



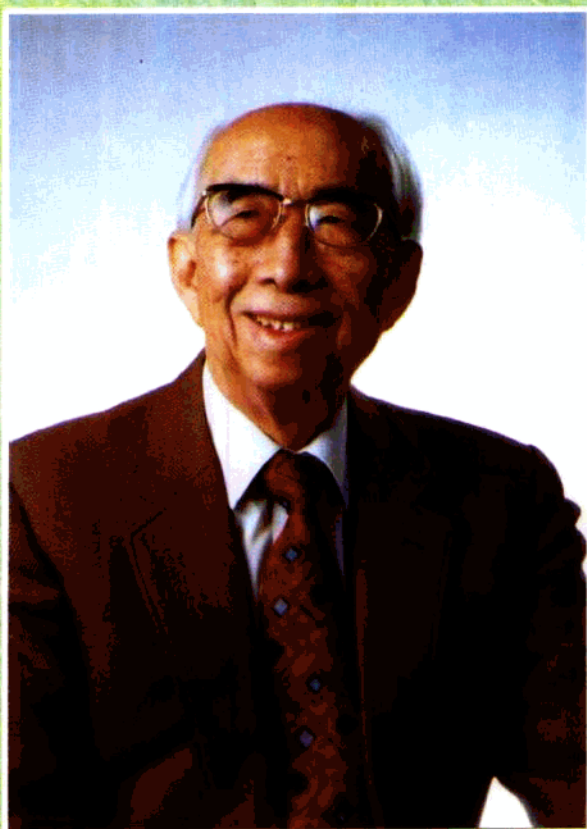
中国石油天然气总公司

院士文集

中国科学院院士
中国工程院院士

侯祥麟 集

中国大百科全书出版社



侯祥麟 1912年4月生于广东汕头。1935年毕业于燕京大学化学系。后在中央研究院化学所工作。1948年获美国卡内基理工学院化学工程博士学位，应聘麻省理工学院任副研究员。1950年回国后历任清华大学教授，石油科学研究所副院长、院长，石油工业部副部长、科技委员会主任；曾任中国科学院首届主席团成员，中国石油学会理事长；是全国政协第五、六、七届常委，第七届科技委员会副主任。曾全面负责石油科研计划的管理，机构队伍的建设；参与历次国家和部门科技发展规划的制订、协调和实施；组织领导、研究开发了若干重大炼油新技术；领导研制出国防急需的多种产品。主编《中国炼油技术》等专著。现任中国石油化工总公司高级顾问，中国石油天然气总公司高级顾问，中国石油学会名誉理事长。1955年当选为中国科学院学部委员（院士），1994年当选为中国工程院院士及主席团成员。

中国石油天然气总公司 院士文集

编辑委员会

顾问 王 涛

主任 周永康

副主任 马富才 吴耀文 史训知 李天相
金钟超

委员 (按姓氏笔画为序)

丁贵明	王显骢	石宝珩	刘宝和
朱秉刚	牟书令	沈平平	贡华章
陆基孟	张一伟	张友韬	张嗣伟
胡见义	徐世仁	高瑞祺	

序

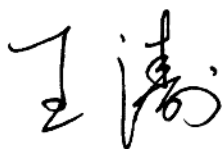
我衷心祝贺《中国石油天然气总公司 院士文集》出版发行。这套由中国石油天然气总公司系统的中国科学院、中国工程院 13 位院士撰写的文集，集中了我国石油科技理论精华，是一部反映我国石油科学技术发展的代表作。它的编辑出版，是中国石油天然气总公司重视科学技术的一个重要举措，在我国石油科技史中占有重要的地位。

新中国石油工业的发展史，是一部“两论”起家，努力创建具有中国特色的石油勘探开发理论与实践的科技发展史。众所周知，旧中国的石油工业极其弱小，解放初期全国石油产量仅 12 万吨，不及现今全国 8 小时的产量。50 年代中期，我国发现了克拉玛依油田，推动石油产量超过百万吨。60 年代，我国以大庆油田的发现和开发为标志，实现了石油自给。70 年代，渤海湾地区胜利、大港、辽河、华北、中原等油田的相继开发，推动我国原油产量在 1978 年达到 1 亿吨，跨入了世界石油大国的行列。这些年来，我国石油工业贯彻实施党中央、国务院确定的稳定东部，发展西部，油气并举，发展海上等战略方针，保持了东部地区产量的基本稳定，大庆油田在年产 5000 万吨以上连续稳产了 21 年。西部地区在新疆塔里木、吐-哈、准噶尔三大盆地取得了重大突破，开发建成了一批大型油田。在陕甘宁盆地、四川等地区新发现了一批大型气田。海洋石油形成了规模，继续保持了稳定发展。1996 年全国生产原油 1.57 亿吨，居世界第五位；生产天然气 201 亿立方米，居世界第 21 位。

