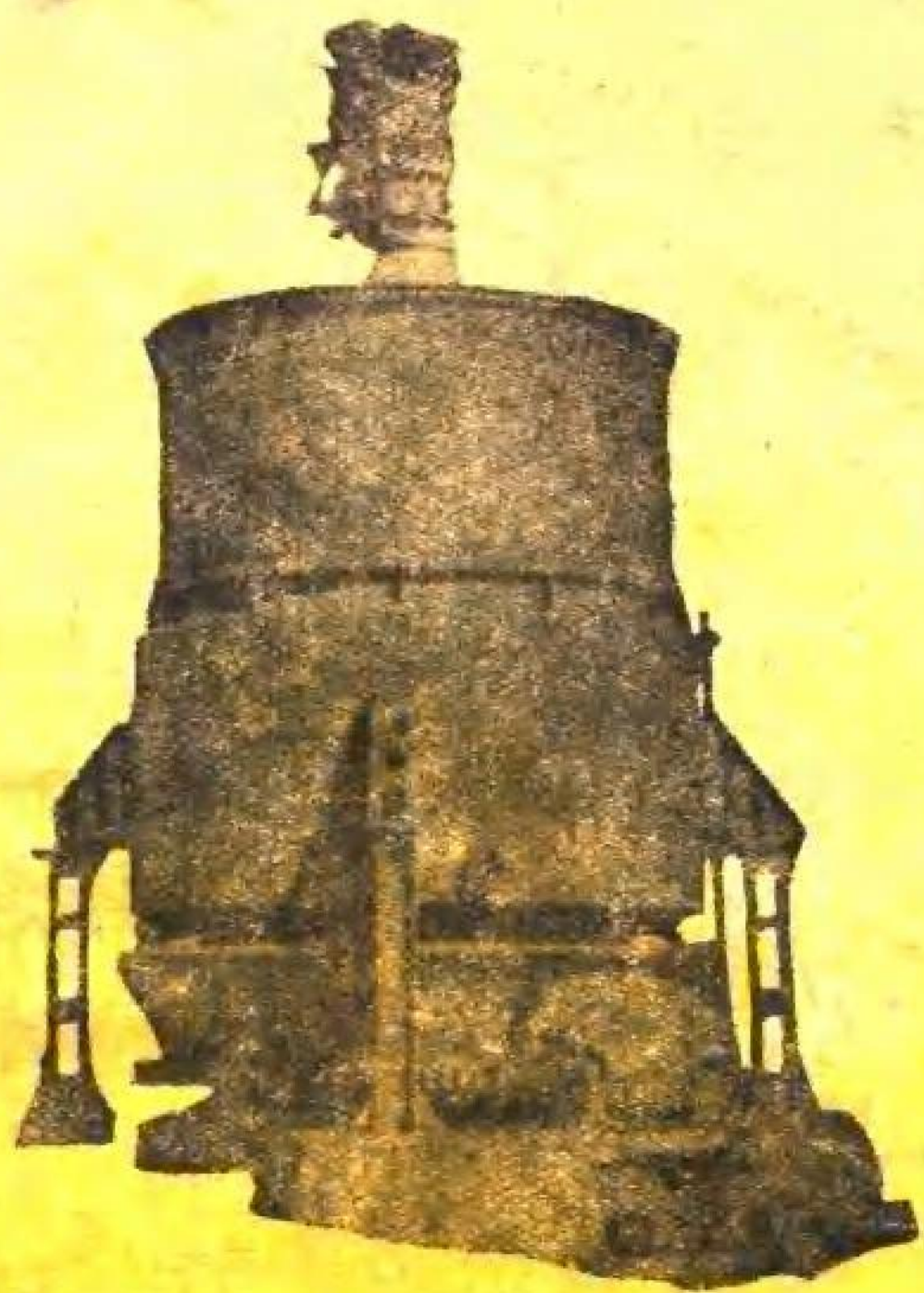




Д. Б. 金兹布尔格 著

劣质燃料的气化

建筑工程出版社

81.627
345

劣質燃料的气化

石洪范 張樹基 合譯

三/230/18

建 筑 工 程 出 版 社 版

內容簡介 一般說來，用劣質燃料氣化來制取煤氣是比較困難的，制得的煤氣質量也很低。但劣質燃料如泥煤、褐煤等燃料却是資源充足、價格低廉的燃料。用劣質燃料進行氣化可以節省大量優質燃料。因此研究劣質燃料的氣化是一項重要的工作。蘇聯學者近年來在這方面作了不少研究，並取得了很大的成就。本書就是介紹蘇聯學者對劣質燃料氣化的研究工作，書中理論與實踐並重，既介紹了氣化的理論基礎，亦介紹了劣質燃料在氣化時的操作和所採用的機械裝備。這本書對我國氣化工業，特別是建築材料工業工作者有很大的參考價值。

