

煤炭低溫干餾 和氣化過程的計算

〔蘇〕謝·德·費道謝也夫 著

化學工業出版社

环境地质学

环境地质学

环境地质学

环境地质学

煤炭低溫干餾 和氣化過程的計算

〔蘇〕謝·德·費道謝也夫 著

華東化工學院燃料教研組 編譯

化學工業出版社

目 录

第一章

煤气燃烧温度的计算	1
一、天然气燃烧温度的计算	2
二、水煤气燃烧温度的计算	4
三、发生炉煤气燃烧温度的计算	5
四、高炉煤气燃烧温度的计算	6

第二章

低温干馏过程的计算	8
一、保尔捷格-盖先炉的工艺计算	8
二、上海外热式直立甑式炉的工艺计算	20
三、带连通管的三段炉(鲁奇炉)的工艺计算	31
四、双炉身式炉热平衡的计算示例	48
五、抚顺低温干馏煤气发生式炉的工艺计算	56

第三章

煤气发生炉过程的计算	65
一、发生炉煤气制备过程的计算	66
二、水煤气制备过程的计算 (间歇操作方法)	78
三、双水煤气制备过程的计算	100
四、蒸汽-氧煤气及半水煤气制备过程的计算	119
五、用蒸汽煤气混合气循环法制备合成煤气的过程的计算 (柯柏斯炉计算)	137
六、应用蒸汽-氧鼓风加压气化过程的计算	148

第四章

煤气发生站装备的计算	156
一、火管式废热锅炉的计算	156
二、复式除尘器的计算	160
三、洗涤塔的计算	162

附录	169
----------	-----

第一章

煤气燃烧温度的计算

煤气燃烧温度的计算是加热设备热量计算的一部分。在计算时，除计算燃烧温度外，还要决定煤气单位体积燃烧所需的空气量和煤气燃烧时所产生的烟道气量。

按照工艺过程温度条件的不同，各种不同的工业用户对可燃气体有各种不同要求。例如：冶炼高速切削钢的温度必须是 1200°C ，焙烧粘土砖的温度必须是 1530°C ，等等。

当燃料低温干馏时，例如在内热式的鲁奇炉中，更需要知道煤气燃烧温度，因为供给到炉中去的煤气热载体的温度应该是 $600\sim 800^{\circ}\text{C}$ ，而干燥燃料用的烟道气温度则为 $250\sim 300^{\circ}\text{C}$ ，但加热煤气燃烧温度则是 $1200\sim 1500^{\circ}\text{C}$ 或者更高些。在低温干馏炉中采用高温加热煤气是不可以的，主要是低温干馏过程不需高温，且高温的烟道气对燃烧室隔墙产生有害的影响，对加热器和其他加热设备的金属零件所产生的有害影响更大。为了降低加热煤气燃烧时所得烟道气的温度，可使低温的烟道气进行再循环。

煤气燃烧理论温度的计算是不考虑随烟道气所损失的热量，即假设燃烧室的效率等于1，空气过剩系数 $\alpha = 1$ 。

煤气燃烧的理论温度按下式计算：

$$Q_H = \sum C V t_{\text{top}} \quad (1)$$

式中：

Q_H ——煤气低热值，仟卡/标准米³；

$\sum C$ ——煤气燃烧产物的热容量，仟卡/标准米³· $^{\circ}\text{C}$ ；

V ——1米³煤气烧尽时燃烧产物的体积，标准米³；

t_{top} ——燃烧温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

$\sum C V$ ——1米³煤气烧尽时燃烧产物的热含量，仟卡。

03706

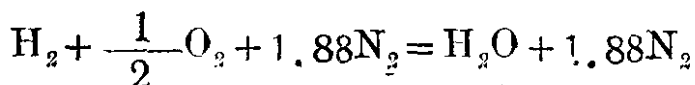
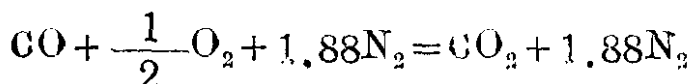
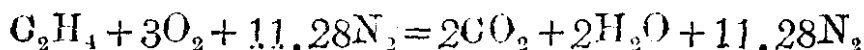
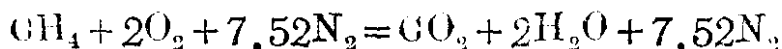
当计算煤气燃烧的实际温度时, 取燃烧室的效率 $K_T = 0.9 \sim 0.85$, 而空气过剩系数 $\alpha = 1.05 \sim 1.2$ 。那么煤气的燃烧温度将按下式计算:

