

# 北海道工業開発試験所報告

REPORTS OF THE GOVERNMENT INDUSTRIAL  
DEVELOPMENT LABORATORY, HOKKAIDO

第32号

昭和59年2月

## 石炭の流動燃焼に関する研究

### 目 次

第 1 章 緒 論	(1)
第 2 章 単段流動層による基礎研究	(20)
第 3 章 2段流動層燃焼法に関する研究	(40)
第 4 章 2段流動層燃焼における NO <sub>x</sub> の生成と還元	(55)
第 5 章 流動燃焼装置の設計法	(68)
第 6 章 総 括	(85)
付 録 流動燃焼ボイラーの設計例	(88)

工業技術院

北海道工業開発試験所

# 石炭の流動燃焼に関する研究

## 目 次

第 1 章 緒 論 .....	( 1 )
1・1 はじめに .....	( 1 )
1・2 流動燃焼ボイラーの概念 .....	( 2 )
1・3 世界における流動燃焼ボイラー開発状況 .....	( 3 )
1・4 北海道工業開発試験所における流動燃焼の研究 .....	(16)
参考文献 .....	(18)
第 2 章 単段流動層による基礎研究 .....	(20)
2・1 単段流動層による燃焼特性 .....	(20)
2・1・1 はじめに .....	(20)
2・1・2 実 験 .....	(20)
2・1・3 結果と考察 .....	(22)
2・1・3・1 燃焼効率 .....	(22)
2・1・3・2 流動層内での燃焼速度 .....	(24)
2・1・3・3 微粉灰の飛び出し速度 .....	(25)
2・1・3・4 NO <sub>x</sub> の発生量 .....	(27)
2・1・4 ま と め .....	(29)
2・2 単段流動燃焼における脱硫 .....	(29)
2・2・1 はじめに .....	(29)
2・2・2 実 験 .....	(29)
2・2・3 結果と考察 .....	(31)
2・2・4 ま と め .....	(32)
2・3 水平管を内挿した流動層の挙動 .....	(32)
2・3・1 はじめに .....	(32)
2・3・2 実 験 .....	(33)
2・3・3 結果と考察 .....	(34)
2・3・4 ま と め .....	(36)
記 号 .....	(37)
参考文献 .....	(37)
第 3 章 2段流動層燃焼法に関する研究 .....	(40)
3・1 はじめに .....	(40)
3・2 2段流動層燃焼装置の概念 .....	(40)
3・3 実 験 .....	(41)
3・4 結果と考察 .....	(42)
3・4・1 NO <sub>x</sub> 発生量 .....	(42)
3・4・2 CO発生量 .....	(44)
3・4・3 燃焼効率 .....	(45)

3・4・4	脱硫率 .....	(47)
3・4・5	2段流動層燃焼法の評価 .....	(50)
3・5	ま と め .....	(51)
	記 号 .....	(52)
	参考文献 .....	(53)
第 4 章	2段流動層燃焼におけるNO <sub>x</sub> の生成と還元 .....	(55)
4・1	はじめに .....	(55)
4・2	2段流動層燃焼におけるNO <sub>x</sub> とNH <sub>3</sub> の挙動 .....	(55)
4・2・1	実 験 .....	(55)
4・2・2	結果と考察 .....	(56)
4・3	NO <sub>x</sub> とNH <sub>3</sub> の反応機構 .....	(59)
4・3・1	実 験 .....	(60)
4・3・2	結果と考察 .....	(61)
4・4	2段流動層燃焼による低NO化 .....	(65)
4・5	ま と め .....	(66)
	記 号 .....	(66)
	参考文献 .....	(67)
第 5 章	流動燃焼装置の設計法 .....	(68)
5・1	石炭流動燃焼のモデル化 .....	(68)
5・1・1	はじめに .....	(68)
5・1・2	モデル化 .....	(69)
5・1・3	解 法 .....	(71)
5・1・4	計算結果と考察 .....	(71)
5・1・5	ま と め .....	(72)
5・2	流動燃焼ボイラーの基本設計 .....	(73)
5・2・1	はじめに .....	(73)
5・2・2	飛び出し粒子の割合とその未燃分 .....	(74)
5・2・3	ボイラー効率 .....	(75)
5・2・4	流動層における伝熱 .....	(76)
5・2・5	フリーボードにおける伝熱 .....	(77)
5・2・6	エコノマイザー .....	(77)
5・2・7	空気予熱器 .....	(78)
5・2・8	流動層のガス分散器 .....	(79)
5・2・9	その他の留意事項 .....	(80)
5・2・10	ま と め .....	(82)
	記 号 .....	(82)
	参考文献 .....	(84)
第 6 章	総 括 .....	(85)
謝 辞	.....	(87)

付 録 流動燃焼ボイラーの設計例 .....	(88)
A・1 小形流動燃焼ボイラーの設計例 .....	(88)
A・1・1 設計条件 .....	(88)
A・1・2 ボイラー効率 .....	(89)
A・1・3 物質収支と熱収支 .....	(92)
A・1・4 装置の寸法 .....	(96)
A・1・5 ま と め .....	(98)
A・2 2段流動燃焼ボイラーの設計例 .....	(99)
A・2・1 設計条件 .....	(99)
A・2・2 ボイラー効率 .....	(101)
A・2・3 物質収支と熱収支 .....	(103)
A・2・4 装置の寸法 .....	(105)
A・2・5 ま と め .....	(112)
研究発表一覧表 .....	(117)
Synopsis .....	(119)

# 石炭の流動燃焼に関する研究

## 第1章 緒 論

第3部 富田 稔・平間 利昌・安達 富雄\*・山口 弘

### 1.1 はじめに

かつて石炭は、我が国において主要なエネルギー源として、また化学原料として年間5,000万トンを超えた量が利用されてきた。しかしながら、安価な石油の出現と我が国の厳しい環境保全の要求、及び石炭の持つ輸送性の悪さと灰処理の必要性などの問題によって、次第に石油が広く利用されるようになり、石炭はエネルギー源としてもほとんど利用されないようになり、出炭量も年間2,000万トンを下まわるまでに低下していた。ところが、1973年10月の石油ショック以来、石油代替エネルギー源としての石炭が見直され、世界各国において石炭の利用技術の開発が活発に行われてきている。

石炭をエネルギー源として利用する場合に、まず考えられることは、石炭を直接燃焼して利用することである。石炭の燃焼法としては大別して固定層、輸送層、流動層によるものがあるが、古くから固定層による燃焼法がストーブと火格子燃焼ボイラーとして使用されてきた。また、輸送層による燃焼法である微粉炭燃焼ボイラーは、1920年代の後半から使用されるようになり、現在では一つの確立された石炭燃焼技術となっている。

石炭を流動層内で直接燃焼し、エネルギー源として利用する流動燃焼技術は、従来の燃焼法に比べて装置がコンパクトになり、使用する石炭の種類に制約がほとんどなく、さらに燃焼と同時に脱硫黄が可能であるなどの特長を持った新しい技術である。この石炭の流動燃焼技術は経済性、技術の信頼性などからみて、早期に実用化が可能な技術として着目され、常圧と加圧の燃焼方式について世界各国で技術開発が活発に行われてきている。特に、常圧流動燃焼法に関しては多くの研究成果が蓄積され、現在ではほぼ実用化の段階に入った

と言える。

しかしながら、石油に代えて再び石炭を利用するには、必然的に高い燃焼効率と環境汚染を起さない高度な燃焼技術が要求される。特に、人口密度が高く、資源が少ない我が国において、この技術の幅広い実用化を進めるためには、低公害化と高効率燃焼を同時に実現できる独自の技術開発が必要である。また、確立した技術として実用化するためには、システムとして様々な周辺技術の問題解決が必要である。

一方、北海道においては、近年エネルギー源を石油から石炭に転換することが進行しつつあり、我が国最大の産炭地であることから、今後ますます石炭への依存度が高まるものと考えられる。この情勢の中で、石炭の流動燃焼技術を北海道の地域技術として定着させ、道炭の利用拡大と地場産業の振興を図るためにも、この分野における先導的な研究と技術開発が必要である。

本研究は、これらの事情を背景として、昭和51年度から昭和57年度までに北海道工業開発試験所における経常研究として行ったものである。

#### 1) 本研究の目的と目標

本研究は、石炭の常圧流動燃焼に関する基礎的知見を明らかにし、それらに基づく装置設計法を確立するとともに、新しい流動燃焼装置を開発することを目的として行った。研究の具体的目標として次の事項に着目して研究を行った。

- (1) 単段の流動層を使用して、石炭の流動燃焼における燃焼、流動化、低公害化などの基礎的特性を明らかにする。
- (2) 高い燃焼効率と低公害性を持つ新しい石炭の2段流動層燃焼装置を開発する。
- (3) 2段流動層燃焼装置における窒素酸化物の生成機構を明らかにし、その低減化技術を確立する。
- (4) 石炭の流動燃焼装置の特性を解析するための

\* 現在石炭技術研究所石炭ガス化研究部

(2)

数学モデルを開発する。

(5) 単段及び2段流動燃焼ボイラーの基本設計方法を確立する。

## 2) 本報告の概要

本報告は、全体として6章から構成されており、以下に各章の概要を示す。

第1章は、本報告の緒論である。まず、本研究の目的と研究内容及び本報告の構成と概要を示し、次に石炭の流動燃焼の概念を述べた。さらに、世界各国におけるこの分野の技術開発の状況と、北海道工業開発試験所における流動燃焼の研究状況を述べて、本研究の位置づけを明らかにした。

第2章では、石炭の流動燃焼に関する基礎研究の結果を述べた。まず、単段の流動層による燃焼実験を行い、燃焼速度、粒子の飛び出し量、燃焼効率、窒素酸化物の発生量及び脱硫率について検討した結果を述べ、次に水平多管群を挿入した流動層内の気泡の挙動を調べた結果について述べた。

第3章では、窒素酸化物と一酸化炭素の公害性ガスの発生量を低減化し、燃焼効率を向上させ、脱硫操作の効率化を同時に実現できる新しい石炭の流動燃焼装置として2段流動層型の装置を提案した。この新しい燃焼方式による装置の諸特性を、内径約0.1mの実験装置により検討した結果について述べた。

第4章では、2段流動層燃焼において窒素酸化物の発生量を合理的に低減化するために、燃焼過程で発生する中間窒素化合物であるアンモニアによる窒素酸化物の生成と還元反応について検討した結果を述べた。まず、2段流動層燃焼装置におけるこれらの窒素化合物の発生量と分布を測定した結果と、石英製管型反応器による共存ガスと接触粒子の影響を検討した結果とを示した。次に、これらの結果に基づいて2段流動層燃焼法による合理的な窒素酸化物の低減化法について考察した。

第5章では、石炭の流動燃焼装置の設計について述べた。まず流動特性、燃焼特性及び物質収支に基づいた数学モデルを提出し、そのモデルによる装置の基本的特性を解析した結果について述べた。次に、基礎研究の結果に基づく小形の流動燃焼ボイラーの設計方法を示し、その具体的な手順を述べた。さらに第3、4章の研究結果に基づき、新しい石炭の2段流動層燃焼法によるボイラーの基本設計及び具体的な計算例を付録に示し、

これらに関する考察を述べた。

最後に、第1章から5章までの内容をまとめて第6章に示し、本研究の結論として総括を行った。

## 1・2 流動燃焼ボイラーの概念

砂のような固体粒子を容器に入れてその下から空気を吹き込み、空気の流速をある値以上になると、粒子は液体のように流動化する。この状態にある粒子層を流動層と言う。耐熱性粒子の流動層に石炭などの燃料を供給して燃焼する方法を流動燃焼と呼んでいる。

流動燃焼では、燃料が粒子間に分散されて燃焼するので、流動層内の温度は均一になり、安定な燃焼を持続することができる。また、流動層内にボイラー用の伝熱管を設置すると、粒子の流動現象による高い伝熱性によって効果的に水蒸気を発生させることが出来る。これが流動燃焼ボイラーである。

流動燃焼ボイラーの概念を Fig. 1-1 に示す。燃焼用の空気は、ガス分散器を通して流動層の底部から吹き込まれ、石炭、石炭灰、脱硫剤などの粒子を流動化し、石炭を燃焼しながら上昇する。流動層内の粒子は、通常その最大径は6mm程度であり、流動化空気の流速は0.3~3.5m/sである。流動層の温度は、石炭を十分に燃焼させるが石炭灰の熔融が生じないように、通常は800~900℃程度に保持される。

石炭と脱硫剤は、流動層内か上面に連続的に供給される。石炭灰、石炭チャー、脱硫剤の微粒子は、燃焼排ガスに同伴して流動層から飛び出し、フリーボードを通過して排出され、集塵装置で捕集される。燃焼効率を向上させるために、通常、捕集された微粒子は再び流動層内に循環されるか、別な燃焼装置に供給されて、さらに燃焼される。流動層内に蓄積する粗粒子の石炭灰、脱硫剤などは、抜き出し装置によって、流動層から連続的に排出される。

流動層内において、石炭の燃焼によって発生する熱量の50~60%が、流動層の周壁と層内に設置された伝熱管によって吸収され、水と蒸気に伝熱される。燃焼排ガスの顕熱は、フリーボード及び排ガス流路内に設置された伝熱管を通して水の蒸発熱として吸収される。さらに、排ガスの残りの顕熱は、エコノマイザーと空気予熱器において回収される。

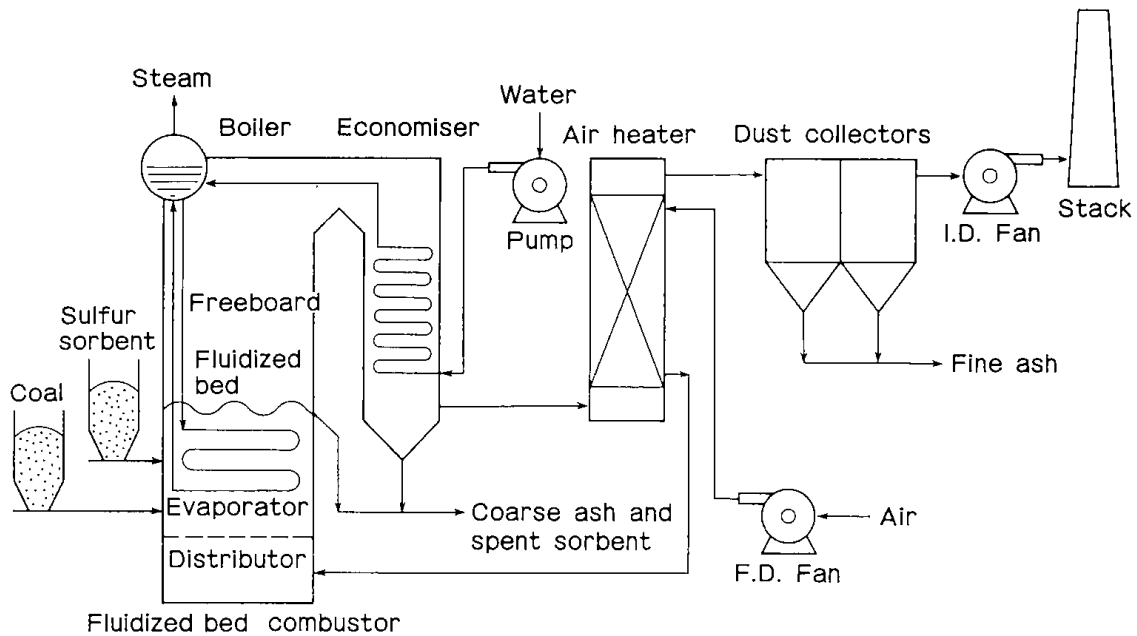


Fig.1-1 Concept of fluidized bed combustion boiler.

燃焼用の空気は、押し込みファン(Forced Draft Fan, FDF)によって空気予熱器を通して予熱され、流動層に送り込まれる。一方、燃焼排ガスはエコノマイザーと空気予熱器において熱回収された後、集塵装置で脱塵されて誘引ファン(Induced Draft Fan, IDF)によって吸引され、煙突から大気中に排出される。

流動燃焼ボイラーは、次のような装置要素から構成される。

- 1) 流動燃焼炉  
流動層、空気分散器、始動用バーナー
- 2) 石炭、脱硫剤の供給系統  
粉砕機、分級機、乾燥機、コンベア、ホッパー、フィーダー
- 3) 粒子の排出系統  
粗粒子の抜き出し装置、微粒子の捕集装置、コンベア、ホッパー、粒子の循環装置
- 4) 空気、排ガス系統  
空気押し込みファン、排ガス誘引ファン、煙突
- 5) 熱回収系統  
流動燃焼炉内の伝熱管群、水冷壁、エコノマイザー、空気予熱器
- 6) 給水系統  
軟化装置、タンク、ポンプ
- 7) 蒸気系統  
蒸発缶、蒸気ヘッダー、熱水循環装置

#### 8) 計測、制御系統

監視装置、分析装置、制御装置

#### 9) その他

2次燃焼装置、廃脱硫剤の再生循環装置

実用的に信頼できるボイラーの設計には、これらの構成要素について十分な運転経験と設計データが必要である。

流動燃焼ボイラーは、従来の火格子燃焼ボイラー及び微粉炭燃焼ボイラーに比べて多くの特長を持っている。その主なものは次のとおりである。

- 1) 燃料に対する適用範囲が広い。
- 2) 伝熱性能がよいので伝熱面積を小さくすることができる。
- 3) 比較的低い温度(800~950℃)で燃焼できるので、低NO<sub>x</sub>燃焼が可能である。
- 4) 石灰石の粒子を流動層に入れることによって、燃焼と同時に脱硫ができる。

これらの特長を活した装置を開発するために、様々なタイプの流動燃焼ボイラーの提案と開発研究がなされてきている。

### 1-3 世界における流動燃焼ボイラー

#### 開発状況<sup>1,2,3,4)</sup>

最初の流動燃焼ボイラーは、1928年に建設されたストラトン炉と呼ばれる噴流層タイプのものである。粗粒炭を使用し、燃焼温度1100℃、ガス流

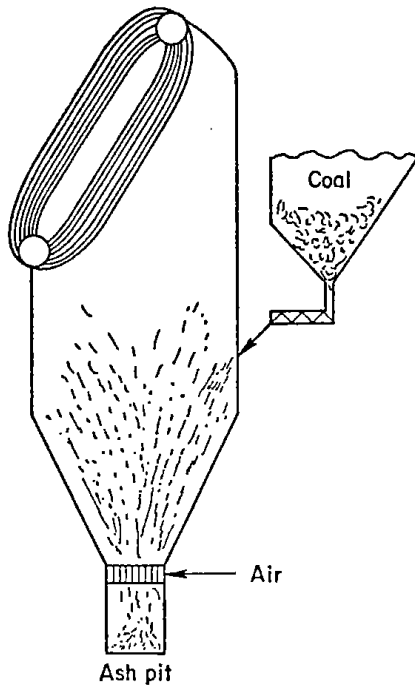


Fig.1・2 Stratton spouted bed boiler.

速3~12m/s, 灰は造粒されて火格子から下に落ちる方式で, 石炭の燃焼量約2.3t/hのボイラー (Fig.1・2)であった<sup>5)</sup>。

その後, フランスでイグニフルイド・ボイラーといわれるものが1950年から研究が行われ, 1968年に開発された。それを Fig.1・3 に示す。移動火格子の上に流動層を持った型式で, 出力25MW (蒸発量15.7t/h)のプラントが運転された記録が残っている<sup>6)</sup>。灰分約35%, 湿分約30%の低品位無煙炭を燃焼温度1,000~1,200℃で燃焼し, 灰は造粒されて移動する火格子によって炉底に排出される。燃料は流動層内で部分燃焼され, 層上部の空間部

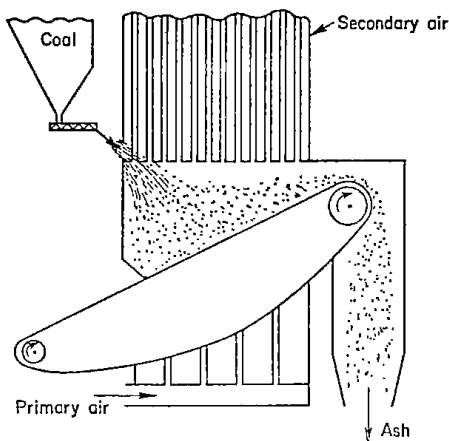


Fig.1・3 Ignifluid boiler combustion system.

で2次空気により完全燃焼される2段階燃焼方式である。この炉の特徴は, 灰分の50%以上を炉底から排出して, 排ガス中への煤塵量を抑えていることである。これと類似の研究がチェコ, ルーマニア及びベルギーでも行われたと言われている。

しかし, これらのボイラーは, 流動燃焼方式をとっているが, いずれも流動層内に伝熱管が入っていないものであった。そのため流動層における燃焼温度を制御できず, 灰の融点が高い石炭しか燃焼することができないので経済的に不利であると考えられ, 広く利用されるには至らなかった。流動層内に伝熱管を入れ, 直接に熱を回収しようとする最初のボイラーは, 1954年にドイツ特許となったバディッシュ・アニリン社の流動燃焼ボイラー (Fig.1・4)である<sup>7)</sup>。同様な研究がユニオンカーバイド社, スタンダードオイル社などで行われたが, いずれも実用化には至らなかったようである。

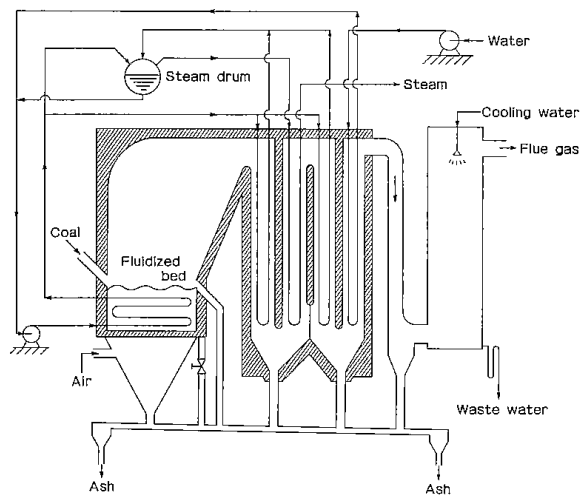


Fig.1・4 Fluidized bed combustion boiler, BASF.

その後, 1960年代に入って英国で流動燃焼ボイラーの本格的な開発研究が始った。1970年代には米国が発電用として積極的に開発を開始し, その後, 各国で研究が行われている。また, IEA (国際エネルギー機関)による国際共同研究プロジェクトも行われている。その結果, 現在では「産業用常圧流動燃焼ボイラーの技術開発の段階はほぼ終了し, 実用段階に入った」と言われている。しかしながら, 確立した技術として実証することが今後の課題であり, 様々な技術的問題の解決のための研究が世界各国で精力的に行われている現状にあ



る。次に、各国における常圧流動燃焼技術の主な開発研究を示す。

#### 1) オーストラリア

オーストラリアにおける流動燃焼技術の開発は、低品位の炭鉱廃棄物を焼却処理して投棄可能にすると共に、エネルギーを回収するプロセスについて主に行われている。

CSIROの工業開発部(North Ryde)において、1969年から石炭のボタと選炭スラジの流動燃焼を、 $0.3\text{m} \times 0.3\text{m} \times 3.6\text{m}$  (高さ)の流動燃焼炉を使用して基礎試験を行ってきた。

このデータに基づいて1976年、Camdenに選炭スラジ処理のための4.5MW中間試験装置を建設し、焼却処理と発電の運転を1977年から行っている。装置は $1.6\text{m} \times 2.6\text{m}$ の床面積を持ち、高さ5.4mの常圧流動燃焼ボイラーである。層内粒子として砂と石炭灰を使用し、燃料の処理量2t/h、ガス流速2.5m/s、層高0.6~1.2m、燃焼温度750~1,000℃で運転を行っている。

#### 2) ブラジル

ブラジルでは、流動燃焼技術を、高灰分で高硫黄分の低品位炭を燃焼する工業用及び発電用のボイラーに利用しようとしている。現在は、主にベンチスケールと熱出力1.5MWのパイロットプラントによって技術開発が行われている。

#### 3) カナダ

流動燃焼技術を確立するためにEnergy Mines and Resources Canada (EMR Canada)では常圧流動燃焼ボイラーを地域暖房、乾燥などの産業用蒸気及び発電用に使用するための技術開発プロジェクトを行っている。使用する燃料としては、褐炭、高硫黄分の瀝青炭、選炭スラジ、廃木材、工業廃棄物を考えている。

Technical University of Nova Scotia (Halifax, N.S.)では1980年2月以来、断面積 $0.25 \times 0.25\text{m}^2$ の流動燃焼炉を使用して、層高0.1~0.25m、燃焼温度800~1,000℃、ガス流速1.5m/sの条件で、砂と石灰石の流動層における石炭の燃焼試験を行っている。

また、Queens University (Kingston, Ontario)では、硫黄分7.5%までの石炭を断面積 $0.38 \times 0.38\text{m}^2$ の実験用流動層で燃焼試験を行っている。

カナダでは、発電用の常圧及び加圧流動燃焼ボイラーシステムを開発するために、20MWの試験装置による開発研究を行い、この結果に基づい

て200MWのデモンストレーションプラントの建設を計画中である。

#### 4) チェコスロバキア

従来のストーカー焚きと微粉炭焚きボイラーでは燃焼できないような低品位燃料を利用する流動燃焼ボイラーの開発を国が支援している。1952年以来、BechoviceにあるFuel Research Instituteでは、蒸発量4t/hの試験装置<sup>8)</sup>(Fig.1.5)を数基使用して、この技術開発を行っている。

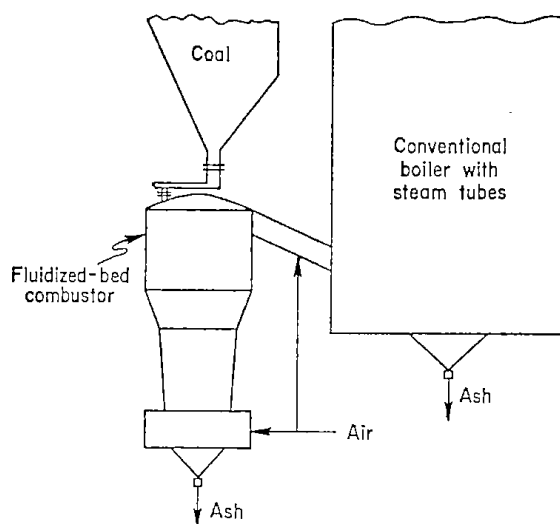


Fig.1.5 Two-stage combustion system (Czechoslovakia).

CKD Dukla社では、1968年にフランスから技術導入してIgnifluidボイラーを製造、販売した。蒸発量75t/hのものを納入した実績を持っている。その後1978年に、燃料を最初に流動ガス化して次に流動燃焼する2段流動層のDuklafluidボイラーを自社開発している。チェコスロバキア鉄道のNavý Bohumínに蒸発量14t/hの装置を4基設置して、1978年以来1,200時間以上の運転を行っている。この装置の直径は1.2mで、流動層高1m、ガス流速1~3.5m/s、石炭灰の流動層の上面に石炭をスクリーフイーダーにより供給してガス化、燃焼する。流動層内には伝熱管が挿入されてはいない。この会社では、層内に伝熱管を挿入した蒸発量25~60t/hの単段流動燃焼ボイラーも開発研究中である。

#### 5) 中華人民共和国

中国は、世界中で最も多くの実用例を持っている国である。1960年に開発研究が始められて以来、多くの研究機関で基礎研究が行われてきている。

(6)

中国独自の開発研究が清華大学、浙江大學、ハルピン技術研究所で行われ、その実用化が進められた。

最初の中間試験装置は、油頁岩を燃料とする蒸発量14t/hの常圧流動燃焼ボイラーで、1965年にMouningに建設され、運転された。その後、多くの装置が開発、建設され、運転されている。産業用として蒸発量5~45t/h、発電用として蒸発量50~130t/hのものを併せて2,000缶以上の流動燃焼ボイラーが稼動しており、中には40,000時間運転を行っているものもあるといわれている。従来の火格子燃焼及び微粉炭燃焼のボイラーでは燃焼できない低品位炭(低位発熱量1,000~3,000 kcal/kg程度)を流動燃焼ボイラーによって燃焼してエネルギーを回収し、有効利用していることに特長がある。

しかしながら、装置の運転は熟練した運転技術者によって手動で行われており、自動制御及び自動運転化の技術は未開発のようである。また中国では、今のところ公害規制はほとんどなく、脱じん、脱硫、低NO<sub>x</sub>化などの公害防止対策技術も未開発であるが、1973年より清華大学において脱硫の研究が行われている。

蒸発量130t/hの発電用常圧流動燃焼ボイラー(Fig. 1・6)は、上海ボイラー製造会社が設計し、1979年にDi Dao発電所に建設したものである<sup>9)</sup>。ボイラーは自然循環形のもので、粒状の無煙炭を燃料に使用する。流動層は6つに分割され、層内の伝熱管は蒸発用に使用し、スーパーヒーターはフリーボードに設置してある。石炭供給量の制御とスランピングによって1/3のターンダウンが可能である。

#### 6) デンマーク

過去20年の間に、デンマークでは約400の地域暖房用熱供給プラントが運転されてきている。この石油燃焼ボイラーに代替するものとして流動燃焼ボイラーが最適であると考え、技術開発を行っている。

最初の試験装置は、Burmeister and Wain Energy社によって開発され、Ringeの地域暖房センターに1979年設置されている。石炭と廃木材を燃料とした断面積1.6×1.6m<sup>2</sup>、熱出力5.8MWの流動燃焼温水ボイラーである。燃料の供給はチェンプレートで行い、水冷式の空気分散器と付属の流動層による抜き出し灰の冷却に特長がある。

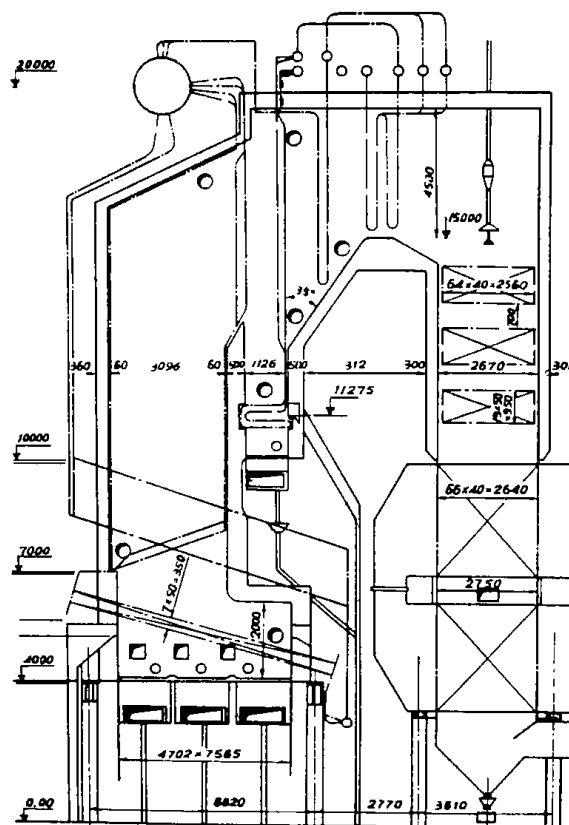


Fig. 1・6 130 t/h steam fluidized bed combustion boiler (China).

また、デンマーク工業大学(Lyngby)では、1980年より、断面積0.25m<sup>2</sup>、層高約1m、熱出力0.4MWの実験装置を用いて、石炭の流動燃焼と脱硫の開発研究を行っている。

#### 7) フィンランド

フィンランドでは、流動燃焼技術を廃棄物の焼却、地域暖房、低品位燃料の利用に使用する目的で開発が行われ、装置の開発は1968年以来、Häns Ahlstrom研究所において主に行われている。

最初の試験装置は、層径0.8m、高さ5mで層内に伝熱管を挿入した熱出力1.5MWの温水ボイラーで、1968年にKarhulaに設置された。層高0.8~1.7mの砂と石灰石の流動層に泥炭と石炭をスクリーフイーダーで供給し、燃焼温度750~950℃、ガス流速0.5~3.0m/sで燃焼、脱硫及び低NO<sub>x</sub>化の試験を行っている。

この基礎試験に基づいて、1976年に、Kajaaniの地域暖房プラント内に熱出力4.7MWの泥炭流動燃焼ボイラーを設置し、層径3mの流動層で、層高1~1.5mの砂流動層中にスクリーフイーダーで泥炭を供給して、1977年4月から運転している。

また、1976年以来、研究の重点を循環流動燃焼に移行した。層径0.3mの小形装置を使用し、ガス流速3m/sでベンチスケールの試験を行った後、1977年Pirlavaに層径0.8m、高さ7mで外設サイクロン、粒子輸送管、水冷壁、排熱ボイラーを持つ熱出力15MW(蒸発量20.5t/h)装置を建設し、1979年より8,000時間以上の運転をしている。粒径0.3mmの砂と10mm以下の石炭をスクリーフイーダーで供給し、燃焼温度700~1,000℃、ガス流速3m/s以上、過剰空気率15%で2次空気を吹込んで燃焼する。約1/3のターンダウンが可能であり、燃料として泥炭、バーク、廃木材も使用できる。石灰石による脱硫試験も行っている。また、1979年にSunenjokiに熱出力7.5MWのパッケージ型循環流動燃焼ボイラーを建設して運転している。

さらに、Kauttuaの製紙工場に熱出力65MW蒸発量91t/h、床面積7.3×3.7m<sup>2</sup>、高さ15mの循環流動燃焼ボイラーの建設を行い、1982年に運転開始する予定である。燃料として泥炭、廃木材及び石炭を使用し、石炭は燃焼装置に直接供給し、泥炭と廃木材は粒子の循環流路内に供給する。蒸気は工場内の製紙用蒸気と発電用として使用する。

#### 8) 西ドイツ

西ドイツでは、常圧流動燃焼技術を応用する分野として、大規模発電プラント、産業用ボイラー、地域暖房用ボイラー及び廃棄物・低品位燃料用ボイラーを設定し、技術開発のプロジェクトを行っている。また、加圧流動燃焼と空気加熱方式による複合発電システムを目指してIEA(世界エネルギー機構)の共同研究に参加している。

Lurgi社(Frankfurt)では1959年以来、気泡流動層から急速流動層までの幅広い流動燃焼装置の開発研究を行っている。層径0.15~1.0m、燃焼温度500~1,400℃、ガス流速0.1~5m/s、熱出力33MWまでの9基の試験装置を使用して、層内に冷却管を挿入し、種々の空気分散器について技術開発を続けてきている。

Ruhrkohle社とDeutch Babcock社は、1977年にFlingern(Düsseldorf)にあった移動火格子ボイラーを蒸発量50t/hの流動燃焼ボイラーに改造し、1979年以来、1,800時間以上の運転を行っている。その概要をFig. 1・7に示す<sup>10)</sup>。流動層は6分割されており、各層の断面積は6m<sup>2</sup>で、6本の石炭供給管と2本の排出管を持っている。空気分

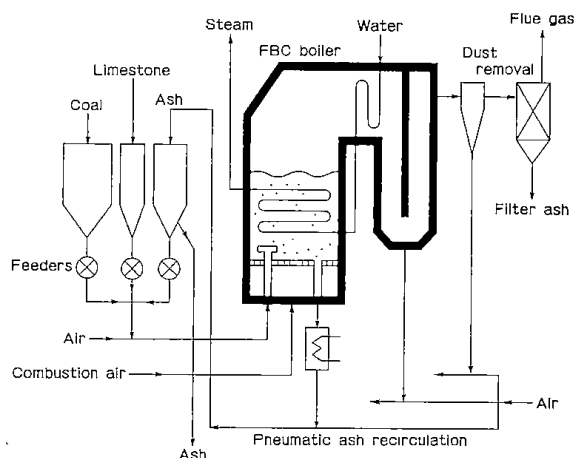


Fig. 1・7 35MW fluidized bed combustion boiler (Germany).

散板には380本のノズルを設置したものを使用している。燃焼温度800~900℃、ガス流速2.6m/s、層高は1mで、粒径6mmの石炭を空気搬送により6t/h供給して燃焼し、層内の伝熱管に缶水を強制循環して約50%の熱量を吸収する。熱効率は88%で、石灰石による脱硫率は75%であった。また、ターンダウンは約1/4まで可能であった。

Saarbergwerke社では、Völklingen(Fenne)において、1980年より流動層内に空気加熱管を挿入した床面積0.6×4m<sup>2</sup>の流動燃焼装置のパイロットプラントを運転して、装置開発の基礎データを蓄積している。流動層高2m、温度850℃の流動層に石炭と石灰石を供給して運転し、主に伝熱管の径と配管、伝熱係数及び管の摩耗についての研究がなされた。このデータを基にして、微粉炭ボイラーと流動燃焼装置およびガスタービン発電を組合せた熱出力667MWのモデル複合プラントをSaarに建設している。このプラントは、1982年の春から運転に入る予定である。

また、Lurgi社が主体となって循環流動燃焼装置の開発を積極的に進めている。Lünenに77MWのテストプラントを建設して、技術開発の試験を行っている。この結果に基づいて、Lurgi社とDeutch Babcock社は、Duisburgに熱出力200MWの循環流動燃焼ボイラーを建設し、発電と併せて地域暖房用の熱を供給する予定である。

さらに西ドイツでは、IEAの共同研究に協力して、Hanniel(Bottrop)に25MW、4.5barの加圧流動燃焼ボイラーを建設する予定である。このプロジェクトの目的は、選炭工場から廃棄される

(8)

低品位炭を燃焼して、炭砒の暖房と電力を供給するシステムの開発である。

#### 9) インド

流動燃焼ボイラーは低品位炭、褐炭、選炭廃棄物の燃焼に適しているものと考え、1970年頃より実験室規模での研究が開始された。炭種による燃焼性の変化、空気分散器、ボイラーの形状、高硫黄分の石炭の燃焼などの基礎研究を行い、1974年からは常圧及び加圧の流動燃焼ボイラーの実用化研究を進めてきている。

Central Mechanical Engineering Institute (Durgapur)では、床面積 $0.45 \times 0.45 \text{m}^2$ の熱出力0.3 MWの流動燃焼温水ボイラーを1972年に設置して運転している。燃料として粒径 $0.75 \sim 2 \text{mm}$ の選炭廃棄物とコークスブリーズを使用し、空気搬送法で供給して層高 $0.1 \sim 0.4 \text{m}$ 、燃焼温度 $850^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $1.7 \text{m/s}$ の条件で運転している。Central Fuel Research Institute (Dhanbad)では、1976年に高灰分、高硫黄分の石炭を流動燃焼する熱出力1.5 MWの温水ボイラー試験装置を設置し、スケールアップのための研究を行っている。装置の形状は8角形で、一辺の長さが $0.2 \text{m}$ で、層内に伝熱管が挿入されている。

このデータに基づき、Bharat Heavy Electricals社では、1977年 Tiruchirapalliに熱出力7.7 MW (蒸発量 $10 \text{t/h}$ )の流動燃焼ボイラーを建設した。この装置は、一辺が $0.85 \text{m}$ の8角形流動層(床面積 $3.08 \text{m}^2$ )で、4つに分割されており、層内には伝熱管が挿入されている。粒径 $3 \text{mm}$ の高灰分の亜瀝青炭を空気搬送で供給して燃焼し、石炭灰は溢流方式で排出する。層高 $0.75 \text{m}$ 、燃焼温度 $700 \sim 900^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $2 \sim 4.5 \text{m/s}$ の条件で燃焼する。分割された各層のスランピングにより約20%までのターンダウンが可能である。自動運転とデータ集録装置が付設されており、連続115時間の運転も含めて900時間以上の運転が行われている。

Regional Research Laboratory (Jorhat)では、1978年に熱出力1.5 MWの流動燃焼ボイラーを設置して蒸気発生用と温水用の試験研究を行っている。流動層は直径 $0.25 \text{m}$ 、高さ $2.4 \text{m}$ のもので高灰分、高硫黄分の石炭を燃焼し、粒径 $0.44 \sim 1.2 \text{mm}$ の石灰石で脱硫試験を主に行っている。燃焼条件は過剰空気率 $5 \sim 20\%$ 、層高 $0.125 \sim 0.27 \text{m}$ 、燃焼温度 $800 \sim 900^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $1.5 \sim 4 \text{m/s}$ である。

さらに、Perarignar Anna 工業大学(Madras)では、床面積 $0.3 \times 0.3 \text{m}^2$ 、高さ $1 \text{m}$ のウォータージャケットの流動燃焼炉を使用して、粒径 $6 \text{mm}$ 以下の石炭を温度 $750^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $0.9 \sim 1.7 \text{m/s}$ で燃焼し、主に伝熱性についての研究を行っている。

#### 10) 日本

流動燃焼の技術は、従来から廃棄物の焼却に応用されてきているが、石炭の流動燃焼ボイラーとしての技術開発の研究は、昭和52年(1977)頃から行われ始めた。科学技術庁の委託を受けた資源協会によって検討され、昭和52年(1977)3月に報告された「わが国における石炭の段階的利用技術の評価に関する調査」の中で、早期に開発、実用化すべき技術として取り上げられ、本格的な開発研究が開始された<sup>11)</sup>。日本における技術開発の特徴点は、低公害な技術開発を強く進めていることである。現在の環境規制よりも厳しい $\text{NO}_x$  排出濃度 $60 \text{ppm}$ 以下、脱硫率 $95\%$ 以上を目標に技術開発を行っている。また石炭灰の処理、廃脱硫剤の再生についても研究を行っている。

小形装置による基礎研究は北海道工業開発試験所、公害資源研究所、東京大学工学部、名古屋大学工学部において行われ、装置開発の研究は数社のボイラーメーカーによって行われている。また発電用大形ボイラーの開発は、昭和53年度(1978)より通商産業省の石炭技術振興補助事業費によるプロジェクトとして、石炭技術研究所が中心となり行っている。

1978年以来、通商産業省・資源エネルギー庁は石炭利用技術振興補助事業として「流動床燃焼技術に関する研究」を石炭技術研究所を中心とした共同研究体制に行わせている<sup>12)</sup>。1978年と1979年はベンチスケールの実験装置による要素研究と500 MW発電設備を対象としたフィージビリティスタディが石炭技術研究所、石川島播磨重工業、川崎重工業、パブコック日立、三菱重工業により行われた。この結果に基づいて、蒸発量 $20 \text{t/h}$ のパイロットプラント(Fig.1・8)を石炭技術研究所、電源開発・川崎重工業、パブコック日立が共同設計し、電源開発・若松火力発電所内に建設(1980年)し、1981年春から運転して開発研究を行っている。装置は、主燃焼炉と未燃炭再燃焼炉(CBC)から構成され、主燃焼炉は床面積 $2.2 \times 4.3 \text{m}^2$ の流動層で、層内には強制循環による蒸発用と過熱蒸気用

の伝熱管が挿入されている。CBCは自然循環による水冷壁を持った床面積 $0.9 \times 0.9 \text{m}^2$ の流動層である。石炭と石灰石の粗粒はスプレッダーで層

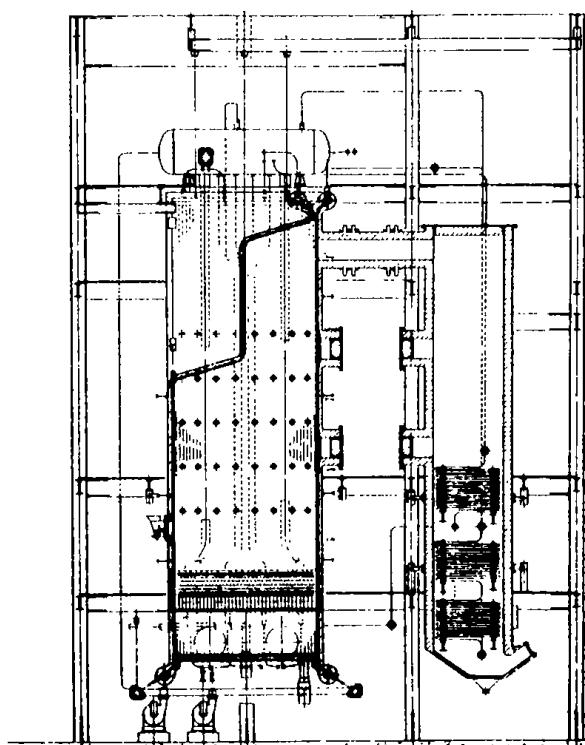


Fig.1-8 20 t/h fluidized bed combustion boiler, test plant, Wakamatsu.

上面に、細粒は空気搬送によって層下部から供給される。流動層高 $1.2 \sim 1.6 \text{m}$ 、温度 $900 \sim 1,000^\circ\text{C}$ 、空気過剰率 $10 \sim 25\%$ で2次空気をフリーボードに吹き込む2段階燃焼を行う。運転の計画値と運転結果の例を Table 1-1 に示す。この試験結果に基づき、蒸発量 $240 \text{t/h}$ の実証プラントを1984年に建設する予定である。

バブコック日立では、1976年より呉市において蒸発量 $1.4 \text{t/h}$ の流動燃焼ボイラーの試験装置を運転して、石灰石による脱硫試験、2段階燃焼による低 $\text{NO}_x$ ・ $\text{CO}$ 化の試験を行った。装置は、断面積 $0.55 \times 0.55 \text{m}^2$ 、高さ $5 \text{m}$ で層内に伝熱管を挿入した流動燃焼炉と断面積 $0.35 \times 0.35 \text{m}^2$ のCBC (Carbon Burn-up Cell) から構成されている。平均粒径 $1.9 \text{mm}$ の石炭をスクリーフイダーで供給して、層高 $0.8 \sim 1.5 \text{m}$ 、温度 $700 \sim 900^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $0.5 \sim 4.5 \text{m/s}$ 、 $\text{Ca/S}$  4以下の条件で燃焼している。また、1980年には住友石炭と共同して、住友石炭・赤平鉱業所内にあった微粉炭ボイラーを蒸発量 $10 \text{t/h}$ の流動燃焼ボイラーに改造して運転をしている<sup>13)</sup>。その概要を Fig. 1-9 に、運転計画値と運転実績値を Table 1-2 に示す。この装置では、赤平炭鉱の選炭廃水処理設備で回収されたスラジを造粒投炭機によりボイラー上部より供給して燃焼し、廃棄物を処理すると共に燃料化した

Table 1-1 Test run results of 20 t/h fluidized bed combustion boiler<sup>12)</sup>.

	Coal A	Coal B	Coal C
Evaporation capacity, t/h	17.46	12.93	16.2
Steam pressure, $\text{kg/cm}^2 \text{ G}$	60.1	59.8	59.9
Steam temperature, $^\circ\text{C}$	535	540	540
Water flow rate, t/h	15.4	11.44	14.88
Water temperature, $^\circ\text{C}$	133	134	134
Water pressure, $\text{kg/cm}^2 \text{ G}$	77.7	79.3	78.5
Air temperature, $^\circ\text{C}$	22	9	11
Flue gas temperature at air-heater exit, $^\circ\text{C}$	155	122	134
Total air flow rate, $\text{Nm}^3/\text{h}$	19,068	17,928	14,456
Primary air flow rate, $\text{Nm}^3/\text{h}$	16,068	16,968	13,116
Secondary air flow rate, $\text{Nm}^3/\text{h}$	3,000	960	1,340
Fluidizing gas velocity, m/s	2.16	1.52	1.88
Bed temperature, $^\circ\text{C}$	835	829	823
Oxygen concentration in flue gas, %	3.49	3.44	3.51
$\text{NO}_x$ emission*, ppm	61	223	238
$\text{SO}_x$ emission*, ppm	10	27	33

\*Corrected value at 6% oxygen concentration in flue gas.

Table 1-2 Design basis and operating data of 10 t/h fluidized bed boiler for colliery sludge<sup>13)</sup>.

Boiler type	: Water-tube, natural circulation and fluidized bed boiler	
Steam	: 4 kg/cm <sup>2</sup> G, saturate	
Steam use	: Heating	
Fuel	: Colliery sludge (low heating value 3,000 kcal/kg)	
Bed material	: Coal ash and sand	

	Design basis	Operating data
Evaporation capacity, t/h	10	10 - 11
Feed rate of wet fuel, t/h	4.8	3.5-4.8
Bed temperature, °C	800-900	800-900
Emission		
NO <sub>x</sub> *, ppm	400	260-350
SO <sub>x</sub> , Nm <sup>3</sup> /h	13.84	10
particle, g/Nm <sup>3</sup>	less than 0.8	0.06

\*Corrected value at 6% oxygen concentration in flue gas.

点はこの装置の特長がある。

川崎重工業では、1975年から大阪市の研究所において流動燃焼の開発研究を行ってきている。床面積0.2×0.2m<sup>2</sup>と0.5×0.5m<sup>2</sup>の2基の試験装置を使用して、燃焼特性、脱硫、2段階燃焼による低NO<sub>x</sub>化などの最適条件の研究を行った。その結果、NO<sub>x</sub>、SO<sub>2</sub>ともに100ppm以下の排出濃度の運転を達成している。また、蒸発量2t/hのパッケージ型流動燃焼ボイラーを開発し、1981年より運転試験を行っている。

三菱重工業では、1978年長崎研究所に廃脱硫剤の再生装置を付属した熱出力0.6MWの流動燃焼ボイラーを設置し、石灰石による脱硫及び廃脱硫剤の再生循環試験を行っている。燃焼炉は床面積0.6×0.6m<sup>2</sup>で、層高1~1.2m、温度800~900°C、ガス流速1.5~2.6m/sの条件で粒径4mm以下の石炭を燃焼した。石灰石(粒径0.4~1.6mm)を6kg/h供給して脱硫を行った。廃脱硫剤の再生炉は床面積0.15×0.15m<sup>2</sup>の流動層で、再生温度は950~1,050°Cである。

石川島播磨重工業では、床面積0.3×0.3m<sup>2</sup>の熱出力0.1MWの2段階流動層による流動燃焼装置

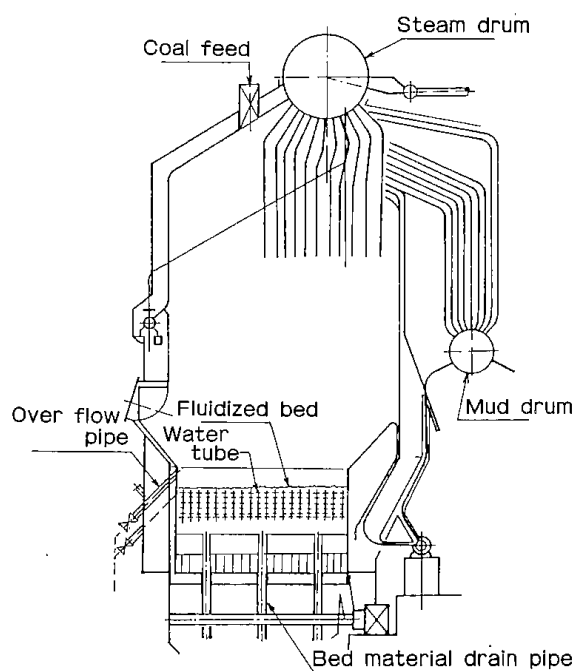


Fig. 1-9 10t/h fluidized bed boiler for colliery sludge, Akabira.

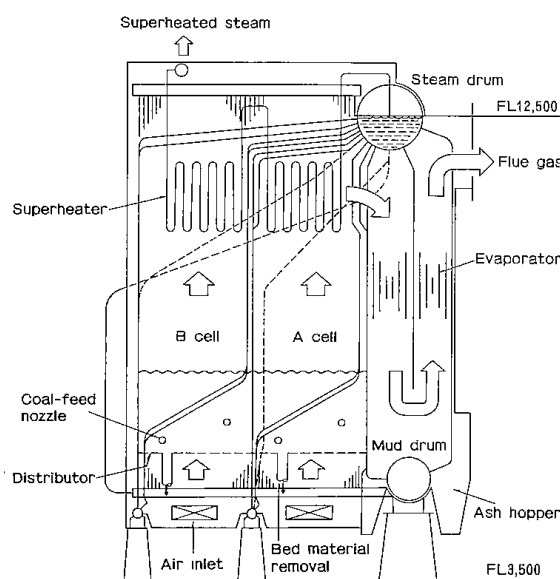


Fig. 1-10 31.5t/h fluidized combustion boiler, Sunagawa.

Table 1.3 Design basis of 31.5t/h fluidized combustion boiler<sup>14)</sup>

Boiler type	Two-cell, water-tube, natural circulation and fluidized bed coal combustion boiler
Evaporation capacity	31.5 t/h
Steam pressure	25 kg/cm <sup>2</sup> G
Steam temperature	280°C
Water temperature	80°C
Air temperature	15°C
Draft	Balanced draft
Coal feed	Pneumatic coal feeding
Boiler efficiency	82%
Fuel	Mitsui-Sunagawa slack coal No.50
HHV	5,040 kcal/kg
Size	Less than 6 mm
Starting fuel	Heavy oil A
Starting bed material	Silica sand (0.7mm)
Fluidized bed	
Cell	3.5m × 2.1m × 2 cells
Bed height	1.5m
Bed temperature	900°C
Fluidizing gas velocity	2.4 m/s
Air ratio	1.2
Area of heat exchanger surface	
Combustor	128.1m <sup>2</sup>
Tube bank	502.6m <sup>2</sup>
Superheater	71.4m <sup>2</sup>
Air heater	823.0m <sup>2</sup>
Combustor volume	ca. 64 m <sup>3</sup>
Emission	
NO <sub>x</sub>	less than 350 ppm
SO <sub>x</sub>	less than 17.5 K-value
Particle	less than 0.4g/Nm <sup>3</sup>

を使用し、石灰石による脱硫と低NO<sub>x</sub>化の効果进行研究している。また、米国のフォスター・ウィラー社から技術導入して、蒸発量31.5t/hの2胴水管式自然循環型流動燃焼ボイラーを、三井東圧化学・北海道工業所(砂川市)に、1981年に建設した<sup>14)</sup>。このボイラーの概要をFig. 1.10とTable 1.3に示す。このボイラーの流動層は2.1m×3.5mの2セルに分割され、層内の伝熱管は缶水の自然循環のために約40度の傾斜をもって設置されている。層の分割及び流動層高と燃焼温度の変化により4分の1のターンダウンが可能である。石炭は、流動層内へ給炭ノズルから吹込まれる。粗粒灰は層の底部に設置された抜き出し管から、また、排気に伴われる微粒灰はバグフィルターで捕集し、いずれもスクリー・フィダーとロータリーバルブを通して灰槽に集められる。このボイ

ラーからの蒸気は同工業所の肥料製造プロセスなどの熱源として使用する。

#### 11) オランダ

オランダ政府では、産業界における石炭利用の増加と国内ボイラーメーカーによる流動燃焼ボイラー市場の確保のために、当面の目標として蒸発量50~100t/hのデモンストラーションプラントを建設することを考えている。

オランダのエネルギー研究機構(ECN)では、Pettenに蒸発量3.7t/h(熱出力2MW)の地域暖房用流動燃焼ボイラーを建設し、1981年9月から運転開始し、2,000時間以上の運転を行っている。断面積1.9×1.4m<sup>2</sup>の流動層に粒径10mm以下の石炭を排ガスで加熱しながら振動給炭機により供給して、層高0.7mで燃焼する。流動層内の伝熱管には缶水を強制循環して、約50%の熱を吸収す

る。

Apeldoorn の TNO の技術部門では、1974 年以来、廃棄物の流動燃焼装置の開発研究を行っている。石炭の流動燃焼の研究は 1977 年に開始した。現在は、1981 年に建設した断面積  $1 \times 1 \text{ m}^2$  の流動燃焼ボイラー 2 基から構成される熱出力 4 MW (蒸発量 7 t/h) の試験プラントを運転して、全自動運転のプラントを開発中である。流動層高 0.5~1.6 m, 温度 700~1,000°C, ガス流速 1~3 m/s で、粒径 25 mm 以下の石炭をスクリーフイーダーで層上面に供給して燃焼する。層内に伝熱管を挿入し、層内粒子は石炭灰と石灰石で構成しフリーボード高さは 3.2 m である。石炭の供給は、流動層内への空気搬送及びスプレッダーによる投入が可能になっている。

また、Shell 社では粒径 6 mm の石炭を燃焼し、2 層の分割流動層から成る蒸発量 50 t/h の流動燃焼ボイラーをロッテルダム近郊に建設中である。

#### 12) スウェーデン

スウェーデンにおける特別なエネルギー問題として地域集中暖房の対策がある。この対策に流動燃焼技術の利用を進めている。

1975 年、政府は A B Enkoping Varmevertg 地域暖房センター (Enkoping) に熱出力 25 MW の流動燃焼温水ボイラーを設置し、開発研究するプロジェクトを発足させた。この装置は 1978 年 8 月から運転されている。直径 3.5 m, 高さ 10 m の流動層で、層高 0.25 m, 温度 800~850°C, ガス流速 2.5 m/s で高硫黄分の石炭と残渣油、泥炭、木材チップを燃焼した。脱硫剤として粒径 0.5~3 mm のドロマイトを使用している。自動運転をマイクロプロセッサで行うようにしてある。1,000 時間以上の運転を行っており、燃焼効率 88~91%, 脱硫率 30~40% であった。

Generator Industri 社 (Partille) では、1975 年以来流動燃焼の研究を行っている。1980 年 1 月より Eksjo において、熱出力 5 MW の都市ごみと廃木材を燃焼する流動燃焼温水ボイラーを運転している。床面積  $2.45 \times 2.45 \text{ m}^2$ , 流動層高 (砂流動層) 1 m の水冷壁を持つ水管ボイラーで、燃焼温度 750~950°C, ガス流速 1.8 m/s の燃焼条件で運転している。

また、Generator Industri 社では、Göthenburg に熱出力 16 MW (蒸発量 2 t/h) の石炭流動燃焼ボイラーを 1982 年 1 月に建設し、運転している。床

面積  $2.9 \times 3.4 \text{ m}^2$  の装置で、砂と石灰石で流動層を形成し、主な燃焼条件は層高 1.2 m, 燃焼温度 750~950°C, ガス流速 2.6 m/s である。

Studsvik Energiteknik 社では、急速流動層の開発研究を行っている。層径 0.2 m, 高さ 3 m, 熱出力 0.5 MW の試験装置を使用して、粒径 10 mm 以下の石炭をガス流速 2~10 m/s, 温度 840~870°C で燃焼した。1981 年 8 月には、熱出力 2 MW の試験装置が運転される。

Stal-Laval Turbin 社は、Finspog において 1976 年から油焚き船舶用流動燃焼ボイラーを研究している。熱出力 20~30 MW の試験装置 3 基を使用して、8,000 時間の試験運転により、主に層内伝熱管の摩耗の研究を行っている。

#### 13) 英 国

英国では、1950 年に CEGB (中央発電局) が初めて流動燃焼のテストを行った。その後、NCB (英国石炭局) が本格的な研究として引き継いだ。NCB は、発電用として石炭を使用する流動燃焼ボイラーの開発事業を 1960 年代の初めに発足させ、1971 年までの間に熱出力が 0.01~5 MW の 6 基のパイロットプラントによる開発研究を行った。現在、英国では、常圧流動燃焼、浅層流動燃焼 (常圧) 及び加圧流動燃焼について、レベルの高い開発研究が行われている。これらのポテンシャルの上に立って、英国は IEA (世界エネルギー機構) における石炭流動燃焼システムの共同研究の幹事国となっている。

1969 年、NCB が CURL (Leatherhead) に建設した層径 1.2 m, 高さ 3 m, 流動層高 1 m の流動燃焼ボイラー (蒸発量 4.5 t/h) の試験装置は、層内に伝熱管を挿入した最初の工業用ボイラーであった。この装置は、伝熱管材料の 2,000 時間試験も含めて 6,000 時間以上の運転がなされている。

1974 年には、Babcock and Wilcox 社が Renfrew (Scotland) 工場のストーカー焚きボイラーを蒸発量 18 t/h の流動燃焼ボイラー<sup>15)</sup> (Fig. 1-11) に改造した。流動層は  $3.1 \times 3.1 \text{ m}^2$ , 流動層高 1 m, 粒径 6 mm 以下に粉碎した石炭を空気搬送で層の底部に吹き込み、層温度 700°C, 過剰空気 14~27%, ガス流速 1.3~2 m/s で燃焼している。層内の伝熱管はヘアーピン型で、缶水を強制循環する。1975 年以来、5,000 時間以上の長期にわたる運転を行っている。

NBC は、機関車形をした 10 MW の自然循環式



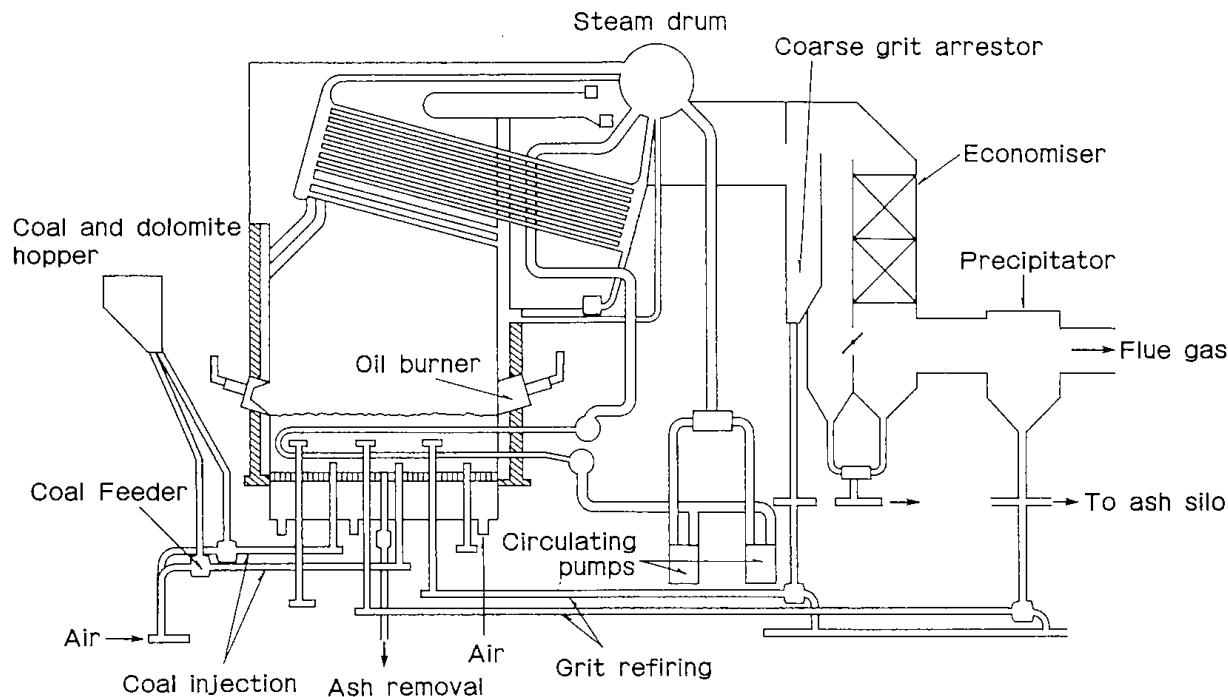


Fig. 1-11 18t/h fluidized combustion water-tube boiler, Renfrew (England)

水平胴型流動燃焼ボイラーを Newcastle (Staffordshire) に 1978 年設置して開発試験を行っている。流動層は 2.7m × 2.3m、高さ 2.2m であり、水平胴の直径は 2.8m、長さ 7.7m である。層内には、外径 75mm の伝熱管を 2 層に錯列で配管し、粒径 13 ~ 25mm の一般燃料用石炭を砂流動層の上面に供給して燃焼する。ターンダウンは 1/4 まで可能であったと報告されている。

また、1981 年の初めに NCB と ME Boilers Ltd. が共同開発して、30MW の水管パッケージボイラー<sup>16)</sup> (Fig. 1-12) を River Don Works (Sheffield) にある British Steel 社の構内に建設した。この装置は、440℃、4.5MPa の過熱蒸気を 36t/h 発生することができる。直径 5.3m の流動層を 6 等分して 1/6 のターンダウンを可能にしている。粒径 18mm 以下の石炭を燃焼する。この装置の運転によって発電用流動燃焼パッケージボイラーの実用化技術を確立する予定である。

#### 14) 米 国

米国では、1942 年に石油の流動接触分解 (FCC) プロセスが工業化されて以来、流動層技術の開発研究が数多く行われてきている。流動燃焼プロセスについては、1950 年代の初期に、Union Carbide 社と Combustion Engineering 社が特許を提出し

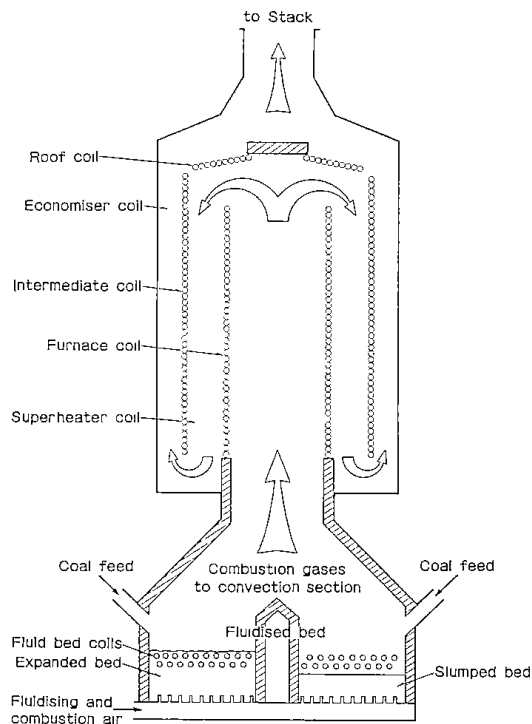


Fig. 1-12 30MW water tube boiler, Sheffield (England)

ているが、実用化されるまでには至らなかった。

その後、石油の使用量節減のために石炭利用技術の開発が促進されるようになり、1965 年に英国

における石炭の流動燃焼技術の開発研究を導入した。まず最初に Office of Coal Research(OCR), Bureau of Mines 及び Consolidation Coal Company によって実験的なプロジェクトが開始された。これに続いて Environmental Protection Agency (EPA) は流動燃焼による環境汚染防止のためのプロジェクトなど、数多くの研究を行っている。

現在、米国は流動燃焼ボイラーの開発を最も積極的に進めている国である。テストプラントで最も大きなものは、Rivesville 発電所(West Virginia)にある 30 MW (蒸発量 136 t/h) 発電用流動燃焼ボイラーである。1977 年より行われた 3 年間の試験運転結果は、多くの問題点の抽出に役立っている。さらに、TVA が流動燃焼ボイラーによる 20 MW の発電プラントを運転中である。また暖房用としては、Georgetown 大学(Washington, D. C.)に設置された蒸発量 45 t/h のテストボイラーを設置して実用化試験を行っている。

さらに、米国は加圧流動燃焼ボイラーの開発についても、IEA の共同研究に参加している。また、Curtiss Wright 社が 13 MW の空気加熱式複合発電プラントを研究中である。

1972 年、Office of Coal Research (OCR) と Environmental Protection Agency (EPA) は委託によって Rivesville (West Virginia)における Allegheny 発電所内に蒸発量 136 t/h の石炭流動燃焼ボイラーによる発電出力 30 MW の試験プラントを建設する計画を立てた。このプラントは Pope, Evans and Robbins 社における開発研究のデータに基づいて、Foster Wheeler 社が 1972 年 10 月より設計を開始し、1976 年に建設して、1977 年より 3 年間の運転試験を行った。装置全体の系統図<sup>17)</sup>を Fig. 1・13 に示す。流動燃焼炉は 4 つのセルから構成され、3 セルはボイラーとして、1 セルは未燃炭の再燃焼炉 (Carbon burn-up Cell) として使用される。燃焼炉全体は 11.9 × 3.7 m<sup>2</sup> の床面積で、高さ 6.4 m の大きさである。流動層高は 1.2 m、フリーボード高さは 3.7 m で、ガス流速は 1.5 ~ 3.7 m/s、ボイラーセルは 820 °C、CBC セルは 1,090 °C で運転される。伝熱管は、水冷壁では垂直配管、層内では水平管で缶水を強制循環する。粒径 6 ~ 9 mm 以下の石炭と 3.2 mm 以下の石灰石を空気搬送により流動層内に斜め上から吹き込んで燃焼する。全体の石炭供給量は約 15 t/h である。この装置の建設と運転の結果は多くの貴

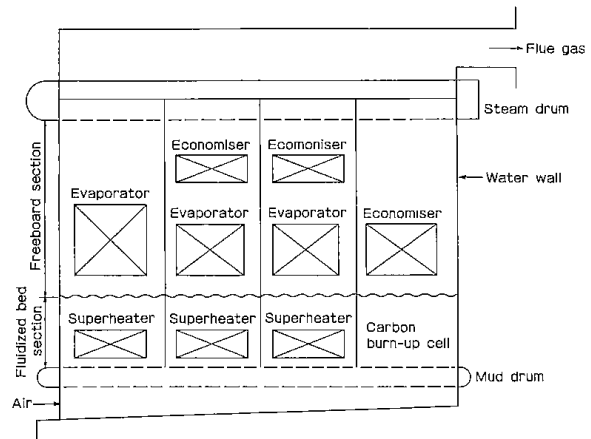


Fig. 1・13 30MW multi-cell fluidized bed boiler, Rivesville (U. S. A.).

