

# 北海道工業開発試験所技術資料

第3号

固体無煙燃料工業に関する調査

第1報

乾留炉の型式と加熱方式

昭和36年9月

工業技術院  
北海道工業開発試験所

# 目 次

緒 言 .....	1
1. 外部加熱式乾留炉 .....	3
1-1 断続式静置乾留炉 .....	3
1-1-1 Brennstoff-Technik式 .....	3
a) ET式旧式乾留炉 .....	3
b) フランス石炭公社 (Charbonnage de France) Marienau 工場の新型B.T炉 .....	5
1-1-2 Krupp-Lurgi式 .....	7
1-1-3 Koal Krudes式 .....	9
1-1-4 Otto式 .....	10
1-1-5 Rammeler式 .....	11
1-1-6 Rolle式 .....	14
1-1-7 矢合式 .....	16
1-1-8 Parker式 (Coalite式) .....	17
1-1-9 Tozer レトルト .....	19
1-1-10 Davidson レトルト .....	20
1-2 連続式静置乾留炉 .....	22
1-2-1 Didier式 .....	22
1-2-2 Glover-West式 .....	24
1-2-3 Heinrich Koppers 水平炉 .....	29
1-2-4 Heinrich Koppers式 竖型炉 .....	31
1-2-5 宇部興産のKoppers式 竖型炉 .....	33
1-2-6 Fuel Research Board式 .....	38
1-2-7 燃研式低温乾留炉 .....	40
1-3 外熱式回転乾留炉 .....	45

1-3-1	Disco式	45
1-3-2	K. S. G式	48
1-3-3	Thyssen 回転炉	49
1-4	レトルト内部に石炭移動装置を有する乾留炉	51
1-4-1	Hayes式	51
1-4-2	Carbocoal式	52
1-4-3	大和式	54
1-4-4	Hartman式	55
1-4-5	下村式	55
1-4-6	Asobus式	57
1-5	トンネル式乾留炉	58
1-5-1	Curran-Knowles式	58
<b>2.</b>	<b>内部加熱式乾留炉</b>	<b>62</b>
2-1	静置式乾留炉	62
2-1-1	Lurgi式	62
2-1-2	Rexco式	70
2-1-3	N. F. C式 (National Fuel式)	72
2-1-4	Trumble式	76
2-2	レトルト内部に移動装置を有する乾留炉	78
2-2-1	Büttner 乾燥機	78
2-2-2	Shawinigan式 (自熱乾留法)	79
2-3	内熱発生炉附属式	81
2-3-1	Pintsch式	81
2-3-2	Deutsche Mond式	82
2-3-3	Power Gas Corporation式	83
2-3-4	Link式	83

2-4 内熱汽缶附属式 .....	83
2-4-1 Pintsch-Weber式 .....	83
<b>3. 内外併熱式乾留炉 .....</b>	<b>86</b>
3-1 Kosag-Geissen式 .....	86
3-2 Borsig-Geissen式 .....	87
3-3 Baumco式 .....	90
3-4 明治鋳業式 .....	91
<b>4. 石炭と油の混合物の低温乾留法 .....</b>	<b>93</b>
4-1 Blümner式 .....	93

# 固体無煙燃料工業に関する調査

## 第 1 報

### 乾留炉の型式と加熱方式

技 官 館 林 昌 平 ※

#### 緒 言

本技術資料は当試験所が昭和36年度より実施する“新乾留法による道炭の利用合理化に関する特別研究”に必要な基礎資料を得るためまず乾留炉の型式と加熱方式を決定するに当って内外の固体無煙燃料製造用乾留炉について調査し参考となる事項を第1報としてとりまとめたものである。

近年大気汚染の問題は環境衛生の面から大きく取上げられ、東京都の煤煙防止条例を始め神奈川県、福岡県においてもそれぞれ工場公害防止条例が制定され煤煙、ガスなどによる大気汚染を規制することになった。特に北海道地区においては冬期間の都市における家庭用燃料に起因する煤煙は他府県と比較にならない程深刻な問題を含んでおり早急な対策が望まれている。工場地域においては集塵設備、有害ガス除去施設または煤煙防止の設備等を取り付けることにより一応の成果をおさめているが、家庭用燃料に起因する煤煙は無煙燃料を普及して発生の根源を絶つのでなければ根本的な対策とならないことは諸外国の実例が良くこれを物語っている。

例えば英国では古くから大気汚染防止を重要課題として取りあげて来たが、最近大気汚染防止法が制定され大気汚染統制地域内では法律によって使用出来る燃料の種類を規定し罰則を設けて違反を取締ることとなった。一方家庭が新たに無煙燃料用ストーブを購入する場合には所要経費を国家が負担する補助政策も実行し無煙燃料の使用を積極的に奨励している。

以上述べたように家庭用の燃料に起因する大気汚染の防止には、無煙燃料とこれに適した家庭用燃焼器具を普及することが最も重要な事項と考えられる。

無煙燃料としては石炭乾留製品、石油、プロパン、都市ガス、電気等があげられ、種々の統計や実態調査によると東京や大阪のような大都市の家庭では電気と都市ガスが伸び、中小都市では石油、プロパンの消費が伸びている。これは固体燃料から流体燃料へのエネルギー利用の転移が産業だけでなく民生部門の家庭燃料にも行われ石炭系燃料が競合燃料に需要分野を侵さ

---

※ 第1部 第2課研究員

れていることを示すもので、今後は一層この傾向が著しくなるものと思われる。

これに反し寒冷地帯であり、大産炭地である北海道の家庭用燃料は他の都府県とは状況が異なり、暖房と炊事を兼用する石炭ストーブが主で消費量には地域的な偏差があまりみられず、都市家庭の例をあげると年間平均5.1t、うち3.7tが暖房用である（科学技術庁資源調査会の実態調査による）。都市ガスは電気とともに便利、清潔などのすぐれた消費特性をもっているが、北海道の家屋構造から輻射効率の高い燃料が望まれているので冬期間の暖房用としては適当でなく、また石炭に比べてかなり割高である。

以上のような北海道の特殊事情に適合し、家庭用として広く普及するには石炭乾留によって固体無煙燃料を製造するのが最も合理的であると考えられる。従来から暖房用にコークスを使用している家庭もあるが、着火に手間がかかり急速に燃やすことが出来ず品質も一般に低く、しかも価格が石炭に比べて高いなどの欠点があり消費者の評判が良くない。固体無煙燃料に要求される特性としては、1) 着火性、2) 輻射性、3) 反応性、4) 燃焼性、5) 揮発分、6) 粒度、7) 嵩比重、8) 灰分、9) 含水量等があげられるが我が国の暖房器具の現況から見ると着火性、灰分、粒度が重要視され、なかでも着火性が最も重要な特性である。着火性が良く価格の低いことが燃焼器具の改良とともに固体無煙燃料を普及させ大気汚染防止の目的を果す根本であると考えられる。

石炭を原料とする固体無煙燃料の製造方法には種々あり内外において在来から行われている方法と研究開発中のものをあげると次の通りである。a) コークス炉で製造する高温乾留製品、b) 低温乾留による半成コークス、c) 流動乾留によって取得したチャーを加熱成型した製品、d) ピッチで成型した煉炭を250—300°Cの空气中で短時間加熱して無煙化する方法、e) 堅型レトルトによって製造されるガスコークス等があげられる。c) 及び d) は主として英国において研究開発中の方法で流動乾留が将来固体無煙燃料製造の中心になるものと期待されているが現在英国においてe) によるガスコークスが全生産量の50%以上を占めている。

当試験所が第1期計画として建設を進めている乾留炉は外熱式連続堅型レトルトで固体無煙燃料のコストダウンをはかるため種々の考案がなされている。

本技術資料は乾留炉の型式を決定するに当って内外の乾留炉の特徴を把握し設計上の参考に資する目的で調査したものである。乾留炉の種類は極めて多く特許を含めると数百種類にも及ぶと云われているが、本資料の調査対象は大規模操業または中間工業試験規模で運転した実績のあるものに限定し、これを加熱方式によって分類した。外国においては冶金用コークスの製造を主として操業を行っているものでも当試験所の設計上参考となるものはこれに含めた。

なお流動乾留による固体無煙燃料の製造については今後の調査によって本報を補足したい。

# 1. 外部加熱式乾留炉

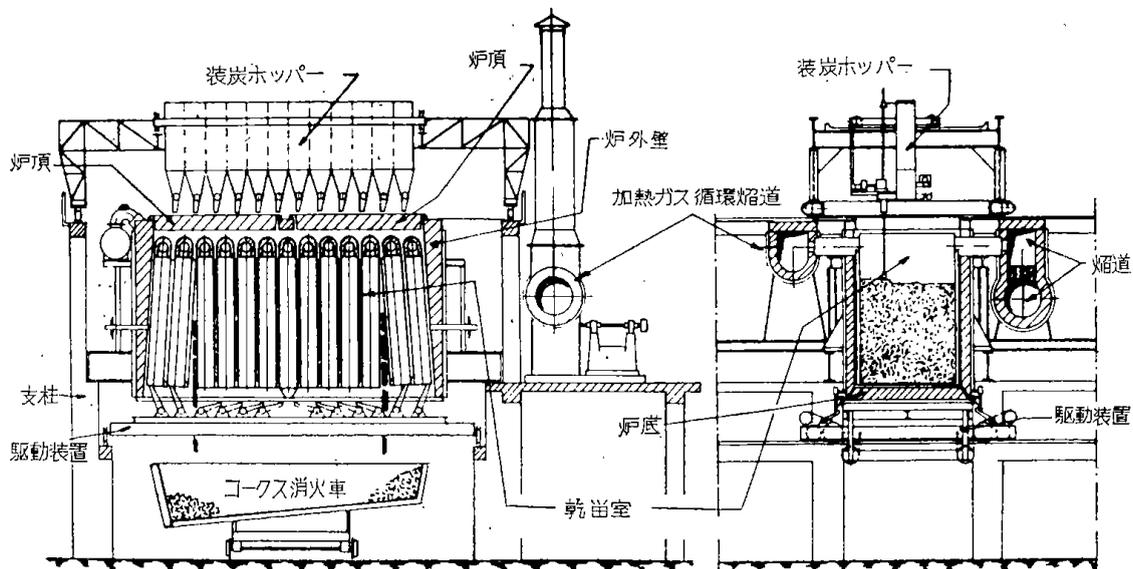
## 1-1 断続式静置乾留炉

### 1-1-1 Brennstoff-Technik式<sup>1)</sup>

#### a) B. T. 式旧式乾留炉

加熱壁がわずかに移動する外熱式乾留炉で、1933年にドイツの Brennstoff-Technik 社が開発したものである。後述するように種々の長所があり、現在でもドイツ始めフランスで冶金用コークス及び無煙燃料の製造に用いられている。

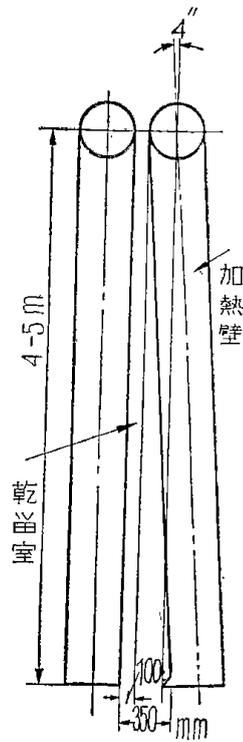
第1図に旧式の炉で能力50t/日、粘結微粉炭を原料とするものの略図を示した。炉の操作法は次の通りである。原料炭が上部の装炭車から乾留室すなわち移動する加熱壁の間に落される。循環加熱ガスによって乾留が完了すると、機械装置によって加熱壁下部を開きコークスを消火車中に落下させる。このB. T 炉は可動壁が13基、従って乾留室は12である。



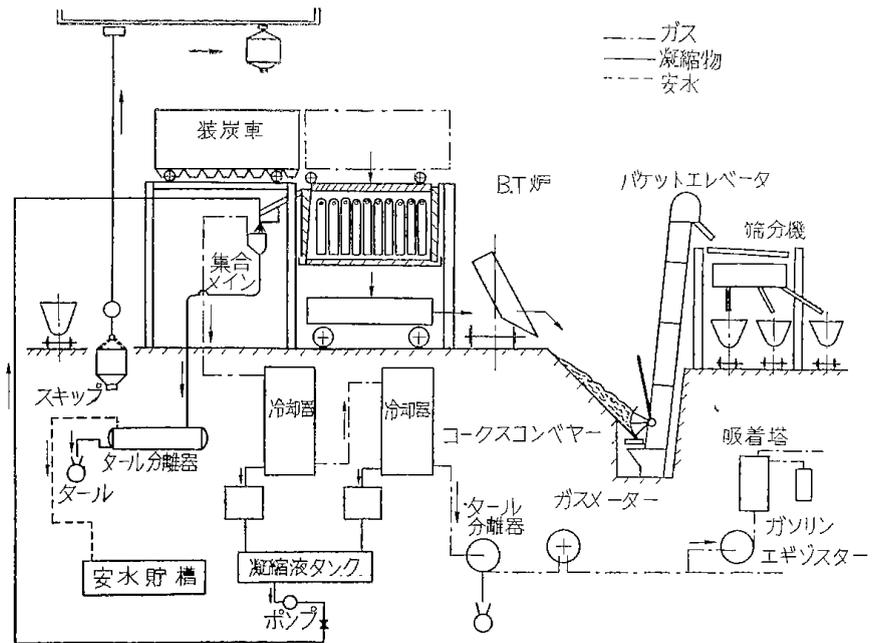
第1図 B.T炉 (Brennstoff-Technik社, Essen.)

加熱面積は $2.5 \times 5\text{m}$ で均一加熱を行なうのが長所であり、燃焼ガスを循環させて熱効率を上げている。冷却した加熱ガスには燃料ガス、又は油の燃焼による加熱ガスを混合して循環させる方式をとっている。余剰の廢ガスは鉄製の蓄熱室を通して加熱空気を予熱する。

- 1) a. U. S. Bur. Mines. Infor. Cir. 7490. (1949)
- b. A. Thau: Kohlschwelung, S. 35. (1938)
- c. F. Scherer, "Low Temperature Carbonization of Hard Coal by the Otto B. T. process and its Application at the Marienau plant, Journal of Mines, Metals & Fuels, p.210-215. (1959)
- d. T. Kennaway: Gas World, 139. Coking Sect, 23. (1954)
- e. A. Thau, Brennstoffschwelung, S. 75-83, Bd. 1. (1949)



第2図 乾留室と加熱壁の関係



第3図 B.T.式系統図(旧式炉)

操業成績(旧式炉)

原料炭 Ruhr ガス用炭

1. 原料炭の性状(%)

炭素	水素	窒素	酸素	硫黄	灰分	揮発分	発熱量
81.07	5.58	1.73	6.06	0.88	4.68	28.04	8150kcal/kg

2. 半成コークスの収量 76-77%

3. 半成コークスの性状

試験項目	1	2	3	4	5	6
水分(%)	3.33	3.87	2.02	2.78	2.01	1.72
灰分(%)	8.28	8.15	8.78	11.08	10.65	8.01
着火温度(°C)	385	394	400	390	395	398
揮発分(%)	12.50	12.25	12.74	13.29	11.95	12.44
真比重	1.465	1.496	1.516	1.510	1.482	1.505
見掛比重	0.669	0.666	0.694	0.649	0.689	0.691
気孔率(%)	53.44	55.81	55.30	55.78	52.27	55.09
耐圧強度(kg/cm <sup>2</sup> )	88.5	113.2	118.5	100.0	103.0	132.6
耐砕度(%)	65.3	68.3	70.3	66.0	68.7	77.6

4. 低温タールの収量 9.05% (無水ベース)

5. 低温タールの組成

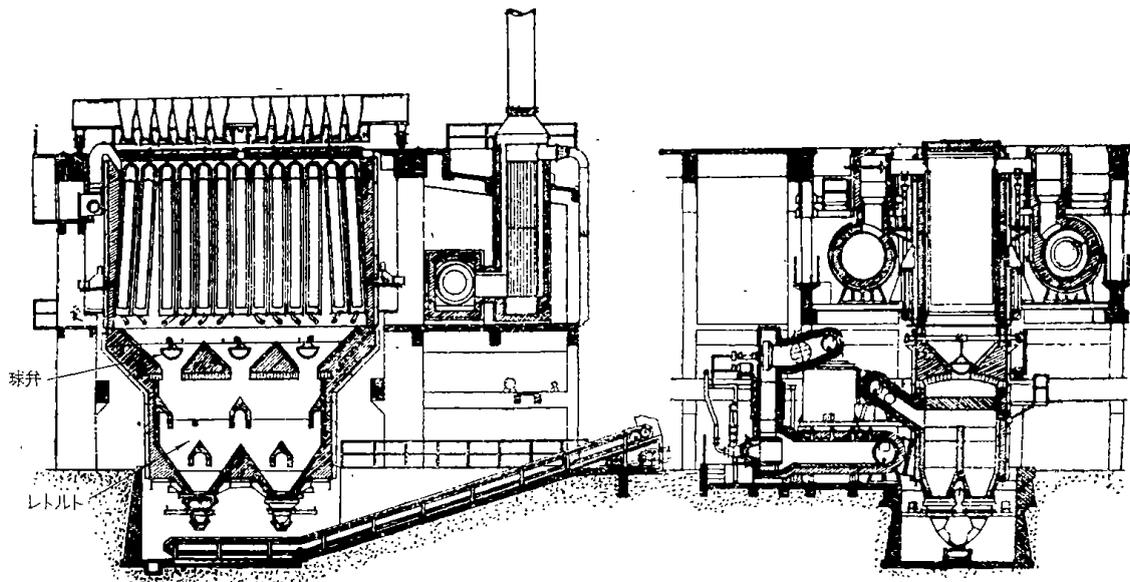
~200°C.....11.6%	ピッチ.....32.0%
~240°C.....31.0%	炭 塵..... 2.2%
~260°C.....37.5%	フェノール類.....21.6%
~280°C.....40.5%	ピリジン..... 2.2%
~300°C.....45.5%	220~310°C留分 (ディーゼル油) の引火点378°C
~350°C.....68.0%	

6. 生成ガスの収量

110Nm<sup>3</sup>/t (発熱量不明)

b) フランス石炭公社 (Charbonnage de France) Marienau 工場の新型 B. T. 炉

上述したB.T. 炉は可成り満足すべき結果を収めたので1944年, Marienauに成型炭の低温乾留を行なう工場が建設された。更に1951年に至り 2 段乾留の大型試験装置も工場と並行して建設された。これは最初600°Cで低温乾留したものを再び700—800°Cで乾留するものである。従来のB.T. 炉の下部に耐熱材料で内張りした堅型炉を接続したもので第4図に示すように堅型炉の頂部に球弁を設け上の炉と切り離す構造である。上部の炉で低温乾留を行なう場合は球弁をおろすと生成ガスが完全に遮断される。乾留が終ると球弁を上げ可動壁を抜げると500—600°Cに加熱された半成コークスが堅型炉に落下する。球弁を閉じてから堅型炉を750—800°Cに加熱して2次乾留を行なう。この加熱は2次乾留の生成ガス (3300—4000Kcal/Nm<sup>3</sup>) と空気の混合による。2次乾留の余剰ガスは1次乾留にも使用する。



第4図 新型2段式B.T. 炉 (フランス石炭公社)

半成コークスは2hr毎に乾留炉に落される。

Marienau 工場の炉は乾留室幅90mmで、低温乾留時間は2¼hrである。従って能力110t(成型炭)/日で1回の装炭量は約10t、10回装炭となる。

操業成績(新型炉)

原料炭 Lorraine A炭(非粘結炭) 80%

〃 B炭(粘結炭) 20%

粘結剤は石炭に対して9—10%添加、原料炭粒度 3mm以下

1. 原料成型炭の性状(%)

水分	灰分	揮発分
5	7	37

2. 半成コークスの収量

1次乾留 75%, 2次乾留 70%

3. 半成コークスの揮発分

1次乾留 10~12%

2次乾留 700°Cの場合, 5%

800°Cの場合, 3%

4. 半成コークスの強度

1次乾留, 77.5%, 2次乾留(700°C) 91.5%

従って強度増加は10~20%となる。

5. 半成コークスの粒度

粉コークス 5%, 破碎粉コークス 10%, コークスの比重は約1である。

6. 低温タールの収量 9—15%

7. 低温タールの組成

~180°C.....5.7%                      270~360°C.....16.5%

180~230°C.....32.7%                      360°C~ .....45.4%

230~270°C.....11.7%

~360°C留分

中性油.....57.8%,                      高沸点フェノール.....29.2%

クレゾール.....10.2%,                      石炭酸..... 2.8%

8. 低温タールの性状,

水分……………2.2%                      比重……………1.21 (20°C)

粘度 (50°C) ……7.7:235R”

9. ガソリンの収量

原料炭に対し 1%                      オクタン価 80

10. 生成ガス収量

70Nm<sup>3</sup>/t (2次乾留), 100Nm<sup>3</sup>/t (1次乾留)

11. 生成ガスの組成 (%)

	CO <sub>2</sub>	Cm Hn	CO	H <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	発熱量 kcal/Nm <sup>3</sup>
1次乾留	9.0	5.0	10.7	18.2	11.0	36.3	9.2	7300~7600
2次 "	6.2	—	7.0	32.4	—	9.6	44.8	2000

12. 乾留所要熱量

370—400Kcal/kg

新型B.T炉の長所を列記すると次の如くである。

1. 半成コークスの性状を変えることが出来る。
2. 2次乾留の半成コークスは強度が大である。
3. 冶金用、無煙燃料の両方が製造出来る。
4. 低温タール及びガスの収量が大で品質もすぐれている。
5. 運転の中止再開が容易である。

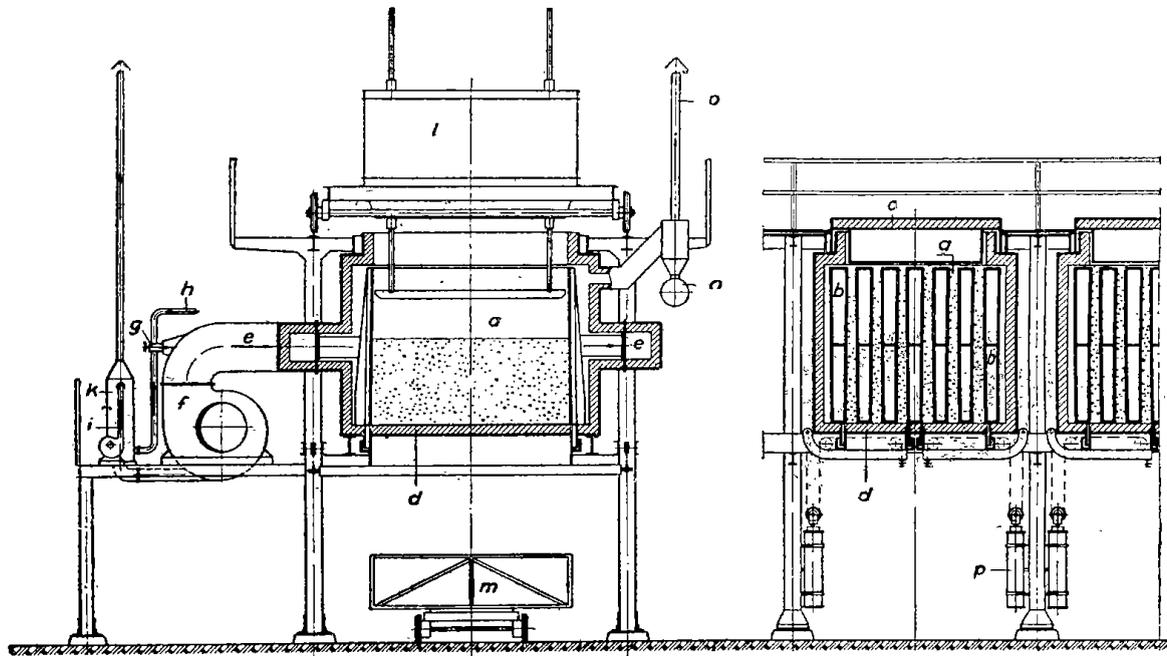
1-1-2 Krupp-Lurgi式<sup>1)</sup>

Krupp-Lurgi式は第1次大戦直後ドイツのFriedrich Krupp A. G. によって開発されたものである。Essenに近いFriedrich KruppのAmalie工場にテスト・プラントが建設され、その後間もなく経済的規模の工場が建設された。第2次大戦中種々の改良が加えられ能力も増加した。Saar地方でも同様な研究が行なわれSaarのNeunkirchenに近いSaargruben A. G. のHeinitzに試験工場が建設され、まもなくVelsenに本格的工場が建設された。RuhrのWanne-EinckelとSaarのVelsenで行なわれた方法は弱粘結溼青炭を使用し循環燃焼ガス加熱を行なう鉄製炉であった。

乾留炉は各6個の堅型乾留室 (長さ3.1m, 高さ2.1m, 幅:頂部で76mm, 底部で100mm)

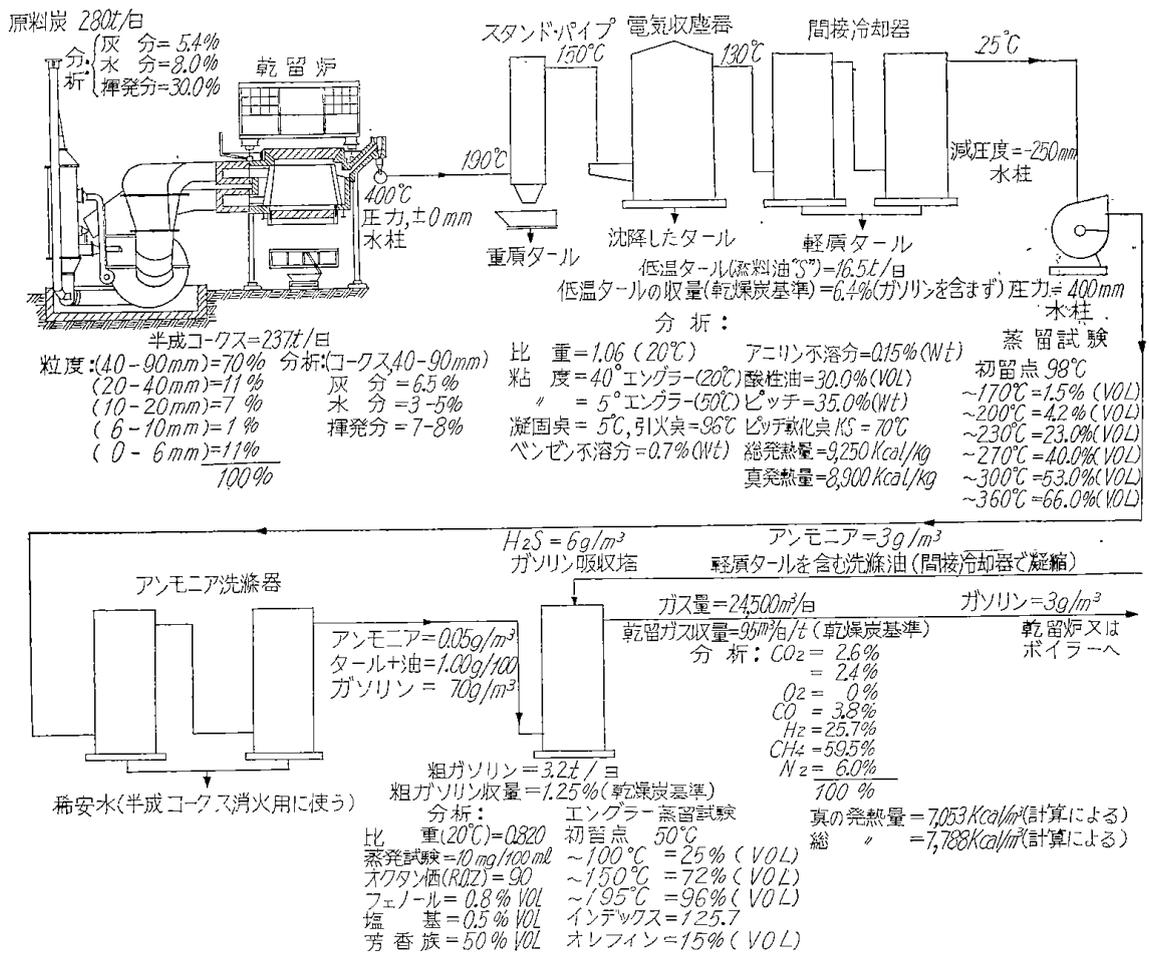
- 1) a. U. S. Bur. Mines, Inform. Circ. 7490. (1949).  
b. A. Thau: Kohlschwelung. S. 38. (1938).  
c. A. Thau: Brennstoffschwelung. S.83-91, Bd. 1. (1949).

が平行的に設けられ炉室の間に燃焼循環ガスを通して加熱を行なうものである。各炉は頂部カバー、底板、格子(Grid)を有している。底板は炉底を閉鎖しているが半成コークスを取出す時には開放出来るようになっている。格子は水平に移動し炉室底部を開放したり閉鎖したりする役目をする。頂部カバーと底部カバーは水封し、炉の運転中ガスが炉から逃げないように考慮してある。



第5図 Krupp-Lurgi 炉

この炉は数年間運転してもなお良好な状態を保ち、最少限10年位は使用に耐える。原料炭を装入する際に炉底を閉鎖するため格子を移動させ、頂部カバーを水平に移動させて一側に寄せる。装炭車から6個の炉室に一齐に原料炭を落す。各炉には3tの石炭が装入される。6hrの乾留時間の後に頭部カバーを再び一側に寄せてから、移動車に搭載してある水力ジャッキによって炉底を下げる。炉室の底を開放するため格子を水平に移動させ、上部から6個のラムによってコークスを押し下げ消火車に落す。乾留炉の加熱方式は次の如くである、即ち1つのガス加熱室を出た燃焼ガスはファンによって焙道に入る。燃焼ガスは各炉室の間を通過して炉を加熱する。燃焼ガスが焙道を通る時正しい時間間隔でその方向を変えて炉の加熱が均一に行なわれるようにする。炉室に入る時の温度は610—620°Cで出る時の温度は560—580°Cである。コークスは消火車から曝場に出し振動コンベヤーによって傾斜エレベーターに運ばれる。エレベーターから破碎機に行く。これはコークスを破碎するが、余り微粉を出さないのが特徴である。破碎機を出たコークスは可動式シュートによって貨車に積み込まれる。第6図にガス中のタール、アンモニア及びガソリンを回収する系統を示す。



第6図 Krupp-Lurgi 式系統図

第6図の数値は Krupp Treibstoffwerkeの Wanne-Einkel工場に戦時中(1943年)建設された24の新しい炉を基準としている。初期の時代即ち1937年に建設された Wanne-Einkel工場は32炉あったが戦時中部分的に破壊された。新しく建設された24炉は原料炭装入機構、炉室底部の閉鎖用格子、底部カバー等を改良したものである。1943年における年間生産量は半成コークス204,000t、燃料油1,200t、ガソリン1,920tであった。<sup>1)</sup>

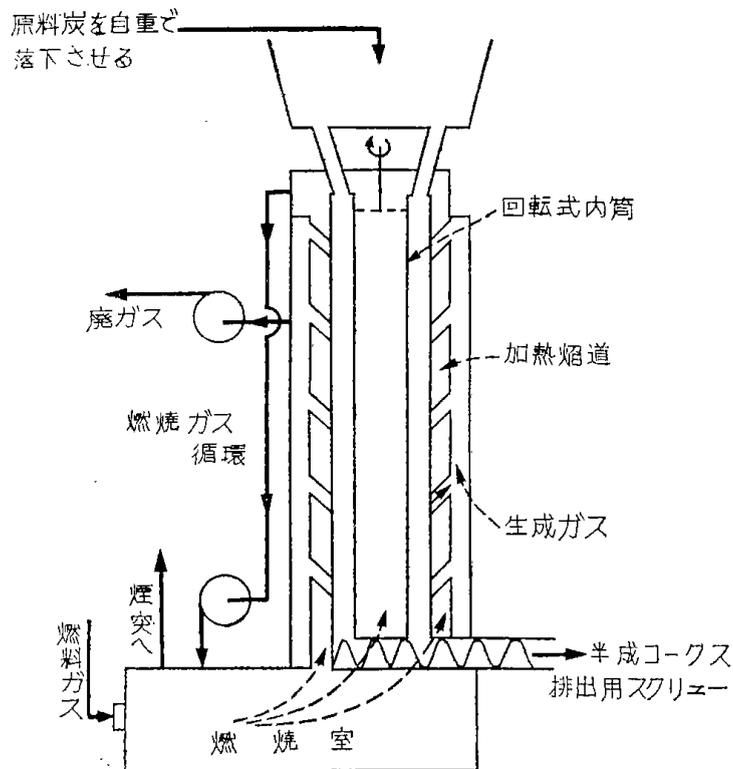
1-1-3 Koal Krudes式<sup>2)</sup>

米国西部の低品位炭を原料とし、中温乾留によって非鉄金属の精錬用半成コークスを製造する連続型レトルトである。本法は Koal Krudes, Inc. が開発したもので、半成コークス

1) C. I. O. S. File XXV-25. (PB 288), "Krupp Treibstoffwerke G.m.b.H, Wanne-Einkel-Fuels and Lubricants" 1945, C. C. Hall and A. R. Powell; C. I. O. S. File XXXII-91. (PB 4328), "Lurgi Gesellschaft für Wame Technik, Lurgi Haus, Frankfurt-am-Main," 1945, H. Hollings and J.G.King; and C. I. O. S. File XXXI-30. (PB 4,325), "Krupp-Lurgi Low-Temperature Carbonization Plant of Fried. Krupp A. G. at Wanne-Einkel near Bochum, Germany", H. H. Lowry and H. J. Rose Bureau of Mines, Information Circular, 7395.

2) Chemical Engineering, July. p. 138-140. (1956).

はAnaconda精錬所, American Smelting & Refining 社に供給し海綿鉄や鉛精錬に使用されている。乾留工場の能力は石炭320t/日, 半成コークス生産量150t/日である。乾留炉はレトルト6本からなり, レトルトの大きさは直径30in, 高さ10—16ftである。第7図に示すように石炭が通過する個所の幅は約2inである。



第7図 Koal Krudes炉

原料炭の粒度は1.5inである。レトルト内筒の回転数は2 r. p. m. で, 石炭を攪拌し加熱を均一に行なうよう設計されている。乾留温度は1100—1400°Fで, 原料炭の通過時間は15—30 min である。燃焼室の加熱ガスはレトルトの内外から加熱するようになっている。

本法の特徴は次の通りである。

- 1) 半成コークスの揮発分は最大5%を超えることがなく, 且つ品質が一定している。
- 2) 工程が自動化に適している。
- 3) ガス冷縮装置が小型ですむこと。

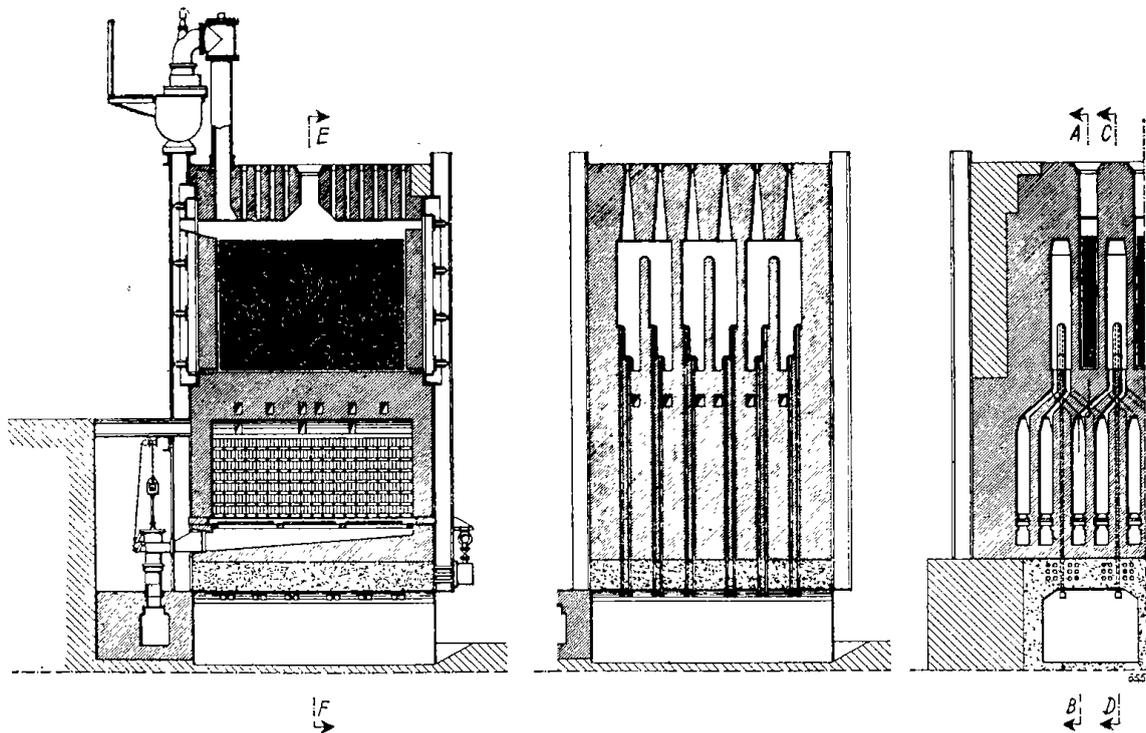
本法で製造されたクレオソート油は木材防腐剤として販売されている。

#### 1-1-4 Otto式<sup>1)</sup>

Otto社が開発した中温乾留炉である。これによってOtto社のヘヤーピン焔道式炉も低温乾留に適していることが立証され, 中温乾留の特徴を発揮することが可能となった。

1) A. Thau: Kohlschwelung. S. 116 (1938).

