

循環流動層ボイラにおける
循環粒子流量制御装置に関する研究

1999年 1月

友 保 純 直

目 次

第 1 章 研究の背景ならびに研究の目的と研究内容の概要	1
1・1 研究の背景	2
1・1・1 本研究で対象とする技術とその応用分野	2
1・1・2 流動層ボイラ技術の発達の経緯	2
1・1・3 循環流動層ボイラの基本原理と特徴	3
1・1・4 循環流動層ボイラにおける本研究技術の位置づけ	7
1・2 研究の目的と研究内容の概要	7
文献	9
第 2 章 粉体移送用スタンドパイプにおける粉体の流動に関する基本特性	10
緒言	11
2・1 基礎式	11
2・1・1 検討対象とモデル化の条件	11
2・1・2 基礎式	12
2・2 実験装置、実験方法および実験結果	14
2・2・1 実験に用いた粉体の特性	14
2・2・2 スタンドパイプに関する実験	15
2・2・3 (BD)の測定方法と測定結果	17
2・3 実験データに基づく空隙率および粉体圧の推算	18
2・3・1 空隙率の推算	18
2・3・2 粉体圧の推算	20
2・3・3 スタンドパイプ長さ方向の粉体圧、空隙率およびガスと粉体の相対速度の分布	21
2・3・4 空隙率と粉体圧の関係式	22
2・4 実験式の検証	24
2・4・1 実験式と基礎式の解法の検証および実験値と計算値の比較	24
2・4・2 他の実験データの解析	25
2・5 考察	27
2・5・1 基礎式に関する検討	27
2・5・2 σ_z と ε の関係式に関する検討	29
結言	31

記号説明	32
文 献	34
第 3 章 常温 L バルブの 流れ特性	35
緒 言	36
3. 1 検討対象とする L バルブ	38
3. 2 実験装置	38
3.2.1 実験装置概要	38
3.2.2 実験に用いた粉体の性状	39
3.2.3 粉体流量の測定	40
3.2.4 大形循環ループ実験装置用 L バルブ	41
3.2.5 中形循環ループ実験装置用 L バルブ	44
3. 3 実験結果	45
3.3.1 粉体流れ特性への影響因子	45
3.3.2 L バルブの差圧と粉体流れ特性の関係	46
3.3.3 L バルブの形状と粉体流れ特性の関係	47
3.3.4 エアレーションガス吹き込み位置と粉体流れ特性 の関係	49
3.3.5 ホリゾンタルパイプ長さ と粉体流れ特性の関係	50
3.3.6 スタンドパイプとホリゾンタルパイプの直径比 と粉体流れ特性の関係	51
3.3.7 スタンドパイプ長さ と粉体流れ特性の関係	52
3. 4 考察	52
3.4.1 ガス流速と粉体流速に関する実験式と限界流速	52
3.4.2 粉体の流れ特性の変化要因	56
3.4.3 既往のデータとの比較	57
結 言	63
記号説明	64
文 献	66
第 4 章 常温 L バルブにおける不安定流動	67
緒 言	68
4. 1 L バルブ内流動の不安定現象の概要	69
4. 2 不安定流動現象の測定結果	70
4.2.1 エアレーションガス流量と粉体流量の関係	70

4・2・2	Lバルブの不安定流れに関する実験データ	71
4・3	振動発生原因の推定実験	77
4・4	振動防止法に関する実験的試み	78
4・4・1	実験装置	78
4・4・2	実験結果	79
4・5	考察	82
4・5・1	振動発生周期および振幅と影響因子	82
4・5・2	Lバルブにおける振動発生のメカニズム	83
4・5・3	振動抑制対策に関するまとめ	87
	結 言	88
	記号説明	89
	文 献	90
第5章	循環流動層ボイラ用高温Lバルブにおける不安定流動	91
	緒 言	92
5. 1	循環流動層ボイラ用高温Lバルブ内でおこる化学反応	93
5・1・1	検討対象と検討条件	93
5・1・2	高温Lバルブ内における化学反応と流動安定性	93
5. 2	高温Lバルブの流動安定性に関する実験	96
5・2・1	高温Lバルブ実験装置	96
5・2・2	高温Lバルブ実験条件と実験結果	98
5. 3	考察	102
5・3・1	高温Lバルブ内におけるガス量増加速度の評価	102
5・3・2	高温Lバルブの使用限界	105
	結 言	106
	記号説明	107
	文 献	108
第6章	結 論	109
6. 1	本研究成果のまとめ	110
6. 2	今後の課題	113
	謝 辞	115

第1章 研究の背景ならびに研究の目的と研究内容の概要

1・1 研究の背景

1.1.1 本研究で対象とする技術とその応用分野

本研究は粉体の流量制御技術に関するもので、その中でも、機械的な機構を持たないで、全く流体力学的に粉体の流量制御をおこなう技術を対象とする。具体的には、本研究は、粉体の単位操作要素である鉛直移動層および水平濃厚移送層を組み合わせ、この一部を局所的に適度にエアレーションすることによって、粉体の流動性を変化させて粉体の流量制御をおこなうLバルブと呼ばれる要素技術を対象とする。

本要素技術は粉体ハンドリングプロセスの中で粉体流量の制御を必要とする場合に、その制御環境の温度、摩耗性、腐食性あるいは製造コストなどの点で機械的な機構を採用することが好ましくないような条件下で使用される。

ここでは、Lバルブの具体的な使用例の一つとして筆者が開発に関わってきた循環流動層ボイラをとりあげ、その技術の概要を述べ、さらに循環流動層ボイラ技術の中におけるLバルブ技術の位置づけや問題点を明確にすることによって、Lバルブ技術の現状とその研究の意味を説明する。

1.1.2 流動層ボイラ技術の発達の経緯

粉体の単位操作の一分野である流動層の概念は Charles E. Robinson (1879) の流動焙焼炉に始まる (Muchi et al, 1984) とされるが、やがて、その特性が認められて多方面で用いられるようになった。中でも多種類の燃料のクリーン燃焼を行うための技術として流動層技術が注目され、1970年代に気泡流動層燃焼技術 (FBC [Fluidized Bed Combustion]) の開発が進められた (Horio, 1986)。その開発の過程で、気泡流動層燃焼技術では当初の目論見どおりの多種類燃料への適応性や低公害性が必ずしも十分に得られず、さらには、流動層内伝熱管の摩耗対策が難しいこと、低負荷運転が煩雑になること等の技術課題が明らかとなってきた。

おりしも、流動層の流動研究分野では気泡流動層と希薄輸送層の間にある高速流動層の流動現象の解明が進められてきており (Yerushalmi and Cankurt, 1979)、上記流動層燃焼が抱えている課題を解決するために高速流動層技術を低質燃料の燃焼に適用することが検討されるに至った。このようにして生まれたのが循環流動層燃焼技術 (CFBC: Circulating Fluidized Bed

Combustion)である。

すなわち、CFBCについては、その基本特許が1975年9月にはドイツのルルギ社から出願され (Rotor, 1976)、また、同年10月には米国のバツテル社からCFBC技術の一種であるMSFB (Multi-Solid Fluidized Bed Boiler)に関する基本特許 (Harman, 1976)が出願され、これらが循環流動層ボイラ (CFB: Circulating Fluidized Bed Boiler)の実用化開発の端緒となった。

現在、循環流動層ボイラは“燃焼ガスと循環粒子の分離方式”などの組み合わせによって、数種類の形式のCFBが実用化されている。

(本論文では原則として粉体と粒子を次のように使い分ける。粉体：いろいろの大きさを持つ粒子の集合体で粒子間の空隙も含む。粒子：粉体の構成要素。ただし、循環流動層ボイラを扱う工業分野では、通常、循環使用される粉体を総称して“循環粒子”と呼ぶので、本論文では慣例に習って、特に“粒子の循環”を強調するとき、粉体を“循環粒子”と呼ぶ。)

1.1.3 循環流動層ボイラの基本原理と特徴

1.1.3.1 CFBの構成要素

CFBプロセスフローの1例として、MSFBのそれをFig. 1.1に示す (Tomoyasu, 1990)。

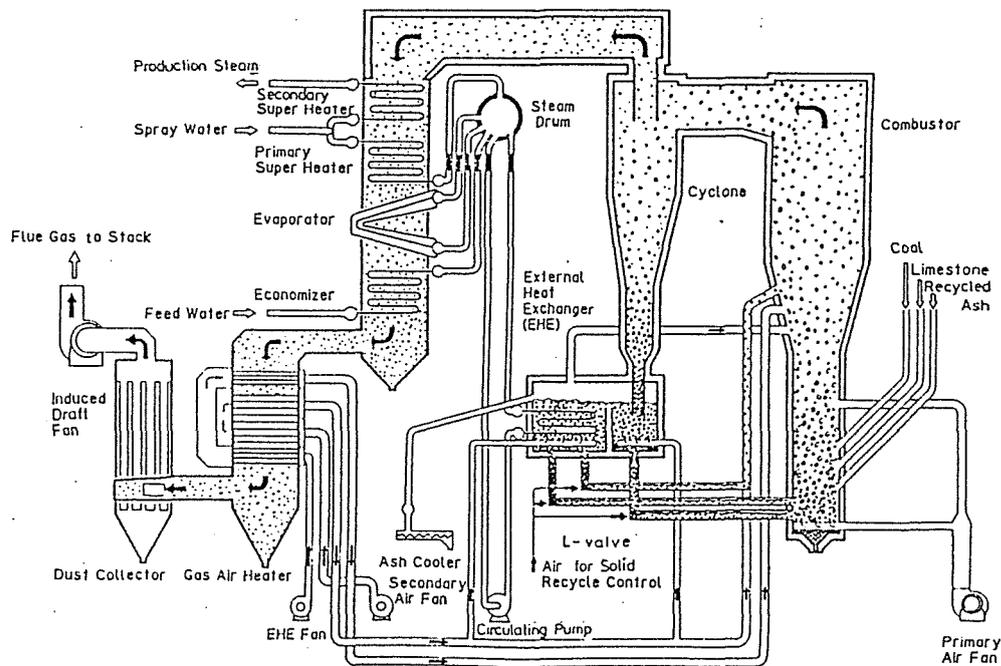


Fig.1.1 Concept of circulating fluidized bed boiler

一般に、CFB はコンバスタ、粒子分離装置、外部熱交換器、対流伝熱部、煤塵除去装置等によって構成される。外部熱交換器は設置されない形式のものもある。MSFB の断面の一例を Fig.1.2 に示す(Kojima, et al., 1998)。

MSFB では、その開発当初、Lバルブが循環粒子流量制御に重要な役割を果たしており、また、他の形式の循環流動層ボイラでもLバルブが採用されたものもある。

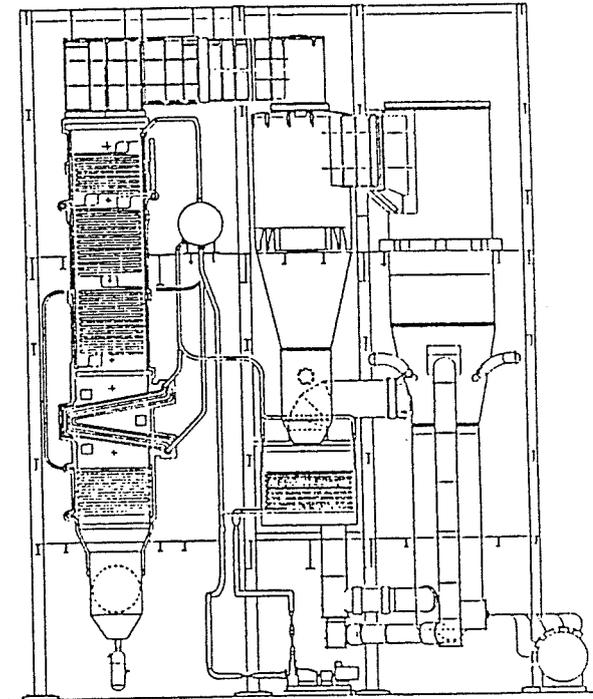


Fig.1.2 General arrangement of 70 t/h MSFB boiler

1.1.3.2 コンバスタ

コンバスタは石炭などの燃料中の灰分と、脱硫剤として用いられる微粒石灰石を流動媒体とする循環流動層である。コンバスタでは、脱硫反応に好都合な 850℃ 前後の温度条件下で燃焼と脱硫が行われる。

