

細粒状木質の連続炭化による 工業用木炭の製造 (第1報)

連続炭化装置の基礎設計

戸 田 治 信

Continuous Carbonization of Fine Wood Waste for Industrial
Raw materials ()

Fundamental design of test plant

Harunobu TODA

目 次

まえがき	2
炭化方式の検討	2
炭化条件の決定	7
基礎計算	11
基礎設計の完成	21
要 約	27
引用文献	28
Resume	29

ま え が き

昭和 32 年頃まで世界一の生産量と品質を誇ったわが国の木炭も、パルプ産業の広葉樹転換による原木の値上りと、安価で便利な灯油、LPG などの石油系燃料の進出等によって、近々僅か 5 年程の間に生産量は 50 % 前後まで急減するに至った。木炭消費の大半が家庭用燃料である現状においては、単位熱量当りの価格が高く、取扱いの不便な木炭の需要が再び増加することは期待できず、しだいに減少するものと予想される。しかし無煙無臭の固体燃料としての性質は、家庭用としてなお捨て難いものがあり、又木炭銑や二硫化炭素などの原料として用いられるいわゆる工業用木炭としては、反応性高く、灰分が少いという他の原料では代替し難い性質をもっているため、価格の低減及び安定化と品質の改良を図ることによって、今後多方面に亘る需要の拡大が予測されるので、木炭産業は工業用途に適した安価な木炭を安定した価格で供給できるよう体質改善を図る必要がある。このためには技術経済的な多くの問題点を解決しなければならないので、当所としては木材産業の経営の合理化の一環としてテーマにとりあげ、林地の枝条材及び工場廃材の炭化から一連の研究を進めている。本報告ではそのうち細粒状木質連続炭化試験装置の基礎設計について述べる。

炭 化 方 式 の 検 討

1. 研究の目標

一口に連続炭化の研究といっても範囲は広く、あらかじめ研究の目標をどこにおくか決定しておく必要がある。

これについて考察した結果、単なる独想的なアイデアの試験を目的とせず、与えられた設計条件または企業化条件において、たとえ一般的によく知られている方式でもよいからもっとも採算性のよい方式を選択し、これに考案を加え、この試験で得た結果をもとに、次の段階である企業規模の装置を設計できることを目標に試験を行うことにした。この目標に従い、炭化方式の選択及び装置の設計を行うための企業化条件及び設計条件として次の事項が考えられる。

原料粒度 5 mesh (スクリーン目 4 mm) 以下

原料水分 0 ~ 50% (Wet base)

原料処理量 1日5 ~ 10 ton (乾物)

原料価格 無料または乾物 1 ton 1,000円位

許容製品価格 乾物 1 ton 1 ~ 2万円

2. 過去に報告された炭化または乾留装置について

1910年頃まではメチルアルコールや酢酸等の重要な化学工業原料を生産する手段として木材乾溜工業は非常に盛んであり、多くの乾留装置が考案されている。現在までのこれらの乾留装置を大きく分類すると Table 1 のとおりになる。

b. Stafford 炉 (Stafford Badger 炉)

この炉はフォード自動車工場より出る 1 日 400 ton の木質廃材を処理する目的で建設されたものである。構造は上下に蓋のある断熱された円筒の頂部に原料予熱用スクリュウコンベアーを取りつけたもので、原料は回転乾燥機で向流に吹きこまれる不活性熱風により全乾に近いまで乾燥されたのち、予熱用スクリュウコンベアーで 170℃ まで加熱され炭化室に装入される。炭化室では原料自身の発熱分解による熱で乾留され、木ガス、木酢、木タール等の揮発分は上方の新しく装入された原料を予熱したのち頂部から排出され、木炭は次第に下方へ移行して底部の蓋より取出される。

得 失

この装置の特長は運転開始の時に空気を供給して加熱した後は全く他の熱源を必要とせず、発熱分解のみで炭化が進行することにある。問題点としては揮発分が移動床の原料の間を通過して頂部から排出されるため原料粒度の下限が制限されることで、実際にフォード工場では鋸屑のように細かい廃材のために Seaman 炉 (後述) を併用していた。また熱収支から見てある程度の大型炉でないと操業が難しいと考えられる。

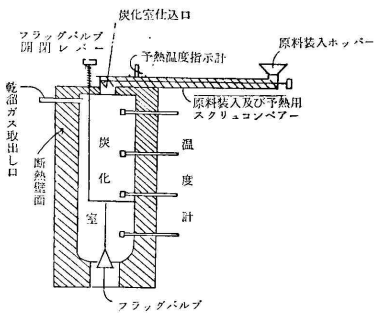


Fig. 2. Stafford レトルト Stafford retort .

c. 流動層乾留炉

従来フラッシュドライヤーとして粉粒体を熱風で吹き上げながら乾燥する方法が知られていたがその際、粒体がガス中を滑り落ちる速度が意外に大きいことが観察され、流動層の考えが生れた。新しい流動層の意味は粒体が下から吹き上げるガスに浮遊して外に飛び出さない状態を指し、濃厚流動層とも呼んでフラッシュドライヤーのように気体と共に装置外へ飛び出す方法 (稀薄流動層) と区別する。この粒体に木材質、ガスに高温の不

活性熱風を用いれば木炭を生産することができる。

得 失

流動層乾留炉の特長としては熱交換効率が非常によいこと、装置内の反応温度が均一で部分ムラがないこと、運動部分がないので振動による装置破損の心配がないことなどがあり、木材炭化炉としての欠点は炉内の原料滞留時間が不均一なこと。木材が急に高温に曝されるため軽しような木炭になり収率も低いことがあげられる。

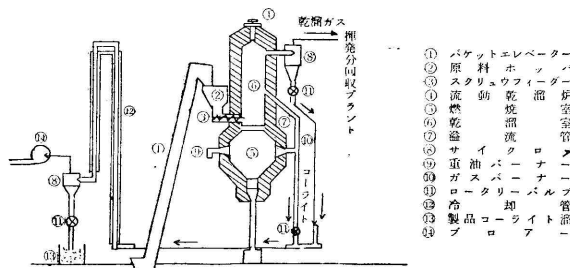


Fig. 3. 炭研式石炭流動層乾留炉 Fluidized bed carbonizer (TAN KEN system) .

2) 外熱型

a. ロータリーキルン

内熱型の円筒を煉瓦の加熱室で覆い、熱風を吹こまずに外から加熱する方法で、国内では近年 2, 3 ケ所で操業した例があり、外国では Seaman 炉と St. Paul 炉が報告されている。

得 失

内熱型ロータリーキルンと同様の外に、比較的良質の木炭がえられることゝ、ドラムの外側を加熱室で覆うため装置が一層大型になることが考えられる。

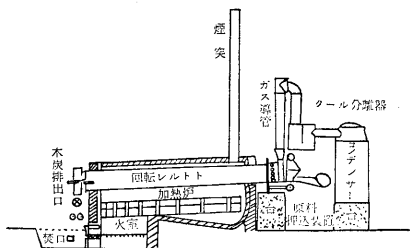


Fig. 4. Seaman 炉
Seaman retort.

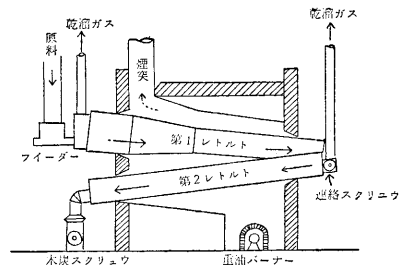


Fig. 5. St. Paul 炉
St. Paul retort.

b. 薄層乾留炉

英国スコットランド地方で頁岩油の乾留に使用されている方式を木材乾留に応用したもので、類似のもので報告された装置に Cline Retort (米)がある、基本的な構造は内側に加熱室、外側に輪状のよろい型原料保持機をもつ乾留室がある。原料は加熱室壁面とよろいの間隙を下に移行する間に炭化され炉底より排出される。乾留ガスはよろいの間から外側に出て乾留室壁との間を通り炉頂より排出される。Cline Retort は加熱室外壁が何段もの棚になってよろい型の保持器がなく、棚の上の原料は回転する乾留室についた腕で順次下の段へかき落されていく。

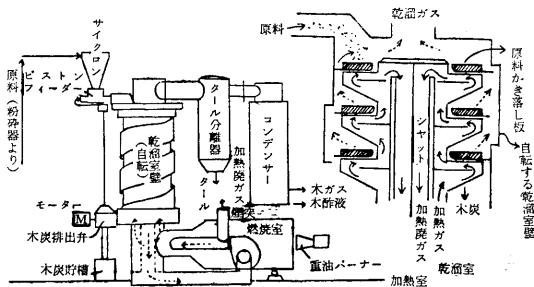


Fig. 6. Cline retort.

c. スクリュウコンベアー型

円筒型スクリュウコンベアーを加熱炉で覆って外側から加熱し、原料が内部を通過する間に炭化されるもので、我国でも古く操業した例が報告されており、外国ではセーマン炉がこ

得 失

この方式は原料が薄層となり、よく攪拌され、熱風により向流に加熱されるので、熱交換効率がよく、良好な炭質を期待できることが特長として考えられ、欠点としては機械的に複雑すぎて小容量では建設費が高くつくことがあげられる。

の型と言われ、最近では Forest Products Journal に米国で操業中の装置について紹介されている。

得失

この型は加熱室の充填率が 30% 前後まで許されるのでロータリーキルンに比べ小型で安価に建設できる。回転部分と固定部分との接続はスクリュウ軸だけなので密閉が簡単で完全にできる。欠点としてはスクリュウ軸の高温における湾曲振動による加熱室の破損と、他の型に比

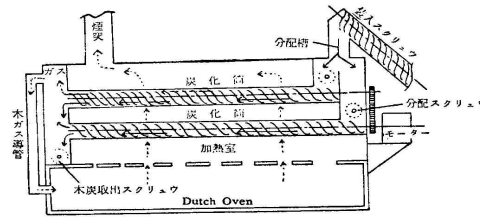


Fig. 7. Thomsen (Conway) 炉
Thomsen (Conway) oven.

