

- 66) C.L.M. Cottrell: J. iron & Steel Inst. 1953, Vol. 173, p. 131
 67) C.L.M. Cottrell: 同上誌, 1954, Vol. 176 p. 273
 68) Apblett, W. S. 他: Welding. Jnl. Sept., 1952, p. 421
 69) Fenerstein, W. J. 他: Trans. A.S.M. Vol. 46, p. 1270 (1954)
 70) Christenson, A. L. 他: Ame. Inst., Metal. Eng. Vol. 155, (1944), p. 606
 71) Cottrell, C.L.M.: British Weld. Jnl. Vol.1, No.4, p. 177, April (1954)
 72) Grosse, W.: Stahl u Eisen, 60, s. 441 (1940)
 73) Bollenrath, F: Stahl u Eisen, 57, s. 419 (1937)
 74) Kühnel, R.: 同上誌 s. 381 (1940)
 75) Kühnel, R.: " " s. 405 (1940)
 76) Wasmuht, R. 他: " " 60, s. 453 (1940)
 77) Zeyen, K. L.: " " 60, s. 456 (1940)
 78) Fry, A. 他: Welding Jnl. 26(5), p. 149 (1947)
 79) Spraragen, W. 他: 同上誌 20 (11), p. 369 (1941)
 80) Bierett, G: " " 18 (1), p. 17 (1939)
 81) Wasmuht, R: " " 18, p. 165 (1939)
 82) Hondremont, E.: Archiv, für das E.H.W., Sept. (1939), s. 137
 83) Wilhelm, H. 他: 同上誌, Juni., s. 607 (1939)
 84) Grosse, W.: Stahl u Eisen 70, s. 1193 (1950)
 85) Nehl, F.: 同上誌, 66, s. 186 (1949)
 86) Roland, M: Stahl u Eisen, 73, s. 1652 (1953)
 87) Schulz, E. H.: Baningenieur, 25, Heft 2, s. 39 (1950)
 88) Nehl, F.: Stahl u Eisen, 72, Heft 21, s. 1261, (1952)
 89) Nehl, F.: Stahl u Eisen 73, s. 1443, (1953)
 90) Born, K. 他: 同上誌, 72, s. 1268, (1952)
 91) Krekeler, K. A.: " ", 72, s. 1278, (1952)

コークス炉の加熱作業について

西 尾 醇*

Heating Operation of Coke Ovens

Atsushi Nishio

I. 緒 言

富士製鉄のコークス工場では、コークス炉の加熱作業法の設定において、炉温の変動をチェックしやすく、かつ、アクションをとりやすいということを主眼にして、炉温管理と燃焼管理とを徹底的に実施した。そして、それを行うための不断的努力によつて、コークス炉の消費熱量原単位を従来に比しいちじるしく減少させ、しかも再操業炉についても、生産能力を最高度に高めることができた。ここに加熱作業法の確立に際して、実施した実窯における加熱試験と、その成果を報告するとともに、今後解決しなければならない 2, 3 の改良点を附記してコークス炉の加熱作業の改善資料に供する。

II. 炉温管理について

1) 炉温管理の必要

コークス炉のフリューは数多くの室に仕切られており炭化室はコークス側が押出側より広く、日鉄式複式コークス

炉では 40mm のテーパーが設けられている。したがつて、個々のフリューに、炭化室のテーパーに応じたように (1, 2, 25, 26番フリューは除く) 加熱ガス量を分配導入させるとともに、導入された加熱ガスを最少限の一定過剰空気で完全燃焼させなければならない。そうすれば、いわゆるフリュー列間温度の変動およびフリュー列内温度差の変動は小さくなつて、消費熱量原単位および生成コークスの物理的性質の変動が減少するのはもち論のこと、炉の生産能力を最高度に高めることができるはずである。しかしながら、フリュー列間温度変動およびフリュー列内温度差の変動の管理は、旧式の日鉄式複式コークス炉のガスと、空気の導入、分配および調整の機構では困難であつて、この至難な炉温管理の達成には、明確なしかも、チェックとアクションをしやすい標準作業の作成と、それを行うための不断的努力にまつほかはない。

* 富士製鉄株式会社釜石製鉄所

2) 管理項目

コークス炉の炉温管理にあたって、つぎのような変動の種類が考えられる。

- i) 中フリー平均温度の変動
- ii) フリー列間温度の変動
- iii) フリー列内温度差の変動
- iv) 端フリー温度差の変動

i) の中フリー平均温度の変動の管理は、コークス炉の加熱作業上不可欠のものであつて、主として加熱ガスの発熱量の変動によつて左右される。これについてはⅢ 燃焼管理の項で後述する。

ii) のフリー列間温度の変動は、隣接炭化室に装入された石炭の加熱速度の遅速、すなわち炭化室内の石炭の火落時間の変動をあらわすものであつて、この変動が大きい場合はコークス炉の平均炉温を必要以上に高くしておかないと、所要数の窯出しを行うことができないので必然的に消費熱量原単位が高くなる。

iii) のフリー列内温度の変動の管理は、コークス側と押出側の装入炭を同時に“火落”にするために必要である。これについては³⁾ 炉温測定法の ii) フリー列内の測定フリーの選定の項で後述する。

iv) の端フリー温度差の変動は、輻射および対流による熱損失によつて影響を受ける。この温度差が大きいと、炭化室両端の火落のおくれの原因になる。

これらの変動が本加熱作業法を設定する前に、どれ位あつたかを、第1表のフリー温度測定データを用い、分散分析によつて求めてみると第2表のようである。

フリー列間温度、フリー列内温度差の両変動は残りの変動に対して、いずれも高度に有意であつて、この

第1表 フリー温度測定結果 (昭 26.9)

列内	列間							
	4	14	24	34	44	54	64	74
2	1005	1160	1000	1100	1090	1095	1100	1190
6	1100	1145	1130	1170	1140	1135	1165	1210
10	1130	1160	1125	1160	1180	1120	1140	1190
14	1115	1125	1135	1140	1190	1190	1200	1185
18	1130	1100	1140	1140	1110	1170	1160	1155
22	1100	1110	1150	1120	1070	1170	1100	1125
24	1070	1100	1145	1090	1065	1180	1130	1125

第2表 分散分析結果

要因	平方和	自由度	不偏分散	F ₀
列間	270	7	38.6	3.34**
列内	271	6	45.2	3.91**
残り	486	42	11.55	
計	1027	55	95.35	

両変動を管理することは意義がある。

さて、過去のコークス炉の温度管理の状態は、コークス炉の平均温度を推定する方法の探究に主として努力が払われていたようである。しかしながら、フリー列間温度およびフリー列内温度差の両変動の未管理のコークス炉では、平均温度を求める測定法をうんぬんするのは無意味である。そこで著者はまず上記両変動を小さくすることに重点をおいて、これらの変動のチェックとアクションをしやすくするために、つぎのような測温方法を決定した。

3) 炉温測定法

i) 測定フリー列の選定

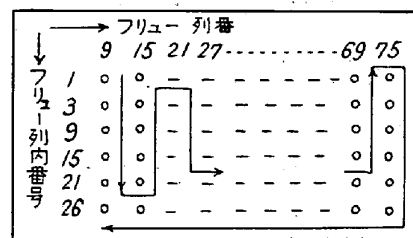
著者は、昭和29年5月までは、戦後導入された品質管理および統計学の影響を受けて、コークス炉の平均

温度を推定するために、いわゆる、ランダム法で測定フリー列を選定していた。しかしながら、コークス炉のフリー温度は、装入から火落までに第2図 a)

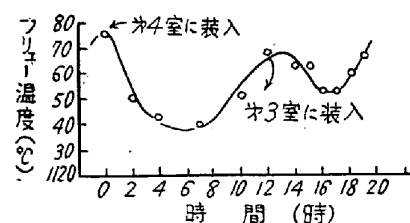
b) c) のような変化を示す。

註) 1) 第2図 a) b) c) は第2列より第75列フリーまでの装入から火落までの温度変化であり、第2図 c) は第1列または第76列端フリーの装入から火落までの温度変化である。

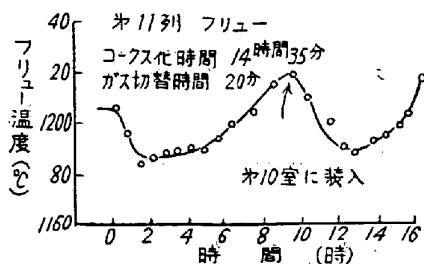
2) フリー列内の測定フリーは、後述の補正温度設定のため、第



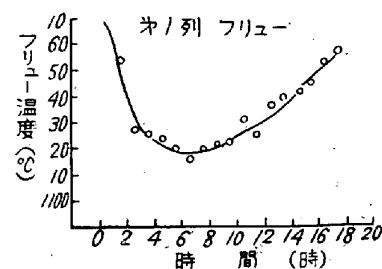
第1図 フリー温度のランダム測定



第2図 a) 乾溜期間中の温度変化



第2図 b) 乾溜期間中の温度変化 (昭.30.2)



第2図 c) 乾溜期間中の温度変化 (昭.30.2)

3番より第23番の全奇数フリューを選定した。(一つのフリュー列には26個のフリューがある)

