10^6 标米³。矿、厂设在同一地点, 矿上供统煤, 煤粉售给邻近公用事业作锅炉燃料, 灰渣送回煤矿。

气化炉加煤量为 1000 吨/台·日。约

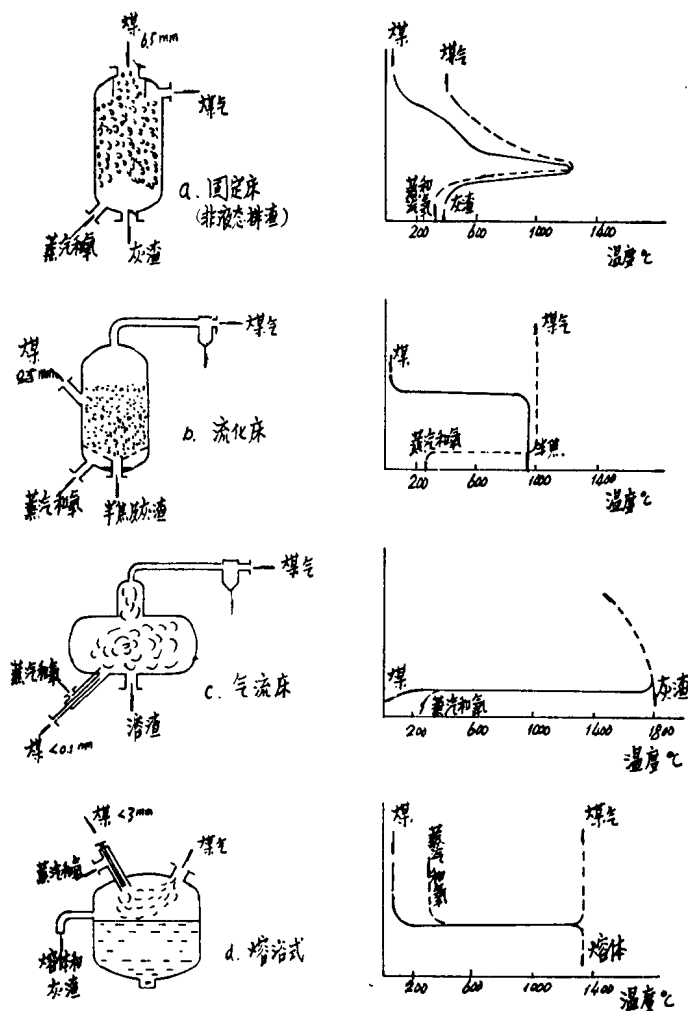


图1 煤与气化介质的接触模式

99%的碳转化，其中90%为气态产品，余为固态产品。用钴-钼催化剂使30%的粗煤气变换，达到所需的 CO/H_2 比。冷甲醇法脱除酸性气体，再通过镍催化剂甲烷化。反应器温度以循环气保持。输出的SNG加压到100巴，并通过乙二醇干燥装置。

(3) 英煤/鲁奇液态排渣气化炉

英国煤气公司西田中心的试验，证实了有粘结性的高硫高灰份俄亥俄煤和有更强粘结性的匹茨堡煤对液态排渣气化的可行性。另一项试验又证实应用于联合循环发电时，可节省锅炉烟道气脱硫费用，提高了效率，

气化炉也能适应预测的负荷变化。另外，全部副产焦油回炉，大大减少后处理工作量，并且可以喷入煤粉，提高原煤利用率。

表2是英国和美国东部四种有代表性的烟煤进行液态排渣气化的性能数据，并将干式排渣结果一并列入供比较。

(4) “鲁尔100”高压气化炉

“鲁尔100”是传统鲁奇气化法的另一种发展(参见IGU/B4-82)。高压操作的目的是(1)增加投煤量；(2)提高粗煤气的甲烷含量(100巴时可达18%)；(3)甲烷的生成热能降低耗氧和耗煤量；(4)煤气外送可不再加压；(5)降低液体产量。

在道尔斯顿的中试厂运行已超过1850小时，气化了4900吨硬煤，生产煤气 7×10^6 米³以上，热值约为10.8兆焦/米³。试验表明在70巴操作压力下煤气产率为3500米³/米²·时，或2000~2200米³/吨煤

(无水无灰基)，相当于设计能力的60~80%。粗煤气的甲烷含量从25巴时的8%提高到70巴时的14%，碳转化率在94~98%之间，所用原料为长焰硬煤，灰分为25~30%。