这些成绩的取得，是我国广大石油职工在党的路线、方针、政策指引下，艰苦创业的结果，也包含了数十万石油科技工作者的创造性劳动。在我国石油工业艰苦创业、石油科学技术不断发展过程中，也造就了一大批理论造诣深、实践经验丰富、科研成果丰硕的石油专家、学者，两院院士就是其中的杰出代表。他们身上所体现出的热爱祖国、献身石油、勇于探索、百折不挠的精神是我们石油工业的精神财富，他们的理论与实践凝聚着建国几十年来石油科技的精华，代表了石油科技的总体水平。把两院院士们的理论著作和研究成果精选汇集出版，既是对前一历程的总结展示，又有利于后来者继承和发展。现在，13 位院士中，翁文波、童宪章、朱亚杰三位老先生业已作古，文集的出版也是对他们深深的怀念。

目前，我国石油勘探与开发工作更趋复杂和艰辛，石油工业的发展已更加依赖于石油科技的进步。在世界石油供需矛盾日趋尖锐、石油市场竞争日益激烈的

形势下，科技就是实力，谁掌握先进的科学技术，谁就是强者，谁就会赢得市场。我国石油科技工作者的历史责任重大，希望从事石油科技工作的同志们，认真地向院士们学习，努力掌握先进的科学技术，解决生产中的难题，把科技成果转化为现实的生产力，不断攀登新的高峰。祝愿我们的院士们在石油的二次创业中不断作出更多的新成果，祝愿我们石油系统涌现出更多的院士，出版更多的院士文集。

A handwritten signature in black ink, consisting of two characters: '王' (Wang) and '潜' (Qian), written in a cursive style.

一九九七年五月十五日

目 录

序	(1)
固体燃料气化的新发展 (1957)	(1)
碳氢化合物对镍铬合金高温燃烧腐蚀的研究 (1980)	(15)
从第十二届世界石油大会看世界石油加工技术的发展趋势 (1987)	(27)
略论我国石油加工科技探索方向 (1994)	(36)
发展中的中国石化工业 (1996)	(45)
Countercurrent Extraction in Columns with Fine Packing (1949)	(55)
Reactivity of Cokes to Carbon Dioxide as Measured by Adiabatic Cooling (1953)	(71)
Prospect of oil Shale and Shale Oil Industry (1988)	(82)
Chemical Industry in Asia-Pacific, a Look beyond the Year 2000 (1987)	(92)
Progress of Petroleum Processing Industry in China (1991)	(106)
编后	(116)

Content

Preface	(1)
New Progress of Gasification of Solid Fuels (1957)	(1)
Investigation of High Temperature Corrosion of Ni-Cr Alloy by The Burning Hydrocarbons (1980)	(15)
The Tendency of World Processing Technology Development as Judged by the 12th World Petroleum Congress (1987)	(27)
Discussion on Some Directions of Petroleum Processing Research (1994)	(36)
China's Refining and Petro-Chemical Industries in Developing (1996)	(45)
Countercurrent Extraction in Columns with Fine Packing (1949)	(55)
Reactivity of Cokes to Carbon Dioxide as Measured by Adiabatic Cooling (1953)	(71)
Prospect of Oil Shale and Shale Oil Industry (1988)	(82)
Chemical Industry in Asia-Pacific, a Look beyond the Year 2000 (1987)	(92)
Progress of Petroleum Processing Industry in China (1991)	(106)
Editors' Words	(116)

固体燃料气化的新发展

New Progress of Gasification of Solid Fuels

Abstract This paper investigated the important progress of gasification processes in recent years. It described and discussed the various gasification processes in industrial use currently and the new processes in the stage of developing according to solid fuels, granulated or powdered fuels and gasification under pressure these three categories. The aim of this paper is to supply reference materials for the investigation of developing our own gasification process in relation to the resources in China.

煤气作为家庭燃料、工业燃料和工业原料都有它的优越性，因此近年来各工业先进国家的煤气生产都有着很大的发展^[1~9]。目前在煤气产量上美国仍占首位，它在1954年所生产的煤气相当于 1.55×10^{15} 千卡热量^[1]；但苏联正在以高速度发展着煤气生产，按照第六个五年计划，在1960年全苏天然气的产量将达470亿米³^[2]。捷克在发展煤气工业方面的成就也很大，据1956年的报道，煤气产量已为1937年的10倍^[3]。英国、西德等国的发展速度较低：英国在1955年所用煤气相当于 6.5×10^{13} 千卡热量，比1948年增长了18%^[4]；西德在1954年煤气供应量为124亿米³，预计1960年将超过180亿米³^{[5][6]}。