重な知見を提供した。特に、流動燃焼ボイラーの実用化に関して大規模装置の問題点を明らかにし、技術開発に顕著な貢献をした。

都市において、高硫黄分の石炭を低公害で燃焼する流動燃焼ボイラーの実証試験を、1977 年から米国の Department of Energy (DOE) と Georgetown 大学が行っている。試験装置は、蒸発量 45 t/h の自然循環式石炭流動燃焼ボイラー<sup>18)</sup> (Fig. 1・14) で、Pope, Evans and Robbins 社 (PER) と Foster Wheeler 社 (FWC) が設計して、Georgetown 大学 (Washington, D. C.) の冷暖房設備の熱供

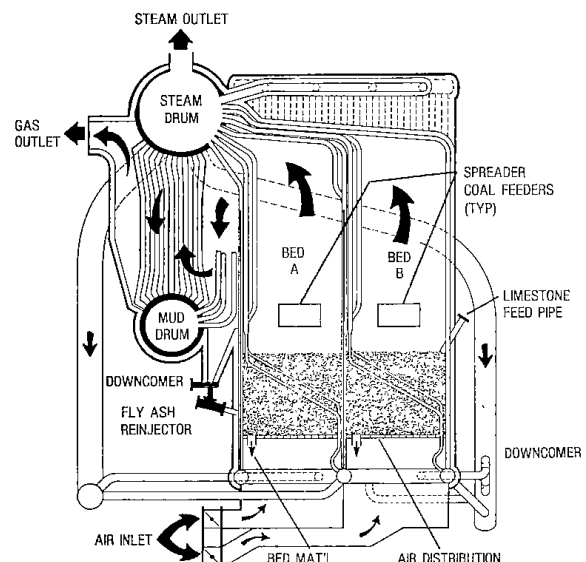


Fig. 1・14 45t/h Georgetown University fluidized bed combustion steam generator, Washington, D. C. (U. S. A.).

給用ボイラーとして建設し、1979年7月から運転が開始された。流動炉は床面積 $3.4 \times 5.9 \text{ m}^2$ 、高さ4 mで、2つの層に分割されている。層内の伝熱管は約40度の傾斜をもち、缶水が自然循環できるようにになっている。一方側の層の停止、層高の変化及び層温度の変化によって約1/4のターンダウンが可能である。石炭の供給はスフッダーにより層上面に供給され、燃焼する。サイクロンで捕集された未燃炭は流動層内に吹き込み、再燃焼される。この装置の設計値と運転結果の例を Table 1・4<sup>18)</sup>に示す。

Electric Power Research Institute (EPRI)の委託を受け Babcock and Wilcox 社(B & W)では、Alliance 中央研究所 (Ohio)に蒸発量約1t/hの流動燃焼ボイラー<sup>19)</sup>( Fig.1・15)を1977年に建設し、伝熱管の配置、給炭方式、捕集灰の再注入方式、伝熱特性、燃焼効率、脱硫性能などについて5,000時間以上の運転試験を行っている。流動層は $1.8 \times 1.8 \text{ m}^2$ の床面積を持ち、分散板はキャップ型で、風箱は4分割されている。フリーボード高さは5.5mあり、層内には加熱、蒸発、過熱用の伝熱管が挿入してあり、フリーボードには蒸発管が設置され、いずれも強制循環されている。石炭は、空気搬送により層下部4個の供給口から吹き込まれる。また、サイクロンとバグフィルターで捕集された未燃炭の一部を再燃焼のために層内へ循環している。燃焼温度 $800 \sim 900^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $1.2 \sim 3.6 \text{ m/s}$ で運転を行い、92~95%の燃焼効率を得ている。この結果は、TVAの20 MWテストプラントの設計に使用されている。

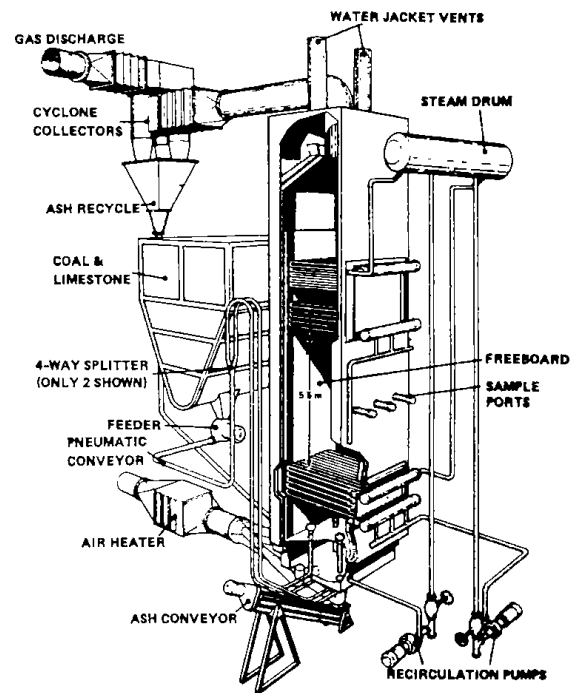


Fig.1・15 6'×6' fluidized bed combustion facility, Alliance (U. S. A.).

Tennessee Valley Authority (TVA)では、Babcock and Wilcox 社(B & W)に委託して熱出力20 MWの流動燃焼ボイラーのパイロットプラント ( Fig.1・16)を、1980年Paducah (Kentucky)に建設して、1982年から運転に入っている。このプラントは、発電用大型ボイラーの開発を目的としたもので、この研究成果を基に1985年には発電量200 MWの実用プラントを建設する計画である。20 MWプラントは160気圧、 $540^\circ\text{C}$ の蒸気を発生するボイラーで、流動層は $7.3 \times 7.3 \text{ m}^2$ の床面積を持

Table 1・4 Design basis and operating results of Georgetown University fluidized bed steam generator<sup>18)</sup>.

	Design basis	Operating results
Evaporation capacity, t/h	45	28.6
Steam pressure, atm	19 — 43	28
Coal flow rate, t/h	4.3	2.9
Limestone flow rate, t/h	1.4	0.7
Bed temperature, °C	870	818
Bed height, m	1.4	0.51
Fluidizing gas velocity, m/s	2.4	1.9
Combustion efficiency, %	83.5	76.8
Sulfur retention, %	—	86.6
SO <sub>x</sub> emission, lb/10 <sup>6</sup> Btu	0.78	0.48
NO <sub>x</sub> emission, lb/10 <sup>6</sup> Btu	0.70	0.48
Particle emission, lb/10 <sup>6</sup> Btu	0.056	—

ち、水冷式キャップ型の空気分散板を使用し、油焚きの始動装置が付属している。石炭の供給口は $1.6\text{m}^2$ に1個の割合で設置し、スプレッダーによる層上面への供給と空気搬送による層下部からの吹き込みのいずれも使用できる。粒径 $1\sim 5\text{mm}$ の石炭と $0.2\sim 1\text{mm}$ の石灰石を供給し、層高 $1.2\sim 1.8\text{m}$ 、温度 $750\sim 950^\circ\text{C}$ 、ガス流速 $1.2\sim 3.7\text{m/s}$ で燃焼する。また、未燃炭の再循環を行い燃焼効率を向上させる。

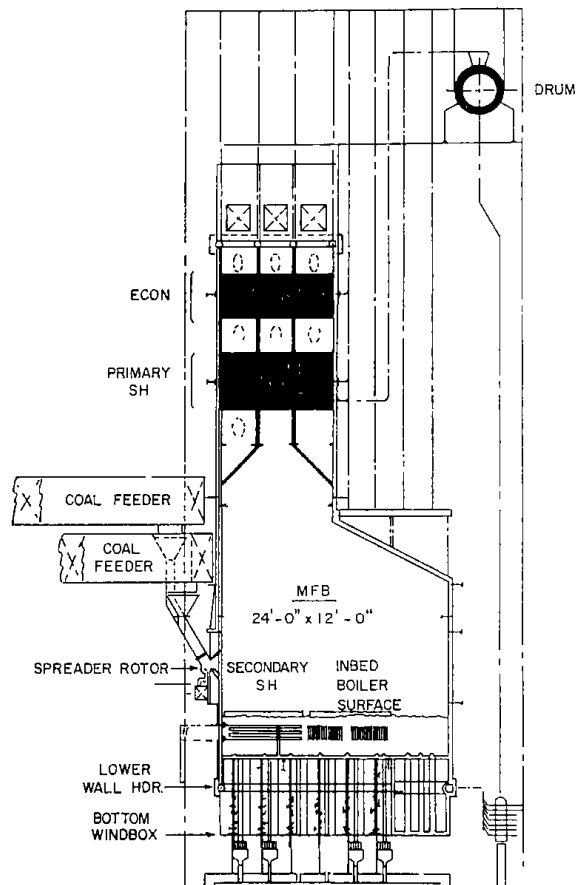


Fig.1・16 20 MW atmospheric fluidized bed combustor pilot, plant, TVA (U. S. A.).

#### 15) 国際エネルギー機関 (IEA)

International Energy Agency (IEA, 国際エネルギー機関)は、石油代替エネルギー技術の開発分野を広め、その効率的な技術開発のための国際協力を進める積極的な活動を行っている。その中で石炭の流動燃焼に関する国際協力研究として、加圧式流動燃焼複合発電技術のプロジェクトが1975年より8年計画で行われており、また1980年から5年計画で常圧式流動燃焼ボイラー技術の開

発プロジェクトが行われてきている。

常圧式石炭流動燃焼ボイラーの国際協力研究は、発電用、産業プロセス用、地域熱供給用ボイラーの技術的可能性、信頼性、経済性を確認し実証して、その設計技術や運転経験の成果を広く普及することを目的としている。参加国は、カナダ、デンマーク、イタリア、オランダ、ノルウェー、スウェーデン、スイス、ニュージーランド及び日本の9か国で、1975年2月より発足している。参加国は、それぞれが既に進めているプロジェクトを進展させ、互に技術情報、運転経験などを交換する事業分担方式による協力形態をとっている。各国のプロジェクトはその国の必要性に基づいたものであり、技術の用途についても発電、産業、地域熱供給用などと研究内容が異なっている。日本の研究プロジェクトは、通商産業省が補助する蒸発量 $20\text{t/h}$ の発電用流動燃焼ボイラーの運転制御性と低公害燃焼の確認などを研究内容としている。

加圧式石炭流動燃焼複合発電システムの国際協力研究は、米国、英国、西ドイツの3国が参加し、1975年11月より発足している。研究開発をリードしてきた英国が幹事国となっている。出力 $80\text{MW}$ の加圧流動燃焼ボイラーをGrimethorpe (Yorkshire) に建設(1980年)して運転に入る。全研究費は約800億円で、3国が均等に負担している。

#### 1・4 北海道工業開発試験所における流動燃焼の研究

北海道工業開発試験所では昭和35年(1960)に設立されて以来、石炭を原料とする固体無煙燃料の製造技術の開発研究を始めとして、石炭の利用技術に関する研究を数多く行ってきている。それらの中で、微粉炭を原料とし流動層内で低温乾留した後、熱間成型することによって固型無煙燃料を製造する技術開発を手がけた。この流動層技術の開発研究を始めとして、その後、今日まで数多くの流動層利用技術の開発研究を行ってきている。このように、石炭の利用技術と流動層の利用技術を開発研究する中で、石炭の流動燃焼についても、いずれも小規模装置による基礎的な研究であるが、昭和44年(1969)より手がけて来ている。それらについて概説する。

##### 1) 低品位炭の流動燃焼<sup>21)</sup>

この研究は、産業廃棄物として投棄されている選炭廃水ずりから、その保有する熱エネルギーを

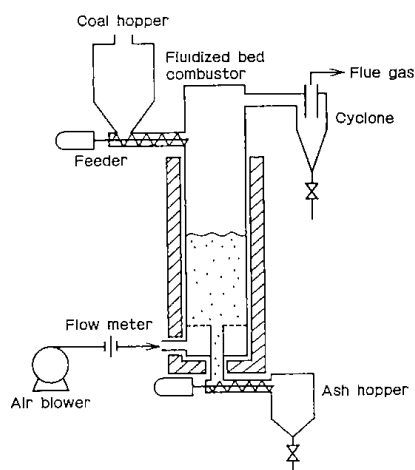


Fig. 1-17 Low grade coal fluidized bed combustor.

回収することを目的として、低品位炭の粗粒部分の安定な流動燃焼条件と微粉の飛び出しについて検討したものである。

低品位炭の試料として、奔別炭の桂微粉(灰分64%, 揮発物23%, 発熱量2,300 kcal/kg, 粒径0.04~1.0mm)を使用し, Fig.1-17に示した装置を用いて燃焼実験を行った。流動層は内径20cm, 高さ100cmのもので, 石炭を上部から供給して燃焼させ, 粗粒灰を下部から抜き出す方式である。

実験の結果, この方式では未燃炭を含む微粉がかなり飛び出す, 燃焼温度600~800℃で安定に燃焼し, 発熱量1,000 kcal/kg程度の低品位炭でも燃焼可能であるとの見通しを得ている。また, 流動層内の残余酸素の分布を測定し, 目皿上4~6cmで大部分の燃焼が進行していることがわかった。

## 2) 微粉炭の流動燃焼<sup>22)</sup>

従来の微粉炭燃焼ボイラーで燃焼させているような微粉炭を, 流動燃焼させる方式として技術開発を行ったもので, その実験装置を Fig.1-18に示す。流動層を適当な粒子で形成しておき, 微粉炭を空気に同伴させて分散板を通して層内に吹き込み, 燃焼させる。灰は燃焼廃ガスと共に層から飛び出し, 集塵装置で捕集される。

流動層として内径16cm, 高さ100cmのもの, 流動化粒子として4号珪砂(平均粒径1mm), 試料石炭は灰分38%, 揮発分29%, 発熱量4,700 kcal/kg, 粒径0.35mm以下の石炭火力発電所用微粉炭を使用して実験を行った。

実験は, 燃焼温度800~1,000℃で行い, 安定燃焼

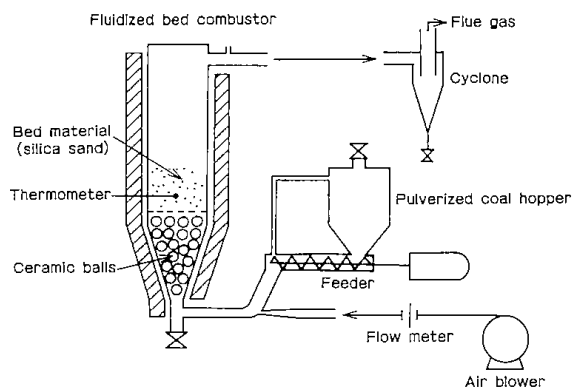


Fig. 1-18 Fluidized bed combustor for pulverized coal.

条件の選定, NO<sub>x</sub>生成量, 微粉の石灰石を混入した場合の脱硫効果の測定を行っている。その結果, この方式が微粉炭の流動燃焼としてすぐれていることがわかった。

## 3) 2段流動層による燃焼<sup>23)</sup>

燃焼効率が高く, NO<sub>x</sub>発生量が少く, 廃脱硫剤の再生, 灰の利用に適した2段流動層による石炭の燃焼装置を考案し, その開発研究を行った(この研究の詳細は第3, 4章に述べる)。この2段流動燃焼によるボイラーの概念を Fig. 1-19に示す。石炭を下段に供給し, 1次空気で燃焼し, 粗粒灰は下段から排出する。未燃炭を含んだ微細な灰は, 燃焼ガスに同伴して上昇し, 上段の分散板を通して上段に入る。上段に石灰石などの脱硫剤を供給して流動層を形成し, 下段から流入する未燃分を2次空気で完全燃焼すると共に脱硫を行う。微細な灰は燃焼排ガスに伴われて集塵装置に

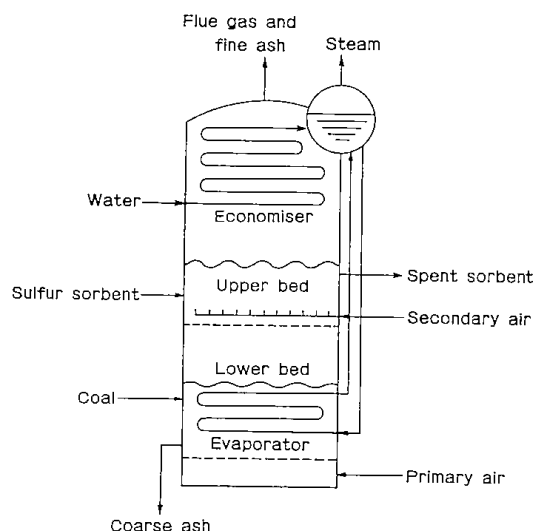


Fig. 1-19 Concept of two-stage fluidized bed coal combustion boiler.

(18)

入り、捕集される。下段流動層の役割は主に粗粒炭の燃焼であり、上段流動層の役割は微細な未燃炭と未燃ガスの完全燃焼と脱硫である。

この装置の特長として、次のようなことが考えられる。

- (1) 微細な未燃炭を上段で燃焼するので、燃焼効率を高め、COの生成を少くできる。
- (2) 2段燃焼によってNO<sub>x</sub>の生成を低減化できる。
- (3) 粒径分布の広い石炭を効率よく燃焼できる。
- (4) 脱硫剤で上段の流動層を形成することにより、燃焼と脱硫ができる。
- (5) 粗粒灰、微細灰及び廃脱硫剤が分離されて排出されるので、灰の利用と脱硫剤の再生循環がしやすい。
- (6) 2段の流動層による燃焼であるので、各段の温度制御がしやすい。

欠点として装置が複雑になること、圧力損失が大きくなることが考えられる。また、この装置は加圧流動燃焼にも適用できるものと考えられる。

2段流動層による燃焼装置の開発を行うために、内径約10cmの2段流動層を使用して、太平洋炭と三池炭の燃焼実験を行い、燃焼効率、NO<sub>x</sub>発生量、粒子の飛び出し、脱硫について検討した。その結果、流動層を重ねた2段階の燃焼方法が、燃焼効率の向上、NO<sub>x</sub>とCO排出量の低減化に著しく効果的であることを示した。

#### 4) 角型流動層による流動燃焼<sup>24)</sup>

流動層の断面が25cm×25cmの角型で、高さ3.5mの流動燃焼装置を使用して、粒径2.5cm以下の粗粒炭の燃焼試験を行い、安定な燃焼ができることを示した。また、単段及びフリーボードに2次空気を導入した2段階燃焼について石炭の粒径分布が燃焼効率とNO<sub>x</sub>発生量に複雑に影響することを実験的に示した。さらに、粒子の飛び出しとフリーボードに設置したバップル板の効果についても検討した結果を発表している。

#### 参考文献

- 1) Nack, H., K. D. Kiang, K. T. Liu, K. S. Murthy, G. R. Smithson Jr. and J. H. Oxley; "Fluidization Technology" Ed. by D. L. Keairns, Vol. II, 339(1976), Hemisphere Pub. Co.
- 2) 千葉, 堀尾, 古沢, 森; 化学工学, **42**, 652 (1978)
- 3) 寺田; 「石炭利用発電プラント技術総合資料集」,

- p. 161 (1980), フジテクノシステム, 東京
- 4) Krishnan, R. P. and K. O. Johnsson; "International Energy Technology Assessment—Atmospheric Fluidized-Bed Combustion", ORNL/TM-8033, (April 1982)
- 5) Stratton, J. F. O.; Power 68, 486 (Sept. 1928)
- 6) Godel, A. and P. Cosar; AIChE Symp. Ser., **67** (116), 210 (1971)
- 7) Badische Anilin und Soda Fabrik Aktiengesellschaft, Brit. Pat. 776, 791, 12th June, 1957 and Brit. Pat. 768, 656, 20th Feb., 1965 (Application date in Germany 15th Sept., 1953)
- 8) Novotny, P.; Sb. Prednasek 50 (Padesatemu) Vyrocí Ustavu Vyzk. Vyuziti, Paliv, 104-11 (1972)
- 9) Zhang Xu-Yi; Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, Atlanta, U. S. A. (Apr., 1980), p. 36
- 10) Krischke, H. G. and J. Langhoff; Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, Atlanta, U. S. A. (Apr., 1980), p. 611
- 11) 資源協会; 「石炭の流動層直接燃焼技術に関する研究」報告書 (1977), 昭和52年3月
- 12) 玉貫, 片山, 高見; 石炭技術研究所, 第3回石炭利用技術研究発表会講演集, p. 65 (昭和56年9月, 東京)
- 13) 三沢, 寺田; 石炭技術研究所, 第3回石炭利用技術研究発表会講演集, p. 83 (昭和56年9月, 東京)
- 14) 川村; 北海道化学装置懇談会資料 (昭和57年2月, 札幌)
- 15) Locke, H. B., H. G. Lunn, H. R. Hoy and A. G. Roberts; Proc. of 4th Int. Conf. on FBC, McLean, U. S. A. (Dec., 1975), p. 69
- 16) Highley, J., W. G. Kaye and D. M. Willis; Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, Atlanta, U. S. A. (Apr., 1980), p. 318
- 17) 玉貫; 「石炭利用発電プラント技術総合資料集」, p. 520 (1980), フジテクノシステム, 東京
- 18) 吉田; エネルギー総合工学研究所報告, NRS-79-10, p. 108 (1980)
- 19) Apa, R. P., D. L. Bonk and C. J. Aulisio; Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, Atlanta, U. S. A. (Apr., 1980), p. 169
- 20) Sadler, C. K., J. D. Fourroux and R. L.

- Lumpkin Jr.; Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, Atlanta, U. S. A. (Apr., 1980), p.507
- 21) 荒木, 田村, 齊藤; 化学工学協会北陸大会要旨集, A6 (昭和44年11月, 富山)
- 22) 本間, 三井, 武田; 化学工学協会第41年会要旨集, F101 (昭和51年4月, 仙台)
- 23) Hiramata, T., M. Tomita, T. Adachi and M. Horio; *Environ. sci. and Technol.*, **14**, 960 (1980)
- 24) 平間, 細田, 西崎, 千葉, 小林; 化学工学協会第47年会要旨集, I307 (昭和57年3月, 東京)

## 第2章 単段流動層による基礎研究

### 2.1 単段流動層による燃焼特性<sup>1,2)</sup>

#### 2.1.1 はじめに

Avedesianらの測定結果<sup>3)</sup>によれば、石炭チャー粒子の流動層内での燃焼完結時間(Burnout time)は、層温度が1,173 Kのとき、粒径が0.65 mmで約50秒、2.6 mmで約330秒である。同じく、Chakrabortyら<sup>4)</sup>によれば、4.4 mmのチャー粒子で約350秒である。これに対して、石炭の流動層燃焼の場合、燃焼灰や脱硫剤を含めた流動媒体の平均滞留時間は通常、数時間以上、長い場合には10時間以上に設計される<sup>5)</sup>ので、燃焼炉から飛び出す微粉を除いては燃焼に十分な時間が確保される。したがって、流動層燃焼法にとっては、微粉炭の飛び出しと未燃ガスによる損失や環境汚染物質の排出を抑制するための装置ならびに操作条件の適切な設計が大きな課題の1つになる。

流動層燃焼法の中でもっとも簡単な燃焼装置形式は、常圧型の単段流動層による燃焼装置(以下、単段燃焼装置(法)と略称する)である。この方式では、燃焼用空気の全量が分散板底部から供給され、脱硫が必要な場合には石炭とともに脱硫剤も流動層内に供給される。

本節ではまず、単段燃焼法による未燃分の排出量とNO<sub>x</sub>発生量に対する空気比と層温度ならびに燃焼負荷(発熱密度)の影響を把握することを目的として、直径0.1 mの装置により空気不足条件を含めた広い範囲の条件下で燃焼実験を行った。また、装置設計ならびに排出される灰中に含まれる未燃分濃度を予測するための基礎資料を得ることを目的として、簡単なモデルを使って実験結果を解析し、流動層内での総括的な燃焼速度定数と飛び出し速度定数を算出する。実験に使用した石炭は、灰分が多く低カロリーな太平洋炭の粉炭(釧路2号粉)であり、灰処理が困難な炭種の1つである。

#### 2.1.2 実験

##### 2.1.2.1 装置および方法

実験装置の概略をFig. 2.1に示す。流動層燃焼炉本体はステンレススチール(SUS-304)製で内

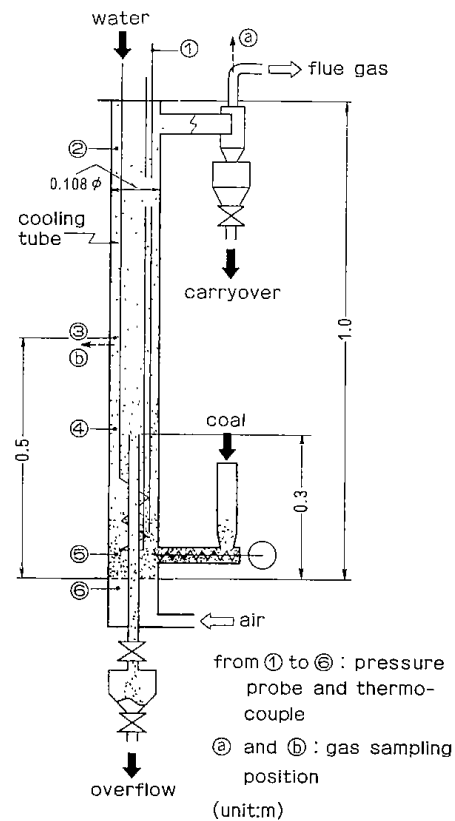


Fig. 2.1 Schematic diagram of experimental fluidized bed combustor.

径は0.108 m、分散板から排気口までの高さは0.95 mである。図には示していないが、分散板から0.5 mまでの高さの炉外壁には、スタートアップ用の電気ヒーターを巻き、炉外壁全体を厚さ25 mmの保温材で覆った。

分散板には、ピッチが13 mmの正三角形配列で1.5 mmの孔を47個あけたステンレススチール(SUS-304)の多孔板を用いた。この開孔比は約0.9%である。石炭は、分散板から0.05 mの高さにスクリーフィーダーで連続的に定量供給した。また、所定の流動層高を保つために、水平断面で炉の中心部に内径20 mmの溢流排出管を取り付け、この排出管の上端の高さを分散板から0.3 mとした。

実験操作は次の要領で行った。まず、石炭の燃焼灰を流動化した層を電気ヒーターで約720 Kまで昇温したのちに石炭の供給を開始した。石炭に



着火すると層温度が急速に上昇するのでヒーターの電源を切り、同時に冷却管(熱交換器)にポンプで通水した。この冷却管は内径が6mmのステンレススチール管をコイル状に巻いたもので、炉の上端からフリーボード部を通して層内部に埋設されている。本実験における層温度の制御は、この冷却管への通水量の調節(手動)により行った。

燃焼灰のうち、燃焼排ガスに伴って炉外に飛び出す微粉灰はサイクロンで分離・捕集した。一方、粗粒の灰は溢流灰排出管を通して排出し、この管の下端のホッパーに捕集した。これらの灰の分析用試料は、所定の実験条件で層温度と流動層高ならびに排ガス分析値が定常状態に達したのち、1時間捕集したものである。

燃焼排ガスのサンプリングは、分散板からの高さが0.5mのフリーボード部とサイクロン出口の2個所で行い、NO<sub>x</sub>(またはNO)の濃度は非分散型の赤外線吸収法(NDIR法)、O<sub>2</sub>の濃度は磁気方式により、いずれも連続分析した。また、ガスクロマトグラフ(TCD法)を併用してH<sub>2</sub>、CO、CH<sub>4</sub>、CO<sub>2</sub>、O<sub>2</sub>及びN<sub>2</sub>濃度の分析を行った。使用した充填材はCO<sub>2</sub>用として活性炭、その他はモレキュラーシーブ13X、キャリアーガスはArである。一方、石炭と燃焼灰については、JIS-M8812による工業分析とともに、C、H、O、N及びSの元素分析を一部行った。

### 2・1・2・2 石炭および実験条件

使用した太平洋炭(釧路2号粉)の工業分析値と元素分析値をTable 2・1に示す。この石炭を2mm以下の粒径に粉碎して燃焼炉に供給した。スク

Table 2・1 Analyses of Taiheiyo-coal.

Proximate analysis (wt%)	
Moisture	5.6
Volatile matter	33.9
Fixed carbon	28.0
Ash	32.5
High heating value, $H_h = 1.96 \times 10^4$ kJ/kg	
Ultimate analysis (daf, wt%)	
C	72.0
H	6.8
N	0.8
O+S	20.5
Stoichiometric air = 4.7 Nm <sup>3</sup> /kg	

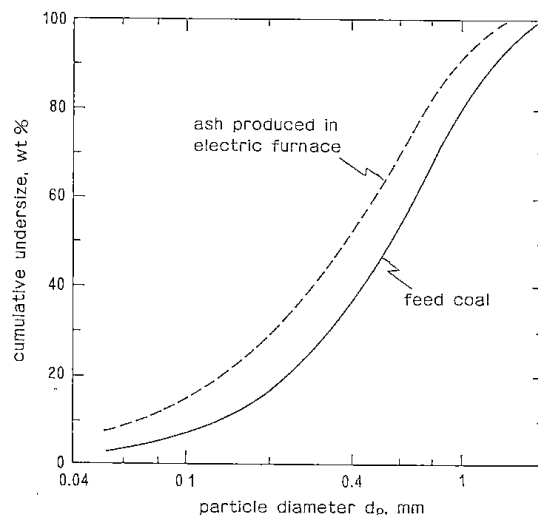


Fig. 2・2 Size distributions of coal fed through screw feeder and of ash produced in electric furnace.

リューフィーダー通過後の粒径分布(ふるいによる測定値)をFig. 2・2に示す。また、スクリューフィーダー通過後の石炭を電気炉内で固定した状態のまま完全燃焼して生成した灰の粒径分布を図中に鎖線で示す。

両者を比較すると、燃焼灰の粒径分布は石炭の粒径を約70%に縮小して平行移動した場合の粒径分布とほぼ等しくなる。このことからわかるように、この石炭は灰分が多いばかりではなく、燃焼によって生成される灰が堅ろうであり崩壊しない。これは、灰分が少い石炭や膨脹性の強い石炭には、ほとんど認められない特徴的な性状である。

主な実験条件をまとめてTable 2・2に示す。層温度 $T_b$ は分散板から0.1mの高さの温度、空気比 $\lambda$ は元素分析値から計算される量論空気量に対する供給空気量の比で表す。また、空塔基準のガス流速 $u_0$ は供給空気量と層温度を基準にして計算した値である。流動層高 $H_f$ はFig. 2・1に示した層内圧力検知プローブを使って高さ方向の圧力

Table 2・2 Experimental conditions.

Bed temperature;	$T_b = 923$ to $1,223$ K
Stoichiometric air ratio;	$\lambda = 0.55$ to $1.3$
Air feed rate;	$Q_a = 6.2$ to $11.7$ Nm <sup>3</sup> /h
Superficial gas velocity* at $T = T_b$	$u_0 = 0.7$ to $1.6$ m/s
Coal feed rate;	$F_c = 110$ to $430$ kg/h
Fluidized bed height;	$H_f = 0.16$ to $0.22$ m

\* On the basis of air feed rate

(22)

分布を測定し、圧力損失が零になる高さを外挿によって求めた値である。さらに、この圧力損失の測定値を使って、次式により流動化粒子の層内保有重量  $W_b$  を求めた。

$$W_b = (\text{層の全圧力損失, } \Delta P) \times (\text{炉断面積, } A_T) \times 1/g \dots\dots\dots (2-1)$$

### 2・1・3 結果と考察

#### 2・1・3・1 燃焼効率

##### (1) 未燃分の排出

燃焼炉から排出される未燃分は、排ガスに伴って炉頂から飛び出す微粉灰(飛び出し灰: carry-over)と層表面からの溢流灰(溢流灰: overflow)の両方に含まれる固体状の未燃分、ならびにCOなどの排ガス中の未燃ガス成分である。ここではまず、固体状の未燃損失について検討する。

飛び出し灰と溢流灰から成る全排出灰(total ash)に占める飛び出し灰の重量割合と排出灰の粒径分布のガス流速による変化を、それぞれ **Figs. 2・3, 2・4** に示す。飛び出し灰の重量比率はガス流速  $u_0$  の増加とともに大きくなり、本実験条件で  $u_0 = 1.5 \text{ m/s}$  では灰の70%以上が飛び出ししている。層温度  $T_b$  が低いほど飛び出し灰の重量比率が大きいのは後述する(**Fig. 2・15**) ように、 $T_b$  の低下とともにフリーボードの未燃分が増加してこの燃焼により温度降下が小さくなり、相対的にフリーボードのガス流速が高くなるためと考えられる。

飛び出し灰と溢流灰の粒径は、いずれも  $u_0$  とともに大きくなる。しかし、同時に微粒子である飛び出し灰の重量割合も大きくなる(**Fig. 2・3**) で

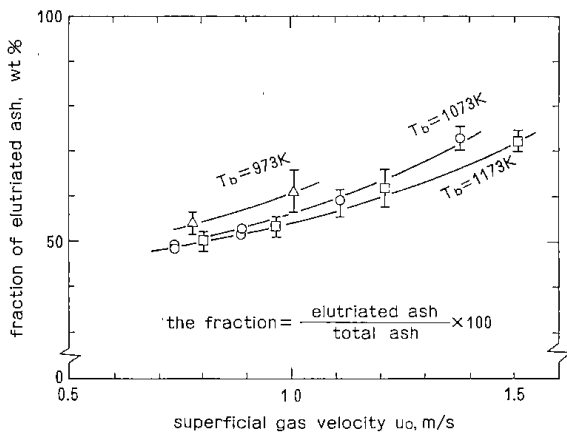


Fig. 2・3 Variation of the fraction of elutriated ash with fluidizing gas velocity.

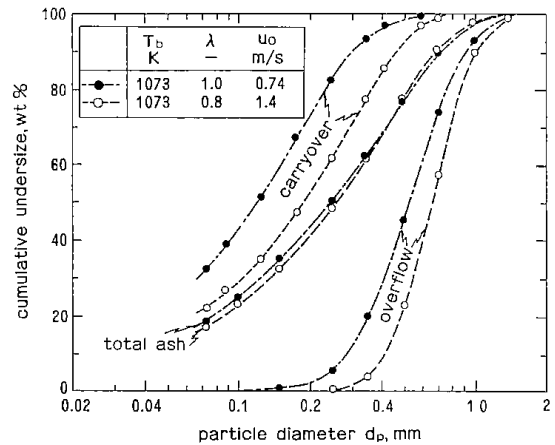


Fig. 2・4 Particle size distributions of carry-over, overflow and total ash(sum of carryover and overflow).

全排出灰(total ash)の粒径分布は  $u_0$  が変化してもほとんど変わらない。なお、ここでは省略したが、溢流灰の粒径分布を層内に残留している粒子の粒径分布と比較したところ、両者はほとんど等しかった。

飛び出し灰と溢流灰に含まれる未燃分濃度  $C_c$  の測定結果を **Fig. 2・5** に示す。ここで  $C_c$  は、工業分析による固定炭素と揮発分の和を表す。図中の

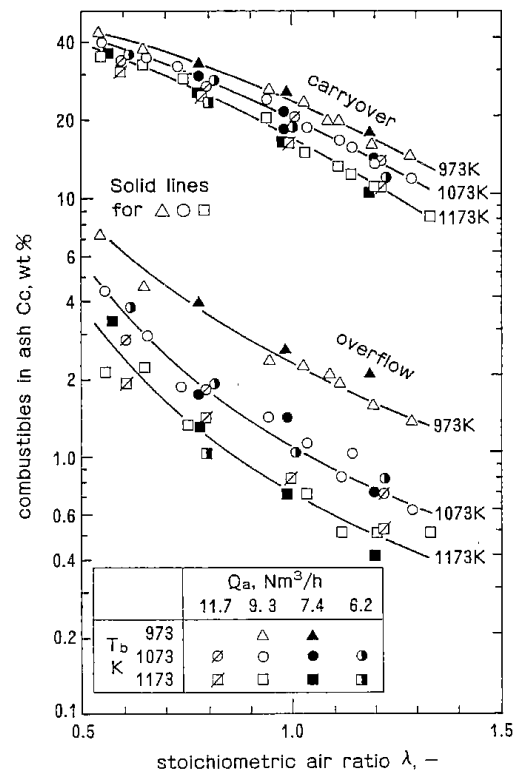


Fig. 2・5 The effects of air ratio, bed temperature and air feed rate on the combustibles content in ash.

実線は供給空気量  $Q_a$  が  $9.3 \text{ Nm}^3/\text{h}$  の場合の結果であるが、 $Q_a$  が  $6.2 \sim 11.7 \text{ Nm}^3/\text{h}$  の本実験範囲では  $C_c$  に対する  $Q_a$ 、すなわち燃焼負荷の影響はほとんど認められない。一方、 $C_c$  は空気比  $\lambda$  の増加及び  $T_b$  の上昇によって小さくなるが、 $\lambda$  と  $T_b$  に対する  $C_c$  の依存性は溢流灰よりも飛び出し灰の方が大きい。また、飛び出し灰と溢流灰の  $C_c$  の値を比較すると、たとえば  $T_b = 1,073 \text{ K}$ 、 $\lambda = 1.3$  のとき溢流灰の約  $0.6\%$  に対して飛び出し灰では  $10\%$  以上である。

このように、単段燃焼方式では飛び出し灰中の未燃分濃度が高く、これを空気比の増加や層温度の上昇などだけによって低下させることはきわめて困難であることがわかる。

Table 2・3 には、飛び出し灰中の未燃分の元素分析結果を示す。未燃分中に占める炭素の割合は未燃分濃度の絶対値によらず約  $80\%$  であり、石炭中の値 (Table 2・1;  $72\%$ ) より高い。

サイクロン出口で測定した排ガス中の可燃ガスである  $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{CH}_4$  と残存する  $\text{O}_2$  の濃度を  $T_b$  が  $1,073 \text{ K}$  の場合について Fig. 2・6 に示す。この場合、未燃損失が大きいので  $\lambda$  が  $1$  以下でも  $\text{O}_2$  が残存している。未燃ガス成分としては  $\text{CO}$  がもっとも多く、 $\lambda$  が  $1.2$  のとき約  $0.1\%$  である。 $\text{H}_2$  と  $\text{CH}_4$  は  $\text{CO}$  濃度の  $1/2$  以下である。このような未燃ガスの濃度は、 $T_b$  が  $973 \sim 1,173 \text{ K}$  及び  $Q_a$  が  $6.2 \sim 11.7 \text{ Nm}^3/\text{h}$  の範囲では大きな差は認められなかった。 $\lambda > 1.2$  でも排出される  $\text{CO}$  の低減は、燃焼効率だけでなく環境汚染防止にとっても重要な課題になると考えられる。

これまでに示した排出灰中の未燃分濃度、排ガス中の  $\text{CO}$  と  $\text{CH}_4$  及び  $\text{CO}_2$  濃度の測定値を用いて、本燃焼炉の炭素収支をとることを試みた。その結果、 $\lambda > 0.8$  の条件では  $\pm 5\%$  の誤差範囲内で収支をとることは可能であったが、 $\lambda \geq 0.7$  では排出量の方が  $5\%$  以上少なくなる傾向が認めら

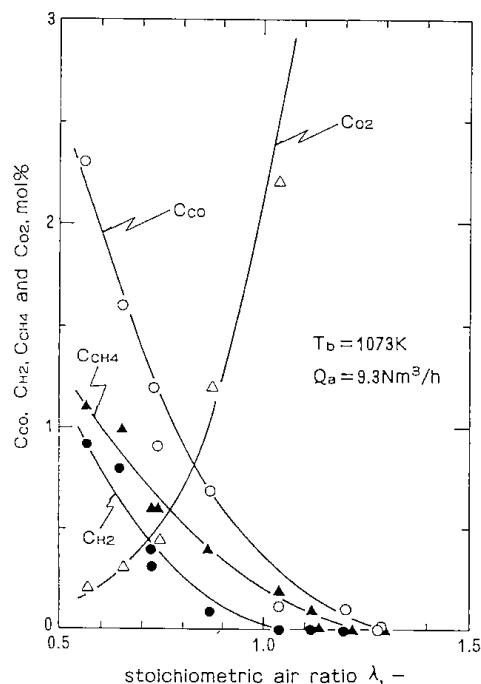


Fig. 2・6  $\text{CO}$ 、 $\text{CH}_4$  and  $\text{H}_2$  concentrations in flue gas.

れた。したがって、 $\lambda \geq 0.7$  の条件では  $\text{CO}$  と  $\text{CH}_4$  以外のたとえば  $\text{C}_2$  成分のような未燃ガスも排出されているものと推測される。

## (2) 燃焼効率

石炭の流動層燃焼における燃焼効率  $\eta$  は、未燃損失を飛び出し灰中の炭素だけで評価したもの<sup>6,7)</sup>、これに  $\text{CO}$  による損失を加えたもの<sup>8,9)</sup> など、その定義が必ずしも統一されていない。先に示したように、空気不足条件の場合、炭素と  $\text{CO}$  だけでなく、 $\text{CH}_4$  と  $\text{H}_2$  による未燃損失も大きいので、ここではこれを考慮するために  $\eta$  を発熱量基準で次のように定義した。

$$\eta = 100 \left\{ 1 - \frac{q_{lc} + q_{lg}}{F_c \cdot H_1} \right\}, \% \dots (2-2)$$

ここで、 $F_c$  は石炭の供給速度、 $H_1$  は低位発熱量であり、 $q_{lc}$  は飛び出し灰と溢流灰中の未燃分がす

Table 2・3 Ultimate analysis of carryover.

Experimental conditions		Combustibles component $C_c$ , wt %	Ultimate analysis (daf, wt %)			
Bed temp. $T_b$ , K	Air ratio $\lambda$ , -		C	H	N	O+S
973	0.65	36.7	79.4	2.8	0.7	17.2
1173	0.65	32.6	80.7	2.0	0.6	16.7
1073	1.03	21.5	80.1	2.2	0.8	16.9
1173	1.20	10.8	77.9	2.8	0.7	18.7

べて炭素であると仮定した場合の未燃分の発熱量、 $q_{ig}$ はCO、 $H_2$ 及び $CH_4$ によるガス状の未燃分の発熱量である。

このように定義して算出した $\eta$ と $\lambda$ ならびに $T$ との関係をFig. 2・7に示す。先に述べたように、 $\lambda \leq 0.7$ では炭素収支が精度良くとれなかったのので、ここでは $\lambda \geq 0.8$ の実験結果だけを示す。 $\lambda$ が1以下では $\lambda$ の低下とともに $\eta$ が急速に低下するが、空気過剰条件では $\eta$ の変化が小さくなり、 $\gamma \approx 1.2$ で約95%である。また、 $\eta$ の $T$ に対する依存性は小さい。さらに、ここでは省略したが、 $Q_a$ による差もほとんど認められなかった。

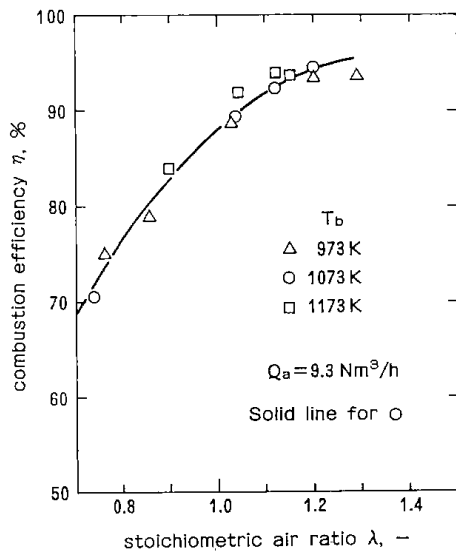


Fig. 2・7 The effects of air ratio and bed temperature on combustion efficiency (heat available)

以上の結果、単段燃焼では燃焼効率が比較的低く、 $\lambda \approx 1.0$ では約10%もの未燃損失があることがわかった。そこで、これらの内訳を明らかにするために、供給した石炭の発熱量に対する飛び出し灰と溢流灰中の未燃分、ならびに未燃ガスによる損失発熱量の割合を計算した結果をFig. 2・8に示す。

溢流灰中の未燃分による損失は、 $\lambda$ が0.8で約0.5%、1.2では約0.2%であり、きわめて少い。これに対して飛び出しによる未燃損失は、溢流灰による未燃損失の10倍以上であり、 $\lambda$ が1.2でも約5%である。未燃ガスによる損失は飛び出しによる損失よりも少く、 $\lambda$ の増加とともに急激に減少する。

この結果を使って、全未燃損失に占める飛び出

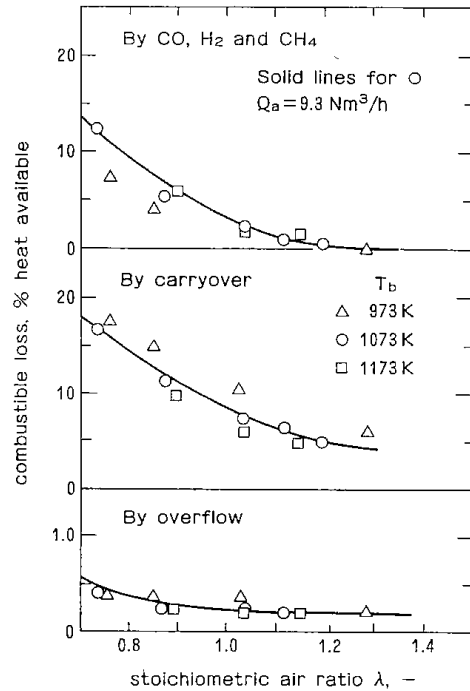


Fig. 2・8 Combustibles loss attributed to overflow, carryover and CO,  $H_2$  and  $CH_4$ .

しによる未燃損失の割合を計算すると、 $T_b = 1,073$  Kの場合、 $\lambda$ が0.8、1.0及び1.2のときそれぞれ約60、75及び90%になり、空気過剰条件では飛び出しによる損失が大部分を占めている。

### 2・1・3・2 流動層内での燃焼速度

石炭の燃焼では、まず揮発分が離脱して燃焼し、引き続いて炭素分(チャー)の燃焼が進むと考えられている<sup>11)</sup>。しかしながら、脱揮発過程を含めた燃焼のメカニズムと速度を実験的に把握するのは困難であるため、既往の研究のほとんどはチャーを用い、これを気流中で燃焼したものである<sup>11-13)</sup>。

一方、流動層内では摩耗や粉化、飛び出しなど気流中での測定に比べてさらに複雑な要因が加わるが、燃焼にともなう層温度の変化<sup>3)</sup>、重量変化<sup>4,14,15)</sup>、 $CO_2$ の発生速度<sup>16)</sup>をそれぞれ追跡することによって総括的な燃焼速度の測定が可能である。本研究では、以下に示すような単純化した仮定にもとづいて燃焼試験結果を解析し、総括燃焼速度定数を算出した。

- (1) 流動層内では粒子群が完全混合であり、したがって、溢流灰の組成と層内粒子の組成は等しい。
- (2) 流動層内の温度は均一であり、さらに、燃焼温度と層温度は等しい。

- (3) 粒径が0.5mm以上の粒子の飛び出しは無視できる(Fig. 2・4)。  
 (4) 層内の酸素濃度は層の入口と層表面(h=0.5m)の酸素濃度の対数平均値によって近似できる。  
 (5) 脱揮発に要する時間は、燃焼に要する時間と比べて無視できるほど短い。  
 (6) 脱揮発された石炭(チャー)粒子の燃焼は、未反応殻収縮モデルに従って進行する。  
 以上のような仮定にもとづいた燃焼速度は次式で表される。

$$-dr_c/dt = (M_c/\rho_c \cdot X_c)k \cdot \bar{C}'_{O_2} \dots \dots \dots (2-3)$$

ここで、kは総括燃焼速度定数である。燃焼開始時の粒子半径を $r_{c0}$ として式(2-3)を積分すると次式を得る。

$$f \equiv 1 - (r_c/r_{c0})^3 = 1 - (1-t/t_c)^3 \dots \dots \dots (2-4)$$

$$t_c \equiv \rho_c \cdot X_c \cdot r_{c0} / k \cdot M_c \cdot \bar{C}'_{O_2} \dots \dots \dots (2-5)$$

一方、この場合、完全混合を仮定しているので、粒子の滞留時間分布関数は、 $\tau = t/\bar{t}$ とすると、

$$E(\tau) = e^{-\tau}$$

である。式(2-4)に式(2-6)を乗じ、tが0から $\infty$ まで積分すると、層内粒子の平均燃焼率 $\bar{f}_c$ が次式のように求められる<sup>52)</sup>。

$$\bar{f}_c = 3/\tau_c - 6/\tau_c^2 + (6/\tau_c^3)(1 - e^{-\tau_c}) \dots \dots \dots (2-7)$$

ここで $\tau_c$ は次式で表される。

$$\tau_c \equiv t_c/\bar{t} = \rho_c \cdot X_c \cdot r_{c0} / k \cdot M_c \cdot \bar{C}'_{O_2} \cdot \bar{t} \dots \dots \dots (2-8)$$

実験で得られた溢流灰の $\bar{f}_c$ を使って式(2-7)から $\tau_c$ を求め、その値を式(2-8)に代入すると総括燃焼速度定数kの値が得られる。この計算にあたって、平均滞留時間 $\bar{t}$ は、式(2-1)から求めた層内粒子の保持量 $W_b$ と溢流灰の排出速度との関係から算出した。また、 $r_{c0}$ は $d_p$ が0.5mm以上の石炭粒子の平均半径とした。

得られた結果を既往の結果<sup>12, 14, 16~18)</sup>と比較してFig. 2・9に示す。図中、北島ら<sup>16)</sup>の結果( $d_p = 0.1mm$ )及び本実験結果を除いては、すべて気流中燃焼( $d_p < 0.1mm$ )による結果である。本実験によるkの値は次式で表すことができる。

$$k = 13.6 \exp(-64,400/RT) \quad , \quad m/s \dots \dots \dots (2-9)$$

既往の結果とは、燃焼法も炭種も異なるので厳密な比較は困難であるが、本実験で得られた太平洋炭

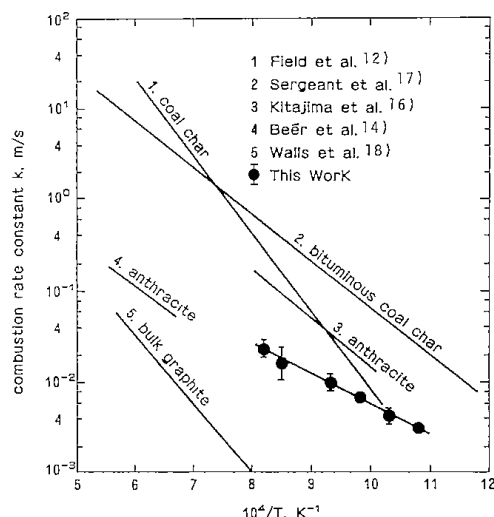


Fig. 2・9 Comparison with the observed combustion rate constant and previous data.

の燃焼速度定数は比較的小さく、また、活性化エネルギーも小さい。これは、太平洋炭の場合、先に述べたように堅ろうな灰層を形成するので、灰層内の物質移動抵抗が燃焼速度に影響を及ぼしているためと考えられる。

### 2・1・3・3 微粉灰の飛び出し速度

飛び出し速度を評価するためには、着目粒子の終端速度 $u_t$ の値が必要である。 $u_t$ は $d_p$ と粒子密度 $\rho_s$ だけでなく、形状係数 $\phi_s$ によっても変化する<sup>19)</sup>。そこで、本研究では燃焼灰の粒子層(充填層)を通過する空気の流れ損失を測定し、次に示すErgunの式によって $\phi_s$ を求めた。

$$\frac{\Delta P}{H_s} = 150 \frac{(1-\epsilon_s)^2 \mu \cdot u_0}{\epsilon_s (\phi_s \cdot d_p)^2} + 1.75 \frac{(1-\epsilon_s)^3 \rho_g u_0^2}{\epsilon_s^3 \cdot \phi_s \cdot d_p} \dots \dots \dots (2-10)$$

ここで $\epsilon_s$ は充填層の空隙率であり、燃焼灰では平均値が0.65であった。また、得られた $\phi_s$ の平均値は0.4であった。

これらの値とKuniiらによって示された $u_t$ の相関図<sup>19)</sup>を使って計算した本燃焼灰の $u_t$ と $d_p$ の関係をFig. 2・10に示す。図中には、 $u_0$ と飛び出し最大粒径\*の測定結果も示してあるが、実験で得られた飛び出し最大粒径は、終端速度の計算から予測される最大粒子と良く一致している。この結果は、本実験装置のフリーボードの高さ(約0.7m)

\*ここでは、飛び出し灰のふるい下重量積算値が98%のときの粒径を最大粒径とした。

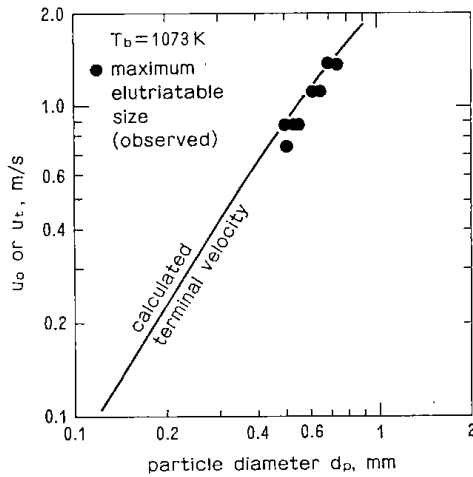


Fig. 2.10 Observed maximum elutriable ash sizes and calculated terminal velocities.

が、特に高ガス流速域では Zenz らの相関<sup>20)</sup>から計算される TDH (Transport Disengaging Height; 本実験条件では 0.85 ~ 2.8 m) よりもかなり低いにもかかわらず、気泡によってはね上げられて直接炉外に飛び出す粗粒灰が、ほとんどないことを示している。そこで、ここでは本実験条件下の飛び出し速度定数を 2 つの方法で算出し、既往の結果との比較を行った。

着目する粒子成分の層内での濃度  $P_b(d_p)$  とその成分の層外への飛び出し速度が測定されれば、飛び出し速度定数  $K^*(d_p)$  は次式で計算できる。

$$K^*(d_p) = F_e \cdot P_e(d_p) / A_T \cdot P_b(d_p) \dots (2-11)$$

ここで  $F_e$  は飛び出し速度、 $P_e(d_p)$  は飛び出し粒子中の  $d_p$  成分の濃度である。先に述べたように、層内粒子の粒径分布と溢流灰の粒径分布はほとんど等しいので、 $P_b(d_p)$  は溢流灰の粒径分布から求めることができる。

しかしながら、本実験では Fig. 2.4 に示したように溢流灰中の微粉濃度が極端に低かったので、式 (2-11) による  $K^*$  の計算は  $d_p$  が 0.4 ~ 0.5 mm の粒径成分に限って行った。図は省略したが、得られた  $K^*$  の値は Merrick ら<sup>22)</sup>、矢木ら<sup>23)</sup>、Tanaka ら<sup>24)</sup> 及び Zenz ら<sup>20)</sup> の相関を使って算出される値の 1/5 ~ 1/100 であった。また、次に示す方法で計算した  $K^*$  の値よりわずかに小さかった。

微粉灰の  $K^*$  の算出は、粒径の変化とフリーボード部での燃焼が無視できるものと仮定して次のように行った。まず、式 (2-3) を反応律速 (Chemical Reaction Control: C R C) あるいは境膜拡散

律速 (Film Diffusion Control: F D C) の場合について解くとそれぞれ次式を得る。

$$t/t_c = \begin{cases} 1 - (1 - f_c)^{1/2} & (\text{C R C}) \dots (2-12-1) \\ f_c & (\text{F D C}) \dots (2-12-2) \end{cases}$$

式 (2-7) と同様に変換すると、

$$\bar{f}_c = \begin{cases} 3/\tau_c - 6/\tau_c^2 + (6/\tau_c^3) \cdot (1 - e^{-\tau_c}) & (\text{C R C}) \dots (2-13-1) \\ (1 - e^{-\tau_c})/\tau_c & (\text{F D C}) \dots (2-13-2) \end{cases}$$

となり、ここで  $\tau_c$  はそれぞれ次式のように定義される。

$$\tau_c = \begin{cases} \rho_c \cdot X_c \cdot r_{co} / M_c \cdot \bar{C}'_{O_2} \cdot k_c \cdot \bar{t}^* & (\text{C R C}) \dots (2-14-1) \\ \rho_c \cdot X_c \cdot r_{co} / M_c \cdot \bar{C}'_{O_2} \cdot k_f \cdot \bar{t}^* & (\text{F D C}) \dots (2-14-2) \end{cases}$$

$\bar{t}^*$  は  $r_{co}$  の大きさの粒子の平均滞留時間を表し、飛び出し速度定数  $K^*$  との間に次の関係がある。

$$K^*(d_p) = W_b \cdot P_b(d_p) / A_T \cdot \bar{t}^*(d_p) \dots (2-15)$$

したがって、粒径と  $\bar{f}_c$  の関係が既知であれば式 (2-13)、(2-14) 及び (2-15) を使って  $K^*$  の算出が可能になる。

Fig. 2.11 は、 $T_b$  が 1,073 K の場合に測定された飛び出し灰粒径と未燃分濃度の関係である。この結果を使って計算した  $K^*$  を、Merrick ら<sup>22)</sup>、矢木ら<sup>23)</sup> 及び Zenz ら<sup>20)</sup> の相関を使って得られる結果との比較を Fig. 2.12 に示す。計算にあたって、 $k_c$  と  $k_f$  の値は Fig. 2.9 の結果から 0.01 m/s とした。

Merrick ら<sup>22)</sup> 及び矢木らの相関式<sup>21)</sup> は、それぞれ次式で表される。

$$K^* / u_0 \cdot \rho_g = 0.0001 + 130 \left[ -10.4 \sqrt{u_i / u_0} \{u_{mf} / (u_0 - u_{mf})\}^{1/4} \right] \dots (2-16)$$

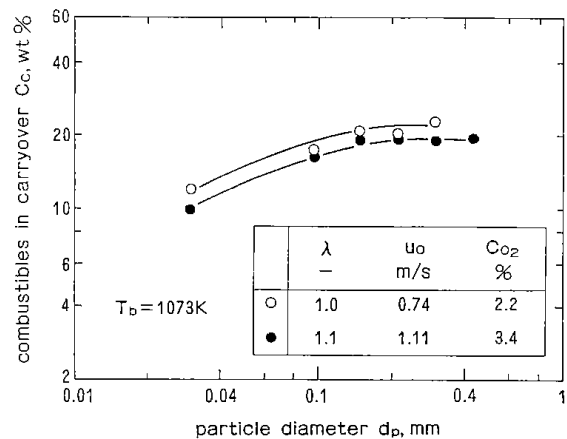


Fig. 2.11 Relation between the size of carry-over and combustibles content.

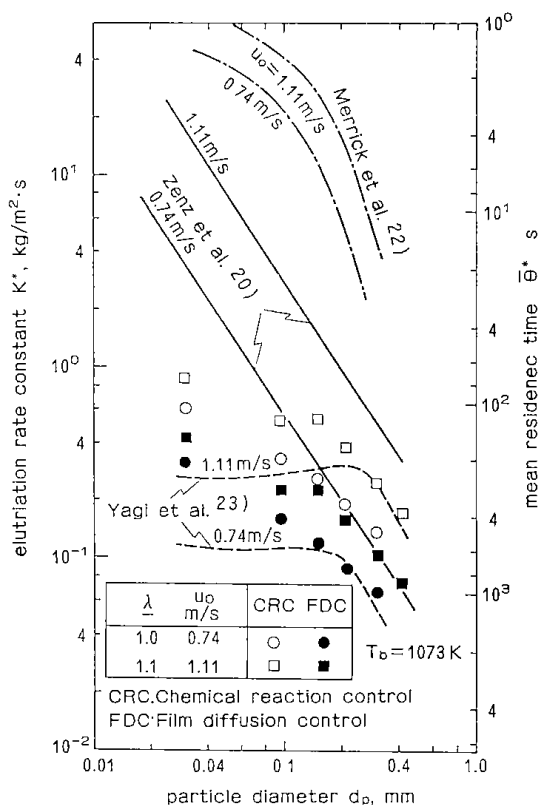


Fig. 2.12 Comparison with the observed elutriation rate constant and previous correlations.

$$K^* \cdot d_p / \mu = \{ (u_0 - u_t)^2 / g \cdot d_p \} [ 0.0015 \text{Ret}^{0.6} + 0.01 \text{Ret}^{1.2} ] \dots\dots\dots (2-17)$$

$$\text{Ret} \equiv d_p \cdot u_t \cdot \rho_g / \mu \dots\dots\dots (2-18)$$

さらに、Zenzら<sup>20)</sup>の空気輸送における飽和輸送量 (Saturation Carrying Capacity) のデータを数式化すると、K\*について次式が得られる。

$$K^* / \rho_g \cdot u_0 = 5.4 \times 10^{-5} \cdot X^3 \dots\dots\dots (2-19)$$

$$X \equiv (u_0 / \sqrt{g \cdot d_p}) (1 / \rho_s) \dots\dots\dots (2-20)$$

本研究で得られたK\*には、仮定した律速過程が異なっても大きな差は認められない。また、既往の結果と比較すると、dpが0.2~0.4mmの範囲では矢木ら(式(2-17))及びZenzら(式(2-19))による値とほぼ同等であるが、0.2mm以下では両者のほぼ中間の値になる。

この図からわかるように、既往の相関式によるK\*の値にはdpが小さくなると大きな差が認められる。したがって、既往の相関式の適用にあたっては、十分な注意が必要である。また、石炭の流動層燃焼ではここでは無視した燃焼過程での粉径変化や摩耗<sup>25)</sup>を考慮した飛び出し速度の検討が、今後必要である。

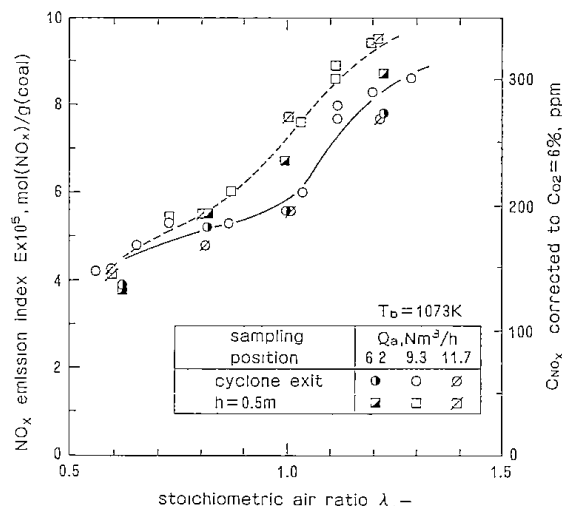


Fig. 2.13 The effects of air ratio and air feed rate on NOx emission.

### 2.1.3.4 NOx発生量

石炭の流動層燃焼で発生する窒素酸化物のほとんどはNOであるが、NO<sub>2</sub>もわずかに発生する<sup>26,27)</sup>ので、本研究ではNOとNO<sub>2</sub>の和をNO<sub>x</sub>として表現して検討する。また、実験ではNO<sub>x</sub>を乾量基準の排ガス中濃度で測定したが、空気比が異なる条件でのNO<sub>x</sub>量を比較するために次式に示すNO<sub>x</sub> emission index Eを定義し、このindexによってNO<sub>x</sub>量を表す。

$$E = \frac{\text{発生したNO}_x\text{のモル数}}{\text{石炭の供給速度}} = \frac{Q_f \cdot C_{NO_x} \times 10^{-6}}{0.0224 \times 10^3 F_c} \\ = 4.48 \times 10^{-8} Q_f \cdot C_{NO_x} / F_c, \text{ mol-NO}_x/\text{g-coal} \dots\dots\dots (2-21)$$

ここで、C<sub>NO<sub>x</sub></sub>はNO<sub>x</sub>の濃度(ppm)である。排ガスの流量Q<sub>f</sub>はN<sub>2</sub>の量が燃焼によって変わらないものとし、供給空気量と排ガス中のN<sub>2</sub>濃度測定値を使って算出した。本試料炭を空気比1.2で完全燃焼した場合、E = 1 × 10<sup>-5</sup> mol/gは排ガス中のNO<sub>x</sub>濃度で約39 ppmに相当する。

層温度T<sub>b</sub>を1,073Kとし、層表面近傍(h = 0.5 m)及びサイクロン出口で測定したNO<sub>x</sub>量と空気比λの関係をFig.2.13に示す。この実験では、供給空気量Q<sub>a</sub>を一定に保ち、石炭の供給速度を変えることによってλの値を変化させた。

実線で示したサイクロン出口でのNO<sub>x</sub>量は、λの増加とともに増加する。特に、λ > 1.0の空気過剰条件ではλの増加とともにNO<sub>x</sub>は急激に増加し、λ = 1.2では残余酸素濃度6%換算値でも約300 ppmになる。λ ≤ 0.9の空気不足条件ではNO<sub>x</sub>

発生量の $\lambda$ に対する依存性は比較的小さいが、Furusawaら<sup>9)</sup>及びJonkeら<sup>28)</sup>も指摘しているように空気不足燃焼がNO<sub>x</sub>発生量の低減につながることは明らかである。図中、鎖線で示した層表面に近いフリーボード( $h=0.5\text{m}$ )でのNO<sub>x</sub>量も $\lambda$ とともに増加する。また、 $\lambda \geq 0.8$ ではサイクロン出口でのNO<sub>x</sub>量の方が少く、NO<sub>x</sub>がフリーボード部で還元されていることがわかる<sup>26,35)</sup>。しかし、 $\lambda \leq 0.8$ では $h=0.5\text{m}$ とサイクロン出口のNO<sub>x</sub>量がほぼ等しくなり、フリーボード部でのNO<sub>x</sub>還元は見掛け上、起っていないことがわかる。

Fig. 2-13には供給空気量、すなわち、炉断面積あたりの発熱密度が異なる場合の結果も点綴しているが、本実験範囲ではNO<sub>x</sub>発生量に及ぼす発熱密度の影響はほとんど無視できる<sup>29)</sup>。

NO<sub>x</sub>発生量に及ぼす層温度 $T_b$ の影響を $Q_a$ が一定の条件で検討した結果をFig. 2-14に示す。 $\lambda > 1.0$ で $T_b$ が973~1,173 Kの条件ではNO<sub>x</sub>発生量の層温度依存性は小さい<sup>30)</sup>。しかし、約950 K程度以下になると、 $\lambda = 1.03$ の場合に見られるように、NO<sub>x</sub>量が増加し、フリーボード部でNO<sub>x</sub>を生成していることがわかる。

このようなフリーボード部でのNO<sub>x</sub>生成反応には、フリーボード部での燃焼状態との密接な関係が認められる。すなわち、Fig. 2-15に示すように、 $\lambda$ が1.03で $T_b$ が973 Kの条件では、層温度よりもフリーボード部の温度の方が高くなってお

り、層温度が低下するとこの傾向はさらに著しくなる。フリーボードの温度の上昇は、フリーボード部での燃焼量が増加したことを示すものと考えられ、その結果、NO<sub>x</sub>量も増加したものと推察される。一方、 $\lambda$ が0.73の場合のNO<sub>x</sub>量は $T_b$ が1,073 K付近で最大になり、 $T_b$ が上昇すると減少する<sup>9,28)</sup>。また、フリーボードでは見掛け上、NO<sub>x</sub>の生成も還元も起っていない。

Furusawaら<sup>9)</sup>によれば、層温度が1,273 K以下の場合、全NO<sub>x</sub>発生量に占めるFuel-NO<sub>x</sub>の比率は90%以上である。したがって、これまでに述べた結果は、Fuel-NO<sub>x</sub>の発生に対する $\lambda$ と $T_b$ の影響を示したものであり、特に $\lambda$ の影響が大きいことがわかった。また、フリーボードを含めた流動層燃焼炉内では、NO<sub>x</sub>の生成反応と同時に還元反応も起っていることが明らかになった<sup>26)</sup>。したがって、NO<sub>x</sub>発生量を低減するためにはNO<sub>x</sub>の生成量を低減すると同時に、燃焼炉内での還元反応を促進することが重要である。本実験結果から、フリーボード内では、 $\lambda \geq 0.8$ で $T_b \geq 973\text{K}$ の場合、NO<sub>x</sub>が還元されるが、 $T_b \leq 950\text{K}$ ではNO<sub>x</sub>を生成するので望ましい操作条件とはいえない。

燃焼炉内でNO<sub>x</sub>を還元する物質としては、炭素(チャー)<sup>31,32)</sup>及びNH<sub>3</sub>のような中間窒素化合物<sup>27,33,34)</sup>などが考えられ、これらの物質の燃焼炉内での濃度は $\lambda$ が低下すると増加すると考えられる。しかしながら、本実験では $\lambda \leq 0.8$ の場合、

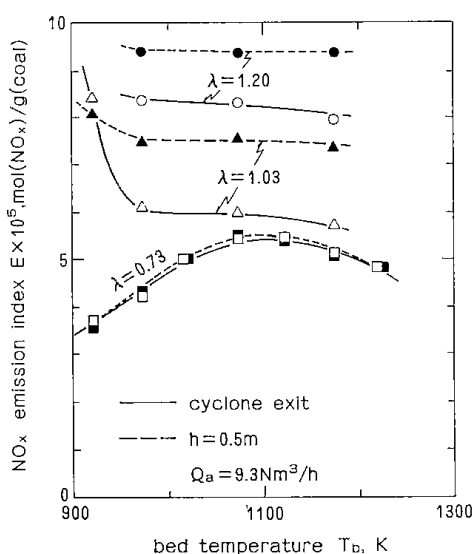


Fig. 2-14 The effect of bed temperature on NO<sub>x</sub> emission.

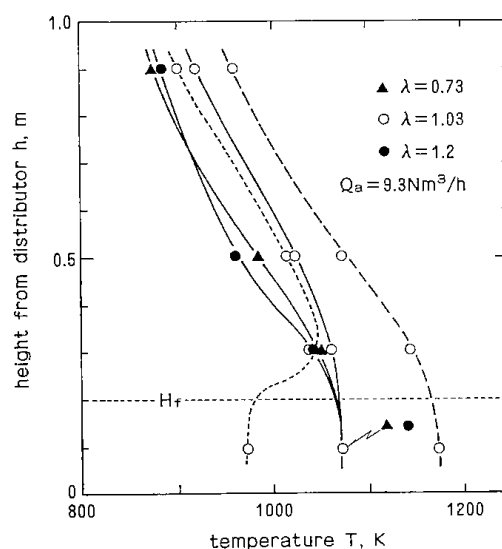


Fig. 2-15 Axial temperature profiles under various operating conditions.