(5) 高温温克勒和HKV法

西德莱茵褐煤公司正在开发两种用褐煤的加压流化床工艺，即(1)高温温克勒(HT-W)法，生产CO及富氢气以及(2)一种加氢气化工艺(HKV)，生产富甲烷气(参见IGU/B5-82)。

HKV法是褐煤和氢在压力下进行的流化床气化工工艺，一次生产高甲烷含量的煤气，

液态排渣和干式排渣鲁奇炉的试验数据

表 2

气 化 炉	液 态 排 渣				干 渣
煤	佛莱塞(英)	Rossington(英)	俄亥俄*9	匹茨堡*8	匹茨堡*8
产地	25—6	25—6	25—6	30—3	30—3
粒径(毫米)					
工业分析(%重/重)					
水份	8.7	9.5	6.1	4.2	4.8
灰份	4.4	4.6	18.9	7.2	7.9
挥发物	32.9	31.2	33.6	35.4	37.4
固定碳	54.0	54.7	41.4	53.2	50.3
元素分析(%重/重)					
碳	83.0	83.5	79.6	82.4	84.9
氢	5.5	4.9	6.1	5.3	5.8
氧	9.2	7.7	7.4	9.1	5.0
氮	1.4	1.7	1.2	1.5	1.6
硫	0.5	1.7	5.6	1.6	2.6
氯	0.4	0.5	0.1	0.1	0.1
膨胀数	1 $\frac{1}{4}$	1 $\frac{1}{4}$	4 $\frac{1}{4}$	7 $\frac{1}{4}$	7 $\frac{1}{4}$
结焦指数(葛金氏)	B	E	G	G8	G8
操作条件					
气化炉压力(巴)	24	24	24	24	24
蒸汽/氧比(容/容)	1.3	1.3	1.3	1.3	9.0
出口煤气温度(°C)	480	480	410	510	660
粗煤气成分(%容/容)					
H ₂	28.6	27.2	28.7	28.9	38.8
CO	57.5	58.1	53.2	54.9	17.9
CH ₄	6.7	6.8	6.9	7.1	8.4
C ₂ H ₆	0.4	0.5	0.3	0.6	0.7
C ₃ H ₈	0.2	0.2	0.2	0.2	0.3
N ₂	4.2	3.9	4.0	4.4	2.4
CO ₂	2.3	2.9	5.5	3.4	30.8
H ₂ S	0.1	0.4	1.2	0.5	0.7
高位热值(兆焦/标米 ³)	13.8	13.8	13.4	13.8	11.0
推算数据*					
煤气化速率(吨/米 ² ·时)	4.10	4.13	3.27	3.25	0.68
耗蒸汽率(公斤/公斤煤)	0.405	0.398	0.390	0.407	3.54
耗氧率(公斤/公斤煤)	0.539	0.549	0.555	0.547	0.70
液体产率(公斤/公斤煤)	0.20	0.21	0.16	0.21	2.24
气化炉热输出(兆焦/米 ² ·时)	120	120	89	94	19
气化炉热效率(%)**	83.4	82.1	82.3	79.9	62.3

* 煤为无水无灰基。

** 定义为总产品气热输出(高位热值, 包括焦油, 油类, 石脑油)除以相应的煤料和所耗蒸汽和氧的燃料当量的热输入。

尤适合于SNG的制造。氢源可从HTW法加氢气化后所遗半焦的气化取得, 或者与高温核反应堆联合, 在一部分甲烷利用核热与

蒸汽改制时, 也可取得氢。

在西德韦斯林的一座0.4吨煤/时的中试厂已操作了5400小时, 粗煤气含甲烷

50%，碳转化率为75%，最长连续运行达22天，氢先预热，然后喷入气化炉下部作为流化剂，褐煤料经预干燥后投入气化炉，在820~950℃的温度和55~95巴压力下气化。一座25吨褐煤/时的大型中试厂将在1982年运行，设置了生产SNG的全套单元。下一步将在1990年左右建成一座 1×10^9 米³/年SNG的示范厂，其后将考虑与核反应堆的联合。

2. 泥煤的气化

实验室试验表明，在760℃时，用泥煤加氢气化所产的含烃气体为在同样条件下用褐煤或次烟煤所产的3倍，大大减少了后续甲烷化的负荷。碳的转化率已达到原料碳的95%。

泥煤燃气(PEATGAS)法是一种二段气化法。含有30~50%水分的泥煤经破碎(小于2毫米)后，通过锁斗投入反应器顶部。在流化床的干燥段中，用加氢气化段中所产煤气的热，脱除水分。在并流的加氢气化段中提供各种产品。未反应的半焦在最低层与蒸汽和氧一起气化。中试规模的试验已于1981年在改装过的HyGas中试厂内进行。

