



泥炭の流動層燃焼技術

細 田 英 雄*・平 間 利 昌*²

Fluidized Bed Combustion Technology of Peat

Hideo HOSODA and Toshimasa HIRAMA

1. は じ め に

泥炭は石油、石炭、天然ガス、オイルシェールなどとともに地球上に残された貴重な炭化水素資源の一つである。世界的な視野からは、賦存量も決して少なくないが含水率が高く輸送・貯蔵性が劣るため経済的な価値が低くみなされ、一部の国を除いては有効利用されていない現状である。しかし、最近ではブルネイ、ケニア、ジャマイカなどの開発途上国でも泥炭燃料化の研究が国策として行われており、わが国でも国土有効利用の観点で泥炭地の見直しのための調査研究が行われている¹⁾。

本論文の目的は、泥炭を燃料として利用する場合のもつとも有力な燃焼器の一つである流動層燃焼技術の現状を展望することであるが、泥炭の賦存量ならびに泥炭の燃料化にとって不可欠な課題である前処理プロセス等についても若干の解説を行う。

2. 泥炭の賦存量と産出量

2.1 世界の泥炭

世界の泥炭地の調査は近年ようやく正確さを増しているが、まだ十分とはいえない。たとえば厚さが 30 cm 以上の泥炭地総面積は、1964 年の資料²⁾では 121×10^6 ha であつたが、1980 年の資料³⁾では 420×10^6 ha と約 3.5 倍になつている。しかし、この資料の時点でも亜熱帯と熱帯地域の調査は不十分であるといわれ、これらを加えると 500×10^6 ha を超えると推定されている。これは世界の陸地面積の約 1% に相当している。1980 年の資料にもとづく世界各国の泥炭地 (Peatland) の面積を表 1 に示す³⁾。北半球、特に北欧と北アメリカ大陸に集中しており、なかでもソ連とカナダの泥炭地面積が圧倒的に大きい。この 2 か国で世界全体の約 3/4 を占める。一方、国土面積に占める割合ではフィンランドがもつと

も高く 30% を超えている。インドネシア、スウェーデンなどもめだつている。

燃料および園芸用の各国における泥炭産出量を表 2 に示す⁴⁾。燃料用、園芸用ともにソ連の産出量が圧倒的に多く、年間 2 億 t で世界全体の約 9 割を占めている。燃料としての使用量は 8 000 万 t で、国内エネルギー需要の約 2% を泥炭燃料で補っており、特にレニングラー

表 1 世界各国の泥炭地面積と国土に占める割合³⁾

	厚さ 30 cm 以上の 泥炭地面積 ($\times 10^6$ ha)	国土の総面積 に占める割合 (%)
カナダ	170	17.9
ソ連	150	6.8
アメリカ/アラスカ	30	14.6
インドネシア	26	13.5
フィンランド	10.4	30.5
アメリカ(アラスカを除く)	10.24	1.4
スウェーデン	7.0	15.6
中国	3.48	0.4
ノルウェー	3.0	9.3
マレーシア	2.36	7.2
イギリス	1.58	10.3
ポーランド	1.35	4.3
アイルランド	1.18	13.1
西ドイツ	1.11	4.5
アイスランド	1.0	9.7
東ドイツ	0.550	5.1
キューバ	0.450	3.9
オランダ	0.250	7.2
日本	0.200	0.6
ニュージーランド	0.150	0.5
デンマーク	0.120	2.8
イタリア	0.120	0.4
ハンガリー	0.100	1.1
ユーゴスラビア	0.100	0.4
ウルグアイ	0.100	0.6
フランス	0.090	0.2
スイス	0.055	1.3
アルゼンチン	0.045	0.02
チェコスロバキア	0.031	0.2
オーストリア	0.022	0.3
ベルギー	0.018	0.6
オーストラリア	0.015	0.002
ルーマニア	0.007	0.03
スペイン	0.006	0.01
イスラエル	0.005	0.2
ギリシア	0.005	0.04
ブルガリア	0.001	0.009
総 計	421.14	

昭和 62 年 3 月 30 日受付 (Received Mar. 30, 1987) (依頼解説)

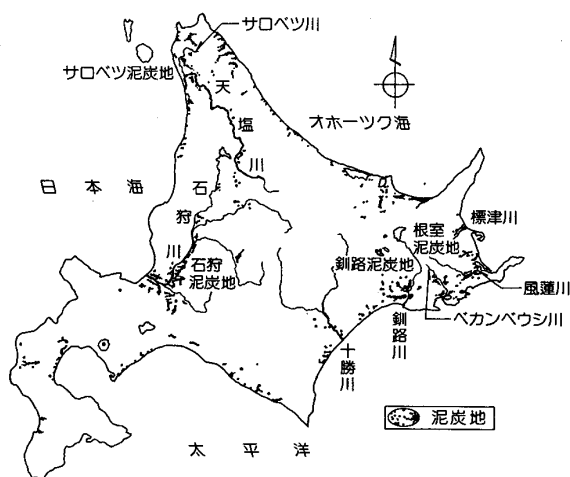
* 工業技術院北海道工業開発試験所主任研究官 (The Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido, Agency of Industrial Science and Technology, 2-17 Tsukisamu-Higashi Toyohira-ku Sapporo 004)

*² 工業技術院北海道工業開発試験所主任研究官 工博 (The Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido, Agency of Industrial Science and Technology)

Key words: peat; fluidized bed combustion; dewatering; dry process; water contents; heat quantity; fuel; boiler; bubbling fluidized bed; fast fluidized bed; turbulent fluidized; circulating fluidized.