煤气的来源决定于资源情况。天然气的热值高，开采费用低，因此有天然气资源的国家都进行大力的开采，苏联和美国所产煤气主要都是天然气。美国天然气占全部所生产的煤气的95%，供应了全国消耗能量的25%^{[1][10]}。钢铁工业发达的国家有大量热值较高的焦炉煤气作为副产品，这也是煤气的重要来源，例如在西德，1954年焦炉煤气占所生产的全部煤气的80%^[5]。城市煤气对热值要求较高，靠煤的气化较难达到要求，因此从油出发制造煤气也有相当的发展。在石油丰富的国家如美国，用油造气比用煤造气占优势；在欧洲的某些国家中，用油造气也发展到了与煤造气抗衡的地步^[3]。固体燃料资源比较普遍，不像天然气、焦炉煤气等受资源和地区性的限制，因此固体燃料，特别是煤的气化仍然是煤气的一个最普遍来源。苏联在发展天然气的同时，对发展煤和油母页岩造气也很重视，在西

伯利亚就准备建立大型煤气工厂^[2]。

由于近年来天然气工业和用油造气工业的发展,固体燃料的气化方法就朝着降低成本、利用廉价原料的方向改进;为了满足城市煤气的要求,也在发展着制造高热值煤气的合理方法。达到上述两个目的途径,可以是改进已有的方法和设备,也可以是采用和发展新的气化方法。在1945年,美国发表一篇文章^[11],介绍和讨论了当时世界各国工业上采用的和在试验阶段的各种气化方法,目的在于探讨解决城市煤气的方向,但介绍的内容包括了很多制造合成原料煤气的方法。12年来,这许多方法中少数得到发展,多数已经被淘汰;但同时又有许多新的方法被提了出来^[12]。

我国幅员广阔,固体燃料的资源丰富。虽然在四川已在开采天然气资源,但为了满足全国各地工业气体燃料、合成原料气以及城市煤气的需要,还必须大力发展气化工业。对近年来气化方法的主要发展加以探讨,对结合我国资源,研究发展我国气化方法当可提供一些参考的资料。现将近年来气化方法的发展分作块状原料、颗粒或粉状原料和加压气化三类加以叙述和讨论。

一、块状燃料气化方法

块状燃料的气化方法比较简单,因此发生炉煤气和间歇式水煤气的生产都有了悠久的历史,这些装置也很普遍,近年来仍有些改进,用氧作为气化剂的熔渣炉近年来亦有发展。其他完全气化方法如 Didier, Koppers, Pintsch-Hillebrand, Viag 等方法则没有什么发展。块煤气化的新型方法研究也较少。

(一) 煤气发生炉

发生炉气化虽已是定型的方法,但在操作上和机械化上还不断有些小的改进^{[13][14]}。近年来,采用较多的一项改进方法是在两段式炉内用烟煤制造热值较高的煤气,同时回收质量较好的煤焦油作为副产品^{[15][16]}。

两段炉所产一部分煤气(其温度约为500℃)不经干馏段直接出炉,经旋风子除尘后可作热煤气使用;另一部分煤气通过干馏段,保持出炉温度约为100℃,高于煤气的露点,以使在电滤器内能分出无水焦油,这一部分煤气除去焦油后可以混入前一部分热煤气中。

两段炉在制造冷煤气时,热效率为85~90%,其中焦油热量占10%以上;制热煤气时,热效率比制冷煤气增加5%左右,最高达到93%。可以制造热值为1500~1700千卡/标准米³的发生炉煤气,比普通的发生炉煤气热值高出300~500千卡/标准米³。

两段炉的投资虽然比普通煤气发生炉略高,但由于是用煤为原料(比用焦炭

便宜), 又能得到质量较好的副产品无水低温干馏焦油, 所以一般认为是合算的。

为了提高煤气的热值和发生炉的产气量, 近年来对发生炉的另一项引起注意的改进是预热气化剂。根据苏联最近发表的试验结果, 当空气预热(并同时提高蒸汽浓度)时, 煤气的热值随空气预热温度的上升而上升。用碎焦作原料, 将空气预热至 840°C 时, 每标准立方米发生炉煤气的热值由空气未预热时的 1204 千卡上升到 1561 千卡。在一个工业装置中, 将空气预热至 $230\sim 250^{\circ}\text{C}$, 并同时提高了蒸汽浓度(到发表文章时这一装置已操作 3 年), 其所产煤气的热值比空气未预热时提高了 $70\sim 80$ 千卡/标准米³[17]。两段式发生炉也有采用此法的, 将气化剂预热至 500°C , 可以从泥煤制得热值高达 1670 千卡/标准米³ 的发生炉煤气, 比在同一炉内空气未预热时所产煤气的热值高 11%, 同时处理量提高了 76%^[18]。但是, 有人认为这一方法的缺点是不易得到经济合理的空气预热热源, 而且要在熔渣除灰的情况下才较为合适^[14]。

