

No. 1

May 1966

REPORTS OF

THE GOVERNMENT INDUSTRIAL DEVELOPMENT LABORATORY, HOKKAIDO

北海道工業開発試験所報告

第 1 号

昭和 41 年 5 月

工業技術院

北海道工業開発試験所

石炭の新乾留試験 (その 1)

中小塊炭からの固体無煙燃料製造に関する研究

目 次

結 言	1
第 1 章 基礎試験	2
1・1 有効熱伝導度	2
1・2 熱天秤曲線	4
1・3 膨 脹 性	5
1・4 脱揮発速度	7
第 2 章 小規模装置による乾留試験	10
2・1 回分式乾留炉	10
2・2 移動層式乾留炉	14
第 3 章 中間規模装置による乾留試験	21
3・1 装置および運転概要	21
3・2 試 験 結 果	26
第 4 章 中間規模装置による乾留試験の解析	36
4・1 脱揮発速度による解析	36
4・2 熱天秤曲線による解析	39
4・3 操 業 条 件	42
第 5 章 製品試験	50
5・1 煤煙発生性	50
5・2 燃 焼 試 験	57
5・3 試 焚 調 査	60
結 言	67
英 文 要 旨	73

研究担当者氏名

第 1 部

°伊集院兼正，°長谷川義久，°西野 浩，森田幹雄，武田詔平，横山慎一，下川勝義，広沢邦男
°田中 俊，小谷川 毅，広木栄三，山本光義，中田善徳

第 2 部

浜田智夫，°石橋一二，野田良男，山田勝利

第 3 部

°加藤康夫，°山口 弘，新川一彦，弓山 翠，平間利昌，藤岡丈夫，出口 明，本間専治
*菅原 清，°三井茂夫，中田二男，田村 勇，工藤一至，児玉英征，高崎英雄，田崎米四郎
高田信一，三浦健一，°富田 稔，福田隆至，西崎寛樹，田中重信，安達富雄，*三浦正勝
°荒木富安，井戸川 清，窪田 大，斎藤喜代志，加藤 清，西川泰則，**鍋谷 弘。

* 現在資源技術試験所産業公害防止技術部

** 資源技術試験所北海道支所より併任

° 研究報告書執筆担当者

中小塊炭からの固体無煙燃料製造に関する研究

緒 言

北海道工業開発試験所は昭和34年8月北海道開発審議会の政府に対する「北海道の鉱工業開発のための試験研究の推進に関する建議」に基づき、昭和35年4月通商産業省工業技術院所属の試験研究機関として発足した。従って北海道の鉱工業の開発、振興をはかるため現地資源の有効利用と、いわゆる総合開発に先行するために、これら資源利用の工業化に関する中間工業試験を行なうことを主たる使命とした。しかし当時既にエネルギー源の流体化は日本においては勿論のこと全世界的にもその傾向が当初の予想よりも一段と急速に進行しつつあった。このような内外の客観情勢から石炭利用研究テーマの選定に当たっては、中間工業試験を使命とし、しかも未だ庁舎の建設を初めたばかりの当試験所においては、特に困難な諸問題を伴っていたが、当時における本研究計画立案の経緯は概要次のとおりであった。

1) 研究テーマ選定の根拠

一般的にわが国の炭鉱は不利な地質条件にあるため、高炭価が原因して石油との競合がますます不利となっている状況から、短期間に企業化に結びつけうる石炭利用研究テーマは非常に少ない。石炭を多量に消費する利用面においては長期的かつエネルギー源に基くもの以外は困難である。従って新乾留法による家庭用固体無煙燃料製造に関する研究は、石炭産業と家庭暖房燃料の消費との関連性を考慮し、また他方にはもしこれによる各種副産物を有効に利用し得るならば、他産業たとえば石油工業とのコンビナートの可能性も考えられ、また近年問題化しつつある煤煙防止対策の一つの施策としても、当試験所が担当する研究分野における主題目として早急に推進するに相応しいものであると想定した。この点に関しては北海道ならびに札幌市の公害対策審議会の昭和39年度の知事ならびに市長に対する答申において固体無煙燃料の生産と使用の促進ならびに地域暖房の導入の両施策が当面実施すべき煤煙防止対策としてあげられている点からみても、

本研究テーマを選定したことが妥当な方向性を有していたものと考ええる。

次に当時においては、電力、鉄道、セメント、ガス等の石炭を利用する各産業部門は近々重油に転換すべく、これにともない粒度25mm以下の石炭は余ってくることが予測された。従ってこの粒度の中で家庭用燃料として使用し得る粒度、すなわち10~25mm粒度の石炭の用途拡大をはかると同時に、煤煙防止の観点からも乾留による半成コークスの製造試験が必要であると想定した。しかし流体燃料が普及されつつあった当時から6年以上を経過した現在でも、北海道のような寒冷地におけるストーブは中塊炭を必要とする貯炭式が汎用され、例年冬期の暖房炭需要の最盛期には中塊炭が依然として不足しているのが現状である。このことは石炭が流体燃料である石油、プロパンなどに比較して燃料費が安いことに起因しているが、煤煙防止の観点から考えても、今後における半成コークスの普及ならびにその企業化の育成に努力することが必要である。この場合に第1の問題点として、半成コークスを一般家庭に普及できるまで価格を安く製造することが可能か否かという点であり、石炭との価格差を極力少なくするためには、設備費が安く、処理能力が大きい炉式を選定することは勿論であるが、他方、乾留条件として従来の低温乾留温度より若干高温にして処理量の増加を考慮する必要がある。また乾留による副産物を高度に利用して製品のコストダウンをはかることが本研究の主要な目標であった。この点に関しては低温タールの成分検索、含有量ならびに需要度の比較的多い酸性油の分離ならびにその利用、低温ピッチの改質利用等については現在も継続して経常研究として実施中である。第2の問題点としては半成コークス用の燃焼器具であるが、在来の鋳物製または鉄板製ストーブは石炭燃焼用であり、当然半成コークスの燃焼方式とは異なるものである。従って点火が容易で燃焼状態を自由に調節し得る半成コークス用燃焼器具の開発研究は今後とも必要である。

2) 乾留炉の型式の選定

乾留炉の型式決定に当たって考慮した条件は、(i)構造

が簡単で設備費が安いこと、(d)レトルト単位容積当りの処理量が大きいため、(e)副産物の回収が容易であること等であったが、この他に、試験炉であるため断続運転を行わねばならず、加熱—冷却の繰返しのため炉体の破損を生じ易いこと等の附帯条件が伴った。また一方、小型試験炉による予備実験を行ない、使用原炭を数種に絞って最適条件を求め、これをスケールアップする時間的余裕が当試験所設立当初としては全くなく、設計上重要なデータは内外の文献を参考として推定する他なかった。この段階において回転式または流動乾留方式についても検討を行なったが、炭種、粒度等の点においてなお開発研究途上にある問題が多く、結局成功した例の多い堅型レトルトで、しかもイギリスにおいて開発以来長年月を経過してもなお生産の主力となっているグローバ—ウェスト式を採用することにした。特に熱効率向上のため、レトルト頂部に予熱槽を連結し、熱交換器の廃熱を熱ブローア—により予熱槽に吹込み、原料炭の水分を減少させ、乾留時間を短縮して製品のコストダウンをはかる計画とした。これは当初の計画のみに終り、後に原炭バンカーを部分的に改修して1回の予備試験を行なったに止まった。

次に炉本体と蓄熱室を分離して、廃熱ガスと空気を煉瓦壁を介して向流させる熱交換器とした。蓄熱室型式のものとは構造が複雑で補修費がかさみ、操作も複雑となるので試験炉には適さないと考えた。熱交換器は内部においてガスと空気との短絡を生じ、熱効率が悪く、後に堅型多管式に改修した。

3) 炉 材

レトルト材質としてシリカ煉瓦は熱伝導率が高く、経済規模の炉ではシリカ煉瓦の使用が常識となっているが、本試験炉では断続運転のため加熱—冷却の繰返しから炉体の亀裂ないし破損を生じ、生成ガスやタールの収量に関し正確なデータが得られなくなる恐れがあったため、シリカ煉瓦の使用は不可能であった。次に炉体の亀裂を生じさせないために金属材料についても検討を行なった。堅型レトルトの乾留条件を推定する場合に600～1,200℃の運転条件に耐える材料が必要であり、耐熱鋳物については、旧燃料研究所が低温乾留の中間工業試験を行なった結果では、乾留温度が最高645℃の場合でもかなり変形し、運転に支障を来したので耐熱鋳物は除外した。次にクロム—ニッケル鋼の適否についても価格的に相当高価であり限られた研究予算のこともあり、結局シャモット煉瓦をレトルト材質として採用することにした。

4) フリューと加熱源

グローバ—ウェスト式ではフリューは水平多段式を採用しているが、本試験炉ではヘアーピン式を採用した。熱源としては当初プロパンガスを使用する予定であったが、フリューの型式と局部加熱を防ぐために火焰の長い発生炉ガスを使用し、生成する半成コークスの消火、冷却用として水蒸気吹込みも考慮して、発生炉の外套をウォータ—ジャケットとし、水蒸気を発生せしめた。

本研究は北海道開発庁の開発計画費より昭和39年まで合計64,503千円の予算を受けて試験研究委託により実施したものである。昭和36年は主として乾留炉の設計製作を実施し、昭和37年ならびに昭和38年は40～60日間にわたる長期間の昼夜連続の操業実験を合計4回実施した。従って実験に当っては総括、操業、分析の各班を組織し、総員47名の研究員がそれらを担当した。昭和39～40年には補足実験を行なって、ここに研究報告として全成果をとりまとめた次第である。

第1章 基礎試験

後述の第3章における中間規模装置による乾留試験の結果を解析するための基礎試験として、静止石炭充填層の有効熱伝導度と温度との関係、熱天秤曲線、石炭の膨脹率、未脱揮率と活性化エネルギーとの関係等について一連の実験を行なった。

1・1 有効熱伝導度

固体無煙燃料の製造実験を行なった中間試験乾留炉内の温度分布を解析するための基礎研究の一つとして、石炭充填層の有効熱伝導度を円筒定常法により測定した。

1) 装置および測定法

測定装置の略図を図1・1—1に示す。装置は直径

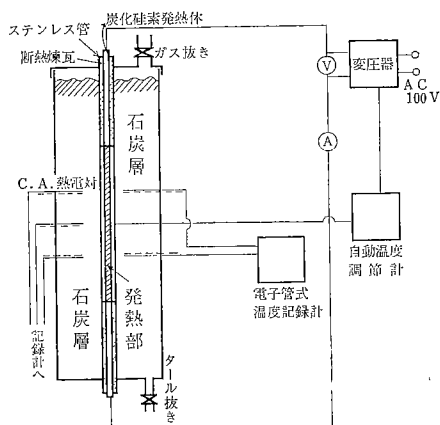


図 1・1—1 石炭層の有効熱伝導度測定装置

50cm, 高さ80cmの鉄板製円筒容器で, その中心に外径44mm, 内径38mmのステンレス管で保護した炭化硅素発熱体が置かれている。発熱体は発熱部の長さ40cmで, 両端部分は保護管との間を断熱煉瓦で固定してある。石炭層内の温度は発熱体の中央部を通る断面上の各点について, ステンレス保護管に入れたクロメル・アルメル熱電対で測定し, 記録計で記録する。

発熱体保護管の表面温度が所定の温度になるように発熱体への通電量を調節し, 通電開始後約150時間経過して各点の温度が定常状態になってから, 通電量と各点の温度を測定する。

2) 測定結果および考察

試料石炭の粒度分布および工業分析を表1・1—1に示す。測定した通電量と温度分布との関係を表1・1—2に示す。

表 1・1—2 測定結果

実験 番号	電 圧 (V)	電 流 (A)	中心からの距離 r (cm) の位置の温度 (°C)											
			r = 2.2	4.2	6.2	8.2	10.2	12.2	14.2	16.2	18.2	20.2	22.2	24.2
1	49.0	12.9	800	727	682	620	545	483	418	328	268	—	—	—
2	47.0	13.1	800	720	675	610	545	480	417	326	—	—	—	—
3	36.0	7.68	600	496	427	361	290	236	188	138	—	—	—	—
4	36.7	7.76	600	492	420	355	285	238	182	135	95	70	55	—
5	92.0	18.2	990	966	884	822	734	698	607	530	444	302	241	93
6	44.5	12.0	700	558	477	414	342	277	213	163	139	88	67	47
7	53.5	14.5	791	676	589	517	440	370	292	236	208	125	89	57

の位置の温度を t とすると, 巾 dr なる微小環状部分の熱収支は次式で表わされる。

$$Q = -2k_e\pi rL \frac{dt}{dr} \dots\dots\dots (1 \cdot 1-1)$$

式1・1—1を変形すると次式となる。

$$k_e = \frac{-Q}{2\pi L \left(\frac{dt}{d \ln r} \right)} \dots\dots\dots (1 \cdot 1-2)$$

伝熱量 Q は通電量から求める。($dt/d \ln r$) は t と $\ln r$ との関係をプロットしたグラフから図微分して求める。これらの値を式(1・1—2)に代入して k_e を算出する。図1・1—2に k_e と t との関係を示す。図中の点線は温度 t に対する k_e をプロットしたもので, 実線は常温から温度 t までの積分平均値である。

図1・1—2に示した温度 t に対する k_e の関係は Millard¹⁾ および Agroskin²⁾ により示されたものとほぼ同様な傾向である。400℃附近に見られる階段状の変化は, この温度附近で石炭がコース

表 1・1—1 試料石炭分析値

試料; 奔別中小塊炭

粒 度 分 布

粒度(mm)	—5	5~10	10~15	15~20	20~25	+25
Wt. %	7.2	6.5	47.0	38.2	1.1	—

平均粒度15mm

充填層の嵩密度 746 kg/m³

工 業 分 析

湿分 (%)	水 分 (%)	灰 分 (%)	揮発分 (%)	固定炭素 (%)	発熱量 (kcal/kg)
約3	3.3	10.0	43.0	43.7	7,150

装置の中心にある長さ L なる発熱体から定常的に Q なる熱量が側壁に向って流れる時, 中心からの距離 r

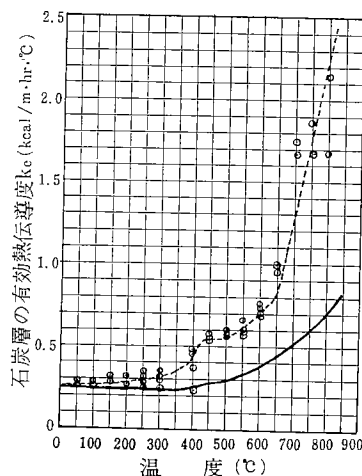


図 1・1—2 石炭層の有効熱伝導度
(試料; 奔別炭)

化するために現われたものと考えられる。また高温域において急激な増加を示しているのは, 輻射発熱の影

響が大きくなるためと考えられる。

文 献

- 1) Millard, D. J. ; J. Inst. Fuel, 28, 945 (1955) .
- 2) Agroskin, A. A. ; "Thermal and Electrical Properties of Coals", Gas, Nauck—Tekhn., Izd. Lit. Chern. Tsvetn. Metal., Moscow (1959) .
- Agroskin, A. A. ; Khim. i Tekhnol. Topliva i Masel, No. 12, 57 (1957)

1・2 熱天秤曲線

石炭の熱分解による重量変化を、熱天秤を用いて、測定することは既に一般化された方法で特に説明の必要はない。

石炭を乾留する場合、とくに堅型炉で適当に滞留時

間を区切って製品を得たいと考えるような場合に、この熱天秤曲線はよい示唆を与えるものである。

石炭によってこの曲線が異なることも周知であるが、石炭を一定としても昇温速度、試料の粒度、雰囲気等が影響を与える。ここでは中間試験の推定のために奔別小塊炭について昇温速度、粒度等の関係を測定した。

1) 測定法と結果

a) 昇温速度を変えた場合

市販の熱天秤は直線昇温のみで、しかもその範囲がかなり限定されているので、図 1・2—1 に示すような方式を用いた。本体はスプリングバランス式の熱天

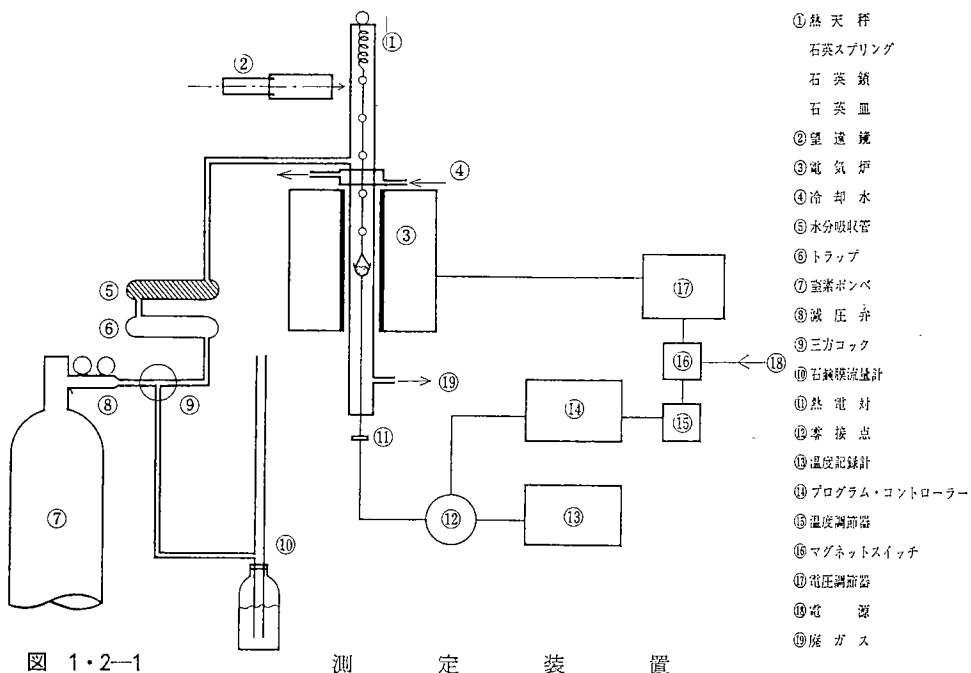


図 1・2—1

測 定 装 置

秤で、カセットメーターで読む。加熱炉はプログラム制御器につながれて、直線昇温は勿論、任意の昇温状態が得られる。

炉内温度の上昇状況は、4・2の計算結果によれば、図 4・2—1 で示される。そのうち昇温率の最も高い炉壁近傍の例を、中間試験炉の平均半径を R として計算して図 1・2—2 に示す。

同図で、(A)、(B)、(C)および(D)の昇温状態で得た熱天秤曲線を図 1・2—3 に示す。

この図で水分による減量を示す 100℃ 辺の形は、(B)、(C)、(D)いずれもやや高く出ているのは、(A)に比べて初期の温度上昇が急激であるからである。350℃ 以上では、(A)、(D)は殆んど近似し、(C)、(B)はそれよりやや高

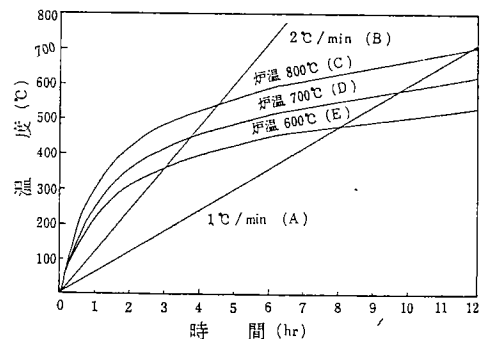


図 1—2・2 炉壁近傍の昇温状況 (計算結果より)

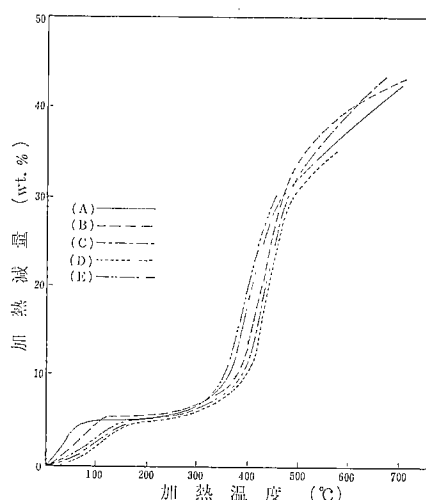


図 1・2—3 昇温状況の影響

温にずれている。一般に昇温速度が大きいほど、高温側に移るという傾向と一致している。また減量率30～35%辺で殆んど近似していることも一般と同様である。(C)のように550℃に収斂しているような場合も、特に他の曲線からずれる傾向は認められなかった。

b) 粒度の影響

中間試験で用いられる石炭は中小塊であるから、粒度の影響を知る必要がある。

測定値は前に述べたものの他に、特に工場用として試作した大型の熱天秤を用いた。これは 試料 30g ま

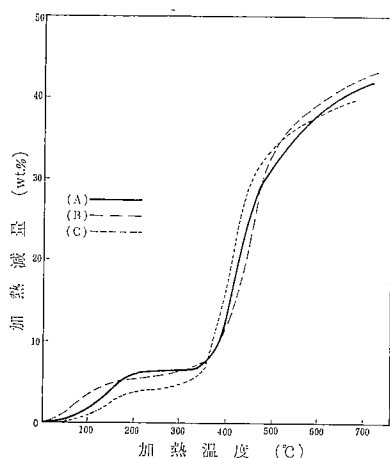


図 1・2—4 粒度の影響

で可能であって検出部に歪計を用いている。試料が多くなると試料温度に問題があるので、試料皿底部に熱電対を挿入し、雰囲気温度との関係を別に補正した。

結果を図1・2—4に示すが、大型熱天秤の場合は上述のような問題点があるから参考値とする。これからは特に粒度の影響は大きくなかったが、それは昇温速度が小さいからではないかと考えられる。100℃辺の様子が著しく異なるのは、水の蒸発潜熱のため実際の試料温度におくれを生ずるためとみられる。

2) 考 察

炉の昇温状態に近似した特殊な昇温による測定と、使用石炭の粒状での測定を試みたが、この範囲では若干の差は認められるけれども殆んど近似したものとして扱ってもよいと思われる。すなわちこの炉の解析に当って代表値として、1～2℃/min 程度の直線昇温の値を用いてよいと考える。

1・3 膨 脹 性

連続式堅型乾留炉の操業で第一の問題点となったのはレトリート内における棚吊り現象であった。羽幌炭、太平洋炭のごとく非粘結炭の場合は問題なく乾留操業を行なうことができたが、わずかに粘結性を持つ奔別小塊炭、幌内中塊炭の乾留の際にはしばしば棚吊りを起した。棚吊りの要因は種々あるが、石炭の膨脹性もその一つと考えられたので棚吊りと膨脹性との関係を推定するために膨脹率の測定を行なった。

奔別成型炭では棚吊りを全然起さないのに反し、奔別小塊炭では平均炉温750℃程度で棚吊りを起こした。これは成型炭の膨脹率と塊炭の膨脹率との差異によるものと推定し、成型炭試料と塊炭試料について体膨脹率を測定した。さらに高膨脹性石炭を酸化した時の膨脹率も測定した。

1) 塊炭の膨脹性

膨脹率の測定にはオージベール (Audibert) 膨脹計を使用した。塊炭の膨脹率測定用塊ペンシルは適当な大きさの塊炭から炭層面に沿って切断研磨し、直径7.5～8mm、長さ30mm程度の大きさに作成した。成型試料は膨脹計附属の成型機により標準法に従って作成した。この膨脹計による石炭の膨脹率 β は次式により定義されている。

$$\beta = 100h/h_0 \cdots \cdots (1 \cdot 3-1)$$

ここに h = 膨脹高さ (cm)

h_0 = ペンシルの高さ (cm)

さらに次式により体積膨脹率 α を算出した。

$$\alpha = \frac{100(h_0 + h) r^2 \pi}{V} - 100 \cdots \cdots (1 \cdot 3-2)$$

(6)

ここに V = ペンシルの体積 (cm^3)

r = 膨脹計のレット半径 (cm)

ただし石炭が収縮する場合に式 (1・3-2) はペンシルの径がレットの径に一致しなければ使用できない。ここで塊ペンシルの体積は東芝—ベックマン空気比較式比重計で測定し、また成型ペンシルの体積は形が一定なので計算により算出した。

試料炭種は太平洋炭、奔別炭、美唄炭、赤平炭、歌志内炭、夕張炭であり、夕張炭からの塊ペンシルは作成しなかった。各炭種の工業分析を表 1・3-1 に示す。

表 1・3-1 試料炭工業分析

炭種	分析値水 (%)	分灰 (%)	分揮発分 (%)	固定炭素 (%)	発熱量 (kcal/kg)
太平洋炭	5.08	10.05	46.00	38.87	6,693
奔別炭	3.09	7.55	44.46	44.90	7,170
美唄炭	2.39	9.69	42.46	45.46	7,040
赤平炭	2.41	4.46	42.72	50.41	7,750
歌志内炭	2.16	12.96	38.19	46.69	7,110
夕張炭	1.32	16.19	39.65	42.84	6,980

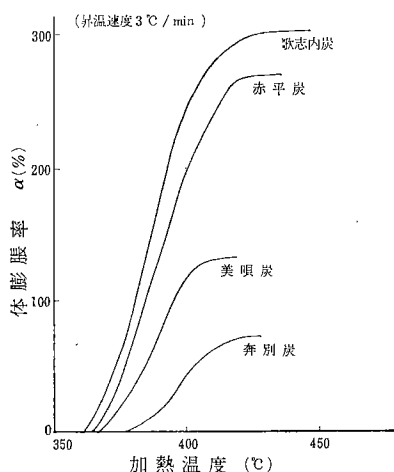


図 1・3-1 塊ペンシル体膨脹率曲線

図 1・3-1 に各炭種の塊ペンシルの体膨脹率 α 曲線を示し、図 1・3-2 に各炭種の成型ペンシルの膨脹率 β 曲線を示した。それぞれ昇温速度 $3\text{ }^{\circ}\text{C/min}$ で測定した。

奔別炭の成型ペンシルでは収縮のみを示し、塊ペンシルでは膨脹のみで収縮はしない。これは密度の違いによるものである。1) 非粘結性の太平洋炭では塊および成型ペンシルとも収縮のみを示し、奔別炭以上の炭化度の塊ペンシルは膨脹のみを示した。

石炭の膨脹性は加熱温度の昇温速度によっても非常に変化する。図 1・3-3 に昇温速度と膨脹が平衡に

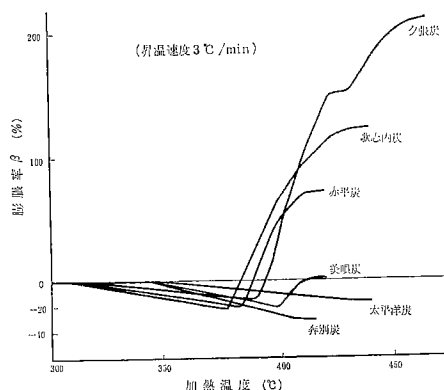


図 1・3-2 成型ペンシルの膨脹率曲線

達した時の最大体膨脹率 (α_{max}) との関係を示した。収縮のみの炭種は除外した。昇温速度が $1\text{ }^{\circ}\text{C/min}$ から $5\text{ }^{\circ}\text{C/min}$ になると最大体膨脹率は 2 倍程度となる。

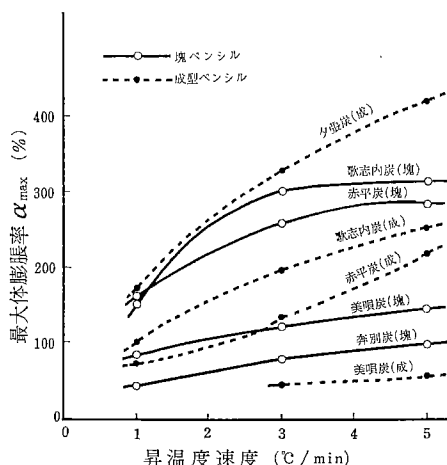


図 1・3-3 昇温速度による体膨脹率の変化

2) 酸化による膨脹率の変化

石炭を加熱空気により酸化して膨脹性を減少させれば、高膨脹性の石炭でも棚吊りなしに乾留できると考えられる。そこで塊炭を固定層でまた粉炭を流動層で酸化したのちにそれらの膨脹率を測定した。

a) 固定層による酸化

試料は前述の方法によって作成した奔別炭、美唄炭、赤平炭、歌志内炭の塊ペンシルを用い、酸化後そのままの状態で膨脹率を測定した。酸化は保温された直立ガラス円筒に塊ペンシルを立てて挿入し、 $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ に加熱した空気を吹き込んで一定時間酸化させた。最大体

膨脹率は昇温速度 3℃/min で測定した。その結果を図 1・3—4 に示す。

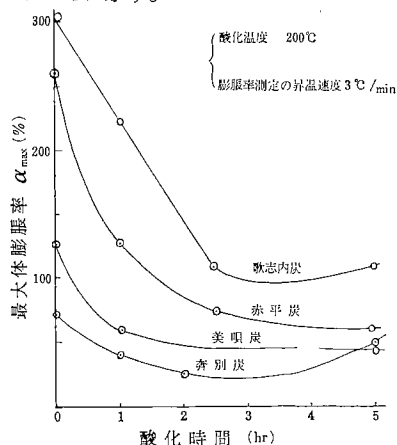


図 1・3—4 塊ペンシルの固定層酸化による体膨脹率の変化

各炭種とも初めの 1～2 時間の酸化で急に膨脹率は減少するが、その後は余り減少しない。約 3 時間酸化すると最大体膨脹率はそれぞれ 1/3 程度となる。

b) 流動層による酸化

酸化装置は直径 40mm の硬質ガラス製であり、60 メッシュ以下に粉碎した試料 20 g を装入し、空気中で石炭を流動化させ、炉温を 10℃/min の速度で上昇させて一定温度に保った。反応時間は流動層が予定の温度になった時を見掛けの反応時間 0 分とした。膨脹率測定試料は一定時間反応後、急冷して成型した成型ペンシルを用いた。膨脹率の測定は昇温速度 3℃/min で行なった。

流動酸化した夕張炭の最大体膨脹率を図 1・3—5 に示し、赤平炭、歌志内炭の最大体膨脹率を表 1・3—2 に示す。

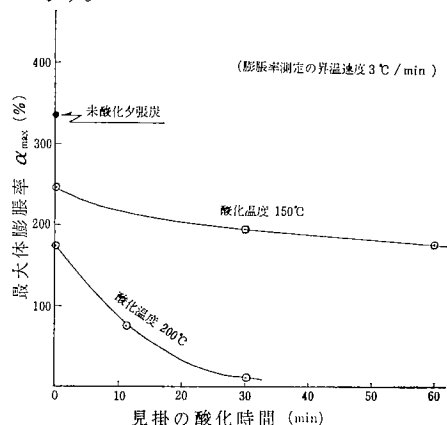


図 1・3—5 流動酸化による夕張炭の最大体膨脹率の変化

表 1・3—2 赤平炭、歌志内炭の最大体膨脹率変化

炭種	酸化温度(℃)	見掛けの酸化時間 (min)	体膨脹率(%)
赤平炭	(原炭)		132
	150	0	61
		10	47
	200	0	12
歌志内炭	(原炭)		196
	150	0	79
		30	68
	200	0	40

酸化温度 150℃ において、酸化時間に対する最大体膨脹率の減少は急激であり、200℃ の酸化による最大体膨脹率の減少は急激である。赤平炭、歌志内炭では見掛けの酸化時間 0 分で、最大体膨脹率はそれぞれ 10%、40% 程度になり、また大きな膨脹率を持つ夕張炭でも、30 分の流動酸化で 10% 程度になる。さらに酸化温度を 250℃ にすると、見掛け酸化時間 0 分でも膨脹性はなくなる。

3) 考察

堅型レトルトで連続的に乾留する場合に奔別小塊炭はしばしば棚吊りを起し、奔別成型炭は全然棚吊りを起さなかった。この現象を膨脹性試験と照合してみると奔別成型炭に対応する成型ペンシルが全然膨脹性を示さないの棚吊りは全然なく、これに反し奔別小塊炭に対応する塊ペンシルが、昇温速度 2℃/min で約 60% の体膨脹率を示し、レトルト内における石炭層の空隙を殆んど満す程度になり、棚吊りのきっかけを作りうる状態となる。

膨脹性の大きい石炭を乾留する場合には適当な空気酸化によって膨脹性を減少させると、堅型レトルトで全然棚吊りなしに乾留することができるものと推定される。

文 献

- 1) W. Schuhknecht, et; Brenn. chem. 44, 202 (1969).