2・2 日本の泥炭

	燃料用泥炭	園芸用泥炭	計
中国	800	1 300	2 100
チェコスロバキア	0	270	270
デンマーク	0	110	110
フィンランド	3 100	500	3 600
フランス	50	100	150
東ドイツ	0	170	170
西ドイツ	250	2 000	2 250
アイルランド	5 570	380	5 950
ノルウェー	1	83	84
ニュージーランド	0	10	10
ポーランド	0	280	280
スウェーデン	0	270	270
スイス	0	1	1
ソ連	80 000	120 000	200 000
イギリス	—	170	170
アメリカ	—	330	330
その他	100	2 900	3 000
総 計	90 000	130 000	220 000



3. 泥炭の性状と前処理技術

3・1 泥炭の性状

泥炭は植物が長期間湿潤地に堆積して、地表付近で生化学的な分解作用を受けたものである。広義には石炭に含まれることもあるが、熱化学的な作用を受けた石炭とは明らかに成因が異なる。採掘した直後は水分を 90% 程度含み、このままでは燃料としては使用できない。燃料として使用するには脱水・乾燥を行い発熱量を大きくしなければならない。乾燥後の泥炭は表 3 に示すように、4 000～6 000 kcal/kg とかなり高い発熱量になる。ただし、泥炭はフミン酸を多く含むので、乾燥した後で大気中に放置するとふたたび水分を吸収する性質を持っており、また、自然発火の危険があるので長期の保存はむず

表3 泥炭の性状分析値

	石 狩 ¹⁾	苫小牧 ¹⁾	青森県 ⁸⁾	秋田県 ⁸⁾	ドイツ ⁸⁾	イギリス ⁹⁾	アイルランド ¹⁰⁾	フィンランド ⁶⁾
工業分析値 (%) dry basis								
灰分	4.3	15.2	20.6	23.9	1.7	5.2	2.9	—
揮発分	59.5	64.3	56.1	47.8	63.4	64.4	67.1	—
固定炭素	36.2	20.5	23.3	28.3	34.9	30.4	30.0	—
元素分析分 (%) dry basis								
C	58.7	47.2	42.5	40.9	57.3	54.2	55.9	50.0
H	5.0	5.1	7.8	7.7	7.3	5.0	5.3	5.4
N	1.8	3.1	1.8	1.4	1.1	2.0	1.5	1.2
O	30.0	28.8	26.5	25.4	32.2	33.3	34.1	33.2
S	0.3	0.6	0.9	0.7	0.4	0.3	0.3	0.2
灰分	4.3	15.2	20.6	23.9	1.7	5.2	2.9	7.0
発熱量 (kcal/kg)	5 600	4 270	5 170	4 500	5 660	—	5 200	—

表 4 泥炭脱水乾燥法の種類と特徴

脱水・乾燥法の種類	原料泥炭水分 (wt%)	処理後泥炭水分 (wt%)	泥炭・乾燥方法の概要	特徴または問題点	開発状況
天日乾燥	90~99	50	泥炭を、粉碎採掘法または、塊状固形採掘法により採掘後、野積みし、自然乾燥。	自然エネルギーを利用するので、経済的ではあるが広大なスペース、天候、気候等による制約があり、安定供給の面で問題がある。	実施中。
機械的脱水	80~99	70~95	ベルトプレス、ローラープレス、遠心分離機等脱水機による。	脱水に、限界がある。 (自由水は脱水できるが、コロイド結合水、細胞中の結合水は脱水不能)	実施中。 (大容量機械開発中)
機械的脱水前処理	湿式炭化	95~98	加圧のもと約 200°C で 5~60 min 保持。	コロイド結合の破壊、細胞の破壊により機械的脱水性向上、炭化作用により、製品の発熱量も増加する。	コマーシャルプラントあり。
	部分湿式酸化	90	反応器内に空気または酸素を供給し部分酸化 190°C、210 kgf/cm ² G 後、機械的脱水。	湿式炭化と同じメカニズムで機械的脱水性向上。外部からの熱エネルギーは不用だが、まだラボスケール段階。	ラボスケール。
	溶媒抽出	90	溶媒（アセトン等）と混合し水を抽出する。	溶媒で水を抽出することにより、機械的脱水性が向上するが、まだラボスケール段階。	ラボスケール。
	造粒調質	90	泥炭に透水性微粉末を調質剤として、約 20(wt%) 加え、造粒後、直圧式プレスによつて、脱水。	調質剤の質、量の問題がある。 比較的短時間で、低含水率の泥炭が得られる。	泥炭の燃焼用脱水には、すでに実施中。
機械的脱水または、天日乾燥 + 熱乾燥	80~90	10	機械的脱水または、天日乾燥後、流動層、ロータリードラム、フラッシュドライヤー等による熱乾燥。	低含水率の泥炭が得られるが、機械的脱水の場合、脱水率が低いため、エネルギーを多量に消費し、経済性に劣る。	実施中。
カーバークリーンフィールドプロセス	90	2~5	泥炭：流動用油 = 1:4 で混合後、多重蒸発により脱水後、機械的に脱油。	効率良く低含水率の泥炭が得られるので、工業化の期待はあるが、泥炭についてはまだフィージビリティ・スタディーの段階。	産業廃棄物・汚泥の脱水コマーシャルプラントあり。