$$Q = \sum C V t_{\text{TOP}} \dots \dots \dots (1')$$

式中:

$$Q = Q_H \cdot K_T$$

煤气燃烧产物的理论数量是由煤气单位体积可燃组分与空气相互作用的方程式来决定的。



气体的热容量 (以仟卡/米³·°C表示)

表 1

	1200°C	1300°C	1400°C	1500°C	1600°C	1700°C	1800°C	1900°C	2000°C
C_{CO_2}	0.567	0.575	0.584	0.590	0.597	0.601	0.606	0.609	0.611
$\text{C}_{\text{H}_2\text{O}}$	0.477	0.492	0.520	0.545	0.572	0.601	0.632	0.649	0.667
C_{N_2}	0.339	0.344	0.348	0.353	0.358	0.363	0.369	0.375	0.381

一、天然气燃烧温度的计算

天然气燃烧的理论温度

气体组分: (C_2H_4)

$\text{CH}_4 = 91\%$, $\text{C}_n\text{H}_m = 4\%$, $\text{N}_2 = 5\%$

气体的低热值 $Q_H = 8000$ 仟卡/标准米³。

1 标准米³的气体烧尽时燃烧产物的理论数量如下:

CO_2 : $0.91 + 0.08 = 0.99$ 标准米³ (C_nH_m 按 C_2H_4 计)

$$\text{H}_2\text{O}: 1.82 + 0.08 = 1.90 \text{ 标准米}^3$$

$$\text{N}_2: 0.05 + 7.52 \times 0.91 + 11.28 \times 0.04 \approx 7.35 \text{ 标准米}^3$$

我們可以作出一个热平衡的方程式来。燃烧产物的热含量应该等于原气体的热值。

$$8000 = (0.99C_{\text{CO}_2} + 1.9C_{\text{H}_2\text{O}} + 7.35C_{\text{N}_2}) \times t_{\text{TOP}}$$

由于烟道气的热容量取决于温度，故可燃气体的温度可用试算的方法来决定。

设天然气的燃烧温度为 1800°C 。那么在 1800°C 时，烟道气的热含量将等于 $(0.99 \times 0.606 + 1.9 \times 0.632 + 7.35 \times 0.369) \times 1800 = 4.52 \times 1800 = 8130$ 仟卡。

算出的烟道气热含量表明，气体的燃烧温度是低于 1800°C 。

设燃烧温度为 1700°C 。那么在 1700°C 时 $\Sigma C V = 4.41$ ，而 $\Sigma C V t_{\text{TOP}} = 4.41 \times 1700 = 7490$ 仟卡。

天然气的理论燃烧温度是在 $1700 \sim 1800^\circ\text{C}$ 之间。此温度可用内插法来算出。

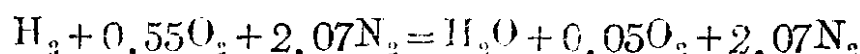
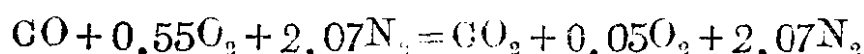
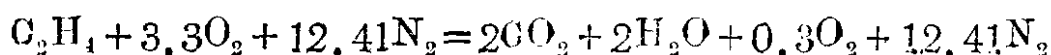
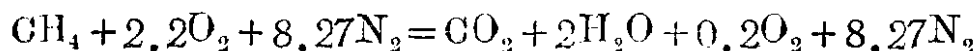
当所取气体的燃烧温度差为 100°C 时 ($1800 - 1700$)，烟道气的热含量差为 640 仟卡 ($8130 - 7490$)。在 1800°C 和欲求的燃烧温度下的烟道气热含量差为 130 仟卡 ($8130 - 8000$) 时，温度差将等于