通常、石炭粒径は 6~10mm 以下に粉碎されるが、MSFB のように 50mm までの粒径が許容されるものもある。脱硫用の石灰石は 1mm 以下に粉碎されたものが用いられる。循環粒子径は通常 1mm 以下であり、平均径は 100~500 μm とされる場合が多い。

CFB では投入燃料の数十倍の循環粒子がサイクロンを経由して循環されるが、この循環粒子の大きな熱容量によって炉内温度が安定し、燃焼が安定す

る。また、比較的小粒径の脱硫剤を大量に循環することによって、脱硫剤と燃焼ガスとの接触効率が高められ、安定した温度条件と相俟って、高い脱硫性能が得られる。一般に、脱硫効率は $Ca/S=2\sim3$ で 90% 程度である。このような高い脱硫性能が得られることが CFB の第 1 の特徴である。CFB では微粉炭燃焼等に比べて燃焼温度が低く、また、循環粒子とともに多くのチャーが循環しており、これによって NO_x の生成が抑制されることから NO_x の排出量は低く抑えられる。これが CFB の第 2 の特徴である。

CFB のコンバスタ壁はボイラ伝熱管などによって構成される水冷壁とし、高温の燃焼ガスおよび循環粒子を冷却する。さらに、粒子分離装置で捕捉した高温の循環粒子を気泡形流動層熱交換器である外部熱交換器で冷却し、コンバスタに再循環することによってコンバスタの温度制御を行う場合もある。特に、大型ボイラではコンバスタ内に設置できる伝熱面積が相対的に少なくなるために、外部熱交換器が設置されるケースが多くなる。

1.1.3.3 粒子分離装置

CFB ではコンバスタ出口部で燃焼ガスと循環粒子が分離される。この粒子分離装置として一般には大型の高温サイクロンが用いられるが、ボイラの小型化のためにサイクロン以外の慣性形分離装置が用いられる場合もある。高温サイクロンはコンバスタの一部を兼ねており、強力な攪拌効果により燃焼空気中の酸素と循環粒子中の未燃分や CO などの混合が促進されて CO などの未燃分の排出が低減される。

粒子分離装置ではコンバスタから飛び出した未燃チャーも捕捉され、コンバスタで再燃焼されるために高い燃焼効率が得られる。これが CFB の第 3 の特徴である。粒子分離装置で捕捉出来ない未燃チャーの量によって燃焼効率が左右される。また、粒子分離装置の分離効率が低いと、コンバスタ内の必要循環粒子量が確保出来なくなる場合もある。したがって、この分離効率は 99% 以上の性能が必要となる場合が多い。

1.1.3.4 粒子循環量の制御および燃焼温度の制御

コンバスタ内の粒子循環量や粒子濃度は、ガス流速と循環粒子径によって定まる粒子搬送能力によって、自動的に決まってしまう形式の CFB と、MSFB のように循環粒子流量制御装置によって積極的に制御される形式の CFB がある。

前者の場合、粒子径が粒子循環量に影響し、さらに粒子濃度が炉内伝熱面

熱貫流率に影響するので、燃料の性状が変化する場合、炉内温度を適正な値に維持するために、燃料中の灰分量、灰分の粒径、破碎特性、燃焼特性等にたいする配慮が必要である。

一方、後者の場合には、コンバスタ内のガス流速をやや高めにとり、粒子の搬送能力を十分に大きくとったうえで、粒子流量は炉内温度の制御や脱硫性能の維持に適した値に制御される。この場合には粒子搬送能力が大きいので、粒子径が循環粒子流量に与える影響は前者の場合ほど小さくなく、燃料の性状変動による伝熱性能への影響は比較的小さい。したがって、この方式は燃料中の灰分量、灰分の粒径、破碎特性、燃焼特性等の性状が一定しない燃料の燃焼に適している。

また、外部熱交換器の機能を有するCFBでは、外部熱交換器で冷却された低温粒子のコンバスタへのリサイクル量を制御することによって、コンバスタ内の温度制御が容易となり、かつ、高負荷から低負荷までの広い負荷範囲でコンバスタ内温度が一定に保持されやすくなる。Fig. 1.3 (Tomoyasu, 1990)にコンバスタ上部温度とSO₂およびNO_x排出濃度の関係を示すが、脱硫性能や、NO_x排出特性は燃焼温度依存性が高いので、これらに好ましい温度で運転することが優れた低公害性能を発揮するための必須条件である。

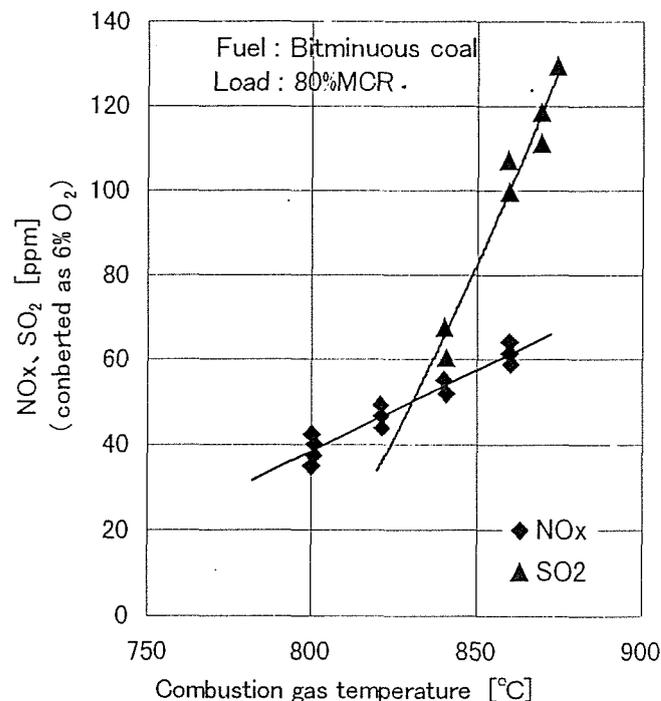


Fig. 1.3 Relation of gas temperature and SO₂ and NO_x

1.1.4 循環流動層ボイラにおける本研究技術の位置づけ

上述のように循環流動層ボイラではコンバスタの温度制御、あるいは伝熱量制御の観点から、循環粒子流量制御技術が極めて重要である。特に、循環粒子流量が MSFB のように流量制御装置によって積極的に制御される形式の CFB においては粒子流量制御装置が極めて重要な役割を果たしており、これが循環流動層ボイラの運転性能の死命を制すると言っても過言ではない。筆者は MSFB の開発に参画し、当初、粒子流量制御装置として Lバルブを採用したが、その不安定性のためにボイラの立ち上げに苦労したことが、本研究に取り組む動機となった。

1. 2 研究の目的と研究内容の概要

本研究は循環流動層ボイラで用いられる粉体流量制御装置の一つである Lバルブに関する設計指針を得ることを目的とする。

Lバルブ内の粉体の流れは壁面の摩擦力と重力の影響を受ける充填移動層としての固気混相流であり、さらに実際の装置では高温場における粉体の化学的安定性が影響してくる。これらを厳密に考慮して流動特性を正しく知ることは容易ではない。

そこで本研究ではLバルブについて影響が大きいと思われる因子について、実験によりその影響の程度を定量的に評価し、実際の装置を設計するにあたり配慮すべき項目を整理し、主要な因子について設計指針を得ることを目的として下記のような検討を行う。

① Lバルブの構成要素の一つである鉛直移動層（スタンドパイプと呼ぶ）について基本的な流動特性を把握するための実験と解析を行い、スタンドパイプに関する粉体およびガス流れに関する計算手法について検討する。本検討では壁面の摩擦力、重力、粉体の内部摩擦角、ガスと粉体の相対速度による抗力等を考慮して理論的な解析を行い、スタンドパイプ内における粉体圧と空隙率の関係に関する実験式を導く。

② 常温のLバルブについて、実用機規模の実験装置を用いて実験を行い、設計のために考慮すべき影響因子について定量的な評価を行い、既往の研究報告との比較検討を行い、常温のLバルブを設計するための設計指針について検討する。

- ③ 常温 Lバルブの不安定流動現象について実験的な検討を行い、その対応策について実験的な検討を行う。
- ④ 小型の循環流動層ボイラ試験機を用いて、実用機と同一性状の粉体を用い、実用機と同一の温度条件下でLバルブの流動特性を把握するための試験を行い、高温における粉体の化学的安定性を含めた流動挙動について検討し、Lバルブとして使用することが出来る限界条件について検討する。

文 献

- Harman N. Tokkyo Kouhou, Shou.51-126745
- Horio, M. : "Ryuudousou Nennshou no Gijutsu Doukou", Nenryou Kyoukaishi, 65, 235 (1986)
- Kojima, Y. et al. : "Design and Operating Experience of the First Commercial MSFB Boiler in Japan," Proc. Of 2nd Inter National Conference on Circulating Fluidized Beds ", Compiègne, France(1998)
- Muchi I, S.Mori, M.Horio,"Ryuudousou no Hannou Kougaku", p.5, Baifukan, Rotor L, Tokkyo Kouhou, Shou.51-91980
- Tomoyasu, Y. : "Mitsui Junkanryudoso Boira no Kaihatsu," Proc. 67th Annual Meeting of JSME, P. 521-525, Tokyo, Japan(1990)
- Yerushalmi, J. and N.T.Cankurt: "Further Studies of the Regimes of Fluidization ", Powder Technology, 24, 187, (1979) Tokyo, Japan(1984)

第2章 粉体移送用スタンドパイプにおける 粉体の流動に関する基本特性

要 旨

ガス流れを伴う鉛直円筒移動層（スタンドパイプと呼ぶ）の軸方向の粉体とガスの流動について、粉体とガスの連続の式、運動量平衡の式および相対速度によるガスの圧力損失の式を考え、これらと軸方向のガス圧力分布の測定値から、スタンドパイプ内の空隙率 ε と軸方向の粉体圧 σ_z の関係を求めた。

この空隙率と粉体圧の関係には次のような特徴があることがわかった。すなわち、粉体の空隙率が大きくなり、流動化開始点に近づくと $d\sigma_z/d\varepsilon$ の絶対値は急速に大きくなり、逆に、粉体の空隙率が小さくなり、高密度充填状態となるときにも $d\sigma_z/d\varepsilon$ の絶対値は大きくなり、中間の空隙率で粉体圧の変曲点が存在する。また、粉体圧は粉体粒子径の関数でもあることがわかった。