2. 油页岩的气化

油页岩矿床中的石油，能用加热方法转化成气体和液体产品的混合物。尽管目前着重液体燃料，但在条件的合适选择下，可以成为SNG的一个经济的来源。

HYTORT法是用油页岩生产气体或液体烃的一种工艺。破碎过的页岩由加压投料器投入反应炉顶段，在氢中加热，在较低段放出含烃的气体产品，而在最低段用氢从用过的页岩回收热。液体产品一部分作为厂用燃料，另一部分改制，供给补充氢。气体产品则进行净化和甲烷化。

4. 石油系代用天然气

石油系原料的气化可概括为三条路线：
(1)轻油馏份用400~550℃低温改制的直接催化蒸汽气化，可以英国煤气公司“催化富气

法”(CRG)为代表。(2)重油料，含有不适宜催化的杂质，最好采用英国煤气公司的“燃气循环加氢气化器”(GRH)那样的加氢气化法。渣油则用英国煤气公司“流化床加氢气化法”(FBH)为宜，该法正在开发中。(3)不适宜于加氢气化的油料必须在1300~1500℃下用氧和蒸汽气化。表3列举现有的石油系代用天然气厂。

(1) 轻油料的气化

英国爱丁堡CRG厂设备，原设计以油田伴生气为原料，建成基本负荷厂，现改用石脑油在高峰时扩大生产。朴茨茅斯原有CRG厂内，1978年顺利地进行了用煤油的大型试验，扩建后恢复用石脑油生产，应付高峰。采用日本汽油公司富甲烷气法(MRG)的厂都已列入表3中。另外，意大利拉斯佩齐亚(La Spezia)进口天然气，在分馏、分离和除去高烃后进行催化蒸汽改制，然后脱碳，干燥，压缩到64巴的压力，热值36.9~39.1兆焦/米³，可与波谷(Po Valley)天然气互换，最大产量为 11×10^6 米³/日。

(2) 重质中馏份油的气化

近代催化剂和工艺的开发，使沸点在350~380℃之间的重质中馏份油也能用CRG法气化，这使原料的供应几乎扩大一倍。诸如重油加氢裂解的产品、渣油加氢气化的芳香族副产品、甲醇、乙醇以及煤衍生的液体都可充作CRG法的原料。

英国煤气公司GRH法与“空气产品和化学原料公司”(APCI)联合开发后，可用重油生产SNG。宾州的半商业规模的GRH厂可使用干点为400℃左右的气油(gas oil)生产SNG 0.11×10^6 米³/日。设有深冷气体分离段，从产品甲烷和乙烷中回收未反应的氢，再循环到反应器内。