$$\frac{100 \times 130}{640} \approx 20^\circ\text{C}。由此天然气的理论燃烧温度约等于 1780°C 。$$

天然气燃烧的实际温度

为了计算天然气燃烧的实际温度，取空气过剩系数 $\alpha = 1.1$ ，燃烧室的效率 $K_T = 0.9$ 。

燃烧产物的实际数量按空气过剩系数从下列方程式来决定：



在燃烧室的效率 $K_T = 0.9$ 时，烟道气的热含量 $Q = K_T \cdot Q_H =$

$$0.9 \times 8000 = 7200 \text{ 仟卡/标准米}^3.$$

当 1 标准米³的气体烧尽时, 燃烧产物的数量将如下:

$$\text{CO}_2 = 0.99 \text{ 标准米}^3$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1.90 \text{ 标准米}^3$$

$$\text{O}_2 = 0.2 \times 0.91 + 0.3 \times 0.04 = 0.194 \text{ 标准米}^3$$

$$\text{N}_2 = 0.05 + 8.27 \times 0.91 + 12.41 \times 0.04 = 7.625 \text{ 标准米}^3$$

設燃烧温度为 1700°C 。那么 $\Sigma_c V = 4.538$, 而烟道气的热含量 $\Sigma_c V t_{\text{rop}} = 7700$ 仟卡。

气体燃烧温度設为 1700°C 是比实际温度高了些。

取燃烧温度为 1600°C 。那么 $\Sigma_c V = 4.437$, 而烟道气的热含量 $\Sigma_c V t_{\text{rop}} = 7100$ 仟卡。

用内插法算出的天然气实际燃烧温度将等于 1617°C 。

二、水煤气燃烧温度的計算

水煤气的組成:

$$\text{CO}_2 = 4.0\% \quad \text{H}_2 = 50\%$$

$$\text{CO} = 41.5\% \quad \text{N}_2 = 4\%$$

$$\text{CH}_4 = 0.5\%$$

煤气低热值 $Q_H = 2550$ 仟卡/标准米³。

当 $\alpha = 1.1$ 时, 每 1 标准米³水煤气燃烧产物的实际数量等于:

$$\text{CO}_2 = 0.04 + 0.415 + 0.005 = 0.46 \text{ 标准米}^3$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.01 + 0.50 = 0.51 \text{ 标准米}^3$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 &= 0.04 + 2.07 \times (0.415 + 0.50) + 8.27 \times 0.005 \\ &= 1.975 \text{ 标准米}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= 0.05 \times (0.415 + 0.50) + 0.2 \times 0.005 = 0.0467 \\ &\text{标准米}^3 \end{aligned}$$

当 $K_T = 0.9$ 时, 烟道气的热含量为:

$$Q = Q_H \cdot K_T = 0.9 \times 2550 = 2295 \text{ 仟卡/标准米}^3$$

設水煤气的燃烧温度为 1800°C 。那么 $\Sigma_c V = 1.345$, 而 1 标准米³水煤气烧尽时所得烟道气的热含量 $\Sigma_c V t_{\text{rop}} = 2420$ 仟卡。

所取的燃烧温度高于实际温度。

设水煤气的燃烧温度为 1700°C 。那么 $\Sigma_c V = 1.317$ ，而烟道气的热含量 $\Sigma_c V t_{\text{top}} = 2235$ 仟卡

运用内插法计算出水煤气的实际燃烧温度 $t_{\text{top}}^{\text{pp}} = 1700 + 32 = 1732^{\circ}\text{C}$ 。