このような粉体圧と空隙率および粒子径の関係を表わす実験式を求め、これと上記の理論式から、スタンドパイプを流れるガス量、および軸方向のガス圧力、粉体圧、空隙率などの分布が求められることを示した。

緒 言

粉体を上方から下方に移送する手段の一つに、鉛直の円筒移動層であるスタンドパイプと呼ばれる要素機器がある。スタンドパイプは、その入口と出口で接するガスに圧力差がある場合が多く、ガスの流れをシールしながら粉体を移送する目的で使用されることが多い。

このようなスタンドパイプの使用例としては、循環流動層ボイラのサイクロン下部に設置される循環粒子排出管や、流動層熱交換器の下部に設置される循環粒子排出管等がある (Tomoyasu *et al*, 1988)。

スタンドパイプにおける粉体流量は、一般に、スタンドパイプ下端に設けられた粉体流量制御部 (例えばバルブ、オリフィス、あるいはLバルブ等) によって制御されるが、その流量特性は流量制御部前後のガスの差圧 (Zhang and Rudolph, 1986) や粉体の空隙率 (圧縮度) (Aoki, 1985) に影響される。また、流量制御部にLバルブを用いた場合には、Lバルブ部を流れるガスの総流量が粉体流量を決定する重要なパラメータとなる (Knowlton and Hirsan, 1978)。しかしながら、流量制御部におけるガスの差圧や流量或いは空隙率は、上流のスタンドパイプ内のガスの流量や圧力および空隙率等によって影響されるので、スタンドパイプの流れ特性を正しく知ることが重要である。

本研究ではガス流れを伴うスタンドパイプの流れ特性について検討した。同様の系について Knowlton *et al*, (1986) や Zhang and Rudolph (1986) の解析があるが、これらはいずれもスタンドパイプ全長にわたって空隙率は一定としている。実際にはスタンドパイプ長さ方向の空隙率は変化しており、それによってガスや粉体の流量や圧力分布が影響を受ける。

本研究では、まず、スタンドパイプ長さ方向のガス圧力分布の測定値から、高さ方向の空隙率と粉体圧の分布を求め、これから空隙率と粉体圧の関係式を導いた。次に、この式を用いて、スタンドパイプ長さ方向の空隙率の分布、粉体圧およびガス圧の分布、ガス流量等を求める方法について検討した。

2. 1 基礎式

2.1.1 検討対象とモデル化の条件

検討対象とするスタンドパイプは Fig. 2.1 に示すように、流動層底部から粉

体が流入し、スタンドパイプ入口部では粉体の空隙率は流動化開始点の値に近い状態となっている系を対象とする。座標系はスタンドパイプの中心線をZ軸（重力の方向下向きを正）とし、半径方向を r とする円柱座標とする。

解析モデルの検討条件は下記とする。

- ① 粉体およびガスの流れは軸対称、定常とする。
- ② 粉体は非圧縮、非破壊、非付着性とする。
- ③ 粒子径は Geldart (1986) の分類による B 粒子ないしは B 粒子と A 粒子の境界近傍のもので、この粉体粒子にたいするガス流速は層流域にあるものとする。
- ④ ガスは理想気体とする。
- ⑤ 粉体、ガスは等温とする。
- ⑥ スタンドパイプ内の粉体の空隙率 \mathcal{E} は

Fig. 2.1 Model of stand pipe

粉体粒子の高密度充填状態の空隙率 \mathcal{E}_p と流動化開始時の空隙率 \mathcal{E}_{mf} の間にあるものとする。 ($\mathcal{E}_p \leq \mathcal{E} \leq \mathcal{E}_{mf}$)

- ⑦ 粉体と壁面のせん断応力 τ_{rzW} は粉体の軸方向平均応力（粉体圧） σ_z に比例する (Walters, 1973)。
- ⑧ スタンドパイプ全長にわたって壁面の摩擦に関する係数 (BD) は一定とする。
- ⑨ 壁面における気体の摩擦力は無視する ($\tau_{fw} \doteq 0$)。
- ⑩ スタンドパイプ入口、出口のガス圧力 P_i 、 P_o および粉体流量 G_s は既知とする。

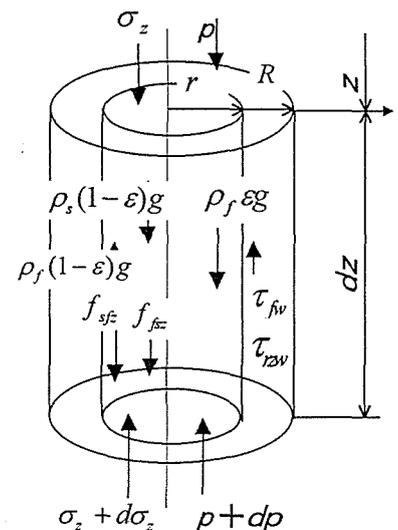
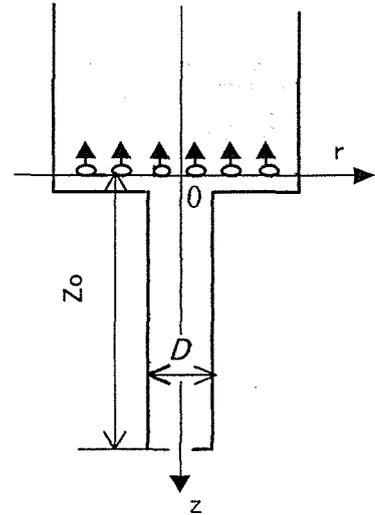


Fig. 2.2 Momentum balance

2.1.2 基礎式

Fig. 2.2 に示す同心円筒の厚さ dz の検査面において、 $dz \rightarrow 0$ なる極限における断面平均の質量保存、運動量平衡の式を求める。

スタンドパイプの壁面では r 方向の質量流束は粉体およびガスともに 0 である

から、質量保存の式は、

$$dG_s/dz = 0 \quad (2.1)$$

$$dG_f/dz = 0 \quad (2.2)$$

運動量平衡の式は粉体およびガスに対してそれぞれ

$$\frac{dM_{szz}}{dz} = -\frac{d\sigma_z}{dz} - \frac{2}{R}\tau_{rzw} + f_{fsz} + (\rho_s - \rho_f)(1 - \varepsilon)g \quad (2.3)$$

$$\frac{dM_{fzz}}{dz} = -\frac{dp}{dz} - \frac{2}{R}\tau_{fw} + f_{sfz} + \rho_f \varepsilon g \quad (2.4)$$

運動量変化は小さいとすると、 $dM_{szz}/dz \approx 0$ 、 $dM_{fzz}/dz \approx 0$ 。

また、検討条件より $\tau_{fw} \approx 0$ 、 $\rho_f \ll \rho_s$ である。

Walters(1973)によれば

$$\tau_{rzw} = (BD)\sigma_z \quad (2.5)$$

また、 $f_{fsz} = -f_{sfz}$ である。

したがって、Eqs. (2.3), (2.4) および (2.5) より

$$\frac{d\sigma_z}{dz} + \frac{4(BD)}{D}\sigma_z = \rho_s(1 - \varepsilon)g - \frac{dp}{dz} \quad (2.6)$$

これはWalters(1973)の応力平衡の式に $-dp/dz$ が追加された式である。なお検討条件より (BD) は定数とする。

dp/dz はErgunの式によって近似する。すなわち、

$$\frac{dp}{dz} \approx \frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_f U_{sl}}{(\phi_s d_p)^2} \left[1 + \frac{7}{600} \frac{1}{(1 - \varepsilon)} \frac{\rho_f \phi_s d_p}{\mu_f} U_{sl} \right] \quad (2.7)$$

条件より層流域を対象とすると、 $(7/600)(\rho_f \phi_s d_p / \mu_f) U_{sl} / (1 - \varepsilon) \ll 1$ 。

したがって、Eq. (2.7)は

$$\frac{dp}{dz} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_f U_{sl}}{(\phi_s d_p)^2} \quad (2.8)$$

と置くことが出来る。 ρ_f を状態方程式 $\rho_f = p/RT$ で表わすと、粉体とガスの相対速度(空塔速度) U_{sl} は

$$U_{sl} = \frac{\varepsilon G_s}{\rho_s(1 - \varepsilon)} - RT \frac{G_f}{p} \quad (2.9)$$

したがってEqs. (2.8) および (2.9) より次式を得る。

$$\frac{dp}{dz} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_f}{(\phi_s d_p)^2} \left[\frac{\varepsilon G_s}{\rho_s(1 - \varepsilon)} - RT \frac{G_f}{p} \right] \quad (2.10)$$

以上のEqs. (2.1), (2.2), (2.6)および(2.10)がスタンドパイプ内の粉体およびガス流れに関する基礎式である。

基礎式の従属変数は G_s , G_f , ε , σ_z , ρ , z の五つである。 G_s と z は与条件として与えられるが、 G_f の初期値が分からない。したがって、その他の未知数にたいしてEqs. (2.6)および(2.10)だけでは条件式の数足りないので解が得られない。そこで、Eq. (2.10)が σ_z と独立であることを利用して、実験によって $p = f(z)$ を求め、それを用いて解を求める方法について検討した。

2.2 実験装置、実験方法および実験結果

2.2.1 実験に用いた粉体の特性

実験に用いた粉体は瀬戸産のJIS 7号とJIS 8号の天然けい砂である。これらの特性値をTable 2.1に示す。

Table 2.1 Properties of granular materials

Material	ρ_s [kg/m ³]	δ [°]	ϕ [°]	ϕ_s [°]	ε_p [-]	ε_{mf} [-]	d_p [μ m]	U_{mf} [mm/s]
#7 sand	2651	41	24	0.562	0.429	0.569	149	28.2
#8 sand	2651	41	24	0.488	0.429	0.552	82	5.7

δ および ϕ は一面剪断試験機により測定した。 ε_p は砂粒子を充填した容器に加振器で振動を加え、体積変化がほぼ無くなった状態を最密充填状態として測定した。

ε_{mf} は内径129 mmの亚克力製円筒容器で流動化試験を行い測定した。 ϕ_s は流動化試験で得られた $\Delta p/L_f$ 、 U_0 、 ε 、 d_p からErgunの式を用いて求めた。

また、この流動化試験時に

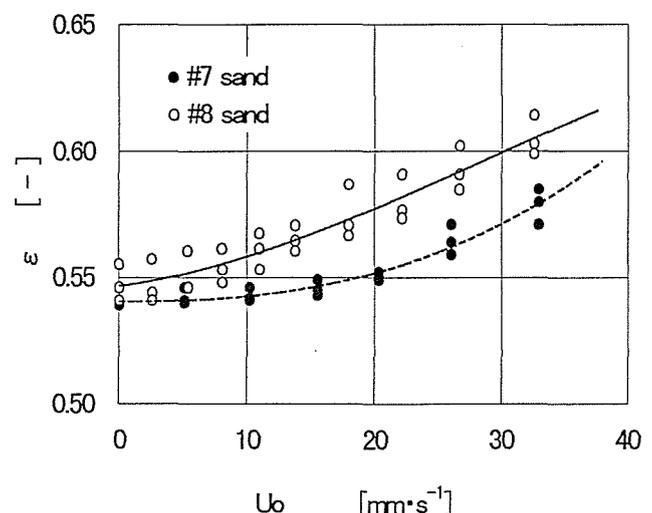


Fig. 2.3 Experimental relation between

voidage of granular materials and superficial gas velocity

$U_0 < U_{mf}$ における U_0 と ε の関係も測定した。この結果を Fig. 2.3 に示す。

d_p は篩で測定した砂の体面積平均径である。粒径分布を Table 2.2 に示す。

実験時の砂の付着水分は 0.1% 程度で、非乾燥砂の剪断試験結果の直線が原点を通ることから、粉体としての砂の付着性は無視出来るものと判断した。

Table 2.2 Size distribution of sieved particle

Diameter range [μm]	#7 sand [%]	#8 sand [%]
0~53	2.73	8.54
53~74	3.26	11.99
74~105	6.71	29.83
105~149	14.47	43.28
149~210	24.11	6.35
210~297	48.56	0.01
297~420	0.13	
420~590	0.03	

The value is shown as weight fraction in interval.