英国煤气公司FBH法可气化含有大量金属化合物、硫和重馏份的重油。热反应在焦屑循环的流化床内进行，因此含碳残渣和金属化合物在焦炭粒子上沉聚。

代用天然气厂一览

表 3

国 家	经营者/地点	原 料	能 量 10 ⁶ 标米 ³ /日	开 工
<u>英国煤气公司工艺</u>				
<u>英 国</u>	爱丁堡	伴生气, 石脑油	1.2	以伴生气连续运行, 可由石脑油代替或备用。
	朴茨茅斯	石脑油	1.12	1981~82年投产 4 线。峰荷运行。
	普雷茅斯	石脑油	1.36	峰荷运行。
<u>美 国</u>	空气产品公司, 宾州马克斯雷克		0.11	用油制造 SNG 的 GRH 示范厂, 1980 年 11 月开工。
	阿尔冈庆 SNG 公司, 马萨诸塞州自由镇	石脑油, 干点 179°C	3.17	1973 年 12 月投产, 冬季运行。
	勃洛克林联合煤气公司, 纽约市	石脑油, 干点 170°C	1.68	1974 年 5 月投产, 冬季运行。
	哥伦比亚液化天然气公司, 俄亥俄州格林泉	天然气冷凝液 (C ² + C ³ + C ⁴)	6.60	二线, 分别于 1974 年 4 月和 11 月投产, 全年运行。
	NiGas 公司, 伊利诺州明诺卡	天然气冷凝液和轻质石脑油	4.75	一线, 1974 年 8 月和 10 月投产, 季节运行。
	人民煤气公司, 伊利诺州维尔镇	石脑油	4.22	二线, 分别于 1976 年 1 月和 3 月投产, 季节运行。
	费城煤气公司, 宾州	石脑油, 干点 240°C	1.58	1980 年投产专为冬季。
	公共服务、电力和煤气公司, 纽约州哈立森	石脑油	0.53	1973 年 3 月投产, 季节运行。
<u>日 本</u>	同上, 纽约州林登	石脑油	3.30	季节运行。
	东京煤气公司, 丰洲	石脑油, 干点 120°C	1.11	1973 年 11 月投产, 冬季运行。
	东京煤气公司, 根岸	石脑油	2.66	1978 年投产, 冬季运行
	大富士	石脑油	1.76	1975 年投产, 生产一种富甲烷气, 供应当地工业。
<u>意大利</u>	SNAM, 拉斯波齐亚	液化石油气 (C ³ 至 C ⁵)	3.96	二线, 1971 年 7 月和 12 月先后投产, 以降低利比亚天然气热值, 基本负荷。
<u>鲁奇合成气法 (GASYNTHAN)</u>				
<u>美 国</u>	Enerco 公司, 夏威夷, 巴勃岬	石脑油	0.40	1974 年投产。
	巴的摩尔煤气电力公司, 马里兰州, 索拉岬	石脑油	1.58	二线, 1976 年 11 月投产, 季节运行。
<u>日本汽油公司 (MRG) 法</u>				
<u>美 国</u>	波士顿煤气公司, 麻省艾维特	丙烷, 或石脑油, 干点 135°C	1.06	1974 年 3 月投产, 季节运行。
<u>日 本</u> *	京叶煤气公司, 市川市	石脑油	2.77	1971 年投产, 生产富甲烷气。
	京叶煤气公司, 市川市	石脑油	0.04	二线, 分别于 1971 和 1972 年投产。
	京叶煤气公司, 市川市	石脑油	0.11	1971 年 12 月投产。1977 年工厂转产 SNG。

注: 所有日本 SNG 的热值, 由于未脱除 CO₂, 约为 29 兆焦/米³。

* 日本在 1966 到 1977 年间共建成 17 家厂, 据报最大规模为 2.1 × 10⁶米³/日合成气。3 家生产 SNG, 8 家合成气, 5 家城市燃气和 1 家特殊用途。

(3) 用石油砂和页岩油制造 SNG
开采到的石油砂用热水浮选法把沥青与砂分离, 沥青加氢脱硫和脱碳, 取得一种高

质量的合成粗油, 可用作 SNG 的原料。油页岩可通过热裂解而产生页岩油。在加氢处理以稳定其粘度和脱硫脱氮之后, 这种油可以

精制或转化为 SNG。

5. 甲烷化

甲烷化工艺的研究工作正导向于：(1) 研制能适应高温的催化剂，以便利用过程热产生高压蒸汽；(2) 研制不被高硫份气体钝化的催化剂；(3) 将具有较高 CO/H_2 比的煤气甲烷化，尽量减少蒸汽耗量和 CO 变换量。

(1) 高一氧化碳法

英国煤气公司开发高一氧化碳 (HCM) 法，与液态排渣气化炉配套，用于甲烷合成。净煤气在饱和器内 (图 2) 与热水 (在甲烷化段内和在粗煤气冷却系统内所加热的热水) 逆流运行。这里的过程蒸汽由低级热能所产生，因而提高了工艺效率。煤气再通过一组催化绝热甲烷化装置，反应温度由循环的产品气和旁通进行调节。最终煤气在冷却、干燥和脱碳之后制成 SNG 出厂。氢含量小于 2%，一氧化碳含量小于 0.1%。

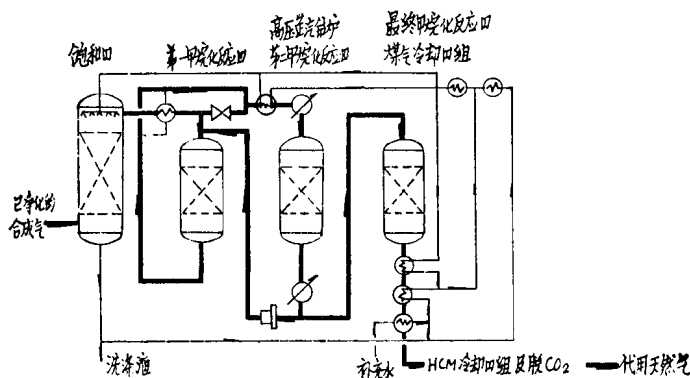


图 2 HCM 甲烷合成工艺

(2) CONOCO 法

CONO-METH 法——适用于 H_2/CO 比高的煤气，如传统鲁奇炉煤气 (H_2/CO 约 2:1——译注)。它是一个固定床催化绝热过程，由煤气循环调节催化温度，回收反应热，产生高压蒸汽，提高热效率。