かしい。表 3 に示す分析値から各地の泥炭性状を比較すると、本州産の泥炭は灰分が多いが、北海道石狩産は灰分が少なく北欧の泥炭とはほぼ同じ値である。石炭と比較すると炭素が少ない一方で酸素が多いのが特徴的である。繊維状で密度が小さいので、ハンドリングに難点はあるが、揮発分が多く反応性は非常に高い¹¹⁾。泥炭は採掘場所および層の深さによつて性状が異なるが、一般的に層の下部で採掘した泥炭は比較的灰分が多いといわれている¹⁾。

3.2 泥炭の前処理技術

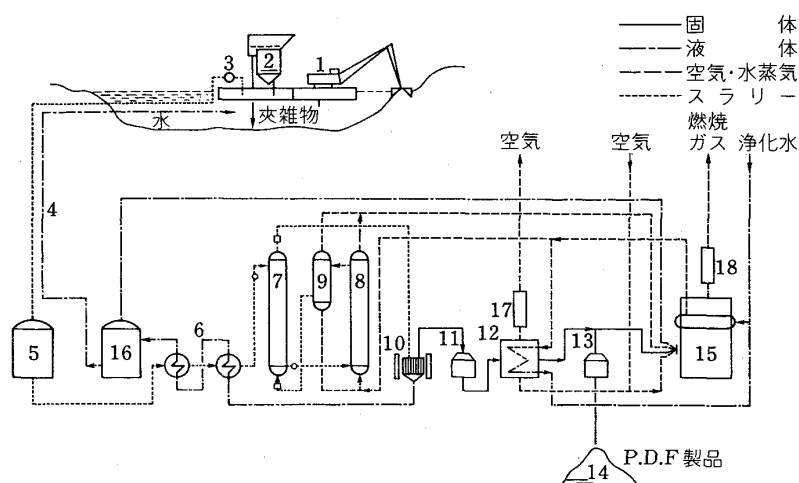
前述のように泥炭の燃料化のためには脱水・乾燥が必要である。これまで各国で行つてきた主要な脱水・乾燥法の種類と特徴を表 4 に示す¹⁾。天日乾燥法は、泥炭地に排水溝を掘つて 1~2 年間放置した後で採掘し天日で乾燥する。機械的脱水法は、泥炭に含まれるコロイド質の水分を除去できないので 70% 程度が脱水限界である。そこで機械的脱水の前に熱などを加えてコロイド質を分解させ、その後に機械的脱水を行う方法がある（機械的脱水前処理法）。これらによつても約 50% が脱水限界である。機械的脱水または天日乾燥後に流動乾燥など各種の加熱乾燥機を使用する方法も行われているが、経済的には極めて不利である。現在、細田らはスクリュープレスと蒸気加熱を組み合わせた新しい機械乾燥法の研究を行つている。この方法では 40% までの脱水が可能である。

一方、泥炭のカロリーアップをはかる方法として、脱

水機、反応器および造粒プロセスなどを組み合わせた新しい方式が最近注目されている。そのうち、PDF (Peat Derived Fuel) プロセス¹¹⁾⁶⁾ と K-Fuel プロセス¹¹⁾¹²⁾ は工業化計画が進められている。ここでは PDF プロセスについて紹介する。

このプロセスはフィンランドの JP-Energy 社が 1975 年に開発に着手し、1984 年に 50 000 Mt/年の実証プラントテストを行つた。製造プロセスの概略を図 2 に示す。まず、採掘泥炭（水分 91%）を水でうすめ、ポンプアップ可能なスラリー状にする。そして、マセレーターに内蔵されたスクリーンで木屑、土砂などの夾雑物を除去して予熱器（回転チューブ型熱交換器）に送り、下流のフィルタープレスで発生する高温水で予熱する。さらに、反応器に導いて水蒸気を吹き込み 200°C、25 気圧で 30 min 保持する。このようにして湿式炭化されたスラリー泥炭を、熱交換器で 100°C 以下に冷却したあとフィルタープレスで 50% まで脱水する。最後にボイラーからの熱ガスにより、含水率 10% まで乾燥し造粒機でペレットまたはブリケット状に成形する。ペレット化した製品の嵩密度は約 750 kg/m³、発熱量は 6 200 kcal/kg で、乾燥原料よりも約 1 000 kcal/kg 大きくなっている。このプロセスは技術的な問題はないといわれているが、現状のエネルギー情勢ではコスト高になるのが難点である。

なお、一般に粉碎・天日乾燥した粉碎泥炭はミルドピート (Milled peat) と呼ばれおがくず状である。一方、塊状に成型して天日乾燥した直径 30~100 mm の塊状泥



1. 採掘機 2. マセレーター 3. 輸送ポンプ
4. パイプライン 5. 貯蔵タンク 6. 熱交換器
7. 予熱器 8. 反応器 9. ストリッパー
10. フィルタープレス 11. 造粒機 12. 乾燥機
13. ペレタイザー 14. 製品ストックパイル
15. 蒸気発生装置 16. 排水処理タンク
17. 洗浄塔 18. 蒸気発生装置

