

燃料的加压气化

上册

捷克斯洛伐克 雅罗米尔·依莱克著

石油工业出版社

81.613

355

:1

燃料的加压气化

上册

捷克斯洛伐克 雅罗密尔·依蔡克著

楊怡生 洪伯宁 沈露莎译

81.613

石油工业出版社

內 容 提 要

本書分上下兩冊出版，上册共包括五章。書中主要闡述以小顆粒和粉末固体燃料造气的方法，並闡述了气化过程的設備結構、燃料預处理、煤气淨化与干燥等問題。

書中也載有装备着高压煤气发生爐的煤气工厂操作的实际資料，以及各种燃料气化結果的資料。

除了高压气化以外，还有少量关于块狀燃料在固定床气化及小顆粒燃料于常压下以蒸汽-氧气吹风在“沸騰”層气化的資料。

本書适用于从事煤气发生站、煤煉油厂及頁岩干餾厂的工程技术人员和科学研究人員以及高等院校师生参考。

ING. DR. JAROMÍR JÍLEK
MODERNÍ ZPŮSOBY
Z PLYNOVÁNÍ PALIV
KYSLÍKEM

根据苏联国立石油燃料科技書籍出版社(ГОСТОПТЕХИЗДАТ)

A. A. 朱可夫譯，H. B. 什沙柯夫校訂，1957年俄文譯本譯出

統一書号：15037·836

燃 料 的 加 压 气 化

上 册

楊怡生 洪伯宁 沈露莎譯

*

石油工业出版社出版（社址：北京六鋪炕石油工業部內）

北京市書刊出版業營業許可証出字第083號

石油工业出版社印刷 新华書店发行

850×1168 $\frac{1}{4}$ 开本 印張73 $\frac{1}{4}$ * 169千字 * 印1—2.200册

1960年4月北京第1版第1次印刷

定价(10) 1.10元

出版者的話

随着我国国民經济的不断增长，工农业、交通运输业的迅速发展，以及人民生活的不断提高，无论化学工业、石油工业、冶金工业和机械工业以及城市建設方面，对气体燃料或原料的要求也日益增加。

固体燃料在压力下的气化方法，是近十余年来发展起来的，它在苏联、捷克斯洛伐克、德意志民主共和国等社会主义国家已經广泛应用，在美国、加拿大等資本主义国家也已經广泛应用。这种方法的主要优点是可以应用劣質固体燃料制造出高热值的供城市和工业用的燃料煤气，并且用适当的調节控制方法可以制造出合成用的煤气。

压力气化法在我国正在开始应用，为了把这样一种比較新的技术介紹給讀者，我們翻譯出版了这本书。

在这本书中除对气化做了詳細的系統理論和实际操作的介紹外，并且对气化过程的設備和气化原料的預处理等也作了詳細的敘述。此外，在本书中还簡要地介紹了块状固体燃料在固定床上的气化和粉末頁岩的沸騰层气化。