第8図は加熱用に高熱量及び低熱量ガスが使用出来るもので、水平炉を3個組合わせてある。



第8図 Otto 式水平中温乾留炉

#### 1-1-5 Rammler式<sup>1)</sup>

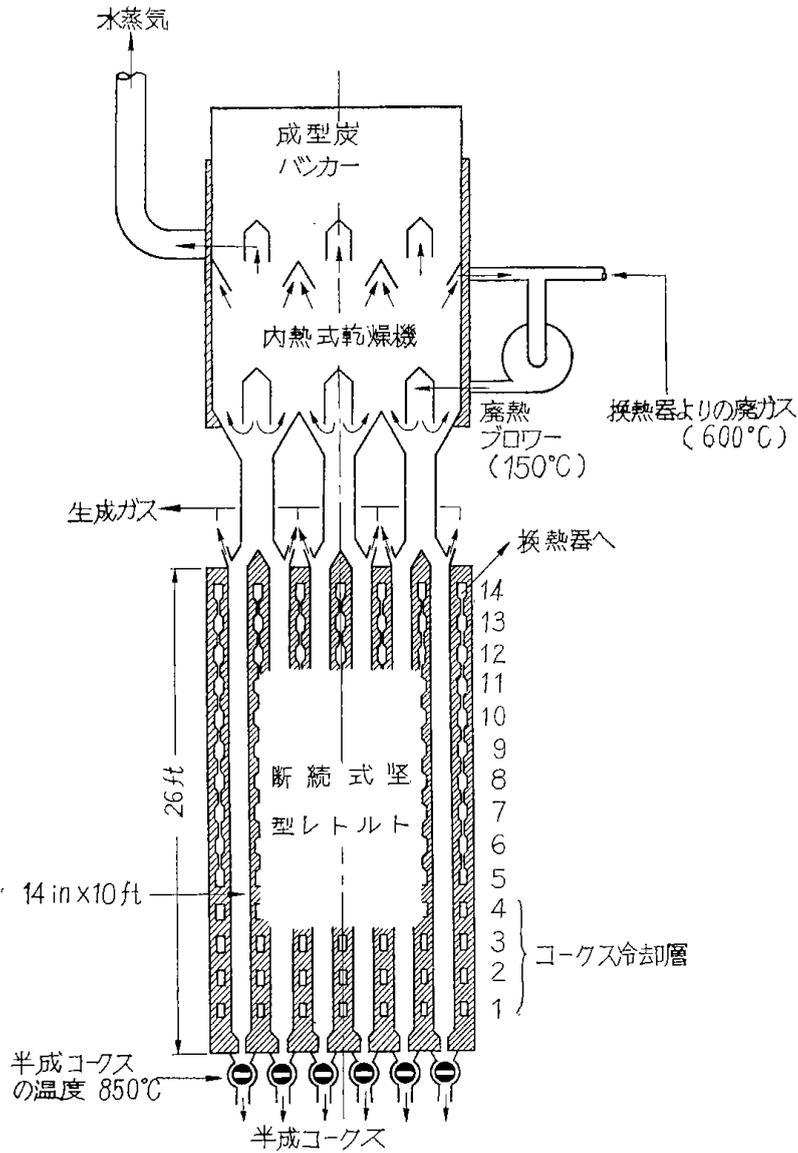
第2次大戦後、東ドイツにおいて開発された方法である。戦争終結によって粘結炭の産地を失った東ドイツは褐炭から冶金用コークスを製造する研究に力を注いで来た。

本法はRammlerとBilkenrothが東独政府の支援を受けて開発したもので1952年Lauchhammerに工場を建設した。

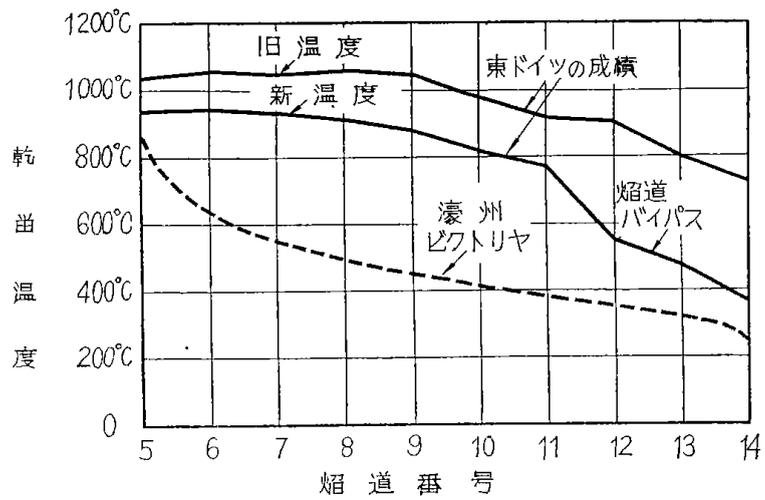
この炉は上部にLurgi式の乾燥室に良く似た成型炭のバンカーを設け、廃熱を使用して140～160°Cで緩慢な乾燥を行ない、次で直結している堅型断続レトルトで最終温度を1000～1100°Cとして乾留するものである(第9図)。廃ガスは換熱器を経て乾燥室に送られる。水平加熱焔道は14本あるが(5)(6)が燃料ガスの燃焼室、(8)(9)(10)が焔道で(12)(13)(14)は燃焼ガスを通すように出来ているがバイパスさせるのが普通のようなのである。

下部の(1)(2)(3)(4)はコークスの冷却室で排出コークスを800—900°Cに乾式冷却するようにつくられている。乾留温度は第10図に示すように旧式炉では最高約1100°Cであったが、現在では800—950°Cに下げられた。

1) G. L. Kennedy: Journal of the Institute of Fuel. p. 598-608, Dec. (1960).



第9図 Rammier炉



第10図 レトルトの温度分布

操業成績（東ドイツ）

1. 原料褐炭の性状（％）

水分	灰分	揮発分	全硫黄分	発熱量 kcal/kg
58.0	2.4	22.3	0.3—0.4	1,060

2. 成型炭の性状（％）

水分	灰分	揮発分	全硫黄分	発熱量 kcal/kg
11.0	5.0	47.3	0.6—0.9	5,020

3. 半成コークスの性状（％）

水分	灰分	揮発分	全硫黄分	発熱量 kcal/kg
4.0	11.0	2.0	1.1—1.3	7,000

4. 生成ガスの発熱量 2670Kcal/m<sup>3</sup>

現在東ドイツLauchhammerで、成型炭7,200t/日、半成コークス7,200t/日の工場が操業中である。作業成績は良好で半成コークスの性状も逐次改善されており、新しい工場を建設する計画もあると云われている。

濠州も冶金用コークスを製造する粘結炭が不足し輸入に依存しているので、Victoria 褐炭を原料として東独の例にならって研究が進められた。1955年能力1tの断続式レトルトを建設し、半成コークスを鑄物用キューポラに使用して試験した。東独の加熱方式を改良し乾燥と乾留時間を24hrから20hrに短縮することが出来たと報ぜられている。

半成コークスの粒度は2.5inで、ほとんど100%細粉化を防ぐことが出来たと云われている。乾留温度は第10図に示したように東独のものより可成り低く400—800°Cである。

操業成績（濠州Victoria）

1. 原料炭の性状（％）

水分	灰分	揮発分	固定炭素	全硫黄分	発熱量 kcal/kg
66.0	0.7	16.8	16.5	0.09	1,611

2. 成型炭の性状（％）

水分	灰分	揮発分	固定炭素	全硫黄分	発熱量 kcal/kg
15.0	1.6	42.0	41.4	0.3	5,500

### 3. 硬質半成コークスの性状 (%)

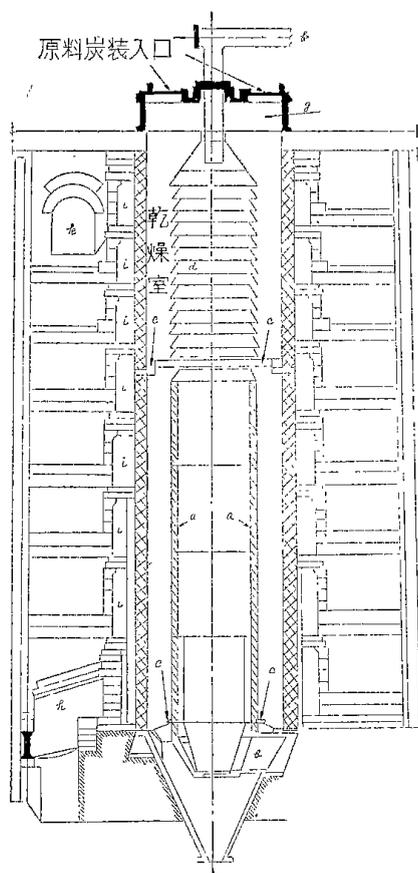
水分	灰分	揮発分	固定炭素	全硫黄分	発熱量 kcal/kg
無水	4.0	2.0	94.0	0.21	7,778

半成コークスの強度は乾留する場合の温度上昇率によって著しい影響を受けるといわれている。

#### 1-1-6 Rolle式<sup>1)</sup>

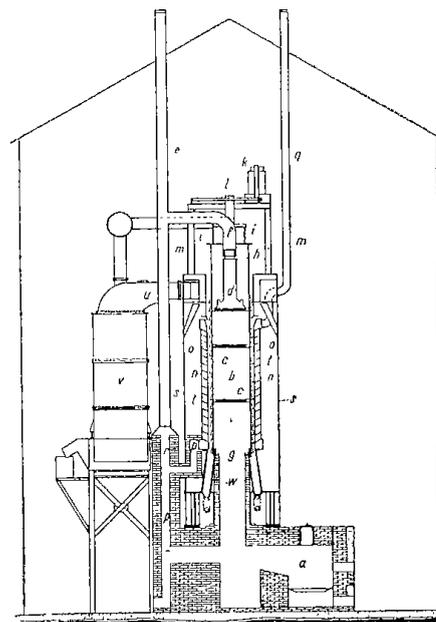
1872年にRolleが開発した縦型低温乾留炉で、ドイツ低温乾留工業の初期において中心となったもので、数は少いが第2次大戦終了迄操業が続けられた。種々改良が加えられたが処理能力が低く3-15t/日であった。かつタール収量が少いため1924年以降新に建設されたものはない。1938年に操業していたものは588基あった。型は種々あるが第11図のものは最も新し

いものである。図のように内部円筒の上部 $\frac{1}{3}$ は鑄鉄リング(d)を積み重ね、下部の $\frac{2}{3}$ は平滑な円筒型の鑄鉄で出来ている。ある程度乾燥した褐炭を中央の金属円筒と外側の耐火煉瓦製円筒との間の隙間に落す。



第11図 Rolle炉

- a 円筒
- b 乾留ガス出口
- c スチームコイル
- d 邪魔板
- e サポート
- f 蒸気の出口
- g 上部覆蓋
- h 燃焼室
- i 加熱焔道
- k 廢ガス出口



第12図 HobsonのRolle炉

1) a. U. S. Bur. Mines, Inform. Circ,7490. (1949)  
 b. K. A. Redlich: Entstehung Veredlung und Verwertung der Kohle, S. 170-176. (1930)  
 c. A. Thau: Die Schwelung von Braun- und Stein Kohle. S. 50-127. (1927).  
 d. A. Thau: Kohlschwelung. S. 125-128. (1938)  
 e. A. Thau: Brennstoffschwelung, S. 3-5, 19, 20, Bd.1. (1949).

炉の加熱は耐火煉瓦の外側をかこんでいる加熱焰道によっている。放出された水分はリングの間から出て、出口（f）からレトルトの外部に排出する。生成ガスは円筒（a）を通過して出口（b）から出る。

Rolle式には種々の改良型があるが、第12図のものはHobsonがRolle式を改良して米国に建設したものである。

第13図はHobsonとCraterによって改良されたもので初期のRolle式の変型である。

操業成績（原料炭処理量4.70t/日の場合）

1. 半成コークスの収量……………34%
2. 低温タールの収量…………… 3%
3. 軽油の生成量(対原炭)……… 0.5%
4. タール中の炭塵…………… 8%

新型Rolle炉の熱精算（Knickenbergによる）

取 量 半成コークス 35%， タール 5%，  
生成水55%の場合原料炭1000kgにつき  
計算

入 熱

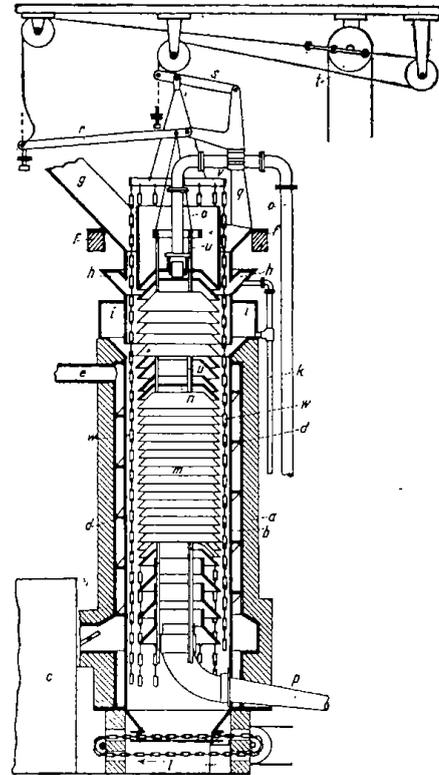
1. 生成ガス $300\text{Nm}^3 \times 1800\text{kcal} = 594,000\text{kcal}$
2. 原料炭の3%が燃焼 $= 30\text{kg} \times 2300\text{kcal}$   
= 69,000kcal  

---

663,000kcal

出 熱

1. 原料炭を $20^\circ\text{C}$ から $120^\circ\text{C}$ に加熱するに要する熱量,  
比熱0.5として $1000\text{kg} \times (120 - 20) \times 0.5 = 50,000\text{kcal}$
2. 生成水の蒸発に要する熱量  
( $100^\circ\text{C}$ に於て全水分が蒸発すると仮定)  $550\text{kg} \times 600\text{kcal} = 330,000\text{kcal}$
3. 水蒸気の持ち去る熱量  
 $120^\circ\text{C}$ の水蒸気の比熱 $= 0.46$   
 $550\text{kg} \times 120 \times 0.46 = 30,360\text{kcal}$
4.  $120^\circ\text{C}$ で乾燥した石炭(450kg)を $520^\circ\text{C}$ に加熱するに要する熱量,  
乾燥炭の比熱 $= 0.6$



第13図 HobsonとCraterのRolle炉

$$450 \times (520 - 120) \times 0.6 = 450 \times 400 \times 0.6 = 108,000 \text{kcal}$$

5. 20°Cのタールを250°Cに加熱するに要する熱量,

$$\text{比熱 (250°C)} = 0.45 \text{として}$$

$$50 \text{kg} \times (250^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) \times 0.45 = 50 \times 230 \times 0.45 = 5,175 \text{kcal}$$

6. タール及び軽油を含む生成ガスの持ち去る熱量

$$\text{ガスの比熱 (250°C)} = 0.4$$

$$\text{ガス容積 } 450 \text{m}^3$$

$$450 \times 250 \times 0.4 = 45,000 \text{kcal}$$

7. 半成コークス 350kg (250°C) の持ち去る熱量,

$$\text{比熱} 0.3 \text{として} \quad = 26,250 \text{kcal}$$

$$594,785 \text{kcal}$$

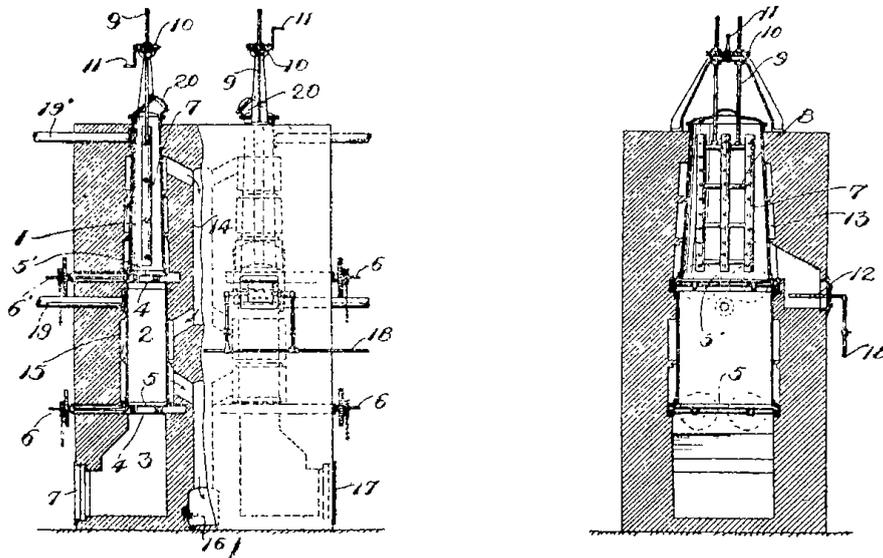
$$\text{輻射及び伝導による熱損失} = 68,215 \text{kcal}$$

$$663,000 \text{kcal}$$

### 1-1-7 矢 合 式<sup>1)</sup>

この方法は粘結炭を原料として無煙燃料の製造を目的としたもので鶴見で行われた。

第14図に示すように堅型で加熱室、乾留室及び冷却室に3分され、抜きさし出来る底板で仕切られている。



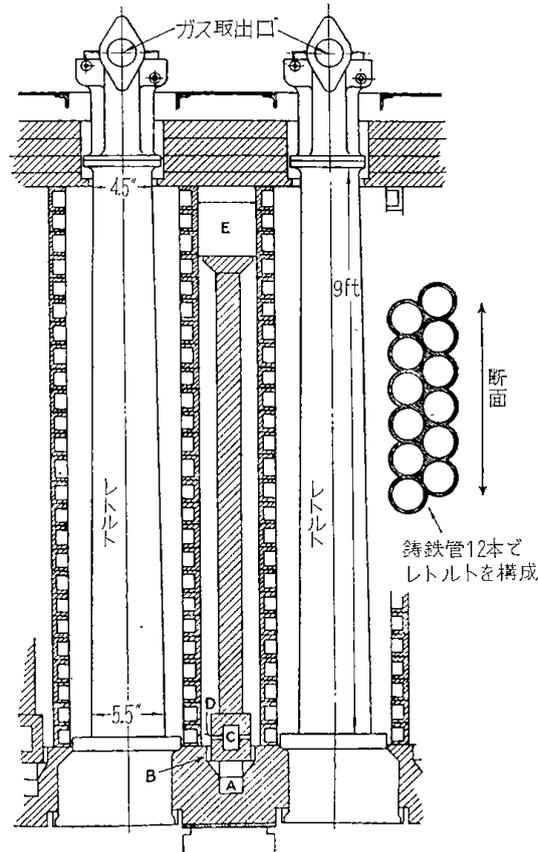
第14図 矢合式乾留装置

最上部の加熱室には原料炭を落下させる昇降枠を装置し次で石炭は乾留室に移って乾留を行ない最後に冷却室に入って冷却消火される。

1) 燃研彙報 第4号

### 1-1-8 Parker式 (Coalite式) <sup>1)</sup>

石炭低温乾留の発祥地である英国のParkerが始めてCoaliteの製造を開始した歴史的なレトルトで、Low Temperature Carbonization, Ltd. の工場に設置されたものである。第15図に示す如く鑄鉄製レトルトは上部より下部に向ってテーパを有している。ガス取出口はレトルト上部に設けられハイドリック・メインは前後各列に各1個を有しガス取出口よりのガス及びタールをこれに集める。レトルト下端は鉄製の戸を以て冷却室と接続する。

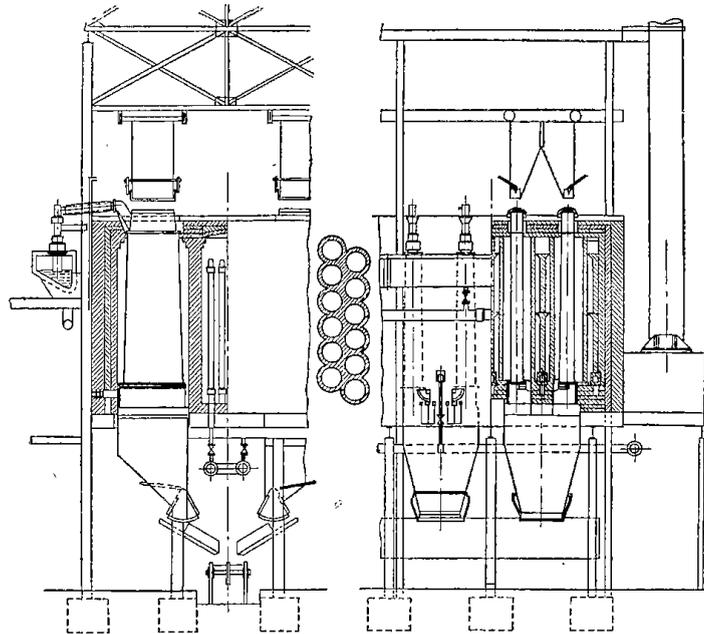


第15図 Parker レトルト

冷却室は煉瓦積でレトルト2個に対して1個宛設けられ半成コークスを冷却する。各レトルトは2個の燃焼室を有し、燃焼室とレトルトとは多数の孔を有する壁を以て仕切られている。熱空気は(A)から入り(B)を通り、(C)のバーナーで(D)から来る加熱ガスと混合して燃焼が行なわれるが、完全燃焼は上部(E)において行なわれる。(E)は蓄熱室にもなり空気を予熱する役目がある。

- 1) a. 燃研彙報 才4号 p. 5.  
 b. W. A. Bone: Coal its Constitution and Uses. p. 389. (1936).  
 c. A. Thau: Kohlschwelung. S. 30. (1938)

レトルリは32個を2列に配列して1基となる。1基の能力は50t/日である。操業は断続的に行われ、レトルト1本の乾留時間は約4hrで又冷却に約4hr費される。乾留温度は550—850°C (平均650°C) に保持される。



第16図 Coalite型レトルト

### 操業成績

原料炭 Dalton Main炭, 粒度0.5in以下 (選炭したもの)

#### 1. 原料炭の性状 (%)

工業分析	水分	揮発分	固定炭素	灰分
配合炭 A 炭 34t	2.70	36.20	56.10	5.00
B 炭 58t	2.30	35.42	57.84	4.44

配合炭 の元素分析 (%)	炭素	水素	硫黄	窒素	酸素	灰分
	80.05	4.95	1.10	1.60	7.40	4.75

#### 2. 乾留成績と熱精算

	重量精算	単位熱量	熱量精算
装入炭 (水分20%)	91.66	13,640 B.T.U/lb	100.00
ハイドリックメーン用水	1.81	—	
計	93.47		100.00

	重量精算	単位熱量	熱量精算
半成コークス (無水)	63.81	13,720 B.T.U/lb	70.1
低温タール	8.10	16,540 "	10.7
ガス液	10.73	—	
ガス揮発油	0.60	20,000 "	1.0
生成ガス	9.78	705 B.T.U/ft <sup>3</sup>	13.0
計	93.02		94.8

3. 半成コークスの性状。粒度 2—3in,  
排出半成コークスの4.67%が $\frac{1}{2}$ inのふるいを通過,

工業分析	水分 (%)	揮発分 (%)	固定炭素 (%)	灰分 (%)
塊コークス	3.40	4.20	86.00	6.40
粉コークス	10.37	6.23	78.37	11.25

4. 生成ガス生成率 10.970ft<sup>3</sup>/hr (発熱量700 B.T.U/ft<sup>3</sup>)  
5. 生成ガスの組成 (%)

CO <sub>2</sub>	CmHn	O <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CnH <sub>2n+2</sub>	N <sub>2</sub>	n	比重
4.0	4.3	1.0	6.1	37.2	39.6	7.8	1.23	0.56

6. ガス液 ガス液中のNH<sub>3</sub>含有量は1.33%で13.6lb硫酸/石炭tに相当。

#### 1-1-9 Tozer レトルト<sup>1)</sup>

鑄鉄製直立レトルトで第17図に示すごとく内部に二重又は三重の同心円の壁を有し、且つこれを隔壁により数室に分けて加熱面積を増大し薄層として乾留能率の増大を図っている。

レトルトは直径3ft, 高さ10ftで外部より加熱され900—1000°Fに保持する。最初はタールの分解を防ぐ目的でレトルト内を20—27mmHgの真空に保つべく予定したが実行出来なかった。

英国Battersea (London) に建設された試験工場は能力6t/日であった。

操業成績 (英国Tarless Fuels., Ltd.)

原料炭 t 当りの収量

半成コークス (揮発分 9—12%) ……1860lbs

低温タール……………16.42gal



第17図 Tozer レトルト

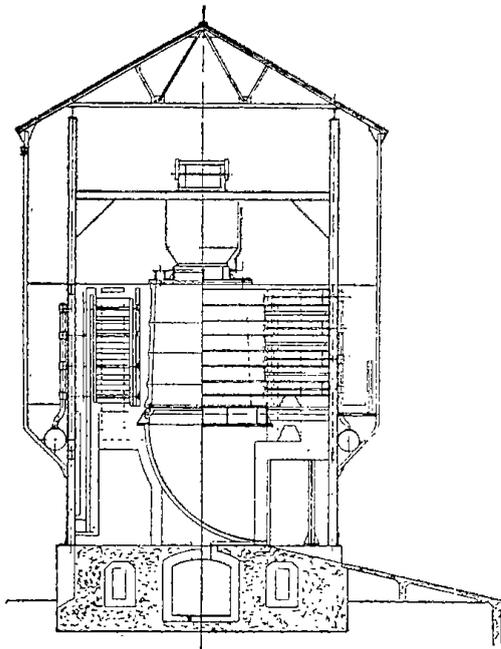
生成ガス (620 B.T.U/ft<sup>3</sup>) ……4,700ft<sup>3</sup>

硫 安……19.8lbs

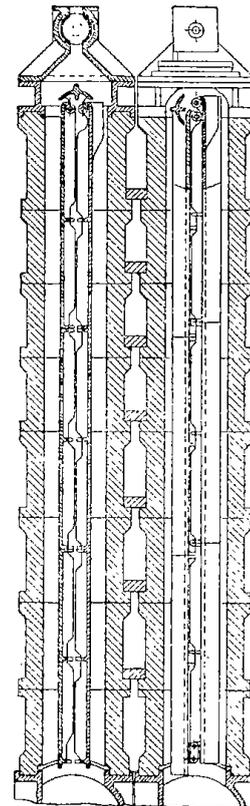
### 1-1-10 Davidson レトルト<sup>2)</sup>

T. M. Davidsonの考案によるもので、英国Coalite Co.が最初実施し、本邦では海軍燃料廠と大阪市貝島乾留工業株式会社が操業した。

第18図はCoalite Co.で建設したもので耐火煉瓦製で、全長9ft6in、断面上部で7ft3in×11in下部では7ft6in×11inである。レトルト下部に鋼板製冷却室を有し水冷により半成コースの消火冷却を行なう。



第18図 (a) Davidson 乾留炉



第18図 (b) Davidson レトルト

本式の特長はレトルト内部に2枚の移動板を有することで、この移動板はレトルト内に石炭を装入する時は4in間隔を以て置かれる、従って装入石炭はこれを中心として両側に3.5in

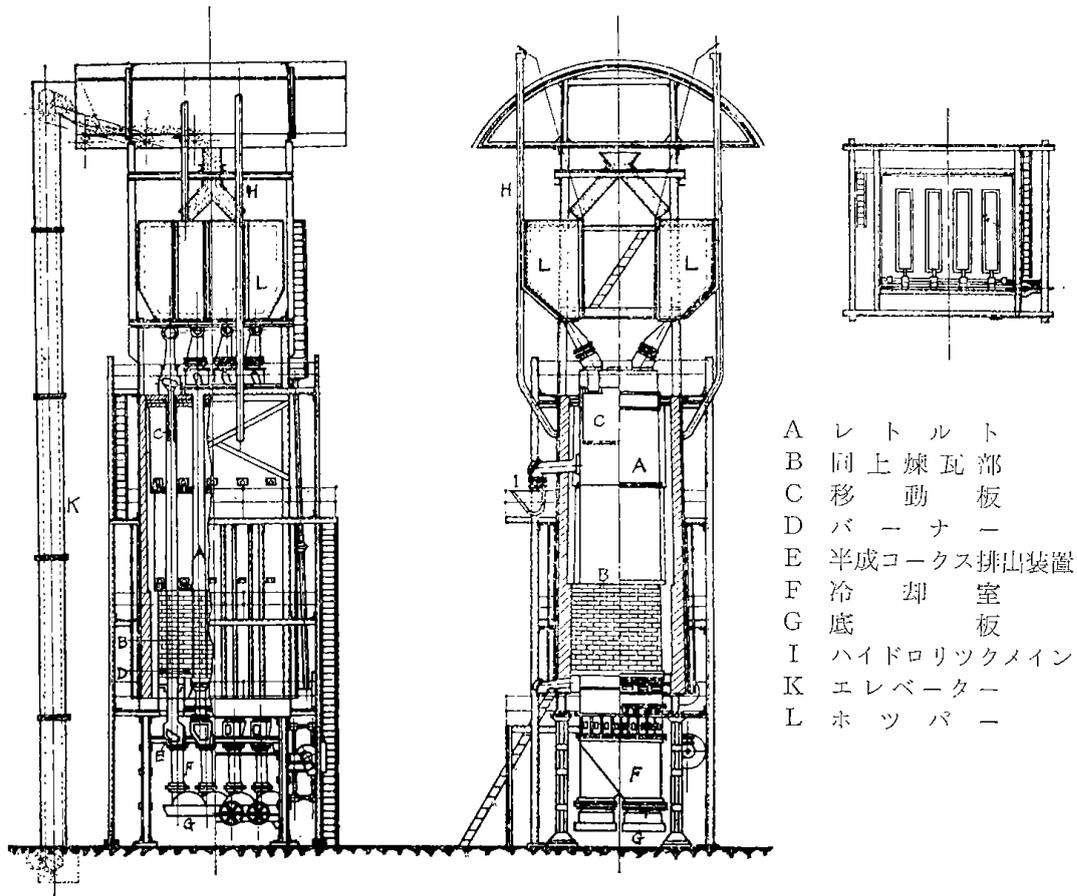
- 1) a. 燃研彙報第4号  
b. F. M. Gentry: The technology of low temperature carbonization. p. 252-253.  
c. R. F. McKay: Low temperature carbonization. p. 197-198. (1924).  
d. W. R. Cooper: Low temperature carbonization. p. 72-75. (1924).
- 2) a. 燃研彙報第4号  
b. W. R. Cooper: Low temperature carbonization. p. 234. (1924).  
c. F. M. Gentry: The technology of low temperature carbonization. p. 218. (1928).

の厚さに装入される。乾留が終った時はこの 2 枚の移動板は合して、半成コークスの排出を容易にする。

加熱はレトルトの両側に設けられた水平焔道で行ない、炉の前後に交互にガスバーナーがありガスの燃焼により均一加熱を行なうよう調節される。

大阪市貝島乾留工業株式会社に設置された Davidson レトルトも概ね同一構造であった。最初レトルト 1 本の容量 1.2t のものを 14 本建設し次で容量を増大し 1.7t のもの 14 本を増設したが其の後種々改良を行ないレトルト 1 本の容量を 1.0t に減じた。

徳山海軍燃料廠に設置された Davidson レトルトは前記の改良型で第 19 図に示す如く断面扁平な直立レトルト 4 本を並列して 1 基とした。レトルトは全高 27ft で 3 段に接合してあり、上段及び中段は各々高さ 9ft の鑄鉄製で下段は同じく 9ft の特殊な耐火煉瓦製である。レトルトの上部には内壁に沿い 2 枚の鑄鉄製動板を相對して懸垂させ上下運動によってレトルト内に粘着する原料石炭を降下させると同時に下部に設備した半成コークス排出装置の作用により連続的に乾留を行なう。



第 19 図 海軍燃料廠 Davidson レトルト

操業成績 (海軍燃料廠, 1 日の処理量は 6.5—11.6t であるが, 10.4t/日の場合の例)

25

原料炭 九州新原塊炭2種, 粒度 2 in以下。

1. 原料炭の性状 (%)

工業分析	水分	揮発分	固定炭素	灰分	発熱量 kcal/kg
	2.8	39.2	43.2	14.8	6607

元素分析	炭素	水素	窒素	硫黄	酸素	灰分
	66.7	5.0	1.2	0.5	10.8	15.8

2. 半成コークスの収量……………75%

3. 半成コークスの性状

半成コークスは硬く銀色を呈し次の性状である。

工業分析 (%)	水分	揮発分	固定炭素	灰分	発熱量 kcal/kg
	3.7	9.2	65.0	22.1	5822

元素分析 (%)	炭素	水素	窒素	硫黄	酸素	灰分
	72.6	2.4	1.0	0.4	1.1	22.5

4. 低温タールの収量…………… 8.2%

5. 低温タールの性状, 比重 (30°C) ……………0.954—0.980

発熱量……………9272—9635kcal/kg

6. 生成ガスの収量……………164Nm<sup>3</sup>/t

7. 生成ガスの性状 (%)

CO <sub>2</sub>	Cm Hn	O <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CnH <sub>2n+2</sub>	N <sub>2</sub>	発熱量 kcal/Nm <sup>3</sup>
6.9	6.0	2.1	7.9	32.0	34.9	10.2	6300

8. 硫安の収量……………2.7%

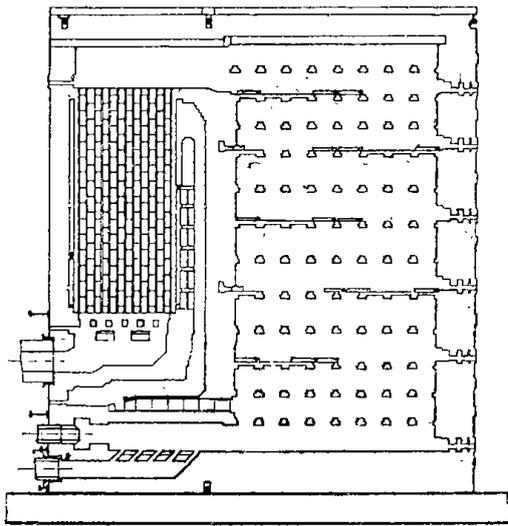
1-2 連続式静置乾留炉

1-2-1 Didier式<sup>1)</sup>

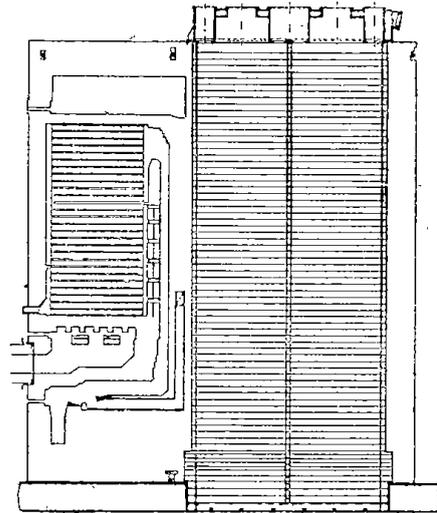
Didier Werke の A. Thau は耐火煉瓦製の連続式堅型炉がドイツの非粘結炭の低温乾留に

1) a. U. S. Bur, Mines, Inform, Cir. 7490.(1949).