フリーボード内でのNO<sub>x</sub>還元反応は認められていない。この事実は、フリーボード内でのNO<sub>x</sub>還元反応に対して酸素も関与することを示唆している。これに関しては、第4章でさらに検討する。

#### 2・1・4 まとめ

単段流動層による石炭燃焼の特性を把握する目的で、直径0.108mの装置により粒径2mm以下の太平洋炭の燃焼試験を行い、未燃分の排出量、燃焼効率、燃焼速度と微粉灰の飛び出し速度、及びNO<sub>x</sub>発生量に関して検討した。得られた結果は次のように要約される。

(1) 層温度973～1,173Kで空気比が0.6～1.4の範囲では、溢流灰中の未燃分濃度が0.5～7%であるのに対して飛び出し灰中のそれは8～40%であった。排ガス中に含まれる未燃ガス成分の中ではCOがもっとも多く、空気比が1.0、1.2のときそれぞれ約0.5、0.1%であった。したがって、環境汚染防止上、CO発生量の低減が重要な課題である。

(2) 発熱量基準の燃焼効率は空気比が1以上ではあまり向上せず、本実験で得られた燃焼効率は空気比が1.2～1.3のとき約95%であった。全未燃損失に占める飛び出しによる未燃損失の比率は、空気比が1.0、1.2のときそれぞれ約75%、90%になり、空気過剰条件では飛び出しによる損失が大部分を占めることがわかった。

(3) 溢流灰中の未燃分濃度の測定値を使って総括燃焼速度定数を算出し、既往のデータと比較した。得られた総括燃焼速度定数の値は比較的小さく、また、活性化エネルギーも小さかった。この結果から、本実験で使用した太平洋炭の場合、灰層内の物質移動抵抗が大きいことが推察された。

(4) 飛び出し灰の粒径と未燃分濃度の関係を使って微粉灰の飛び出し速度定数を求め、既往の相関式からの推算値と比較した。粒径が0.2mm以上の粒子に対して得られた飛び出し速度定数の値は、Zenzら及び矢木らの相関式による推算値とほぼ一致した。しかし、0.1mm以下の粒子では推算値との間に大きな差が認められた。

(5) 単段燃焼法によるNO<sub>x</sub>発生量は、空気比が1.2のとき約300ppmであり、空気比の低下とともに減少した。空気過剰条件で、層温度が973～1,173Kの場合には、NO<sub>x</sub>発生量の温度依存性は小さかった。また、空気比が0.8以上で層温度が

973K以上の条件ではフリーボードでNO<sub>x</sub>が還元されていることがわかった。

以上の結果、単段燃焼法では飛び出しによる未燃損失が多く、また、NO<sub>x</sub>とともにCO発生量の低減も重要な課題になることがわかった。

## 2・2 単段流動燃焼における脱硫

### 2・2・1 はじめに

石炭の利用に際しては、窒素酸化物・硫黄酸化物の除去など、環境保全の面から見て多くの解決すべき問題が含まれている。したがって、石炭の利用技術にはより高度な技術が必要とされる。ボイラーなどにおいて、石炭及び石油などの化石燃料を燃焼する場合、燃料中に含まれる硫黄分がSO<sub>2</sub>となって燃焼排ガスに含まれ、排出される。ことようなSO<sub>2</sub>を含む排ガスの脱硫については、乾式法及び湿式法による多くの研究・開発がなされている。

石炭の流動燃焼における特長の1つは、流動化粒子として石灰石またはドロマイトなどを脱硫剤として使用し、燃焼と同時に乾式で高温脱硫が可能であり、排ガスの顕熱回収に関して有利なことである。酸素過剰の高温条件下において、石灰石は迅速に仮焼され、排ガス中のSO<sub>2</sub>はCaSO<sub>4</sub>の形で吸収される。しかしながら、この方法の欠点は石灰石の全てを利用できないことにあり、その利用効率を向上させるための工夫が必要である。また、公害規制の厳しい我が国では、脱硫性能の向上と共に排出物である廃脱硫剤の低減化をはかることが必要である。この特長を十分に活かした装置を開発するためには、脱硫剤の利用率、装置の操作性などについての特性を知る必要がある。

この節では、流動燃焼炉における脱硫特性を把握するための基礎的な実験として、単段の流動燃焼による脱硫試験を行った結果を示す。

### 2・2・2 実験

#### 1) 実験装置

実験装置の概略をFig.2・16に示す。流動燃焼炉は、内径10.8cm、高さ1.5mのステンレス鋼製で、分散板より5cmの高さに、スクリューフイダーが取り付けられている。

分散板はステンレス鋼製で1.5mmの孔をピッチ1.55cmの正三角形に配列した開孔比1.7%のもの

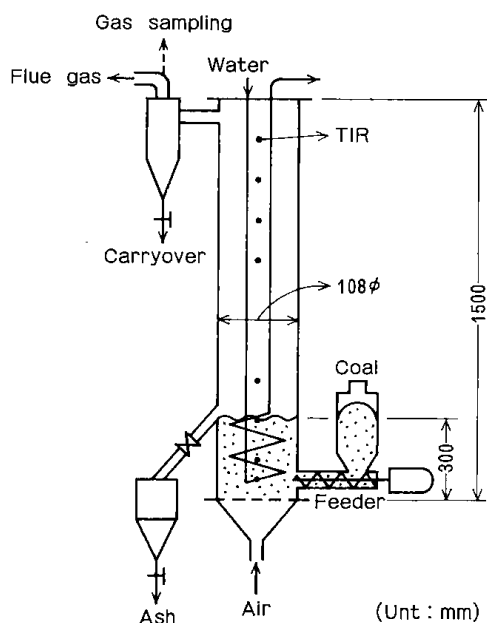


Fig. 2·16 Experimental apparatus.

である。燃焼炉の下部には電気ヒーターが巻いてあり、外壁は保温材で被ってある。炉内には温度調節用の冷却管と、測温用熱電対を設置し、炉頂部には、ガス分析用のサンプリング口が取り付けられている。

### 2) 試料

石炭は三池炭で、工業分析値、元素分析値を Table 2·4 に示す。試料炭の粒径は 2mm 以下で、その粒径分布を Fig. 2·17 に示す。

脱硫剤として使用した石灰石は、富良野産のもので、CaO としての含有率は 55.4% である。その分析値を Table 2·5 に示す。脱硫剤の平均粒径は 0.75mm で、その粒径分布を Fig. 2·18 に示す。

### 3) 実験方法

電気ヒーターで層温度を 450℃ 前後に昇温した後、脱硫剤を所定量加えた石炭をスクリューフイ

Table 2·4 Analyses of feed coal.

Miike Coal	
Proximate analysis (wt %)	
Moisture	1.32
Volatile matter	37.08
Fixed carbon	38.12
Ash	23.48
High heating value 6170 kcal/kg	
Ultimate analysis (daf, wt %)	
C	76.5
H	5.9
O	13.4
N	1.2
S	3.0

Table 2·5 Analysis of limestone.

Limestone from Furano, Hokkaido	
Proximate analysis (wt %)	
CaO	55.4
SiO <sub>2</sub>	0.30
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.08
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.02
M <sub>g</sub> O	0.20
I <sub>g</sub> -loss	43.6

ダーで供給する。石炭に着火後はヒーターを切り、層内温度が設定温度になるように冷却管への通水量を調整する。燃焼灰と石灰石の微粉は、頂部に設置されたサイクロンで排ガスを分離して上部ホッパーに捕集した。また、層内の石炭灰と石灰石は、層内の圧力損失が一定になるように分散板上 30cm の位置に設置された溢流管より抜き出した。

燃焼ガスは、頂部のサンプリング口より捕集し、

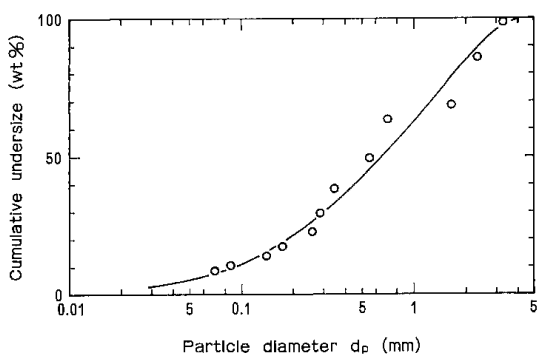


Fig. 2·17 Size distribution of sample coal.

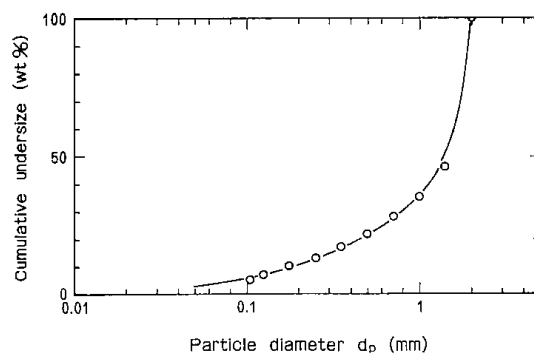


Fig. 2·18 Size distribution of sample limestone.

H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub>はガスクロマトグラフで一定時間ごとに分析した。また、NO<sub>x</sub>とSO<sub>2</sub>は非分散型赤外線吸収法による分析計を用いて連続的に分析を行った。

実験条件は、層内温度 800～850℃、空気比 1.1～1.2、石灰石と石炭の重量比(CaO/Coal)は 0.08～0.56 である。

### 2・2・3 結果と考察

本実験による結果を Table 2・6 にまとめて示す。脱硫率  $\eta_s$  は、試料炭の元素分析値と燃焼排ガスの分析値から、次の式により求めた。

$$\eta_s = \frac{S_{in} - S_{out}}{S_{in}} \times 100 \quad (\%) \cdots (2-22)$$

$$S_{in} = \frac{F_c C_s}{M_s} \times 10^3 \quad (\text{mol/h}) \cdots (2-23)$$

$$S_{out} = \frac{Q_f C_{SO_2}}{22.4} \times 10^{-3} \quad (\text{mol/h}) \cdots (2-24)$$

ここで、F<sub>c</sub>は石炭の供給量[kg/h]、C<sub>s</sub>は石炭中の硫黄分(total S)、M<sub>s</sub>は硫黄の原子量、Q<sub>f</sub>は燃焼排ガス量[Nm<sup>3</sup>/h]、C<sub>SO<sub>2</sub></sub>は燃焼排ガス中のSO<sub>2</sub>濃度[ppm]である。

Fig. 2・19 は、燃焼温度が 800℃と 850℃、空気比が 1.1～1.2 で Ca/S のモル比を変化させた時の排ガス中のSO<sub>2</sub>濃度の変化を示したものである。

Ca/S の値が 10 程度までは、石灰石の割合が増加すると排ガス中のSO<sub>2</sub>濃度は減少する。しかしながら、それ以上に石灰石を増加してもSO<sub>2</sub>濃度はあまり減少しない。一方、燃焼温度 850℃では、排ガス中のSO<sub>2</sub>濃度が低くなっている。また、Ca/S モル比を 5 以上にしても排出されるSO<sub>2</sub>濃度は、ほとんど変化していない。

脱硫率と Ca/S モル比の関係を Fig. 2・20 に示す。比較のために、川崎重工業(KHI)<sup>35)</sup>と三菱重工業

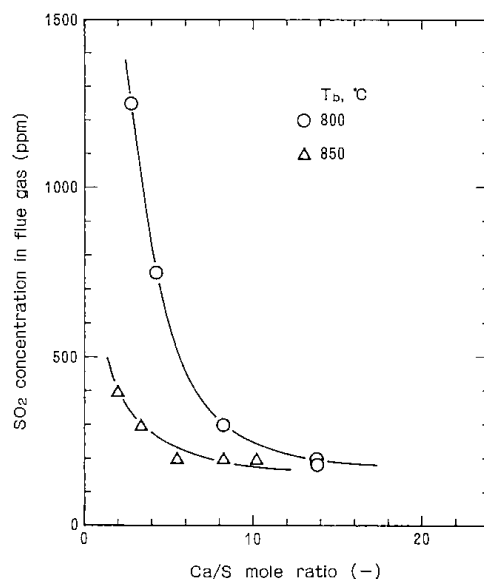


Fig. 2・19 Effect of Ca/S mole ratio on SO<sub>2</sub> concentration in flue gas

Table 2・6 Experimental results.

Run number		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Bed temperature	℃	830	810	805	810	800	850	850	850	850	850	850
Coal feed rate	kg/h	1.20	0.90	0.20	0.62	1.10	1.10	1.18	0.95	1.00	1.00	1.08
Air flow rate	Nm <sup>3</sup> /h	6.71	6.71	6.71	6.80	7.17	6.99	6.17	6.80	6.90	6.90	6.71
Air ratio		0.93	1.24	0.93	1.82	1.19	1.05	0.87	1.19	1.15	1.14	1.03
Limestone feed rate	kg/h	0.24	0.27	0.72	0.62	1.00	0.16	0.29	0.24	0.40	0.60	0.80
Ca/S mole ratio		2.75	4.13	8.26	13.75	13.78	2.00	3.38	3.48	5.51	8.27	10.19
Analysis of flue gas												
	H <sub>2</sub>	%	0.2	0.2	0.3	0.7	—	—	—	0.5	0.1	—
	O <sub>2</sub>	%	1.3	1.6	1.3	3.5	3.3	1.7	0.3	0.8	2.2	2.1
	N <sub>2</sub>	%	80.1	80.2	76.2	74.3	78.2	80.8	81.4	74.1	80.4	79.0
	CH <sub>4</sub>	%	0.2	—	0.4	—	—	—	—	—	0.4	—
	CO	%	1.3	0.8	1.3	4.7	—	0.4	—	6.6	0.1	0.1
	CO <sub>2</sub>	%	16.4	17.3	20.5	16.8	18.6	17.2	16.1	18.0	16.7	18.6
	NO <sub>x</sub>	ppm	540	550	400	500	500	500	500	500	500	500
	SO <sub>2</sub>	ppm	1250	750	300	180	200	400	300	300	200	200
Flow rate of dry flue gas	Nm <sup>3</sup> /h	6.61	6.60	6.94	7.22	7.23	6.82	6.98	7.24	6.77	6.89	6.65
Emission of SO <sub>2</sub>	mol/h	0.369	0.221	0.093	0.058	0.065	0.122	0.080	0.097	0.060	0.062	0.059
Sulfur retention		0.571	0.658	0.892	0.870	0.909	0.845	0.906	0.858	0.916	0.914	0.924
Limestone utilization		0.208	0.159	0.108	0.063	0.066	0.422	0.268	0.247	0.166	0.111	0.091

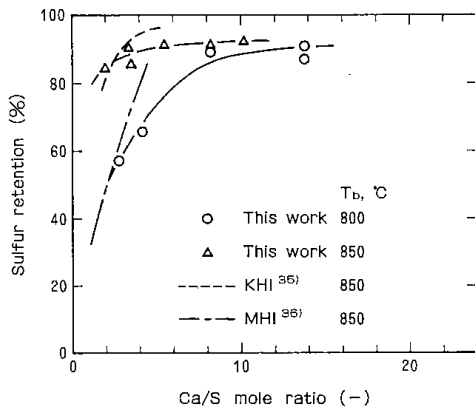


Fig. 2-20 Effect of Ca/S mole ratio on sulfur retention.

(MHI)<sup>36)</sup>による実験結果を併せて示してある。本実験による脱硫率は、燃焼温度800°Cの場合にはCa/Sモル比と共に増加し、Ca/Sモル比の値が約10では約90%の脱硫率を示している。一方、燃焼温度850°Cの場合には、2社による結果の中間値を示し、Ca/Sモル比が2~5の範囲で80~90%の脱硫率が得られている。しかしながら、Ca/Sモル比を5以上にしても著しい脱硫率の向上は認められない。

脱硫率  $\eta_s$ 、Ca/Sモル比及び石灰石の利用率  $f_s$ の間には次の関係がある。

$$f_s = \frac{\eta_s}{(\text{Ca/S})} \dots\dots\dots (2-25)$$

石灰石の利用率とS/Caモル比との関係をFig. 2-21に示す。燃焼温度800°Cの場合には、石灰石の利用率は約20%にしか達していない。一方、燃焼温度850°Cの場合には、石灰石の利用率はS/Caモル比と共に増加する傾向を示している。

以上の実験結果から、Ca/Sモル比を小さくすると石灰石の利用率は向上するが、あまり小さく

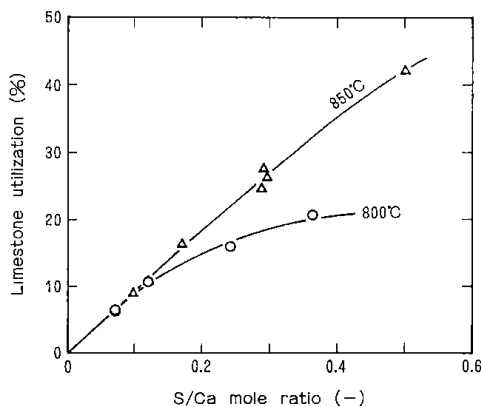


Fig. 2-21 Effect of S/Ca mole ratio on limestone utilization.

すると脱硫率が低下して適当ではなく、Ca/Sモル比には最適値が存在することが解る。脱硫率は、燃焼温度とCa/Sモル比の他に、脱硫剤の種類と粒径分布及び前処理方法、流動層高、ガス流速、空気比などによって影響されるが、本実験条件では、Ca/Sモル比の最適値は3程度と推定される。この場合、燃焼温度850°Cで脱硫率は90%、石灰石の利用率は30%の値が得られる。

なお、本実験におけるNO<sub>x</sub>の排出濃度は、Table 2-6に見られるように、400~500 ppmと比較的高い値を示した。この値はCa/Sモル比によってほとんど変化しないことが解った。

## 2-2-4 まとめ

石炭の単段流動燃焼における脱硫特性を調べるために、内径0.108mの単段流動燃焼装置を使用して三池炭を燃焼し、石灰石による脱硫試験を行った。その結果、以下のような知見を得た。

- 1) 燃焼温度800°Cよりも850°Cにおいて良好な脱硫効果が得られた。
- 2) Ca/Sモル比2~5の範囲で80~90%の脱硫率が得られ、5以上ではさらに脱硫率の向上は認められなかった。
- 3) 石灰石の利用率は、燃焼温度850°Cの場合、S/Caモル比とともに向上する傾向を示した。
- 4) 脱硫率と石灰石の利用率から見たCa/Sモル比の最適値は、本実験条件において約3の値であった。この場合、燃焼温度850°Cで脱硫率90%、石灰石の利用率30%の値が得られ、燃焼排ガス中のSO<sub>2</sub>濃度は200 ppmであった。

## 2-3 水平管を内挿した流動層の気泡の挙動

### 2-3-1 はじめに

水平多管を内挿した流動層は、流動層内の粒子及びガスを加熱したり除熱する場合に使用される。石炭の流動燃焼ボイラーは、その代表的な例である。水平多管と流動層との間の伝熱について、多管の配列や管径による伝熱係数の変化に関する研究が多くなされており、J. S. M. Botterillの成書<sup>37)</sup>にまとめられている。

Gelperinら<sup>38)</sup>は、水平多管の直列と千鳥配列について伝熱係数を測定し、その半径方向の変化が通常の流動層と似ていることを示している。直列配列では、垂直方向のピッチによる伝熱係数の差

はあまりないが、水平方向のピッチによって伝熱係数は変化し、ピッチが小さくなると伝熱係数は小さくなる。また、千鳥配列では、垂直方向と水平方向のピッチが伝熱係数に影響することを示している。同様な結果を、DahlhoffとBrachel<sup>39)</sup>も報告している。

石炭の流動燃焼ボイラーとして、水平多管の伝熱係数を測定した例も多い<sup>40~50)</sup>が、多管の配列との関係について詳細な研究は行われていないようである。

一方、層膨脹については加藤ら<sup>51)</sup>の研究があり、多管層の水力学相当径を用いた相関式を報告している。これらのことから、水平多管を内挿した流動層内の伝熱特性及びガス・粒子の混合特性は、多管によって規制される気泡の挙動に大きく影響されるものと考えられる。しかしながら、伝熱及び混合特性と気泡の挙動との関係について研究された例は少ない。そこで本研究では、流動層内に交差及び平行に配列した水平多管を挿入した場合について、層内の気泡径、ホールドアップ、頻度及び上昇速度を測定し、気泡の挙動について考察する。

### 2・3・2 実験

実験装置の概要を Fig. 2・22 に示す。使用した流動層は内径 59.9 cm、高さ 1 m の透明アクリル製のもので、これに水平多管として外径 5.3 cm のアクリル管を高さ方向に交差及び平行配列で挿入した。

水平方向のピッチ 15.0 cm、高さ方向のピッチを 6.9 cm として、Fig. 2・22 に示されたように、分散板からの高さ 10 cm の位置から 59 cm の位置までに、高さ方向に 8 列挿入して多管層を形成した。分散板は、径 1 mm の孔をピッチ 1.5 cm で正三角形配列であけた多孔板に 200 mesh の金網をはったものである。流動化粒子として、平均粒径 202  $\mu\text{m}$ 、流動化開始時のガス流速  $U_{mf}$  が 4.3 cm/sec の豊浦砂を使用した。これを静止層高を約 60 cm として、空気流動化して実験を行った。

気泡の測定は、Fig. 2・23 に示すような 1 対の針状電気容量プローブを使用して行った。このプローブは、外径 2 mm のシーズ線ヒーターを細工して作ったもので、十極は外径 0.5 mm のニクロム線で、一極はステンレス管である。両極間にマグネシアを絶縁物として充填してある。十極の先

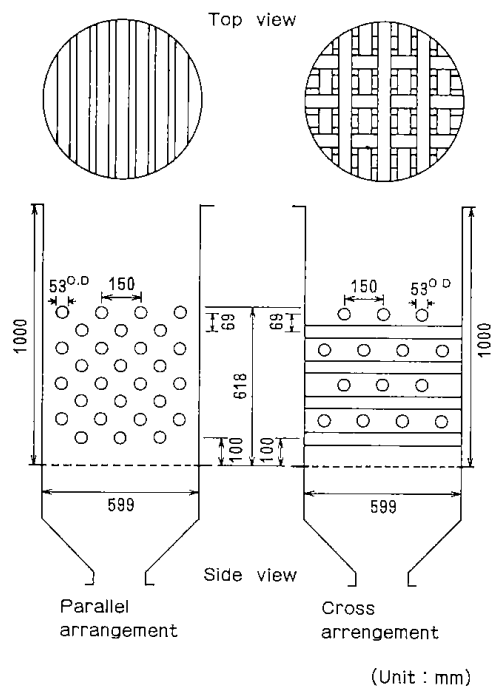
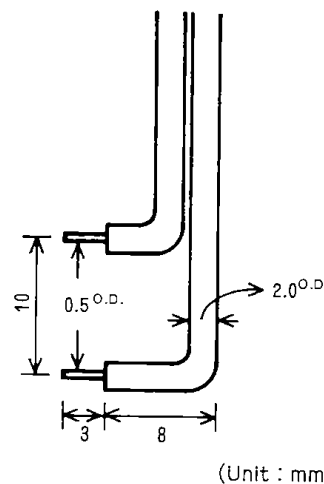


Fig. 2・22 Tube arrangements in fluidized bed.

端を 3 mm とし、2 本のプローブを 10 mm はなして固定し、3 C-2 V の同軸ケーブルで岩崎通信機製の微小変位計に接続した。このプローブを流動層の上部から多管の間に挿入して、高さ方向と半径方向について、気泡の測定を行った。プローブからの信号を微小変位計で直流変動に変換し、増幅してカセットデータレコーダに記録する。その再生信号を電子計算機で処理して気泡データの各値を求めた。

気泡信号の処理方法は、通常の方法で、2 つのプローブ間の気泡信号の対応は必ずあるものとし



(Unit : mm)

Fig. 2・23 Capacitance probe to detect bubble.

て解析した。なお、比較のために多管のない場合についても同様な実験を行った。

### 2・3・3 実験結果と考察

水平多管を内挿した場合の気泡データは、壁近傍を除くと半径方向においてほぼ同じであったので、水平断面における平均値を求めた。また、多管のない場合については、半径方向の位置により異なった値を示したが、平均値を求めて比較に使用した。これらの結果を以下に示す。

#### 1) 気泡のホールドアップ

気泡のホールドアップ  $\varepsilon_b$  の分散板から高さ方向の分布を、ガス流速  $u_0$  が 15 cm/sec の場合について Fig. 2・24 に示す。多管層の  $\varepsilon_b$  は、多管のない場合よりも大きく、多管の配列による差はあまり認められない。

多管層へのガスの入口部では  $\varepsilon_b$  が大きく、気泡が密集しているものと考えられる。また、多管層の直上部では  $\varepsilon_b$  が小さくなっている。そして、 $L_d = 30 \sim 60$  cmの間では、ほぼ一定の値を示している。

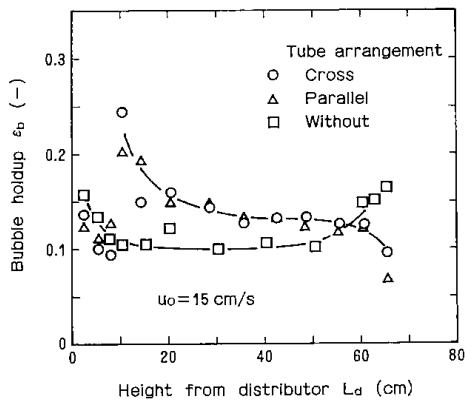


Fig. 2・24 Profile of bubble holdup on height from distributor.

次に、 $L_d = 40 \sim 42$  cmにおける  $\varepsilon_b$  の  $u_0$  による変化を Fig. 2・25 に示す。低ガス流速では平行配列の  $\varepsilon_b$  がやや大きく、 $u_0$  が大きくなるにつれて、配列による差が少くなるようである。なお、加藤らによる層膨脹について相関式から求めた  $\varepsilon_b$  を図中に実線で示した。この  $\varepsilon_b$  の値は、交差配列の場合とほぼ一致し、 $u_0$  が大きくなると、いずれの配列の  $\varepsilon_b$  とも一致する傾向を示している。

#### 2) 気泡頻度

ガス流速  $u_0$  が 15 cm/sec の場合の気泡頻度  $n_b$

の高さ方向の分布を Fig. 2・26 に示す。多管のある場合もない場合もほぼ同様な分布を示しており、 $L_d = 20$  cm位までに急に減少し、それ以上では、ほぼ一定になっている。しかしながら、多管層へのガスの入口部では  $n_b$  の値は大きく、層直上部ではやや少くなっている。

$L_d = 40 \sim 42$  cmの位置における  $n_b$  のガス流速  $u_0$  による変化を Fig. 2・27 に示す。気泡頻度  $n_b$  はガス流速と共に増加しているが、低ガス流速では平行配列の  $n_b$  はガス流速と共に増加している

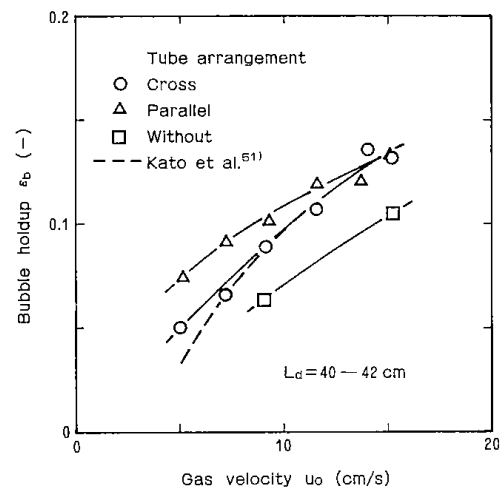


Fig. 2・25 Variation of bubble holdup with gas velocity.

が、低ガス流速では平行配列の  $n_b$  がやや大きくなっている。しかしながら、ガス流速が大きくなると、いずれの場合も、ほぼ同様な値になるものと考えられる。

#### 3) 気泡の縦径

気泡の高さ方向の長さを気泡の縦径  $d_{bh}$  と呼ぶことにする。ガス流速  $u_0$  が 15 cm/sec のときの気

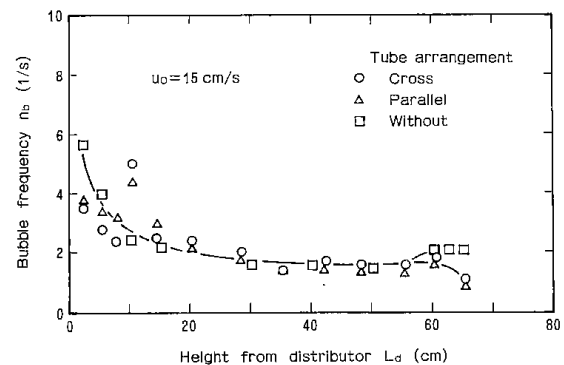


Fig. 2・26 Profile of bubble frequency on height from distributor.

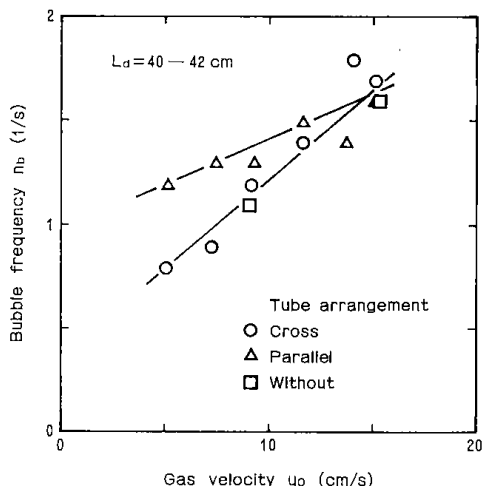


Fig. 2-27 Variaton of bubble frequency with gas velocity.

泡縦径  $d_{bh}$  の高さ方向の分布を Fig. 2-28 に示す。

気泡の縦径  $d_{bh}$  は、分散板からの距離  $L_d$  が 40 cm 位までの範囲では、 $L_d$  に比例して大きくなっている。大きさは交差配列の場合が最も大きく、次に平行配列、多管のない場合の順に小さくなっている。また、 $d_{bh}$  が 9 ~ 10 cm 位で一定になる傾向を示しており、この多管層をもっと積み上げると、 $d_{bh}$  の値が 9 ~ 10 cm 位で定常になるものと考えられる。多管層の上部では、 $d_{bh}$  が急に小さくなっており、多管層内をやや縦長で上昇してきた気泡が多管層を出てより円形に近くなるか、分裂をするものと思われる。

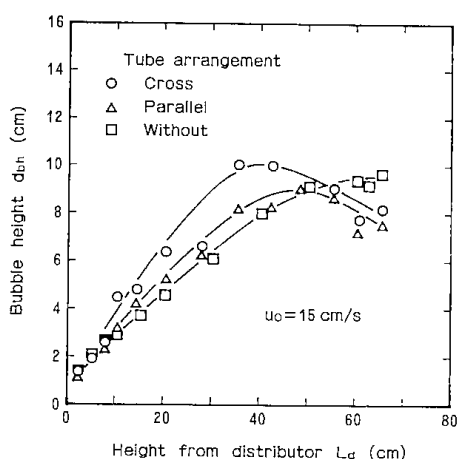


Fig. 2-28 Profile of bubble height on height from distributor.

$L_d = 40 \sim 42$  cm におけるガス流速  $u_0$  による  $d_{bh}$  の変化を Fig. 2-29 に示す。ガス流速  $u_0$  に比例して  $d_{bh}$  の値が大きくなり、その大きさは、交差配

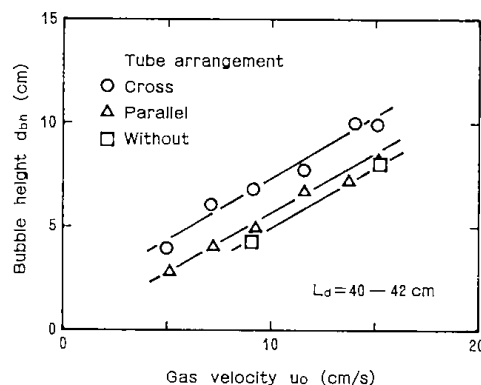


Fig. 2-29 Variation of bubble height with gas velocity.

列、平行配列、多管のない場合の順になっている。

#### 4) 気泡の上昇速度

気泡の縦径  $d_{bh}$  と上昇速度  $u_b$  の関係をプロットした例を Fig. 2-30 に示す。かなりのバラツキがあるが、次式でほぼ表現できるものと考えられる。

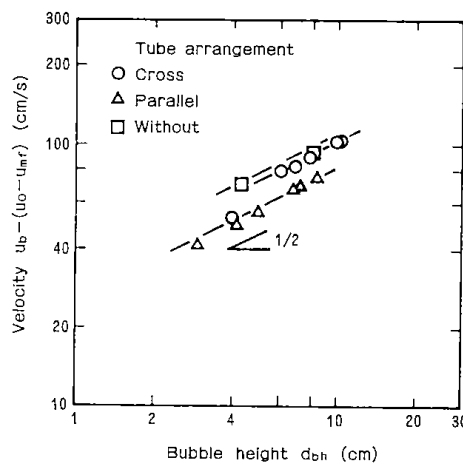


Fig. 2-30 Relationship between bubble rising velocity and bubble height.

$$u_b = u_0 - u_{mf} + k_b (g d_{bh})^{1/2} \dots \dots \dots (2-26)$$

この式の気泡の上昇速度係数  $k_b$  の半径方向の変化を Fig. 2-31 に示す。この  $k_b$  の値は多管のない場合が最も大きく、平行配列の場合が小さく、交差配列では両者の間に入っている。また、いずれの場合も壁近傍における値は小さくなっており、壁の効果が現われている。なお、多管のない場合には、バラツキが大きくなっている。

これらのことから、多管が挿入されておらず気泡が自由に上昇できる場合には気泡の上昇速度が早く、水平多管が層内にあると、気泡の上昇が阻

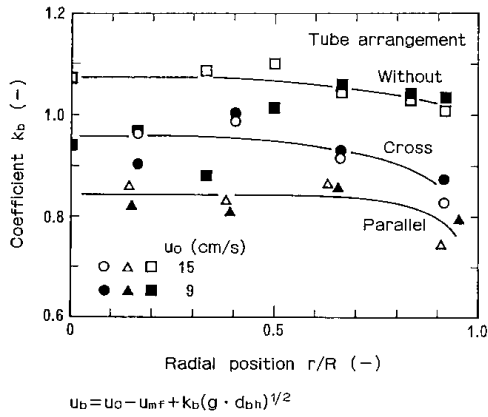


Fig. 2.31 Coefficient of bubble rising velocity.

害されて遅くなるのがわかる。また、交差配列よりも平行配列の場合に気泡の上昇速度が遅いことは、平行配列では気泡が管の間で停滞しているか、あるいは蛇行するようにして上昇し、交差配列では管の間を縦長になって、あまり停滞・蛇行せずに上昇しているものと考えられる。

5) 気泡によるガス流量

流動化開始時のガス流速以上のガスは気泡となって流れているものと仮定すれば、次の関係が成り立つ。

$$u'_0 - u_{mf} = \epsilon_b u_b \dots\dots\dots(2-27)$$

ここで、 $u'_0$  は流動層内の多管の体積を考慮して

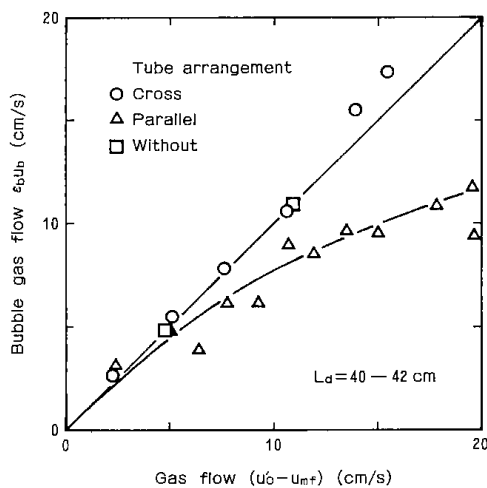


Fig. 2.32 Gas flow rate owing to bubble.

補正したガス空塔速度である。この関係を Fig. 2.32 に示す。多管のない場合と交差列の場合は、 $(u'_0 - u_{mf})$  と  $\epsilon_b u_b$  がほぼ等しく、上述の仮定が成立しているものと考えられる。一方、平行配列の場合には、 $\epsilon_b u_b$  の値がガス流速の増加と共に

に  $(u'_0 - u_{mf})$  よりも小さくなり、エマルジョン相内のガス流れが多くなっているものと考えられる。このことから、平行配列の場合、気泡の挙動は、多管のない場合と交差配列の場合に比べて、より乱れた状態にあるものと考えられる。

6) 気泡の挙動

水平多管層内の気泡は、層内に入って 20~30cm 位上昇した後にほぼ定常になるが、層入口では気泡の停滞が認められ、層出口では気泡のホールドアップ、頻度、たて径が減少する。多管層内の気泡が、ほぼ定常の挙動を示すと思われる位置(本実験では  $L_d = 40 \sim 42$  cm)における気泡は、低ガス流速では配列による差は明らかに認められる。一方、高ガス流速では気泡のホールドアップと頻度の配列による差は少くなるが、気泡のたて径、上昇速度、気泡としてのガス流量は配列によって異なっている。したがって、気泡の挙動に及ぼす配列の影響があることがわかった。

以上のことから、水平多管層の気泡の挙動について、次のようなことが考えられる。平行配列の場合には、気泡のホールドアップが大きく、たて径がやや小さく、上昇速度は遅く、気泡としてのガス流量も少ないことから、層内の気泡は多管によって乱され、停滞あるいは蛇行しながら上昇しているものと考えられる。交差配列の場合には、気泡のたて径が大きく、上昇速度が大きいことから、層内の気泡は多管による格子状の間をすり抜けるように上昇しているものと考えられる。

2.3.4 まとめ

内径 60 cm の砂-空気系流動層内に、外径 5.3 cm の水平多管 28 本を 8 列に交差及び平行配列で挿入した場合の気泡の挙動を、針状の電気容量プローブを使用して測定した。

その結果、本実験範囲において、次のことがわかった。

- 1) 気泡のホールドアップは、フリーバブリングに比べてやや大きく、低ガス流速では平行配列における値がやや大きい、高ガス流速では配列の差がなくなる。
- 2) 気泡の頻度は、低ガス流速では平行配列においてはやや多いが、高ガス流速では、フリーバブリング、交差配列を含めいずれもほぼ同じ値になる。
- 3) 気泡のたて径の大きさは、交差配列では大き



く、平行配列、フリーバブリングの順に小さくなった。

4) 気泡の上昇速度は、フリーバブリング、交差配列、平行配列の順に小さくなった。また、壁近傍における上昇速度は小さい。

5) 気泡によるガス流量は、フリーバブリングと交差配列の場合には流動化開始速度以上のガス供給量が気泡として上昇しているが、平行配列の場合には気泡になる割合が少なく、層内のガス流れはより乱れている。

### 記 号

$A_T$	= cross-sectional area of combustor, $m^2$
$Ca/S$	= molar ratio of Ca to S, -
$C_c$	= combustibles content in ash, wt%
$C_{CH_4}$	= $CH_4$ concentration in flue gas, %
$C_{CO}$	= CO concentration in flue gas, %
$C_{H_2}$	= $H_2$ concentration in flue gas, %
$C_{NO}$	= NO concentration in flue gas, ppm
$C_{NO_x}$	= $NO_x$ concentration in flue gas, ppm
$C_{O_2}$	= $O_2$ concentration in flue gas, %
$\bar{C}'_{O_2}$	= mean $O_2$ concentration, $mol/m^3$
$C_S$	= sulfur content in coal, -
$C_{SO_2}$	= $SO_2$ concentration in flue gas, ppm
$d_{bh}$	= bubble height, m
$d_p$	= particle diameter, mm or m
$D_T$	= diameter of combustor, m
$E$	= $NO_x$ or $NH_3$ emission index, $mol/g$
$E(\tau)$	= age distribution function at exit, -
$f_s$	= utilization of limestone, -
$F_c$	= coal feed rate, $kg/h$ or $kg/s$
$F_e$	= elutriation rate, $kg/s$
$g$	= acceleration of gravity, $m/s^2$
$h$	= height from (lower) distributor, m
$H_f$	= fluidized bed height, m
$H_h$	= high heating value, $kJ/kg$
$k$	= overall combustion rate constant, $m/s$
$k_c$	= combustion rate constant, $m/s$
$k_f$	= mass transfer coefficient, $m/s$
$K^*$	= elutriation rate constant, $kg/m^2 \cdot s$
$L_d$	= height from distributor, m
$M_C$	= molecular weight of carbon, $kg/mol$
$M_S$	= atomic weight of sulfur, $kg/mol$
$n$	= bubble frequency, $1/s$
$P_b(d_p)$	= weight fraction of size $d_p$ in the bed, -

$P_e(d_p)$	= weight fraction of size $d_p$ in the elutriated ash, -
$\Delta p$	= pressure drop, Pa or $kg/m^2$
$Q_a$	= air feed rate, $Nm^3/h$
$Q_f$	= flow rate of flue gas, $Nm^3/h$
$R$	= gas constant, $kJ/mol \cdot K$
$Re_t$	= Reynolds number at $u_o = u_t$ , -
$r_c$	= radius of unburned core, m
$r_{co}$	= initial radius of coal, m
$S_{in}$	= charging rate of sulfur, $mol/h$
$S_{out}$	= discharging rate of sulfur, $mol/h$
$t$	= time, s or min
$\bar{t}$	= mean residence time, s
$\bar{t}^*$	= mean residence time of elutriated ash, s
$t_c$	= time required for complete combustion, s
$T$	= temperature, K or $^{\circ}C$
$T_b$	= bed temperature, K or $^{\circ}C$
$T_r$	= room temperature, K or $^{\circ}C$
$u_o$	= superficial gas velocity at $T = T_b$ , $m/s$
$u'_o$	= superficial gas velocity corrected for by tube volume, $m/s$
$u_b$	= rising velocity of bubble, $m/s$
$u_{mf}$	= superficial gas velocity at incipient fluidization ( $T = T_n$ ), $m/s$
$W$	= cumulative weight of elutriated coal, kg
$W_b$	= weight of bed material, kg
$X_C$	= mass fraction of carbon, -
$\epsilon_b$	= holdup of bubbles, -
$\epsilon_{mf}$	= voidage of incipiently fluidized bed, -
$\epsilon_s$	= voidage of static bed, -
$\eta$	= combustion efficiency (heat available), %
$\eta_s$	= sulfur removal, -
$\lambda$	= stoichiometric air ratio (total air ratio), -
$\mu$	= viscosity, $Pa \cdot s$
$\rho_c$	= density of coal, $kg/m^3$
$\rho_g$	= density of gas, $kg/m^3$
$\rho_{mf}$	= density of incipiently fluidized bed, $kg/m^3$
$\rho_s$	= density of solid particle, $kg/m^3$
$\tau$	= dimensionless time defined by $t/\bar{t}$ , -
$\tau_c$	= dimensionless time required for complete combustion, -
$\phi_s$	= shape factor, -

### 参考文献

1) Hirama, T., M. Tomita, T. Adachi, H.

- Yamaguchi and M.Horio; *Environmental Science & Technology*, **14**, 955(1980)
- 2) 平間, 富田, 安達, 堀尾; 化学工学論文集, **7**, 77(1981)
  - 3) Avedecian, M. M. and J. F. Davidson; *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **51**, 121(1973)
  - 4) Chakraborty, R. K. and J. R. Howard; "Fluidization" Ed. by J. R. Grace and J. M. Matsen, Plenum Press, 1980, p.185
  - 5) 堀尾; 燃協誌, **56**, 871(1977)
  - 6) Okada, Y., J. Tatebayashi and R. Yamamura; Paper presented at AIChE 72th Annual Meeting, San Francisco (Nov., 1979)
  - 7) 館林; 石炭技術研究所・石炭利用技術研究発表会講演集, P.52(1978年8月, 東京)
  - 8) 藤原, 寺田, 坂本; 同上, p.24
  - 9) Furusawa, T., T. Honda, Y. Takano and D. Kunii; *J. Chem. Eng., Japan*, **11**, 377(1978)
  - 10) 吉田; "燃焼工学, 共立出版, 1971
  - 11) Wen, C. Y. and S. Tone; "Chem. Reaction Eng. Review-Houston" Ed. by D. Luss and V. W. Weekman Jr., 1978, p.56
  - 12) Field, M. A., D. W. Gill, B. B. Morgan and G. W. Hawksley; "Combustion of Pulverised Coal", BCURA, Leatherhead, 1967
  - 13) Mulcahy, M. F. R. and I. W. Smith; *Rev. Pure and Appl. Chem.*, **19**, 81(1969)
  - 14) Basu, P.; *Fuel*, **56**, 390(1977)
  - 15) Jung, K. and B. R. Stanmore; *Fuel*, **59**, 74(1980)
  - 16) 北島, 中井, 横大路, 河野; 化学工学協会第43年会要旨集, A-111(1978.4)
  - 17) Sergent, G. D. and I. W. Smith; *Fuel*, **52**(1973)
  - 18) Walls, J. R. and R. F. Strickland-Constable; *Carbon*, **1**, 333(1964)
  - 19) Kunii, D. and O. Levenspiel; "Fluidization Engineering", John Wiley & Sons., 1969, p.77
  - 20) Zenz, F. A. and N. A. Weil; *AIChE Journal*, **4**, 472(1958)
  - 21) Kunii, D. and O. Levenspiel; "Fluidization Engineering", 1969, p.315
  - 22) Merrick, D. and J. Highley; *AIChE, Sym. Ser.*, No. 130, **70**, 179(1977)
  - 23) 矢木, 青地; 化学工学協会春季大会要旨集, 1955
  - 24) Tanaka, T., H. Shinohara, H. Hirose and Y. Tanaka; *J. Chem. Eng., Japan*, **5**, 51(1972)
  - 25) Lingwan, L., J. T. Sears and C. Y. Wen; *Powder Tech.*, **27**, 105(1980)
  - 26) Gibbs, B. M., J. F. Pereira and J. M. Beér; *Inst. Fuel Sym. Ser.*, No.1, Fluidized Combustion, D-6(1975)
  - 27) 塩見, 館林, 矢野, 高島, 伊東, 岡田, 藤堂; 川崎技報, No.71, 1979
  - 28) Jonke, A. A., G. J. Vogel, E. L. Carls, D. Ramaswami, L. Anastasia, R. Jarry and M. Haas; *AIChE, Sym. Ser.*, No.126, 241(1972)
  - 29) Tatebayashi, J., Y. Okada, K. Yano and S. Ikeda; Paper presented at 6th Intn. Conf. on FBC, Atlanta, USA, 1980
  - 30) 鳥羽, 萩須, 河村; 燃協誌, **56**, 657(1977)
  - 31) 古沢, 国井, 小熊, 山田; 化学工学論文集, **4**, 562(1978)
  - 32) 森本, 石山; 燃協誌, **56**, 179(1977)
  - 33) 山畑, 高橋, 板谷; 同上, **57**, 269(1978)
  - 34) 山畑, 大井, 竹林, 間瀬; 同上, **57**, 412(1978)
  - 35) 館林, 矢野, 岡田; 石炭技術研究所・石炭利用技術研究発表会講演集, P.48(1980年8月, 東京)
  - 36) 高橋, 藤間, 高杢, 藤岡; 同上, P.63
  - 37) Botterill, J. S. M., "Fluid-Bed Heat Transfer", p.253(1975), Academic Press(London)
  - 38) Gelperin, N. I. and V. G. Einstein; "Fluidization", Edited by J. F. Davidson and D. Harrison, p.471(1971), Academic Press(London)
  - 39) Dahloff, B. and von Brachel, H., *Chemie. Eng. Technk.*, **40**, p.372(1968)
  - 40) Zakkay, V., G. Miller and A. Brenton; *Proc. of Fluidized Bed Combustion Technology Exchange Workshop*, **1**, p.305(1977)
  - 41) Fras, A. P. and R. S. Holcomb; *Proc. Fluidized Bed Combustion Technology Exchange Workshop*, **1**, p.71(1977)
  - 42) Ruth, L. A., "Fluidization Technology", Edited by D. L. Kearns, **2**, p.321(1976)
  - 43) Nutkis, M. S., *Proc. of 4th Int. on FBC*, p.221(1976)
  - 44) Coats, N. H. and R. L. Rice; *AIChE Symp. Ser.*, **70**, No. 141, p.124(1974)
  - 45) Callixtus, J. A., S. Ehrlich, R. W. Bryers and

- J. Bazan: "Fluidization Technology", Edited by D. L. Kearns, **2**, p. 485(1976)
- 46) Hoy, H. R. and A. G. Roberts: AIChE Symp. Ser., **68**, No. 126, p. 225(1972)
- 47) Golan, L. P., G. V. LaLonde and S. C. Weiner: Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, **3**, p. 1173 (1980)
- 48) Vadivel, R. and V. N. Vedamurthy: Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, **3**, p. 1159(1980)
- 49) Glicksman, L. R. and N. A. Decker: Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, **3**, p. 1152(1980)
- 50) Yamahata, Y., T. Takebayashi and S. Morimoto: Preprints of 15th Autumn Meeting of Soc. of Chem. Engrs., Japan, **1**, SK113(p. 573), (Oct., 1981, Kanagawa)
- 51) Kato, K., M. Maeno and T. Takahashi: Kagaku Kōgaku Ronbunshu, **6**, p. 552(1980)
- 52) Kunii, D., O. Levenspiel: "Fluidization Engineering", 1969, p. 489

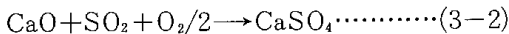
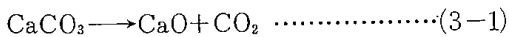
## 第3章 2段流動層燃焼法に関する研究<sup>1~4)</sup>

### 3・1 はじめに

前章で明らかにしたように、単段の流動層燃焼ではNO<sub>x</sub>発生量が300ppm程度であり、既存の改良型微粉炭燃焼装置からの発生量<sup>5)</sup>と比較しても必ずしも少くない。また、燃焼効率も比較的低く、未燃損失の大部分を微粉炭の飛び出しによる損失が占める。そこで、本章ではNO<sub>x</sub>とCO発生量の低減及び燃焼効率の改善を同時に実現する新しい燃焼装置を提案し、その装置特性を実験的に検討する。

微粉炭燃焼装置からのNO<sub>x</sub>発生量を低減する有力な方法の1つに2段燃焼法があり、その効果は既に実証されている<sup>5)</sup>。流動層燃焼の場合にも、単段流動層を使った2段燃焼法によるNO<sub>x</sub>低減の試みが数多くなされている<sup>6~12)</sup>。これは、分散板を通して供給される1次空気量を量論空気量またはそれ以下に抑え、2次空気を流動層のフリーボード部に供給する方式である。この方式で1次空気量の分配比などの条件を適切に選択すれば、NO<sub>x</sub>発生量を50%以上も低減できると報告されている<sup>13, 14)</sup>。

このように、単段流動層による2段燃焼法は、NO<sub>x</sub>低減に対しては簡便で有効な方法であるが、反面、次のような欠点を有する。すなわち、流動層内での燃焼発熱量が低下してフリーボード部での発熱量が増加するので、熱回収や温度制御が困難になる。さらに、流動層内で石灰石により脱硫を行う場合、SO<sub>2</sub>の吸収は、



のように進行する<sup>15~17)</sup>が、式(3-2)から明らかなように、この反応ではSO<sub>2</sub> 1モルに対してO<sub>2</sub>が1/2モル必要となる。しかし、2段燃焼法では1次空気量が少いために層内が酸素不足状態となり、SO<sub>2</sub>の吸収反応が抑制されることになる<sup>9, 18, 19)</sup>。

飛び出しによる未燃損失を低減する手段としては、飛び出した微粉を層内にリサイクルする方法<sup>20~22)</sup>、ならびにこの微粉を別個の流動層燃焼炉(Carbon Burn-up Cell: CBC)で再燃焼する方法<sup>23, 24)</sup>などがある。前者は、簡便で効果も比較的大

きい方法であるが<sup>22)</sup>、流動性の悪い微粉を定常的にリサイクルするのは容易でなく、集塵負荷が増加する。また、CBCは通常の流動層燃焼炉よりも高温(約1,400K)かつ高酸素雰囲気(残余酸素が6%程度)で操作されるので、NO<sub>x</sub>発生量が多く<sup>24)</sup>、灰の溶融も問題となる。

このように、それぞれ独立の手段を使ってNO<sub>x</sub>の低減と燃焼効率の改善がはかられているが、従来の方法では2つの対策を両立させることが困難である。本章で提案する2段流動層燃焼装置は、NO<sub>x</sub>ならびにCOの低減と燃焼効率の改善を両立させ、同時に脱硫ならびに灰と廃脱硫剤の処理をより効率的に行うことを目的とした装置である。

### 3・2 2段流動層燃焼装置の概念

2段流動層型の燃焼法によるボイラーの概念図をFig. 3・1に示す。燃焼炉は上・下2段から成り、石炭は下段流動層に供給される。NO<sub>x</sub>発生量を低減するために、下段流動層の空気比、すなわち1次空気比は量論量またはそれ以下に保たれる。未燃ガスを含んだ燃焼ガスとそれに同伴される微粉チャーは上段の分散板を通して上段流動層に入る。脱硫が必要な場合には上段流動層を脱硫剤で形成し、下段から流入した未燃分を2次空気中で再燃焼するとともに脱硫を行う。下段流動層の役割は主に粗粒炭の燃焼であり、上段流動層の役割は未燃の微粉チャーと未燃ガスの再燃焼及び脱硫である。

粗粒の燃焼灰は下段流動層から直接排出され、上段流動層から飛び出した微粉灰は集塵器で捕集される。一方、廃脱硫剤は上段流動層から排出するので粗粒灰と分離される。この装置の特長として次のような点が考えられる。

(1)単段流動層による2段燃焼法と同様のNO<sub>x</sub>低減効果が期待でき<sup>25)</sup>、また、脱硫反応を酸化雰囲気下で行うことができる<sup>26)</sup>。

(2)上段の流動層は下段から流入した未燃の微粉チャーに対して先述したCBCと同様の機能を持つ<sup>27)</sup>。さらに、COなどの未燃ガスの再燃焼に対しても流動層による混合の効果が期待でき

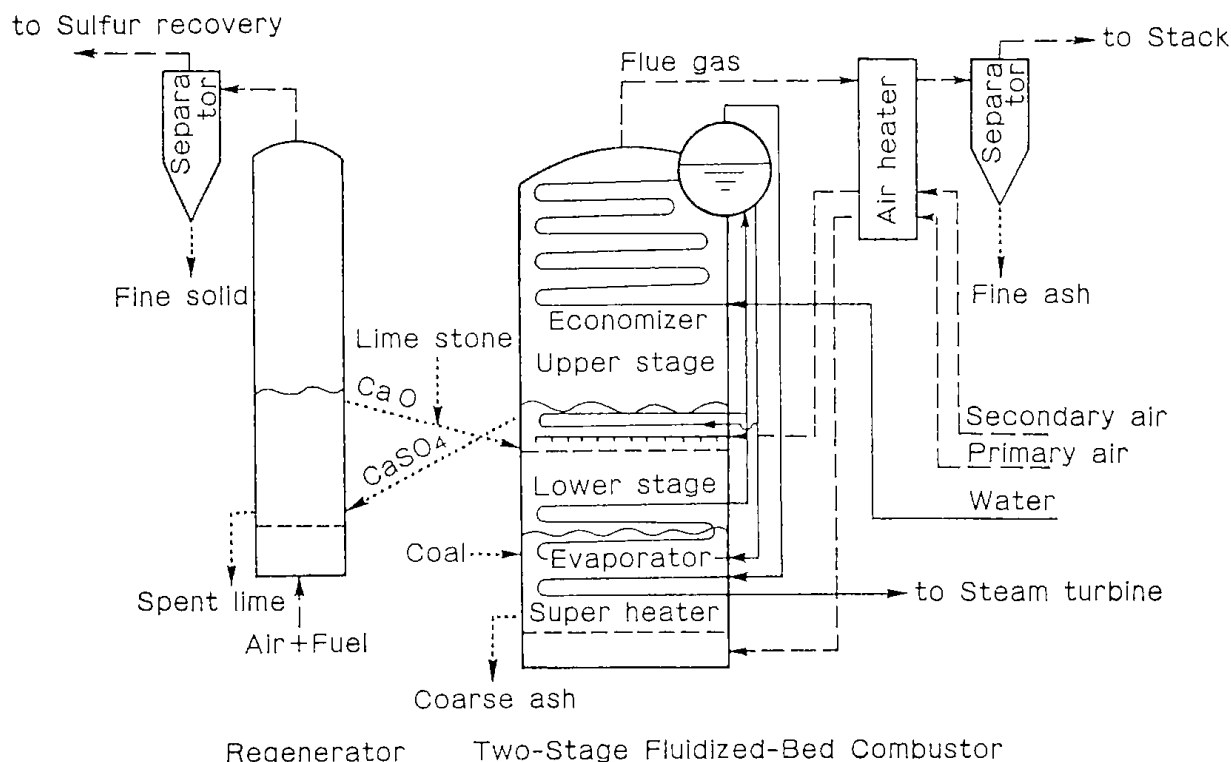


Fig. 3.1 Conception of two-stage fluidized bed coal combustor.

るので、燃焼効率を高め得る。

(3)単段流動層のフリーボード部が上段流動層に相当するので、温度制御が容易になり灰の熔融を防止できる。

(4)廃脱硫剤と粗粒灰が別々に排出されるので、廃脱硫剤の再生循環と灰の再利用がより効率的に行うことができる。

以上のような特長の反面、欠点としては、装置が複雑になり、特に上段の分散板の設計には構造と耐熱性に十分な配慮が必要になること、燃焼炉全体の圧力損失が増加することなどが考えられる。

### 3.3 実験

先に述べた特長を確認し、最適操作条件を検討するために、Fig. 3.2に示す実験装置によってNO<sub>x</sub>とCOの発生量及び燃焼効率を測定し、第2章で示した単段燃焼による結果と比較検討した。

下段流動層は内径が0.108m、高さが0.7mで、分散板、溢流灰の排出管及び給炭用のスクリーフィーダーは第2章で使用したのと同じである。上段流動層は内径0.133m、高さが1mである。上段の分散器には厚さ2mmのステンレススチール(SUS304)に14個のノズルを取り付けたもの

を使用した。このノズルは内径6mmのパイプの上端を塞ぎ、3mmの孔を水平方向に4個あけてある。

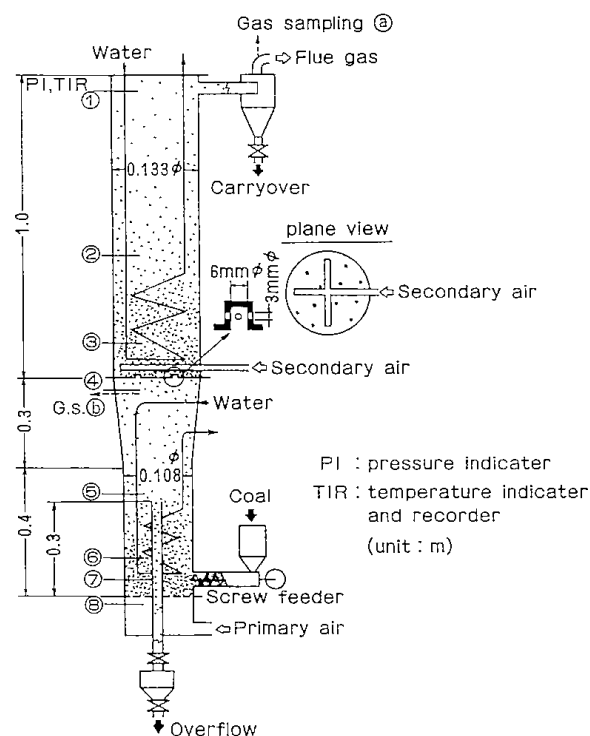


Fig. 3.2 Experimental two-stage fluidized bed combustor.

上段の断面積に対する開孔比は2.8%である。また、2次空気は十字状に配列し先端を塞いだパイプに下向きの孔を合計32個あけ、上段の分散器直上に吹き込んだ。層温度制御用の水冷伝熱管は上段と下段流動層に埋設し、それぞれの層温度を制御した。

実験操作とガス分析は第2章と同様の方法で行った。分析用のガス採取位置は上段分散器の直下(上段の入口:  $h=0.65\text{m}$ )及びサイクロン出口の2個所である。

使用した石炭は第2章と同じ太平洋炭(釧路2号粉)で、粒径分布も同一である。下段流動層はこの石炭の燃焼灰を媒体として形成された。一方、上段の流動化粒子(媒体粒子)には、通常の実験では粒径が0.35~1mmの珪砂を使用し、流動層高 $H_{f2}$ を約0.2mに保った。また、比較のために上段が空塔の場合及び0.5~1mmの石灰石を媒体粒子とした場合の実験も行った。

主な実験条件をまとめてTable 3・1に示す。本実験では給炭速度 $F_c$ を一定に保ち、空気供給速度を変えることによって空気比を調節した。1次空気比 $\lambda_1$ と2次空気比 $\lambda_2$ はそれぞれ、量論空気量に対する1次及び2次空気量の比であり、総空気比 $\lambda$ は両者の和である。下段と上段の空塔ガス速度 $u_{o1}$ と $u_{o2}$ は、それぞれ1次空気量と下段の層温度ならびに、総空気量と上段の層温度から計算した値である。

Table 3・1 Experimental conditions.

Temperature of lower bed; $T_{b1}$	1073 to 1223 K
Temperature of upper bed; $T_{b2}$	1073 to 1173 K
Primary air ratio;	$\lambda_1=0.65$ to 1.15
Secondary air ratio;	$\lambda_2=0.0$ to 0.5
Total air ratio;	$\lambda=1.05$ to 1.25
Superficial gas velocity of lower bed;	$u_{o1}=0.8$ to 1.3 m/s
Superficial gas velocity of upper bed;	$u_{o2}=0.8$ to 1.0 m/s
Height of lower bed;	$H_{f1}=0.2\text{m}$
Height of upper bed;	$H_{f2}=0.2\text{m}$ or 0.0 m
Coal feed rate;	$F_c=2.1\text{kg/h}$

### 3・4 結果と考察

#### 3・4・1 NO<sub>x</sub>発生量

##### 3・4・1・1 低NO<sub>x</sub>化の最適燃焼条件

2段流動層燃焼装置からのNO<sub>x</sub>発生量を最少にする燃焼条件を探索するために、1次空気比と2次空気の分配比ならびに各段の温度がNO<sub>x</sub>発生量に及ぼす影響を検討した。総空気比 $\lambda$ を1.15とし、上段の媒体粒子に珪砂を使用した場合の結果をFig. 3・3に示す。ここで、NO<sub>x</sub>量は第2章と同様にNO<sub>x</sub> emission index (mol-NO<sub>x</sub>/g-coal)で表してある。

Fig. 3・3 (a)はサイクロン出口におけるNO<sub>x</sub>量(total emission)Eの変化を示す。Eは1次空気比 $\lambda_1$ の低下とともにゆるやかに減少して $\lambda_1$ が1.0付近で最少になり、 $\lambda_1$ が0.9以下になると急激に

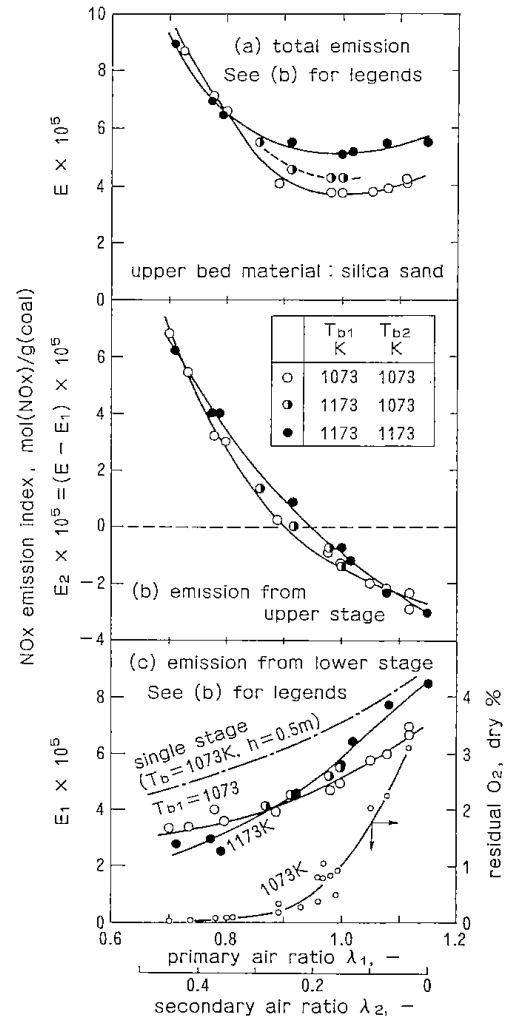


Fig. 3・3 Effect of primary air ratio on NO<sub>x</sub> emission, when total air ratio is a constant value of 1.15.

増加する。 $\lambda_1$ に対するEの依存性は層温度によらず同様の傾向を示しているが、 $\lambda_1 \geq 0.9$ の条件でのEの値は層温度が高いほど大きくなる。

このような2段流動層燃焼装置からのNO<sub>x</sub>発生に対する上段と下段の寄与を明らかにするために、それぞれの段からのNO<sub>x</sub>発生量を測定した結果をFig. 3・3の(b)及び(c)に示す。図(c)には $h=0.65\text{m}$ で測定した下段からのNO<sub>x</sub>発生量 $E_1$ 、図(b)にはEと $E_1$ の差、すなわち上段からのNO<sub>x</sub>発生量 $E_2$ を示す。

$E_1$ は第2章で述べた単段燃焼の場合と同様に $\lambda_1$ が小さくなると減少するが、単段燃焼の $h=0.5\text{m}$ での測定値よりもかなり少くなっている。 $E_2$ は $\lambda_1$ の増加とともに著しく減少し、 $\lambda_1 \geq 0.9$ の条件では負の値になる。このことは上段でのNO<sub>x</sub>の還元反応が生成反応よりも優勢であることを示している。しかし、 $\lambda_1$ が0.8以下では $E_1$ よりも $E_2$ の方が大きくなり、この場合には全NO<sub>x</sub>発生量Eに対して上段でのNO<sub>x</sub>発生量が支配的になる。

1次空気比 $\lambda_1$ を1.0に保ち、総空気比 $\lambda$ と層温度 $T_{b1}$ と $T_{b2}$ を変化させた場合のサイクロン出口におけるNO<sub>x</sub>量を単段燃焼の結果と比較してFig. 3・4に示す。 $T_{b1}$ と $T_{b2}$ が1,073Kのときの2段流動層燃焼によるNO<sub>x</sub>発生量は $\lambda < 1.2$ で150ppm以下であり、単段燃焼の場合の約1/2になる。層温度が高くなるとNO<sub>x</sub>発生量は増加するが、単段

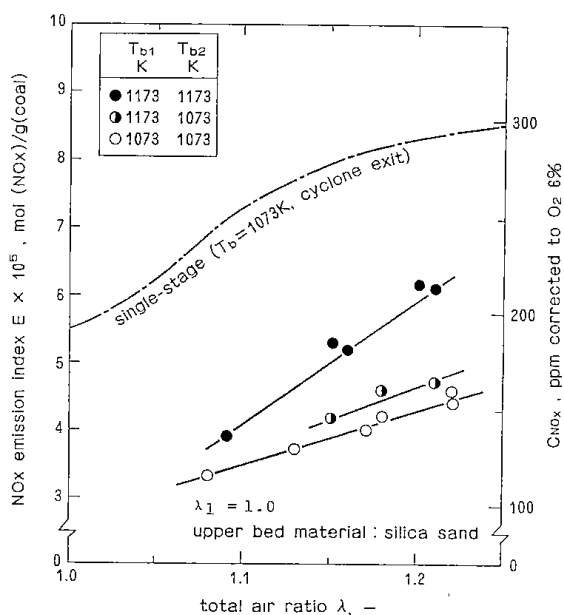


Fig. 3.4 Relation between total NO<sub>x</sub> emission and total air ratio at primary air ratio of 1.0.

燃焼の場合よりも明らかに少い。したがって、2段流動層燃焼法がNO<sub>x</sub>発生量の低減に対して効果的であることは明らかであり、低NO<sub>x</sub>化に最適な1次空気比 $\lambda_1$ は約1.0である。

すでに示したように、 $\lambda_1$ が1.0付近でのNO<sub>x</sub>発生量の低減には、下段でのNO<sub>x</sub>発生量が低下したことに加えて上段でNO<sub>x</sub>が還元されていることの両者が作用している。下段からのNO<sub>x</sub>発生量が低下した理由としては、上段の分散器のバッフリング効果によって下段の層内とフリーボード内の微粉濃度が増加すること、ならびにFig. 3・5に示すように下段のフリーボード温度が単段燃焼の場合より高くなったことなどが考えられる。これらの要因によって、たとえば微粉チャー<sup>28,29</sup>などによるNO<sub>x</sub>の還元反応が促進されたものと推測される。

先にも述べたように、NO<sub>x</sub>を還元する物質としてはチャーの他にNH<sub>3</sub>などの中間窒素化合物<sup>30-32</sup>が考えられ、上段でのNO<sub>x</sub>の還元反応にもこれらの物質が関与していると考えられる。一方、これらの物質は燃焼や酸化によってNO<sub>x</sub>を生成するので、上段でのNO<sub>x</sub>生成の窒素源にもなり得ると考えられる。したがって、上段においてもNO<sub>x</sub>

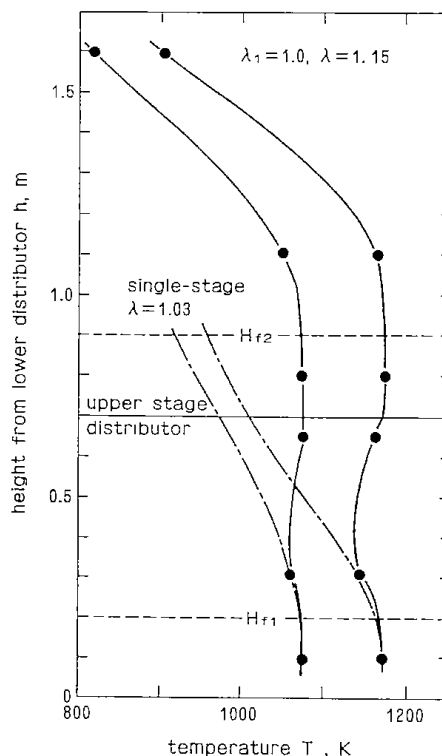


Fig. 3.5 Typical vertical temperature profiles.