本书可以供石油、化学、冶金、机械等工业气化工作者以及城市建設部門及城市供气工作有关人員閱讀。

目 录

出版者的話

第一篇 在常压下吹进空气,富氧空气和氧气的燃料气化

第一章 各种篩分的煤,在带有固相或液相除灰的煤气

发生爐内用富氧鼓风气化..... 1

1. 理論根据和試驗結果..... 1

2. 苏联实验的結果..... 2

3. 吉森-加洛赤型液相卸渣发生爐 9

4. 拉科多型发生爐.....12

第二章 小顆粒与粉状燃料用空气与氧的气化.....15

1. 小顆粒燃料的悬浮状气化.....16

2. 溫克勒发生爐.....19

3. 柯柏斯式燃烧室内煤粉的气化..... 36

第二篇 在压力下用蒸汽-氧气吹风的燃料 (主要是褐煤)的气化

第三章 压力气化的一般物理化学原理.....47

第四章 实验室研究和加压发生爐煤气工厂的发展.....60

第五章 加压造气工艺学和設備說明.....82

1. 粗煤气制造.....82

2. 加压煤气发生爐的操作.....92

3. 粗煤气的冷却.....95

a) 冷却器.....95

b) 焦油分离器..... 106

B) 冷凝器..... 107

Г) 凝液的分离..... 107

4. 煤气中二氧化碳的脫除..... 114

а) 設備說明.....	114
б) 馬達-泵-透平機組用的透平类型的選擇.....	120
в) 洗滌塔(氣體洗滌塔)的充填.....	121
г) 水在壓力下吸收氣體的理論.....	129
5. 煤氣的淨化和乾燥.....	138
а) 硫化氫的捕集.....	139
б) 煤氣的乾燥.....	162
в) 煤氣淨制和乾燥的綜合方法.....	189
6. 壓力的測量、調節和煤氣純度的控制.....	192
7. 灰渣的運輸.....	195
а) 水力除灰.....	195
б) 氣動除灰.....	198
8. 煤氣工廠的用水系統.....	199
9. 電力需要量.....	208
10. 煤氣工廠的蒸汽系統.....	205
11. 煤氣工廠生產中可能實現的一些合理化措施.....	213
а) 煤氣發生爐的自動化清掃.....	213
б) 蒸汽-水套的自動化供水.....	214
в) 自動化輸送酚水.....	214
г) 洗滌塔中水面的自動控制.....	215
д) 發生爐的自動化加煤.....	216
е) CO_2 的兩段分離.....	217
ж) 捕集粗煤氣中的 H_2S	218
з) 膨脹氣的催化燃燒.....	218
и) 用 CO_2 代替蒸汽.....	218
к) 發生爐水套中出來之蒸汽的热量利用.....	220
л) 合理化生產的一些其它措施.....	220
12. 鋼的氫腐蝕.....	221

第一篇 在常压下吹进空气， 富氧空气和氧气的燃料气化

燃料在煤气发生炉内的气化，在不久以前都是只用空气和蒸汽在常压下进行的。这样取得的煤气因发热量很低，故仅仅适用于工业目的。

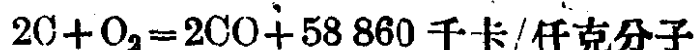
只有在1927年以后，当氧气的价值低到工业上亦能加以利用时，才可能用氧气富化空气的办法来增加发生炉煤气的发热量。实验证明发生炉并不挂焦。过去一直认为鼓氧的发生炉应带液相卸渣设备。实验表明：加大蒸汽量可以降低氧化层温度，此时制得之气体中 CO_2 含量亦较高。在脱掉 CO_2 后，即得含大量 H_2 的气体。

在苏联、美国、加拿大和德国，后来在意大利和日本都曾建立过个别以氧气代替空气的常压煤气发生炉，主要是在合成氨厂里，因为那儿在制氮时副产氧气。

第一章 各种筛分的煤在带有 固相或液相除灰的煤气发生炉 内用富氧鼓风气化

1. 理论根据和试验结果

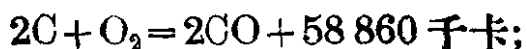
在不提高压力情况下，炭加纯氧的气化反应按下式进行：



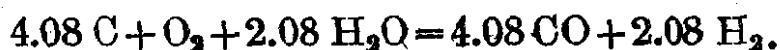
此时取得气体的燃烧热为3034千卡/米³。燃料在带有旋转

爐篦的發生爐內氣化時，在技術上不可能用純氧。因為它會引起熔渣現象。

炭加蒸汽氧氣的混合物氣化時，反應將按下式進行：



在熱平衡時(假定不引入或放出自由熱)，反應應為：



取得之理想氣體的組成似乎應該是 66% 的 CO 與 34% 的 H_2 ，但實際上用工業氧氣氣化時，取得之氣體除含 CO 與 H_2 外，還含有其它成分(CO_2 、 N_2 、 CH_4 、 C_nH_m)。氮是由工業氧和煤帶來的， CO_2 是由于反應不完全而生成的， CH_4 及其它烴類來源於燃料。