炉内の真の平均温度を推定するためには、炭化工程の違った炭化室の隣接フリュー列を幾つか測定するのが妥当であるが、炭化工程時間がことなると、各測定フリュー列間の温度変動のチェックが繁雑で、アクションの実行がむづかしい。したがって変動のチェックとアクションを容易にするためには、装入から火落までの間で温度勾配の小さい時間を選び、いくらかの偏りを持たせて平均温度を管理すればよい。この温度勾配の小さい時間は、主に加熱速度と窯出順序の函数であるから、一定窯出順序では、加熱速度が速いほど装入時の方へ(第2図の左方へ)移行するので、火落時間の変化に応じ、実測によつて変えなければならない。現在でも、測定フリュー列の選定にランダム法を採用しているコークス工場では各番2回の測定平均値で、コークス炉の平均温度を推定しているが、既述のように、フリュー列間温度差およびフリュー列内温度差の変動のチェックとアクションが容易でないと思う。

ii) フリュー列内の測定フリューの選定

コークス炉の均一加熱とは、フリューの上下温度差をなくすること、平均温度、フリュー列間温度およびフリュー列内温度差などの変動をなくすることであるが、列内フリューの温度を均一にすると、コークス側と押出側との火落時間が同一でなくなる。なぜならば、既述のようにコークス炉の炭化室は窯出を容易にするために、炭化室の巾にテーパをつけてあるので、コークス側は押出側よりも、石炭が多量に装入されるから、コークス側の温度を上げておかないと同時に“火落”にならないからである。すなわち、近似的に適正なある直線温度差をつける方が熱管理上有利である。したがって、列内の測定フリューは各フリューがこの直線温度差になつているかどうかを、容易にチェックできるということに主眼をおいて選定した。この直線温度差をどれ位つけたらよいかを、つぎのような実窯試験を行つて求めた。

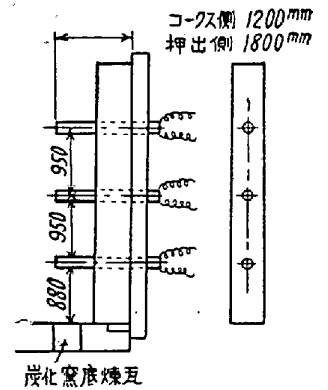
a) 試験方法

コークス側と押出側の炉蓋に、それぞれ第3図のように、アルメルクロメル熱電対を挿入して、炭中心温度を測定する。同時に、熱電対の先端と同一距離に位置しているフリュー温度差(3番フリューと23番フリューの温度差)を光高温計で測定する。

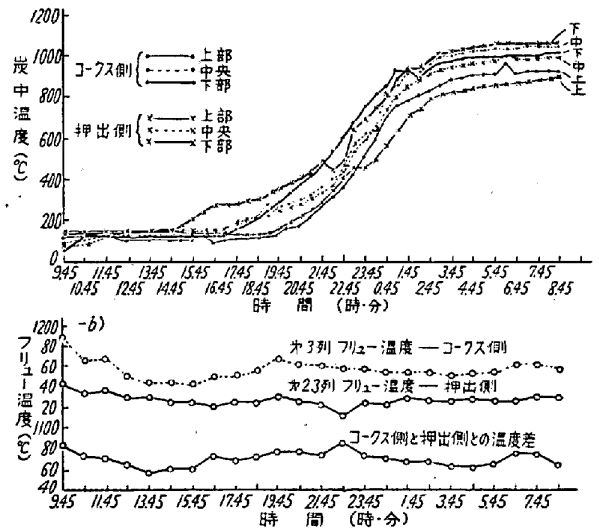
b) 測温結果

これは第4図のようである。すなわち、3番、23番フリューの温度差をいろいろ変えて、窯出直前のコークス

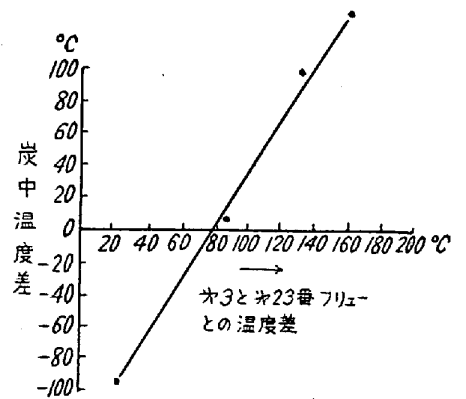
側および押出側各上、中、下の炭中心平均温度がほぼ同一になる温度を求めた。その試験結果は第5図のようである。この試験結果ではコークス側および押出側各上、中、下の炭中心平均温度差を結ぶ線と、フリュー温度差(3番フリューと23番フリューの温度差)との交点は約80°Cになつた。た



第3図 炭中温度測定
第4図 a) 炭中心の温度変化 (昭29.5)



加熱速度、火落後の置時間および炭化経過時間ならびに炭化室巾とテーパなどによつて変化するから、同一炉内でも加熱条件の変化に応じて上記のような実窯試験を実施して、その都度



第5図 コークス側押出側の温度差
求めなければならない。またこのフリュー温度差は、炭化工程の経過につれて変化する(第4図のフリュー温度差参照)ので、管理上フリュー列内温度差を決定するには、フリュー列の測温を行う装入後ある時間のフリュー温度差を求めなければならない。

iii) フリュー温度測定数について

第3表 フ リ ュ ー 温 度 (昭. 30. 2)

フリュー列番号 <i>i</i> \ フリュー列番号 <i>j</i>	6	11	16	21	26	31	4	9	14	19	24	29	34	平均
3	1220	1225	1215	1245	1230	1205	1220	1220	1210	1250	1200	1235	1230	1224
9	1205	1235	1230	1225	1170	1215	1205	1220	1190	1210	1205	1195	1205	1208
13	1200	1175	1185	1185	1190	1175	1195	1160	1180	1195	1185	1170	1200	1184
17	1190	1190	1165	1165	1180	1160	1170	1185	1165	1215	1170	1185	1190	1181
23	1140	1160	1170	1175	1170	1180	1150	1160	1140	1190	1165	1180	1185	1167
平均	1191	1197	1193	1203	1188	1187	1188	1189	1177	1212	1185	1193	1202	1193

第4表 分 散 分 析 表

要 因	平方和	自由度	不偏分散	F_0		
フリュー列間	5047	12	421	1521	$\sigma_B^2 + 5\sigma_A^2$	$\sigma_A = 5.4^\circ\text{C}$
フリュー列内	27389	4	6847	2487	$\sigma_E^2 + 13\sigma_B^2$	$\sigma_B = 22.5^\circ\text{C}$
残 り	13288	48	2768		σ_E^2	$\sigma_E = 16.6^\circ\text{C}$
計	45724	64	7144			

測定数は測温結果の精度と測定に要する時間によつて決定されるのが普通である。第3表の測温データより、各変動の分散分析ならびにそのコークス炉における層別したフリュー番の平均温度の精度を求めるとつぎのようである。

(1) フリュー列間平方和 S_A 、不偏分散 V_A

$$S_A = \sum_{j=1}^{13} (\sum_{i=1}^5 X_{ij})^2 / i - (\sum_{j=1}^{13} \sum_{i=1}^5 X_{ij})^2 / ixj = 5 \cdot 047$$

$$V_A = S_A / (j-1) = 421$$

(2) フリュー列内の平均和 S_B 、不偏分散 V_B

$$S_B = \sum_{i=1}^5 (\sum_{j=1}^{13} X_{ij})^2 / j - (\sum_{i=1}^5 \sum_{j=1}^{13} X_{ij})^2 / ixj = 27 \cdot 389$$

$$V_B = S_B / (i-1) = 6 \cdot 847$$

(3) 全体の平均和 S_T 、不偏分散 V_T

$$S_T = \sum_{j=1}^{13} \sum_{i=1}^5 X_{ij}^2 - (\sum_{j=1}^{13} \sum_{i=1}^5 X_{ij})^2 / ixj = 45 \cdot 724$$

$$V_T = S_T / (i+j-1) = 714 \cdot 4$$

(4) 残りの平方和 S_E 、不偏分散 V_E

$$S_E = S_T - (S_A + S_B) = 13 \cdot 288$$

$$V_E = S_E / (j-1)(i-1) = 276 \cdot 8$$

上記計算結果を分散分析表にまとめると、第4表のようである。

(5) 中フリュー平均温度の精度

上記の計算結果を用い、コークス炉の中フリュー平均温度について信頼度 95% の精度 ($\pm \beta$) を求めるとつぎのようになる³⁾。

$$\pm \beta = \pm \frac{t_{\alpha} \sqrt{\sigma_E^2 + \sigma_A^2}}{\sqrt{13}} = 9.7 (^\circ\text{C})$$