2.2.2 スタンドパイプに関する実験

2.2.2.1 スタンドパイプ

実験装置および実験方法

スタンドパイプの実験装置を Fig. 2.4 に示す。上部貯槽の底部に設けたバルブで、流動層レベルが一定となるように粉体供給量を調節した。

流動層の流動化空気はパイプ形分散器で供給した。粉体はこの隙間を通して流下し、分散器より 100mm 下の位置にあるスタンドパイプに入る。スタンドパイプは内径 42mm、全長 2056mm のアクリル製円筒である。

粉体は出口部の制限オリフィスを経て下部貯槽に貯まる。

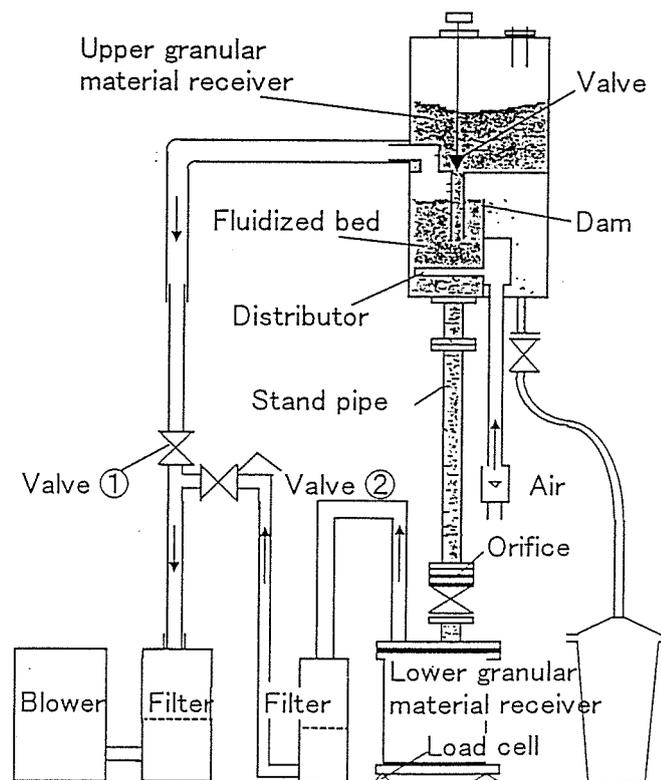


Fig. 2.4 Experimental apparatus for stand pipe test

粉体は出口部の制限オリフィスを経て下部貯槽に貯まる。粉体流量は下部貯槽の重量変化をロードセルで測定して求めた。流動化空気の大部分は流動層上部から圧力調節バルブ①を経て、ブロワで大気中に放出されるが、残りの一部は粉体とともに下方へ流出し、下部貯槽および下部貯槽内圧調節バルブ②を経てブロワで大気中に放出される。

スタンドパイプの空気圧力測定点は流動化空気分散器から下方に100mm, 328mm, 628mm, 1078mm, 1528mm, 1978mmの位置とした。制限オリフィスの口径は14mm, 28mmのを2種類（但し8号砂については14mmのみ）とした。すなわち 実験条件は粉体を7号砂、8号砂の2種類、スタンドパイプの入口、出口の差圧を4通りに変化させ、合計12種類とした。

2.2.2.2 スタンドパイプ実験結果

各実験条件で2回以上の計測を行った。各測定値に関するバラツキは比較的少なく、粉体流量は±3%以内、圧力は絶対圧基準で±0.3%以内であった。実験時の粉体流量とスタンドパイプ差圧の関係をFig. 2.5に示す。オリフィスの口径が大きいほど、また、 P_i に比べて P_o が低いほど流量は多い。7号砂と8号砂の流量を同一条件で比較した場合、7号砂の方が8号砂より流量が多い。

スタンドパイプ内の圧力分布の測定結果の一例をFig. 2.6およびFig. 2.7に示す。縦軸は圧力、横軸はスタンドパイプ入口を0点とする下方への長さを示す。これらは、それぞれ、7号砂および8号砂に関する実験結果である。

Fig. 2.6(a)およびFig. 2.7(a)は $P_i > P_o$ の場合を示し、Fig. 2.6(b)およびFig. 2.7(b)は $P_i < P_o$ の場合を示す。前者は、スタンドパイプの中間部で圧力の最大値が存在すること、また後者では変曲点が見られる場合が多いことが特徴的である。これらの圧力測定値を最小2乗法を用いて z の3次式で近似した曲線を同図に細実線で示す。3次式によって良い近似が得られる。なお、図中の太実線の意味については 2.4 節で説明する。

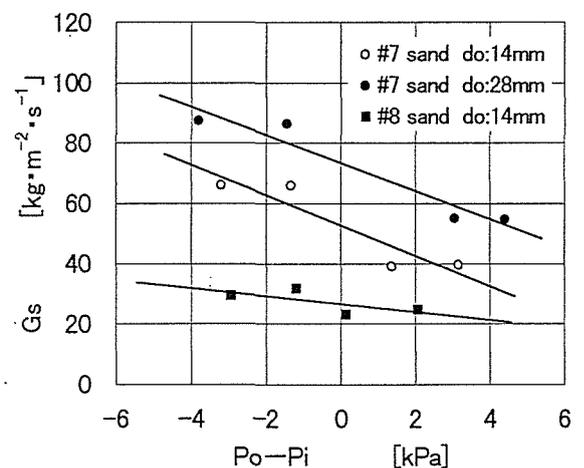
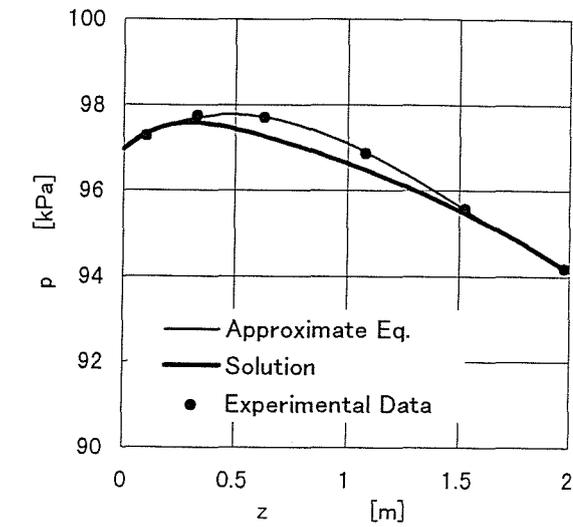
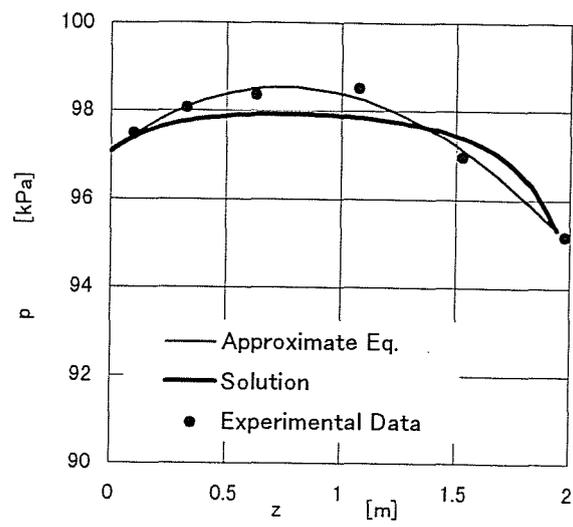


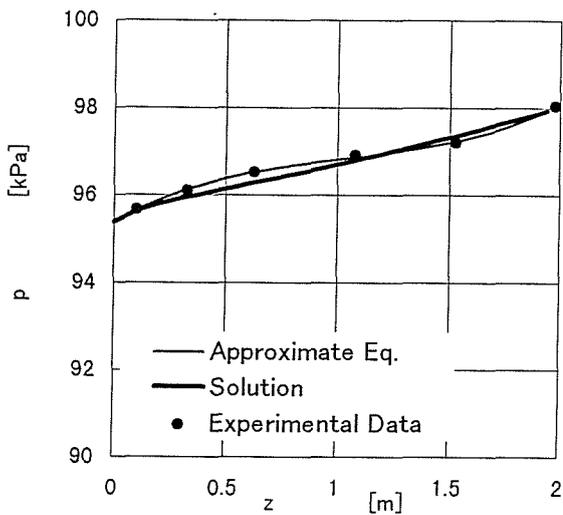
Fig. 2.5 Relation between granular material flow rate and pressure difference at both ends of stand pipe



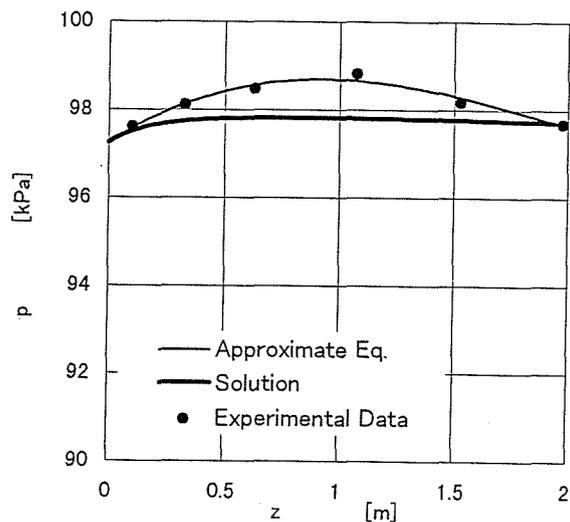
(a)



(a)



(b)



(b)

Fig. 2.6 Examples of gas pressure distribution along stand pipe axis (#7 sand)

Fig. 2.7 Examples of gas pressure distribution along stand pipe axis (#8 sand)

2.2.3 (BD)の測定方法と測定結果

(BD)は ϕ と δ の関数として得られる値である(Walters, 1973)が、ここではFig. 2.8に示す実験装置で直接(BD)を測定した。

Eq. (2.6)でガス流れが無いとき $dp/dz=0$ 。また、 $h \gg D_f$ であると見なされる時 σ_z は h の大部分で一定となると推定されるので $d\sigma_z/dz \approx 0$ とおくと、

$$(BD) = (D_f / 4\sigma_z) \rho_s (1 - \varepsilon) g \quad (2.11)$$

Fig. 2.8のパイプの断面積を A_f 、天秤上のテスト装置の重量（粉体が空のときの重量）を w_f 、粉体を充填したパイプを上方に引き上げるときの力を f_f とすると、天秤で測定される総重量 W_f は

$$W_f = A_f \sigma_z + w_f - f_f \quad (2.12)$$

Eqs. (2.11)および(2.12)から σ_z を消去すると、

$$(BD) = \rho_s (1 - \varepsilon) g A_f D_f / 4(W_f + f_f - w_f) \quad (2.13)$$

したがって、Fig. 2.8に示す円筒を一定の速度で引き上げたときの W_f を天秤で測定し、 f_f をバネ秤で測定すれば (BD) が求められる。

実際のテストでは D_f は D と同一とし、円筒の移動速度はスタンドパイプ実験時の粉体流速と同程度とし、円筒内の粉体充填高さは $5D_f \sim 7D_f$ とした。測定は7号砂と8号砂について夫々数回行った。その結果をFig. 2.9に示す。7号砂と8号砂の (BD) はいずれも0.2である。