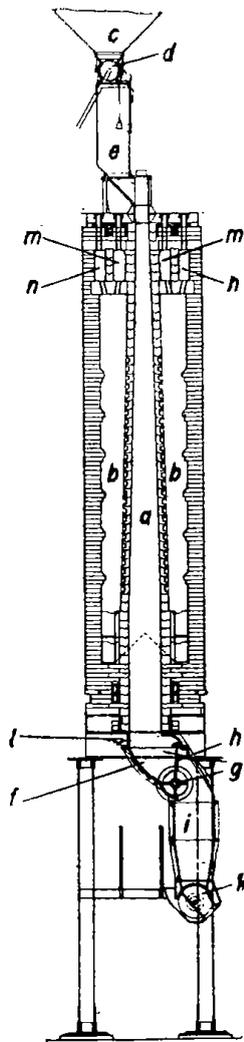
b. A. Thau, Brennstoffschwelung, S. 122-124, Bd. 1. (1949).



第20図 (a) Didier炉の蓄熱室と焰道

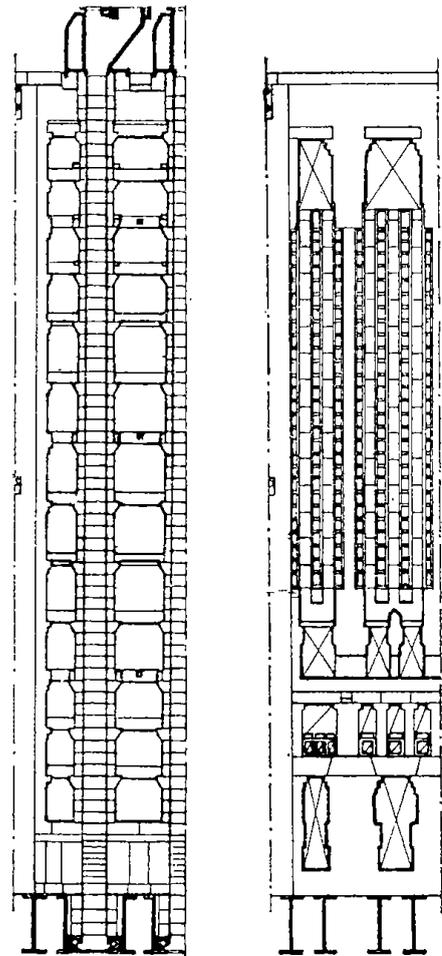


第20図 (b) 炉室と蓄熱室の断面



- a 炉室
- b 加熱焰道
- c 原料炭ホッパー
- d 装炭機
- e 中間ホッパー
- f コークス冷却層
- g コークス排出機
- h 重錘
- i コークス貯槽
- k コークス排出口
- l スチーム吹込み口
- m 加熱ガス通路
- n 空気通路

第20図 (c) 炉体の縦断面図



第20図 (d) 炉体の横断面

適していると1938年に主張した。この頃英国の Richmond ガス工場は Woodall-Duckham 式を採用していたが炉室が金属で出来ていたため耐用命数は短かった。2～3年たってから耐火煉瓦で作られた同じ種類の炉がイギリス燃料研究所 (Fuel Research Institute, Greenwich) により建設されたが、これは半自動運転のものであった。

A. Thauの提唱を採用した Didier 社は工場建設の準備のため中間試験工場を Stettin に建設した。この後、A. Thauの指導の下に Heinrich Koppers社はこの連続式堅型炉の設計を変更し還元用半成コークス製造のため上部 Silesia に非粘結炭の連続式低温乾留炉を建設した。

A. ThauとOttoはこの堅型乾留炉を改造し、連続的に非粘結炭を低温乾留出来るように工夫し、又連続式の耐火煉瓦製堅型炉を非粘結炭の乾留に使用出来るように Didier Werkeと協同して研究が行なわれた。

粘結炭からガス・コークスを製造するのが第1の目的であったにも拘らずこの種の堅型炉が従来不適当な結果を生んだ理由としてA. Thauは次のように説明している。

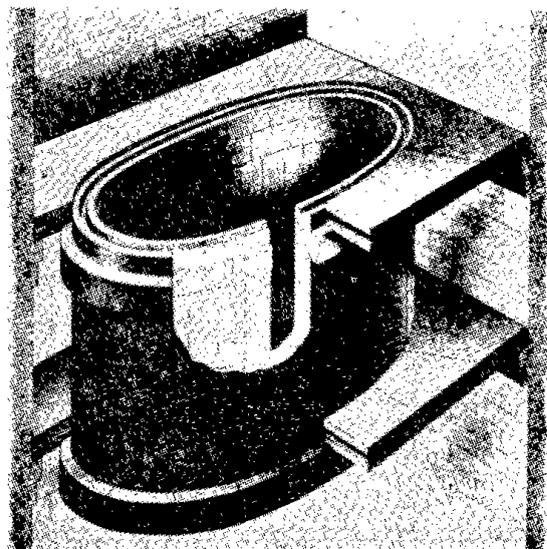
“適当した時間内に装入した石炭に熱が侵透するためには炉室の幅が相当狭く（200mm程度）なくてはならない。高温乾留コークスに比較して、半成コークスは乾留後収縮しないのでコークスと炉壁の間に摩擦が起き半成コークスの自重で炉室を下降することが相当難しいこととなりこのような理由から粘結炭が不適当となるのである。装入炭が連続的に炉室を下降するためには装入炭を乾留する以前に酸化することが望ましい。”

Didier Werkeによって設計された炉の寸法は次の通りである、即ち高さ930mm、長さ400mm炉室の頂部で幅220mm炉室の底部で280mmであった。炉の処理能力は24炉室の場合、非粘結炭300,000t/年である。この炉は第2次大戦終了時にOswiecim (Auschwitz) に建設中であった。第20図に Didier 式炉を示した。

### 1-2-2 Glover-West式<sup>1)</sup>

Glover-West式は1905年 Young と Glover が Scotland の頁岩を乾留する目的で考案したもので、1907年にS. GloverとJ. Westに特許が引継がれた。1909年St. Helens Gasworkに最初の工場が建設され、今日に至るまで英国のガス工場に広く採用されて来た連続式堅型炉である。

最近、英国では媒煙防止法が施行され、固体無煙燃料の生産が重要視されるようになり、ガス工業に採用されていたこの型式が固体無煙

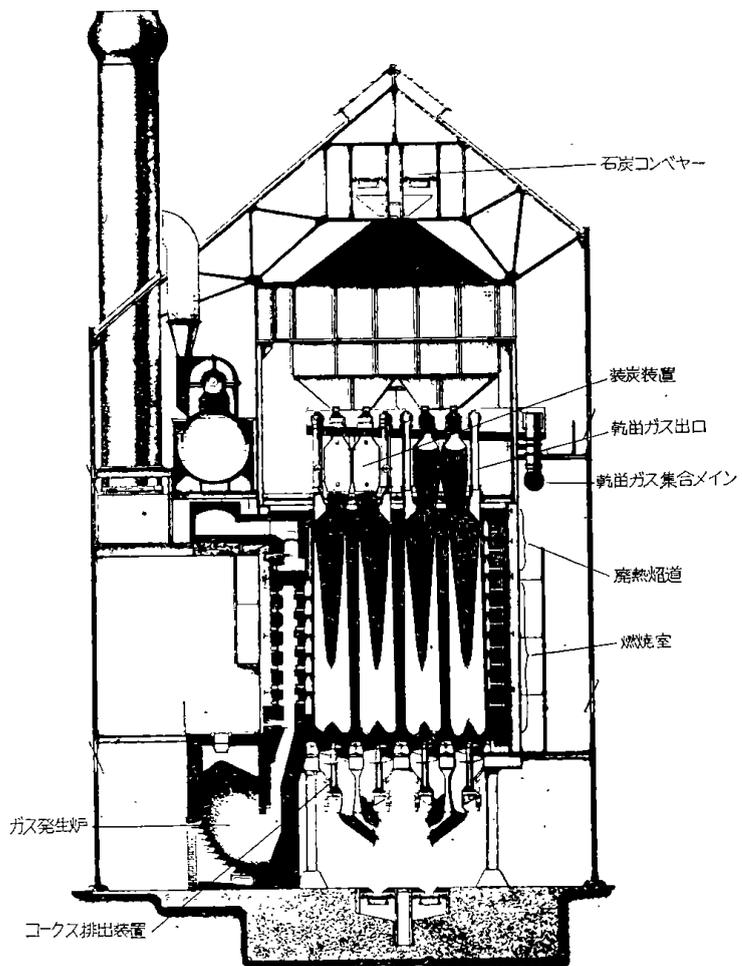


第21図 レトルトの基本構造

燃料の製造にも応用されるに至り、現在East Midland Gas BoardのSt, Albarnsに日産200tの工場が建設され生産を行なっている。半成コークスの商品名はCleanglowである。レトルトは小片を継ぎ合せたもので基本構造は第21図の如くである。レトルトベンチの中には普通2.4.6又は8本のレトルトを有していて、その寸法は次の通りである。

	1 型	2 型	3 型
レトルト頂部における大きさ	33×10in	40×10in	50×16in
“ 下部 “ “	39×18.5in	46×18.5in	56×18.5in
レトルトの全長	25ft	25ft	25ft
ガス製造能力/日 (ft <sup>3</sup> )	60,000	75,000	90,000

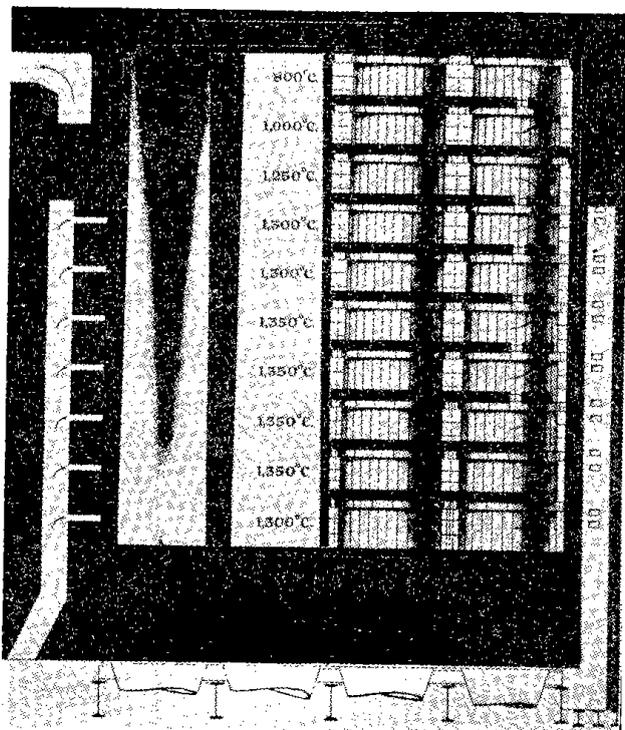
炉の構造は第22図及び第23図に示す如くレトルト周囲には上下10段の水平焰道を有し、上の3段は廃ガス焰道、次の下段7段は燃焼室となるもので、この式でスチーミングを行なわない場合は燃焼室の下部になお3段位の水平空気道を設け、レトルト内部のコークスの廃熱を利用して2次空気の子熱を行なう。一方レトルト下部のコークスはこのため冷却されレトルト外に取り出しても撒水消火する必要がなく、コークスの性質が良好である。又2次空気



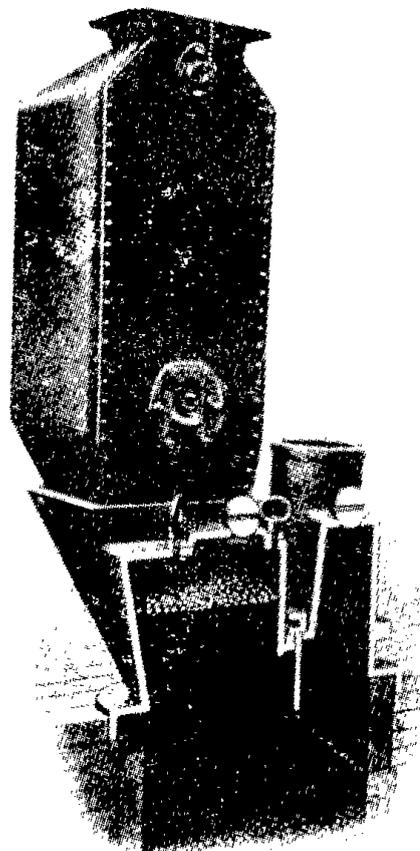
第22図 Glover-West 炉断面図

- 1) a. Coke and Gas, Nov, p. 468-475. (1960).
- b. P. J. Willson, J. H. Wells: Coal, coke and coal chemicals. p. 409. (1950).
- c. Morgan: Text book of American gas practice. 2d ed, vol. 1, pp. 223-225.
- d. ガス工業、日本ガス協会、上巻 p. 331. (昭24)
- e. 石炭乾留工業、栗原鑑司 p. 226 (昭2)
- f. The Gas World, Oct 22, p. 572-574. (1960).

の予熱が行なわれるので熱効率も大となる。予熱された空気は燃焼室の入口で発生炉ガスと出会う燃焼し水平燃焼室を通過する間にレトルトを加熱し、廢ガス煙道に入って石炭を予熱し、煙突に逃れる。炉の頂部には石炭装入機が取付けられている、その構造は第24図の如くで左側は装炭装置で右側のパイプが生成ガス出口である。



第23図 Glover-West 炉の温度分布



第24図 装炭装置



第25図 コークス排出装置

装炭装置は事故の場合容易に取りはずすことが出来る。両方共孔の開いた球が取り付けられていて、事故の場合にはこれを取除いて棒をさしこむように準備してある。

レトルト下部にはコークス排出装置があり連続的にコークスを冷却室に落下させる。第25図の如く、ウォーム状のスクリーが炉底で回転する仕組みである。図に見えるように歯車の回転を調節して排出速度を加減する。この装置は鑄鉄製で上部のソケットで炉底にはめこむ形式でアスベストパッキングにより気密を保つ。

第26図はコークスの排出状況を示したものである。

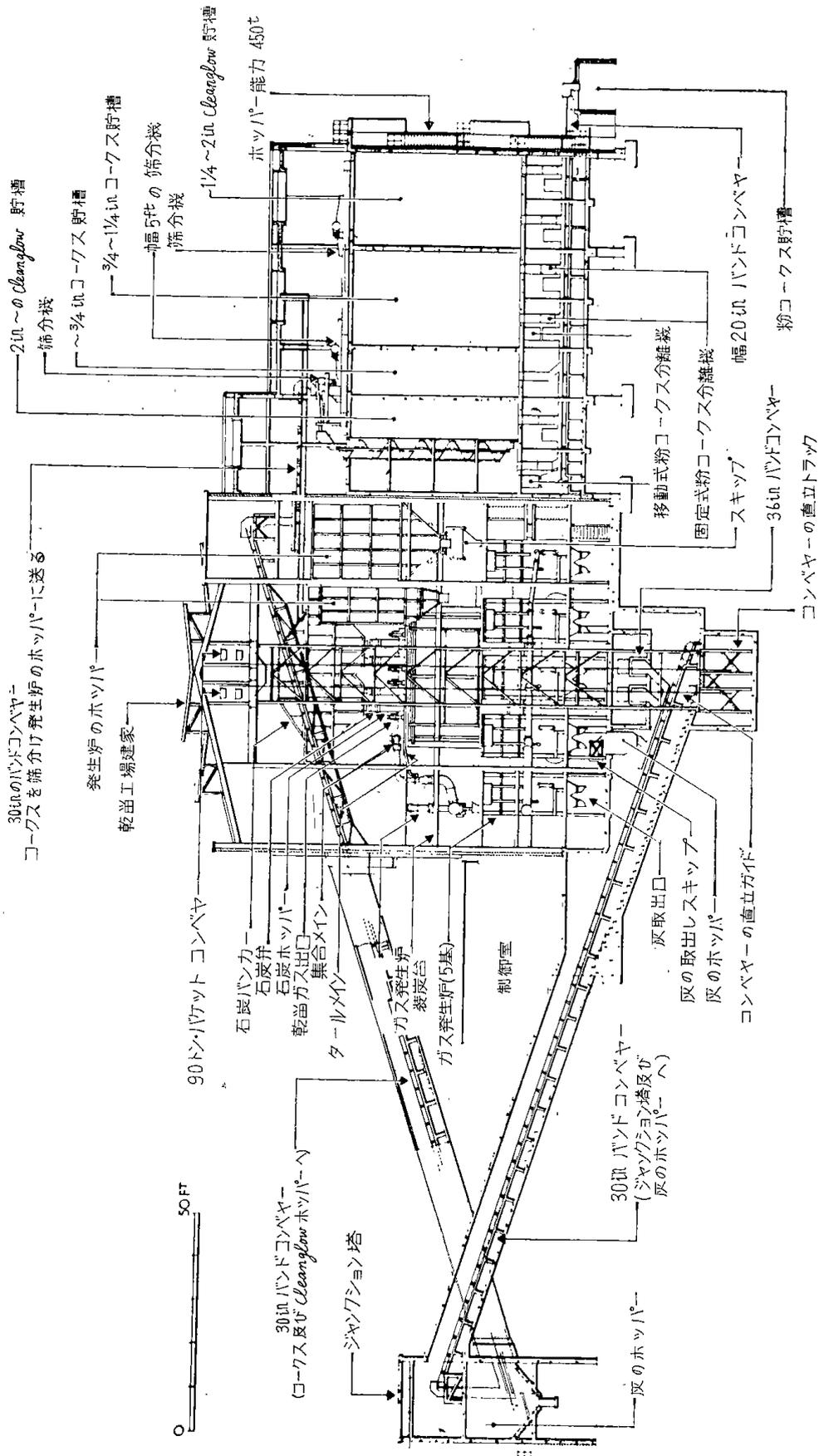


乾留レトルト内にスチーミングを行なってタール  
収量を向上させる場合もある。

第26図 コークスの排出状況

操 業 成 績 (ガス製造の場合)		試 験 番 号				
		1	2	3	4	5
石 炭 処 理 量 t/日		3.13	3.28	3.71	3.44	3.10
原料炭の 工業分析	水 分 (%)	9.8	10.9	10.1	10.5	10.3
	揮 発 分 (%)	32.7	32.4	32.5	32.6	33.1
	固 定 炭 素 (%)	51.2	50.6	49.8	50.6	50.7
	灰 分 (%)	6.3	6.1	7.6	6.3	5.9
焰 道 の 平 均 温 度 (C°)		1211	1139	1177	1186	1090
使 用 水 蒸 気 量 (対原炭%)		—	13.3	22.1	32.7	44.8
使 用 熱 量 (100万B. T. U/t)		544	482	447	436	410
石炭1t 当りの 収量	ガ ス (ft³)	9367	12666	15222	17814	19593
	コ ー ク ス (lb)	1190	1154	1113	1055	1034
	無 水 タ ー ル (gal)	13.2	16.4	16.8	20.4	21.2
	硫 安 (NH <sub>3</sub> 24.5%) (lb)	34.4	34.8	36.4	39.9	41.4

第27図に英国のEast Midland Gas Boardの半成コークスCleanglowの製造工程を示した。  
原料炭はMidlandの弱粘結炭(粒度6—80mm, 灰分5%以下)である。レトルトは3型が採  
用され64本設置されている。

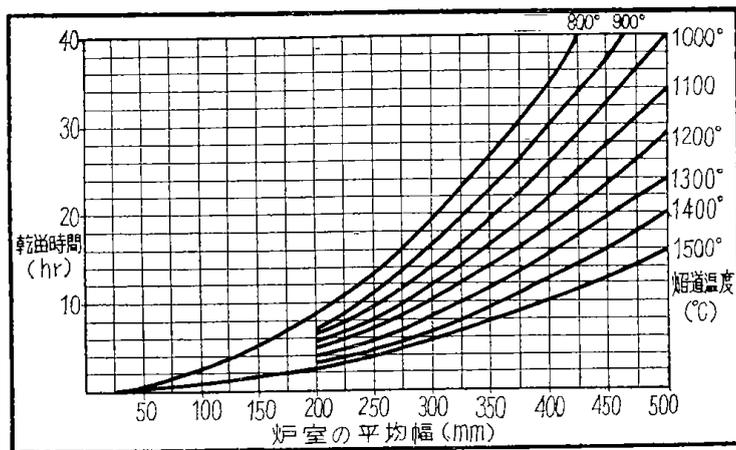


第27図 Cleanflow 製造の Glover-West 炉

### 1-2-3 Heinrich Koppers 水平炉<sup>1)</sup>

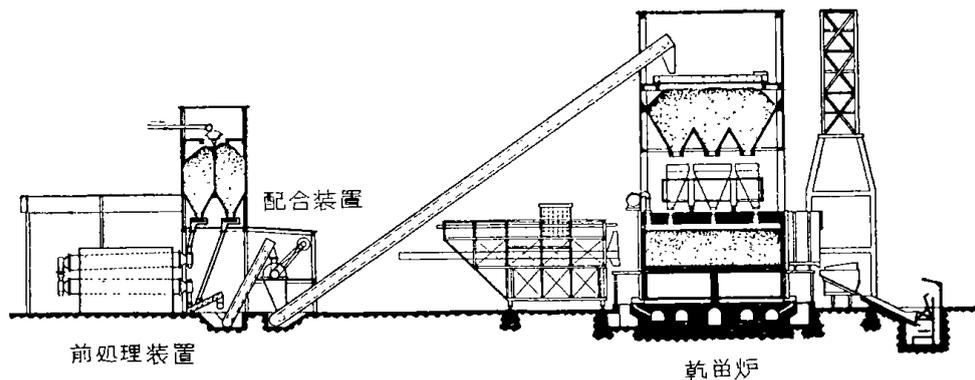
Heinrich Koppers は中温乾留炉を最初に考案し、フランスの Campagnie de Mines de Bruay の注文により1931年に建設を完了した。この水平炉は粉炭の乾留に適していて、各種の原料炭について試験した結果 600°C 以下ではコークスの収縮がおきないが、700°C になると収縮は半ば完了し炉室からコークスの押出しが容易となることが解り、耐火煉瓦製の水平炉が考案されるようになった。

Campagnie de Mines de Bruay のものは炉室が25あり、炉幅は平均350mmであった。炉幅が狭いと熱伝導を良くし、乾留時間を短縮し、炉の能力を増すことが出来る。第28図はその実験結果である。



第28図 Koppers 水平炉の炉幅、乾留温度、乾留時間の関係

第29図は前処理（酸化）装置と組合せた Koppers 水平炉である。



第29図 Koppers 水平炉

- 1) a. A. Thau: Kohlen Schwelung. p. 114 (1938).
- b. Oel und Kohle 2, S. 264. (1934).
- c. Brennstoff-Chem. 16, S. 345. (1935)
- d. H. H. Koppers and A. Karl: Journal of Mines, Metals & Fuels, p. 216-220. (1959).

操業成績 (Compagnie de Mines de Bruay)

原 料 炭

1. 原料炭の性状……………揮発分35—40%。

2. 原料炭の前処理と配合操作

原料炭の約半分は粉碎後水分約1%迄乾燥し、外熱式回転ドラムで空気酸化して粘結性を破壊した後、更に別の回転ドラムで450°Cに加熱し揮発分を15—16%まで下げ、残余の50%の原料炭と配合して乾留炉に送る。

3. 半成コークス (Carbolux) の収量……80%。

4. 半成コークスの性状 (Carboluxと他の固体無煙燃料との比較)。

無煙燃料の種類		Carbolux	無煙炭	Coalite	コークス
工業分析	水分 (%)	2	2—3	4.9	2
	揮発分 (%)	8—12	8—12	9	1—2
	灰分 (%)	9—10	5—6	4.7	8—9
物理的性質	耐圧強度kg/cm <sup>2</sup>	200	60—125	62	180—250
	トロンメル指数 40mm~ (%)	86—88	—	66	60—86
	~10mm (%)	5	—	16	6—8
化学的性質	反応性	きわめて大	中程度	大	中程度以下
	着火温度 (°C)	450—460	440—460	450	560—600

5. 低温タールの収量……………8.5% (石炭に対して)

6. 低温タールの組成

中温乾留タールのピッチ含有量は僅か25—30%で油分及びフェノールに富んでいる。

7. ガソリン (精製したもの) の収量……1.0%、オクタン価は高い。

8. 余剰ガスの収量

75Nm<sup>3</sup>/t (発熱量5600kcal/Nm<sup>3</sup>)

9. 操業所要量 (原炭 t 当り)

水蒸気……………0.08t

電 力……………11kwh

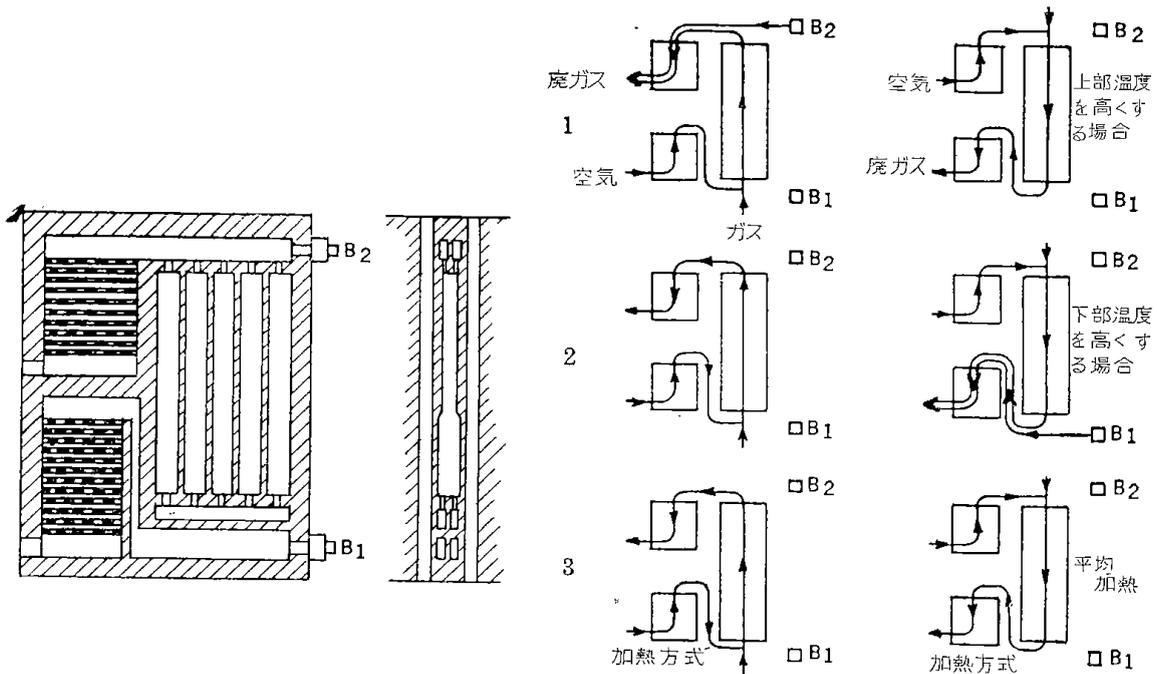
工場用水……………1 m<sup>3</sup>

労 力……………0.042人

Bruay 型の水平炉はトルコ、西ドイツ、英国にも建設され操業を行なっている。

#### 1-2-4 Heinrich Koppers式竖型炉<sup>1)</sup>

弱粘結瀝青炭又は褐炭を中温乾留して都市ガスを製造する方法で、Heinrich Koppers社が1920年に大規模装置をSilesiaのGletzに建設したのが企業化の初であった。この工場は上部Silesiaの高揮発分弱粘結瀝青炭の乾留を目的とするもので炉の大きさは、炉室の高さ11.5m、長さ3.5m、頂部の幅0.25m、頂部から5.7mにおける幅は0.35m、底部では0.35mである。炉室壁は耐火煉瓦で張られているが、焰道はシリカである。自動切換装置によって加熱ガスは焰道内で上と下に通過方向が変えられるように出来ている。焰道の配置、ならびに蓄熱室と炉室との関係を第30図及び第31図に示した。



第30図 蓄熱室の加熱方式

第30図は補助バーナーによって、炉室の上か下の温度を片方よりも高くしたり或は炉全体の温度を平均化するため上部蓄熱室と下部蓄熱室に余分の熱を供給する例を図示したものである。15ある炉室の頂部にコール・バンカーが設けられていてホッパーに石炭が落下して炉室に石炭が供給され、コークスは底部のホッパーに落される、半成コークスは消火車に載せて消火場に運ぶ。

コークスが排出装置に入る前に予め冷却するため、炉室から出るガスの一部（タールやガ

- 1) a. U. S. Bur. Mines, Infor. Circ, 7490. (1949).
- b. H. H. Koppers and A. Karl: Journal of Mines, Metals. & Fuels, pp. 216-220. (1959).
- c. Morgan: Text book of American gas practice. 2d ed. vol. 1.
- d. 大山剛吉. 宇部炭の性状・ガス化と燃焼。コロナ社 (昭27)
- e. A. Thau, Brennstoffschwelung, S. 124-128, Bd.1. (1949).

ソリンを除いたもの)を底から吹き込む。コークスに含まれている水が水蒸気となり循環ガスに水性ガスを混入することとなる。

炉及び蓄熱室はコークス炉ガス又は発生炉ガス(3—20mm粒度のコークスを使用)によって加熱する。

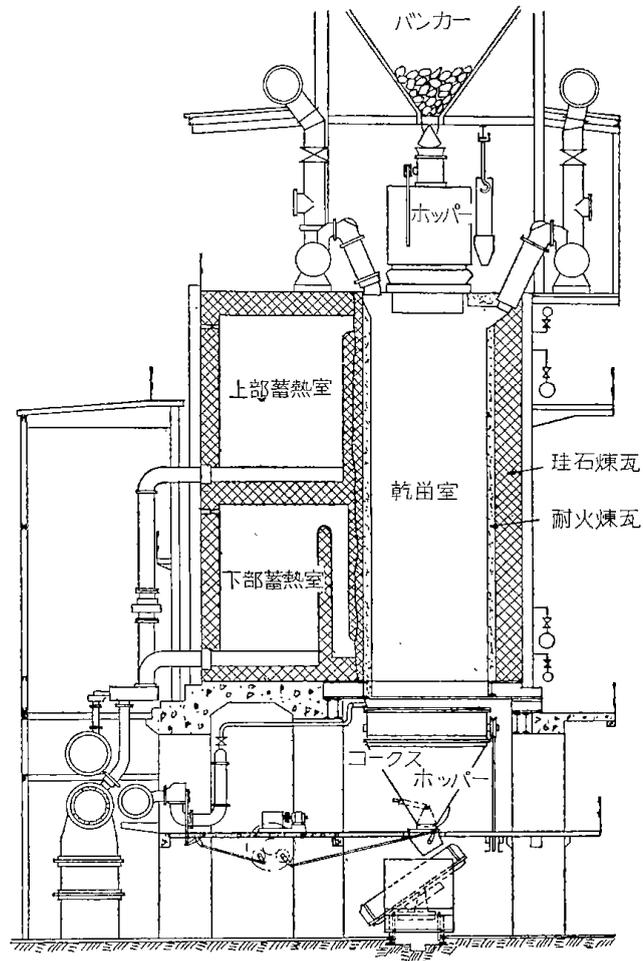
炉から出たガスは2本の直立パイプを通して主冷却器及び間接冷却器(機械的、電気的タール分離器を含む)え行く。

アンモニアを最終冷却器で回収する。ここを出たガスはガソリン吸収塔を経てガス・ホルダーに行く。

操業成績(原料炭の処理量25t/日)

原料炭 上部Silesiaの高揮発分  
瀝青炭

1. 原料炭の性状  
水分…5%, 灰分…7%
2. 半成コークスの収量…64%  
(水分3%を含む)
3. 半成コークスの揮発分含有量…3%
4. 低温タールの収量…9.2%
5. ガソリンの収量…0.8%
6. 生成ガス収量…300Nm<sup>3</sup>/t  
発熱量…1250—4500kcal/Nm<sup>3</sup>
7. 乾留所要熱量…550kcal/kg



第31図 Koppers式縦型炉

Heinrich Koppers 社が主張する本法の特徴をあげると次の通りである。

1. 鉄製レトルトを使用する低温乾留法では乾留温度を600°C以下で行なわねばならない。  
これはレトルトの局部加熱をさけるため、比較的小型の炉室を使用しなければならない。然し本法ではこの必要がない。
2. 本法の低温タール及びガスの品質がすぐれている。

3. ガスの収量が大であり且半成コークスの強度も大である。
4. 熱効率が大きいである。
5. 半成コークスの揮発分が少ないので反応性はレトルトの半成コークスに比して大である。

1942年に Oheim 炭鉱から注文を受ける前に Heinrich Koppers が建設したこの型の乾留炉としては、石油コークスの煨焼用として Erftwerke A. G. Grevenbroiche に建設され、乾留温度700°Cで卵型成型物を使用するものであった。南フランスの Mines de Bruay のものは乾留温度700°Cで弱粘結性の高揮発分瀝青炭を原料とした。オランダ、オーストラリア、ポーランド、英国などで多数建設が行なわれ、わが国においては宇部興産が操業を行なっている。

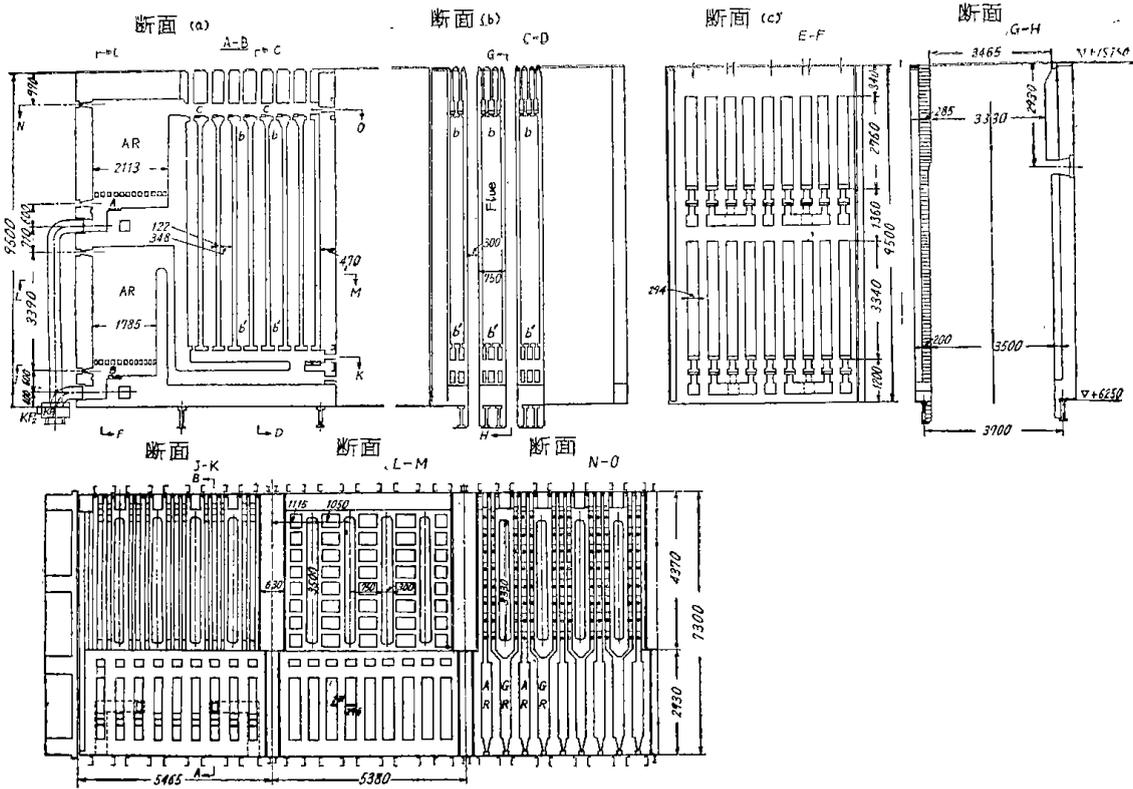
### 1-2-5 宇部興産株式会社の Koppers式 堅型炉

同社はアンモニア合成ガスを製造する目的で Koppers 式堅型炉を建設し、昭和9年以降引続いて操業を行っている。Koppers式堅型炉を採用した理由として次の事項があげられる。