SUPER-METH 法——适用低 H_2/CO 比的煤气，如液态排渣鲁奇炉煤气 (H_2/CO 约 1:2——译注)。长期试验说明催化剂的钝化很稳定，工艺效率也高。

(3) 舍逊-第迪尔流化床甲烷化

舍逊煤气公司 (Thyssen-gas) 和第迪尔公司 (Didier) 联合开发的工艺。在 2~4 米深的催化层中，把富 CO 气转化为 SNG。催化剂在使用几百小时后活性有所降低，需要补充。适合于高温 (350~550℃)、高压 (20~60 巴) 运行。 H_2/CO 降到 2 时，不加蒸汽也能甲烷化； H_2/CO 比低于 1.5 的试验在准备中。典型的操作条件如下：

反应器压力 60 巴 SNG 组成 (体积%)

床层温度 500℃ CH_4 96.7

H_2/CO 比 (体积) 2.9 H_2 2.2

SNG 产率 320 米³/时 CO_2 1.2

示范用反应器直径 1 米，SNG 产率 1500~2000 米³/时。将来商业化反应器直径放大到 3 米，产率 20000 米³/时，希望能在 1980 年代中期投产。

(4) 抗硫催化剂

煤气中硫化氢含量一般必须在 0.1ppm 以下，才能保证催化剂的合理寿命。美国燃气研究所在开发的甲烷化催化剂，能够适应含有高浓度硫化氢的原料，能够用蒸汽代替若干氢，并且不需煤气循环来调节这个放热工艺的温度。

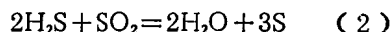
6. 净化

克劳斯法把粗煤气中的

H_2S 先用空气氧化，生成 SO_2 ：



SO_2 再与 H_2S 反应，转化为元素硫：



如果能利用从燃烧气体移除出来的 SO_2 ，就可以全部或大部省去克劳斯法的第一步，从而能在气流中大量地减少氮的体积。在规定的工艺中，燃烧气体 SO_2 和所产生的 H_2S 的相对数量，取决于工艺效率和在工艺或蒸汽/电力中所用煤的含碳量。如果 H_2S 过多，很容易在克劳斯装置中生成 SO_2 ，以达到所需

要的平衡。如果 SO_2 过多,可以送入气化炉,还原成 H_2S 。这当然在气化炉内要增加一些热量,好在对固定床气化炉并不为难。例如传统鲁奇炉必须送入过量的蒸汽防止结渣。再如固定床液态排渣气化炉,喷射煤粉,使得高的床层出口温度需要冷却。

COSORB 法是脱除 CO 的良好工艺。在

甲烷化之前能脱除一部分 CO ,就减少随后脱除 CO_2 的负担。这样脱除的 CO ,可用作产生蒸汽/电力的燃料,所得 CO_2 在燃烧气中直接排放出去。

脱除酸性气体需要高投资和高能耗,上述这种综合方法能取得明显的节约效果。

B II 低、中热值煤气生产分会报告

世界能源经济的转变,使煤制气的成本出现能竞争的希望,然而象所有工厂一样,煤气化厂本身的费用也在增加。由于生产低、中热值煤气的投资和生产费用都较高热值煤气为低廉,因而就较趋向于这类煤气形式的生产。

煤的气化和所产煤气的应用,仅充作天然气的代用品是不实际的,人们完全可以选取简单的技术,制造价廉的低中热值煤气,以便就地供应。为了满足特殊需要,也可通过中继站,与国家或国际输气网连接,确保连续供应的可靠性。