図2 PDF プロセスフローダイアグラム

炭をソドピート (Sod peat) と呼んでいる。

4. 泥炭の流動層燃焼技術

燃料としての主な利用形態には、(1) 家庭暖房 (給湯) 用のストーブ燃料、(2) 蒸気または温水の熱プラント用、(3) 発電プラント (または発電と熱利用のコンバインド・プラント) 用、(4) セメント、冶金、窯業などの工業用燃料などがある。たとえばフィンランドでは、コンバインド・プラント用に約 43%、工業用に約 39%、熱プラントと家庭用に約 12% 消費されている⁶⁾。このうち、コンバインド・プラントおよび地域暖房を目的とした熱プラント用の燃焼器 (ボイラー) には、主に流動層が用いられており、石炭や木材チップなどと混焼しているケースが多い。

4.1 流動層燃焼技術の特徴および分類

流動層燃焼技術 (Fluidized Bed Combustion: FBC) の研究は 1950 年代にさかのぼり、石油の接触分解 (FCC) プロセスに端を発するといわれる¹³⁾。しかし、研究開発と実用化が本格的に進行しはじめたのは 1960 年代の後半からであり、特に第一次オイルショック以後は石炭ボイラー用の新しい燃焼器として内外ともに注目が高まった。その理由は、FBC が操作性と燃料適応性の点で従来型のボイラーよりもすぐれていることに加えて、当時の大きな社会問題であつた SO_2 と NO_x 発生量の低減能に対して強い期待を抱かせたことである。これらの特長のはほとんどすべては流動層に固有の気体-固体接触様式に依拠しているといえる。

固体の層内をガスが上向きに流れる場合を想定し、ガスの流速と流動状態の関係を模擬化して図 3 に示す。グラフの縦軸はガスの流れにともなう圧力損失 ΔP を示し、横軸は空塔基準のガス流速を示す。いま仮に、充填されている固体粒子の径と密度が均一であると仮定しよう。ガスの流速がある一定値に達するまでは、圧力損失は増加するが固体粒子はまったく流動しない。これは固

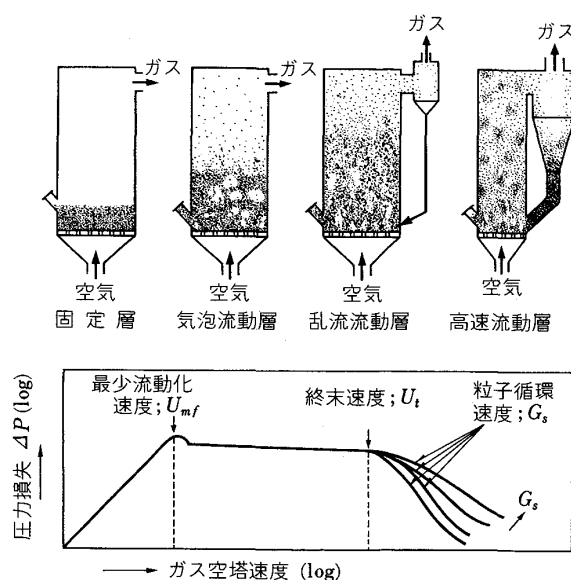


図3 気体-固体反応器におけるガス速度と圧力損失の関係および流動様式

定層 (Fixed bed) と呼ばれ、燃焼器ではストーブやストーカー炉がこれにあたる。ガスの流速が一定値に達するとガスの流れ抵抗 (粘性抵抗プラス乱流抵抗) が固体粒子群の重力と釣り合い、固体粒子群がガス中に浮かんだ状態になる。この時のガス流速を最少流動化速度 (Minimum fluidized velocity: U_{mf}) と呼び、この値は固体粒子とガスの物性が決まれば推算できる¹⁴⁾¹⁵⁾。これが流動化の始まりである。固体粒子群の空隙率は通常、固定層のそれよりも大きいとその差は小さく、個々の固体粒子はまだ静止している。 U_{mf} からさらにガス流速を上げると、 U_{mf} に対応するガス流速より過剰なガスが気泡を形成して固体粒子層を通り抜け、層の空隙率が大きくなる。そして、気泡が後流にウェイクと呼ばれる固体粒子群を同伴し、さらに気泡の通過にともなつて固体粒子の位置交換が起こるので、固体粒子が層内で激しく混

合するようになる。これが気泡流動層 (Bubbling fluidized bed) 状態である。従来型流動層燃焼器 (Conventional FBC) はこの流動状態を利用したもので、激しい気体-固体、および固体粒子間の混合、それらにともなう温度の均一性と高い層内伝熱係数が炉内脱硫や使用燃料種の拡大、精密な温度制御やボイラーのコンパクトな設計、サーマル NO_x 発生抑制などを可能にしている。一般に気泡流動層型の FBC の空気流速は 1~3 m/s の範囲で U_{mf} の数倍程度、層温度は 800~900°C で操作され、熱交換器の一部を固体粒子層内に埋設して発生熱量の約半分を層内で回収する。