の生成反応と還元反応が常に競合して起っているものと考えられ、Fig. 3・3 (b)に示した結果は、 $E_2$ を負の値にするために特に空気比の選択が重要であることを示している。

### 3・4・1・2 上段の媒体粒子の影響

Figs. 3・3 & 4では上段の媒体粒子に珪砂を用いた場合の結果を示した。Fig. 3・6には上段の粒子の効果を検討するために、上段を空塔にした場合、及び石灰石を充填した場合の $NO_x$ 発生量を珪砂の場合(実線)と比較して示す。上段が空塔の場合の実験( $\Delta$ 印)では上段の分散器を設置した状態で行い、石灰石を充填した場合( $\square$ 印)は流動層高 $H_{f2}$ を約0.2mとした。

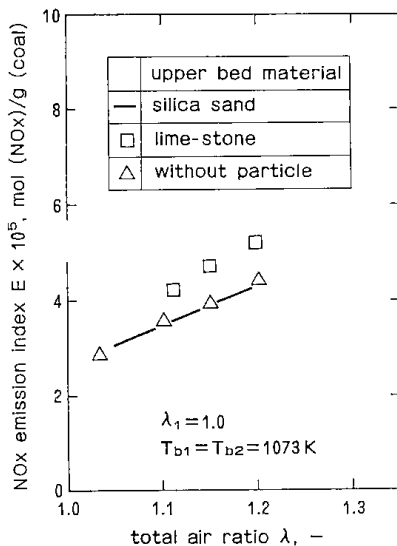


Fig. 3・6 The effect of upper bed material on  $NO_x$  emission.

上段に媒体粒子がある場合には、下段から流入した微粉チャーを一旦捕捉するので、上段での微粉チャーによる $NO_x$ 還元反応は空塔の場合よりも促進されると考えられる。それにもかかわらず、空塔の場合のEの値は珪砂を使った場合の値と等しくなり、石灰石ではこれらよりもEが大きくなった\*。この結果は上段の媒体粒子が $NO_x$ の還元反応と同時に生成反応をも促進し、特に後者は媒体粒子の種類によって異なることを示している。

Fig. 3・6に示した値は、石灰石投入から約20時間経過して $NO_x$ 発生量が定常値に達した時の値

\* 石灰石の場合の $NO_x$ 発生量は時間の経過とともに変化し、石灰石投入直後がもっとも多かった。

である。珪砂の場合にはこのような経時変化は認められなかった。

### 3・4・2 CO発生量

燃焼装置からのCO発生は燃焼効率だけでなく、大気汚染の面でも重要な問題である。2段流動層燃焼装置では、上段流動層がCO発生量の低減に対しても有効に作用すると考えられる。

まず、下段でのCO発生量に及ぼす上段分散器のバッフリング効果を検討するために、下段出口( $h=0.65m$ )のCO濃度を測定した。その結果を単段燃焼の結果(Fig. 2・6)と比較してFig. 3・7に示す。下段からのCO発生量は単段燃焼の場合よりもかなり多い。このことは、上段の分散器が下段からの微粉チャーの飛び出しを抑制し、結果として微粉チャーの不完全燃焼を促進することを示している。

一方、サイクロン出口でのCO濃度はFig. 3・8に示すように単段燃焼の場合より著しく少く、排ガス中の残余酸素濃度が2% ( $\lambda \approx 1.1$ )のとき0.05%(500ppm)以下である。図中のGibbsら<sup>33)</sup>及び鳥羽ら<sup>12)</sup>による単段燃焼の結果との比較からも2段流動層燃焼法のCO発生量低減に対する有効性は明らかである。

このようなCO発生量の低減効果は、上段流動

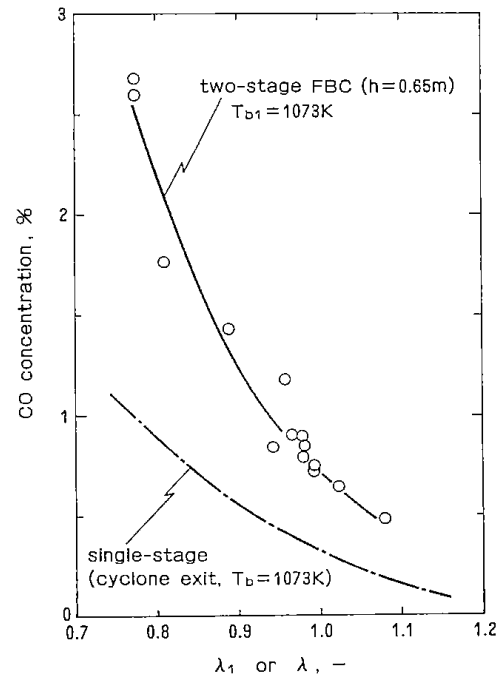


Fig. 3・7 Relation between carbon monoxide emission ( $h=0.65m$ ) and primary air ratio.



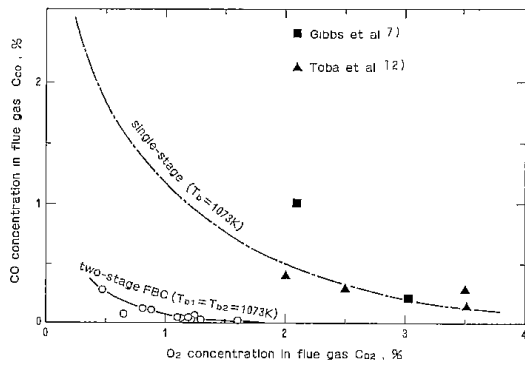


Fig. 3.8 Relation between CO concentration and residual O<sub>2</sub> concentration in flue gas.

層によって未燃ガスと2次空気の混合が改善されること、ならびに、後述するように上段流動層から飛び出す微粉中のカーボン濃度が低下するために上段フリーボードでのCO生成反応が抑制されること<sup>10)</sup>、などによってもたらされたものと考えられる。また、図は省略したがCH<sub>4</sub>とH<sub>2</sub>の発生量はCOよりも少く、本実験の場合、残余酸素濃度が1.5%以上ではガスクロマトグラフの検知限界以下であった。

### 3.4.3 燃焼効率

#### 3.4.3.1 微粉灰の飛び出し

微粉灰の飛び出し重量比率と下段の空塔速度  $u_{o1}$  の関係を Fig. 3.9 に、上段の空塔速度  $u_{o2}$  との関係を Fig. 3.10 に示す。 $u_{o2}$  の変化の幅は狭いが飛び出し重量比率と  $u_{o2}$  との相関関係は認め

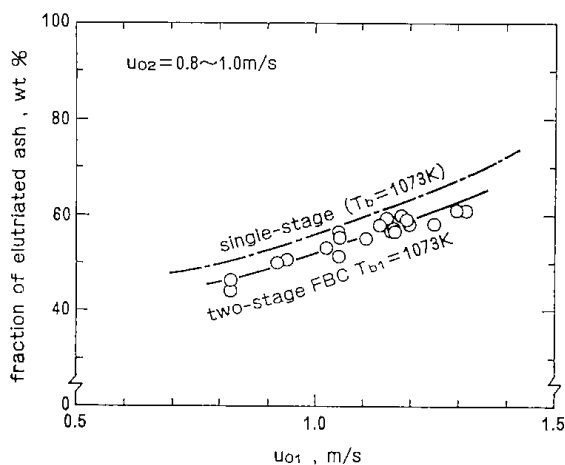


Fig. 3.9 Relation between superficial gas velocity in lower stage and the fraction of elutriated ash.

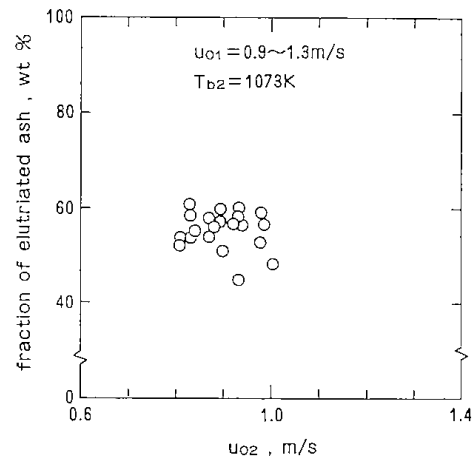


Fig. 3.10 Relation between superficial gas velocity in upper stage and the fraction of elutriated ash.

られない。これに対して  $u_{o1}$  との間には明らかな相関関係が認められる。この結果は、下段から上段への微粉灰の移動速度が微粉灰の飛び出しを律速する因子になっていることを示している。

また、Fig. 3.9 からわかるように、2段流動層燃焼による微粉の飛び出し量は、上段分散器が存在するにもかかわらず単段燃焼の場合とあまり変わらない。この結果は、単段燃焼の場合よりも下段フリーボードの温度 (Fig. 3.5) とCO濃度 (Fig. 3.7) が高くなったことによって、すでに実証されているように、上段の分散器による飛び出し量の抑制効果よりもむしろ、下段の微粉ホールドアップと滞留時間の増加に寄与していることを示唆している。さらに、このことを確認するために溢流灰の粒径分布を単段燃焼の場合と比較した結果を Fig. 3.11 に示す。 $u_{o1}$  と  $T_{b1}$  がそれぞれ単段燃焼の  $U_0$  と  $T_b$  に等しい場合でも溢流灰中

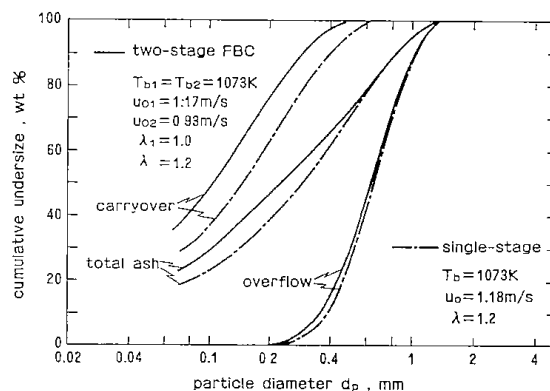


Fig. 3.11 Typical size distributions of carryover, overflow and total ash (sum of carryover and overflow).

の微粉の比率は2段流動層燃焼の方がわずかに高くなっている。また、飛び出し灰の粒径は2段流動層燃焼の場合の方が著しく小さくなっており、下段フリーボード部と上段での滞留時間の増加によって微粉灰の摩耗・粉化と微粉チャーの燃焼が進んだことは明らかである。

### 3.4.3.2 燃焼効率

第2章と同様に燃焼効率  $\eta$  を発熱量基準で定義する。Fig. 3.12 には  $\lambda_1=1.0$  で上段に媒体粒子として珪砂を使用した場合(曲線A)、上段に媒体粒子がない場合(曲線B)、そして単段燃焼の場合(曲線C)のそれぞれの  $\eta$  の変化を示す。曲線AとBの差は上段の粒子が  $\eta$  の向上に及ぼす効果を示し、BとCの差は上段分散器の効果を示している。このような上段分散器と上段の媒体粒子の作用によって、2段流動層燃焼による  $\eta$  は層温度が1,073Kで  $\lambda$  が1.1のとき約97%、 $\lambda$  が1.2のとき

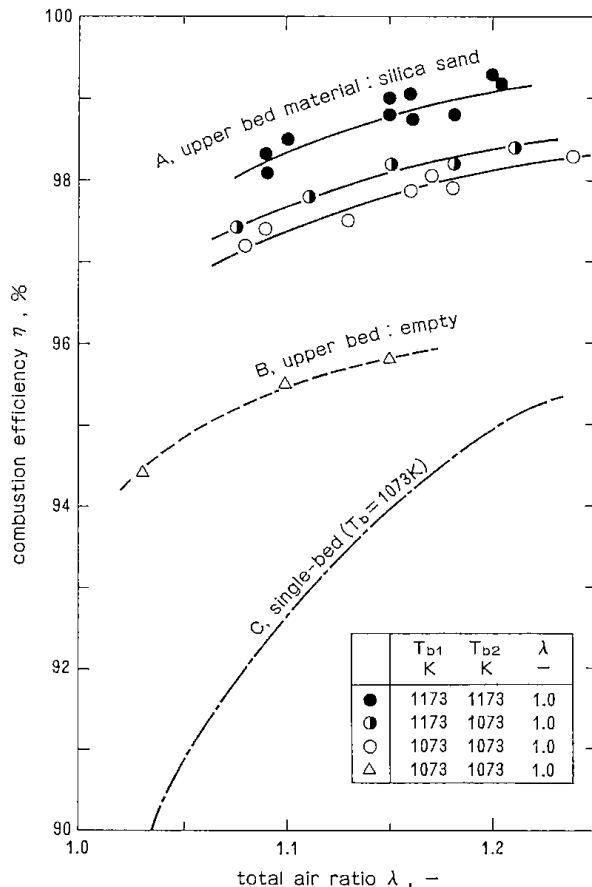


Fig. 3.12 Relation between total air ratio and combustion efficiency from different combustor setups: (A) two-bed; (B) single-bed plus upper distributor; and (C) single-stage.

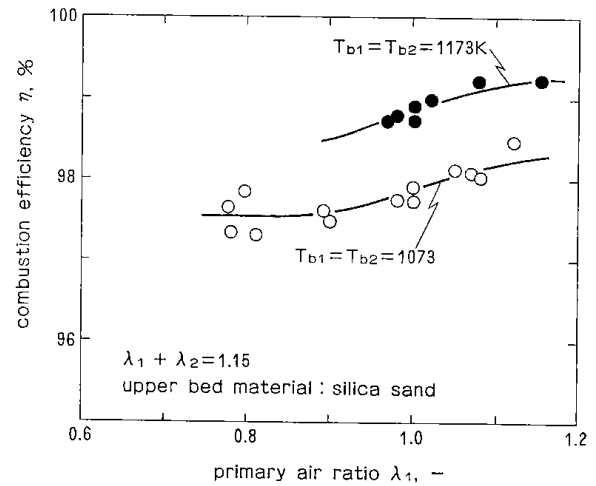


Fig. 3.13 Effect of primary air ratio on combustion efficiency at total air ratio of 1.15.

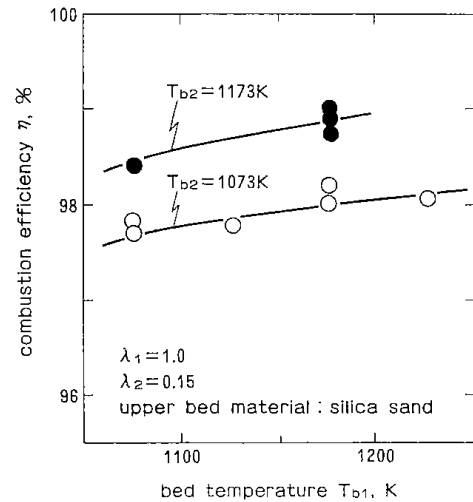


Fig. 3.14 Effects of bed temperatures of lower and upper stages on combustion efficiency at primary air ratio of 1.0 and total air ratio of 1.15.

約98%になり、単段燃焼の場合よりも3~4%高くなっている。上段と下段の層温度が1,173Kで  $\lambda$  が1.2の場合の  $\eta$  は99%に達する。また、 $\lambda \geq 1.1$  では2段流動層燃焼の方が、 $\eta$  の総空気比  $\lambda$  に対する依存性が小さくなる。

Fig. 3.13 には総空気比  $\lambda$  を一定 ( $\lambda=1.15$ ) とし、 $\eta$  に及ぼす1次空気比  $\lambda_1$  の影響を検討した結果を示す。 $\lambda_1 > 0.9$  の条件では  $\lambda_1$  の増加にもなって  $\eta$  は高くなるが、その影響は小さい。下段と上段の層温度  $T_{b1}$  と  $T_{b2}$  の  $\eta$  に及ぼす影響を Fig. 3.14 に示す。 $T_{b1}$  の  $\eta$  に対する効果は小

さいが、 $T_{b2}$ が1,073Kと1,173Kの場合の $\eta$ には約1%の差が認められる。

Fig. 3・8で示したように、 $\lambda \geq 1.1$ ではCOなどの未燃ガスによる損失は層温度によらずほとんど認められない。また、溢流灰中の未燃分濃度は上段の燃焼条件には依存しない。したがって、 $T_{b2}$ の上昇による $\eta$ の向上は、上段での燃焼が促進されて飛び出し灰中の未燃分濃度が低下したことに寄因している。Fig. 3・15には飛び出し灰中の未燃分濃度 $C_c$ と層温度ならびに $\lambda$ との関係を示す。

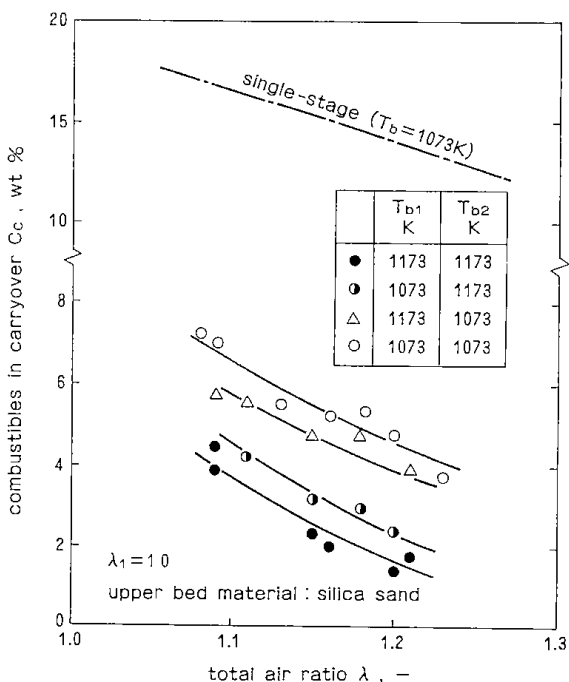


Fig. 3・15 The effects of air ratio and bed temperature on combustibles content in carryover.

$T_{b2}$ が1,073Kと1,173Kの場合の $C_c$ には明らかな差が認められる。また、2段流動層熱焼の場合の $C_c$ は単段燃焼の場合より著しく低く、上段流動層がCBC (Carbon Burn-up Cell)と同様の役割を果たしていることが明らかである。

3・4・3・3 上段での燃焼率

以上の結果、燃焼に対する上段の寄与が明らかになった。したがって、2段流動層方式によるボイラーでは上段流動層内でも熱交換が必要になる。そこで、上段で必要な熱交換量を予測するために、以下に示す方法により上段での発熱量基準の燃焼割合 $\eta_2$ を計算した。

まず、 $\eta_2$ を次のように定義する。

$$\eta_2 = 100q_2 / (q_1 + q_2) = 100q_2 / \eta \cdot H_1 \cdot F_c, \% \quad (3-3)$$

上段での燃焼による発熱量 $q_2$ は上段の入口( $h=0.65m$ )とサイクロン出口における $O_2$ 、 $CO$ 、 $CH_4$ ならびに $H_2$ 濃度の測定値を用いて次のようにして算出する。

(i)上段での $CO$ 、 $CH_4$ 及び $H_2$ の消失量を求め、これらが完全燃焼したときの発熱量と $O_2$ の消費量を計算する。

(ii)上段で消費された $O_2$ 量のうち、(i)のガス燃焼によるもの以外はすべてカーボン(微粉チャー)によって消費されたものと考え、この $O_2$ 量から微粉チャーの燃焼による発熱量を計算する。したがって、 $q_2$ は(i)で算出されるガスの燃焼による発熱量と(ii)で算出される微粉チャーの燃焼による発熱量の和になる。

総空気比 $\lambda$ が約1.15の場合の $\eta_2$ と1次空気比 $\lambda_1$ の関係をFig. 3・16に示す。 $\eta_2$ は $\lambda_1$ の増加とともに低下するが、 $\lambda_1$ が1.0の場合でも約10%になる。

3・4・4 脱硫率

本研究で提案した2段流動燃焼装置において、上段または下段の流動層に脱硫剤を供給することによって、燃焼と同時に脱硫を行うことができる。

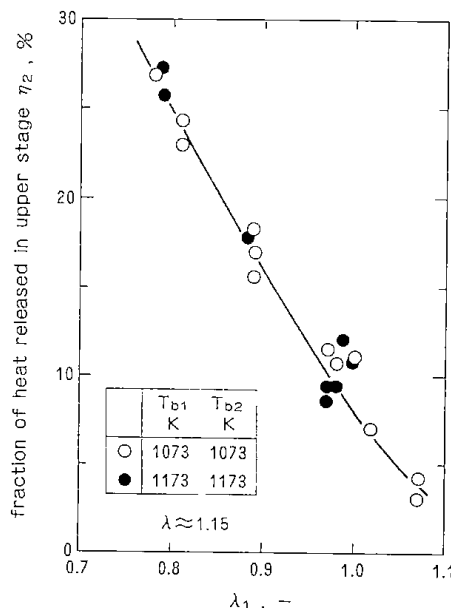


Fig. 3・16 Relation between the fraction of heat released in upper stage and primary air ratio.

先節3・2で述べたように、脱硫効果を向上させ、廃脱硫剤の再生循環を効果的に行うためには、上段流動層を脱硫剤で形成する方法がより適当である。しかしながら、2段流動燃焼における脱硫特性に関する研究はまだ報告されていない。そこで本節では、上段に脱硫剤を供給した場合の2段流動燃焼装置の脱硫特性を調べるための脱硫試験を行い、その結果と先章2・2に示した単段流動燃焼装置による試験結果とを比較検討した。

### 3・4・4・1 実験装置、試料および実験方法

#### 1) 実験装置

実験装置の概要を Fig. 3・17 に示す。流動層はいずれも耐熱ステンレス鋼製で、下段流動層の内径は0.108mで高さは1.6mであり、上段流動層の内径は0.153mで高さは1.0mである。下段の分散板は、厚さ1.8mmのステンレス鋼板に径1.5mmの孔をピッチ1.55cmの正三角形配列で開口比1.7%にあけた多孔板である。上段の分散板は、厚さ1.8mmのステンレス鋼板に径6mmの孔を13個あけ、その上に内径10mmのキャップをかぶせたバブルキャップ型のものである。石灰石と石灰石(脱硫剤)の供給は、それぞれ分散器から5cmの高さに設置したスクリーフィーダーによって行った。石灰石と廃石灰石の排出は、それぞれ分散器から30cmと20cmの高さに設置した溢流管により行った。2次空

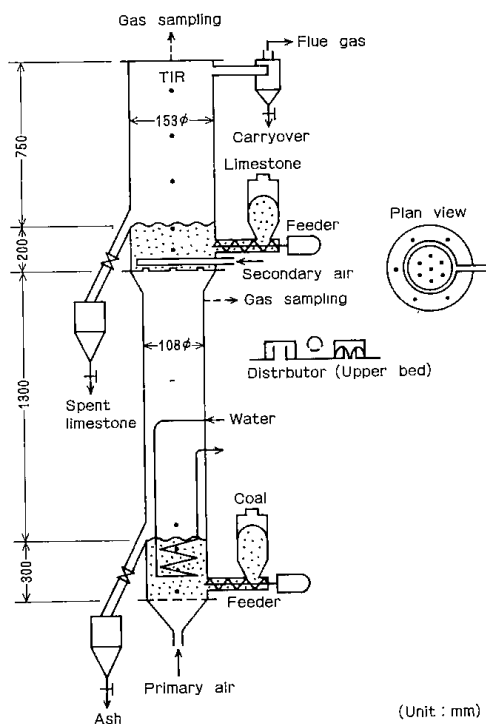


Fig. 3・17 Experimental apparatus.

気の供給は、上段の分散板の直上に円形のパイプから下向き45度の角度で吹き込んで行った。また、流動層の保温加熱のために外壁に電気ヒーターを巻き、その外側を石英ウールで覆った。

ガス分析用のサンプリング口を、下段の分散板から0.15m、上段の分散板から1.0mの位置に設置した。流動層内の温度測定のために、熱電対を上下段にそれぞれ5本ずつ挿入した。また、下段流動層内には、温度調節のために内径0.6cmの水冷却管コイルを挿入した。

#### 2) 試料

実験用試料炭として、三池炭を粒径2mm以下に粉碎して使用した。その分析値を Table 3・2 に、粒径分布を Fig. 3・18 に示す。脱硫剤としては、富良野産の石灰石を粉碎し、粒径0.1~2mmに調整したものを使用し、上段流動層の流動化粒子とした。その分析値を Table 3・3 に、粒径分布を Fig. 3・19 に示す。また、下段流動層の流動化粒子としては鋳物用4号硅砂を使用した。

#### 3) 実験方法

流動層の外壁に設置したヒーターにより、下段の層内温度が約450℃になるまで加熱し、その後石灰石を供給して着火させる。着火後、ヒーターへの通電を止め、層内温度が所定の温度になるように冷却管コイルへの通水量を調節し、定常状態にした。上段流動層への2次空気は、約200℃まで電気ヒーターにより予熱して供給し、上段流動層内の温度は、外壁に設置したヒーターにより所定温度に保った。石灰石の供給は、上段が所定の温度になった後に行い、定常状態にした。

ガス分析用の試料ガスを、ガスサンプリング口から一定時間毎に採取し、ガスクロマトグラフを用いて $H_2$ 、 $O_2$ 、 $N_2$ 、 $CH_4$ 、 $CO$ 、 $CO_2$ の分析を行った。また、 $NO_x$ と $SO_x$ の分析は、非分散型の赤

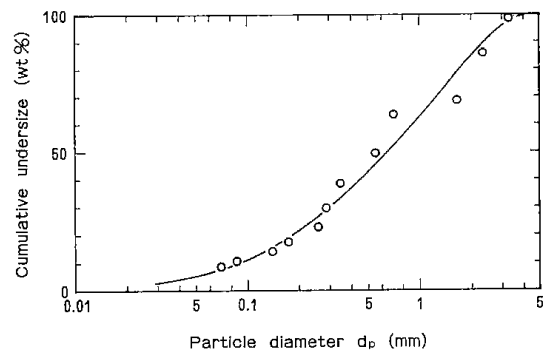


Fig. 3・18 Size distribution of sample coal.

外線吸収法による分析計を用いて連続的に行った。

実験条件としては、1次空気比を0.7~0.9、全空気比を0.9~1.2、下段流動層の層内温度を850℃、上段の層内温度を800℃とした。脱硫剤の供給は、Ca/Sモル比が1.5~23になるように調整した。

Table 3·2 Analyses of feed coal.

Miike Coal	
Proximate analysis (wt%)	
Moisture	1.32
Volatile matter	37.08
Fixed carbon	38.12
Ash	23.48
High heating value 6170 kcal/kg	
Ultimate analysis (daf, wt%)	
C	76.5
H	5.9
O	13.4
N	1.2
S	3.0

Table 3·3 Analysis of limestone.

Limestone from Furano, Hokkaido	
Proximate analysis (wt%)	
CaO	55.4
SiO <sub>2</sub>	0.30
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.08
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.02
MgO	0.20
Ig-loss	43.6

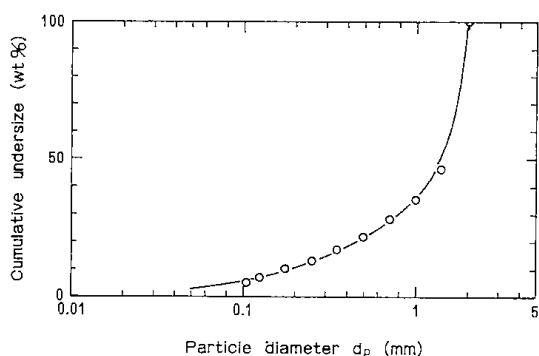


Fig. 3·19 Size distribution of sample limestone.

### 3·4·4·2 実験結果と考察

本実験の結果を、まとめてTable 3·4に示す。脱硫率  $\eta_s$  は、石炭中の硫黄分  $C_s$  (total S) と脱硫後の排ガスのSO<sub>2</sub>濃度  $C_{so_2}$  (ppm) から、次式により求めた。

$$\eta_s = \frac{S_{in} - S_{out}}{S_{in}} \times 100 \quad [\%] \dots \dots (3-4)$$

$$S_{in} = \frac{F_c C_s}{M_s} \times 10^3 \quad [\text{mol/h}] \dots \dots (3-5)$$

$$S_{out} = \frac{Q_f C_{so_2}}{22.4} \times 10^{-3} \quad [\text{mol/h}] \dots \dots (3-6)$$

ここで、 $F_c$  は石炭の供給量 [kg/h]、 $M_s$  は硫黄の原子量、 $Q_f$  は燃燃排ガス量 [Nm<sup>3</sup>/h]である。

脱硫温度すなわち上段流動層の層内温度が800℃の場合について、Ca/Sモル比と脱硫率との関係をFig. 3·20に示す。Ca/Sモル比が4以上では、約80%の脱硫率が得られており、燃焼温度800℃における単段流動燃焼の場合に比べて向上している。このことから、脱硫温度を850℃にすれば、よ

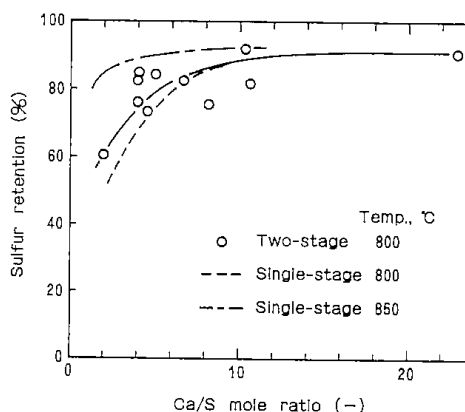


Fig. 3·20 Effect of Ca/S mole ratio on sulfur retention.

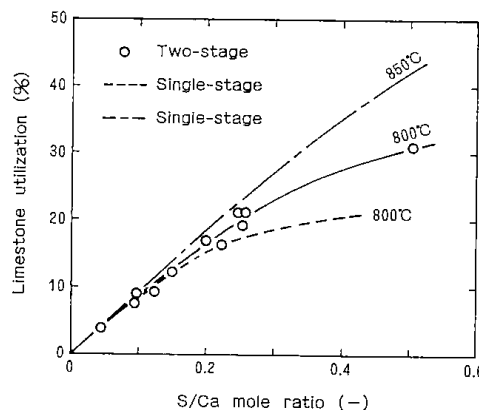


Fig. 3·21 Effect of S/Ca mole ratio on limestone utilization.

Table 3-4 Experimental results.

Run number		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
Bed temperature													
	Lower bed	℃	860	880	850	850	850	840	850	850	820	860	880
	Upper bed	℃	790	800	810	810	800	800	800	800	810	800	780
Coal feed rate		kg/h	1.46	1.40	1.39	1.40	1.22	1.38	1.62	1.22	1.40	1.10	1.20
Air flow rate													
	Lower bed	Nm <sup>3</sup> /h	6.71	6.71	6.71	6.43	6.71	6.71	6.80	6.83	6.71	6.71	6.71
	Upper bed	Nm <sup>3</sup> /h	2.35	2.01	2.24	2.24	2.12	2.05	2.46	2.46	2.12	1.90	2.01
	Total	Nm <sup>3</sup> /h	9.06	8.72	8.95	8.67	8.83	8.76	9.26	9.29	8.83	8.61	8.72
Air ratio			1.02	1.02	1.11	1.02	1.19	1.04	0.94	1.24	1.04	1.18	1.20
Limestone feed rate		kg/h	0.21	0.40	0.40	0.41	0.40	0.50	0.79	0.72	1.05	0.85	2.00
Ca/S mole ratio			1.98	3.93	3.96	4.03	4.51	4.99	6.71	8.13	10.33	10.65	22.95
Analysis of flue gas													
	H <sub>2</sub>	%	0.8	0.2	—	—	—	0.1	0.1	0.6	0.7	—	0.9
	O <sub>2</sub>	%	3.4	0.6	3.4	5.8	4.2	2.5	1.7	3.1	2.4	3.1	1.6
	N <sub>2</sub>	%	77.4	79.1	79.1	81.6	80.6	80.3	80.5	76.7	77.1	80.7	78.1
	CH <sub>4</sub>	%	1.2	0.1	—	—	—	—	0.1	1.3	1.4	—	1.2
	CO	%	2.5	1.0	0.1	—	0.1	0.2	0.3	2.2	1.8	—	2.6
	CO <sub>2</sub>	%	14.7	19.0	17.4	12.6	15.1	17.0	17.4	16.1	16.6	16.2	15.6
	NOx	ppm	150	—	180	300	300	200	—	240	220	100	200
	SO <sub>2</sub>	ppm	1000	450	600	400	600	400	500	500	200	380	200
Flow rate of dry flue gas		Nm <sup>3</sup> /h	9.23	8.69	8.92	8.38	8.64	8.60	9.07	9.55	9.03	8.41	8.80
Emission of SO <sub>2</sub>		mol/h	0.412	0.175	0.239	0.150	0.231	0.154	0.202	0.213	0.081	0.143	0.079
Sulfur retention			0.606	0.826	0.760	0.851	0.736	0.844	0.826	0.757	0.919	0.819	0.908
Limestone utilization			0.307	0.210	0.192	0.211	0.163	0.169	0.123	0.093	0.089	0.077	0.040

り高い脱硫率が期待できよう。

石灰石の利用率  $f_s$  を次式によって求め、その結果と S/Caモル比との関係を Fig. 3-21 に示す。

$$f_s = \frac{\eta_s}{(Ca/S)} \quad \dots\dots\dots (3-7)$$

温度 800℃ における 2 段流動層燃焼法による石灰石の利用率は、単段の場合よりも向上していることが解る。また、S/Caモル比による利用率  $f_s$  の変化が、両者の場合について同様な傾向を示していることから、脱硫温度 850℃ の 2 段流動層燃焼における石灰石の利用率はより向上するものと考えられる。

本実験における NOx の排出濃度は、Table 3-4 に示したように、100 ~ 300 ppm であり、単段流動層燃焼の場合に比べて低減されている。このことから、上段流動層の流動化粒子として石灰石を使用する 2 段流動層燃焼法によって、脱硫と同時に低 NOx 化を実現できることが解った。

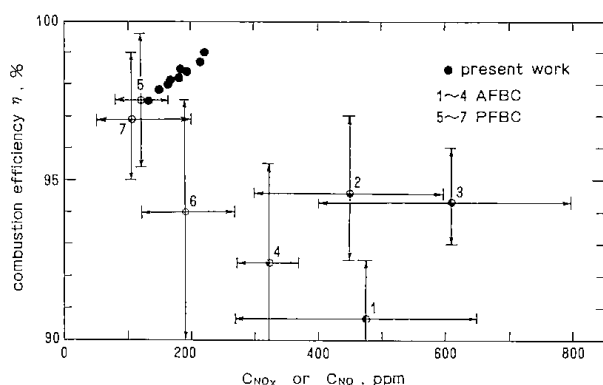
### 3-4-5 2 段流動層燃焼法の評価

本章で提案した 2 段流動層燃焼法は主に、(a) NOx 発生量を低減すること、(b) CO などの未燃ガスの発生を抑制し、同時に飛び出しによる未燃損失を低減して燃焼効率を改善すること、ならびに、(c) 燃焼灰と脱硫剤を分離して排出し脱硫操作を効率的に行うこと、などの特長を期待した燃焼方式である。本実験結果から、(a) 及び(b) に関しては予期したようにすぐれた効果を示すことが確認された。さらに、(c) に関しては、粗粒の燃焼灰と脱硫剤の分離排出が可能になるだけでなく、単段燃焼方式に比べて、脱硫効率も石灰石の利用率が向上することがわかった。

Fig. 3-22 には石炭の流動層燃焼によって NOx 発生量と燃焼効率を同時に測定した既往の結果<sup>9,34~38)</sup>と本実験結果を比較して示す。Table 3-5 にはそれぞれの実験条件をまとめて示す。No.1 ~ 4 は常圧の単段燃焼法(AFBC)による結果であり、No.5 ~ 7 は加圧流動層燃焼(PFBC)による結果である。PFBCの方が燃焼効率は高く、NOx 発生量は少いが、2 段流動層燃焼による燃焼効率と NOx 発

Table 3.5 NO<sub>x</sub> emission and combustion efficiency data (see Fig. 3.17).

No.	Investigators	Bed size m	Pressure MP <sub>a</sub>	Bed temp. K	Gas veloc. m/s	Air ratio —	N content in coal, %
1	Gibbs et al. <sup>34)</sup>	0.3×0.3	0.1	973~1113	0.9	1.0~1.3	1.5
2	Roberts et al. <sup>36)</sup>	1.6×0.6	0.1	1073~1223		1.15~1.3	1.0~1.5
3	Jonke et al. <sup>9)</sup>	0.15 ID	0.1	1063~1223	1.05~2.2		1.2~1.5
4	Hirama et al. <sup>35)</sup>	0.11 ID	0.1	973~1223	0.80~1.4	1.0~1.3	0.8
5	Roberts et al. <sup>36)</sup>	1.2×0.6	0.35~0.6	1073~1223		1.05~1.25	1.0~1.5
6	Vogel et al. <sup>38)</sup>	0.15 ID	0.8	1063~1173	0.60~1.5	1.15	1.5
7	Nutkis <sup>37)</sup>	0.11, 0.32 ID	0.9~0.95	953~1253	1.0~3.0	1.05~2.1	1.2~1.5
●	Present work	0.11 ID	0.1	1073~1173	1.0~1.2	1.1~1.2	0.8

Fig. 3.22 NO<sub>x</sub> emission and combustion efficiency; a comparison of the present data with the data from previous works (see also Table 3.5).

生量はPFBCとほぼ同等であり、単段のAFBCよりもかなりよい結果が得られている。

一方、館林ら<sup>14)</sup>は常圧の単段流動層を用いた2段燃焼方式によるNO<sub>x</sub>の低減法をパイロットプラント規模の装置を使って詳細に検討し、2次空気の吹き込み位置とフリーボード高さを高くすることによって100ppm以下への低減も可能であると報告している。したがって、NO<sub>x</sub>の低減に限って考えた場合には2段流動層燃焼法が最良の方式とはいえないが、低NO<sub>x</sub>化、燃焼効率の改善ならびに脱硫操作の効率化を同時に成し得る常圧燃焼方式としての優位性は明らかである。

本研究では、NO<sub>x</sub>とCO発生量ならびに燃焼効率に及ぼす空気比と層温度の影響を、それぞれ独立して検討した。すでに述べたように、たとえばCO発生量は空気比の増加とともに減少するが、反対にNO<sub>x</sub>発生量は増加する。したがって、操作条件の決定はNO<sub>x</sub>、CO、燃焼効率などへの影響を総合的に考慮した上でなされなければならない。

まず、総空気比 $\lambda$ が低下すると燃焼効率も低下するが、その影響は小さい(Fig. 3.12)。また、NO<sub>x</sub>とCOの発生量も $\lambda$ に依存する(Figs. 3.4 & 8)が、CO発生量は単段燃焼の場合に比べて著しく少い。したがって、2段流動層燃焼法では単段燃焼法の場合よりも低い、 $\lambda=1.0\sim 1.15$ 程度の低空気過剰率での操作が可能である。 $\lambda$ の低下はNO<sub>x</sub>の低減だけではなく、プラント全体の効率向上に寄与することは明らかである。1次空気比 $\lambda_1$ の値は燃焼効率(Fig. 3.13)にもCO発生量にもあまり影響しないので、NO<sub>x</sub>の低減にとっての最適値(Fig. 3.3)、すなわち1.0とすべきである。

NO<sub>x</sub>発生量は $T_{b1}$ 及び $T_{b2}$ に依存し、温度が低いほど少くなる(Figs. 3.3&4)。他方、燃焼効率は特に $T_{b2}$ が高いほど高くなる(Fig. 3.14)。したがって、NO<sub>x</sub>と燃焼効率の両方を考慮した場合、本実験範囲では、 $T_{b1}$ が1,070K、 $T_{b2}$ が1,170K程度が望ましいといえるが、脱硫を要する場合には脱硫反応の最適条件を考慮して $T_{b2}$ を決定する必要がある。

上段の媒体粒子が飛び出しによる未燃損失とCO発生量を低減することは明らかであるが、粒子によっては上段でのNO<sub>x</sub>生成反応を促進する(Fig. 3.6)。また、上段でのNO<sub>x</sub>生成反応は上段に流入する未燃の微粉チャーや中間窒素化合物の濃度に依存し、これらの濃度は温度と空気比だけでなく、下段のフリーボード高さにも依存すると考えられる。したがって、下段のフリーボード高さの設計と上段の媒体粒子の選択は低NO<sub>x</sub>化にとって重要である。これらに関しては次章で検討する。

### 3.5 まとめ

NO<sub>x</sub>とCO発生量の低減、燃焼効率の向上、脱

硫操作の効率化などの同時実現をめざした2段流動層型の新しい燃焼方式を提案し、内径約0.1mの装置によってその特性を検討した。得られた結論は次の通りである。

- (1) NO<sub>x</sub>発生量は1次空気比が1.0付近で最少になり、上段と下段の層温度が1,073Kで上段の媒体粒子が珪砂のNO<sub>x</sub>発生量は総空気比が1.1~1.2のとき120~150ppmであった。この場合の単段燃焼に対するNO<sub>x</sub>低減率は約50%である。単段燃焼と比較した場合のこのようなNO<sub>x</sub>低減効果は、下段のフリーボード部と上段でのNO<sub>x</sub>還元反応が促進されたことによるものである。
- (2) COの発生量も上段の流動層によって著しく低減され、残余酸素濃度が2%の場合でも500ppm以下になった。このように2段流動層燃焼では未燃ガスの排出量が著しく低減されるので、低過剰空気率での燃焼が可能になる。
- (3) 1次空気比が1.0のときの燃焼効率は、層温度が1,073Kで総空気比が1.1~1.2の場合、97~98%であり、単段燃焼の場合よりも3~4%向上した。1,173Kの場合には99%にも達することがわかった。このように燃焼効率が向上するのは、上段の媒体粒子とガス分散器の両方の飛び出し妨害作用によって微粉の炉内滞在時間が長くなるからである。
- (4) 飛び出し灰の粒径は単段燃焼の場合よりも小さくなり、また、2段流動層燃焼装置からの微粉の飛び出し速度は下段から上段への微粉の移動速度によって律速されることがわかった。  
さらに、2段流動層方式による脱硫特性を石灰石を用いて調べ、前章で述べた単段流動層方式による結果と比較した。その結果、以下のような知見が得られた。
  - (1) 2段流動層燃焼方式による脱硫率と石灰石の利用率は、石炭と石灰石を同じ流動層に供給する単段流動層方式に比べていずれも高い値が得られた。
  - (2) 温度800℃、Ca/Sモル比が4以上で約80%の脱硫率が得られた。  
以上の結果から、ここで提案した2段流動層燃焼装置は、NO<sub>x</sub>とCO発生量の低減ならびに脱硫効率と燃焼効率の向上を同時に実現できる新しい燃焼方式であり、NO<sub>x</sub>発生量と燃焼効率は加圧型の流動層燃焼法と同程度であることがわかった。2段流動層燃焼装置の上段流動層はCBCと同様

の機能を待つので、この燃焼装置は微粉含率が高い石炭にも適していると考えられる。

## 記 号

Ca/S	= molar ratio of Ca to S, -
C <sub>c</sub>	= combustibles content in ash, wt %
C <sub>co</sub>	= CO concentration in flue gas, %
C <sub>nox</sub>	= NO <sub>x</sub> concentration in flue gas, ppm
C <sub>o2</sub>	= O <sub>2</sub> concentration in flue gas, %
C <sub>s</sub>	= sulfur content in coal, -
C <sub>so2</sub>	= SO <sub>2</sub> concentration in flue gas, ppm
d <sub>p</sub>	= particle diameter, mm or m
E	= NO <sub>x</sub> emission index, mol/g
E <sub>1</sub>	= emission index for lower stage, mol/g
E <sub>2</sub>	= emission index for upper stage, mol/g
F <sub>c</sub>	= coal feed rate, kg/h
f <sub>s</sub>	= utilization of limestone, -
h	= height from (lower) distributor, m
H <sub>f</sub>	= fluidized bed height, m
H <sub>f1</sub>	= fluidized bed height of lower stage, m
H <sub>f2</sub>	= fluidized bed height of upper stage, m
H <sub>n</sub>	= high heating value, kJ/kg
H <sub>l</sub>	= low heating value, kJ/kg
H <sub>mf</sub>	= bed height at incipient fluidization, m
H <sub>s</sub>	= static bed height, m or mm
M <sub>s</sub>	= molecular weight of sulfur, kg/mol
q <sub>1</sub>	= heat generation rate in lower stage, kJ/h
q <sub>2</sub>	= heat generation rate in upper stage, kJ/h
Q <sub>a</sub>	= air feed rate, Nm <sup>3</sup> /h
Q <sub>f</sub>	= flow rate of flue gas, Nm <sup>3</sup> /h
S <sub>in</sub>	= charging rate of sulfur, mol/h
S <sub>out</sub>	= discharging rate of sulfur, mol/h
t	= time, s or min
T	= temperature, K
T <sub>b</sub>	= bed temperature, K or °C
T <sub>b1</sub>	= bed temperature of lower stage, K
T <sub>b2</sub>	= bed temperature of upper stage, K
T <sub>r</sub>	= room temperature, K
u <sub>o</sub>	= superficial gas velocity at T = T <sub>b</sub> , m/s
u <sub>o1</sub>	= superficial gas velocity of lower stage, m/s
u <sub>o2</sub>	= superficial gas velocity of upper stage, m/s
u <sub>mf</sub>	= superficial gas velocity at incipient fluidization (T = T <sub>r</sub> ), m/s



- $\eta$  = combustion efficiency (heat available), %
- $\eta_2$  = fraction of heat released in upper stage, %
- $\eta_s$  = sulfur removal, %
- $\lambda$  = stoichiometric air ratio (total air ratio), -
- $\lambda_1$  = primary air ratio, -
- $\lambda_2$  = secondary air ratio, -

### 参考文献

- 1) Hirama, T., M. Tomita, T. Adachi and M. Horio; Environmental Science & Technology, **14**, 960(1980)
- 2) Tomita, M., T. Hirama, T. Adachi and M. Horio; Proceedings of the 6th Intn. Conf. on FBC, Atlanta, USA (Apr., 1980)
- 3) 山口, 富田, 平間, 安達; 化学工学, **42**, 673 (1978)
- 4) 安達, 平間, 富田, 山口; 日本国特許(特願昭第 54-038171号)
- 5) 中林, 清水, 織本; 石炭利用発電プラント技術総合資料集, フジテクノシステム, 1980, p. 76
- 6) Furusawa, T., Honda, T., Y. Takano and, D. Kunii; J. Chem. Eng., Japan, **11**, 377(1978)
- 7) Gibbs, B.M., J.F. Pereira and J.M. Beér; Proceedings of 16th Sym. on Combustion, 1976, p. 461
- 8) Hammons, G.A. and A. Skopp; ASME Paper 71-WA/APC-3, 1972
- 9) Jonke, A. A., G. J. Vogel, E. L. Carls, D. Ramaswami, L. Anastasia, R. Jarry and M. Haas; AIChE, Smy. Ser., No. 126, **68**, 241 (1972)
- 10) Sakamoto, K. and H. Terada; Proc. of the 5th Intn. Conf. on FBC, Washington D.C., USA, 1977
- 11) 寺田; 石炭技術研究所. 石炭利用技術研究発表会講演集, p. 82(1980, 東京)
- 12) 鳥羽, 荻須, 河村; 燃協誌, **56**, 657(1977)
- 13) 塩見, 館林, 矢野, 高島, 伊東, 岡田, 藤堂; 川崎技報, No. 68, 1978
- 14) 館林; 石炭技術研究所. 石炭利用技術研究発表会講演集, p. 52, (1979, 東京)
- 15) 千葉, 堀尾, 古沢, 森; 化学工学, **42**, 652(1978)
- 16) 古沢, 森; 燃協誌, **58**, 399(1979)
- 17) Hoke, R. C., L. A. Ruth and H. Shaw; Combustion, 1975. p. 6
- 18) 塩見, 館林, 矢野, 高島, 伊東, 岡田, 藤堂; 川崎技報, No. 71, 1979
- 19) Tatebayashi, J., Y. Okaba, K. Yano and S. Ikeda; Proc. of the 6th Intn. Conf. on FBC, Atlanta, USA, (Apr. 1980)
- 20) Beér, J.M., A.F. Sarofim, S.S. Sandhu, M. Andrei, D. Bachovchin, L.K. Chan, T.Z. Chaung and P.K. Sharma "NO<sub>x</sub> emission from FBC", MIT, 1979
- 21) 佐々木, 田尾田, 山下, 桶戸, 竹村; 化学工学協会第42年会要旨集, G-302(1977)
- 22) Taylor, T. E., "Fluidization" Ed. by J. F. Davidson and D.L. Keairns, Cambridge Univ. Press, 1978, p. 258
- 23) Erlich, S.; Instn. Fuel Sym. Ser., No. 1. Fluidized Combustion, C-4 (1975)
- 24) 藤原, 寺田, 坂本; 石炭技術研究所, 石炭利用技術研究発表会講演集, p. 24(1979, 東京)
- 25) Horio, M., S. Mori and I. Muchi; Proc. of the 5th Intn. Conf. on FBC., Washington D.C. USA, 1977
- 26) 辻; 石炭技術研究所. 石炭利用技術研究発表会講演集, p. 41(1978, 東京)
- 27) 本間, 三井, 武田; 化学工学協会第41年会要旨集, F-101(1976)
- 28) Beér, J.M., A.F. Sarofim and P.K. Sharma, T.Z. Chaung and S.S. Sandhu; "Fluidization". Ed. by J.R. Grace and J. M. Matsen, Plenum Press, 1980, p. 185
- 29) 古沢, 国井, 小熊, 山田; 化学工学論文集, **4**, 562(1978)
- 30) De Soete, G. G.; 16th Intn. Sym. on Combustion, Pittsburg, USA, 1093(1975)
- 31) 山畑, 高橋, 板谷; 燃協誌, **57**, 412(1978)
- 32) Lange, L.; AIChE, Sym. Ser., No. 130, **70**, 179(1977)
- 33) Gibbs, B.M., J.F. Pereira and A.B. Hedley; "Fluidization", Ed. by J.F. Davidson and D.L. Keairns, Cambridge Univ. Press, 1978, p. 235
- 34) Gibbs, B.M., J.F. Pereira and J.M. Beér; Instn. Fuel Sym. Ser., No. 1, Fluidized Combustion, D-6(1975)

- 35) Hiram, T., M. Tomita, T. Adachi, H. Yamaguchi and M. Horio; Environmental Science & Technology, **14**, 955(1980)
- 36) Roberts, A.R., J.E. Stanton, D.M. Wilkins, B. Beacham and H.R. Hoy; Inst. Fuel Sym. Ser., No.1, Fluidized Combustion, D-4 (1975)
- 37) Nutkis, M.S.; "Fluidization", Ed. by J.F. Davidson and D. L. Keairns, Cambridge Univ. Press, 1978, p. 252
- 38) Vogel, G.J., W.M. Swift, J.C. Montagna, J.F. Lenc and A.A. Jonke; Inst. Fuel Symp. Ser., No.1, D-3(1975)

## 第4章 2段流動層燃焼におけるNO<sub>x</sub>の生成と還元<sup>1,2)</sup>

### 4・1 はじめに

流動層燃焼装置からのNO<sub>x</sub>発生量の低減方法に2段燃焼法があり、2段燃焼法は単段流動層のフリーボード部に2次空気を吹き込む方法と前章で述べたように2段流動層を形成し、その上段に2次空気を吹き込む方法<sup>3,4)</sup>に大別される。すでに第3章で述べたように、2段燃焼法では1次燃焼部でのNO<sub>x</sub>発生量は1次空気比の低下とともに減少するが、反対に2次燃焼部でのNO<sub>x</sub>発生量が増加するので、1次空気量と2次空気量の最適な分配比が存在する<sup>4~6)</sup>。

このようなNO<sub>x</sub>発生量の空気比に対する依存性から、2段燃焼法では燃料中の窒素からNO<sub>x</sub>への転換は、次のように進んでいると推察される。すなわち、1次燃焼部が酸素不足状態になると、NO<sub>x</sub>とともに中間窒素化合物も発生し、後者は空気比が低下すると増加する。この中間窒素化合物と未燃チャー中の窒素が2次空気によって酸化されて新たにNO<sub>x</sub>を生成する。

したがって、2段燃焼法によってNO<sub>x</sub>発生量を低減するためにはNO<sub>x</sub>だけでなく、中間窒素化合物の挙動を把握し、これを合理的に制御することが重要と考えられる。そこで本章では、流動層燃焼の温度域で発生する中間窒素化合物中の主な成分であると考えられるNH<sub>3</sub><sup>6,7)</sup>の発生量を測定するとともに、NO<sub>x</sub>の生成と還元におよぼすNH<sub>3</sub>の影響を検討する。まず、本章第2節では2段流動層燃焼装置におけるNO<sub>x</sub>とNH<sub>3</sub>の発生量とその軸方向分布を測定する。さらに、燃焼炉内にNH<sub>3</sub>を吹き込んでNH<sub>3</sub>によるNO<sub>x</sub>の生成及び還元反応について検討する。第3節では石英製の小型反応管を使って、NH<sub>3</sub>とNO<sub>x</sub>の反応におよぼす共存ガスと接触粒子の影響を検討する。第4節では、これらの結果にもとづいて2段流動層燃焼法による合理的な低NO<sub>x</sub>化法の考察を行う。

### 4・2 2段流動層燃焼におけるNO<sub>x</sub>とNH<sub>3</sub>の挙動

#### 4・2・1 実験

##### 4・2・1・1 装置および方法

実験装置の概略をFig. 4・1に示す。燃焼炉本体は第3章で使用したのと同じであるが、フリーボード部の外壁にも保温用の電気ヒーターを巻いて温度低下が少くなるようにした。また、分析ガスの採取は下段では分散板からの高さ $h=0.31, 0.50, 0.65$  mの3箇所、上段では $h=0.80, 1.0, 1.1, 1.24, 1.4, 1.6$  m及びサイクロン出口の7箇所からそれぞれ行った。

NH<sub>3</sub>の分析に用いたガス採取系の概略をFig. 4・2に示す。テフロン管と除塵器の外壁にはリボンヒーターを巻き、管内の温度を400 K以上に保った。除塵用のフィルター材には無アルカリのガラス繊維を使った。図示したガス採取系を使ってNH<sub>3</sub>を蒸留水に吸収して、液中のNH<sub>3</sub>濃度をイオン電極法で測定しガス中濃度に換算した。また、前章と同様にNO<sub>x</sub>濃度は非分散型赤外線吸収法、O<sub>2</sub>、N<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>、CO、CO<sub>2</sub>及びCH<sub>4</sub>の濃度はガスクロマトグラフによって測定した。

NH<sub>3</sub>吹き込みの実験では、内径4 mmの石英管の先端を封じ、先端から約50 mmの間にあけた2 mm φの孔(5箇所)を通してNH<sub>3</sub>を吹き込んだ。吹き込みの高さがいずれの場合も燃焼炉水平断面の中

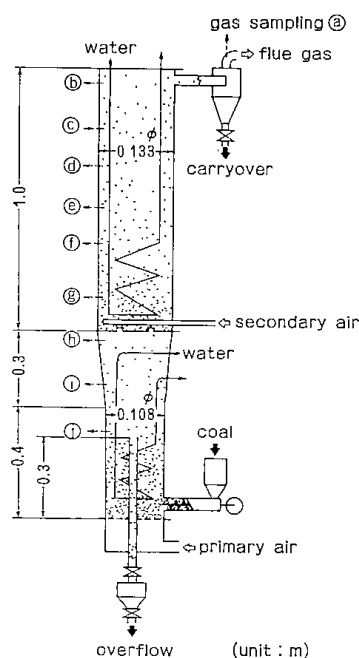


Fig. 4・1 Experimental apparatus.

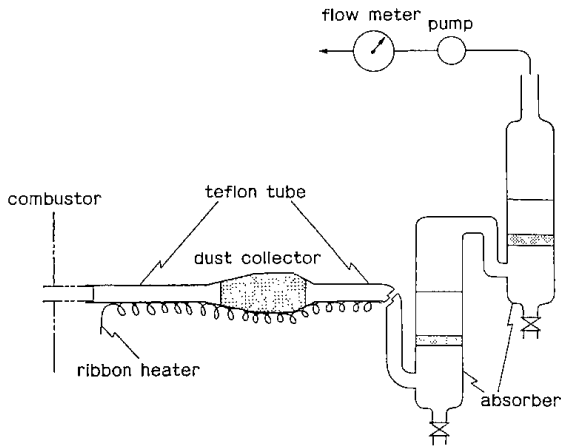


Fig. 4.2 Gas sampling system for  $\text{NH}_3$  analysis.

心部付近に下向きで吹き込んだ。

燃焼実験の操作は前章と同様に行った。

#### 4.2.1.2 実験条件

使用した石炭とその粒径分布は前章と同じである。下段の流動化粒子には試料炭の燃焼灰を使用した。また、通常の実験では上段の媒体粒子として、粒径が0.35~1.0mmの硅砂を使用し、流動層高  $H_{i2}$  を約0.2mとした。

実験条件をまとめて Table 4.1 に示す。 $\text{NH}_3$  の吹き込み比  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  は、 $\text{NH}_3$  の吹き込み量とその位置での  $\text{NO}_x$  量とのモル比で表す。 $\text{NH}_3$  は、上段と下段のフリーボード部から、あるいは2次空気と同伴して吹き込んだ。

#### 4.2.2 結果と考察

##### 4.2.2.1 $\text{NH}_3$ と $\text{NO}_x$ の発生量およびその炉内分布

$\text{NH}_3$  の量は  $\text{NO}_x$  と同様に emission index  $E$ , すなわち、供給された石炭重量 (g) あたりの発生モル数で表す。

1次空気比  $\lambda_1$  が1.0, 総空気比  $\lambda$  が1.2の場合の  $\text{NH}_3$  と  $\text{NO}_x$  の高さ方向分布の測定例を Fig. 4.3 に示す。 $\text{NH}_3$  は下段フリーボード部で一旦増加し、フリーボード上部では急激に減少する。上段に流入した  $\text{NH}_3$  は  $h \approx 1.1$  m, すなわち上段のガス分散器から約0.4mの高さまでほとんど消失し、サイクロン出口では5ppm程度になる。以上のような  $\text{NH}_3$  の挙動に関しては、下段と上段の層温度  $T_{b1}$ ,  $T_{b2}$ , 1次空気比及び上段の流動層高

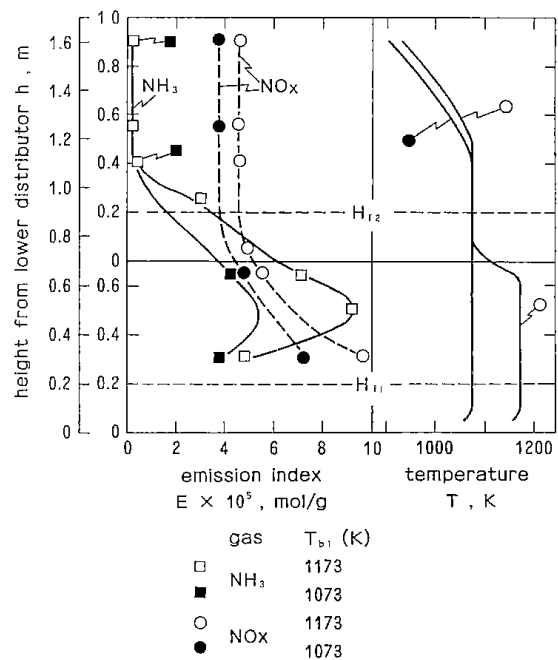


Fig. 4.3 Typical example of  $\text{NH}_3$  and  $\text{NO}_x$  concentration profile ( $\lambda_1 = 1.0$ ,  $\lambda = 1.2$ ).

Table 4.1 Experimental conditions.

Bed temperatures of lower and upper stage	$T_{b1}$ & $T_{b2} = 1073$ to 1223 K
Primary air ratio	$\lambda_1 = 0.8$ to 1.2
Secondary air ratio	$\lambda_2 = 0.0$ to 0.4
Total air ratio	$\lambda = 1.1$ to 1.2
Superficial gas velocity of lower bed	$u_{o1} = 0.9$ to 1.4 m/s
Superficial gas velocity of upper bed	$u_{o2} = 1.0$ to 1.2 m/s
Fluidized bed height of lower stage	$H_{f1} = 0.2$ m
Fluidized bed height of upper stage	$H_{f2} = 0.0$ to 0.2 m
Coal feed rate	$F_c = 2.3$ kg/h
$\text{NH}_3$ injection ratio	$\text{NH}_3/\text{NO}_x^* = 1$ to 40

\*molar ratio at the position of  $\text{NH}_3$  injection

$H_{12}$ が違っていても同様である。

$T_{b1}$ と $T_{b2}$ を1,073 K,  $\lambda$ を1.2とし,  $\lambda_1$ だけを変化させたときの結果を Fig. 4・4 に示す。 $\lambda_1$ の低下とともに下段の $NH_3$ 量は増加し,  $\lambda_1$ が0.8では下段出口(上段入口)の $NH_3$ 量が $NO_x$ 量の約2倍にもなる。この $NH_3$ は Fig. 4・3と同様に, 上段では $h \approx 1.1$  m までにほとんど消失する。一方, 下段での $NO_x$ 発生量は $\lambda_1$ の低下とともに低下するが $\lambda_1$ が0.8の場合, 上段で新たに $NO_x$ が生成されている(Fig. 3・3)。

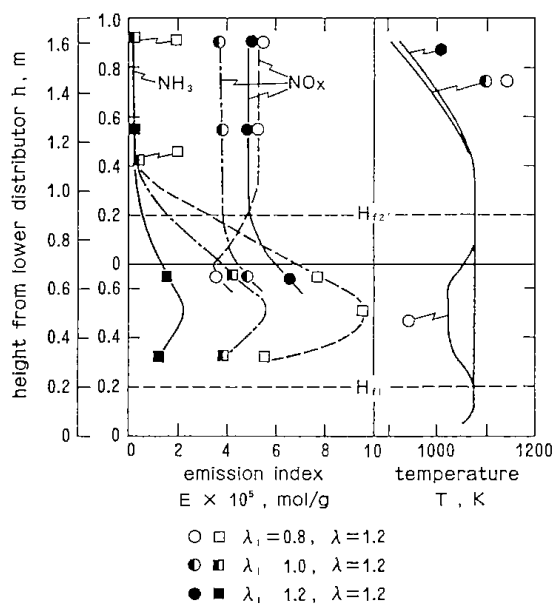


Fig. 4・4 The effect of primary air ratio on  $NH_3$  and  $NO_x$  concentration profiles.

このような上段での $NO_x$ 発生量の窒素源には, 上段で燃焼する微粉チャー中の窒素(Table 2・3)と, ここで測定した $NH_3^*$ の両者が考えられる。そこで, 前章で述べた燃焼試験結果にもとづき, 上段で燃焼した微粉チャー中の窒素がすべて $NO_x$ に転換すると仮定して, 上段で生成可能な $NO_x$ 量を計算すると約 $1.5 \times 10^{-5}$  (mol- $NO_x$ /g-coal)になった。これは, 本実験で得られた上段での $NO_x$ 発生量, 約 $3 \times 10^{-5}$  (mol/g)の約半分である。したがって, 2次空気比 $\lambda_2$ の増加とともに, 上段で生成する $NO_x$ に対する下段で生成した $NH_3$ の寄与が増加することは明らかである。すなわち,  $\lambda_1$ の低

\*本実験では, 検知管法でHCNの測定も行ったが, まったく検知されなかった。

下によって下段で発生する $NH_3$ 量が増加し, 上段では2次酸素量も多くなるので,  $NH_3$ から $NO_x$ への酸化反応が促進されるものと考えられる。

これに対して,  $\lambda_1$ が1.0及び1.2の場合には上段で $NO_x$ が還元され, その絶対量は $\lambda_1$ の増加とともに増加している。いま, 上段での $NO_x$ の還元反応が $NH_3$ によって支配的に起ると仮定すると,  $\lambda_1$ の増加によって $NH_3$ 濃度は低下するから $NO_x$ の還元率は低下するはずであり, 上記の実験結果と矛盾する。したがって, 上段での $NO_x$ の還元反応には前章で考察したように, 微粉チャー<sup>8, 9)</sup>が作用していると考えられる。

そこで, 上段層内で微粉チャーによる $NO_x$ の還元が起っていることを確かめるために, 定常状態にある上段層内に本試料炭の乾留チャー10gを投入し,  $NO_x$ と $O_2$ の濃度変化を測定した。その結果を Fig. 4・5 に示す。 $NO_x$ と $O_2$ の濃度はチャーの投入によって急速に低下し, チャーの燃焼終了とともに復元する。一方,  $NO_x$ の濃度は $O_2$ 濃度の低下だけでも低下するので, チャーを投入せず, 2次空気量を減少させて $O_2$ 濃度を1%にしたときの $NO_x$ 量を測定したところ, この場合には110~120 ppmであり, 図示した結果よりかなり高かった。このことは, 本実験条件下でチャーによる $NO_x$ の還元反応が起っていることを示している。したがって, 上段での $NO_x$ の還元は $NH_3$ ばかりによるのではなく, 微粉チャーによっても行われていることは明らかである。

以上の結果をまとめて Figs. 4・6, 4・7 に示す。Fig. 4・6 に示すように, 上段の入口では $\lambda_1$ の低下とともに $NH_3$ が急速に増加し,  $\lambda_1$ が0.7の

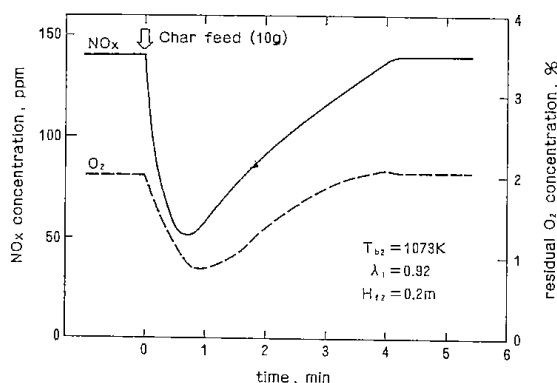


Fig. 4・5 Variation of  $NO_x$  and residual  $O_2$  concentration by pulse-wise char feed into the second bed.

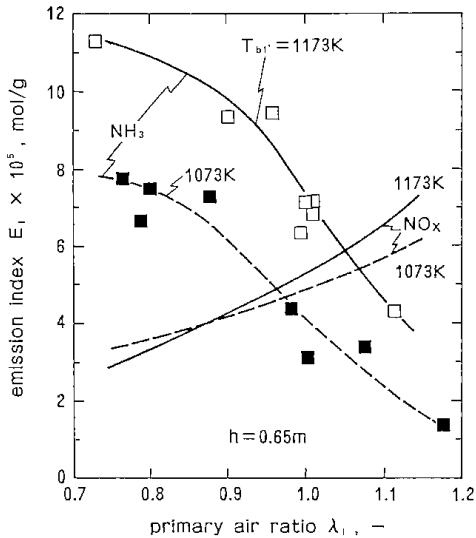


Fig. 4.6 Relation between  $\text{NH}_3$  and  $\text{NO}_x$  emissions from the lower stage ( $h=0.65\text{m}$ ) and primary air ratio for different bed temperatures.

場合には  $\text{NO}_x$  量の 3~5 倍になる。この  $\text{NH}_3$  が 2 次空気によって  $\text{NO}_x$  に転換するため、 $\text{NO}_x$  の全発生量は  $\lambda_1$  が低下しても必ずしも減少しないで前章 (Fig. 3.3) にも示したように、 $\lambda_1 \approx 1.0$  のとき最少になる。また、Fig. 4.7 に示すように下段 ( $h=0.65\text{m}$ ) での Fuel-N の  $\text{NO}_x$  と  $\text{NH}_3$  への転換率も  $\lambda_1$  が 1.0 付近で最少になり、 $\text{NO}_x$  発生量と類似した傾向を示す。このことは、2 段流動層燃焼によって低  $\text{NO}_x$  化をはかる場合、上段に流入する  $\text{NO}_x$  だけでなく、 $\text{NH}_3$  を含めた窒素化合物全体を低減することが重要であることを示している。

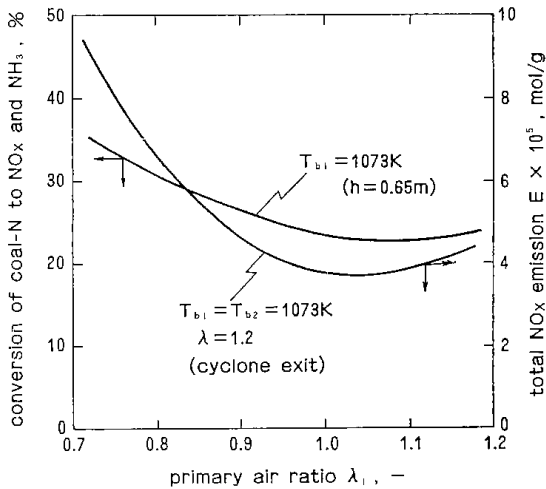


Fig. 4.7 Conversion of coal-N to  $\text{NO}_x$  and  $\text{NH}_3$  in the lower stage ( $h=0.65\text{m}$ ) and total  $\text{NO}_x$  emission.