Fig. 7. Thomsen (Conway) 炉
Thomsen (Conway) oven.

ベスクリュウと壁面の摩耗が激しいことがあげられる。

3) 内熱型と外熱型の比較

内熱型は熱風と炭化原料が直接接触するので熱交換効率がよく、所要熱量が少なくて済むのでできれば内熱にするのが望ましいが、反面発生ガスの質が悪く量が多くなるため全量を直接乾留熱源として利用することは困難で、タールと木酢液の回収プラントを併置しても採算のとれる程度の大きな規模でなければ企業的に不利である。

外熱型は原料を加熱室の外側から加熱するため熱効率が低く、熱風温度と炭化温度の差を大きくとる必要があるので装置過熱の危険があり、単位体積当りの伝熱面積が大きさに反比例して減少するので大規模の装置には向かないが、発生するガスの質が良く（発熱量が高く）、内熱と異なり加熱室内の熱風の流速を制限されないので発生するガスを直接燃焼して炭化熱源に使用することができ、加熱廃ガスはタールなどを含まないのでもそのまま原料乾燥熱源として有効に利用することができる。

4) 直接加熱と間接加熱

直接加熱は主に外熱式炭化炉で直接熱風で加熱する方法を意味し、それに対し熱風で加熱された熱媒体により間接的に炭化室を加熱する方法を間接加熱と呼ぶ。間接加熱が考案されたのは、外熱の場合熱風の温度を高くして運転するため燃料供給量と燃焼状態の時間的変動により火焰が直接炭化室壁面に触れたり、熱風温度が上りすぎて部分的に炭化室壁面を過熱し、焼損や変形を起して装置の寿命を短くする危険があるためで、伝熱面の外側を熱容量が大きく、熱伝導度高く、流動性がある加熱の部分差を対流によって平均にする熱媒体で覆う間接加熱が目されたものである。この方法の難点は木材の炭化温度に適した良い熱媒体が見当たらないことで、常温で液体の有機媒体は腐食性がなく好ましいが炭化に必要な 400 以上では分解して使用できず、又高価であり、安価な硝酸塩類は炭化温度附近の熱媒体として適当な性質をもっているが腐食性が強く高価な耐食材料を用いる必要があり、万一炭化室に穴が開いて侵入すると大爆発を起す恐れがある。

塩化物は爆発性はないが比較的融点が高くて使用が難しく、決定的な耐食材料が見当たらない。青化ソーダも良好な性質をもっていると言われるが毒性が強すぎる。いずれにせよ間接

加熱を採用するには安価ですぐれた熱媒体の発見が必要であり、今のところ製品の附加価値が高くないと使用が難しいようである。

4) 炭化方式の選定

以上の諸形式について検討した結果、企業化条件から見て、製品が附加価値の低い木炭であり、原料入手面から石炭乾留に比べ小規模の装置になることが考えられるので、要求される木炭品質の範囲でできるだけ安価に建設できるスクリュウ送り直接加熱式を採用することに決定し、この方式の欠点を改善するために次の考案を行った。

a. 運転経費を節約するためと、小型炉のため回収プラントを設置しても採算に疑問があるので乾溜ガスはそのまま燃やして熱源とし、熱収支のバランスをよくして補助燃料をごく少量又は不要にした。

b. 同じく熱収支改善のために装置内のガス流速の変化による影響の比較的小さい回転乾燥機（ロータリーキルン型）を組合せて炭化筒加熱後の高温ガスの廃熱を原料乾燥に利用した。

c. 装置の製作費を抑えるため製品木炭の品質を成型木炭として使用できる限界の揮発分25%以下とし、炭化温度を450以下に抑えて炭化筒材料に安価な炭素鋼を使用できるようにした。

d. 設計炭化温度と炭素鋼使用限界が殆んど一致するため時間的部分的温度変化の大きい直接加熱型は危険が伴い、特に乾留ガスの熱量が必要熱量より多くなる場合過熱され易いので炭化温度の自動制御装置を組合せた。

炭化条件の決定

1. 炭化条件の決定

前章において連続炭化の基本方式が決定されたので、次に装置の細部仕様を算出する基礎となる熱収支と物質収支を求めるため、小型電気炉による鋸屑の炭化試験を行い、温度、滞留時間、収率等の炭化条件を決定した。

1) 試験方法の検討

炭化条件のうち炭化温度と滞留時間は炭質又は装置的に或る範囲に限定される。残る因子として装置内の温度変化、即ち原料が内部で木炭になるまでに経過する温度推移が収率及び炭質に影響するが、この推移状況を予備試験により測定することは困難なので、装置構造から推測して作製した加熱プログラムに従って蓋付磁製ルツボに入れた原料を電気炉で加熱炭化し、収率を求め、更に揮発分と灰分について概略の測定を行った。

2) 加熱プログラム

スクリュウコンベアー内の原料温度と周壁温度が、一定温度を保って位置によって変化しているとすれば温度上昇は直線に近く、又周壁の温度が全位置共一定であれば対数曲線に近

い温度上昇傾向を示す筈である¹⁶⁾。しかし実際には木材質は水分蒸発及び縮合による吸熱、発熱分解による発熱を生ずるので温度変化は複雑になるが、ここではこのような反応を無視した加熱プログラムを考えることにして、滞留時間 10, 15, 20分炭化温度最高 400, 500 について合計 10 種の加熱プログラムを設定し炭化試験を行った。各プログラムについて Fig. 8~17に示す。

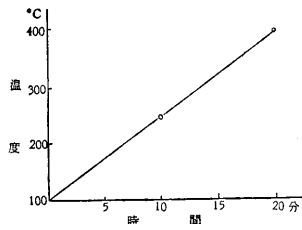


Fig. 8. 加熱プログラム - 1
Heating program No. 1.

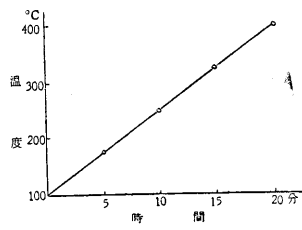


Fig. 9. 加熱プログラム - 2
Heating program No. 2.

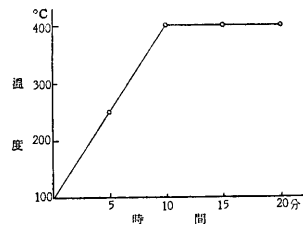


Fig. 10. 加熱プログラム - 3
Heating program No. 3.

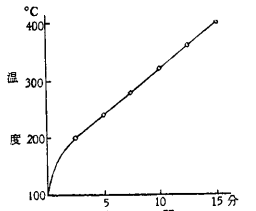


Fig. 11. 加熱プログラム - 4
Heating program No. 4.

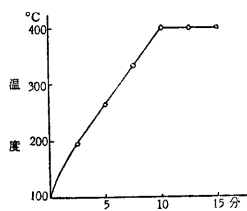


Fig. 12. 加熱プログラム - 5
Heating program No. 5.

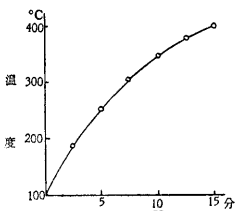


Fig. 13. 加熱プログラム - 6
Heating program No. 6.

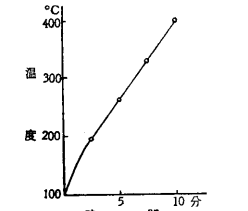


Fig. 14. 加熱プログラム - 7
Heating program No. 7.

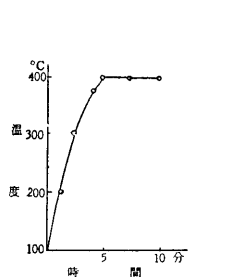


Fig. 15. 加熱プログラム - 8
Heating program No. 8.

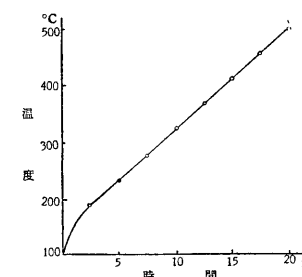


Fig. 16. 加熱プログラム - 9
Heating program No. 9.