原書說明

書 名 ГАЗИФИКАЦИЯ НИЗКОСОРТНОГО ТОПЛИВА
著 者 Д. Б. Гинзбург
出 版 者 Государственное издательство литературы по строитель-
ным материалам
出版地點 及 年 月 Москва—1950

劣 質 燃 料 的 氣 化
石洪范、張樹基 合譯

*

1959年4月第1版 1959年4月第1次印刷 3,060冊
850×1168 1/32 • 150千字 • 插圖55幅 • 插頁2 • 定價(10) 1.00元
建築工程出版社印刷廠印刷 新華書店發行 書號: 1562

建築工程出版社出版(北京市西郊百萬莊)
(北京市書刊出版業營業許可証出字第052號)

序 言

在蘇維埃政權的年代，燃料的氣化在國民經濟的各個部門中得到了廣泛的應用。由於利用了過去不能利用的各種地方性燃料，設計了並採用了機械化的煤氣發生爐，改善了在回收副產品時的煤氣淨化方法，因此使氣化工業踏入了一個重要的階段。在我們進行的詳盡的理論研究和極有價值的實驗研究，可以論證煤氣發生過程的合理機構的條件。蘇聯發明家們曾提出並擬訂了不少新的更有效的劣質燃料的氣化方法，其中應當特別提出的是細粒燃料在懸浮層中的氣化方法。此外，他們也研究了在高压下進行氣化、使用富氧鼓風和強烈預熱的鼓風、改善燃料的預制以及值得推廣的利用廢氣干燥濕燃料等問題。這些改進大大地提高了煤氣發生爐的生產能力和煤氣的質量。

本書除闡明上述問題外，還對各種燃料的氣化經驗作一概述，以使從事氣化工業的同志能對蘇聯在科學研究上與實踐中所取得的成果有一全面的了解。

最後，作者謹對在審閱本稿時給予很多寶貴指示的H. H. 多勃洛霍托夫院士致以深切的謝意。

概 述

燃料有天然的和人工的两种。

用机械加工的方法可以制取块状燃料和粉状燃料，用热加工的方法则可制取焦炭或半焦。

对应用于固定式煤气发生炉中的褐煤、烟煤和无烟煤的要求，载于ГОСТ4104-48(苏联东部地区的烟煤和褐煤)和ГОСТ3846-47(顿涅茨煤和无烟煤)中。泥煤、木材和褐煤的标准草案亦已编就。苏联开采的全部煤炭燃料，差不多都有国家标准(ГОСТ)。

在劣质燃料中可能只有很少种类能符合气化条件的，因为它们在一般的煤气发生炉中气化时，其煤气热值、气化效率及气化强度都很低。

过去我们以为，凡是含有大量水份和灰份的燃料，以及细碎的、未分级的、低强度的、灰份易熔的燃料，都是劣质燃料。但是，由于预热方法的改善，这类燃料大大地减少了。燃烧和气化的新方法的出现，又进一步减少了这类在过去被认为利用起来是不经济的燃料。

然而，已研究出的气化劣质燃料的煤气发生炉却很少被推广，甚至在制取加热炉用的发生炉煤气时，也未采用。在很多场合下，燃料的不良属性使其所产的发生炉煤气热值极低，这是不能用来加热高温炉的。煤气热值必须提高，但若用富氧鼓风或预热鼓风的方法，则不仅使成本增高，而且使煤气发生设备复杂化。

本书对资源较足而价格较廉的劣质燃料的气化进行了探讨。在现有条件下，这类燃料往往是难以利用的。

目 录

序 言

概 述

第一章 气化的理論基础

煤气发生爐中的气化过程 (1)

气化层的反应 (4)

多相物理-化学过程的速度 (6)

煤气发生爐中的热交换 (12)

燃料的干燥 (18)

燃料层的气体动力学条件 (22)

燃料层的阻力 (25)

第二章 气化过程的研究

煤气发生爐操作的研究 (27)

各种气化过程的研究 (48)

总的結論 (54)

改善气化过程的条件 (59)

第三章 劣質燃料的利用

燃料的气化方法 (61)

燃料的預制 (63)

劣質燃料的气化設備 (76)

气化細粒燃料的煤气发生爐 (97)

气化粉状燃料的煤气发生爐 (108)

高压煤气发生爐 (113)

液态出渣式煤气发生爐 (119)

用地方性燃料制取水煤气的煤气发生爐 (127)

高产率的煤气发生爐 (131)