(二) 间歇式水煤气发生炉

近年来由于高温焦炭价格高、来源有限制, 因此各国在采用无烟煤、半焦及烟煤作为间歇式水煤气发生炉的原料方面, 进行了许多工作。

用无烟煤制造水煤气的困难往往是热崩溃问题。苏联研究结果, 认为无烟煤的热崩溃可以用预热方法解决, 即在 $300\sim 600^{\circ}\text{C}$ 之间, 使升温速度不超过 $100^{\circ}\text{C}/\text{小时}$, 利用一部分鼓风气(约 40%)作预热热源^[19]。无烟煤在工业炉中气化时, 单位面积产气量可达 600 标准米³/米²·小时, 比在同一装置用高温焦可以达到的最高值低 30%, 气化效率为 55%^[20]。

我国一些水煤气装置采用无烟煤和烟煤半焦都得到了良好的结果。例如, 用挥发分 7%、灰分 16%、块径 $20\sim 50$ 毫米、灰熔点 $>1300^{\circ}\text{C}$ 的抚顺半焦为原料, 气化率达到 1500 标准米³/吨(煤气 $\text{CO}+\text{H}_2$ 为 85%), 单位面积产气量达到 600 标准米³/米²·小时。在我国条件下, 无烟煤及低温半焦的价格不到高温焦的一半。

烟煤在两段炉内制造水煤气的方法在第二次世界大战以后有相当的发展, 在意大利、法国、英国、西德、日本等国相继建立了十几个工厂^{[15][21~24]}。

炉子可以按鼓风期和上吹期两阶段操作, 鼓风气不通过干馏段, 出炉后在蓄热室和燃烧室内与二次空气混合燃烧, 再在废热锅炉中回收废热; 上吹期水煤气通过干馏段, 出炉后经过焦油分离器、电滤器和冷却器。增加一个下吹期可使水煤气产量较两阶段操作增加 $25\sim 30\%$, 下吹蒸汽自鼓风气管进入焦层, 生成的煤气以与上吹期煤气相同的步骤处理。

两段炉的气化效率一般在 60% 以上, 热效率(包括焦油及过剩蒸汽)为 $75\sim 80\%$, 煤气中 $\text{CO}+\text{H}_2$ 约为 78%, 煤气热值约为 $3100\sim 3200$ 千卡/标准米³。3.6 米直径的两段炉的煤气日产量约为 120000 标准米³。这种炉子投资较普通水煤气

炉稍高，但由于所用气化原料便宜，又能副产焦油，通常是合算的。以英国条件为例，两段炉投资比普通水煤气炉高 25%，煤气成本则为用焦的 90%^[24]。

(三) 熔渣炉

提高还原层温度是强化气化过程的一个重要方法，但是温度的提高往往受到灰分熔点的限制，因此，熔渣出灰炉就得到了发展。

过去熔渣炉的原料多为大块，最近苏联报道原料块径下限可以小到 5 毫米；用块径 10~40 毫米烟煤半焦时，单位面积产气量用蒸汽-氧作气化剂为 2100 标准米³/米²·小时，用 CO₂-氧为 1480 标准米³/米²·小时，两种情况下的气化效率均达 84% 以上，用 CO+H₂ 超过 90%^[25]。

熔渣炉的问题之一是选择熔剂和熔剂与燃料的掺合问题^[18]。

煤和铁矿（或小块铁焦）在“低炉”内生产铁和煤气，在西德最近已被采用，空气鼓风时煤气热值约为 1100~1200 千卡/标准米³^[26]。

二、细粒及粉末燃料气化方法

为了达到生产水煤气的连续化和利用粉煤及低级煤，Winkler 炉用沸腾床，用氧及蒸汽作为气化剂解决了多年的课题，是气化史上的革命。以后粉煤气化方法的发展主要都从 Winkler 炉出发。在改进气体和固体接触以提高气化效率和热效率方面，有些方法如 Koppers-Totzek 法已在工业上应用成功，有些方法如涡流法则尚在研究阶段。至于企图不用氧而获得连续气化的研究虽也进行了不少，但至今未见有在工业上可以应用的方法。