すなわち、列内フリューを 3, 9, 13, 17, 23 番に決めて、13 個のフリュー列を測温すれば、精度 $\pm 9.7^\circ\text{C}$

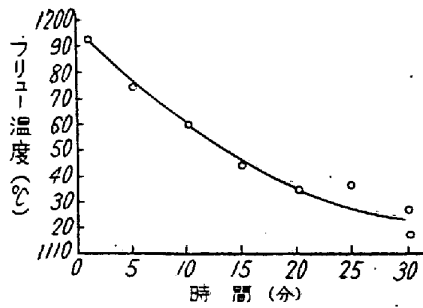
(信頼度 95%) で、コークス炉の中フリュー平均温度を推定することができる。そして 1 炉団についてコークス側および押出側の端フリュー (第 1 番と第 26 番フリュー) を入れて $13 \times 7 = 91$ 個の測定数であれば、常屋 (火見) 2 名で第 1 コークス炉と第 3 コークス炉の 2 炉団の測温が可触である。前記分散分析の結果を見ると、フリュー列間温度変動は、残りの温度変動 (測定誤差およびフリュー列内の交互作用を含む) に対して有意でないことがわかる。一方、フリュー列内温度差の変動が残りの温度変動に対して高度に有意なことは、技術的にフリュー列内に一定の温度勾配をつけるよう管理をしているので当然である。しかしながら、 $\sigma_A (5.4^\circ\text{C})$ に比して、 $\sigma_E (16.6^\circ\text{C})$ が非常に大きいということは、フリュー列内の交互作用が大きいということで、炉温管理の第 2 段階として、フリュー列内の交互作用すなわち、フリュー列内温度差変動を極力小さくするように努力を傾注しなければならない。

iv) ガス切替によるフリュー温度の影響

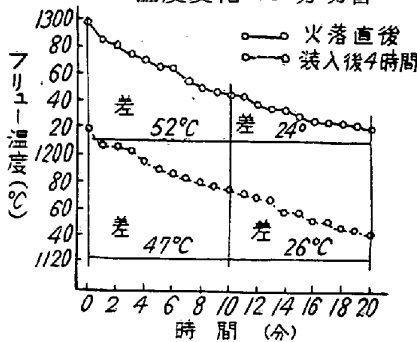
加熱ガスを切替えて、つぎに反対方向にガスを切替えるまでの間に引落し側フリューは第 6 図 a), b) のような温度降下を示す。30 分切替の場合は、切替後約 15 分までに、20 分切替の場合は、切替後約 10 分までに、大きい温度降下を示し、それ以降は比較的溫度降下は小さい。したがって、測定フリュー数を勘案して測温の時間的誤差を小さくするために、30 分切替の場合はガス切替後 15~30 分の間に、20 分切替の場合はガス切替後 10~20 分の間に引落し側フリューを測温することにした。

v) フリューの測定点

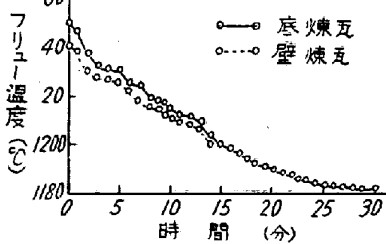
測定としては、フリューの底レンガとフリューの側壁レンガの2点が考えられる。高炉ガス（混合ガスを含む）使用時の上記2測定点の测温結果は第7図のようである。ガス切替後15分までは、底部レンガがやや高くなつてゐるが15分後は同一温度になつてゐる。测温は底レンガの方が容易であるから、測定点として底部レンガを選定した。



第6図 a) ガス切替期間中のフリュー温度変化 30分切替



第6図 b) ガス切替期間中の温度変化 20分切替



第7図 ガス切替中のフリュー温度変化

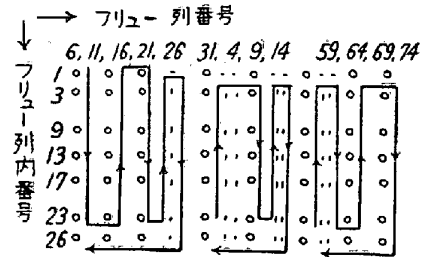
vi) 测温順序
测温順序は第8図に示すようである。

4) 管理図と算定式

これは第5表に示すようである。

5) アクション

乾溜経過時間の差異によつて、フリュー温度に高低があるので、実際に任意の炭化工程中の炭化室隣接フリューの温度をチェッ



第8図 温度測定順序

クしたり、アクションをとる場合は、乾溜経過時間に対する温度の昇降の度合を知る必要がある。石炭装入後ある時間の炭化室隣接フリューの温度（前記のように最低温度になつてゐる）を基準とつて、装入後の経過時間によつて、ある程度（これを補正温度と呼称する）加算した温度表を使用してアクションをとる。

6) 伝熱の理論的考察

i) 伝熱的考察

ある温度の固体がより高い θ_0 に突変する場合の伝熱は非定常状態の熱伝導で、Fourier 氏の微分方程式

$$\partial\theta/\partial t = a \partial^2\theta/\partial x^2 \dots\dots\dots (1)$$

で表わされる。 θ は固体各部の温度、 x は熱の伝わる方向の距離、 t を時間とする。 a は温度伝播率で m^2/h の次元を有し、 $a = \lambda/C\gamma$ である。 λ は熱伝導率、 C は比熱、 γ は嵩密度、したがつて $C\gamma$ は $kcal/m^3\text{°C}$ である。この方程式は固体内のいずれの点においても成立しなければならない。この式の解を求めるには初期条件(初めの時間 $t=0$ の温度)と境界条件、(周囲の温度により時間とともに固体の温度も変る)を満足する必要がある。まず、第9図のように一方が区切られた無限に大きな物体があると、その厚さの方向 x の温度は

第 5 表

管理項目	算定式	管理図
中フリュー平均温度	$\bar{X} = \frac{\bar{X}_2 + \bar{X}_9 + \bar{X}_{13} + \bar{X}_{17} + \bar{X}_{23}}{5}$	1点管理図
全フリュー平均温度	$\bar{X}' = \frac{\bar{X}_1 + \bar{X}_3 + \bar{X}_9 + \bar{X}_{13} + \bar{X}_{19} + \bar{X}_{23} + \bar{X}_{26}}{7}$	
フリュー列間温度変動	$R_G = \bar{X}_i, \bar{X}_{(i+5)}, \bar{X}_{(i+10)}, \bar{X}_{76}$, の中で最大と最小との差 ($n=13$) ($i=1\sim5$)	R-管理図
フリュー列内温度差の変動	$R_{W1} = \bar{X}_3 - \bar{X}_{23}$ $R_{W2} = \frac{\bar{X}_3 + \bar{X}_9}{2} - \frac{\bar{X}_{17} + \bar{X}_{23}}{2}$	R-管理図 R-管理図
端フリュー温度変動	$R_S = \bar{X} - \frac{\bar{X}_1 + \bar{X}_{26}}{2}$	1点管理図

(註) $\bar{X}_1, \bar{X}_3, \bar{X}_9, \bar{X}_{13}, \bar{X}_{17}, \bar{X}_{26}$: 各フリュー列の 1, 3, 9, 13, 17, 23, 26 番フリューの平均温度
 $\bar{X}_i, \bar{X}_{(i+5)}, \dots, \bar{X}_{(i+70)}, \bar{X}_{76}$: 測定各フリュー列の中平均温度

時間 t において

$$\theta = \theta_0 \operatorname{erfc}(x/2\sqrt{at}) \dots\dots\dots (2)$$

初めの温度を $\theta_a=0$ とすると,

$$\begin{aligned} dq/dx &= \theta_0 \cdot 1/2\sqrt{at} \cdot (-2/\sqrt{\pi}) \cdot \exp(-x^2/4at) \\ &= -\theta_0 \cdot \exp(-x^2/4at) / \sqrt{a\pi t} \dots\dots\dots (3) \end{aligned}$$

単位面積当りの入熱量を q 総入量を Q とすると,

$$dq/dt = -\lambda(\partial\theta/\partial x) = \lambda\theta_0/\sqrt{a\pi t} \dots\dots\dots (4)$$

$$Q = \int_0^t (dq/dt) \cdot dt = 2\lambda\theta_0\sqrt{t}/\sqrt{a\pi} \dots\dots\dots (5)$$

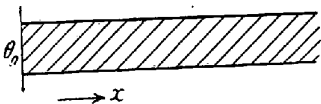
初めの温度を θ_a , $x=S^m$ として, $\lambda=ac\gamma$ を代入して

$$\theta = 2\sqrt{at} C\gamma/\sqrt{\pi} (\theta_0 - \theta_a) \dots\dots\dots (6)$$

石炭単位重量当りの所要熱量を V_0 kcal/hg として,

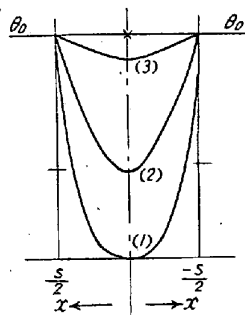
$V_0=2\theta/s\gamma$ を代入して,

$$V_0 = 2C/\sqrt{\pi} \cdot \sqrt{4at/S^2} (\theta_0 - \theta_a) \dots\dots\dots (7)$$



第9図 半無限固体

つぎに有限固体で無限に広い平板をとり扱い, たとえば, 厚さを S^m として第10図の $(\theta_0 - \theta_a)$ の上部と底より全然熱が伝わらなく



第10図 有限固体の非定常状態伝熱

絶縁されているとすれば, $\theta=f(x)$ の函数として, 板の中心を原点とする.

$$\theta = A + Bx + Ce^{-a\xi^2 t} \cdot \cos(\xi x) \dots\dots\dots (8)$$

のような形の式をとけばよい. $x = \pm S/2$ を代入して, $\theta_0 = \text{const}$ なるためには, $\cos(\xi S/2) = 0$. $\xi = (2n-1)\pi/S$ である. また表面に対して, $\theta_0 = A + B \cdot S/2 = A - B \cdot S/2$. $B=0$, $A=\theta_0$ となる. 結局,

$$\theta = \theta_0 + C_n \cdot e^{-(2n-1)^2 \pi^2 at / S^2} \cdot \cos(2n-1) \pi x / S \dots\dots\dots (9)$$

$$f(x) = \theta_a - \theta_0 + \sum_{n=1}^{\infty} C_n \cdot \cos(2n-1) \pi x / S \dots\dots\dots (10)$$