00835

第四章 煤气組成与煤气发生爐的尺寸、气化强度和燃料特性間的关系

煤气組成和煤气发生爐的計算方法	(132)
气化木材的煤气发生爐尺寸和煤气組成	(149)
气化泥煤的煤气发生爐尺寸和煤气組成	(156)
气化褐煤的煤气发生爐尺寸和煤气組成	(162)
气化烟煤的煤气发生爐尺寸和煤气組成	(164)
气化无烟煤和焦炭的煤气发生爐尺寸和煤气組成	(165)
参考文献	(167)
主要的通用符号	(175)

第一章·气化的理論基础

煤气发生爐中的气化过程

固体燃料气化时,其可燃部分与气态的气化剂——空气(或富氧空气)中的氧、水蒸汽及二氧化碳相互作用而轉为发生爐煤气。

根据燃料在煤气发生爐內所发生的变化,发生爐內部可以分为下列各层: 1)燃料干燥层; 2)燃料干餾层; 3)反应层或气化层; 4)灰渣层。

气化层又可分为氧化层和还原层。在氧化层中气体內含有大量的氧(2—5%以上),而在还原层中氧就很少,即在还原层中主要是进行还原反应。

当气流向下运动时,气化层中的干餾产物发生分解和氧化,同时,干餾产物及燃料水份与碳及气化产物之間发生相互作用。

当气流向上运动时,在燃料干燥和干餾不够充份的情况下,上述的这些过程也会在气化层中发生。

灰渣层之作用,在于燃尽燃料灰爐中之碳和預热鼓风。

发生爐煤气各气体成份的特性数据列于表1。

燃料的加热、干燥和干餾过程,鼓风气体及分解产物与燃料、碳化殘物之間的相互作用,以及分解产物自身之間的相互作用,都是在煤气发生爐中同时进行的。为了了解这些作用,必須研究燃料层中的反应过程和热交换过程,同时也要研究燃料的干燥、干餾与有关煤气发生爐操作条件的气体动力学。

发生爐煤气可按鼓风的不同分为下列数种: 空气发生爐煤气、水煤气、蒸汽-空气发生爐煤气、汽氧煤气和再生煤气。低热值发生爐煤气中应用最广的是蒸汽-空气发生爐煤气,高热值发生爐煤气中应用最广的是水煤气(表2)。

蒸汽-空气发生爐煤气可由各种燃料制得,其气化效率在气化瀝青質燃料时为67—72%,气化非瀝青質燃料时为85—90%。

气体的重度和热值

表 1

气 体 名 称	化 学 式	气 体 重 度 公斤/标准米 ³	热 值 (低)	
			仟卡/公斤 分子	仟卡/公斤
氢	H ₂	0.0898	57,800	2,579
氧	O ₂	1.429	—	—
氮	N ₂	1.251	—	—
一氧化碳	CO	1.250	67,650	3,018
二氧化碳	CO ₂	1.977	—	—
空气	—	1.293	—	—
水蒸汽	H ₂ O	0.804	—	—
甲烷	CH ₄	0.717	191,759	8,555
乙烷	C ₂ H ₆	1.356	341,262	15,266
丙烷	C ₃ H ₈	2.020	488,527	21,795
丁烷	C ₄ H ₁₀	2.840	635,185	28,338
戊烷	C ₅ H ₁₂	3.218	782,043	34,890
己烷	C ₆ H ₁₄	3.840	869,000	38,718
乙烯	C ₂ H ₄	1.260	316,195	14,107
丙烯	C ₃ H ₆	2.020	460,422	20,541
丁烯	C ₄ H ₈	2.500	607,679	27,111
乙炔	C ₂ H ₂	1.173	300,095	13,388
硫化氢	H ₂ S	1.539	123,920	5,530
二氧化硫	SO ₂	2.927	—	—

制造水煤气要用含水量少而且不含瀝青質物質的燃料。如采用瀝青質燃料，則須用分解焦油的办法来避免复杂的煤气淨化和避免廢水被酚类染污。

水煤气的制造过程通常是間歇进行的，即交替地鼓入空气和蒸汽。这样的气化效率很低，仅50—55%。但若将廢气的热量用来制取和过热水蒸汽，則有10%的燃料潛热可以进一步得到利用。

为了連續制造水煤气和利用劣質燃料，就要应用特殊的发生爐。制造水煤气所必需的热量，可借在蓄热室中被加热的水蒸汽和循环气体带入煤气发生爐中。用从外面或內部加热爐腔的方法可以达到同样的效果。