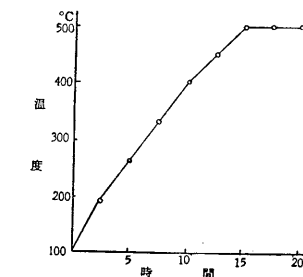


Fig. 17. 加熱プログラム - 10
Heating program No. 10.

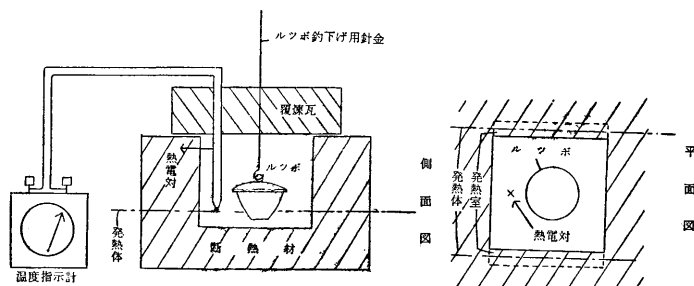


Fig. 18. 電気炉概要
Schema of experimental electric oven.

3) 試料

スクリュウ送り外熱式の炭化炉では原料の見掛容積重が大きい程単位時間当りの処理量が多くなるので有利であるが、原料として不利なものについて試験する方が有意義

と考え、軽い樹種の中、入手が容易であった当所製材工場で挽立て中のシナ鋸屑を室内で水分 5.4% まで乾燥して使用した。

4) 試験方法

気乾試料 2 g を重量既知の磁製ルツボに取り、精秤後蓋をして蓋を針金で抑え Fig. 18 の如く電気炉内に釣下げ、その位置の温度を熱電対で測定しながら加熱プログラムに従い加熱した。加熱終了後はそのまま外へ取出し、放冷後重量を測定して収率を求めた。

5) 使用器具

a. 磁製ルツボ口径 60mm、底径 20 mm、深さ 37 mm、蓋つき、予備試験の際、ル



Fig. 19 アスベストシール
Asbest seal used for protection
from air leaked in the crucible.

ツボと蓋の隙間から空気が入り、1部灰化したので、Fig. 19 の様に蓋の裏にアスベストを貼り付け、湿っているうちにルツボを押しつけ、シールした。

b. 電気炉

長さ 300 mm、容量 35 V、11 A のエレマー発熱体 2 本を用いた電気炉で、外形は縦 250 mm、横 300 mm、

高さ 200 mm、加熱室の発熱部分を除く寸法は、縦 105 mm、横 100 mm、深さ 120 mm である。電気炉の温度は変圧機により電圧を変えて調節した。

c. 温度計

直径 1 mm、長さ 300 mm の CA 熱電対素線にビニールコードを接ぎ、島津製の 6 点切替温度指示計で測定した。測定温度は予じめカネクロールバス中で水銀温度計により精度を確認した CA 熱電対と指示温度を比較測定し、正確な温度に換算した。

6) 測定事項

a. 木炭収率

1条件4サンプル平均、ルツボの蓋をとり化学天秤で秤量した。木炭は揮発分と灰分の測定に使用した。

b. 揮発分

試料の量が少いので JIS の方法に準じ、各条件 4 サンプルを合せて1回測定した。初めの 5 条件は石炭と同様蓋を取除いて加熱したが、木炭の場合反応性が高いため灰化が多く、以後は蓋をして加熱した。

c. 灰分

揮発分を測定した残渣を磁製ルツボに取り、空气中で 750 に加熱燃焼させ、残渣を灰分とした。

7) 試験結果

試験の結果は Table 2 のとおり収率 24.7~32.7%揮発分は 25% 以上、灰 2.1~ 2.6% であった。

8) 考察及び採用値の決定

今回の試験では温度の調節を炉内温度で行ったのでルツボ内の温度は炉内より遅れて上昇するから炉内が目的温度に達してから或る時間そのまま保持した方がより正確な結果を期待できる。又、一般に加熱速度が早く急激に上昇すると収率が低下する筈であるが加熱時間が

Table 2. 試験結果 (のこず)
Yields for experimental heating programs (sawdust)

プログラム No. program No.	収 率 yield %	揮 発 分 v.m. %	灰 分 ash %
1	30.8	(34)	2.6
2	31.7	(35)	2.1
3	24.6	(31)	2.4
4	32.7	(32)	2.1
5	31.3	(35)	2.2
6	29.0	25	2.1
7	31.8	25	2.1
8	28.1	25	2.2
9	29.1	30	2.2
10	24.3	25	2.2

10 分及び 15 分では 20 分よりむしろ収率が高い。これは原料がルツボの加熱おくれのために予定温度まで加熱されず炭化度が低いためと考えた。最後に揮発分はルツボに蓋をして加熱した 5 サンプルのうち 4 個まで 25% で計画値通りであった。

以上の理由と試験結果から炭化条件を炭化温度最高 400 , 滞留時間 20 分, 収率 25% 以上, 揮発分 25% 以下と決

定した。

2. 樹皮炭化試験

連続炭化条件の決定に引続き, 技術指導の基礎資料とするため樹皮について収率及び灰分の測定を行った。この資料は連続炭化の今後の試験とも関連するので合わせて紹介する。

1) 試料

当所土場保管の原木より, トドマツ, エゾマツ, ミズナラ, シナ, マカバ, セン, アカダモ計 7 種類の樹皮を採取し, 恒温器に入れて 105 で絶乾にしたのち, ヤリヤディスクミル (4000~5000 rpm, 3 m/m スクリーン) により粉碎したものを使用した。篩分けによる粒度調整を行なわなかったため, 形状粒度は樹種により大分異っている。

2) 加熱プログラム

炭化条件の決定に用いた種々のプログラムを参考にし新しく Fig. 20 の如く 15 分間に 400 まで直線的に加熱し, そのまま 5 分間保持するプログラムを設定した。

3) 試験方法

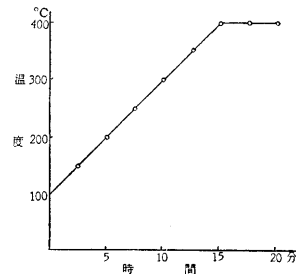


Fig. 20 樹皮炭化試験加熱プログラム
Heating program for bark.

Table 3. 試験結果 (樹皮)
Yields for experimental heating program (bark)

樹種 Species	収率 Yield %	灰分 Ash %	見掛容積量 Apparent specific gravity	
			軽く入れて Filled softey g/cm ³	少し圧縮して Lightly compressed g/cm ³
Todomatsu	39.61	6.1	0.09	0.12
Ezomatsu	48.32	6.7	0.08	0.13
Mizunara	44.63	13.1	0.08	0.13
Shina	36.78	8.1	0.09	0.23
Makaba	36.19	6.3	0.23	0.32
Sen	33.56	9.9	0.10	0.17
Akadamo	43.20	16.8	0.14	0.29
Average	41.05	9.6	0.12	0.20

炭化条件の決定と同じ方法を用いた。

4) 測定事項

1 樹種 4 サンプルに付て収率を測定, 平均値を求め, できた木炭を合せてメスシリンダーで見掛容積を測定し, 更に灰分を測定した。

5) 試験結果収率は 36.2~48.3%, 平均 41.1%, 灰分は 1サンプルのみで信頼度は低い
が 6~17%, 平均 10%, 見掛容積重は軽く入れて 0.08~0.23, 更に棒で押しこむと
0.12~0.32であった。測定値の一覧表を Table 3 に示す。

なお, 本試験で揮発分及び灰分の分析をして頂いた動力課, 杉本, 佐藤両氏に謝意を表す
る。

基礎計算

1. はじめに

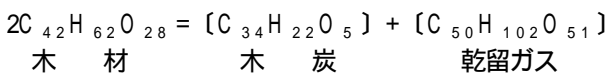
装置各部の仕様を決定するに当り, 先に基礎となる各部の物質収支, 熱収支を求める必要
があり, 今までに決定された事項に基き計算を行った。一般に試験装置設計の際は各部に大
きな余裕をもたせて広い範囲の中で最適条件を求めることが多い。しかし連続炭化装置の設
計においては基礎的なデータは多くの文献に発表されているため改めて試験するまでもない
ので, この装置をそのままスケールアップすることにより直ちに実用規模の装置を製作でき
るパイロットプラント的な考え方をとることにして, 室内実験でえた最適条件を基礎にでき
るだけ精密な計算を行い, 実測値が最終設計値の 50~200% の範囲に納ることを前提にし
て余裕をとらずに設計した。

2. いままでに確定した事項

原料送入力	絶乾換算最大	23.7kg/hr
木炭収量	絶乾換算最大	5.9 kg/hr
木炭収率		25 %以上
原料含水率	最高	75 %
乾燥原料含水率	最高	25 %

3. 発熱量計算

Klason の炭化反応式¹⁷⁾を基礎に次の式を設定し, 発熱量, 燃焼ガスその他の燃焼計算
に用いた。この式による木炭の元素組成は炭素 80.0%, 水素 4.3% 酸素 15.7% になり
400 で炭化した木炭¹⁸⁾に近い値である。