で表わされる. C_n を求めると,

$$C_n = 4(-1)^n / (2n-1) \pi \cdot (\theta_0 - \theta_a) \dots\dots\dots (11)$$

$$\begin{aligned} \theta &= \theta_0 + (\theta_a - \theta_0) 4/\pi \cdot \sum_{n=1}^{\infty} (-1)^n e^{-(2n-1)^2 \pi^2 at / S^2} \\ &\quad / (2n-1) \cdot \cos(2n-1) \pi x / S \dots\dots\dots (12) \end{aligned}$$

かきなおして,

$$\begin{aligned} \theta &= \theta_0 - (\theta_a - \theta_0) 4/\pi \cdot \sum_{n=0}^{\infty} (-1)^n e^{-(2n+1)^2 \pi^2 at / S^2} \\ &\quad / (2n+1) \cdot \cos(2n+1) \pi x / S \dots\dots\dots (13) \end{aligned}$$

$$\partial\theta/\partial x = 4/\pi (\theta_a - \theta_0) \cdot \sum_{n=0}^{\infty} (-1)^n e^{-(2n+1)^2 \pi^2 at / S^2}$$

$$/ (2n+1) \cdot \sin(2n+1) \pi x / S \dots\dots\dots (14)$$

$x = S/2$ とすると,

$$[\sin(2n+1) \pi x / S] = (-1)^n,$$

$$dq/dt = \lambda \partial\theta/\partial x = -4\lambda/S (\theta_a - \theta_0)$$

$$\sum_{n=0}^{\infty} e^{-(2n+1)^2 \pi^2 at / S^2} \dots\dots\dots (15)$$

$x = \pm S/2$ について,

$$Q = \int_0^t (dq/dt) dt \cdot x = \pm S/2 = 8\lambda (\theta_0 - \theta_a) S / \pi^2 a$$

$$\cdot \sum_{n=0}^{\infty} 1/(2n+1)^2 \cdot (1 - e^{-(2n+1)^2 \pi^2 at / S^2}) \dots (16)$$

$$V_0 = 8C (\theta_0 - \theta_a) / \pi^2 \sum_{n=1}^{\infty} 1/(2n+1)^2$$

$$(1 - e^{-(2n+1)^2 \pi^2 at / S^2}) \dots\dots\dots (17)$$

$\sum_{n=0}^{\infty} 1/(2n+1)^2 = \pi^2/8$ であるから,

$$V_0 = C (\theta_0 - \theta_a) - 8C (\theta_0 - \theta_a) / \pi^2.$$

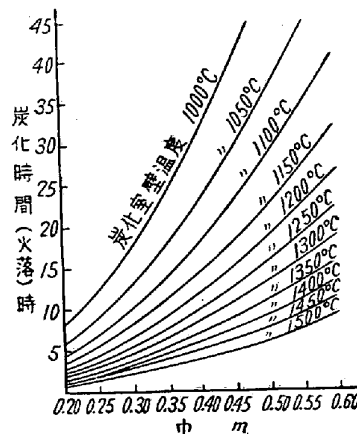
$$\sum_{n=1}^{\infty} \exp(- (2n+1)^2 \pi^2 at / S^2) \dots\dots\dots (18)$$

ii) 伝熱式の応用

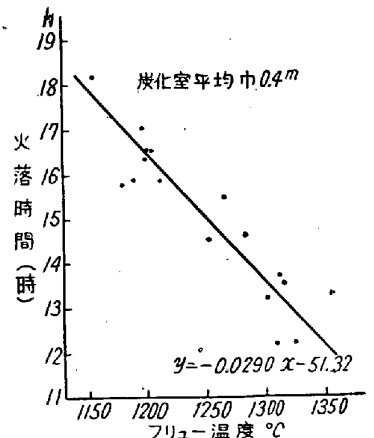
1) 同一性状の石炭について, 同一炉で作業されるときを比較する. (18)式を用いてつぎの計算を行った.

i) $\theta_1 = \theta_2$, 乾溜温度が一定で炭化室巾 S が変化するとき, $a_1 = a_2$, $C_1 = C_2$ であるから, $t_1/t_2 = S_1^2/S_2^2$, $t = 1, 200^\circ\text{C}$, $S = 0.4\text{m}$ の時 $t = 12$ 時間とすると, 炭化室巾と炭化時間および炭化室壁温度との関係は第11図のようである.

(1) 壁温度が高いほど窯巾による炭化時間の差は小さい. 言いかえると, 温度をあまり高くしても炭化時間はそう短くならない.



第11図 炭化室巾と炭化時間

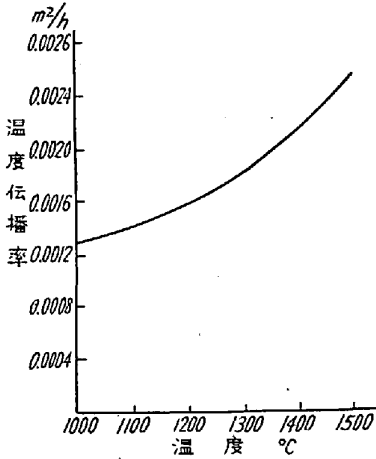


第12図 火落時間とフリー温度

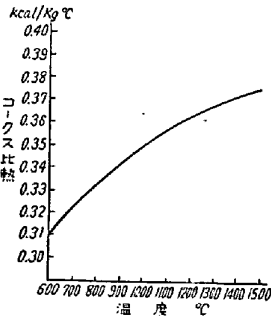
(2) 温度が高いときは炭化室巾が広がっても, 炭化時間にはそう差がない. 逆に低いと炭化室巾の影響がきいて来て時間が相当長くなる. なお, 実際のコークス炉 ($S_m = 0.4\text{m}$) で $1,000 \sim 1,300^\circ\text{C}$ 附近のフリー温度では第12図のようになる. この場合は装入炭の嵩密

度による火落時間の影響をさげ、かつ、全水分による影響をも考えて6~9%程度のもののみをとつて、回帰直線を作つた。そして、フリー温度と炭化室壁温度との差を平均150°Cとして外そうし、壁温度1,200°Cで炭化時間12時間とした。

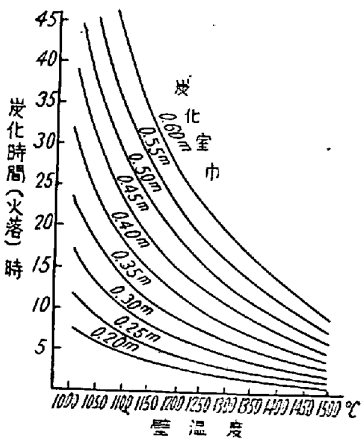
ii) $S_1 = S_2$, すなわち、炭化室巾が一定で、壁温度が



第13図 温度伝播率と温度



第14図 温度とコークス比熱



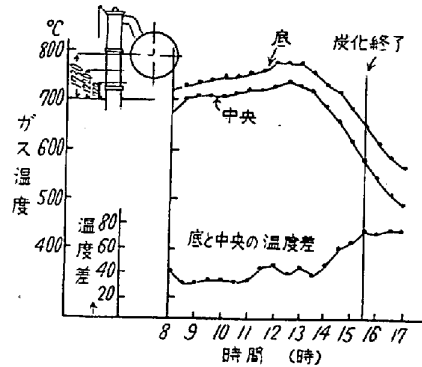
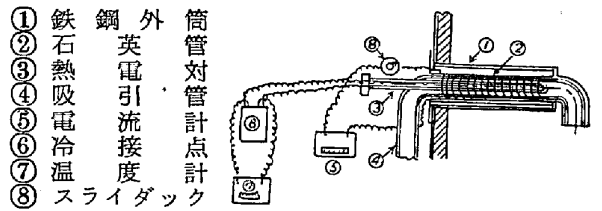
第15図 炭化時間と炭化室壁温度

炭化時間と一口に言つてもつぎの二つに区別すべきである。総炭化時間と、いわゆる火落時間である。前者はコークス炉で石炭装入から窯出までの時間であり、いわゆる、火落時間は石炭中の揮発分が乾溜によりなくなり炭化室内にコークスが生成して残るまでの装入からの

変化する場合、同一性状の石炭でも温度が変わると a と C が変わる。第13, 14図のようである。したがつて理論消費熱量は変わるが、ある温度範囲では近似的に同一として計算し、後から a と C を補正して温度と時間の関係値を求めると第15図のようになる。かような計算では壁温度1,000°C以下ではあやしくなるが、比較には便利である。この結果つぎのことがいえる。炭化室巾に差のあるとき、同時に炭化を終了するには温度が高いほどその温度差が大きい。いいかえると、コークス炉はテーバがあるので、コークス側の方を高くすべきであるが、その程度は炭化温度が高ければ高いほど、その温度差が大きい。

2) 炭化時間について

時間である。これを、乾溜試験器で実験すると、刻々、ガスの成分が変化し、炭中心温度が壁温度とほぼ等しくなつてくる。このとき発生ガス成分は H_2 が増して CH_4 が減少する⁴⁾。実際のコークス炉では H_2 が最大になり、火落完了とともに N_2 が入つて来て H_2 が少なくなつてゆく⁴⁾。つぎに上昇管の温度の上部と下部の差がなくなつて行くので、火落がわかる。第16図はサクシオンパイロメーターでガスの温度を測定した結果である。この炭化時間に影響する因子は(18)式でわかるよ