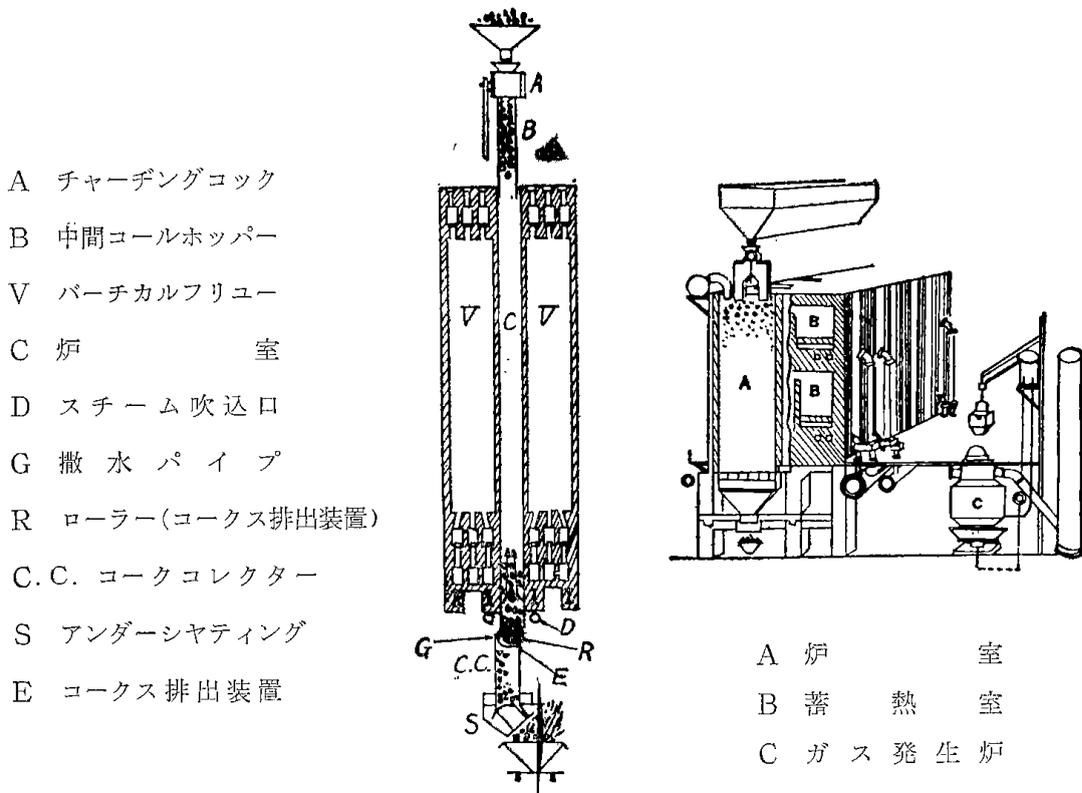
1. 宇部炭の灰分が低融点であるため本方式は炉内温度を一定に保持することが出来、クリンカーの生成を防ぐのに適している。
2. 宇部炭のコークスは反応性が大きで、炉底から水蒸気を吹込んで水性ガス化反応を起させるのに適している。
3. 宇部炭は不粘結性で碎け易く内熱式を採用すれば炭塵による作業故障を起し易い。又水分含有量が高いので内熱式では石炭が急熱を受けて碎け易いが本方式では石炭が徐熱を受け破砕が少い。

乾留室は長さ3.5m、幅0.3m、高さ9.5m（内容積10m<sup>3</sup>）の大きさを有しその4室で1ブロックをなすもの8ブロック（計32室）と、別に6室で1ブロックをなすもの6ブロック（計36室）を有し、炉室合計68室である。

蓄熱室内の室数は1ブロック当り9室（炉室4室ブロックの場合）と8室（炉室6室ブロックの場合）がある（第32図）。炉室の中心線上にガスの蓄熱室を、それらの中間に空気の蓄熱室を設け、ガス蓄熱室4室、空気蓄熱室5室（炉室4室ブロックの場合）をもって蓄熱室の1ブロックをなしている。石炭はバンカーよりチャージコック（a）を経て中間ホッパー（b）より炉室（c）に装入されて乾留が行なわれ赤熱コークスは炉室下部（d）より来る多量の水蒸気と反応して水性ガスを発生し、又コークス自体が消火される（第33図）。乾留生成ガスと水性ガスとの混合ガスを生産することが本方式の特徴である。他の型式の炉では原料炭に対して20%程度の水蒸気を吹込んでいるが、本法ではコークスの高度の反応性を有効



第32図 宇部興産 Koppers 式炉室断面図



第33図 装炭及びコークス排出装置とガス発生炉

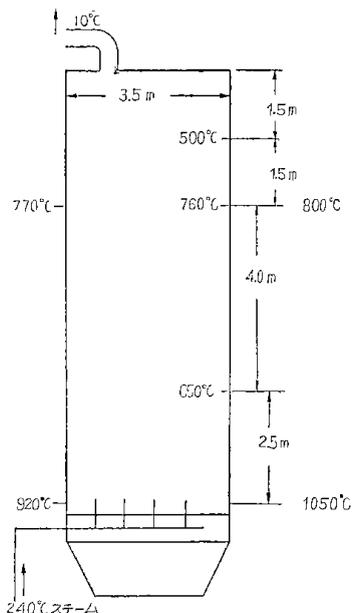
に利用し水性ガスを発生させるため50~60%にも及ぶ多量の水蒸気を吹込んでいる。

原料炭の粒度は30—60mmを適当とし、通気抵抗を小にしてガス生成を促すために粉炭を混入しない方が望ましい。本炉は水素及び一酸化炭素に富むガスを生産するのが目的であるから、このためには炉室温度を出来るだけ高く保つことが望ましい。操業当初においては焙道（底部）温度1250~1300°Cで運転したが装炭開始後約20日後において炉室内部にクリンカー融着が著しく増えたため操業を中止した。従ってその後の操業における焙道最高温度は底部において1000°C、頂部において900—1000°Cを常用温度と定めた。宇部炭の灰分融点は還

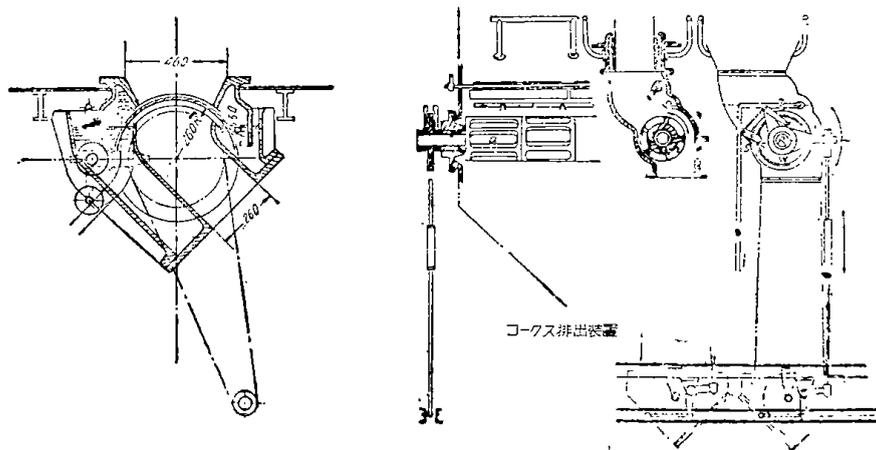
元気流において1050°Cという実測値が出ている。堅型炉の温度分布を第34図に示した。

宇部炭のコークスは不粘結性であり又碎け易い特性があるから、コークス排出装置はこれに応ずるよう特別の構造機能を備えている（第35図）。コークス排出機の表面にシャフトに沿った溝孔（a）を設け、その回転によって細小コークスをも排出出来る。

シャフト（R）に固定されたラチェットホイール（W）は、シャフト（R）にルーズに取付けられたレバー（L）の下方動により、フリクションシュー（S）にて回転され、つぎにレバー（L）の上方動によりラチェットホイール（W）を動かすことなく元の位置にかえる。コークス排出口は水封し水蒸気圧100mmに耐えるようになっている。



第34図 炉の温度分布



第35図 コークス排出機構

## 操 業 成 績

### 1. 原料炭の性状, (%)

工業分析	種 類	水 分	揮 発 分	固定炭素	灰 分	発 熱 量 (kcal/kg)
	宇部炭 (五段)	10.79	45.18	39.09	15.73	6300
宇部炭 (大派)	8.08	38.38	28.08	33.54	5320	

元素分析 (%)	種 類	炭 素	水 素	酸 素	硫 黄	窒 素	灰 分	水 分
	宇部炭 (五段)	62.94	4.97	14.25	0.93	0.86	16.05	10.39
宇部炭 (大派)	46.74	4.21	10.47	3.14	0.57	34.85	8.09	

### 2. 半成コークスの性状

	工業分析 % (無水)			固定炭素 灰 分	固定炭素消費率
	灰 分	揮 発 分	固定炭素		
原 料 炭	16.5	44.0	39.5	$\frac{39.5}{16.5}=2.40$	$\frac{2.4-2.02}{2.4}=15.8\%$
半 成 コークス	31.3	5.0	63.7	$\frac{63.7}{31.3}=2.02$	

前述の如く宇部炭は水分, 揮発分が多く又不粘結性であるから堅型炉内では碎け易く半成コークスの粒度は概ね細かい。

半成コークスの粒度	重 量 (%)	水 分 (%)	灰 分 (%)
6.5 分 以 上	17.3	8.37	50.72
6.5 分 ~ 3 分	36.7	10.05	38.09
2 分 ~ 1.5 分	19.0	10.47	39.01
1.5 分 以 下	27.0	11.57	38.63

半成コークスは炉底で撒水されるから放置条件によって水分含有量に相違があるので, 試料を 3 群に分けて発熱量を測定した数値を次に示す。

水分 % 範囲	水 分 (%)	揮 発 分 (%)	固定炭素 (%)	灰 分 (%)	発 熱 量 kcal/kg
A 群 (7.50—8.49)	8.06	5.90	41.76	44.28	3650
B 群 (8.50—9.50)	8.96	6.19	43.35	41.56	3860
C 群 (9.51—10.5)	9.94	5.24	45.89	38.93	3990

### 3. 低温タールの性状

灰分15%の宇部炭による低温タール類の収量

低温タール……………8.0%,

重油吸収の粗軽油……………0.8%,

ガス分離器軽質油……………0.1%

分析結果

物理的性質		組成 (%)		分留試験 (%)	
比重	(15°C) 1.040	遊離炭素	2.0	~170°C	1
比粘度 エングレー	(50°C) 3.12	パラフィン	12.8	170~230°C	11
引火点	110°C	酸性油	30.0	230~270°C	20
発熱量	9500kcal/kg	硫黄	0.56	270~360°C	46
				ピッチ及び損失	22

各留分の分布とその性状

留分	水分	~170°C留分 (軽油分)	170~230°C留分 (中油分)	230~270°C留分 (重油分)	270~350°C留分 (含蠟油分)	全留出
1) 全タール 量に対する留 出 (%)	1.9	0.79	9.58	19.30	45.4	77
2) 各留分の性状						
比重	—	—	0.972 (23°C)	0.981 (23°C)		
酸性油 (%)		10% NaOH 可溶分 38.6	33.2 (比重1.042 (26°C))	32.8 (比重1.058)	※24.0	
塩基性油 (%)		10% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 可溶分 2.6	3.2	1.8	※0.5	
中性油 (%)		58.8	60.0 (比重0.92 (26°C))	62.8 (比重0.928)	※72 (比重0.932 (28°C))	
硫黄分			0.532	0.493		

※パラフィンを抜いた重油につき

酸性油 170~290°C留分の成分分布

~191°C留分 (フェノール留分) …………… 1—2%

191~203°C留分 (クレゾール留分) …………… 20—23%

203~227°C留分 (キシレノール留分) …………… 24—36%

227°C~留分 (高沸点酸性油) …………… 41—44%

51

4. 生成ガスの性状 (焙道温度1300°Cの場合)

焙道温度※			石炭 装入量 t/日	石炭組成% (無水基準)			ガス生成量 (N.T.P)		ガス成分 (%)			
平均	最高	最低		灰分	揮発分	固定炭	Nm <sup>3</sup> /t	Nm <sup>3</sup> /日	CO	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>
1340 (1040)	1430 (1130)	1200 (935)	117.95	13.54	46.09	40.39	515	60,800	29.2 18.6	15.2 15.8	41.5 33.4	—
1200 (970)	1320 (1160)	1030 (860)	112.7	13.00	45.63	41.37	477	56,270	27.2 17.5	15.6 23.6	44.8 38.9	—
1130 (990)	1350 (1100)	870 (890)	109.2	17.80	43.26	38.94	452	49,400	26.4 14.9	19.6 31.0	37.6 33.8	—

※ 底部焙道温度を示し括弧内は預部焙道温度を示している (第3号ブロックの温度)。

5. 熱精算 (装入石炭1kgにつき)

保 有 熱	入 熱		出 熱	
	kcal	(%)	kcal	(%)
装 入 炭	5562	83.2		
加 熱 用 ガ ス	699	10.3		
燃 焼 用 空 気	4	0.1		
送 入 ス チ ーム	421	6.3		
半 成 コ ー ク ス			2639	39.5
生 成 ガ ス			2034	30.5
生成ガス中のスチーム			193	2.9
タ ー ル			722	10.8
軽 油			102	1.5
燃 焼 廃 ガ ス			147	2.2
輻射及び伝導損失			849	12.6
	6686	100.0	6686	100.0

1-2-6 Fuel Research Board式<sup>1)</sup>

英国燃料研究所において考案したもので能力はレトルト1本当たり約3t/日である、レトルトは長さ21ft, 断面上部において6ft6in×7in, 下部で6ft10in×11inの鑄鉄製レトルト2本を以て1基としレトルト下部にDuckham式コークス排出装置が取り付けられている。

1) a. 燃研彙報第4号

b. Gentry: Technology of Low Temperature Carbonization. p. 223-31.

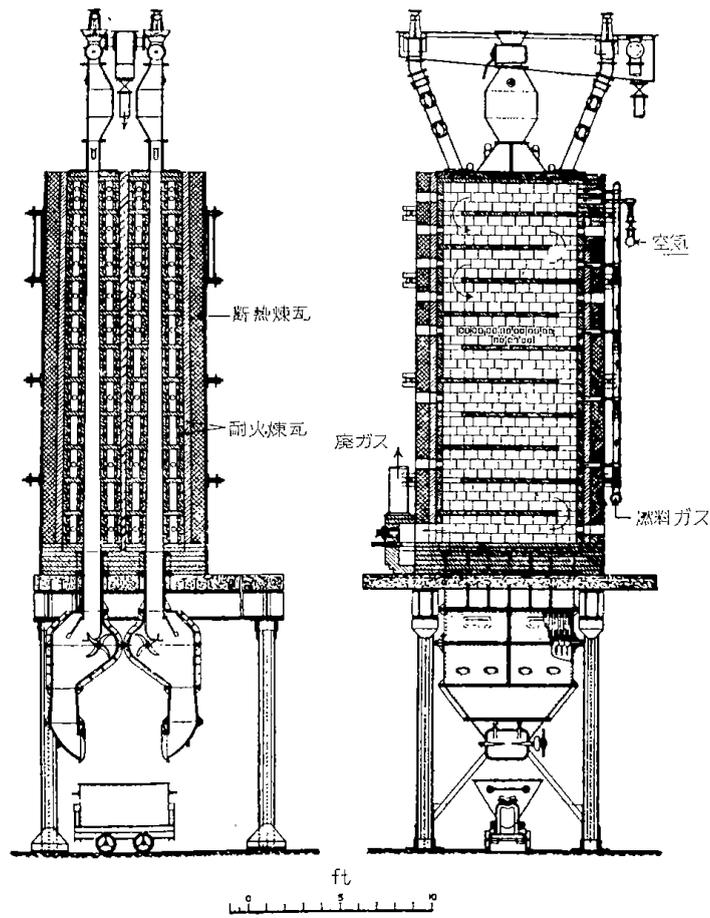
c. A. Thau: Schwelung von Braun-und Steinkohle. p. 666-8.

d. W. A. Bone & G. W. Himus; Coal its constitution and uses, p. 391. (1936).

加熱はガスの燃焼により、ガス噴出口は煉瓦壁に沿って直立に数段設けられ、燃焼ガスはレトルト下部からレトルト壁に沿って上昇し上部より煙突に逃げる。

操業成績

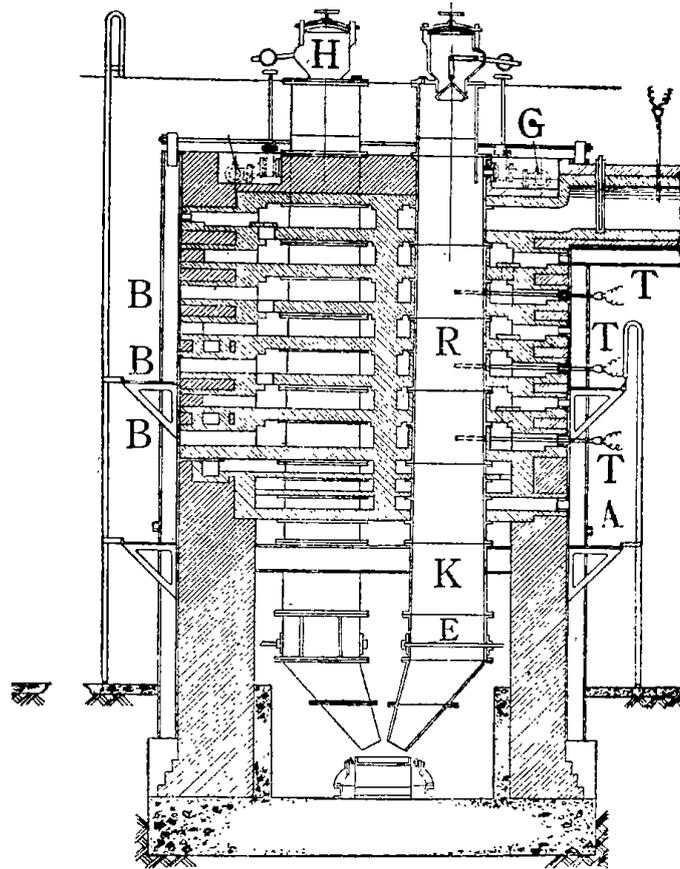
1. 原料炭 Durham 切込炭
2. 乾留温度……………625°C
3. 処理量……………2.69t/レトルト/日
4. 低温タールの収量……………11.1gal/t
5. 生成ガス収量……………5420ft<sup>3</sup> (710 B. T. U/ft<sup>3</sup>)/t
6. 半成コークスの収量……………1800lbs/t
7. 半成コークスの性状
  - 揮発分……………6.9% (粒度 $\frac{1}{2}$ in以上)
  - 8.3% ( " " 以下)
  - 粒 度 粉コークス……………18.8% ( $\frac{1}{2}$ nふるいを通過)



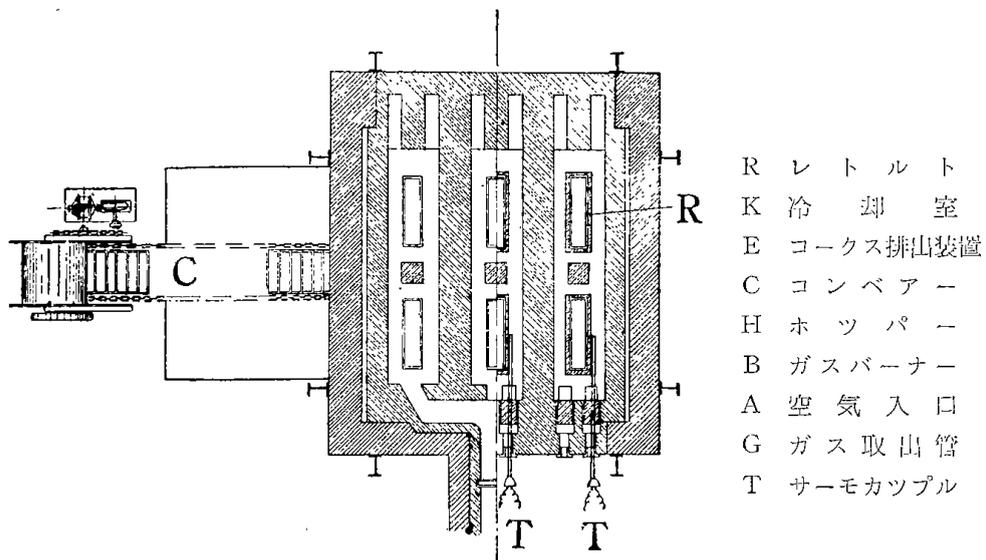
第 36 図英国燃料研究所式炉

1-2-7 燃研式低温乾留炉<sup>1)</sup>

この炉は大正13年頃試験用として旧商工省燃料研究所に設置されたものである。能力は約



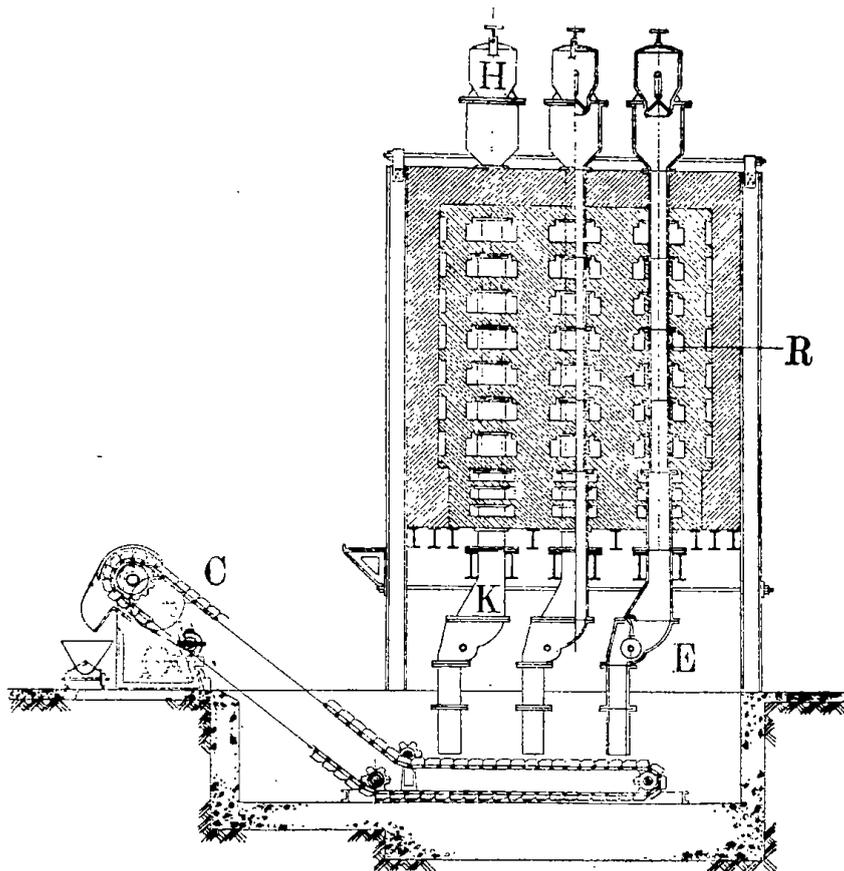
第37図 (a) 燃研式乾留炉



- R レトルト
- K 冷却室
- E コークス排出装置
- C コンベアー
- H ホツパー
- B ガスバーナー
- A 空気入口
- G ガス取出管
- T サーモカップル

第37図 (b) 燃研式乾留炉及びコークス排出装置

- 1) a. 燃研試験報告 第9号
- b. " " 第1号
- c. 燃研彙報 第4号



第 37 図 (c) 燃研式乾留炉横断面図

6 t/日である。

構造は第37図に示す如く直立レトルト 6 本を配列したものでレトルトの材質は鑄鉄製で肉厚19mm, レトルトの断面は長方形で上部において102mm×711mm, 中央において127mm×762mm, 下部において152mm×813mmである。

加熱はガスの燃焼によるもので, バーナーは 9 個使用し炉の前面に装備されている。燃焼ガスは 7 段の水平焰道を前後に通過して後煙突に導かれる。燃料ガス吹込みは下部より第 1 第 3, 第 5 の 3 焰道においてのみ行なわれる。燃焼生成ガスはレトルト両側の水平焰道を通って背面炉壁に達し, これより上段焰道に昇って方向を変えて前面炉壁に向って進みここで再び上段の焰道に移り同時に新に燃料ガスが補給されて背面炉壁に向う。数回このようにして第 7 段焰道より煙突に向う。

レトルトの外面は全部厚さ 32mm のカーボランダム煉瓦で被覆し燃焼ガスが直接レトルトと接触するのを避け, 又バーナー噴出口直前に耐火煉瓦柱を設けて, 燃焼ガスの燃焼によって発生する高熱が直接レトルトに伝播するのを防いでいる。又各焰道には各々ダンパーを設けて焰道内温度の調節に便利なようにしてある。半成コークスの急激な消火を避けるため冷

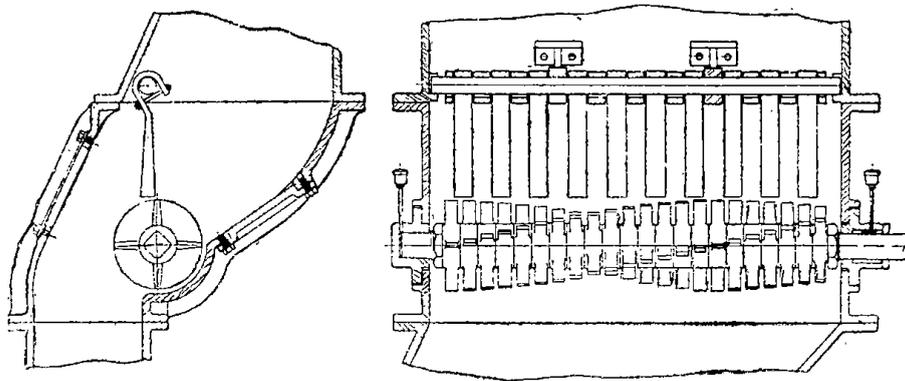
却室を設けてある。その大きさは断面において200mm×820mm, 高さ1620mmで上方より下方に向って幾分の拡りをつけてある。この内容積は0.312m<sup>3</sup>でレトルトと概ね同一になっている。

冷却室の下半部は壁を隔て、直接大気に触れているが、上半部には冷却室の壁に空気道を設けてこれに空気を循環させて内部の半成コークスを冷却する。これがため空気は予熱されて加熱用ガスの燃焼用に供される、空気道にもダンパーを置いて空気の通過量を調節する。

更に冷却室内において半成コークスの冷却を促進するため及び乾留中レトルト内に吹き込む蒸気の過熱を行なう目的で冷却室の中部に蒸気吹込口が設けられている。

#### コークス排出装置

排出装置は冷却室の下部に設け、その構造は第38図の通りであり、上部に棒状の鑄鉄製重錘を吊し、半成コークスが自然に落下するのを防ぐ。その下方に多数の十字形鑄鉄突起を1本の回転軸に取付け各々その角度を変えて螺旋状を形成させたものである。



第38図 コークス排出装置

排出装置はレトルト毎に各1個を有しているが、其の回転軸はウォーム・ギアに依って1個の主軸に連結させ、1個のモーターで全部の排炭装置を同時に動かす構造となっている。回転速度は減速機で調節し2—7 r. p. m.となる。

#### 作業法

この炉は機械力に依って作業されるよう設計されているので人力を要することがすくない。

排出機によって半成コークスが冷却室外に排出される速度は原料石炭の性質、乾留温度によって変化するのは当然であるがこの炉ではレトルト内の石炭が約8hrで乾留を終るよう操作を行なった。

半成コークスの降下の困難な場合は上端に設けた孔からポーキングを行なう。

試験成績

試料炭の粒度……………12mm—50mm

乾留温度……………最高500°C (温度範囲480—600°C)

乾留時間……………約7 hr (毎時裝炭量30kg)

1. 試料石炭の性状

	炭種名	水分 (%)	灰分 (%)	揮発分 (%)	固定炭素 (%)	発熱量 (kcal/kg)
工業 分 析	高坂南坑炭	5.45	18.09	41.63	34.83	5855
	綴本坑炭	4.34	18.91	43.38	33.37	5978
	沖ノ山五段炭	10.79	14.03	49.23	25.95	5620
	大根土炭	3.82	17.32	36.54	42.32	6383
	撫順炭	5.56	13.45	37.69	43.30	6506
	雄別炭	3.24	20.12	42.13	34.51	6007
	幌内炭	3.41	10.49	40.77	45.33	7035

	炭種名	水分 (%)	灰分 (%)	炭素 (%)	水素 (%)	酸素 (%)	硫黄 (%)	窒素 (%)
元 素 分 析	高坂南坑炭	5.89	18.65	58.46	5.06	8.64	2.67	0.63
	綴本坑炭	5.00	19.13	58.56	5.02	7.72	4.01	0.56
	沖ノ山五段炭	10.39	14.38	56.40	4.45	12.78	0.83	0.77
	大根土炭	4.12	16.93	62.17	4.72	10.48	0.61	0.97
	撫順炭	5.69	13.55	63.55	5.03	10.56	0.61	1.01
	雄別炭	3.33	20.37	60.00	5.22	10.01	0.30	0.77
	幌内炭	3.51	10.53	69.22	5.60	9.21	0.50	1.43

2. 乾留成績

		高坂南坑炭	沖ノ山五段炭	大根土炭	撫順炭	雄別炭	幌内炭
原	料炭 (%)	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
重 量 精 算 wt (%)	半成コークス (%)	61.50	59.77	68.46	66.13	69.88	70.29
	低温タール (%)	12.20	7.78	11.26	11.68	11.02	15.38
	ガス軽油 (%)	0.29	0.26	0.21	0.38	0.30	0.44
	ガス液 (%)	15.95	19.70	12.04	16.50	9.97	10.94
	ガス (%)	12.42	9.76	8.69	10.11	8.24	6.31
	差 (%)	-2.36	2.73	-0.66	-4.80	0.59	-3.36

### 3. 半成コークスの性状

炭 種 名		灰 分 (%)	揮 発 分 (%)	固 定 炭 素 (%)	発 熱 量 kcal/kg	着 火 温 度 (°C)
工 業 分 析	高 坂 南 坑 炭	30.34	9.10	60.56	5943	391
	沖ノ山五段炭	24.37	10.71	64.92	6457	386
	大 根 土 炭	23.36	8.94	67.70	6443	413
	撫 順 炭	14.70	6.65	78.65	6879	360
	雄 別 炭	28.47	15.95	55.58	5556	330
	幌 内 炭	14.50	7.41	78.09	6867	287

	大 き さ	重 量 (kg)	分 布 (%)
半 成 コ ー ク ス の 粒 度	6 分 目 以 上	4,320	31.73
	4 ~ 6 分 目	2,438	17.91
	2 ~ 4 分 目	4,335	31.84
	2 分 目 以 下	2,520	18.52
	計	13,613	100.00

### 4. 低温タールの性状

炭 種 名	比 重 (30°C)	粒 度 (Redwood)		ア ル カ リ 可 溶 分 (vol%)	パ ラ フ ィ ン 含 有 量 (%)	発 熱 量 kcal/kg
		20 度	50 度			
高坂南坑炭	0.9680	587秒	55.5秒	34	3.95	9873
沖ノ山五段炭	0.9668	450	52	36	4.25	9398
大根土炭	0.9823	720	59	38	3.41	9335
撫順炭	0.9695	583	63	34	4.02	9439
雄別炭	0.9453	246	48	29	7.65	9578
幌内炭	0.9656	574	58	31	3.34	9249

#### ガス軽油の性状

比重……0.77—0.79, 発熱量……11,000kcal/kg

沸点範囲……50—200°C (100—150°Cにて大半を留出)

### 5. 生成ガスの性状 (%)

CO <sub>2</sub>	C <sub>m</sub> H <sub>n</sub>	O <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	N <sub>2</sub>	真の発熱量 kcal/Nm <sup>3</sup>
6.1~21.3	3.9~6.0	0.8~2.4	7.5~10.2	19.3~24.6	38.6~48.6	4.1~10.4	5582~6672

## 6. 乾留所要熱量

燃料ガス消費量 Nm <sup>3</sup>	単位熱量 kcal/Nm <sup>3</sup>	全熱量 kcal	石炭処理量 t	石炭t当り乾留 用燃料 kcal
140.6	1,013	142,428	0.198	719,333
147.1	911	135,185	0.198	682,753
156.1	901	140,646	0.198	710,333
157.6	866	136,482	0.198	689,303
180.0	855	153,900	0.198	777,273
180.3	855	154,157	0.198	778,571
169.1	913	154,388	0.198	779,737
—	—	計 1,017,186	1.386	773,900

### 1-3 外熱式回転乾留炉

#### 1-3-1 Disco式<sup>1)</sup>

米国のC. B. Wisnerの考案した炉をPittsburgh Consolidation Coal., Co.の子会社であるDisco., Co.が企業化したものである。

C. B. Wisnerは粉炭を外熱式の回転レトルトに入れて300°Cに熱すると粉炭は煉炭化することを発見したのがこの方法の端緒となった。米国のPittsburgh附近に工場を完成しその能力は石炭1000t/日と称せられている。

第39図はDisco法の工程を示したものである、乾留炉は4つの部分に分れている即ち、(1)予熱器(2)乾留筒、(3)中間留、(4)コンベアーである。燃焼炉で乾留ガスの一部を燃焼しこれにすでに加熱に使用した燃焼ガスを循環混入し550°Cとする。乾留筒外壁を通過するガスの速度は3500ft/minである。乾留筒加熱管を出る温度は450—480°Cである。この燃焼ガスを予熱に使用する、予熱器の温度は約100°Cとなる。

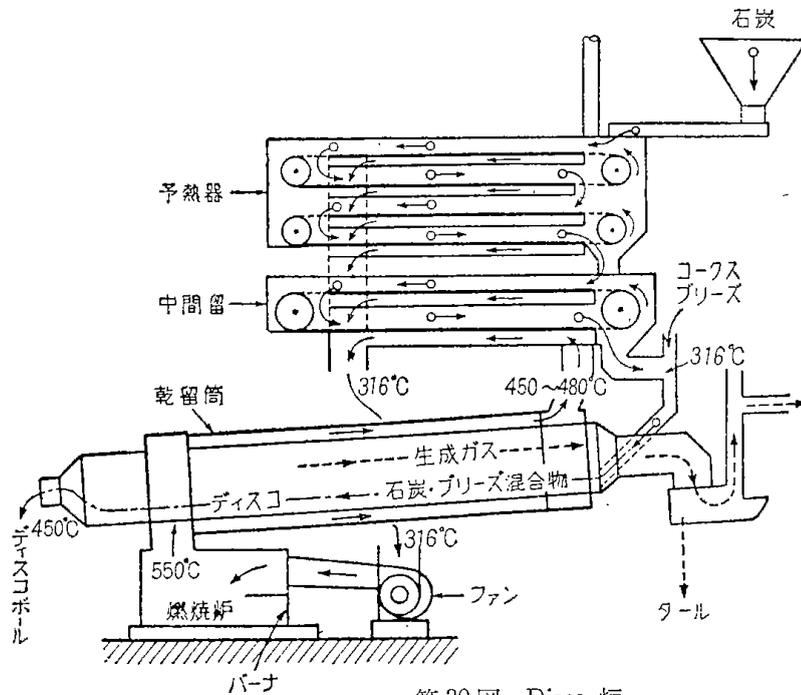
予熱器は4段の鑄鉄製の炉床からなり、 $\frac{3}{8}$ in以下に砕いた石炭を薄層にしてこの上に供給し、炉床上を動くエンドレス・コンベアで順次に運搬しながら約2hrで循環ガスによって間接に約316°Cに予熱する、中間留は同様な構造で供給量調節用の貯槽の役目をする。中間留を出た石炭は $\frac{1}{4}$ in以下の予熱された粉コークスを適量混じて乾留筒に入れる。乾留筒は鋼鉄

1) a. Coal, Coke and Coal Chemicals, Chemical engineering series, p. 423 (1950).  
Mc Graw-Hill book Company.  
b. Ind, Eng, Chem, p. 858-859 July, (1941).