粒子とガスの物性に依存するが、流速が U_{mf} の 10~100 倍程度の範囲に、単一固体粒子の重力とガスの流れ抵抗が釣り合う流速、すなわち終末速度 (Terminal or free fall velocity: U_t) が存在し、この流速以上では時間の経過とともにすべての固体粒子が系外へ飛び出してしまう。 U_t 付近では Bubbling 型で認められるような気泡は確認できずガスと固体粒子がまさに乱れた流動状態になって、ガスと固体の混合接触は Bubbling 型よりもいつそう促進される。これが乱流流動層 (Turbulent fluidized bed) と呼ばれる状態である。

これまでは単純化のために固体粒子の粒径と密度が一定であると仮定して議論を進めてきたが、現実の系においては、燃料や流動化粒子の粒径と密度には分布がある。実際に、広い粒径分布をもつ固体粒子群の流動層では、層全体が Bubbling を開始するガス流速あるいはそれ以下の流速でさえ微細な固体粒子の系外への飛び出しが始まる。また、一般に固体燃料は燃焼の進行とともに粒径が小さくなるので、初期においては飛び出しが不可能だった固体燃料であつても燃焼が進行する過程で飛び出し可能な状態に遷移し得るのは当然のことであり、Bubbling 型でも未燃固体粒子の系外への飛び出しが問題になる。特に泥炭のように密度が小さな燃料では、この飛び出しが FBC 設計上の最も大きな問題の一つになる。さらに泥炭の FBC では泥炭と流動化粒子の密度差に起因する偏析 (Segregation) の問題がある。密度の小さな泥炭が Bubbling している層の上部に偏析して¹⁶⁾、この部分で集中的に燃焼し、FBC に固有の特徴である温度の均一性や制御性を阻害する因子になるからである。この偏析の問題は Bubbling 型よりも Turbulent 型の方がより緩和されると予想されるが、一方、Turbulent 型では飛び出しによる未燃損失がより多くなるので、飛び出した粒子群を燃焼炉内に環流する操作が必要になる。

Turbulent よりもさらに流速を上げて、飛び出した固体粒子を環流することを前提とした操作が高速流動層 (Fast fluidized bed) と呼ばれる領域である。 U_t よりもかなり高いガス速度で操作されるが、稀薄輸送層 (Entrained bed) のように個々の粒子が栓流 (Plug flow) 的に挙動するのではなく、クラスター (Cluster)

と呼ばれる群をなして乱流的に挙動するといわれる¹⁷⁾。これによつて固体粒子の混合が促進され、ガスと固体粒子のスリップ速度が稀薄輸送の場合の数倍以上にもなつて、炉内滞在時間が長くなる。また、固体粒子の層内ホールド・アップも 2~10% 程度に維持できるので壁境膜伝熱係数も Bubbling 型の場合とほぼ同等の値 (150~250 W/m²K) を維持できるといわれる¹⁸⁾。この操作領域は、使用粒子とガスが決まればガス流速と固体粒子の循環速度 G_s (kg/m²s) によつて規定される。たとえば、ガス流速が一定のもとでは G_s がある一定値以下になると稀薄輸送の状態になる。反対にある値を超えるとスラッキング状態を呈して圧力変動が大きくなり、粒子の循環を維持できなくなる¹⁹⁾。 G_s の値が両者の範囲内ではスムーズな流動状態が得られ、 G_s の増加とともに固体粒子群の炉内ホールドアップが増加する。しかしながら、① Bubbling と Turbulent, ② Turbulent と Fast, ③ Fast と Entrained のそれぞれの定量的な領域区分はまだ明確ではない。特に Turbulent と Fast の領域区分については両者の固体粒子群の挙動が極めて複雑であるだけに専門家の間でも論争のさなかにあり、現時点では、圧力変動幅の変化によつて検知する手法が提案されている¹⁷⁾ だけである。流動様式の区分に関しては他のすぐれた総説¹⁷⁾²⁰⁾²¹⁾ あるいは TAKEUCHI ら¹⁹⁾、GELDART ら²²⁾ による最近の研究を参照されたい。

このように流動化現象は複雑であり、現在実用化されている流動層燃焼だけを前提にした場合でも“広義の流動層”には三つの流動状態が含まれる。そこで、ここでは混乱を避けるために、Bubbling 型だけを流動層燃焼すなわち FBC と呼ぶことにする。一方、循環流動層燃焼 (Circulating Fluidized Bed Combustion: CFBC) は、Fast の領域と同一視して議論されている場合が多いが、実際の流動様式は必ずしも明らかでなく、Turbulent の領域も含まれている可能性があると思われ、著者らは考えている。そこで、CFBC の流動様式には Turbulent と Fast の両者を含むものとする (FBC の飛び出し粒子を環流する形式のものもあるが、これは FBC の範疇と考える)。CFBC の主な特徴を石炭の場合を参考にして FBC と比較すると表 5 のようにまとめられる。CFBCの方がガス速度が高いので単位断面積あたりの発熱量を高くとれる。また、CFBC ではガスと燃料との混合・

表 5 FBC (Bubbling 型) と CFBC (Circulating 型) の比較

	FBC	CFBC
ガス空塔速度 (m/s)	1~3	3~10
燃料のサイズ (mm)	25>	10>
空気比 (-)	1.2~1.4	1.1~1.2
燃焼効率 (%)	85~99	98<
脱硫率 90% に要する Ca/S の供給モル比 (-)	3	1.5~2
単位炉断面積あたりの燃料供給口数 (m ⁻²)	1	1/10
熱交換器	壁面+層内	壁面だけ