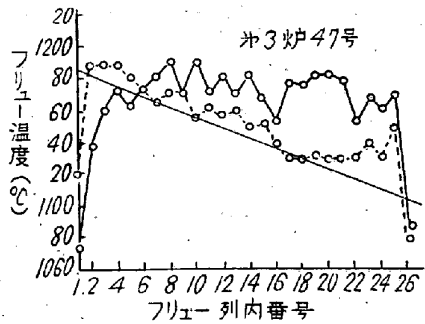
第16図 サクシオンパイロメーター測定の上昇管内ガス温度

うに、比熱と温度と炭化室巾などであるが、装入炭の見掛比熱は湿分と温度により変化するほか、嵩密度により変る。嵩密度による炭化時間の変化はすでに実際の炉で調査されている⁵⁾⁶⁾。すなわち、嵩密度の増加により炭化時間は長くなる。また試験レトルトによる結果より、関係が明らかにわかる。7)

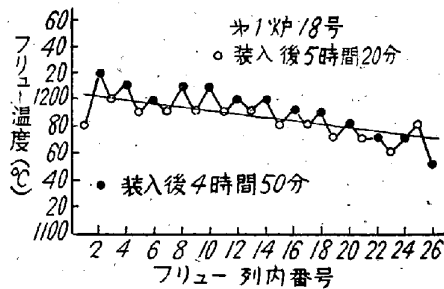
7) 炉温管理の実績

i) フリー列内温度分布の管理実績の一例を示すと第17図 a), b), c) のようである。また、空気およびガスのポートの基準開度は第18図のようである。

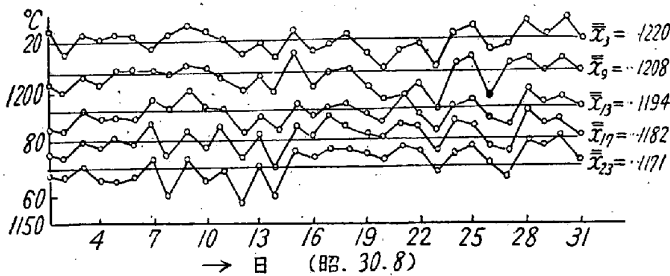
ii) フリー列間温度変動の管理実績は、第19図 a) b) のようで、第1コークス炉および第3コークス炉とも1年足らずで、フリー列間温度変動 \bar{R}_B が約1/2に減少した。第3コークス炉は、高炉休風時には、高炉ガスの加減コックを閉止して、コークス炉ガスに切替えるのに、温度調整が困難であつたので、拡大目盛板を高炉ガス加減コックに設置して、ガス切替えに伴つて起る障害を排除した。



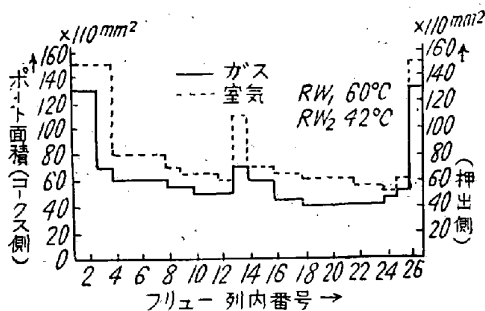
第17図a) 管理前後のフリュー温度分布



第17図b) フリュー列内温度



第17図c) フリュー列内温度変化(第1コークス炉)

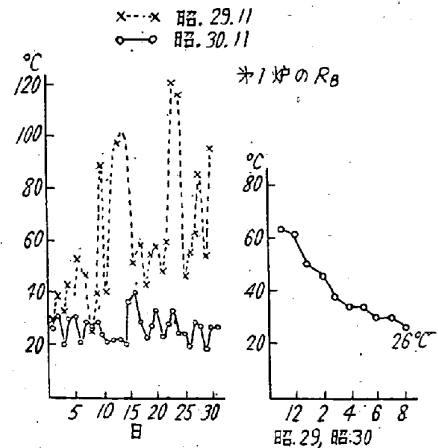


第18図 フリューポートの大きさ(第3コークス炉)

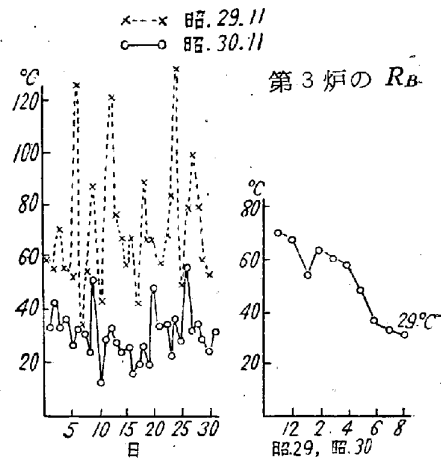
iii) 端フリュー温度の変動 (R_s)

この変動は、中フリュー温度の函数で、中フリュー温度が高くなればこの R_s は減少し、逆に低くなれば増加する。

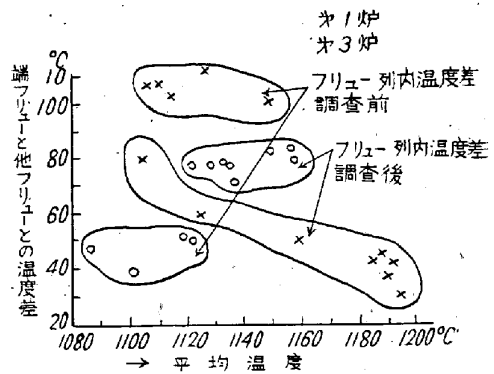
第20図は昭和29年8月以降の実績である。第3コース炉は、第1コークス炉とは逆に中フリュー平均温度 (x) の高くなるにつれて、 R_s が大きくなっている。この理由は、フリュー列内温度の調整を第21図のように実施したためである。 R_s を小さくするには1番および26番フリューの温度を引き上げればよい。すなわち



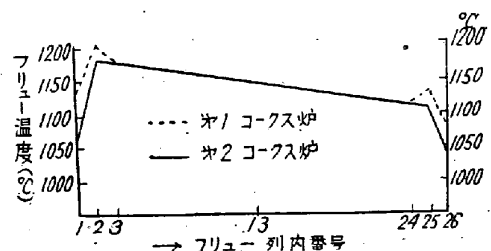
第19図 a) フリュー列間温度変化



第19図 b) フリュー列間温度変化



第20図 端フリュー温度変化 R_s



第21図 フリュー列内温度差

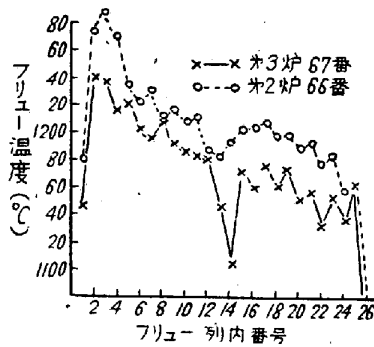
第1 コークス炉のごとく調整すればよい。

8) 改良すべき点

i) 端フリー増風装置の設置

旧式の日鉄式複式コークス炉では、加熱ガスの増減に伴って、空気量を吸廃気弁の目板とドラフト（引落ロダンパーの開度の調整を含む）で調整しているが、この目板の開閉は操作が面倒であり、一方ドラフトだけで行うと、端フリーおよび列内フリーの空気の分配が違ってくる。すなわち、引落しロダンパーを開けると、中央フリーは加熱ガス増量に対して空気量が不足し、引落し口に近いフリーは空気が過剰気味となる。逆に、引落しロダンパーを閉めると開けた場合と反対の影響があらわれる。この現象はバスフリーがガンタイプであるためであつて、（第22図参照）この弊害は、端フリー増風装置によつて補

助空気を加圧導入すればある程度減少すると考えられる。これについては昭和32年10月1日操業した広畑製鉄所の新設第2コークス炉（34×2）において実

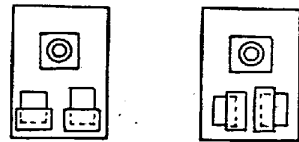


第22図 中フリーの温度低下

している⁹⁾。その外、端フリーのガス供給も新設計により増加し得るように改良された。富ガスについては広畑と釜石コークス炉にこれを実施し⁹⁾、一方貧ガスについては同様両炉に特殊なアンダーデット式を採用した。

ii) フリー上下方向の均一加熱

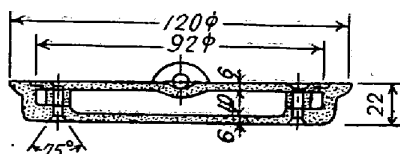
当所では、コークス側および押出側とも炭化室上部の火落が遅れる。（第22図参照）この対策として、フリーのトップ圧を+3mm以上に保つようにしているが、燃焼速度ができるだけおそくなるように、ガスと空気のポートの開度を第23図の



第23図 フリーポート

ようにすることが考えられる。またフリー覗穴金蓋を断熱のため空気ポケット式に改良する方法も考えられる。（第24図参照）

これについては広畑の新設第2コークス炉（34×2）に実施した。また燃焼室上部煉瓦を球



第24図 フリーカバー

形に凸状とし、ガス流速をあげることにより、対流伝熱を多くして、上部を熱する方法もあり、昭和33年10月17日操業した釜石の新設第1コークス炉（30×1）に実施した。これについては別に、述べる予定である。

III. 燃焼管理について

1) コークス炉における高炉ガスの効果

コークス炉加熱用燃料としての高炉ガスの利用価値は炉体構造により左右されることは当然である。一方、高炉を稼動している工場のガスバランスでは、全発生量の約25%の高炉ガスの配給が行われなければならない。コークス炉の加熱ガスとしては、コークス炉より発生する高品位の乾溜ガスよりも、むしろ、低品位の高炉ガスを使用することが、つぎの理由から望ましい。