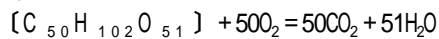
又, この式により

木炭収率	25.1 %
木炭理論発熱量	6,766 kcal/kg
乾留ガス理論発熱量	3,200 kcal/kg

原料木材 1 kg 当りの発熱量	(kcal/kg)
木炭 (収率 25.1%)	1,700
乾留ガス (収率74.9%)	2,400
分解熱 (全発熱量の 6% ¹⁷⁾ として)	250
計	4,350

4. 乾留ガスの燃焼計算

1) 乾留ガス理論燃焼式



2) 乾留ガス元素組成

元素	比率	原料 1 kg 当り
C	39.5%	0.296 kg
H	6.7%	0.050 kg
O	53.8%	0.403 kg

3) 原料木材 1 kg 当りの燃焼計算

CO ₂ 生成量	$0.296 \times \frac{44}{12} = 1.085$ (kg)
H ₂ O生成量	$0.050 + 0.403 \times \frac{12}{32} = 0.453$ (kg)
理論O ₂	$0.296 \times \frac{12}{1} = 0.789$ (kg)
理論空気	$0.789 \times \frac{1}{0.231} = 3.416$ (kg) = 2.64 (Nm ³)
全空気量 (=0.3)	$3.416 \times (1 + 0.3) = 4.441$ (kg) = 3.43 (Nm ³)
過剰空気量	$4.441 - 3.416 = 1.025$ (kg)
全N ₂	$4.441 \times 0.768 = 3.411$ (kg) = 2.73 (Nm ³)
残留O ₂	$4.441 \times 0.232 - 0.789 = 0.241$ (kg) = 0.169 (Nm ³)
空気中の水蒸気 (30℃, 湿度80%として)	
空気体積	$4.441 \times \frac{22.4}{29} = 3.430$ (Nm ³)
水蒸気体積	$3.430 \times \frac{0.04326}{1.033} = 0.144$ (Nm ³)
水蒸気重量	= 0.116 (kg)
乾燥原料中の水分 (含水率 25%)	$1.000 \times 0.25 = 0.250$ (kg)
水蒸気合計	$0.453 + 0.116 + 0.250 = 0.819$ (kg) = 1.019 (Nm ³)

5. 補助燃料の燃焼計算

1) 補助燃料の必要量

原料含水率を 75% から 25% まで乾燥する。
 乾燥機熱効率 30% 但し、燃料含水率 100% , 真発熱量 3,738 kcal/kg とする。
 原料絶乾換算 1 kg 当り

$$\text{水分蒸発量} \quad 1 \times \frac{75 - 25}{100} = 0.5 \text{ (kg)}$$

$$\text{蒸発に要する熱量} \quad \frac{100}{685} \times \text{の水蒸気エンタルピー} \quad 685 \text{ kcal/kg として}$$

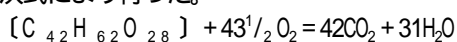
$$685 \times 0.5 = 343 \text{ (kcal)}$$

$$\text{所要熱量} \quad 343 \times \frac{100}{30} = 1,144 \text{ (kcal)}$$

$$\text{補助燃料所要量} \quad \frac{1,144}{3,738} = 0.306 \text{ (kg)}$$

2) 燃焼計算

次式により行った。



木 材

この式による木材の元素組成

C 49.7 %

H 6.2 %

O 44.1 %

補助燃料絶乾換算 1 kg 当りの燃焼計算

$$CO_2 \text{生成量} \quad 0.497 \times \frac{44}{12} = 1.821 \text{ (kg)} = 0.93 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$H_2O \text{生成量} \quad 0.062 \times \frac{18.02}{2.02} = 0.553 \text{ (kg)} = 0.69 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{理論}O_2\text{所要量} \quad 43\frac{1}{2} \times 32 \times \frac{1}{1.015} = 1.37 \text{ (kg)}$$

$$\text{理論空気量} \quad 1.37 \times \frac{1}{0.232} = 5.91 \text{ (kg)} = 4.56 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{全空気量 (} = 0.6 \text{)} \quad 5.91 \times (1 + 0.6) = 9.46 \text{ (kg)} = 7.30 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{過剰空気量} \quad 6.46 - 5.91 = 3.55 \text{ (kg)} = 2.74 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{全}N_2 \quad 9.46 \times 0.768 = 7.26 \text{ (kg)} = 5.81 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{残留}O_2 \quad 9.46 - 7.26 - 1.37 = 0.83 \text{ (kg)} =$$

空気中の水蒸気 (30 , 湿度 80% として)

$$\text{体積} \quad 7.26 \times \frac{0.04326}{1.033} = 0.304 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{重 量} \quad 0.304 \times \frac{18}{22.4} = 0.24 \text{ (kg)}$$

$$\text{燃料中の水分} \quad 1.00 \times \frac{100}{100} = 1.00 \text{ (kg)} = 1.24 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

$$\text{水蒸気合計} \quad 0.55 + 0.24 + 1.00 = 1.79 \text{ (kg)} = 2.23 \text{ (Nm}^3\text{)}$$

6. 燃焼ガス組成及び所要空気

木材1kg（水分共1.25kg）より発生する乾留ガス 0.749 kg（水分共0.999 kg）と補助燃料 0.306 kg（水分共 0.612 kg）を同時に燃焼した時のガス組成を Table 4に示す。Table 5 は 1時間当りの換算値である。

Table 4 燃焼ガス量及び所要空気量
Composition of combustion gas and necessary air (per kg of dry raw material) .

ガ ス 別 Gas	乾 留 ガ ス Carbonization gas		補 助 燃 料 Auxiliary fuel		計 Total	
	kg	Nm ³	kg	Nm ³	kg	Nm ³
CO ₂	1.09	0.56	0.56	0.28	1.65	0.84
H ₂ O	0.82	1.02	0.55	0.63	1.37	1.70
N ₂	3.41	2.73	2.22	1.78	5.63	4.51
O ₂	0.24	0.17	0.25	0.18	0.49	0.35
Gw（湿燃焼ガス）	5.56	4.48	3.58	2.92	9.13	7.40
Gd（乾燃焼ガス）	4.73	3.45	3.03	2.24	7.76	5.69
Whole necessary air	4.44	3.43	2.89	2.23	7.33	5.66
Theoretical necessary air	3.42	2.64	1.81	1.40	5.23	4.04

原料絶乾 1kg 当り

Table 5 燃焼ガス量及び所要空気量
Composition of combustion gas and necessary air (per hour) .

ガ ス 別 Gas	乾 留 ガ ス Carbonization gas		補 助 燃 料 Auxiliary fuel		計 Total	
	kg	Nm ³	kg	Nm ³	kg	Nm ³
CO ₂	25.8	13.3	13.3	6.6	39.1	19.9
H ₂ O	19.4	24.2	13.0	16.1	32.4	40.3
N ₂	80.8	64.7	52.6	42.2	133.4	106.9
O ₂	5.7	4.0	5.9	4.3	11.6	8.3
Gw	131.7	106.2	84.8	69.2	216.5	175.4
Gd	112.3	82.0	71.8	53.1	184.1	135.1
Whole necessary air	105.2	81.2	68.5	52.9	173.7	134.1
Theoretical necessary air	81.1	62.6	42.9	33.2	124.0	95.8

原料絶乾換算 23.7kg（1hr）当り

但し

空気過剰率（ ）：乾留ガス 0.3，補助燃料 0.6

気温 3.0 ，湿度 80%

とする。

7. 乾留所要熱量

連続炭化の主体をなす原料の乾留に要する熱量については直接測定する簡単な方法が見当らず，又乾留の途中で化学変化をおこすので，高温における比熱の変化の測定が困難なため資料に乏しいので，400 までは木材の比熱公式を延長して残存率を乗じて求めた。乾留ガスの比熱は高分子有機ガスの比熱を参考にして選定した。分解熱はセルローズとリグニンの分解点を考慮して配分した。