2. 蘇聯實驗的結果

煙煤焦炭在鼓進各種不同含氧量的富氧空氣及水蒸汽氣化時所取得的气体成分列入表 1 與圖 1。

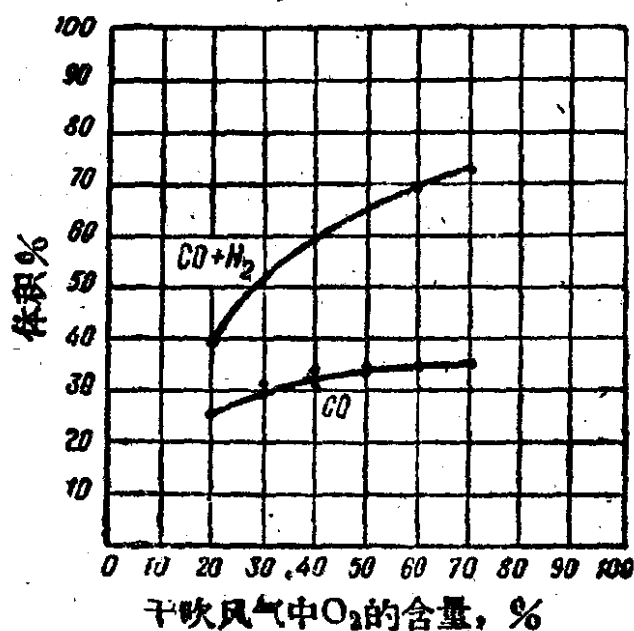


圖 1 煙煤焦炭用富氧空氣在常壓下氣化時，發生爐煤氣的成分。

烟煤焦炭用富氧空气气化时所得气体的成分

表 1

組成分, %重量	干鼓风中氧的浓度, %体积					
	21.0 (空气)	30.2	40.0	49.9	59.9	70.6
CO ₂	6.0	13.2	14.7	15.4	16.4	17.4
CO	26.0	28.8	30.9	34.0	34.7	35.2
H ₂	13.0	23.9	28.3	31.7	34.7	37.5
CH ₄	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
N ₂	54.5	33.6	25.6	18.4	13.7	9.4
最高燃烧热, 千卡/标米 ³	1298	1652	1850	2050	2163	2261
最低燃烧热, 千卡/标米 ³	1160	1540	1715	1900	1990	2080
H ₂ :CO 的比例	0.5	0.828	0.915	0.932	1.0	1.065

将莫斯科近郊褐煤和苏留克金褐煤,用富氧的蒸汽-空气下鼓风在常压下气化的结果,列入表 2 与表 3。在带有旋转炉篦的发生炉内气化时,并未因熔渣引起任何困难。但是蒸汽需要量很高,达到 2.3—3.33 公斤/标米³純氧。

蒸汽分解程度取决于鼓进氧气的浓度。随着氧气浓度的增大,鼓进蒸汽的量也增加,此时蒸汽的分解率也降低到 32—40% 之間。

每 1000 仟卡煤气的需氧量取决于燃料中挥发分含量。燃料中挥发分含量越少,制取燃烧热为 1000 仟卡煤气需用的氧气就愈多。由于 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$ 的反应,及 CO_2 还原反应不完全,随着蒸汽鼓进量的增加, CO_2 的量亦增加。