1・4 脱揮発速度

石炭の乾留過程を化学反応と考えるか、揮発物質の固体内からの拡散と考えるか、またはこれらの並発による現象として考えるかは、現在のところ定説はない。

ここでは化学反応と考え、Pitt¹⁾ の方法にならって奔別炭の乾留による脱揮発過程を反応動力学的に取扱う。

1) 装置および測定法

測定装置の概要を図1・4—1に示す。乾留管は内

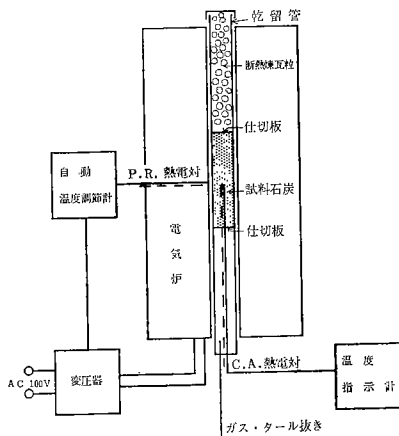


図 1・4—1 測 定 装 置

径41mm、長さ700mmの鋼管で、中央部に試料石炭を約130gを充填し、その上部に仕切板を入れて断熱煉瓦粒を充填し、下部には生成ガスおよびタールの抜出管と試料中心部の温度を測定するための熱電対の保護管をとりつけた。

まず乾留管と同様な寸法のを環状電気炉に挿入し、炉温が所定の温度になったら、つぎにすばやく試料を充填した乾留管と入れかえて、試料中心部の温度と時間を記録する。試料中心部の温度が所定の温度になってから約25分間乾留したのち、乾留管を炉から取り出して急冷し、試料を採取して分析した。

2) 測定結果および考察

試料石炭は粒度5～10mmの気乾した奔別炭で、水分3.2%、灰分9.5%、揮発分42.3%、固定炭素45.0%のものである。

測定条件および結果を表1・4—1に示す。

つぎにPitt¹⁾の方法にならって測定結果の整理を行

表 1・4—1 測 定 条 件 お よ び 結 果

実 験 番 号	乾留管 壁温度 (℃)	乾 留 時 間 (min)	試料量 (g)	コーク ス (g)	収 率 (%)	分 析 値					
						工 業 分 析 (%)				d・a・f・%	
						水 分	灰 分	揮発分	固定炭素	揮発分	固定炭素
原料石炭	—	—	—	—	100.0	3.2	9.5	42.3	45.0	48.8	51.2
1	810	44	136	78	57.3	5.9	16.0	3.3	74.9	4.2	95.8
3	390	74	135	103	76.3	1.8	10.4	25.0	62.8	28.5	71.5
4	180	100	135	128	95.0	2.8	10.1	41.8	45.4	48.0	52.0
5	495	65	133	89	67.0	3.5	12.9	13.8	69.8	16.5	83.5
7	280	80	130	123	94.5	1.9	8.7	38.5	51.0	43.0	57.0
8	710	50	135	79	58.5	5.6	13.5	6.3	74.6	7.8	92.2
9	340	85	130	120	92.3	1.4	9.6	38.5	50.5	43.2	56.8
10	545	75	130	83	64.0	3.3	12.7	12.3	71.7	14.7	85.3
11	650	60	130	77	59.2	4.4	13.9	8.5	73.2	10.4	89.6
12	600	65	130	79	60.8	3.7	12.9	9.9	73.6	11.8	88.2

なう。石炭の乾留過程において、固定炭素と灰分はそのままコークス中に残り、水分と揮発分は乾留ガスおよびタールなどになるものとする。揮発物質を分子量の等しいものの混合物であるとし、脱揮発反応を一次不可逆反応とすれば、活性化エネルギーEを持つ分子数Nの時間θに対する変化は次のようになる。

$$\frac{dN}{d\theta} = -kN \quad (1 \cdot 4 - 1)$$

$$k = A \exp(-E/RT) \quad (1 \cdot 4 - 2)$$

ここに、kは反応速度定数、Eは反応の活性化エネルギー、Tは絶対温度表示の反応温度、Rは気体定数、Aは頻度係数である。

活性化エネルギーEは各分子により異なり、分布関数

f(E)なる分布をしているものとする。また原石炭中の揮発分の全モル数を N_0 、θ時間後の残留揮発分の全モル数 N_θ とすれば次式が導かれる。

$$\frac{N_\theta}{N_0} = \int_0^\infty f(E) \exp\left[-A\theta \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)\right] dE \quad (1 \cdot 4 - 3)$$

ここで

$$F(E) \equiv \exp\left[-A\theta \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)\right] \quad (1 \cdot 4 - 4)$$

とおき、F(E)のEに対する最大変化率の点を E_1 とすれば次の式がえられる。

$$E_1 = RT \ln(A\theta) \quad (1 \cdot 4 - 5)$$

さらに、F(E)を

$$E < E_1 \text{ ならば } F(E) = 0$$

$E \leq E_1$ ならば $F(E) = 1$

なるステップ関数で近似すると式 (1・4-3) は次のようになる。

$$\frac{N_\theta}{N_0} = \int_{E_1}^{\infty} f(E) dE \dots \dots \dots (1 \cdot 4-6)$$

一方、原石炭の揮発分と θ 時間後の揮発分をそれぞれ v_0 および v_θ (d.a.f.%) とし、未脱揮発率 V_θ/V_0 を次のように表わす。

$$\frac{V_\theta}{V_0} = \frac{v_\theta / (100 - v_\theta)}{v_0 / (100 - v_0)} \dots \dots \dots (1 \cdot 4-7)$$

ここで $N_\theta/N_0 = V_\theta/V_0$ と仮定すれば、式 (1・4-6) と (1・4-7) から次式が得られる。

$$\frac{V_\theta}{V_0} = \int_{E_1}^{\infty} f(E) dE \dots \dots \dots (1 \cdot 4-8)$$

式 (1・4-8) を使用して測定結果を整理するにあたって、本実験の測定は一定温度における乾留ではないので、各時間の試料石炭の平均温度を次のように近似する。

平均温度 = $1/3$ (2 × 管壁温度 + 試料中心部の温度)

この平均温度とこれに対応する時間 θ および $A = 10^{15} [\text{min}^{-1}]$ を式 (1・4-5) に代入して E_1 を求める。この E_1 と θ との関係をグラフに描き、全乾留時間にわたる E_1 の図積分平均値を求める。一方式 (1・4-7) から V_θ/V_0 を算出し、平均値 E_1 に対してプロットすると図 1・4-2 のようになる。図

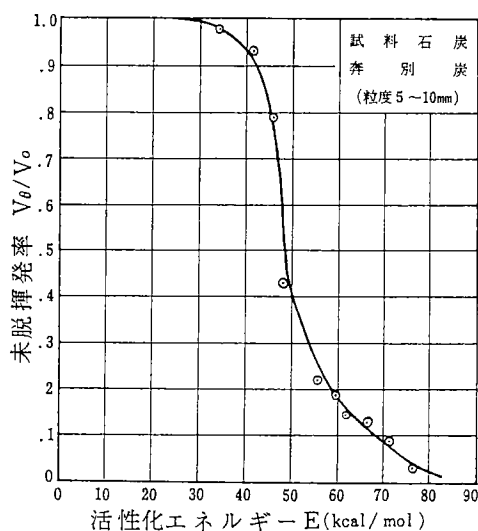


図 1・4-2 未脱揮発率と活性化エネルギー

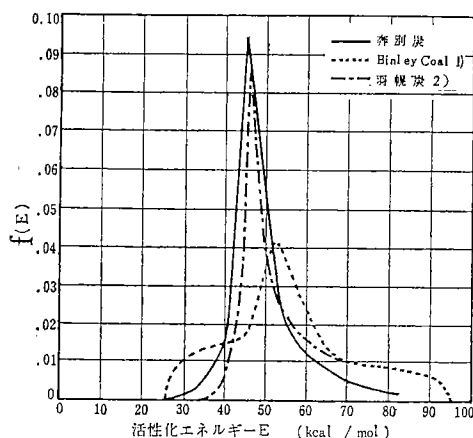


図 1・4-3 活性化エネルギー分布曲線

1・4-2 の関係を図微分して求めた $f(E)$ と E との関係を図 1・4-3 に実線で示す。この図の点線は Pitt の Binley Coal についての結果¹⁾、鎖線は照井の羽幌炭についての測定結果²⁾ から算出したものである。

奔別炭と羽幌炭は同様な傾向を示しているが、Binley Coal はやや異なっている。Pitt と照井は微粉炭、本実験では粒状炭を使用し、また測定装置および方法も異なるので、温度分布および脱揮発時の拡散抵抗などについての検討が必要であるが、これらの差は主として炭種によるものと考えられる。

文 献

- 1) Pitt, G. J. ; Fuel. 41, 267 (1962)
- 2) 照井; 燃料協会誌, 35, 266 (1956)

$$\rho_c C_{pc} \frac{\partial t}{\partial \theta} - k_e \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r} \right) = 0 \quad (2 \cdot 1-1)$$

式 (2・1-1) を次の初期条件および境界条件

$$\begin{cases} \theta = 0 \text{ で } t = t_0 & \dots\dots\dots (2 \cdot 1-2) \\ r = 0 \text{ で } \partial t / \partial r = 0 & \dots\dots\dots (2 \cdot 1-3) \\ r = R \text{ で } k_e (\partial t / \partial r) = h_w (t_w - t_R) & \dots\dots\dots (2 \cdot 1-4) \end{cases}$$

で解くと

$$\frac{t_w - t}{t_w - t_0} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2J_0(a_n R/R) e^{-a_n^2 y}}{a_n (1 + a_n^2/b^2) j_1(a_n)} \quad (2 \cdot 1-5)$$

$$\frac{t_w - t_m}{t_w - t_0} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4 e^{-a_n^2 y}}{a_n^2 (1 + a_n^2/b^2)} \quad (2 \cdot 1-6)$$

ここに

$$\begin{cases} b = h_w R / k_e & \dots\dots\dots (2 \cdot 1-7) \\ y = k_e \theta / \rho_c C_{pc} R^2 & \dots\dots\dots (2 \cdot 1-8) \\ a_n \text{ は } b J_0(a_n) = a_n J_1(a_n) \text{ の根} & \dots\dots\dots (2 \cdot 1-9) \end{cases}$$

C_{pc} ; 石炭の平均比熱, (kcal/kg・℃)

h_w ; 境膜伝熱係数, (kcal/m²・hr・℃)

J_0 ; 第1種0次のベッセル関数

J_1 ; 第1種1次のベッセル関数

k_e ; 石炭層の有効熱伝導度, (kcal/m・hr・℃)

r ; 半径方向の距離, (m)

R ; レトルトの半径, (m)

t ; 石炭層の温度, (℃)

t_0 ; 試料炭の温度, (℃)

t_m ; 石炭層の平均温度, (℃)

t_w ; 加熱炉の温度, すなわちレトルトの壁温, (℃)

θ ; 乾留時間, (hr)

ρ_c ; 石炭の充填密度, (kg/m³)

石炭の平均比熱 C_{pc} ¹⁾ は0.31kcal/kg・℃, 石炭層の有効熱伝導度 k_e は図1・1-2より求めると次表の値となる。

炉温 t_w (℃)	500	600	700	800
有効熱伝導度 k_e (kcal/m・hr・℃)	0.33	0.38	0.45	0.63

充填密度 ρ_c は795kg/m³, $t_0=20^\circ\text{C}$, $R=0.1\text{m}$ として式 (2・1-5) および式 (2・1-7) から a_n , b , および h_w を算出すると表2・1-1が得られる。

表2・1-1 炉温と a_n , b および h_w との関係

炉温 (℃)	a_n	b	h_w (kcal/m ² ・hr・℃)
500	1.68	2.4	7.9
600	1.68	2.4	9.1
700	1.79	3.0	13.5
800	1.90	3.9	24.6

また式 (2・1-6) より算出した t_m と θ との関係は図2・1-2において点線で示される。

石炭層の中心温度は, 上述した各物性値による計算値と実測値とは, かなり異なる。これは次のような伝熱機構によるためと考えられる。図2・1-2および図2・1-3が示すように $r/R=0.7$ と $r=0$ において, 100°C になるまでの時間はあまり大きな差はないが, $r=0$ においては 100°C になっている時間が長い。これは主としてレトルト壁附近の石炭の水分は水蒸気となり中心に向かって移動し, 次々に気化, 液化を繰返して中心部分に液相の水として集まり, かくして水分は中心部において最終的に気化するものと考えられる。

従って水分の蒸発を考慮に入れた石炭の湿潤比熱を用いてレトルト中心の温度変化曲線を解析する。石炭の平均湿潤比熱を次の式によって算出した。

$$\overline{C'_{pc}} = (C'_{p100} + C'_{pc}) / 2 \quad (2 \cdot 1-10)$$

ここで $\overline{C'_{pc}}$ は石炭層の $t^\circ\text{C}$ における平均湿潤比熱 (kcal/kg・℃), C'_{p100} , C'_{pc} はそれぞれ 100°C , $t^\circ\text{C}$ における石炭の湿潤比熱を示し, 次式で算出できる。

$$C'_{pc} = C_{pc} + \frac{w \{ \lambda + C_w (100 - t_0) \}}{t - t_0} \quad (2 \cdot 1-11)$$

ここに w は石炭の水分含有率 (kg/kg) λ は水の蒸発潜熱 (kcal/kg), C_w は水の比熱 (kcal/kg・℃)

各炉温 t_w における石炭の平均湿潤比熱 $\overline{C'_{pc}}$ の値を次表に示す。

t_w (℃)	500	600	700	800
$\overline{C'_{pc}}$ (kcal/kg・℃)	0.44 ⁵	0.44	0.44	0.43 ⁵

石炭の比熱に $\overline{C'_{pc}}$ を用い, 他の物性値は前述したものをを用いて, 式 (2・1-5) より算出した石炭層中心温度と時間との関係は図2・1-3に示す点線のようになる。

大体実測値に類似した値を示すが, 中心温度が $450^\circ\text{C} \sim 500^\circ\text{C}$ 以上になると実測値と式 (2・1-5) による計算値との差が大となる。これは生成ガス (タールも含む) と石炭層との熱交換を無視したためと考えられる。すなわち石炭が 450°C 程度に加熱されると急激にガス, 特にタールが放出され, これが中心部分に移動して熱を与えるため, 中心部分の温度が熱交換を無視した計算値より大きくなり, $t_r=0$ が 500°C 以上になってもなお直線的に上昇するものと考えられる。ここで用いた平均有効熱伝導 (k_e) は一応この熱交換を含んだ状態で測定されているので, $r/R=0.7$ の位置のようにガス, タールの集まらない場合には用いるが, ガス, タールが集まり熱交換が多くなる中心部で

はより大きい k_0 を用いなければならない。このような場合には解析的に解くことは不可能になる。

さらに全水分 7% の奔別小塊炭 ($\rho_0 = 750 \text{ kg/m}^3$) を試料として、鋼板製の外熱回分式楕円型レトルト (短径 300mm, 長径 500mm) にて、炉温 600°C で乾留したときの石炭層温度分布を測定した。加熱時間と $\ln(t_w - t)/(t_w - t_0)$ との関係を図 2・1—4 に実線で示す。

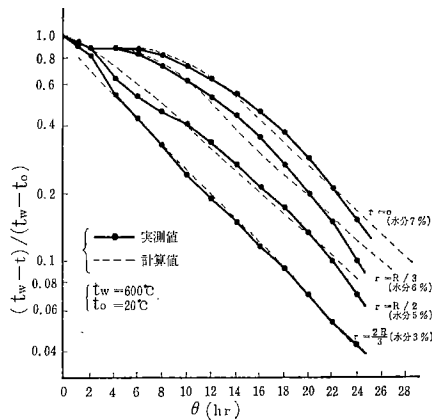


図 2・1—4 加熱時間 θ と $[\ln(t_w - t)/(t_w - t_0)]$ との関係

点線は R を楕円と等面積の円の半径 ($R = 0.193$) と仮定し、水分の蒸発熱を考慮した石炭の図積分平均湿润比熱、すなわち中心 ($r = 0$) において石炭中の全水分 (7%), $r = R/3$ の位置で 6% の水分 (全水分の 0.86), $r = R/2$ の位置で 5% の水分 (全水分の 0.71) $r = 2R/3$ の位置で 3% の水分 (全水分の 0.43) を考慮した湿润比熱を用いて、円柱のガーニー・ルーリイ (Gurney—Lurie) 線図により算出したもので、そ

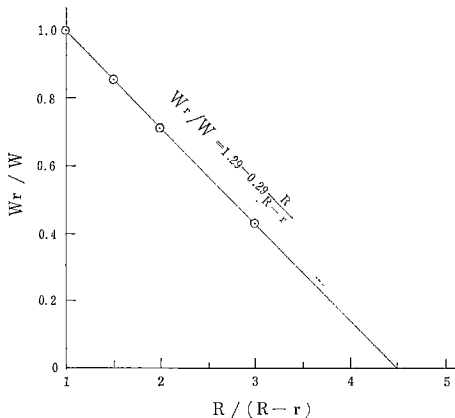


図 2・1—5 W_r/W と $R/(R-r)$ との関係

れぞれの位置で実測値と大体一致する。これは前述した水分の移動機構によるものと考えられ、レトルト壁から半径方向の距離が大きくなるに従って水分の影響が大きくなっている。図 2・1—5 に石炭中の全水分と伝熱に影響する水分の比と、仮定円半径とレトルト壁からの半径方向の距離との比の、両者の関係が直線になることを示す。直線の式は次のようになる。

$$\frac{w_r}{w} = 1.29 - 0.29 \frac{R}{R-r} \dots \dots (2 \cdot 1-12)$$

但し $r \geq 0 \quad w_r \geq 0$

ここに R は仮定円半径, r はレトルト中心からの半径方向の距離, w は原炭の全水分, w_r は r における伝熱に影響する水分である。

上式中の係数および定数項は、炉温 (t_w) とレトルト半径 (R) の関数である。従って炉温 600°C, 半径 0.193m の時にのみ成立する。この炉においてはレトルト壁より 43mm までは水分の影響がないことが推定される。

3) 半成コークス収率と残留揮発分

乾留時間と半成コークス収率および残留揮発分との関係を、それぞれ図 2・1—6, 図 2・1—7 に示す。

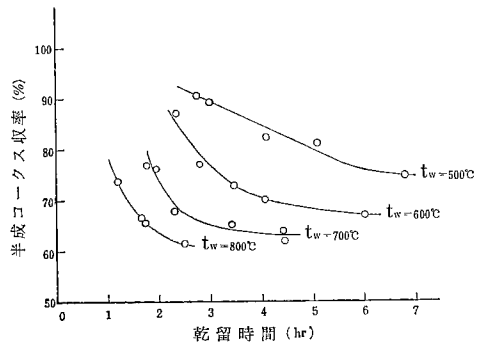


図 2・1—6 乾留時間と半成コークス収率との関係

ここで乾留時間はレトルトを炉内に装入してから炉外に取り出すまでの時間とした。

半成コークス収率と残留揮発分との関係を図 2・1—8 に示す。なお図 2・1—8 の点線は乾留によって固定炭素分と灰分が変化しないと仮定して算出したものである。同じ半成コークス収率における残留揮発分は乾留温度が低い (乾留速度がおそい) ほど少なくなっている。これは乾留速度がおそいほど揮発成分のうち、重縮合によって固定炭素になる量が増加するもの

と考えられる。

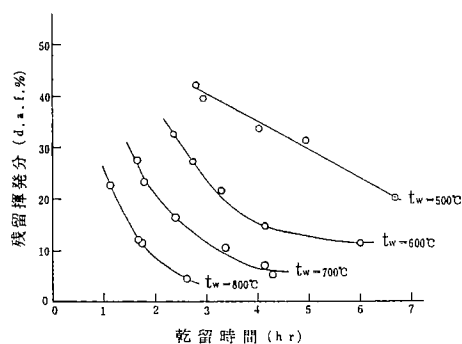


図 2・1-7 乾留時間と残留揮発分との関係

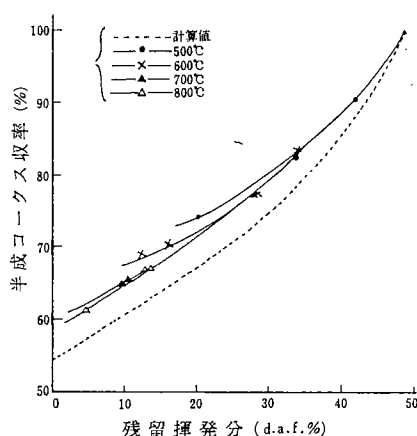


図 2・1-8 半成コークス収率と残留揮発分との関係

4) 乾 留 量

石炭が乾留によって分解し放出する量を乾留量と定義すると、これは次式で示される。

$$M_d = \beta M = (1 - r) M \dots \dots (2 \cdot 1 - 13)$$

ここに M_d は乾留量 (kg), M はレトルト中の石炭重量 (kg), β は乾留率, r は半成コークス 収率である。

石炭を固定層である一定炉温で一定時間乾留したときの乾留量を乾留時間で除したものを、平均乾留速度とする。これは移動層で連続的に乾留する場合の単位時間に放出する乾留量に対応する。この平均乾留速度は次式で算出される。

$$m_d = \beta M / \theta \dots \dots (2 \cdot 1 - 14)$$

ここに m_d は平均乾留速度 (kg/hr), θ は乾留時

間 (hr) である。

平均乾留速度と乾留率との関係を図 2・1-9 に示

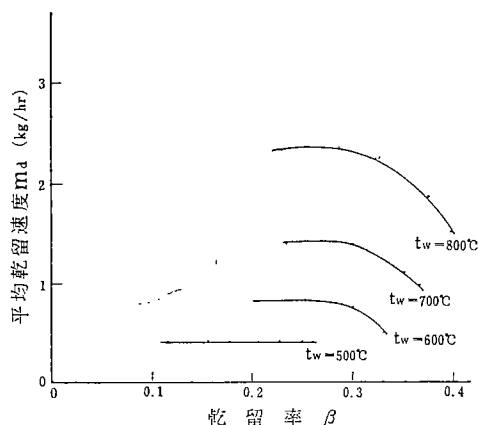


図 2・1-9 乾留率と平均乾留速度との関係

した。各炉温における 平均乾留速度は乾留率が 0.2～0.3 の範囲内で殆んど一定で、500℃の乾留で 0.4kg/hr, 600℃で 0.8kg/hr, 700℃で 1.3kg/hr, 800℃で 2.3kg/hr 程度である。

5) 煤塵発生率

回分式乾留炉で生成した半成コークスの煤塵発生率をるつぽ炉式簡易煤塵測定装置 (P.33 参照)

で測定し、図 2・1-10 に示した。残留揮発分 22～23

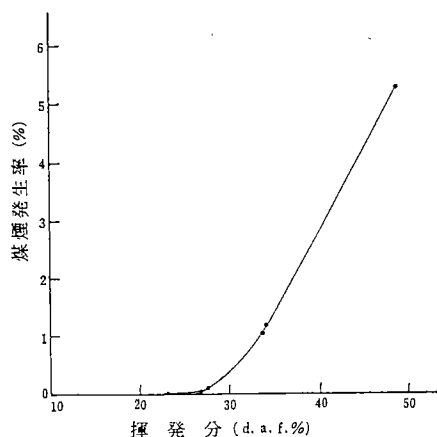


図 2・1-10 揮発分と煤塵発生率との関係

% (d. a. f.) 以下のものは殆んど無塵である。

6) 考 察

直径 200mm の回分式乾留炉で奔別小塊炭を乾留した結果から次のことがいえる。

イ) 石炭層の伝熱を解析する場合には石炭の湿潤比

熱を考慮しなければならない。

ロ) 固定床における乾留は、低温で乾留するほど揮発成分の中で固定炭素化する量が増加する。

ハ) 平均乾留速度 m_d は、各乾留温度における乾留率 β が 0.2~0.3 の範囲内で、それぞれ一定である。

ニ) 半成コークスは、残留揮発分 22~23% (d.a.f.) 以下になると殆んど無煙である。

文 献

- 1) , P. N. Nikoraev, et, Coke & Chemistry U. S. S. R, №3, 12 (1861) ,

2・2 移動層式乾留炉

本試験は、石炭を半成コークスとする無煙燃料製造法のうち、堅型外熱式連続移動層による製造試験に関するデータと工業化装置設計の基礎資料を得るために行なった。

1) 試験装置

試験装置のフローシートを図 2・2—1 に、炉の概要を図 2・2—2 に示す。本炉は 6 mm 厚鋼板製にして、内側の石炭層と外側の燃焼層の間を完全に遮断し、漏洩を避けている。外部焙道は焙道の下部において燃焼ガスを切線方向に吹きこむサイクロン型焙道として、

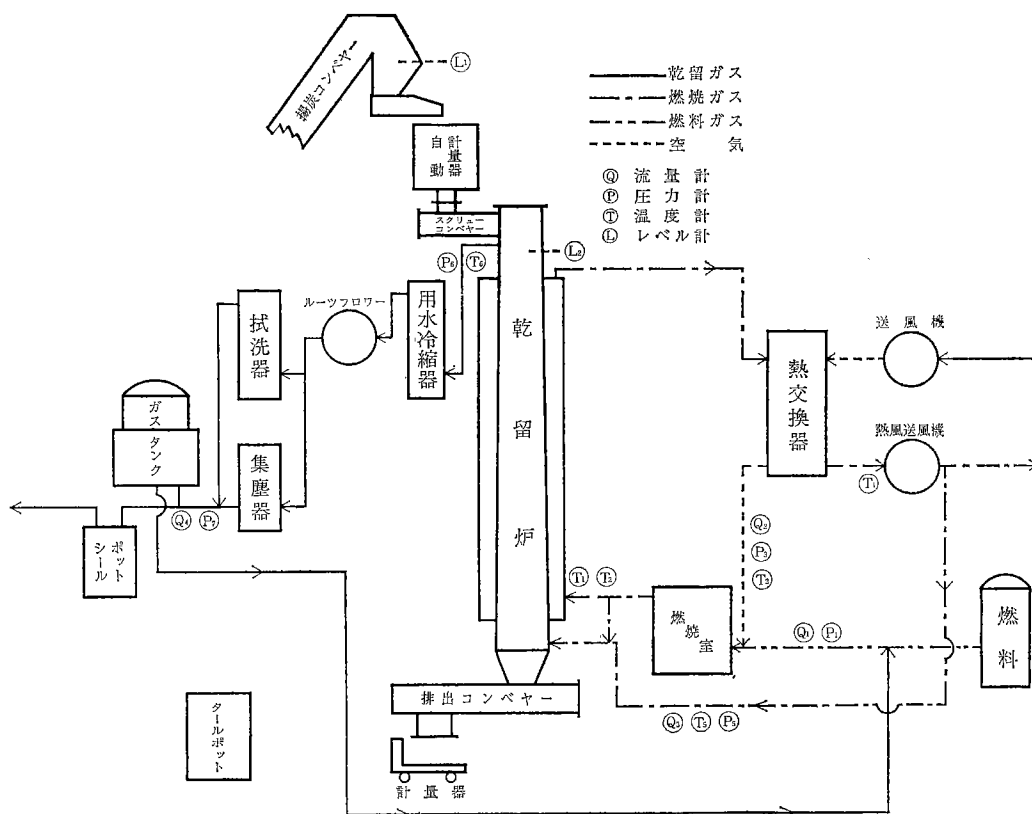


図 2・2—1

無煙燃料製造試験装置フローシート

円周方向の燃焼ガスの温度差を少なくし、また燃焼ガスと石炭との間に対流伝熱を行なわせた。

原料炭はバケットコンベヤにより上部バンカーに給炭され、振動コンベヤにより 20kg 計量の自動計量器に入って計量された後、スクリーフィーダで炉頂に装炭される。炉頂には回転式レベル計があり、一定レベルを保つようにフィーダは運転される。

炉内に装入された原料炭は連続的に下降し、外部焙

道より加熱され、下部スクリー型排出機 (5 kg/hr ~ 50 kg/hr) により一定排出が行なわれる。外部加熱は最初プロパンガスで行ない、連続長期運転の場合には乾留ガスを燃焼するようにしてある。

空気は温度圧力補正付きの流量発信器のつけられたオリフィス計で測定され、燃焼廃ガスと熱交換されて燃料ガスと混入される。燃料ガスは容積式ガスメータで計量され、燃焼室で予熱空気と混合され、燃焼して

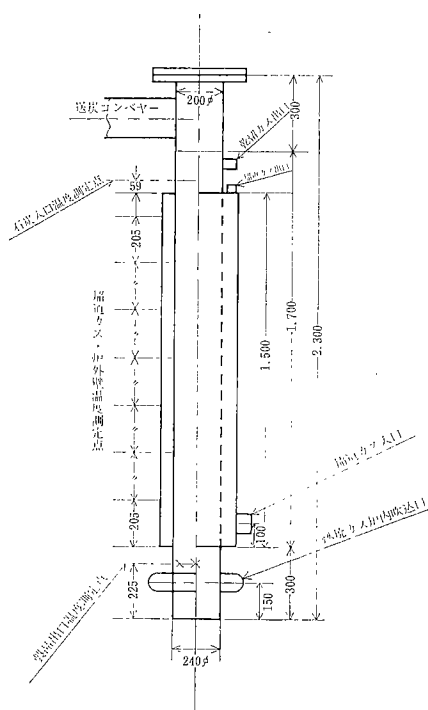


図 2・2—2 乾留炉本体概要 (単位mm)

高温ガスとなってサイクロン焙道を上昇しながら石炭を乾留し、炉頂より出て熱交換器で空気を予熱してから屋外に放出される。

乾留ガスは炉頂圧0mm水柱になるように、ループブロワで吸引され、冷縮器、タール排除器、オリフィス計を経て、ガスタンクに貯蔵され、余剰ガスは屋外に放出される。

タールは配管途中のドレン抜きにより抜きとられ、タール計量槽に入る。

2) 試験方法

本試験に用いた試験は奔別小塊炭で、工業分析を表2・2—1に、粒度分布を図2・2—3に示す。算術平均粒子径は7.04mmである。

乾留試験においては、炉底の排出機回転数を変えることにより半成コークス排出速度を変え、炉温は焙道

表2・2—1 奔別小塊炭工業分析

(wt %)				
水分	灰分	揮発分	固定炭	発熱量
3.7	9.0	46.4	40.9	7,150kcal/kg

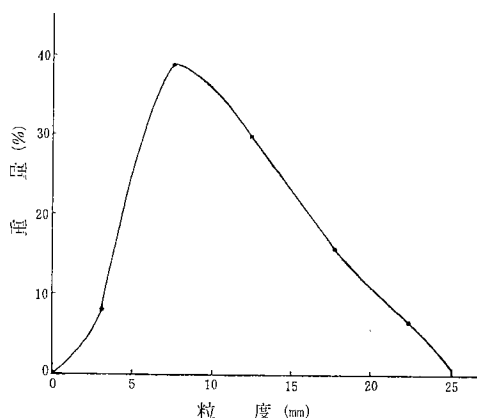


図 2・2—3 奔別小塊炭粒度分布

最下部のクロメルアルメル熱電対による温度を一定になるように手で調節した。炉内が定常状態になってからほぼ10時間にわたって、装炭速度、排出速度、ガス流量、および各所温度の測定と赤外線分析計によるCH₄、COの測定およびガスクロマトグラフによる乾留ガスの分析を行なった。また製品については工業分析法による残留揮発分の測定を行なった。

3) 試験条件と結果

表2・2—2に試験結果と図2・2—4に炉外壁温度および焙道の温度分布の一例を示す。試験は、焙道ガスの入口温度を一定に保ち、650℃、700℃、750℃の低温乾留域において行なった。炉温に炉壁より炉頂に向ってほぼ直線的な温度勾配を有し、軸方向温度分布は焙道内、炉壁とも同一の傾向をもっている。

a) 乾留率と滞留時間

製品としての半成コークスの残留揮発分はほぼ15～

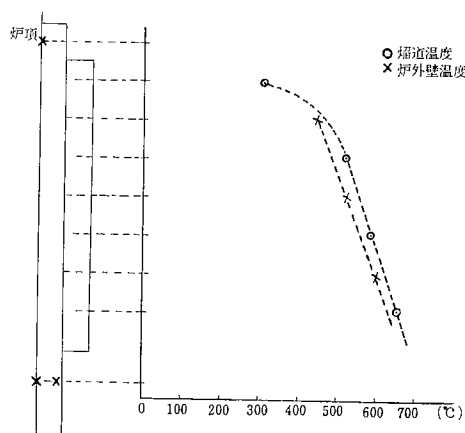
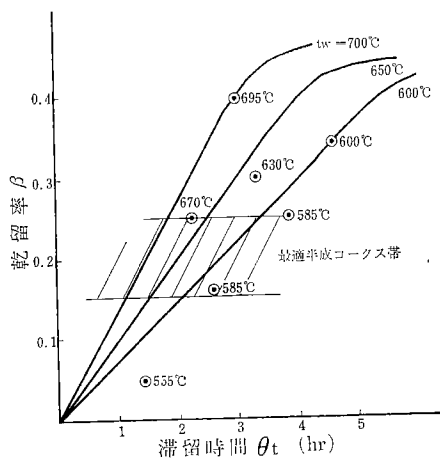


図 2・2—4 炉外壁温度および焙道の温度分布

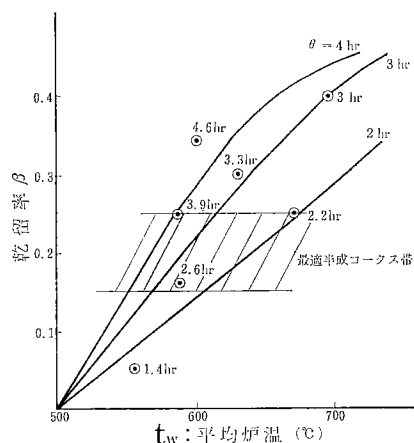
表 2・2-2

操 業 実 績 総 括 表

実験番号	P 11	P 12	P 13	P 21	P 23	P 31	P 32
制御温度 (°C)	650	650	650	700	700	750	750
平均炉温 t_w (°C)	600	585	585	630	555	670	695
排出機回転数 (r・p・m)	0.38	0.53	0.78	0.71	—	1.0	0.75
処 理 量 m_0 (kg/hr)	8.8	10.2	15.5	12.2	30.4	18.2	13.5
乾 留 量 m_d (kg/hr)	3.0	2.6	2.5	3.7	1.5	4.7	5.4
収 率 $(1-\beta)\%$	65.5	75.0	84.0	70.0	95.0	75.0	60.0
乾 留 率 β	0.345	0.250	0.160	0.300	0.050	0.250	0.400
滞 留 時 間 θ_T (hr)	4.6	3.9	2.6	3.3	1.4	2.2	3.0
$\beta/A \cdot \theta$ ($1/m^2 \cdot hr$)	0.073	0.062	0.060	0.088	0.028	0.110	0.130
乾 留 係 数 $K(1/m^2 \cdot hr \cdot ^\circ C)$	1.1/1500	1.1/1500	1.06/1500	1.02/1500	0.77/1500	0.97/1500	1.0/1500
温度上昇速度 (°C/min)	2.2	2.5	3.9	3.2	6.6	5.1	3.9
発生ガス量 (m^3/hr)	0.84	1.46	0.70	1.04	0.39	1.50	1.73
L. P. G. 量 (m^3/hr)	0.954	0.868	0.970	1.063	1.052	1.346	1.476
空 気 量 (m^3/hr)	5.2	5.67	5.0	5.0	4.7	5.5	5.1
ガス 分 析 値	CO ₂ (%)	—	—	6.2	—	—	—
	O ₂	2.4	1.8	7.5	7.9	—	1.2
	N ₂	7.1	37.2	29.1	62.7	—	5.9
	H ₂	23.4	16.0	12.2	10.6	—	28.0
	CH ₄	63.5	38.0	38.3	14.8	—	55.0
	CO	4.6	7.1	6.7	4.0	—	10.8
	H ₂ /CH ₄	0.37	0.42	0.32	0.72	—	0.53
工分	揮 発 分 (%)	17.3	27.7	35.5	21.8	—	24.6
業析	水 分 (%)	2.45	2.60	1.93	3.05	—	2.0

図 2・2-5 乾留率—滞留時間, ($\beta-\theta_T$)

25%程度が適当と考えられるので、炉温を一定に保ちながら排出機回転数を数段階に変えて600°C, 650°C, 700°Cにおける適当な炉内滞留時間を求めた。図2・2-5に平均滞留時間と乾留率の関係を示し、図2・2-6に平均炉温と乾留率の関係を示す。所望の半成コークスを得る条件は、平均炉温700°Cでは滞留時間1

図 2・2-6 乾留率—平均炉温, ($\beta-t_w$)

～2時間, 600°Cでは2～3時間である。平均滞留時間 θ_T (hr)は、炉有効容積を V (m^3), 石炭処理速度を m_0 (kg/hr), 石炭嵩密度を ρ_0 (kg/ m^3) とすれば次式で与えられる。

$$\theta_T = \frac{V \cdot \rho_0}{m_0} \text{ (hr)}$$

乾留率 β は排出量を $m_c(\text{kg/hr})$ とすれば

$$\beta = 1 - \frac{m_c}{m_o} \dots\dots\dots (2 \cdot 2 - 1)$$

で表わされる。炉の伝熱面積 A は、炉頂半径 $R_i = 0.102\text{m}$ 、テーパ $2a = 1/50$ 、炉高 $z = 1.5\text{m}$ として

$$A = 2\pi \int_0^{1.5} (R_i + az) dz = 1.03 (\text{m}^2)$$

また平均炉温 t_w は軸方向温度勾配と表面積の変化を考慮した次式より求められる。

$$t_w = \frac{2\pi \int_0^{1.5} (R_i + az) (t'_w + mz) dz}{2\pi \int_0^{1.5} (R_i + az) dz} \quad (^\circ\text{C})$$

ここに t'_w : 炉頂温度 ($^\circ\text{C}$)

m : 温度勾配 ($^\circ\text{C}/\text{m}$)

b) 乾留係数

乾留は熱による炉内物質の移動であるから、乾留速度が乾留に有効な温度差に比例するとすれば次式で表わされる。

$$d\beta/d\theta = K(t_w - t_d) \dots\dots\dots (2 \cdot 2 - 2)$$

ここに K : 乾留係数 ($1/\text{m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)

t_d : 炉により決定される最低乾留温度 ($^\circ\text{C}$)

図 2・2-7 に熱天秤による加熱減量(乾留率)曲線、図 2・2-8 に熱天秤曲線より求めた乾留速度と乾留率の関係を示す。これによると、温度上昇速度が $1^\circ\text{C}/\text{min} \sim 12^\circ\text{C}/\text{min}$ において β が $0.15 \sim 0.25$ の範囲では恒率乾留と考えられる。また移動層のように半径方向および軸方向に温度分布をもつような場合には恒率乾留範囲は広がるものと考えられる。恒率乾留範

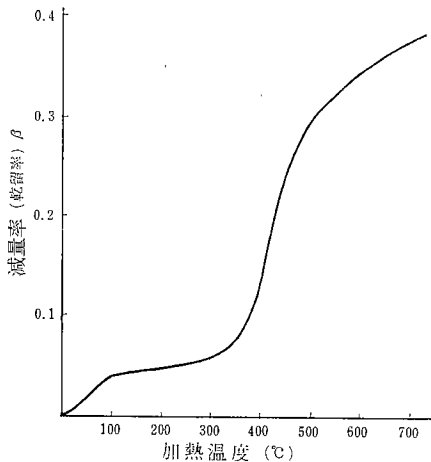


図 2・2-7 熱天秤による加熱減量曲線

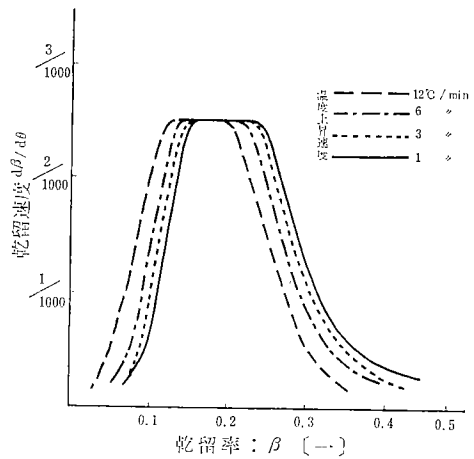


図 2・2-8 乾留速度—乾留率

囲では式 (2・2-2) を変形して

$$\beta = K(t_w - t_d) \cdot \theta \dots\dots\dots (2 \cdot 2 - 3)$$

と表わすことができる。移動層の試験における $\beta/A \cdot \theta$ と平均炉温 t_w の関係を図 2・2-9 に示す。ほぼ直線関係にあるから式 (2・2-3) より計算される乾留係数 K の平均値は $1/1,500 (1/\text{hr} \cdot ^\circ\text{C})$ 、また $t_d = 500^\circ\text{C}$ とする。

c) 炉内炭層温度分布

外熱乾留では炉内熱伝導が製品に与える影響は極めて大きい。そこで今回の試験における炉内炭層の温度分布を次の仮定のもとに推算してみた。

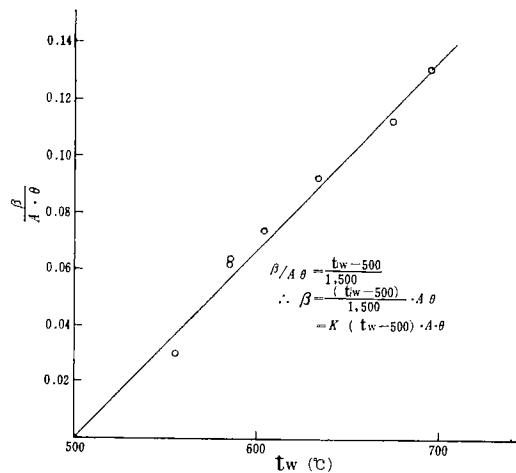


図 2・2-9 $\beta/A \cdot \theta$ —平均炉温 (t_w)

- (イ) 炉内石炭および発生ガスが流れを完全なるピストン流と考え、石炭の流れ方向を正とする。
- (ロ) 石炭と発生ガスの温度差を無視する。
- (ハ) 反応による相変化、物性値の変化がない。

(18)

- (イ) 軸方向の熱伝導を無視する。
- (ロ) 発生ガスは最底部より全量発生する。
- (ハ) 層内は時間的に定常状態である。
- (ニ) 炉径のテーパを無視し直円柱とみなす。

このモデルにおける伝熱の基礎式は

$$-B \frac{\partial z}{\partial t} + k_e \left(\frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{1}{y} \frac{\partial t}{\partial y} \right) = 0 \dots \dots \dots (2 \cdot 2-4)$$

$$B = F_g \cdot C_{pg} - F_c \cdot C_{pc}$$

式(2・2-4)における初期条件, 境界条件は

$$z=0 \quad \text{で} \quad t=t_0$$

$$r=0 \quad \text{で} \quad \partial t / \partial r = 0$$

$$r=R \quad \text{で} \quad k_e \partial t / \partial r = h_w (t_w - t_R)$$

ここに z は軸方向層入口からの距離, r は半径方向層中心からの距離, t_w は壁温を示す。実際の計算は P-11 のデータをもとにした。下記の諸数値を代入し, アナログ電子計算機により行なった。