1. 低、中热值煤气生产的传统工艺现状

(1) 固定床加压气化

使用氧和蒸汽的固定床加压气化继续在气化厂中占有领先地位。南非萨索尔的 36 台 3.8 米直径气化炉已投产,由于煤料的优质,粗煤气产量达到约 25000 米³/时·炉。该处将再增建 30 台。捷克的 3 座加压气化厂,共置 56 台直径为 2.76 米的气化炉,使用褐煤,生产 13000 米³/时·台粗煤气,能气化含硫 5~6%(干基)的高硫煤。美国大平原气化计划第一期工程也采用这种炉子(见本书第 1 页)。南斯拉夫的一座处理干褐煤 900 吨/日的厂,置有 4 台 3.6 米或 3.8 米的鲁奇炉,将于 1985 年投产。西德曾以 5 台直径为 3.5 米的气化炉,使用空气和蒸汽为气化介质,

进行试验,生产贫气,获得成功。

(2) 常压气化

常压气流床 K-T 粉煤气化炉使用 4 个头子后,气化率几乎增加一倍,接近 30000 米³/时(合成气)。印度的一座厂已投产。巴西的南里奥格兰德和波兰也都有建厂计划。常压流化床温克勒炉情况少变,三年来未闻扩建或新建计划。

常压固定床气化效率高,资本和生产费用低,仍受欢迎。但设备规模,往往不成为主要投资,绝大多数由煤气用户自行投资建设。美国提出 6 套“工厂内部气化炉”计划,采用韦尔门-格鲁夏(有或无搅拌器)和伍特型气化炉,每座厂能力为 24~57×10⁶ 干焦/时,用烟煤或无烟煤。比利时和法国将建造相似的装置用于陶瓷工业。发展中国家对这种型式装置需求殷切,如巴西等国已进行设计和开发工作。

(3) 液烃的气化

用液烃生产低、中热值煤气,在合成工业中已不盛行。近年来有以甲醇为裂解原料作为城市煤气调峰需要的。向石脑油裂解器加入甲醇,可增产约 30%。甲醇比耗为 0.53 公斤/米³城市煤气。西德柏林的甲醇/蒸汽改制工艺在 600℃和 27 巴压力下用镍催化剂进行,三个单元的总容量高达 2.5×10⁶米³/日。产品气与由石脑油裂解所得气体掺混后外供。

2. 新工艺开发

美国、英国和西德都有新工艺开发计划,有些已取得足够的中试厂经验,但在经济比较上仍有争议。

(1) 高压固定床气化

美国摩根城的固定床搅拌式发生炉是韦尔门-格鲁夏发生炉的进一步发展,正在试验中;通用电气公司的发生炉情况相似。“鲁尔100”倾向于SNG生产,已在本报告第1部分内叙述。英煤/鲁奇液态排渣气化炉与传统鲁奇炉相比,其优点在于对煤的反应性、灰分含量和灰渣特性等敏感程度较低,气化率提高,以及排出物减少。

(2) 气流床加压气化

在西德发表的谢尔-柯珀斯、德士古和萨尔堡-奥托等工艺中试报告中表明:①萨尔堡-奥托法需要小于3毫米的煤粒,其余工艺要磨碎到0.1毫米以下;②德士古法原料是煤水浆,就出现较低的气化温度和较小的碳转化率。

(3) 流化床加压气化

取得经验的工艺有U-Gas法,威斯汀豪斯法(也译西屋法)和高温温克勒法。莱茵褐煤公司的高温温克勒法中试厂运行顺利,该法生产甲醇合成气的示范厂安排在1984年投产。

(4) 利用核热的煤气化

利用核热,提供气化反应、蒸汽制造、加热消耗以及净化和转化的过程热,就能大大提高煤作为一次能源转化为煤气的比率,而且比生产过程热的传统方法降低了废气的排放率。利用核热的主要研究工作在西德进行,作为PNP(Prototype-plant Nuclear Process heat,核过程热模式厂)计划的一个部分。过程热由氦冷高温核反应堆产生,反应堆在40巴压力和950℃出口温度下运行,可与硬煤和褐煤气化厂联合。计划在1980年代末建成一座500兆瓦热能输出的模式厂。可以使用于蒸汽气化或加氢气化工艺。

用粘结性煤的试验在埃森进行,热从核反应堆通过中间氦环路用热交换器管来传递到气化器,进行蒸汽气化。科隆的莱茵褐煤公司进行褐煤试验,褐煤在100巴压力和850~950℃温度的流化床中加氢气化。所产部分甲烷被蒸汽改制以生产气化用氢。蒸汽改制器与核反应堆的一次氦环路联合并把热传递给气化过程。