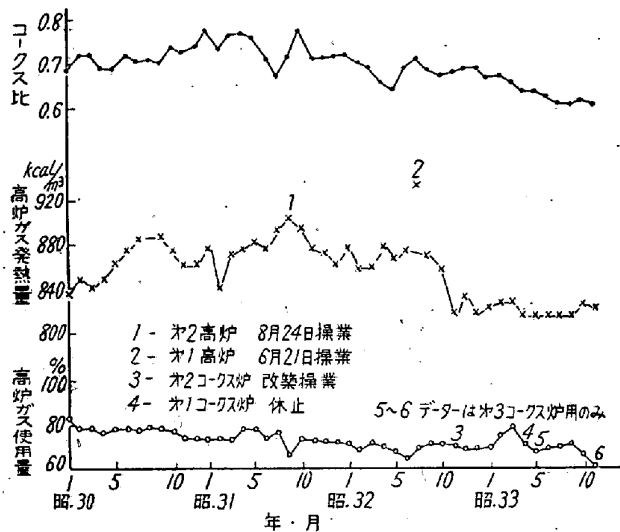
i) 火焰温度が不必要に高くない。

ii) 燃焼時、長焰を生成し¹⁰⁾、局部加熱が少なく、炉内の温度分布が良くなる。

iii) 富ガスによるカーボン附着に附随する支障が起らない。したがって、加熱調整が容易である。

iv) ガス中の硫黄分が少なく、燃焼廃ガスによるレンガの損傷が起らない。したがって、製鉄部門においては、高炉ガスの使用がその主体をなすもので、コークス炉より発生する乾溜ガスは、平炉、均熱炉および加熱炉に供給され、コークス炉で消費するのは高炉の休風時に留まり、コークス炉における高炉ガスの使用率は96~99%が常態であつた。ここで、高炉ガスの使用者側として、高炉ガス使用時におけるコークス炉の熱効率を考慮する必要がある。コークス炉の炉体の設計は、多年の経験と流体力学の適用に基いて行われているので、自ら条件がきめられていると思うが、その条件にはかなり広い巾を持たせてあるはずである。その一つの要因として取り上げられるものは、加熱ガスの発熱量で、高炉ガスではかなりの変動をまぬがれない。したがって、炉体設計の基準となる高炉ガスの発熱量は、従来の実績（たとえば1,000 kcal/m³）におかれているものと思う、しかしながら、高炉の作業成績に密接な関係のある高炉ガスの発熱量は、コークス比の低下に伴っていちじるしく低くなり、相関関係は正である。すなわち、第25図に示すごとく、高炉操業成績の向上はコークス比の低下と高炉ガス発熱量の低下をもたらした。昭和29年中頃より約830 kcal/m³となり、コークス炉の熱効率をいちじるしく低くする状態があらわれてきた。これはコークス炉の蓄熱室の容量が一定であるために、加熱ガス量の増加に伴って廃ガス損失が増加し、熱効率の低下を招いたこ

とによるものと考えられる。この熱効率の低下を補うため、加熱ガスの発熱量の変動をおさえる目的で、高炉ガスにコークス炉ガスをベンチュリー管で混合使用する方法を採用している。この場合、コークス炉ガスの発熱量の変動はきわめて少なく、かつ、現在コークス炉ガス混合量は総熱量の 25% 以内を¹¹⁾基準として使用している。ただ、蓄熱室の熱測定にもとづく加熱ガスの発熱量の定量化が将来の研究課題として残されている。今日の作業条件においては、コークス炉ガスの使用量が増加したため、高炉ガスの使用率はコークス炉加熱燃料の約 80% になっている。(第 25 図参照)



第25図 高炉ガスの使用量割合とその発熱量およびコークス比 (広畑)

2) 高炉ガス成分の特性

高炉の炉頂から発生するガスの組成は、 CO_2 、 CO 、 H_2 、 CH_4 、 N_2 でこの中 CH_4 と N_2 はほぼ一定値を示す。 H_2 は季節的に若干の変動がある。これらのガス成分の生因について考察するとつぎの通りである。

i) 水素

H_2 の含有量は高炉に入る水分の量によつて左右される。これは炉内で H_2O が H_2 と O_2 に分解する温度に達しておこるからである。また高炉に入る水分の発生源としてつぎのことが考えられる。

a) 送風中の湿分¹²⁾

送風中の湿分は、大気湿度によつて変つて来るもので、年間を通じて一定の傾向があり、当然高炉ガス中の H_2 含有量と密接な関係があることが想像される。高炉内においては、送風中の湿分は、炉の中心に向つて浸透して行き、その解離生成物は装入荷の中を上昇して、 H_2 の一部は鉱石より O_2 をとつて、 H_2O にかわり、 O_2 は高温コークスに接触して CO になる。

b) 冷却装置からの漏洩水

冷却装置から炉内へ漏洩した水は、炉の周囲で解離した後炉壁に沿つて上昇し、炉頂ガスの H_2 含有量をいちじるしく増加させる。

c) 礦石の水分

褐鉄鉱、たとえば、ズンゲン鉱石などは水分が多く、高炉炉況が不調で、スリップの際は急激に水分が発生して H_2 を生成するとも考えられる。

ii) メタン¹²⁾

CH_4 はコークス中の残留揮発分から生ずる。すなわち、 C_2H_4 のような輝度発生ガスからできる。ただし、この C_2H_4 は非常に少ない。なお、 CH_4 は理論的には H_2 が高温コークスと接触して生成されるといわれるがかような反応を起す高炉ガス中の H_2 と CH_4 との関係は明らかでない。

iii) 窒素¹²⁾

高炉ガス中の N_2 は体積でその約 60% 占め、大体一定の値を示している。 N_2 は空気を送風することによつて入つて来るものである。すなわち、空気中には 79.1% (体積) の N_2 が含まれているので (79.1/ガス中の $\text{N}_2\%$) は送風と生成ガスとの容量比を求めるのに便利な値で、これは必ずしも正しい仮定ではないが良く使用される。

iv) 炭酸ガス

CO_2 は石灰石あるいは炭酸塩類から生成され、炉頂部に到着すると相当 N_2 で稀釈される。上記のごとく、高炉ガスの組成中でその発熱量を支配する可燃分は、 CO 、 H_2 、 CH_4 であるが、 CH_4 は少量で、かつ、ほとんど一定値を示し、発熱量の変動をもたらす成分は CO と H_2 の 2 成分と考えて良い。この 2 成分の中で $\text{H}_2\%$ は一定の傾向を有するので、日々の変動は $\text{CO}\%$ によつて起ると考えて差しつかえない。しかも、 $(\text{CO}_2 + \text{CO})$ は約 40% でほぼ一定値を示し、月々の変動は CO_2 と CO の相互の変化によるものである。

3) 炉温管理と高炉ガス品位との関係

コークス炉の加熱作業の主体をなすものは炉温管理である。炉温を目標温度に近づけ、かつ、変動をおさえる方法は一般作業の管理方式とそれほど違つたものではないが、コークス炉の構造より管理の特殊性について考慮を払わねばならない。炉温に影響を与える要因としては次の事項が挙げられる。

i) 装入炭重量¹⁾

ii) 装入炭全水分¹⁾

iii) 加熱ガスの発熱量

iv) ガス燃焼状態

このうち、i) は全水分が一定ならほとんど変わらない。ii) は別の方法で管理しており、雨天以外はそれほど大きい変動はないものと考えて良い。しかるに、要因 iii) は日々の炉温の変動を左右する。しかも、高炉の作業状態に応じて刻々変化するものと考えなくてはならない。当所においては稼働高炉基数は2基であるが、その生産条件が異なり、たとえば、鑄物鉄、平炉鉄を各炉別に吹製するため、発生ガスの発熱量に変動を生じ、もし一基が休風するとコークス炉は一基のみの発生ガスを使用することになる。かように、高炉の負荷変動が直接コークス炉の炉温に影響するのが現状である。この高炉ガスの発熱量の変動に対して、コークス炉の加熱作業状態を正常に維持するためには、高炉ガスの発熱量を早急に測定する必要がある。現在のコークス炉の加熱作業は加熱ガスの流量制御による方法が採られ、加熱ガスの発熱量の変動は従来の化学分析で求めている。しかるに、このアクションを分析値が求められてから行うのでは、一定の時間的おくれをもつたアクションとなつて、炉温の変動をおさえるには適切ではない。そこで最も望ましい方法は、熱量自動制御装置による流量コントロール方式の採用ということに帰着するが、その前提として、加熱ガス発熱量の連続測定方法を種々検討してみた結果、高炉ガス組成よりその発熱量を最も簡易に推定することができるようになった。しかし、高炉ガスの発熱量に基づく加熱ガス流量調整も、炉温基準でその流量を設定するので、炉温管理が徹底して行われているという条件に立って、始めてその意義が高められることに注意しないと誤つたアクションを起すことがある。これについては、すでに述べたとおりである。

4) 高炉ガスの発熱量の推定方法

既述の高炉ガス成分の特性を利用し、その CO₂% より発熱量の推定を行う方法を採用した。すなわち、CH₄ と N₂ の%をほぼ一定と考え、H₂% は季節的要因を含めた変数として、分析の最も簡易な CO₂ をとり、CO₂% と H₂% および発熱量との重相関関係を求めた。これによると、