F_c ; 石炭質量速度	93 kg/m ² ・hr
F_g ; 発生ガス質量速度	12.4 kg/m ² ・hr
C_{pc} ; 石炭比熱	0.35 kcal/kg・°C
C_{pg} ; 発生ガス比熱	0.27 kcal/kg・°C
R ; 炉半径	0.11 m
z ; 炉高	1.5 m
θ_T ; 滞留時間	4.6 hr
h_w ; 壁境膜伝熱係数	30 kcal/m ² ・hr・°C
t_0 ; 石炭入口温度	100 °C
t_w' ; 炉頂壁温度	385 °C
t_w'' ; 炉底壁温度	690 °C

有効熱伝導率 k_e (kcal/m・hr・°C) は図 2・2-10 より 400 °C 付近にて乾留ガス発生のため急激に変化するものと考え, 石炭温度 400 °C までを $k_e=0.3$, 400 °C 以上では $k_e=0.5$ として計算した。図 2・2-11 に滞

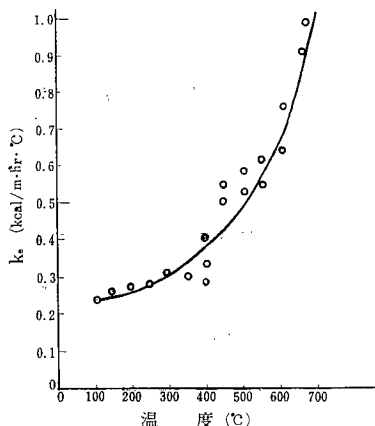


図 2・2-10 $k_e - t$

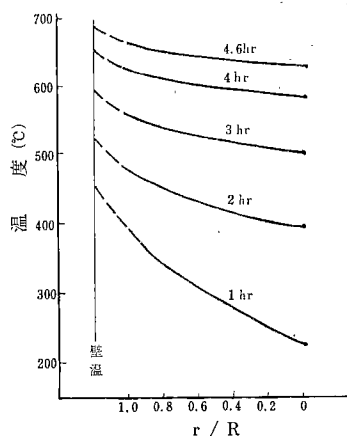


図 2・2-11 $t - r/R$

留時間と半径方向温度分布の関係を示す。この図より $r/R=0$ の箇所における温度 t_c と $r/R=1.0$ の位置における温度 t_R との比 t_c/t_R の時間的变化は $\theta = 1$ hr で $t_c/t_R=0.61$, $\theta = 2$ hr で 0.85, $\theta = 3$ hr で 0.92, $\theta = 4$ hr で 0.935, $\theta = 4.6$ hr で 0.94 となり, 滞留時間 3 時間以上では $t_R - t_c$ はほぼ 50 °C 程度である。

d) ガス分析値と乾留温度 (炉内平均温度)

乾留温度により, 乾留ガスの組成は大きく変化する。中村¹⁾ の得た H_2/CH_4 の積分組成比と乾留温度の関係を図 2・2-12 に示す。特に 300 °C ~ 500 °C にお

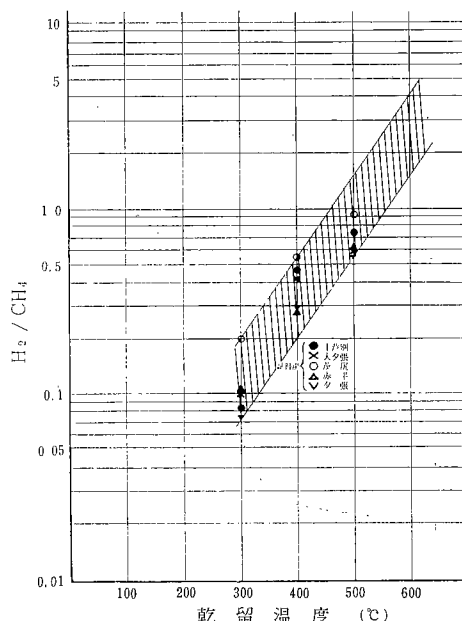


図 2・2-12 H_2/CH_4 - 乾留温度

る CH_4 組成と H_2 組成は一定の比率関係で変化している。恒率乾留期間ではほぼ

$$\text{H}_2/\text{CH}_4 = K e^{k(t-300)}$$

なる実験式で表わされる。

実測した H_2/CH_4 比から炉内温度を推算すると 650℃ 制御のときは 400～450℃ であり、700℃ のときは 500～550℃、750℃ のときは 550～600℃ の平均乾留温度と推定される。

e) 熱天秤曲線と乾留の関係

原炭の工業分析と熱天秤分析値の間には若干の差が認められるが、これは乾留の雰囲気の違いによるものと考えられる。移動層による外熱式乾留は昇温速度が 1℃/min～4℃/min 程度で、遅い乾留であるため、昇温速度の遅い熱天秤曲線が実際の乾留における脱揮発速度と合致するものと思われる。また熱天秤曲線からわかるように 400℃～500℃ の乾留では 15～30% の乾留量であり、生成する半成コークスの揮発分は 15～30% と推察できる。乾留に必要な温度は 500℃～550℃ の範囲内となり、炉壁温度を高くすることは炉内温度差を大きくし、製品むらを生じ、全体として揮発分 15～30% の製品を得る乾留方法であり、製品としては好ましくない。揮発分 15～30% の均一な製品を得るためには、500℃～550℃ の低温で操業するのが望ましい。

外熱充填層式乾留炉は熱天秤曲線により解析するのが妥当と考えられる。

f) 棚吊り現象

炉内の棚吊りは 2 種類に大別できる。第一は炉頂部に現われる炉内温度 300℃ 以下の棚吊りで、この現象は炉下部で発生したタールが低温石炭層を通過する際、凝縮を起し、石炭に附着して粘着力を増すために現われる弱い棚吊りである。第 2 は炉下部の 500℃～550℃ 乾留範囲で現われる強固な棚吊りで、300℃～500℃ 乾留帯で加熱石炭の膨張による側圧の増大からくる原因と、温度分布を有する炉内断面では中心が 300℃、外壁が 500℃ と温度差が大きいため、嵩密度は中心と外壁でかなりの差を生じ、従って石炭の流れ速度は中心で速く、外壁で遅い速度分布をもたらす。その上 450℃ 近傍で粘結性が生ずるため、外部石炭粒子の部分的停滯が棚吊りの核となって全面に流動停止をもたらす場合とが考えられる。移動層は自重による落下であるが、粉体層内の粉体圧は Janssen²⁾、葛岡³⁾ 等の研究により次式で示される。

$$p_b = \frac{r_0 D}{4 C} + \left(p - \frac{r_0 D}{4 C} \right) e^{-\frac{4 C Z}{D}} \quad \cdots (2 \cdot 2 - 5)$$

ここに r_0 は比重量 (kg/m^3)、 D は直径 (m)、 p は下向き外力 (kg/m^2)、 z は粉体の上面からの距離 (m)、 p_b は下向き内力 (kg/m^2) であり、 C は実験定数である。外力 $p = 0$ の時式 (2・2-5) は

$$p_b = \frac{r_0 D}{4 C} \left(1 - e^{-\frac{4 C Z}{D}} \right) \quad \cdots (2 \cdot 2 - 6)$$

となり、本実験の場合の計算値を図 2・2-13 に示す。

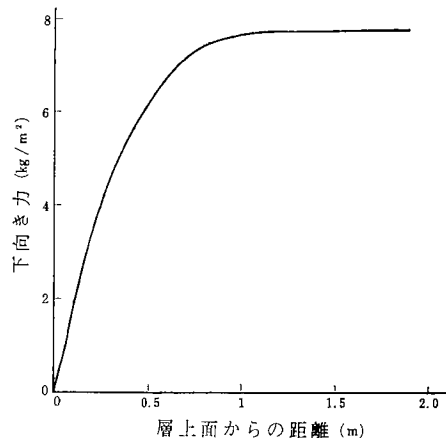


図 2・2-13 下向き力と炉内位置

自重による下向き力は層上面からの距離が 1 m 附近で一定となり、その力は 8 kg 程度であるから棚吊り防止は期待できない。

以上の結果から

- (i) 乾留は温度により大きく影響されるため炉内温度分布を均一にすると同時に、炉温制御を正確に行なわなければならない。また炉内温度分布の不均一は外熱炉では避けられないから、内熱を加味したものが望ましい。
- (ii) 熱天秤曲線から得られる恒率乾留速度範囲が望ましい半成コークス帯と考えられ、以後の減率乾留帯は脱揮発分が多く、高温コークスに近い性状となる。乾留係数と最低乾留温度は炉の効率を示す値である。
- (iii) 乾留中のガス分析値、ガス発生量を知ることにより炉内平均温度を推定できる。特に H_2/CH_4 は有力な方法であると考えられる。
- (iv) 乾留温度に対する半成コークスの嵩密度は原料炭の約半分となり、高密度半成コークスの製品は圧縮成型を行なう以外に方法はないものと考えられる。
- (v) 移動層の最大の難点である棚吊り現象は炉内半径方向温度分布が大きいときに現われる傾向にあり、P-31、P-32等は若干の棚吊り現象があった。棚

吊りを予知する 方法としては, H_2/CH_4 の変化を測定することが良い検知法と考えられる。

その他炉内温度の上昇状態, 製品の抜き出し量の過不足等によっても判断できるが, いずれも時間遅れが問題となる。

文 献

- 1) 中村 昌二; 石炭の自然発火の一考察,
石炭技術19巻12号
- 2) H. A. Janssen; V. D. J. Z. 5, 1045 (1895)
- 3) 葛岡 常雄; 粉体貯蔵内の圧力, 機械学会誌 昭和31年
9月号

第3章 中間規模装置による乾留試験

石炭の乾留については既に製鉄用、鋳物用のコークス製造方法として完成されたものがあり、また人造石油原料としての低温タール取得を目的とした低温乾留技術^{1,2)}はわが国において既に実施された経験がある。イギリスでは古くから連続式堅型乾留炉として都市ガス製造用にグローバー・ウェスト式³⁾、ウッダー・ダッカム式⁴⁾が多く実用されてきている。わが国における最近の堅型乾留炉使用の実例では宇部興産株式会社が合成ガス製造用としてコッパース式⁵⁾を操業していた。

家庭用固体無煙燃料を主目的とする低温乾留では、低温タールの性状よりはむしろ半成コークス性状、すなわちその無煙性、着火性、燃焼性が問題となる。従って在来の低温乾留とは乾留条件も異なるし、また乾留温度と原炭性状との関連性も考慮する必要がある。

このような観点から堅型乾留炉による道内炭の乾留の適否を検討するため非粘結炭、微粘結炭の5～25mm粒度の代表的な炭種を選び、良質な半成コークスを得るための工業化に必要な基礎資料を得ることならびにその製造方法の確立を主目的として実験を行なった。

3・1 装置および運転概要

本研究に用いた乾留装置は加熱用熱源として発生炉ガスを使用し、ヘアーピン型焰道を有する外熱式堅型

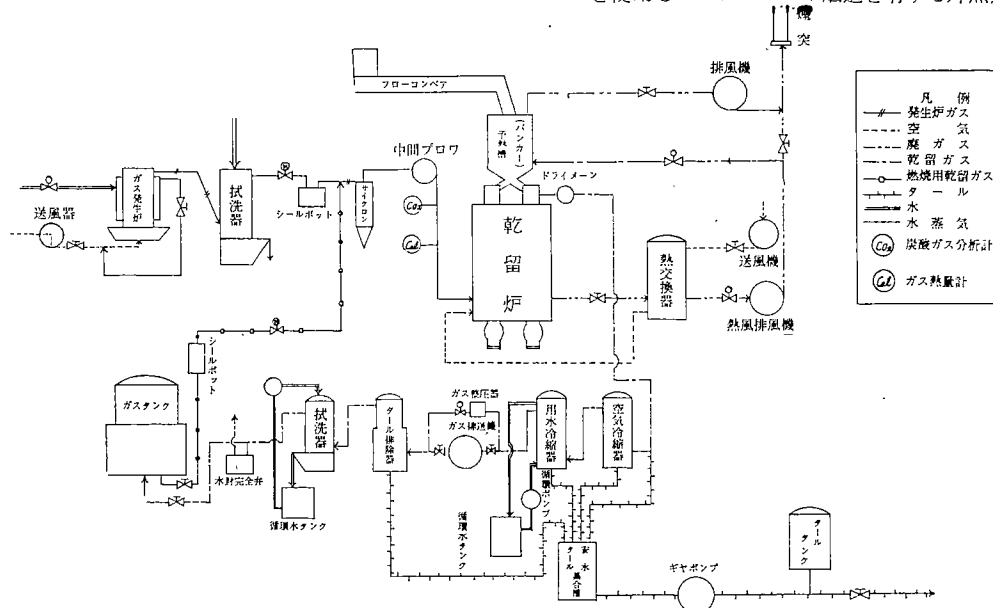


図 3・1—1 石炭乾留装置フローシート

レトリート4本を一団としており、5t/日の処理能力で連続的に乾留する装置である。図3・1—1に乾留装置のフローシートを示し、乾留装置の一部を写真1、管理室を写真2に示す。次に装置および運転の概要を述べる。

1) 燃料ガス系統

a) ガス発生炉

図3・1—2にガス発生炉の細部仕様を示す。内径1,000mm、高さ3,000mmでロータリグレートによる灰の掻出し機構を有し、外套のウォータージャケットの水蒸気発生量は1.3t/日の能力がある。送入空気の水蒸気を混入し、約40～50℃、20～30mm水柱にして炉底

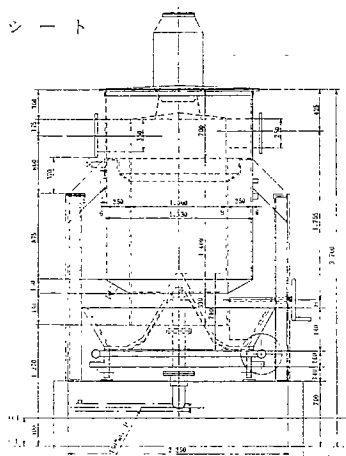


図 3・1—2 ガス発生炉

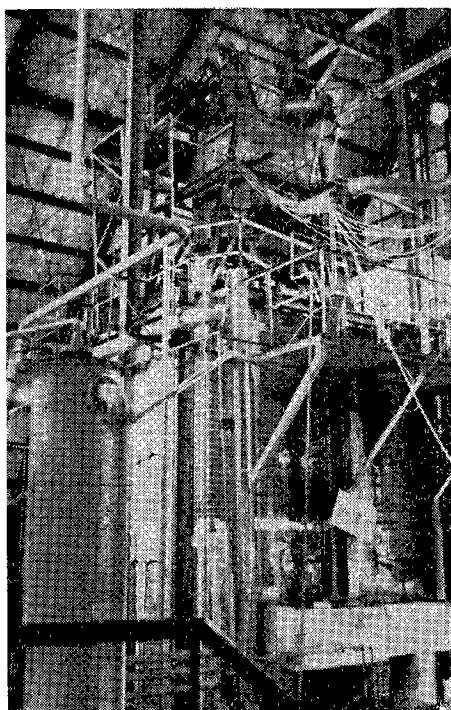


写真1 乾留炉の一部

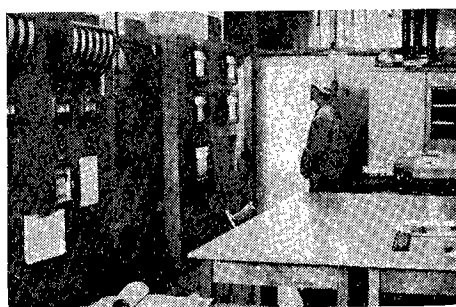


写真2 管 理 室

より吹込み、原料コークスと反応させて発生炉ガスを
得る。この炉の能力は $1,100\text{kcal/m}^3$ のガス $5,200\text{m}^3/\text{日}$
であり、コークス使用量は $1,800\text{kg}/\text{日}$ である。発生炉
ガスは約 450°C でガス拭洗器に入る。

b) 発生炉ガス用拭洗器

内径 $1,000\text{mm}$ 、高さ $5,000\text{mm}$ の直立円筒型で、内部に
木製グリットが10段入っている。下部より発生炉ガス
が送入され、上部より最大流量 $1,000\text{kg}/\text{hr}$ の水で拭
洗される。

c) サイクロン

内径 200mm 、高さ 800mm 、ガス入口の幅 60mm 、その高
さ 95mm であり、入口流速は $20\text{m}/\text{sec}$ 位である。

d) 中間ブロワ

2.5kW 電動機直結 ターボブロワで、最大風速 220
 m^3/hr 、最大静圧 500mm 水柱のものを用了。これはガ
ス発生炉の出口圧が約 $15\sim 25\text{mm}$ 水柱であり、系全体の
圧力損失が大きいため設けた。これにより発生炉ガス
は乾留炉燃焼室に送られる。

2) 乾留炉系統

a) 予 熱 槽

石炭計量機で計量された試料炭はフローコンベアで
予熱槽へ送られる。コンベアは全長 13m で、 2.2kW の
無段変速モータで駆動される。予熱槽自体はバンカー
を兼ねており、ほぼ $1,000\text{mm}$ 角の正方形でその下部よ
り4本のレトルトに石炭を装入できるようになってい
て、上部のレベル計により、フローコンベアの駆動を
制御して槽内の石炭量を一定にしている。

予熱槽を用いた試験は実験番号 P-8 のみである。
吹込み燃焼廃ガスは $130\sim 230^\circ\text{C}$ で流量 $100\sim 200\text{m}^3/\text{hr}$

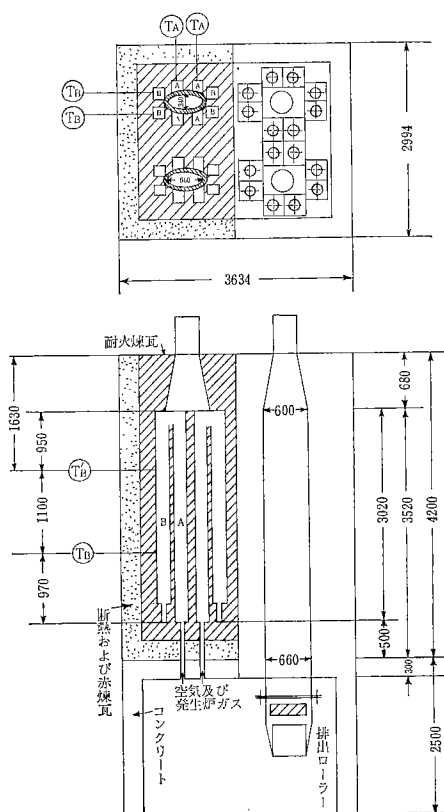


図 3・1—3 豎型乾留炉

に制御して、槽内の石炭を約 100℃ に乾燥し乾留効率の上昇をはかった。廃ガスの予熱槽入口圧は 50～60 mm 水柱で、出口圧力は約 -130 mm であり、排風機 (0.75 kw 電動機直結ターボブロワ、最大風量 17.4 m³/min、

最大風圧 200 mm 水柱) で煙突から排出される。

b) 乾 留 炉

図 3・1—3 に乾留炉の構造および寸法を、図 3・1—4 に煉瓦積全体図を、図 3・1—5 にその断面図

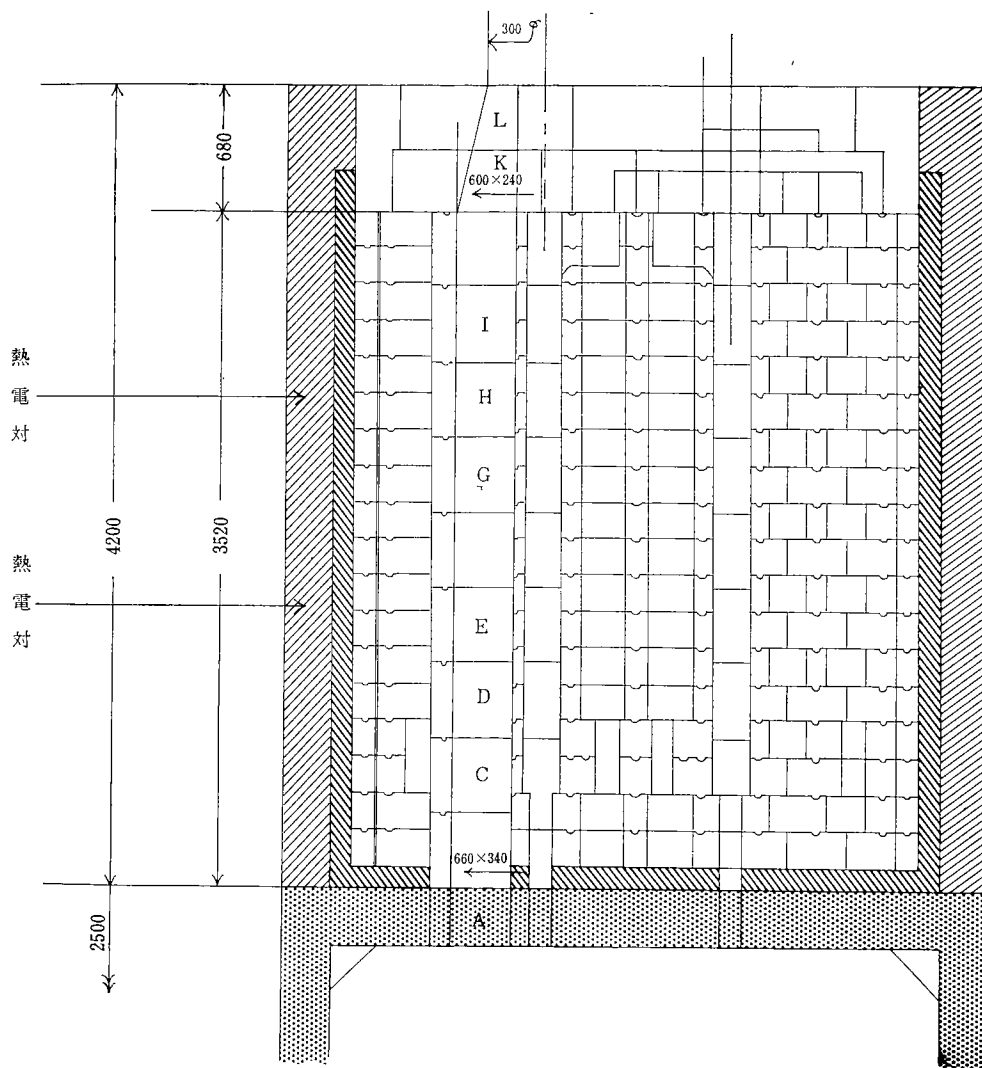


図 3-1-4 煉 瓦 積 全 体 図

を示す。炉本体は、シヤモット質異型煉瓦により 12 段に構築された堅型レトルト 4 本で構成され、各レトルトの中心距離は 960 mm である。レトルトは断面が楕円形で、長軸および短軸の長さはそれぞれ上部では 600 および 240 mm、下部では 660 および 340 mm で、テーパがついている。なお充填高さ 3,820 mm、充填容積 0.606 m³、有効加熱高さ 3,020 mm である。

1 本のレトルトの外側にはヘアービン式の燃焼室が 4 組あり、合計 8 本の焰道がレトルトをかこんでいる。発生炉ガスは焰道 A の下部より燃焼用空気と共に吹き込まれ、燃焼して上昇し、焰道 B を下降して熱交換室に入り、燃焼用空気と熱交換して熱風排風機で煙突に排出される。なお燃焼室に入る燃焼ガスの温度は約 20℃、圧力 80 mm 水柱、燃焼用空気は約 250～300℃、

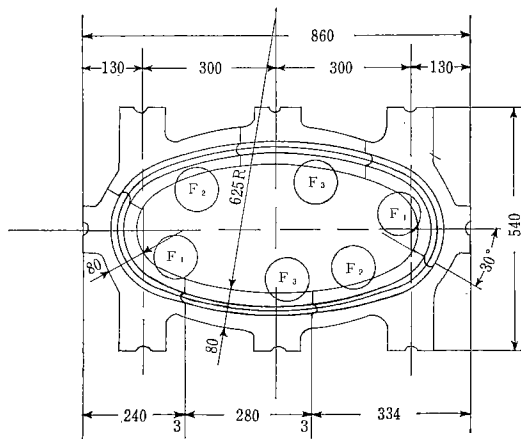


図 3-1-5 レトルトの煉瓦積断面図

圧力 50～100 mm 水柱である。なお焰道の圧力は焰道の上部で± 0 mm 水柱になるように調整されている。乾留温度の調整は各焰道の上下に挿入した熱電対により行なった。レトルト内の中心軸方向の温度は、上部より挿入した熱電対で 4 点測定した。これは径 50 mm、長さ 4.5 m のステンレス保護管中に絶縁材としてマグネシヤを充填し、クロメルアルメル熱電対を 4 本、それぞれ 1, 2, 3, 4.5 m の位置に入れた特殊熱電対である。

原料石炭は炉本体の上部に設置された予熱槽を通過してレトルト内に入り、レトルト周囲の焰道により加熱されて下降する。半成コークスは無段変速機付電動機(0.75kw)により駆動される 6 枚羽のロータリーゲートで排出される。乾留ガスはレトルト内を上昇し、ハイドロリック・メインを通過してガス精製装置に入る。実験ではハイドロリック・メインは使用しないでドライ・メインで行なった。乾留試験は滞留時間 5～8 時間、乾留温度 600～1,000℃の範囲で行なった。

3) 燃焼廃ガス系統

a) 熱交換器

縦型円筒多管式熱交換器で直径 320 mm、高さ 2,075 mm で内部には 25 mm 径の円管が 61 本入っている。有効伝熱面積は約 6.7 m² である。空気は管内を、また燃焼廃ガスは胴側を流れる。この熱交換器を直列に 2 基(1 基はステンレス製、他は鋼製)ならべて燃焼用空気を加熱した。

b) 熱風排風機

15kw 耐熱式ターボブロワで、回転数 2,900 r.p.m 最大風量 40 m³/min、静圧は 300℃において 500 mm 水柱、17℃において 1,100 mm 水柱である。これにより燃焼廃ガスの一部は予熱槽を通過するようにし、他は煙突か

ら大気中に放出させた。

c) 煙 突

煙突は、直径 300 mm、高さ 15 m の鋼板製である。

4) 乾留ガス精製系統

乾留ガス 2,400 m³/日を精製する能力を有し、次の主要部分より成っている。

a) 空気冷縮器

直立円筒型で、外筒 700 mm φ × 3,000 mm、内筒 500 mm φ × 3,000 mm の中空円筒である。乾留炉の頂部より出た乾留ガスはドライメインを通り本器に入る。ガス入口温度は 80～85℃、出口温度は約 60℃となる。冷縮器本体のガス圧力損失は 2～3 mm 水柱であり、入口圧力は約 1 mm 水柱である。

b) 用水冷縮器

750 mm φ × 5,300 mm の直立円筒型で、内部に 53 mm 水管が 32 本入っている。空気冷縮器を出た乾留ガスは本器に入る。冷却水は流量 3～4 m³/hr で循環され、ガスはこの水管の周囲を通過する間に冷却される。ガスの出口温度は 30～35℃となる。なお本器のガス圧力損失は 10～15 mm 水柱である。

c) ガス排送機

1.5kw 電動機直結ルーツブロワで、その能力は 100 m³/hr、静圧は 400 mm 水柱である。冷縮機を出たガスはタール排除器、拭洗器、ガス計量器を通過してガスタンクに入るが、これらの抵抗に打ち勝ってガスを送るために本機を使用した。この型のブロワは定容積式になっているため、バイパスによりガス整圧器でレトルト出口の圧力を ± 0 mm 水柱に保つように調整した。排送器入口圧はガス流量によりバイパス弁が作動するため一定でないがほぼ 30 mm 水柱、出口圧はガスタンクの関係上約 300 mm 水柱であった。

d) タール排除器

ガス排送機を出たガス中にはなお霧状になって懸垂しているタール分があるので、これにより除去した。本器はペローズ式で直径 400 mm、高さ 900 mm で、その処理能力は 125 m³/hr、圧力損失は約 30 mm 水柱である。

e) タール、安水集合槽

空気冷縮器、用水冷縮機、タール排除器などから排除されるタールと安水はヘッダの差によって集合槽に集められる。本槽は縦 1,500 mm、横 800 mm、高さ 1,000 mm で計量器の上に設置した。集合槽に集められた含安水タールは計量され、ギャポンプによりタールタンクに貯蔵される。ギャポンプは 2.2kw 電動機直結ポンプで、その能力は 2 m³/hr、揚程 10 m である。

f) タールタンク

タールタンクは4基あり、その内3基は直径1,500mm、高さ3,000mm、容量5.3m³、他の1基は直径2,830mm、高さ3,600mm、容量23.8m³で、各タンクの内部にスチームコイルが入っている。これらのタンクに貯蔵された含安水タールは安水の静置分離した後にタール分のみタール蒸留工場に送るよう配管した。

g) 乾留ガス拭洗器

500mmφ×4,000mmの直立円筒型で、内部に木製グリットが10段入っている。タール排除器を出たガスは下部より入り、約20℃になり、ガスメータを通り計量されてからガスタンクに貯蔵される。ガスの入口圧は約70mm水柱で圧力損失は数mm水柱程度である。

h) 用水冷縮器および拭洗器用循環ポンプ

0.75kw電動機直結渦巻ポンプであり、その能力は10

m³/hr、揚程11～13mである。

i) ガスタンク

計量された乾留ガスはガスタンクに貯蔵される。タンク本体は水封式で、水槽外径2,430mm、高さ3,050mm、水槽内に入っているガス槽は10m³で、ガス圧約250mm水柱で上昇する。

j) 燃焼用乾留ガス回路

ガスタンクに貯蔵されたガスを乾留熱源に使用するため、タンクより前述のサイクロン入口まで配管し、その間に逆火防止のためシールボットを設けた。燃焼用ガス量を制御するために燃焼室入口において燃料ガスの熱量を計測した。

5) 計測系統

図3・1—6に装置全体の計装図を示す。温度測定

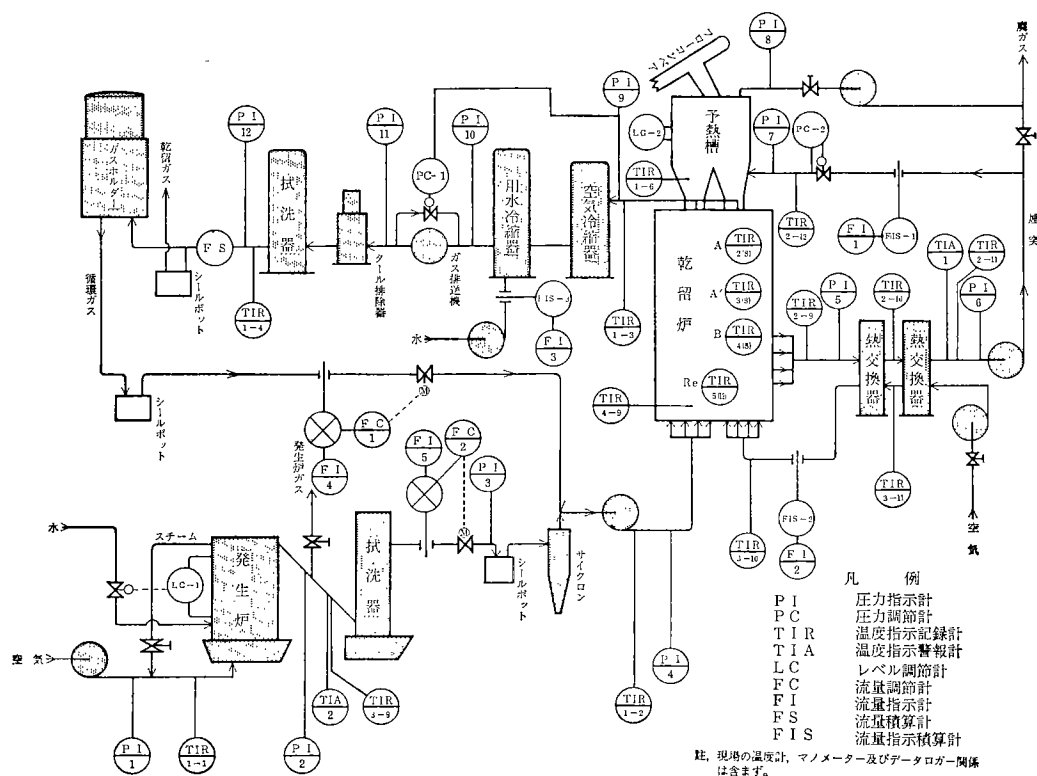


図 3-1-6

石炭乾留装置計装図

点は乾留炉本体の焙道に32点、レトルト内の石炭層に16点、予熱槽内に4点、その他ガス流路に10点である。温度は主としてクロメル・アルメル熱電対を用い、管理室の電子管式温度記録計で記録し、さらにデータロガ(50点)を併用して各時間における温度を記録し、警報を出させるようにした。一部には抵抗線

式温度計を使用している所もある。圧力測定は15ヶ所で行ない、管理室のドラフトゲージに直結した。流量測定にはオリフイス計を用いた。この流量計には指示および警報機構がつけられている。なお発生炉ガスの性状監視のため炭酸ガス計を使用して燃料ガスの定常化を行なった。

3・2 試 験 結 果

1) 試 料 炭

試料炭は非粘結炭として羽幌粉炭，太平洋小塊炭を，また微粘結炭として奔別粉炭，奔別小塊炭，幌内

中塊炭を使用し，また奔別，歌志内および赤平の各微粉炭から製造した成型炭も使用した。工業分析を表3・2-1に示す。

粉炭は5mm以上，小塊炭は10mm以上のものをそれぞれ

表 3・2-1 試 料 炭 工 業 分 析

試 料 炭 炭 種	略号	工 業 分 析 (%)					発 熱 量 (kcal/kg)
		湿 分	水 分	灰 分	揮 発 分	固定炭素	
羽 幌 粉 炭	H	7.8	12.0	14.1	42.6	31.3	5,500
奔 別 粉 炭	Pp	2.4	3.3	9.2	42.9	44.6	7,140
太 平 洋 小 塊 炭	T	3.1	5.1	10.1	46.0	38.8	6,690
奔 別 小 塊 炭	P	4.5~2.0	3.3	10.0	43.0	43.7	7,150
幌 内 小 塊 炭	Ho	2.0	3.0	7.7	43.6	45.7	7,230
奔 別 成 型 炭	PB	3.5	3.8	16.5	37.5	42.2	6,220
歌 志 内 成 型 炭	UB	3.1	2.6	22.1	33.6	41.7	6,120
赤 平 成 型 炭	AB	2.6	2.6	12.4	36.4	48.6	6,970

れ篩分けして使用した。中塊炭は10mm以下を除去して40mm以上を粉碎し，10~40mmの粒度を試料炭として使用した。成型炭は住友北海道技術研究所で試作したもので，粘結剤としてパルプ廃液より製造したアスパーズを使用し，厚さ12mm，幅20mm，長さ38mm，重量約6.5gの扁平棒状に成型したものである。

2) 乾留条件と半成コークス生成量

各試料炭別の乾留条件を表3・2-2 aないし表3・2-2 dに示す。各実験番号は原炭処理量の順に配列した。

a) 炉 温

炉温A，Bは図3・1-3に示したA焰道，B焰道の下部に挿入した熱電対により測定した温度である。各レトリットに2本ずつ合計8本の熱電対による平均温

度であり，表3・2-2 aでは熱電対の先端を焰道の中央に位置させたので大体加熱燃焼ガスの温度を示している。また表3・2-2 b以下では熱電対の先端を炉壁に位置させたので大体炉壁の温度を指示している。

b) 実験時間

設定した乾留条件が定常状態に保持された後における実験時間を示す。

c) 排出機速度

乾留速度の制御は半成コークス排出用のロータリーゲートを駆動する無段変速機の回転数で行なった。なおロータリーゲートの回転数は次式で計算される。

$$\text{ロータリーゲートの回転数(r.p.m)} = \frac{\text{無段変速機回転数(r.p.m)} \times 60}{30(2\text{次変速}) \times 117(\text{ラチェット歯数})}$$

表 3・2-2 炭 種 別 乾 留 条 件

炭 種		羽 幌 粉 炭			奔 別 粉 炭		
実 験 番 号	A	H—3	H—2	H—1	Pp—3	Pp—2	Pp—1
炉 温 (℃)	A	1,000	975	915	925	940	975
	B	740	720	740	685	710	740
実 験 時 間 (hr)		6	6	7	6	6	6
原 炭 処 理 量 (kg/hr)		287	258	200	267	233	178
滞 留 時 間 (hr)		6.6	7.3	9.5	7.1	8.1	10.6
乾 留 熱 量 (kcal/kg)		628	690	775	106	-	892
半成コークス生成量 (kg/hr)		200.5	166.0	125.0	200.5	163.7	118.7

b

炭 種		奔 別 成 型 炭			歌 志 内 成 型 炭			赤平成型炭	
実 験 番 号		PB—2	PB—1	PB—3	UB—2	UB—4	UB—3	AB—1	AB—2
炉	温 (℃) B	940	910	1,005	815	805	845	795	785
	A	790	755	810	660	635	650	615	610
実 験 時 間 (hr)		6	4	6	3.5	6	6	4	3
コークス排出機の 無段変速機回転数 (r.p.m)		100	87	48	100	87	70	100	87
原 炭 処 理 量 (湿炭ベース) (kg/hr)*		105	92	60	60	56	50	80	70
滞 留 時 間 (hr)		4.5	5.1	7.8	7.5	8.1	9.0	5.6	6.5
半成コークス生成量 (kg/hr)*		79.4	65.0	36.1	47.6	41.1	36.8	69.6	57.0