利用蒸汽-氧混合鼓风或富氧的空气可使气化反应在极高温下进行(1600—1700°C),并可液相排出爐渣。这种方法对灰分熔点低的燃料特别方便。

● 用此法进行气化时,蒸汽消耗量可以降低,蒸汽亦得到了更好的利用,而且可以提高煤气的燃烧热值和发生爐处理量。

在表 4 内列举了焦炭在液相除灰发生爐内气化的实际结果,和在高爐内用块状泥煤熔化鉄矿的試驗情况。

褐煤和烟煤焦炭用空气-氧-水蒸汽的混合气体在带有旋轉爐

爐的发生爐內的气化

表 2

指 标	莫 斯 科 近 郊 煤	苏留克金煤	焦
煤的水分, %	32.6	20.0	2-8
灰分, %	24.5	8.0	10-11
可燃物質, %	42.9	72.0	88-81
可燃物質中挥发分含量, %	45	27	1
蒸汽-氧混合气体的温度, °C	91.3	91.4	92
蒸汽单位消耗量, 公斤/公斤	0.34	0.82	1.75
干鼓风中氧的浓度, 体积百分比	94.0	88.8	70.6
純氧的单位消耗量, 标米 ³ /公斤煤	0.132	0.348	0.526
純氧的量, 标米 ³ /标米 ³ 煤气	0.154	0.212	0.201
純氧的量, 标米 ³ /1000千卡煤气	0.071	0.085	0.096
在鼓进的混合气中水蒸汽与純氧的比 例, 公斤/标米 ³	2.56	2.36	3.83
发生爐內煤层高度, 米	2.1	1.1	2.0
煤气的产率, 标米 ³ /公斤	0.86	1.64	2.62
煤气温度, °C	85	195	585
煤气中水蒸汽含量, 克/标米 ³	440	443	—
煤气的成分, 体积百分比:			
CO ₂	25.61	16.79	17.4
H ₂ S	2.62	0.09	
CnHm	0.46	0.20	0.0
O ₂	0.44	0.23	0.0
CO	26.30	40.46	35.2
H ₂	37.71	33.61	37.5
CH ₄	2.60	2.88	0.5
N ₂	4.26	4.33	9.4
最高燃烧热, 千卡/标米 ³	2433	2563	2253
最低燃烧热, 千卡/标米 ³	2206	2375	2080

两种褐煤进行常压气化的热平衡表

(按最高燃烧热值计算)

表 3

项 目	莫斯科近郊煤	苏留克金煤
产生热		
燃料的燃烧热值, %	93.5	90.4
蒸汽含热量, %	6.4	9.4
氧气含热量, %	0.1	0.2
合计, %	100.0	100.0
消耗热		
干煤气的燃烧热, %	68.8	75.3
干煤气的含热量, %	0.7	1.9
湿煤气的含热量, %	8.0	8.9
焦油的燃烧热, %	4.4	0.0
渣渣的燃烧热和带走的热, %	4.9	4.8
辐射, 隔套中生成蒸汽的损失和残余热, %	13.2	9.1
合计, %	100.0	100.0
传给干冷煤气的热, %	73.5	83.4
气化率 η , %		
$\frac{\text{干冷煤气的热量} + \text{焦油的热量}}{\text{煤的热量} + \text{蒸汽含热量}}$	73.4	75.5

该发生炉简图见图 2。炉腰直径 2060 毫米。浓度为 98% 的氧气经过 8 个位置高于炉底 870 毫米的送风管(喷嘴)送入。蒸汽通过其它 4 个位于氧气送风管之上的送风管送入。

气化过程进行得很快, 从送风管鼓风出口, 到气化反应完成的地点(即在取得与发生炉出口成分相同的煤气时)为止, 只经 0.01 秒左右。液相卸渣发生炉中煤气生成过程的特性(煤气的生成及其成分)见图 3, a 与 b。列举的指标是高炉焦以 42% O_2 + 58% 蒸汽混合鼓风气化的实际指标。用 0.98 标米³氧、1.35 公斤水蒸

烟煤焦和机械成型的泥煤的气化结果

表 4

指 标	高 爐				煤气发生爐 (图 2)
	1	2	3	4	
	泥		煤		
					焦
水分, %	22—28	21	14	33	2
灰分, %	2—7	4.6	8	8	9
干鼓风中氧的浓度, 体积%	21.0	21.0	40.0	58.5	98.0
干鼓风单位消耗量, 标米 ³ /标米 ³ 煤气	—	—	—	—	0.27
純氧对煤气的单位消耗量, 标米 ³ /标米 ³ 煤气	—	—	—	—	0.265
純氧对煤气的单位消耗量, 标米 ³ /1000 千卡	—	—	—	—	0.1
干鼓风的单位消耗量, 标米 ³ /公斤燃料	—	—	—	—	0.597
純氧的单位消耗量, 标米 ³ /公斤燃料	—	—	—	—	0.586
蒸汽的单位消耗量, 米 ³ /米 ³ 煤气	—	—	—	—	0.27
蒸汽单位消耗量, 公斤/公斤燃料	—	—	—	—	0.589
蒸汽单位消耗量, 公斤/标米 ³ 純氧	—	—	—	—	1.02
煤气产率, 米 ³ /公斤燃料	1.5	1.5	1.1	1.1	2.21
气体成分, 体积百分比:					
CO ₂	8.0	11.0	12.9	13.1	7.0
CnHm	0.5	0.5	1.1	0.9	0.0
CO	25.0	27.0	44.3	52.0	61.0
H ₂	14.0	10.0	11.6	14.9	31.0
CH ₄	2.7	2.8	3.9	4.5	0.0
N ₂	49.8	48.5	25.8	15.6	1.0
最高燃烧热, 千卡/标米 ³	1520	1473	2250	2580	2800
最低燃烧热, 千卡/标米 ³	1420	1392	2138	2450	2650
按燃料計算的爐身負荷, 公斤/米 ² /小时	1830	1755	670	670	1530
按煤气計算的爐身負荷, 标米 ³ /米 ² 小时	—	—	740	740	—
按煤气計算爐身的熱負荷, 10 ⁶ 千卡/米 ² 小时	—	—	1.66	1.91	—
气化率, %	54.3	54.8	—	—	89