现将主要的方法简述如下：

(一) 沸腾床气化

沸腾床气化在 30 年前就已在德国工业化，用以制造合成及加氢原料气^[27]。德国的 Winkler 式炉虽有原料利用率不高的缺点，如煤气带出粉尘达 25~50%，气化效率一般在 60% 以内，但它的处理量大，可以用褐煤和高灰分的低级煤作为原料，因此近年来仍有发展。战后苏联发展了 Гип 式炉，用富氧 (50% O₂) 造气时，气化效率有时可超过 70%，耗氧量每 1000 米³CO+H₂ 为 260~290 米³^[28]。最近，苏联进行了波罗的海地区油母页岩沸腾床气化，以生产燃料煤气的半工业化试验，结果证实，为褐煤设计的炉子同样适合于气化油母页岩，所得煤气热值为 1000 千卡/标准米³，气化效率 52%，热效率 70%。在直径为 1.95 米的炉子内，每小时产量为 3000 标准米³ 左右^[29]。

沸腾床气化方法目前我国也已采用，以生产合成氨原料气。但这一方法比较

适宜于气化高活性的廉价煤（如高灰分煤），对烟煤及年老褐煤不尽合适。

（二）BASF-Flesch-Demag 法^{[5][30][31]}

这一方法是 Winkler 炉的发展，目的在于降低煤气出炉温度和含尘量，以提高气化效率及热效率，减少对原料煤灰熔点和活性的限制，以扩大原料来源。

这种方法可以制造发生炉煤气或水煤气。在制水煤气时，可以用氧连续产水煤气，也可以不用氧间歇产气。

每一操作单元包括两个炉。气化剂由上向下，在燃料层顶部逐渐生成一层薄的熔渣，气化剂下行 10~15 分钟后，通蒸汽上吹一次形成沸腾床，以破坏熔渣层，使熔渣落至炉下部，并混合半焦与新鲜原料。上吹时的煤气含尘较多，进入另一个正在下吹的炉内，使煤气中粉尘滤去。

所用燃料块径为 0~8 毫米，可以用不同的燃料（包括弱粘结煤）。在 100 吨/日的试验炉上制造发生炉煤气时，热值为 1150~1400 千卡/标准米³，气化效率达 90%；造水煤气时，水煤气中 CO+H₂ 为 73~82%，CO₂ 为 11~20%。煤气出炉温度低于 350℃。

1955 年末报道，西德准备建立一套装置，包括 6 个直径为 2.6 米的炉子，每日处理粉焦 256 吨。

（三）Koppers-Totzek 法

Totzek 虽多年前即申请专利，但其方法十多年来一直仍在研究改进，解决喷嘴及气化室形状后，始能在工业上获得成功^[32]。文献报道，1951 年起采用此法的有芬兰、法国、西班牙、日本、比利时 5 国的 5 家工厂^[33~37]。

原料煤磨细至 100 筛眼以下，以氧气携带入炉，在入炉处混入蒸汽。每炉的喷嘴在 6 个以上，并设安全煤气管，以防止在加煤故障时引起事故。气化剂与煤粉并流，煤气在高温下出炉，经废热锅炉回收煤气显热，再经除尘系统除去粉尘。有的厂操作时将一部分粉尘循环回炉。

据最近日本厂的报道，以热值为 4000 千卡/千克的劣质煤为原料，在 1300~1400℃ 下气化，制得的煤气中 CO₂ 为 10~13.5%，CO 为 53~55%，H₂ 为 28~32%；气化效率可达 78%，热效率可达 85%，耗氧量为 370~400 标准米³/1000 标准米³ (CO+H₂)。

通常三台炉合用一套附属设备，每台炉的设计能力为 70000 标准米³ (CO+H₂) / 日。据报道，日本厂实际操作结果已经超过设计能力的 50%。

此法的优点是对原料煤没有限制，同时由于气化温度高，煤气中烃类和有机硫含量都很低。但此法耗氧量很高，相当多的氧气事实上消耗于发生蒸汽，这是其缺点。

此法也可以油为原料^[38]。

(四) 涡流式 (或旋风式) 气化法

粉煤流动床气化的缺点是燃料与气化剂之间的相对速度低, 涡流或旋风式方法则可以提高固体与气体间的相对速度^[30]。虽然用涡流法设计燃烧或气化炉的原理在 1931 年即已提出^[40], 并经过一些不同规模的小型试验^[41~43], 但由于在小型炉中不能维持理论上的流动状态^[44], 因此纯粹的涡流气化器未能发展到工业规模, 而是增加一段粉尘与气体接触反应段, 使气化较为完全。这样的方法在西德和美国已进入了半工业型的规模。

西德 Ruhrgas 法的目的是用高灰分粉煤制取发生炉煤气, 1954 年以后在 100 吨/日试验炉上进行了试验, 认为结果满意^{[45][46]}。

100 吨/日炉的旋风气化室直径为 2 米, 气化室壁用水冷, 煤粉与循环粉尘由预热至 700℃ 的空气携带, 经由 6 个喷煤嘴沿切线方向加入炉内。炉子在高温下操作, 采用熔渣出灰法, 在旋风气化室之上为一庞大的反应筒。