发生爐煤气的組成

表 2

气 体 名 称	干煤气 产率标 准米 ³ / 公斤	煤 气 組 成 (体 积 百 分 率)							初 始 燃 料		
		CO ₂	C _m H _n	CO	CH ₄	H ₂	N ₂	Q _C _H	W ^P	A ^P	Q _H ^P
由烟煤半焦制得的水煤气	1.75	7.0	—	40.8	0.8	48.5	2.9	2,543	5.0	10.0	6,860
由泥煤半焦制得的水煤气	1.9	12.0	0.3	26.0	2.8	53.0	5.9	2,426	8.2	4.2	—
由无烟煤制得的水煤气	1.65	6.0	—	38.5	0.5	48.0	7.0	2,450	5.0	6.0	7,080
由烟煤制得的水煤气	1.05	7.5	0.9	49.6	4.7	32.0	5.3	2,830	8.0	10.5	6,150
由褐煤制得的水煤气	0.62	14.5	0.6	23.8	6.9	50.0	4.2	2,660	25.4	7.3	4,447
由烟煤焦炭制得的增碳水煤气	—	5.3	9.2	29.2	13.9	36.2	6.9	4,300	—	—	—
由泥煤制得的双重水煤气	0.635	17.2	1.0	21.2	8.7	49.2	2.7	2,800	27.8	4.2	3,393
由褐煤磚制得的双重水煤气	0.845	13.2	—	29.4	6.9	40.9	9.6	2,530	11.2	9.8	5,200
由泥煤制得的水煤气 (連續过程循环混合物处于1200°C)	1.104	15.4	—	27.5	2.6	51.9	2.6	2,390	27.9	0.8	3,573
由泥煤制得的煤气 (具有焦油分解的煤气发生爐)	2.6	12.0	0.1	16.0	2.2	17.0	52.7	1,123	22.0	4.0	3,700

• 其它发生爐煤气的組成參看后面。

欲回收瀝青質物質时，可以应用双重水煤气发生爐。

双重水煤气的制造是一个昂貴、复杂而且繁重的过程，因为它牽涉到难以淨化的含酚廢水的形成。

用純氧或富氧空气气化时，在过程进行中会放出热量，并且可以連續制得高热值煤气。

用純氧鼓风气化所生成的煤气体积較用空气鼓风者为少，但用純氧鼓风能提高气化层的溫度，增加蒸汽的分解量，同时还能減少气化层的高度，降低煤气在发生爐出口的溫度。

純氧鼓风时能把溫度升得很高，因此它能成功地应用于液态除渣的煤气发生爐中，这时从煤气发生爐中放出的爐渣和金屬也

可加以利用。

为了避免温度增长过高，通常在使用纯氧气化时还要鼓入大量的水蒸汽。在气化前的混合物中选用不同比例的氮、氧和水蒸汽，则在所制得的煤气中，其 H_2 、 CO 和 CO_2 和 H_2 之间的比例也有很大的变动范围。

近来由于制氧方法的完善和制氧设备的加大，氧气成本已在下降，但到目前为止，氧气在气化中的应用仍然受其价格的限制。制氧设备愈大，则设备的单位成本及生产的氧气价格愈低。

只改变鼓风的管道和入口，而能将现有的煤气发生设备改用汽氧鼓风进行操作，这是被研究的主要的气化方法之一。应用汽氧鼓风可以提高煤气发生炉的生产能力。

许多地方燃料在气化时会分出焦油，这些焦油会堵塞煤气管道，使煤气不能用在某些燃烧器中。然而焦油却是一种贵重的副产品。煤气中的焦油可以借设置在煤气发生炉外面的专用净化器来清除，也可以在具有高温层的煤气发生炉内清除，在这种煤气发生炉内焦油通过高温层而分解掉。