製で静置炉の中でゆっくりと回転し、そのまわりを3500ft/minの高速で流れる循環ガスの顕熱で加熱される。この間に石炭は熔融し、混捏作用と回転作用とを受けて石炭と粉コークスとは互に固結されて大小さまざまな球に成長し下方の端から約450°Cで取出される。

全工程を通じて加熱用循環ガスが石炭に接触することなく、ガスの温度は燃焼炉で生成ガスを補給して燃焼させその出口温度を550°Cに維持する。

乾留に必要な熱量は石炭1kg当り340kcal、石炭と粉コークス混合物kg当り270kcalである。



主製品である Disco コークスの収量は石炭に対して71%、品質は揮発分15—17%、灰分10%、発熱量約7280kcal/kg、気孔率41%、落下強度50mm指数約70で6in以上の大塊は破碎し、また粉は乾留筒にもどし、1~2in又は1~6inのものが市販され媒煙防止法の適用されている Pittsburgh 附近の無煙燃料として主に用いられている。

第39図 Disco 炉

操業成績

1. 原料炭と半成コークスの組成

		石 炭 8 mesh	Disco コークス
工業分析 (%)	揮 発 分	37.5	17.0
	固 定 炭 素	54.5	72.8
	灰 分	8.0	10.2
	硫 黄	2.20	2.10
発 熱 量 B.T.U/lb		13,710	13,100
灰 の 融 点 (°C)		1,176	1,176
見 掛 け 比 重			0.856
真 比 重			1.456
気 孔 率 (%)			41.2
落 下 強 度 指 数 50mm			71.5
重 量 ft <sup>3</sup> /lb			33.2

2. 低温タール及び生成ガス（高温乾留との比較）

		乾 留 方 式	
		Disco式	高 温 乾 留
生 成 ガ ス	収 量 ft <sup>3</sup> /t (乾燥炭)	3,640	11,000
	ガ ス 余 剰 量 ft <sup>3</sup> /t (乾燥炭)	546	5,800
	発 熱 量 B.T.U./ft <sup>3</sup>	415	500
	比 重 (空気 = 1)	0.95	0.38
	窒 素 含 有 量 (vol%)	50	5
	硫 安 lb/t 乾 燥 炭	0	25
軽 油	収 量, gal/t 乾 燥 炭	1.4	3.3
	トルエン収量, gal/t 乾 燥 炭	0.2	0.6
タ ー ル	収 量, gal/t 乾 燥 炭	14.75	11
	タール酸の収量, gal/t 乾 燥 炭	1.22	0.31
	比 重 D $\frac{25}{25}$	1.14	1.18
	脱水タールの粘度, 50°C エングラー	85	38
	ピ ッ チ の 軟 化 点	82	47

粗タール100galからの収量

タール酸油	28gal
クレオソート油	25gal
燃焼ピッチ	19gal
ピッチ・コークス	204lb

3. Disco 法の熱精算

入 熱

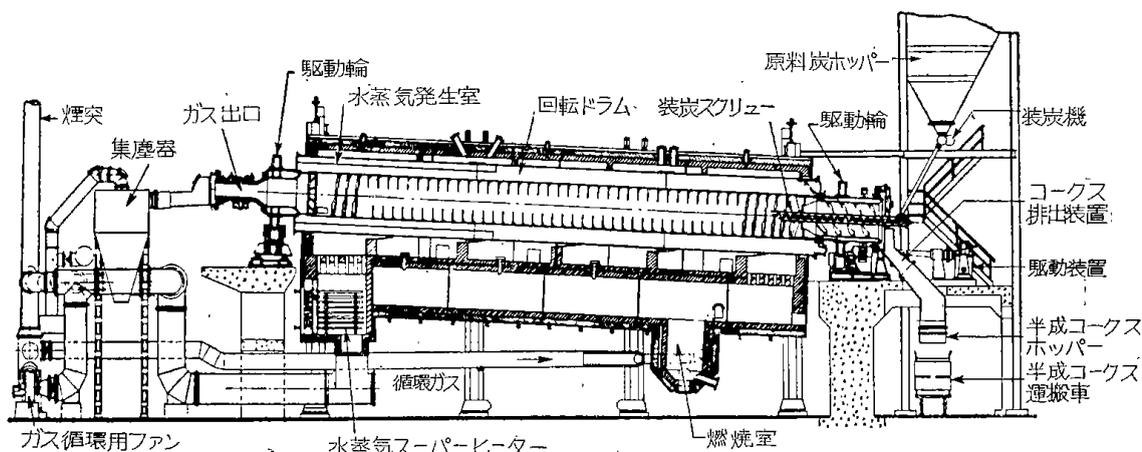
	乾留筒に供給する石炭と 粉コークス (B. T. U/lb)
加熱用燃焼ガス	478
空気及び水蒸気の顕熱	60
合 計	538

出 熱

製品の顕熱, 43,5%	234
燃焼ガスの持ち去る熱量 32,5%	175
輻射による損失 24%	129
合 計	538

### 1-3-2 K. S. G. 式<sup>1)</sup>

K. S. G. 式 (Kohlenscheidungs-Gesellschaft) はドイツで開発された方法であるが、米国で最大の低温乾留工場がこの方式を採用した。この工場はレトルト8本で生産能力650t/日であった。レトルトの寸法は長さ85ft, 直径5.5ftである。乾留は2段階で行なう。即ち装入原料炭を軟化する直前まで第1段階で予熱し次で乾留筒に落下して乾留を完結する。半成コークスは乾留筒の傾斜した側から取出されるが概ね球状をなしている。レトルトの回転数は $\frac{3}{4}$ r. p. m. である。乾留筒内の温度を厳密に調節して粘性によって所謂“団子”が出来ないように注意する必要がある。レトルトの下部に設けられた燃焼室で水性ガスを燃やし、燃焼ガスはレトルトの周囲に設けた螺旋状の煙道に導かれてレトルトを加熱する。



第40図 K. S. G. 炉断面図

乾留所要熱量は 800B. T. U/lb と報告されている。

米国に導入される前にドイツでは一定粒度のコークスが製造されていた。米国では乾留時間、温度、熱分布状態を厳密に調節し一定粒度の半成コークスを製造することが不可能であることが解った。即ち生成コークスの約50%が粉状となるので米国での操業は中止してしまった。

尚本炉を採用した工場はドイツ Essen 近郊の Karnap の Mathias Stinnes 炭鉱、米国では International Carbonisation Corporation の New Brunswick 工場、英国では South Metropolitan ガス会社等であった。

操業成績 (Mathias Stinnes 炭鉱, 粉炭を原料)

#### 1. 原料炭の性状 (%)

1) a. Willson, Wells'. Coal, Coke and Coal Chemicals. p. 434. (1950).

b. 燃研彙報第4号

水分	揮発分	固定炭素	灰分
3.0	25.0	57.2	14.8

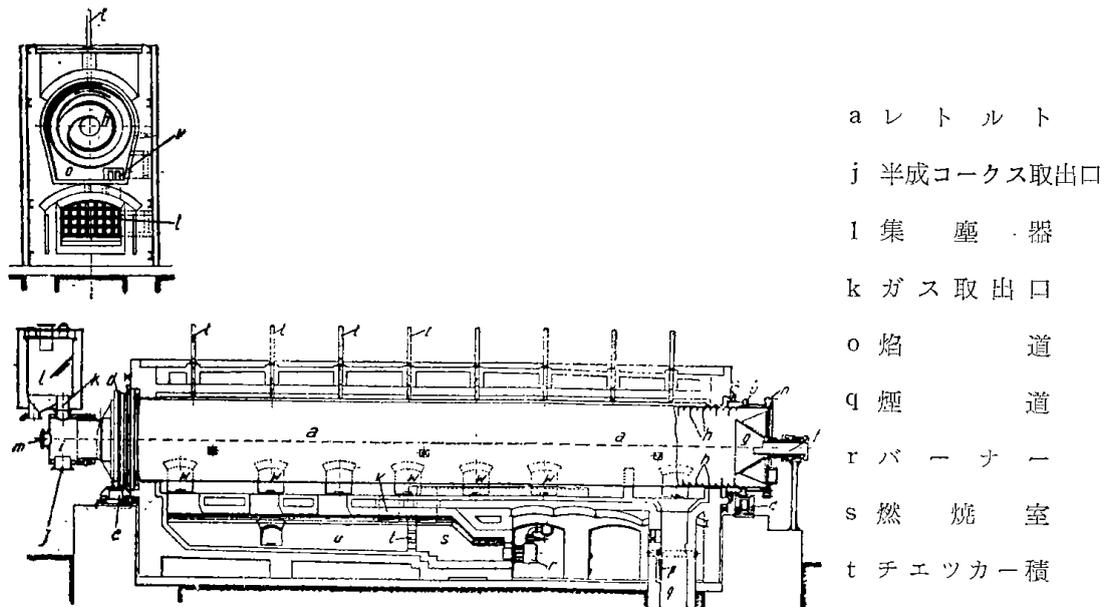
2. 乾留生成物の収量 (%)

半成コークス	低温タール	ガス揮発油	ガス
82.0%	5.05%	0.43%	69Nm <sup>3</sup> /t

1-3-3 Thyssen回転炉<sup>1)</sup>

ドイツのMühlheim-RuhrのThyssen会社が考案したものでHamburg市ガス工場に100t/日の乾留炉が設置され、我が国でも海軍燃料廠で50t/日の装置により試験した実績がある。

第41図に示す通りレトルトは水平円筒よりなり内部に螺旋状突起を有しこれによってレトルトの回転と共に石炭は漸次一定速度を以て前進する、100t/日の能力のレトルトは長さ約20m、直径2.5mであった。



第41図 Thyssen廻転炉

我が国の海軍燃料廠に設置されたレトルトは50t/日でレトルトの大きさは長さ16m、内径2mであった。回転速度は2min30secに1回転の割合で石炭の通過時間は約1.5hrであった。レトルトは両端におかれた各個のタイヤに依り支持され、排炭側のタイヤ1台は更に之に直角に置かれたローラー上に据えられ熱膨脹によるレトルトの伸びに応じ自由に回

1) 燃研彙報第4号

53

転する。

レトルトの加熱は炉の下段前面にある噴出孔12個を有する2個の主ガスバーナーと上段炉側に備えた噴孔4個を有する副ガスバーナー1個に依り行なわれる。炉は耐火煉瓦で築造され上下2段よりなっている。下段に噴射された火焰は後部に流れる途中耐火煉瓦の仕切り板を有する4個の通路を経て上段加熱室に分布しレトルトを均一に加熱し前部に戻って煙突に逃がれる。

### 操 業 成 績

海軍燃料廠では次の性状の新原塊炭二種を原料として乾留試験を行なった、試料炭の粒度は75mm以下であった。

#### 1. 原料炭の性状

工業分析 (%)	水分		揮発分		固定炭素		灰分	
		2.4		39.8		42.8		15.0

元素分析 (%)	炭素	水素	窒素	硫黄	酸素	灰分	発熱量 (kcal/kg)
		66.7	4.9	1.1	0.6	9.7	17.0

#### 2. 収 量

		I	II	III	IV	V
乾留条件	処理量/24hr (t)	19.3	18.5	29.7	35.0	46.0
	乾留時間 (hr)	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
	乾留温度 (°C)	550	650	650	650	650
収量 (%)	低温タール kg/t	92.6	122.0	109.8	79.7	120.0
	半成コークス "	817.0	700.0	760.0	789.0	800.0
	生成ガス "	77	163	83	79	62

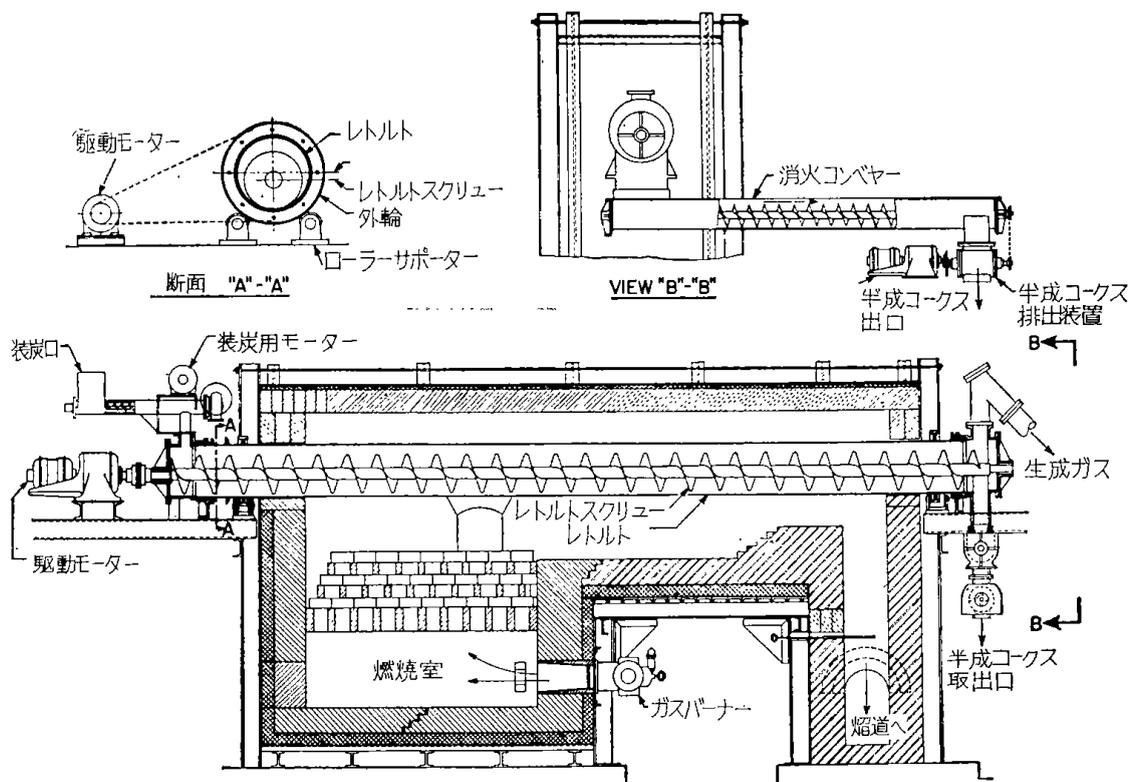
#### 3. 半成コークスの性状 (%)

		I	II	III	IV	V
水分		2.3	2.0	2.3	2.2	2.3
揮発分		15.5	11.3	13.6	15.5	17.7
固定炭素		58.2	63.2	59.8	59.2	57.5
灰分		24.0	23.5	24.3	23.1	22.5

## 1-4 レトルト内部に石炭移動装置を有する乾留炉

### 1-4-1 Hayes式<sup>1)</sup>

米国Allis-Chalmers Manufacturing CompanyがMoundville (West Virginia)に建設したもので、微粉炭を原料とする型式である。構造は第42図に示す如く特殊合金製のレトルト（内径17in, 長20ft）が両端の駆動装置によって支えられたものである。



第42図 Hayes式炉

石炭移動装置はスクリュウコンベヤ（外径16in）でギヤにより 1.5r. p. m. で回転する。石炭はスクリュウによって波動運動を起し一度端に達してから再びもどり、20ftの乾留筒内を理論的には220ft運動することになる。このため石炭はよく攪拌され20minの間熱せられたレトルトと良く接触する。石炭装入口の下方に設けられ加熱室で発生した加熱ガスによってレトルトが熱せられる。加熱室の燃焼ガスは上方の邪魔板に衝突してからレトルトを平均に加熱するよう考えられている。原料炭温度はレトルト入口で 595—705°C になるよう自動的に調節されている。

乾留に必要な熱量は 1100B. T. U/lbと報告されている。レトルト壁には炭素が沈着するので45日毎に除去しなければならない。半成コークスは石油ピッチで成型する。

1) a. Willson, Wells: Coal, Coke and Coal Chemicals, Chemical Engineering Series, p. 427. (1950).

b. Ind. Eng. Chem, vol. 33, No.7 p. 841-846.

操業成績 (Moundsville, West Virginia)

1. 原料炭の組成 (%)

水分	揮発分	固定炭素	灰分
2.4	38.0	50.9	9.85

2. 半成コークスの収量……………1392lb/t

3. 半成コークスの性状 (%)

水分	揮発分	灰分
1.0	9.2	13.5

4. タールの収量…………… 39.2gal/t

5. 生成ガスの収量……………4442ft<sup>3</sup>/t

発熱量…………… 938B. T. U/ft<sup>3</sup>

1-4-2 Carbocoal式<sup>1)</sup>

この方式は Charles H. Smith の考案によるもので、International Coal Products Corp. が特許を持ち、Clinchfield (Virginia州) に 600t/日の工場を建設し作業を開始したのがその後色々の理由によって工場が閉鎖された。

我が国では岩手県久慈鉱山に100t/日の装置を建設したが成功しなかった。

この方法は低温乾留炉と高温乾留炉を連結設置して低温乾留炉から出る揮発分7—10%の半成コークスに10%程度のピッチを加えて成型炭として高温乾留炉に装入し 1000°C 内外で乾留し所謂 Carbocalを製造するものである。

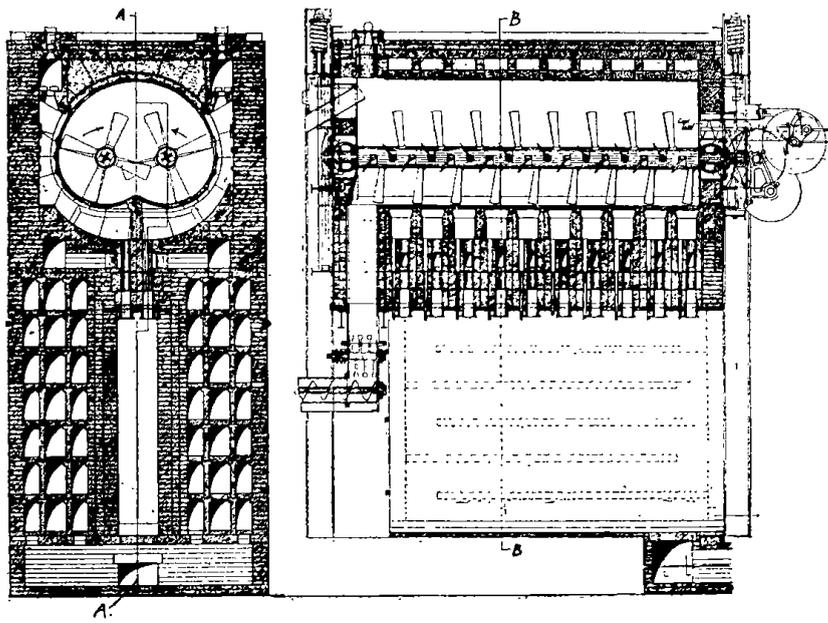
第43図 (a) に乾留炉を示したが、カーボランダムの内張を施した鉄製レトルトを横置したもので内部に攪拌装置を有している。

加熱はレトルトの外部より行ない、石炭は 1/4in 以下に粉碎したものを原料とした。乾留は 2—3 hr に終り直に成型炭として高温乾留炉に装入される。第43図 (b) に示す如く耐火煉瓦製傾斜炉で外熱によって 5—6 hr で乾留を終る。

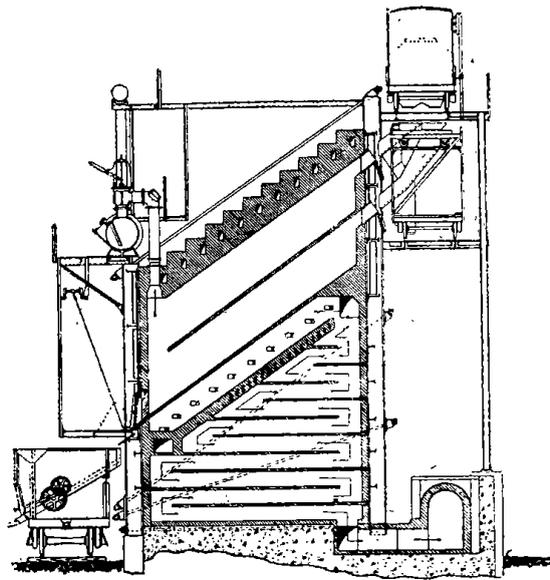
1) a. 燃研彙報 才4号

b. A. Thau: Schwelung von Braun-und Steinkohle. S. 298-308

c. A. Than: Brennstoffschwelung, S 156—160, Bd. 1. (1949).



第43図 (a) Carbocoal 第1次乾留炉



第43図 (b) Carbocoal 第2次乾留炉

操業成績

1. 原料炭とCarbocoalの性状 (%)

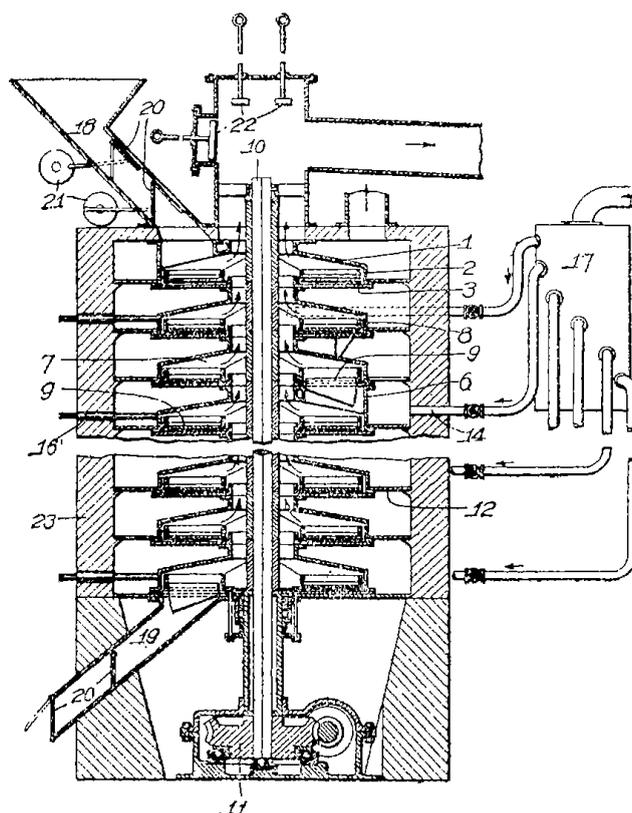
	水分	揮発分	固定炭素	硫黄
原料炭	0.72	25.01	57.23	0.65
Carbocoal	1.84	2.75	85.64	0.52

## 2. 各種乾留生成物の収量

	低 温 乾 留	高 温 乾 留
Carbocoal (%)	—	70
タール (gal)	24	6
硫安 (lbs)	2	18
ガス (ft <sup>3</sup> )	5,000 (750B.T.U/ft <sup>3</sup> )	4,000 (3000B.T.U/ft <sup>3</sup> )

### 1-4-3 大和式<sup>1)</sup>

本法はHartman法の改良で新潟県高田市高田低温乾留工業所において行われた実績がある。構造は第44図に示す通りほとんど次に述べるHartman式と同様で、レトルトは数段に区分され、主軸に取付けられた羽根の回転に依って石炭は乾留され順次下段に移り乾留を終った後レトルト外に排出される。加熱はレトルト外部より生成ガスを燃焼して行なうもので、燃焼ガスがレトルト外周を螺旋状に流れ最後にレトルト上部より煙突に逃れる。

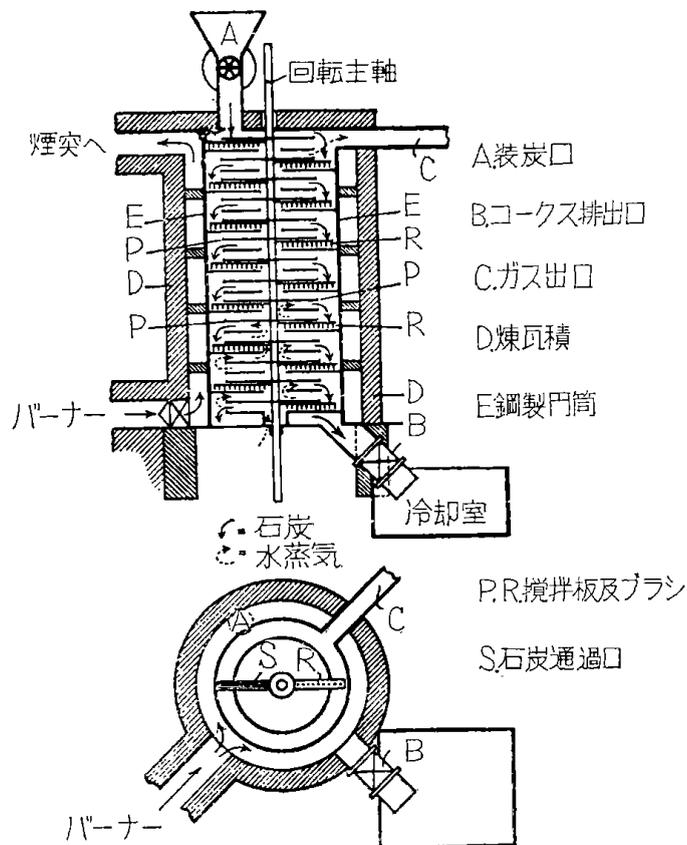


第44図 大和式乾留炉

1) 燃研彙報 才4号

#### 1-4-4 Hartman式<sup>1)</sup>

米国に於て油母頁岩の乾留を行なう目的でHartmanが考案したものであるが我が国では東邦乾留工業が敦賀町に5t/日の試験装置を建設した。その構造は第45図の通りレトルトを数段に区分し各段毎に攪拌用ブラシを設けている。原料炭を一定の大きさに粉砕してレトルト



第45図 Hartman 乾留炉

頂部のホッパーより装炭し第1段の床上において攪拌用ブラシによって1—1.5inの厚さに拡げられ同時に床上を移動して第2段の床上に落下する。

最後に排炭口より冷却室に至り消火冷却される。加熱は外部より行ない各室の温度は上部より下部に向け漸次高温とし第3段目迄は主として石炭の水分除去に費され第4段目より乾留を開始する。温度は第5段目で680°F、第7段目900°F、第10段目1,200°Fとし、才9及び才10段には過熱蒸気を送ってタールの留出を容易にした。

#### 1-4-5 下村式<sup>2)</sup>

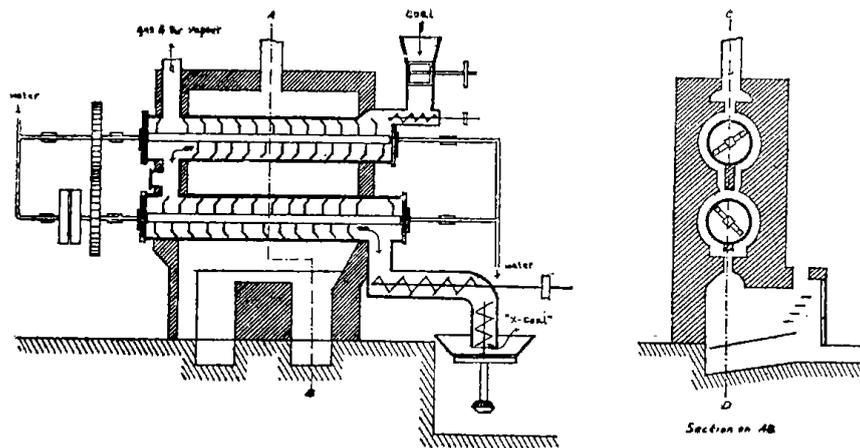
下村幸太郎の考案によるもので、大阪ガス舎密工場で行われた。直径約60cm長さ約3mの

1) 燃研彙報 才4号

2) a. 燃研彙報 第4号

b. A. Thau: Kohlschwelung.p. 142. (1938)

55



第46図 下村式乾留炉

鑄鉄管数個を数段に配列し其の一端に連結管があつて上段と下段レトルトを連結する、各レトルトは水平に静置し内部に主軸を備えこれに多数の腕を135°の角度に取付け主軸の回転によって内部の石炭を攪拌し石炭を運搬する。加熱は外部より主としてコークス炉の余剰ガスを燃料として行なう。

乾留温度は一般に低く350—400°Cであつた。乾留時間は約10minで舎密工場の乾留炉能力は6—10t/日であつた。

操 業 成 績

1. 原料夕張炭の性状 (%)

揮 発 分	灰 分	固 定 炭 素	硫 黄	窒 素	発 熱 量 kcal/kg
42.86	8.28	48.86	0.30	1.57	7312

2. 半成コークスの収量……………71.5%

3. 半成コークスの性状 (%)

揮 発 分	灰 分	固 定 炭 素	硫 黄	窒 素	発 熱 量 kcal/kg
16.87	10.5	72.63	0.34	1.86	7190

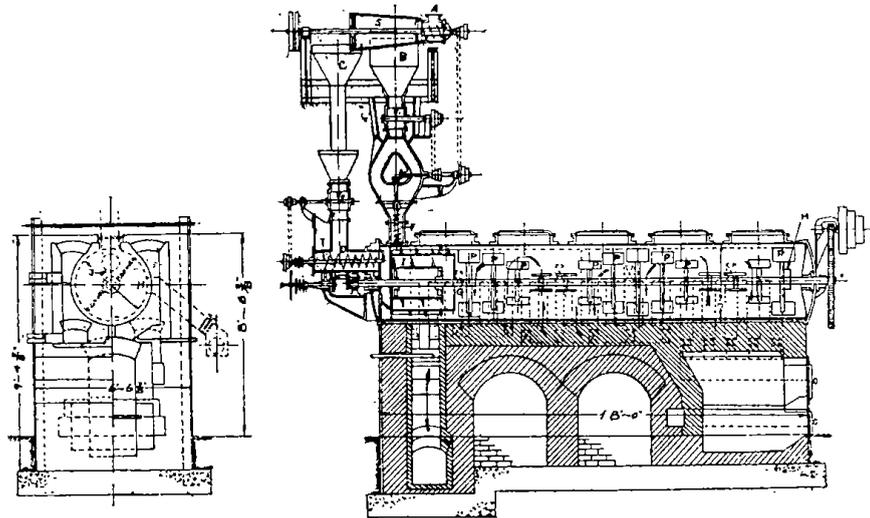
4. 生成ガスの収量……………5230ft<sup>3</sup>/t

5. 低温タールの収量……………90—115l/t

6. 硫安の収量……………2—3 kg/t

### 1-4-6 Asobus式<sup>1)</sup>

本法は内藤游の考案によるもので朝鮮総督府燃料選鉱研究所において昭和の初期に行なわれたものである。第47図に示す通り円筒形横置レトルトの内部に攪拌羽根を設備したもので軸の回転に依って石炭は絶えず攪拌されながら供給口より排炭口に推進されこの間に乾留を行なうものである。



第47図 Asobus 乾留炉

加熱は石炭の燃焼によるもので排炭口の下部に設けられた燃焼室において生成した燃焼ガスはレトルトの周囲を迂廻して装炭口に向い、最後に煙突に導かれる。

本装置の特徴は非粘結粉炭を処理し、特殊の炭塵除去装置によってタール蒸気中に混入する炭塵を分別除去しようとした点である。レトルトの直径は3ft、長さ18ftで能力は10t/日と云われたが実際は5t/日であった。

#### 操業成績

##### 1. 原料炭の性状(%)

	水分	固定炭素	揮発分	灰分	発熱量 kcal/kg
鳳儀炭(粉)	18.60	31.52	32.56	17.32	4903
鷄林炭(粉)	18.26	36.10	33.58	12.06	5654
会寧炭(粉)	17.20	32.42	27.69	22.69	5077
生氣嶺炭(粉)	12.90	47.61	36.48	23.01	4543
安州炭(粉)	16.00	30.17	29.68	24.15	3702

1) 燃研彙報 才4号

## 2. 乾留結果

炭種名	半成コークス収量(%)	低温タール収量(%)	生成ガス収量 (Nm <sup>3</sup> /t)
鳳 儀 炭	56.83	8.57	87
鶏 林 炭	55.07	9.70	97
会 寧 炭	60.08	8.58	70
生 気 嶺 炭	59.21	12.23	118
安 州 炭	46.05	7.14	85

## 3. 半成コークスの性状 (%)

	水分	揮発分	固定炭素	灰分	発熱量 kcal/kg
鳳 儀 炭	0.56	13.40	60.42	25.62	6576
鶏 林 炭	1.34	10.84	66.88	20.94	7156
会 寧 炭	0.63	12.62	53.79	32.96	6028
生 気 嶺 炭	1.22	10.63	56.86	31.29	5082
安 州 炭	2.41	10.78	51.02	37.79	4227

### 1-5 トンネル式乾留炉<sup>1)</sup>

#### 1-5-1 Curran-Knowles式

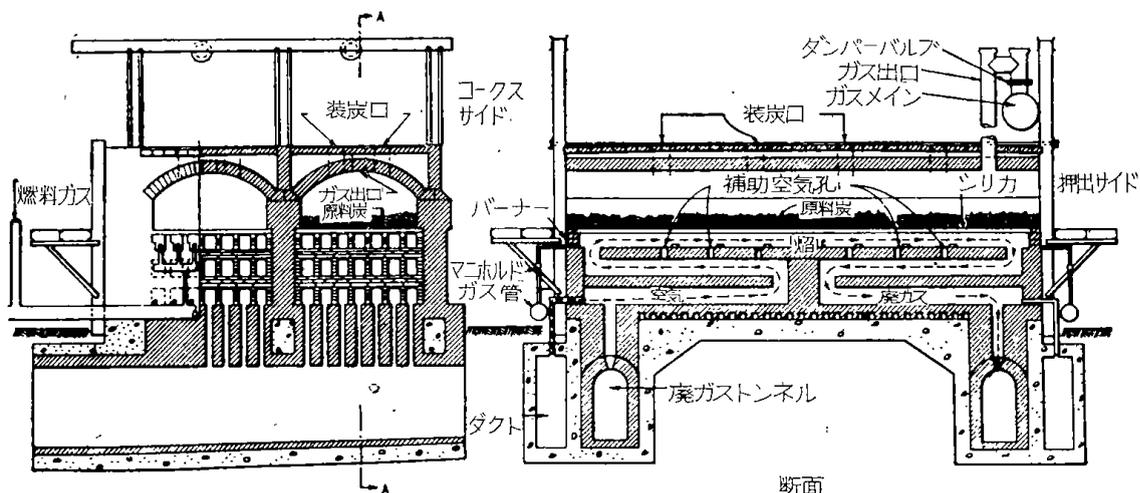
この炉は石油精製残渣を乾留する目的で米国において開発されたものである。本炉は在来の低温乾留炉とは異り、石炭を高温で乾留するスロット型の副産炉である。本炉では石炭が広い面積にひろげられ薄い層が焰道の燃焼ガスによって加熱される。焰道内のガスの温度は通常1,000°C以上であるが必要に応じて低くすることも出来る。