用灰分为 15% 的烟煤气化, 循环粉尘为原料煤量的 30%, 煤气热值为 900 千卡/标准米³, 气化效率为 61%, 热效率为 84%。用褐煤为原料时热值可达 1150 千卡/标准米³。

在这种炉子上还进行过制造水煤气的试验。据报道, 可以用各种原料 (包括焦炭及无烟煤)。用泥煤造水煤气时, 煤气中 CO₂ 为 16.8%、CO 为 48.5%、H₂ 为 33.2%, 气化效率为 75%, 热效率为 87%。

此法的废热回收系统 (包括预热空气、发生蒸汽) 及煤气除尘系统相当庞大, 因而投资较高, 但因可用劣质粉煤故成本较低。在西德的条件下, 500 吨/日的装置, 在副产蒸汽有销路时, 煤气成本为同样处理量发生炉站所产煤气成本的 72%。

美国在这方面的研究, 其目的偏重于制水煤气^{[12][47][48]}。杜邦公司于 1951 年末建立了 30 吨/日试验炉, 1955 年又建立了 400 吨/日工业型炉。在旋风气化室以上亦设有反应室, 采用熔渣出灰。据报道此法可用于多种原料气化, 用烟煤时, 煤气成分 CO₂ 为 15%, CO 及 H₂ 各为 40%, 气化效率为 69%, 热效率为 76%, 耗氧量约为 350 标准米³/1000 标准米³ (CO+H₂)。在美国的条件下, 煤与氧气每吨价格的比例为 1:1.2, 此法所产煤气的成本中, 煤价占 50%、氧气价占 45%。

西德的 Rummel 式炉是利用涡流式炉的原理而增加熔渣层的作用, 此法的工业型炉操作据报道已经成功^{[49][50]}。

此法是在炉内保持一定高度的熔渣层, 熔渣层被沿切线方向进入炉内的气化剂推动旋转; 粉状原料煤加入熔渣层中进行气化。

单筒式的一种已经工业化, 其主要指标见表 1。

熔渣层处温度高达 1600℃ 以上, 用水冷壁冷却并发生高压蒸汽。此法单位面

表 1 单筒式炉的主要指标

	半工业型炉(直径 0.8 米)				工业型炉 (直径 1.8 米)
原 料	褐 煤 块径:0~3 毫米 低热值: 5000 千卡/千克		烟 煤 块径:0~0.2 毫米 低热值: 7360 千卡/千克		褐 煤 块径:0~3 毫米 热值: 约 5000 千卡/千克 灰熔点: 1350~1400 C
气化剂	空气	蒸汽+O ₂	空气	蒸汽+O ₂	蒸汽+O ₂
加煤量(吨/米 ² ·小时)	2~2.5	4	1.5~2.0	3.0	8~9 吨/小时
产气量(标准米 ³ /小时)					1600~18000
气化率(标准米 ³ /吨)	3100	1830	5000	2560	
煤气(%):CO ₂	6.5	15.0	5.0	13.6	15~16
CO	25.0	43.5	25.4	42.5	40~41
H ₂	18.0	40.0	9.5	42.5	36~37
CH ₄	0.5	0.5	0.1	0.2	0.5
N ₂	50.0	1.0	60.0	1.2	
低热值(千卡/标准米 ³)	1260	2385	1020	2390	2600~2700
耗氧量(标准米 ³ O ₂ /1000 标准米 ³ (CO+H ₂))	—	217	—	248	~270
气化效率(%)	82	83	66	82	>80
热效率(%)	92	94	91	93	~93

积产量和效率均甚高,工业型炉的数据是 1956 年开工初期的结果,估计还有提高可能,此法的进一步发展情况值得注意。

双筒式炉是一种企图不用氧制造水煤气的想法。

除上述方法以外,对于颗粒及粉末燃料的气化,还有一些其他的长期以来处于研究阶段的方法。如英国的 I.C.I. 法^[51],企图用移动床的原理使气化原料在两个炉筒内分别进行燃烧与气化,以达到不用氧而连续生产水煤气的目的。又如英国的燃料研究站法^{[52][53]},是一种外热式方法,企图利用流态固体导热效率高的原理,减少加热侧与受热侧的温度差,以达到在合金钢管能承受的温度下气化活性并不太高的燃料以造水煤气的目的。最近一些人对这两种方法的看法是:产量和效率都不高,燃料粉化严重(因而煤气带出大量粉尘),并且受燃料粘结性与灰熔点的限制^{[53][54]}。法国的 Panindco 法^{[55][56]}是一种常压悬浮气化方法,但也是研究