汽和 1.54 公斤焦制得了 4.04 标米³煤气，其中含 0.2 标米³水蒸汽(图 3,6)。发生爐負荷应飽滿。在負荷不足时，即当降低送风管气化混合物进爐速度时，鼓风的火头可能会接近爐襯，并将其烧熔(在气化混合物内氧的含量增至 55%)。在正常运轉时，鼓风火头指向中部，且微向上竄。过去曾經发生过大块爐渣嵌入送风管会合口，将火头逼向爐壁的事故，結果，爐壁烧漏，隔套中的水流出来淹沒了发生爐。

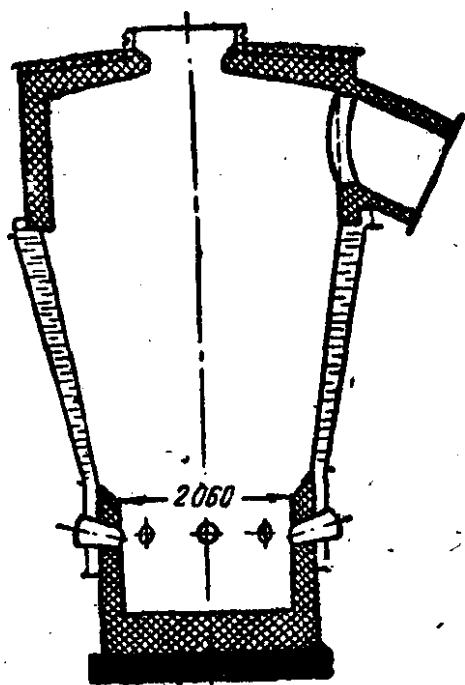


图 2

液相卸渣发生爐的蒸汽用量(約为 1 公斤/标米³氧)比固相包括除灰渣的发生爐的蒸汽用量(約为 2.3—3.4 公斤/标米³氧)要少些。

由于液相卸渣发生爐的燃料单位处理量大大超过了同样的带旋轉爐篦的发生爐，并且所得煤气質量亦富得多，因此前者的生产率高过后者。这可从表 5 按仟卡/米³·小时气体計算的爐身負荷看出。

由于氧价昂貴，用富氧鼓风取得煤气的成本，和普通发生爐煤气的成本比較起来是相当高的。降低液相卸渣发生爐蒸汽-氧混合煤气成本的途径，是降低氧气成本，扩大发生爐体积，利用廉价燃料和各个問題綜合解决的可能性，如同时生产煤气和生鉄。

廉价燃料在高爐內綜合气化与熔鉄的結果数据列入表 4。气化用的是块状机械成型泥煤。在进行第一号与第二号高爐試驗时鼓进蒸汽和空气，进入第三和第四号高爐时，鼓进富氧的空气和蒸汽。