三、发生炉煤气燃烧温度的计算

由气煤所制得的发生炉煤气的组成：

$$\begin{array}{ll} \text{CO}_2 = 5.1\% & \text{C}_2\text{H}_4 = 0.3\% \\ \text{CO} = 25.4\% & \text{N}_2 = 49.6\% \\ \text{CH}_4 = 2.2\% & \text{O}_2 = 0.22\% \\ \text{H}_2 = 12.9\% & \text{H}_2\text{O} = 4.30\% \end{array}$$

煤气体的热值： $Q_{\text{H}} = 1390$ 仟卡/标准米³

$$Q_{\text{H}} = 1332 \text{ 仟卡/标准米}^3$$

同样取空气过剩系数 $\alpha = 1.1$ ，而 $K_{\text{T}} = 0.9$ 。

当 $\alpha = 1.1$ 时，1标准米³发生炉煤气的燃烧产物数量如下：

$$\text{CO}_2 = 0.051 + 0.254 + 0.022 + 0.006 = 0.333 \text{ 标准米}^3$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.129 + 0.006 + 0.044 + 0.043 = 0.222 \text{ 标准米}^3$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 &= 0.496 + 2.07 \times (0.254 + 0.129) + 12.41 \times 0.003 \\ &\quad + 8.27 \times 0.022 - 3.76 \times 0.0022 = 1.50 \text{ 标准米}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= 0.05(0.254 + 0.129) + 0.3 \times 0.003 + 0.2 \times 0.022 \\ &\quad - 0.0022 = 0.022 \text{ 标准米}^3 \end{aligned}$$

当 $K_{\text{T}} = 0.9$ 时，烟道气的热含量等于：

$$Q = Q_{\text{H}} \cdot K_{\text{T}} = 1200 \text{ 仟卡/标准米}^3$$

煤气的燃烧温度取 1500°C 。那么 $\Sigma_c V = 0.855$ ，而烟道气的热含量 $\Sigma_c V t_{\text{top}} = 1284$ 仟卡。

所取 1500°C 的燃烧温度是比实际的燃烧温度高了些。

燃烧温度取 1400°C 。那么 $\Sigma_c V = 0.841$ ，而烟道气的热含量 $\Sigma_c V t_{\text{top}} = 1178$ 仟卡。

运用内插法算出的发生炉煤气实际燃烧温度 $t_{\text{top}}^{\text{pp}} = 1421^{\circ}\text{C}$ 。

四、高爐煤氣燃燒溫度的計算

高爐煤氣的組成：

$$\text{CO}_2 = 9.5\% \quad \text{H}_2 = 4\%$$

$$\text{CO} = 26.5\% \quad \text{N}_2 = 60\%$$

煤氣的低位熱值 $Q_H = 910$ 仟卡/標準米³

取空氣過剩係數 $\alpha = 1.1$

1 標準米³煤氣燒盡時燃燒產物的數量將如下：

$$\text{CO}_2 = 0.095 + 0.265 = 0.36 \text{ 標準米}^3$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.04 \text{ 標準米}^3$$

$$\text{O}_2 = 0.05 \times (0.265 + 0.04) = 0.015 \text{ 標準米}^3$$

$$\text{N}_2 = 0.60 + 2.07 \times 0.305 = 1.231 \text{ 標準米}^3$$

當 $K_T = 0.9$ 時，則：

$$Q = Q_H \cdot K_T = 910 \times 0.9 = 820 \text{ 仟卡}$$

取煤氣的燃燒溫度為 1300°C 。那麼 $\Sigma_C V = 0.655$ ，而煙道氣的熱含量 $\Sigma_C V t_{\text{rop}} = 851$ 仟卡。

所得煙道氣的熱含量比實際高一些。

那麼取燃燒溫度為 1200°C 。那麼 $\Sigma_C V = 0.644$ ，而煙道氣的熱含量 $\Sigma_C V t_{\text{rop}} = 772$ 仟卡。