- 高炉ガス中の CO₂% A
- 高炉ガス中の H₂% B
- 高炉ガス発熱量 (kcal/m³) C

まず単相関関係数については、

$$r_{ab}=0.336^{**} \quad r_{bc}=0.179 \quad r_{ac}=-0.829^{***}$$

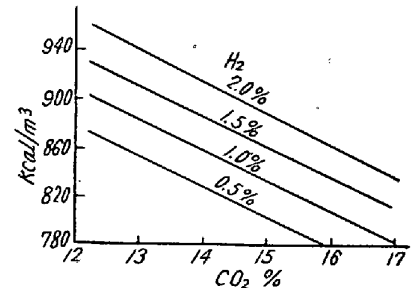
高炉ガスの発熱量は CO₂% に対しては、高度に有意であるが、H₂% はそれほど影響していない。これは H₂% の変動が少ないためと思われる。つぎに、

上記3変数で高炉ガス中の CO₂%, H₂% に対する高炉ガス発熱量の回帰方程式を求めると、(1)式のようなになる。

$$C = -25A + 57B + 1150 \dots \dots \dots (1)$$

重相関係数は $r_{a-b-c}=0.967^{***}$ で高度に有意である。この場合の寄与率は $(r_{a-b-c})^2=93.5\%$ となる。

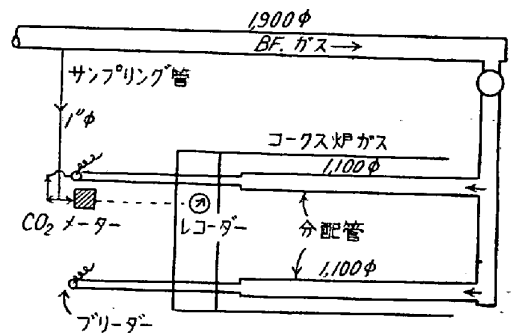
以上の結果より、(1)式で高炉ガスの発熱量を93.5%までは有意水準1%で算定することが可能であつて、高炉ガス中の H₂% を日々のガス分析結果より求め、CO₂% を連続測定することによつて、刻々の高炉ガスの発熱量を推定することができる。



高炉ガス中の CO₂% 第26図 高炉ガスの CO₂, H₂ と H₂% および発熱量との関係は第 26 図に示すとおりである。

5) 高炉ガス中の CO₂% の定量

コークス炉に使用する高炉ガス中の CO₂ の連続測定は、高炉ガス本管よりサンプリングし、レパブリック社製の化学式 CO₂ メーターで分析記録している。(第27図参照)



第27図 ガス系統図

6) アクションのとり方

高炉ガス中の CO₂% の測定は煙道廃ガス分析計として使用中の上記 CO₂ メーターを利用し、高炉ガス本管よりガスを導入して分析して CO₂% を測定、記録することは前述のとおりである。一方、炉熱管理における回帰方程式はつぎのようである。

$$a = -0.818b + 8.591c + 114.455d + 514.364 \dots \dots \dots (2)$$

- ここに、 a: 火落時間 (mn)
- b: 中フリー平均温度 (°C)
- c: 装入炭全水分 (%)

d : 1 炭化室当りの装入炭重量 (乾溜 t)
 である。(2)式より平均火落時間をきめると目標温度が求められる。他方火落時間と炉温度との関係を示す前記第 11 図からもわかるから、この温度に 150°C を加えるとはほぼフリー温度に等しくなる。つぎに、窯出本数と装入炭トン (乾量) 当りの消費熱量の式によつて、火落より窯出までの補正を近似的に行うことができる。それはつぎのようである。

$$C = A \cdot N \times 24 / a \times n \dots\dots\dots (3)$$

ここに N : 稼動炭化室数

a : 火落時間 (h)

c : 装入炭 t 当りの消費熱量 (kcal/t)

n : 窯出本数 (本/日)

A : 石炭 $1t$ を乾溜するに要する標準消費熱量 (kcal/t)

註) A は装入炭の温度伝導率より求めた理論消費熱量に、コークス炉の特定の熱損失を計上したときの消費熱量である¹⁾。

ここで、著者は標準消費熱量についてのべねばならない。装入炭中の全水分は壁側より蒸発を始め、短時間にして炭化室内部の湿分を蒸発せしめる。この蒸発に必要な熱量はほかに消費されるが、発生したガスは急激に膨張し、周囲にひろがって行き、その顕熱で一部の水分を蒸発させて、上昇管から出てゆく。これを測定した結果装入炭全水分約 6% までは水分による消費熱量の差がないと言われている¹³⁾。たとえば全水分 8% の石炭で生成水分は t 当り 42kg を生じたとし、分析上の全水分からの 80kg に加えて 122kg であり、これは発生ガス乾量 m^3 当り 290kcal の保有熱を有し、その時の露点は 72.5°C である。しかし全水分が増せばその発生水分の量は多く、保有熱は多くなるが、水蒸気になるためには多くの炉熱を要する。また炭中温度 $550\sim 700^{\circ}\text{C}$ 附近で発熱反応をおこす⁷⁾、その量は $50\sim 150\text{kcal/kg}$ と想像される。これは消費熱量を少なくするが、しかし計算の場合そのまま差し引かず、熱効率を出す場合の入熱の合計中に加えて、分母とし生成物の顕熱を分子とした商を求めるのに用い、理論熱量より実際所要熱量を計算する時に利用する。この熱効率は装入炭やコークスの発熱量を含まないで、加熱ガスの発熱量のみを考えた「加熱効率」をとつた方が実際作業に利用しやすい。つぎに実際所要熱量を計算してみる。壁温度 $1,200^{\circ}\text{C}$ 、 0.4m の炭化室巾で装入炭の炭化時間 (火落) を 12 時間とすると計算消費熱量 $V_0 = 330\text{kcal/kg}$ となる。この時の比熱はコークスの比熱を用いたものである。石炭の比熱は

高温において測定しにくいが見掛比熱、すなわち、純炭と灰分と湿分とより計算したものは 10% の水分で 0.34 となる。したがつてこの比熱を用いても計算結果には大して差がない。つぎに実際の消費熱量は、コークスの入熱に対する熱損失 (隋ガスおよび輻射、対流の熱損失など) を 35% とすると、実際に加熱に必要な熱は $330 \div (1 - 0.35) = 510\text{kcal/kg}$ となり、10% の全水分では乾炭あたり $510 \div 0.9 \cong 565\text{kcal/kg}$ を必要とする。このほかに 6% 以上の全水分では 1% 当り約 8kcal/kg 程度多くの熱量を加算する必要がある¹⁴⁾¹⁵⁾。この(3)式より加熱ガスの流量を求め、所定の加熱ガスの発熱量となるように、コークス炉ガスと高炉ガスを配分して混合使用する。この際、混合ガス中のコークス炉ガスの発熱量は、当所の実績では変化が小さく、かつ使用量が少ない (乾溜消費熱量の約 25%) ので一定とみなし、コークス炉ガスの増減は行わないで設定流量のままとする。一方、高炉ガスの発熱量の変化による加熱ガスの発熱量変動については、高炉ガス量の調節によつて、その加熱ガスの総熱量を一定に保つことが可能である。すなわち炉作業本数設定時における高炉ガスの発熱量とその流量とを基準として、前番の平均 $\text{CO}_2\%$ を用い、第 26 図より高炉ガスの発熱量を求めて基準流量を換算する。これは次式 (4) によつて行ふ。この際、 $\text{H}_2\%$ は当日の高炉ガス分析結果を使用する。

$$V = (C_1 \times V_1 - C_2 V_2) / C_2 + C \times V / C_2 \dots\dots\dots (4)$$

ここで、 V : 指令流量 (m^3/h)

C : 高炉ガスの基準発熱量 (kcal/m^3)

V : 高炉ガスの基準流量 (m^3/h)

C_1 : 前番で使用した推定ガス発熱量 (kcal/m^3)

V_1 : 前番での指令流量 (m^3/h)

C_2 : 当番で使用する推定ガス発熱量 (kcal/m^3)

V_2 : 前番で使用した積算流量の平均値 (kcal/h)

である。この指令時間は 6 時、14 時、22 時、の 3 回に分けて行ふ。

7) 燃焼状態のチェック

i) チェックの尺度

燃焼管理の目的は、前記算定の加熱ガスを最小限度の過剰空気完全燃焼させることにある。しかしながら、炭化室壁レンガに目地切れがあると、装入時および乾溜初期に乾溜発生ガスが相当量フリーへ漏洩してくることは避けられないので、この漏洩ガス量の変化に応じて

空気量を調節させる必要がある。しかし現存コークス炉の空気調節装置および分配機構では、洩れるガス量に比例して時々刻々空気量を調節することは不可能であり、大まかな調節は実施できるが、他のフリー列に入る空気量に変動を与える。したがって、加熱ガス量と組成に応じて一定空気量を供給し、加熱ガスの総熱量の変動によつて大まかに調節する以外に方法がない。この一定空気量を、加熱ガスを、完全燃焼させる最少過剰空気量に算定して供給すると、装入時および乾溜初期に不可避な洩れガスが多い場合は、未燃損失が大となる。逆に、空気量をふやしてこの未燃損失を少なくすればするほど、乾溜末期には廃ガス損失および火焰温度の低下が大となる。すなわち、未燃損失と過剰空気による諸損失を勘案して、最も熱効率の高い一定空気量をきめなければならない。しかしながら、燃焼管理の尺度に空気量を選ぶことは、計量の関係上不可能であるから、乾溜工程のある一定時間の炭化室の隣接フリー列の廃ガスをサンプリングし分析して空気過剰係数を求め、これを使用して燃焼状態をチェックする。