本炉は強粘結炭も乾留することが出来る、即ち石炭が上方に膨脹することが自由で耐火煉瓦炉壁を圧する心配がないからである。

Curran-Knowles式は在来の副産炉で成功しなかった高揮発分 Illinois 炭を乾留する目的で建設された。この炉は勿論低揮発分炭にも適している。我が国では現在只島乾留工業株式会社がピッチコークスの製造にこれを採用している。

- 1) a. Willson, Wells: Coal, Coke and Coal Chemicals. p. 436. (1950).  
 b. G. Thiessen: Ind, Eng, Chem., 29, 508. (1937).  
 c. M. D. Curran: Ind, Eng, Chem. 33, 850-852. (1941).  
 d. A. Thau: Kohlschwelung, S. 98. (1938).  
 e. American Gas Journal 148. (1938). p. 9

Curran-Knowles 炉は10基を 1 団として建設されるのが普通である。炉室は矩形で断面はアーチ状をしていて長さ40ft, 幅 9ftである。各炉室は炉床に設けられた水平焰道の加熱ガスによって熱せられる。炉床には 8 本の焰道が設けられていて、その断面は矩形で炉の長さに沿って加熱出来るようになっている。加熱焰道の直下にヘヤピン型の空気焰道と廃熱焰道が平行して設けられている。燃焼に必要な空気は 炉室下部の空気通路から夫々の空気焰道に分配される。空気は焰道を通して炉の中央に至り、上昇してから戻り又上昇して燃料ガスと合



第48図 Knowles 炉

するようになっている。数個の空気孔が設けられていて移動出来る煉瓦によって燃焼焰道と通ずるようになる。加熱ガスは燃焼焰道の一端から吹込まれ燃焼はこの焰道だけで行なわれる。空気及び廃ガス焰道が蓄熱室となり加熱された煉瓦が空気を予熱する仕組みである。図の様に予熱機構は 2 組あり、 1 サイクルは 30min である。第48図の如く炉床と焰道はシリカ煉瓦で作られ、その他の部分は耐火煉瓦製である。

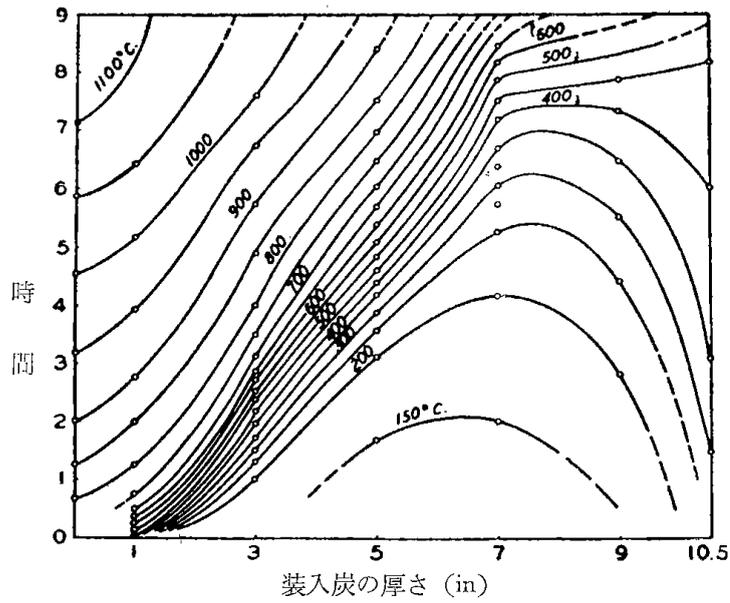
各炉は独立して設けられているから冷却の場合でも他の炉に影響を及ぼすことがない。同一の石炭処理能力の副産炉に比べ敷地は一般に広がる。

原料炭は炉頂の装入孔から落下し炉床に到達するが、厚さは10~12in 程度である。乾留速度は焰道温度が1370—1425°Cの場合石炭層1in/hrである。原料炭の膨脹率は40%である。乾留ガスは炉頂のスタンドパイプを通して集合メインに至る。

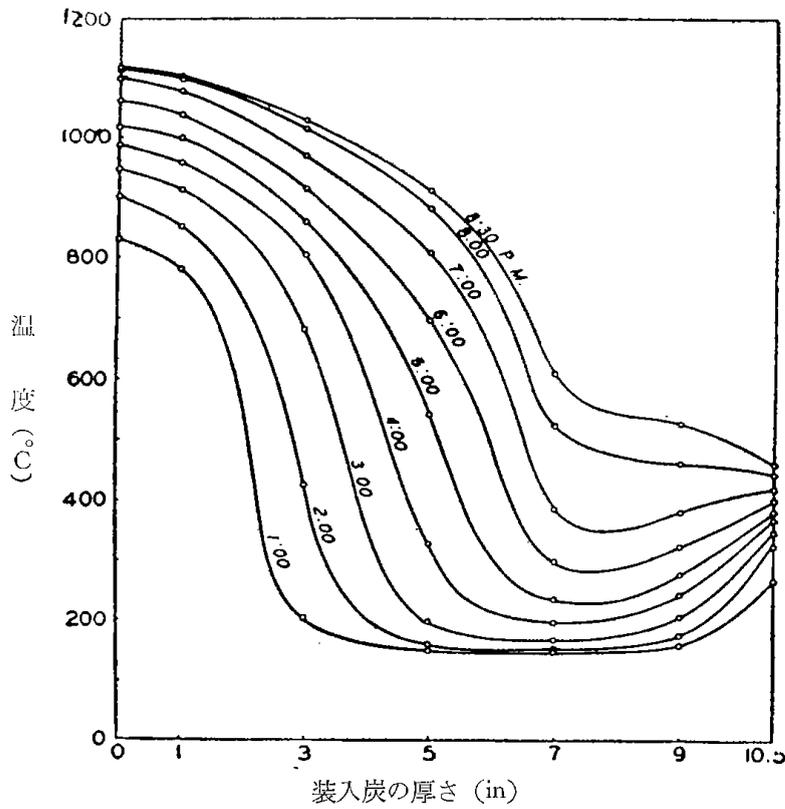
5/8inの Illinois 炭を原料とし、炉床における厚さを10—20inとし、乾留終点における炉床温度を約1100°Cで作業した場合の温度条件を第49図にかかげた。第50図は温度と装入炭の厚さに対する時間曲線を示したものである。図によって明かな通り原料炭の加熱は炉床によってのみ行なわれるものではなく原料炭の表面からも乾留が進行することが解る。

炉床に近いほど乾留は迅速に行われる、炭層 7in以下の乾留状況は高温乾留に似ていて温度

63



第49図 時間に対する温度分布曲線



第50図 温度と装入炭の厚さに対する時間曲線

勾配がきつく粘着層の移動がコンスタントに行なわれていることを物語っている。移動速度は炉床より6 inの場合で0.78 in/hrである。炭層の表面近くに位置する石炭は、炉床に近い原料炭の放出する乾留ガスと周囲の加熱ガスによって熱せられる。燃焼ガスによる加熱は乾留当初7.5hrまで行なわれ、爾後熱の移行は逆となり、原料炭により加熱ガスが熱せられる

こととなる。石炭層の上部1/2までは温度上昇は一定で、揮発分も均一に放出される。

操業成績 (1) (West Frankfurt, Illinois 炭使用)

	原料炭	半成コークス1/2in以上	半成コークス1/2in以下
粒度分布	—	93.6	6.4
揮発分 (%)	34.0	3.0	6.6
固定炭素 (%)	53.9	80.9	73.0
灰分 (%)	12.1	16.1	20.4
全硫黄 (%)	1.43	1.36	1.44
発熱量 B.T.U/lb	12650	12100	11540

操業成績 (2)

1. 原料炭の組成

揮発分……………36.7%                      固定炭素……………6.4%

硫黄分…………… 0.7%

のものを1200°Cで11hr乾留した場合の収量を次に示す。

2. 半成コークスの収量……………80.4%

3. 半成コークスの粒度分布 (収量)

大塊……………60.2%

中塊……………11.2%

粉コークス…………… 8.6%

4. 低温タールの収量……………15gal/t

5. 生成ガスの収量……………9913ft<sup>3</sup>/t (発熱量 500B. T. U/ft<sup>3</sup>)

## 2. 内部加熱式乾留炉

### 2-1 静置式乾留炉

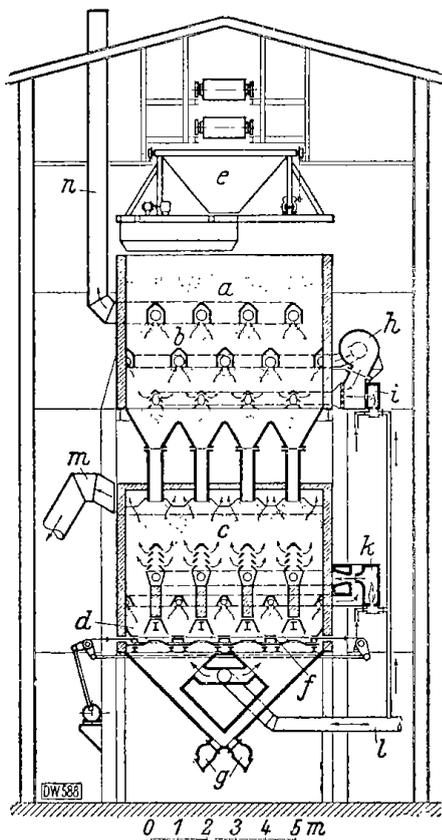
#### 2-1-1 Lurgi式

第2次世界大戦間ドイツが褐炭及び瀝青炭から低温タールを得る目的で建設操業した内熱式乾留炉で大戦間ドイツの低温乾留工業の主力をなしたものである。

我が国においても樺太人造石油内淵工場、三菱油化内幌工業所、朝鮮人造石油阿吾地工場宇部油化、宇部興産等がLurgi式炉を建設操業した実績がある。

第51図に示すように炉は乾燥室と乾留室の上下2室よりなり、乾燥室の頂部は開放され、乾留室の底部はコークス排出装置であって、気密になっている。

石炭は頂部の開放口から装入されて乾燥室、次いで乾留室の乾留層及びコークス冷却層を



- a 装入石炭層
- b 乾燥層
- c 乾留層
- d コークス冷却層
- e 装炭機
- f コークス押出口
- g コークス排出口
- h 乾燥用ガスブロー
- i 乾燥室バーナー
- k 乾留室用バーナー
- l 冷却ガス導管
- m 排気管

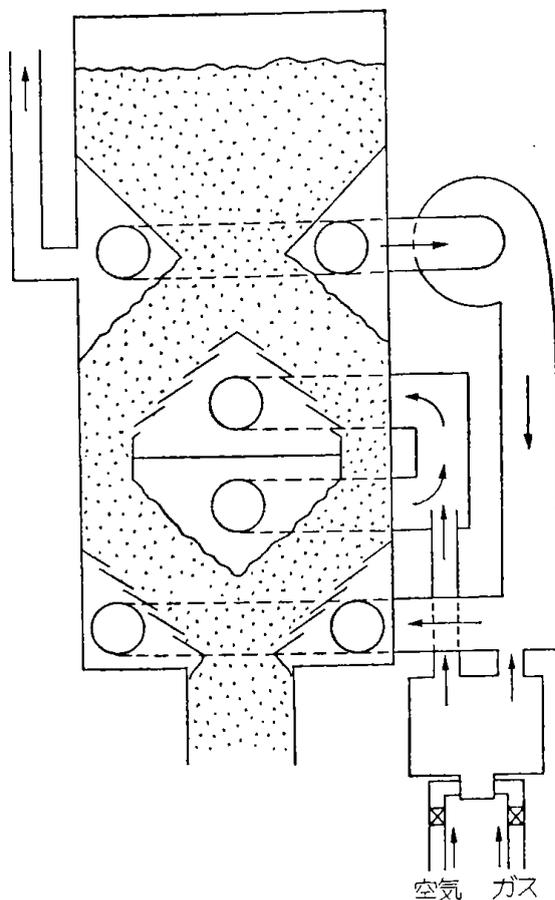
第51図 Lurgi式乾留炉

- 1) a. 燃協誌才21巻, 234号
- b. Bureau of mines Information Circular 7490. (1949).
- c. A. Thau: Kohlschwelung. (1938).
- d. A. Thau: Brennstoffschwelung, S. 32, 94, Bd. 1. (1949).

通過して連続的に排出される。

乾燥室及び乾留室は各々左右2個を以て一対をなし、その中央に共通のガス燃焼室及びガス道を有する。乾留炉の操作は先ず乾燥室において石炭が $110^{\circ}\sim 120^{\circ}\text{C}$ に加熱乾燥される。乾燥室を通過する大部分の乾燥用ガスは2個のブロワーに依て一度炉外に排出され、これをガス燃焼室でつくられた高温加熱ガスと混合され、 $200\text{—}250^{\circ}\text{C}$ のガスとなって再び乾燥室内に送入される。乾燥室の上部には排気筒があり、石炭層を通過した乾燥用ガスの一部は常に水分を伴って自然通風により排気筒から排出される。かくして乾燥された石炭は次で乾留室に入り乾留層で徐々に加熱されて $550\text{—}600^{\circ}\text{C}$ に達し、乾留が行なわれる。

加熱ガスは乾留ガス、タール等の乾留生成物を伴って炉外に排出されタール類の捕集装置に入る。乾留層を出たガスの温度は $220\sim 240^{\circ}\text{C}$ である。炉を出たガスはタール捕集装置においてタール、中油、ガソリン等を分離され常温に冷却された後再び乾留炉に戻り、一部



第52図 乾留室ガス配分図

#### 操業方法（日産液体燃料若松工場の例）

乾留炉の作業開始に当っては先ず乾留室及び乾燥室の下部にコークスを充填し、その上部には石炭を装入し、加熱ガス源として発生炉を運転して発生炉ガスを製造し、これを燃焼し

は乾燥室及び乾留室のガス燃焼室に導入され、空気と共に燃焼して加熱用ガスの製造に使用されるが大部分のガスは乾留室下部のコークス冷却層に導入される。ガスはコークス層を上昇する間にコークスとの熱交換によって約 $400^{\circ}\text{C}$ に加熱され、次に2個のブロワーによって一度炉外に送り出された後、ガス燃焼室で作られた高温加熱ガスと混合し、約 $600^{\circ}\text{C}$ の温度に調整されて再び乾留室の乾留層に導入されて乾留作用を営む。一方ガスと熱交換を行なって冷却されたコークスは連続的に排出される。

て加熱ガスをつくり、炉内を乾燥すると共に次第に温度を上昇せしめ、其の間コークス排出機より徐々にコークスを排出し、遂に原料炭の乾留作用を開始するに至る。この間約12日間である。通常操業における状況は大体次の通りである。但し石炭処理量は300tとする。

乾留装置の各部分の圧力（水柱mm）

部 位	圧 力
ガスブロー出口	+ 660
ガスブロー入口	- 90
乾燥室及び乾留室	+ 420
乾留室入口	+ 65
乾留室出口	+ 27
乾燥室入口	+ 70
加熱用空気	+ 420
乾留室内のガス抵抗	+ 38
コットレル出口	- 26
油洗滌塔出口	+ 440

乾留ガスの大部分は炉とタール類捕集装置の間を循環しているのであるが、これはガスブローerによつて行なわれる。乾留室に入る時のガス圧力は+65mmで、出る時は+27mmとなる。その差+38mmは乾留室内石炭層の抵抗を示すものであつて、ドイツ褐炭の場合+100mmに達するのが普通であつたといわれる。

## 操 業 成 続

### 1. 原料炭，高松炭（微粘結瀝青炭）

工業分析	水分 (%)	揮発分 (%)	固定炭素 (%)	灰 (%)	発熱量 (Kcal/kg)	全硫黄 (%)
	4.11	39.79	47.18	13.03	6450	0.44

元素分析	灰 (%)	炭素 (%)	水素 (%)	酸素 (%)	硫黄(燃焼性) (%)	窒素 (%)
	13.01	68.23	5.48	11.81	0.35	1.12

原料炭の粒度

25mm以上……………65%,      10~25mm……………25%,

10mm以下……………10%

2. 乾留装置の温度分布

位 置	温度 (°C)
乾 留 室 乾 留 層	600
乾 留 室 出 口	220
乾 留 室 入 口	220
乾 燥 室 排 気	70
コ ッ ト レ ル 出 口	120
予 冷 器 出 口	130
水 冷 却 筒 出 口	常 温

3. 乾留生成物

1) 半成コークス 収量65%

工 業 分 析	揮 発 分 (%)	固 定 炭 素 (%)	灰 (%) 分	硫 黄 分 (%)	発 熱 量 (kcal/kg)	灰の熔融点 (酸化焰) °C
	9.4	67.5	22.5	0.4	6000	1500

半成コークスの粒度

25mm以上……45%, 10~25mm……40%, 10mm以下……15%

半成コークスの用途

自動車燃料, ガス発生用, 家庭用, 煉炭製造用,

2) タール類の収量 (対原炭)

粗製ガソリン……1.5%,

タール類……9.7%,

タール類の内訳 (%)

予冷器タール……15

コットレル・タール……50

冷却筒中油……35

イ) 予冷器タールの性状 (比重1.016=50°C)

工 業 分 析	揮 発 分 (%)	コークス分 (%)	固 定 炭 素 (%)	灰 (%) 分	硫 黄 分 (%)	軟 化 点 (°C)
	74.43	25.57	24.74	0.83	0.26	46

蒸留試験

留 分	%
~ 260°C	1.00 (内水分 0.27)
~ 280°C	1.67
~ 300°C	2.66
~ 320°C	6.66
~ 340°C	14.40
~ 360°C	26.60

200°C~留分は固形パラフィン12.20%を含有し、酸性油分は32.30%である。予冷器タールは50°Cにおいてはほぼ上下2層に分離するが、各層の性状は次の通りである。

留 分	上層分離タール (%)	下層分離タール (%)
比 重	0.960 (60°C)	1.064 (75°C)
~ 260°C	—	1.34 (内水分 0.41)
~ 280°C	0.93 (内水分 0.10)	1.86
~ 320°C	2.93	5.07
~ 340°C	9.60	11.00
~ 360°C	20.20	22.40

260°C~留分の組成

	上層分離タール (%)	下層分離タール (%)
固 形 パ ラ フ ィ ン	15.42	8.90
酸 性 油	19.30	40.50

ロ) コットレルタールの性状

工業分析	揮発分 (%)	コークス分 (%)	固定炭素 (%)	灰 (%)	硫黄分 (%)	軟化点 (%)	比 重 (50°C)
	89.72	10.28	10.28	0.09	0.24	32	0.997

蒸留試験

留 分	%
~ 240°C	2.00 (内水分 0.13)
~ 260°C	4.07
~ 280°C	10.70
~ 300°C	17.40
~ 320°C	28.40
~ 340°C	43.40
~ 360°C	65.50

210°C~留分の組織

留 出 油 比 重	0.980(50°C)	塩 基 性 油	4.5%
固 形 パ ラ フ ィ ン	8.23%	中 性 油	55.5%
酸 性 油	40.0%		

コットレルタールは温度約50°Cに於て上下2層に分離する。分離せる各層の性状を示せば次の通りである。

留 分	上層分離油 (%)	下層分離油 (%)
比 重 (50°C)	0.954	1.040
~ 240°C	0.7	0.6
~ 260°C	2.6	3.7
~ 280°C	7.4	12.0
~ 300°C	13.9	25.0
~ 320°C	23.9	37.0
~ 340°C	37.8	50.4
~ 360°C	56.6	66.4
260°C~留分の比重 (50°C)	0.944	1.020
// 固 形 パ ラ フ ィ ン	10.0	4.4
// 酸 性 油	22.0	57.0

ハ) 冷却筒中油の性状

組 成 (%)

塩 基 性 分	1.3	硫 黄 分	0.28
酸 性 油 分	45.3	比 重	0.960
中 性 油 分	53.4		

蒸留試験 初留……………94°C

留 分	%
~ 170°C	4.5 (内水分 2.9)
~ 200°C	15.3
~ 220°C	43.2
~ 240°C	62.7
~ 260°C	76.3
~ 280°C	86.9
~ 300°C	93.2

中性油分の組成 (%)

不 飽 和 分	24.5	ナフテン及びパラフィン	31.5
芳 香 族 分	44.0	系 炭 化 水 素	

蒸留試験 初留点……………54°C

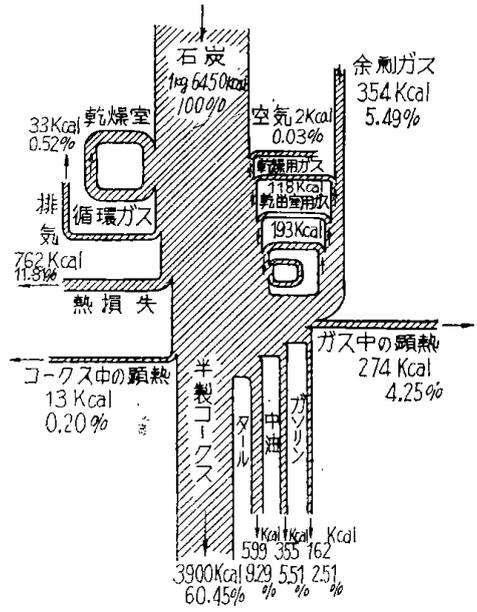
留 分	%
~ 80°C	4.4
~ 100°C	11.5
~ 120°C	19.0
~ 140°C	36.3
~ 160°C	54.3
~ 180°C	72.6
~ 200°C	88.6
~ 220°C	95.3

4. 乾留炉の熱精算

高松炭の内熱式乾留において原料炭の有する熱エネルギーが如何なる割合に分布消費されるかを示すと第53図の通りである。

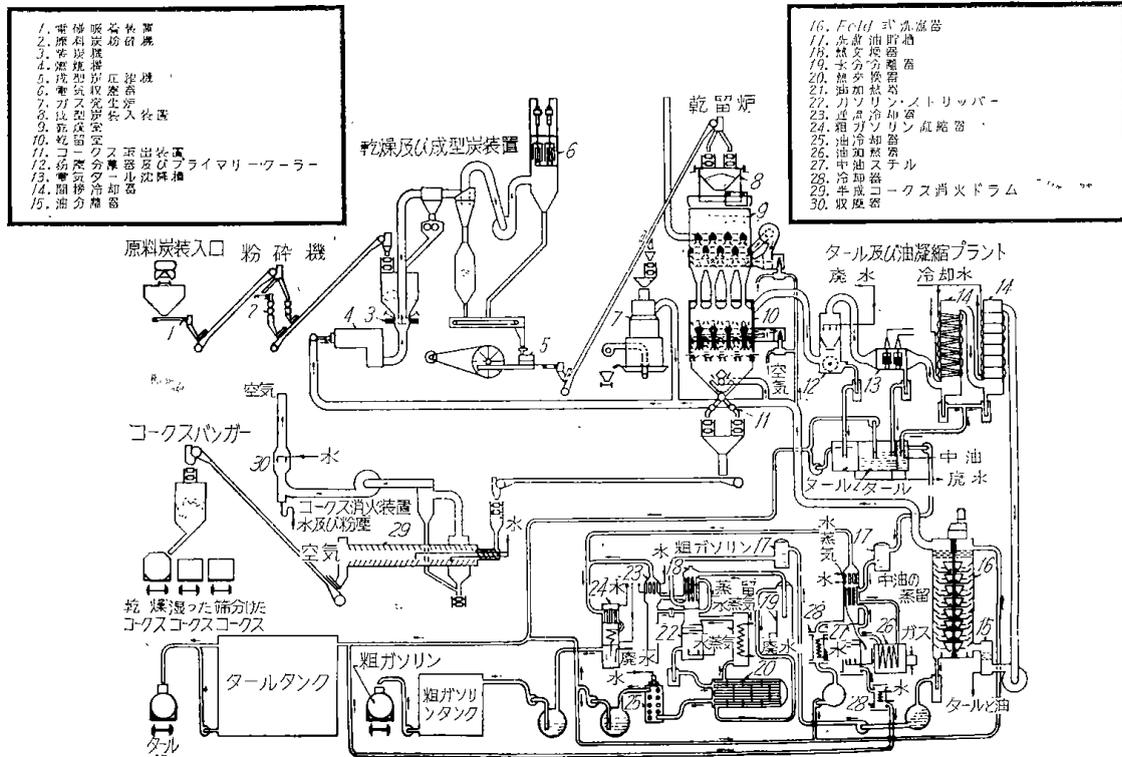
### 5. Lurgi式の特徴

- 1) 乾留室内に熱ガスが平均して行きわたるため均一に乾留が行なわれる。
- 2) 炉室が2つに区分されているため原料炭が細粉化しない。
- 3) 高温のかかる部分にのみ耐熱性材料が使われていること。
- 4) 最初に原料炭を乾燥するので低温乾留を容易にするばかりでなく熱損失を減少させることが出来る。
- 5) 回収タール中の炭塵含有量が極めて低いこと。
- 6) 炉に可動部分がないので炉の耐用命数が長いこと。



第53図 Lurgi式の熱精算

第54図にドイツのBraunschweigische Kohlen BergwerkeのOffleben工場のLurgi式の系統図を示した。

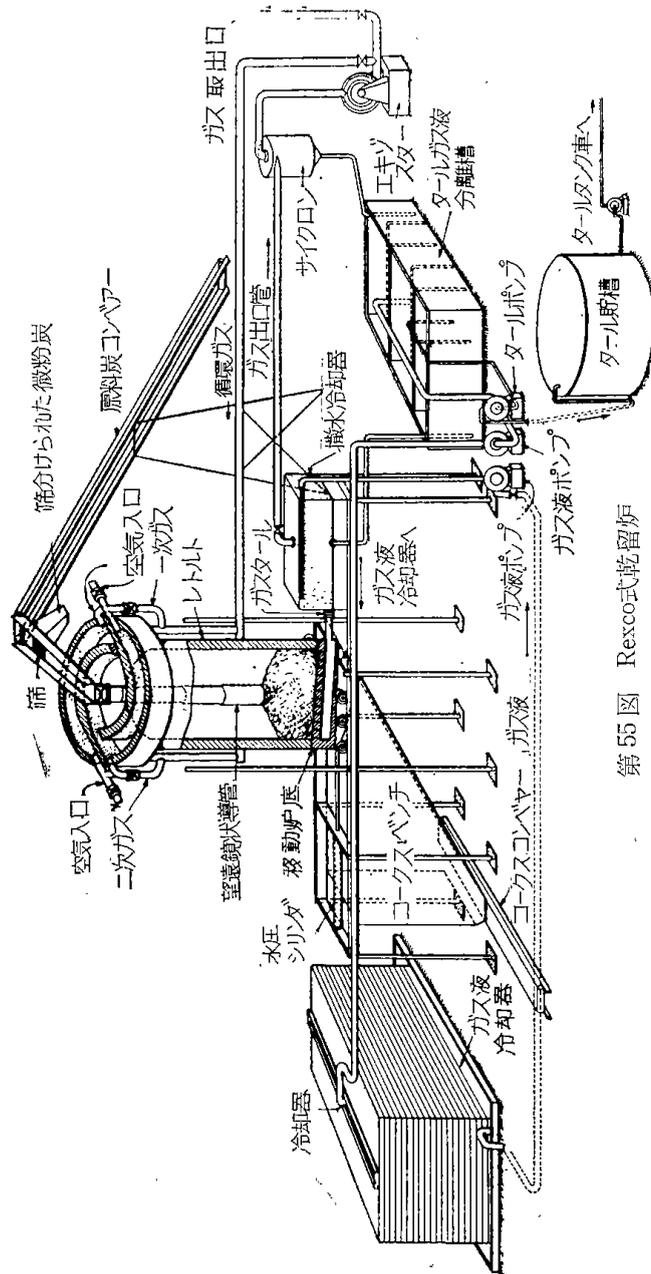


第54図 Lurgi炉系統図 (Offleben, Braunschweigische Kohlen Bergwerke, Helmstedt.)

## 2-1-2 Rexco式<sup>1)</sup>

英国の無煙燃料製造会社National Carbonising, Co.の子会社であるMidland Rexco, Ltd.の方法である。製品のRexcoはCoaliteと同様に英国で民営されている固体無煙燃料の主要なものである。内熱式の大型堅型レトルトを用い700°C附近で乾留するもので、レトルトは軟鋼製の外殻を特殊耐火煉瓦で内張りした高さ24ft, 直径11ft, のもので、石炭を34t, 収容する能力がある。レトルトのドームが燃焼室になっている。第55図に示すように燃料ガスと空気が頂部からレトルト内に吹込まれる方式で、レトルトの温度上昇が迅速で、10min以内に所定の乾留温度に達すると云われており、普通の外熱式炉では3~6週間を要するのに比較すると著しく操業費の節約となる。

原料炭は弱粘結炭を用い、粒度は2½~4in及び1~2½inの2種である。レトルト頂部までコンベヤーによって運搬された原料炭はレトルトに落下する直前にふるいにかけて2½in以下のものが分離され、粒度の大きいものはレトルト中心部に設置された望遠鏡状の導管からレトルト底部に落下する。石炭装入量は2½~4inのもの23t, 1~2½inのもの11t, 計34tで粒度の小さい石炭が上層に積まれる。望遠鏡状の導管は伸び縮みし、且つ支点を中心として動くので装入炭をレトルトの火格子に平均に分布させ、又石炭が落下によ



第55図 Rexco式乾留炉

1) a. Coke and Gas, 16, p. 383. (1954).  
 b. A. Thau: Kohlschwelung, S. 149. (1938).  
 c. Coal carbonization 2, p.73. (1936).

って細粉化するのを防止出来る。導管は原料炭の装入が終れば縮めてレトルト頂部に収める。

乾留ガスは遠心型排風機に引かれて炭層内を通過し炉の1側に設けられた取出口から撒水冷却器（1次冷却器）に導かれる。1次冷却器でタールの大部分が冷縮し、残余の軽質タールはサイクロンタール分離器に入る。ガスは前に述べた排風機を経て乾留炉に至り、1次ガスと2次ガスに分れる。空気と混入して燃焼し、燃焼ガスは排風機で引かれるので石炭層を通過する。

従って燃料ガス入口の圧力は僅かに減圧に保持され空気の吸入を容易にする。燃焼が開始され、炉内圧力が一定となると燃焼ガスは自動的に炭層を通過するので、炭層の $\frac{2}{3}$ が乾留されるまで8～9hrは調節を必要としない。炭層の上部 $\frac{2}{3}$ の乾留が終る頃になると、下部 $\frac{1}{3}$ の未乾留の炭層を乾留するに必要な顕熱が上部 $\frac{2}{3}$ の層から与えられるので、空気を遮断し循環ガスだけで乾留を完結させる。この間約6hrである。この場合異常な温度上昇がなければコークスを排出するまで調節しなくても充分である。レトルトに充填した石炭が燃焼しないよう、吹込み空気量の調節は慎重を要する。

1工程は約16.5hrで、細分すると乾留8hr、冷却7hr、準備作業及びレトルト充填1.5hrである。

レトルトの処理能力は45t/日である。乾留が終了すれば水圧機によって炉底を移動させ重力でコークスを落下させる。

#### 新型レトルト

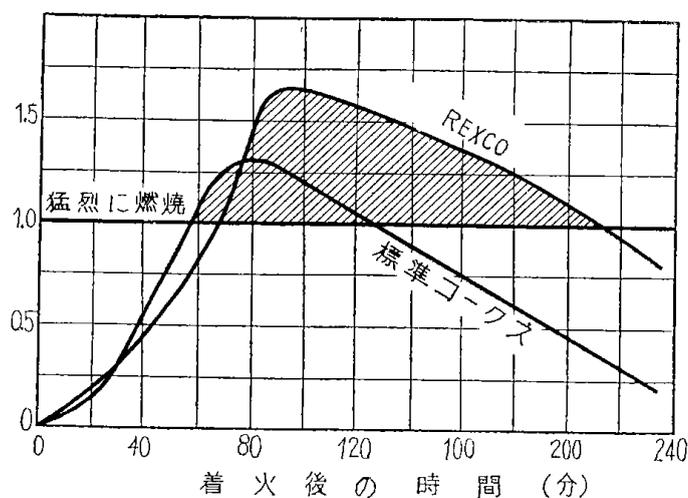
新型レトルトは乾留時間及び冷却時間をそれぞれ6hr、原料充填に1.5hr、計13.5hrに工程を短縮し、能力を55t/日に増加した。

旧型レトルトでは炉の調子によって700°C以下に下げることが難しかったので炭層上部が過熱される恐れがあった。この欠点を除くため新型レトルトでは燃焼ガスを2:1に分け必要な空気と混合して2個の燃焼室で燃焼させ、残余の燃料ガスはレトルトの温度を調節するため、高熱ガスがレトルトに入る直前にこれに混合する。乾留ガスと燃焼生成物の混合した低熱量ガスが再び加熱用ガスとして循環して来る場合、従来は必要量以上が吹込まれると一度着火した焰が消えるおそれがあったが、この方式を採用したのでこのような欠点を除くことが出来た。

レトルト能力を増加した結果、これに応じて循環ガス量を増加することが必要になったがこの方式によって燃焼室温度を下げることなく実行することが出来た。次にあげられる特徴としては、従来までは装入炭上方の空間の温度調節が難しかったが、新しい方式では焰が短いため蝶板弁を排風機と連動させ自動的に調節出来るようになった。

## 操業成績

1. 原料炭 非粘結炭だけを原料とする。  
粒 度 2.5~4 in.....70%, 1~2.5 in.....30%
2. 乾留条件 温度700°C以下, 乾留時間6~8 hr
3. 半成コークス (Rexco) の収量, (乾燥炭に対し) .....68.83%
4. 低温タールの収量.....7.96%
5. 生成ガスの収量.....780Nm<sup>3</sup>/t
6. Rexcoの性状 第56図は燃焼性について英国燃料研究所が行なった試験例で, コークスと Rexco を比較したものである。



第56図 Rexco の燃焼性

猛烈に燃えるまでの時間を比較すると, Rexcoでは68min, 標準コークスでは56分で, この状態の持続時間は Rexcoで142min, 標準コークスでは68minであった。

### 7. 低温タールの性状

- 粘 度.....900秒以上 (100°F) (Redwood No 1)  
比 重.....1.06 (15°C)  
発熱量.....9850kcal/kg, 硫黄分.....0.95%,  
灰 分.....0.04%

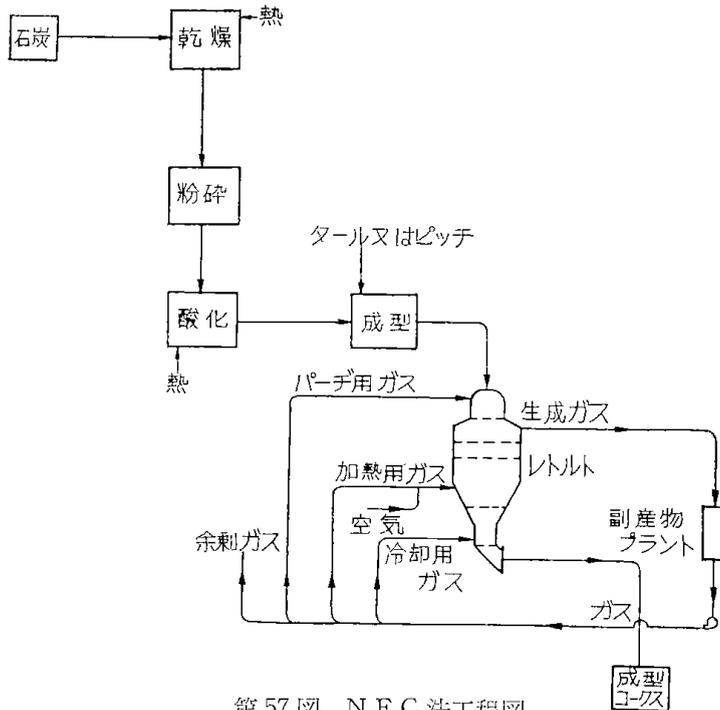
### 2-1-3 N. F. C. 式 (National Fuel式)<sup>1)</sup>

米国の National Fuel Corporation と American Cyanide., Co. が開発した方法で, 現在 100t/日の工業試験装置が Pennsylvania州 Bethlehemで操業している。この方法は粘結性, 膨

1) Gas World, 139. Coking sect., 23. (1954).