接触が促進され、さらに、固体粒子（燃料プラス脱硫剤）が環流されるので燃焼効率と脱硫効率が向上し、燃料供給口数を大幅に少なくできる。一方で、摩耗による制限から層内への伝熱面の配置が不可能になるなどの欠点もある。

4.2 CFBC による泥炭の燃焼技術

泥炭の燃料としての利用がもつとも進んでいる国の一つであるフィンランドでは、もつばら CFBC ボイラーが使用されている。泥炭専焼あるいは泥炭と廃木材、石炭などとの混焼用 CFBC ボイラー実用機が現時点で 10 基程度運転されており、熱出力は小さいもので 7 MW、大きいもので 120 MW に達している。CFBC が採用された主な理由は、前述のように泥炭や廃木材が炉内で偏析しやすく飛び出しやすい燃料であることによるものと思われる。一例として、7 MW（地域暖房用）CFBC ボイラーのシステム概要を図 4 に示す²³⁾。本システムはフィンランドの Ahlstrom 社の設計によるものである。炉の直径は 0.8 m、高さは 7 m でガスの炉内空塔速度は 3 m/s 以上に保たれる。流動化（循環）用の粒子には平均径が 0.3 mm の砂を使用する。含硫黄燃料を使用する場合は石灰石を用いる。おがくず状に粉碎、乾燥された泥炭（ミルド・ピート）および混焼用の廃木材や石炭などは、スクリー式のコンベアーで炉内に供給される。炉内温度は 700~1000°C の範囲（脱硫を行う場合には 850°C 前後）、空気は空気分散器底部からの一次空気と炉の中底部からの二次空気に分割して供給され、全空気比は約 1.15（残余酸素濃度≒3%）に保たれる。空気の分割供給の目的は、2 段燃焼方式による NO_x 発生量の低減が主であるといわれているが、炉底部のガス流速を低減すると固体粒子の炉内ホールドアップが大きくなり、結果として固体粒子群の炉内滞留時間が延長される、という副次的な効果をもたらす²⁴⁾。この場合の炉底部の流動状態は、一次空気比の度合いによつて Turbulent

型あるいは Bubbling 型になる可能性もある。

CFBC では熱間での固体粒子の捕集と炉内への環流操作が装置設計上の重要な要素の一つになる。図示したシステムでは一次捕集をサイクロン、二次捕集を廃熱ボイラー内での慣性集塵によつて行い、両者ともに捕集物を炉内へ環流している（CFBC の一次集塵は一般にサイクロンで行われているが、二次集塵器で捕集した固体粒子は炉内に環流しない設計例が多くなっている）。伝熱面は炉底部を除いた壁面だけに配置され、前述したように摩耗の激しい底部には配置されていない。西ドイツの Lurgi 社も泥炭混焼用の CFBC を設計・運転しているが、この CFBC の場合にはサイクロンで捕集した固体粒子群を Bubbling 型の外部熱交換器（Fluid bed heat exchanger）に送つて、ここでも熱回収するようにしている²⁵⁾。このように、CFBC では熱交換システムの設計にも十分な配慮を要する。

燃料の泥炭は通常、50% 程度の水分を含んでいる。そこで、燃焼排ガスの一部を泥炭供給口に流して、10% 程度まで乾燥するようなシステム設計も行われている。この場合、水分を含んだ乾燥用のガスは泥炭の搬送ガスとして炉内に返送される。

泥炭単独燃焼による詳細な実績データの報告は見あたらないのでここでは、石炭だけあるいは泥炭を廃木材と混焼したデータをまとめた YELSHALMI のレポート²⁶⁾を参考にして CFBC の性能をまとめてみよう。まず、燃焼効率は過剰空気率が 20% 以下でも 98~99.5%（ターンダウン比が 50% でも 98%）の範囲である。また、NO_x 発生量は 2 段燃焼の条件を含めて 100~300 ppm の範囲である。したがって、泥炭用の CFBC の場合の性能も表 5 にまとめた石炭の場合の性能とほぼ同等といえる。ボイラー効率は 86.2% との報告もある⁶⁾。石炭よりも水分が多いため蒸発による効率低下は避けられないが、適切なボイラー設計を行えばかなり高いボイラー効率が得られる。

4.3 FBC による泥炭の燃焼技術

泥炭を Bubbling 型の FBC ボイラーで燃焼した実用

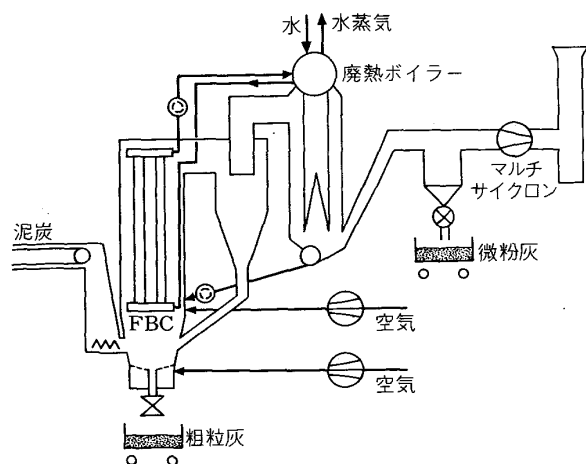


図 4 熱出力 7 MW の地域暖房用 CFBC ボイラーの概略 (Suonenjoki, Finland)