算出値は含水率 25% の木炭絶乾換算 1kg を 5 より 450 に加熱する場合の所要熱量である。

1) 木材及び木炭

木材の比熱 : $C = 0.266 + 0.00116$
: 温度 ()

a . 5 ~ 100

$$C_{ave}^{0-100} = 0.324$$

$$0.324 \times (100 - 5) = 30.8 \text{ (kcal/kg) .}$$

b . 100 ~ 200

$$C_{ave}^{100-200} = 0.440$$

$$0.440 \times (200 - 100) = 44.0 \text{ (kcal/kg)}$$

c . 200 ~ 250

$$C^{200} = 0.498, C^{250} = 0.556, 250 \text{ における減量 } 20\%$$

$$C^{250} / \text{原料} = 0.445$$

$$C_{ave}^{200-250} = \frac{0.498 + 0.445}{2} = 0.472$$

$$0.472 \times (250 - 200) = 23.6 \text{ (kcal/kg)}$$

d . 250 ~ 300

$$C^{300} = 0.614 \text{ 減量 } 50\% \quad C^{300} / \text{原料} = 0.307$$

$$C_{ave}^{250-300} = \frac{0.445 + 0.307}{2} = 0.376 \text{ (kcal/kg)}$$

$$0.376 \times (300 - 250) = 18.8 \text{ (kcal/kg)}$$

e . 300 ~ 400

$$C^{400} = 0.730 \text{ 減量 } 65\%, \quad C^{400} / \text{原料} = 0.256$$

$$C_{ave}^{300-400} = \frac{0.307 + 0.256}{2} = 0.282$$

$$0.282 \times (400 - 300) = 28.2 \text{ (kcal/kg)}$$

f . 400 ~ 450

$$C^{400-450} = 0.24 \text{ (木炭)}$$

$$\text{残存率 } 35\% \text{ として } C^{400-450} / \text{原料} = 0.084$$

$$0.084 \times (450 - 400) = 4.2 \text{ (kcal/kg)}$$

2) 含有水分の蒸発, 加熱

a . 5 ~ 100

$$0.25 \times 1 \times (100 - 5) = 23.8 \text{ (kcal/kg)}$$

b . 気化熱

$$0.25 \times 585 = 146.3 \text{ (kcal/kg)}$$

c . 100 ~ 200

$$\text{水蒸気の } C_p \text{ } 0.49 \text{ として}$$

$$0.25 \times 0.49 \times (200 - 100) = 12.3 \text{ (kcal/kg)}$$

d . 200 ~ 250

$$0.25 \times 0.49 \times (250 - 200) = 6.1 \text{ (kcal/kg)}$$

e . 250 ~ 300

$$0.25 \times 0.49 \times (300 - 250) = 6.1 \text{ (kcal/kg)}$$

f . 300 ~ 400

$$0.25 \times 0.49 \times (400 - 300) = 12.3 \text{ (kcal/kg)}$$

g . 400 ~ 450

$$0.25 \times 0.49 \times (450 - 400) = 6.1 \text{ (kcal/kg)}$$

3) 乾留ガスの加熱

a . 200 ~ 250

200 における発生量 0% , 250 において 20%平均 10% ,

$$\text{乾留ガスの比熱 } C_p \text{ ave}^{200-450} \text{ 0.5として } 0.1 \times 0.5 \times (250 - 200) = 2.5 \text{ (kcal/kg)}$$

b . 250 ~ 300

$$300 \text{ における発生量 } 50\% , \text{ 平均 } 35\% \quad 0.35 \times 0.5 \times (300 - 250) = 8.8 \text{ (kcal/kg)}$$

c . 300 ~ 400

$$400 \text{ における発生量 } 65\% , \text{ 平均 } 58\% \quad 0.58 \times 0.5 \times (400 - 300) = 29.0 \text{ (kcal/kg)}$$

d . 400 ~ 450

$$450 \text{ における発生量 } 75\% , \text{ 平均 } 70\% \quad 0.70 \times 0.5 \times (450 - 400) = 17.5 \text{ (kcal/kg)}$$

4) 分解熱

全発熱量 250 kcal/kg

a . 250 ~ 300 100 (kcal/kg)

b . 300 ~ 400 150 (kcal/kg)

以上を取まとめて Table 6 に示す。Table 7 は 1 時間の処理量 23.7 kg 当りに換算したものである。

Table 6 炭化筒内熱消費及び分解熱
Heat consumption in carbonizing tube (per Kg of dry raw material) .

温度別 (°C) Temperature range	熱消費 Heat consumption				分解熱 Decomposition heat	差引 Rest
	木材 Wood	水分 Moisture	乾留ガス Carbonization gas	小計 Total		
5 ~ 100 Evaorating heat	30.8	23.8	—	54.6	—	54.6
100 ~ 200	—	146.3	—	146.3	—	146.3
200 ~ 250	44.0	12.3	—	56.3	—	56.3
250 ~ 300	23.6	6.1	2.5	32.2	—	32.2
300 ~ 400	18.8	6.1	8.8	33.7	100.0	-66.3
400 ~ 450	28.2	12.3	29.0	69.5	150.0	-80.5
450 ~ 500	4.2	6.1	17.5	27.8	—	27.8
Total	149.6	213.0	57.8	420.4	250.0	170.4

単位 Kcal /原料絶乾 kg)

Table 7 炭化筒内熱消費及び分解熱
Heat consumption in carbonizing tube (per hour) .

温度別 (°C) Temperature range	熱消費 Heatconsumption				分解熱 Decom- position heat	差引 Rest
	木材 Wood	水分 Moisture	乾留ガス Carboniza- tion gas	小計 Total		
5 ~ 100 Evaporating heat	730 —	564 3,467	— —	1,294 3,467	— —	1,294 3,467
100 ~ 200	1,043	292	—	1,335	—	1,335
200 ~ 250	559	145	59	763	—	763
250 ~ 300	446	145	209	800	2,370	-1,570
300 ~ 400	667	292	687	1,646	3,555	-1,909
400 ~ 450	100	145	415	660	—	660
Total	3,545	5,050	1,370	9,965	5,925	4,040

原料 (絶乾) 23.7kg 換算 (kcal/hr.)

8. 熱収支計算

1) 乾留ガス真発熱量: H_{n1}

乾留ガス量 $23.7 \times 0.49 = 17.8$ (kg/hr)

総発熱量: $H_{g1} 17.8 \times 3,200 = 56,900$ (kcal) = 56.9 (Mcal)

真発熱量: $H_{n1} 56.9 - 0.685 \times 19.4 = 43.6$ (Mcal)

2) 補助燃料真発熱量: H_{n2}

補助燃料真発熱量 3,738 (kcal/kg)

補助燃料重量 $0.306 \times 23.7 = 7.25$ (kg/hr)

真発熱量: $H_{n2} 7.25 \times 3,738 = 27.1$ (Mcal)

燃料発熱量合計: H_n

$H_n = H_{n1} + H_{n2} = 43.6 + 27.1 = 70.7$ (Mcal)

3) 乾燥原料顕熱

$23.7 \times 0.324 \times (30 - 5) = 192$ (kcal) 0.2 (Mcal)

4) 乾留ガス顕熱

燃焼室入口温度 150 C_p 0.5 として

$17.8 \times 0.5 \times (150 - 5) = 1,290$ (kcal) 1.3 (Mcal)

5) 炭化筒内分解発熱

Table 7 のとおり 5,925 (kcal) 5.9 (Mcal)

6) 不完全燃焼損失

燃焼室内燃焼量 (H_n) の 10% として

$70.7 \times \frac{10}{100} = 7.1$ (Mcal)

7) 燃焼室壁貫流損失

H_n の 20% として

$70.7 \times \frac{20}{100} = 14.1$ (Mcal)

8) 加熱室壁貫流損失

Hn の 10% として

$$70.7 \times \frac{10}{100} = 7.1 \text{ (Mcal)}$$

9) 炭化筒熱消費

Table 7 のとおり 9,965 (kcal) 10.0 (Mcal)

10) 原料乾燥熱量

原料含水率を 75% から 25% まで乾燥し、乾燥機から排出直後の原料温度を 80 とする。

$$\text{水分蒸発熱 } 23.7 \times \frac{75 - 25}{100} \times 0.68 = 8.1 \text{ (Mcal)}$$

$$\text{原料顕熱 } 23.7 \times 0.324 \times (80 - 5) = 0.6 \text{ (Mcal)}$$

$$\text{所要熱量計 } 8.1 + 0.6 = 8.7 \text{ (Mcal)}$$

11) 湿燃焼ガス持出し顕熱

乾燥機末端温度 85 , 湿燃焼ガス Cp 0.33 , 湿燃焼ガス量 330 Nm³ , 基準温度 5 として理論焓温度公式¹⁹⁾により

$$85 = 5 + \frac{x}{330 \times 0.33} \quad x : \text{湿燃焼ガス持出し顕熱}$$

$$x = (85 - 5) \times 330 \times 0.33 = 8.7 \text{ (Mcal)}$$

12) 乾燥機及び導管貫流損失

$$1) \sim 5) \text{ 合計} - 6) \sim 11) \text{ 合計} = 43.6 + 27.1 + 0.2 + 1.3 + 5.9 - (7.1 + 14.1 + 7.1 + 10.0 + 8.7 + 8.7) = 78.1 - 55.7 = 22.4 \text{ (Mcal)}$$

Table 8 熱 収 支
Heat balance.