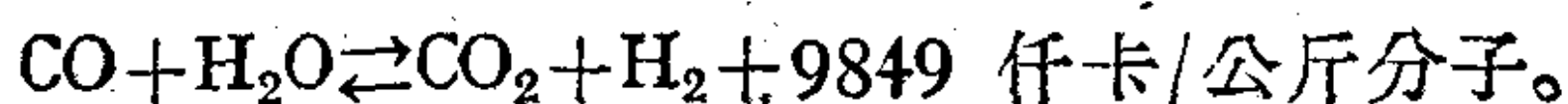
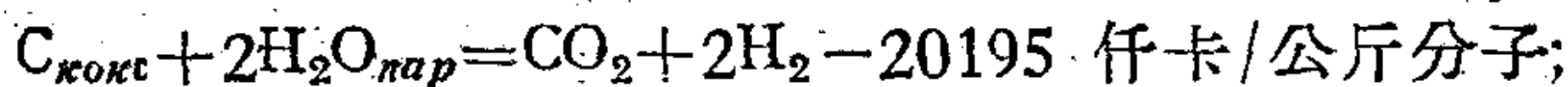
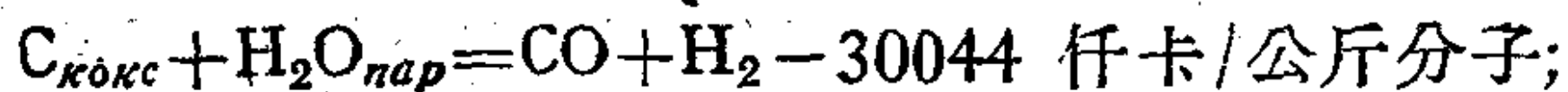
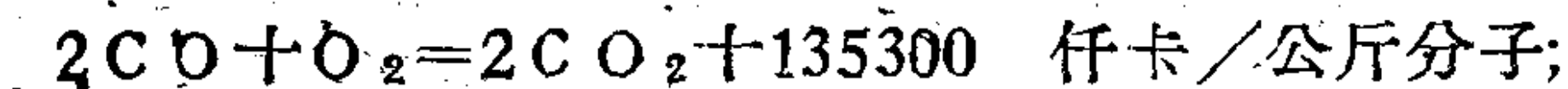
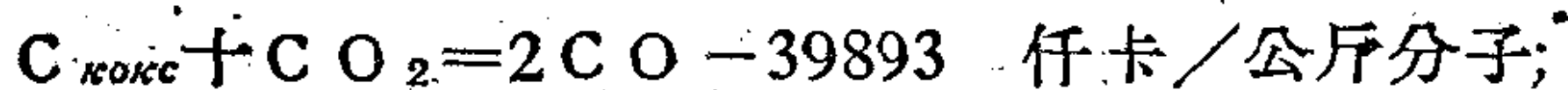
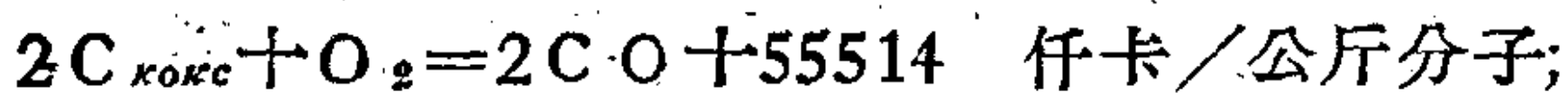
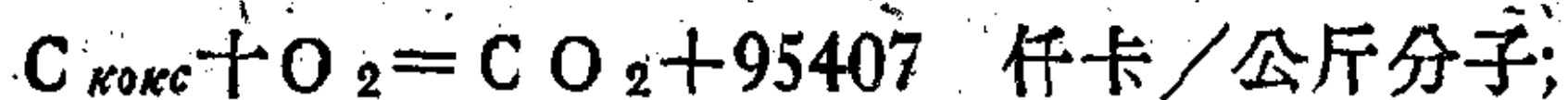
最普遍的发生炉是气体和燃料顺流运动的小型煤气发生炉和具有双燃烧层的各种规格的煤气发生炉。在具有双燃烧层的煤气发生炉中，煤气自料层的中部引出，空气从上面或下面供入：从上面供入有利于温度的提高和燃料的氧化，从下面供入可以更好地燃尽残渣。

发生炉煤气可用汽油和苯的蒸汽（冷增碳），或用液体燃料——重油或焦油的分解产物（热增碳）来进行增碳。煤气增碳可以提高其热值和火焰的发光性能。

气化层的反应

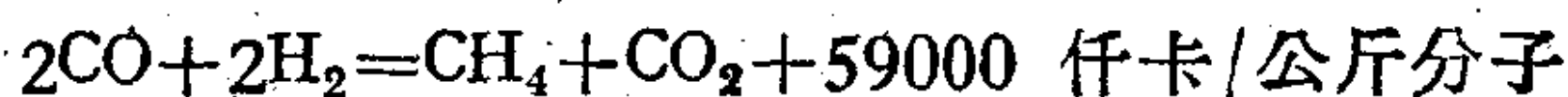
在气化层中，燃料元素或其焦化残物与鼓风气体及生成的气体之间进行着强烈的相互作用。在温度较低的其它各层中，这些反应仅以缓慢的速度进行，它对产物的产率影响很小。

在气化层中进行的主要反应如下：



NH_3 、 H_2S 、 SO_2 和 CH_4 的生成反应也同样可以在气化层中进行。

CH_4 的生成具有特殊的意义。在特殊的煤气发生炉中，当燃料的碳和氢或其它各种气体在高压的条件下相互作用时，可以获得大量的甲烷，其反应如下：



对于由许多原子组成分子的气体，增加压力可以促使其平衡混合物的形成，也就是说在平衡混合物形成时伴随着体积的缩小。煤气中 CO_2 和 CH_4 含量的增加对煤气发生过程具有巨大意义。