運用內插法，算出煙道氣的燃燒溫度為：

$$1300 - 39 = 1261^\circ\text{C}$$

假若預先加熱空氣，那麼煤氣的燃燒溫度會大大增加。

將燒盡高爐煤氣所必需的空氣量預熱到 500°C 時，它的熱含量大約等於 128 仟卡。

那麼煙道氣的熱含量也相應地增加了：

$$(910 + 128) \cdot 0.9 = 934 \text{ 仟卡}$$

取燃燒溫度為 1400°C 。那麼 $\Sigma_C V = 0.676$ ，而煙道氣的熱含量 $\Sigma_C V t_{\text{rop}} = 946.4$ 仟卡。

所取的溫度高於實際溫度。

取燃燒溫度為 1300°C 。那麼 $\Sigma_C V = 0.655$ ，而燃燒產物的熱含

量 $\Sigma C V_{t_{rop}} = 851$ 仟卡。

在預热空气的条件下，实际的燃烧溫度等于 1387°C 。

*

* *

計算表明，各种煤气的燃烧溫度直接取决于燃烧产物单位体积的热含量，燃烧产物的热含量取决于气体的热值，并且很大程度上取决于煤气单位体积燃烧时所得燃烧产物的数量（参看表2）。

表 2

煤 气 名 称	煤气低热值 Q_H , 仟卡/标准米 ³	烟道气的实际 数量, 标准 米 ³ /标准米 ³ / 煤气	1 标准 米 ³ 燃 烧产物的热含 量, 仟卡	煤气燃烧溫度, °C
1. 天然气	8000	10.61	680.00	1617
2. 水煤气	2550	2.99	767.00	1732
3. 发生炉煤气	1390	2.08	577.90	1421
4. 高炉煤气	910	1.65	496.96	1251
5. 預热空气的 高炉煤气	910	1.65	566.00	1387

第二章

低温干馏过程的计算

计算低温干馏过程的目的是要拟制低温干馏过程的物料平衡和热平衡，以及测定低温干馏产物（煤气及其组成、焦油、半焦和该种燃料的焦油下水）的产率、用作热载体的煤气的消耗（内热式）、加热煤气的消耗（外热式）和其他指标。

低温干馏过程的计算方法是具有经验性质。因为各指标基本上是按实际数据收集的。

下面将叙述一些低温干馏过程的计算：

- 一、保尔捷格-盖先炉（печь Борзиг-Гейзена）的工艺计算。
- 二、上海外热式甑式炉的工艺计算。
- 三、带连通管的三段炉（鲁奇炉 печь Лурги）的工艺计算。
- 四、双炉身式炉热平衡的计算示例。
- 五、抚顺低温干馏煤气发生炉的工艺计算。

一、保尔捷格-盖先炉的工艺计算

燃料用苏联奥尔沙产的机采泥炭。

泥炭在料斗中用废烟道气进行预干燥。预干燥时能析出一半的吸湿水。泥炭在炉上部被加热到 250°C 时，即被完全干燥并初步干馏。此时，100 公斤绝对干燥泥炭能析出 11 公斤热解水、10公斤 CO_2 和其他气体，同时剩余的吸湿水也析出。

泥炭的元素组成：

C°	H°	N°	O°	S°	A°	WP
53.63	5.754	1.175	36.67	0.34	2.44	30%

绝对干燥泥炭在铝甑中热加工产品产率（以重量%表示），

半焦.....40%

焦油 + 汽油.....18% = 4682 仟卡/公斤

煤气 + 气体汽油...21%

热解水.....21%

铝甌低温干馏煤气组成 (以体积%表示) :

CO₂——47.2 CH₄——21.7 N₂——4.1

C_nH_m——3.2 H₂——7.3 O₂——0.6

CO——15.3

换算为无空气煤气 (以体积%表示) :