上述試驗都是在苏联工厂中进行的。第一号試驗——在庫列

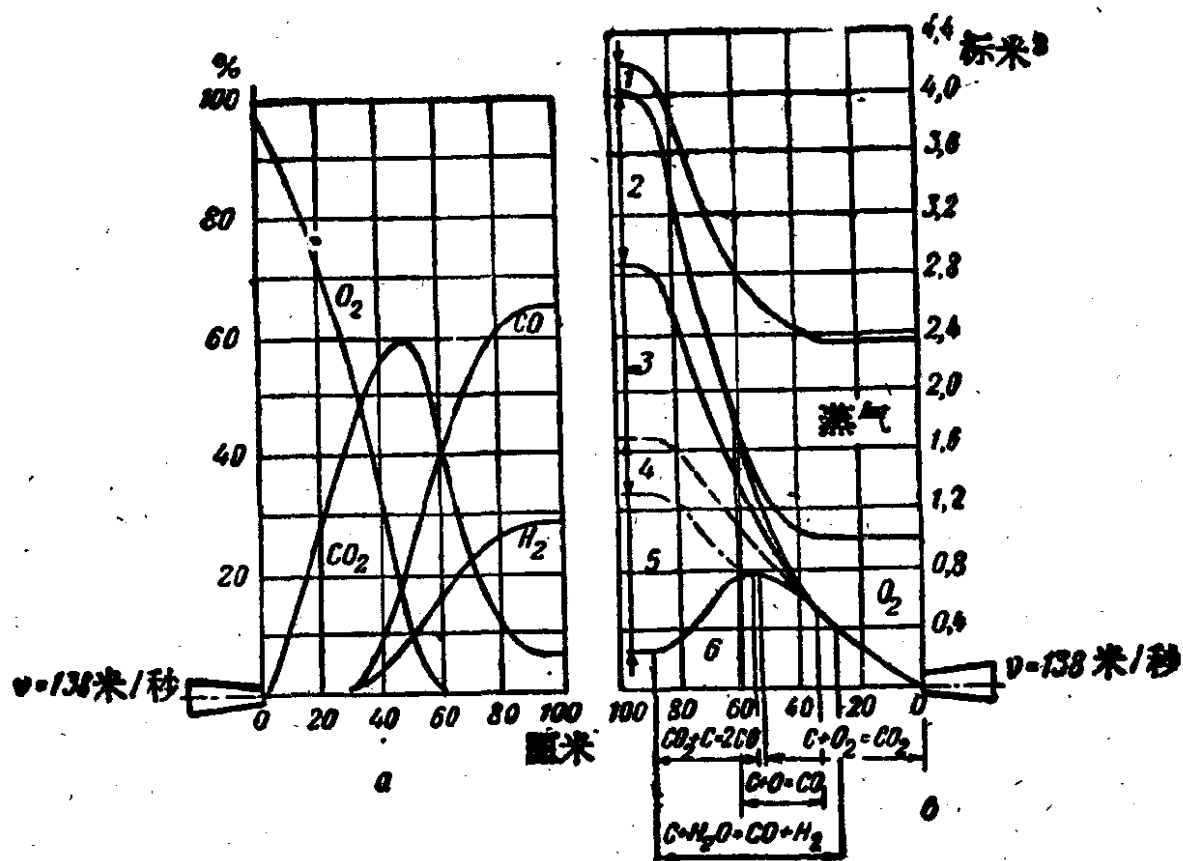


图3 a. 液相卸渣发生爐气层气体的成分;
6. 发生爐煤气組成分的绝对数量。

1—未分解的水蒸汽部分; 2— $G+H_2O=CO+H_2$ 反应生成的 H_2 部分; 3— $C+H_2O=CO+H_2$ 反应生成的 CO 部分; 4— $C+\frac{1}{2}O_2=CO$ 反应生成的 CO 部分; 5— $C+CO_2=2CO$ 反应生成的 CO 部分; 6— $C+C_2=CO_2$ 反应生成的 CO_2 部分。

巴克工厂，第二号——在科索戈尔工厂；第三和第四号在契尔諾列欽工厂。在进行第三和第四号試驗时，曾用改变鼓进氧气的浓度而不改变加入蒸汽量的办法来調节高爐的热条件。

不同型式煤气发生爐爐身的負荷

表 5

发生爐型式	爐身的負荷		
	按燃料計算 公斤/米 ² ·小时	按煤气計算 标米 ³ /米 ² ·小时	按热量計算 仟卡/米 ² ·小时
带旋轉爐篦的发生爐	400—500	1000	2.8×10^6
液相卸渣发生爐	1580	3400	9.0×10^6