把所得的数据〔2，3，4〕进行计算和研究就可以将影响煤气组成的各个因素表征出来。

温度升高时，煤气中 H_2 和 CO 的含量随着增加，而 CO_2 、水蒸汽和 CH_4 的含量则随着减少；压力增加时，煤气中 CH_4 、 CO_2 和水蒸汽的含量随着增加，而 H_2 和 CO 的含量则随着减少（在低温时特别显著）；鼓风中水蒸汽含量增加时，煤气中 CH_4 和水蒸汽的含量随着增加，而 CO 的含量则随着减少；煤气温度和压力增加时所得煤气的热值随着提高（图1）；鼓风中氧含量增加时煤气中 CO 、 H_2 、 CH_4 和 CO_2 的含量随着增加。在气化温度不很高（500—900°C）时，压力有着重大意义。为了制得高热值的煤气，应该使气化过程在高压下进行，并且尽量降低煤气发生炉出口处的煤气温度。

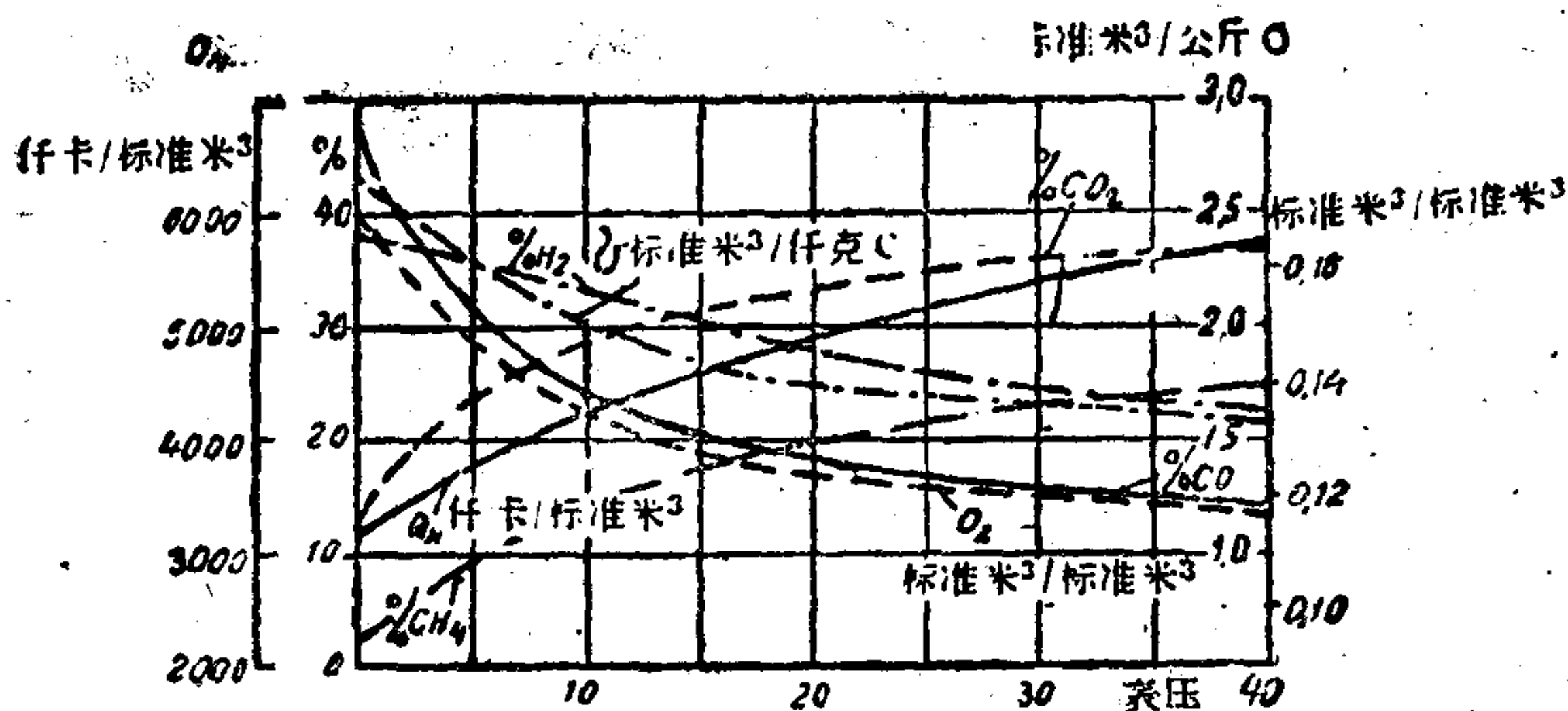


图 1 未淨化煤气的組成(%)，淨化煤气的热值(千卡/标准米³)和产率(V标准米³公斤)以及淨化煤气的單位耗氧量(标准米³/标准米³)与压力的关系(褐煤，汽氧鼓风，实验数据)