法国利用核热气化的类似方法,由于法国政府决定不继续高温核反应堆工作而停止进行。日本也在研究利用核热的高温中间热交换器。美国圣迪戈通用原子能公司正进行高温核反应堆生产过程热的研究,包括联产蒸汽和电力、区域供热以及煤和褐煤气化的论证工作。

(5) 其它新工艺

埃克森催化法用钾化合物为催化剂,气化压力35巴,气化温度不超过700℃。Rock-gas法的碳酸钠融体也起着催化作用。VEW法在煤进入电站锅炉燃烧之前,常压预气化取得了硫在气相中转化的有价值结果。西德Klockner/Maxhütte和日本住友金属工业公司开发的在炼钢转炉内部的煤气化工艺,引起钢厂的关注。

3. 煤的地下气化

这种已有五十多年实践的工艺,近年来又重视起来。苏联南阿宾斯克试验站在一些陡斜煤层中进行气化,深150~320米,厚3~10米,空气气化所得煤气热值为3.35兆焦/米³,在20~30巴压力下,用氧/蒸汽气化提高到7.56兆焦/米³。

美国建立了LVW(串链竖井)和SDB(陡斜层)二种生产模式,将为500兆瓦电站供给约 790×10^3 米³/时的煤气。LVW流程的煤层深150米,厚6米,面积6平方公里,分段钻孔生产。热煤气从300℃冷却到150℃,通到移动式现场煤气处理站。SDB煤层厚6米,倾斜超过45°,沿山脊形成一狭条,长18公里,以20个月为一期,分期操作,所产煤气

由中心厂处理。

比利时和西德联合研究地下煤气化，准备1984年进行煤田试验。选取的煤田深800米，2个煤层各厚1.5米。第1期在上层用空气/蒸汽气化，生产4.2兆焦/米³的贫气，最高工艺压力为50巴。巷道燃烧提高了煤的透气性，然后使用氧/蒸汽进行下层气化。法国研究地下气化，目的在于生产SNG。先在北部阿图瓦深1200米矿区试验，每隔65米两井之间用水力破裂法连接起来。1981年试验完成，将于1982年在洛林对1300米深处另一种性质的煤进行试验。

地下气化要考虑回收副产品，保留安全支柱和安全区，不可任意扩大产量，工艺能源效率不会超过60%，注意对土壤、空气和水系的影响，因而地下气化应局限于某些区域。

4. 气化工艺与煤制备之间的关系

(1) 气化工艺的基本形式

从系统观点出发，气化工艺可概括为三种基本形式：①混合式—二种或二种以上的的基本气化形式(例如热裂解、加氢裂解)在同一反应器内同时进行；②联合式—这些基本气化形式连续地分别在各个反应器内进行；③综合式—将原料预处理或产品处理等附加步骤结合在总工艺之内(图3)。

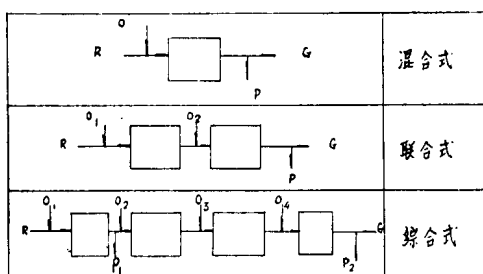


图3 气化工艺的基本形式

R—原料；O₁~O₄—气化介质；G—产品气；
P—P₁—气体、液体或固体废渣

(2) 反应器型式

表4列举了工业上使用的气化工艺。液体燃料的催化气化，以轻馏分最为理想，最

气化方法的系统

表4

燃料状态	气化工艺	气化介质	反应器的可能型式
固体	非催化 自热式 连续直接供热	空气 单纯和化合氧(c) 单纯氧	固定床 流化床 气流床 熔浴式
固体	准他热式(a) 非催化 直接/间接外供热	化合氧(c)	固定床 流化床 气流床 熔浴式
固体	他热式(b) 非催化 间接外供热	化合氧(c)	固定床 流化床
液体 气体	催化 自热式 连续直接供热	空气 单纯和化合氧(c)	固定床
液体 气体	催化 他热式 间接供热	化合氧(c)	固定床 (管式反应器)
液体 气体	非催化	单纯氧(c) 单纯和化合氧	气流床