* レトルト1本当りの量である。

c

炭 種		太 平 洋 小 塊 炭			幌 内 中 塊 炭
実 験 番 号		T—3	T—2	T—1	Ho—1
炉	温 (℃) A	895	915	935	730
	B	740	785	825	530
実 験 時 間 (hr)		6	6	6	12
コークス排出機の 無段変速機回転数 (r.p.m)		70	48	30	57
原 炭 処 理 量 (湿炭ベース) (kg/hr)		335	268	199	148
滞 留 時 間 (hr)		5.6	7.0	9.4	14.0
乾 留 熱 量 (湿炭ベース) (kcal/kg)		541	808	1,169	705
半成コークス生成量 (kg/hr)		210.9	159.6	100.4	98.8

d

炭 種		奔 別 小 塊 炭						
実 験 番 号		P—1	P—4	P—3	P—6	P—7	P—5	P—8*
炉	温 (℃) A	870	850	880	730	730	730	730
	B	620	620	640	530	540	550	520
原 炭 湿 分 (%)		4.5	3.4	3.5	2.0	2.0	2.0	2.0
実 験 時 間 (hr)		48	48	96	48	48	48	20
コークス排出機の 無段変速機回転数 (r.p.m)		90	80	77	57	51	42	67
原 炭 処 理 量 (湿炭ベース) (kg/hr)		248	206	194	147	120	106	162
滞 留 時 間 (hr)		7.5	9.1	9.6	12.7	15.6	17.6	11.5
乾 留 熱 量 (無湿炭ベース) (kcal/kg)		404	530	575	571	704	780	450
半成コークス生成量 (kg/hr)		180	142	125	106	82.4	65.2	113

* P—8は予熱槽を使用した試験である。

表3・2-2 aではこの数値を示していないが、この実験では半成コークス排出機としてスクリュ式を使用したため、これは後に表3・2-2 b以下に示すようにロータリーゲート式に改修した。

d) 原炭処理量

すべて湿炭ベースで算出した。

e) 滞留時間

次式により算出した。

$$\text{滞留時間} = \frac{4 \times V \times \rho_0}{m_0} \dots\dots\dots 3.2-1$$

ここに、V：レトルト1本の容積 (m³)，すなわち 0.606m³

ρ_0 ：石炭の嵩密度 (kg/m³)

m_0 ：原炭処理量 (kg/hr)

ρ_0 は試料炭別に実測した数値で次のとおりである。

羽幌粉炭，奔別粉炭	： 780kg/m ³
奔別成型炭	： 770 "
歌志内および赤平成型炭	： 740 "
太平洋小塊炭	： 770 "
幌内中塊炭	： 800 "
奔別小塊炭	： 770 "

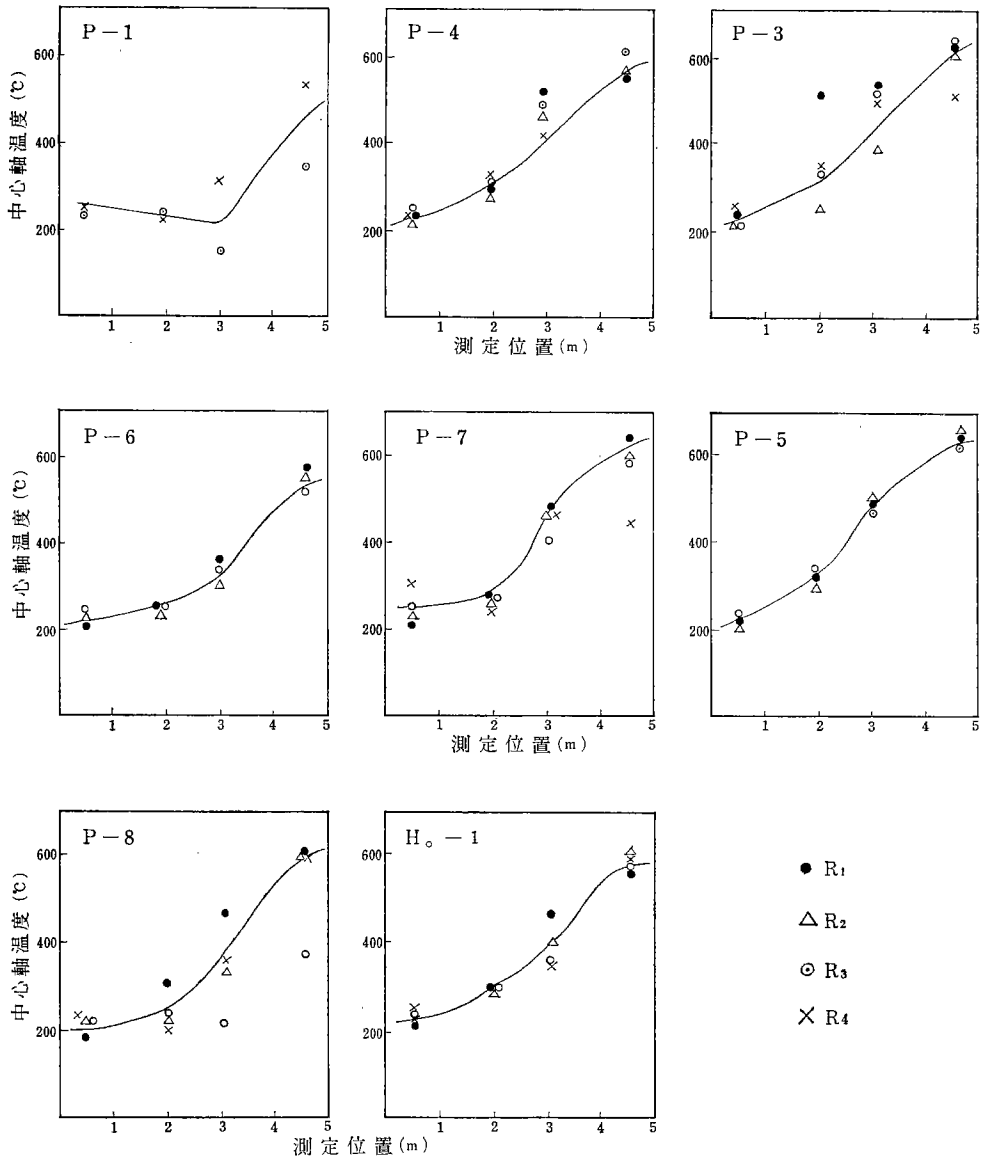


図 3.2-1

レ ト ル ト 中 心 軸 温 度

f) 乾留熱量

試料炭（湿炭ベース）1 kgを乾留するのに消費した熱量，すなわち実際に使用した発生炉ガス量にその真発熱量を乗じて算出した。成型炭の乾留実験は試料炭量が少ないのでレトリート2本だけで行ない，他の2本のレトリートはコークスを充填したまま一定温度に保持したので乾留熱量は計算できなかった。

g) 半成コークス生成量

各レトリートより1時間毎に半成コークスを排出し秤量した値である。

表3・2—2 dにおける実験番号P—1，P—4，P—3は平均炉壁温度750℃，P—6，P—7，P—5は平均炉壁温度625℃で行ない，P—8は予熱槽を使用した実験である。石炭予熱槽はパンカーを改修したもので，燃焼廃ガスを通して試料炭を予熱した。予熱ガスの入口温度は130℃，流量は200m³/hr，石炭の予熱槽出口温度は約100℃であった。

3) レトリート中心軸温度

レトリート内における石炭層の中心軸温度は炉頂からそれぞれ1 m，2 m，3 m，4.5 mの位置で測定した。図3・2—1に奔別小塊炭および幌内中塊炭の場合のレトリート中心軸温度を示す。R₁，R₂，R₃，R₄はレトリート番号である。平均炉壁温度750℃の実験（P—

1，P—3，P—4）では各レトリート間の温度のばらつきが大きかったが，平均炉壁温度625℃の実験（P—6，P—7，P—5）ではこのばらつきが小さく，安定した乾留が行なわれたことを示している。

平均炉壁温度625℃で行った実験の石炭層中心軸温度の加熱時間による変化は図3・2—2のように示され，約15時間で600℃になる。

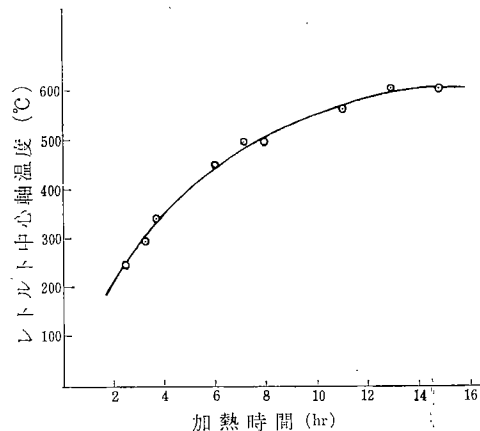


図 3・2—2

加熱時間によるレトリート中心軸温度

4) 乾留生成物収率

乾留生成物収率を表3・2—3に示す。ガス収率は

表 3・2—3

炭種別乾留生成物収率（無湿炭ベース）

a

炭 種		羽 幌 粉 炭			奔 別 粉 炭		
実 験 番 号		H—3	H—2	H—1	Pp—3	Pp—2	Pp—1
生 成 物 収 率	炉 温 A(℃)	1,000	975	915	925	940	975
	滞 留 時 間 (hr)	6.6	7.3	9.5	7.1	8.1	10.6
	半成コークス (%)	75.4	69.5	67.4	76.9	71.9	68.3
	ガ ス (Nm ³ /t)	60.4	62.7	75.5	49.3	69.1	108.0
	タ ー ル (%)	5.6	6.1	6.8	4.2	5.8	8.3
	ガ ス 液 (%)	19.0	24.4	25.8	18.9	22.3	23.4

b

炭 種		奔 別 成 型 炭			歌 志 内 成 型 炭			赤 平 成 型 炭	
実 験 番 号		PB—2	PB—1	PB—3	UB—2	UB—4	UB—3	AB—1	AB—2
生 成 物 収 率	炉 温 A(℃)	940	910	1,005	815	805	845	795	785
	滞 留 時 間 (hr)	4.5	5.1	7.8	7.5	8.1	9.0	5.6	6.4
	半成コークス収率 (%)	79.9	73.6	62.1	81.8	75.3	75.5	89.4	82.9

c

炭 種	太 平 洋 小 塊 炭			幌 内 中 塊 炭
実 験 番 号	T—3	T—2	T—1	Ho—1
炉 温 A(℃)	895	915	935	730
滞 留 時 間 (hr)	5.6	7.0	9.4	14
半成コークス (%)	65.0	61.4	52.1	68.0
生 成 物 収 率				
	ガ ス (Nm ³ /t)	75.5	129.0	200.0
	タ ー ル (%)	7.2	10.2	15.2
	ガ ス 液 (%)	17.1	17.5	19.6
	損 失 (%)	10.7	10.9	13.1

d

炭 種	奔 別 小 塊 炭						
実 験 番 号	P—1	P—4	P—3	P—6	P—7	P—5	P—8
炉 温 A(℃)	870	850	880	730	730	730	730
滞 留 時 間 (hr)	7.5	9.1	9.6	12.7	15.6	17.6	11.5
半成コークス (%)	76.2	71.2	69.0	73.1	69.8	62.6	71.2
生 成 物 収 率							
	ガ ス (Nm ³ /t)	80.8	93.6	123.0	67.8	93.1	118.0
	タ ー ル (%)	6.2	7.3	9.1	5.3	7.2	8.8
	ガ ス 液 (%)	7.4	11.6	12.4	9.5	14.0	17.6
損 失 (%)	6.2	7.7	6.5	6.5	7.6	9.6	6.9
	4.0	2.4	2.9	5.6	1.4	1.4	4.3

石炭 1 t 当り発生するガス量を標準状態に換算した体積 (Nm³) を付記した。半成コークス、ガス、タール、ガス液の各収率を実測した実験では損失を算出した。

5) 半成コークス性状

a) 工業分析

半成コークスの工業分析および発熱量を表 3・2—4 に示す。また奔別小塊炭から製造された半成コーク

スの粒度別揮発分のばらつきを図 3・2—3 に示す。揮発分のばらつきは炉温の高いものほど、また同一炉温ではレトリート内の石炭通過速度の早いものほど大きい。

b) 硫 黄 分

原炭および半成コークス中の硫黄分をエシュカ法で測定した結果を表 3・2—5 に示す。S_c/S_o は原炭と半成コークス中の燃焼性硫黄含有量の比であり、0.5 程度である。石炭中の燃焼性硫黄は燃焼により亜硫酸ガスとなり、大気汚染源となる。石炭は石油と比較して多くの場合、硫黄含有量は少ないが、乾留により更に燃焼性硫黄を半減できることは半成コークスを燃料とする場合に煤煙防止上有利な点である。

c) 嵩 密 度

非粘結炭では乾留が進むにつれて体積の収縮を起すため、嵩密度の変化は余り見られない。すなわち羽幌炭および太平洋からの半成コークスの嵩密度は 650～700 kg/m³ の範囲にある。しかし奔別小塊炭のような微粘結炭では、図 3・2—4 に示すように嵩密度が非常に減少する。これは貯炭ならびに燃焼の場合に不利な点となる。

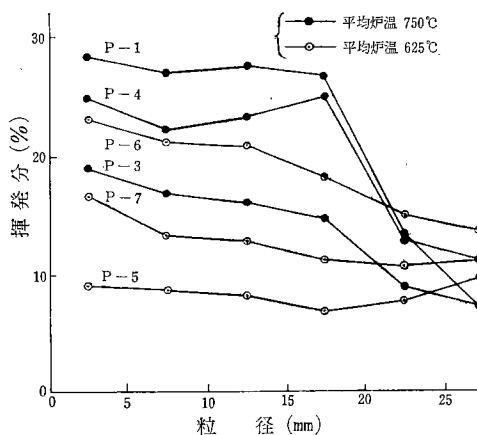


図 3・2—3 粒度別揮発分

表 3・2-4 半成コークス工業分析

炭 種	実 験 号	水分 (%)	灰分 (%)	揮発分 (%)	固定炭素 (%)	発 熱 量 (kcal/kg)
羽 幌 粉 炭	H—3	4.9	18.6	22.1	54.4	5,970
	H—2	3.5	19.9	19.8	56.8	6,180
	H—1	4.2	23.2	10.5	62.1	5,930
奔 別 粉 炭	P _p —3	2.5	11.7	32.5	53.5	7,030
	P _p —2	3.2	12.8	25.1	58.9	6,900
	P _p —1	2.5	16.5	8.9	71.9	6,580
奔別成型炭	P _B —2	2.6	20.4	21.1	55.5	6,170
	P _B —1	2.7	20.5	18.5	57.5	6,120
	P _B —3	4.7	24.0	3.6	67.7	5,790
歌 志 内 炭	U _B —2	2.0	23.7	21.7	52.6	6,040
	U _B —4	2.5	28.4	10.0	58.7	5,530
	U _B —3	4.1	28.5	8.1	59.3	5,360
赤平成型炭	A _B —1	2.1	14.0	27.6	56.3	6,890
	A _B —2	2.0	13.7	29.6	54.7	6,870
太 平 洋 炭	T—3	3.8	14.1	20.1	62.0	6,660
	T—2	5.0	15.8	7.6	71.6	6,440
	T—1	5.8	16.4	3.4	74.4	6,210
幌 内 中 塊	Ho—1	2.5	10.6	16.4	70.1	7,180
奔別小塊炭	P—1	2.8	11.7	25.3	60.2	7,020
	P—4	2.8	12.4	18.7	66.1	7,020
	P—3	2.2	14.7	14.5	68.6	6,810
	P—6	2.2	12.4	19.4	66.0	7,020
	P—7	2.8	12.5	13.7	70.6	7,010
	P—5	3.5	12.2	8.8	75.5	6,750
	P—8	2.8	11.8	15.2	70.2	7,080

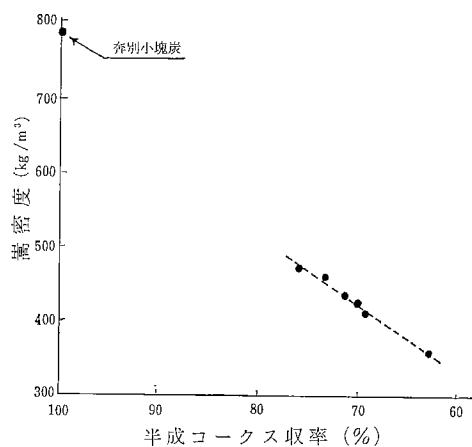


図 3・2-4
半成コークス収率と嵩密度との関係

表 3・2-5 硫黄分 (無水ベース, 重量百分率)

試 料	不燃性硫黄 (Wt%)	燃焼性硫黄 (Wt%)	S ₀ /S ₀
羽 幌 粉 炭	0.06	0.23	—
	H—3	0.19	0.39
	H—2	0.17	0.43
	H—1	0.17	0.52
奔 別 粉 炭	0.07	0.29	—
	P _p —3	0.18	0.45
	P _p —2	0.18	0.45
	P _p —1	0.19	0.38
奔 別 小 塊 炭	0.07	0.48	—
	P—1	0.11	0.64
	P—4	0.13	0.29
	P—3	0.15	0.54
	P—6	0.13	0.40
	P—7	0.23	0.46
	P—5	0.13	0.33
	P—8	0.12	0.46
歌 志 内 成 型 炭	0.08	1.18	—
	U _B —2	0.12	0.61
	U _B —4	0.11	0.63
	U _B —3	0.10	0.47

S₀=半成コークス中の燃焼性硫黄

S₀=原炭中の燃焼性硫黄

嵩密度および半成コークス収率からレトリット内における膨脹率を次式で算出し、その結果を図3・2-5に示す。

$$\text{膨脹率}(\%) = \left\{ \frac{(\text{半成コークス収率})(\text{原炭嵩密度})}{(\text{半成コークス嵩密度})} - 1 \right\} \times 100$$

膨脹率は20~30%で炉温が高ければ同一収率でも膨

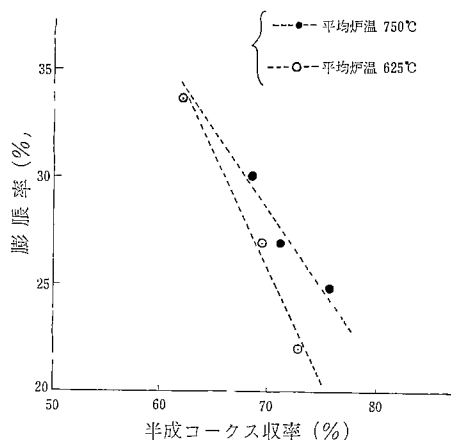


図 3・2-5
半成コークス収率と膨脹率との関係

脹率は大きい傾向を示す。また乾留が進んだものほど大きくなる。

d) その他の性状

表 3・2—6 に各試料炭, 半成コークスの節分試験

表 3・2—6

半成コークスの節分試験その他の性状

a

試料	羽幌粉炭	H—3	H—2	H—1	奔別粉炭	P _p —3	P _p —2	P _p —1
節分試験 { 5mm以下 (%)	10.0	39.5	38.4	42.8	8.4	17.3	13.9	21.9
{ 10mm以上 (%)	57.6	18.2	19.9	12.3	50.9	44.3	51.5	45.9
{ 20mm以上 (%)	11.0	0.6	1.7	0.5	5.9	9.3	16.5	14.3
トロンメル強度 +10mm (%)	69.4	36.7	37.9	36.6	77.2	77.0	81.7	84.0
煤煙発生率 (%)	1.07	痕跡	0	0	5.3	4.2	1.5	0.1

b

試料	奔別成型炭	PB—2	PB—1	PB—3	歌志内成型炭	UB—2	UB—4	UB—3	赤平成型炭	AB—1	AB—2
節分試験 { 10mm以下 (%)	10.8	29.0	27.5	19.7	5.7	7.2	12.9	14.9	15.0	19.1	21.0
{ 15mm以上 (%)	83.5	54.1	52.8	67.5	89.5	88.9	81.2	78.6	80.0	69.3	68.8
{ トロンメル強度 +10mm (%)	74.7	86.6	87.3	93.7	94.5	95.4	92.5	95.5	66.0	87.2	86.6
着火温度 (℃)	205	292	294	371	206	208	305	308	198	296	265

c

試料	太平洋小塊炭	T—3	T—2	T—1
節分試験 { 10mm以下 (%)	10.7	40.8	49.9	39.6
{ 20mm以上 (%)	6.4	0.2	0.6	1.3
{ トロンメル強度 +10mm (%)	83.7	74.7	70.5	69.6
着火温度 (℃)	206	275	286	342
煤煙発生率 (%)	4.5	0.15	0	0

d

試料	奔別小塊炭	P—1	P—4	P—3	P—6	P—7	P—5	P—8
節分試験 { 10mm以下 (%)	13.7	19.3	26.3	27.8	31.7	32.1	26.9	38.8
{ 20mm以上 (%)	1.0	15.9	18.9	18.7	12.6	18.1	17.7	11.1
{ トロンメル強度 +10mm (%)	85.6	87.3	91.3	91.3	88.3	90.0	93.6	89.6
着火温度 (℃)	223	270	290	304	286	289	316	289
煤煙発生率 (%)	5.27	1.24	0.05	0.01	0.14	—	0	—

結果, トロンメル強度, 着火温度および煤煙発生率を示す。

i) 節分試験

試料炭および半成コークスの節分試験から乾留による粒度分布の変化を見ると, 羽幌粉炭, 太平洋小塊炭等の非粘結炭は 5mm 以下, 10mm 以下の粒度が増加し, 20mm 以上の粒度が減少する。これに対し奔別粉炭および奔別小塊炭等の微粘結炭は 5mm 以下, 10mm 以下の粒度もある程度増加し, 粉化の傾向はあるが, 非粘結炭よりは少なく, 20mm 以上の粒度は増加している。これ

は軟化熔融して互いに粘着し, 粒度の大きい半成コークスになったことを示している。

ii) トロンメル強度

トロンメル強度は国鉄規格による煉炭強度試験機 (500mm×500mm²) に粒度 10mm 以上の試料 1kg を装入し, 25r.p.m で 2 分間回転させ, 10mm の篩上の百分率で示してある。非粘結炭からの半成コークスは試料原炭よりも強度が低く, 一方微粘結炭からの半成コークスは原炭より強度が高くなっている。

iii) 着火温度

着火温度は示差熱分析方式によるクロイレン⁶⁾(kreulén)の方法により測定したが、測定試料の粒度は60～100メッシュとした。着火温度は測定装置、昇温速度、空気流量、試料の粒度などの測定条件が変れば異なった値を示すが、一定の測定条件ならば各試料の比較はできる。60～100メッシュの試料を使えばクロイレンの標準方法*よりは着火温度は低くなる。標準シリカサンドの昇温速度を1℃/minとし、空気流量0.3ℓ/minで測定した。

* (注：クロイレンの試料調整方法は石炭試料に対するもので、まず60メッシュ以下に粉碎してから圧をかけて成型した後、再粉化して10～20メッシュに揃えるもので、半成コークス試料では成型できない。それで60～100メッシュのものを試料とした。)

この測定条件で残留揮発分3%のビーハイブコークスの着火温度は426℃であった。試料炭の着火温度は200～220℃の範囲であり、半成コークスでは残留揮発分が少なくなると着火温度は高くなり、残留揮発分20～15%の範囲では270～290℃である。

iv) 煤煙発生率

煤煙量も測定条件によって非常に異なるものである。装置としてはシリコニット製の複螺旋抵抗体を発熱体とするつば炉を用いた。炉は内径50mm、有効加熱長300mm、全長500mmで、炉底に10mmφの孔を有する蓋をして空気の流通を規制した。外径41mm、高さ25mmの磁製のつばを炉上面より35cmの位置に吊り下げ、つば内の温度が800℃になるように炉温を調節した。試料は60メッシュ以下の粒度で1gを使用した。試料は

表 3・2-7

羽幌粉炭、奔別粉炭の乾留ガス組成 (vol%)

実験番号	CO ₂	C ₂	CO	H ₂	C _n H _{2n+2}	C _n H _m	N ₂	総発熱量 (kcal/Nm ³)
H—3	17.1	0.1	7.0	18.7	49.3	3.2	5.6	6,210
H—2	21.8	0.1	8.8	19.9	41.2	3.2	5.0	5,580
H—1	20.4	0.4	8.4	27.5	36.4	3.5	3.4	5,480
Pp—3	5.8	0.2	9.0	13.4	59.0	6.9	5.7	7,840
Pp—2	6.4	0.1	7.5	14.9	60.5	6.0	4.6	7,770
Pp—1	4.6	0.1	8.3	23.4	54.4	5.9	4.3	7,460

ベル法で分析した結果を容積百分率で示す。総発熱量はガス組成からの計算値である。これらの値は、レトリ目地切れのため加熱廃ガスが乾留ガス中に混入したことを考慮してN₂の値が5%程度になるよう補正した。

表3・2—8には太平洋小塊炭、幌内中塊炭、奔別小塊炭の乾留ガスをガスクロマトグラフ法で測定した結果を示す。

35cmの位置で800℃に熱せられて着火し、煤を発生するが、煤は殆んど全量がつば内に残り、炉外部に飛散するものがない。つば内の焰が見えなくなつてから直ちにつばを炉外に引上げて冷却し、つば内の煤を分離秤量してその重量百分率を煤煙発生率とした。図3・2—6に残留揮発分と煤煙発生率の関係を示す。

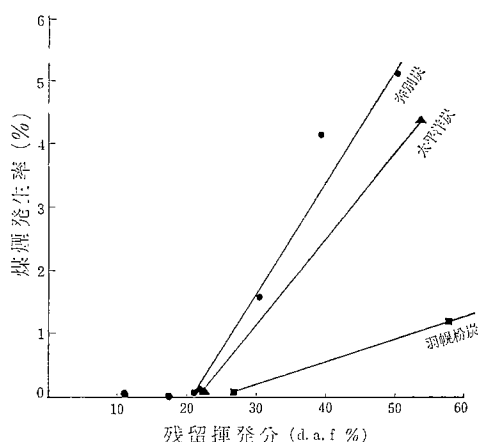


図 3・2-6

煤煙発生率と残留揮発分との関係

残留揮発分20% (d.a.f.) で煤煙発生率は0近くなるが、Pp—1のように残留揮発分10%程度でもわずかに煤煙が発生するものもある。

6) 乾留ガス性状

乾留ガス分析試料はガス計量器の直前で採取した。

表3・2—7に羽幌粉炭、奔別粉炭の乾留ガスをヘン

分析方法としては、試料についてまず30% KOHによる吸収法でCO₂を測定、CO₂を除去したガスをダブルカラム方式に組んだガスクロマトグラフに注射筒にて注入し、モレキュラーシーブ13XでH₂、O₂、N₂、CH₄、COを、またシリカゲルでC₂H₆、C₂H₄、C₃H₈、C₃H₆、n-C₄H₁₀を絶対検量線法により測定した。吸着剤の使用条件および活性化条件は次のとおりである。

表 3・2-8 太平洋小塊炭, 幌内中塊炭, 奔別小塊炭の乾留ガス組成 (vol%)

実験番号	CO ₂	O ₂	CO	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆	C ₄ H ₁₀	N ₂	総発熱量 (kcal/Nm ³)
T-3	17.5	0.4	8.8	18.0	40.4	5.2	1.0	1.5	1.0	-	6.2	6,280
T-2	9.0	0.4	9.2	28.0	39.2	4.4	1.4	1.8	1.0	-	5.6	6,480
T-1	6.4	0.2	14.0	31.1	35.1	4.5	0.9	1.3	0.8	-	5.7	6,110
Ho-1	7.6	0.5	8.5	25.6	42.5	4.6	1.2	1.5	2.0	0.8	5.2	7,110
P-1	5.5	0.2	10.2	29.5	39.1	4.6	2.1	2.1	1.7	0.7	4.2	7,140
P-4	5.6	0.3	10.5	27.1	39.6	4.8	2.1	1.7	2.5	0.6	5.2	7,200
P-3	5.6	0.3	10.3	32.4	38.6	4.5	2.0	1.5	1.5	0.5	3.0	6,850
P-6	4.2	0.5	8.7	24.6	45.9	5.9	1.2	2.2	2.8	0.6	3.4	7,910
P-7	5.6	0.4	8.7	25.4	44.5	5.1	1.2	1.8	2.4	0.6	4.3	7,480
P-5	4.3	0.4	10.3	28.4	42.6	4.5	0.8	1.7	1.6	0.8	4.6	7,040
P-8	4.7	0.4	8.6	23.9	46.6	4.9	1.2	1.7	2.2	0.5	5.3	7,500

モレキュラーシーブ13X: カラム長1m, 温度20℃,

キャリアーガスAr20ml/min, 活性化は

320℃で約2時間行なった。

シリカゲル: カラム長1.5m, 温度120℃, キャリヤー

ガスAr500ml/min, 活性化は230℃で約

2時間行なった。

羽幌炭, 太平洋炭などの低炭化度炭においてガスの

発熱量が低いのはCO₂の量が多いためである。低炭化

表 3・2-9 ターラの性状

実験番号	比重 (d_{4}^{15})	酸性油 (vol%)	塩基性油 (vol%)	蒸 留 試 験 (vol%)				
				~170℃	170 ~230℃	230 ~270℃	270 ~300℃	300℃以上
H-3	0.962	26.5	1.2	13.7	34.8	12.7	10.3	28.5
H-2	0.943	26.3	0.4	12.2	34.3	13.6	9.9	30.0
H-1	0.963	32.0	1.0	8.0	31.0	15.5	11.5	34.0
Pp-3	0.988	32.5	1.0	7.0	23.8	14.2	10.7	44.3
Pp-2	0.983	-	-	5.0	24.0	17.0	9.5	44.5
Pp-1	0.975	31.0	1.2	4.4	27.2	14.7	12.7	41.0
PB-2	1.000	32.5	1.0	2.2	22.1	16.2	12.0	47.5
PB-1	0.995	32.0	0.2	2.0	19.8	13.7	15.7	48.8
PB-3	1.015	35.5	0.5	1.1	20.9	16.5	13.8	47.7
UB-2	1.020	33.0	0.5	1.9	16.2	16.0	11.7	54.2
UB-4	1.025	32.0	0.5	1.9	21.3	13.3	11.3	52.2
UB-3	1.019	36.5	0.5	1.1	17.9	14.0	12.5	54.5
AB-1	1.021	34.0	0.5	1.0	21.1	10.5	13.5	53.9
AB-2	1.024	34.0	0.5	0.8	19.3	14.2	12.5	53.2
T-3	0.971	32.0	1.5	3.0	25.0	15.5	14.5	42.0
T-2	0.975	32.5	1.5	2.2	16.4	15.5	13.8	52.1
T-1	0.985	32.0	0.5	1.5	16.5	22.0	12.2	47.8
Ho-1	0.971	28.0	1.5	1.3	22.4	14.8	12.7	48.8
P-1	1.009	35.5	0.3	1.6	20.4	14.7	12.3	51.0
P-4	1.002	29.5	0.8	1.5	22.5	13.9	12.0	50.1
P-3	1.006	29.5	1.5	2.4	23.1	15.9	14.4	44.2
P-6	0.981	32.1	0.7	3.3	22.8	16.7	11.1	46.1
P-7	0.980	30.8	2.3	3.6	24.8	13.9	12.1	45.6
P-5	0.999	32.1	0.7	0.8	21.0	13.9	10.0	54.3
P-8	0.982	34.0	2.0	2.0	25.8	18.0	14.2	40.0

度炭では発熱量5500~6500 kcal/m³のガスが得られ、
奔別炭では発熱量7000~8000 kcal/m³のガスが得られ
た。

7) タール性状

乾留によって得られた脱水タールの比重、酸性油含
量、塩基性油含量、エンクラ―蒸留試験の結果を表
3・2―9に示す。

タール比重は約1.0前後で水の比重に近似していて、
水と容易に分離しにくいことを示している。

酸性油および塩基性油の含有百分率はエンクラ―蒸
留試験による300℃以下の留分中のものである。酸性
油は約30%で、塩基性油含量は約1%である。蒸留試
験による300℃以上の留分は約50%である。

8) 乾留熱量

表3・2―2 dの奔別小塊炭の乾留条件の中に乾留
熱量を示したが、この量と乾留ガスの熱量(表3・2―
8)とを比較した場合の熱量的過不足の関係を示した
ものが図3・2―7である。発生炉ガスも乾留ガス熱
量も共に真発熱量を用いて計算した。この場合に平均
炉壁温度625℃の乾留ではガス量が不足であり、750℃
の乾留では余剰ガスが出ることになり、余剰熱量は約
100kcal/kgである。また石炭予熱槽を使用した実験
番号P―8では、平均炉壁温度625℃、乾留熱量450
kcal/kg、生成ガス熱量658kcal/kgで91kcal/kgの余

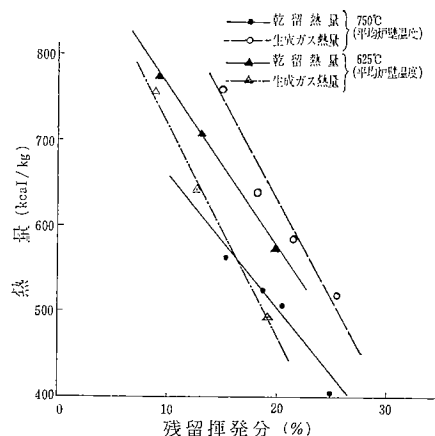


図 3・2―7

乾留熱量と生成ガス熱量との関係

剰熱量となり、予熱効果が充分認められる。

文 献

- 1) 燃研試報 第1号, 燃研試報 第9号
- 2) 北海道工業開発試験所技術資料 第9号, P62 (1961)
- 3) P.I. Willson, I.H. Wells; „Coal, Coke and Coal chemicals”, P409 (1950)
- 4) ibid, P408 (1950)
- 5) 大山剛吉; 宇部炭の特性, ガス化と燃焼 (1952)
- 6) D.J.W. Kreulen; „Elements of coal chemistry”, P198 (1948)

第4章 中間規模装置による乾留試験の解析

本章は第1章に記述した一連の基礎実験に基づいて、第3章における中間規模装置の操業による乾留試験結果を解析したもので、反応速度論的脱揮発速度による解析ならびに熱天秤曲線に基づく乾留速度の実験式を得ると共に乾留条件を総括した操業線図を求めた。

4.1 脱揮発速度による解析

1) 炉内の温度分布

中間試験乾留炉内の温度分布を下記のような伝熱モデルを仮定して解析する。

a) 伝熱モデルとその解

- (i) レトルトを円筒形とする。
- (ii) 石炭粒子と乾留ガスの流れは向流で、いずれも流れの均一な押し出し流れとする。
- (iii) 石炭粒子と乾留ガスの温度差は無視する。
- (iv) 熱の発生はないものとする。
- (v) 各物性値は平均の有効値とする。
- (vi) 加熱壁の温度は一定とする。
- (vii) 軸方向の熱拡散は無視する。

これらの仮定のもとで移動層内の微小部分についての熱収支をとると

$$-B \frac{\partial t}{\partial z} + k'e \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r} \right) = 0 \quad \dots (4.1-1)$$

ここに第1項は顕熱の移動を、第2項は半径方向の伝導による熱移動量、 $B = F_g C_{pg} - F_g C_{ps}$ 、 F_g および F_g はそれぞれ石炭粒子および乾留ガスの質量速度、 C_{pg} および C_{ps} はそれぞれ石炭および乾留ガスの平均比熱、 $k'e$ は有効熱伝導度、 r は中心からの距離、 z は充填層の上部からの距離、 t は (r, z) なる位置の温度である。

いま式 (4.1-1) をつぎの境界条件、

$$z=0 \quad \text{にて、} \quad t=t_0$$

$$r=0 \quad \text{にて、} \quad (\partial t / \partial r) = 0$$

$$r=R \quad \text{にて、} \quad -k'e(\partial t / \partial r) = h'_w(t_R - t_w)$$

のもとで解く²⁾と、

$$\frac{t_w - t}{t_w - t_0} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 J_0(a_n r/R)}{a_n (1 + a_n^2/b^2)} J_1(a_n) e^{-a_n^2 y} \quad \dots (4.1-2)$$

$$\frac{t_w - t_m}{t_w - t_0} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4}{a_n^2 (1 + a_n^2/b^2)} e^{-a_n^2 y} \quad \dots (4.1-3)$$

ここに J_0 、 J_1 は0次、1次の第1種ベッセル関数

であり、 a_n は次式を満足する根、

$$b J_0(a_n) = a_n J_1(a_n) \quad \dots (4.1-4)$$

$$y = k'e Z / BR^2 \quad \dots (4.1-5)$$

$$b = h'_w R / k'e \quad \dots (4.1-6)$$

t_w は加熱壁温度、 t_0 は供給石炭の温度、 t_R は $r=R$ における石炭の温度、 t_m は半径方向の断面における平均温度、 R はレトルトの半径、 h'_w は総括伝熱係数である。

b) レトルトの寸法、試験条件および物性値

- (i) レトルトの半径 R ；本試験レトルトの断面が平均短径0.29m、平均長径0.63mの楕円であるので、この断面積に等しい円を仮定して、 $R=0.214$ mとする。
- (ii) 乾留有効高さ Z ；石炭層の上面から加熱焰道の下端までの高さ $Z=3$ mとする。
- (iii) 石炭供給温度 t_0 ；石炭供給温度を常温として $t_0=20^\circ\text{C}$ とする。
- (iv) 加熱壁温度 t_w ；測定温度を焰道壁温とすれば、加熱を堅型ヘアービン式焰道で行なったので、焰道壁温度を比較的代表していると考えられる上りと下り焰道の上部の温度の平均温度を加熱壁平均温度とする。 $t_w=630^\circ\text{C}$
- (v) 石炭粒子の質量速度 F_g ；乾留中 F_g は変化するるので、ここでは原料石炭の供給質量速度を F_g とする。
- (vi) 乾留ガスの質量速度 F_g ；層内の F_g の分布は不明である。
- (vii) 石炭の平均比熱 C_{pg} ；比熱は石炭の種類や乾留条件などによって異なる値を示す^{3,4,5)}が、ここでは図4.1-1に示す Nikolaev ら⁵⁾の