此时取得之煤气(指按 $N_2=0$ 換算过的煤气)比用烟煤焦制得

的煤气具有較高的燃烧热。

煤气燃烧热提高的原因是由于泥煤的挥发物起了富化作用。

鼓进富氧空气时，高爐上部气体热载体的量不足，泥煤焦化情况不良，因而冶金过程受到了阻碍。为了克服这一缺点，应该加入尽量干燥的泥煤，并采用过热蒸汽和富氧的热鼓风来加大热载体的温度和数量。

3. 吉森-加洛赤型液相卸渣发生爐

在1940年以前，曾有2个这样的发生爐运转过：一个在杜伊斯堡(图4)，每天曾处理2吨煤；另一个在匈牙利(彼奇)，处理量为10吨/天。它們运转的经验指出，将氧分成两半，从两处加入，并采用气体循环的措施是比较正确的。气体循环可延迟气化反应，扩大反应层，这样煤气发生爐的爐襯受到的损坏就很小。在战争时期，克鲁柏工厂和万涅-爱克尔工厂又建了一套每天处理40吨煤的装置。

多次工业试验结果证明，任何灰分含量的粘結和不粘結的煤或焦，均可进行气化。如果不加熔剂，则发生爐温度需保持灰分熔点以上 300° (灰分在 1300° 时熔解，发生爐温度为 1600°C)。