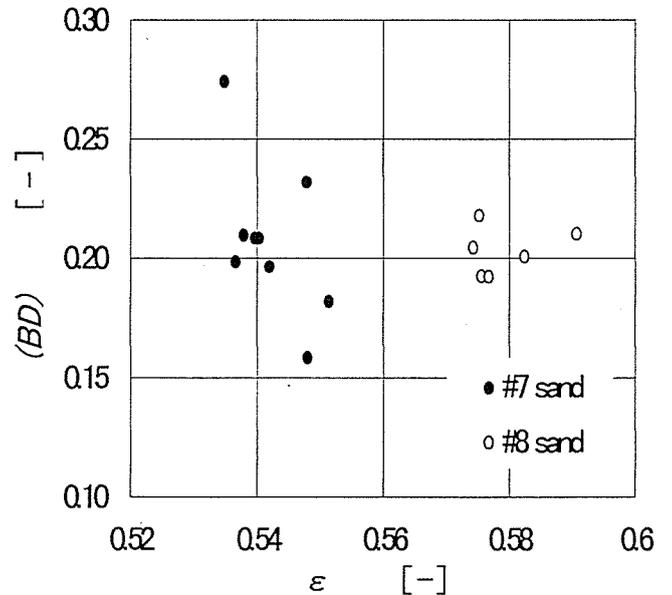
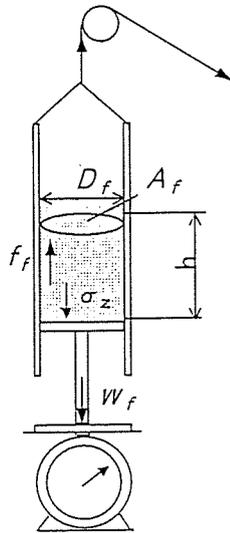


Fig. 2.8 Experimental apparatus for (BD) measurement

Fig. 2.9 Relation between measured (BD) and voidage

2.3 実験データに基づく空隙率および粉体圧の推算

2.3.1 空隙率の推算

Eq. (2.10)において G_s が既知のとき、 $p = f(z)$ がわかれば下記によって ε が

求められる。前述のスタンドパイプの実験結果による p に関する z の3次式と、それを z で微分した式を下記のように置く。

$$p = az^3 + bz^2 + cz + d \quad (2.14)$$

$$dp/dz = 3az^2 + 2bz + c \quad (2.15)$$

一方、2.2.1の流動化試験で求めた U_0 と ε の関係はスタンドパイプ内についても成り立つものとして、 U_{sl} と ε の関係を下記の3次式で表わす。

$$\varepsilon = \alpha U_{sl}^3 + \beta U_{sl}^2 + \gamma U_{sl} + \zeta \quad (2.16)$$

Eqs. (2.9), (2.10), (2.14), (2.15) および (2.16) において、 z を決めれば、条件 $\varepsilon_p \leq \varepsilon \leq \varepsilon_{mf}$ を満たす ε および G_f が求められる。

このような方法で任意の z について ε および G_f を求めることが可能であるが、基礎式の精度、実験の精度などによって、すべての z における計算上の G_f は必ずしも同一とはならない。これらの中で、特に、 U_{sl} が小さいときには粉体の初期充填法の影響や、充填層内での U_{sl} の不均一性の影響などによって、Eq. (2.16) の精度が必ずしも良くない。そこでスタンドパイプ入口 (U_{sl} が大きく Eq. (2.16) の精度が良いと思われる点) で求めた G_f をスタンドパイプ内の空気流量とし、その G_f を用いて Eqs. (2.10), (2.14) および (2.15) から、条件 $\varepsilon_p \leq \varepsilon \leq \varepsilon_{mf}$ を満た

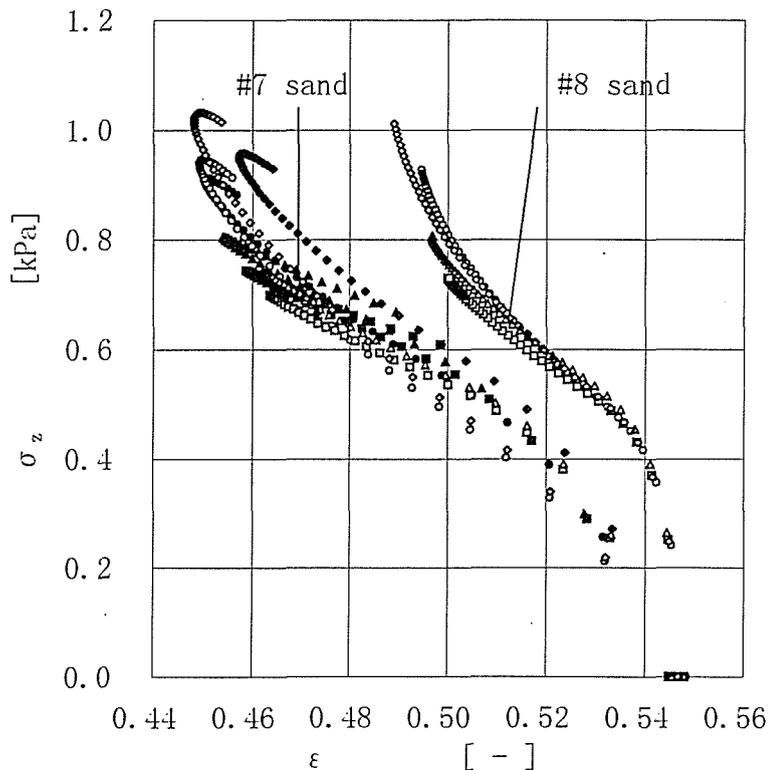


Fig. 2.10 Relation between stress and voidage of granular materials

す ε を求めた。計算はスタンドパイプの長さ方向を50等分しておこなった。このようにして求めた ε と、次の2.3.2項で求めた σ_z との関係をFig. 2.10に示す。また、各実験条件について、実験によって求めた G_s とそれに対応する G_f の計算値との関係をFig. 2.11に示す。この図で G_f と G_s の関係は $G_f/G_s \approx 1/2600$ でほぼ一定であることから、本実験範囲では粉体に同伴されるガス量は粉体層を通過するガス量に比べて圧倒的に多いと言える。

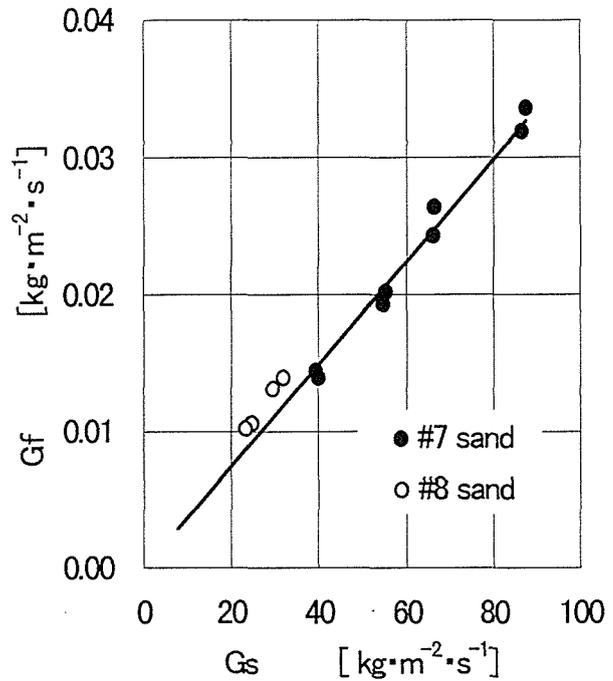


Fig. 2.11 Relation between gas flow rate and granular material flow rate

2.3.2 粉体圧の推算

Eq. (2.6)の右辺は z の関数であるから、Eq. (2.6)は σ_z に関する一階線形微分方程式である。したがって、その解は

$$\sigma_z = e^{-Qz} \int S(z') e^{Qz'} dz' + C_1 e^{-Qz} \quad (2.17)$$

ここで、

$$Q = 4(BD)/D \quad (2.18)$$

$$S(z') = \rho_s(1 - \varepsilon)g - dp/dz' \quad (2.19)$$

C_1 は積分定数である。 $z = 0$ の直上の点では粉体は流動化しているとして $\sigma_z = 0$ とするとEq. (2.17)の $C_1 = 0$ 。したがって、Eq. (2.17)は

$$\sigma_z = e^{-Qz} \int_0^z S(z') e^{Qz'} dz' \quad (2.20)$$

Eq. (2.20)に2.3.1項で求めた dp/dz および ε を用いれば、数値積分により σ_z を求めることができる。このようにして求めた σ_z とそれに対応する ε との関係をFig. 2.10に示した。 σ_z と ε の関係は7号砂と8号砂の夫々について、異なる実験条件についても比較的良いまとまりを示す。

2.3.3 スタンドパイプ長さ方向の粉体圧、空隙率およびガスと粉体の相対速度の分布

上記の計算で得られた p , σ_z , ε , U_{sl} の z 方向の分布について、計算結果の一例を Fig. 2.12 および Fig. 2.13 に示す。いずれも7号砂に関するものであり、Fig. 2.12 は $P_i > P_o$ 、Fig. 2.13 は $P_i < P_o$ の場合の例である。いずれも σ_z , ε および U_{sl} はスタンドパイプ入口近傍で急速に変化している。

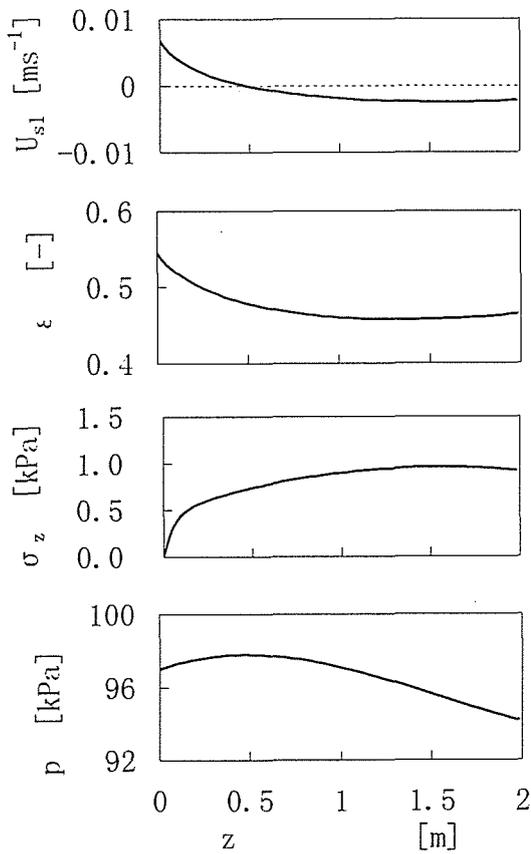


Fig. 2.12 An example of gas pressure, axial stress of granular materials, voidage and slip velocity along stand pipe axis (#7 sand)