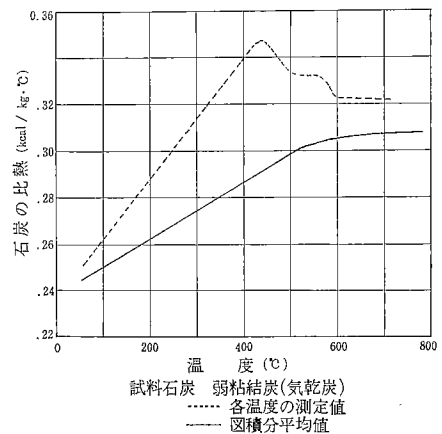


図 4.1-1 弱粘結炭の比熱

弱粘結炭(気乾炭)の値を採用する。点線はNikolaevらの値、実線は常温から温度 t_w までの積分平均値である。計算には t_w における積分平均値を用いる。 $C_{pe}=0.31\text{kcal/kg}\cdot^\circ\text{C}$

(イ) 乾留ガスの比熱 C_{pg} ; 層内を流れる乾留ガスの比熱の値は不明である。

(ロ) 有効熱伝導率 k'_e ; k'_e の値は流れに無関係な成分 k_e と流れに關係する成分の和⁶⁾であるが、前者の成分が不明であるので k'_e の代りに k_e を用いる。 $k_e=0.39\text{ kcal/m}\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$

(ス) 総括伝熱係数 h'_w ; t_w は焙道内壁(レトリト外壁)温度であるので

$$\frac{1}{h'_w} = \frac{1}{h_w} + \left(\frac{l}{k_{av}} \right) \left(\frac{D}{D_{av}} \right) \dots\dots\dots (4\cdot1-7)$$

ここに h_w は壁境膜伝熱係数、 l は煉瓦の厚さ 0.07m 、 k_{av} は煉瓦の熱伝導度 $0.94\text{kcal/m}\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ 、 D はレトリトの内径 0.214m 、 D_{av} はレトリト壁の平均径 0.247m である。

いま乾留ガスの流れを無視し、静止充填層と仮定して、 h_w を大竹ら⁷⁾の方法を用いて算出する。すなわち、式(4・1—8)と図4・1—2から h_w を求めると、 $h_w=9.6\text{kcal/m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ 。

$$h_w = \frac{2(1-a_0)}{a_0} \left(\frac{k_e}{D_p} \right) \dots\dots\dots (4\cdot1-8)$$

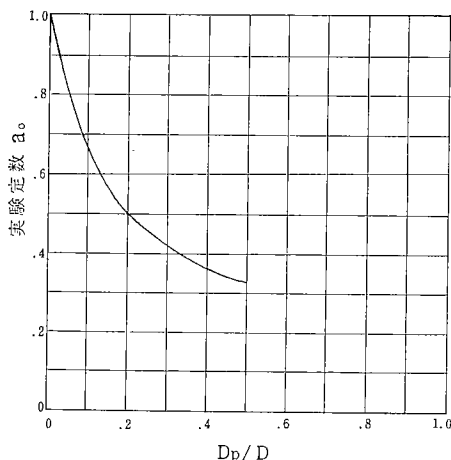


図 4・1—2 D_p/D と実験定数の関係

ここに a_0 は図4・1—2に示すような D_p/D の関数、 D_p は粒子の平均径である。また式(4・1—7)から h'_w を求めると $h'_w=5.9\text{kcal/m}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{C}$ が得られる。

以上のように試験条件および物性値に不明なものがあるので、式(4・1—5)および式(4・1—6)

を次式のように表わす。

$$Y = \frac{\delta k_e Z}{F_e C_{pe} R^2} \dots\dots\dots (4\cdot1-5')$$

$$b' = h'_w R / k_e \dots\dots\dots (4\cdot1-6')$$

ここに δ は実験による補正係数である。

2) 半成コークスの残留揮発分

中間試験乾留炉における半成コークスの残留揮発分は、炉出口の断面上にある半成コークス各粒子の残留揮発分の平均値として示される。各粒子の炉内の温度変化は式(4・1—2)で示され、その残留揮発分は式(1・4—8)から算出することができる。

従って、乾留炉入口に供給されてから θ_T 時間乾留された炉出口の半成コークスについて式(1・4—5)における E_1 の平均値 $\overline{E_1}$ をつぎのように定義し、

$$\overline{E_1} = \frac{2}{R^3} \int_0^R r \left[\frac{1}{\theta_T} \int_0^{\theta_T} E_1 d\theta \right] dr \dots\dots\dots (4\cdot1-9)$$

この $\overline{E_1}$ を式(1・4—8) E_1 の代りに入れると次式となる。

$$\frac{V_\theta}{V_0} = \int_{\overline{E_1}}^{\infty} f(E) dE \dots\dots\dots (4\cdot1-10)$$

式(4・1—9)における乾留時間 θ はつぎのようにして与えられる。すなわち、炉入口に供給された石炭が θ 時間乾留されて炉入口から Z の距離にあるとし、乾留により石炭層の膨脹、収縮がないものと仮定して乾留時間 θ をつぎのように表わす。

$$\theta = \frac{\rho_0 Z}{F_e} \quad (\text{hr}) \dots\dots\dots (4\cdot1-11)$$

ここに ρ_0 は原料石炭の嵩密度 kg/m^3 である。

以上のことから Z の位置の平均温度 t_m を式(4・1—3)により算出し、 Z に対応する θ を式(4・1—11)により求める。この平均温度 t_m を絶対温度で表

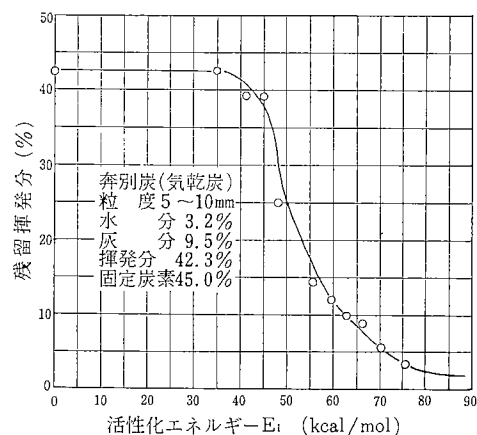


図 4・1—3

奔別炭の活性化エネルギー E_1 と残留揮発分との関係

わたしたの $T^{\circ}K$ と θ とを式 (4・1-5) に代入して E_1 を算出し、 θ が 0 から θ_T までの図積分平均値 $\overline{E_1}$ を計算する。このようにして求めた $\overline{E_1}$ に対応する残留揮発分を図 4・1-3 から読みとると、これが炉出口における半成コークスの残留揮発分である。

以上のような計算方法によって式 (4・1-5') における補正係数 δ を求めると図 4・1-4 のようになる。計算に使用した試験番号 P-5, 6, 7 の試験結果と計算値を表 4・1-1 に示す。

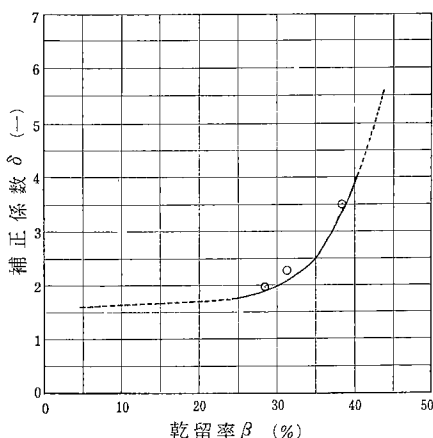


図 4-1-4
乾留率 β と補正係数 δ との関係

表 4-1-1 中間試験の結果と計算値

項 目	試験番号	P-5	P-6	P-7
石炭の質量速度 F_c	$kg/m^2 \cdot hr$	184.6	256.9	209.8
乾 留 率 β	%	38.7	28.4	31.6
残 留 揮 発 分	%	9.1	19.8	14.1
未脱揮発率 V_θ / V_0		0.118	0.298	0.198
滞 留 時 間 θ_T	hr	12.1	8.7	10.7
補 正 係 数 δ		3.51	1.97	2.27
活性化エネルギー $\overline{E_1}$	kcal/mol	63.6	52.9	57.6

得られた補正係数 δ を使用して計算した炉内中心温度分布と実測値との比較を図 4・1-5 に示す。

実際に推定計算を行なう場合には、まず残留揮発分を仮定して計算を行ない、この仮定値が計算値と一致するまで試行法により計算するのである。このようにして計算した結果を図 4・1-6 に示す。

3) 乾留所要熱量と中間試験炉の熱効率

一般に乾留炉の設計において理論上必要な熱量、炉の燃料消費量および炉の熱効率などを計算するために、石炭のみを乾留するに要する熱量を知る必要がある。この熱量をここでは乾留所要熱量とよぶ。

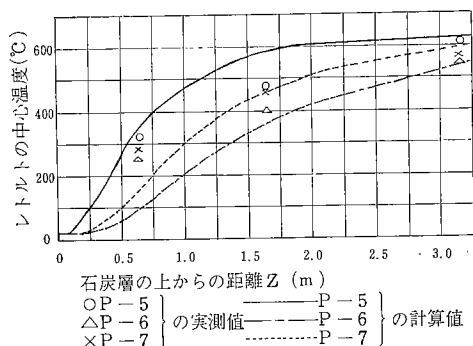


図 4-1-5
レトルトの中心温度分布

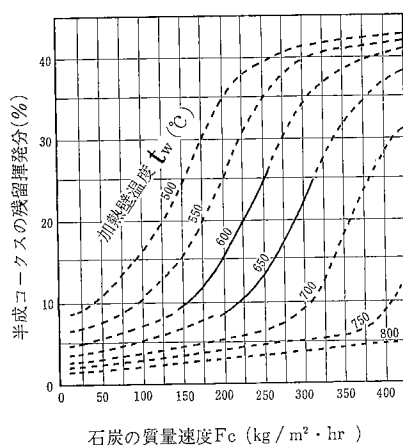


図 4-1-6
石炭の質量速度、加熱壁温度と半成コークスの残留揮発分との関係

石炭の乾留過程において吸熱および発熱をとまなうことは知られているが、その熱量は真の比熱による顕熱量にくらべてわずかである⁸⁾。そこで図 4・1-1 に示した平均比熱 C_{pe} を使用して乾留理論所要熱量 q_d を次式で表わす。

$$q_d = C_{pe} (t_{mc} - t_0) + w\lambda \quad \dots\dots\dots (4-1-12)$$

ここに、 C_{pe} は石炭の平均比熱、 t_{mc} は乾留域出口における半成コークスの平均温度、 t_0 は石炭供給温度、 λ は石炭中の水分の蒸発潜熱、 w は石炭中の含有水分である。

処理石炭 1 kg 当りの燃料ガスの発熱量を消費熱量とし、この消費熱量に対する乾留理論所要熱量の割合を熱効率とする。

表 4・1-2 に試験番号 P-5, 6, 7 に対する乾留理論所要熱量と熱効率とを示す。

表 4・1-2 中間試験の乾留所要熱量と熱効率

項 目	試験番号	P-5	P-6	P-7
炉出口の平均温度	$t_{m0}, ^\circ\text{C}$	627	561	601
乾留理論所要熱量 q_b	kcal/kg	220	200	212
乾留消費熱量	kcal/kg	780	571	704
熱 効 率	%	28.2	35.1	30.1

乾留理論所要熱量については西岡¹⁾と長坂ら²⁾の報告がある。西岡は登川炭と夕張炭について330°~1040°Cの温度範囲では182~247kcal/kgであったと報告している。また長坂らは揮発分19.0%の成型炭について800°Cまでの値が345.7kcal/kgであったと報告している。従って、表4・1-2に示した計算値は西岡の報告値に近いといえる。

文 献

- 1) 外山；化学工学，26，976 (1962)
- 2) 八田ら；化学機械，12，56 (1948)
- 3) 西岡；静岡大学工学部研究報告，第1号，82 (1950)
- 4) 長坂ら；燃料協会誌，42，534 (1953)
- 5) Nikol'sev, F. N., et al.; Coke and Chemistry (U. S. S. R.), No. 3, 12 (1961)
- 6) 国井；化学工学，26，750 (1952)
- 7) 大竹ら；化学工学，25，56 (1951)
- 8) Myhill, A. R.; Gas Journal, 286, 200 (1956)

4・2 熱天秤曲線による解析

中間試験炉の乾留状況は非常に複雑であって、それを簡単な計算により求めることはむずかしい。しかしながら、これをかなり単純化して試みることはそれが一次的なものであっても、(1)操作の目安を立てること、(2)装置設計に指針を与えること等のために必要である。

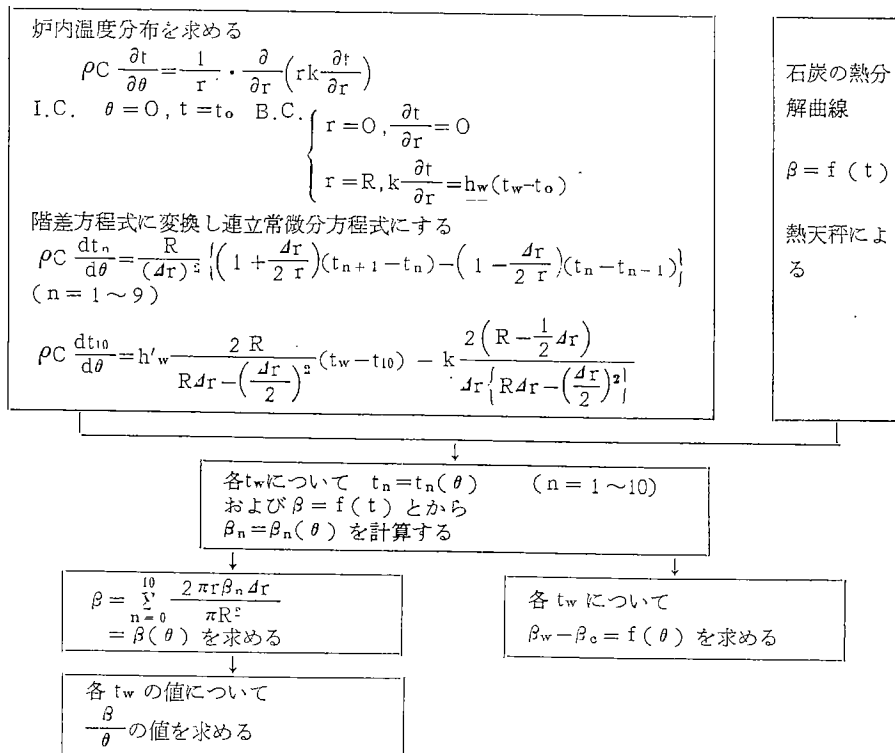
ここでは次のような仮定のもとに計算を試みる。

- (i) 炉は円筒型とする。
- (ii) t_w は平均温度をとり一定とする。
- (iii) 乾留ガスによる熱交換の項は省略し、石炭の充填密度、半成コークスの収率については平均値を用いることとする。
- (iv) 石炭の熱分解を温度依存とする。(1・2参照)
- (v) k_e, C_{p0}, h_w, R 等は平均値とする。(4・1参照)

1) 計 算

手順を表4・2-1に示す。その要点は炉内を半径方向に10等分し、それぞれの温度の上昇状態を求める(図4・2-1)。ついでそれらに(1・2)から得られた奔別炭の熱天秤曲線を電子計算機により模擬計算し(図4・2-2)，その合計を求めて炉の乾留曲線とする(図4・2-3)。この乾留曲線から、その

表 4・2-1 計 算 の 手 順



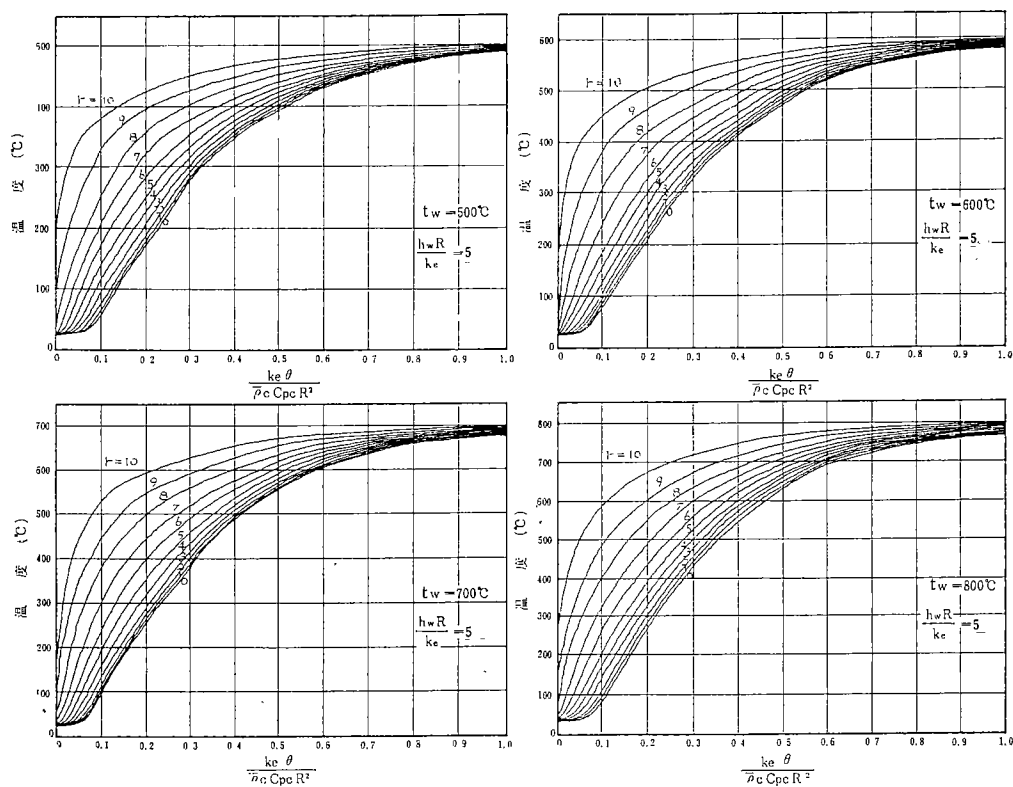


図 4.2-1 炉内の温度分布

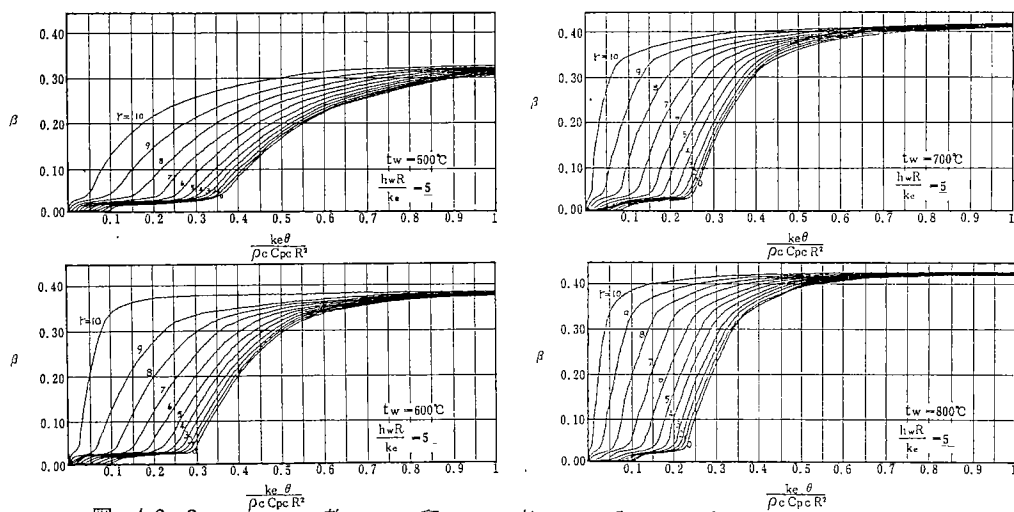


図 4.2-2 乾留率分布

直線部分の β/θ と t_w の関係を求めると

$$\frac{\rho c C_{pc} R^2}{k_e} \cdot \frac{\beta}{\theta} = K (t_w - t_d) \dots\dots\dots (4.2-1)$$

$$= 3.1 \times 10^{-3} (t_w - 350)$$

を得る (図 4.2-4)。

中間試験炉の結果から得られた実験式は

$$\frac{\rho c C_{pc} R^2}{k_e} \cdot \frac{\beta}{\theta} = 3.3 \times 10^{-3} (t_w - 430) \quad (4.2-1')$$

である。

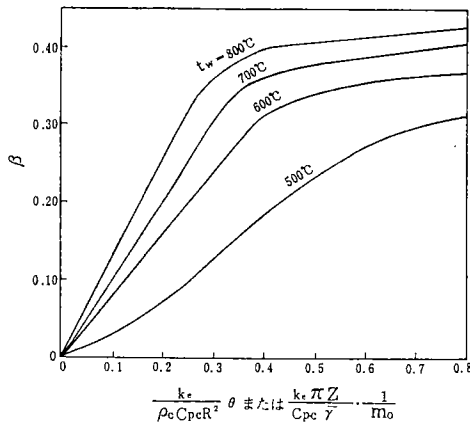


図 4-2-3 炉の乾留曲線

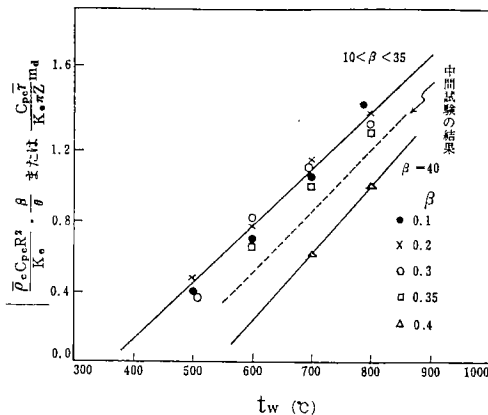


図 4-2-4
乾留速度または乾留量と炉温

ここで滞留時間 θ_T は、石炭が乾留過程において減量すると同時に膨張することを考慮に入ると

$$\frac{V}{m_o/\rho_o} > \theta_T > \frac{V}{m_c/\rho_c} \quad \dots\dots\dots (4-2-2)$$

の範囲にあると推定される。上式は

$$\frac{M}{m_o} > \theta_T > \frac{M}{m_o} \left(\frac{\rho_o}{r\rho_o} \right) \quad \dots\dots\dots (4-2-2')$$

と書き得る。 $(\rho_o/r\rho_o)$ は体積膨張率の逆数で乾留度の関数であるけれども、無煙燃料の範囲が $0.75 > r > 0.65$ 程度とすれば一応定数と考えてよい。中間試験の結果は表 4・3-4 に示すように約 0.8 である。それで ρ_o 、 r の平均値を仮定して、

$$\theta_T = \left(\frac{\bar{\rho}_o}{r \cdot \rho_o} \right) \left(\frac{M}{m_o} \right) = \alpha \left(\frac{M}{m_o} \right) \quad \dots\dots\dots (4-2-3)$$

とする。 α の値は弁別小塊炭で 0.9 程度である。

従って、

$$\left(\frac{\bar{\rho}_o C_{pc} R^2}{k_o} \right) \left(\frac{1}{\theta} \right) = \frac{C_{pc} \bar{r}}{k_o \pi L} m_o \quad \dots\dots\dots (4-2-4)$$

および

$$\left(\frac{\bar{\rho}_o C_{pc} R^2}{k_o} \right) \left(\frac{\beta}{\theta} \right) = \left(\frac{C_{pc} \bar{r}}{k_o \pi L} \right) m_d \quad \dots\dots\dots (4-2-5)$$

を得て式 (4・2-1) から操作量、すなわち炉温、給炭量と半成コークス収率との関係が明らかになる。

次に半成コークス性状のばらつきを考えるために、壁近くと中心部の乾留率の差を求めた(図 4・2-5)。それから前と同様にして操作量との関係を得る (図 4・2-6)。

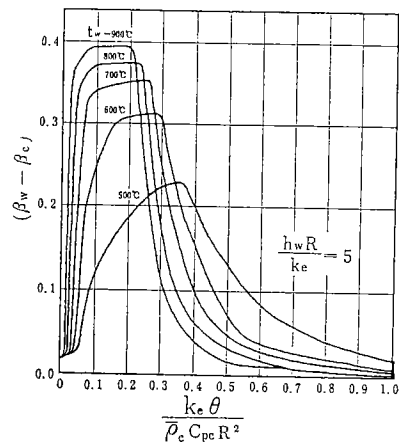


図 4-2-5 滞留時間と焼むら

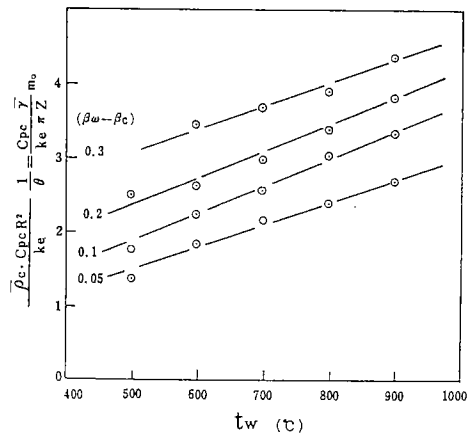


図 4-2-6 操業条件と焼むら

2) 考 察

この計算は全く一次的なもので、単に堅型炉の特性を知るために試みたものであるが、本中間試験炉の結果を図 4・2-4 に点線で示した。

Kはかなり一致しているが、 t_d は約80℃の差がある。これは炉温の測定箇所の選定によって異なってくることも含んでいる。

このような簡単な計算でもある程度のことはわかるけれども、計算機が許すならば橋門炉について、炉温分布、水分の影響、乾留ガスの熱交換等も考えて計算精度を一層高めるべきである。また物性定数の測定も同様である。

4・3 操業条件

第1回および第2回の操業では、乾留温度を900℃～1000℃に上昇し、いわゆる“高温急速乾留”により処理量の増加をはかることがひとつの目標であったが、レトルト目地から焙道に乾留ガスの漏洩とレトルト内において石炭の側吊りを起し充分な結果が得られなかった。よって第3回目にはまず炉の目地切れについてはモルタルの流し込みなどによってこれを徹底的に補修し、次の目標を立てて操業した。

- (i) 原炭を奔別小塊炭に限定し、製品である半成コークスの揮発分の目標を15%程度におく。
- (ii) 製品むらおよび側吊りをなくするため、炉温を下げて700°～850℃程度とする。
- (iv) そのため処理能力が低くなるから、予熱槽を用いる。

このようにして、典型的な弱粘結炭乾留の基礎条件を明らかにしようとした。操業期間は2ヶ月、処理炭量は150tの実験により、堅型炉における乾留についての操業条件、限界を明らかにし得たと考える。

1) 操業条件

乾留炉の運転条件とは、炉温と石炭滞留時間である。以下それぞれについて説明する。図4・3—1は炉操作の概念図である。

a) 炉温（焙道温度）

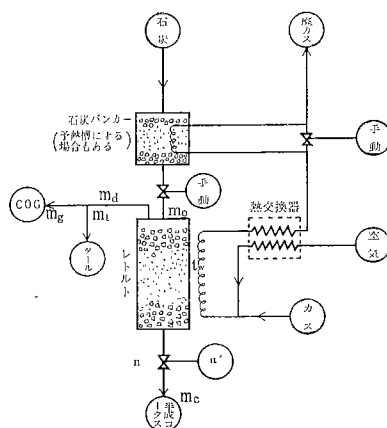


図 4・3—1 炉 の 操 作

焙道温度は測定箇所によって差がある。この場合は図4・3—2に示すように熱電対を炉壁に挿し込んでいる。

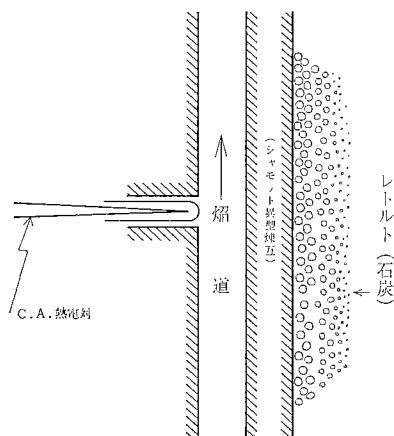


図 4・3—2 炉 温 の 測 定

表 4・3—1 操 業 条 件

実験号	t_A (℃)	$t_{A'}$ (℃)	$t_{B'}$ (℃)	t_B (℃)	$t_{A'}/t_A$	$t_{B'}/t_A$	t_B/t_A	t_w (℃)	n' (r.p.m)	Q (kcal/hr)	備 考
P—1	870	722	620	621	0.83	0.71	0.71	739	90	100	やや炉温の高いグループ
P—2	891	728	637	636	0.82	0.72	0.71	755	85	119	
P—3	880	725	640	650	0.82	0.73	0.74	753	77	112	
P—4	850	698	620	625	0.82	0.73	0.74	726	80	109	
P—5	723	613	553	557	0.85	0.76	0.77	632	42	83	炉温の低いグループ
P—6	724	606	533	540	0.84	0.74	0.75	624	57	84	
P—7	722	602	540	545	0.83	0.75	0.76	624	51	85	
P—8	726	566	520	529	0.78	0.72	0.73	610	67	73	
P—9	802	654	597	593	0.82	0.74	0.74	688	72	87	予熱槽使用 中間の炉温

温度調節は焰道ごとのガス・バルブにより手動で行ない、調節の基準点はA点においた。測定値はA点ではかなり揃った値が得られたが、A'、B'では焰道によっても、また時間的にも変動している。これらを平均した値を表4・3—1に示す。

これによると各実験の縦方向の温度勾配は殆んど一定であるが、P—8（予熱槽併用）の場合はガス量が著しく少ないためにやや異なっている。

石炭処理量との関係は図4・3—3に示すように。

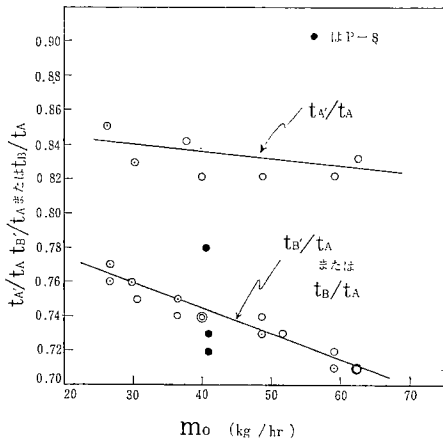


図 4・3—3

焰道温度の勾配と給炭量の問題

昇り焰道には処理量の差による影響が殆んど認められ

ないが、降り焰道には影響がみられる。ここで平均温度 t_w は、加熱面積割合を仮定して

$$t_w = \{3t_A + 2t_{A'} + 3t_B\} / 8 \dots\dots\dots(4\cdot3-1)$$
としたものである。

加熱ガス量と炉温とは図4・3—4のような状態を示した。効率の最大は600°~700℃程度にある。

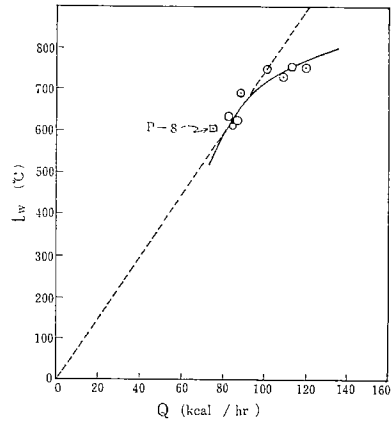


図 4・3—4 加熱ガス量と炉温

b) 滞留時間

図4・3—1が示すように石炭の炉内滞留時間は排出機回転数で定められる。排出機の構造は図4・3—5に示すようにロータリーゲート式のものを用いた。

滞留時間が式(4・2—2)で示されるものとすれば

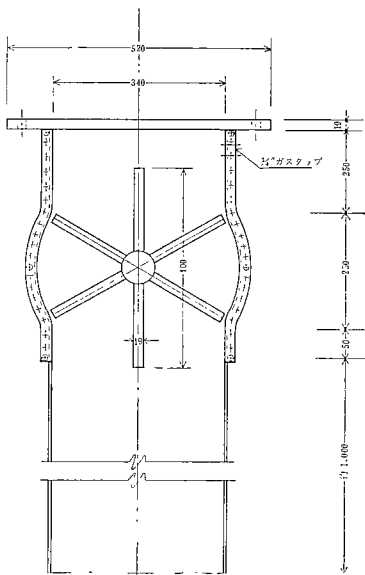
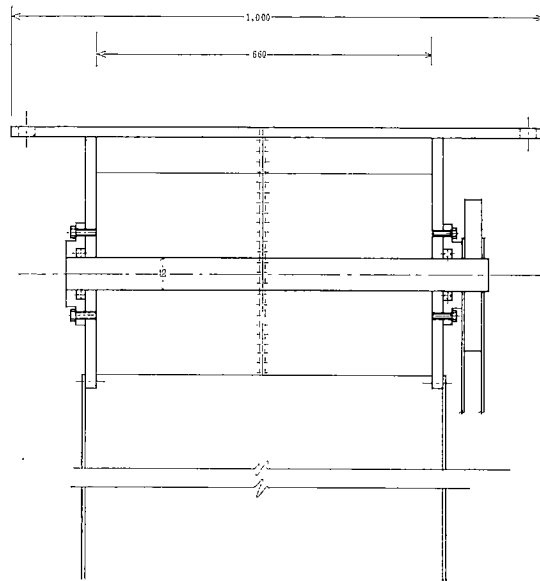


図 4・3—5

排



出

機

$$\left(\frac{V}{nV}\right) \cdot \left(\frac{\rho_o r}{\rho_c}\right) > \theta_T > \left(\frac{V}{nV}\right) \cdots \cdots (4.3-2)$$

が成立する。従ってまた

$$\theta_T \div \frac{1}{\alpha} \left(\frac{V}{nV}\right) \div 1.1 \left(\frac{V}{nV}\right) \cdots \cdots (4.3-2')$$

が成立する。すなわち滞留時間は排出機の回転数と逆数関係にあるとみてよい。

2) 操業結果

各実験を前述(表4・3-1)の実操作量 t_A と n' によって図示すると図4・3-6となるが、P-1,

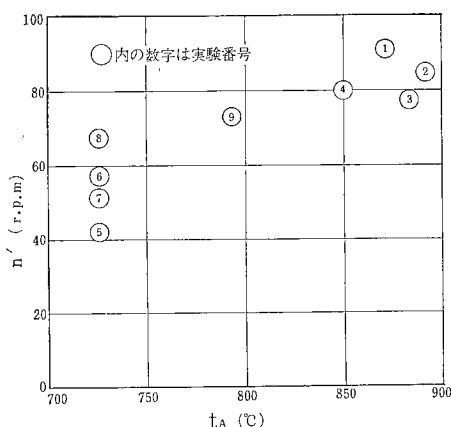


図 4.3-6 操 業 条 件

2, 3はやや高い温度で、P-5, 6, 7はそれより100°~150℃低い温度で、P-9はその中間、P-8は予熱槽併用によったものである。

それら操業結果の検討に必要な、主としてトレルト当り、時間当りの諸量を表4・3-2に示した。

表 4.3-2 操 業 結 果

実験 番号	m_o (kg/hr)	m_c (kg/hr)	m_d (kg/hr)	β	θ_T (hr)
P-1	59.5	45.1	14.4	23.8	5.4
P-2	57.9	42.1	15.6	27.2	5.5
P-3	46.8	32.2	14.6	31.0	7.0
P-4	49.8	35.4	14.4	28.8	6.4
P-5	26.0	16.3	9.7	37.4	12.3
P-6	36.2	26.5	9.3	26.9	9.1
P-7	29.7	20.6	9.1	30.2	10.8
P-8	40.0	28.3	11.7	28.8	8.0
P-9	39.4	27.4	12.4	30.5	8.1

* $m_d = m_o - m_c$

** $\beta = \frac{m_d}{m_o}$

*** 式(4・3-2')による

3) 操業条件の決定

所望の半成コークスの性状は端的にはその揮発分でいい表わされる。揮発分と収率の間には必ずしも一義的な関係はないが、乾留条件のある範囲内では近似的にはほぼ比例関係があると考えてよい。従って操業は主として収率を基準として行なった。

そこで(i)目的とする収率を与える運転条件、(ii)その運転条件下での安定操業の可否、(iii)その際に得られる製品性状のばらつき、タール、ガス等の量質が問題となる。

以下それらについて検討し、結論的にひとつの線図としてまとめた。

a) 収 率

堅型連続乾留炉における乾留量は殆んど炉温の関数であると指摘されるが、中間試験の結果も図4・3-7に示すとおり

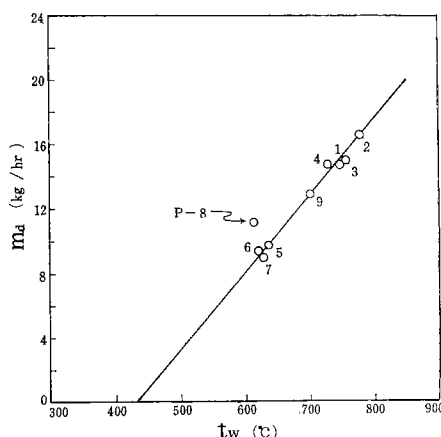


図 4.3-7 乾留量と炉温の関係

$$m_d = K_o (t_w - t_d) = 4.8 \times 10^{-2} (t_w - 430) \cdots \cdots (4.3-3)$$

が成立する。ここで、 $m_d = \beta m_o$ であるから

$$\beta = K_o (t_w - t_d) \cdot \left(\frac{1}{m_o}\right) \cdots \cdots (4.3-4)$$