入 熱 Heat input			出 熱 Heat output		
項 目 Item	熱 量 Calorific value * Mcal/hr.	比 率 Percentage %	項 目 Item	熱 量 Calorific value * Mcal/hr.	比 率 Percentage %
Calrific value of carbonization gas	43.6	55.8	Heat loss on incomplete combustion	7.1	9.1
Calorific value of auxiliary fuel	27.1	34.6	Heat loss on overall transmission of combustion chamber	14.1	18.1
Sensible heat of dried raw material	0.2	0.3	Heat loss on overall transmission of heating chamber	7.1	9.1
Sensible heat of carbonization gas	1.3	1.7	Heat consumption in carbonizing tube	10.0	12.8
Decomposition heat of raw material	5.9	7.6	Heatloss on overall transmission of dreyer and ducts	22.4	28.7
			Evaporative heat of moisture in dryer	8.7	11.1
			Sensible heat of waste combustion gas	8.7	11.1
Total	78.1	100.0	Total	78.1	100.0

* 1 Mcal = 1,000 kcal

Table 9 物質収支
Material balance (per hour)

	入 量 Input			出 量 Output			
	項 目 Item	数 量 Quantity		項 目 Item	数 量 Quantity		比 率 Percentage v. %
		kg	Nm ³		kg	Nm ³	
乾燥 Drying	Raw-material	23.7		Dried raw-material	23.7		
	Moisture of raw-material	17.8	14.8	Moisture of dried raw-material	5.9		
	Combustion gas	398.3	315.8	Waste combustion gas	410.2	330.6	100.0
				CO ₂	39.1	19.9	6.0
				N ₂	273.2	217.9	65.9
			O ₂	53.6	37.7	11.4	
			H ₂ O	44.3	55.1	16.7	
炭 化 Carboni- zation	Dried raw-material	23.7		Charcoal	5.9		
	Moisture of dried raw-material	5.9		Carbonization gas	17.8		
	Combustion gas	216.5	175.4	Moisture of dried raw-material	5.9		
	Air for temperature controll	181.8	140.4	Combustion gas	398.3	315.8	
燃 焼 Combustion	Carbonization gas	17.8		Combustion gas	216.5	175.4	100.0
	Moisture of dried raw-material	5.9		CO ₂	39.1	19.9	11.3
	Auxiliary fuel	7.25		N ₂	133.4	106.9	61.0
	Moisture of auxiliary fuel	7.25		O ₂	11.6	8.3	4.7
	Air	137.7	134.1	H ₂ O	32.4	40.3	23.0
	Hygroscopic moisture in air	4.6					

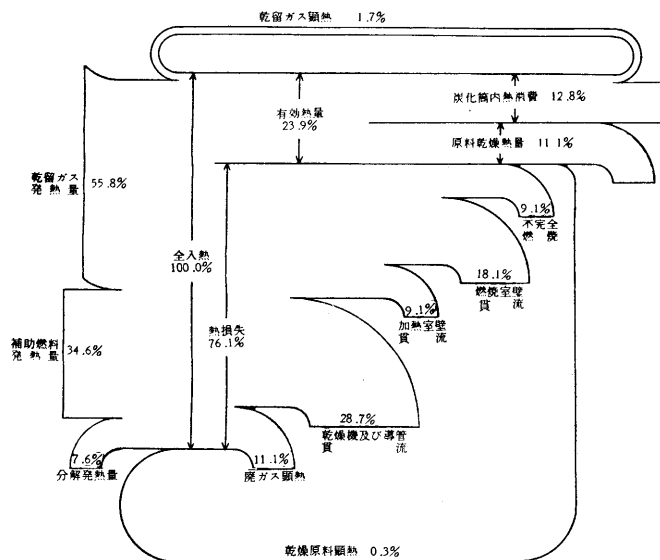


Fig 21 連続炭化熱精算図
Heat balance.

10. 装置内温度推測

熱精算と物質精算の結果により装置内主要部の温度を算出推定した。温度の計算は推定部分を通過する燃焼ガスの量及び比熱と保有している熱量から次式により行った。

$$th = to + \frac{Hn}{Gw \cdot Cp}$$

但し、th：理論温度

Gw：ガス体積

to：基準温度 = 5

Cp：ガス定圧比熱

Hn：真発熱量

計算の結果を Table 10 に示す。

11. 考 察

以上燃焼計算により熱収支及び物質収支を求めたところ、原料に対し 30% の補助燃料を用

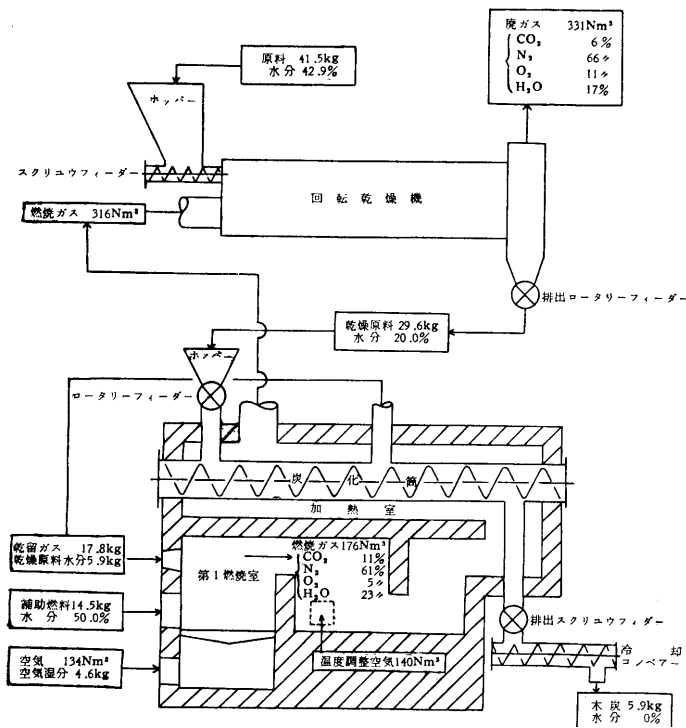


Fig 22 連続炭化物精算図
Material balance and flow sheet .

いれば、水分 43% の多湿の原料でも充分炭化できることが示された。又この計算では小型の試験装置を対象として不完全燃焼損失及び貫流損失に大きな値をとっており、廃ガスの顕熱を無視して原料の乾燥に補助燃料を用いているので、最後に残余として算出された乾燥機及び導管貫流損失が放熱面積と温度条件を考慮すると不自然に大きな値になっているので実際には補助燃料を用いないで乾燥から炭化まで行える自力炭化の可能性がある (Table 11)。

Table 10 装置内熱収支及び炉壁温度
Heat balance and calculated temperature .

項 Item	目	入熱 Heat input Mcal /hr.*	出熱 Heat output Mcal /hr.	保有熱 Remained heat Mcal/hr.	ガス Volume of combustion gas Nm³/hr.	定圧比熱 Specific heat Cp kcal/Nm³, °C	理論温度 Calculated temperature °C
First combustion chamber		72.0	—	—	—	—	—
Exit of first combustion chamber		—	—	72.0	176	0.33	1,240
Heat loss on incomplete combustion		—	7.1	—	—	—	—
Heat loss on overall transmission of combustion chamber		—	14.1	—	—	—	—
Air used for temperature controll of combustion gas		—	—	—	140	0.32	—
Inlet of heating chamber		—	—	50.8	316	0.325	500
Heat loss on overall transmission of heating chamber		—	7.1	—	—	—	—
Decomposition and sensible heat of raw-material		6.1	—	—	—	—	—
Heat consumption in carbonizing tube		—	10.0	—	—	—	—
Exit of heating chamber		—	—	39.8	316	0.325	393
Heat loss on overall transmission of dryer and ducts		—	22.4	—	—	—	—
Evaporative heat of moisture in dryer		—	8.7	—	15	0.49	—
Exit of dryer		—	—	8.7	331	0.33	85

* 1Mcal=1,000 Kcal

Table 11 自力炭化中の装置内熱収支及び理論温度
Heat balance and calculated temperature without auxiliary fuel .

項目 Item	入熱 Heat input Mcal/hr *	出熱 Heat output Mcal/hr	保有熱 Remained heat Mcal/hr.	ガス Volume of combustion gas Nm ³ /hr.	定圧比熱 Specific heat Cp kcal/ Nm ³ , °C	理論温度 Calculated temperature °C
First combustion chamber	44.9	—	—	—	—	—
Exit of first combustion chamber	—	—	44.9	106	0.33	1,288
Heat loss on incomplete combustion	—	4.4	—	—	—	—
Heat loss on overall transmission of combustion chamber	—	8.7	—	—	—	—
Air used for temperature control of combustion gas	—	—	—	92	0.32	—
Inlet of heating chamber	—	—	31.8	198	0.325	500
Heat loss on overall transmission of heating chamber	—	4.4	—	—	—	—
Decomposition and sensible heat of raw-material	6.1	—	—	—	—	—
Heat consumption in carbonizing tube	—	10.0	—	—	—	—
Exit of heating chamber	—	—	23.5	198	0.325	371
Heat loss on overall transmission of dryer and ducts;	—	9.2	—	—	—	—
Evaporative heat of moisture in dryer	—	8.7	—	15	0.49	—
Exit of dryer	—	—	5.6	213	0.33	85

* 1Mcal = 1,000 Kcal

基礎設計の完成

1. はじめに

これまでに作製された資料により設計に必要な基礎データは大体満たされたので、次に細部構造と主な仕様を決定し、既に考案された配置に従い基礎設計図を作製することにより基礎設計は完了する。