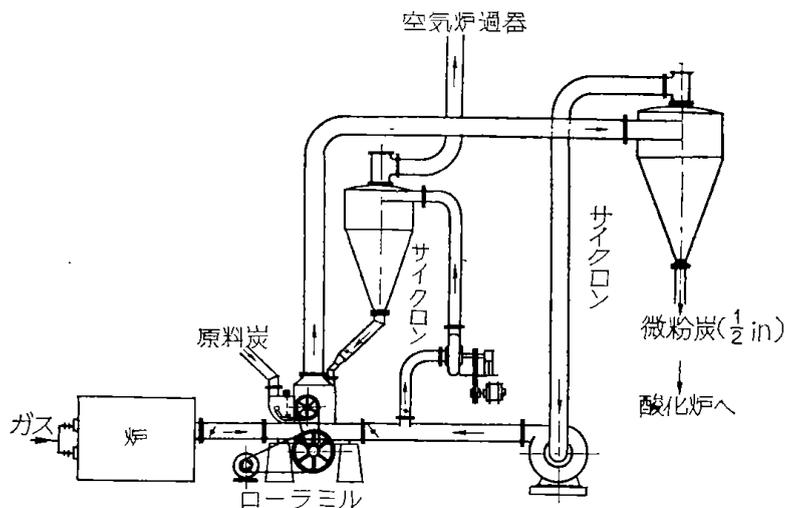
脹性の弱い石炭を原料としてこれをタールまたはピッチで成型して乾留する方法で、原料炭の粘結性膨脹性を予め滅殺するための酸化装置をもつこと、およびこのような成型炭の乾留に適するように設計されていることが特徴である。

工程は5段階で行なわれる。即ち（a）原料炭を水分含有量1%以下に乾燥する（b）原料炭を微粉碎し全量が20meshふるいを通り且つその90%以下が28meshふるいを通るようにする（c）石炭を予め酸化し粘結性を一定にする（d）タール又はピッチを粘結剤として成型する（e）内熱式堅型レトルトによる乾留の5段階である。



第57図 N.F.C.法工程図

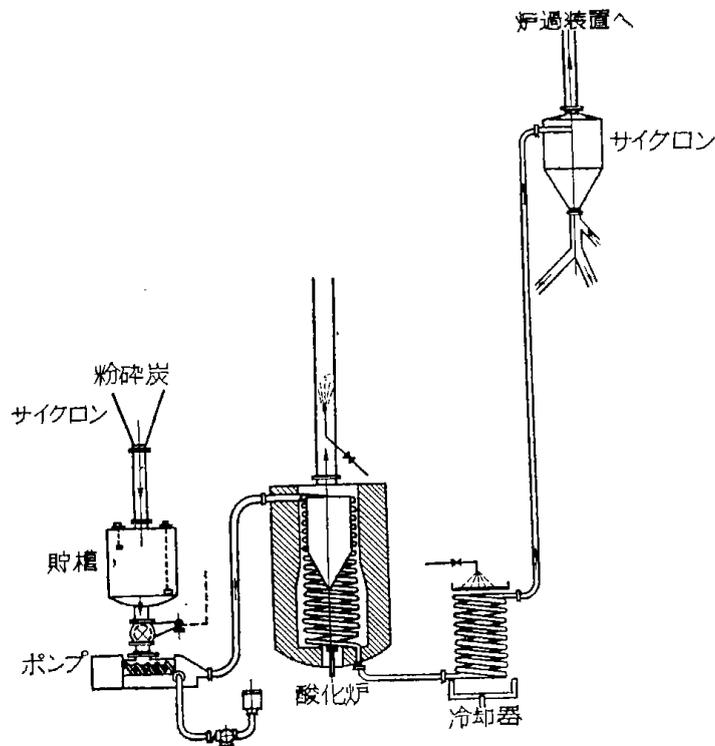
まず石炭を $\frac{1}{2}$ in以下に粉碎したのち Raymond式ローラーミル（第58図）によって熱風乾燥を行ないつつ $0.5\text{mm}$ 以下に粉碎する。



第58図 乾燥粉碎工程

27

つぎに原料石炭の粘結性膨脹性を適当なところまで減殺するため、微粉を圧縮空気で流動化して酸化炉に送る。流動化微粉は4 in 管のコイルを通過する間に酸化炉から輻射熱によって加熱され酸化される。使用する空気量は石炭15lbに対し約1 lbの割合で、酸化温度は300—475°Cが適当であり、反応時間は2—3 secである（第59図）



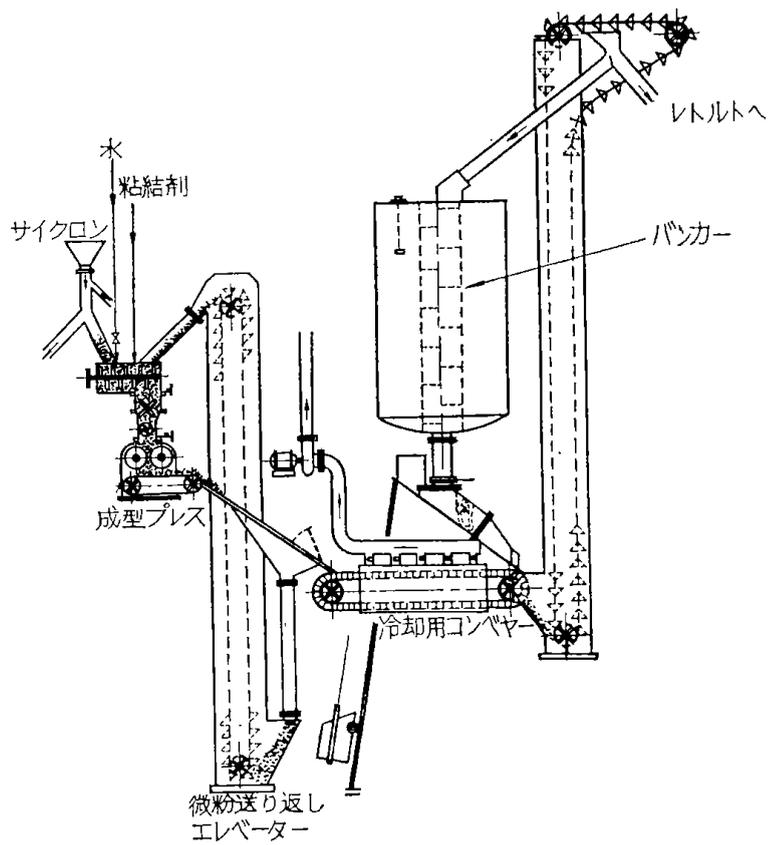
第59図 酸化炉

つぎに酸化炭を65°C以下に冷し、粘結剤として約8%のタール又はピッチを160°Cに加熱して混合し成型する。粘結剤としては軟化点40°Cのピッチが最も良い（第60図）。

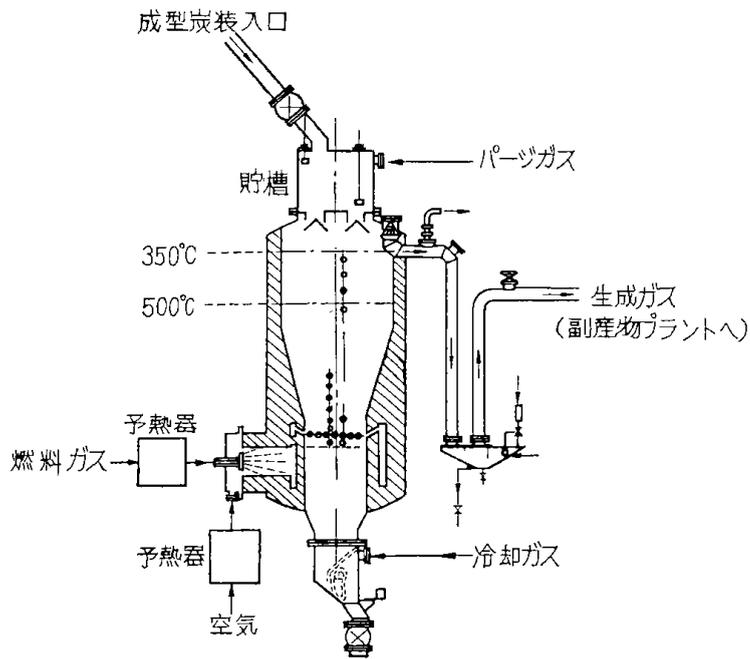
成型炭の乾留炉は耐火物で内張りした径8 ft、高さ20ftの鋼鉄製レトルトである。成型炭はレトルト上方の給炭槽から炉に入り、加熱されつつ連続的に下降して取出口から出る。加熱は内熱式で、燃料ガスは羽口で空気と合して燃焼し、レトルト内を上昇するが、コークス取り出し口のやや上部から吹き込む冷ガスがコークスを冷却しその熱を奪って前記の燃焼ガスに合流する。

成型炭からの乾留ガスはこれらのガスとともにレトルト上部の出口から副産物プラントに導かれる。なお貯槽内の成型炭にタールが凝縮して各成型炭が粘着しないように貯槽には別にパーチガスを循環させる。

成型炭の膨脹を防ぎ、かつ丈夫なコークスにするためには300—500°Cの範囲を徐熱してやるのが最も重要で、このためレトルト上部のこの温度範囲に該当する部分の径を広くして



第60図 成型装置



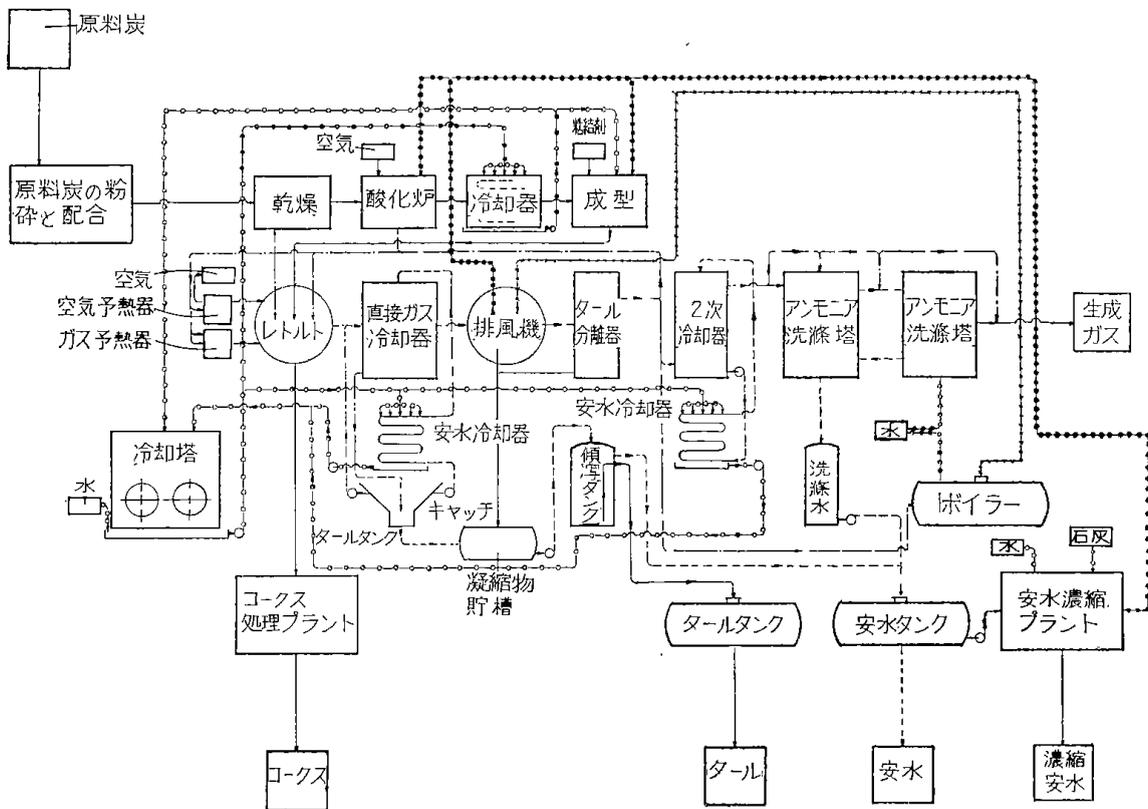
第61図 乾留炉

成型炭の下降速度がおそくなるようにしてあり、500°Cに相当する部分から下方では炉の径を次第に絞って成型炭が急速に下降して加熱されるように設計されている。

この方法の長所と短所をあげると、

1. 原料炭の選択範囲が広く、特に粘結性の弱い石炭に適している。
2. 製品は強度が大且つサイズが均一で、高炉、発生炉用に使えるほか、揮発分も調節出来るので、家庭用・工業用のものなどを作ることができる。
3. 炉の休止、再開その他操業に融通性がある。
4. 揮発分35%の石炭について製品収量を普通のコークス炉に比べると、コークスは57.2%でやや少く、ガスの発生量は $235\text{Nm}^3$ 、余剰ガスは $153\text{Nm}^3$ でそれぞれコークス炉の65% 68%に当るが発熱量は $3,000\text{kcal/Nm}^3$ でやや低い。しかしタール収量はコークス炉の場合の3.3倍でタール酸含有量も高い。
5. 工程が複雑で操業費はやや高むが、設備費は同能力のコークス炉よりも30—40%安いと云われる。

第62図はN. F. C式の系統図である。



第62図 N.F.C式系統図

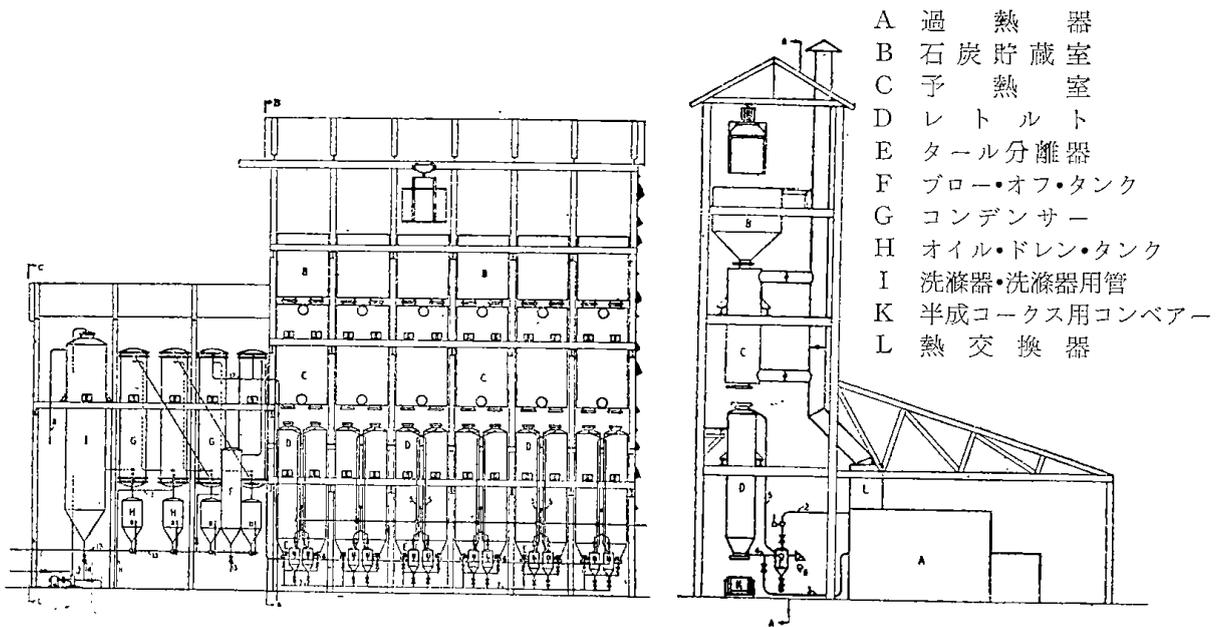
#### 2-1-4 Trumble式<sup>1)</sup>

本法はM. J. Trumbleの考案によるもので米国 Wyoming 州 Green River に70t/日の大規模装置が設置された。我が国では横浜市に7t/日の小規模装置を建設試験した実績がある。

- 1) a. 燃研彙報 才4号  
b. A. Thau: Kohlschwelung. S. 131. (1938).

本装置は第63図の如く数個の鋼鉄製レトルトより成り、レトルト2個を1対として1個の蒸気加熱器に対して設置され、1,100—1,200°Fの過熱蒸気を80—100lbの圧力で直接レトルト内に送入し内部加熱により石炭の乾留を行なうものである。レトルト1本1回の装炭量は約150lbで2hr毎に装炭を行なう。

蒸気加熱器で過熱れした水蒸気は先ず第1対のレトルトに入り之を乾留しこの際凝縮分離するタールはトラップを以て分離し水蒸気及び揮発物は第2の加熱器に入って過熱され次で第2対のレトルトで乾留し順次これを繰り返して最後に受器及び脱水器に導いて凝縮に依り油及びガスを分離する。本法の特徴はガソリンの回収量大きいことであつた。



第63図 Trumble式乾留炉

操業成績

米国で Stone Canyon 炭を原料とした場合

1. 原料炭の性状 (%)

水分	揮発分	固定炭素	灰分	硫黄	発熱量 B.T.U/lb
5.0	47.0	40.0	8.0	4.0	13,000

2. 半成コークスの収量……………1,138lb/t原料炭

3. 半成コークスの性状 (%)

水分	揮発分	固定炭素	灰分	硫黄	発熱量 B.T.U/lb
0.0	17.5	73.0	9.5	—	13,550

81

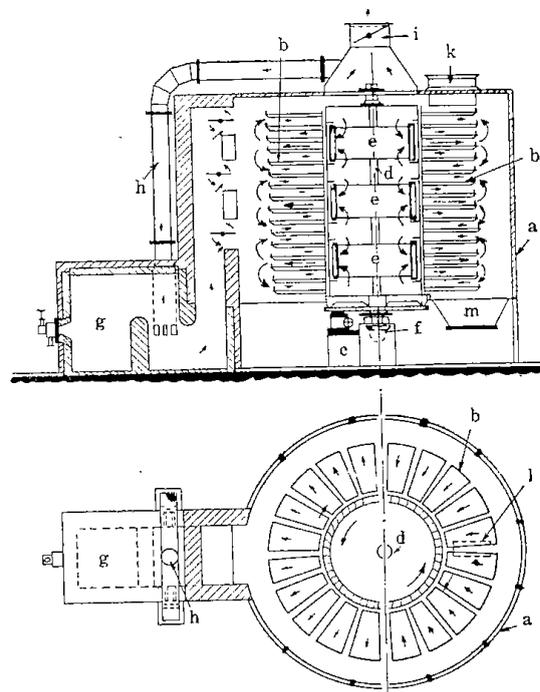
4. ガソリンの収量……………38.48gal/t 原料炭
5. 生成ガスの収量……………5,118ft<sup>3</sup>/t 原料炭 (発熱量 493B. T. U/ft<sup>3</sup>)
6. 分解ガスの収量……………1,260ft<sup>3</sup>/t 原料炭 (発熱量1,000B. T. U/ft<sup>3</sup>)
7. 分解残渣コークスの収量……………84lb/t 原料炭 (発熱量14,600B. TU/ft<sup>3</sup>)
8. 燃料消費量 (対原炭 t 当り)

乾留用 1,200,000 B. T. U, タール分解用 1,900,000 B. T. U で原料炭の12%に相当する。

## 2-2 レトルト内部に移動装置を有する乾留炉

### 2-2-1 Büttner 乾燥機<sup>1)</sup>

ドイツの Adolf Thau が開発したもので、第2次大戦終結直前に微粉瀝青炭の乾留を行なうべく計画されたものである。沈粉、油母頁岩のように従来の方法では処理出来ない非粘結微粉炭を原料としてもある程度成功を収めることが出来た。第2次大戦終了直前には微粉の非粘結瀝青炭を低温乾留する目的で数ヶ所で本法が実施されていた。第64図に Büttner 式炉の断面図を示す。固定式円筒外壁 (a) は輻射による熱損失を少なくするよう考慮されていて内部に移動棚板 (b) が設けられモーター (c) によってゆるやかに回転する。中心に直立シャフト (d) があり循環用ファン (e) を支持している。ファンはギヤー (f) によって循環用棚板の回転方向と逆に回転する。粉砕した石炭又はガスを燃焼室 (g) で燃焼させる、燃焼ガスは内部に入りファンによって棚の間を上昇し炉頂に至る、炉頂加熱ガスの一部はパイプ (h) を通って送り返される残部は蝶型ダンパー (i) を経て空気中に放出される。



第64図 Büttner 乾燥機

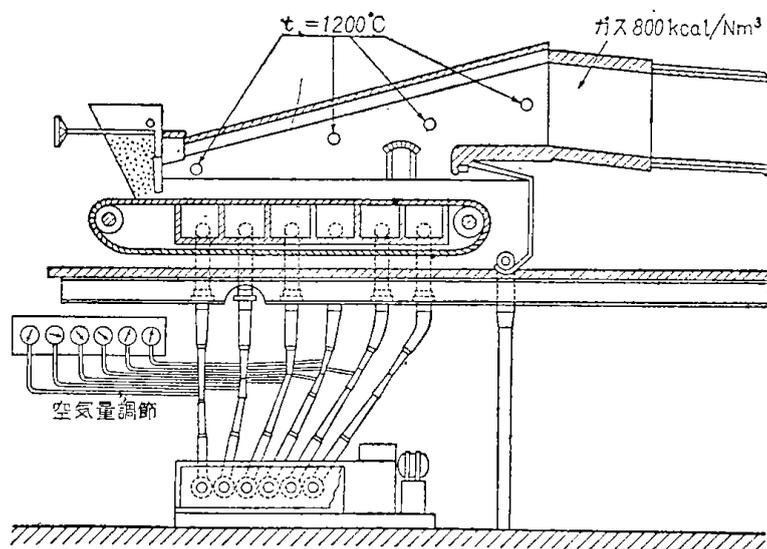
1) a. U. S. Bur, mines, Infor, Cir, 7790 (1949).

b. A. Thau: Brennstoffschwelung, S. 248, Bd. 1. (1949).

均に分散するよう一定の率で投入される。原料炭が一段の棚板上で一回転すると固定したスクレーパーによって間隙(1)から第2段の棚板に落下する、この操作が繰返される。棚板が回転する度毎に半成コークスが底部の口(m)からベルト上に落ちて篩分機に送られる。原料炭が炉内を通過する際過度の攪拌が行なわれないので粉になる率は少い。Büttner 炉は Büttner-Werke A. G. Verdingen-Krefeld<sup>1)</sup> が製作した。

## 2-2-2 Shawinigan式(自熱乾留法)<sup>2)</sup>

1938年にカナダのMontrealのShawinigan Chemical, LtdのAndersonとRenaudとが特許を得たもので密閉室の中に普通の移動火格子を設けこの上に石炭を薄層にして給炭し乾留を行なう方法で、揮発分を連続的に燃焼し去る移動底をもったビーハイブ炉とも云うべきものである。米国特許2,380,930(1945年8月)を得ている。第65図の如く移動火格子によって日産350tのカーバイド用コークスが生産されている。



第65図 移動火格子乾留ストーカー

この方法では、乾留室内を石炭が移動する間に石炭層にごく少量の空気を供給するのであって、火格子は多数の区画に仕切られ、この中に設けられた特殊設計の火格子棒を通して空気を供給する。供給する空気は石炭から発生するガスを燃焼させるに十分な量でないことはもちろんで、ただガスの不完全燃焼を行なわせて、燃焼の最終生成物であるCO<sub>2</sub>やH<sub>2</sub>Oに変える代りに不完全燃焼生成物であるCOやH<sub>2</sub>に変えるために送り込むのである。

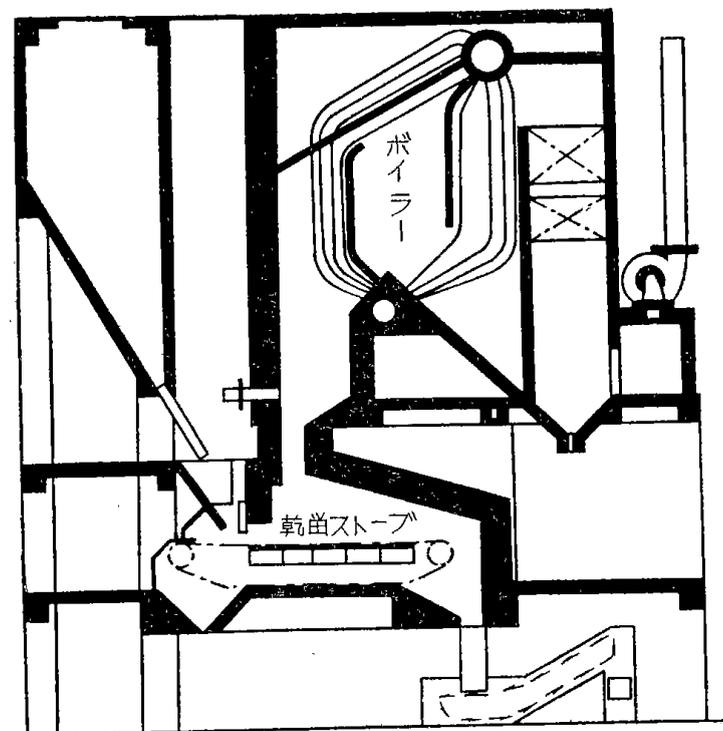
- 1) C.I.O.S. File XXXIII-17, Item 30. (PB 28,744), "Coal Driers, Büttner-driers, Büttner-Werke A. G., Verdingen-Krefeld", 1945 by H. Bardgett.
- 2) a. Kurt Baum: Continuous Coking process promises low cost production, Combustion, p. 61, Nov (1954).  
b. 動力 5, 259 (1955). (W.P.C. ブラジル部会論文集)

この方法を用いた場合、著しい特徴は乾留速度が速いことである。すなわち  $180\text{--}200\text{kg}/\text{m}^2/\text{hr}$  で外熱式乾留炉の  $10\text{--}14\text{kg}/\text{m}^2/\text{hr}$  に比べると恐るべき早さであり、乾留時間もコークスの  $16\text{--}20\text{hr}$  に対して  $12\text{--}20\text{min}$  ですむものである。

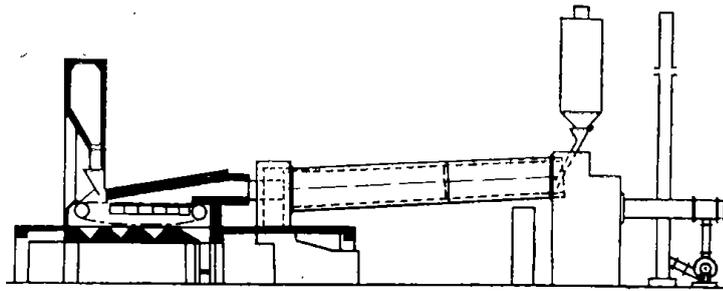
この方法の特徴をあげると次の通りである。

1. 泥炭、褐炭から無煙炭に至る広範囲のものを乾留することが出来る。
2. 乾留速度は通常のコークス炉の15倍の速さである。
3. 粒度、強度などの物理的性質は普通の冶金用コークスに劣るが、急速な加熱が行なわれるため、普通のコークス炉では粘結しない微粘結炭でもコークスになる。またコークスの化学的反応性が優れており、ことに高揮発分非粘結炭を原料とする場合には特に反応性のすぐれた木炭状のコークスが得られる。
4. 低～高揮発分瀝青炭および亜瀝青炭を原料とする場合はコークスのほかに高炉ガス程度の発熱量すなわち約  $650\text{--}850\text{kcal}/\text{Nm}^3$  の余剰ガスが同時に得られ、しかもこの炉にボイラーあるいはロータリーキルンなどの窯炉を簡単に直結できるので高温のままガスを有効に利用できる。
5. 設備費が極めて安く、コークスの生産コストも低い。また炉の操業および休止が簡単で操業に弾力性がある。

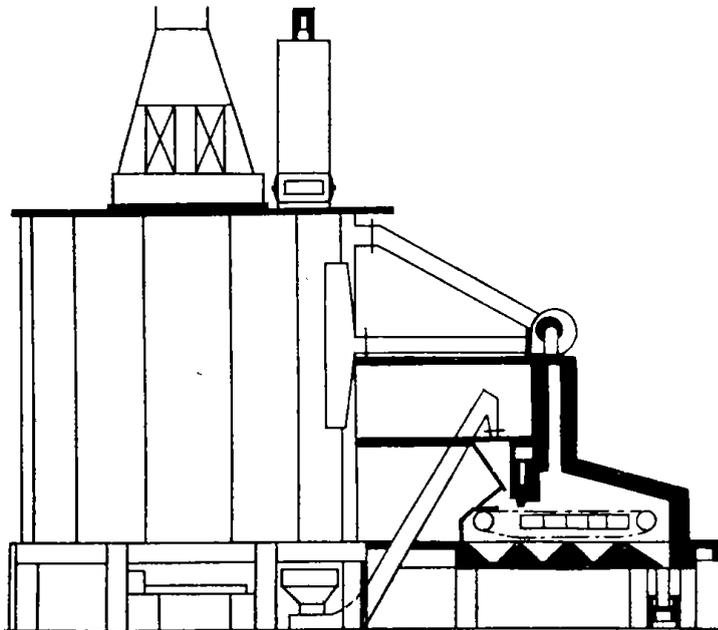
ボイラー燃料としてこのような熱ガスを用いると、顕熱と潜熱とを完全に利用できるので、熱効率が大きくなる（第66図）。



第66図 火力発電のボイラーと組合せた乾留ストーブ



第67図 ロータリーキルンの操業  
に高温ガスを用いる乾留  
ストーカー



第68図 褐炭のサイクロン乾燥と  
の組合せ

工業的な設備単位としては、通常の火格子の実際操業と関連して考えると、1単位が1～10t/hrすなわち20～25t/日として建設するのが適当と云われている。操業の準備には4hrもかかゝらず、生産は市況に応じて希望の時に停止してもよい。維持と取替えが必要なのはただ石炭層を運搬する火格子棒だけである。コークス5tにつき火格子棒1本の割合であると云われている。

このプラントは補助的な産物としてコークスを必要とする工業でも、標準の乾留プラントを設置したのではその工業のプラントよりかえって乾留プラントに多くの資金を要するような場合に特に興味を持たれる。

## 2-3 内熱発生炉附属式<sup>1)</sup>

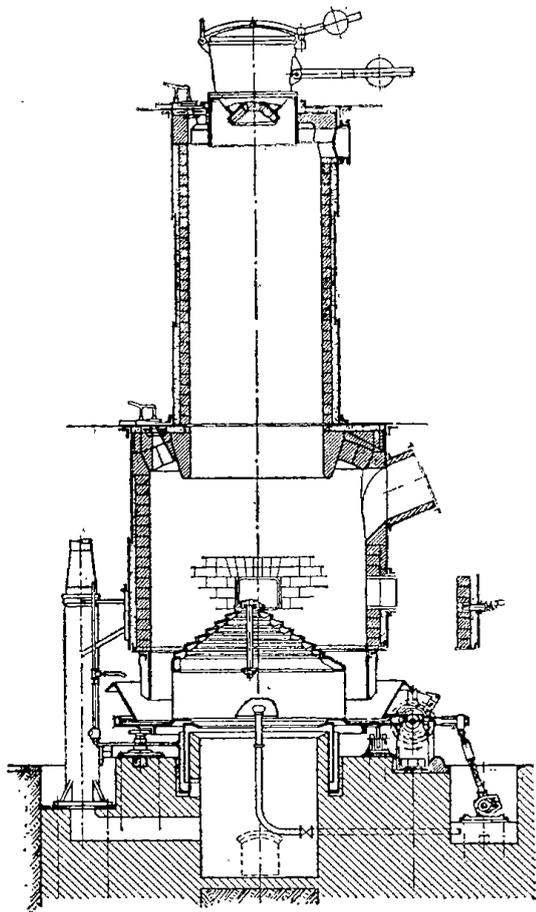
### 2-3-1 Pintsch式

本法はJulius Pintsch A. Gが考案したもので其の構造は第69図のように発生炉の上部に乾

1) a. 燃研彙報才4号

b. A. Thau: Schwelung von Braun-und Steinkole. S. 180, 226, 228, (1938).

c. A. Thau: Brennstoffschwelung, S. 187, Bd. 1. (1949).

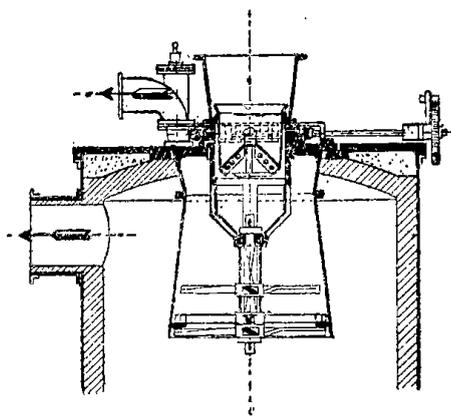


第69図 Pintsch 発生炉式乾留炉

留筒を附属させたものであり、乾留筒内には何等の機構もなく乾留筒の石炭は発生炉内の石炭と連続して発生炉内の燃料消費に伴って沈下する。発生炉において生成されたガスの一部を乾留筒内に通して乾留筒内の石炭を乾留する、残余の大部分のガスは直接他の用途に使う。

### 2-3-2 Deutsche Mond 式<sup>1)</sup>

本法もガス発生炉に附属して低温タール回収を行なう装置でDeutsche Mond Gas u. Nebenproduktenにおいて考案されたものである。本邦においては旭ガラス牧山工場にタール回収用として石炭20t/日の装置が建設された実績がある。構造は第70図に示す如く、乾留筒の下部に石炭の攪拌装置を有するのが特徴である。



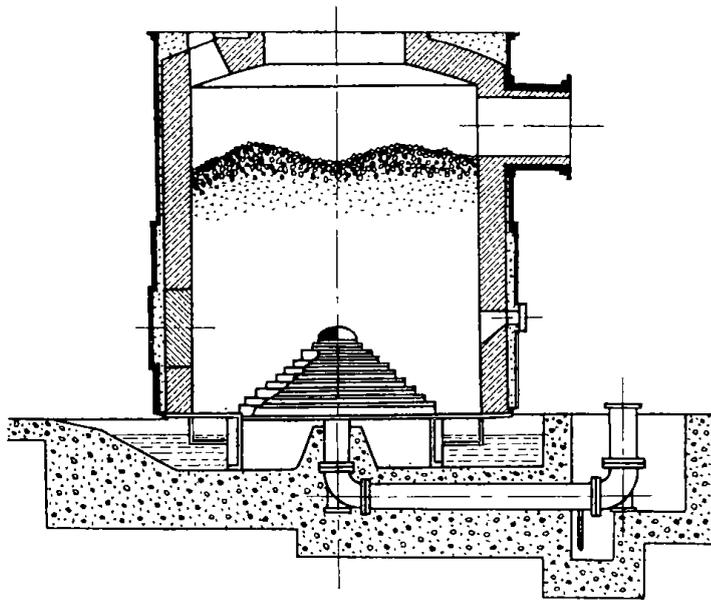
第70図 Deutsche Mond 式発生炉

装入石炭はこの攪拌装置によって常に移動され、下部発生炉より上昇する発生ガスを均一に石炭中に通過させ、その顕熱によって装入石炭を平均に乾留しタールの回収を行なうもので乾留筒内に導かれるガスは原料炭の性状によって異なるが、全発生炉ガスの約30—35%であった。

1) a. 燃研彙報 第4号  
b. A. Thau: Schwelung von Braun-und Steinkohle, p. 178.