註) CO₂ はガス組成の変化によつて変化するので、加熱ガス量の増減に対して(ガス組成は変らないで)空気量を調節するときの目安にはなるが、燃焼状態のチェックの尺度に使用することは不当である。

O₂% はガス組成によつて、余り変化しないので、これを使用できると良いが、計器自体の精度に問題がある。

ii) サンプリング

a) 作業区分は第6表のようである。

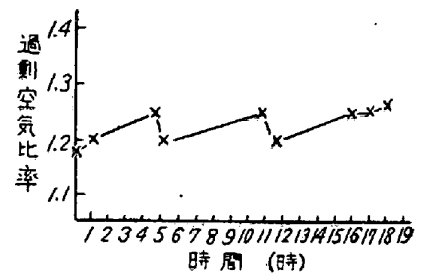
註) 燃焼状態のチェックは、個々のフリー列について行うのが当然であつて、フリー列の燃焼状態をチェックするために、煙道引落口小ダンパー前の廃ガスをサンプリングする。

加熱ガス量の増減、ガス組成の変化に対する空気量調

節の適否をチェックするために、煙道ダンパー前の廃ガスをサンプリングする。

b) 尺度の限界

加熱ガス量を一応一定と考へて、装入から窯出直前までの間の乾溜発生ガスの漏洩による、空気過剰係数(m)の変化は第28



第28図 炭化中の過剰空気比率

(廃ガス採取場所は煙道引落口小ダンパー前) そこで未燃損失と空気過剰による諸熱損失を勘案して、尺度の限界を次のようにとつた。

$$1.3 \geq m \geq 1.25$$

c) 廃ガス採取引落し口の選定

燃焼管理は炉温管理と不可分の関係にあるので、前日処置したフリー列と同一番号の炭化室の中から、火落前1時間より窯出直前までの炭化室を1つ選び(洩れガスの影響をなくするためである)この炭化室と同一番号のフリー列の奇数ガス立、あるいは、偶数ガス立の廃ガスを採取できるように、煙道引落し口を選定する。ただし前日処置したフリー列がないときは適宜火落前1時間より窯出直前までの炭化室を選定し、この炭化室と同一番号のフリー列の奇数ガス立、あるいは、偶数ガス立の廃ガスを採取できるように煙道引落し口を選定する。

8) 本加熱作業法実施の効果

既述のようなコークス炉の加熱作業法を設定して以来炉温管理と燃焼管理を強力に推進した結果、つぎのような良好な作業実績をあげることができた。

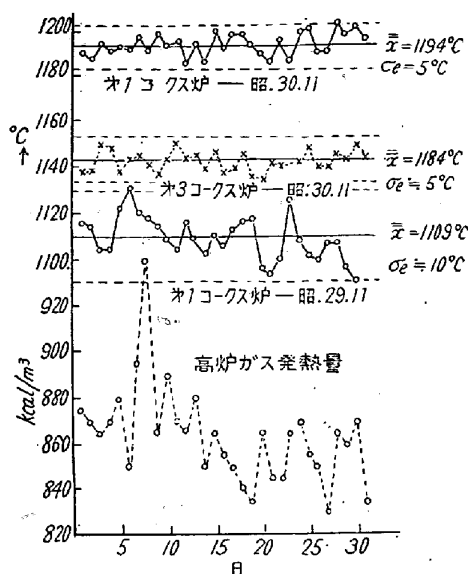
i) 中フリー平均温度の変動の減少

作業成績は第29図のようであつて、高炉ガスの発熱

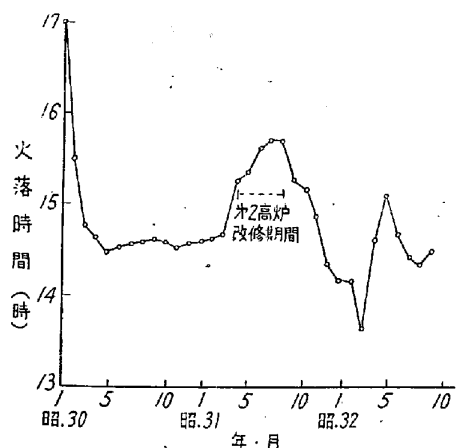
第 6 表

ガスの種類	加 熱 ガ ス		廃 ガ ス	
	単 味 ガ ス	混 合 ガ ス		
採取担当掛 分析担当掛	熱 管 理 掛 上	熱 管 理 掛 上	コークス課試験掛 上	
採取場所	BFGガスホルダー後 COGスクラバー後	B F ガ ス 分 配 管	煙道引落口	煙 道 ダンパー前
1回の採取数	1	コークス側 1 押出側 1	コークス側 1 押出側 1	1
1回の採取回数	2	1	1	1
採取日	毎 日	月 曜 木 曜	毎日(除休日)	同 左

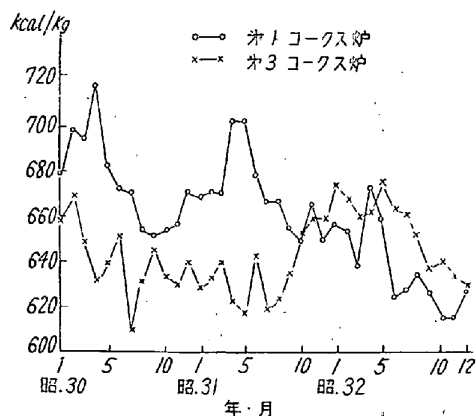
量の大巾な変動にもかかわらず、中フリー平均温度の変動がいちじるしく減少した。すなわち、 σ_e が 10°C から 5°C に減少した。



第29図 中フリーの平均温度



第30図 火落時間 (第1炉)



第31図 消費熱量

ii) コークス炉の生産能力の増大

第1コークス炉 (昭和29年10月生産計画)上、西半

炉団休止す)の火落時間のデータを図示すると第30図のようである。昭和29年12月以降乾溜速度を早めて (プラスチック・ゾーンの移動速度は約 1.06in/h で) 増産を重ねたが、局部的フリーの温度の過熱によるレンガの損傷は全然発生していない。

iii) 消費熱量原単位の低下

消費熱量原単位に関する作業データは第31図のようであつて、考朽コークス炉ではあるが原単位をかなり低下させることができた。なお、広畑の新設第2コークス炉では 550 kcal/kg 以下の成績を示している。

9) 結 び

富士製鉄広畑のコークス工場で、炉温の変動および加熱ガスの燃焼状態をチェックしやすく、かつ、アクションをとりやすいということを主眼にして、コークス炉の加熱作業法を設定し、炉温管理と燃焼管理とを徹底的に実施して、良好な作業成績を得た。すなわち、

i) コークス炉の温度管理を容易に行うために、温度測定をするフリー列、その時期および場所を定め、その管理方法を合理化してコークス炉の生産能力を増大させた。

ii) 火落時間の長短に関する消費熱量の増減量を修正しやすくするために、理論消費熱量の簡易式を作成しこの式を用いて加熱ガス量を算定した。そして高炉ガスの $\text{CO}_2\%$ を化学式 CO_2 メーターで迅速に数多く測定記録し、この $\text{CO}_2\%$ 平均値と $\text{H}_2\%$ とから高炉ガスの発熱量を算定した。そして高炉ガス量を増減させて発熱量の変動を補正した。かくして求めた加熱ガス量の燃焼状態をチェックする方法を確立し、炉温管理と相まつて消費熱量原単位を減少させた。

終りに、広畑の関谷九郎氏、都崎吉之助氏、釜石の世木公明氏に謝意を表します。

文 献

- 1) 西尾 醇: コークスシリーズ, 第5号, 燃料協会 (1956)
- 2) 綾部 先, 西尾 醇, 関谷九郎: コークスシリーズ, 第4号, 燃料協会 (1953)
- 3) 日本科学技術連盟, 品質管理教程, QC資料T第3号(3), 117, (1955)
- 4) 西尾 醇, 関谷九郎, 都崎吉之助, 富士製鉄技報 Vol. 5 No.2 (1956)
- 5) 西尾 醇: コークスの研究, コークスシリーズ No.4, (燃料協会, 1955)
- 6) J. B. Gayle and E. L. Gullede, U.S.B.M. Rept, Invest, 5,027 (1954)

- 7) P. Pieper, Brenn, Chem, Bd, 37, 13 Juni,
Heft Nr, 11/12 (1956)
- 8) 日本特許 (実用新案) No. 460,277 (1956)
富士製鉄
- 9) 日本特許 (1956)
富士製鉄
- 10) Mallard and Le Chatelier, Ann. des Mines,
4, 274 (1,883)
B. Lewis and G. von Elbe, Combustion,
Flames and Explosions of Gases, 河村竜郎
訳 (昭20)
- 11) United States Patent Office, Patent
No. 2,554, 818
- 12) O. R. Rice, Iron and Steel Engineer, Year
Book, (1946)
- 13) K. Baum, Arch, fd, Eisenhüttenwesen, 6,
263 (1933)
- 14) Hofmeister, Glückauf, 88, 367 (1952)
- 15) 燃料協会コークス部会 (吉田雄次訳)
Glückauf G. M. B. H. Essen (1956)

「鉄と鋼」4月号巻頭言正誤表

		誤		正	
p. 396	上から9行目	石英		石炭	
〃	下から10行目	2300kw×3		23,000kw×3	