2. 細部構造の決定

1) 加熱炉

煉瓦積部分は内側耐火煉瓦、外側赤煉瓦の各々 1枚積みとし、内巾は炭化筒直径に両側の空間各 150 mm を加え計 600 mm とする。燃烧室の決定は当所チップボード工場の熱風炉を基礎にした。設計燃焼量は 8万 kcal/hr で、最大 16万 kcal/hr まで燃焼可能である。

加熱室に伝熱効率を高めるため熱風を攪拌する邪魔板を入れ、炭化筒末端の木炭排出管取付部分まで加熱室の中に納める。加熱室を出た加熱廃ガスを乾燥機に導く導管は乾燥機吹きこみ口高さの関係で、加熱室供給側天井より上方に出して乾燥機に接続し、途中で温度調整用空気孔をつける。

乾留ガスは炭化筒の 3ヶ所より上方に抜き、3本の導管を連結してガスバーナーに導く。ガスバーナーは、粘度が高く一部は壁面に凝縮して流れてくる霧状タールを含む乾留ガスをタールにより閉塞することなく安定して燃焼させる必要があるため、一般に用いられているバーナーでは不適當のため独自に考案していたが、基礎設計の完成までは良い案が生れず、仮に直接吹きこみとして作図する。

炭化温度の調節は本来燃料の増減で行うべきであるが、乾留ガスのみでも熱量が余る場合不要なガスを放出することは周囲のタールによる汚染など問題が多く、回収装置をつけるとコスト高になり、操作も難しくなるので、第2 燃焼室で空気を混入することにより燃焼ガス温度を調節する。第1 燃焼室の2 次空気を増減して調節することも理論的に可能であるが、燃焼効率が下り、調節に対する反応が鈍いなどの欠点がある。

炭化温度の調節を手動で行うか、又は自動制御を併用するか検討していたが、熱精算の結果乾留ガスのみでも熱量の余る可能性があり、炭化筒の材料に炭素鋼を使い温度限界近くで運転するため、過熱により焼損するおそれ大きいこと、及び自力炭化を行っているので、温度が下がれば発生ガスが減少して更に温度が下り、逆に温度が上ると発熱量の多いガスが発生して温度が一層上昇する傾向があるなど、熱的安定性に乏しく、手動では完全な制御を行い難いことが予想されるので自動制御を併用する。制御機器選定の条件は燃焼ガスに混入する空気量の調節により設定値の ± 30 の範囲で制御可能なもので、価格は全製作費に対し、パルプ産業の10%を参考に小型機なので15%以内とする。

2) 炭化筒

原料ホッパーは製作の便を考えて角すい型とし、アーチングを防ぐため内部に環状原料押しこみ機をつける。原料供給孔の乾留ガスシールにはロータリーフィーダーを用い、これを無段変速にして原料の定量供給を行なう。

炭化筒本体の直径は、乾留所要熱量と炭化筒壁面からの貫流熱量が一致する大きさを選ぶべきであるが、実際問題として完全な値を選択することは困難なので、取扱いやすさと装置容量との釣合から内径300 mm とする。熱風温度と炭化筒内温度の推定値から貫流熱量を概算したところ、所要熱量を充分供給できる見込みである。

炭化筒の肉厚は強度的には薄くてもよいが、木炭による摩耗を考慮して10 mm とする。

炭化筒充填率は装置容量を決定する重要な因子の一つである。一般にスクリュウコンベアーの最大充填率は、軽い物質でスクリュウ回転面積の45%であるが、これはU型ケーシングについての値であり、当所の円筒ケーシングスクリュウコンベアーによる木材チップ運搬では30%が限界なので、余裕をみて25%とする。

炭化筒スクリュウの形状は、普通型とリボン型をえらび小型試験機を製作して比較試験を行った結果により、原料充填率、送り効率、攪拌効果、乾留ガスの排出等を考慮してリボン型とする。木炭が炭化筒から排出管へ落ちる部分は順調に落下するようスクリュウの羽根を逆ピッチにする。スクリュウの駆動は、供給側架台上のモーター及び減速機により行い、無段変速可能とする。なお試験機を製作して頂いた動力課の諸氏に謝意を表す。

乾留ガスの排出側シールにもロータリーフィーダーを用いる。木炭の冷却は量が少いので固定式の冷却槽により行い、1時間に数回取出すようにする。

スクリュウコンベアー型乾留炉の一般的な欠点として振動の問題があり、炭化筒の荷重を直接煉瓦積の炉壁にかけることは危険なので、別に架台を組んで炭化筒を支持する。

運転中は乾留ガスが発生して筒内は正圧になるが、開始及び終了時の高温でガスの発生が

ない時には漏洩のため負圧になり、空気が侵入して爆発したり、残った木炭に着火して炭化筒を焼損する危険があるので、水蒸気を送入して可燃ガスを追出し正圧を保つ。又万一のため安全弁を設ける。

3) 乾燥機

ホッパーは半角すい型で、原料をフィーダーのスクリュウが噛みこみやすい形状とし、乾燥機原料供給側固定部のスクリュウフィーダーに接続する。スクリュウフィーダーは無段変速とする。変速機は安価なベルト型を用いる。

加熱室から出た燃焼ガス（加熱廃ガス）は、導管を経て供給側固定部側面より吹きこむ。

回転ドラムの容量は、当所チップボード工場の回転乾燥機及びその他の文献を基礎に 2倍の余裕をとり、通過時間 10分、充填率 5%とする。

ドラムを出た廃ガスは、分離室（排出側固定部）で上方に抜けて吸引プロアーにより煙突から屋外に排出され、原料は下に沈降し、気密用のロータリーフィーダーを通過して排出される。

排出された原料を炭化筒に運ぶコンベアーにのせるためと、加熱室との関係でドラムの位置が高くなるので乾燥機は鋼製架台上にとりつける。

乾燥機内でも原料に引火したり爆発も予想されるので、消火用の蒸気と水を配管し、強力な爆発の場合弱い部分が破れて爆発圧を逃がす構造とする。

4) コンベアー

装置に附属して乾燥機ホッパーに原料を上げるバケットエレベーターと、乾燥機から炭化筒ホッパーまで乾燥原料を運ぶコンベアーが必要である。共に製作費を切りつめるためと運転時間が短く寿命が少くてもよいので平ベルトにバケットや掻き上げ翼をつけた簡易型とする。

5) 吸引プロアー

将来集塵のためのサイクロンを連結する予定なので静風圧 100mm Aq 以上とする。加熱炉内の圧損失は概算の結果約 30mm Aqである。

6) 煙突，補助煙突

排風機を出た熱風は煙突を通過して屋外に放出されるが、この外に点火時の煤の多い煙が加熱室内に入るのを防ぎ、停電時に燃焼ガスを排出するため燃焼室に直接連絡する補助煙突を設備する。

7) その他

設計に当り既設建物内に設置するので、通路、機械間隔等を合理的に配置し、炭化筒スクリュウの引抜きに支障のないよう留意した。

3. 主な仕様の決定

1) 炭化装置容量

項目		計 画	最 大
炭化筒充填率	(%)	25	30
原料処理量	(kg/hr.)	20.0	23.7
木炭生産量	(kg/hr.)	5.0	5.9
原料加熱部分滞留時間	(分)	20	40

2) 加熱炉

a. 燃焼負荷

運転時最高 80,000 kcal/hr

昇温時最高 160,000 kcal/hr

b. 煉瓦積部分寸法

全長 4,450 mm (炉壁部 3,900, 炭化筒末端被覆部 550)

全巾 1,500 mm

全高 2,300 mm (地上部 1,800, 地下部 500)

c. 加熱炉容積

第 1 燃焼室 0.60 m³

第 2 燃焼室 0.84 m³

第 3 燃焼室 0.18 m³

小 計 1.62 m³

加熱室 1.08 m³

合 計 2.70 m³

燃焼室燃焼負荷 kcal/m³

運転時最高 49,000

昇温時最高 98,000

d. 火格子

形式, 水平火格子

面積 0.6m²

火格子燃焼負荷 kcal/hr kcal/m²,hr.