#### 4.2.2.2 $\text{NH}_3$ の吹き込み効果

$\lambda_1$  を 1.0,  $\lambda$  を 1.2 とし  $\text{NH}_3$  を燃焼炉内に吹き込んだときの  $\text{NH}_3$  と  $\text{NO}_x$  量の変化を Fig. 4.8 に示す。矢印は  $\text{NH}_3$  の吹き込み位置を示し、吹き込み位置が上段分散器の直上の実験 (○印) は  $\text{NH}_3$  を 2 次空気に同伴して行った。 $\text{NH}_3$  の吹き込み比  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  は、2 次空気に同伴するとき 1.5, 下段フリーボードへの吹き込みの場合は 5.0 である。

下段のフリーボードへ  $\text{NH}_3$  を吹き込んだ場合、吹き込まれた  $\text{NH}_3$  は急速に減少し、 $h=0.65\text{m}$  では  $\text{NH}_3$  を吹き込まないときの  $\text{NH}_3$  量と同程度になる。さらに、上段では  $\text{NH}_3$  吹き込みのあるなしによらず  $\text{NH}_3$  量の分布にほとんど差は認められない。 $\text{NO}_x$  量も  $h=0.65\text{m}$  では  $\text{NH}_3$  吹き込みのあるなしによらず同程度になり、上段でも変化は認められない。このような傾向は  $\lambda_1$  を 0.9 及び 1.05 に変化させても同様であった。

一般に、 $\text{NH}_3$  による無触媒  $\text{NO}_x$  還元反応は、1,170 K 以上の高温で行われる<sup>10)</sup> が、 $\text{H}_2$  が共存すると  $\text{NO}_x$  と  $\text{NH}_3$  の反応温度が低下するといわれている<sup>11~13)</sup>。本実験の下段フリーボード部では  $\lambda_1=0.9\sim 1.05$  のとき  $\text{H}_2$  が 0.2~0.05% 存在するので、 $\text{NO}_x$  による  $\text{NO}_x$  還元反応にとっては望ましい雰囲気であると考えられる。にもかかわらず  $\text{NH}_3$  吹き込みによって  $\text{NO}_x$  の還元効果が現わ

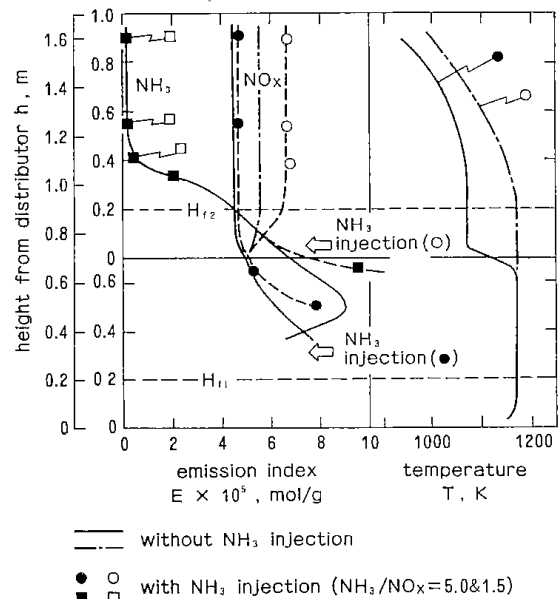


Fig. 4.8 Variation of  $\text{NO}_x$  and  $\text{NH}_3$  concentration by  $\text{NH}_3$  injection ( $\lambda_1=1.0$ ,  $\lambda=1.2$ ).

れないのは、燃焼によって生じた  $\text{NH}_3$  による  $\text{NO}_x$  の還元反応がすでに起っており、新たに  $\text{NH}_3$  を吹き込んででもその多くは分解してしまうからであろう。

このことを確かめるために、 $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  が約110に相当する大量の  $\text{NH}_3$  を下段フリーボード ( $h = 0.31\text{m}$ ) に吹き込み、 $h = 0.65\text{m}$  での  $\text{NO}_x$  と  $\text{H}_2$  濃度を測定した。その結果、 $\text{NO}_x$  量の変化はわずかであったが、 $\text{NH}_3$  吹き込み量の約20%に相当する  $\text{H}_2$  量の増加が認められ、 $\text{NH}_3$  が急速に分解していることが裏付けられた。

一方、Fig. 4・8 に○印で示したように、 $\text{NH}_3$  を2次空気に同伴した場合には、明らかに  $\text{NO}_x$  が増加する。このように、 $\text{NH}_3$  の  $\text{NO}_x$  への転化反応には雰囲気中の  $\text{O}_2$  濃度が影響しているものと考えられる。

Fig. 4・9 は、2次空気量を変えることによって上段フリーボード部の  $\text{O}_2$  濃度を変化させ、 $\text{NH}_3$  吹き込み部の  $\text{O}_2$  濃度の影響を検討した結果である。 $\text{O}_2$  濃度の増加にともなって、 $\text{NH}_3$  の  $\text{NO}_x$  への転化が増加することが認められる。したがって、 $\text{NH}_3$  が存在する条件では、 $\text{NO}_x$  への転化を抑えるために高酸素濃度の雰囲気を作らないことが必要である。

以上の結果から、 $\text{NH}_3$  の吹き込みによって  $\text{NO}_x$  を還元する場合、吹き込み位置が下部フリーボー

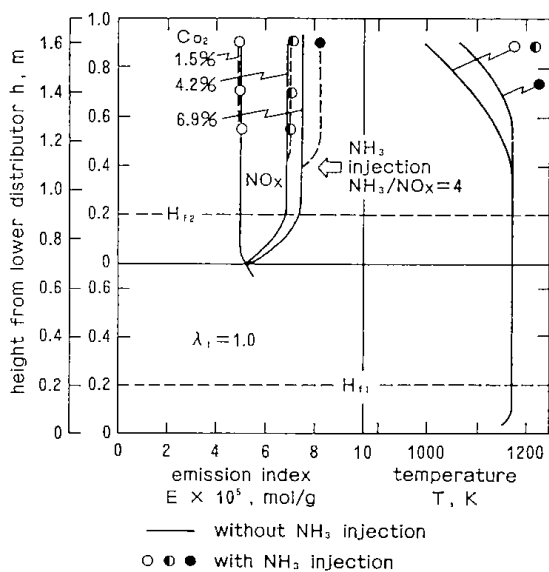


Fig. 4・9 The effect of  $\text{O}_2$  concentration at the position of  $\text{NH}_3$  injection on position of  $\text{NH}_3$  injection on the  $\text{NO}_x$  formation.

ドと2次空気同伴は、いずれも望ましくないといえる。そこで、吹き込み位置を上段フリーボードとし、 $\text{NO}_x$  還元率におよぼす吹き込み比  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  の影響を検討した結果を Fig. 4・10 に示す。上段のフリーボード部には、たとえば、Fig. 4・8 に示したような高さ方向の温度分布があるが、 $\text{NH}_3$  吹き込み位置の温度  $t_{inj}$  が  $1,170\text{K}$  以上では還元反応が起っている。また、上段に珪砂がある場合 ( $H_{f2} = 0.2\text{m}$ ) とない場合 ( $H_{f2} = 0.0\text{m}$ ) では、 $\text{NO}_x$  の還元に必要な  $\text{NH}_3$  量に明らかな違いが認められる。すなわち、珪砂がない場合には  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  が2以下でも  $\text{NO}_x$  は還元されているが、珪砂がある場合には  $\text{NH}_3/\text{NO}_x$  が10以上にならなければ還元されない。

両条件では、いずれの場合も排ガス中に  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$  及び  $\text{CH}_4$  が検出されなかったので、このような  $\text{NH}_3$  必要量の違いは、上段の媒体粒子(珪砂)の作用によるものと考えられる。

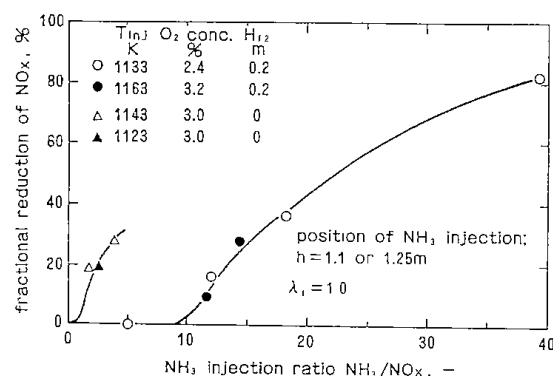


Fig. 4・10 Relation between the fractional reduction of  $\text{NO}_x$  and  $\text{NH}_3$  injection ratio with  $\text{NH}_3$  injection into upper stage freeboard.

#### 4・3 $\text{NO}_x$ と $\text{NH}_3$ の反応機構

以上の結果から、2段流動層燃焼では1次空気量が量論量 ( $\lambda_1 = 1.0$ ) のときでも1次燃焼部で  $\text{NH}_3$  が生成され、この  $\text{NH}_3$  が  $\text{NO}_x$  の生成にも還元にも寄与していることが明らかになった。さらに、 $\text{NH}_3$  による  $\text{NO}_x$  の生成反応と還元反応に対して酸素などの共存ガスならびに接触粒子が影響をおよぼしていることがわかった。そこで、本節では、石英製の流通型反応管を使って、 $\text{NO}_x$  と  $\text{NH}_3$  の反応実験を接触粒子がある場合とない場合の両条件下で行い、 $\text{NO}_x$  の生成と還元に対する接触粒子の効果ならびに酸素と水素ガスの共存の影

響<sup>14, 15)</sup>について詳細に検討する。

### 4.3.1 実験

#### 4.3.1.1 装置及び方法

装置の概略を Fig. 4.11 に示す。NO, NH<sub>3</sub> などの反応ガスはアルゴンガスによって希釈して所定の濃度とした。反応ガスは、流量と各成分の濃度が微量ガス流量調節計 (Flow meter) によって設定され、あらかじめ混合したのち反応管に送入される。反応管は管状電気炉内に設置され、反応管内の温度は管外壁に接触させた熱電対を使って制御した\*。

反応管は、石英ガラス製で形状の異なる2種類のものを使用した。それぞれの反応管の形状と反応ガスを流通したときの管内温度分布測定例を Fig. 4.12 に示す。反応管 A には、充填した接触粒子が落下しないように石英製のフィルターを付けてあり、このフィルターの下部約 30 mm までのガス導入部の内径が反応管径 (18 mm) と等しい。したがって、この反応管の場合、反応開始温度が低く反応速度が大きい反応系では、フィルターの下で反応が進む可能性がある。反応管 B は、笠岡ら<sup>10)</sup>と同様にガス導入部の管径を細くして、この領域での反応の寄与が小さくなるようにした。これら

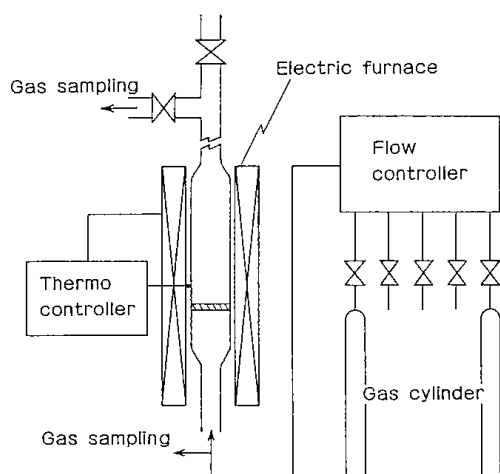


Fig. 4.11 Schematic diagram of experimental apparatus for NO-NH<sub>3</sub> reaction.

\*熱電対を反応管内に設置すると、NH<sub>3</sub>分解などの反応の進行が認められた。そこで、反応管外壁と管内の温度分布の関係をあらかじめ測定しておき、外壁温度で管内温度を制御した。

2つの反応管による実験結果を比較して、フィルター下での反応の寄与についても検討した。

また、反応管及びフィルター材として使用した石英ガラスを破碎した粒子 (粒径 1.0~2.4 mm) を充填して反応実験を行い、本実験の系では石英ガラスとの接触効果は無視できることをあらかじめ確認した。

反応管の入口及び出口で採取したガス中の NH<sub>3</sub> 濃度を、100 ppm 以上では主に中和滴定法 (JIS-K 0099)、100 ppm 以下の低濃度域では検知管法 (ドレーゲル) で測定した。NO 及び NO<sub>x</sub> (NO + NO<sub>2</sub>) の濃度測定は化学発光分光法によった。

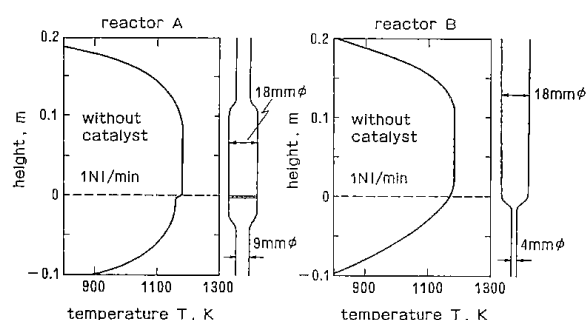


Fig. 4.12 Dimension of reactors and typical temperature profiles.

#### 4.3.1.2 接触粒子及び実験条件

同時脱硫の機能をもたせた流動層燃焼法では、主に石灰石と石炭灰が流動化粒子になる。また、流動化のための媒体粒子が必要な場合には、安価で高温でも安定な珪砂が使用される例が多い。そこで、本研究では接触粒子として太平洋炭の燃焼灰 (Coal ash: CA)、石灰石 (Limestone: L) 及び珪砂 (Silica sand: SS) を用いた。さらに、NO と NH<sub>3</sub> の反応に敏感に作用するといわれている酸化鉄の影響を調べる目的で赤泥 (Red mud: RM) を用いた。それぞれの化学組成と BET 法で測定した表面積を Table 4.2 に示す。

石灰石は 1,223 K、酸素濃度 10% (残りはアルゴンガス) の雰囲気中で 5 時間仮焼したものを実験試料とした。石炭灰は、流動層燃焼による溢流排出灰であり、未燃分を 1,223 K の電気炉内で完全に燃焼させて使用した。さらに、赤泥はアルミニウム精錬後の残渣を 100 メッシュ以下に粉碎したのちに造粒した試料である。これらの粒子の粒径は、すべて 0.5~1.0 mm の範囲である。

反応実験は、充填粒子なしの空塔 (以下、気相



Table 4·2 Properties of solid particles.

	Chemical composition (wt %)					Surface area BET, m <sup>2</sup> /g
	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	
Lime-stone (L)	0.02	0.3	0.08	55.4	0.2	5.4
Red mud (RM)	37.0	16.0	23.0			1.8
Coal ash (CA)	6.0	49.9	32.3	8.3	1.1	1.3
Silica sand (SS)	0.8	87.2	3.7	5.2	0.8	< 1

反応系と呼ぶ)及び充填粒子存在下(以下、接触反応系と呼ぶ)で行った。接触反応系では通常の場合、粒子の充填層高  $H_s$  を約 80 mm とした。反応温度  $T$  は流動層燃焼の場合の炉内温度(約 1,070~1,220 K)を想定して、通常の場合、1,173 K とし、反応ガスの流量は標準状態で毎分 1 l (1 l/min と表す)とした。1,173 K, 1 l/min の条件で  $H_s$  が 80 mm のときの空間時間は約 0.3 秒である。反応ガスの入口組成は NO が 300 ppm,  $NH_3$  が 500 ppm を基準濃度とし、 $O_2$  は 0~8%,  $H_2$  は 0~1% の範囲とした。

#### 4·3·2 結果と考察

##### 4·3·2·1 $NH_3$ の分解と $NH_3$ による NO の生成反応

気相反応系ならびに珪砂による接触反応系における  $NH_3$  の分解率  $\gamma_{NH_3}$  と NO 生成率に対する入口酸素濃度  $C_{iO_2}$  の影響を Fig. 4·13 に示す。気相反応系では、 $C_{iO_2}$  が 0% の場合には  $NH_3$  の分解はまったく起こらない。 $C_{iO_2}$  の増加とともに次第

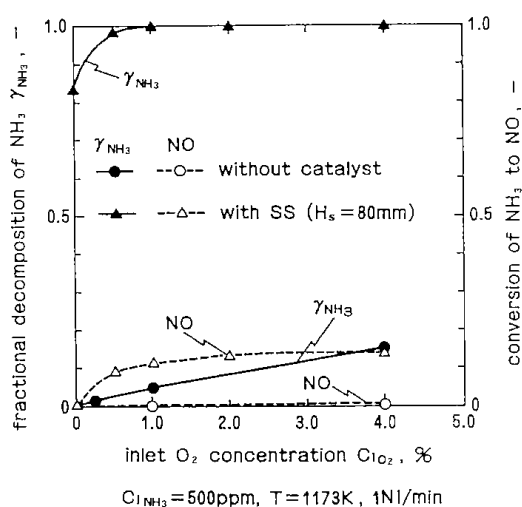


Fig. 4·13 The effect of  $O_2$  concentration on  $NH_3$  decomposition and NO formation (reactor A).

に  $NH_3$  が減少するようになる(●印)が、NO 生成反応はわずかしか起こらない。さらに、ここでは示していないが、 $O_2$  がいない場合の気相反応系では  $H_2$  が共存しても  $NH_3$  は分解しなかった。

これに対して、珪砂による接触反応では  $O_2$  がなくても  $NH_3$  は分解し、 $O_2$  共存下では  $NH_3$  分解はさらに促進される(▲印)。また、これに相応して、NO 生成量も増加する。このような、 $NH_3$  と  $O_2$  による NO 生成反応への粒子の接触効果は、Fig. 4·14 に示すように石灰石及び赤泥粒子ではさらに顕著になり、 $H_s \approx 5$  mm でも  $NH_3$  から NO への転換率は 70% 以上になる。図示していないが、石炭灰の場合にも同様の傾向が認められた。以上のように、気相反応系と接触反応系では  $NH_3$  の分解ならびに  $NH_3$  と  $O_2$  による NO 生成反応に大きな違いがあることが明らかである。

そこで、さらに  $NH_3$ - $O_2$  に  $H_2$  を加えて  $H_2$  の効果を調べた。結果を Fig. 4·15 に示す。図から明らかなように  $O_2$  がある場合の気相反応系では、

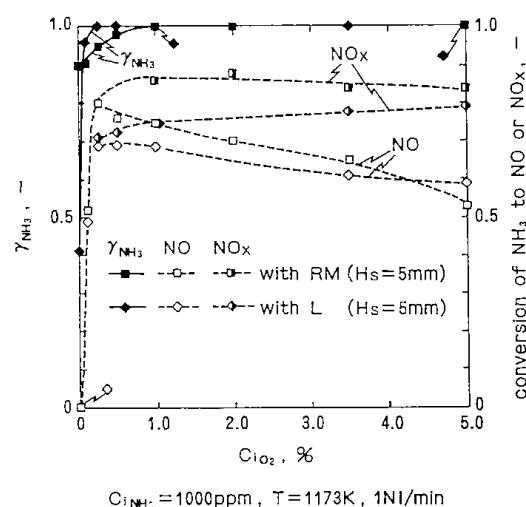


Fig. 4·14 The effect of  $O_2$  concentration on  $NH_3$  decomposition and NO formation in the catalytic system (reactor A).

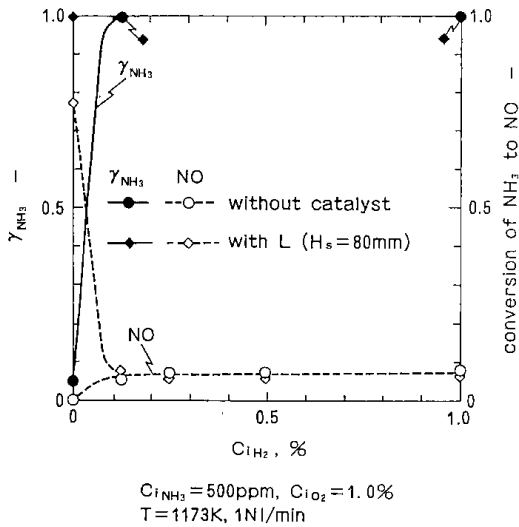


Fig. 4-15 The effect of  $H_2$  concentration on  $NH_3$  decomposition and NO formation (reactor A).

$H_2$ が $NH_3$ 分解NO生成も促進するのに対して、接触反応系では $H_2$ がNO生成を抑制している。

#### 4-3-2-2 $NH_3$ によるNOの還元反応

すでに述べたように、気相反応系では $O_2$ がなければ $NH_3$ は分解しない (Fig. 4-13) のでNO還元反応も進まないはずである。このことを確認し、さらに $O_2$ の効果を調べた結果を Fig. 4-16 に示す。微量の $O_2$ があると $NH_3$ の分解が起こり、NOも急速に還元される。このようなNO- $NH_3$ - $O_2$ 系の反応に関しては、 $H_2$ 共存系をも含めてすでに笠

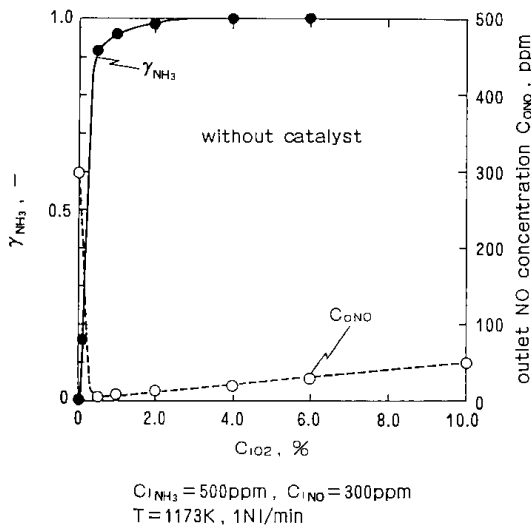


Fig. 4-16 The effect of  $O_2$  concentration on NO- $NH_3$  reaction in the gas phase system (reactor A).

岡ら<sup>10, 11)</sup>、及び宮寺ら<sup>12)</sup>によって詳細に検討されており、笠岡ら<sup>11)</sup>はこの反応系における $O_2$ の効果を次のように説明している。

微量の $O_2$ があると $NH_3$ の分解が起こり、 $NH_3$ の分解によって生成したラジカルならびにNOを還元して生成したラジカルが $NH_3$ を分解するので $O_2$ 共存下では $NH_3$ の分解とNOの還元反応が連鎖的に進行する。しかし、 $O_2$ が増加すると $NH_3$ を分解して生成したラジカルが $O_2$ と反応してNOを生成するので、みかけのNO還元率は次第に低下する。Fig. 4-16 に示した結果は、上で述べた笠岡らと同様の傾向を示している。

これに対して、接触反応系の場合にはFig. 4-17 に示すように、気相反応系とは明らかに異なる傾向を示す。この場合には、 $O_2$ がなくても $NH_3$ の分解が起こり、NOの還元反応も進む。 $O_2$ があればFig. 4-14 に示したように、珪砂以外の粒子では $NH_3$ と $O_2$ によるNO生成反応が著しく促進されるので、みかけ上NO還元反応は起こらず、NO濃度は増加する。珪砂の場合も $O_2$ なしで $NH_3$ を分解するので、他の粒子と同様にNOを還元するが、 $O_2$ が共存した場合でも $O_2$ と $NH_3$ によるNO生成量が他の粒子より少ないので、NOは減少する。

Fig. 4-17 に示した石灰石と石炭灰による接触反応系において、 $C_{O_2}$ が約0.5%以上の場合には $O_2$ の増加とともにNOが $NO_2$ に転換して減少しているが、 $NO_x$ の総量も同時に減少している。このことから、本反応系では気相における $O_2$ によ

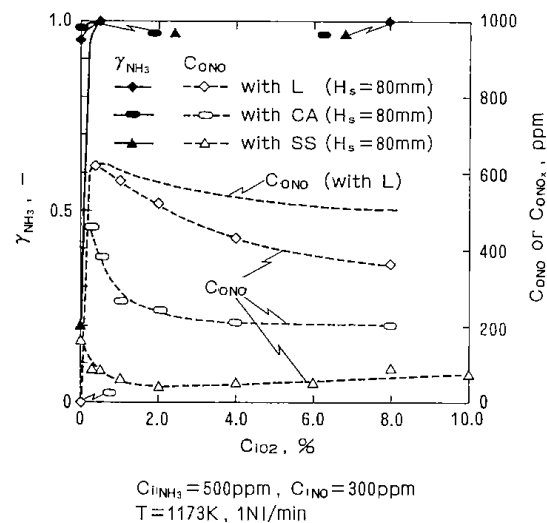


Fig. 4-17 The effect of  $O_2$  concentration on the NO- $NH_3$  reaction in the catalytic system (reactor A).

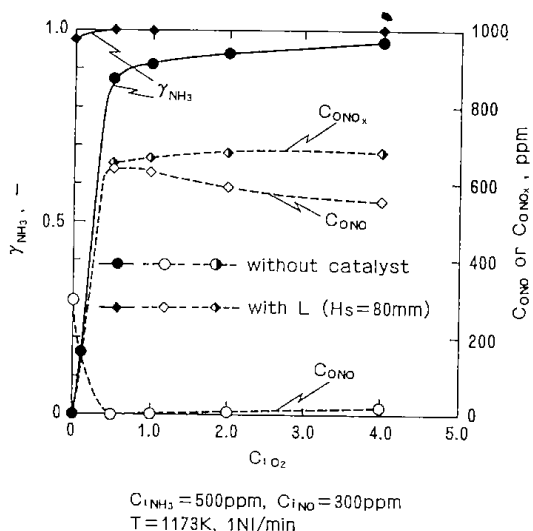


Fig. 4.18 The effect of  $O_2$  concentration on  $NO-NH_3$  reaction (reactor B).

る  $NH_3$  分解を通じた  $NO$  生成の抑制も寄与していると推察される。一方、気相反応としてはフィルター下での反応も寄与している可能性がある。そこで、フィルター下での反応の寄与を調べるために、反応管 B を用いて Figs. 4.16, 4.17 と同様の実験を行った。その結果を石灰石ならびに空塔の場合について Fig. 4.18 に示す。

この実験では、石灰石の落下と噴流層 (Spouted bed) の形成を防ぐために、直径約 5 mm の石灰石粒子を反応管底部に 1 個充填し、その上に石灰石粒子群を約 80 mm の高さに充填した。なお、反応管上部からの観察によって、反応条件下が流動化が起っていないことを確認した。図から、反応管 B による気相反応では、反応管 A による結果 (Fig. 4.16) に比べて  $NH_3$  分解率がわずかに低下しているが、 $NO$  排出量にはほとんど差がないことがわかる。しかし、石灰石による接触反応系では、反応管 B の  $C_{O_2}$  増加にともなう  $NO$  減少割合が反応管 A の結果 (Fig. 4.17) に比べて小さくなり、 $NO_x$  は  $C_{O_2}$  とともにわずかに増加している。この結果は、反応管 A による  $NO-NH_3-O_2$  の反応実験では、フィルター下での気相反応が寄与しているが、その寄与の割合は小さいことを示している。

$H_2$  と  $O_2$  が共存する場合の  $NO$  と  $NH_3$  の反応に関する反応管 B を使った実験結果を Fig. 4.19 に示す。気相反応系では、 $H_2$  はみかけの  $NO$  還元率を低下させるが、接触反応系では  $H_2$  が  $NO$  を減少させる。しかし、 $H_2$  は気相反応の速度を大き

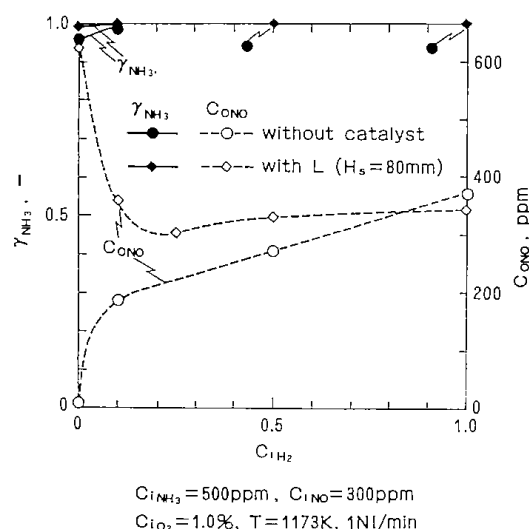


Fig. 4.19 The effect of  $H_2$  concentration on the reaction of  $NO, NH_3$  and  $O_2$  (reactor B).

くする<sup>11, 12)</sup> ので、 $C_{H_2}$  の増加とともに気相反応系と接触反応系における  $NO$  排出量の差は小さくなる。

また、 $NO-NH_3-H_2$  系ではすでに述べた結果から予想されるように、気相反応系では  $NH_3$  の分解も  $NO$  の還元反応も進まないが、接触反応系では  $NH_3$  が分解し、 $NO$  の還元反応も起こることがわかった。

#### 4.3.2.3 $NO$ と $H_2$ による $NH_3$ の生成反応

これまでの実験では、 $NO$  は  $NH_3$  だけによって還元されると考えてきたが、特に接触反応系では  $NO$  と  $H_2$  によって  $NH_3$  が生成する反応も考えられる。この反応の存在は、前節の Figs. 4.3, 4.4 において、下段の層直上で  $NO_x$  が減少し  $NH_3$  が増加していることから示唆される。そこで、接触反応系でこの実験を行い、気相反応系での結果と比較してみた。石灰石による接触反応系での結果を Fig. 4.20 に示す。気相反応系でのこれと同一条件下での結果は省略したが、 $NH_3$  はまったく検出されなかった。接触反応系では、仮に  $NH_3$  が生成しても、Fig. 4.14 に示したように、粒子層内で容易に分解するので  $H_s$  を 5 mm と十分に小さくして実験した。

$C_{O_2}$  が 0% 及び 0.1% の接触反応系では  $NO$  が  $NH_3$  に転換しており、0.5% になると  $NH_3$  は検出されない。他の粒子の場合にも  $NO$  と  $H_2$  による  $NH_3$  の生成反応が起こることが確認された。

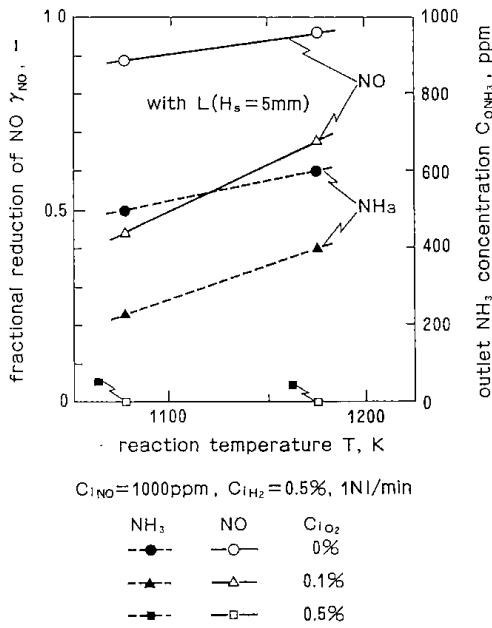


Fig. 4·20 The effect of reaction temperature on NO reduction and  $NH_3$  formation (reactor A).

4·3·2·4 反応モデル

以上の結果にもとづいて、 $NO$  と  $NH_3$  の反応経路を模式的に整理すると、気相反応系及び接触反応系についてそれぞれ Fig.4·21 のようになる。また、 $O_2$  ならびに  $H_2$  共存の影響は Table 4·3 のように整理され、さらに、Fig.4·21 に含まれる各反応の起こる条件は Fig.4·22 のように表される。

気相反応系における  $NO$  と  $NH_3$  の反応機構は先に述べたように笠岡ら<sup>10, 11)</sup>と同様に整理され、 $NH_3$  の分解と  $NO$  の還元反応に対して  $O_2$  の存在が不可欠である。接触反応系では  $O_2$  がなくて

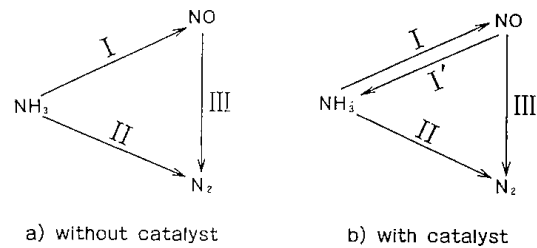
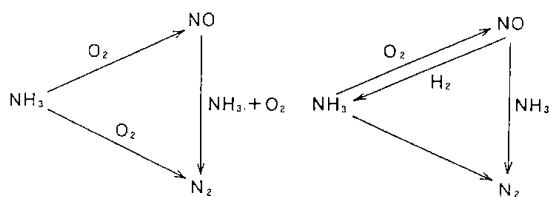


Fig. 4·21 Supposed reaction model.

Table 4·3 Relation between observed findings and reaction model shown in Fig.4·21

reaction system				observed reactions		reactions in Fig.4·21	related figures
$NH_3$	$NO$	$O_2$	$H_2$ decomposition	$NH_3$	$NO$ reduction		
(without catalyst)							
○							4·13
○		○		○	*	I, II, III	4·13, 15
○			○				
○		○	○	○	*	I, II, III	4·15
○	○						4·16
○	○	○		○	○	I, II, III	4·16, 18
○	○		○				
○	○	○	○	○	○, *	I, II, III	4·19
(with catalyst)							
○				○		II	4·13, 14
○		○		○	*	I, II, III	4·13, 14, 15
○		○	○	○	*	I, II, III	4·15
○	○			○	○	II, III	4·17
○	○	○		○	○, *	I, II, III	4·17, 18
○	○		○	○	○	I', II, III	
○	○	○	○	○	○, *	I, II, III	4·19
	○		○	**	○	I', II, III	4·20

\* net  $NO$  formation  
 \*\*  $NH_3$  formation

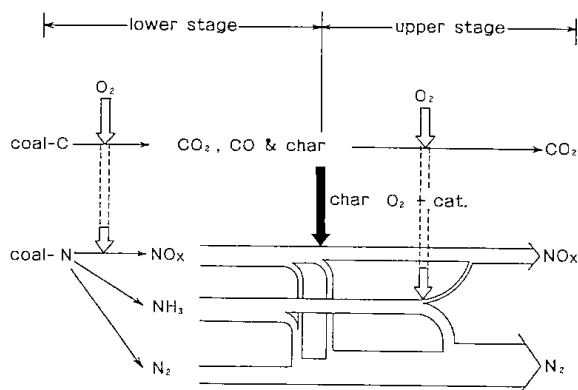


a) without catalyst      b) with catalyst  
**Fig. 4·22** A necessary condition for each reaction.

も  $\text{NH}_3$  の分解と  $\text{NO}$  の還元反応が進行し、さらに、**Fig. 4·21** の I' の経路のように気相反応系では認められなかった反応も進む。また、気相反応系では  $\text{NH}_3$  と  $\text{O}_2$  による  $\text{NO}$  生成反応があまり進まない (**Fig. 4·13**) が、接触反応系ではこの反応が著しく促進される (**Fig. 4·14**) ので、 $\text{O}_2$  共存下での  $\text{NH}_3$  による  $\text{NO}$  還元反応はみかけ上、進まなくなる (**Fig. 4·17**)。しかし、 $\text{O}_2$  があっても  $\text{H}_2$  が共存すると気相反応系と接触反応系の  $\text{NO}$  還元率の差はほとんどなくなり (**Fig. 4·19**)、気相反応系では  $\text{H}_2$  によって  $\text{NO}$  還元率が著しく低下する。

#### 4·4 2段流動層燃焼法による低 $\text{NO}_x$ 化

前節までに述べた結果から、2段流動層燃焼では石炭中の窒素 (Fuel-N) が **Fig. 4·23** に示すように挙動しているものと考えられる。下段では、Fuel-N が  $\text{NO}_x$  と  $\text{N}_2$  に転換し、同時に  $\text{NH}_3$  を生成する。この  $\text{NH}_3$  の一部は下段のフリーボードで分解し、さらに  $\text{NO}_x$  を還元して  $\text{N}_2$  になる。また、残存して上段に入った  $\text{NH}_3$  は2次酸素によって分解し、一部は  $\text{NO}_x$  にも転換する。一方、下



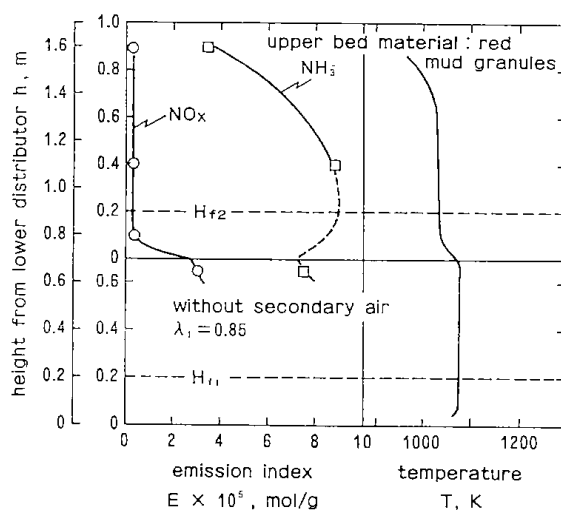
**Fig. 4·23** Formation and reduction of  $\text{NO}_x$  in the two-stage fluidized bed combustion.

段のフリーボード部と上段では、微粉チャーによっても  $\text{NO}_x$  が還元される。

微粉チャーによる  $\text{NO}_x$  の還元反応は、Kuniiら<sup>3)</sup> が明らかにしているように、 $\text{O}_2$  があるなしによらず起こるので、上段の分散器と媒体粒子の存在は下段のフリーボード部と上段層での微粉チャーによる  $\text{NO}_x$  還元反応を促進していると考えられる。

一方、 $\text{NH}_3$  は条件によって  $\text{NO}_x$  の生成にも還元にも寄与するので、低  $\text{NO}_x$  にとっては  $\text{NH}_3$  の挙動を考慮した装置設計ならびに操作条件の選択が重要である。上段の媒体粒子として石灰石や珪砂などを使用する場合、これらの粒子はいずれも  $\text{NH}_3$  による  $\text{NO}_x$  の還元反応を妨害する (**Figs. 4·16, 4·17**) ので、低  $\text{NO}_x$  化のためには下段で生成された  $\text{NH}_3$  を上段に流入する以前に分解することが必要である。空塔での  $\text{NH}_3$  の分解には  $\text{O}_2$  が必要であり (**Fig. 4·13**)、 $\text{H}_2$  が共存すると分解速度が著しく加速される (**Fig. 4·15**)。したがって、下段のフリーボード部で  $\text{NH}_3$  を分解するためには微量の  $\text{H}_2$  と  $\text{O}_2$  が存在する条件、すなわち、1次空気比が1.0程度が望ましいといえる。このような条件を保ち、下段のフリーボード高さをより高くすることによってここでの  $\text{NH}_3$  の分解と  $\text{NO}_x$  の還元を促進することが必要である。

一方、 $\text{NO}$  と  $\text{H}_2$  が共存し  $\text{O}_2$  がほとんどない場合の接触反応系では、 $\text{NO}$  が  $\text{NH}_3$  に転換する (**Fig. 4·20**) ので、この反応を利用した  $\text{NO}_x$  の低減法も考えられる。**Fig. 4·24** には上段の流動化粒子に赤泥を用い、1次空気比を0.85とした場合の結果を示す。この場合、上段入口の  $\text{O}_2$  と  $\text{H}_2$  の濃



**Fig. 4·24** Catalytic effect of red mud granules on  $\text{NO}_x$  reduction.

度はそれぞれ約0.3%であり、上段の粒子層内ではNO<sub>x</sub>の大部分がNH<sub>3</sub>に転換して出口のNO<sub>x</sub>濃度は10 ppm以下になる。上段の層内に2次空気を吹き込むとNH<sub>3</sub>が酸化されてNO<sub>x</sub>に転換する(Fig. 4-14)ので、この場合には2次空気の吹き込みと、それによるNH<sub>3</sub>の分解を上段のフリーボード部で行う必要がある。気相でのNH<sub>3</sub>の分解速度は小さい(Fig. 4-13)ので、より高いフリーボード高さが必要になること、及び2次空気を層内に吹き込む場合に比べて燃焼効率が低下することなどがこの燃焼法の短所になると考えられる。

#### 4・5 まとめ

本章では、第3章で測定した2段流動層燃焼によるNO<sub>x</sub>発生量をより一層低下させることを目標として、NH<sub>3</sub>発生量を測定するとともにNH<sub>3</sub>の分解及びNH<sub>3</sub>によるNO<sub>x</sub>の生成と還元反応を考慮した合理的な低NO<sub>x</sub>化法について検討した。

まず、第2節では2段流動層燃焼装置からのNH<sub>3</sub>発生量とその高さ方向の分布を測定し、次のことが明らかになった。

- (1) 下段燃焼炉では1次空気比の低下とともにNH<sub>3</sub>の発生量が増加し、1次空気比が0.7の条件ではNO<sub>x</sub>発生量の3～5倍になる。
- (2) 下段フリーボードの上部では、発生したNH<sub>3</sub>が急速に分解するが、残存して上段に入ったNH<sub>3</sub>の一部は2次酸素によってNO<sub>x</sub>に転換する。このため、NO<sub>x</sub>発生量が最少になる1次空気比は、上段に流入するNO<sub>x</sub>とNH<sub>3</sub>の総量が最少になる1次空気比ともほぼ一致する。  
また、第2節までの結果から、上段でのNO<sub>x</sub>の生成と還元に対して上段の媒体粒子が作用していることが明らかになった。そこで、第3節ではNH<sub>3</sub>の分解ならびにNH<sub>3</sub>とNOの反応に対する接触粒子と共存ガスの効果を調べ次の結論を得た。
- (3) 接触粒子なしの気相反応系では、酸素がなければNH<sub>3</sub>の分解もNH<sub>3</sub>によるNOの還元反応も起こらないが、接触反応系では両反応が酸素なしでも起こる。しかしながら、O<sub>2</sub>共存下の接触反応系ではNH<sub>3</sub>とO<sub>2</sub>によるNO生成反応が促進され、NOの還元反応が妨害される。
- (4) 酸素がほとんどなく、NOとH<sub>2</sub>が共存する接触反応系ではNOとH<sub>2</sub>によるNH<sub>3</sub>の生成反応

が起こる。

以上の結果にもとづいて、第4節ではNH<sub>3</sub>の挙動と上段の媒体粒子の作用を考慮した合理的な低NO<sub>x</sub>化法について考察し、次の結論を導いた。

- (5) 2段流動層燃焼法では、下段で生成したNH<sub>3</sub>を上段に流入する以前に分解することが特に重要であり、そのためには1次空気比を1.0程度とし、下段のフリーボード高さを高く設計することが必要である。
- (6) また、下段及び上段の流動層部分を酸素欠乏状態にして、下段から流入したNO<sub>x</sub>を上段の媒体粒子の作用によってNH<sub>3</sub>に転換し、そのNH<sub>3</sub>を上段のフリーボード部で分解する低NO<sub>x</sub>燃焼法の可能性を明らかにした。

#### 記号

$C_{iH_2}$	= H <sub>2</sub> concentration at reactor inlet, %
$C_{iNH_3}$	= NH <sub>3</sub> concentration at reactor inlet, ppm
$C_{iNO}$	= NO concentration at reactor inlet, ppm
$C_{iO_2}$	= O <sub>2</sub> concentration at reactor inlet, %
$C_{NO}$	= NO concentration in flue gas, ppm
$C_{NOx}$	= NO <sub>x</sub> concentration in flue gas, ppm
$C_{ONH_3}$	= concentration at reactor outlet, ppm
$C_{ONO}$	= NO concentration at reactor outlet, ppm
$C_{ONOX}$	= NO <sub>x</sub> concentration at reactor outlet, ppm
$C_{O_2}$	= O <sub>2</sub> concentration in flue gas, %
$E$	= NO <sub>x</sub> or NH <sub>3</sub> emission index, mol/g
$E_1$	= emission index for lower stage, mol/g
$E_2$	= emission index for upper stage, mol/g
$F_c$	= coal feed rate, kg/h
$h$	= height from (lower) distributor, m
$h'$	= height from bed surface, m
$H_f$	= fluidized bed height, m
$H_{f1}$	= fluidized bed height of lower stage, m
$H_{f2}$	= fluidized bed height of upper stage, m
$H_h$	= high heating value, kJ/kg
$H_l$	= low heating value, kJ/kg
$H_{mf}$	= bed height at incipient fluidization, m
$H_s$	= static bed height, m or mm
$Q_a$	= air feed rate, Nm <sup>3</sup> /h
$Q_f$	= flow rate of flue gas, Nm <sup>3</sup> /h
$T$	= temperature, K
$T_b$	= bed temperature, K

$T_{b1}$  = bed temperature of lower stage, K  
 $T_{b2}$  = bed temperature of upper stage, K  
 $T_{inj}$  = temperature at the position of  $NH_3$  injector, K  
 $T_r$  = room temperature, K  
 $u_0$  = superficial gas velocity at  $T=T_b$ , m/s  
 $u_{01}$  = superficial gas velocity of lower stage, m/s  
 $u_{02}$  = superficial gas velocity of upper stage, m/s  
 $u_{mf}$  = superficial gas velocity at incipient fluidization ( $T=T_r$ ), m/s  
 $\gamma_{NH_3}$  = fractional decomposition of  $NH_3$ , -  
 $\gamma_{NO}$  = fractional reduction of NO, -  
 $\eta$  = combustion efficiency (heat available), %  
 $\lambda$  = stoichiometric air ratio (total air ratio), -  
 $\lambda_1$  = primary air ratio, -  
 $\lambda_2$  = secondary air ratio, -

#### 参考文献

- 1) 平間, 安達, 富田, 高松, 千葉, 小林: 燃協誌, **59**, 833(1980)
- 2) 平間, 河内山, 千葉, 小林: *ibid*, **61**, 268(1982)
- 3) Kunii, D., T. Furusawa and K. T. Wu; "Fluidization", Ed. by J. R. Grace and J. M. M. Masten, Plenum Press, 1980. p. 175
- 4) 辻: 石炭技術研究所, 石炭利用技術研究発表会講演集, p. 41, (1979, 東京)
- 5) Hirama, T., M. Tomita, T. Adachi and M. Horio; *Environmental Science & Technology*, **14**, 960(1980)
- 6) 塩見, 館林, 矢野, 高島, 伊東, 岡田, 藤堂, 川崎技報, No.68, 1978
- 7) Furusawa, T., N. Yamada, T. Sando and D. Kunii; *J. Chem. Eng., Japan*, **12**, 71(1979)
- 8) 古沢, 国井, 小熊, 山田: 化学工学論文集, **4**, 562(1978)
- 9) 森本, 石山: 燃協誌, **56**, 179(1977)
- 10) 笠岡, 笹岡, 長広, 川上: 日化誌, 1979, p. 138
- 11) *idem*; *ibid*, 1979, p. 668
- 12) 宮寺, 河合: 燃協誌, **56**, 751(1977)
- 13) 山畑, 高橋, 板谷: *ibid*, **57**, 269(1978)
- 14) 笠岡, 笹岡, 生駒: 日化誌, 1980, p. 1274
- 15) *idem*, *ibid*, 1980, p. 1282

## 第5章 流動燃焼装置の設計法

### 5・1 石炭流動燃焼のモデル化

#### 5・1・1 はじめに

石炭の流動燃焼をモデル化するには、装置内で起きているガスと粒子の流れ、石炭の脱揮発分、粒子の飛び出しと摩耗、流動層内とフリーボードにおける燃焼などの物理的、化学的变化を表現することが必要である。しかし、これら全ての現象の変化を盛りこんだ一般化モデルは非常に複雑に

なり、実用的ではない。そこで、モデルの適切な簡素化を行い、使用目的に適した機能を持った実用化モデルの開発が必要である<sup>1)</sup>。

最近、石炭の流動燃焼のモデルが、数多く発表されており、その主なものを Table 5・1 に示す。Olofsson<sup>2)</sup>とParkら<sup>3)</sup>によれば、これらのモデルは、それぞれ特長と欠点を持っており、その使用に際しては、使用目的に適合した機能のモデルを

Table 5・1 Models for fluidized-bed coal combustors.

No.	Authors	Reference no.	Fluidized bed model	Gas flow	Particle flow	Devolatili- zation	Combustion	Elutriation
1	Avedesian et al.	4	2P	BP-EC	CM	NC	FD	NC
2	Campbell et al.	5	2P	BP-EC	CM	NC	FD	NC
3	Gibbs	6	2P	BP-EC	CM	IU	FD	CONS
4	Gordon et al.	7	2P	BP-EC	CM	NC	FD, CO	NC
5	Gordon et al.	8	2P	BP-EC	CM	NC	CO	NC
6	Chen et al.	9	3P	BP-EP	CM	NC	FD	CONS
7	Horio et al.	10	2P	BP-EC	CM	NC	FD+SR	CONS
8	Horio et al.	11, 12, 13	CS	BC-EC	CCM	IU	FD+SR	CONS
9	Baron et al.	14, 15	2P	BP-EC	CM	NC	FD+SR	CONS
10	Fan et al.	16	2P	BP-EC	DSP	NC	FD	NC
11	Park et al.	3	1P	P	CM	IP	FD+SR	CONS
12	Tomita et al.	this paper	2P	BP-EC	CM	IU	FD+SR	CONS

Note;

Fluidized-bed model

- 1P One phase model; no distinction between phases
- 2P Two phase model; bubble and emulsion phases
- 3P Three phase model; bubble, cloud and emulsion phases
- CS Compartments in series model; two phases in each compartment

Gas flow

- BP-EC Plug flow in the bubble phase, complete mixing in the emulsion phase
- BP-EP Plug flow in both phases
- BC-EC Complete mixing in both phases
- P Plug flow through the bed

Particle flow

- CM Complete mixing
- CCM Complete mixing in each compartment
- DSP Dispersion, dispersion coefficient for mass balance

Devolatilization

- NC Not considered
- IU Instantaneous devolatilization, uniformly across the coal feed plane
- IP Instantaneous devolatilization at the coal feed point

Combustion rate

- CO CO oxidation rate is comparable to that of other reactions
- FD Film diffusion controlling
- FD+SR Both film diffusion and surface reaction influence the rate, CO oxidation is very fast

Elutriation

- NC Not considered
- CONS Considered



選択する必要がある。これらの事柄から、現状では、石炭の流動燃焼のモデル化の研究は発展段階にあるものと思われる。

本節では、石炭灰を流動化粒子とした石炭の常圧流動燃焼のモデルを開発し、そのモデルによって燃焼効率に及ぼす諸因子の効果を検討した結果を報告する。開発したモデルは、灰分の多い低品位炭などのように、燃焼によって燃焼の粒径があまり変わらず、燃焼灰が流動層を形成する場合に適用できるものである。

### 5・1・2 モデル化

#### 1) 流動層における気泡特性

流動層内における流動特性は複雑であり、まだ十分には理解されていない。流動燃焼のシミュレーションには層内の気泡特性を正確に推算することが必要である。気泡相と濃厚相間のガスの物質移動は気泡径に強く影響される。ここでは、流動層の2相説に基づいて、次のように気泡特性を推算した。

流動層を気泡相と濃厚相に分割して考え、気泡相では石炭の燃焼がないものと仮定する。気泡相を通過するガスの流れはピストン流れであり、濃厚相ではガスの流れはないものとする。また、すべての粒子は完全混合状態で濃厚相内にあり、濃厚相の空間率は流動化開始時における空間率と同じであると仮定する。

気泡径は Mori と Wen の相関式<sup>17)</sup>により推算する。

$$\frac{(D_{Bmax} - D_B)}{(D_{Bmax} - D_{B0})} = \exp(-0.3H/D_T) \quad \dots\dots (5-1)$$

ここで、

$$D_{Bmax} = 0.652 \left\{ (U - U_{mf}) A_T \right\}^{0.4} \quad \dots\dots (5-2)$$

$$D_{B0} = 0.347 \left\{ A_T (U - U_{mf}) / N_{or} \right\}^{0.4} \quad \dots\dots (5-3)$$

気泡の上昇速度  $U_B$  と気泡の体積割合  $\epsilon_B$  は次式<sup>18)</sup>により求める。

$$U_B = U - U_{mf} + 0.711 (g D_B)^{1/2} \quad \dots\dots (5-4)$$

$$\epsilon_B = (U - U_{mf}) / U_B \quad \dots\dots (5-5)$$

ガスは気泡相と濃厚相間で交換が起こる。そのガス交換係数  $K_{BE}$  を Davidson と Harrison モデル<sup>19)</sup>により次式で求める。

$$K_{BE} = 4.5 (U_{mf} / D_B) + 5.85 (D^{1/2} g^{1/4} / D_B^{5/4}) \quad \dots\dots (5-6)$$

層内粒子の全量  $W_B$  は次式により求める。

$$W_B = \int_0^{H_B} A_T \rho_{char} (1 - \epsilon_{mf}) (1 - \epsilon_B) dH \quad \dots\dots (5-7)$$

流動化開始時のガス流速  $U_{mf}$  は Wen と Yu が提出した次式<sup>20)</sup>により求める。

$$R_{emf} = (33.7^2 + 0.0408 G_a)^{1/2} - 33.7 \quad \dots\dots (5-8)$$

ここで、

$$R_{emf} = d_p \rho_g U_{mf} / \mu_g \quad \dots\dots (5-9)$$

$$G_a = d_p^3 \rho_g (\rho_{char} - \rho_g) g / \mu_g^2 \quad \dots\dots (5-10)$$

さらに、平均粒子径  $\bar{d}_p$  は次式によって求めるものとする。

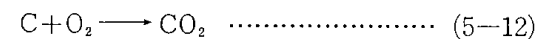
$$\bar{d}_p = 1 / \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} \left\{ P(d_p) / d_p \right\} dd_p \quad \dots\dots (5-11)$$

ここで、 $P(d_p)$  は粒径分布関数である。

#### 2) 流動燃焼における速度過程

流動層燃焼の効率は、主に石炭あるいはチャー粒子の燃焼と飛び出しの競合する速度過程によって決定される。燃焼速度は層温度と石炭の粒径によって支配される。飛び出し速度は石炭の粒径に敏感であるが、層温度には鈍感である。

ここでは、石炭燃焼の反応としてモデルの単純化のために次の反応だけを考え、他の反応については無視するものとした。



気泡相内では石炭の燃焼はなく、チャー粒子の灰層は燃焼と飛び出し速度に影響しないものと仮定する。また、石炭あるいはチャー粒子の溶融、収縮及び摩擦については、本モデルでは考慮しないものとした。

反応(5-12)の反応速度定数  $k_r$  は次式で求める。この式は、Hirama らが提出した式<sup>21)</sup>を修正したものである。

$$k_r = 40,500 \exp(-15,400/RT) \quad \dots\dots (5-13)$$

チャー粒子の飛び出し速度は、Merrick と Highley による経験式<sup>22)</sup>で推算される飛び出し速度定数  $K^*(d_p)$  を使用して求める。

$$K^*(d_p) W_B / (A_T U \rho_g) = 0.0001 + 130 \exp \left\{ -10.4 (U_T / U)^{0.5} (U_{mf} / (U - U_{mf}))^{0.25} \right\} \quad \dots\dots (5-14)$$

フリーボード内に設置された伝熱管群、じゃま板及びその他の装置構造物によって、粒子は流動層内に環流されるものと考えられる。この環流の効果を粒径  $d_p$  の粒子の戻り係数  $Y(d_p)$  で表現

(70)

するものとすれば、飛び出し速度定数  $K^*(d_p)$  の代りに  $K^*(d_p)(1-Y(d_p))$  を使用すればよい<sup>18)</sup>。ここでは、 $Y(d_p)$  を次式によって求めることにした。この式は実験結果を良く表現できるように求めた実験式である。

$$Y(d_p) = \exp(-0.002/d_p^2) \dots\dots\dots (5-15)$$

Kunii と Levenspiel の理論<sup>18)</sup>によれば、流動層から抜き出される粒子と飛び出す粒子の平均反応率  $\bar{X}_1$  と  $\bar{X}_2$  は、次式によって与えられる。

$$\bar{X}_1 = 1 - \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} (1-X_{dp})P_1(d_p)dd_p \dots (5-16)$$

$$\bar{X}_2 = 1 - \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} (1-X_{dp})P_2(d_p)dd_p \dots (5-17)$$

ここで、

$$(1-X_{dp}) = \int_0^\tau (1-t/\tau)^3 (1/\bar{t}) \exp(-t/\bar{t}) dt \dots\dots\dots (5-18)$$

$$\tau = \rho_B d_p / (2bk_r C_E) \dots\dots\dots (5-19)$$

$$(1/\bar{t}) = F_1/W_B + K^*(d_p)(1-Y(d_p)) \dots (5-20)$$

### 3) 流動層における物質収支

流動層における脱揮発及び燃焼により石炭の粒子密度は、粒径と反応率に関係せず、供給する石炭の密度の  $\beta$  倍に変化し、粒径は変化しないものとすれば、粒子に関する総括的な物質収支は次式で与えられる。

$$\beta F_0 = F_1 + F_2 \dots\dots\dots (5-21)$$

ここで、 $F_0$  は石炭の供給速度、 $F_1$  は層から抜き出される粗いチャー粒子の排出速度、及び  $F_2$  は微細なチャー粒子の飛び出し速度である。また、

$$\beta = \rho_{char} / \rho_{coal} \dots\dots\dots (5-22)$$

抜き出し粒子の粒径分布  $P_1(d_p)$  と飛び出し粒子の粒径分布  $P_2(d_p)$  は次の式により与えられる。

$$P_1(d_p) = (\beta F_0 / F_1) [P_0(d_p) / \{1 + (W_B / F_1) K^*(d_p)(1-Y(d_p))\}] \dots\dots\dots (5-23)$$

$$P_2(d_p) = (W_B / F_2) K^*(d_p)(1-Y(d_p)) P_1(d_p) \dots\dots\dots (5-24)$$

ここで、 $P_0(d_p)$  は供給石炭の粒径分布である。

式(5-23)を積分し、整理すると次式が得られる。

$$F_1 / \beta F_0 = \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} [P_0(d_p) / \{1 + (W_B / F_1) K^*(d_p)(1-Y(d_p))\}] dd_p \dots\dots (5-25)$$

式(5-25)が成立するまで試行することによって、排出速度  $F_1$  を求める。次に  $\beta F_0$  と  $F_1$  を式(5-21)

に代入して、飛び出し速度  $F_2$  を求める。

揮発分の燃焼は気泡相を通して連続的に同じ速度で進行し、気泡相内ではチャーの燃焼がないものとすれば、酸素収支は次式のようになる。

$$-dC_B/dH = K_{BE}(C_B - C_E)/U_B + r_{vm} \dots (5-26)$$

揮発分の燃焼速度  $r_{vm}$  は次式で推算する。

$$r_{vm} = O_{vm} F_0 / (A_T U H_B) \dots\dots\dots (5-27)$$

ここで、 $O_{vm}$  は揮発分の理論燃焼酸素量である。

気泡相と濃厚相の間の酸素収支から次の式が得られる。

$$A_T U (C_{Bin} - C_{vm} - C_B) = (F_1 \bar{X}_1 + F_2 \bar{X}_2) (\rho_B / b \rho_{char}) \dots\dots (5-28)$$

式(5-28)の左辺は、揮発分の燃焼と気泡相から濃厚相への物質移動による酸素の消失速度を表しており、右辺は濃厚相における石炭の燃焼による酸素の消失速度を表している。気泡相入口における酸素の濃度  $C_{Bin}$  と揮発分の燃焼による酸素濃度の変化  $C_{vm}$  は次のように表される。

$$C_{Bin} = C_0 \dots\dots\dots (5-29)$$

$$C_{vm} = O_{vm} F_0 / (A_T U) \dots\dots\dots (5-30)$$

ガス流速  $U$  の変化を無視し、濃厚相内の酸素濃度  $C_E$  は層内を通して一定であると仮定して、式(5-28)を  $C_B$  について解くことができる。また、式(5-26)は数値解法によって解くことができる。

### 4) フリーボードにおける物質収支

フリーボード部において、ガスと飛び出し粒子の流れはピストン流れであり、粒子はガス流れと同じ速度でフリーボードを通過しているものと仮定する。また、チャー粒子の燃焼速度定数は流動層における値と同じであるとする。

このような仮定に基づけば、フリーボードにおけるチャー粒子の燃焼速度は次式で表される。

$$-U(dd_{pc}/dH) = (2b/\rho_B) k_r C_F \dots\dots\dots (5-31)$$

一方、フリーボード内の酸素収支から次式が導かれる。

$$A_T U (C_{Fin} - C_F) = \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} (\rho_B / b) F_2 P_2(d_p) (X_F - X_{Fin}) dd_p \dots\dots\dots (5-32)$$

粒径  $d_p$  の粒子の反応率と未反応芯の直径との関係は次のようになる。

$$(X_F - X_{Fin}) = (d_{pcin}^3 - d_{pc}^3) / d_p^3 \dots\dots (5-33)$$

式(5-32)と(5-33)から次式が得られる。

$$C_F = C_{Fin} - (\rho_B F_2 / b A_T U) \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} \{P_2(d_p)(d_{pcin}^3 - d_{pc}^3) / d_p^3\} dd_p \dots\dots\dots (5-34)$$

フリーボード出口における酸素の濃度  $C_F$  は、式(5-31)と(5-34)を数値積分することにより求めることができる。この場合の初期条件は、フリーボード入口におけるチャー粒子の未反応芯の直径  $d_{pcin}$  と酸素の濃度  $C_{Fin}$  が流動層の出口における各値と等しいとして与えられる。

5.1.3 解法

上記の式による系は数値計算により解くことができる。その計算手順を Fig.5.1 に示す。

計算は次のような手順で行った。

- (1) 石炭の性質と粒径分布, 流動燃焼装置の諸元及び操作条件のような初期データを入力する。
- (2) 層内粒子の流動化開始速度  $U_{mf}$  を仮定する。最初の  $U_{mf}$  は供給する石炭の粒径分布から求める。
- (3) 気泡の性質, 層重量及び層内粒子の飛び出し特性値を算出する。
- (4) 挟み打ち法によって式(5-25)を満足する抜き出し速度  $F_1$  を求める。
- (5) 式(5-21)により飛び出し速度  $F_2$  を求める。式(5-23)と(5-24)によって抜き出し粒子と飛び出し粒子の粒径分布を算出する。
- (6) 式(5-8)と(5-11)を使用して流動化開始速度  $U_{mf}$  を推算する。
- (7) 手順(6)で推算した  $U_{mf}$  の値が, 手順(2)で仮定した  $U_{mf}$  と等しいかどうかを調べ, 等しくない場合には手順(6)で得られた  $U_{mf}$  を手順(2)の新しい仮定値として代入する。
- (8) 手順(2)と(6)の  $U_{mf}$  が一致するまで, 手順(2)から(6)の計算を繰り返す。
- (9) 流動層の濃厚相内における酸素濃度  $C_E$  を仮定する。
- (10) 式(5-16)から(5-20)によって, 抜き出し粒子と飛び出し粒子の平均反応率を算出する。
- (11) Runge-Kutta-Gill 数値積分法によって式(5-26)を解いて気泡相内の酸素濃度  $C_B$  を求める。

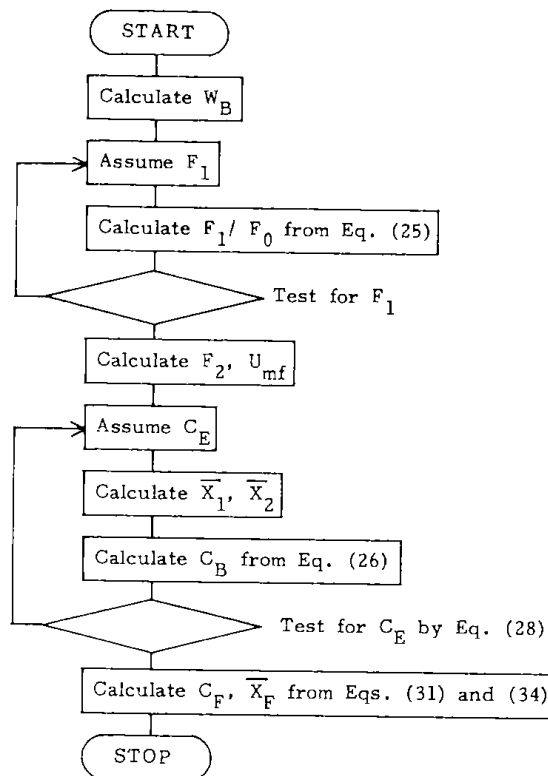


Fig. 5.1 Algorithmic flow diagram for computation of the present model.

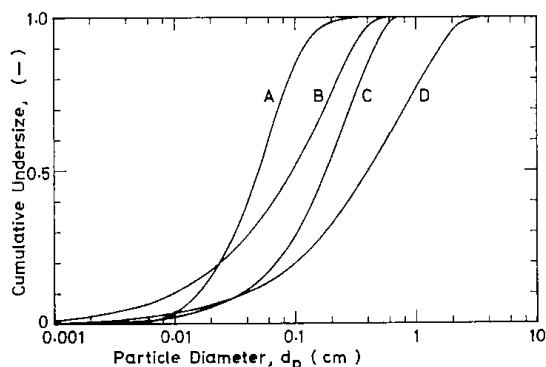
- (12) 式(5-28)が満足されるまで手順(8)から(11)の計算を挟み打ち法によって繰り返す。
- (13) 抜き出し粒子と飛び出し粒子の未燃焼率を求める。
- (14) 流動層に関する計算結果を出力する。
- (15) 供給石炭, 抜き出し粒子及び飛び出し粒子の粒径分布データを出力する。
- (16) フリーボード入口における飛び出し粒子の未反応芯径の初期値  $d_{pco}(d_p)$  を求める。
- (17) Runge-Kutta-Gill 法によって式(5-31)と(5-34)を連立させて解き, フリーボード出口における酸素濃度  $C_F$  と飛び出し粒子の未反応芯径  $d_{pc}(d_p)$  を算出する。
- (18) 総括の燃焼効率  $Y_c$  を計算する。
- (19) フリーボードに関する計算結果と総括の燃焼効率を出力する。
- (20) 計算が終わったかどうかを調べ, 次の計算が必要であるなら手順(1)へ戻る。

5.1.4 計算結果と考察

流動燃焼炉における太平洋炭の燃焼のモデル・シミュレーションを行った。太平洋炭は、日本産の石炭で非粘結炭である。その工業分析値と主な

**Table 5.2** Proximate analysis and properties of coal.

Moisture	wt%	5.6
Ash	wt%	32.5
Volatile matter	wt%	33.9
Fixed carbon	wt%	28.0
-----		
Low heating value	cal/g	4510
Stoichiometric air	Ncm <sup>3</sup> /g	4670
Stoichiometric oxygen for volatile		
*	mol/g	0.0204
Density of coal	g/cm <sup>3</sup>	1.56
Density of char	g/cm <sup>3</sup>	1.46
Carbon molar density	mol/cm <sup>3</sup>	0.0563
Sphericity		0.65



**Fig. 5.2** Size distributions of feed coals.

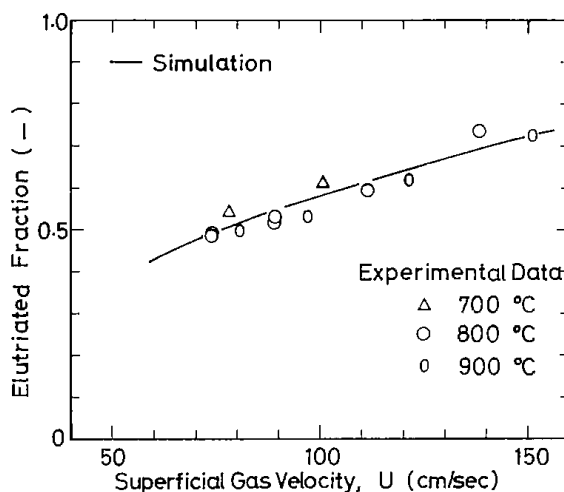
特性値を **Table 5.2** に示す。シミュレーションに必要な石炭の粒径分布を **Fig. 5.2** に示す。曲線 A は Hirama らの実験<sup>23)</sup> で使用した粒径分布である。シミュレーションに必要な流動燃焼炉の諸元を **Table 5.3** にまとめて示す。

モデルによる計算結果と実験結果との比較を **Fig. 5.3** と **5.4** に示す。**Fig. 5.3** に見られるように、流動燃焼炉からの飛び出し割合についての両結果は良く一致している。抜き出し粒子及び飛び出し粒子の未燃炭素分についての計算結果は、**Fig. 5.4** によれば、空気過剰の条件下では実験結果とよく一致しているが、空気不足の条件下では一致していない。この空気不足の条件における不一致は、式(5-12)のように燃焼反応をあまりにも単純化しすぎたことによるものと考えられる。したがって、このような条件については、より詳細な反応を考慮したモデル化が必要である。

パラメーターを変化させたシミュレーションを行うことにより、流動燃焼炉の設計値が燃焼効率に及ぼす影響を調べた。その結果を **Figs. 5.5** ~

**Table 5.3** Design variables used in the model calculations.

		Parametric studies	Experiments
Bed diameter	$D_T$ cm	100	10.8
Bed height	$H_B$ cm	100	30.0
Freeboard height	$H_F$ cm	200	70.0
Air feed rate	$G_0$ Ncm <sup>3</sup> /s	$4.17 \times 10^5$	$2.58 \times 10^3$
Air ratio	$\lambda$	1.2	0.5~1.5
Temperature	$T$ °C	900	700~900
Maximum bubble diameter in fluidized bed			
	$D_{BM}$ cm	100	10.8



**Fig. 5.3** Elutriated fraction.

**8** に示す。**Fig. 5.5** は、空気分散器の設計値の1つである孔数の燃焼効率に与える影響を示したものである。このシミュレーションの範囲では、その影響はほとんど認められない。**Fig. 5.6** から、層内に挿入された狭いピッチの管群によって左右される最大気泡径によって燃焼効率が影響されることが解る。**Fig. 5.7** と **Fig. 5.8** を比較することによって、流動層高がフリーボード高さよりも燃焼効率に対して顕著に影響することが解る。この知見から、2段流動層燃焼が燃焼効率の向上に効果的であることが解った。さらに、**Figs. 5.5** ~ **8** を通して見ると、流動化する限り比較的狭い粒径分布の石炭が燃焼効率の向上に効果があることが解った。

### 5.1.5 まとめ

シミュレーションによって石炭の流動燃焼を考察するために、流動層の2相説に基づいた1つの数学モデルを提出した。モデルをテストするため

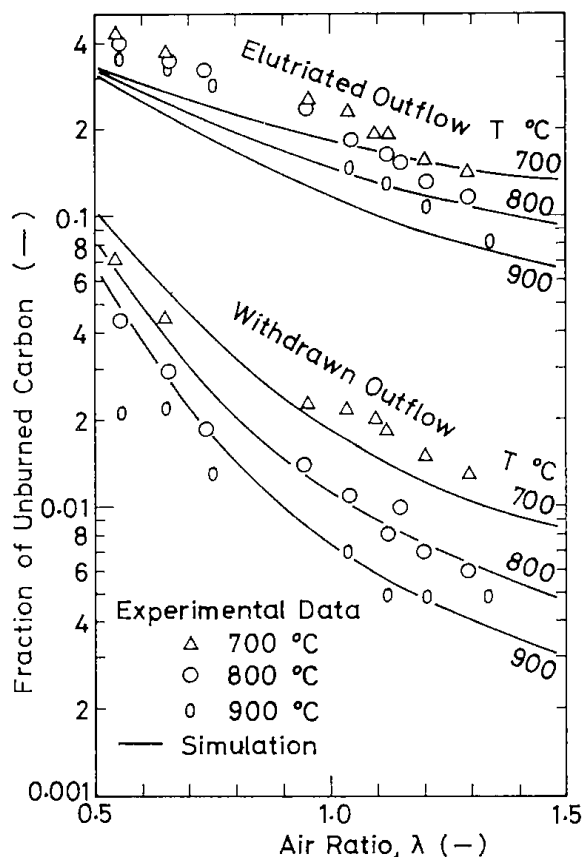


Fig. 5.4 Fraction of unburned carbon.