发生爐本身形如高爐；高約11米，爐腰直径1.42米($f=1.58\text{米}^2$)，

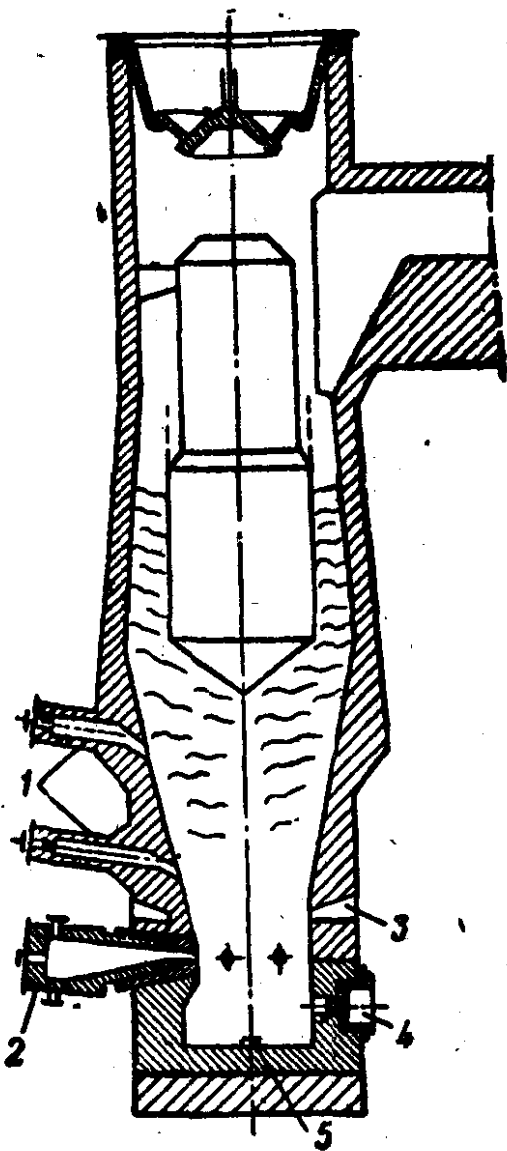


图4 吉森-加洛赤型液相卸渣发生爐剖面图

1—补充鼓风的送风管；2—主风送风管(一圈共五个)；3—冷却用的填充物；4—卸渣口；5—生铁出口。

焦炭在吉森-加洛赤型液相卸渣爐內氧氣純度不
同的二種條件下氣化的操作數據

表 6

指 标	条 件	
	1	2
燃料加入量, 吨/日	46.5	39.2
燃料組成, %: 水分	5.0	5.0
灰分	8.5	8.5
揮发分与硫	1.5	1.5
灰分熔点, °C	1300	1300
燃料的最高燃燒熱, 千卡/公斤	6880	6880
氧氣純度, %	81	90
煤氣的生产能力(总产量減去本身需用量), 标米 ³ /日	109 000	8900
煤氣产率, 标米 ³ /吨焦	2350	2200
本身需用, 煤氣量, 标米 ³ /吨焦	358	418
煤氣組成(体积百分比):		
CO ₂	4.6	2.8
O ₂	0.1	0.1
CO	65.3	70.4
H ₂	24.6	23.1
CH ₄	0.2	0.2
N ₂	5.2	3.4
燃燒熱, 千卡/标米 ³ :	2560	2660
CO:H ₂	2.65	3.04
(CO+H ₂)%	89.9	93.5
純氧的单位消耗量, 标米 ³ /公斤焦	0.712	0.646
純氧的单位消耗量, 标米 ³ /标米 ³ 煤氣	0.304	0.293
純氧的单位消耗量, 标米 ³ /标米 ³ CO+H ₂	0.338	0.313
蒸汽单位消耗量, 公斤/公斤焦	0.557	0.457
蒸汽单位消耗量, 公斤/标米 ³ 煤氣	0.238	0.208
蒸汽单位消耗量, 公斤/标米 ³ CO+H ₂	0.264	0.222
混合鼓風中蒸汽与氧的比例, 公斤蒸汽/标米 ³ 純氧	0.783	0.71
蒸汽分解率, %	82.1	99.1
氣化溫度, °C	1590	1590
焦的单位消耗量, 公斤/标米 ³ 煤氣	0.426	0.455
焦的单位消耗量, 公斤/标米 ³ CO+H ₂	0.474	0.486
有效氣化率, $\frac{\text{煤氣含的千卡}}{\text{焦含的千卡}}, \%$	87	85.2

最寬部分 2.17 米($f=3.7$ 米²)。

发生爐內襯耐火砖，而爐腰襯以石墨型砖。

液相卸渣爐利于生产合成煤气。通过用水冷却的送风管，向爐腰部吹进本身的或外来的煤气加氧和水蒸汽。通过二排噴嘴中之一排，加入一定量的二次氧，以补足煤气生成和灰分熔解所耗的热量。

液相爐渣通过略高于爐底的孔眼定时排出，而生鉄，如能取得时，則通过另一爐底孔眼送出。发生爐下部有冷却用的蒸汽-水隔套。燃料通过錐形閘門加入发生爐。发生爐中部設有圓柱体，用以提高其中之燃料层，并增加气体通过时的阻力，从而降低边缘气体的流量。

液相卸渣爐的单位处理量

表 7

爐腰直径 2.5 米，爐身直径 3.4 米，燃料层高 3.3 米，发生爐处理量系指发生爐上部爐身断面而言。发生爐爐型与图 2 所示相同。

按煤气計算的負荷 标米 ³ /米 ² ·小时	混合鼓风的成分	进行气化的燃料品种
890	氧+蒸汽	10—40 毫米低强度的半焦
930	氧+蒸汽	烟煤半焦
1100	氧+蒸汽	带回轉爐籠的发生爐排出的未燃尽的渣
1700	氧+蒸汽	大块烟煤半焦
2100	氧+蒸汽	優質的冶金焦

焦在二种条件下气化时，发生爐的操作数据列入表 6。焦曾經过篩选，块径 38—65 毫米，发生爐处理量約为 4500 标米³/小时，并且未曾达到最大允許負荷。爐身腰部煤气浓度达到 2850 标米³/米²·小时，或 1.03—1.23 吨焦炭/米²·小时。为了使气化过程进行得正确，发生爐底装料至正常处理量。在发生爐上部未曾形成成团的凝渣，渣很快就熔化了。发生爐可以用含有未燃尽炭的灰渣作燃料，但需加入 35—45% 熔剂(石灰)。焦炭的机械强度及其块径对发生爐处理量的影响很大，还可从表 7 中看出。