であり、式(4・2-3)から

$$\beta = K_o (t_w - t_d) \frac{\theta_T}{\alpha \cdot M} = K'_o (t_w - t_d) \theta_T \cdots \cdots (4.3-4')$$

が得られる。また操作量 n との関係は式(4・3-2')から

$$\beta = K'_o (t_w - t_d) \cdot \frac{V}{\alpha \cdot n \cdot V} = K''_o (t_w - t_d) \frac{1}{n} \cdots \cdots (4.3-4'')$$

で与えられる。

すなわち、上式はこのように堅型炉で中間的な乾留を行なう場合の操作量と収率の基本的な関係を与えるものである。

K.のなかには石炭層の伝熱、石炭の熱分解、および装置による係数を含んでいることは式(4・2—1)が示すところである。

ただ、図4・2—3に見られるように、 t_w を一定として β と θ_r との関係は、はじめにほぼ直線的に上昇し、次第に一定の β に収斂する。従ってその直線部分に当る範囲において上式が成立するものとする。一般的に無煙燃料の製造範囲が $\beta > 0.35$ と考えると、殆どこの操作はこの直線部分に該当するとみてよい。

ただしここでいわれている β は、あくまでも平均値としてのものであって、同じ $\beta = 0.3$ であっても600℃における場合と800℃とでは当然半成コークスの揮発分のばらつきは後者が大きい。この点については後で述べる。

なお予熱槽を使用したP—8は、図で明らかなように同一温度で比較すると約3割程度も乾留量が多い。

これは予熱槽が効率の向上に役立っていることを示している。

b) 定 常 性

操業が継続的に安定して行なわれるためには、炉内を円滑に石炭が通過することが第一条件である。石炭は排出機で定められる抜き出し量に応じて自然に移動すると考えられるが、途中の乾留過程で石炭の膨脹、流動変化、あるいは密度の変化等が起きて円滑な移動が阻害される場合がある。奔別炭のような弱粘結炭でも条件によっては、かなり強い棚吊りがおきる。棚吊り箇所は必ずしも一定していない。炉によっては上層部にできる場合、また最下層に生ずる場合等がある。

とにかく棚吊りを生ずると早期にポーキングして落さねばならないが、非常に強固なものでは焼き落すより方法がない。このような状態では操業は不可能であって実験は行ない得ない。次に棚吊りまでは進まないが明らかに棚吊りの前兆とみられる場合があって、図4・3—8が示すように炉内温度がある周期をもって変動する。つまり炉壁に棚吊りの核が発生すると中心

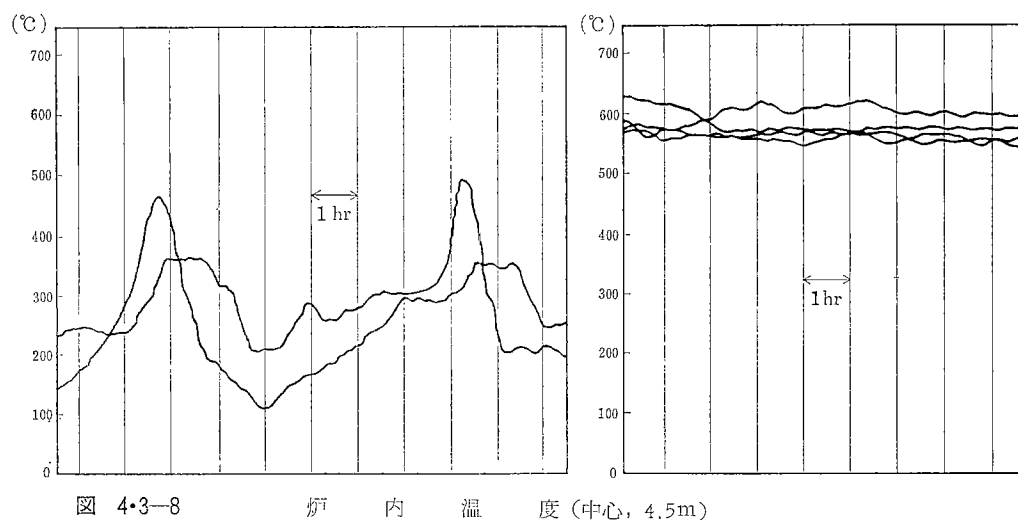


図 4・3—8 炉 内 温 度 (中心, 4.5m)

部にチャンネリングを起し、未乾留で排出され、従って炉内温度は低くなる。そのうちに棚吊り核が落下すると、その部分が通過する際の炉内温度が急上昇を示している。排出量は嵩比重の関係から、前者では多く、後者では少ない値を示す。このような現象は、操業としては非常に不安定であって定常的な操業とはいえない。一般的にこの現象の主要な因子は石炭の膨脹性によるもので、形状、加熱速度等の因子であると指摘されている。

ここでは炉内温度と半成コークス性状のばらつきか

ら、それぞれの時間的な変動係数を求め、炉温と滞留時間（または給炭量）との関係を検討する。

(i) 炉 内 温 度

測定法は(3・1)に述べてあるが、熱電対を入れたパイプは炉内の石炭層中に差込まれているので、石炭そのものに接すると同時に熱気流にも触れているから、それが真の石炭温度とはいえない。しかしガス放出の状態を考えると、上から2mの箇所ではその開きは大いと思われるが、順次下に行くに従って小さくなり、4.5mでは測定された温度は殆んど石炭温度で

あると推定される。

図3・2—1は、各測定箇所の1時間ごとの測定値を算術平均したものであって、P—1ではレトリート間のばらつきが大きく、P—5, 6, 7では小さい。このことは一般的に前者が不安定で、後者が安定しているとみてよい。

また各実験について4.5mの測定値について変動係数を求めたものを表4・3—3に示した。これを定量

表 4・3—4 タール, ガス, $\frac{1}{\text{体積膨脹率}}$ 等

実験 番号	m_t [kg/hr]	m_g [kg/hr]	$\frac{[H_2]}{[CH_4]}$	$\frac{\rho_c}{\tau \cdot \rho_o}$
P—1	8.1	3.7	0.78	0.80
P—2	10.1	4.2	0.70	0.81
P—3	8.9	4.3	0.85	0.78
P—4	9.6	3.6	0.70	0.79
P—5	7.1	2.3	0.64	0.75
P—6	5.8	1.9	0.54	0.82
P—7	6.4	2.2	0.59	0.78
P—8	7.2	2.6	0.51	0.75
P—9	7.0	3.2	0.71	—

的に炉内の変動に結びつけることは、測定間隔の点からも無理があると考えられるが、傾向としてはP—1, 2等の不安定さはうかがえる。実際それらはたまたま棚吊りを起し、操業の長期継続は困難であった。

測定値の正確度と1時間ごとの測定がその時間内の累積であるという点から、炉内温度よりも次に述べる時間ごとの排出量について検討した方が安定性を論ずるには適していると考える。

(ii) 排 出 量

炉の定常性が乱れると一定排出速度であっても排出量に変化する。これは乾留度合に差が生じて、嵩密度が変わるからである。極端な場合にはチャンネリングを起して原炭に近いものが排出されたり、あるいは棚吊りを起して極度に乾留されたものが得られる。排出量が長時間にわたって一定であることは炉の安定上の必要条件である。 m_c の分布は、図4・3—9に示すように殆んど正規分布に近い型をとっているから、これから得た変動係数 σ_c/m_c を表4・3—4に示す。

炉内の石炭の状態を考えてみると、乾留の進行に従って石炭の物理的性状が変化する。特に膨脹、軟化性

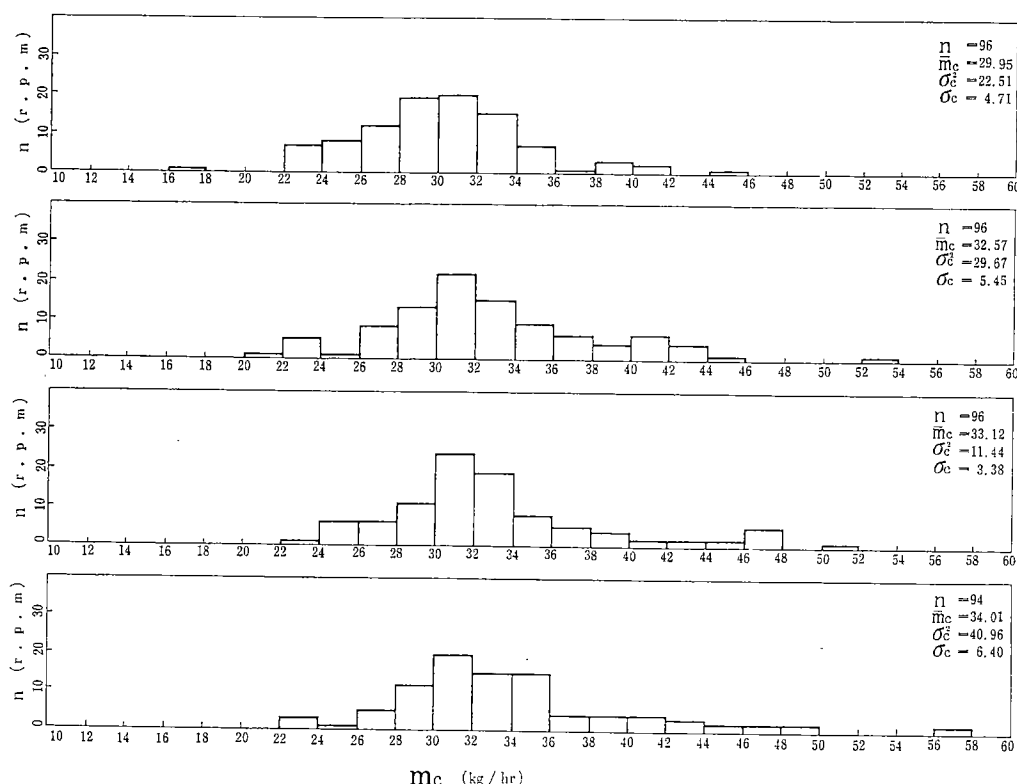


図 4・3—9 排 出 量 の 一 例 (P—3)

表 4・3—4

操 業 の 安 定 性

実験番号	$\sigma_t/t_{4.5}$	σ_c/m_o					$(\beta_w - \beta_c)$ cal.	操業上の経験 [*]
		R 1	R 2	R 3	R 4	平 均		
P—1	0.29	0.33	0.22	0.20	0.23	0.25	0.34	×
P—2	0.30	0.25	0.23	0.18	0.25	0.23	0.32	×
P—3	0.16	0.16	0.17	0.10	0.19	0.16	0.17	△
P—4	0.18	0.17	0.18	0.15	0.20	0.18	0.24	△
P—5	0.05	0.14	0.07	0.09	0.10	0.10	0.03	○
P—6	0.04	0.18	0.10	0.14	0.16	0.15	0.13	△
P—7	0.05	0.11	0.08	0.09	0.16	0.11	0.06	○
P—8	0.07	0.09	0.06	0.11	0.18	0.11	—	○
P—9	0.13	0.18	0.08	0.11	0.17	0.14	0.14	△

* × 不安定で操業継続は無理

△ 大体操業出来るがときにボーキングを必要とする

○ 安定

状は最も関連する性状と考えられる。

試みに原炭と半成コークスの安息角を求めてみると、原炭では48度であるものが、非常にむらなく乾留されたところのP—5の半成コークスは60度というように増加している。このような物理的性状の変化が炉内の壁近傍から中心に向かって存在しているとすれば、そのことが炉内の石炭の流れを乱す要因となることは推察できる。

ここで図4・2—5から炉の代表値として、炉の底部における壁近傍と中心部との乾留率の差を求めたものを表4・3—4に掲げ、それと排出量の変動係数との相関関係を図4・3—10に示す。これによると炉断

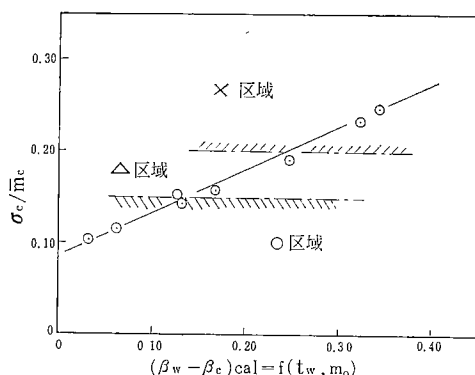


図 4・3—10

炉の安定性と操業条件

面についてなるべく乾留率に差の少ないことが、安定性の条件となるようにみられる。

以上の推定を採用すれば、図4・3—10と図4・2—6から次式が導かれ

$$\frac{\sigma_c}{m_o} = k(\beta_w - \beta_c) + C = f(t_w, m_o) \dots (4.3-5)$$

これから安定性を示す値と操業条件の関係が得られる。

操業の経験と対比すれば次のとおりである。

σ_c/m_o	操 業 の 経 験
>0.2	不安定
0.15~0.2	ときにボーキングの必要もあるが 操業し得る。
~0.15	極めて安定

(iii) そ の 他

(i) 揮発分のばらつき

順調に操業が行なわれたとすれば、製品の揮発分のばらつきは断面の場所的なむらによるが、排出量にばらつきがあれば一層大きくなる。

本操業では断面当りのサンプリングは行ない得なかったもので、ここでは各製品についての揮発分と粒度との関係を図4・3—11に示す。

またこれらの勾配 η と、計算による $(\beta_w - \beta_c)$ との間には、図4・3—12に示すように一応比例的な関係があるとみなされる。式(4・3—5)と同様に

$$\eta = k(\beta_w - \beta_c) = f(t_w, m_o) \dots (4.3-6)$$

を導くことができる。

(ii) 嵩 密 度

嵩密度は製品の商品価値としては重要な性状である。

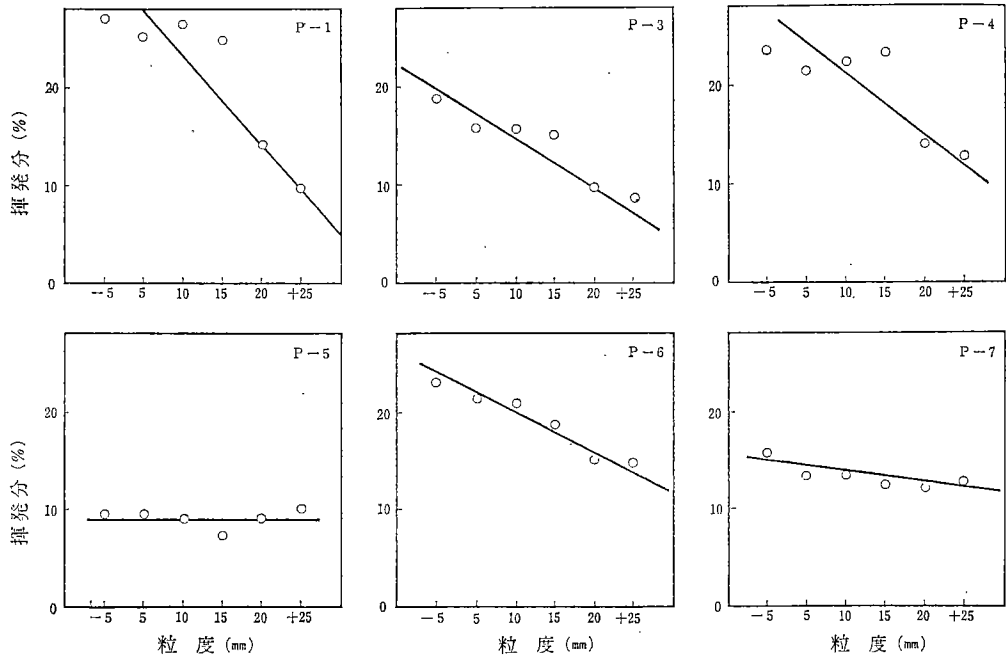
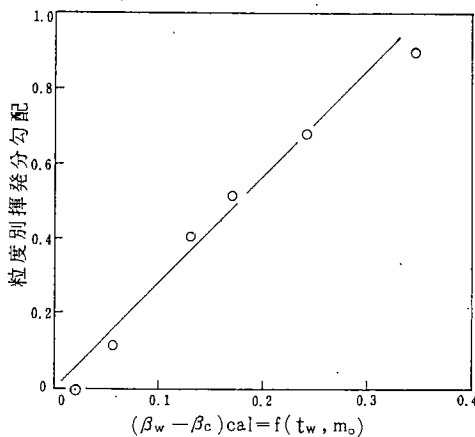


図 4-3-11 粒 度 別 の 揮 発 分

図 4-3-12
粒度別揮発分勾配と操作条件

嵩密度の実測値は、図 4・3—13 に示すように
 $\rho_o = 0.70 - 0.93\beta$ (4・3—7)
 なる関係がある。

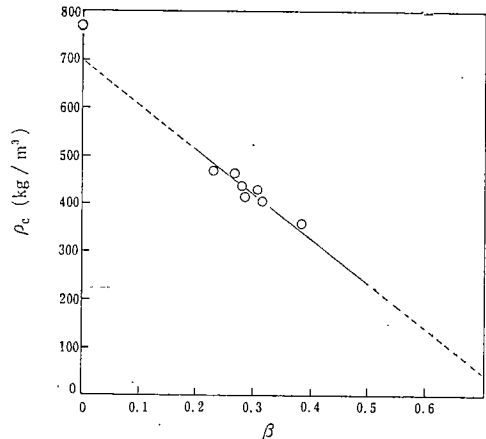
装置設計からみると体積膨脹を考えねばならない
 が、上式から膨脹率は

$$\alpha = (1 - \beta) \cdot \left(\frac{\rho_o}{0.70 - 0.93\beta} \right) \text{ (4・3—8)}$$

で与えられる。

(イ) 時間当りガス量、タール量

全体の乾留量として、前に式 (4・3—3) を得た

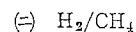
図 4-3-13
乾留率と半成コークスの嵩密度

が、その内容はいうまでもなく乾留ガスとタール（水を含む）である。いま、それぞれについて、同様に炉温との関係を求めると図 4・3—14 を得る。従ってこれから実験式として

$$m_t = 2.4 (t_w - 350) \times 10^{-2} \text{ (4・3—9)}$$

$$m_g = 1.6 (t_w - 500) \times 10^{-2} \text{ (4・3—10)}$$

が得られる。



ガス分析は 8 時間毎に行なった。そのうち H_2/CH_4 は、乾留の状態を示すひとつの目安としていたので、

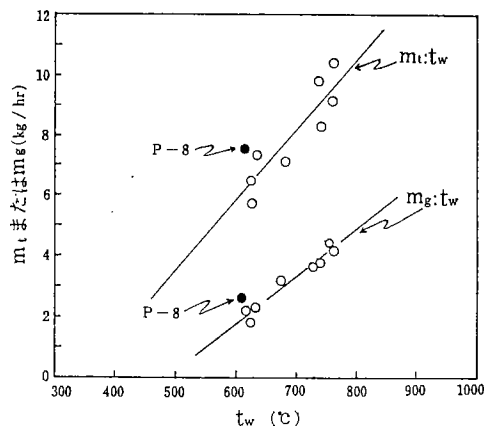
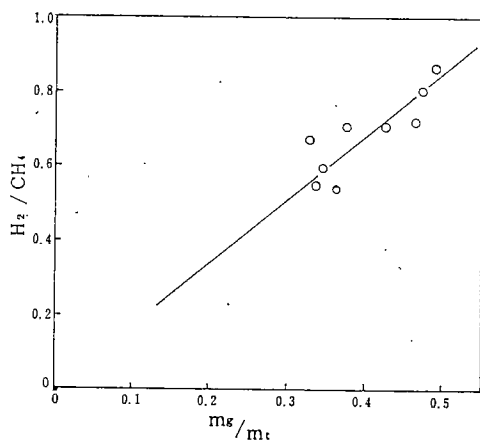


図 4・3—14

タール，ガス発生速度と炉温

各実験の値を表4・3—3に示す。

この値は，平均炉温 750℃ では 0.7~0.8，620℃ では，0.5~0.6 程度であって，同じ程度の炉温では滞留時間の長いものほど大きい値を示している。石炭の熱分解過程と焼きむらを考えると，その傾向は当然であろう。なお， $[H_2/CH_4]$ と $[m_g/m_t]$ の関係は図 4・3—15 に示すような比例関係にある。

図 4・3—15 m_g/m_t と H_2/CH_4 との関係

4) 操業線図

以上の諸点を総合すると，図 4・3—16 に示す線図が得られる。

- (イ) まず式 (4・3—4) から β をパラメーターとした収率線群が得られる。
- (ロ) 次に式 (4・3—5) から σ_c/m_c ，すなわち炉の安定状態をあらわす点線群が得られる。
- (ハ) 製品の性状のばらつきは式 (4・3—6) か

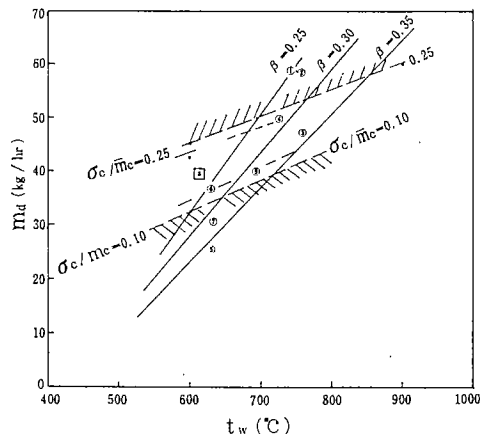


図 4・3—16 操業線図

ら安定状態と比例し，また製品嵩密度は式 (4・3—7) から乾留率に依存する。

- (ニ) タール・ガス量については式 (4・3—9，10) から一応の見当をつけ， H_2/CH_4 は温度，滞留時間について考慮をほらう必要がある。

以上，特に，(イ)と(ロ)から操業範囲を定めることになる。

この線図から推定されることは，このような堅型炉で無煙燃料を製造する場合，高温で多少の製品のばらつきは許すとして，なるべく滞留時間を短かくすれば，処理能力（厳密には式 (4・3—3) で示される乾留量）は増加する。しかしながら，そのような場合に炉内の半径方向に対して著しく物理性状の異なったものが配列されることになり，ピストン流れが期待できなくなる。そうすると中心部の速度増加分が壁近くの減速として働き，一層この不均衡を増長させ，やがて棚吊りを起し，連続操業を不可能にする。

従って炉内になるべく不均衡を残さないようにすれば，炉温によって殆んど製品揮発分は一定となる。たとえば揮発分 20% 程度を得たいとすれば，平均温度で 600℃ を切ることになり，著しく低い能力となる。そのさい炉は必ず予熱槽を併用して乾燥すると共に初期温度を高めるべきである。この実験における予熱槽はパンカーを改修した程度のもので多くは望めなかったが，乾留量はかなり増加している。予熱槽については自然発火等の危険もあるから，別途に本格的な考慮が払われなければならない。

最後に操業中に最も障害となったものは，炉のレトリート目地から焰道への乾留ガスの漏洩であって，再度の補修にもかかわらず完全なものにはならなかった。この点は今後炉の設計，施工にあたって，何よりも注意すべき点である。

第5章 製品試験

揮発分は火着き、燃焼性、煤煙等に最も関連を有する。一般に揮発分20% (d. a. f.) 以下のものが慣例的に固体無煙燃料と称されているが、半成コークスの収率の面からは許容される限界までこの揮発分を多く残した方がよい。この揮発分は工業分析で測定されるので、これを一応の実験指針として実施したが、このみでは製品としての良否は不明の点が多い。またこの良否を判定する規格試験も決まっていない。従って煤煙発生性ならびに煤煙の限界点、半成コークスの燃焼性について一定条件により製品別に比較検討する必要がある、また一般家庭における実際の燃焼器による試燃をしてその定性的資料を集計することも必要であると考え、これら一連の試験を実施した。

5.1 煤煙発生性

煤煙とはいかなるものであり、いかなる装置で何を

測定すれば良いかという点、現在は何ひとつとして規格化されたものはない。

固体無煙燃料または有煙石炭の煤煙発生性を比較するには、一定条件における煤煙量を実測して比較する方法以外にはないと考える。この場合燃焼方法が異なただけで煤煙量は非常に異なってくるので、燃焼装置をまず一定条件に保持することが必要である。しかし実際の燃焼器では多量の試料を必要とするので、小型の火格子燃焼形式の実験装置を試作して煤煙量の測定を行なった。

煤煙は一般に「煤」と称され、不完全燃焼による炭素質と考えられる。よって固体燃料の燃焼に際して重要な関連性を有する工業分析、元素分析、脱揮発曲線と煤煙発生性との相関を検討した。

1) 煤煙発生量の測定

a) 試作装置の概要

煤煙を発生させる装置¹⁾として、小型の火格子燃焼形式の実験装置を試作した。図5・1—1は煤煙発生装

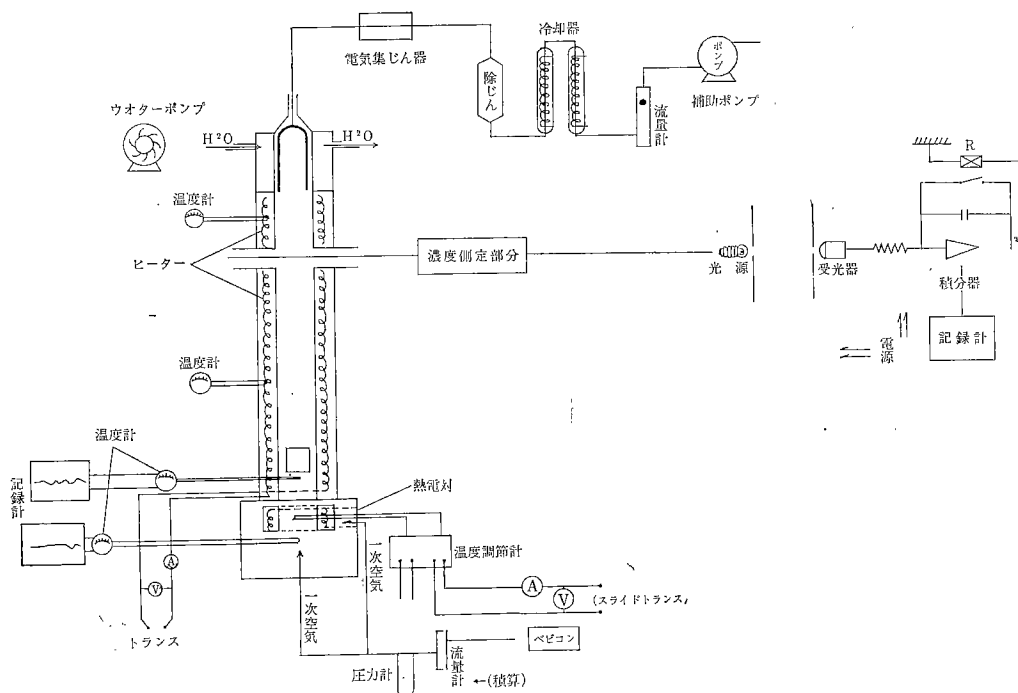


図5・1—1

煤煙発生装置

置の平面概要図である。本体は図5・1—2に示すとおり、直径50mmのステンレス製で下部に燃焼監視窓兼用の試料投入口を有する。燃焼部は内径50mm素焼炉(1.2 kw, カンタル線)である。煙突途中に直径19mmの濃

度計用光源窓を有し、光源窓には煤煙の附着を防ぐため窓口に0.3 mm以下の小孔を多数あけたエアーカーテンを有する。図5・1—3は送入空気が層流を生ずるよう設計した送風用スクリーンである。排出口部は

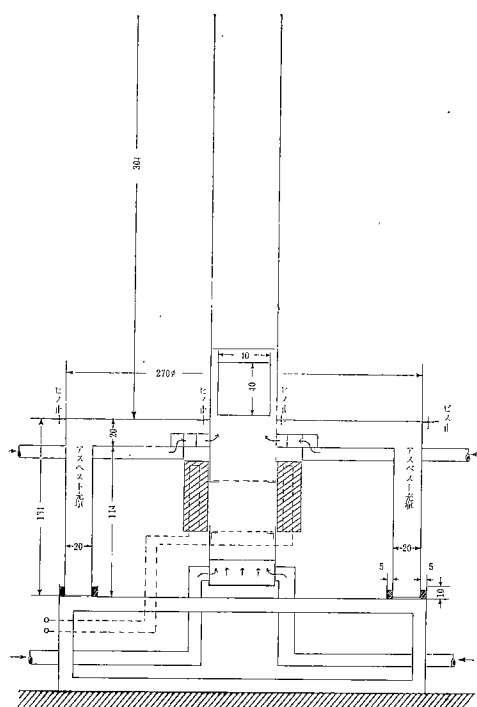


図5・1—2 煤煙発生装置燃焼部

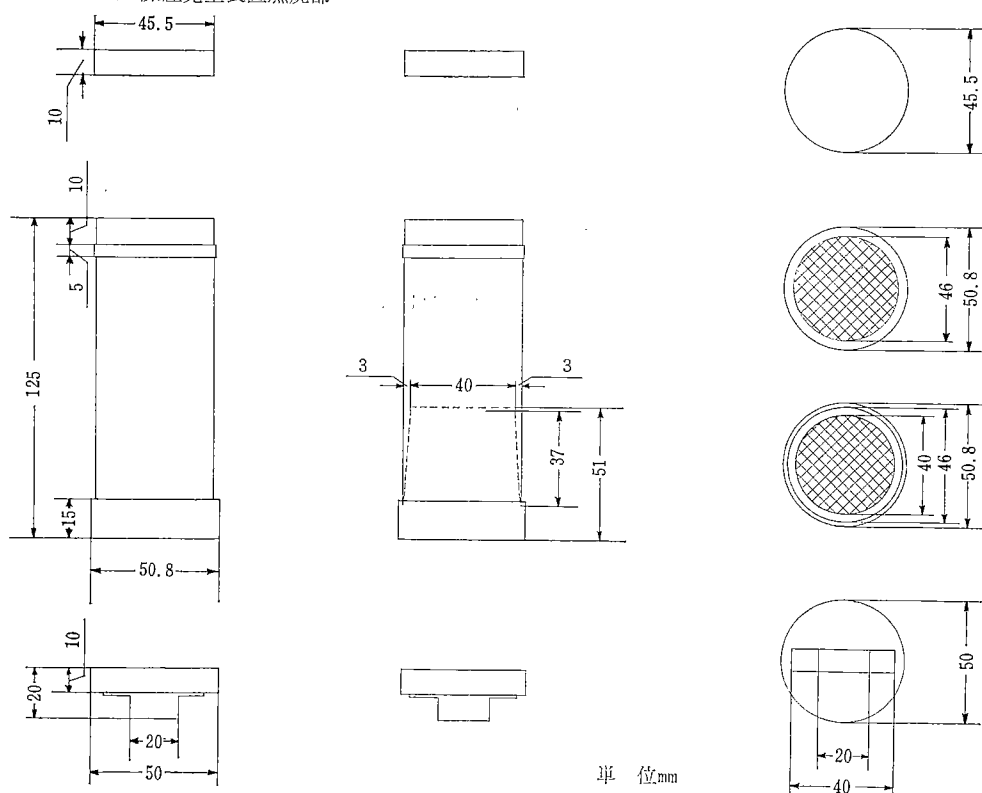


図5・1—4

煤 煙 捕 集 管

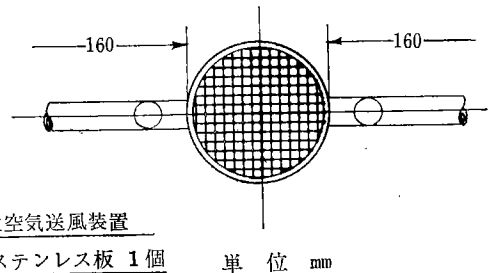
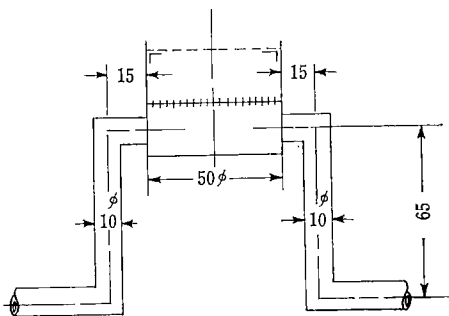
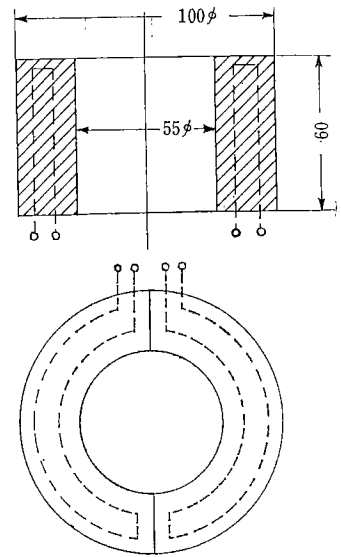
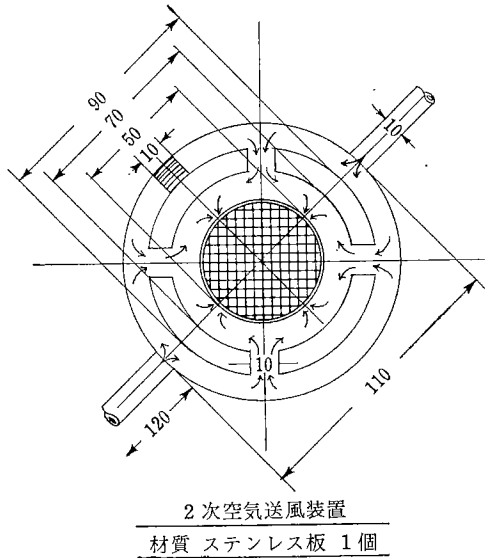
図5・1—4に示すように、金属製の集じん管を使用し、内部に円筒濾紙（東洋濾紙No.84）を挿入して使用した。冷却器は水冷式であり、また除じん器は交差型ダンパを試作して使用した。

b) 実験方法

集じん管は、東洋濾紙No.84挿入後乾燥器で110℃、1時間乾燥して、煙突出口に装着する。次に火床部を温度調節計によって750℃に保っておく。第1回の実験は炉温の安定化をはかるため、あらかじめ火床部が750℃に昇温してから30分後に送風機および吸引ポンプの始動を行ない、2分後に両ポンプの差圧を一定にし、送入空気量を浮遊式流量計によって25 l/minに調整した。試料5 gr(粒度2.00 mm—2.38 mm)を試料投入口より投入し、輝炎消失後ただちに送風を停止して集じん管を円筒部よりとりはずし、110℃±2℃中で1時間乾燥後、30分デシケータ中に放置して秤量し重量%によって煤煙量として表示する。

c) 測定条件

煤煙量は同一試料、同一装置においても測定条件が異ると変る。また、再現性にも関係すると予測された。炉温、通気量および試料粒度による煤煙量の変化



単位 mm

図5・1-3

送風用スクリーン

を調べるとともに、各試料固有の差を充分に比較でき、しかも再現性の良い測定条件を検討するため予備実験を行なった。

試料は火床全面に均等に散布し、炭層があまり厚くならない量を実際に検討して5g (d. a. f.) とした。

i) 炉内（火床中心）温度

試料は、火床上において、輻射熱で加熱されて揮発成分を放出する。これが着火して熱焼し始めるためには炉温が着火温度より高いことが必要である。いったん着火すれば燃焼熱により温度は急激に高くなり、以後自身の燃焼熱によって燃焼は継続する。石炭類の揮発分の着火温度は最低500℃～600℃の範囲であるとい

われている。従って600℃、700℃および800℃の温度について検討した。600℃では着火待ち時間（装入してから炎をあげて安定な燃焼を始めるまでの時間）が不安定で煤煙量もかなりばらついた。700℃および800℃では着火の状態はかなり安定し、煤煙量のばらつきも小さくなった。温度による煤煙量の変化はこの範囲ではあまり明確には認められなかった。表5・1-1に結果を示す。

ii) 通気量

2炭種の試料について煤煙量に対する通気量の影響を検討した結果を図5・1-5に示す。通気量を増すにしたがって煤煙量は減少し、この実験の範囲では直線と

表 5・1—1 炉温と煤煙量

試料, R 7 通気量20l/min 粒度2.00~2.38mm

No.	600℃		700℃		800℃	
	煤煙量 %	着火持ち 時 sec	煤煙量 %	着火持ち 時 sec	煤煙量 %	着火持ち 時 sec
1	5.3	28	5.0	11	4.1	7
2	3.7	18	4.1	13	4.9	10
3	5.5	21	4.3	14	4.5	8
4	4.1	25	5.2	12	5.1	8
5	4.8	17	4.4	15	4.0	10