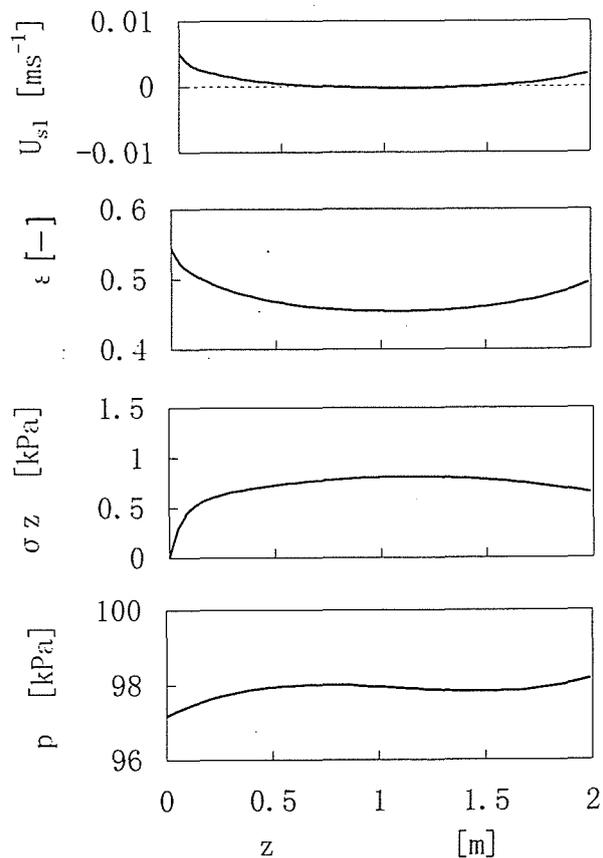


Fig. 2.13 An example of gas pressure, axial stress of granular materials, voidage and slip velocity along stand pipe axis (#8 sand)

ガスの圧力分布はガス速度と粒子速度（共に下向き）の相対速度によって決まる。 p が極大値 ($dp/dz=0$) を持つ場合 (Fig. 2.12) には、極大点までは ε は小さくなる。この区間ではガス速度 < 粒子速度であり、ガスは粒子に対して逆

方向（上向き）の相対速度（ $U_{sl} > 0$ ）を持ち、 $dp/dz > 0$ となる。極大点を過ぎると σ_z や ε の変化は少なくなり、ガス速度 $>$ 粒子速度となり、 $U_{sl} < 0$ となり、 $dp/dz < 0$ となる。

$P_i < P_o$ のとき、粒子がガスに先行しやすく、スタンドパイプ全長にわたってガス速度 $<$ 粒子速度となる場合が多い。また、この場合、中間部で圧力分布に変極点を持つ場合が多いが(Fig. 2.13)、これは入口部ではガスが圧縮されて dp/dz が上昇し、中間部ではこの傾向が少なくなり、さらにオリフィスに近い出口近傍で粒子は自由流下となって加速されるのに対し、ガスはオリフィス前後の差圧によって流れるので、粒子流に逆行するガスの相対速度が増大し、 dp/dz が増大するためと思われる。後述の σ_z と ε に関する実験式は、このようなオリフィス近傍の粉体およびガスの流れ特性を含んだ実験結果を参照した式となる。

2.3.4 空隙率と粉体圧の関係式

2.3.4.1 関係式の基本形

一般に σ_z は ε の関数として表わされ、 $\sigma_z = k_1 \exp(-\varepsilon/c_1)$ などの関係式が使われている(Tsubaki, 1992)。しかしながら、Fig. 2.10によれば σ_z と ε の関係は ε が ε_{mf} に近いとき、 $|d\sigma_z/d\varepsilon|$ は増大し、 $\varepsilon_p \leq \varepsilon \leq \varepsilon_{mf}$ の範囲内に変極点を有するから、上式では不都合である。また、7号砂と8号砂は2つのデータ群に別れているので粒径の影響も考慮する必要がある。そこで、 $\varepsilon_p \leq \varepsilon \leq \varepsilon_{mf}$ の範囲内で変極点を有し、かつ、粒径、 ε_p および ε_{mf} が異なる粉体についても適用可能な関数形として、

$$\sigma_z = k_1 (d_p \phi_s)^{-m} \ln \frac{(1-C)(1+C-E)}{C(E-C)} \quad (2.21)$$

を考える。ここに、

$$E = (\varepsilon - \varepsilon_p) / (\varepsilon_{mf} - \varepsilon_p) \quad (2.22)$$

m および C はFig. 2.10の σ_z と ε をEq. (2.21)に代入したときに、すべての計算点で k_1 の値が極力一定値となるように定める実験定数である。

k_1 はEq. (2.21)をEqs. (2.6)に代入した式から得られEq. (2.23)で与えられる。

$$k_1 = \frac{\rho_s(1-\varepsilon)g - \frac{dp}{dz}}{(\phi_s d_p)^{-m} \left\{ \frac{1}{(1+C-E)(E-C)(\varepsilon_{mf} - \varepsilon_p)} \frac{d\varepsilon}{dz} + \frac{4(BD)}{D} \ln \frac{(1-C)(1+C-E)}{C(E-C)} \right\}} \quad (2.23)$$

Eq. (2.23)に含まれる $d\varepsilon/dz$ はEq. (2.10)を z で微分して得られ、Eq. (2.24)で与えられる。

$$\frac{d\varepsilon}{dz} = \frac{\frac{(\phi_s d_p)^2 \varepsilon^3}{150 \mu_f} \frac{d^2 p}{dz^2} - (1 - \varepsilon)^2 R T \frac{G_f}{p^2} \frac{dp}{dz}}{\left[(\varepsilon - 2) \frac{G_s}{\rho_s} + \frac{(1 - \varepsilon)(3 - \varepsilon)}{\varepsilon} R T \frac{G_f}{p} \right]} \quad (2.24)$$

Eq. (2.24)中の p 、 dp/dz および $d^2 p/dz^2$ はEqs. (2.14)および(2.15)によって求められる。

Fig. 2.10の σ_z と ε の値を用いてEq. (2.21)の実験定数 k_1 、 C および m を求める。Eq. (2.23)に σ_z と ε およびこれらを求めるときに用いた p 、 dp/dz 、 G_s 、 G_f 等の値を代入し、 k_1 のバラツキ(標準偏差/平均値)ができるだけ小さくなるように、 C の値を決める。このとき、 m の値は7号砂と8号砂の k_1 の値が一致するように決める。(ただし、 $z < 0.5$ m の点では k_1 のバラツキが大きいため省く。)

このようにして求めた k_1 、 C および m の値は $k_1=0.16$ 、 $C=0.09$ 、 $m=0.75$ となる。スタンドパイプ長さ方向の各計算点における k_1 の計算結果の一例をFig. 2.14に示す。また、各実験条件毎の k_1 の平均値と G_s の関係をFig. 2.15に示す。

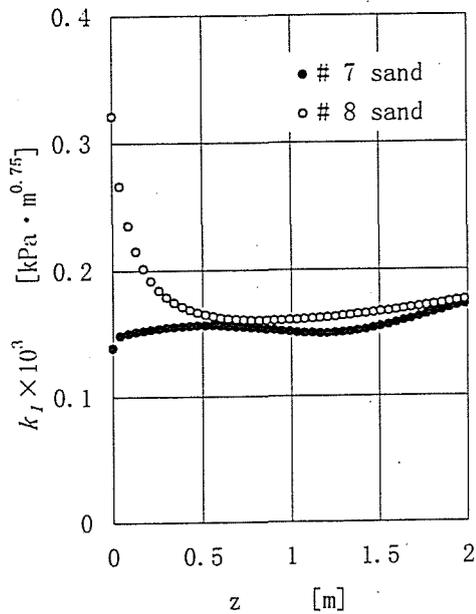


Fig. 2.14 Examples of k_1 calculated along stand pipe axis

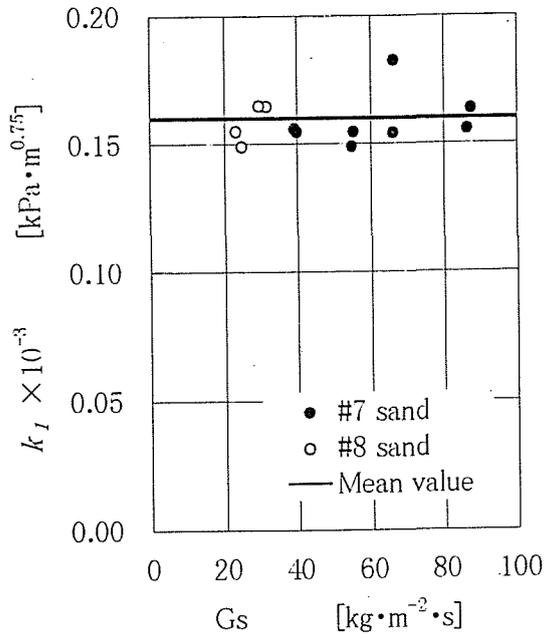


Fig. 2.15 Calculated values of k_1 in Eq. (2.21)

この k_1 、 C および m を Eq. (2.21) に代入すると、求める σ_z と ε の関係式を得る。
すなわち、

$$\sigma_z = 0.16(d_p \phi_s)^{-0.75} \ln\{10.11(1.09 - E)/(E - 0.09)\} \quad (2.25)$$

ここで、

$$X = (d_p \phi_s)^{-0.75} \ln\{10.11(1.09 - E)/(E - 0.09)\} \quad (2.26)$$

と置き、これに $\phi_s d_p$ と Fig. 2.10 の ε を代入して X を求め、これに対応する σ_z との関係を図示したものが Fig. 2.16 である。また、Fig. 2.16 に Eq. (2.25) の σ_z と E の関係を併せて示す。

実験データと Eq. (2.25) は 7号砂と 8号砂とも比較的良い相関を示す。

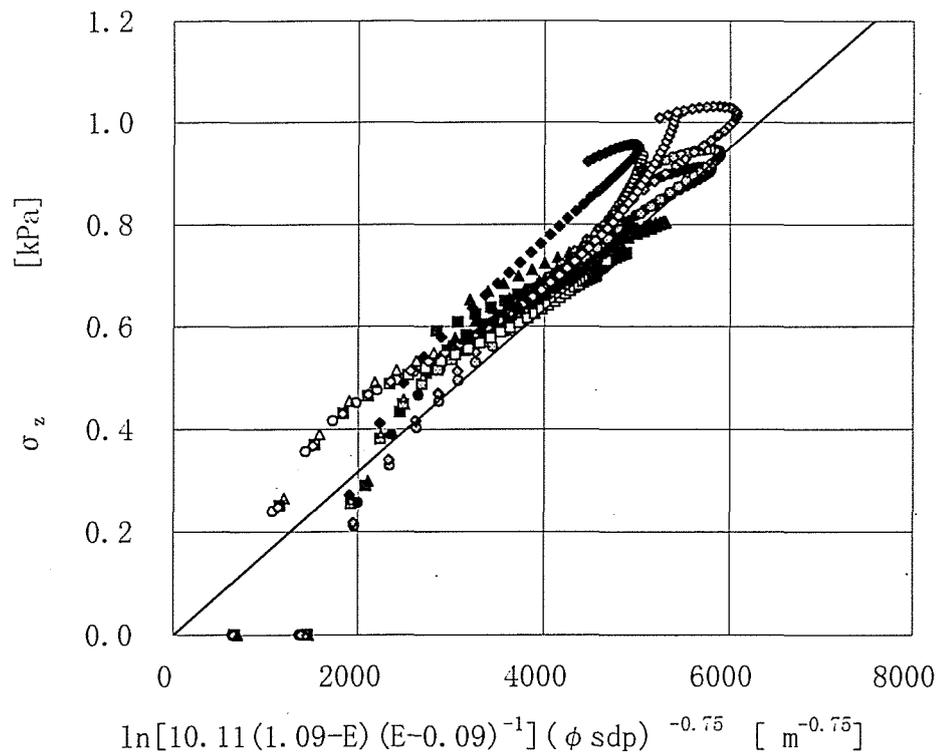


Fig.2.16 Relation among stress, voidage and particle diameter of granular materials