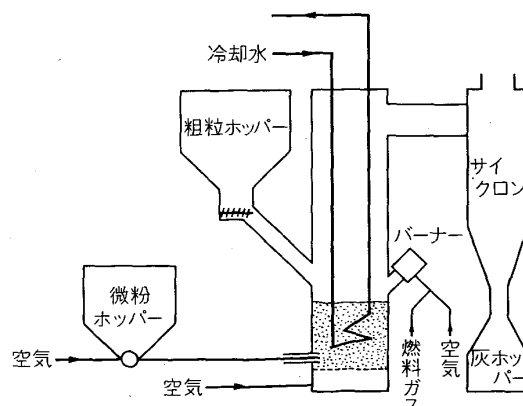


図 5 泥炭 FBC の実験装置概略図

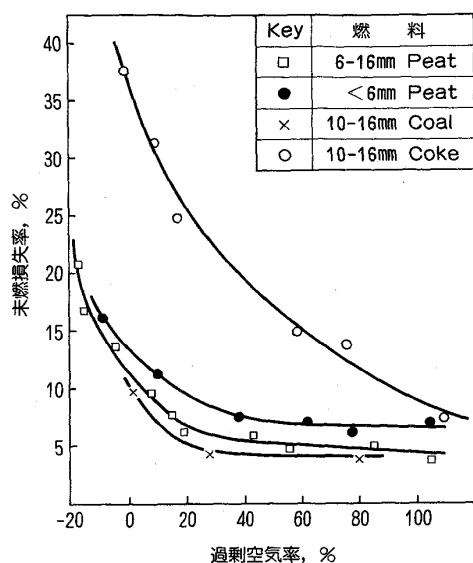


図 6 未燃損失率

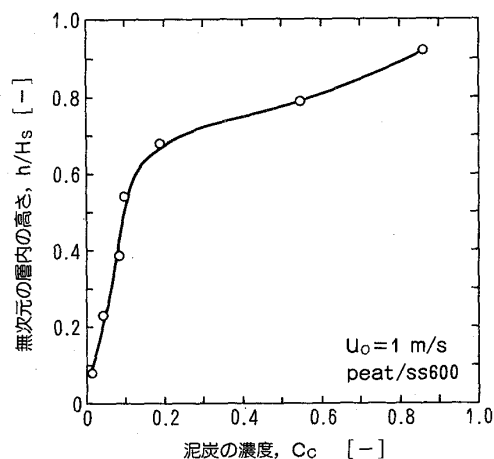


図 7 層内高さ方向における泥炭の濃度分布

例は CFBC よりも少ないが、SVENSSON²⁷⁾によれば、スウェーデンでは都市ゴミ、木材チップ、石炭などとの混焼用 FBC ボイラーが少なくとも 4 基は稼働している。いずれも温水暖房用の小型ボイラーで、熱出力は 10～20 MW の範囲である。

一方、実験室規模の装置による燃焼実験結果は HAMPARTSOUMIAM *et al.*⁹⁾ および細田²⁸⁾ によつて報告されている。前者⁹⁾ の実験装置を図 5 に示す。一辺が 30 cm の正方形断面で、高さが 2 m である。泥炭単独では凝集などにより均一な流動化ができないので、流動化用の媒体として粒径が 0.5～1 mm の砂を使用している。湿分を 14% に調整した粉碎泥炭、ならびに石炭とコークスをこの燃焼器で燃焼し、未燃損失を比較した結果を図 6 に示す。この実験の空塔流速は 1 m/s、層温度は 770～850°C の範囲である。泥炭の場合の未燃損失は、過剰空気率が 30% 以上ではほとんど変化せず、5～7% (燃焼効率は 93～95%) である。燃焼効率はコークスより

は高いが石炭よりは低いことがわかる。

一方、直径 10 cm、高さ 2 m の実験装置で北海道産の泥炭を燃焼した細田のデータによれば²⁸⁾、含水率が 40～50% で 25 mm 以下の泥炭を空気比約 1.3 で燃焼した場合の効率は約 98% になり、空気比が 1.3 以下では燃焼効率が急激に低下した。また、図 7 に示すように泥炭と流動化媒体としての砂 (SS 600) の混合実験を行い、泥炭の FBC では偏析によつて燃料が上部に偏在するため、層内よりもフリーボードの温度が高くなることを明らかにした。NO_x 発生量は単段燃焼の場合でも 180 ppm 程度であり、SO₂ は原料中の S 分が少ないためほとんど無視し得る値 (20 ppm) であった。

5. ま と め

泥炭の賦存量、前処理技術および流動層燃焼技術について概観した。この分野での研究報告は少なく、また、泥炭を工業的な規模で利用している国はまだ少ないようである。しかし、泥炭の産出と利用は資源として意味があるばかりでなく、土地の有効利用という点でもメリットを生ずるので、特に国土の狭いわが国や広大な泥炭地を持つ国においては重要な課題であろう。