みなされる。ここで使用した2試料についてはほぼ平行であった。なお通気量10 l/minでは着火状態がやや不安定であると観察された。

iii) 試料粒度

試料粒度2.00mm~2.38mm, 2.00mm~5.66mm, 4.00mm

表 5・1—2

煤煙量と試料粒度の関係

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	$\bar{X}$	S	$\bar{X} \pm 2.262\sqrt{S^2/10}$	偏差	変動係数
a A	4.44	3.95	4.27	3.76	4.23	4.17	4.08	4.61	4.25	3.75	4.15	0.275	3.93 ~ 4.37	±0.22	6.62
b A	3.86	3.68	3.61	3.78	3.74	3.47	4.01	3.90	4.32	3.77	3.81	0.211	3.65 ~ 3.95	±0.15	5.53
c A	3.48	3.10	3.64	3.69	3.01	3.35	4.02	3.17	3.14	3.82	3.44	0.342	3.20 ~ 3.68	±0.24	9.94
a B	4.71	4.45	3.87	4.25	4.38	4.95	5.04	4.68	4.18	4.93	4.54	0.382	4.27 ~ 4.81	±0.27	8.41
b B	4.15	3.87	3.70	4.27	4.33	3.66	4.55	3.79	4.53	4.12	4.10	0.329	3.86 ~ 4.34	±0.24	8.02
c B	4.00	3.89	3.17	3.35	3.58	3.73	3.02	3.88	3.27	3.92	3.58	0.354	3.33 ~ 3.83	±0.25	9.89
a C	5.17	5.06	4.49	4.82	4.93	4.20	5.25	4.29	4.31	4.49	4.70	0.391	4.42 ~ 4.98	±0.28	8.32
b C	3.99	4.55	3.90	4.90	4.38	3.80	4.09	4.74	4.19	3.66	4.22	0.412	3.93 ~ 4.51	±0.29	9.76
c C	4.94	4.09	4.04	4.55	4.99	5.27	4.10	4.75	4.24	4.61	4.56	0.431	4.26 ~ 4.86	±0.30	9.45

a : (空気量) 20 l/min

b : (空気量) 25 l/min

c : (空気量) 30 l/min

A : (試料粒度) 2.00~2.38mm

B : (試料粒度) 2.00~5.66mm

C : (試料粒度) 4.00~5.66mm

いほど、煤煙量は多い傾向を示す。cCが異常である理由は粒度および通気量が大きいためのもふきぬけ、と考える。以上の実験結果から、bA条件すなわち、2.00mm~2.38mm, 25 l/minの場合に良好な数値が得られたので、測定条件とした。この測定条件による各種試料の煤煙量を表5・1—3に示す。煤煙量は5回の測定結果の平均値を示す。

2) 煤煙量と燃料性状の関連

試料の工業分析、脱揮発量、および元素分析結果を表5・1—4aおよび表5・1—4bに示す。表中でRは原炭、Cは半成コークスである。

また表5・1—4a中のΔW値は測定方法を2)~C)に

~5.66mm, 送入空気量20 l/min, 25 l/min, 30 l/minについて(実験順序については乱数表によった)検討した結果を表5・1—2に示す。これによれば粒度の大き

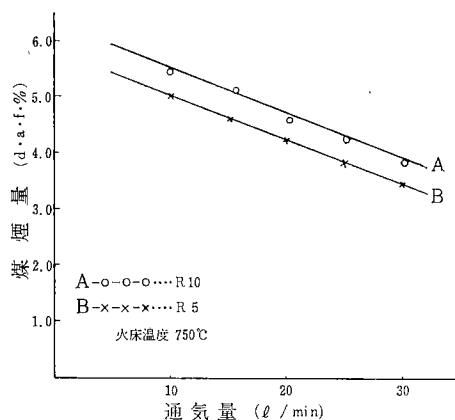


図5・1—5 煤煙量におよぼす通気量の影響

表 5・1—3 煤煙量測定値

試料名	$\bar{X}$	試料名	$\bar{X}$	試料名	$\bar{X}$
R—10	3.80	R—8	5.70	R—13	—
C—7	0.18	C—1	0.62	R—3	3.30
C—8	1.62	C—2	0.42	R—4	3.71
C—9	2.77	C—3	0.62	R—7	4.01
		R—9	1.17	R—6	4.01
		C—4	0.23	R—5	4.22
		C—5	0.25	R—2	5.31
		C—6	0.70	R—12	3.04
		R—11	1.58	R—1	0.23

表 5.1—4 b

試 料 名	元 素 分 析 (d. a. f.)						試 料 名	元 素 分 析 (d. a. f.)					
	炭素 %	水素 %	窒素 %	酸素 %	燃燒性 硫黃 %	全硫黃 %		炭素 %	水素 %	窒素 %	酸素 %	燃燒性 硫黃 %	全硫黃 %
R—1	68.07	4.27	1.52	25.70	0.10	0.34	C—1	94.28	1.12	11.8	3.23	—	0.19
R—2	73.88	6.02	1.19	18.67	0.03	0.21	C—2	87.54	1.30	11.4	9.81	—	0.21
R—3	82.25	6.28	1.68	9.45	0.14	0.20	C—3	84.11	3.02	1.27	11.44	—	0.16
R—4	81.25	5.52	1.98	10.99	0.07	0.19	C—4	80.51	3.45	1.25	14.67	0.12	0.29
R—5	78.01	5.85	1.61	14.16	0.09	0.28	C—5	76.94	3.29	1.43	18.24	0.10	0.28
R—6	78.82	6.51	0.98	13.29	0.08	0.32	C—6	76.10	3.25	1.42	19.17	0.09	0.28
R—7	82.49	5.97	2.06	8.44	0.42	0.62	C—7	88.90	1.65	1.30	8.04	0.11	0.30
R—8	74.91	5.56	1.04	18.48	0.01	0.21	C—8	82.41	3.73	1.42	12.41	0.13	0.31
R—9	70.46	5.43	1.32	22.56	0.23	0.29	C—9	81.59	3.94	1.44	13.20	0.13	0.31
R—10	78.93	5.24	1.28	13.90	0.29	0.36							
R—11	82.45	6.04	1.51	11.17	0.08	0.26							
R—12	86.22	5.98	2.17	4.27	0.13	0.23							
R—13	92.45	3.52	1.09	1.95	0.42	0.57							

示す。

a) 元素分析

表5・1-4bのC%と煤煙量(表5・1-4a)の関係は図5・1-6の傾向を示した。

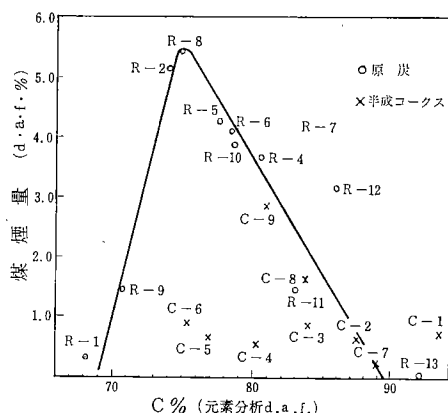


図 5・1-6 煤煙量とC%の関係

b) 工業分析

揮発分(a. d. f.)と煤煙量の関係を図5・1-7に示す。低炭化度炭のR₁R₉を除いては、揮発分約25%以上の範囲で煤煙量はほぼ直線的に増加する。

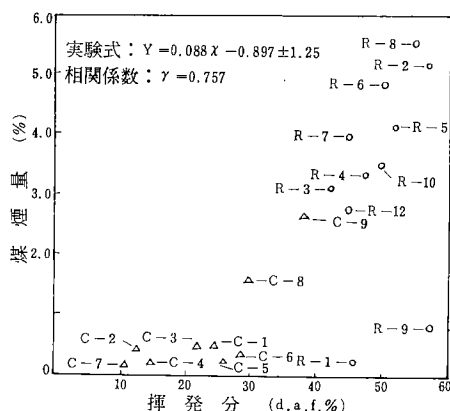


図 5・1-7 揮発分と煤煙量の関係

c) 熱天秤による脱揮発量

熱天秤による脱揮発量³⁾ ΔWは図5・1-8に示す熱天秤曲線より求められる。

実験方法としては窒素气流中、昇温速度6℃/min-60メツシ試料300mgによって求めた。装置は応用理化(株)製ORKⅡB型熱天秤(感度0.2mg, 精度1%, 熱電対PR, 最高使用温度1050℃)を使用した。

ΔW%の測定値を表5・1-4aに示した。ΔW%と煤煙量の関係を図5・1-9に示す。煤煙量はやはり低炭化度炭が異なった傾向を示した以外は直線性を有している。

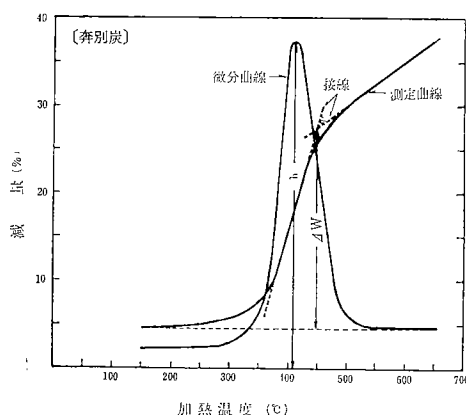


図 5・1-8 奔別炭の熱天秤測定曲線
(6℃/min. N₂. 100ml/min)

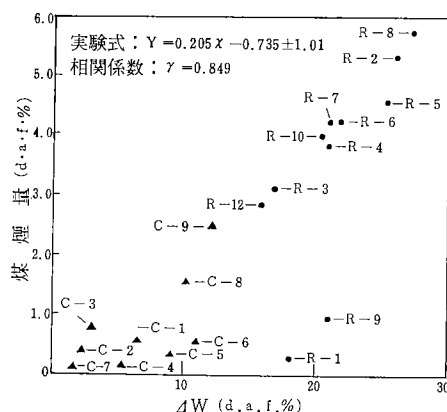


図 5・1-9 脱揮発量(ΔW)と煤煙量の関係

図5・1-10はΔW%とC%の関係であるが、図5・1-6の煤煙量とC%の関係と同じ傾向を示していることから、前述した各種の関係が妥当であると推察される。

煤煙量とΔW%および揮発分%の関係を最小自乗法

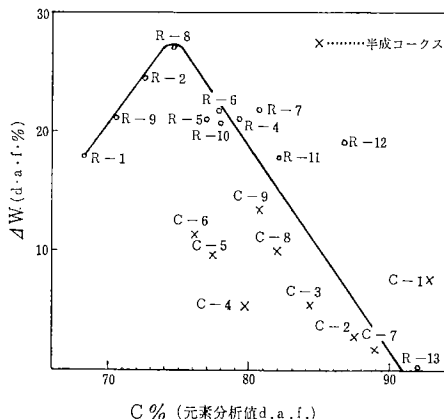


図 5・1-10 ΔW%とC%の関係

によって整理した結果を図5・1—11に示す。煤煙量と

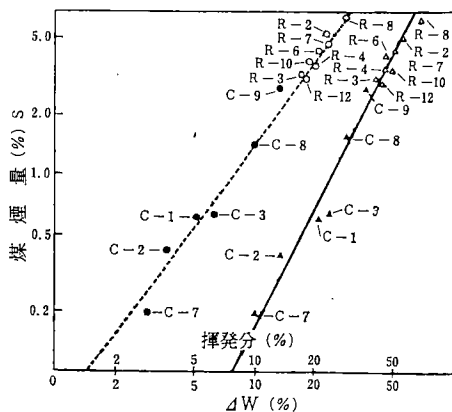


図 5・1—11 煤煙量と $\Delta W\%$ (点線)および揮発分%(実線)との関係

$\Delta W\%$ 、および揮発分%の関係は次の実験式によって示される。

$$\Delta W\% \quad S = 0.08 (\Delta W)^{1.29}$$

$$\text{揮発分}\% \quad S = 0.0012 v_m^{2.19}$$

ここで S : 煤煙, ΔW : 脱揮発量 (図5・1—8参照)
 v_m : 揮発分%, $\Delta W\%$ の実験式の係数は1.29乗で、揮発分%では2.19乗の係数をもち、 $\Delta W\%$ が煤煙量に対して良好な相関性を示すことが認められる。

図5・1—12 (a, b) は当所における製品半成コークスならびにその原炭の $\Delta W\%$ 、および揮発分%に対する煤煙量の関係である。若年炭である R—9 は異なる傾向を示しているが、それ自体ではほぼ直線性を有し、他の炭種については共通した直線傾向を示している。

3) 考 察

煤煙の発生は複雑な要素を含んでいるが、試作した煤煙発生装置を用いて、試料粒度2.00mm~2.38mm、通気量25 l/min、火床温度750℃によって、各種石炭および半成コークスの煤煙量が良好な精度で求められた。

この値と試料性状との関連性について検討した結果、煤煙量と $\Delta W\%$ の間に $r=0.849$ なる相関が認められ、R—9のごとき低炭化度を除けば、原炭および半成コークスに共通した直線関係が認められた。低炭化度炭においてもそれ自体では原炭、半成コークスを通じて直線上にあるが、煤煙量の増加率は前者より少ない。一般に煤煙量は ΔW が小さくなるにつれて減少する。

以上の結果から石炭の揮発成分のうち300℃~500℃の比較的低温で発生する揮発成分が、煤煙発生の原因となることが推測される。

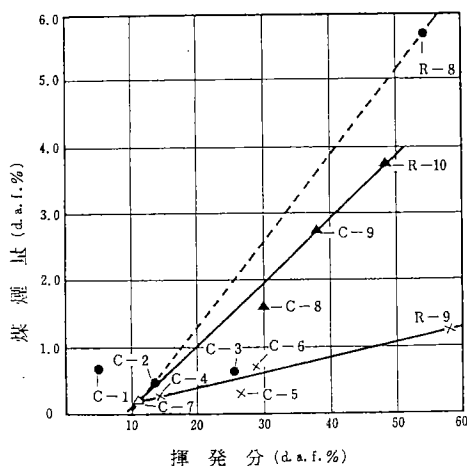


図 5・1—12a 揮発分と煤煙量の関係

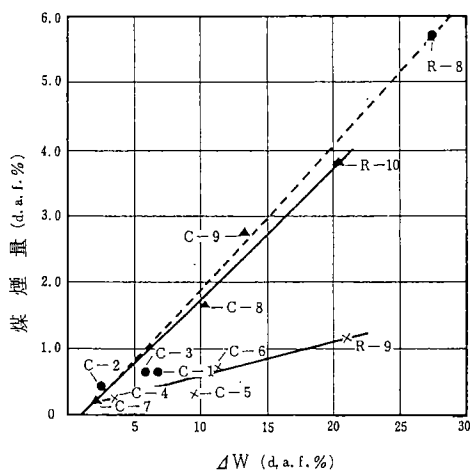


図 5・1—12b ΔW と煤煙量の関係

5・2における燃焼試験において定性的(目測)であるが P—6 (残留揮発分 22.9% d.a.f.) の半成コークスが淡煙であることから、実用燃焼における無煙点をこの線に仮定すれば(半成コークスの種類の少ない点と濃度指数の根拠がない点から限定はできない)、図5・1—11において煤煙量は約1%以下の点であり、 ΔW 9%程度を示した。なお実用燃焼(ストーブ等)との相関については研究を継続中である。

文 献

- 1) R.L. Blown, et al; J. Inst. Fuel, 29-218 (1856)
- 2) 大内, 本田, Fuel, 38, 429 (1959)
- 3) 大内, 本田, 持田, 燃協誌, 40, 845 (1961)

2) 試験方法および結果

a) 試料

供試料は奔別小塊炭からの半成コークス (P-6, P-5) ならびに奔別小塊炭, 市販コークスの四種類である。表5・2-1にその性状を示す。試料は嵩比重が異なるためストーブの貯炭槽上部まで給炭した場合の貯炭量は石炭では約9kg, 半成コークスおよびコークスでは約5kgである。試料の粒度は10~25mmである。

表 5・2-1 試料の性状

試料	工業分析 (%)				発熱量 (kcal/kg)	元素分析 (d.a.f.) (%)		嵩比重 (kg/m ³)
	水分	灰分	揮発分	固定炭素		炭素	水素	
奔別小塊炭	3.3	10.0	43.0	43.7	7,150	78.9	5.2	0.74
P-6	2.2	12.4	19.4	66.0	7,020	84.8	2.3	0.45
P-5	3.5	12.2	8.8	75.5	6,750	91.0	2.2	0.42
コークス	1.6	18.2	3.6	80.2	6,150	97.8	0.7	0.42

b) 試験項目

家庭暖房用固体燃料として特に重視し, 試験した項目は燃焼性 (燃え上りの難易, 燃焼持続時間の長短) 有効熱量, 火留めによる立消えの有無, 煤煙の発生等である。なお風速の強弱が煙突内の圧の変動および燃焼状態に及ぼす影響が大きいかを考慮して試験は強風の日は避けた。

i) 燃焼性 ($\theta'_{300^{\circ}\text{C}} - \theta_{300^{\circ}\text{C}}$)

0.5kgの燃料をロストル上に乗せ, 予め赤熱した木炭0.2kg, さらに燃料1kgを投入して試験開始とする。下段一次空気孔のみを開放し, 他は通気条件の複雑性を避けるためすべて閉塞して, 自然通気の状態で行なった。燃焼を開始し, T_1 点 (図5・2-1参照) の燃焼廃ガス温度が300℃になる点を $\theta_{300^{\circ}\text{C}}$ とする。次いで燃焼が持続して T_1 点の温度が300℃より上昇し, やがて全投入燃料1.5kgが燃焼しつくして廃ガス温度が低下し, T_1 点の温度が再度300℃になるまでの時間を $\theta'_{300^{\circ}\text{C}}$ とする。この $\theta'_{300^{\circ}\text{C}}$ 点は新しく燃料を補給した場合に残りのオキにより燃焼し得る最低限界点と判断される。縦軸に温度, 横軸に時間を取り図5・2-2より $\theta_{300^{\circ}\text{C}}$, $\theta'_{300^{\circ}\text{C}}$ 点に達する時間を求め表5・2-2に示す。 $\theta'_{300^{\circ}\text{C}} - \theta_{300^{\circ}\text{C}}$ は燃料1.5kgが燃焼を開始し, 燃焼廃ガス温度300℃以上を維持して燃焼し得る時間である。

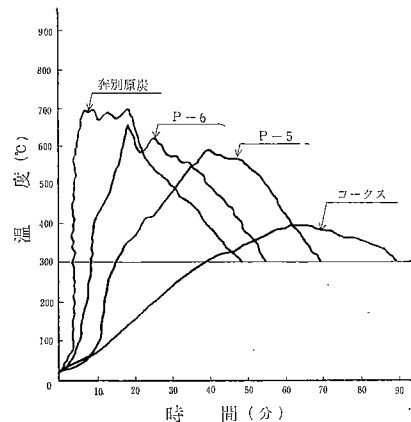


図 5・2-2 燃焼ガス温度

表 5・2-2 燃焼性試験

試料	$\theta_{300^{\circ}\text{C}}$ (min)	$\theta'_{300^{\circ}\text{C}} - \theta_{300^{\circ}\text{C}}$ (min)	燃焼廃ガス		煤煙発生状況
			平均温度 (℃)	最高温度 (℃)	
奔別小塊炭	3	36	500	680	濃煙あり
P-6	6	38	500	630	薄煙あり
P-5	12	44	450	570	なし
コークス	31	40	340	360	なし

ii) 有効熱量

燃料に着火させ, ストーブの貯炭槽上部まで給炭する。試験開始前に下段一次空気孔を開放し, 火床をつくり, 試験開始とする。試験時間は90分, 必要あれば30~60分毎に除灰する。燃料の消費量は久保田HA型計重機により秤量する。有効熱量は家庭暖房の場合ストーブ本体および室内煙突表面より放出される熱量であるが, ストーブ本体のみの有効熱量を計算し, その結果を表5・2-3に示す。

表 5・2—3

燃 焼 試 験

試 料 名		奔別小塊炭	P—6	P—5	コークス
燃 渣 組 成 (%)	燃 渣 量 (kg)	0.23	0.25	0.22	0.24
	水 分	0.9	1.2	1.1	0.2
	灰 分	86.8	84.4	88.0	89.6
	可 燃 分	12.3	14.4	10.9	10.2
廃ガス組成 (%)	CO ₂	11.2	11.4	12.6	9.1
	O ₂	9.2	8.3	7.4	11.0
	CO	0.3	痕 跡	痕 跡	0.1
損 失 熱 量 (kcal/kg)	燃焼 廃ガ スに よる	乾廃ガスの顕熱による 水分の潜熱による CO による	2,890 380 120	2,600 170 —	2,550 50 40
	燃 渣 中 可 燃 分 による	110	170	120	170
	計	3,500	2,940	2,650	2,810
	有 効 熱 量 (kcal/kg)	3,650	4,080	4,100	3,340
	熱 効 率 (%)	51.0	58.0	60.7	54.3
燃 焼 量 (kg/hr)		2.	1.7	1.6	1.2
ストーブ出口廃ガス平均温度 (°C)		665	625	625	545
室 内 平 均 温 度 (°C)		39	35	35	30
燃 焼 廃 ガ ス 量 (Nm ³ /kg)		13.4	12.5	11.4	14.2
空 気 比		1.75	1.63	1.53	2.07

iii) 火留め試験

燃料に着火させ貯炭槽上部まで給炭する。下段一次空気孔を開放し燃焼させ火床をつくる。必要あれば除灰し落し蓋を開き下段一次空気孔を閉め試験開始とする。試験期間中の燃焼廃ガス温度 (T_1 点) を自動記録させ16時間放置する。試験終了と共に期間中の燃料消費量を計り、除灰し、下段一次空気孔を開いて燃焼させ、火留めによる立消えの有無、着火燃焼して T_1 点における廃ガス温度が 300 °C に達するまでの時間等を調べ、火留め試験とした。

コークスについては特に着火用木炭の使用量、火留め時間等を変え、その影響について検討した。試験結果を表5・2—4、図5・2—3に示す。

3) 考 察

(i) $\theta_{300^\circ\text{C}}$ は奔別小塊炭、P—6、P—5 の順に大きくなっている。これは揮発分が多い試料は分解燃焼が行なわれ、 T_1 点が短時間で 300 °C になる。コークスは揮発分が少なく表面燃焼が主に行なわれるため、 T_1 点が 300 °C になる時間はおそいという結果を示した。(表5.2—2、図5.2—2)

(ii) $\theta'_{300^\circ\text{C}} - \theta_{300^\circ\text{C}}$ は燃料に着火してから燃焼が進

表 5・2—4 火 留 め 試 験 結 果

試料	火留め 時 間 (hr)	木 炭 使用量 (kg)	燃 料 消費量 (kg)	火 留 め 時 間 後 の 燃 焼	
				燃 焼 の有無	安定燃焼 に 達 す る 時 間 (min)
奔 別 小塊炭	16	0.2	1.8	有	4
P—6	16	0.2	1.4	有	9
P—5	16	0.2	0.9	有	10
コークス	16	0.2	—	無	—
〃	10	0.4	—	無	—
〃	4	0.4	—	無	—

行して燃料の補給を要するにいたるまでの時間を表わすもので、奔別小塊炭、P—6、P—5 の順に長い。コークスはP—5より短い、これは使用した燃焼器が、コークスの燃焼特性に不適当なためである。(表5・2—2)

(iii) 最高ならびに平均燃焼廃ガス温度は奔別小塊炭

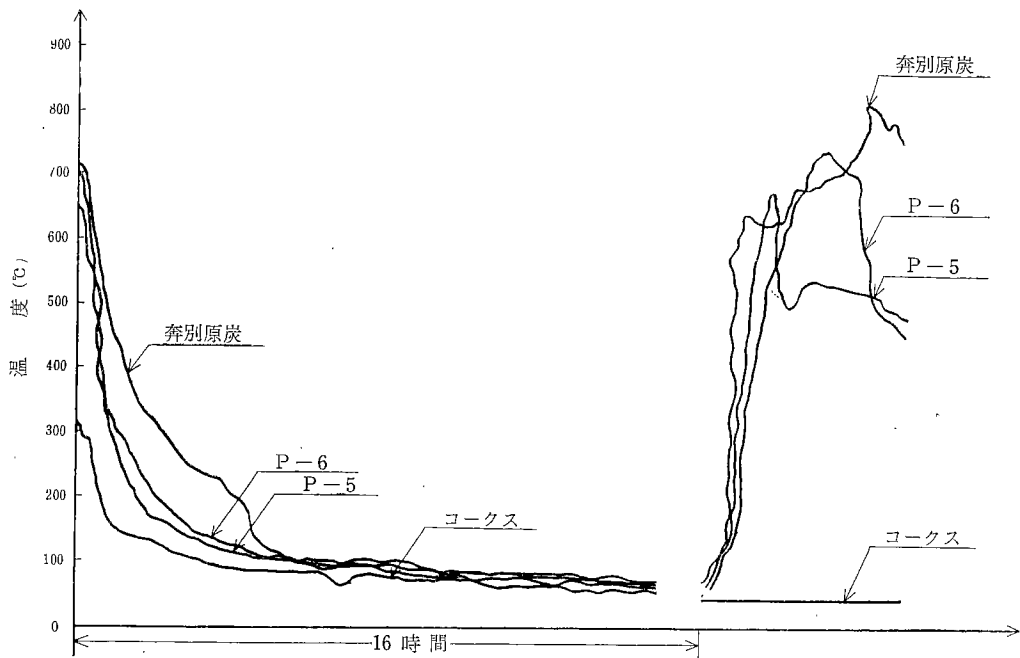


図 5・2-3

火留め試験後の燃焼ガス温度

が高く、揮発分の減少につれて低くなる。これは奔別小塊炭は急激に燃焼して放熱するが、半成コークス、コークスは緩徐な燃焼を続けるためと考える。

(表5・2-2)

(二) 有効熱量はP-5, P-6, 奔別小塊炭, コークスの順に小さい。P-5, P-6は廃ガス組成よりして過剰空気が少なく, 完全燃焼し易い特性を示している。(表5・2-3)

(三) 燃焼過程における煙煤発生状況を目測した結果によると, コークス, P-5では煤煙が発生しないが, 奔別小塊炭, P-6では着火後2-3分間は発生する。P-6は奔別小塊炭に比較して少なく, 薄煙程度である。(表5・2-2)

(四) 奔別小塊炭, P-6, P-5は16時間の火留め試験後除灰, 通気の開放等の操作により再び燃焼を開始するが, コークスは使用した燃焼器では着火源として使用する木炭の使用量を増加したり, 火留め時間を短縮したりして試験したがすべて立消えた。(表5・2-4)

以上試験結果について考察した。燃料を燃焼する場合に燃料の特性に適した燃焼器を使用することが望ましいが, この試験で使用した燃焼器による試験結果では半成コークスの燃焼特性の中で煤煙性はコークスに

類似し, その他の事項については反応性が良好で石炭に類似する傾向を示している。従来火床は燃焼器の容量を支配し, 燃焼室は熱効率を左右するといわれているが, 半成コークスは嵩比重が小, 揮発分が少ない等の性質を持っているため, 火床面積, 燃焼室容積は半成コークス用燃焼器試作に際しては重要な設計要素となる。使用したP-5, P-6等の無煙燃料は, 開発途中の試作品であって理想的なものとはいえないが, さらに高密度の大きい揮発分の多い無煙燃料を目標として開発研究を進めている。同時に燃焼器の構造, 最適粒度, ドラフト効果と燃焼特性の関連性を検討し, 経済性, 安全性, 使用性の高い燃焼器を試作することを目標として試験を継続中である。

5・3 試焚調査

1) 調査方法

昭和38年9月上旬から2ヶ月にわたり連続運転を行ない, 各種乾留条件で半成コークスを試作して, これを市内の家庭に配付し, 試焚を依頼して, その結果についてアンケート方式による調査を行なった。

原料炭としては奔別洗小塊(粒度10~25mm)を用い, これから試作した製品の10mm以上のものについて15kgづつ袋詰めにして5袋づつ, アンケート用紙(表5・3-1)と共に配付し, 各家庭で従来使用している燃

表 5・3—1

試作半成コークス試焚についての調査票

住 所		氏 名	
現在焚いている 石炭の銘柄		ストーブの 名前及型式	
建物の構造		このストーブの 暖房面積(畳数)	

(1) 各項について現在焚いている石炭と比較して適当と思う箇所を○で囲んで下さい。

(2) 御使用になっているストーブ名の欄は製品名(例, カマダ・福祿・センター・ルンペン・ハクネット等)
大きさ(例, 1号, 0号)型式(例, 貯炭式, 投入式)を御記入下さい。

番号	お尋ねする事項	お感 じ に な っ た 程 度					お気付の点
1	届けられたとき砕けた粉が入っていましたか。	全 く ない	な い	同 じ	入っている	多く入っている	
2	火着きはどうかでしたか。	非常に良い	良 い	同 じ	悪 い	非常に悪い	
3	暖かさはどうかでしたか。	非常に良い	良 い	同 じ	悪 い	非常に悪い	
4	火持ちはどうですか。	非常に良い	良 い	同 じ	悪 い	非常に悪い	
5	消費量はどうかでしたか。	2 割 増 し	4割増し	6割増し	8割増し	2 倍	
6	たち消えはありましたか。	全 く ない	な い	同 じ	多 い	非常に多い	
7	すすは出ましたか。	非常に少い	少 い	同 じ	多 い	非常に多い	
8	燃やしているとき粘りましたか。	全く粘らない	粘らない	同 じ	粘 る	非常に粘る	
9	投灰の場合黒い煙りが出ましたか。	非常に少い	少 い	同 じ	多 い	非常に多い	
10	灰の中にもえきらない物がありましたか。	全 く ない	な い	同 じ	多 い	非常に多い	
11	灰落しは容易でしたか。	非常に良い	良 い	同 じ	悪 い	非常に悪い	
12	灰の量は如何ですか。	非常に少い	少 い	同 じ	多 い	非常に多い	
13	炭ぼこりで部屋がよごれることがありましたか。	全 く ない	な い	同 じ	よごれる	非常によごれる	
14	炊事の場合はどうかでしたか。	非常に良い	良 い	同 じ	悪 い	非常に悪い	
15	風呂の沸き具合はどうかでしたか。	非常に良い	良 い	同 じ	悪 い	非常に悪い	
16	取り扱いの際砕け易いと思われましたか。	全く砕けない	砕けない	同 じ	砕け易い	よく砕ける	
17	粒はこの大きさが良いと思われましたか。	これで良い	もっと大きい方が良い	もっと小さい方がよい			
18	御使用後の御感想をお書き下さい。(取り扱い, 燃え方, 用途, 外観, 長所, 短所等何でも結構です。)						

料, 主として石炭と比較して感じた度合を記入してもらい, 後日このアンケート用紙を回収して集計した。

原炭および配布試料の性状は表5・3—2, 試焚依頼先は表5・3—3のとおりである。

2) 集計方法

回収したアンケートを集計するにあたって, 各質問

事項を個々に記述する場合次の略語を使用した。

1. 粉混入
2. 火着き
3. 暖房性
4. 火持ち
5. 消費量
6. 立消え
7. 煤
8. 粘結性
9. 煙
10. 未燃物
11. 灰処理
12. 灰量
13. 炭ぼこり
14. 炊事
15. 風呂
16. 粉化性
17. 粒度

各質問項目別に, 感想度合を5段階に分類している

表 5・3—2 試 料 の 性 状

試料番号	工 業 分 析					乾 留 条 件		強 度 試験 +10% (%)	煤 煙 発 生 率 (%)
	水 分 (%)	灰 力 (%)	揮 発 分 (%)	固 定 炭 素 (%)	発 熱 量 (kcal/kg)	温 度 (B 点) (°C)	時 間 (hr)		
原 炭	3.3	10.0	43.0	43.7	7,150	-	-	85.6	5.27
P — 5	3.5	12.2	8.8	77.5	6,750	550	18.0	93.6	0
P — 7	2.8	12.9	13.7	70.6	7,010	530	16.0	90.0	0
P — 3	2.2	14.7	14.5	68.6	6,810	640	9.9	91.3	0.01
P — 4	2.8	12.4	18.7	66.1	7,020	620	9.3	91.3	0.05
P — 6	2.2	12.4	19.4	66.0	7,020	530	13.0	85.6	0.14

表 5・3—3 試 焚 依 頼 先

依 頼 先	依頼数	燃 焼 器					
		貯炭	ルンペン	投込	ベーチカ	コース	風呂
北 大 応 化	9	3	2	1	0	3	0
北 大 機 械	6	2	2	1	1	0	0
北大衛生工学	3	2	0	0	0	1	0
北大合成化学	3	3	0	0	0	0	0
北 大 鋳 山	3	3	0	0	0	0	0
北大公衆衛生	2	1	1	0	0	0	0
札幌通産局	9	6	2	1	0	0	0
北海道開発局	6	3	2	0	0	0	1
道 庁	11	8	2	1	0	0	0
道 工 試	8	6	1	0	0	1	0
札幌市役所	6	2	2	0	1	1	0
地 質 支 所	10	9	0	1	0	0	0
資 源 試 支 所	7	2	1	0	2	2	0
計	83	50	15	5	4	8	1

表 5・3—4 全 解 答 の 集 計

番 号	質 問 事 項	1 (非 常 に 良 い)	2 (良 い)	3 (普 通)	4 (わ る い)	5 (非 常 に わ る い)	回 答 数 n	平 均 値 M
1	粉 混 入	14	48	11	27	0	81	2.5
2	火 着 き	23	44	20	13	0	71	2.2
3	暖 房 性	17	28	25	28	2	83	2.7
4	火 持 ち	1	27	19	49	4	80	3.3
5	消 費 量	20	33	15	13	19	69	2.8
6	立 消 え	39	46	10	5	0	83	1.8
7	煤	69	30	1	0	0	73	1.3
8	粘 結 性	47	34	4	15	0	85	1.9
9	煙	53	35	4	8	0	81	1.7
10	未 燃 物	25	34	27	14	0	82	2.3
11	灰 処 理	22	35	24	18	1	76	2.4
12	灰 量	10	37	27	25	1	81	2.7
13	炭 ぼ こ り	30	54	14	2	0	83	1.9
14	炊 事	5	23	35	32	5	60	3.1
15	風 呂	11	22	14	50	3	36	3.1
16	粉 化 性	15	55	10	20	0	71	2.4
17	粒 度	39	61	0	-	-	83	1.6

ので、この段階を順に 1 (非常に良好), 2 (良好), 3 (普通), 4 (不良), 5 (非常に不良) と数字的尺度で表示した。

次に回答数 (n) に対する 5 段階別の百分率を算出して各表に記載した。かくてこの百分率に感想度合の数字的尺度を乗じてすべてを加算し、100 で割って平均感想 (M) として表示した。集計表は表 5・3—4、表 5・3—5、表 5・3—6 のとおりである。

3) 結果および考察

全解答の集計について M 値の大小により項目を分類すると表 5・3—7、表 5・3—8、表 5・3—9 のとおりである。

以上のことから現在使用している燃料と比較して a

の分類に入る項目は良好であり、b の分類に入るものは大差がなく、c の分類に入る項目は不良であると考えられる。

全体的にみて火持ち、炊事、風呂は不良である。特に火持ちはコースストーブ、ベーチカには悪い結果が示されている。

消費量は大体 6 割増位である。

次に各項目別について検討してみると次のとおりである。

表 5.3-5

暖 房 器 別 集 計

番 号	事 項	貯 炭 (粉炭用含)						ル ン ベ ン						コ ー ク ス						投 込						ペ ー チ カ										
		1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M							
2	火 着 き	24	46	17	13	0	46	2.2	19	50	25	6	0	16	2.2	43	57	0	0	0	7	1.6	20	20	40	0	5	2.8	25	50	0	25	0	4	2.3	
3	暖 房 性	8	27	27	36	2	51	3.0	19	44	31	6	0	16	2.2	71	14	0	0	15	7	1.7	20	20	40	0	5	2.8	25	25	0	50	0	4	2.8	
4	火 持 ち	2	22	20	54	2	50	2.3	0	31	25	44	0	16	3.1	0	42	0	29	29	7	3.5	0	60	0	40	0	5	2.8	0	25	0	75	0	4	3.5
5	消 費 量	17	32	12	22	17	41	2.9	17	41	25	0	17	12	2.6	50	33	17	0	0	6	1.7	20	20	0	0	60	5	3.6	0	50	25	0	25	4	3.0
6	立 消 え	32	50	12	6	0	50	1.9	63	31	6	0	0	16	1.4	57	43	0	0	0	7	1.4	40	60	0	0	0	5	1.6	0	75	25	0	0	4	2.3
7	煤	70	30	0	0	0	49	1.3	80	20	0	0	0	15	1.2	29	14	0	57	0	7	2.9	40	40	20	0	0	5	1.8	75	25	0	0	0	4	1.3
8	粘 結 性	51	35	0	14	0	51	1.8	56	32	6	6	0	16	1.6	43	14	29	14	0	7	2.1	20	60	0	20	0	5	2.2	0	50	0	50	0	4	3.0
9	煙	55	39	6	0	0	51	1.5	71	29	0	0	0	14	1.3	29	14	0	57	0	7	2.9	20	40	0	40	0	5	2.6	75	25	0	0	0	4	1.3
10	未 燃 物	18	25	35	18	0	51	2.5	50	31	13	6	0	16	1.8	33	50	0	17	0	6	2.0	20	40	40	0	0	5	2.2	50	50	0	0	0	4	1.5
11	灰 処 理	20	36	24	18	2	50	2.5								29	42	29	0	0	7	2.0	20	20	20	40	0	5	2.8	50	50	0	0	0	4	1.5
13	炭 ば こ り	31	57	10	2	0	51	1.8	37	44	6	3	0	16	1.6	14	29	57	0	0	7	2.4	20	80	0	0	0	5	1.8	25	75	0	0	0	4	1.8
14	灰 事	5	15	32	40	8	40	3.3	0	29	42	29	0	7	3.0	17	50	33	0	0	6	2.2	0	40	60	0	0	5	2.6	0	50	0	50	0	2	3.0
17	粒 度	38	62	0	0	0	50	1.6	47	53	0	0	0	15	1.5	14	86	0	0	0	7	1.9	60	40	0	0	0	5	1.4	75	25	0	0	0	4	1.3