2.4 実験式の検証

2.4.1 実験式と基礎式の解法の検証および実験値と計算値の比較

以上で σ_z と ε の実験式 Eq. (2.25) と基礎式 Eqs. (2.1), (2.2), (2.6) および

(2.10)の計5本の式が得られた。これに対して未知数の数も $G_s, G_f, \sigma_z, \varepsilon, p$ の5個である。基礎式はすべて1階微分方程式であるから、計五つの初期値または境界値を与えれば解が得られるはずである。これを確認するため、これらの非線形連立方程式に、 $G_s, z = 0$ で $p = p_i, z = z_0$ で $p = p_0, z = 0$ で $\sigma_z = 0$ および $z = 0$ の空隙率 ε_i が Eq. (2.16) で与えられるとして数値計算で試行法により解を求めた。

数値計算法としてルンゲクッタ法を用い、与条件として Fig. 2.6 および Fig. 2.7 の実験値を用いた。このようにして得た解のうちの z と p の関係を Fig. 2.6 および Fig. 2.7 に太実線で示す。8号砂は粒径が小さいために ε_p や ε_{mf} の測定値のバラツキが大きいこともあって、実験結果と計算結果の相関はやや悪いが、7号砂では良く一致している。

2.4.2 他の実験データの解析

以上の計算式を本実験以外の実験データに適用した場合に、その実験データについても計算値と実験値が一致するかどうかを確かめるために下記の検討を行った。

まず、式の一般化のために各変数を次のように置いた。

$$\bar{z} = z/D \quad (2.27)$$

$$\bar{\sigma}_z = \sigma_z / [\rho_s (1 - \varepsilon_{mf}) g D] \quad (2.28)$$

$$\bar{p} = p / [\rho_s (1 - \varepsilon_{mf}) g D] \quad (2.29)$$

$$\bar{G}_s = G_s / (\rho_s U_{mf}) \quad (2.30)$$

$$\bar{G}_f = G_f / (\rho_{f_0} U_{mf}) \quad (2.31)$$

$$\bar{\varepsilon} = \varepsilon / \varepsilon_{mf} \quad (2.32)$$

$$\bar{p}_0 = p_0 / [\rho_s (1 - \varepsilon_{mf}) g D] \quad (2.33)$$

$$\varepsilon_p = \varepsilon_p / \varepsilon_{mf} \quad (2.34)$$

$$\varepsilon_{mf}' = 1 / \varepsilon_{mf} \quad (2.35)$$

$$\bar{k}_1 = k_1 / [\rho_s (1 - \varepsilon_{mf}) g D] \quad (2.36)$$

これらの変数を用いて Eqs. (2.1), (2.2), (2.6) および (2.10) を無次元化すると、

$$d \bar{G}_s / d \bar{z} = 0 \quad (2.37)$$

$$d \bar{G}_f / d \bar{z} = 0 \quad (2.38)$$

$$\frac{d \bar{\sigma}_z}{d \bar{z}} + 4(BD) \bar{\sigma}_z = \frac{\varepsilon_{mf}' - \bar{\varepsilon}}{\varepsilon_{mf}' - 1} - \frac{d \bar{p}}{d \bar{z}} \quad (2.39)$$

$$\frac{d\bar{p}}{dz} = \left(\frac{\varepsilon_{mf}' - \bar{\varepsilon}}{\varepsilon_{mf}' - 1} \right)^2 \frac{1}{\varepsilon^3} \left[\frac{\bar{\varepsilon}}{\varepsilon_{mf}' - \bar{\varepsilon}} \bar{G}_s - \frac{\bar{p}_0}{\bar{p}} \bar{G}_f \right] \quad (2.40)$$

がえられる。

また、Eq. (2.25)を無次元化すると、

$$\bar{\sigma}_z = \bar{k}_1 (d_p \phi_s)^{-0.75} \ln \{ 10.11(1.09 - E)/(E - 0.09) \} \quad (2.41)$$

となる。

これらの無次元式を用いて、Tomoyasu et al (1989)が示した実験データの解析を行った。この実験では内径 130mm のスタンドパイプについて、長さを 1401mm から 4339mm の範囲で変化させて、粉体流量とスタンドパイプの長さ方向の圧力分布の測定を行っている。この実験データについて求めた $\bar{\sigma}_z$ と X の関係を Fig. 2.17 に示す。Eq. (2.41)の関係 (直線) を Fig. 2.17 に併せて示すが、両者は比較的良く一致している。

また、当該実験データに関する、スタンドパイプ長さ z にたいする p の測定値と計算値の一例を Fig. 2.18 に示すが、両者の傾向はほぼ一致している。

これから見ても、本研究で得た $\bar{\sigma}_z$ と ε の関係式 Eq. (2.41) は、少なくとも粉体粒子径 80~140 μm 、スタンドパイプの径 42~130mm の範囲で適用できると言える。

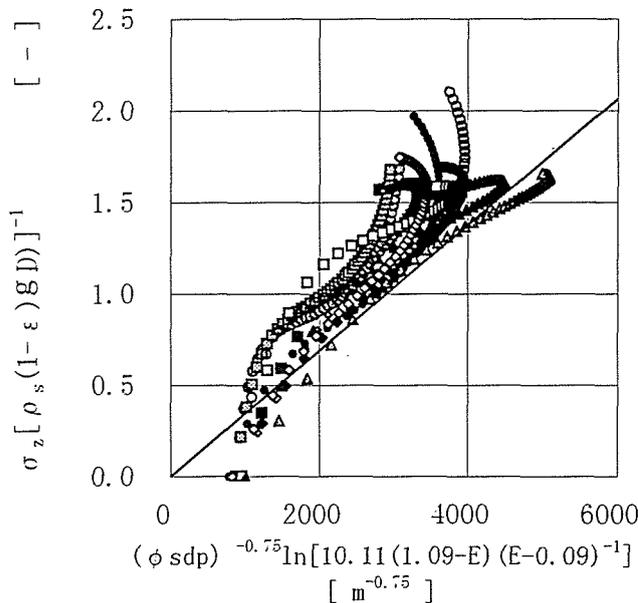


Fig. 2.17 Relation among stress, voidage and particle diameter for large size stand pipe

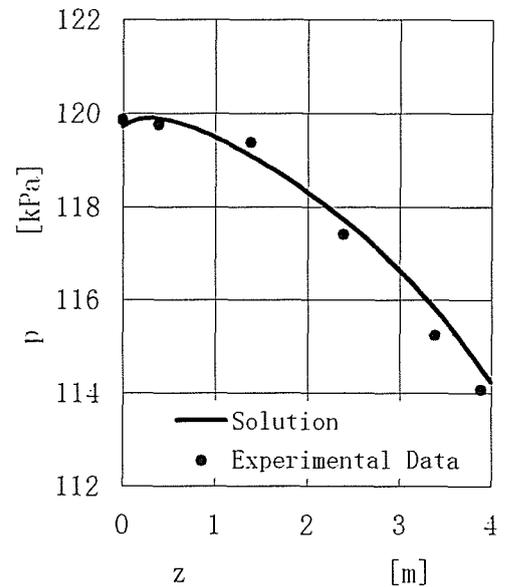


Fig. 2.18 Examples of calculated gas pressure distribution for large size stand pipe

2.5 考察

2.5.1 基礎式に関する検討

2.5.1.1 運動量平衡式における運動量変化量およびガス壁面摩擦

運動量平衡の式 Eq. (2.6) を導くにあたって、 $dM_{sz}/dz \doteq 0$ 、 $dM_{fz}/dz \doteq 0$ 、および $\tau_{fv} \doteq 0$ であるとおいた。

dM_{sz}/dz および dM_{fz}/dz は下式で求められる。

$$\frac{dM_{sz}}{dz} = \frac{G_s^2}{\rho_s(1-\varepsilon)^2} \frac{d\varepsilon}{dz} \quad (2.42)$$

$$\frac{dM_{fz}}{dz} = -RT \frac{G_f^2}{p\varepsilon} \left(\frac{1}{p} \frac{dp}{dz} + \frac{1}{\varepsilon} \frac{d\varepsilon}{dz} \right) \quad (2.43)$$

dM_{sz}/dz および dM_{fz}/dz を Eq. (2.6) の右辺に含まれる $\rho_s(1-\varepsilon)g$ で除した値を、実験データのすべての計算点について計算した結果は $|(dM_{sz}/dz)\rho_s^{-1}(1-\varepsilon)^{-1}g^{-1}| < 5 \times 10^{-3}$ および $|(dM_{fz}/dz)\rho_s^{-1}(1-\varepsilon)^{-1}g^{-1}| < 5 \times 10^{-7}$ であり、 $dM_{sz}/dz \doteq 0$ 、 $dM_{fz}/dz \doteq 0$ の仮定は妥当であると言える。

また、壁面の境界層の厚さが粉体粒子径の1/2にほぼ等しいと近似し、実験データに基づいて $\tau_{fv} / (\rho_s - \rho_f)(1-\varepsilon)g$ を計算すると 3×10^{-5} 以下となり τ_{fv} も無視できると言える。

2.5.1.2 (BD) について

(BD) は、 δ と ϕ の関数であり、また、 δ は ε の関数である (Tanaka, 1981)。 ϕ も同様に ε の関数であると推察される。本研究では ε が変化するにもかかわらず (BD) は一定としたが、 ε が ε_{mf} の近傍では $\delta \rightarrow 0$ (安息角 $\rightarrow 0$) となるので (BD) $\rightarrow 0$ となることも考えられる。

Tsunakawa and Aoki (1974) によれば粒子速度や ε が多少変化しても (BD) は一定である。一方、 ε が ε_{mf} の近傍では $\delta \rightarrow 0$ となり (BD) $\rightarrow 0$ となることも考えられる。ちなみに、Tsunakawa and Aoki (1974) と同様に壁面近傍では $\phi \doteq \delta$ とみなして、 ϕ と (BD) (主動状態の値) の関係を Walters (1973) の式によって求めてみる。

Waltersの式は、

$$(BD) = \frac{\tan \phi \cos^2 \delta}{(1 + \sin^2 \delta) \pm 2y \sin \delta} \quad (2.44)$$

$$y = \frac{2}{3c} [1 - (1 - c)^{3/2}] \quad (2.45)$$

$$c = \left(\frac{\tan \phi}{\tan \delta} \right)^2 \quad (2.46)$$

これらの関係によって求めた、 ϕ と (BD) （主動状態の値）はFig. 2.19のようになる。

本図によれば、例えば $15^\circ \leq \phi \leq 55^\circ$ の範囲では $(BD) \cong 0.2$ で一定、 $0 \leq \phi \leq 15^\circ$ で $\phi \propto (BD)$ とみなすことも出来る。