泥炭を都市における集中暖房を含めて工業的な燃料として使用する場合は燃焼器としては流動層方式 (広義のそれ) が望ましく、特に循環流動層型のボイラーは多くの使用実績がある。流動層方式の最大の利点は、重油、石炭、木材チップ、パークあるいは都市系廃棄物などの多様な燃料と混焼できること、炉内脱硫が可能で窒素酸化物の発生量を低く抑え得ること、などにある。多様な燃料の使用を可能にしている最大の理由は、流動層が気体と固体の激しい混合状態を創出できることにある。その意味では同じ流動層方式でも、気泡流動層型よりも (高速) 循環流動層型の方が泥炭ボイラーに適しているとも考えられるが、循環型では高温集塵あるいは熱交換器の摩耗など固有の問題をかかえているので、現時点では安易に優劣をつけがたい。

本文でも述べたように、泥炭の燃料化にあたって問題になるのは、燃焼器 (ボイラー) よりも輸送と貯蔵を含めた前処理操作である。天日乾燥は、コストの上では優位性を持つているが、大量使用を考えた場合には無理がある。一方、現在操業中あるいは商業化されつつある乾燥 (前処理) プロセスもコスト面で問題をかかえているといわれる。しかがつて泥炭の燃料化にあたっては、乾燥、貯蔵、輸送、ボイラー、エネルギー利用、採掘地の利用などを合理的に組み合わせた総合的なシステムを考えねばならない。細田らはその一つの例として、泥炭産出地域での農用熱利用と発電によるコージェネレーション・システムを想定し、泥炭の新しい乾燥技術および重質油などを混合・粒状化させてエネルギーに転換するための研究を行っている。

文 献

- 1) グラスピートエネルギー開発利用システムの研究報告書
(グラスピートエネルギー開発利用システム研究委員会
編) (1985) [(社)日本機械工業連合会・(社)エンジニア
リング振興協会]
- 2) 阪口 豊: 泥炭地の地学 (1974) [東京大学出版会]
- 3) E. KIVINEN and P. PAKARINEN: Proc. the 6th Intn. Peat
Cong. (1980), p. 52
- 4) D. V. PUNWANI: Procs. the Symp. of Peat as an Energy
Alternative II, Arlington, Virginia (1981 年 12 月), p. 1
[Inst. of Gas Tech.]
- 5) E. KIVINEN: Proc. the 6th Intn. Peat Cong. (1980), p. 48
- 6) 北欧経済ミッション報告書 (北方圏経済交流協会編)
(1986) [北方圏経済交流協会]
- 7) 石塚喜明, 泉谷毅一: 泥炭地の農業 (1969), p. 15 [北海
道農業試験場 (泥炭地研究室創立 50 年記念論文集)]
- 8) 岡 新六: 石炭 (1944), p. 154 [共立出版]
- 9) E. HAMPARTSOUMIAN and B. M. GIBBS: IEE Conf. Publ.
No. 192 (1981), p. 219
- 10) M. BROPHY: Procs. the Symp. of Peat as an Energy
Alternative II, Arlington, Virginia (1981 年 12 月),
p. 417 [Inst. of Gas Tech.]
- 11) D. V. PUNWANI and A. M. RADER: Hydrocarbon Processing,
57 (1978), p. 107
- 12) R. C. PHILLIPS, R. G. MURRAY and E. KOPPELMAN: Manage
Assess Peat Energy Resour (1980), p. 147 [SRI
International, California]
- 13) 堀尾正毅: 燃料協会誌, 65 (1986), p. 235
- 14) 白井 隆: 流動層 (1982) [科学技術社]
- 15) D. KUNII and O. LEVENSPIEL: Fluidization Engineering
(1969) [John Wiley & Sons, Inc.]
- 16) 千葉忠俊: 化学装置, 28 (1986), p. 49
- 17) J. YERUSHALMI and A. AVIDAN: Fluidization, ed. by J. F.
DAVIDSON, R. CLIFT and D. HARRISON (1985), p. 225
[Academic Press]
- 18) J. R. GRACE: Circulating Fluidized Bed Technology, ed.
by P. BASU (1986), p. 63 [Pergamon Press]
- 19) H. TAKEUCHI, T. HIRAMA, T. CHIBA, J. BISWAS and
L. S. LEUNG: Powder Technology, 47 (1986), p. 195
- 20) 堀尾正毅: 粉体工学会誌, 23 (1986), p. 80
- 21) D. GELDART and M. J. RHODES: Circulating Fluidized Bed
Technology, ed. by P. BASU (1986), p. 26 [Pergamon
Press]
- 22) D. GELDART and M. J. RHODES: 同上, p. 193
- 23) H. YIP and F. ENGSTROM: Proc. the 6th Intn. Peat Cong.
(1980), p. 364
- 24) ロタール・レー, マルチン・ヒルシュベル, ハラルト・
コリンズネ, ナタナエル・フリント: 日本国特許 (出願公
告) 昭 57-28046 (1982)
- 25) S. L. DARLING, H. BEISWENGER and A. WECHSLER:
Circulation Fluidized Bed Technology, ed. by P. BASU
(1986), p. 297 [Pergamon Press]
- 26) J. YERUSHALMI: 同上, p. 97
- 27) G. SVENSSON: Proc. the 7th Intn. Conf. on FBC,
Philadelphia, U.S.A (1982), p. 573
- 28) 細田英雄: 燃料協会誌, 65 (1986), p. 778