運転時最高 27,000 (45,000)

昇温時最高 160,000 (267,000)

e. 加熱室廃ガス導管

断面正方形, 300 mm × 300 mm, 中間に 150 mm × 150 mm の温度調整空気孔及びダンパーつき

f. ガスバーナー

4 鋼管直接吹き込み, 1次空気混入については細部設計中考案

ト, 温度調節, 自動制御機構

炭化温度調整用空気孔, 巾 300 mm 高さ 400 mm, 位置は第 2 燃焼室下部壁面, 手動

及び自動ダンパー組合せ。

自動制御機器

受感部 熱電対 (炭化筒末端壁面温度)

調節部 on - off 式

操作部 制御モーターによるダンパー開閉

調節精度 設定値の ±30

価格 30万円 (製作費の15%) 以下

3) 炭化筒

a. 原料ホッパー

角錐型, 口辺 600 mm × 600 mm, 高さ 700 mm, 容量 113 l, 環状ピストン式押し込み機付

b. ロータリーフィーダー

スター型ポケットフィーダー, 6 枚羽根, 内径 100 mm, 奥行 100 mm

c. 原料供給管

100 mm

d. 炭化筒本体

炭化筒加熱部分長さ L, 原料処理量 160 l (20kg) /hr. 原料見掛容積重 0.125, 炭化筒充填率 25%, 滞留時間 20分, 炭化筒内径 300 mm として

$$L = \frac{0.02 \times 1 \times 100 \times 20}{0.125 \times 25 \times 60} \times \left(\frac{0.3}{2} \right)^2 \quad 3.0 \text{ (m)}$$

炭化筒肉厚 10 mm, 炭化筒の中間に 3箇所の点検孔を設ける。

e. 炭化筒スクリュウ

形状リボン型, ピッチ 100 mm, 羽根巾 30 mm 羽根厚さ 3.2 mm, 支持棒 3/8

送り効率: $\left(\frac{\text{原料送り距離}}{\text{回転数} \times \text{ピッチ}} \right) = 0.67$

f. 木炭排出管

100 mm

g. 排出フィーダー

ロータリーフィーダー, 仕様は供給側と同様

b. 木炭冷却槽

口辺 400 mm × 400 mm, 高さ 700 mm, 容量 112 l, 冷却用の蒸気及び水配管と下部壁面に木炭取出し口をつける。

i. 支持部

鋼製架台, 炭化筒の熱膨脹に対する逃げを考慮する。

j. 乾留ガス導管

炭化筒よりの立ち上り管は, 炭化筒加熱部分の中央及び前後 1 m 間隔に計 3 本, 立上

り管を結ぶ連絡管，集合管の水平部及びバーナーに至る下降部より成る。曲りは全て十字型とし，点検，掃除を容易にする。直径 100 mm，保温

k. 安全弁

立上り管上端につける。作動圧 0.1 kg/cm² のものを考案する。

4) 乾燥機

a. ホッパー

口辺 400 mm × 400 mm， 底辺 100 mm × 100 mm

全高 600 mm， 容量 64 l

b. スクリューフィーダー

ケーシング内径 100 mm， スクリューピッチ 100 mm

c. 供給側固定部

直径 600 mm， 長さ 350 mm， 回転ドラム装入長 50 mm，

スクリューフィーダー及び熱風吹込み口つき，

d. 回転ドラム

ドラム全長 L，直径 500 mm，充填率 5%，滞留時間 10分ととして

$$L = \frac{0.02 \times 1}{0.125} \times \frac{100}{5} \times \frac{10}{60} \left(\frac{0.5}{2} \right)^2 = 2.7 \text{ (m)}$$

内面掻き上げ翼つき，保温

e. 排出側固定部

長さ 250 mm，回転ドラム装入長 50 mm，直径 600 mm，上部に廃ガス導管，

下部は 45° 勾配で絞り排出フィーダーを取りつける。

f. 排出フィーダー

ロータリーフィーダー仕様は炭化筒のフィーダーと同じ

g. 架台

鋼製，全長 4,700 mm (乾燥機部 3,900 mm，排風機部 800 mm)，全巾 600 mm，

全高 1,850 mm

5) コンベアー

細部設計時に決定

6) 吸引ブローア

風量 10 m³/min，静風圧 100 mm Aq 以上

7) 煙突，補助煙突

細部設計時に決定

4. 基礎設計図の作図

以上の通り決定した設計方針及び各部構造と仕様に従い，基礎設計図を作図した (Fig. 23)。

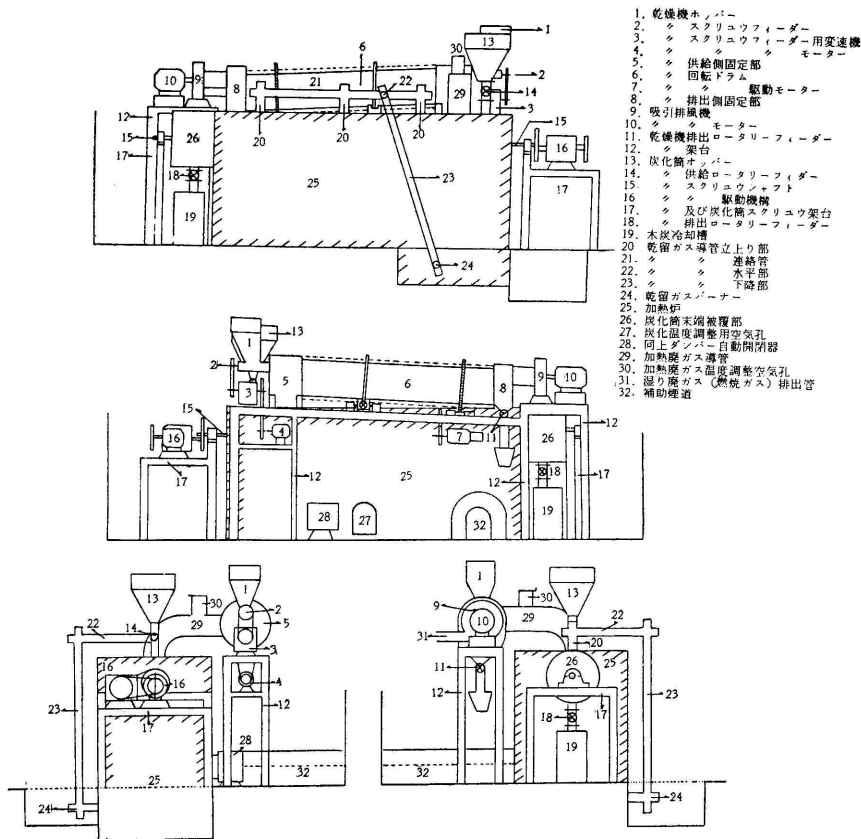


Fig 23 連続炭化装置基礎設計図
 Fundamental design of continuous carbonizer.

要 約

用途に乏しい細粒状木質を連続炭化により工業用原料木炭に製造するため、試験装置の基礎設計を行った。

装置の形式は企業化条件と各種の炭化方法の検討により、円筒型スクリュウコンベアー外熱型に回転乾燥機を組合せたものとし、熱源には乾留ガスを直接燃焼室で燃焼させて、補助燃料を用いない自力炭化を可能にした。炭化条件は室内実験により炭化温度 400 ~ 450 °C、滞留時間 20 ~ 25 分、木炭収率 25% 以上、木炭揮発分 25% 以下と決定した。これらの条件により基礎計算を行い、熱収支及び物質収支を求め、設計資料を得ると共に自力炭化の可能なことを確認した。

先に決定した装置の形式により各部の構造と配置を定め、資料により仕様を算出して基礎設計図を作図し、基礎設計を完成した。

おわりに本研究に着手するに当り御指導を頂いた前農林省林業試験場林産製造科長岸本定吉氏(現東京教育大農学部教授)を始め、多くの貴重な助言を頂いた諸氏に深く感謝の意を表する次第である。

引 用 文 献

- 1) Beglinger, E. : U. S. Forest Products Lab. Report No. R738 (1947); Locke, E.G., J. F. Saeman: joint Intelligence objectives Agency, Washington Fiat Final Report No.444(1945); U.S. Pat. 2,160,341 (1931), 2,202,231 (1940), 2,289,917 (1942) ; F. Pat. Prov.871.
芝木武夫・栗山旭：木材炭化，69 (1952)
- 2) 小林久平：木材乾留工業，210 (1939)
- 3) 芝木武夫，栗山旭：木材炭化，81 (1952)
- 4) Lambiotte, E. : Continuous Carbonization of Wood, SIFIC Process, Charcoal Production and Uses (Northeastern Wood Utilization Council, Inc. Bulletin 37), 35 (1952) ; U. S. Pat. 2,289,917 (1942).
- 5) 岸本定吉：木材工業，15 116 (1960)
- 6) Ibid P.117
- 7) Rieck, H. G., E. G. Locke, E Tower : Timberman, 46 No.2 (1945)
芝木武夫，栗山旭：木材炭化，72 (1952)
- 8) Nelson, W. G. : I. E. C., 22 312 (1930)
- 9) 国井大藏・秋山忠明・高木香住：流動化法，新化学工学講座 IV—5。丹野晴彦：石炭化学工業（化学工業，No.3, P52, 1957年別冊）。白井隆：流動層（1958）
- 10) U. S. Pat. 1,236,884. 1,236,885 (1917)
小林久平：木材乾留工業，274 (1939)
- 11) Jacob, P.B. : I. E. C., 32 217 (1940)
- 12) 岸本定吉：木材工業，15 118 (1960)
- 13) Dargan, E.E., W. R. Smith : F. P. J., IX_395 (1959)
- 14) 内田憲：木材と加工炭，138 (1952)
小林久平：木材乾留工業，278 (1939)
- 15) Jacob, P. B. : I. E. C., 32 214 (1940)
小林久平：木材乾留工業，277 (1939)
- 16) 内田俊一・亀井三郎・八田四郎次：化学工学，109 (1959)
- 17) Klason, P., G. von Heidenstam, E. Norman : z. angew. chem. 23 1252 (1910)
- 18) Riley, H. L. : J. Soc. Chem. Ind., 58, 391 (1939)
- 19) 国井大藏：炉と燃燒装置，68 (1958)