### 2-3-3 Power Gas Corporation 式<sup>1)</sup>

横浜市ガス局に設置され 250t/日 の能力を有したものである。構造は第71図の如く火格子

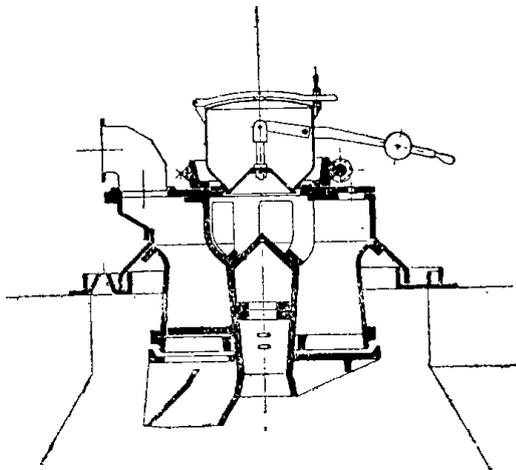


は (g) のように円錐形階段状であって炉底の中央部にあり、円錐形の傾斜角度及び炉格子下部の径は使用燃料の種類に応じて適宜変更が可能である。発生炉で生成したガスの顕熱を以って上部に設けられた低温乾留炉の原料炭を加熱する方式である。

第71図 Power Gas Corporation 式

### 2-3-4 Link 式<sup>2)</sup>

ガス発生炉において発生ガスの顕熱を利用し装入石炭の乾留を行ない低温タールの回収を行なうもので、Linkの考案によりドイツSaar地方で採用された。構造は第72図の如く発生炉



の上部に特殊のレトルトを懸垂したもので装入石炭はこの中に入って下部より上昇する発生炉ガスに接して乾留が行なわれるものである。

この内部を通じて導かれる発生炉ガスは発生ガス的一部分で石炭を原料とする場合には発生ガスの25%、褐炭を原料とする場合はその50%を使用する必要があると述べられている。

第72図 Link式炉

## 2-4 内熱汽缶附属式

### 2-4-1 Pintsch-Weber 式<sup>3)</sup>

第2次大戦の数年前、ドイツのJulius Pintsch A.Gがボイラーの火格子と組合せる内熱式

1) 燃研彙報 才6号

2) a. 燃研彙報 才4号

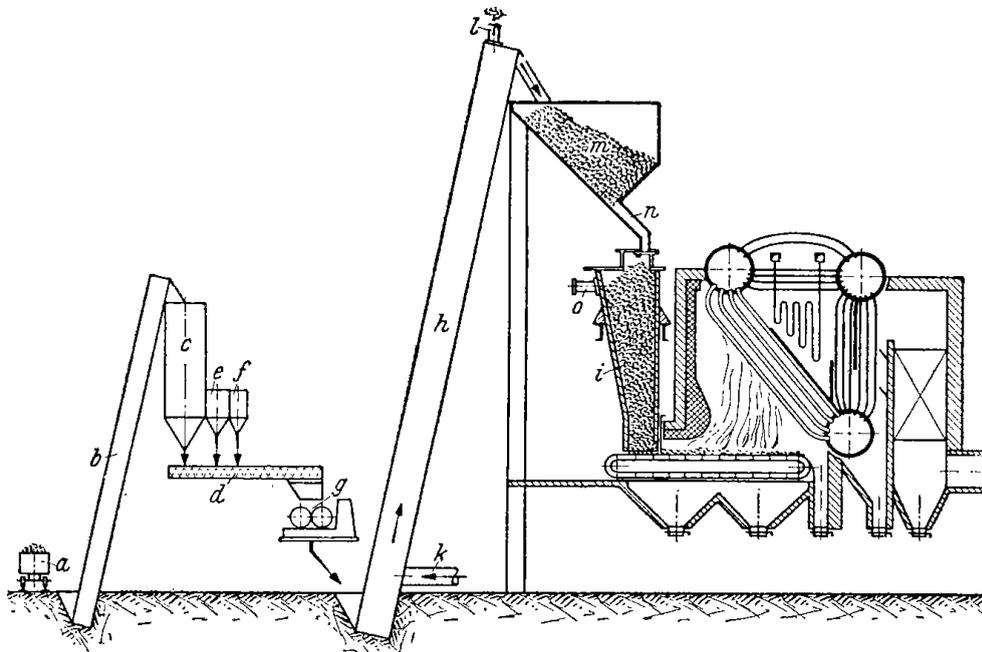
b. A. Thau; Schwelung von Braun-und Steinkohle. p. 177.

3) a. U. S. Bur. Mines, Infor., Circ. 7490. (1949).

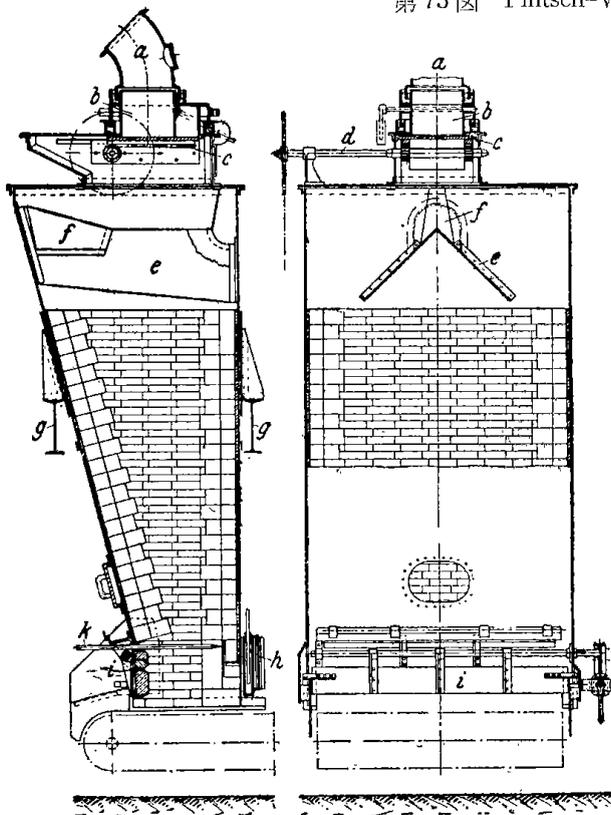
b. A. Thau; Kohlschwelung. (1938). p. 69-71.

乾留炉を開発し成型褐炭、瀝青炭等を燃料として使用し、ボイラーの運転と同時に低温タールの回収を考慮したものである。ドイツ軍部の技術陣は海軍用燃料としてタールを回収する目的でドイツ国内のすべてのボイラーにこの方式を採用しようと企画したが失敗に帰した。

Pintsch-Weber法は上述したPintsch法と成型炭製造のWeber法を組合せたものである（第73図）。



第73図 Pintsch-Weber式



- a 成型炭装入口
- b 装炭装置
- c ダンパー
- d シャフト
- e 屋根型鉄板
- f タール蒸気取出口
- g 支柱
- h 開孔部
- i ダンパー
- k ロストル

第74図 Pintsch-Weber式乾留炉

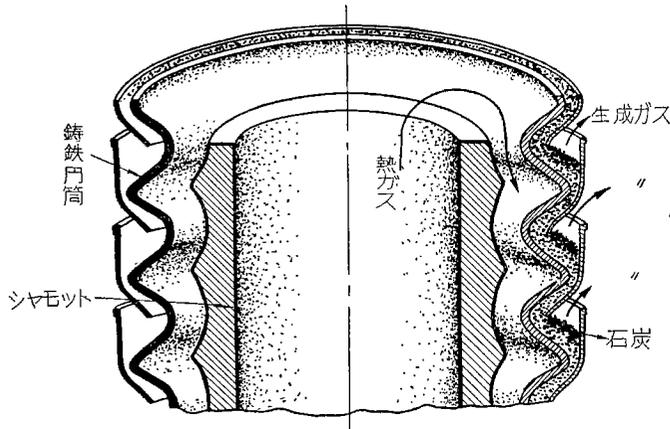
粉状瀝青炭はエレベーター（b）から石炭貯槽（c）を経てミキサー（d）に入り、ここで粘結剤（e, f）を添加し圧搾ロール（g）で成型炭となる。成型炭は低速度エレベーター（h）により石炭バンカー（m）に入る、燃焼ガスはエレベーター底部（k）から吹込まれ成型炭を乾燥しつつ上部出口（l）より逃れる。この間に成型炭が乾燥し固化する。バンカーの成型炭は導管（n）を経て乾留室に落下する。火格子からくる熱ガスが炭層内を上昇して乾留を行ないタールを伴って上部出口（o）からタール分離器に入る。

Weber法で成型炭をつくる場合に粘結剤として粘土とパルプ工場の廃液（濃厚な亜硫酸塩）が使用される。この方法は微粉炭の成型化ばかりでなく粉状鉄鉱石の固型化にも応用出来ると云われている。

### 3. 内外併熱式乾留炉

#### 3-1 Kosag-Geissen 式<sup>1)</sup>

第1次大戦直後ドイツが開発した堅型レトルトで Lurgi 式と同様に第2次大戦終結まで長期間にわたって使用された。構造は第75図 (a) (b) に示す通りである。

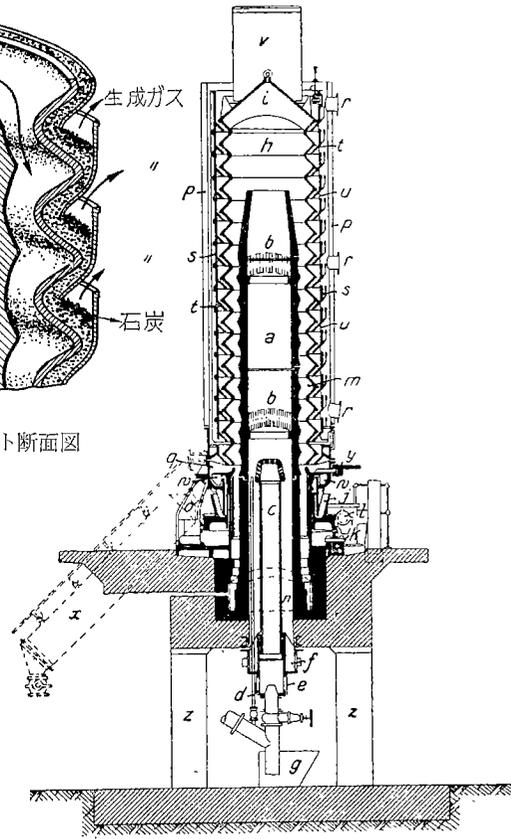


第75図 (a) Kosag-Geissen 炉レトルト断面図

レトルトの中央下部に設けられたパーナーによって燃焼ガスが上昇し、シヤモット製の内部円筒の頂部から特殊鑄鉄製の波型円筒に沿って一度炉底に至り、再び装入石炭層を上昇して内熱する。特殊金属製の円筒は回転し原料炭は薄層で乾留され、生成ガスや半成コークスを直ちに取出すことが出来る。普通独立した乾燥室によって水分

含有量約54%の褐炭を約15%になるまで乾燥して乾留する。処理能力は褐炭 150t/日であった。

この炉においては乾留温度が半成コークスの気孔率と反応性ならびに発熱量に著しい影響を及ぼすことが実験によって明かにされている。



第75図 (b) Kosag-Geissen 炉

- 1) a. U. S. Bur, Mines, Inform, Circ. 7430. (1949).
- b. A. Thau; Die Schwelung von Braun-und Steinkohle. S. 148-151. (1927).
- c. A. Thau; Brennstoffschwelung, S.21-24, Bd. 1. (1949).

乾留温度と気孔率との関係

乾留温度 (°C)	炭素含有量 (%)	気孔率
430	68.8	31.2
500	75.6	24.4
660	84.6	15.4
800	99.0	1.0

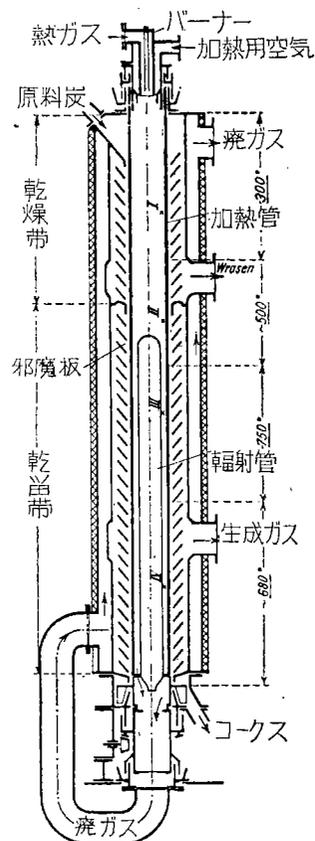
乾留温度と半成コークスの発熱量との関係

乾留温度 (°C)	発熱量 (kcal)
450	6800
500	7000
600	8100
650	8525
700	8200
800	7515

従って半成コークスの性状を重視した場合は約660°Cが最適であると云われている。

3-2 Borsig-Geissen 式<sup>1)</sup>

1935年にBorsigがKosag-Geissen低温乾留炉を改良しBorsig-Geissen炉を考案した(第76図)。Kosag-Geissen法が大型の鑄鉄製の波型回転筒を備えているのに対してBorsig-Geissen炉は回転部分にステンレス製の平滑な同筒を採用している。パーナーは回転部分に設けられ、燃焼ガスは回転部分の内側を降下し、レトルトを囲む外套を通して上昇する。あらかじめ乾燥した褐炭が炉に装入され、回転円筒と固定邪魔板の間を下降する。これは従来のKosag-Geissen法に採用された形式である。装入原料炭の粒度は0.5in以下で且つ0.04in

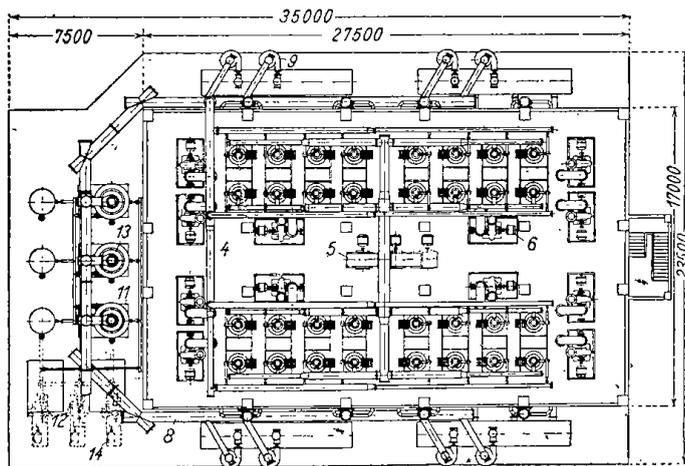
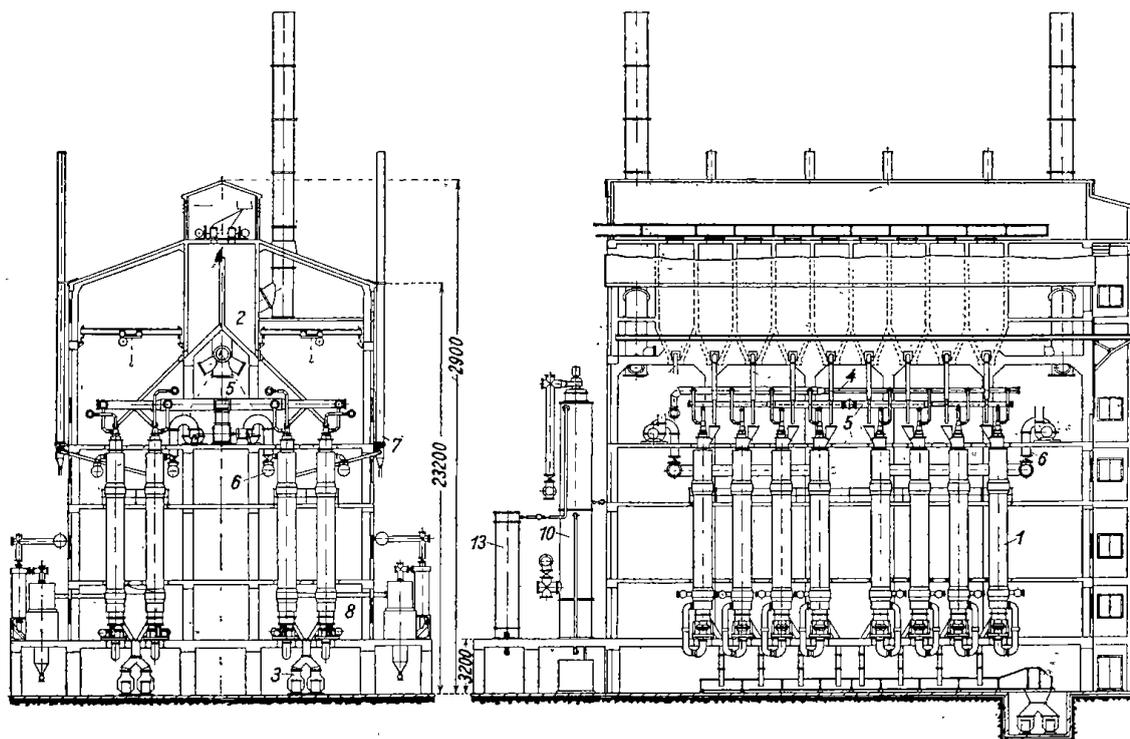


第76図 Borsig-Geissen炉

- 1) a. U. S. Bur. Mines, Inform, Circ. 7490. (1949).
- b. A. Thau; Kohlschwelung, S. 14-20. (1938).
- c. A. Thau; Brennstoffschwelung, S. 24-29, Bd. 1. (1949).

以下の微粉炭が10%を超えないことが必要である。半成コークスは炉底から取出される。乾留ガスの一部は炉加熱用に使われ残余は一侧から抽出される。ドイツ国内で4ヶ所にテスト・プラントが設けられたが、KulkwitzのLeipziger Braunkohlewerkeに建設されたものが唯一の工場であった。

乾留炉1基の能力は水分含有量14%の原料炭30t/日として設計されたが実際は35—37t/日の能力を発揮したといわれる。第77図は32基を一組として建設されたものでタール生産量40,000/年を目途としたものである。



- 1. 乾留レトルト
- 2. 石炭貯槽
- 3. コークス排出装置
- 4. 加熱用ガス配管
- 5. 空気入口
- 6. 廃ガス出口
- 7. 水蒸気出口
- 8. 生成ガス出口

- 9. タール分離器
- 10. タール洗滌器
- 11. 重質タールタンク
- 12. タールタンク
- 13. タール冷却器
- 14. タールポンプ

第77図 レトルト配置図

操 業 成 績

1. 原料炭の粒度分布 (%)

	I	II	III	IV
10mm	—	—	—	—
4—10mm	11.4	14.0	18.8	8.8
2—4 mm	54.8	36.0	28.1	19.9
1—2 mm	26.6	27.7	18.9	18.9
0.5—1 mm	3.6	9.0	10.7	11.4
0.5以下mm	3.6	13.3	23.5	41.0
	33.8	50.0	53.1	71.3

2. 低温タール留分

パラフィン含有留分……77%      パラフィンを含まない留分……23%

ガス軽油……4.5%

3. タールの性状 (原料炭上表 II を使用した場合)

パラフィン含有留分の比重 (44°C) ……0.965

中油の比重 (20°C) ……0.915

タールの炭塵含有量 (80°Cで沈降させた後) ……0.1—0.4%

タールの水分含有量……0.2%

中油の水分含有量……9.5%

タールの軟化度 (25°C) ……44—46°

4. 生成ガスの収量と組成

	原 料 炭 I	原 料 炭 II
ガス収量 Nm <sup>3</sup> /t (乾炭基準)	100—120	80—100
CO <sub>2</sub>	48.0	44.5
H <sub>2</sub> S	6.0	19.5
Cm Hm	6.1	3.8
O <sub>2</sub>	0.8	0.5
CO	13.6	8.7
H <sub>2</sub>	5.5	11.4
CH <sub>4</sub>	11.9	6.5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.2	1.6
N <sub>2</sub>	2.9	3.5

### 3-3 Baumco 式<sup>1)</sup>

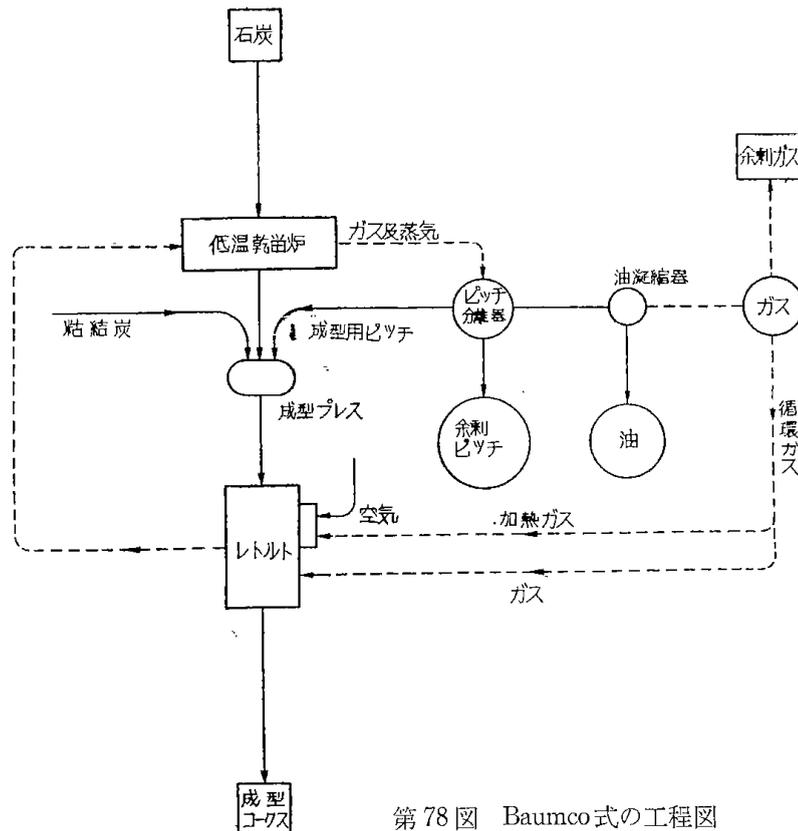
粘結性の低い石炭、或は非粘結炭、褐炭などを原料とするもので、これらを一度内熱式で低温乾留して半成コークス粉を作り、これを成型後高温乾留する。大規模なプラントは未だ操業するに至っていない。

まず原料を3mm以下に粉碎してMechanical furnaceで低温乾留する(700°C)。亜炭、褐炭にはBüttner式またはHereshoff式の炉が適している。この炉には多数の円板があり、石炭が薄く散布されて円板から円板へと落ち、この間円板に対して横に流れる熱ガスによって低温乾留が行なわれる。瀝青炭を原料とする場合は流動法による乾留がよいと云われる。

このようにして製造した半成コークスに10%以内の粘結炭と10%以内のピッチを加えて成型し、これを堅型レトルトに入れ、内熱と外熱とを併用して第2段の高温乾留を行なう。この時炉から出るガスは700~800°Cで、これを第1段の低温乾留の熱源とする。

この方法の特徴は次の通りである。

1. 適量の粘結炭を必要とする。
2. 回収ピッチは成型用として量、質ともに充分である。



第78図 Baumco式の工程図

1) O. E. E. C. Report, Paris. (1953); D. T. Baritt & T. Kennaway, Gas World, 139. Coking Sect., 23. (1954).

3. 製品は硬く、粒度は一様で、内熱ガスを加減すれば揮発分の調節も出来、冶金用、工業用、家庭用などの各製品を作ることが出来る。
4. 操業が連続式で休止、再開なども容易である。
5. 乾留が2段の工程からなる点が厄介である。しかし原料が元来適当な粘結性を持っていない以上予備処理が必要で、その意味ではさして複雑でない。
6. 発生ガス量は $1060\text{Nm}^3/\text{t}$ で、加熱用を差引いた余剰ガスは $700\text{Nm}^3$ であるが発熱量が低く $1250\text{kcal}/\text{Nm}^3$ 程度である。
7. 石炭および成型炭が低温乾留炉および堅型レトルトを通過するに要する時間は1hrであるから処理能力が大きく、同能力のコールス炉よりも設備費が約25%位少なくてすむが、操業費は逆に高くなる。

### 操業成績

高揮発分瀝青炭1t(粘結性炭9%とピッチ9%を添加)からの収量

1. 生成ガス ( $\text{ft}^3$ )
 

全量	37,400	加熱ガス	12,800
余剰ガス	24,600	発熱量	140B. T. U/ $\text{ft}^3$
2. 半成コールス.....1720lbs
3. タール及びピッチ.....358lbs
4. 油 (gal) .....10.3

### 3-4 明治鋳業式<sup>1)</sup>

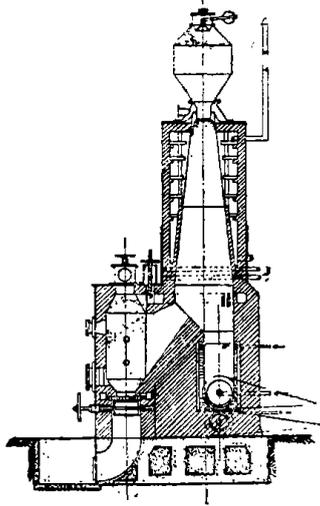
本法は明治鋳業会社豊国鋳業所において実施された方法でガラ焼炉及び内熱式乾留炉の2種であった(第79図, 第80図)。

ガラ焼炉は低品位炭を原料として一種の半成コールスすなわち「ガラ」を製造する目的としたもので煉瓦製角型の乾留室10個より成り下部には小型発生炉があり、加熱ガスは直接乾留室内に導かれ内部より石炭の加熱を行なう。さらに別に設けられた大型発生炉により発生するガスを各乾留室の両側に導き外部より加熱する。すなわち内外併熱式乾留炉であった。能力は0.5t/乾留室/11—14hrであった。

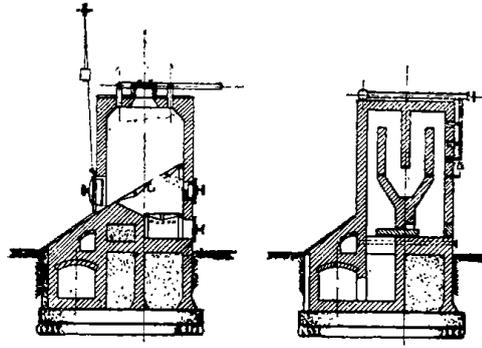
ガラ焼炉は堅型乾留レトルトの下部が傾斜道になっていて発生炉につながり、又レトルトの真下には冷却室がある。発生炉で出来た加熱ガスを直接レトルト中に送って内部加熱を行なう

1) 燃研彙報 才4号

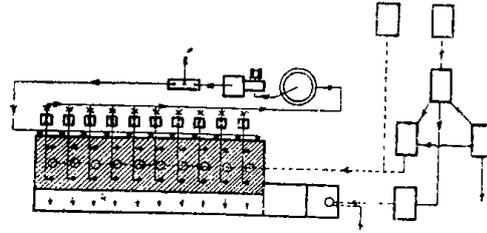
95



第79図 明治鉱業乾留炉



第80図 明治鉱業ガラ焼炉



もので、半成コークスの大部分は冷却室に入って排出され一部の半成コークスはレトルトより傾斜道によって発生炉に装入されガス化される。発生炉ガスの一部をレトルトの周囲に送って燃焼により外部より加熱する構造である。

#### 操業成績

乾留温度は乾留炉で最高 $590^{\circ}\text{C}$ 、ガラ焼炉で $700\text{—}800^{\circ}\text{C}$ であった。

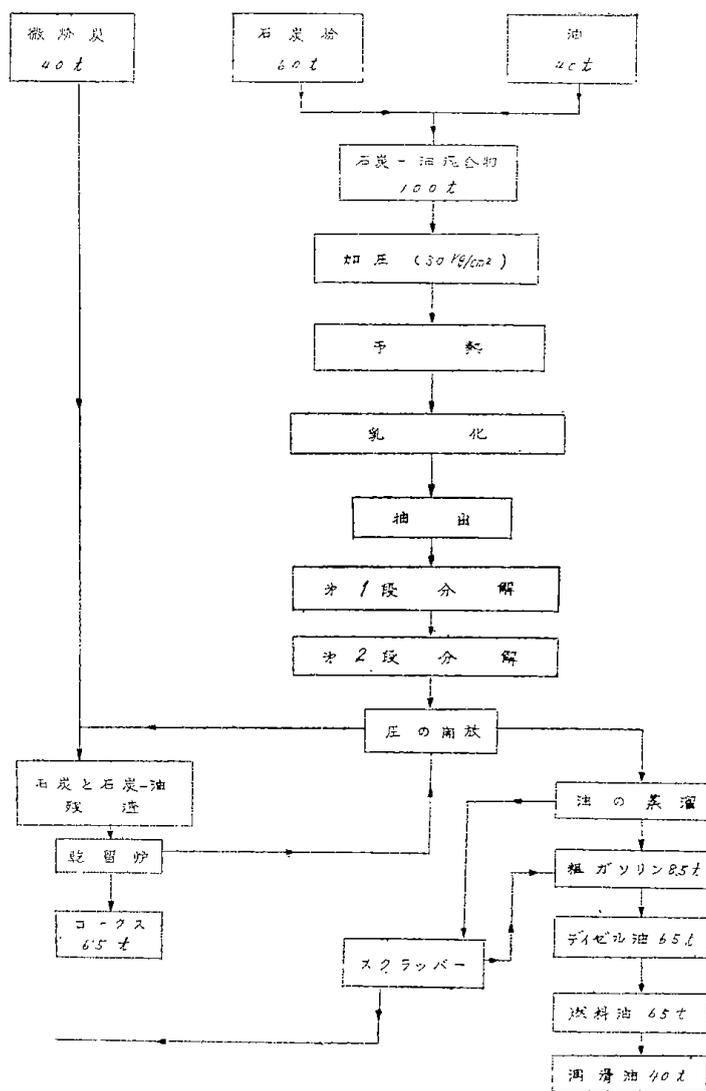
半成コークスの収量は乾留炉では約50%、ガラ焼炉では61—68%であった。

低温タールの収量は乾留炉で洗中塊を原料とした場合は8.5%ガラ焼炉で2号炭を処理した場合は約5%であった。

## 4. 石炭と油の混合物の低温乾留法

### 4-1 Blümner 式

1936年頃ドイツの E. Blümner が開発した石炭と油の混合物を低温乾留し燃料油及び潤滑油を製造する方法である。Borsig 社がこの方法を検討したが工業化する段階までに至らなかった。Blümner はその後 Blümner Fuel Corp を London に設立したが完全に企業化するに必要な後援者を得ることが出来ずに終わった。戦争中、ドイツ政府の技術陣がこの方法に関心を示し、政府が支援して 10t/日 の能力のパイロット・プラントを建設し瀝青炭を乾留する計画をたてた。工場敷地は Berlin に選定したが空襲のため実現に至らなかった。他の工場敷地として Munich が



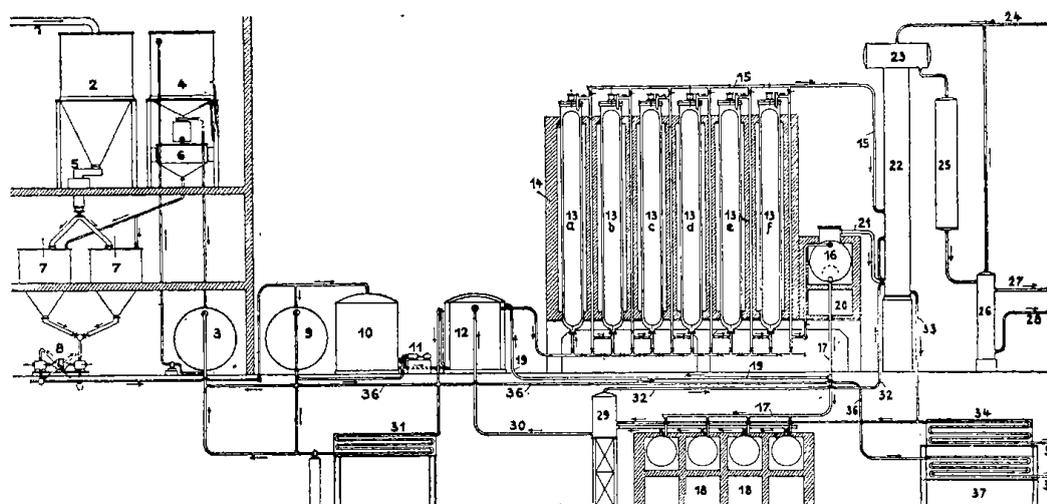
第 81 図 Blümner 法の系統図

- 1) a. U. S. Bur, Mines, Inf, Cir, 7490. (1949).
- b. A. Thau; Kohlschmelzung. S.99-104. (1938).
- c. A. Thau; Brennstoffschmelzung, S. 13, Bd. 1. (1949).

97

選ばれ建設が開始されたが完成を見ずに終戦となった。第81図は Blümner 式の系統図である。

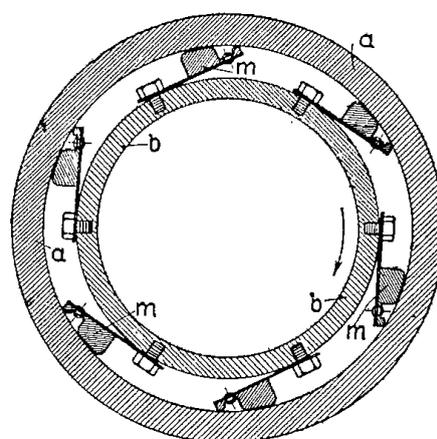
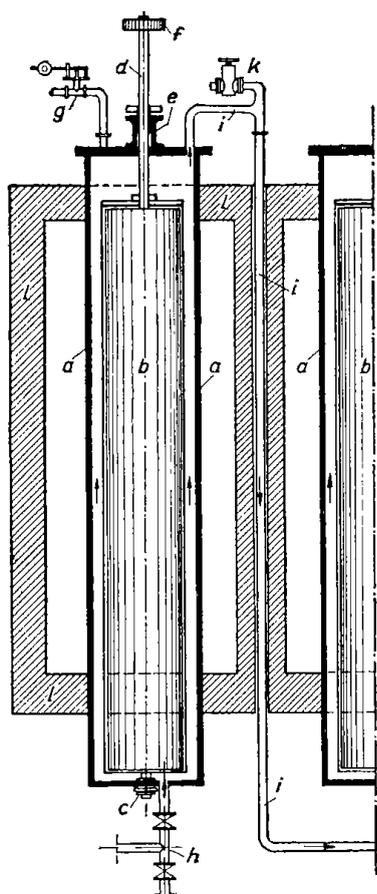
6 段階を経て油製品の他半成コークス 65 t が得られ、生成ガスは工程の加熱に使用される。第82図は Blümner 式の配置図である。



第 82 図 Blümner 式器機配置図

(1)微粉炭装入口, (2)粉炭貯槽, (3)油貯槽, (4)油タンク, (5)原料炭装入装置, (6)油計量槽, (7)石炭と油の混合槽, (8)コロイド原料の加圧ポンプ, (9)コロイド原料貯槽, (10)コロイド原料処理

槽, (11)加熱したコロイド原料の加圧ポンプ, (12)予熱器 (13)内部中空レトルト, (14)炉体, (15)タール蒸気取出口, (16)圧開放容器, (17)ドレン・パイプ, (18)乾留炉, (19)コロイド原料の循環パイプ, (20)圧開放容器加熱炉, (21)タール蒸気取出管, (22)精留塔, (23)デフレグメーター (24)ガス取出口, (25)冷却器, (26)分離器, (27)軽油オーバー・フロー, (28)水取出口, (29)油槽, (30)熱油パイプ, (31)油の冷却



第 83 図 レトルト断面図

器, (32)ガス及び蒸気管, (33)ディーゼル油ドレン・パイプ, (34)ディーゼル油冷却器, (35)ディーゼル油取出管, (36)燃料油パイプ, (37)燃料油冷却器, (38)燃料油取出し管,

本法の最重要部分は円筒形の鋼鉄レトルトで, 原料コロイドが  $30 \text{ kg/cm}^2$  の下に加熱攪拌される部分である (第83図)。

札幌市東月寒41番地の2

電話 (5) 2 9 4 2 - 3

## 北海道工業開発試験所

東京分室

東京都千代田区霞ヶ関3の1

工業技術院内

電話 (88) 4441-89 内線983番