CO₂——49.3 CH₄——22.3

C_nH_m——3.3 H₂——7.5

CO——15.7 N₂——1.9

在100标准米³无空气煤气中,

$$\text{CO}_2 = \frac{49.3 \times 44}{22.4} = 97 \text{ 公斤}$$

$$\text{C}_n\text{H}_m \text{ (以C}_2\text{H}_4\text{计)} = \frac{3.3 \times 28}{22.4} = 4.15 \text{ 公斤}$$

$$\text{CO} = \frac{15.7 \times 28}{22.4} = 19.6 \text{ 公斤}$$

$$\text{CH}_4 = \frac{22.3 \times 16}{22.4} = 15.9 \text{ 公斤}$$

$$\text{H}_2 = \frac{7.5 \times 2}{22.4} = 0.67 \text{ 公斤}$$

$$\text{N}_2 = \frac{1.9 \times 28}{22.4} = 2.38 \text{ 公斤}$$

由此得出100 标准米³ 低温干馏煤气的重量等于139.7公斤。煤气重度为1.397公斤/标准米³。那么, 由100公斤泥炭所得21公斤低

温干馏煤气的体积将为 $\frac{21 \text{ 公斤}}{1.397 \text{ 公斤/标准米}^3} = 15 \text{ 标准米}^3$ 。其中

CO₂的体积为 $15 \times 0.493 = 7.42 \text{ 标准米}^3$ 。正如上面指出, 100公斤的干燥泥炭在初步干燥过程中能析出CO₂10公斤或5.1标准米³。这样,

在低温干馏段内能析出煤气为 $15 - 5.1 = 9.9$ 标准米³，其中 CO_2 为 $7.42 - 5.1 = 2.32$ 标准米³。假若从铝甑中制得的15 标准米³ 低温干馏煤气中含有7.42 标准米³ CO_2 ，其中于低温干馏层中析出的尚有2.32标准米³，那么从铝甑中制得100标准米³煤气中含有 CO_2 49.3标准米³，其中也剩15.5标准米³ CO_2 于低温干馏煤气中。故在初步干馏段中除去的 CO_2 为 $49.3 - 15.5 = 33.8$ 标准米³。由此，在低温干馏段内析出的低温干馏煤气组成便很容易测定（以体积%表示）。

$$\text{CO}_2 = \frac{15.5 \times 100}{100 - 33.8} = 23.4$$

$$\text{CO} = \frac{15.7 \times 100}{66.2} = 23.6$$

$$\text{C}_n\text{H}_m = \frac{3.3 \times 100}{66.2} = 5.0$$

$$\text{CH}_4 = \frac{22.3 \times 100}{66.2} = 33.8$$

$$\text{H}_2 = \frac{7.5 \times 100}{66.2} = 11.3$$

$$\text{N}_2 = \frac{1.9 \times 100}{66.2} = 2.9$$

炉子的物料平衡（以 100 公斤的干燥泥炭为计算基准）

100 公斤的绝对干燥泥炭带入 $\frac{30.0}{0.7} = 4.3$ 公斤吸收湿水。

炉子的物料平衡表

表 3

序号	项 目 名 称	公 斤	% (重量)
	收 入		
1	干燥泥炭	100	70
2	吸湿水	43	30
	共 計	143	100

續表 3

序号	項 目 名 称	公斤	% (重量)
	支 出		
1	半 焦	40	28
2	由低温干餾段內出来的低温干餾煤气 (450℃)	11	7.7
	由初步干餾段內出来的低温干餾煤气(CO ₂)	10	7.0
3	焦 油	18	12.6
4	由料斗中燃料析出的吸湿水	22	15.3
	由初步干餾段析出的吸湿水	21	14.7
	由初步干餾段析出的热解水	11	7.7
	由低温干餾段析出的热解水	10	7.0
	共 計	143	100

* 其中吸湿水43公斤，热解水21公斤。

炉子的元素物料平衡列于表 4。

爐子的元素物料平衡表(單位公斤) 表 4

名 称	碳 C	氢 H	氧 O	氮 N	硫 S	灰 A	水 W	共計
收 入								
泥 炭	53.63	5.745	36.67	1.175	0.34	2.44	43	143
共 計	53.63	5.745	36.67	1.175	0.34	2.44	43	143
支 出								
1. 半焦*	31.86	1.22	3.60	0.54	0.34	2.44	—	40
2. 低温干餾煤气								
1) 从初步干餾段出来的CO ₂	2.73	—	7.27	—	—	—	—	10
2) 从低温干餾段出来的煤气**	4.87	0.795	4.95	0.385	—	—	—	11
3. 焦油***	14.17	1.40	2.18	0.25	—	—	—	18