多相物理-化学过程的速度

两相接触面上的化学反应(反应物質导入接触面和反应生成物質引离接触面)伴随有扩散作用。因此，我們所研究的反应过程的速度取决于化学反应本身的速度和扩散速度[5, 6]。

H·H·多勃洛霍托夫[5]提出了下述的煤气发生爐內扩散过程的基本假說。

假使在一个系統中同时进行着若干反应，則其中每个反应都是彼此独立地进行的，整个系統的变化就是这些独立变化的总和。因此可逆化学反应的速度就是物質按正反应的生成速度与按逆反应的消失速度的差数。

假如物質B的活度与其濃度成正比，則可逆化学反应 $A + B \rightleftharpoons C + D$ 的速度，即單位時間內参加反应的物質A的数量可用下列方程式表式：

$$\frac{-\partial M_A}{\partial z} = K_{10} \alpha_A (C_B - C_B^{paB}) \quad (1)$$

式中： α_A ——物質A的活度；

C_B^{paB} ——与物体表面平衡的气流中物質B的濃度；

C_B ——物質 B 的濃度;

K_1 ——反應速度系數。

如果物質 A 的濃度在反應時保持不變, 則化學反應的速度可由下式決定:

$$\frac{-\partial M_A}{\partial z} = \beta_{xum}(C_B - C_B^{paB}), \quad (2)$$

式中: β_{xum} ——化學反應速度系數 (厘米/秒), 它取決於該化學反應的活性能 (E) 的大小、溫度及反應速度的經驗系數 (K):

$$\beta_{xum} = K \sqrt{T} e^{\frac{-E}{1.99T}} a_A \quad (3)$$

式中: e ——自然對數的底;

T ——溫度 $^{\circ}K$ 。

因此:

$$\frac{-\partial M_A}{\partial z} = K \sqrt{T} e^{\frac{-E}{1.99T}} a_A (C_B - C_B^{paB}). \quad (2a)$$

當過程穩定以後, 借擴散作用進入物體表面並在表面參加反應的物質 G 的數量等於:

$$G = \beta_{xum}(C^s - C^{paB})Fz = \beta_{diff}(C^0 - C^s)Fz, \quad (4)$$

式中: C^s ——在接近物體表面的氣層中反應物質的濃度 (克/厘米³);

F ——反應物體的表面积 (厘米²);

Z ——作用時間 (秒);

β_{diff} ——物質的擴散傳遞速度 (厘米/秒);

C^0 ——擴散物質在主要物質流中的濃度 (克/厘米³);

C^{paB} ——與物體表面平衡的液流或氣流中反應物質的濃度 (克/厘米³)。

由此:

$$C^s = \frac{\beta_{diff}C^0 + \beta_{xum}C^{paB}}{\beta_{diff} + \beta_{xum}}; \quad (5)$$

$$G = \frac{\beta_{xum}\beta_{duf}(C^{\circ} - C_{pav})}{\beta_{duf} + \beta_{xum}} F_z = \frac{C^{\circ} - C_{pav}}{\frac{1}{\beta_{xum}} + \frac{1}{\beta_{duf}}} F_z$$

$$= \beta_{obsh}(C^{\circ} - C_{pav}) F_z \quad (6)$$

式中: $\beta_{obsh} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{xum}} + \frac{1}{\beta_{duf}}}$ —— 气流与物体表面之间的物理-化学过程的速度 (厘米/秒)。

在低温时 (或在压力很小时, 又或在气流速度很高时) 整个过程受化学反应本身速度的限制, 因为这时扩散速度相当大。因此整个过程的速度取决于反应的动力, 而这个控制范围就称为动力控制范围。如果此时反应速度极小, 则 $\beta_{obsh} = 0$ 。在常压下, 当煤气发生炉内温度低于 800°C 且无特殊的接触剂时, 这类情况是会发生。反应过程与反应物质浓度的关系可以是各不相同的。如果反应速度正比于反应固体的自由表面, 那么过程的速度就会象在扩散控制范围内一样取决于系统的几何外形。

在扩散控制范围内反应表面附近的氧的浓度趋近于零。

物质的扩散传递速度:

$$\beta_{duf} = B' \omega \quad (7)$$

式中: ω —— 气体的相对速度;