表 5.3-6

貯炭式ストーブの種類別集計

番 号	事 項	カ					マ					ダ					キ					ソ					グ					タ					フ					ク					粉					炭					用
		1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M	1	2	3	4	5	n	M																					
2	火 着 き	5	63	16	16	0	19	2.4	37	38	0	25	0	8	2.1	36	46	18	0	0	11	1.8	17	33	33	17	0	6	2.5	67	33	0	0	0	3	1.3																					
3	暖 房 性	0	39	17	44	0	18	3.1	38	38	12	12	0	8	2.0	0	18	46	36	0	11	3.2	0	17	33	50	0	6	3.3	33	33	0	34	0	3	2.4																					
4	火 持 ち	0	26	11	58	5	19	3.4	0	25	12	63	0	8	3.4	0	27	27	46	0	11	3.1	0	33	0	67	0	6	3.4	33	33	34	0	0	3	2.0																					
5	消 費 量	23	25	18	24	6	17	2.6	0	33	17	0	50	6	3.7	56	33	11	0	0	9	1.6	0	40	0	20	40	5	3.6	67	0	33	0	3	2.0																						
6	立 消 え	22	50	28	0	0	18	2.1	38	50	0	12	0	8	1.9	46	36	0	18	0	11	1.9	0	100	0	0	0	6	2.0	67	33	0	0	0	3	1.3																					
7	煤	58	42	0	0	0	19	1.4	75	25	0	0	0	8	1.3	91	9	0	0	11	1.1	80	20	0	0	0	5	1.2	67	33	0	0	0	3	1.3																						
8	粘 結 性	42	42	0	16	0	19	1.9	50	50	0	0	0	8	1.5	64	18	0	18	0	11	1.7	66	17	0	17	0	6	1.7	100	0	0	0	0	3	1.0																					
9	煙	47	47	6	0	0	19	1.6	67	33	0	0	0	6	1.3	50	50	0	0	10	1.5	66	17	17	0	0	6	1.5	33	33	34	0	0	3	2.0																						
10	未 燃 物	10	32	32	26	0	19	2.7	38	25	25	12	0	8	2.1	18	27	55	0	0	11	2.4	0	33	33	34	0	6	3.0	67	0	33	0	0	3	1.7																					
11	灰 処 理	11	44	11	34	0	18	2.7	25	38	12	12	13	8	2.5	9	27	55	9	0	11	2.6	20	40	20	20	0	5	2.4	100	0	0	0	3	1.0																						
13	炭 ぼ こ り	16	74	5	5	0	19	2.0	50	38	12	0	0	8	1.6	40	50	0	0	10	1.5	33	50	17	0	0	6	1.8	33	67	0	0	0	3	1.7																						
14	飲 事	0	20	20	53	7	15	3.5	12	38	12	38	0	8	2.8	0	75	25	0	8	3.3	0	25	0	75	0	4	3.5	33	33	34	0	0	3	2.0																						

表 5・3—7

M 値 による 分類 (全解答)

a, $M \leq 2$	b, $2 < M \leq 3$	c, $M > 3$
6. 立消え, 7. 煤 8. 粘結性, 9. 煙 13. 炭ぼこり	1. 粉混入, 2. 火着き 3. 暖房性, 5. 消費量 10. 未燃物, 11. 灰処理 12. 灰 量, 16. 粉化性	4. 火持ち 14. 炊 事 15. 風 呂

表 5・3—8

M 値 による 分類 (暖房器別)

暖房器別	n	a, $M \leq 2$	b, $2 < M \leq 3$	c, $M > 3$
貯 炭	50	6. 立消え, 7. 煤, 8. 粘結性 9. 煙, 13. 炭ぼこり, 17. 粒度	2. 火着き, 5. 消費量 10. 未燃物, 11. 灰処理	3. 暖房性 4. 火持ち, 14. 炊事
ルンペン	16	6. 立消え, 7. 煤, 8. 粘結性 9. 煙, 10. 未燃物, 13. 炭ぼこり, 17. 粒度	2. 火着き, 3. 暖房性 5. 消費量	4. 火持ち 14. 炊事
コークス	7	2. 火着き, 3. 暖房性 5. 消費量, 6. 立消え 17. 粒度	7. 煤, 8. 粘結性, 9. 煙 10. 未燃物, 11. 灰処理 13. 炭ぼこり, 14. 炊事	4. 火持ち
投 込	5	6. 立消え, 13. 炭ぼこり 14. 粒度	2. 火着き, 3. 暖房性 4. 火持ち, 8. 粘結性 9. 煙, 10. 未燃物 11. 灰処理, 14. 炊事	5. 消費量
ペーチカ	4	7. 煤, 9. 煙, 10. 未燃物 11. 灰処理, 13. 炭ぼこり, 17. 粒度	2. 火着き, 3. 暖房性 6. 立消え	4. 火持ち, 5. 消費量 8. 粘結性, 14. 炊事

表 5・3—9

M 値 による 分類 (貯炭ストーブの種類別)

ストーブの 種類(貯炭式)	n	a, $M \leq 2$	b, $2 < M \leq 3$	c, $M > 3$
カ マ ダ	19	7. 煤, 8. 粘結性, 9. 煙	2. 火着き, 5. 消費量 6. 立消え, 10. 未燃物 11. 灰処理, 13. 炭ぼこり	3. 暖房性 4. 火持ち 14. 炊事
キ ン グ	8	6. 立消え, 7. 煤, 8. 粘結性 9. 煙, 10. 未燃物, 13. 炭ぼこり	2. 火着き, 3. 暖房性 11. 灰処理, 14. 炊事	4. 火持ち 5. 消費量
センター	11	2. 火着き, 5. 消費量, 6. 立消え, 7. 煤, 8. 粘結性 9. 煙, 13. 炭ぼこり	10. 未燃物 11. 灰処理	3. 暖房性 4. 火持ち, 14. 炊事
フクロク	6	7. 煤, 8. 粘結性 9. 煙, 13. 炭ぼこり	2. 火着き, 6. 立消え 11. 灰処理	3. 暖房性, 4. 火持ち 5. 消費量 10. 未燃物, 14. 炊事
粉 炭 用	3	2. 火着き, 6. 立消え, 7. 煤 8. 粘結性, 10. 未燃物	3. 暖房性, 4. 火持ち 5. 消費量, 9. 煙, 14. 炊事	—

(1) 粉 混 入 配布方法は試験所から+10mm粒度の半成コークス袋詰め試料を各家庭まで配達したが、それ程遠距離でないため、また積卸し回数も少ないためか、運搬中の破碎はあまりなかった。半成コークスの強度は運搬に対して十分な強度を持つもの と 考 え る。

(2) 火 着 き 表5・3—4から良好とする回答が67%で、表5・3—5の暖房器別にもあまり差異はなく、良好である。ただし投込の場合は他の型式程良好の結果が示されていない。これはたきつけ始めの 場 合 より は、むしろたき始めた後に投戻回数が多く、その途中における火着きの感じが加味されて示されたもの と 考 え る。コークスストーブの場合は絶対的優位が表われている。

(3) 暖 房 性 表5・3—4から、現在使用している燃料と比較して大差はなく普通であると示されている。表5・3—5、6で良好とする回答の比率は表5・3—10、11のとおりである。

表5・3—10 暖房器別比率 (%)

種	類	(1+2)百分率
貯	炭	35
ル	ン	63
コ	ー	85
投	込	40
ベ	ー	50
	チ	
	カ	

表5・3—11 貯炭式種類別比率 (%)

種	類	(1+2)百分率
カ	マ	39
キ	ン	76
セ	ン	18
フ	ク	17
粉	炭	66
	用	

以上から暖房器別では貯炭、投込、ペーチカは良好ではないまた貯炭式でもセンター、フクロクでは特に悪く、カマダにも余り良好でない。この結果から半成コークスを燃料とする場合の暖房器は燃焼室面積、燃焼機構、伝熱面積と半成コークスの燃焼特性との関連について一考を要すべき点がある。

(4) 火 持 ち 表5・3—4、5、6の集計結果からいずれも不良である。

(5) 消 費 量 表5・3—4からは6割増の消費量である。半成コークスの密度から逆算すると重量では石

炭と同じ消費量と考えて良い。キング・ストーブおよびフクロク・ストーブ(表5・3—6)では若干多い消費量が示されている。

(6) 立 消 え 表5・3—4から立消えはないとする回答が85%で、燃焼性は良好である。

(7) 煤 表5・3—4から煤は少ないとする回答が99%で、配布試料の揮発分が20%以下であることから判断して、半成コークスの残留揮発分の限界がこの辺にあるもの と 考 え る。ただし表5・3—5のコークスストーブの場合は煤が多いとする回答がやや多い。

(8) 粘 結 性 表5・3—4から粘らないとする回答が81%で、これは半成コークスを燃焼しても特に粘結性が出て固ることは考えられない。ただ灰分の融点の関係から赤熱火床で若干粘っているように見受けた場合があったもの と 考 え る。

(9) 煙 表5・3—4から煙が少なくとする回答が88%である。この項目は、項目7と関係があるので、やはりコークスストーブの場合には煙が多いとする回答が多い。

(10) 未 燃 物 表5・3—4から未燃物はないとする回答が59%である。これは燃し方の要領、試料の粒度とロストルの目幅とも関連がある。

(11) 灰 処 理 表5・3—4から灰は落し易かったとする回答が57%である。特に関連を有する点は原炭の灰の融点である。融点が低いとクリンカーができて灰は落しにくくなる。ただし普通有煙炭の燃焼時と比較して半成コークスの場合は火床温度が高温となり、クリンカーが生成し易い場合がある。しかし乾留処理によって灰の性状が特に変化するとは考えられない。

(12) 灰 量 原炭品位と関連があり、乾留により若干半成コークスの灰量は増加するが、配布した半成コークスの灰分量ならば燃焼に難点はないもの と 考 え る。

(13) 炭 ぼ こ り これによる部屋のよごれはないとする回答が84%である。商品とする場合には、強度、粒度調整により粉を少なくすることが必要である。

(14) 炊 事 集計結果(表5・3—4、5、6)ではいずれも不良である。燃焼方法、暖房器型式の工夫により煙、煤が少い特性を生かして炊事用にも充分使用できる可能性はある。

(15) 風 呂 風呂用燃料としても併用した感じの回答数36(表5・3—4のn)の中で悪いとする回答が50%で、あまり良好でない。しかし非常に良いとする回答が11%あることから、燃焼方式により良好になる可能性はある。

(6) 粉化性 項目1と関連があり、特に取扱い中に粉化することは今回の試料では考えられない。ただし、炭種により乾留で粉化し易くなるものもあるので、強度試験でその限界を決めることが必要である。

(7) 粒度 配布試料の下限は10mmであるが、全粒度としてもっと大きい方が良いとする回答が61%である。配布試料の粒度構成で大体良いものと考ええる。

(8) 試験後の感想 集計表表5・3—4, 5, 6に表示しなかった項目であり、取扱い、燃え方、用途、外観、長所、短所等の気付いた点について記入してもらった項目である。

a 暖房器に対する適性について	32件
(i) ストープの改良の必要性	16件
(ii) 現在使用しているストーブに対する適否	16件
b 取扱いに際して軽量で良好	24件
c 商品価値について	19件
(i) 価格(安価に製造せよ)	10件
(ii) 包装(袋詰は便利)	2件
(iii) 貯炭庫(大きくする必要がある)	7件
d 石炭と混焼の方が良い	10件
e 半成コークスの性状(臭, 燃える時はじく音)	6件

以上のほか、アンケート項目と重複しての火着き、火持ち、暖房性、炊事、粒度についての感想が多かったが、大体集計表に傾向が示されているので、ここではそれ以外についての感想件数を列挙した。

結 言

新乾留法による家庭用固体無煙燃料製造に関する研究は、石炭産業と家庭暖房燃料の消費との関連性を考慮し、石炭の利用と同時に近年問題化しつつある都市公害における煤煙防止対策の一つの施策としても、早急に推進するに相応わしい研究題目であると想定され本研究が実施された。

家庭用固体無煙燃料を主目的とする低温乾留では、低温タールの性状よりはむしろ半成コークス性状、すなわちその無煙性、着火性、燃焼性等が問題となる。従って在来の低温乾留とは乾留条件も異なるし、また乾留温度と原炭性状との関連性も考慮する必要がある。一般的に半成コークスは有煙炭と比較して価格が高くなるので、この価格差を極力少なくするためには建設費が安く、処理能力が大きい炉式を選定すること

も肝要である。

このような観点から堅型乾留炉による道内炭の乾留の適否を検討するため、非粘結炭および微粘結炭の5～25mm粒度の代表的炭種を選び、乾留条件と半成コークス性状との関連性を追求し、また工業化に必要な基礎資料を得ることを目標として一連の基礎試験、工業化試験を実施した。得られた成果を示すと次のとおりである。

基礎試験について 1)

1) 有効熱伝導度

奔別小塊炭についてガスの流れを伴わない静止石炭充填層の有効熱伝導度を測定し、図1・1—2のような関係を得た。

2) 熱天秤曲線 2)

炉内の乾留状態を推定するために奔別小塊炭の加熱減量を測定した。昇温速度については直線昇温のほか、計算による炉内の昇温状況と同じもの等について試験した。粒度は粉炭と小塊炭について行なった。いずれも2℃/min以下の直線昇温の場合と比べ、大きな差はみられなかった。従ってこのような乾留範囲では殆んど温度依存と考えてよい。

3) 膨 脹 性 3)

塊ペンシルの体膨脹率は約360℃から急激に増大し、410～420℃で最大となる。最大体膨脹率は昇温速度により異なるが、奔別炭の塊ペンシルでは昇温速度2℃/minで約60%の体膨脹率であるので、レトルト内における石炭充填層の空隙を殆んど満す程度になり、レトルト内の棚吊りのきつかけを作りうる。これに反し成型ペンシルは収縮のみで全然膨脹しない。従って奔別成型炭をやや高温で乾留しても棚吊りを起さない理由はこれにより説明できる。膨脹率は一般に粘結性の高い石炭ほど大きい。酸化処理により減少し、200℃、2.5hrの固定層酸化で最大体膨脹率は未酸化の値の約3分の1になり、流動酸化の場合は250℃において短時間で膨脹性は認められなくなる。

4) 脱揮発速度 4)

奔別炭の未脱揮発率と活性化エネルギーEとについて図1・4—2のような関係を得た。活性化エネルギーは25～90kcal/molの間に分布し、分布の最大値は約45kcal/molのところにある。

小規模装置による乾留試験について

1) 回分式乾留炉 5)

a) 石炭層の温度分布および温度上昇速度の解析には層内の水分分布と湿潤比熱を考慮しなければならない。

b) 乾留温度が低い程揮発成分が重縮合などの変化を受けて固定炭素化する量が増加する。

c) 各乾留温度における平均乾留速度は乾留率 0.2～0.3 の範囲ではそれぞれ一定である。

2) 移動層式乾留炉⁶⁾

a) 乾留率 $\beta = 0.15 \sim 0.4$ の範囲について次の実験式を得た。

$$\beta = \frac{1}{1500} (t_w - 500) \theta$$

ここに、 t_w : 加熱壁の平均温度 (°C)

θ : 滞留時間 (hr)

b) 炉内の半径方向の温度差が大きいほど棚吊り現象が現われる傾向が大である。

中間規模装置による乾留試験について^{7,8)}

試験結果

半成コークスは残留揮発分が約20%でほぼ無煙となり、この際の半成コークスの収率は約70%である。

1) 半成コークス性状

a) 工業分析

半成コークスの粒度別揮分のばらつきは炉温の高いもの程、また同一炉温ではレトルト内の石炭通過速度の速いもの程大きい、発熱量は原炭と殆んど変化がない。

b) 硫黄分

半成コークス中の燃焼性硫黄は原炭に比べて半減する。

c) 嵩密度

半成コークスの嵩密度は非粘結炭では 650～700 kg/m³ で原炭よりや少ないが奔別小塊炭の微粘結炭では 450～500 kg/m³ で非常に減少する。

d) その他の性状

i) 篩分試験

非粘結炭からの半成コークスは乾留中に粉化し、微粘結炭は粒子間に粘着を生じ部分的に粒度の大きい半成コークスも生ずる。

ii) トロンメル強度

非粘結炭からの半成コークスは試料原炭よりも強度が低く、一方微粘結炭からの半成コークスは原炭より強度が高くなる。

iii) 着火温度

残留揮発分 20～15% の範囲の半成コークスはクロイレン法に類似した着火温度の測定法によれば 270～290°C である。

2) 乾留ガス性状

羽幌炭、太平洋炭による乾留ガスの発熱量は 5,500

～6,500 kcal/m³ で CO₂ が多く低発熱量である。奔別炭では発熱量 7,000～8,000 kcal/m³ のガスが得られる。

3) タールの性状

エングラール蒸留試験による 300°C 以下の留分中に酸性油は約 30%、塩基性油は約 1% であり、300°C 以上の留分は約 50% である。

4) 乾留熱量

平均炉壁温度 625°C の乾留において乾留ガスを加熱燃料として使用する場合は熱量計算では乾留ガス量が不足し、平均炉壁温度が 750°C の乾留では余剰ガスが出る。また予熱槽を使用すれば平均炉壁温度が 625°C の場合でも、余剰ガスが出て、予熱効果が充分認められる。

中間規模装置による乾留試験の解析について

1) 脱揮発速度による解析⁹⁾

a) 反応速度論的脱揮発速度に基づく解析から残留揮発分と操業条件とについて図 4・1—6 のような関係を得た。

b) 中間規模装置乾留炉の乾留熱効率は 25～35% であった。

2) 熱天秤曲線による解析¹⁰⁾

炉内を半径方向に 10 等分し、それぞれの温度に対して熱天秤曲線をアナログ計算機により模擬計算してその合計を求め、乾留速度について次の計算式を得た。

$$\frac{\beta}{\theta} \cdot \frac{\bar{\rho}_c C_{ps} R^2}{k_e} = 3.1 \times 10^{-3} (t_w - 350)$$

なお中間試験から得られた実験式は

$$\frac{\beta}{\theta} \cdot \frac{\bar{\rho}_c C_{ps} R^2}{k_e} = 3.3 \times 10^{-3} (t_w - 430)$$

である。

ここに、 $\bar{\rho}_c$: 炉内の平均充填密度 kg/m³

C_{ps} : 石炭の比熱 kcal/kg

R : レトルトの半径 m

k_e : 石炭層の有効熱伝導度 kcal/m・hr・°C

t_w : 平均炉壁温度°C

3) 操業条件¹¹⁾

a) 乾留率と操業条件との関係について次の実験式を得た。

$$\beta = 4.8 \times 10^{-2} (t_w - 430) / m_o$$

ここに m_o は単位時間当りの給炭量 kg/hr

b) 操業の安定性については、炉内の温度分布および排出量の変動との間に次の関係式を得た。

$$\sigma_c / \bar{m}_c = k(\beta_w - \beta_c) + C = f(t_w, m_o)$$

ここに σ は排出量の標準偏差, $\bar{m}$ は単位時間当りの半成コークスの平均生成量 kg/hr, k は係数, β_w および β_s はそれぞれ炉底中心および炉底壁の乾留率, c は定数。また半成コークスの揮発分のばらつきについても排出量の変動とほぼ同様の関係を得た。

c) 乾留ガスおよびタールの生成速度, H_2/CH_4 などと操業条件との関係を知った。

d) 以上を総括して操業の安定範囲を示す操業線図 (図4.3—16) を得た。

製品試験について

1) 煤煙発生性¹²⁾

小型の火格子燃焼型式の煤煙発生装置を試作し煤煙量を測定した。また煤煙は石炭の揮発成分中 300 ~ 500 °C の比較的低温で発生する揮発成分 (4W%) が煤煙発生の原因となる。煤煙量 S % と 4W % ならびに揮発分 % とは次の相関性が認められる。

$$4W\% : S = 0.08 (4W)^{1.29}$$

$$\text{揮発分}\% : S = 0.0012 V_m^{2.19}$$

ここで, S : 煤煙量%, 4W : 脱揮発量 (図5・1—8 参照), V_m : 揮発分%, 煤煙量 1 % は揮発分 23 % ならびに 4W 9 % に相当する (d.a.f.)。

2) 燃 焼 試 験¹³⁾

石炭, 半成コークスならびに普通コークス等 4 種の燃料の燃焼特性について横向往風上向燃焼型の貯炭式ストーブにより一定条件の下に比較試験を実施した。残留揮発分 19 % の半成コークスでは過剰空気が少なく完全燃焼し易い。その他の燃焼特性も普通コークスよりは石炭に近い特性を示した。ただし煤煙発生は殆んど認められない。

3) 試 焚 調 査¹⁴⁾

一般家庭において現在使用している燃料 (主として石炭) と半成コークスとを比較した試焚調査によるアンケートの集計結果は次のとおりである。

良好項目	立消え, 煤, 粘結性, 煙, 炭ぼこり
同等項目	粉混入, 火着き, 暖房性, 消費量 未燃物, 灰処理, 灰量, 粉化性
不良項目	火持ち, 炊事, 風呂

以上が研究報告の結果であるが, 石炭の乾留による半成コークスを家庭用燃料として普及をはかる場合に, 石炭の価格差をできる限り縮めるためには, (イ) 副産物の附加価値を高める。(ロ) 価格の安い原炭の使用等の事項が考慮されるべきである。(イ) については短期間に研究目的を達成することは困難であるが, 将来もし完成されるならば中小塊による半成コークス製造の企業化の可能性もあり得るものと考え。(ロ) については微

粉炭を使用した方が価格的に安い, 成型工程を必要とする。なお本研究に引続き昭和40年から3年計画で微粉からの半成コークス製造に関する研究を開始し, 目下これが継続中である。

本研究の実施に当っては, 馬場有政, 鹿園直治, 雨宮登三, 各歴代所長から終始ご指導を受けた。また本研究推進のために特に設置された特別研究推進委員会の方々 (付表1) からは各種の有益なご助言を頂いた。ここに併記して深く感謝の意を表する。また多量の試料炭の提供をいただいた北海道炭礦汽船㈱, 住友石炭鉱業㈱, 太平洋炭礦㈱, 羽幌炭礦鉄道㈱の各社の御協力に対しても厚く謝意を表する次第である。

担当者ならびに学会発表

- 1) 富田 稔, 田中重信, 西崎寛樹, 出口 明, 菅原 清, 鍋谷 弘; 化工協会, 北海道大会, (1964)
- 2) 三井茂夫, 工藤一至, 田崎米四郎, 中田二男
- 3) 長谷川義久, 西野 浩, 森田幹雄, 武田昭平, 下川勝義, 広沢邦男; 弱粘結炭の膨脹性, 日化第17年会, (1964)
- 4) 富田 稔, 西崎寛樹, 田中重信, 出口 明, 菅原 清; 化工協会, 北海道大会, (1964)
- 5) 長谷川義久, 西野 浩, 横山眞一, 武田昭平, 下川勝義, 広沢邦男
- 6) 山口 弘, 新川一彦, 弓山 翠, 平岡利昌, 藤岡丈夫, 出口 明, 本間専治
- 7) 大気汚染防止について; 工業技術, 第4巻, 第9号
- 8) 北海道工業開発試験所無煙燃料研究グループ; 無煙燃料の製造; ケリカル・エンジニアリング, 9巻 (1964)
- 9) 富田 稔, 西崎寛樹, 田中重信; 化工協会, 北海道大会, (1964)
- 10) 三井茂夫, 田村 勇; 化工協会, 第41年会, (1966)
- 11) 三井茂夫, 田村 勇, 工藤一至, 田崎米四郎; 化工協会, 第41年会, (1966)
- 12) 浜田智六, 石橋一二, 野田良男, 山田勝利; 化学関係学会連合第10回秋季研究発表大会, (1964); 日化第19年会, (1966)
- 13) 荒木富安, 井戸川 清, 斎藤喜代志
- 14) 半成コークス試焚についての調査報告, 北海道工業開発試験所資料, 昭和39年1月

付表 1 特別研究推進委員会委員名簿

(五十音順)

氏 名	役 職 名	前 任 者
芦 田 誠 二	資源技術試験所 企画課長	(松本 敬信)
安 東 新 午	東京大学工学部 教授	
伊 藤 光 臣	北海道大学工学部 教授	
犬 伏 昌 治	北海道炭鉱汽船株式会社 嘱託	
遠 藤 一 夫	北海道大学工学部 教授	(荒木 綱男)
太 田 暢 人	東京工業試験所 第 4 部長	
大 塚 良 一	太平洋建設工業株式会社	
唐 沢 保 雄	日本タール協会技術専門委員会委員長	
国 井 真 吾	日鉄化学工業株式会社嘱託	(馬場 有政)
斎 藤 永 吉	株式会社旭工業所 技術士	
白 井 隆	東京工業大学 教授	
鈴 木 俊 夫	資源技術試験所長	
武 谷 愿	北海道大学工学部 教授	(久田 清明)
田 島 喜久雄	富士製鉄㈱室蘭製鉄所 研究所長	
鶴 見 志津夫	住友石炭鉱業株式会社 嘱託	
永 井 宏	東京工業試験所長	
長 井 弘	北海道立工業試験場長	(梅沢 邦臣)
淵 一 郎	北海道炭鉱汽船㈱夕張化成工業所長	
緑 川 林 造	北海道大学工学部 教授	
森 芳 郎	東京大学工学部 教授	
柳 沢 正 昭	工業技術院総務部 研究業務課長	(木村 喬頼) (鈴木 登)
矢 野 貞 三	住友石炭鉱業㈱北海道技術研究所	
山 本 晴 次	三菱石油株式会社 顧問	
吉 崎 幸 広	北海道開発経済主幹	
吉 田 雄 次	資源技術試験所 第 1 部 2 課長	

付表2 使用記号

A : 伝熱面積	[m^2]	l : レンガ壁の厚さ	[m]
A : 頻度係数	[$1/min$]	M : $=V\rho$: レトルト内の石炭の質量	[kg]
a_o : 図4.1—2に示される実験定数	[—]	M_d : 乾留量	[kg]
a_n : $bJ_o(a_n) = a_n J_1(a_n)$ の n 番目の根		m : 温度勾配	[$^{\circ}C/m$]
B : $=F_e C_{pe} - F_g C_{pg}$		m_o : 単位時間当りの給炭量	[kg/hr]
b : $=h_w R/k_e$; $=h_w' R/k_e'$		m_e : 単位時間当りの半成コークス生成量	[kg/hr]
b' : $=h_w T/k_e$		m_d : 単位時間当りの乾留量	[kg/hr]
C : 実験定数		m_g : 単位時間当りのガス生成量	[kg/hr]
C_{pe} : 石炭の比熱	[$kcal/kg \cdot ^{\circ}C$]	m_t : 単位時間当りのタール生成量	[kg/hr]
C'_{pe} : 石炭の t $^{\circ}C$ における湿潤比熱	[$kcal/kg \cdot ^{\circ}C$]	N : E なる活性化エネルギーをもつ揮発物質のモル数	[mol]
$\overline{C'_{pe}}$: 石炭の平均湿潤比熱	[$kcal/kg \cdot ^{\circ}C$]	N_o : 原石炭中の揮発物質の全モル数	[mol]
C_{pg} : 乾留ガスの比熱	[$kcal/kg \cdot ^{\circ}C$]	N_{θ} : θ 時間後の残留揮発物質の全モル数	[mol]
C_w : 水の比熱	[$kcal/kg \cdot ^{\circ}C$]	n : 排出機の回転数	[$r \cdot p \cdot hr$]
D : レトルトの内径	[m]	n' : 無段変速機の回転数	[$r \cdot p \cdot m$]
D_{aw} : レトルト壁の平均直径	[m]	p : 下向きの外力	[kg/m^2]
D_p : 石炭粒子の平均直径	[m]	p_b : 下向きの内力	[kg/m^2]
E : 活性化エネルギー	[$kcal/mol$]	Q : 単位時間当りの伝熱量	[$kcal/hr$]
E_1 : $=RT \ln(A\theta)$	[$kcal/mol$]	q_d : 乾留理論所要熱量	[$kcal/kg$]
$\overline{E_1}$: (4.1—9) 式で定義される E_1 の平均値	[$kcal/mol$]	R : 気体定数	[$cal/mol \cdot ^{\circ}K$]
F_e : 石炭の質量速度	[$kg/m^2 \cdot hr$]	R : レトルト (炉) の半径	[m]
F_g : 乾留ガスの質量速度	[$kg/m^2 \cdot hr$]	R_i : レトルト (炉) 上端の半径	[m]
$F(E) : = \exp [-A\theta \exp (-E/RT)]$		r : 半径方向の中心からの距離	[m]
$f(E)$: の分布関数		S : 煤煙量	[$d.a.f\%$]
h : 膨張の高さ	[cm]	S_e : 半成コークス中の燃焼性硫黄	[$wt\%$]
h_o : ペンシルの高さ	[cm]	S_o : 原石炭中の燃焼性硫黄	[$wt\%$]
h_w : 壁境膜伝熱係数	[$kcal/m^2 \cdot hr \cdot ^{\circ}C$]	T : 絶対温度	[$^{\circ}K$]
h'_w : (4.1—7) 式で示される総括伝熱係数	[$kcal/m^2 \cdot hr \cdot ^{\circ}C$]	t : 石炭層の温度	[$^{\circ}C$]
J_o : 0 次の第1種ベッセル関数		t_o : 給炭の温度	[$^{\circ}C$]
J_1 : 1 次の第1種ベッセル関数		t_A : A における温度	[$^{\circ}C$]
K : 乾留係数	[$1/m^2 \cdot hr \cdot ^{\circ}C$]	t_B : B における温度	[$^{\circ}C$]
K_o : (4.3—4) 式の係数	[$kg/hr \cdot ^{\circ}C$]	t_d : 炉により決定される最底乾留温度	[$^{\circ}C$]
K'_o : (4.3—4') 式の係数	[$1/hr \cdot ^{\circ}C$]	t_m : 半径の方向の任意の断面における平均温度	[$^{\circ}C$]
K''_o : (4.3—4'') 式の係数	[$1/hr \cdot ^{\circ}C$]	t_{mc} : 半成コークスの出口断面における平均温度	[$^{\circ}C$]
k : (4.3—6) 式の係数	[—]	t_R : $r = R$ における温度	[$^{\circ}C$]
k : 反応速度定数	[$1/min$]	t_w : 加熱壁の平均温度	[$^{\circ}C$]
k_{av} : レンガの平均熱伝導度	[$kcal/m \cdot hr \cdot ^{\circ}C$]	t'_w : レトルト (炉) 上部の壁温度	[$^{\circ}C$]
k_e : 石炭層の有効熱伝導度 (石炭およびガス静止)	[$kcal/m \cdot hr \cdot ^{\circ}C$]	t''_w : レトルト (炉) 下部の壁温度	[$^{\circ}C$]
k'_e : 石炭層の有効熱伝導度	[$kcal/m \cdot hr \cdot ^{\circ}C$]	V : レトルト (炉) の伝熱に有効な容積	[m^3]
L : 発熱体の長さ	[m]	V : ペンシルの容積	[m^3]
		v : 排出機から1回転により排出される容積	[m^3]

V_{θ}/V_o : (1・4—7) 式で示される未脱揮発率

[—]

v_m : 揮発分 [d.a.f. %]

v_o : 原石炭の揮発分 [d.a.f. %]

v_{θ} : θ 時間後の残留揮発分 [d.a.f. %]

ΔW : 脱揮発量 (図5・1—8参照)

w : 原炭の含有水分 [kg H₂O/kg coal]

w_r : $r = r$ における含有水分 [kg H₂O/kg coal]

y : $=k'_e Z/BR^2$; $=k_e \theta / C_{pe} \rho_o R^2$;
 $=k_e \theta / \overline{C'_{pe}} \rho_o R^2$; $=\delta k_e Z / E_c C_{pe} R^2$

Z : 有効伝熱 (乾留) 高さ ; レトルトの高さ

[m]

z : 石炭層の上からの距離 [m]

α : 体膨脹率 [—]

$\overline{\alpha}$: 平均体膨脹率 [—]

β : 線膨脹率 [—]

β : 乾留率 [—]

β_c : レトルト (炉) 底中心の乾留率 [—]

β_w : レトルト (炉) 底壁の乾留率 [—]

r : 相関係数

$\overline{r}$: 半成コークスの収率 [—]

$\overline{r}$: 半成コークスの平均収率 [—]

ρ_o : 石炭の嵩比重量 [kg/m³]

δ : 補正係数 [—]

η : 粒度別揮発分勾配

θ : 時間 [min, hr]

θ_T : 石炭の平均滞留時間 [hr]

λ : 水の蒸発潜熱 [kcal/kg]

ρ_o : 石炭の嵩密度 [kg/m³]

ρ_o : 半成コークスの嵩密度 [kg/m³]

$\overline{\rho_o}$: 炉内の平均嵩密度 [kg/m³]

σ_e : 排出量の標準偏差

σ_t : 炉内温度の標準偏差

Studies on New Carbonization Process of Coals

Part I

Studies on Manufacturing Solid Smokeless Fuel from Grain Size Coals

Synopsis

Present high temperature carbonization industries have been established for many years and operations have been developed. And furthermore, we have experience of low temperature carbonization technique brought into operation till the end of the World War II in Japan to obtain substitute for petroleum. Nevertheless, the reason why we aim to carry out these experiments is as follows:

- (1) to promote coal utilization in Hokkaido, one of the main coal producing districts in Japan, and
- (2) to manufacture domestic solid smokeless fuel for smoke abatement.

It has been estimated that smoke from household chimneys is responsible for about two-thirds of the total smoke discharged into the urban atmosphere of winter season in Hokkaido. One important consideration is the seasonal demand, which means that solid fuel must continue to take the greater part of the domestic heating load as neither gas nor electricity can be stored to satisfy winter requirements. Thus, for domestic heating, coal must be replaced by solid smokeless fuel as far as possible. The hard coke produced by high temperature carbonization has lower combustibility and is normally considered less suitable for the usual type of stove than the more reactive solid smokeless fuel which is consequently more easily ignited and more flexible under extreme combustion conditions. So burning semi-coke produced by low temperature carbonization of coal is best fitted to extend the use of solid smokeless fuel in place of coal. In low temperature carbonization, its main object being in manufacturing domestic solid smokeless fuel, the problem is in the properties of the manufactured coke, that is, smokelessness, combustibility, as well as reasonable price. So, we must raise the carbonizing temperature a little thus shortening carbonizing time, increasing manufacturing capacity per unit time, and utilizing by-products effectively.

This paper presents an outline of the experiments at the Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido.

Coal carbonized: representative Hokkaido bituminous coal, from non- to weakly-caking, of the size from 5 to 25 mm.

plants : vertical type retort, externally heated by burning producer gas in hair-pin type flue with capacity of carbonizing ca.5 t of coal a day.

From 1961 to 1964 several tests had been carried out in parallel with the fundamental experiments. Results at pilot plant carbonization are analyzed as follows.

A. Carbonization experiments at pilot plant

The semi-coke yield is about 70% of feed coal when carbonized to get one that is almost smokeless, its volatile matter being about 20%.

a) Approximate analysis

Volatile matter of each size of semi-coke scatters more widely, the higher the carbonization temperature, as well as the greater throughput rate at the same temperature.

b) Sulfur

The combustible sulfur content in semi-coke reduces by half compared with the content of the original coal.

c) Bulk density

Bulk density of semi-coke manufactured from non-caking coal decreases a little (650-700 kg/m³), while that from weakly caking coal decreases largely (450-500 kg/m³).

d) Heat required for carbonization

When carbonization is carried out using by-product gas as heating medium, from calculation on heat balance, it is found that gas volume is insufficient at the condition of the mean wall temperature of 625°C, while at temperature of 750°C, surplus gas volume is obtained.

B. Analysis of pilot carbonization experiment

Simulating thermo-balance curves at each temperature in retort by Analog Computer, we get the following formula,

$$\beta/\theta \cdot \frac{\bar{\rho}_c \cdot C_{pc} \cdot R^2}{k_e} = 3.1 \times 10^{-3} (t_w - 350)$$

while experimental formula obtained from pilot plant experiments is

$$\beta/\theta \cdot \frac{\overline{\rho_c} \cdot C_{pc} \cdot R^2}{k_e} = 3.3 \times 10^{-3} (t_w - 430)$$

where $\overline{\rho_c}$: mean packed density in retort, kg/m³
 C_{pc} : specific heat of coal, kcal/kg
 R : radius of retort, m
 k_e : effective heat conductivity of coal layer, kcal / m • hr • °C
 t_w : mean wall temperature, °C
 θ : residence time, hr.

Also, we get the following relations between stability of operation and change of coke discharge

$$\beta = 4.8 \times 10^{-2} (t_w - 430) / m_o = (1 - m_o)$$

$$\sigma_c / \overline{m_c} = k(\beta_w - \beta_c) + C = f(t_w, m_o)$$

where, m_o : feed of coal per unit hour, kg/hr
 σ_c : deviation of coke discharge,
 $\overline{m_c}$: yield of semi-coke per unit hour, kg/hr
 β_o : ratio of dry distillates to original coal at center of retort bottom
 β_w : ratio of dry distillates to original coal at wall of retort bottom
 K, C : constants

C. Product examination

The volatile components evolved from volatile matter in coal at relatively low temperature of 300-500°C are responsible for the cause of smoke emission. The relation between smoke evolved in semi-coke (S%) and the above volatile component (ΔW%) of volatile matter in coal (v_m%) is

$$S = 0.08(\Delta w)^{1.29}$$

$$S = 0.0012(v_m)^{2.19}$$

In recent years, gas manufacturing industries change their raw materials from coal to petroleum oil, so carbonization of grain size coal has no promises for industrialization. So, we must seek way by raising additional value of by-product tar or by carbonizing low cost pulverized coal.

From these views, we are now undertaking carbonization experiments of pulverized coal at fluidized and at moving state.

北海道工業開発試験所報告

第 1 号

昭和41年5月30日 印刷
昭和41年6月10日 発行

編集兼発行者
発行所

印刷人
印刷所

安 孫 子 義 雄
工業技術院北海道工業開発試験所
札幌市東月寒41-2
電話 札幌 01151
三浦 仁 郎
三浦印刷株式会社
札幌市南9条西6丁目
電話 札幌 ⑤ 6193~6