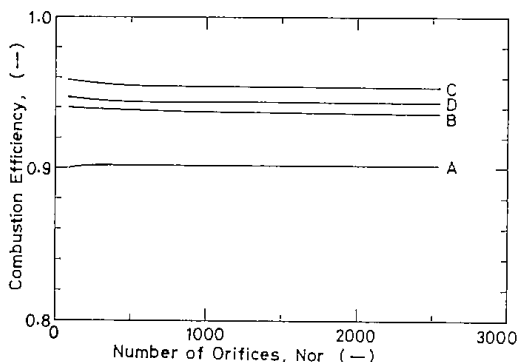


Fig. 5.5 Dependence on combustion efficiency of orifice number.

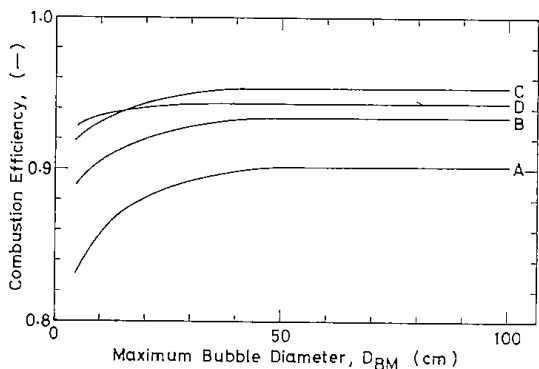


Fig. 5.6 Dependence on combustion efficiency of maximum bubble size.

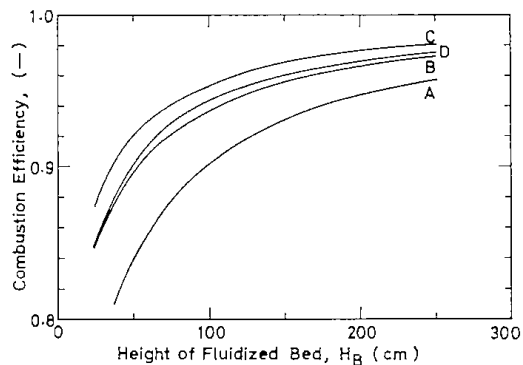


Fig. 5.7 Dependence on combustion efficiency of bed height.

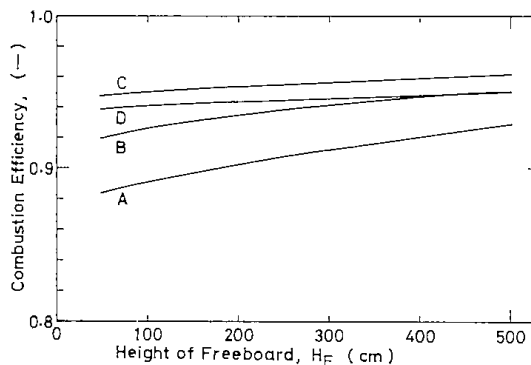


Fig. 5.8 Dependence on combustion efficiency of freeboard height.

に、その計算結果と実験結果とを比較した。その結果、両者の一致は良好であった。モデルによるシミュレーションによって、層高と石炭の粒径分布が燃焼効率に著しく影響し、2段流動層燃焼により高い燃焼効率が実現できることが解った。しかしながら、このモデルでは粒子の摩耗、脱硫及び低 NO<sub>x</sub> 化について考慮しておらず、今後これらの問題を含めたモデルの改良が必要である。

### 5.2 流動燃焼ボイラーの基本設計

#### 5.2.1 はじめに

ボイラーの特性は、ボイラーの種類、型式、燃料などによって、ほぼ決まっているといわれている。しかし、流動燃焼方式によるボイラーについては新しい型式であるので、その特性はあまり明らかになっていない。そこで、第2、3章で述べた流動層燃焼の基本的な特性に基づいて、流動層燃焼によるボイラーの熱計算からみた設計法について考察した。

ボイラーの熱計算では、ボイラー効率を知るこ

とが特に重要であり、これはボイラーの熱損失から求めることができる。石炭の流動層燃焼における未燃損失の大部分は飛び出し微粒灰の未燃分によるので、熱計算を行うためには飛び出し粒子の割合とその未燃分を知る必要がある。本節では、石炭の流動層燃焼によるボイラーの熱計算に必要な飛び出し粒子の割合と、その未燃分を経験的に推定する方法を示す。次に、これらの値を使用してボイラー効率を求める方法を示す。

5・2・2 飛び出し粒子の割合とその未燃分

石炭の流動層燃焼ボイラーから排出される石炭灰は、流動層から溢流方式などによって排出される抜き出し灰と燃焼排ガスに伴われて排出される飛び出し灰である。抜き出し灰は、一般的に0.5 mm以上の粒径を持つ粗粒子で、その割合は石炭灰の25～45%になり、その未燃炭素分は1～3%程度である。また、飛び出し灰は0.5 mm以下の微粒子で、その割合は石炭灰の55～75%になり、通常は30～50%の未燃炭素分を含んでいるといわれている<sup>25)</sup>。しかしながら、これらの値は石炭の性状、燃焼装置、燃焼条件など複雑な因子によって決まるものであり、正確に推定することは困難である。ここでは、石炭灰の粒径分布があらかじめ知られている場合に、飛び出し粒子の割合を推定する方法と第2章で示した実験結果を整理して得られた経験式によって飛び出し粒子の未燃炭素分を推算する方法を示す。

1) 飛び出し粒子の割合の推定方法

石炭の流動層燃焼の実験結果によれば、飛び出す粒子の限界粒子径は、排ガスの線速度を終端速度とする粒子の粒径とほぼ等しいことが解った。そこで、流動層に供給された石炭粒子のなかで、排ガス速度を終端速度とする粒径以下の粒子はすべて飛び出すものと仮定すれば、飛び出し粒子の割合を推定することができる。その推定は次のような手順で行うことができる。

まず、排ガスの流速  $u_{0g}$  を燃焼条件から求める。

次に、この  $u_{0g}$  を終端速度とする石炭チャーの粒径を求め、それを飛び出し限界粒子径  $d_{pc}$  とする。この場合、燃焼する石炭のチャー粒子の密度、形状係数及び燃焼排ガス温度、密度、粘度を使用して、粒子径と終端速度との関係を求める。次に、石炭の粒径分布から、粒径  $d_{pc}$  以下の粒子の割合を飛び出し粒子の割合  $f_f$  として求める。した

がって、抜き出し粒子の割合  $f_c$  は  $f_c = 1 - f_f$  として求めることができる。

2) 飛び出し粒子の未燃分の推定方法

単段の流動層による太平洋炭の燃焼実験の結果<sup>23)</sup> から、飛び出し粒子の未燃燃率  $(1 - X_{fc})$  とフリーボードにおける粒子の見掛け上の無次元反応時間  $(k_f \lambda' H_f / u_{0g})$  に関して Fig. 5・9 のような相関が得られ、その実験式として次式が得られた。

$$(1 - X_{fc}) = 2.10 \exp(-k_f \lambda' H_f / u_{0g}) \dots (5-35)$$

ここで  $k_f$  は見掛けの反応速度定数 [1/s]、 $\lambda'$  は修正空気比、 $H_f$  はフリーボード高さ [m]、 $u_{0g}$  はガス速度 [m/s] である。

飛び出し粒子の未燃燃率  $(1 - X_{fc})$  は次式により求められる。

$$(1 - X_{fc}) = \left( \frac{C_f}{1 - C_f} \right) / \left( \frac{C_{fcc}}{1 - C_{fcc}} \right) \dots (5-36)$$

ここで、 $C_f$  は飛び出し粒子の未燃炭素分で、 $C_{fcc}$  は脱揮発した石炭チャーの炭素分である。

見掛けの反応速度定数  $k_f$  は、実験結果から太平洋炭について、次式が得られた。

$$k_f = 14.3 \exp(-3,926/RT) \dots (5-37)$$

修正空気比  $\lambda'$  は次式によって求められる。

$$\lambda' = \lambda A_0 / (A_0 - f_f A_{fc}) \dots (5-38)$$

ここで、 $\lambda$  は空気比、 $A_0$  は理論空気量 [Nm<sup>3</sup>/kg]、 $f_f$  は飛び出し粒子の割合、 $A_{fc}$  は石炭中の固定炭

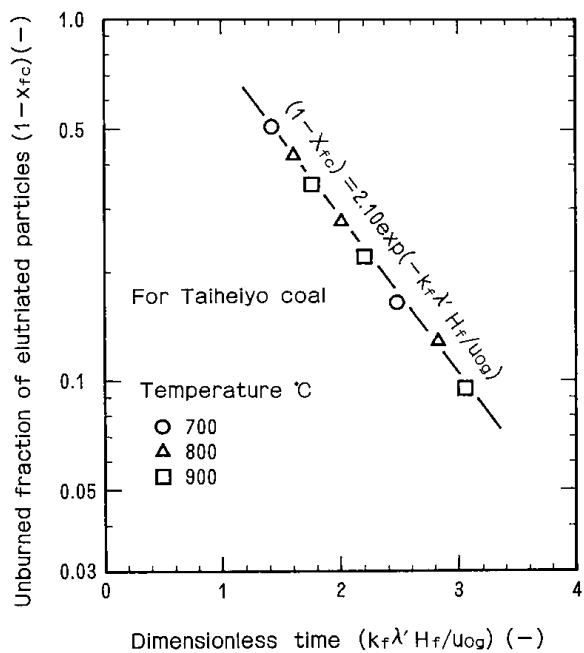


Fig. 5・9 Unburned fraction of elutriated particles.

素分の理論空気量 [Nm<sup>3</sup>/kg] で、石炭の固定炭素分を C<sub>fc0</sub> とすれば、次式で与えられる。

$$A_{fc} = 8.89 C_{fc0} \dots\dots\dots (5-39)$$

以上のような関係式に燃焼条件を代入して、飛び出し粒子の未燃分 C<sub>f</sub> を算出することができる。しかしながら、式(5-35)と(5-37)は太平洋炭について得られた経験式であるので、他の石炭に適用できるかどうかは不明である。したがって、他の石炭に関しては、基礎的な燃焼試験を行い、その結果から同様な関係式を求める必要がある。

### 5・2・3 ボイラー効率

ボイラーの基本的な設計を行うためには熱計算を行う必要がある。この場合、設計しようとするボイラーの諸特性をあらかじめ知っていると、設計を容易に行うことができる。ボイラーの諸特性の中で、ボイラー効率は熱計算を行う上で特に重要なもので、次式で表わされる。

$$\text{ボイラー効率 } \eta = \frac{G(i_2 - i_1)}{BH_1} \dots\dots (5-40)$$

ここで、G はボイラーの蒸発量 [kg/h]、i<sub>1</sub> は給水のエンタルピー [kcal/kg]、i<sub>2</sub> は蒸気のエンタルピー [kcal/kg]、B は燃料の供給量 [kg/h]、H<sub>1</sub> は燃料の低位発熱量 [kcal/kg] である。ボイラー効率の値はボイラーの種類によって異なり、それらの概略値を Table 5・4 に示す<sup>26)</sup>。

ボイラー効率の概略値は、ボイラーの熱損失から求めることができる。熱損失には次のものがある。

- 排ガスの顕熱による損失  $l_1$
- 未燃物の発熱量による損失  $l_2$
- 放熱による損失  $l_3$
- 排出される粒子の顕熱による損失  $l_4$
- 非定常加熱による損失  $l_5$

Table 5・4 Boiler efficiencies<sup>26)</sup>.

Boiler type	Boiler efficiency $\eta$
Vertical boiler	0.45~0.55
Cornish boiler	0.50~0.65
Lancashire boiler	0.55~0.70
Fire tube boiler	0.65~0.75
Water tube boiler	
Ordinary scale	0.65~0.80
Large scale	0.80~0.90
Locomotive boiler	0.60~0.70
Marine fire-tube boiler	0.60~0.75

これらの諸損失を、燃料の低位発熱量に対する割合で示すと、ボイラー効率  $\eta$  は次式で算出される。

$$\eta = 1.0 - (l_1 + l_2 + l_3 + l_4 + l_5) \dots\dots (5-41)$$

流動燃焼ボイラーのボイラー効率は 70 ~ 85% 程度であるといわれている<sup>27,28)</sup> が、以下に示す諸損失の推算によってその値を求めることができる。

#### 1) 排ガスの顕熱による損失 $l_1$

排ガスの顕熱損失は次式で求められる。

$$l_1 = \frac{J_g - J_{a0}}{H_1} \dots\dots\dots (5-42)$$

ここで、J<sub>g</sub> は石炭 1 kg あたりの排ガスの顕熱 [kcal/kg]、J<sub>a0</sub> は石炭 1 kg あたりの空気の顕熱 [kcal/kg]、H<sub>1</sub> は石炭の低位発熱量 [kcal/kg] である。排ガスの顕熱 J<sub>g</sub> は次式で与えられる。

$$J_g = G_g C_{Pg} t_g \dots\dots\dots (5-43)$$

ここで、G<sub>g</sub> は排ガス量 [Nm<sup>3</sup>/kg] で、完全燃焼時における排ガスの量と等しいとしてよい。また、t<sub>g</sub> は排ガスの温度 [°C]、C<sub>Pg</sub> は t<sub>g</sub> における排ガスの平均比熱 [kcal/Nm<sup>3</sup>・°C] である。空気の顕熱 J<sub>a0</sub> は次式で与えられる。

$$J_{a0} = A C_{Pa} t_a \dots\dots\dots (5-44)$$

ここで、A は空気量 [Nm<sup>3</sup>/kg]、C<sub>Pa</sub> は空気の平均比熱 [kcal/kg]、t<sub>a</sub> は空気の温度 [°C] である。

#### 2) 未燃物の発熱量による損失 $l_2$

この損失は、未燃炭による損失と排ガス中に含まれる可燃ガスによる損失との和である。流動燃焼ボイラーでは、未燃炭による損失が主なものである。可燃ガスによる損失を省略できる場合が多い。

未燃炭による損失  $l_{21}$  は次式で表わされる。

$$l_{21} = \frac{J_{bc} + J_{bf}}{H_1} \dots\dots\dots (5-45)$$

ここで、J<sub>bc</sub> は抜き出し粒子の未燃損失熱 [kcal/kg]、J<sub>bf</sub> は飛び出し粒子の未燃損失熱 [kcal/kg] である。抜き出し粒子の未燃損失熱 J<sub>bc</sub> は次式で与えられる。

$$J_{bc} = 8,100 F_c C_c \dots\dots\dots (5-46)$$

ここで、8,100 の値は炭素の発熱量 [kcal/kg]、F<sub>c</sub> は石炭 1 kg あたりの抜き出し粒子の量 [kg/kg]、C<sub>c</sub> は抜き出し粒子の未燃炭分で、通常 0.01 ~ 0.03 の値である。また、飛び出し粒子の未燃損失熱 J<sub>bf</sub> は次式で与えられる。

$$J_{bf} = 8,100 F_f C_f \dots\dots\dots (5-47)$$

ここで、F<sub>f</sub> は石炭 1 kg あたりの飛び出し粒子の量 [kg/kg]、C<sub>f</sub> は飛び出し粒子の未燃炭分で、通

常は 0.3 ~ 0.5 の値である。

3) 放熱による損失  $l_3$

ボイラーの周囲から放射，伝導及び対流により放熱が起こる。この放熱による損失はボイラーの蒸発量にほぼ逆比例して小さくなり，負荷が変化してもほとんど変わらないものと考えてよい。従来のボイラーと流動燃焼ボイラーの放熱による損失の大体の値を Fig.5・10 に示す<sup>25,26)</sup>。

4) 排出される粒子の顕熱による損失  $l_4$

排出粒子の顕熱損失は次式で表わされる。

$$l_4 = \frac{J_c + J_f}{H_1} \dots\dots\dots (5-48)$$

ここで， $J_c$  と  $J_f$  は抜き出し粒子と飛び出し粒子の顕熱量 [kcal/kg] で，それぞれ次式によって与えられる。

$$J_c = F_c C_{pc} t_c \dots\dots\dots (5-49)$$

$$J_f = F_f C_{pf} t_f \dots\dots\dots (5-50)$$

ここで， $F_c$  と  $F_f$  はそれぞれ石炭 1 kg あたりの抜き出し粒子と飛び出し粒子の量 [kg/kg]， $C_{pc}$  と  $C_{pf}$  は抜き出し粒子と飛び出し粒子の比熱 [kcal/kg・°C] で，0.19 ~ 0.23 [kcal/kg・°C] の値である。また， $t_c$  と  $t_f$  は抜き出し粒子と飛び出し粒子の排出温度 [°C] である。灰分が 40 ~ 64% の石炭を流動燃焼した場合，排出粒子による顕熱損失  $l_4$  は 0.012 ~ 0.020 程度である<sup>25)</sup>。

5) 非定常加熱による損失  $l_5$

ボイラーの負荷が大きく変動する場合には，この損失の最大値は 0.02 位である。ボイラーが，8 時間以上にわたり同一負荷で運転される場合にはこの損失がないものとしてよい<sup>26)</sup>。

以上のようにして求めた諸損失から，式(5-41)

によってボイラー効率  $\eta$  を算出することができる。流動燃焼ボイラーの特性から，ボイラー効率の大体の値は，排ガスの顕熱損失，飛び出し粒子の未燃損失及び放熱損失の各値から推定することができよう。

5・2・4 流動層における伝熱

流動層とフリーボードにおける熱収支を考えてみる。入熱として，石炭の顕熱  $Q_{co}$ ，空気の顕熱  $Q_a$  及び石炭の燃焼熱  $Q_{bco}$  がある。また出熱としては，流動層における伝熱  $Q_{tb}$ ，フリーボードにおける伝熱  $Q_{tf}$ ，抜き出し粒子の顕熱  $Q_c$ ，飛び出し粒子の顕熱  $Q_f$ ，排ガスの顕熱  $Q_g$ ，抜き出し粒子の燃焼熱  $Q_{bc}$ ，飛び出し粒子の燃焼熱  $Q_{bf}$ ，排ガスの燃焼熱  $Q_{bg}$  および放熱  $Q_{rd}$  がある。熱収支から次式が成立する。

$$\begin{aligned} Q_{co} + Q_a + Q_{bco} \\ = Q_{tb} + Q_{tf} + Q_c + Q_f + Q_g + Q_{bc} \\ + Q_{bf} + Q_{bg} + Q_{rd} \text{ [kcal/h]} \dots\dots (5-51) \end{aligned}$$

この式から，流動層における伝熱量  $Q_{tb}$  を求めることができる。

流動層内に設置された伝熱管の伝熱係数については，多くの推算式が提出されている<sup>29)</sup>が，まだ確立されたものには成っていない。流動燃焼ボイラーにおける水平管群の管外伝熱係数が，実用に近い条件の下で測定されている<sup>30)</sup>。この値を総括伝熱係数  $U_B$  [kcal/h] として近似的に使用できるものと思われるので，それを Fig.5・11 に示す。流動燃焼ボイラーの総括伝熱係数  $U_B$  の設計値として，通常 190 ~ 300 kcal/m<sup>2</sup>・h・°C の値が採用されている<sup>31)</sup>。

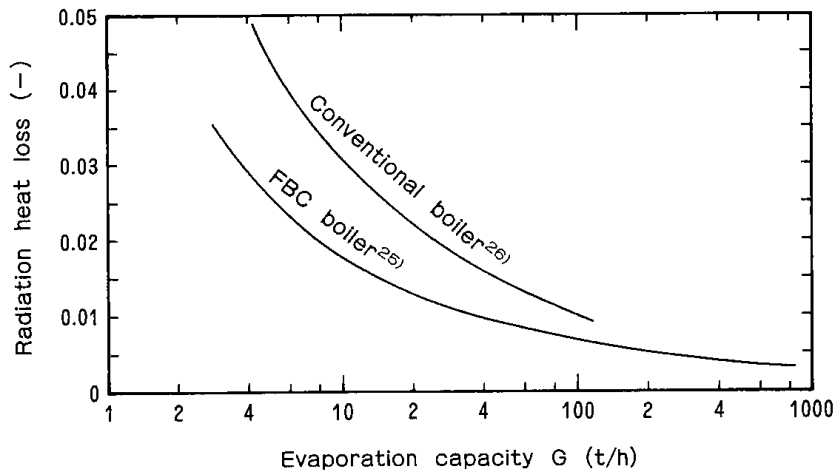


Fig. 5・10 Radiation heat loss from boiler.



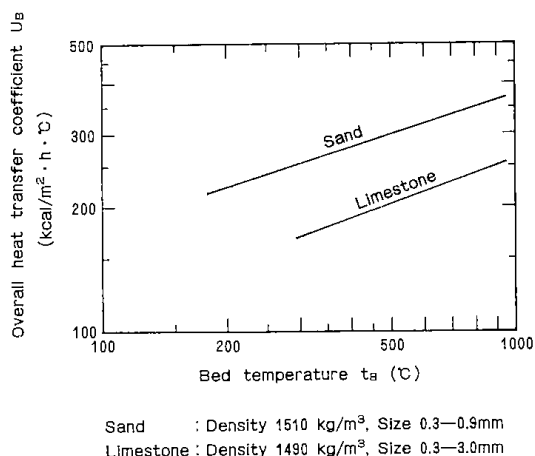


Fig. 5・11 Overall heat transfer coefficient of horizontal tube bundle in fluidized bed<sup>30)</sup>

伝熱管群の伝熱面積  $A_B$  [m<sup>2</sup>] は、次式によって求めることができる。

$$A_B = \frac{Q_{tB}}{U_B \Delta t_{mB}} \dots\dots\dots (5-52)$$

ここで、 $Q_{tB}$  は伝熱量 [kcal/h]、 $U_B$  は総括伝熱係数 [kcal/m<sup>2</sup>・°C]、 $\Delta t_{mB}$  は平均温度差 [°C] である。

5・2・5 フリーボードにおける伝熱

流動燃焼ボイラーにおけるフリーボードの役割としては、流動層から放出された粒子を降下させて層内に戻す、飛び出し粒子と排ガス中の未燃分を燃焼させる、排ガス中の窒素酸化物を分解させる、排ガスの顕熱を回収することなどがあり、流動燃焼ボイラーにとって重要な構成要素の1つである。フリーボードをあまり低くすると、上述の役割を十分に果たすことができなくなり、また高くすると装置の容積が大きくなり、好ましくない。しかしながら、小形のボイラーでは、できるだけフリーボードを低くすることが要求されるであろう。さらに、フリーボードにおける燃焼などの反応を十分に進行させるためには、流動層の燃焼温度と同じ程度の温度レベルを保持する必要がある。

フリーボードにおける伝熱量は、未燃分の燃焼量と排ガスの出口温度によって異なり、それを求める計算は複雑である。そこで、フリーボードにおける伝熱量  $Q_{tF}$  [kcal/h] を、飛び出し粒子の固定炭素分の燃焼熱量で近似すれば、その値は次式により求められる。

$$Q_{tF} = 8,100 B f_f C_{fco} X_{fc} \dots\dots\dots (5-53)$$

ここで、8,100 は炭素の発熱量 [kcal/h]、 $B$  は、石

炭の消費量 [kg/h]、 $f_f$  は飛び出し粒子の割合、 $C_{fco}$  は石炭の固定炭素分、 $X_{fc}$  は飛び出し粒子の固定炭素の燃焼率である。

フリーボードに設置された伝熱管の総括伝熱係数  $U_F$  [kcal/m<sup>2</sup>・h・°C] は、詳細な伝熱計算によって求められるが、概略値は Fig. 5・12 によって求めることができる<sup>31)</sup>。また、伝熱面積  $A_F$  [m<sup>2</sup>] は次式によって求められる。

$$A_F = \frac{\alpha Q_{tF}}{U_F \Delta t_{mF}} \dots\dots\dots (5-54)$$

ここで、 $\alpha$  は伝熱面の汚れとデッドコーナーを考慮するための係数で、1.2～1.6 程度の値である。また、 $Q_{tF}$  は伝熱量 [kcal/h]、 $U_F$  は総括伝熱係数 [kcal/m<sup>2</sup>・h・°C]、 $\Delta t_{mF}$  は平均温度差 [°C] である。

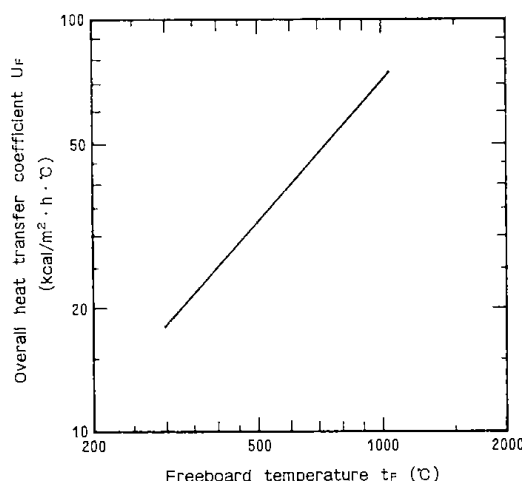


Fig. 5・12 Overall heat transfer coefficient in freeboard<sup>31)</sup>

5・2・6 エコノマイザー

エコノマイザーは排ガスによってボイラーへ供給される水を予熱する装置で、排ガスの顕熱を回収して燃料を節約する目的で設置される。エコノマイザーの設置によって、一般には 10～12% の熱効率が上昇する。小形のボイラーではエコノマイザーの付設を省く場合が多いけれども、大形ボイラーでは付設するのが一般的である。エコノマイザーの一般的な形式としては、平滑管形、ひれ付管形及びコイル式のものを使用されている。

エコノマイザーにおける排ガスの熱収支から、次式が得られる。

$$Q_{tE} = G'_g (i_{gE1} - i_{gE2}) \dots\dots\dots (5-55)$$

ここで、 $Q_{tE}$  は伝熱量 [kcal/h]、 $G'_g$  は飛び出し粒子を含む排ガス量 [kg/h]、 $i_{gE1}$  と  $i_{gE2}$  は排ガスの入

口と出口におけるエンタルピー [kcal/kg] である。

また、ボイラーに供給する水の熱収支からは次式が得られる。

$$Q_{tE} = G(i_{wE2} - i_{wE1}) \dots\dots\dots (5-56)$$

ここで、G は蒸発量すなわち給水量 [kg/h]、 $i_{wE1}$  と  $i_{wE2}$  は給水の入口と出口におけるエンタルピー [kcal/kg] である。

一般的な場合には、排ガスのエコノマイザー入口における温度  $t_{gE1}$  [°C] は流動層のフリーボード出口における排ガスの温度に等しく、エコノマイザー出口における排ガスの温度  $t_{gE2}$  [°C] は空気予熱器の入口温度に等しい。したがって、これらの温度  $t_{gE1}$  と  $t_{gE2}$  をあらかじめ求めておくことができる。このようにして伝熱量  $Q_{tE}$  を式(5-55)によって求められる。また、給水のエコノマイザー入口温度  $t_{wE1}$  [°C] も、通常は与えられているので、式(5-56)を使用して、給水のエコノマイザー出口温度  $t_{wE2}$  [°C] を求めることができる。

エコノマイザーを流れる水の流速は、通常 0.6 ~ 1.1 m/s 程度に設計される。給水の入口温度は、伝熱管表面への灰の付着や腐食をさけるために、排ガスの露点(35~40°C)以上に設定する必要がある。

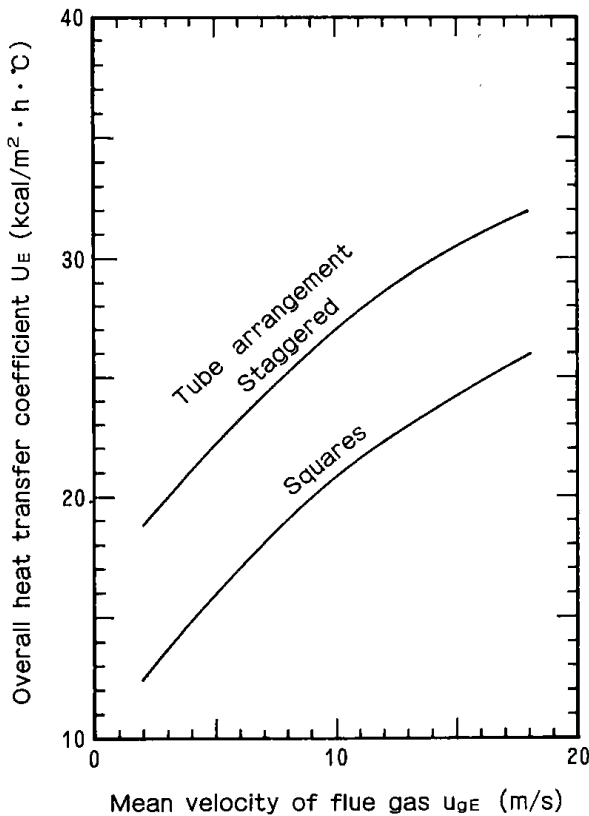


Fig. 5-13 Overall heat transfer coefficient in fin-tube type economizer<sup>26)</sup>

る。

エコノマイザーにおける総括伝熱係数  $U_E$  [kcal/m<sup>2</sup>·h·°C] は、詳細な伝熱計算により求められるが、概略値は Fig. 5-13 によって求めることができる<sup>26)</sup>。伝熱面積  $A_E$  [m<sup>2</sup>] は、向流型の熱交換器として次式によって求められる。

$$A_E = \frac{\alpha Q_{tE}}{U_E \Delta t_{mE}} \dots\dots\dots (5-57)$$

ここで、 $\alpha$  は伝熱面の汚れとデッドコーナーを考慮するための係数で、1.2 ~ 1.6 程度の値である。また、 $Q_{tE}$  は伝熱量 [kcal/h]、 $U_E$  は総括伝熱係数 [kcal/m<sup>2</sup>·h·°C]、 $\Delta t_{mE}$  は対数平均温度差 [°C] である。

5-2-7 空気予熱器

排ガスの顕熱を利用して燃焼用の空気を予熱する装置で、エコノマイザーの後に設置される。一般的な形式としては板形、管形及び回転式のものを使用されている。

空気予熱器における空気の熱収支から、次式が成立する。

$$Q_{tA} = BA\rho_{ao}(i_{aA2} - i_{aA1}) \dots\dots\dots (5-58)$$

ここで、 $Q_{tA}$  は伝熱量 [kcal/h]、B は燃料の消費量 [kg/h]、A は実際空気量 [Nm<sup>3</sup>/kg]、 $\rho_{ao}$  は空気の密度 [kg/Nm<sup>3</sup>]、 $i_{aA1}$  と  $i_{aA2}$  は空気の入口と出口におけるエンタルピー [kcal/kg] である。

また、排ガスの熱収支から次式が成立する。

$$Q_A = G'_g(i_{gA1} - i_{gA2}) \dots\dots\dots (5-59)$$

ここで、 $G'_g$  は飛び出し粒子を含む排ガス量 [kg/h]、 $i_{gA1}$  と  $i_{gA2}$  は排ガスの入口と出口におけるエンタルピー [kcal/kg] である。

空気予熱器の入口と出口における空気の温度  $t_{aA1}$  [°C] と  $t_{aA2}$  [°C] は、一般にあらかじめ与えられているので、伝熱量  $Q_{tA}$  は式(5-58)によって求められる。また、排ガスの出口温度  $t_{gA2}$  [°C] も通常は与えられているので、式(5-59)から排ガスの入口におけるエンタルピー  $i_{gA1}$  が求められ、排ガスの入口温度  $t_{gA1}$  [°C] を求めることができる。

空気予熱器からの空気出口温度  $t_{aA2}$  は、一般に 150 ~ 350°C 程度に設定される。板形あるいは管形の空気予熱器内を流れる排ガスと空気の平均流速は、通常 6 ~ 12 m/s 程度に設定される。また、空気予熱器から空気を送る管内の流速は、通常 8 ~ 16 m/s 程度に設定される。

空気予熱器における総括伝熱係数  $U_A$  [kcal/m<sup>2</sup>·

h・℃]は詳細な伝熱計算によって求められるが、概略値は Fig. 5・14 によって求めることができる<sup>26)</sup>。伝熱面積  $A_A$  [m<sup>2</sup>]は、向流型熱交換器として伝熱量  $Q_{tA}$  [kcal/h]，対数平均温度差  $\Delta t_{mA}$  [°C]の値から次式により求めることができる。

$$A_A = \frac{\alpha Q_{tA}}{U_A \Delta t_{mA}} \dots\dots\dots (5-60)$$

ここで、 $\alpha$ は伝熱面の汚れとデッドコーナーを考慮するための係数で、1.2～1.6程度の値である。

### 5・2・8 流動層のガス分散器

流動層装置において、ガス分散器は最つとも重要な装置構造物の一つである。ガス分散器は、流動化ガスを流動層内に均一に分散させ、良好な流動化を保つものでなければならない。ガスの吹き込みが不均一であれば流動化が悪くなり、場合によっては装置の運転を停止しなければならないよ

うなトラブルが起きる。

ガス分散器には様々なものを使用されているが、一般に次のようなことが要求される。

- (1) 流動化ガスが均一に分散され、偏流を起さない。
- (2) 粒子の不動部分(デッドスペース)が少ない。
- (3) 圧力損失が少く、ガス流速による変化が小さい。
- (4) 停止時に粒子が落下せず、閉塞しない。
- (5) 機械的応力、熱応力及び腐蝕、摩耗に対して十分な強度を持つ。
- (6) 構造が簡単で、製造、設置及び保守、交換が容易である。
- (7) 安価である。

これらの要件の中には相反するものもあり、すべて十分に満たすことは現実には難かしいが、使用目的によって様々な工夫がなされている。

石炭の流動燃焼ボイラーに使用されている空気分散器の主なものは、キャップ型、多孔板型及びスリット板型である。以下に、これらの概要を述べてみる。

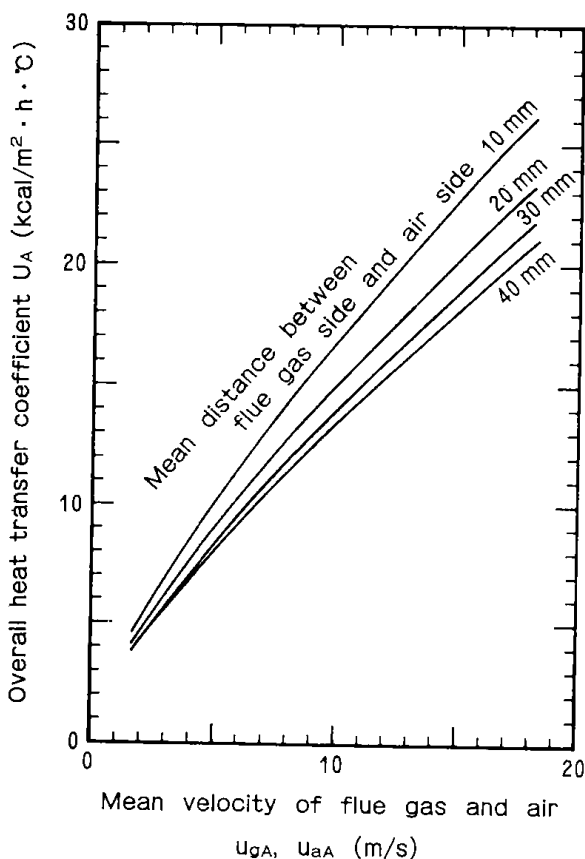
#### 1) キャップ型ガス分散器

支持板に、キャップといわれる側孔からガスが吹き出すノズルを取り付けたものである。支持板は、流動層を保持し、キャップを所定の配列で取り付けるもので、一般に厚さ15～25mmの鋼板が使用される。大きさは約2m<sup>2</sup>以下のものを組合せて作り、その加工と取り付けには、粒子重量、風圧、熱応力によって変形・破損が生じないような工夫が必要である。

キャップは、側孔を持ったノズル型のもので、通常は直径60～110mmのものを使用される。キャップの頭には粒子が停滞しないように勾配がつけられる。また、耐熱層と断熱層を設置するために支持板とガス吹き出し孔との間隔を65～90mm、耐熱層上面とガス吹き出し孔との間隔を20～40mmにして、キャップの全高を170～250mm程度にする。さらにガス吹き出し孔として、孔径4～8mmで孔数6～16が一般に使用されている<sup>25)</sup>。

キャップの配列は一般に正三角形配列が使用される。キャップ間のピッチは、通常キャップ径の1.5～1.75倍で、20cm以下にされる。また、キャップの配列は粒子の抜出管の配置を考慮して決める必要がある。抜出管は層内粒子の定常的な抜き出し、長期運転中に層底に溜って流動化を防げる

Fig. 5・14 Overall heat transfer coefficient in plate and tube type air heater<sup>26)</sup>



Correction factors by mean temperature difference  $\Delta t_{mA}$

$\Delta t_{mA}$ °C	150	200	250	300	350
Factor	1.13	1.06	1.00	0.96	0.90

(80)

大粒子の抜き出し及び緊急時に層内粒子を抜き出す場合などに使用される。抜出管は、通常は2.5～3.5 m<sup>2</sup>に1本の割合で設置される。

ガス吹き出し孔におけるガス流速  $u_{or}$  は、流動状態の保持とターンダウンを考慮して、最大粒子の動きだす限界のガス流速  $u_{orc}$  の2倍程度にする。この限界ガス流速  $u_{orc}$  は次式で与えられる<sup>25)</sup>。

$$u_{orc} = \frac{132\rho_p}{100+\rho_p} d_{pmax}^{0.4} \text{ [m/s]} \quad \dots (5-61)$$

ここで、 $\rho_p$  は粒子の密度 [kg/m<sup>3</sup>]、 $d_{pmax}$  は最大粒子径 [m] である。

ガス分散器の開口比  $r_{or}$  は、通常0.02～0.03程度で、次式によって求められる。

$$r_{or} = \frac{u_o}{u_{or}} = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 n_{or} N_{cap} / A_{Td} \quad \dots (5-62)$$

ここで、 $u_o$  は流動化ガスの空塔速度 [m/s]、 $u_{or}$  はガス吹き出し孔におけるガス流速 [m/s]、 $d_{or}$  はガス吹き出し孔の孔径 [m]、 $n_{or}$  はキャップのガス吹き出し孔の数、 $N_{cap}$  はキャップの数、 $A_{Td}$  は分散器の面積 [m<sup>2</sup>] である。

また、キャップ配列のピッチ  $l_{cap}$  は、正三角形配列の場合には次式で与えられる。

$$l_{cap} = \left(\frac{\pi}{2\sqrt{3}}\right)^{1/2} d_{or} / r_{or}^{1/2} \\ = 0.952 d_{or} / r_{or}^{1/2} \text{ [m]} \quad \dots (5-63)$$

これらの関係式を使用して、各値が上述の範囲に入り、 $n_{or}$  と  $N_{cap}$  が整数になるように試行計算してガス分散器の設計を行う。

### 2) 多孔板型ガス分散器

平板に多数の小孔をあけたものである。このガス分散器の特長は、製作・取付が簡単であること及び通気抵抗による圧力損失が少ないことである。しかし運転を停止する場合に、粒子が孔を通して風箱に落下しやすい欠点を持っている。

多孔板1枚の大きさは、幅が0.2～0.3 m、長さが0.5～2 mで、これを組合せて使用する。板の間には熱膨張を吸収する隙間をつけ、粒子を抜き出すためにわずかな傾斜をつけて設置する。

多孔板の通気抵抗による圧力損失は、開口比0.1以下、多孔板の厚さ0.3～2.0 cmの範囲については次式によって推算することができる<sup>32)</sup>。

$$\Delta P_d = C_d \frac{\rho_g u_{or}^2}{2g_c} \quad \dots (5-64)$$

ここで、 $\Delta P_d$  は分散器の圧力損失 [cm H<sub>2</sub>O]、 $C_d$

は抵抗係数、 $\rho_g$  はガスの密度 [g/cm<sup>3</sup>]、 $u_{or}$  は小孔におけるガス流速 [cm/s]、 $g_c$  は重量と質量の換算係数 980.7 [g·cm/G·s<sup>2</sup>] である。

この式で使用する抵抗係数  $C_d$  は、Fig. 5-15 に示す無次元数 ( $C_d r_{or}^{-0.16} d_s^{0.38}$ ) と  $Re$  数との関係によって与えられる。ここで、 $Re = D_T u_o \rho_g / \mu_g$  はレイノルズ数、 $u_o$  はガスの空塔速度 [cm/s]、 $D_T$  は分散器の相当直径 [cm]、 $\mu_g$  はガスの粘度 [g/cm·s]、 $r_{or}$  は分散器の開口比、 $d_s$  は多孔板の厚さ [cm] である。

### 3) スリット板型ガス分散器

スリット板の開孔部に T 字型の部品をはめこんだものである。T 字部品の側面に小溝を斜め下向きに切ってガスの吹き出し口とし、この構造によって粒子の落下を防いでいる。スリット1個は、20cm × 49 mm 位の大きさに作られる。このガス分散器の圧力損失はキャップ型のものにくらべて少く、蒸発量 6 t/h 以下の流動燃焼ボイラーに使用されている<sup>28)</sup>。

### 4) 風箱

風箱の役割は、ガス分散器にかかる空気の静圧を均一にすることである。配管を通ってきた空気の動圧を静圧に十分変換するだけの容積が必要である。一般に、風箱内のガス流速は 1.5m/s 程度にし、構造が簡単で圧力損失の少ないものが望ましい。

## 5・2・9 その他の留意事項

### 1) 炉床負荷

流動燃焼ボイラーにおいて、流動層の横断面積 1

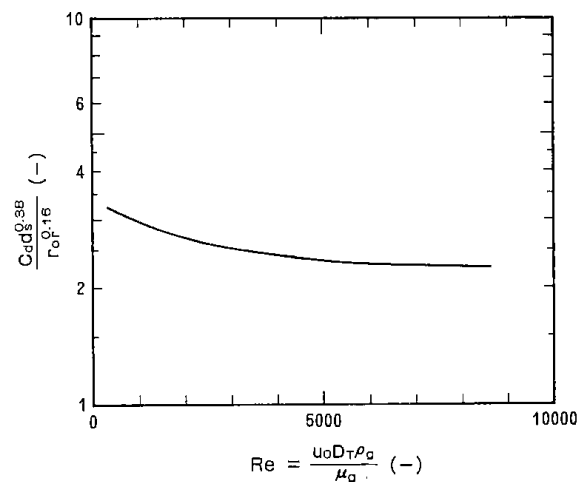


Fig. 5-15 Correlation for orifice coefficient  $C_d$  of perforated plate<sup>32)</sup>

m<sup>2</sup>当りの毎時燃料の発熱量を炉床負荷 [kcal/m<sup>2</sup>・h] と呼び、ボイラーの性能を表すのに用いられている。一般に、炉床負荷を大きく設計すると、燃料消費量が多くなり蒸発量を増加することができる。しかし、燃焼用の空気量すなわち流動化ガスの速度が増加して、流動層は荒れた状態になり、飛び出し量が増加して燃焼効率が低下する。さらに、通気抵抗が増加して送風機の動力費が増大する。一方、炉床負荷を小さく設計すると、燃焼効率は向上するが、装置の床面積が増加して設備費が増加することになる。

これらのことから、最適な炉床負荷の値があるものと考えられる。我が国における実用化試験の結果から推測して、 $1.0 \times 10^6 \sim 1.2 \times 10^6$  kcal/m<sup>2</sup>・h 程度の炉床負荷が適当な値であると思われる。しかしながら、石炭の種類、粒径分布、給炭方式などによって最適な炉床負荷の値が変わるものと考えられ、今後の研究による検討が必要である。

## 2) ガス流速

流動化ガスの流速は、炉床負荷と空気比によって決まる。ボイラー効率の低下をさけるためには、空気比を小さくして1.0に近づけることが望ましいが、空気比を小さくすると未燃損失が大きくなり燃焼効率を低下させることになる。最適な空気比は、石炭の種類、粒径分布、給炭方式、装置構造などによって異なるものと考えられる。

小形の実験装置による2段燃焼試験の結果によれば、1次空気比を約1.0、2次空気比を0.2程度にすると燃焼効率と低NO<sub>x</sub>化からみて最適であった。また、1次空気だけの場合には、1.2程度の空気比が適当であると思われる。

## 3) 石炭の種類

石炭の種類にかかわらず燃焼できることが流動燃焼の特長の1つであるが、いかなる石炭でも同じ装置で効率よく燃焼できるわけではなく、石炭の種類により最適な設計値が異なるものと考えられる。

褐炭などの若年炭は、水分は多いが燃焼しやすい。しかし、燃焼炉内で粉化しやすく、飛び出し量が多くなるので、未燃損失が多くなり、燃焼効率が低下する。これに対する対策が必要である。

揮発分が多く、熔融しやすい瀝青炭は、炉内に供給されると脱揮発しながら膨張して多孔質の炭化物になる。この炭化物は燃焼の進行につれて粉化し、飛び出し粒子となる。また、多量に発生す

る揮発分は、流動層内だけでなくフリーボードでも燃焼する。このような場合には、フリーボードにおける揮発分と飛び出し粒子を良く燃焼させる工夫が必要である。

無煙炭、チャー、コークスなどのように揮発分が少く、燃焼しにくいもの場合には、燃焼温度を高くし、流動層内における粒子の滞留時間を十分長くする設計が必要である。

灰分の多い低品位炭の燃焼では、燃焼灰の性状によって異なった工夫が必要である。燃焼灰が硬く、崩れずに流動層内に滞留する場合には、燃焼灰を流動化粒子にすることができる。燃焼灰が軟く、崩れやすい場合には、流動化粒子として耐熱粒子を供給して流動層を形成する必要がある。この流動化粒子としては、流動層内にある伝熱管群などを摩耗しないものが望ましい。このような粒子として、石炭灰あるいは石灰石のようにやや軟質で耐熱性を持ち、安価な粒子が適当である。また、緻密な燃焼灰が生成し、燃焼しにくい場合には、粒子の滞留時間を十分にとり、燃焼効率を向上させる工夫が必要である。

## 4) 石炭の粒径分布

石炭の粉砕費用を低減化するためには、大きい粒径であることが望ましいが、流動化を妨げたり粒子の抜き出しに支障があってはならない。また、飛び出しによる未燃損失を少なくするためには、細かい粒子は少い方がよい。しかし、そのために篩分などの分級費用がかかり、分級した細かい粒子の処理も別途考慮しなければならない。

高品位の石炭のように燃焼とともに粒子が小さくなる場合には、石炭の粒径はできるだけ細かい粒子を少なくし、20～30 mm程度の粒径にすれば良いと考えられる。また、低品位炭で硬い熱焼灰が生成する場合には、石炭の粒径を、流動化できる最大粒径(流動化限界粒径)以下にする必要がある。

## 5) 脱 硫 剤

石炭の燃焼と同時に脱硫を行う高温乾式脱硫用の脱硫剤としては、天然鉱物の石灰石とドロマイトがある。人造脱硫剤としては、アルミナ担体にCaO又はCaAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>を担持させたもの<sup>33)</sup>とポルトランドセメントのペレット<sup>34)</sup>が提案されている。

石灰石とドロマイトは、低品質でも使用でき、比較的安価である。しかし、大量に使用され、投棄される場合には環境保全上の問題が生じる。し

たがって、使用量をできるだけ減少し、再生して使用することが望ましい。我が国では、石灰石が大量に産出するので、脱硫剤としては主に石灰石が使用されることになる。

人造脱硫剤については、いずれも研究段階であり、実用化されていない。人造脱硫剤は比較的高価であり、再生して使用するので、消耗量が少く、再生しやすいことが必須条件である。

脱硫剤の粒径は、脱硫率の向上のためには細い方がよいが、飛び出し量が多くなり、利用率が低下する。そこで最適な粒径分布は流動化しやすく、粒子の飛び出し量が少くなるように決定される。また、脱硫剤の供給量は、脱硫所要量によって決定される。

### 5・2・10 まとめ

流動燃焼ボイラーの熱計算による基本設計の考え方と計算方法を示した。まず、ボイラー効率の計算に必要な飛び出し粒子量とその未燃分を推算する方法を提案し、ボイラー効率の計算法を示し、伝熱量と伝熱面積の推算法を示した。次に、エコノマイザー、空気予熱器及びガス分散器の設計法を示した。さらに、装置設計に必要ないくつかの留意事項について考察を加えた。

これらの設計方法を具体的に示すために、蒸発量 14t/h の小形流動燃焼ボイラーの設計と発電出力 30MW に相当する 2 段流動燃焼ボイラーの基本的な概念設計を行った。その結果を付録に示した。

### 記 号

$A$	=amount of feed air, Nm <sup>3</sup> /kg	$C_{\text{PCO}}$	=specific heat of coal, kcal/kg·°C
$A$	=heat transfer surface area, m <sup>2</sup>	$C_{\text{vm}}$	=variation in oxygen concentration of gas by combustion of volatile matter, mol/cm <sup>3</sup>
$A_{\text{fc}}$	=theoretical air amount on fixed carbon in coal, Nm <sup>3</sup> /kg	$D$	=molecular diffusion coefficient of oxygen, cm <sup>2</sup> /s
$A_0$	=theoretical air amount, Nm <sup>3</sup> /kg	$D_B$	=bubble diameter, cm
$A_T$	=cross sectional area of fluidized bed, m <sup>2</sup>	$d_{\text{or}}$	=orifice diameter, m
$A_{\text{rd}}$	=cross sectional area of gas distributor, m <sup>2</sup>	$d_p$	=particle diameter, cm or m
$B$	=fuel (coal) feed rate, kg/h	$d_{\text{pc}}$	=diameter of unreacted core, cm
$b$	=stoichiometric coefficient	$d_{\text{pc}}$	=maximum elutriatable particle diameter, m
$C$	=concentration of oxygen, mol/cm <sup>3</sup>	$d_s$	=thickness of perforated plate, cm
$C_c$	=carbon content in withdrawn particles	$D_T$	=diameter of fluidized bed, cm
$C_d$	=orifice coefficient of perforated plate	$D_T$	=circle-equivalent diameter of gas distributor, cm
$C_f$	=carbon content in elutriated particles	$F$	=particle flow rate, g/s
$C_p$	=specific heat, kcal/kg·°C	$F$	=particle flow rate per 1 kg of coal, kg/kg
		$f_c$	=ratio of withdrawn rate to feed rate
		$f_f$	=ratio of elutriation rate to feed rate
		$F_r$	=Froude number
		$g$	=acceleration of gravity, cm <sup>2</sup> /s or m <sup>2</sup> /h
		$G$	=evaporation capacity, kg/h
		$G_a$	=Galilei number
		$G_a$	=air flow rate, kg/h
		$g_c$	=conversion factor, g·cm/G·s <sup>2</sup>
		$G_g$	=amount of flue gas, Nm <sup>3</sup> /kg
		$G'_g$	=flow rate of flue gas including elutriation particles, kg/h
		$H$	=height, cm or m
		$H_1$	=low heating value, kcal/kg
		$i_a$	=enthalpy of air, kcal/kg
		$i_g$	=enthalpy of flue gas, kcal/kg
		$i_w$	=enthalpy of water, kcal/kg
		$i_1$	=enthalpy of feed water, kcal/kg
		$i_2$	=enthalpy of steam, kcal/kg
		$J_{a0}$	=sensible heat of air per 1 kg of coal, kcal/kg
		$J_b$	=combustion heat of removal particles per 1 kg of coal, kcal/kg
		$J_c$	=sensible heat of withdrawn particles per 1 kg of coal, kcal/kg
		$J_f$	=sensible heat of elutriated particles per 1 kg of coal, kcal/kg
		$J_g$	=sensible heat of flue gas per 1 kg of coal, kcal/kg
		$K_{\text{BE}}$	=overall coefficient of gas interchange between

	bubble phase and emulsion phase, 1/s	$u_g$	= flue gas velocity, m/s
$K^*(d_p)$	= elutriation rate constant, 1/s	$u_{mf}$	= superficial gas velocity at minimum fluidization, m/s
$k_f$	= apparent reaction rate constant of coal char, 1/s	$U_{mf}$	= superficial gas velocity at minimum fluidization, cm/s
$k_r$	= combustion rate constant of coal, cm/s	$u_o$	= superficial gas velocity, m/s
$l_{cap}$	= pitch of cap arrangement on gas distributor, m	$u_{or}$	= gas velocity through an orifice, m/s
$l_1$	= sensible heat loss by flue gas	$u_{orc}$	= $u_{or}$ at incipient fluidization on maximum particles in bed, m/s
$l_2$	= combustion heat loss by unburned combustibles	$u_t$	= terminal velocity of particle, m/s
$l_{21}$	= combustion heat loss by removal particles	$U_t$	= terminal velocity of particle, cm/s
$l_{22}$	= combustion heat loss by flue gas	$W_B$	= total weight of fluidized bed materials, g
$l_3$	= heat loss by radiation	$X$	= conversion of coal
$l_4$	= sensible heat loss by removal particles	$X_{fc}$	= conversion of elutriated particles
$l_5$	= heat loss by unsteady operation	$Y(d_p)$	= collection efficiency for particles in size $d_p$
$N_{cap}$	= number of caps on gas distributor	$\alpha$	= correction factor for heat transfer rate
$N_{or}$	= number of orifices	$\beta$	= $\rho_{char} / \rho_{coal}$
$n_{or}$	= number of orifices	$\Delta P_d$	= pressure drop by gas distributor, cmH <sub>2</sub> O
$O_{vm}$	= stoichiometric oxygen consumption for combustion of volatiles, mol/g	$\Delta t$	= temperature difference, °C
$P(d_p)$	= size distribution function of particles, 1/cm	$\Delta t_m$	= logarithmic mean temperature difference, °C
$Q$	= sensible heat rate, kcal/h	$\epsilon_B$	= bubble volume fraction
$Q_b$	= combustion heat rate, kcal/h	$\epsilon_{mf}$	= bed voidage at minimum fluidization
$Q_{rd}$	= radiant heat rate, kcal/h	$\eta$	= boiler efficiency
$Q_t$	= heat transfer rate, kcal/h	$\eta_c$	= combustion efficiency
$R$	= gas constant, cal/deg·mol	$\lambda$	= air ratio
$R_e$	= Reynolds number	$\lambda'$	= corrected air ratio
$R_{emf}$	= Reynolds number at minimum fluidization	$\mu_g$	= viscosity of gas, g/cm·s or kg/m·s
$r_{or}$	= fraction of open area in gas distributor	$\rho_{a0}$	= density of air at 0 °C and 1 atm, kg/m <sup>3</sup>
$r_{vm}$	= combustion rate of volatiles, mol/cm <sup>4</sup>	$\rho_B$	= carbon molar density, mol/cm <sup>3</sup>
$t$	= temperature, °C	$\rho_{char}$	= density of char, g/cm <sup>3</sup>
$T$	= absolute temperature, K	$\rho_{coal}$	= density of coal, g/cm <sup>3</sup>
$t_a$	= temperature of air, °C	$\rho_g$	= density of gas, g/cm <sup>3</sup> or kg/m <sup>3</sup>
$t_{a0}$	= temperature of feed air, °C	$\rho_p$	= density of particle, kg/m <sup>3</sup>
$t_B$	= temperature of fluidized bed, °C	$\tau$	= time for complete combustion, s
$t_{c0}$	= temperature of feed coal, °C	Subscripts	
$t_g$	= temperature of flue gas, °C	a	= air
$T_0$	= absolute temperature at 0 °C, K	A	= air heater
$t_w$	= temperature of water, °C	B	= bubble, bubble phase, fluidized bed
$U$	= superficial gas velocity, cm/s	c	= withdrawn particles
$U$	= overall heat transfer coefficient, kcal/m <sup>2</sup> ·h·°C	$c_o$	= coal
$u_a$	= air velocity, m/s	$d_p$	= particle diameter
$U_B$	= bubble rising velocity, m/s	E	= emulsion phase, economiser
		f	= elutriated particles
		F	= freeboard

g =gas, flue gas  
 in =inlet  
 max =maximum  
 mf =minimum fluidization  
 min =minimum  
 out =outlet  
 w =water  
 0 =feed, coal  
 1 =withdrawn outflow, inlet  
 2 =elutriated outflow, outlet  
 Superscript  
 — =mean value

### 参考文献

- 1) 千葉忠俊, 堀尾正鞠, 古沢健彦, 森滋勝; 化学工学, **42**, 652 (1978)
- 2) Olofsson, J.; "Mathematical modeling of fluidized bed combustors", ICTIS/TR14 (1980), IEA Coal Research, London.
- 3) Park, D., O. Levenspiel and T. J. Fitzgerald ; Fuel, **60**, 295 (1981)
- 4) Avedesian, M.M. and J. F. Davidson ; Trans. Instn. Chem. Eng., **51**, 121 (1973)
- 5) Campbell, E. K. and J. F. Davidson ; Inst. of Fuel Symp. Ser., No. 1, London, A-2(1975)
- 6) Gibbs, B. M.; Inst. of Fuel Symp. Ser., No.1, London, A-5(1975)
- 7) Gordon, A. L. and N. R. Amundson ; Chem. Eng. Sci., **31**, 1163 (1976)
- 8) Gordon, A. L., H. S. Caram and N. R. Amundson ; Chem. Eng. Sci., **33**, 713 (1978)
- 9) Chen, T. P. and S. Saxena ; Fuel, **56**, 401 (1977)
- 10) Horio, M., S. Mori and I. Muchi; Proc. of 5th Int. FBC Conf., Washington DC., Vol. II, 605 (1977)
- 11) Horio, M. and C. Y. Wen ; AIChE Symp. Ser., **74** (176), 101 (1978)
- 12) Rajan, R., R. Krishnan and C. Y. Wen ; AIChE Symp. Ser., **74** (176), 112 (1978)
- 13) Rajan, R. and C. Y. Wen ; AIChE J., **26**, 642 (1980)
- 14) Baron, R. E., J. L. Hodges and A.F. Sarofim ; AIChE Symp. Ser., **74** (176), 120 (1978)
- 15) Baron, R. E., J. M. Beer, G. Borghi, J. L. Hodges and A.F. Sarofim ; Proc. of 5th FBC Conf., Washington DC., Vol. III, 406 (1977)
- 16) Fan, L. T., K. Tojo and C. C. Chang ; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., **18**, 333 (1979)
- 17) Mori, S. and C. Y. Wen ; AIChE J., **21**, 109 (1975)
- 18) Kunii, D. and O. Levenspiel ; "Fluidization Engineering", (1968), John Wiley and Son, New York.
- 19) Davidson, J. F. and D. Harrison ; "Fluidised Particles", (1963), Cambridge University Press, London.
- 20) Wen, C. Y. and Y.H. Yu ; Chem. Eng. Progr. Symp. Ser., **62** (62), 100 (1966)
- 21) 平間利昌, 富田稔, 安達富雄, 堀尾正鞠; 化学工学論文集, **7**, 77 (1981)
- 22) Merrick, D. and J. Highley ; AIChE Symp. Ser., **70** (137), 336 (1974)
- 23) Hirama, T., M. Tomita, T. Adachi, H. Yamaguchi and M. Horio ; Environ. Sci. and Technol., **14**, 955 (1980)
- 24) Hirama, T., M. Tomita, T. Adachi, and M. Horio; Environ. Sci. and Technol., **14**, 960 (1980)
- 25) 清華大学電力系ボイラー教研組;「流動燃焼ボイラー」, 科学出版社 (中国), 北京
- 26) 谷下市松, 大塚誠之, 吉水直一, 横堀進;「蒸気ボイラー」 (1962), 共立出版, 東京
- 27) 石炭工業部企画設計院情報組;「工業流動燃焼ボイラー参考図冊」 (1976), 石炭工業部企画設計院, 北京
- 28) 鄭兆祥;「中国における FBC 利用について」, 化学工学協会石炭利用技術研究会資料 (1981年4月, 名古屋)
- 29) Botterill, J. S. M.; "Fluid Bed Heat Transfer", p.245 (1975), Academic Press Inc., London
- 30) 山畑祐哉, 竹林保, 森本清水; 化学工学協会第15回秋季大会要旨集, SK113 (p.573), (1981年10月, 金沢)
- 31) 資源協会;「石炭の流動層直接燃焼技術に関する研究報告書」, p.100 (1977年3月)
- 32) 加藤邦夫, 大沢幸雄, 平石幸夫, 船津順一, 伊藤宇太郎; 化学工学論文集, **2**, 355 (1976)
- 33) Newby, R. A. and D. L. Keairns ; Proc. of 5th Int. Conf. on FBC, Vol. II, p.680 (1978)
- 34) Albanese, A. S., D. Sethi and M. Steinberg ; Proc. of 6th Int. Conf. on FBC, Vol. III, p.1060 (1980)



## 第6章 総括

本研究は、石炭の常圧流動燃焼に関する基礎的知見を明らかにし、それらに基づく装置設計法を確立するとともに、新しい流動燃焼装置を開発することを目的として、昭和51年度から昭和57年度までに北海道工業開発試験所における経常研究として行ったものである。研究の具体的目標を、

- (1) 単段の流動層を使用して、石炭の流動燃焼における燃焼、流動化、低公害化などの基礎的特性を明らかにする。
  - (2) 高い燃焼効率と低公害性を持つ新しい石炭の2段流動層燃焼装置を開発する。
  - (3) 2段流動層燃焼装置における窒素酸化物の生成機構を明らかにし、その低減化技術を確立する。
  - (4) 石炭の流動燃焼装置の特性を解析するための数学モデルを開発する。
  - (5) 単段及び2段流動燃焼ボイラーの基本設計方法を確立する。
- として研究を行った。

以下、各章毎の内容を要約して本研究の総括を行う。

第1章では、まず本研究の目的と研究内容及び、石炭の流動燃焼の概念を述べた。次に、世界各国における石炭の流動燃焼技術の開発状況と北海道工業開発試験所における流動燃焼の研究状況を述べて、本研究の位置づけを明らかにした。

第2章では、単段の流動層による石炭の燃焼特性と水平管を挿入した流動層内の気泡挙動に関する検討を行った。

まず、直径0.11 mの実験装置により粒径2 mm以下の太平洋炭の燃焼実験を行い、次のような結論を得た。単段の流動燃焼法では、燃焼効率の向上と環境汚染防止のために、一酸化炭素の排出量を低減化することが必要である。空気過剰の条件下では、粒子の飛び出しによる未燃損失が全未燃損失の大部分である。本研究で使用した太平洋炭では、灰層内の物質移動抵抗が大きいことが推定された。粒径0.2 mm以上の灰粒子の飛び出し速

度定数は、Zenzら及び矢木らの相関式による推算値とほぼ一致した値が得られた。しかし、0.1 mm以下の灰粒子では、従来の推算式を必ずしも適用できないことがわかった。単段流動燃焼法による窒素酸化物の排出量は、空気比の低下とともに減少した。窒素酸化物はフリーボードにおいて還元される。これらの結果から単段の流動燃焼法では、飛び出し粒子による未燃損失が多く、また窒素酸化物と一酸化炭素の排出量が比較的多いので、これらを低減化する必要があることがわかった。

石灰石を脱硫剤、三池炭を試料炭として使用し、単段流動燃焼における脱硫試験を行い、その脱硫特性を検討した。温度850℃で、約90%の脱硫率が得られた。脱硫率と石灰石の利用率から、最適なCa/Sモル比は約3であった。

内径0.6 mの流動層内に水平管を挿入して、層内の気泡の挙動に及ぼす水平多管の配列の影響を検討した。流動化ガスの流速が小さい場合、水平配列における層内の気泡は多管によって乱されながら上昇し、交差配列では気泡が多管の間の空間をすり抜けるように上昇しているものと推察された。ガス流速が大きい場合には、気泡の挙動に対する多管の配列による差は認められなかった。

第3章では、窒素酸化物と一酸化炭素の発生量を低減し、燃焼効率を向上し、脱硫操作を効率化することを同時に実現できる2段流動層型の新しい燃焼方式を提案し、内径約0.1 mの装置によってその装置特性を検討した。その結果、次のような知見が得られた。

- (1) 窒素酸化物の発生量は1次空気比が1.0付近で最少になり、単段燃焼の場合に比べて約半分になった。このような窒素酸化物の低減効果は、下段のフリーボード部と上段でのNO<sub>x</sub>還元反応が促進されたことによる。
- (2) 一酸化炭素の発生量は上段の流動層によって著しく低減され、低過剰空気率での燃焼が可能である。
- (3) 1次空気比が1.0のときの燃焼効率は、層

温度が 850℃ で総空気比が 1.1~1.2 の場合、97~98% であり、単段燃焼の場合よりも 3~4% 向上した。この燃焼効率の向上は、上段の媒体粒子とガス分散器の両方の飛び出し妨害作用によるものである。

- (4) 飛び出し灰の粒径は単段燃焼の場合よりも小さくなる。また、2 段流動層燃焼装置からの微粉の飛び出し速度は下段から上段への微粉の移動速度によって律速される。
- (5) 脱硫率と石灰石の利用率は、単段燃焼に比べていずれも高い値が得られ、層温度 800℃、Ca/S モル比が 4 以上で約 80% の脱硫率であった。

以上の結果から、提案した 2 段流動層燃焼装置は、窒素酸化物と一酸化炭素の発生量の低減、ならびに脱硫効率と燃焼効率の向上を同時に実現できる新しい燃焼方式であり、窒素酸化物の発生量と燃焼効率は加圧型の流動層燃焼法と同程度であることがわかった。さらに、2 段流動層燃焼装置の上段流動層はカーボンバーンアップセル (CBC) と同様の機能を持つので、この燃焼装置は微粉含有率が高い石炭に適していると考えられる。

第 4 章では、2 段流動層燃焼による窒素酸化物の発生量をより低減するためにアンモニアの発生量を測定し、アンモニアの分解及びアンモニアによる窒素酸化物の生成と還元反応を考慮し、合理的な低減法について検討した。その結果、次のことを明らかにした。

- (1) 下段燃焼炉では 1 次空気比の低下とともにアンモニアの発生量が増加し、1 次空気比が 0.7 の条件では窒素酸化物の発生量の 3~5 倍になる。
- (2) 下段のフリーボードでは、発生したアンモニアが急速に分解するが、上段に入ったアンモニアの一部は 2 次酸素によって窒素酸化物に転化する。このため、上段に流入する窒素酸化物とアンモニアの総量を最少にすると窒素酸化物の発生量は最少になる。
- (3) 接触粒子なしの気相反応系では、酸素がなければアンモニアの分解もアンモニアによる一酸化窒素の還元反応も起らないが、接触反応系では両反応が酸素なしでも起る。しかしながら、酸素共存下の接触反応系では一酸化窒素の生成反応が促進され、還元反応が抑制

される。

- (4) 酸素がほとんどなく、一酸化窒素と水素が共存する接触反応系では、アンモニアの生成反応が起る。

以上の結果にもとづき、次のような 2 段流動層燃焼による低 NO<sub>x</sub> 燃焼法の可能性を明らかにした。すなわち、1 次空気比を約 1.0 にし、下段のフリーボード高さを十分にとり、下段の流動層で生成したアンモニアを上段に流入する前に分解する。上段の流動層を酸素欠乏状態にして下段から流入する窒素酸化物をアンモニアに転化し、そのアンモニアを上段のフリーボードで分解する方法である。

第 5 章では、石炭の常圧流動燃焼装置の設計について検討した結果を示した。

まず、石炭灰を流動化粒子とした石炭の流動燃焼装置の数学モデルを提出した。このモデルによるシミュレーション計算を行い、燃焼効率に及ぼす諸因子の効果を検討した。その結果、流動層高と石炭の粒径分布が燃焼効率に著しく影響することと、2 段流動層燃焼によって高い燃焼効率を得られることがわかった。

次に、石炭の流動燃焼装置の熱計算による基本設計法を示した。飛び出し粒子量とその未燃分の推定、ボイラー効率と伝熱関係の計算、エコノマイザー、空気予熱器及びガス分散器の設計を述べ、その他の留意事項について考察を加えた。

さらに、第 5 章で示した流動燃焼ボイラーの基本設計法についての具体的な理解のために、本研究で得られたデータと知見に基づいた設計例を付録に示した。蒸発量 14t/h の小形流動燃焼ボイラーと発電出力 30MW に相当する 2 段流動燃焼ボイラーの設計を行い、その結果を詳細に示した。また、装置設計の上で配慮すべきいくつかの因子について考察を加えた。

我が国における石炭の流動燃焼ボイラーに関する技術開発は、現在、産業用と発電用の中・大形ボイラーの開発に主体がおかれている。その中で中形の石炭焚き流動燃焼ボイラーは実用段階にあり、実用機が稼働しつつある。しかし、発電用大形ボイラーはまだ技術開発の段階にあり、開発プロジェクトが進行中で、その成果が世界各国から

注目され、期待されている。

流動燃焼技術によれば、従来の燃焼技術では燃焼が難しい低発熱量の物質をも燃焼可能であるので、廃棄物として処理されていたものを燃料化すると同時に焼却処理することが出来る。この特性を利用して、小規模なローカルエネルギー技術としても利用可能である。このためには、中小形のパッケージ型流動燃焼ボイラーの技術開発が必要である。このようなボイラーは低コストの中で低公害化と高効率化を実現しなければならず、より高度な技術が要求される。しかし、小形ボイラーの開発は大形ボイラー開発の派生技術として行われている程度であり、積極的な技術開発による実用化が望まれる。特に、北海道は我が国最大の産炭地でもあり、今後は石炭への依存度が高まるものと考えられる。北海道における地場産業の振興のためにも、中小形の流動燃焼ボイラーの開発を進めて実用化し、学校、病院、店舗、オフィスなどの暖房用など、様々な目的に使用して行くことが必要である。

また、流動燃焼技術は、石炭の液化残渣及びガス化残渣を燃焼してエネルギーを回収するプロセスに適した技術である。将来は、液化、ガス化、流動燃焼技術を有機的に結合した石炭の総合的な有効利用を図る新しいプロセスが期待されよう。

本研究の成果は、これまでの流動燃焼技術の発展に役立ってきており、さらに今後の技術開発と実用化に寄与できることを期待している。

## 謝 辞

本研究を進めるにあたり、御指導と御協力を賜りました名古屋工業大学工学部の森滋勝助教授、東京農工大学工学部の堀尾正勲助教授、北海道大学工学部の小林晴夫教授(現在、室蘭工業大学長)千葉忠俊助教授、東京大学工学部の古沢健彦助教授の方々に厚く感謝の意を表します。

また、本研究を開始するにあたり、貴重な御助言と資料の御提供を賜りました東京大学工学部の吉田邦夫教授、群馬大学工学部の加藤邦夫教授、公害資源研究所の河村良男部長、石炭技術研究所の玉貫滋部長(現在、海外電力調査会)の方々に厚くお礼を申し上げます。

# 付 録 流動燃焼ボイラーの設計例

## A・1 小形流動燃焼ボイラーの設計例

ボイラーの基本設計を行うには、与えられる設計条件によって手順が異なって来るが、ここでは一般的と考えられる設計条件に従って、次のような手順で計算を進めるものとする。

- (1) 蒸発量，蒸気圧力と温度，給水温度，燃料の種類と性質などの設計条件を整理する。
- (2) 空気量，排ガス量とそれらのエンタルピーを求める。
- (3) 最大粒子径から流動化ガスの線速度を求める。
- (4) 流動化粒子(石炭灰など)の飛び出しと抜き出しの割合をガス流速から求め，流動層内粒子の流動化開始速度を計算し，流動化することを確認する。
- (5) 諸熱損失を求め，ボイラー効率を計算する。
- (6) 燃料消費量を計算し，次いで全物質収支を求めてまとめる。
- (7) 流動層内，空気予熱器，エコノマイザー及びフリーボードにおける伝熱量を計算する。
- (8) 全熱収支を求めてまとめる。
- (9) 流動層，エコノマイザー，空気予熱器の寸法を求める。

(10) 空気分散器の設計を行う。

実際の計算は複雑になるので，以下に具体的な設計例に従った計算方法を示す。

### A・1・1 設計条件

小形の流動燃焼ボイラーとしてFig.A・1に示したような装置を想定し，次のような設計条件により基本設計を行う。

#### 1) 主な設計条件

蒸発量	14,000	kg/h
蒸気圧力	24	kg/cm <sup>2</sup>
蒸気温度	360	℃
流動層温度	900	℃
給水温度	102	℃
給炭温度	10	℃
空気温度	10	℃
空気予熱温度	250	℃
空気比	1.2	
排ガス温度	260	℃
ガス分散器の開口比	0.03	
フリーボード高さ	1.5	m

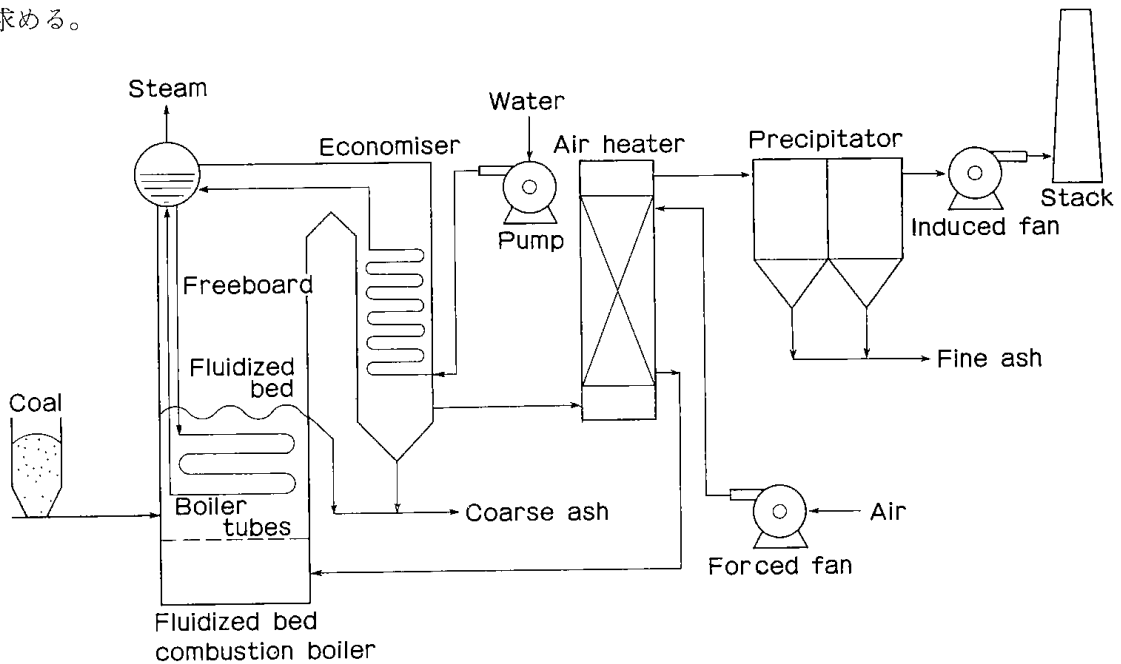


Fig.A.1 Fluidized bed coal combustion boiler.