多年而尚未能够应用于工业。

三、加压气化方法

为了制取高热值煤气，过去一般采用炼焦方法或用油裂化。在固体燃料气化制造高热值煤气方面，水煤气甲烷化是一条途径，但包含了甲烷化这一催化过程，较为复杂。由于加压有利于甲烷的生成，所以煤在压力下用氧气气化方法成功地解决了这一课题。加压气化在需要带有压力的煤气的场合可节省大量动力，据计算，在 30 大气压下用氧造气，比常压下制得煤气后再压缩至 30 气压，可节省动力 70%^[54]。因此，加压气化法适于远距离供气。近年来在压力下合成的发展也趋向于采用及发展加压气化法，在这一点上，加压气化所产煤气中甲烷含量较高，与合成原料气成分的要求有矛盾，但从节省动力的角度看，还是合算的。

Lurgi 加压氧化法于 1936 年在德国工业化，第二次世界大战期间在德国、捷克建立了较大的工厂，都是用褐煤制造城市煤气。战后，此法有所改进，采用烟煤亦得到成功，因此除在捷克及西德有了发展外，此法已被苏联、南非、澳大利亚、巴基斯坦等国所采用^{[21][57~63]}。此法所产煤气除用作城市煤气外，在巴基斯坦还被用作合成氨原料气，在南非作为合成油原料气。英、美对此法也作过一些研究^{[64][65]}。在我国亦正着手中国煤种加压气化的研究试验。

Lurgi 加压气化法用褐煤、褐煤铤及粘结力在 15 (Damm 法) 以内的烟煤为原料，块径下限允许为 2 毫米。用氧气及蒸汽为气化剂，保持较高的蒸汽-氧用量比，以保证温度低于灰分熔点。

气化炉内不衬砖，以夹层锅炉冷却炉壁，用一根以水冷却的旋转轴带动布料器及炉篦，用烟煤时，同一根轴还带动设在炉上部的刮板。一般所用炉子的内径为 2.6~2.7 米；南非厂炉的内径为 3.7 米，外径为 4 米，高达 6 米，这种炉子日产净煤气接近 40 万标准米³。

最近建成的几个较大型的加压气化厂的概况如下：

(一) 西德 Dorsten 烟煤加压气化厂

从气焰煤制取与天然气混合的煤气。

设有内径为 2.7 米的加压气化炉 6 台。原料煤的水分为 6%、灰分 22%、焦油 12%、块径 10~30 毫米，稍有粘结。6 台炉日处理原料煤 480 吨，在 22 大气压下气化，生成的煤气成分为：CO₂ 31.0%，H₂S 0.5%，C_nH_m 0.4%，CO 16.2%，H₂ 41.0%，CH₄ 10.0%，N₂ 0.3%，热值约为 2800 千卡/标准米³；气化率为 2.08 标准米³/千克。耗氧量为 0.16 标准米³/（标准米³粗煤气），使用 28 大气压、380℃ 的蒸汽 1 千克/（标准米³粗煤气），副产 4 大气压蒸汽 1 千克/（标准米³粗煤气）。

煤气厂副产汽油 12 吨/日，重油 12 吨/日，沥青 30 吨/日，粗酚 8 吨/日，硫铵 30 吨/日（均按日处理原料煤 480 吨计）。

工厂附设 4600 标准米³/小时制氧装置二套。

（二）南非 Sasol 工厂

用不粘结烟煤制取费托法中压合成原料气。

设有内径 3.7 米、外径 4 米的加压气化炉 9 台（其中一台为备用）。原料煤水分 6~8%、灰分 27~30%、挥发分 23%、固定碳 44%，热值 4560 千卡/千克。气化压力为 25 大气压，生成粗煤气成分为：CO₂ 32%，H₂S 0.3%，C_nH_m 0.2%，CO 18.5%，H₂ 38.3%，CH₄ 10.6%，N₂ 0.6%，热值为 2750 千卡/标准米³；粗煤气净化后成分为：CO₂ 1.3%，CO 25.7%，H₂ 57.1%，CH₄ 15.0%，N₂ 0.9%，热值为 3900 千卡/标准米³。每炉每小时粗煤气产量可达 22500 标准米³。耗氧量为 0.19 标准米³/（标准米³净煤气），蒸汽用量约为 1.4 千克/（标准米³净煤气）。工厂副产粗酚 6000 吨/年，硫铵 50000 吨/年（均按生产 450 万标准米³粗煤气计算），焦油产量因与合成油相混不详。