* 半焦組成，%：

C	H	N	S	O	A
79.6	3.07	1.35	0.85	9.01	6.12

** 自低温干餾煤气組成計算出。

*** 焦油組成(按元素)，以重量%表示：

C	H	O	N
78.27	8.24	12.1	1.39

續表 4

名 称	碳 C	氢 H	氧 O	氮 N	硫 S	灰 A	水 W	共計
4. 水								
1) 料斗中被排除的吸湿水	—	—	—	—	—	—	22	22
2) 从初步干餾段出来的吸湿水	—	—	—	—	—	—	21	21
3) 从初步干餾段出来的热解水	—	1.22	9.78	—	—	—	—	11
4) 从低温干餾段出来的热解水	—	1.11	8.89	—	—	—	—	10
共 計	53.63	5.745	36.67	1.175	0.34	2.44	43	143

炉子的热量計算

甲. 半焦燃燒过程的計算

炉子是用粉状泥炭半焦来进行加热的。此半焦从炉中出来直接进到灼热的粉碎机上去。

半焦的工业分析：

挥发物 30%
焦 54% $Q_H=6774$ 仟卡/公斤
灰分 6%

半焦燃烧产物产量（即烟道气产量）：

$CO_2 = \frac{79.6}{12} \times 22.4 = 147$ 标准米³ ● $C + O_2 = CO_2$

$H_2O = \frac{3.07}{2} \times 22.4 = 34.4$ 标准米³ $2H_2 + O_2 = 2H_2O$

$SO_2 = \frac{0.85}{32} \times 22.4 = 0.59$ 标准米³ $S + O_2 = SO_2$

氧的消耗：

$O_2 = CO_2 + \frac{1}{2}H_2O + SO_2 = 147 + 17.2 + 0.59 =$
 $= 164.79$ 标准米³

由此量除去半焦中所含的氧，可算出氧消耗为：

$$164.79 - \frac{9.01}{32} \times 22.4 = 158 \text{ 标准米}^3$$

当空气过剩系数 $\alpha = 1.1$ 时， O_2 的消耗为：

$$158.00 \times 1.1 = 174.37 \text{ 标准米}^3$$

空气的消耗为 $\frac{174.37}{0.21} = 830 \text{ 标准米}^3$ ，其中含氮 $830 - 174.37$

$= 655.63 \text{ 标准米}^3$ 。

这样，当 $\alpha = 1.1$ 时，生产 100 公斤泥炭半焦需要 830 标准米³ 的空气，生成的烟道气为：

$$147 + 34.4 + 0.59 + (174.37 - 158.52) +$$

$$(655.63 + \frac{1.35}{28} \times 22.4) = 860.82 \text{ 标准米}^3$$

1 公斤半焦需 8.3 标准米³ 空气和得到 8.60 标准米³ 烟道气。

燃烧产物的组成（以体积%表示）：

$$CO_2 = \frac{147}{860.82} \times 100 = 17.10\%$$

$$H_2O = \frac{34.4}{860.82} \times 100 = 4.05\%$$

$$SO_2 = \frac{0.59}{860.82} \times 100 = 0.08\%$$

$$O_2 = \frac{15.35}{860.82} \times 100 = 1.8\%$$

$$N_2 = \frac{663.08}{860.82} \times 100 = 77.03\%$$

烟道气的重度计算如下：

$$CO_2 = \frac{17.1}{22.4} \times 44 = 33.5 \text{ 公斤}$$

$$H_2 = \frac{4.05}{22.4} \times 2 = 0.36 \text{ 公斤}$$

$$SO_2 = 0$$