B' —— 准数, 它表示物质在气流中的扩散速度与气流沿主要方向运动的速度的关系。

$$B' (\text{气体}) = \frac{0.031}{\text{Re}^{0.2}}$$

物质在湍流中的扩散速度正比于反应表面附近的气流运动速度, 同时也正比于压头的损失系数。也就是说扩散速度随反应表面粗糙度的增加而增加。

在扩散控制范围内, 过程的速度与化学反应机理无关, 而是取决于气流的速度; 温度的影响也不大。在总压力固定时, 所有反应根据反应气体的浓度按一级反应进行; 而当反应气体的浓度以及质量速度 (массовая скорость) 固定时, 则所有反应就根

据压力按零级反应进行，因为扩散系数与压力成反比。

随着温度的提高，化学反应的速度会很快地增加，因此温度控制范围是极小的，在此范围内化学反应速度与扩散速度是同级的。至于在900°C以上燃烧和气化的过程，于压力不很小或者速度很大的情况下，整个过程的速度仅取决于扩散因素和热工因素。这就是所谓表征过程的参数的扩散控制范围。

扩散过程不仅在自由的气体空间中进行，而且由于焦炭的多孔性，扩散过程大部分能扩展到一定的深度，焦炭内部的反应可能是由于气体（氧也包括在内）溶入炭质并随即在其中扩散的缘故，也可能是气体在煤的气孔和缝隙中进行扩散的或滤过的渗透的结果。

碳的反应能力愈低，则气体渗透得愈深，“内部反应”也愈重要。对于反应能力高的燃料，其外表面具有重要意义，这种表面应该理解为极限反应表面，即在反应速度无限大时也足供气体进行反应。这种表面在数值上与几何表面不同，它取决于物体表面上的缝隙和气孔的多少。

气化层在湍流时属扩散过程的控制范围。煤气和空气在湍流中进行混合和燃烧。此时湍流扩散系数 D （厘米²/秒）对于任何气流中的任何气体均为：

$$D = \frac{0.29 \times 10^{-6}}{\mu} w d \quad (\text{厘米}^2/\text{秒}); \quad (8)$$

式中： w ——气流的平均速度（厘米/秒）；

d ——气流直径（厘米）；

μ ——气流粘度（克/厘米·秒）。

在湍流中扩散的相似准数为 $\frac{4Dz}{S^2}$ ，混合时间 $Z = \frac{l}{w}$

（秒），其中 l 为自开始混合的地点起的长度（厘米）。当

$\frac{4Dz}{S^2}$ 为常数时，我们可以得到同样的气体燃烧程度。当 $\frac{4Dz}{S^2}$

为常数时即如下式所示：

$$\frac{4Dz}{S^2} = \frac{4 \times 0.29 \times 10^{-6} \frac{wd}{\mu} \frac{l}{w}}{S^2}$$

$$= \frac{4 \times 0.29 \times 10^{-6} dl}{\mu S^2} = \text{常数} \quad (9)$$

式中： d ——整个气流的水力直径（厘米）；

S ——单股煤气和空气气流的厚度（厘米）。

准数 $\frac{4 \times 0.29 \times 10^{-6}}{\mu} \times \frac{dl}{S^2}$ ——在湍流中的气体混合准数。 dl 乘积——面积，它等于整个气流的水力直径乘混合区段的长度之积（自开始混合的地点起）。由此准数可以得到 $\frac{dl}{S^2}$ 之比，其比值表示面积 dl 大于单股气流截面的倍数。

如果煤气发生炉横截面的尺寸以及煤气和空气的流量（ V 厘米³/秒）不变，而单股气流的直径（燃料块度）改变，则：

$$l = mS^2; \quad w = \frac{V}{\frac{\pi S^2}{4} n} = \text{常数}; \quad nS^2 = \text{常数}; \quad l = \frac{k}{n},$$

式中： n ——单股气流的数目；

m 和 k ——常数。

煤气燃烧区段的长度与单股气流的数目成反比。因此当单股气流散碎时，即燃料块度减小时，气体混合范围的长度就要减小。

假如气化过程为在气体范围内进行的扩散过程所限制，即化学反应本身的速度非常高，那么在其它条件不变时，气化层的高度与气体速度无关。因此，如果改变进入煤气发生炉的气体量，则混合行程仍为常数。这是因为当气体量增加时，混合时间虽然减少，但是在湍流中的扩散速度却增加了相应的倍数。

气化层的高度，即炉栅上块状燃料层的氧化行程，也即二氧化碳及水蒸汽的分解行程，在气化焦炭或无烟煤时，它几乎和煤气发生炉的生产能力没有关系，但却随燃料块度的减少以及煤气