工厂所设氧气车间每日产氧 1800 吨。

民主德国 Dierichs 教授参照南非厂的情况提出了我国大同煤加压气化的建议，兹附录几个指标于此：每吨煤产粗煤气 2350 标准米³，净化后为 1660 标准米³；净煤气成分为 CO₂ 1%，CO 31.1%，H₂ 52.9%，CH₄ 14.0%，每吨煤副产焦油 50 千克。每标准米³净煤气的耗氧量为 0.21 标准米³，蒸汽用量为 1.24 千克，副产低压蒸汽约 0.35 千克。

（三）大洋洲 Morwell 加压气化厂

从褐煤铤制取带压力的城市煤气。

设有内径为 2.6 米的加压气化炉 6 台，所用褐煤铤水分为 16.4%，灰分为 1.5%。在 30 大气压下气化，每炉产量为 150000 标准米³/日，最高可达 200000 标准米³/日，估计将来可达 250000 标准米³/日（以上均指粗煤气）；粗煤气含 CO₂ 为 31%，热值 3060 千卡/标准米³，净化后含 CO₂ 约 2%，热值 4300 千卡/标准米³。每标准米³城市煤气耗氧 0.145 标准米³，用预热至 525℃的蒸汽 1.56 千克。每吨煤铤产城市煤气约 940 标准米³。当煤气日产量为 425000 标准米³时，每年副产焦油 100 万加仑，汽油 30 万加仑；汽油在 30 大气压下以压力煤气加氢（用钼催化剂）后辛烷值达 85。

加压气化法的优点，除前述的适于制取带压力的煤气外，还有以下两点：

（1）能从劣质煤制取高热值煤气。例如，大洋洲厂所用褐煤，在压铤前水分达 60%，应当在矿区加工，而且用其他方法（如间歇式水煤气炉、迪地尔炉）都

表 2 几种水煤气制造方法的主要指标

指 标 \ 炉 型	间歇式 水煤气炉	二 段 间歇式 水煤气炉	熔渣炉	Гипп 炉	Koppers- Totzek 炉	Lurgi 炉	Rummel 炉
	(苏联试 验)	(意大利 米兰厂)	(苏联试 验)	(苏联)	(日本厂)	(南非厂)	(西德试 验炉)
炉子直径(米)	3.3	3.6	3.2			3.7	0.8
产气量(标准米 ³ /日)	100000	120000	410000		118000	540000	88000
原料	无烟煤	烟煤	半焦	褐煤粉		烟煤	烟煤
块径(毫米)		>20	10~40	0~13	<100 筛眼	10~30	0~0.2
水分(%)	2.80	4.0	11.2	10~12	8.46	6~8	—
灰分(%)	6.03	5.4	8.4	14~17 (干基)	27.42	27~30	—
焦油(铝甑)(%)	—	15.0	—	—	—	—	—
热值:高(千卡/千克干煤)	—	7550	—	—	—	—	—
低(千卡/千克干煤)	7379	7167	7350	5600	4460	4650	7360
煤气(%)							
CO ₂	7.44	8.6	0.99	15.0	11.4	32	13.6
CO	35.00	30.2	66.12	33.0	56.0	18.5	42.5
H ₂	50.88	48.0	31.01	31.0	31.0	38.3	42.5
C _n H _m	—	0.6	0.63	—	—	0.2	—
CH ₄	0.80	5.4	—	0.2	0.1	10.6	0.2
N ₂	5.42	7.2	1.07	20.7	1.5	0.6	1.2
热值:高(千卡/标准米 ³)	—	3144	—	—	—	2750	2600
低(千卡/标准米 ³)	2448	2710	2800	1840	2500	2490	2390
气化率(标准米 ³ /千克干煤)	1.70	1.64	2.22	2.14	1.4	1.4	2.56
纯氧用量[标准米 ³ /1000 标准米 ³ (CO+H ₂)]	—	—	213	255*	374	230	250
蒸汽用量[千克/1000 标准米 ³ (CO+H ₂)]	1550	—	197	440	239	1600	302
焦油及轻油铝甑收率(%)	—	73	—	—	—	(~60)	—
蒸汽产量(千克/1000 标准米 ³ (CO+H ₂))	—	476	—	640	550	—	367
粉尘带出 C(千克/吨干煤)	—	—	—	~20~25	16.5	—	—
气化效率(%)	56.5	62.1	84.8	>70	78.6	75	82
热效率(%)	—	77.7	82~84	(~78)	84.3	—	93
单位面积产量(标准米 ³ /米 ² ·小时)	468	490	2100	2000~ 3600	—	2100	7700
单位面积产量(标准米 ³ (CO+H ₂)/米 ² ·小时)	402	383	2040	1300~ 2300	—	1190	6500

* 用富氧(53~54%O₂)。