## 2) 石炭の種類と性質

太平洋2号粉

元素分析値	wt %
水分	5.6
灰分	32.5
炭素	44.5
水素	4.2
酸素	12.7
窒素	0.4
硫黄	0.084
工業分析値	wt %
水分	5.6
灰分	32.5
揮発分	33.9
固定炭素	28.1
高位発熱量 $H_h$	4,680 kcal/kg

低位発熱量  $H_l$ 

$$\begin{aligned}
 H_l &= H_h - 5200(H - O/8) - 600W \\
 &= 4680 - (5200)(0.042 - 0.1278) - \\
 &\quad (600)(0.056) \\
 &= 4,510 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

粒子密度	kg/m <sup>3</sup>
石炭	1,580
石炭灰(石炭チャー)	1,460

石炭の粒径分布

篩分試験結果

粒径 (cm)	積算重量%
~0.00074	7.5
~0.0105	10.1
~0.0149	13.7
~0.0250	20.7
~0.0595	37.2
~0.119	56.2
~0.500	99.5
~0.600	100.0

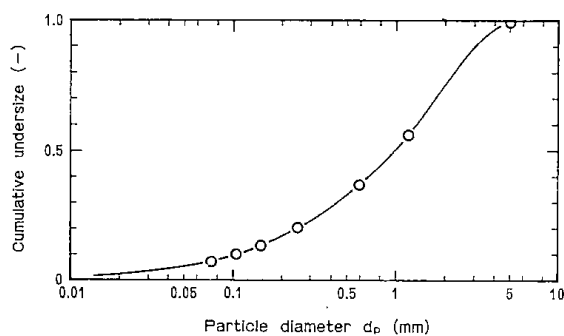


Fig.A.2 Size distribution of coal.

この粒径分布を対数確率紙にプロットし、その曲線から読みとった粒径分布をFig.A.2に示す。

## A.1.2 ボイラー効率

## 1) 空気量と排ガス量及び排ガスのエンタルピー

$$\begin{aligned}
 \text{理論酸素量 } O_0 &= 1.867C + 5.6H + 0.7S - 0.7O \\
 &= (1.867)(0.445) + (5.6)(0.042) \\
 &\quad + (0.7)(0.00084) - (0.7)(0.127) \\
 &= 0.978 \text{ Nm}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{理論空気量 } A_0 &= O_0 / 0.210 \\
 &= 4.656 \text{ Nm}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{実際空気量 } A &= \lambda A_0 \\
 &= (1.2)(4.656) \\
 &= 5.587 \text{ Nm}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{理論排ガス量 } G_0 &= 8.89C + 32.26H - 2.63O \\
 &\quad + 0.8N + 3.33S + 1.24W \\
 &= (8.89)(0.445) + (32.26) \times \\
 &\quad (0.042) - (2.63)(0.127) + \\
 &\quad (0.8)(0.004) + (3.33) \times \\
 &\quad (0.0084) + (1.24)(0.056) \\
 &= 5.052 \text{ Nm}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{実際排ガス量 } G_g &= G_0 + (\lambda - 1)A_0 \\
 &= 5.052 + (1.2 - 1)(4.656) \\
 &= 5.984 \text{ Nm}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

排ガスのエンタルピー  $i_g$ 

完全燃焼するものと仮定して求める。

		kg/kg	wt %
H <sub>2</sub> O	9.0H + W	0.434	5.5
N <sub>2</sub>	N + 0.988λA <sub>0</sub>	5.520	70.2
O <sub>2</sub>	0.30(λ - 1)A <sub>0</sub>	0.279	3.6
CO <sub>2</sub>	3.667C	1.632	20.7
SO <sub>2</sub>	2.0S	0.002	0.02
実際排ガス量 $G_{gw}$		7.867	100.02

800°Cにおける計算例

 $C_p$ , kcal/kg

H <sub>2</sub> O	0.484	×	0.055	=	0.027
N <sub>2</sub>	0.262	×	0.702	=	0.184
O <sub>2</sub>	0.229	×	0.036	=	0.008
CO <sub>2</sub>	0.253	×	0.207	=	0.053
SO <sub>2</sub>	0.174	×	0.0002	=	0

排ガスの平均比熱  $C_{pg} = 0.272 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ 800°Cにおける排ガスのエンタルピー  $i_g$ 

$$\begin{aligned}
 i_g &= C_{pg} t_g \\
 &= (0.272)(800) \\
 &= 217.6 \text{ kcal/kg}
 \end{aligned}$$

同様にして他の温度におけるエンタルピー  $i_g$  を求め、次のような値が得られた。

温度 $^{\circ}\text{C}$	$i_g$ , kcal/kg
0	0
200	51.1
400	104.3
600	159.8
800	217.6
1000	275.4
1200	336.0

また、この結果を Fig. A・3 に示す。

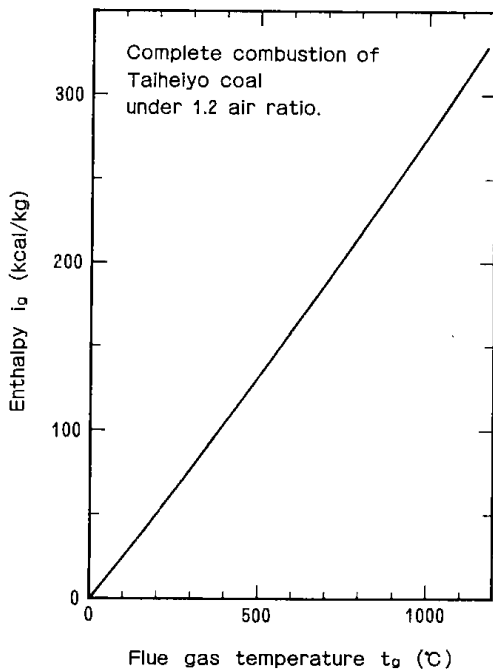


Fig. A.3 Enthalpy of flue gas.

## 2) 流動化ガスの線速度

最大粒径  $d_{pmax} = 5.5 \text{ mm} \rightarrow 0.0055 \text{ m}$

分散器オリフィスのガス速度  $u_{or}$

$$u_{or} = \left( \frac{132\rho_p}{100 + \rho_p} \right) d_{pmax}^{0.4}$$

$\rho_p = 1580 \text{ kg/m}^3$  (石炭)

$$u_{or} = \frac{(132)(1580)}{(100 + 1580)} (0.0055)^{0.4}$$

$$= 15.49 \text{ m/s (at } 0^{\circ}\text{C, 1 atm)}$$

分散器の開口比  $r_{or} = 0.03$

流動化空気速度  $u_{0a}$

$$u_{0a} = r_{or} u_{or}$$

$$= (0.03) (15.49)$$

$$= 0.465 \text{ m/s (at } 0^{\circ}\text{C, 1 atm)}$$

流動化ガス速度  $u_{0g}$

$$\begin{aligned} u_{0g} &= u_{0a} \left( \frac{G_g}{A} \right) \left( \frac{273.2 + t_b}{273.2} \right) \\ &= (0.465) (5.98/5.59) (1173.2/273.2) \\ &= 2.14 \text{ m/s (at } 900^{\circ}\text{C, 1 atm)} \end{aligned}$$

## 3) 石炭灰の飛び出し割合と抜き出し割合

### (1) 飛び出し限界粒子径 $d_{pc}$

粒子径  $d_p$  と終端速度  $u_t$  との関係を計算して求めた結果を Fig. A・4 に示す。この図から、

$$d_{pc} = 9.7 \times 10^{-4} \text{ m} \rightarrow 0.97 \text{ mm}$$

### (2) 飛び出しと抜き出しの割合

石炭の粒子径分布において、 $d_{pc}$  以下の粒子は飛び出し、 $d_{pc}$  以上の粒子は抜き出されるものとすれば、Fig. A・4 より、

$$\text{飛び出し割合 } f_f = 0.505$$

$$\text{抜き出し割合 } f_c = 0.495$$

流動化開始速度

石炭の粒径分布において、積算重量割合が次の値を示す粒子径を流動粒子の平均粒径  $\bar{d}_p$  とする。

$$\begin{aligned} \frac{f_f + 1.0}{2} &= \frac{0.505 + 1.0}{2} \\ &= 0.753 \end{aligned}$$

石炭の粒径分布 (Fig. A・2) から、

$$\bar{d}_p = 0.02 \text{ m} \rightarrow 2.0 \text{ mm}$$

粒子密度  $\rho_p = 1460 \text{ kg/m}^3$  (石炭チャー)

$900^{\circ}\text{C}$ ,  $1 \text{ atm}$  における空気の

$$\rho_g = 0.301 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_g = 4.8 \times 10^{-5} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$$

$$F_r = \bar{d}_p^3 \rho_g \rho_p g / \mu_g^2$$

$$= (0.002)^3 (0.301) (1460) (9.81) / (4.8 \times 10^{-5})^2$$

$$= 1.497 \times 10^4$$

流動化開始時のレイノルズ数  $R_{emf}$

$$\begin{aligned} R_{emf} &= (33.7^2 + 0.0408 F_r)^{1/2} - 33.7 \\ &= 8.09 \end{aligned}$$

流動化開始速度  $u_{mf}$

$$u_{mf} = R_{emf} \mu_g / (\bar{d}_p \rho_g)$$

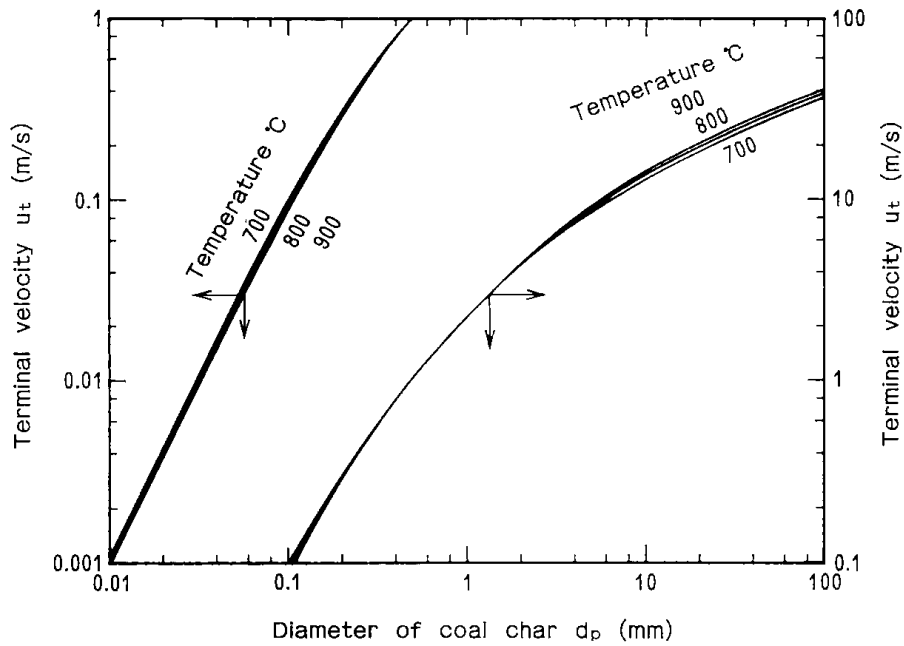
$$= (8.09) (4.8 \times 10^{-5}) / [(0.002) (0.301)]$$

$$= 0.645 \text{ m/s (at } 90.0^{\circ}\text{C, 1 atm)}$$

### (3) 流動化の確認

$900^{\circ}\text{C}$ ,  $1 \text{ atm}$  において、

$$\begin{aligned} \frac{u_{0g}}{u_{mf}} &= \frac{2.14}{0.645} \\ &= 3.32 \end{aligned}$$



Coal char : Apparent density 1460 kg/m<sup>3</sup>, Sphericity 0.65  
Fluid : Air

Fig.A.4 Terminal velocity of coal char particle.

したがって、十分に流動化するものと判定できる。しかしながら、ターンダウンなどのために空気量を減少した場合、粗大粒子などが層底に停滞してクリンカーを作る可能性があるので注意を要する。

#### 4) ボイラー効率

##### (1) 排ガスの顕熱損失 $\ell_1$

排ガス温度が260°Cであるので、

$$\begin{aligned} J_g &= G_{gw} i_g \\ &= (7.87)(67.0) \\ &= 527.3 \text{ kcal/kg} \\ J_{ao} &= A C_{pata} \\ &= (5.59)(0.312)(10.0) \\ &= 17.4 \text{ kcal/kg} \\ \ell_1 &= \frac{J_g - J_{ao}}{H_1} \\ &= (527.3 - 17.4)/(4510) \\ &= 0.1131 \end{aligned}$$

##### (2) 未燃物の発熱量損失 $\ell_2$

固定炭素分の理論空気量  $A_{fc}$

$$\begin{aligned} A_{fc} &= 8.89 C_{fco} \\ &= (8.89)(0.281) \\ &= 2.498 \text{ Nm}^3/\text{kg} \end{aligned}$$

修正空気比  $\lambda'$

$$\begin{aligned} \lambda' &= \frac{\lambda A_o}{A_o - f_f A_{fc}} \\ &= \frac{(1.2)(4.656)}{4.656 - (0.505)(2.498)} \\ &= 1.65 \end{aligned}$$

見掛けの反応速度定数  $k_f$

$$\begin{aligned} k_f &= 14.3 \exp(-3926/RT) \\ &= 14.3 \exp[-3926/(1.987)(273.2+900)] \\ &= 2.65 \text{ 1/s} \\ (k_f \lambda' H_F / u_{0g}) &= (2.65)(1.65)(1.5)/(2.14) \\ &= 3.06 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (1 - X_{fc}) &= 2.10 \exp(-k_f \lambda' H_F / u_{0g}) \\ &= 2.10 \exp(-3.06) \\ &= 0.0985 \end{aligned}$$

飛び出し粒子の未燃炭分  $C_f$

$$\begin{aligned} C_f &= \frac{C_{fco}(1 - X_{fc})}{C_{fco}(1 - X_{fc}) + C_{ao}} \\ &= \frac{(0.281)(0.0985)}{(0.281)(0.0985) + 0.325} \\ &= 0.0785 \end{aligned}$$

飛び出し粒子の量  $F_f$

$$\begin{aligned} F &= f_f C_{ao} / (1 - C_f) \\ &= (0.505)(0.325) / (1 - 0.0277) \\ &= 0.169 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

飛び出し粒子の未燃損失熱  $J_{bf}$

$$\begin{aligned} J_{bf} &= 8100 F_f C_f \\ &= (8100)(0.169)(0.0277) \\ &= 37.9 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

抜き出し粒子の未燃炭分  $C_c = 0.02$  とする。

抜き出し粒子の量  $F_c$

$$\begin{aligned} F_c &= f_c C_{ao} / (1 - C_c) \\ &= (0.495)(0.325) / (1 - 0.02) \\ &= 0.164 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

抜き出し粒子の未燃損失熱  $H_c$

$$\begin{aligned} J_{bc} &= 8100 F_c C_c \\ &= (8100)(0.164)(0.02) \\ &= 26.6 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

未燃炭による損失  $l_{21}$

$$\begin{aligned} l_{21} &= (J_{bc} + J_{bf}) / H_1 \\ &= (26.6 + 37.9) / (4510) \\ &= 0.0143 \end{aligned}$$

未燃ガスによる損失  $l_{22}$

排ガス中の未燃ガスを CO だけとし、その排出濃度  $X_{co}$  を 0.004 と仮定すると、

$$\begin{aligned} l_{22} &= \frac{3035 G_g X_{co}}{H_1} \\ &= (3035)(5.98)(0.004) / (4510) \\ &= 0.0161 \end{aligned}$$

未燃物の発熱量損失  $l_2$

$$\begin{aligned} l_2 &= l_{21} + l_{22} \\ &= 0.0143 + 0.0161 \\ &= 0.0304 \end{aligned}$$

(3) 放熱による損失  $l_3$

蒸発量  $G = 14 \text{ t/h}$ , Fig. 5-10 から読みとると、

$$l_3 = 0.015$$

(4) 排出される粒子の顕熱による損失  $l_4$

抜き出し粒子の顕熱量  $J_c$

$$\begin{aligned} J_c &= F_c C_{pc} t_c \\ &= (0.164)(0.210)(900) \\ &= 31.0 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

飛び出し粒子の顕熱量  $J_f$

$$\begin{aligned} J_f &= F_f C_{pf} t_f \\ &= (0.169)(0.210)(900) \\ &= 31.9 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} l_4 &= (J_c + J_f) / H_1 \\ &= (31.0 + 31.9) / (4510) \\ &= 0.0139 \end{aligned}$$

(5) 非定常加熱による損失  $l_5$

$l_5 = 0$  とする。

(6) ボイラー効率  $\eta$

$$\begin{aligned} \eta &= 1 - (l_1 + l_2 + l_3 + l_4 + l_5) \\ &= 1 - (0.1131 + 0.0304 + 0.015 \\ &\quad + 0.0139 + 0.0) \end{aligned}$$

$$= 1 - 0.1724$$

$$= 0.828$$

### A-1-3 物質収支と熱収支

1) 燃料消費量

燃料消費量  $B$  は次式により求められる。

$$B = \frac{G(i_2 - i_1)}{\eta H_1}$$

$$G = 14000 \text{ kg/h}$$

$$i_2 = 752.9 \text{ kcal/kg (at } 24 \text{ kg/cm}^2, 360^\circ\text{C)}$$

$$i_1 = 102.0 \text{ kcal/kg (at } 102^\circ\text{C)}$$

$$\eta = 0.828$$

$$H_1 = 4510 \text{ kcal/kg}$$

$$B = \frac{(14000)(752.9 - 102.0)}{(0.828)(4510)}$$

$$= 2440 \text{ kg/h}$$

2) 物質収支

(入 量)

$$\text{石炭供給量 } B = 2400 \text{ kg/h}$$

$$\text{空気量 } BA\rho_{ao} = (2440)(5.59)(1.293)$$

$$= 17636 \text{ kg/h}$$

$$\text{給水量 } G = 14000 \text{ kg/h}$$

(出 量)

$$\text{抜き出し粒子 } BF_c = (2440)(0.164)$$

$$= 400.2 \text{ kg/h}$$

$$\text{飛び出し粒子 } BF_f = (2440)(0.169)$$

$$= 412.4 \text{ kg/h}$$

$$\text{排ガス} = (2440 + 17636)$$

$$- (400.2 + 412.4)$$

$$= 19263.4 \text{ kg/h}$$

$$\text{水蒸気 } G = 14000 \text{ kg/h}$$

得られた物質収支をまとめると次のようになる。

入 量	kg/h	%
石 炭	2440	7.2
空 気	17636	51.7
水	14000	41.1
	34076	100.0



出 量	kg/h	%
抜き出し粒子	400	1.2
飛び出し粒子	412	1.2
排ガス	19264	56.5
水蒸気	14000	41.1
	34076	100.0

## 3) 伝熱量と伝熱面積

## (1) 流動層とフリーボードにおける伝熱

石炭の比熱  $C_{PC}$ 

$$C_{PC} = (0.30)(1 - 0.056) + (1.0)(0.056) \\ = 0.339 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

石炭の顕熱  $Q_{CO}$ 

$$Q_{CO} = BC_{PC} t_c \\ = (2440)(0.339)(10) \\ = 0.8 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

空気の顕熱  $Q_a$ 

$$Q_a = BAC_{Pa} t_a \\ = (2440)(5.59)(0.318)(250) \\ = 108.4 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

石炭の燃焼熱  $Q_{bco}$ 

$$Q_{bco} = BH_1 \\ = (2440)(4510) \\ = 1100.4 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

抜き出し粒子の顕熱  $Q_c$ 

$$Q_c = BJ_c \\ = (2440)(31.0) \\ = 7.6 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

飛び出し粒子の顕熱  $Q_f$ 

$$Q_f = BJ_f \\ = (2440)(31.9) \\ = 7.8 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

排ガスのエンタルピー  $i_{gf}$ 

Fig. A・3 より  $900^\circ\text{C}$  における値を読みとって、

$$i_{gf} = 246.2 \text{ kcal/kg}$$

排ガスの顕熱  $Q_g$ 

$$Q_g = BG_{gw} i_g \\ = (2440)(7.87)(246.2) \\ = 472.8 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

抜き出し粒子の燃焼熱  $Q_{bc}$ 

$$Q_{bc} = BJ_{bc} \\ = (2440)(26.6) \\ = 6.5 \times 10^4 \text{ kcal/kg}$$

飛び出し粒子の燃焼熱  $Q_{bf}$ 

$$Q_{bf} = BJ_{bf} \\ = (2440)(37.9) \\ = 9.2 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

排ガスの CO 濃度  $X_{CO}$ 

$$X_{CO} = 0.004 \text{ (仮定)}$$

排ガスの燃焼熱  $Q_{bg}$ 

$$Q_{bg} = 3035 BG_g X_{CO} \\ = (3035)(2440)(5.98)(0.004) \\ = 17.7 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

放熱  $Q_{rd}$ 

$$Q_{rd} = BH_1 \ell_3 \\ = (2440)(4510)(0.015) \\ = 16.5 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

流動層とフリーボードにおける伝熱量 ( $Q_{tb} + Q_{tf}$ ) は次のように求められる。

$$Q_{tb} + Q_{tf} = (Q_{CO} + Q_a + Q_{bco}) - (Q_c + Q_f + Q_g + Q_{bc} + Q_{bf} + Q_{bg} + Q_{rd}) \\ = (0.8 + 108.4 + 1100.4) \times 10^4 - (7.6 + 7.8 + 472.8 + 6.5 + 9.2 + 17.7 + 16.5) \times 10^4 \\ = (1209.6 - 538.1) \times 10^4 \\ = 671.5 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

フリーボードにおける伝熱量  $Q_{tf}$ 

フリーボードにおける伝熱量は飛び出し粒子中の固定炭素分の燃焼熱量に等しいものと仮定する。

$$Q_{tf} = 8100 Bf_f C_{fc} X_{fc} \\ = (8100)(2440)(0.505)(0.281) \times (1 - 0.0985) \\ = 252.8 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

流動層における伝熱量  $Q_{tb}$ 

$$Q_{tb} = (Q_{tb} + Q_{tf}) - Q_{tf} \\ = 671.5 \times 10^4 - 252.8 \times 10^4 \\ = 418.7 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

流動層における総括伝熱係数  $U_B$ 

石炭灰の流動層における総括伝熱係数は、石炭石の流動層の場合と同様であるとして、Fig. 5・11 から温度  $900^\circ\text{C}$  における値を読みとる。

$$U_B = 250 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

圧力  $24 \text{ kg/cm}^2$  における飽和蒸気温度  $= 220.8^\circ\text{C}$ 流動層における平均温度差  $\Delta t_{mB}$ 

$$\Delta t_{mB} = 900 - 220.8 \\ = 679.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

流動層における伝熱面積  $A_B$

$$\begin{aligned} A_B &= \frac{Q_{tB}}{U_B \Delta t_{mB}} \\ &= \frac{418.7 \times 10^4}{(250)(679.2)} \\ &= 24.7 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

(2) 空気予熱器における伝熱

空気の入口温度  $t_{aA1} = 10^\circ\text{C}$

空気の入口におけるエンタルピー  $i_{aA1}$

$$\begin{aligned} i_{aA1} &= (0.241)(10) \\ &= 2.41 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

空気の出口温度  $t_{aA2} = 250^\circ\text{C}$

空気の出口におけるエンタルピー  $i_{aA2}$

$$\begin{aligned} i_{aA2} &= (0.245)(250) \\ &= 61.25 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

空気予熱器における伝熱量  $Q_{tA}$

$$\begin{aligned} Q_{tA} &= BA \rho_{aO} (i_{aA2} + i_{aA1}) \\ &= (2440)(5.59)(1.293)(61.25 \\ &\quad - 2.41) \\ &= 103.8 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

空気予熱器における総括伝熱係数  $U_A$

排ガスと空気の平均流速をいずれも  $9\text{m/s}$

と仮定すれば, **Fig. 5-14** から,

$$U_A = 12.5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

排ガスの出口温度  $t_{gA2} = 260^\circ\text{C}$

排ガスの出口におけるエンタルピー  $i_{gA2}$

$$i_{gA2} = 67.0 \text{ kcal/kg}$$

飛び出し粒子を含む排ガス量  $G'_g$

$$\begin{aligned} G'_g &= 19264 + 412 \\ &= 19676 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

排ガスの入口温度を  $t_{gA1}$  [ $^\circ\text{C}$ ], 排ガスの入口におけるエンタルピーを  $i_{gA1}$  [kcal/kg] とすれば, 熱収支から次式が得られる。

$$\begin{aligned} Q_{tA} &= G'_g (i_{gA1} - i_{gA2}) \\ 103.8 \times 10^4 &= (19676) (i_{gA1} - 67.0) \\ i_{gA1} &= 119.8 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

**Fig. A-3** から,  $i_{g1}$  に対応する排ガスの入口温度  $t_{gA1}$  を読みとる。

$$t_{gA1} = 459^\circ\text{C}$$

空気予熱器における平均温度差  $\Delta t_{mA}$

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= t_{gA1} - t_{aA2} \\ &= 459 - 250 \\ &= 209^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= t_{gA2} - t_{aA1} \\ &= 260 - 10 \end{aligned}$$

$$= 250^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_{mA} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= \frac{250 - 209}{\ln(250 / 209)} \\ &= 229^\circ\text{C} \end{aligned}$$

空気予熱器における伝熱面積  $A_A$

$$\begin{aligned} A_A &= \frac{\alpha Q_{tA}}{U_A \Delta t_{mA}} \\ &= \frac{(1.35)(103.8 \times 10^4)}{(12.5)(229)} \\ &= 489.5 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

(3) エコノマイザーにおける伝熱

排ガスの入口温度  $t_{gE1} = 900^\circ\text{C}$

排ガスの入口におけるエンタルピー  $i_{gE1}$

$$i_{gE1} = 246.2 \text{ kcal/kg}$$

排ガスの出口温度  $t_{gE2} = 459^\circ\text{C}$

排ガスの出口におけるエンタルピー  $i_{gE2}$

$$i_{gE2} = 119.8 \text{ kcal/kg}$$

エコノマイザーにおける伝熱量  $Q_{tE}$

$$\begin{aligned} Q_{tE} &= G'_g (i_{gE1} - i_{gE2}) \\ &= (19676) (246.2 - 119.8) \\ &= 248.7 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

蒸気ドラムへの給水の状態

給水量は蒸発量  $G$  と等しい。

給水温度  $t_{wE1} = 102^\circ\text{C}$

給水のエンタルピー  $i_{wE1} = 102 \text{ kcal/kg}$

給水のエコノマイザー出口における温度を  $t_{wE2}$  [ $^\circ\text{C}$ ], エンタルピーを  $i_{wE2}$  [kcal/kg] とすれば, 熱収支から次式が得られる。

$$\begin{aligned} Q_{tE} &= G (i_{wE2} - i_{wE1}) \\ 248.7 \times 10^4 &= (14000) (i_{wE2} - 102) \\ i_{wE2} &= 279.6 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

蒸気表から,  $24\text{kg/cm}^2$  の飽和蒸気の温度は  $221^\circ\text{C}$  であり, この飽和蒸気と平衡にある熱水のエンタルピーは  $226.1 \text{ kcal/kg}$  である。一方, 飽和蒸気のエンタルピーは  $669.3 \text{ kcal/kg}$  であるので, 蒸気ドラムへの給水は蒸気を含んだ状態である。したがって, 給水の出口温度  $t_{wE2}$  は  $221^\circ\text{C}$  である。

エコノマイザーにおける総括伝熱係数  $U_E$

排ガスの平均流速を  $5.6\text{m/s}$  とし, 伝熱管の配列を千鳥型とすれば, **Fig. 5-13** より

次の値が得られる。

$$U_E = 22.7 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

エコノマイザーにおける平均温度差  $\Delta t_{mE}$

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= t_{gE2} - t_{wE1} \\ &= 459 - 102 \\ &= 357^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= t_{gE1} - t_{wE2} \\ &= 900 - 221 \\ &= 679^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_{mE} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= \frac{679 - 357}{\ln(679 / 357)} \\ &= 501^\circ\text{C} \end{aligned}$$

エコノマイザーにおける伝熱面積  $A_E$

$$\begin{aligned} A_E &= \frac{\alpha Q_{tE}}{U_E \Delta t_{mE}} \\ &= \frac{(1.35)(248.7 \times 10^4)}{(22.7)(501)} \\ &= 295.2 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

(4) フリーボードにおける伝熱

フリーボードにおける伝熱量  $Q_{tF}$

$$Q_{tF} = 252.8 \times 10^4 \text{ kcal/h}$$

フリーボードにおける総括伝熱係数  $U_F$

フリーボードの温度を  $900^\circ\text{C}$  とすれば,

Fig. 5-12 より,

$$U_F = 61.5 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

フリーボードにおける平均温度差  $\Delta t_{mF}$

$$\begin{aligned} \Delta t_{mF} &= 900 - 221 \\ &= 679^\circ\text{C} \end{aligned}$$

フリーボードにおける伝熱面積  $A_F$

$$\begin{aligned} A_F &= \frac{\alpha Q_{tF}}{U_F \Delta t_{mF}} \\ &= \frac{(1.35)(252.8 \times 10^4)}{(61.5)(679)} \\ &= 81.7 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

4) 熱収支

(入熱)

石炭の顕熱  $Q_{co}$

$$\begin{aligned} Q_{co} &= B [C_{pco} (1 - C_{wo}) + C_{pw} C_{wo}] t_{co} \\ &= (2440) [(0.30)(1 - 0.056) + \\ &\quad (1.0)(0.056)] (10) \\ &= 0.8 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

空気の顕熱  $Q_a$

$$Q_a = BA\rho_{ao} C_{pa} t_{ao}$$

$$\begin{aligned} &= (2440) (5.59) (1.293) (0.243) (10) \\ &= 4.3 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

給水の顕熱  $Q_w$

$$\begin{aligned} Q_w &= G_{11} \\ &= (14000) (102.0) \\ &= 142.8 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

石炭の発熱量  $Q_{bco}$

$$\begin{aligned} Q_{bco} &= BH_1 \\ &= (2440)(4510) \\ &= 1100.4 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

全入熱量  $Q_T$

$$\begin{aligned} Q_T &= Q_{co} + Q_a + Q_w + Q_{bco} \\ &= (0.8 + 4.3 + 142.8 + 1100.4) \times 10^4 \\ &= 1248.3 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

(出熱)

排ガスによる出熱 ( $Q_g + Q_{bg}$ )

$$\begin{aligned} (Q_g + Q_{bg}) &= BG_{wig} + Q_{bg} \\ &= (2440)(7.87)(67.0) + (17.7 \times 10^4) \\ &= 146.4 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

抜き出し粒子による出熱 ( $Q_c + Q_{bc}$ )

$$\begin{aligned} (Q_c + Q_{bc}) &= BJ_c + BJ_{bc} \\ &= (2440)(31.0 + 26.6) \\ &= 14.1 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

飛び出し粒子による出熱 ( $Q_f + Q_{bf}$ )

$$\begin{aligned} (Q_f + Q_{bf}) &= BJ_f + BJ_{bf} \\ &= (2440)(31.9 + 37.9) \\ &= 17.0 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

発生蒸気による出熱  $Q_s$

$$\begin{aligned} Q_s &= G_{12} \\ &= (14000) (752.9) \\ &= 1054.1 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

放熱  $Q_{rd}$

$$\begin{aligned} Q_{rd} &= Q_T - (Q_g + Q_{bg}) - (Q_c + Q_{bc}) - \\ &\quad (Q_f + Q_{bf}) - Q_s \\ &= 1248.3 \times 10^4 - (146.4 + 14.1 + 17.0 \\ &\quad + 1054.1) \times 10^4 \\ &= 16.7 \times 10^4 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

以上の熱収支をまとめると次のようになる。

入熱	kcal/h	%
石炭の顕熱	$0.8 \times 10^4$	0.1
空気の顕熱	$4.3 \times 10^4$	0.3
水の顕熱	$142.8 \times 10^4$	11.4
石炭の発熱量	$1100.4 \times 10^4$	88.2
	<hr/>	
	$1248.3 \times 10^4$	100.0

出熱	kcal/h	%
排ガスによる出熱	$146.4 \times 10^4$	11.7
抜き出し粒子による出熱	$14.1 \times 10^4$	1.1
飛び出し粒子による出熱	$17.0 \times 10^4$	1.4
発生蒸気による出熱	$1054.1 \times 10^4$	84.5
放熱	$16.7 \times 10^4$	1.3
	$1248.3 \times 10^4$	100.0

#### A・1・4 装置の寸法

##### 1) 流動層

流動層内の伝熱面積は、すべて層内に設置する伝熱管群によるものとし、次のような仮定を置くものとする。

流動層の断面は長方形で、長さ 3.0 m である。伝熱管群については、管径  $D_{po}$  0.0486 m、長さ 3.0 m、配管はピッチ  $l_{bb}$  0.15 m の千鳥型配列で、ガス分散板から管群下部までの距離  $H_j$  0.3 m、管群上部から流動層上面までの距離  $H_u$  0.3 m である。

ガス流量  $G_v$

$$G_v = \left( \frac{BG_g}{3600} \right) \left( \frac{273.2 + t_B}{273.2} \right) \\ = \frac{(2440)(5.98)(273.2 + 900)}{(3600)(273.2)} \\ = 17.41 \text{ m}^3/\text{s (at } 900^\circ\text{C, } 1 \text{ atm)}$$

流動化ガス速度  $u_{og}$

$$u_{og} = 2.14 \text{ m/s (at } 900^\circ\text{C, } 1 \text{ atm)}$$

流動層の断面積  $A_{TB}$

$$A_{TB} = \frac{G_v}{u_{og}} \\ = (17.41) / (2.14) \\ = 8.14 \text{ m}^2$$

伝熱管 1 本の伝熱面積  $a_{bb}$

$$a_{bb} = \pi (0.0486)(3.0) \\ = 0.458 \text{ m}^2$$

伝熱管の本数  $n_{bb}$

$$n_{bb} = \frac{A_{TB}}{a_{bb}} \\ = (24.7) / (0.458) \\ = 53.9 \rightarrow 54 \text{ 本}$$

伝熱面積割合  $r_{hs}$

$$r_{hs} = \frac{2\pi D_{po}}{\sqrt{3} l_{bb}^2}$$

$$= \frac{(2)(3.142)(0.0486)}{(1.732)(0.15)^2}$$

$$= 7.84 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

伝熱管群の容積  $V_{bb}$

$$V_{bb} = \frac{A_{TB}}{r_{hs}} \\ = (24.7) / (7.84) \\ = 3.15 \text{ m}^3$$

伝熱管群の高さ  $H_{bb}$

$$H_{bb} = \frac{V_{bb}}{A_{TB}} \\ = (3.15) / (8.15) \\ = 0.39 \text{ m}$$

流動層の全高  $H_{BT}$

$$H_{BT} = H_j + H_{bb} + H_u \\ = 0.30 + 0.39 + 0.30 \\ = 0.99 \text{ m}$$

ボイラー本体の高さ  $H_{boiler}$

$$H_{boiler} = H_{BT} + H_F \\ = 0.99 + 1.5 \\ = 2.49 \rightarrow 2.5 \text{ m}$$

##### 2) エコノマイザー

エコノマイザーの設計にあたり、次のようなことを仮定する。

排ガスのガスの流速  $u_{gE}$  を 5.6 m/s、給水の管内流速  $u_{wE}$  を 0.85 m/s とする。

伝熱管群について、管の内径  $D_{pi}$  を 0.0508 m、外径  $D_{po}$  を 0.0699 m、長さ  $l_{pE}$  を 3.0 m、配管はピッチ  $l_{bE} = 2D_{po}$  の正三角形配列とする。

伝熱管群の上下に、それぞれ 0.5 m のクリアランスをとる。

給水量  $G$

$$G = \frac{(14000)(10^{-3})}{3600} \\ = 0.00389 \text{ m}^3/\text{s}$$

伝熱管の内断面積  $S_{pi}$

$$S_{pi} = \frac{\pi}{4} D_{pi}^2 \\ = (3.142)(0.0508)^2 / (4) \\ = 0.002027 \text{ m}^2$$

給水の並流本数  $n_p$

$$n_p = \frac{G}{S_{pi} u_{wE}} \\ = \frac{(0.00389)}{(0.002027)(0.85)}$$

$$= 2.25 \rightarrow 3 \text{ 本}$$

伝熱管の全本数  $N_E$

$$\begin{aligned} N_E &= \frac{A_E}{\pi D_{po} l_{pE}} \\ &= \frac{(295.2)}{(3.142)(0.0699)(3.0)} \\ &= 448.1 \rightarrow 449 \text{ 本} \end{aligned}$$

排ガス流路の断面積割合  $r_{sg}$

$$\begin{aligned} r_{sg} &= (\sqrt{3}/2) D_{po}^2 / (\sqrt{3}/2 - \pi/8) D_{po}^2 \\ &= 4\sqrt{3} / (4\sqrt{3} - \pi) \\ &= 1.829 \end{aligned}$$

排ガスの平均温度  $\bar{t}_{gE}$

$$\begin{aligned} \bar{t}_{gE} &= \frac{t_{gE1} + t_{gE2}}{2} \\ &= (900 + 459) / 2 \\ &= 679 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

排ガスの平均ガス流量  $\bar{G}_{vE}$

$$\begin{aligned} \bar{G}_{vE} &= \left( \frac{BG_g}{3600} \right) \left( \frac{273.2 + t_{gE}}{273.2} \right) \\ &= \frac{(2440)(5.98)(273.2 + 679)}{(3600)(273.2)} \\ &= 14.13 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

エコノマイザーの断面積  $S_E$

$$\begin{aligned} S_E &= \frac{r_{sg} \bar{G}_{vE}}{u_{gE}} \\ &= (1.829)(14.13) / (5.6) \\ &= 4.61 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

エコノマイザーの幅  $L_{bE}$

$$\begin{aligned} L_{bE} &= \frac{S_E}{l_{pE}} \\ &= (4.61) / (3.0) \\ &= 1.54 \rightarrow 1.6 \text{ m} \end{aligned}$$

伝熱管の横ならび本数  $N_{hE}$

$$\begin{aligned} N_{hE} &= \frac{L_E}{l_{bE}} \\ &= \frac{(1.6)}{(2)(0.0699)} \\ &= 11.4 \rightarrow 11 \text{ 本} \end{aligned}$$

伝熱管の縦ならび本数  $N_{vE}$

$$\begin{aligned} N_{vE} &= \frac{N_E}{N_{hE}} \\ &= (449) / (11) \\ &= 40.8 \rightarrow 41 \text{ 本} \end{aligned}$$

伝熱管群の高さ  $H_{bE}$

$$\begin{aligned} H_{bE} &= \frac{\sqrt{3}}{2} l_{bE} N_{vE} \\ &= (1.732)(2)(0.0699)(41) / (2) \\ &= 4.96 \text{ m} \end{aligned}$$

エコノマイザーの高さ  $H_E$

伝熱管群の高さに上下のクリアランスを加える。

$$\begin{aligned} H_E &= H_{bE} + (2)(0.5) \\ &= (4.96) + (2)(0.5) \\ &= 5.96 \rightarrow 6.0 \text{ m} \end{aligned}$$

### 3) 空気予熱器

空気予熱器の設計にあたり、次のような仮定をおくものとする。

管形空気予熱器を使用し、排ガスを上から下向きに管内を流し、空気を排ガスに交差させて管外に流して2往復させる。

空気の平均流速  $\bar{u}_{aA}$  と排ガスの平均流速  $\bar{u}_{gA}$  を等しくし、それぞれ  $9.0 \text{ m/s}$  とする。

伝熱管の内径  $D_{pi}$  を  $0.0341 \text{ m}$ 、外径  $D_{po}$  を  $0.0381 \text{ m}$ 、配管を千鳥形配列とする。空気予熱器の上下に、それぞれ  $0.5 \text{ m}$  のクリアランスをとる。

排ガスの平均温度  $\bar{t}_{gA}$

$$\begin{aligned} \bar{t}_{gA} &= \frac{t_{gA1} + t_{gA2}}{2} \\ &= (459 + 260) / (2) \\ &= 359.5 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

排ガスの通気断面積  $S_{gA}$

$$\begin{aligned} S_{gA} &= \left( \frac{BG_g}{3600 \bar{u}_{gA}} \right) \left( \frac{273.2 + \bar{t}_{gA}}{273.2} \right) \\ &= \frac{(2440)(5.98)(273.2 + 359.5)}{(3600)(9.0)(273.2)} \\ &= 1.043 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

伝熱管の全本数  $N_A$

$$\begin{aligned} N_A &= \frac{4 S_{gA}}{\pi D_{pi}^2} \\ &= \frac{(4)(1.043)}{(3.142)(0.0341)^2} \\ &= 1142.1 \text{ 本} \end{aligned}$$

これを、ほぼ正方形の断面積に配列すると、 $(1142.1)^{1/2} = 33.8$

1列を34本として34列に千鳥配列にすれば、

$$\begin{aligned} N_A &= 34 \times 34 \\ &= 1156 \text{ 本} \end{aligned}$$

(98)

$$\begin{aligned} \text{伝熱管の長さ } l_{pA} &= 2.0 + 1.0 \\ &= 3.0 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} l_{pA} &= \frac{A_A}{2\pi D_{p0} N_A} \\ &= \frac{(489.5)}{(2)(3.142)(0.0341)(1156)} \\ &= 1.98 \rightarrow 2.0 \text{ m} \end{aligned}$$

空気側流路の高さ  $H_{aA}$ 

$$\begin{aligned} H_{aA} &= \frac{l_{pA}}{4} \\ &= (2.0) / (4) \\ &= 0.5 \text{ m} \end{aligned}$$

空気の平均温度  $\bar{t}_{aA}$ 

$$\begin{aligned} \bar{t}_{aA} &= \frac{t_{aA1} + t_{aA2}}{2} \\ &= (10 + 250) / (2) \\ &= 130 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

空気の通気断面積  $S_{aA}$ 

$$\begin{aligned} S_{aA} &= \left( \frac{BA}{3600 \bar{u}_{aA}} \right) \left( \frac{273.2 + t_{aA}}{273.2} \right) \\ &= \frac{(2440)(5.59)(273.2 + 130)}{(3600)(9.0)(273.2)} \\ &= 0.621 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

伝熱管の間にある空間部の長さ  $l_{db}$ 

$$\begin{aligned} l_{db} &= \frac{S_{aA}}{34 H_{aA}} \\ &= \frac{(0.621)}{(34)(0.5)} \\ &= 0.0189 \text{ m} \end{aligned}$$

空気予熱器の横幅  $L_{bA}$ 

$$\begin{aligned} L_{bA} &= 34(l_{db} + D_{p0}) \\ &= (34)(0.0189 + 0.0381) \\ &= 1.938 \rightarrow 2.0 \text{ m} \end{aligned}$$

空気流路の反転部分の長さ  $L_{rA}$ 

$$\begin{aligned} L_{rA} &= \frac{S_{aA}}{L_{bA}} \\ &= (0.621) / (2.0) \\ &= 0.311 \rightarrow 0.3 \text{ m} \end{aligned}$$

空気予熱器の奥行  $L_{aA}$ 

$$\begin{aligned} L_{aA} &= 34(l_{db} + D_{p0}) + 2L_{rA} \\ &= (34)(0.0189 + 0.0381) + (2)(0.3) \\ &= 2.54 \rightarrow 2.6 \text{ m} \end{aligned}$$

空気予熱器の高さ  $H_A$ 

伝熱管の長さ上下のクリアランスを加える。

$$H_A = l_{pA} + (2)(0.5)$$

## 4) ガス分散器

流動層に空気を吹き込むガス分散器について、次のような仮定をして設計を行う。

ガス分散器の型式をキャップ型とし、キャップの管径  $D_{cap}$  を  $0.0763 \text{ m}$ 、ピッチが  $1.65 D_{cap}$  の正三角形配列とする。

ガス吹き出し孔の開口比  $r_{or}$  を  $0.03$  とし、キャップ1本のガス吹き出し孔の数  $n_{or}$  を12個とする。

粒子の抜き出し管を  $3 \text{ m}^2$  に1本の割合で設置し、その管径を  $0.0763 \text{ m}$  とする。

キャップ配列のピッチ  $l_{cap}$ 

$$\begin{aligned} l_{cap} &= 1.65 D_{cap} \\ &= (1.65)(0.0763) \\ &= 0.1259 \text{ m} \end{aligned}$$

キャップ1本当りの稼働面積  $S_{cap}$ 

$$\begin{aligned} S_{cap} &= \frac{\sqrt{3}}{2} l_{cap}^2 \\ &= (1.732)(0.1259)^2 / (2) \\ &= 0.01373 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

キャップの全本数  $N_{cap}$ 

$$\begin{aligned} N_{cap} &= \frac{A_{TB}}{S_{cap}} \\ &= (8.14) / (0.01373) \\ &= 592.9 \rightarrow 593 \text{ 本} \end{aligned}$$

ガス吹き出し孔の径  $d_{or}$ 

$$\begin{aligned} r_{or} A_{TB} &= \frac{\pi}{4} d_{or}^2 n_{or} N_{cap} \\ (0.03)(8.14) &= (3.142)(12)(593) d_{or}^2 / (4) \\ d_{or}^2 &= 4.37 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \\ d_{or} &= (4.37 \times 10^{-5})^{1/2} \\ &= 0.00661 \text{ m} \end{aligned}$$

孔径を  $6.5 \text{ mm}$  とすれば、開口比  $r_{or}$  は  $0.029$  となる。

抜き出し管の本数  $N_{wd}$ 

$$\begin{aligned} N_{wd} &= \frac{A_{TB}}{3.0} \\ &= (8.14) / (3.0) \\ &= 2.71 \rightarrow 3 \text{ 本} \end{aligned}$$

## A・1・5 まとめ

流動燃焼ボイラーの熱計算による基本設計の方法を具体的に示すために、蒸発量  $14 \text{ t/h}$  の小形

Table A· Results of design calculation for a small scale fluidized bed combustion boiler.

1. Steam		8. Elutriated particles	
Evaporation capacity	14.0 t/h	Elutriation rate	412 kg/h
Pressure	24 kg/cm <sup>2</sup>	Temperature	260—900 °C
Temperature	360 °C	Unburned carbon content	2.77 %
2. Boiler efficiency		9. Fluidized bed	
Boiler efficiency	82.8 %	Bed temperature	900 °C
3. Feed water		Cross sectional area	8.14 m <sup>2</sup>
Temperature	102 °C	Bed height	1.0 m
4. Fuel (Coal)		Freeboard height	1.5 m
Coal feed rate	2.440 t/h	10. Heat transfer surface	
Low heating value	4510 kcal/kg	Fluidized bed	24.7 m <sup>2</sup>
Moisture	5.6 %	Freeboard	81.7 m <sup>2</sup>
Ash	32.5 %	Economiser	295.2 m <sup>2</sup>
Volatile matter	33.9 %	Air heater	489.5 m <sup>2</sup>
Size	0.1—6.0 mm	11. Gas distributor	
5. Air		Type	Cap-type
Air flow rate	17.636 t/h	Cap diameter	0.0763 m
Air ratio	1.2	Number of caps	593
Temperature	10 °C	Arrangement of caps	Right triangle
Preheated temperature	250 °C	Pitch	0.126 m
6. Flue gas		Fraction of open area	0.029
Flue gas flow rate	19.264 t/h	Withdrawing pipe	
Temperature	260 °C	Pipe diameter	0.0763 m
7. Withdrawn particles		Number of pipes	3
Withdrawn rate	400 kg/h		
Temperature	900 °C		
Unburned carbon content	2.0 %		

流動燃焼ボイラーの設計を行った。その結果の主なものを **Table A・1** にまとめて示す。現在の段階では、流動燃焼ボイラーの設計に必要な知見が十分に得られていないので、設計例の中で示したように、多くの仮定を設定して計算を進めなければならない。ここに示した設計例のなかで設定した仮定の中には、その妥当性が十分に確められていないものもあり、その使用に当たっては注意が必要である。

## A・2 2段流動燃焼ボイラーの設計例

2段流動層による燃焼装置が、燃焼効率の向上、NO<sub>x</sub>生成量の低減化、脱硫操作などに秀れた効果を持つ新しい石炭の燃焼装置として、期待できることを第3、4章において示した。ここでは、2段流動燃焼ボイラーの概念をより具体化するために、発電出力30MWに相当するボイラーの基本的な概念設計を試み、その手順と設計結果を示し、これらについても若干の考察を加える。

基本設計の計算手順は、前節 **A・1** に示した小

形流動燃焼ボイラーの場合とほぼ同様であり、次のような手順で計算を進める。

- (1) 設計条件の設定
- (2) 空気及び燃焼排ガス量とそれらのエンタルピー
- (3) 諸損失とボイラー効率
- (4) 物質収支と熱収支
- (5) 流動層の断面積
- (6) 総括伝熱係数、伝熱量及び伝熱面積
- (7) ボイラー本体と伝熱管群の寸法
- (8) エコノマイザーの寸法
- (9) 空気予熱器の寸法

### A・2・1 設計条件

#### 1) 主な設計条件

設計するボイラーとして **Fig A・5** に示すような2段流動燃焼ボイラーを想定し、その主な設計条件を次のように設定する。

- (1) 発電容量 30 MW
- (2) 電力までの総合効率 35 %

(3) 蒸気(過熱蒸気)		灰分	32.5
圧力	120 kg/cm <sup>2</sup>	炭素	44.5
温度	550 °C	水素	4.2
(4) 石炭	太平洋 2 号粉	酸素	12.7
供給温度	20 °C	窒素	0.4
(5) 空気		硫黄	0.084
1 次空気比	1.0	工業分析値	wt %
2 次空気比	0.15	水分	5.6
供給温度	20 °C	灰分	32.5
予熱温度	250 °C	揮発分	33.9
(6) 給水		固定炭素	28.1
供給温度	110 °C	高位発熱量 H <sub>n</sub>	4,680 kcal/kg
(7) 脱硫剤		低位発熱量 H <sub>i</sub>	
供給温度	20 °C	$H_i = H_n - 5200(H - 0/8) - 600W$	
Ca/S モル比	4.0	$= 4680 - (5200)(0.042 - 0.127/8) -$	
(8) 排ガス		$(600)(0.056)$	
排出温度	150 °C	$= 4,510 \text{ kcal/kg}$	
(9) 火格子燃焼率	230 kg/m <sup>2</sup> ·h	粒子密度	kg/m <sup>3</sup>
(10) 流動層		石炭	1,580
横幅	5.0 m	石炭灰(石炭チャー)	1,460
下段温度	850 °C	石炭の粒径分布	
上段温度	850 °C	節分試験結果	
伝熱管外径	5.08 cm	粒径 mm	積算重量 %
伝熱面積の割合	8.2 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	~0.088	5.8
2) 石炭の種類と性質		~0.105	6.8
太平洋炭 2 号粉		~0.125	8.9
元素分析値	wt %	~0.149	11.2
水分	5.6	~0.177	14.2

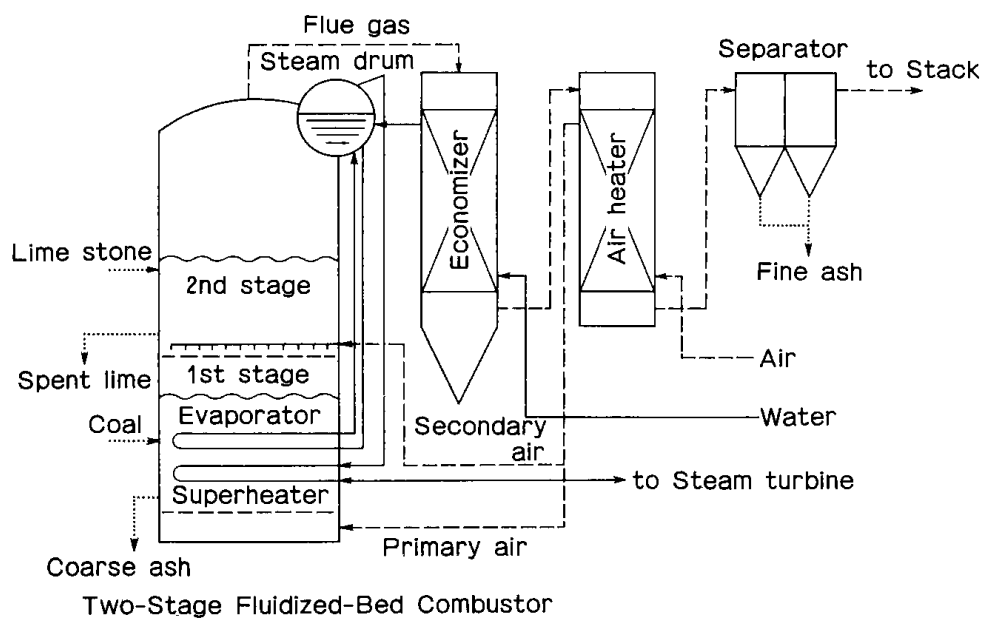


Fig.A.5 Two-stage fluidized bed combustion boiler.



~0.210	17.9
~0.250	20.8
~0.350	30.9
~0.500	44.9
~0.710	61.9
~1.00	78.8
~1.41	93.3
~2.00	100.0
~2.00	100.0

## 3) 脱硫剤の種類と性質

品種：石灰石(富良野産)

工業分析値	wt%
CaO	55.4
SiO <sub>2</sub>	0.30
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.08
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.02
MgO	0.20
灼熱減量	43.6

石灰石 1 kg 中のカルシウム分

$$\frac{\text{CaO分}}{\text{CaOの分子量}} = \frac{0.554}{56.08}$$

$$= 9.88 \times 10^{-3} \text{ kg-atom/kg}$$

石灰石の粒径分布

節分試験結果

粒径 mm	積算重量%
~0.210	3.2
~0.250	4.7
~0.35	12.8
~0.50	28.9
~0.71	49.7
~1.00	71.5
~1.41	95.0
~2.00	100.0

## A・2・2 ボイラー効率

## 1) 空気量と排ガス量及び排ガスのエンタルピー

前節に示した計算値より

理論酸素量  $O_0 = 0.978 \text{ Nm}^3/\text{kg}$

理論空気量  $A_0 = 4.656 \text{ Nm}^3/\text{kg}$

$$\text{実際空気量 } A = \lambda A_0$$

$$= (1.15)(4.656)$$

$$= 5.354 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

理論排ガス量  $G_0 = 5.052 \text{ Nm}^3/\text{kg}$

実際排ガス量  $G_g = G_0 + (\lambda - 1) A_0$

$$= 5.052 + (1.15 - 1)(4.656)$$

$$= 5.750 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

排ガスのエンタルピー  $i_g$ 

完全燃焼を仮定する。

		kg/kg	wt%
H <sub>2</sub> O	9.0 H+W	0.434	5.7
N <sub>2</sub>	N+0.988 λ A <sub>0</sub>	5.294	69.9
O <sub>2</sub>	0.30(λ-1) A <sub>0</sub>	0.210	2.8
CO <sub>2</sub>	3.667 C	1.632	21.6
SO <sub>2</sub>	2.0 S	0.002	0.02

$$\text{実際排ガス量 } G_{gW} = 7.572 \quad 100.02$$

800 °Cにおける計算例

 $C_p, \text{ kcal/kg} \cdot \text{°C}$ 

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0.484 \times 0.057 = 0.028$$

$$\text{N}_2 \quad 0.262 \times 0.699 = 0.183$$

$$\text{O}_2 \quad 0.229 \times 0.028 = 0.006$$

$$\text{CO}_2 \quad 0.253 \times 0.216 = 0.055$$

$$\text{SO}_2 \quad 0.174 \times 0.0002 = 0.000$$

$$\text{排ガスの平均比熱 } C_{pg} = 0.272 \text{ kcal/kg} \cdot \text{°C}$$

800 °Cにおける排ガスのエンタルピー  $i_g$ 

$$i_g = C_{pg} t_g$$

$$= (0.272)(800)$$

$$= 217.6 \text{ kcal/kg}$$

同様にして他の温度におけるエンタルピー  $i_g$  を求めた結果、前節とほとんど同じ値が得られたので、以下の計算では Fig. A・2 の値を使用する。

## 2) 下段における流動化ガスの線速度

下段の実際排ガス量  $G_{g1}$ 

1 次空気の空気比  $\lambda_1 = 1.0$  であるので、理論排ガス量  $G_0$  で近似する。

$$G_{g1} = G_0$$

$$= 5.052 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

石炭の燃焼率  $\eta_{cG} = 230 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$ 下段における流動化ガスの線速度  $u_{o1}$ 

$$u_{o1} = \eta_{cG} G_{g1} \left( \frac{T_{B1}}{T_0} \right) \left( \frac{1}{3600} \right)$$

$$= (230)(5.052) \left( \frac{850+273}{273} \right) \left( \frac{1}{3600} \right)$$

$$= 1.33 \text{ m/s}$$

## 3) 石炭灰のとび出しと抜き出し割合

Fig. 3・9 より、 $u_{o1} = 1.33 \text{ m/s}$  における

石炭灰のとび出し割合は 64 %

石炭灰の抜き出し割合は 36 %

(102)

4) 燃焼効率

Fig. 3.12 より,  $\lambda = 1.15$ ,  $t_{B1} = t_{Bu} = 850^\circ\text{C}$   
燃焼効率  $\eta_c = 98.4\%$

5) 抜き出し灰中の未燃炭素分

Fig. 2.5 より,  $\lambda = 1.0$ ,  $t_B = 850^\circ\text{C}$  の値から  
 $0.9\% \rightarrow 0.009$

6) 下段から上段に移動する微粉灰中の未燃炭素分

5) と同様にして,  $18\% \rightarrow 0.18$

7) ボイラー効率

(1) 排ガス損失  $\ell_1$

排ガスのエンタルピー  $J_g$   
空気予熱器の出口温度  $t_{gA2}$  を  $150^\circ\text{C}$  とすれば

$$\begin{aligned} J_g &= G_{gw} i_{gA2} \\ &= (7.57)(37.0) \\ &= 280.1 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

空気のエンタルピー  $J_{ao}$

$$\begin{aligned} J_{ao} &= AC_{pa} t_a \\ &= (5.35)(0.312)(20) \\ &= 33.4 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ell_1 &= \frac{J_g - J_{ao}}{H_1} \\ &= (280.1 - 33.4) / (4510) \\ &= 0.0547 \end{aligned}$$

(2) 未燃損失  $\ell_2$

燃焼効率  $\eta_c = 98.4\%$

$$\begin{aligned} \ell_2 &= 1 - \eta_c \\ &= 1 - 0.984 \\ &= 0.016 \end{aligned}$$

(3) 放熱損失  $\ell_3$

過熱蒸気のエンタルピー  $i_2$

蒸気圧力  $120 \text{ kg/cm}^2$

蒸気温度  $550^\circ\text{C}$

$i_2 = 832.7 \text{ kcal/kg}$

給水のエンタルピー  $i_1$

給水温度  $110^\circ\text{C}$

$i_1 = 110.1 \text{ kcal/kg}$

蒸発量  $G$

電力出力  $30 \text{ MW}$

スチームからの発電効率を  $39\%$  と仮定すると,

$$G = \frac{(30 \times 10^6)(0.860)}{(0.39)(832.7 - 110.1)}$$

$$= 91.55 \times 10^3 \text{ kg/h} \rightarrow 91.55 \text{ t/h}$$

Fig. 5.10 から読みとって

$$\ell_3 = 0.0069$$

(4) 排出粒子の顕熱損失  $\ell_4$

石炭の顕熱量  $J_{co}$

$$\begin{aligned} J_{co} &= C_{pco} t_{co} \\ &= (0.339)(20) \\ &= 6.8 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

飛び出し粒子と抜き出し粒子の割合

Fig. 3.9 より,  $u_{01} = 1.33 \text{ m/s}$  における

飛び出し割合  $f_f = 0.64$

抜き出し割合  $f_c = 0.36$

抜き出し粒子量  $F_c$

$$\begin{aligned} F_c &= \left( \frac{f_c C_{ao}}{1 - C_c} \right) \\ &= (0.36)(0.325) / (1 - 0.009) \\ &= 0.118 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

抜き出し粒子の顕熱量  $J_c$

$$\begin{aligned} J_c &= F_c C_{pc} t_c \\ &= (0.118)(0.210)(850) \\ &= 21.1 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

抜き出し粒子の未燃損失熱  $J_{bc}$

抜き出し粒子の未燃炭分  $C_c$  は  $0.009$

$$\begin{aligned} J_{bc} &= 8100 F_c C_c \\ &= (8100)(0.118)(0.009) \\ &= 8.6 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

飛び出し粒子の未燃損失熱  $J_{bf}$

$$\begin{aligned} J_{bf} &= \ell_2 H_1 - H_c \\ &= (0.016)(4510) - 8.6 \\ &= 63.6 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

飛び出し粒子量  $F_f$

$$\begin{aligned} F_f &= f_f C_{ao} + \frac{J_{bf}}{8100} \\ &= (0.64)(0.325) + (63.6/4510) \\ &= 0.216 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

飛び出し粒子の未燃炭素分  $C_f$

$$\begin{aligned} C_f &= \frac{J_{bf}}{8100 F_f} \\ &= (63.6) / [(8100)(0.216)] \\ &= 0.036 \rightarrow 3.6\% \end{aligned}$$

飛び出し粒子の顕熱量  $J_f$

$$\begin{aligned} J_f &= F_f C_{pf} t_f \\ &= (0.216)(0.210)(150) \\ &= 6.8 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

脱硫剤(石灰石)の供給量  $F_s$

$$F_s = [C_a/S] \left( \frac{C_{so}}{M_s} \right) \div \left( \frac{C_{cao}}{M_{cao}} \right)$$

$$= (4.0) \left( \frac{0.00084}{32.06} \right) \div \left( \frac{0.554}{56.08} \right)$$

$$= 0.0106 \text{ kg/kg}$$

脱硫剤の顕熱量  $J_s$

$$J_s = F_s C_{ps} t_s$$

$$= (0.0106)(0.19)(20)$$

$$= 0.04 \text{ kcal/kg}$$

廃脱硫剤の排出量  $F_{ss}$

$$F_{ss} = F_s (1 - I_g) \left[ \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \left( \frac{M_{caso_4}}{M_{cao}} \right) \right]$$

$$= (0.0106)(1 - 0.436) \times$$

$$\left[ \frac{3}{4} + \left( \frac{1}{4} \right) \left( \frac{136.15}{56.08} \right) \right]$$

$$= 0.0081 \text{ kg/kg}$$

廃脱硫剤の顕熱量  $J_{ss}$

$$J_{ss} = F_{ss} C_{pss} t_{ss}$$

$$= (0.0081)(0.19)(850)$$

$$= 1.31 \text{ kcal/kg}$$

以上の値から排出粒子の顕熱損失  $l_4$  は次式により求められる。

$$l_4 = \frac{(J_c + J_f - J_{co}) + (J_{ss} - J_s)}{H_1}$$

$$= (21.1 + 6.8 - 6.8 + 1.31 - 0.04) /$$

$$(4510)$$

$$= 0.0050$$

(5) 非定常損失  $l_5$

定常運転として  $l_5 = 0$

以上の各損失からボイラー効率  $\eta$  は次式により推算される。

$$\eta = 1 - (l_1 + l_2 + l_3 + l_4 + l_5)$$

$$= 1 - (0.0547 + 0.016 + 0.0069 +$$

$$0.0050 + 0)$$

$$= 1 - 0.0826$$

$$= 0.917 \rightarrow 91.7\%$$

### A・2・3 物質収支と熱収支

1) ボイラーの物質収支

(1) 入量

石炭供給量

燃料消費量 B

$$B = \frac{G(i_2 - i_1)}{\eta H_1}$$

$$= \frac{(91.55 \times 10^3)(832.7 - 110.1)}{(0.917)(4510)}$$

$$= 16.00 \times 10^3 \text{ kg/h} \rightarrow 16.0 \text{ t/h}$$

脱硫剤供給量

$$BF_s = (16.00 \times 10^3)(0.0106)$$

$$= 0.17 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

1次空気量

$$B\lambda_1 A_0 \rho_{ao} = (1.0)(16.00 \times 10^3)(4.656)(1.293)$$

$$= 96.32 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

2次空気量

$$B\lambda_2 A_0 \rho_{ao} = (0.15)(16.00 \times 10^3)(4.656)(1.293)$$

$$= 14.45 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

給水量

$$G = 91.55 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

入量

$$= (16.00 + 0.17 + 96.32 + 14.45 + 91.55) \times 10^3$$

$$= 218.49 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

(2) 出量

抜き出し粒子量

$$BF_c = (16.00 \times 10^3)(0.118)$$

$$= 1.89 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

飛び出し粒子量

$$BF_f = (16.00 \times 10^3)(0.216)$$

$$= 3.46 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

廃脱硫剤量

$$BF_{ss} = (16.00 \times 10^3)(0.0081)$$

$$= 0.13 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

排ガス量

$$= (16.00 + 0.17 + 96.32 + 14.45) \times 10^3$$

$$- (1.89 + 3.46 + 0.13) \times 10^3$$

$$= 121.46 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

蒸気量

$$G = 91.55 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

出量

$$= (1.89 + 3.46 + 0.13 + 121.46 +$$

$$91.55) \times 10^3$$

$$= 218.49 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

2) 下段の物質収支

(1) 入量

石炭供給量

$$= 16.00 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

1次空気量

$$= 96.32 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

入量

$$= (16.00 + 96.32) \times 10^3$$

$$= 112.32 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

(2) 出量

(104)