注：(a) 准他热式——热来自部分气化燃料或气化后含碳残余物的燃烧。

(b) 他热式——外来间接热源。

(c) 化合氧——在蒸汽和/或二氧化碳中的氧。

近十年来则努力于扩大应用重质原料。最近，又重视应用催化剂来加速煤的气化，在固定床和流化床中已都有实践。

煤气化工艺的他热(吸热)过程，在与核热应用相结合的科研开发中占大多数。所考虑的气化反应器大多属于流化床。

固定床、流化床、气流床和熔盐(熔渣)式气化是对固体燃料气化的四种发展成功的反应器型式，在未来计划中将继续使用下去。

(3) 工艺设计的基本原则

① 气化工艺的热平衡是设计和建造气化炉的一个重要因素。热平衡取决于熟悉的气化反应，如多相的水煤气反应和发生炉反应。

② 在一定压力下气化，会大大提高气

化炉的生产能力,从而取得工程和经济上的全面利益,尽管在气化热力学上存在一些理论上的缺点。

③ 他热(吸热)式反应器如果使用外部热源,会出现结构上和材料上的问题和操作上的困难,尤以固体燃料为甚。这种工艺,特别是流化床反应器,使用核热可弥补这些缺点。

④ 一般不主张采用间歇(周期)式工艺。

⑤ 在化学转化方面(低温范围内)希望气化反应能进一步强化,这反映了目前最重要的研究工作。在高温工艺中也注意热传递的强化。

⑥ 在自热(放热)式气化工艺中,流化床和气流床最有前途。固定床反应器保持运行良好,要视备煤的粒度结构而定。固定床和流化床也能用催化方法强化反应。

(4) 气化用煤的制备

不同气化工艺对煤的特性有不同要求。气化用煤的主要特性为水份、粒径、可磨性和粘结性。

① 固定床 水分应尽可能低,以能达到最佳固定床操作为度。然而,最高也可到30%。煤的粒径应保证气化介质能通过固定床,粒径小于6毫米的煤粒应筛除,否则必须先成型。粘结性(膨胀指数在1以上)不利于固定床气化,有些炉内装有搅拌装置,可放宽容限(约到膨胀指数6为止)。氧化处理可降低粘结性,但很少采用。

② 流化床 水分要低:硬煤最高为6%,褐煤为15%。粒径严格限制于约4至10毫米之间。粘结性会在流化床内引起团聚,但能用特殊的加煤技术克服。

③ 气流床 水分含量应是保证气流床最细粒度的最低必需量(硬煤约2~3%,褐煤约8~12%)。按照气化工艺本身,水分不必限制;有些流程甚至加水制成煤浆。粒径应与锅炉用粉煤相似,即0.09毫米(萨尔堡—

奥托例外,需要3.0毫米)以下的占75%。因此研磨过程很繁重而化钱。由于在高温下的反应速度极快,粘结性不产生影响,可适用任何煤种。

(5) 备煤技术

① 干燥 可采用的干燥介质有烟道气、蒸汽、产品气或气化用空气。干燥所需热量增加了工艺的成本和能耗。典型的极端例子,以60%水分的褐煤干燥成10%水分的加炉煤料,需要1500千焦/公斤的热,相当于褐煤本身燃烧热的18%。

② 破碎 破碎必须根据粒度要求选用破碎设备,有些还要初碎装置。破碎机能量可达200吨/时,气化厂一般只需几台破碎机。粉碎(小于0.09毫米占70%)所用电力为13~20千瓦时/吨。根据煤的硬度不同,磨机磨损为30~180克/吨煤料。轧煤厂应备有除尘系统和中间仓,粉碎机必须保持一个受控环境。

③ 成型 褐煤有时可不用粘结剂而在挤压机内成型。褐煤破碎(<3毫米),干燥(14%水份),然后成型。其它煤种需要粘结剂,一般是特制的沥青,剂量为煤料的3~8%,用辊压机成型。挤压机动力约45千瓦时/吨,辊压机20千瓦时/吨。

5. 煤的性质对气化工艺的影响

继续上届委员会工作,向各地煤气协会征询了关于这方面的试验和测定方法,汇摘以下几个方面:

(1) 反应性

①煤在蒸汽或蒸汽/燃气混合气体内反应的研究,采取加压措施,试样1~200克。在连续反应器内投煤量最高为10公斤/时。

②用氧或空气的气化试验,常压,温度为580°~1500℃。③用氢的气化试验,常压,试样1~40克。④对CO₂气化的试验,试样0.15~100克,从常压到40巴压力。

(2) 表面、比重和气孔结构

使用BET法测定表面(Beauner-Emett-