抜き出し粒子量

$$=1.89 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

飛び出し粒子量

飛び出し粒子の未燃炭素分  $C_{f1}$  を Fig. 2.5 より  $\lambda=1.0$ ,  $t_B=850^\circ\text{C}$  の値を読みとると,  $C_{f1}=0.18$  である。

$$\begin{aligned} BF_{f1} &= \frac{Bf_f C_{ao}}{(1 - C_{f1})} \\ &= (16.00 \times 10^3) (0.64) (0.325) / \\ &\quad (1 - 0.18) \\ &= 4.06 \times 10^3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

下段の排ガス量

$$\begin{aligned} &= 112.32 \times 10^3 - (1.89 + 4.06) \times 10^3 \\ &= 106.37 \times 10^3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

出量

$$\begin{aligned} &= (1.89 + 4.06 + 106.37) \times 10^3 \\ &= 112.32 \times 10^3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

3) 上段の物質収支

(1) 入量

下段からの粒子量

$$= 4.06 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

脱硫剤量

$$= 0.17 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

2次空気量

$$= 14.45 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

下段からの排ガス量

$$= 106.37 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

入量

$$\begin{aligned} &= (4.06 + 0.17 + 14.45 + 106.37) \times 10^3 \\ &= 125.05 \times 10^3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

(2) 出量

飛び出し粒子量

$$= 3.46 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

廃脱硫剤量

$$= 0.13 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

排ガス量

$$= 121.46 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

出量

$$\begin{aligned} &= (3.46 + 0.13 + 121.46) \times 10^3 \\ &= 125.05 \times 10^3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

4) 下段の熱収支

(1) 入熱

石炭の顕熱

$$\begin{aligned} BJ_{co} &= (16.00 \times 10^3)(6.78) \\ &= 1.08 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

1次空気の顕熱

$$\begin{aligned} B\lambda_1 A_0 \rho_{ao} C_{pa} t_a &= (16.00 \times 10^3)(1.0)(4.656) \\ &\quad (1.293)(0.241)(250) \\ &= 58.03 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

石炭の発熱量

$$\begin{aligned} BH_1 &= (16.00 \times 10^3)(4510) \\ &= 721.60 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

入熱

$$\begin{aligned} &= (1.08 + 58.03 + 721.60) \times 10^5 \\ &= 780.71 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

(2) 出熱

抜き出し粒子の顕熱

$$\begin{aligned} BF_c C_{pc} t_c &= (16.00 \times 10^3)(0.118)(0.210)(850) \\ &= 3.37 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

飛び出し粒子の顕熱

$$\begin{aligned} BF_{f1} C_{pc} t_c &= (4.06 \times 10^3)(0.210)(850) \\ &= 7.25 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

下段の排ガスの顕熱

$$\begin{aligned} G_{gw1} J_g &= (106.37 \times 10^3)(230.5) \\ &= 245.18 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

抜き出し粒子の熱焼熱

$$\begin{aligned} BJ_{bc} &= (16.00 \times 10^3)(8.6) \\ &= 1.38 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

飛び出し粒子の燃焼熱

$$\begin{aligned} 8100 BF_{f1} C_{f1} &= (8100)(4.06 \times 10^3)(0.18) \\ &= 59.19 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

下段の排ガスの燃焼熱

Fig. 2.8 から  $\lambda=1.0$  における排ガスの燃焼損失を読みとると, 3.3% である。

$$\begin{aligned} 0.033 BH_1 &= (0.033)(16.00 \times 10^3)(4510) \\ &= 23.81 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

下段の放熱

ボイラー放熱量の $\frac{1}{2}$ と仮定する。

$$\begin{aligned} 0.5 BH_1 \theta_3 &= (0.5)(16.00 \times 10^3)(4510)(0.0069) \\ &= 2.49 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

下段の伝熱

$$\begin{aligned} &= 780.71 \times 10^5 - (3.37 + 7.25 + 245.18 \\ &\quad + 1.38 + 59.19 + 23.81 + 2.49) \times 10^5 \\ &= 438.04 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

出熱

$$\begin{aligned} &= (3.37 + 7.25 + 245.18 + 1.38 + 59.19 \\ &\quad + 23.81 + 2.49 + 438.04) \times 10^5 \\ &= 780.71 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

- 5) 上段の熱収支
- (1) 入熱
- 下段からの粒子の顕熱  
 $=7.25 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 脱硫剤の顕熱  
 $= (170)(0.19)(20)$   
 $= 0.0065 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 2次空気の顕熱  
 $B\lambda_2 A_0 \rho_{a0} t_a = (16.00 \times 10^3)(0.15)(4.656)(0.241)$   
 $(250)$   
 $= 6.73 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 下段からの排ガスの顕熱  
 $= 245.18 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 下段からの粒子の燃焼熱  
 $= 59.19 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 下段からの排ガスの燃焼熱  
 $= 23.81 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 入熱  
 $= (7.25 + 0.01 + 6.73 + 245.18 + 59.19$   
 $+ 23.81) \times 10^5$   
 $= 342.17 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- (2) 出熱
- 飛び出し粒子の顕熱  
 $= (3.46 \times 10^3)(0.210)(850)$   
 $= 6.18 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 廃脱硫剤の顕熱  
 $= (0.13 \times 10^3)(0.19)(850)$   
 $= 0.21 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 排ガスの顕熱  
 $= (121.46 \times 10^3)(230.5)$   
 $= 279.97 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 飛び出し粒子の燃焼熱  
 $BJ_{bf} = (16.00 \times 10^3)(63.6)$   
 $= 10.18 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 排ガスの燃焼熱  
 完全燃焼と仮定して  
 $= 0$
- 上段の放熱  
 下段の放熱と同様に仮定して  
 $= 2.49 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 上段の伝熱  
 $= 342.17 \times 10^5 - (6.18 + 0.21 + 279.97$   
 $+ 10.18 + 0 + 2.49) \times 10^5$   
 $= 43.14 \times 10^5 \text{ kcal/h}$
- 出熱

$$= (6.18 + 0.21 + 279.97 + 10.18 + 0$$

$$+ 2.49 + 43.14) \times 10^5$$

$$= 342.17 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

#### A・2・4 装置の寸法

##### 1) 流動層の断面寸法

石炭の燃焼率  $\eta_{cg} = 230 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$   
 石炭の燃焼量  $B = 16.00 \times 10^3 \text{ kg/h}$   
 流動層の断面積  $A_B$

$$A_B = \frac{B}{\eta_{cg}}$$

$$= (16.00 \times 10^3) / (230)$$

$$= 69.57 \text{ m}^2$$

流動層の横幅  $L_{bB}$  を次のように仮定する。

$$a_B = 5.0 \text{ m}$$

流動層の奥行  $L_{aB}$

$$L_{aB} = \frac{A_B}{L_{bB}}$$

$$= (69.57) / (5.0)$$

$$= 13.91 \text{ m} \rightarrow 14.0 \text{ m}$$

##### 2) 総括伝熱係数

###### (1) 水冷壁の総括伝熱係数 $U_w$

温度  $850^\circ\text{C}$  における総括伝熱係数として次の値を使用する。

流動層における水冷壁の総括伝熱係数  $U_{wB}$   
 $U_{wB} = 244 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$

フリーボードにおける水冷壁の総括伝熱係数  $U_{wF}$

$$U_{wF} = 53.4 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

###### (2) スーパーヒーターの総括伝熱係数 $U_{SH}$

スーパーヒーターの総括伝熱係数として次の値を使用する。

$$U_{SH} = 173.8 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

###### (3) エバポレーターの総括伝熱係数 $U_v$

エバポレーターの伝熱面をすべて流動層内に設置するものとする。また、石炭灰の流動層における総括伝熱係数は、石灰石の流動層の場合と同様であるとして、Fig.5・11 から温度  $850^\circ\text{C}$  における値を読みとる。

$$U_v = 245 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

###### (4) エコノマイザーの総括伝熱係数 $U_E$

排ガスの平均流速を  $5.6 \text{ m/s}$  とし、伝熱管の配列を千鳥型とすれば、Fig.5・13 より次の値が得られる。

$$U_E = 22.7 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

###### (5) 空気予熱器の総括伝熱係数 $U_A$

排ガス側と空気側の平均間隔を40mm,排ガスと空気の平均流速をいずれも9 m/sとすれば, Fig.5・14 から次の値が得られる。

$$U_A = 15.1 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$$

## 3) 伝熱量

## (1) 水冷壁の伝熱量

流動層とフリーボード高さの仮定

水冷壁による伝熱量はすべてエバポレーターに使用し, 流動層高とフリーボード高さをそれぞれ次のように仮定する。

$$\text{下段の流動層高} \quad H_{B1} = 1.2 \text{ m}$$

$$\text{下段のフリーボード高さ} \quad H_{F1} = 1.0 \text{ m}$$

$$\text{上段の流動層高} \quad H_{Bu} = 1.2 \text{ m}$$

$$\text{上段のフリーボード高さ} \quad H_{Fu} = 2.5 \text{ m}$$

水冷壁の伝熱面積

下段の水冷壁の伝熱面積  $A_{w1}$

流動層内の伝熱面積  $A_{w1B}$

流動層の横幅  $L_{bB}$

$$L_{bB} = 5.0 \text{ m}$$

流動層の奥行  $L_{aB}$

$$L_{aB} = 14.0 \text{ m}$$

$$A_{w1B} = (L_{bB} + L_{aB}) H_{B1}$$

$$= (5.0 + 14.0)(1.2)$$

$$= 22.8 \text{ m}^2$$

フリーボードの伝熱面積  $A_{w1F}$

$$A_{w1F} = (L_{bB} + L_{aB}) H_{F1}$$

$$= (5.0 + 14.0)(1.0)$$

$$= 19.0 \text{ m}^2$$

$$A_{w1} = A_{w1B} + A_{w1F}$$

$$= 22.8 + 19.0$$

$$= 41.8 \text{ m}^2$$

上段の水冷壁の伝熱面積  $A_{wu}$

流動層の伝熱面積  $A_{wuB}$

$$A_{wuB} = (L_{bB} + L_{aB}) H_{Fu}$$

$$= (5.0 + 14.0)(2.5)$$

$$= 47.5 \text{ m}^2$$

フリーボードの伝熱面積  $A_{wuF}$

$$A_{wuF} = (L_{bB} + L_{aB}) H_{Fu}$$

$$= (5.0 + 14.0)(2.5)$$

$$= 47.5 \text{ m}^2$$

$$A_{wu} = A_{wuB} + A_{wuF}$$

$$= 47.5 + 47.5$$

$$= 95.0 \text{ m}^2$$

下段の水冷壁による伝熱量  $Q_{tw1}$

流動層内の伝熱量  $Q_{tw1B}$

$$\begin{aligned} Q_{tw1B} &= U_{WB} A_{w1B} (t_{B1} - t_w) \\ &= (244)(22.8)(850 - 323.1) \\ &= 29.31 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

フリーボードの伝熱量  $Q_{tw1F}$

$$\begin{aligned} Q_{tw1F} &= U_{WF} A_{w1F} (t_{g1} - t_w) \\ &= (53.4)(19.0)(850 - 323.1) \\ &= 5.346 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{tw1} &= Q_{tw1B} + Q_{tw1F} \\ &= (29.31 + 5.35) \times 10^5 \\ &= 34.66 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

上段の水冷壁による伝熱量  $Q_{twu}$

流動層内の伝熱量  $Q_{twuB}$

$$\begin{aligned} Q_{twuB} &= U_{WB} A_{wuB} (t_{Bu} - t_w) \\ &= (244)(22.8)(850 - 323.1) \\ &= 29.31 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

フリーボードの伝熱量  $Q_{twuF}$

$$\begin{aligned} Q_{twuF} &= U_{WF} A_{wuF} (t_{gu} - t_w) \\ &= (53.4)(47.5)(850 - 323.1) \\ &= 13.36 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{twu} &= Q_{twuB} + Q_{twuF} \\ &= (29.31 + 13.36) \times 10^5 \\ &= 42.67 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

水冷壁の伝熱量  $Q_{tw}$

$$\begin{aligned} Q_{tw} &= Q_{tw1} + Q_{twu} \\ &= (34.66 + 42.67) \times 10^5 \\ &= 77.33 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

## (2) スーパーヒーターの伝熱量

圧力120 kg/cm<sup>2</sup>, 温度550°Cにおける過熱蒸気のエンタルピー  $i_2$  は,

$$i_2 = 832.7 \text{ kcal/kg}$$

圧力120 kg/cm<sup>2</sup>の飽和蒸気の温度  $t_{ws}$  とエンタルピー  $i_{s2}$  は,

$$t_{ws} = 323.1^\circ\text{C}$$

$$i_{s2} = 642.2 \text{ kcal/kg}$$

蒸気量  $G$

$$G = 91.55 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

スーパーヒーターの伝熱量  $Q_{tSH}$

$$\begin{aligned} Q_{tSH} &= G(i_2 - i_{s2}) \\ &= (91.55 \times 10^3)(832.7 - 642.2) \\ &= 174.40 \times 10^5 \text{ kcal/h} \end{aligned}$$

## (3) エバポレーターの伝熱量

上段と下段の伝熱量の和は, スーパーヒーターの伝熱量  $Q_{tSH}$ , 水冷壁の伝熱量  $Q_{tw}$  及びエバポレーターの伝熱量  $Q_{tv}$  の和に等しいので,

$$Q_{tSH} + Q_{tw} + Q_{tv}$$

$$= 438.04 \times 10^5 + 43.14 \times 10^5$$

$$= 481.18 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

エバポレーターの伝熱量  $Q_{tv}$

$$Q_{tv} = 481.18 \times 10^5 - Q_{tSH} - Q_{tw}$$

$$= (481.18 - 174.40 - 77.33) \times 10^5$$

$$= 229.45 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

#### (4) エコノマイザーの伝熱量

過熱蒸気への伝熱量  $Q_s$

$$Q_s = G(i_2 - i_1)$$

$$= (91.55 \times 10^3)(832.7 - 110.1)$$

$$= 661.54 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

エコノマイザーの伝熱量  $Q_{te}$

伝熱量  $Q_s$  と  $Q_{te}$ ,  $Q_{tv}$ ,  $Q_{tw}$ ,  $Q_{tSH}$  の間に次式が成立する。

$$Q_s = Q_{te} + Q_{tv} + Q_{tw} + Q_{tSH}$$

したがって、

$$Q_{te} = Q_s - Q_{tv} - Q_{tw} - Q_{tSH}$$

$$= (661.54 - 229.45 - 77.33 - 174.40)$$

$$\times 10^5$$

$$= 180.36 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

#### (5) 空気予熱器の伝熱量

空気量  $G_a$

$$G_a = B \lambda A_0 \rho_{ao}$$

$$= (16.00 \times 10^3)(1.15)(4.656)(1.293)$$

$$= 110.77 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

空気の入口温度  $t_{aA1}$

$$t_{aA1} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

空気の入口エンタルピー  $i_{aA1}$

$$i_{aA1} = C_{pa} t_{aA1}$$

$$= (0.241)(20)$$

$$= 4.82 \text{ kcal/kg}$$

空気の出口温度  $t_{aA2}$

$$t_{aA2} = 250 \text{ }^\circ\text{C}$$

空気の出口エンタルピー  $i_{aA2}$

$$i_{aA2} = C_{pa} t_{aA2}$$

$$= (0.245)(250)$$

$$= 61.25 \text{ kcal/kg}$$

空気予熱器における伝熱量  $Q_{tA}$

$$Q_{tA} = G_a (i_{aA1} - i_{aA2})$$

$$= (110.77 \times 10^3)(61.25 - 4.82)$$

$$= 62.51 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

#### 4) 伝熱面積

##### (1) 水冷壁の伝熱面積

伝熱量の計算において次の各値が得られている。

下段流動層の水冷壁の伝熱面積  $A_{w1B}$

$$A_{w1B} = 22.8 \text{ m}^2$$

下段フリーボードの水冷壁の伝熱面積  $A_{w1F}$

$$A_{w1F} = 19.0 \text{ m}^2$$

上段流動層の水冷壁の伝熱面積  $A_{w1B}$

$$A_{w1B} = 22.8 \text{ m}^2$$

上段フリーボードの水冷壁の伝熱面積  $A_{w1F}$

$$A_{w1F} = 47.5 \text{ m}^2$$

水冷壁の伝熱面積  $A_w$

$$A_w = A_{w1B} + A_{w1F} + A_{w1B} + A_{w1F}$$

$$= 22.8 + 19.0 + 22.8 + 47.5$$

$$= 112.1 \text{ m}^2$$

##### (2) スーパーヒーターの伝熱面積

スーパーヒーターの伝熱量  $Q_{tSH}$

$$Q_{tSH} = 174.40 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

伝熱量  $Q_{tSH}$  の値から、スーパーヒーターは下段の流動層内に設置するのが適当である。

スーパーヒーターの総括伝熱係数  $U_{SH}$

$$U_{SH} = 173.8 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

平均温度差  $\Delta t_{mSH}$

$$\Delta t_1 = 850 - 323.1$$

$$= 526.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 850 - 550$$

$$= 300 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{mSH} = \frac{526.9 - 300}{\ln(526.9/300)}$$

$$= 402.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

スーパーヒーターの伝熱面積  $A_{SH}$

$$A_{SH} = \frac{Q_{tSH}}{U_{SH} \Delta t_{mSH}}$$

$$= \frac{174.40 \times 10^5}{(173.8)(402.9)}$$

$$= 249.1 \text{ m}^2$$

##### (3) エバポレーターの伝熱面積

上段における伝熱量  $Q_{tu}$  と上段における水冷壁の伝熱量  $Q_{twu}$  は、

$$Q_{tu} = 43.14 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{twu} = 42.67 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

両者の値はほぼ等しいので、上段の流動層内には、伝熱管群を挿入せず、エバポレーターの伝熱管群は下段の流動層内にだけ挿入するものとする。

エバポレーターの伝熱量  $Q_{tv}$

$$Q_{tv} = 229.45 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

エバポレーターの総括伝熱係数  $U_v$

$$U_v = 245 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$$

平均温度差  $\Delta t_{mv}$

$$\Delta t_{mv} = 850 - 323.1$$

$$= 526.9 \text{ °C}$$

エバポレーターの伝熱面積  $A_v$

$$A_v = \frac{Q_{tv}}{U_v \Delta t_{mv}}$$

$$= \frac{229.45 \times 10^5}{(245)(526.9)}$$

$$= 177.7 \text{ m}^2$$

(4) エコマイザーの伝熱面積

排ガスのエコマイザー出口温度  
上段流動層からの排ガスと飛び出し  
粒子の顕熱

$$= 279.97 \times 10^5 + 6.18 \times 10^5$$

$$= 286.15 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

エコマイザーからの排ガスと飛び出し  
粒子の顕熱

$$= 286.15 \times 10^5 - Q_{tE}$$

$$= (286.15 - 180.36) \times 10^5$$

$$= 105.79 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

排ガスのエコマイザー出口温度  $t_{gE2}$  は、各  
温度について排ガスと飛び出し粒子の顕熱を算  
出し、比例計算によって求める。

温度 200 °C における顕熱

$$= (121.46 \times 10^3) (51.1) + (3.46 \times 10^3)$$

$$(0.210) (200)$$

$$= 63.51 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

温度 400 °C における顕熱

$$= (121.46 \times 10^3) (104.3) + (3.46 \times 10^3)$$

$$(0.210) (400)$$

$$= 129.59 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

$$t_{gE2} = 200 + (400 - 200) \times$$

$$\left( \frac{(105.79 - 63.51) \times 10^5}{(129.59 - 63.51) \times 10^5} \right)$$

$$= 200 + 128.0$$

$$= 328.0 \text{ °C}$$

空気予熱器からの排ガスと飛び出し  
粒子の顕熱

$$= 47.63 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

空気予熱器に入る排ガスと飛び出し  
粒子の顕熱

$$= 47.63 \times 10^5 + Q_{tA}$$

$$= (47.63 + 62.51) \times 10^5$$

$$= 110.14 \times 10^5 \text{ kcal/kg}$$

空気予熱器に入る排ガスの入口温度  $t_{gA1}$  を  $t_{gE2}$   
と同様にして求め、次の値が得られた。

$$t_{gA1} = 341.1 \text{ °C}$$

得られた  $t_{gE2}$  と  $t_{gA1}$  は等しいものとして、そ  
れらの平均値を使用する。

$$t_{gE2} = t_{gA1} = (341.1 + 328.0) / 2$$

$$= 335 \text{ °C}$$

エコマイザーの伝熱量  $Q_{tE}$

$$Q_{tE} = 180.36 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

エコマイザーの総括伝熱係数  $U_E$

$$U_E = 22.7 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$$

平均温度差  $\Delta t_{mE}$

$$\Delta t_1 = t_{gE2} - t_{wE1}$$

$$= 335 - 110$$

$$= 225 \text{ °C}$$

$$\Delta t_2 = t_{gE1} - t_{wE2}$$

$$= 850 - 323.1$$

$$= 526.9 \text{ °C}$$

$$\Delta t_{mE} = \frac{526.9 - 225}{\ln(526.9 / 225)}$$

$$= 354.8 \text{ °C}$$

エコマイザーの伝熱面積  $A_E$

$$A_E = \frac{\alpha Q_{tE}}{U_E \Delta t_{mE}}$$

$$= \frac{(1.35)(180.36 \times 10^5)}{(22.7)(354.8)}$$

$$= 3023.2 \text{ m}^2$$

(5) 空気予熱器の伝熱面積

空気予熱器の伝熱量  $Q_{tA}$

$$Q_{tA} = 62.51 \times 10^5 \text{ kcal/h}$$

空気予熱器の総括伝熱係数  $U_A$

$$U_A = 15.1 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$$

平均温度差  $\Delta t_{mA}$

$$\Delta t_1 = t_{gA2} - t_{aA1}$$

$$= 150 - 20$$

$$= 130 \text{ °C}$$

$$\Delta t_2 = t_{gA1} - t_{aA2}$$

$$= 335 - 250$$

$$= 85 \text{ °C}$$

$$\Delta t_{mA} = \frac{130 - 85}{\ln(130 / 85)}$$

$$= 105.9 \text{ °C}$$

空気予熱器の伝熱面積  $A_A$

$$A_A = \frac{\alpha Q_{tA}}{U_A \Delta t_{mA}}$$



$$= \frac{(1.35)(62.51 \times 10^5)}{(15.1)(105.9)}$$

$$= 5277.3 \text{ m}^2$$

伝熱関係の計算結果を Table A・2 にまとめ示す。

5) ボイラー本体の高さ

(1) 下段の流動層の高さ

伝熱面積  $A_{B1}$

$$\begin{aligned} A_{B1} &= A_{SH} + A_V \\ &= 249.1 + 177.7 \\ &= 426.8 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

流動層の断面積  $A_B$

$$A_B = 69.57 \text{ m}^2$$

伝熱面積の割合  $r_{hs}$

$$r_{hs} = 8.2 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

伝熱管群容積  $V_{b1}$

$$\begin{aligned} V_{b1} &= A_{B1}/r_{hs} \\ &= 426.8/8.2 \\ &= 52.05 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

伝熱管群の高さ  $H_{b1}$

$$\begin{aligned} H_{b1} &= V_{b1}/A_B \\ &= 52.05/69.57 \\ &= 0.75 \text{ m} \end{aligned}$$

ガス分散板から伝熱管群の下部までの距離  $H_j$  と管群の上部から流動層上面までの距離  $H_u$  を、それぞれ次のように設定する。

$$H_j = 0.3 \text{ m}$$

$$H_u = 0.3 \text{ m}$$

下段の流動層の高さ  $H_{B1}$

$$\begin{aligned} H_{B1} &= H_j + H_{b1} + H_u \\ &= 0.3 + 0.75 + 0.3 \\ &= 1.35 \text{ m} \end{aligned}$$

この値は、先に仮定した 1.2m とほぼ等しいので、平均値を採用する。

$$\begin{aligned} H_{B1} &= (1.35 + 1.2)/2 \\ &= 1.3 \text{ m} \end{aligned}$$

(2) 上段の流動層の高さ  $H_{Bu}$

脱硫に必要な流動層の高さとして 0.6m を仮定する。また、流動層の上下にそれぞれ 0.3m の余裕を持たせるものとすれば、

$$\begin{aligned} H_{Bu} &= 0.3 + 0.6 + 0.3 \\ &= 1.2 \text{ m} \end{aligned}$$

(3) フリーボードの高さ

下段と上段のフリーボードの高さを、それぞれ次のように仮定した。

下段のフリーボードの高さ  $H_{F1}$

$$H_{F1} = 1.0 \text{ m}$$

上段のフリーボードの高さ  $H_{Fu}$

$$H_{Fu} = 2.5 \text{ m}$$

(4) ボイラー本体の高さ  $H_{boiler}$

$$\begin{aligned} H_{boiler} &= H_{B1} + H_{F1} + H_{Bu} + H_{Fu} \\ &= 1.3 + 1.0 + 1.2 + 2.5 \\ &= 6.0 \text{ m} \end{aligned}$$

6) 下段流動層の伝熱管群

伝熱管の外径  $D_{po}$  を 0.0486m、長さ  $l_p$  を 5.0 m とし、正三角形型の千鳥配列で配管するものとする。

Table A・2 Conclusion of heat transfer for a two-stage fluidized bed combustion boiler.

	Heat transfer rate kcal/h	Overall heat transfer coefficient kcal/m <sup>2</sup> ·h·°C	Mean temperature difference °C	Heat transfer surface m <sup>2</sup>
Superheater	174.40×10 <sup>5</sup>	173.8	402.9	249.1
Evaporator				
Lower bed	229.45×10 <sup>5</sup>	245	526.9	177.7
Water wall				
Lower stage				
Fluidized bed	29.31×10 <sup>5</sup>	244	526.9	22.8
Freeboard	5.35×10 <sup>5</sup>	53.4	526.9	19.0
Upper stage				
Fluidized bed	29.31×10 <sup>5</sup>	244	526.9	22.8
Freeboard	13.36×10 <sup>5</sup>	53.4	526.9	47.5
Economiser	180.36×10 <sup>5</sup>	22.7	354.8	3023.2
Air heater	62.51×10 <sup>5</sup>	15.1	105.9	5277.3

伝熱管1本の伝熱面積  $a_{bb}$

$$\begin{aligned} a_{bb} &= \pi D_{p0} l_p \\ &= (3.142)(0.0486)(5.0) \\ &= 0.763 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

伝熱面積  $A_{B1}$

$$A_{B1} = 426.8 \text{ m}^2$$

伝熱管の本数  $n_B$

$$\begin{aligned} n_B &= A_{B1} / a_{bb} \\ &= 426.8 / 0.763 \\ &= 559.4 \rightarrow 560 \text{ 本} \end{aligned}$$

正三角形型の千鳥配列では、配管のピッチを  $l_{bb}$  とすれば、伝熱面積の割合  $r_{hs}$  は次式で表わされる。

$$r_{hs} = \frac{(\frac{1}{2})\pi D_{p0}}{(\frac{\sqrt{3}}{4})l_{bb}^2}$$

配管のピッチ  $l_{bb}$

$$\begin{aligned} l_{bb} &= \left( \frac{2\pi D_{p0}}{\sqrt{3} r_{hs}} \right)^{1/2} \\ &= \left\{ \frac{(2)(3.142)(0.0486)}{(1.732)(8.2)} \right\}^{1/2} \\ &= 0.147 \text{ m} \end{aligned}$$

したがって、横幅5.0m、奥行14.0m、高さ0.75mの流動層内に、管径0.0486m、長さ5.0mの伝熱管をピッチ0.147mの正三角形型千鳥配列で560本配管して伝熱管群を構成すればよい。

#### 7) エコノマイザー

エコノマイザーの設計について、次のような設定をおく。排ガスの流速  $u_{gE}$  を5.6m/s、給水の管内流速  $u_{wE}$  を0.85m/sとする。伝熱管群については、管の内径  $D_{pi}$  を0.0508m、外径  $D_{po}$  を0.0699m、長さ  $l_{pE}$  を5.0m、配管は正三角形型の千鳥配列とし、そのピッチ  $l_{bE}$  を管の外径の2倍にする。また、エコノマイザーの奥行  $L_{eE}$  を5.0mとし、伝熱管群の上下にそれぞれ0.5mのクリアランスをとるものとする。

給水量  $G$

$$\begin{aligned} G &= \frac{(91.55 \times 10^3)(10^{-3})}{(3600)} \\ &= 0.02543 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

伝熱管の内断面積  $S_{pi}$

$$\begin{aligned} S_{pi} &= (\pi/4) D_{pi}^2 \\ &= (0.7854)(0.0508)^2 \\ &= 2.027 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

給水の平行本数  $n_p$

$$n_p = \frac{G}{S_{pi} u_{wE}}$$

$$= \frac{(0.02543)}{(2.027 \times 10^{-3})(0.85)}$$

$$= 14.8 \rightarrow 15 \text{ 本}$$

エコノマイザーの伝熱面積  $A_E$

$$A_E = 3023.2 \text{ m}^2$$

伝熱管の全本数  $N_E$

$$\begin{aligned} N_E &= \frac{A_E}{\pi D_{p0} l_{pE}} \\ &= \frac{(3023.2)}{(3.142)(0.0699)(5.0)} \end{aligned}$$

$$= 2753.4 \rightarrow 2754 \text{ 本}$$

伝熱管の空間率  $\epsilon_{pE}$

ピッチ  $2D_{p0}$  の正三角形型千鳥配列であるので、

$$\begin{aligned} \epsilon_{pE} &= \frac{(\pi/4) D_{p0}^2}{2\sqrt{3} D_{p0}^2} \\ &= \pi / (8\sqrt{3}) \\ &= 0.2267 \end{aligned}$$

排ガスの平均温度  $\bar{t}_{gE}$

$$\begin{aligned} \bar{t}_{gE} &= (t_{gE1} + t_{gE2}) / 2 \\ &= (850 + 335) / (2) \\ &= 592.5 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

排ガスの平均ガス流量  $\bar{G}_{vE}$

$$\begin{aligned} \bar{G}_{vE} &= \left( \frac{BG_g}{3600} \right) \left( \frac{273.2 + \bar{t}_{gE}}{273.2} \right) \\ &= \frac{(16.00 \times 10^3)(5.750)(273.2 + 592.5)}{(3600)(273.2)} \\ &= 81.0 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

エコノマイザーの断面積  $S_E$

$$\begin{aligned} S_E &= \frac{\bar{G}_{vE}}{(1 - \epsilon_{pE}) u_{gE}} \\ &= \frac{(81.0)}{(1 - 0.2267)(5.6)} \\ &= 18.70 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

エコノマイザーの横幅  $L_{bE}$

$$\begin{aligned} L_{bE} &= S_E / L_{aE} \\ &= 18.70 / 5.0 \\ &= 3.74 \rightarrow 3.8 \text{ m} \end{aligned}$$

伝熱管の横ならび本数  $N_{Eh}$

$$\begin{aligned} N_{Eh} &= L_{bE} / l_{bE} \\ &= 3.8 / (2 \times 0.0699) \\ &= 27.2 \rightarrow 28 \text{ 本} \end{aligned}$$

伝熱管の縦ならび本数  $N_{Ev}$

$$\begin{aligned} N_{Ev} &= N_E / N_{Eh} \\ &= 2754 / 28 \end{aligned}$$

$$= 98.4 \rightarrow 99 \text{ 本}$$

伝熱管群の高さ  $H_{bE}$

$$\begin{aligned} H_{bE} &= (\sqrt{3}/2) \ell_{bE} N_{EV} \\ &= (0.866)(2)(0.0699)(99) \\ &= 11.99 \text{ m} \end{aligned}$$

エコノマイザの高さ  $H_E$

伝熱管群の高さに、上下のクリアランスを加えて、

$$\begin{aligned} H_E &= 0.5 + H_{bE} + 0.5 \\ &= 0.5 + 11.99 + 0.5 \\ &= 12.99 \rightarrow 13.0 \text{ m} \end{aligned}$$

さらに、エコノマイザの下部には、ここで沈降する粒子を収納するスペースと排出装置を設置する必要がある。

#### 8) 空気予熱器

空気予熱器について次のような設定をおく、板形空気予熱器を使用し、排ガスを上から下向きに流し、空気を横方向に流す。排ガスの平均流速  $u_{gA}$  と空気の平均流速  $u_{aA}$  を、いずれも  $9.0 \text{ m/s}$  とし、排ガスと空気側の間隔をそれぞれ  $40 \text{ mm}$  とする。空気入口側の横幅  $L_{bAu}$  を  $4.0 \text{ m}$  とし、排ガスの入口と出口にそれぞれ  $0.5 \text{ m}$  のクリアランスをとるものとする。

排ガスの平均温  $\bar{t}_{gA}$

$$\begin{aligned} \bar{t}_{gA} &= (t_{gA1} + t_{gA2}) / 2 \\ &= (335 + 150) / (2) \\ &= 242.5 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

排ガスの通気断面積  $S_{gA}$

$$\begin{aligned} S_{gA} &= \left( \frac{BG_g}{3600 u_{gA}} \right) \left( \frac{273.2 + \bar{t}_{gA}}{273.2} \right) \\ &= \frac{(16.00 \times 10^3)(5.750)(273.2 + 242.5)}{(3600)(9.0)(273.2)} \\ &= 5.36 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

空気の平均温度  $\bar{t}_{aA}$

$$\begin{aligned} \bar{t}_{aA} &= (t_{aA1} + t_{aA2}) / 2 \\ &= (20 + 250) / (2) \\ &= 135 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

空気の通気断面積  $S_{aA}$

$$\begin{aligned} S_{aA} &= \left( \frac{BA}{3600 u_{aA}} \right) \left( \frac{273.2 + \bar{t}_{aA}}{273.2} \right) \\ &= \frac{(16.00 \times 10^3)(5.354)(273.2 + 135)}{(3600)(9.0)(273.2)} \\ &= 3.95 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

空気予熱器の単位機体の寸法として、横幅を  $L_{bAu}$ 、奥行を  $L_{aAu}$ 、高さを  $H_{Au}$ 、排ガスの通気

間隔を  $\ell_{dg}$ 、空気の通気間隔を  $\ell_{da}$ 、排ガスと空気の通気の組数を  $n_p$  とすれば、次の式が成立する。

$$S_{gA} = L_{aAu} \ell_{dg} n_p$$

$$S_{aA} = H_{Au} \ell_{da} n_p$$

$$L_{bAu} = (\ell_{dg} + \ell_{da}) n_p$$

通気の組数  $n_p$

$$\begin{aligned} n_p &= L_{bAu} / (\ell_{dg} + \ell_{da}) \\ &= (4.0) / (0.040 + 0.040) \\ &= 50 \end{aligned}$$

奥行  $L_{aAu}$

$$\begin{aligned} L_{aAu} &= \frac{S_{gA}}{\ell_{dg} n_p} \\ &= \frac{(5.36)}{(0.040)(50)} \\ &= 2.68 \text{ m} \end{aligned}$$

この値では大きすぎるので、2分割して次の値を採用する。

$$\begin{aligned} L_{aAu} &= 2.68 / 2 \\ &= 1.34 \text{ m} \rightarrow 1.4 \text{ m} \end{aligned}$$

高さ  $H_{Au}$

$$\begin{aligned} H_{Au} &= \frac{S_{aA}}{\ell_{da} n_p} \\ &= \frac{(3.95)}{(0.040)(50)} \\ &= 1.98 \text{ m} \rightarrow 2.0 \text{ m} \end{aligned}$$

単位機体の伝熱面積  $A_{Au}$

$$\begin{aligned} A_{Au} &= n_p L_{aAu} H_{Au} \\ &= (50)(1.4)(2.0) \\ &= 140 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

空気予熱器の伝熱面積  $A_A$

$$A_A = 5277.3 \text{ m}^2$$

単位機体の全数  $N_{Au}$

$$\begin{aligned} N_{Au} &= A_A / A_{Au} \\ &= 5277.3 / 140 \\ &= 37.7 \rightarrow 40 \text{ 本} \end{aligned}$$

従って、単位機体を横に2体連結したものを1段として、縦に5段重ねて1基の空気予熱器を構成する。このボイラーでは4基使用すればよい。

空気流路の反転部分の長さ  $L_{rA}$

$$\begin{aligned} L_{rA} &= S_{aA} / L_{bAu} \\ &= 3.95 / 4.0 \\ &= 0.99 \text{ m} \rightarrow 1.0 \text{ m} \end{aligned}$$

空気予熱器の奥行

$$\begin{aligned} &= 2L_{\text{AAU}} + 2L_{\text{RA}} \\ &= (2)(1.4) + (2)(1.0) \\ &= 4.8 \text{ m} \end{aligned}$$

空気予熱器の高さ

上下にそれぞれ 0.5 m のクリアランスを加算して、

$$\begin{aligned} &= 0.5 + 5H_{\text{AU}} + 0.5 \\ &= 0.5 + (5)(2.0) + 0.5 \\ &= 11.0 \text{ m} \end{aligned}$$

### A・2・5 まとめ

本研究において提案した 2 段流動層燃焼によるボイラーの概念をより具体化し、熱計算に基づく基本設計の方法を示すために、発電出力 30 MW に相当するボイラーの概念設計を行った。

まず、設計の手順を示し、その手順にしたがっ

て設定条件による計算の経過を具体的に示した。その結果の主なものを **Table A・3** にまとめて示す。ここに示した 2 段流動燃焼ボイラーの設計例は、小形装置による実験結果に基づいて行ったものであり、大形装置の設計にはさらに考慮すべき設計因子が多いものと考えられる。そこで、いくつかの設計因子についての簡単な考察を以下に示す。

#### 1) 流動層温度

下段の主な役割が石炭の燃焼であるので、燃焼速度を早くし、完全燃焼するためには、温度は高い方がよい。しかしながら、石炭灰などの層内粒子の熔融を避け、流動化を確保するためには、石炭灰の軟化点が上限温度である。小形装置の実験によれば、燃焼効率の向上と NO<sub>x</sub> の低減化を考慮すると、下段の流動層温度は 800 ~ 900 °C が適当と考えられる。

**Table A・3** Results of design calculation for a two-stage fluidized bed combustion boiler.

1. Steam		8. Withdrawn particles	
Evaporation capacity	91.6 t/h	Withdrawing rate	1.9 t/h
Pressure	120 kg/cm <sup>2</sup>	Temperature	850 °C
Temperature	550 °C	Unburned carbon content	0.9 %
2. Boiler efficiency		9. Spent sulfur sorbent	
Boiler efficiency	91.7 %	Spent sorbent flow rate	0.13 t/h
3. Feed water		Temperature	850 °C
Temperature	110 °C	10. Elutriated particles	
4. Fuel (Coal: Taiheiyo slack coal No.2)		Elutriation rate	3.5 t/h
Coal feed rate	16.0 t/h	Temperature	150 °C
Low heating value	4510 kcal/kg	Unburned carbon content	3.6 %
Moisture	5.6 %	11. Lower fluidized bed	
Ash	32.5 %	Bed temperature	850 °C
Volatile matter	33.9 %	Cross sectional area	69.6 m <sup>2</sup>
Size	0.05 — 2.0 mm	Bed height	1.3 m
5. Sulfur sorbent (Limestone)		Freeboard height	1.0 m
Limestone feed rate	0.17 t/h	12. Upper fluidized bed	
Ca/S mole ratio	4.0	Bed temperature	850 °C
CaO content	55.4 %	Cross sectional area	69.6 m <sup>2</sup>
Ignition loss	43.6 %	Bed height	1.2 m
Size	0.1 — 2.0 mm	Freeboard height	2.5 m
6. Air		13. Heat transfer surface	
Primary air		Superheater (lower bed)	249 m <sup>2</sup>
Flow rate	96.3 t/h	Evaporator (lower bed)	178 m <sup>2</sup>
Air ratio	1.0	Water wall	
Secondary air		Lower fluidized bed	22.8 m <sup>2</sup>
Flow rate	14.5 t/h	Lower freeboard	19.0 m <sup>2</sup>
Air ratio	0.15	Upper fluidized bed	22.8 m <sup>2</sup>
Inlet temperature	20 °C	Upper freeboard	47.5 m <sup>2</sup>
Preheated temperature	250 °C	Economiser	3023 m <sup>2</sup>
7. Flue gas		Air heater	5277 m <sup>2</sup>
Flue gas flow rate	121.5 t/h		
Temperature	150 °C		

上段の流動層温度は、脱硫反応の最適温度にする必要があり、脱硫剤として石灰石を使用する場合には、850～900℃が適当であると考えられる。

## 2) 流動層高

下段の流動層では、流動化ガスが流動層を通過する間に酸素が燃焼に使用される高さが必要である。小形装置の実験によれば、通常の石炭の燃焼に要する流動層高は0.3mあればよいようである。流動層には伝熱管群を浸漬するための容積が必要である。また、ガス分散器の直上には、粒子の不動態とガスの吹き出しによるジェット領域が存在し、この領域に伝熱管群などの内挿物を入れると、流動化を妨げたり、粒子の激しい動きによって内挿物が摩耗を受ける。このため、伝熱管などの内挿物をジェット領域以上の高さに設置する必要がある。従って下段流動層の全高は、ジェット高さ、伝熱管群の高さおよび流動層上面の変動による余裕の高さを加算した高さになる。

上段の流動層高は高いほどNO<sub>x</sub>、COの低減化、燃焼効率と脱硫効率の向上に効果的である。しかし、層高を大きくすると、圧力損失が増加して送風機の動力費が増加する。一方、動力費の低減化と装置の小形化のためには、流動層高は低いほど好都合である。従って、上段の流動層高はこれらの因子の兼ね合いを考慮して決定する必要がある。

## 3) フリーボード高さ

下段のフリーボードでは、炭素粒子などによるNO<sub>x</sub>の還元、アンモニアの分解、残余酸素による燃焼のための高さが必要である。また、流動層の上面から放出される粒子によって上段のガス分散器が激しく摩耗したり、閉塞しないように、少くとも粒子のスプラッシュゾーン以上の高さが必要である。これらのことから、下段のフリーボードの高さはTDHの値にすることが適当と考えられる。

上段のフリーボードにおいては、未燃ガスと飛び出し粒子中の未燃炭の燃焼およびNO<sub>x</sub>の分解反応などが進行している。これらの反応のために、どれ位の高さが必要であるかは明らかではないが、装置の小形化と粒子の飛び出しを少なくするために、TDHの値を上段のフリーボードの高さにすることが適当と考えられる。この場合、伝熱管をフリーボード内には入れず、TDHの高さから下降ダクトを付設し、その中にエコノマイザーなどの伝熱管を設置することになる。

## 4) 伝熱管群の配置

燃焼によって発生する熱量のバランスから、蒸発器とスーパーヒーターは下段の流動層内に設置するのが適当である。これらの伝熱管群は、ガス分散器直上のジェット領域より上部に配置し、流動層上面の変動によって露出しないようにすることが必要である。

## 5) ガス分散器

下段のガス分散器は、流動燃焼に使用される通常のもので良いと思われるが、上段のガス分散器については、

- (1) 十分な耐熱性を持つこと、
- (2) 下段からの粒子によって閉塞しないこと、
- (3) 上段の粒子が落下しないこと、
- (4) 圧力損失が少いこと、
- (5) 保守、補修のしやすい構造と支持方法、

などを考慮する必要がある。これらのことから、上段のガス分散器としては、バブルキャップ型のものが適当と思われる。

## 記 号

- A = amount of feed air, Nm<sup>3</sup>/kg  
 A = heat transfer surface area, m<sup>2</sup>  
 a<sub>b</sub> = heat transfer surface area per one tube, m<sup>2</sup>  
 A<sub>f</sub> = theoretical air amount on fixed carbon in coal, Nm<sup>3</sup>/kg  
 A<sub>0</sub> = theoretical air amount, Nm<sup>3</sup>/kg  
 A<sub>T</sub> = cross sectional area of fluidized bed, m<sup>2</sup>  
 A<sub>Td</sub> = cross sectional area of gas distributor, m<sup>2</sup>  
 A<sub>w</sub> = heat transfer surface area of water wall, m<sup>2</sup>  
 B = fuel (coal) feed rate, kg/h  
 b = stoichiometric coefficient  
 C = concentration of oxygen, mol/cm<sup>3</sup>  
 C<sub>ao</sub> = fraction of ash in coal  
 Ca/S = molar ratio of calcium to sulfur  
 C<sub>c</sub> = carbon content in withdrawn particles  
 C<sub>cao</sub> = CaO content in limestone  
 C<sub>co</sub> = carbon content in coal  
 C<sub>d</sub> = orifice coefficient of perforated plate  
 C<sub>f</sub> = carbon content in elutriated particles  
 C<sub>H0</sub> = hydrogen content in coal  
 C<sub>N0</sub> = nitrogen content in coal  
 C<sub>O0</sub> = oxygen content in coal  
 C<sub>P</sub> = specific heat, kcal/kg·°C  
 C<sub>Pco</sub> = specific heat of coal, kcal/kg·°C

$C_{s0}$ = sulfur content in coal	$i_{s2}$ = enthalpy of saturated steam, kcal/kg
$C_{vm}$ = variation in oxygen concentration of gas by combustion of volatile matter, mol/cm <sup>3</sup>	$i_w$ = enthalpy of water, kcal/kg
$C_{w0}$ = moisture in coal	$i_1$ = enthalpy of feed water, kcal/kg
$D$ = molecular diffusion coefficient of oxygen, cm <sup>2</sup> /s	$i_2$ = enthalpy of steam, kcal/kg
$D_B$ = bubble diameter, cm	$J_{a0}$ = sensible heat of air per 1 kg of coal, kcal/kg
$D_{cap}$ = cap diameter of gas distributor, m	$J_b$ = combustion heat of removal particles per 1 kg of coal, kcal/kg
$d_{or}$ = orifice diameter, m	$J_c$ = sensible heat of withdrawn particles per 1 kg of coal, kcal/kg
$d_p$ = particle diameter, cm or m	$J_{co}$ = sensible heat of coal, kcal/kg
$D_p$ = pipe diameter, m	$J_f$ = sensible heat of elutriated particles per 1 kg of coal, kcal/kg
$d_{pc}$ = diameter of unreacted core, cm	$J_g$ = sensible heat of flue gas per 1 kg of coal, kcal/kg
$d_{pc}$ = maximum elutriatable particle diameter, m	$J_s$ = sensible heat of sulfur sorbent per 1 kg of coal, kcal/kg
$d_s$ = thickness of perforated plate, cm	$J_{ss}$ = sensible heat of spent sulfur sorbent per 1 kg of coal, kcal/kg
$D_T$ = diameter of fluidized bed, cm	$K_{BE}$ = overall coefficient of gas interchange between bubble phase and emulsion phase, 1/s
$D_T$ = circle-equivalent diameter of gas distributor, cm	$K^*(d_p)$ = elutriation rate constant, 1/s
$F$ = particle flow rate, g/s	$k_f$ = apparent reaction rate constant of coal char, 1/s
$F$ = particle flow rate per 1 kg of coal, kg/kg	$k_r$ = combustion rate constant of coal, cm/s
$f_c$ = ratio of withdrawn rate to feed rate	$L_a$ = depth, m
$f_f$ = ratio of elutriation rate to feed rate	$\ell_b$ = pitch of tube arrangement, m
$F_r$ = Froude number	$L_b$ = width, m
$g$ = acceleration of gravity, cm <sup>2</sup> /s or m <sup>2</sup> /h	$\ell_{cap}$ = pitch of cap arrangement on gas distributor, m
$G$ = evaporation capacity, kg/h	$\ell_{da}$ = separation distance of air ducts, m
$G_a$ = Galilei number	$\ell_{db}$ = space length between heat transfer tubes, m
$G_a$ = air flow rate, kg/h	$\ell_{dg}$ = separation distance of flue gas ducts, m
$g_c$ = conversion factor, g·cm/G·s <sup>2</sup>	$\ell_p$ = length of heat transfer tube, m
$G_g$ = amount of flue gas, Nm <sup>3</sup> /kg	$L_{ra}$ = length of U-turn section in air duct, m
$G_g$ = flow rate of flue gas including elutriation particles, kg/h	$\ell_1$ = sensible heat loss by flue gas
$G_{gw}$ = amount of flue gas, kg/kg	$\ell_2$ = combustion heat loss by unburned combustibles
$G_0$ = theoretical amount of flue gas, Nm <sup>3</sup> /kg	$\ell_{21}$ = combustion heat loss by removal particles
$G_v$ = gas flow rate, m <sup>3</sup> /s	$\ell_{22}$ = combustion heat loss by flue gas
$H$ = height, cm or m	$\ell_3$ = heat loss by radiation
$H_a$ = height of air duct, m	$\ell_4$ = sensible heat loss by removal particles
$H_b$ = height of heat transfer tube bundle, m	$\ell_5$ = heat loss by unsteady operation
$H_{boiler}$ = height of boiler main body, m	$M_{ca}$ = atomic weight of calcium
$H_{BT}$ = total height of fluidized bed, m	$M_{cao}$ = molecular weight of CaO
$H_h$ = high heating value, kcal/kg	$M_{caso4}$ = molecular weight of CaSO <sub>4</sub>
$H_j$ = distance between gas distributor and bottom of heat transfer tube bundle, m	$M_s$ = atomic weight of sulfur
$H_1$ = low heating value, kcal/kg	$n_b$ = number of heat transfer tubes
$H_u$ = distance between top of heat transfer tube bundle and surface of fluidized bed, m	$N_{cap}$ = number of caps on gas distributor
$i_a$ = enthalpy of air, kcal/kg	$n_h$ = number of heat transfer tubes in lateral
$i_g$ = enthalpy of flue gas, kcal/kg	
$I_g$ = ignition loss	

direction	$U$ = overall heat transfer coefficient, kcal/m <sup>2</sup> ·h·°C
$N_{OR}$ = number of orifices	$u_a$ = air velocity, m/s
$n_{OR}$ = number of orifices	$U_B$ = bubble rising velocity, m/s
$n_P$ = number of duct pairs for air and flue gas	$u_g$ = flue gas velocity, m/s
$n_{AU}$ = total number of constituent units in air heater	$u_{mf}$ = superficial gas velocity at minimum fluidization, m/s
$n_V$ = number of heat transfer tubes in longitudinal direction	$U_{mf}$ = superficial gas velocity at minimum fluidization, cm/s
$n_{Wd}$ = number of withdrawn pipes	$u_o$ = superficial gas velocity, m/s
$O_0$ = theoretical oxygen amount, Nm <sup>3</sup> /kg	$u_{OR}$ = gas velocity through an orifice, m/s
$O_{vm}$ = stoichiometric oxygen consumption for combustion of volatiles, mol/g	$u_{orc} = u_{OR}$ at incipient fluidization on maximum particles in bed, m/s
$P(d_p)$ = size distribution function of particles, 1/cm	$u_t$ = terminal velocity of particle, m/s
$Q$ = sensible heat rate, kcal/h	$U_t$ = terminal velocity of particle, cm/s
$Q_b$ = combustion heat rate, kcal/h	$u_w$ = velocity of water in tube, m/s
$Q_{rd}$ = radiant heat rate, kcal/h	$V_b$ = volume of heat transfer tube bundle, m <sup>3</sup>
$Q_s$ = heat output by generated steam, kcal/h	$W_B$ = total weight of fluidized bed materials, g
$Q_t$ = heat transfer rate, kcal/h	$X$ = conversion of coal
$Q_T$ = total heat rate, kcal/h	$X_{CO}$ = mole fraction of carbon monoxide in flue gas
$Q_{tw}$ = heat transfer rate through water wall, kcal/h	$X_{tc}$ = conversion of elutriated particles
$R$ = gas constant, cal/deg·mol	$Y(d_p)$ = collection efficiency for particles in size $d_p$
$R_e$ = Reynolds number	$\alpha$ = correction factor for heat transfer rate
$R_{emf}$ = Reynolds number at minimum fluidization	$\beta = \rho_{char} / \rho_{coal}$
$r_{hs}$ = heat transfer surface area per unit volume of fluidized bed, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	$\Delta P_d$ = pressure drop by gas distributor, cmH <sub>2</sub> O
$r_{OR}$ = fraction of open area in gas distributor	$\Delta t$ = temperature difference, °C
$r_{sg}$ = fraction of duct area for flue gas in cross sectional area	$\Delta t_m$ = logarithmic mean temperature difference, °C
$r_{vm}$ = combustion rate of volatiles, mol/cm <sup>4</sup>	$\epsilon_B$ = bubble volume fraction
$S_a$ = cross sectional area of air duct, m <sup>2</sup>	$\epsilon_{mf}$ = bed voidage at minimum fluidization
$S_{cap}$ = working area per a cap of gas distributor, m <sup>2</sup>	$\epsilon_P$ = void fraction of heat transfer tube bundle
$S_E$ = cross sectional area of economiser, m <sup>2</sup>	$\eta$ = boiler efficiency
$S_g$ = cross sectional area of flue gas duct, m <sup>2</sup>	$\eta_c$ = combustion efficiency
$S_{pi}$ = inner cross sectional area of heat transfer tube, m <sup>2</sup>	$\eta_{cg}$ = combustion rate of coal, kg/m <sup>2</sup> ·h
$t$ = temperature, °C	$\lambda$ = air ratio
$T$ = absolute temperature, K	$\lambda'$ = corrected air ratio
$t_a$ = temperature of air, °C	$\lambda_1$ = primary air ratio
$t_{ao}$ = temperature of feed air, °C	$\lambda_2$ = secondary air ratio
$t_B$ = temperature of fluidized bed, °C	$\mu_g$ = viscosity of gas, g/cm·s or kg/m·s
$t_{co}$ = temperature of feed coal, °C	$\rho_{ao}$ = density of air at 0 °C and 1 atm, kg/m <sup>3</sup>
$t_g$ = temperature of flue gas, °C	$\rho_B$ = carbon molar density, mol/cm <sup>3</sup>
$T_0$ = absolute temperature at 0 °C, K	$\rho_{char}$ = density of char, g/cm <sup>3</sup>
$t_w$ = temperature of water, °C	$\rho_{coal}$ = density of coal, g/cm <sup>3</sup>
$t_{ws}$ = temperature of saturated steam, °C	$\rho_g$ = density of gas, g/cm <sup>3</sup> or kg/m <sup>3</sup>
$U$ = superficial gas velocity, cm/s	$\rho_P$ = density of particle, kg/m <sup>3</sup>
	$\tau$ = time for complete combustion, s

## Subscripts

a = air  
A = air heater  
 $A_u$  = constituent unit in air heater  
B = bubble, bubble phase, fluidized bed  
c = withdrawn particles  
co = coal  
 $d_p$  = particle diameter  
E = emulsion phase, economiser  
f = elutriated particles  
F = freeboard  
g = gas, flue gas  
i = inner diameter  
in = inlet  
l = lower stage  
max = maximum

mf = minimum fluidization  
min = minimum  
o = outer diameter  
out = outlet  
s = sulfur sorbent  
SH = super heater  
ss = spent sulfur sorbent  
u = upper stage  
V = evaporator  
w = water  
w = water wall  
0 = feed, coal  
1 = withdrawn outflow, inlet  
2 = elutriated outflow, outlet

Superscript  
— = mean value



## 石炭の流動燃焼に関する研究発表一覧表

## 口頭発表

	発表項目	発表者	講演会名(年月)
1)	石炭の流動燃焼における粒径分布の影響	安達・平間・富田	化学工学協会第43年会, A210 (昭和53年4月, 名古屋)
2)	石炭の2段流動燃焼——空気不足状態での燃焼実験——	平間・安達・富田・ 山口	化学工学協会第43年会, A211 (昭和53年4月, 名古屋)
3)	石炭の2段流動燃焼——燃焼効率とNO <sub>x</sub> 生成量について——	平間・安達・富田	化学工学協会第12回秋季大会, G6-305 (昭和53年10月, 岡山)
4)	石炭の2段流動層燃焼による低NO <sub>x</sub> 化	平間・安達・富田・ 堀尾 <sup>1)</sup>	化学工学協会第13回秋季大会, SJ202 (昭和54年9月, 名古屋)
5)	水平多管を内挿した流動層内の気泡	富田・安達・平間	化学工学協会第13回秋季大会, SF205 (昭和54年9月, 名古屋)
6)	石炭の流動燃焼におけるアンモニアの挙動	平間・安達・富田・ 高松 <sup>2)</sup> ・千葉 <sup>2)</sup> ・小林 <sup>2)</sup>	化学工学協会第45年会, I204 (昭和55年4月, 大阪)
7)	2段流動燃焼におけるNO <sub>x</sub> とNH <sub>3</sub> の挙動	平間	化学工学協会石炭研究会 (昭和56年4月, 名古屋)
8)	Two-Stage Fluidized Bed Combustion of Coal	M.Tomita, T.Hirama, T.Adachi, H.Yamaguchi and M.Horio <sup>1)</sup>	The 6th International Conference on FBC Atlanta, U.S.A. (Apr., 1980)
9)	北開試における石炭の2段流動燃焼について	富田	北海道化学装置懇談会 (昭和57年2月, 札幌)

## 誌上発表

	発表項目	発表者	掲載誌名(年月)
1)	石炭の二段流動燃焼	富田	北海道工業開発試験所技術資料, 第7号, p.21 (1978)
2)	北海道工業開発試験所における石炭の2段流動燃焼の研究	山口・富田・平間・ 安達	化学工学, 43巻12号 p.673 (1978)
3)	Two-Stage Fluidized Bed Combustion of Coal	M.Tomita, T.Hirama, T.Adachi, H.Yamaguchi and M.Horio <sup>1)</sup>	Proceedings of 6th International Conference on FBC. Vol. II, p.623 (Aug., 1980) D.O.E. (U.S.A.)
4)	An Experimental Study for Low-NO <sub>x</sub> Fluidized-Bed Coal Combustor Development. 1. Combustion under Substoichiometric Conditions	T.Hirama, M.Tomita, T.Adachi, H.Yamaguchi and M.Horio <sup>1)</sup>	Environmental Science and Technology, Vol.14, No.8, p.955 (1980)

	発 表 項 目	発 表 者	掲 掲 読 名 (年月)
5)	An Experimental Study for Low-NO <sub>x</sub> Fluidized-Bed Coal Combustor Development. 2. Performance of Two-Stage Fluidized-Bed Combustion	T.Hirama, M.Tomita, T.Adachi and M.Horio	Environmental Science and Technology, Vol.14, No.8, p.966(1980)
6)	石炭の2段流動層燃焼におけるNH <sub>3</sub> とNO <sub>x</sub> の挙動	平間・安達・富田・高松 <sup>2)</sup> ・千葉 <sup>2)</sup> ・小林 <sup>2)</sup>	燃料協会誌, 59巻, 642号 p.833 (1980)
7)	燃焼装置——石炭を中心に——	平間	化学装置, 1981年1月号, p.17
8)	石炭の流動層燃焼における燃焼速度と飛び出し速度——太平洋炭燃焼灰中の未燃分濃度の解析——	平間・富田・安達・堀尾 <sup>1)</sup>	化学工学論文集, 7巻, 1号, p.77(1981)
9)	A Mathematical Model for Simulation of Fluidized Bed Coal Combustion	M.Tomita, T.Hirama and T.Adachi	“Fluidization Science and Technology” Ed. by M.Kwauk and D.Kunii (1982), Science Press, Beijing, China, p.1
10)	低NO <sub>x</sub> で高効率な石炭の2段流動層燃焼装置の開発研究	平間	炭鉱技術, 1981年, 3号, p.3
11)	NH <sub>3</sub> のNO還元に対する接触粒子の影響	平間・河内山・千葉 <sup>2)</sup> ・小林 <sup>2)</sup>	燃料協会誌, 61巻, 660号, p.268(1982)
12)	北海道における石炭の流動燃焼ボイラーの研究と実用装置	富田	技術と情報, 9巻, 2号, p.19(1982)
13)	北開試の石炭利用技術(その3)——石炭の流動燃焼——	富田	北海通産情報, 37巻, 12号, p.25(1982)

1) 名古屋大学工学部

2) 北海道大学工学部

## STUDIES ON FLUIDIZED BED COMBUSTION OF COAL

Minoru Tomita, Toshimasa Hirama, \*Tomio Adachi and Hiroshi Yamaguchi.

(\*The Coal Mining Research Center)

### Synopsis

Since the oil crisis of December 1973, coal has been reevaluated as an important energy source alternative to petroleum, and worldwide various coal utilization technologies have been investigated and developed. Among technologies under development, the first to be brought into commercialize is fluidized bed coal combustion (FBC). It is the most fundamental, where coal is able to replace petroleum in power generation. Compared with conventional coal-fired boilers, fluidized bed combustion has the advantages of reducing boiler size, crushing costs of coal and sorbent, easing the restrictions on coal types, and achieving low pollution combustion. Research and development of FBC is being conducted in various countries throughout the world, and it is now close to commercial utilization. For Japan, with a high population density and poor energy resources, high combustion efficiency and low pollution are necessary requirements when using advanced technologies to replace petroleum with coal.

The fluidization team in the Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido (GIDLH) has been devoted to the development of various types of fluidized bed applications since the laboratory was founded in 1960. Employing our previous experience, this study was conducted as ordinary research at GIDLH from 1976 to 1982. The purpose of this study is to obtain basic data on atmospheric fluidized bed coal combustion, to develop a new type of fluidized bed combustor and to confirm design methods of fluidized bed combustors for coal. The main elements are as follows :

- 1) Basic studies on coal combustion, pollutant emission, and fluidization characteristics of fluidized bed combustion with single-stage fluidized beds.
- 2) Development of a new two-stage fluidized bed combustor, with the advantages of high combustion efficiency and low pollution.
- 3) Obtaining a better understanding of the mechanism of nitrogen oxides formation in the two-stage fluidized bed combustor and the development of reduction technology for the nitrogen oxides.
- 4) Development of a mathematical model for the analysis of fluidized bed coal combustion systems.
- 5) Development of basic design procedures for single-, and two-stage fluidized bed combustion coal boilers.

An outline of the present studies is as follows.

### Chapter 1. Introduction.

Purposes and outline of this study and the concept of fluidized bed combustion of coal are first described. Next, the general state of the worldwide development of fluidized bed coal combustors and studies on fluidized bed combustion of coal at GIDLH are outlined to explain the position of our studies.

### Chapter 2. Basic studies with single-stage fluidized beds.

In order to obtain basic data for the development of fluidized bed combustors, combustion experiments and measurements of bubble data in fluidized beds with immersed horizontal tube bundle were carried

out. The influence of bed temperature, air ratio, and combustion intensity on nitrogen oxides emission and combustion efficiency, and sulfur retention by the limestone and also behavior of ash were investigated with a single-stage fluidized bed combustor, 0.1 m I.D. and 1.0 m high, burning Taiheiyō coal finer than 2 mm in size.

The overall combustion rate constant was obtained for coarser particles, taking the particle residence time distribution into account. Elutriation rate constants were evaluated from the relationship between carbon content and particle size.

Desulfurization tests were carried out by burning Miike coal in a single-stage fluidized bed combustor, using limestone as the sulfur oxide sorbent. The optimum value of the Ca/S molar ratio was about three, taking sulfur retention and limestone utilization into consideration.

Bubble data were measured in a 0.6 m I.D. fluidized bed within a horizontal tube bundle. The effect of tube arrangements on the bubble behavior was investigated for cross and parallel arrangements. Differences of bubble behavior for different tube arrangements were observed at low fluidization gas velocity, but not at high gas velocities.

### **Chapter 3. Studies of two-stage fluidized bed combustion.**

A new concept of two-stage fluidized bed combustor was established, this has several advantages; high combustion efficiency, low nitrogen oxides emission, and possible regeneration of spent sorbent and utilization of coal ash. The concept was tested experimentally with a two-stage 0.1 m I.D. fluidized bed combustor under atmospheric conditions.

The results showed a minimum nitrogen oxides emission around a primary air ratio of 1.0, and the emission level was approximately one half that of single-stage fluidized bed combustion. The carbon monoxide emission level was below 500 ppm even when the residual oxygen concentration in flue gas was 2%. The combustion efficiency reached 98% at bed temperature of 800 °C.

It was found that the two-stage fluidized bed combustion system makes it possible to reduce nitrogen oxides emissions and to increase combustion efficiency to the levels of pressurized fluidized bed combustion. It is expected that this system is suitable for combustion of coal containing fine particles, because the upper bed functions as a kind of carbon burn-up cell.

### **Chapter 4. Formation and reduction of nitrogen oxides in two-stage fluidized bed combustors.**

In order to reduce the nitrogen oxides emissions from two-stage fluidized bed coal combustors, studies on the formation and reduction of nitrogen oxides were performed with a two-stage fluidized bed combustor and a quartz tubular reactor.

Axial concentration profiles of the nitrogen oxides and ammonia were measured in the two-stage combustor. The effects of the ammonia on nitrogen monoxide formation and reduction were investigated with the tubular reactor in homogeneous (gas phase) and heterogeneous (gas-solid particles) reaction systems.

The results are as follows :

- 1) The value of nitrogen oxides emissions from the lower bed decreased with decreasing primary air ratio. Ammonia emissions at the primary air ratio of 0.7 increased to 3 to 5 times that of nitrogen oxides.
- 2) Ammonia formed in the lower bed decomposed rapidly in the freeboard. The remaining ammonia

flowed into the upper bed and a part of this ammonia was converted to nitrogen oxides by the secondary air. The nitrogen oxides emissions from the two-stage fluidized bed combustor was strongly affected by the total amount of nitrogen oxides and ammonia flowing into the upper bed.

- 3) In the absence of oxygen, the decomposition of ammonia and reduction of nitrogen oxides were observed in the heterogeneous system, but this did not occur in the homogeneous system. In the presence of oxygen in the heterogeneous system, the formation of nitrogen oxides from the ammonia was promoted remarkably and the reduction of nitrogen oxides was disturbed.
- 4) In the heterogeneous system, ammonia was formed in the presence of nitrogen monoxide and hydrogen, without the presence of oxygen.

From the results, a combustion method for low nitrogen oxides emission is proposed for the two-stage fluidized bed combustion of coal.

#### **Chapter 5. Basic design for fluidized bed coal combustor.**

This chapter considers the basic design of atmospheric fluidized bed coal combustor.

First a mathematical model is proposed for atmospheric coal combustion in the fluidized bed of coal ash. The influence of various design parameters on the combustion efficiency are predicted by simulations using the model. From the results it is found that bed height and the size distribution of the coal remarkably affects the combustion efficiency, and that two-stage fluidized bed combustion is able to achieve high combustion efficiency.

Next a procedure for the basic design of fluidized bed coal combustors is proposed on the basis of heat balance calculations. Predictions of elutriation fraction, unburned carbon content of elutriated particles, boiler efficiency and heat transfer, and the design of economizer, air heater, and gas distributor are described. Some additional parameters are also considered.

#### **Chapter 6. Conclusion.**

The conclusion of this report is summaries of the studies detailed in Chapters 1 to 5.

#### **Appendix. Examples of fluidized bed combustion boiler designs.**

To illustrate the design procedure calculations are shown in details for a fluidized bed combustion boiler of 14 t/h steam generation and a two-stage fluidized bed combustion boiler to generate 30 MW of power. The designs are calculated from the data and findings in the present studies, and some of the design parameters are discussed.

---

北海道工業開発試験所報告  
第 32 号

昭和59年 2月29日 発行

発行所 工業技術院北海道工業開発試験所  
札幌市豊平区月寒東2条17丁目2番1号  
電話 011 (851) 0 1 5 1  
印刷所 富士プリント株式会社  
札幌市中央区南16条西9丁目  
電話 011 (531) 4 7 1 1

---

REPORTS OF  
THE GOVERNMENT INDUSTRIAL DEVELOPMENT  
LABORATORY, HOKKIDO

No. 32 Feb. 1984

---

*STUDIES ON FLUIDIZED BED COMBUSTION OF COAL*

**Contents**

Chapter 1	Introduction. ....	(1)
Chapter 2	Basic studies with single-stage fluidized beds. ....	(20)
Chapter 3	Studies of two-stage fluidized bed combustion. ....	(40)
Chapter 4	Formation and reduction of nitrogen oxides in two-stage fluidized bed combustors. ....	(55)
Chapter 5	Basic design for fluidized bed coal combustor. ....	(68)
Chapter 6	Conclusion. ....	(85)
Appendix	Examples of fluidized bed combustion boiler designs. ....	(88)

---

Published by

The Government Industrial Development Laboratory, Hokkaido  
2-Jo 17-Chome, Tsukisamu-Higashi, Toyohira-Ku, Sapporo,  
Japan