ϕ と ε の関係は明確ではないが ε の値は ε_{nf} 近傍（ $z=0$ 近傍）で急変していることと、 $\varepsilon = \varepsilon_{nf}$ で $(BD)=0$ になることを考え、 (BD) と ε の関数形として次式を仮定する。

$$(BD) = 0.2(1 - E)^n \quad (2.47)$$

（但し、係数0.2は2.2.3項における (BD) の測定値）

この E と (BD) の関係はFig. 2.20のようになる。

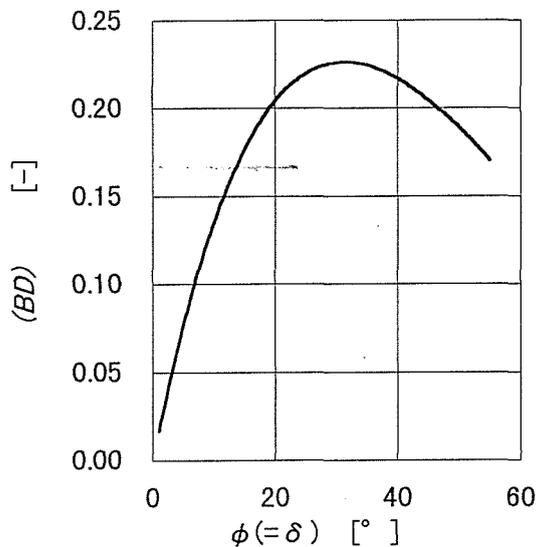


Fig. 2.19 (BD) calculated with Walter's Equation at static condition

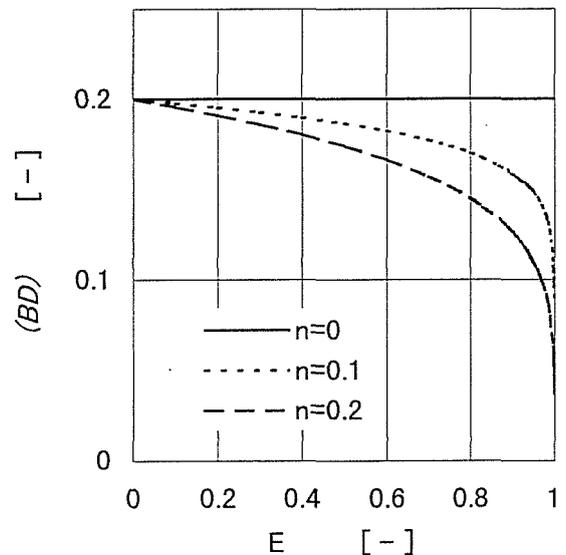


Fig. 2.20 (BD) calculated with Eq. (2.47)

運動量の式Eq. (2.6)において、 (BD) がEq. (2.47)で表わされる変数であるとすると、その解は

$$\sigma_z = e^{-\int_0^z \bar{Q} dz} \int_0^z S(z') e^{\int_0^{z'} \bar{Q} dz'} dz' \quad (2.48)$$

となる。ただし、Eq. (2.20)における Q は定数であったが、上式では変数であ

る。これをFig. 2.12と同一の条件で σ_z と z の関係を試算してみるとFig. 2.21のようになる。 ε の変化により(BD)が ε_{mf} 近傍で変化したとしても、 σ_z と z の関係にたいする影響はそれほど大きくない。以上からスタンドパイプ系では(BD)：一定とおいても、実用上差し支えないと言える。

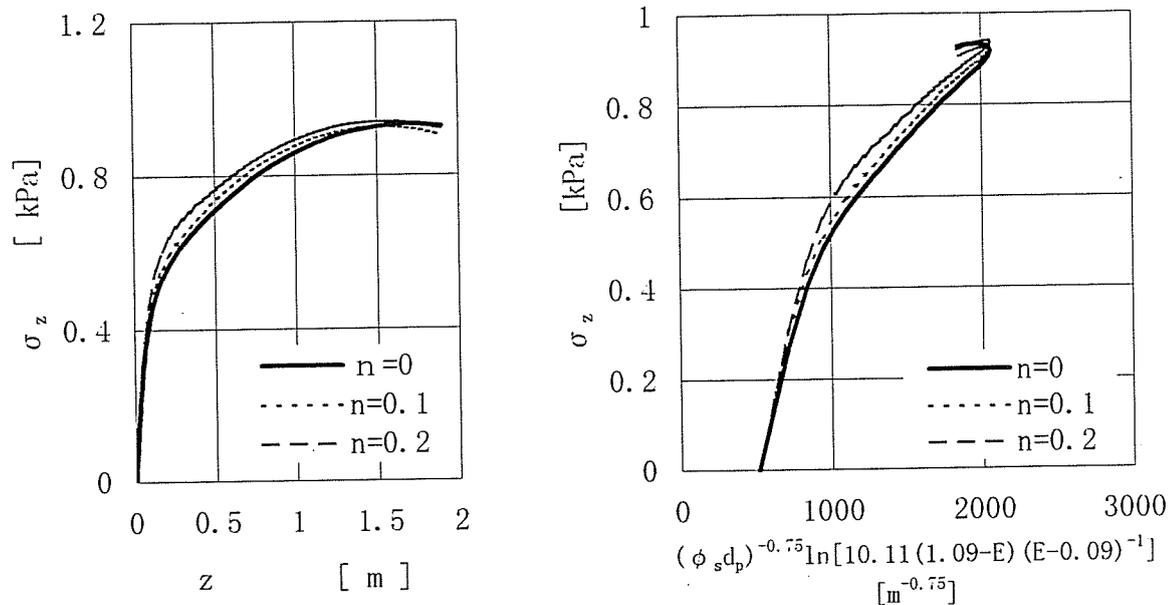


Fig. 2.21 Effect of variable (BD) on relation of σ_z to z Fig. 2.22 Effect of variable (BD) on relation of σ_z to X

2.5.2 σ_z と ε の関係式に関する検討

2.5.2.1 $z = 0$ の近傍における σ_z の挙動

Fig. 2.10に示したように σ_z と ε の関係は変曲点を持ち、 $\varepsilon = \varepsilon_{mf}$ ($z = 0$)近傍で σ_z が急減する。Eq. (2.20)を書き直すと

$$\sigma_z = e^{-Qz} \int_0^z S(z') e^{Qz'} dz' = Q^{-1} (1 - e^{-Qz}) S(\xi) \quad (2.49)$$

ここで、 $0 \leq \xi \leq z$ 。

上式において $z \rightarrow 0$ のとき、 z の微小な変化では $S(\xi)$ (粉体の重力とガス流れによる抗力の差を表す項) の変化よりも $(1 - e^{-Qz})$ (粉体の内部摩擦角や壁面の摩擦角の影響項) の変化の方がはるかに大きい。すなわち、Eq. (2.49)はスタンドパイプ入り口近傍では、スタンドパイプ壁面の摩擦力によって、 z の微小な変化で σ_z が大きく変化することを示唆している。すなわち、 $z = 0$ 近傍で σ_z が急減する ($|d\sigma_z/d\varepsilon|$ が大きくなる) 現象は、スタンドパイプ固有の効果が大いと考えられる。

σ_z と ε の関係は、 $\varepsilon \rightarrow \varepsilon_p$ のとき、 $\sigma_z = k_1' \exp(-\varepsilon/c_1)$ (下に凸) で表され、

$\varepsilon \rightarrow \varepsilon_{mf}$ のとき、上述のことから上に凸の形となるので、 $\varepsilon_p \leq \varepsilon \leq \varepsilon_{mf}$ の全範囲の ε にたいする σ_z と ε の関係は Eq. (2.21) のような変極点を有する関数形になる。(Fig. 2.10 参照)

2.5.2.2 σ_z と ε の関係における粉体粒径の影響

なお Fig. 2.10 から明らかなように、 σ_z と ε の関係は粒径の影響を受けることを示している。Eq. (2.21) の $(\phi_s d_p)^{-m}$ はこの粒子径の影響の補正項である。

この項については次のように考えられる。粉体粒子が均一径 d_s で構成されている場合を想定する。 ε が同一で配列が同一の場合には、 σ_z は力を支える単位面積当たりの粒子数に比例し、したがって、 d_s^{-2} に比例する。実際の粉体粒子は形状、粒径、粒径分布等が一様でないから、その影響は一様ではないが、一般的には $(\phi_s d_p)^{-m}$ ないしは $(d_p)^{-m}$ の形で影響するものと考えられる。

結 言

ガス流れを伴う鉛直の円筒移動層であるスタンドパイプ内のガスと粉体の軸方向の流動について、ガスと粉体の連続の式、運動量平衡の式、相対速度によるガスの圧力損失の式に基づき、軸方向のガス圧力分布の測定データから、粉体の空隙率 ε と粉体圧 σ_z の関係式を求めた。また、これらの式によってスタンドパイプの中間部で圧力の極大点や変極点を持つような系についても、ガス圧力分布、ガス流量、空隙率の分布、粉体圧の分布、ガスと粉体の相対速度の分布などが求められることを示した。

粉体の空隙率 ε と粉体圧 σ_z の関係式は、スタンドパイプ入口近傍では $|d\sigma_z/d\varepsilon|$ は大きく、また逆に、粉体が高密度充填状態になっても $|d\sigma_z/d\varepsilon|$ は大きくなる（中間の空隙率で $d^2\sigma_z/d\varepsilon^2=0$ となる点が存在する）ような性質を持ち、かつ、粉体粒子径の影響を含むことが必要であることを示した。

記号説明

A_f	= cross-sectional area of friction test pipe	[m ²]
(BD)	= factor for wall friction defined by Eq. (2.5)	[-]
C	= constant defined by Eq. (2.21)	[-]
D	= inner diameter of stand pipe	[m]
D_f	= inner diameter of friction test pipe	[m]
d_p	= mean cumulative weight particle diameter	[m]
d_o	= orifice diameter	[m]
E	= function of ε defined by Eq. (2.22)	[-]
f_f	= friction force at wall of friction test pipe	[N]
f_{fz}	= force per unit volume of granular materials exerted by gas	[N · m ⁻³]
f_{sfz}	= force per unit volume of gas exerted by granular materials	[N · m ⁻³]
g	= acceleration of gravity	[m · s ⁻²]
h	= level height of granular material in friction test pipe	[m]
G_f	= gas flow rate	[kg · m ⁻² · s ⁻¹]
G_s	= granular material flow rate	[kg · m ⁻² · s ⁻¹]
k_1	= constant defined by Eq. (2.23)	[Pa · m ^{0.75}]
M_{szz}	= momentum flux in Z direction of granular material	[kg · m ⁻¹ · s ⁻²]
M_{fzz}	= momentum flux in Z direction of gas	[kg · m ⁻¹ · s ⁻²]
m	= constant defined by Eq. (2.21)	[-]
Pa	= atmospheric pressure	[Pa]
Pi	= gas pressure at stand pipe inlet	[Pa]
Po	= gas pressure at stand pipe exit	[Pa]
P	= gas pressure in stand pipe	[Pa]
Q	= constant defined by Eq. (2.18)	[m ⁻¹]
R	= radius of stand pipe	[m]
R	= gas constant	[N · m · K ⁻¹]

r	= radial coordinate	[m]
S	= function defined by Eq. (2.19)	[Pa·m ⁻¹]
T	= gas temperature	[K]
U_0	= superficial gas velocity	[m·s ⁻¹]
U_{mf}	= minimum fluidization velocity	[m·s ⁻¹]
U_{sl}	= relative superficial velocity between granular material and gas	[m·s ⁻¹]
W_f	= weight defined by Eq. (2.12)	[N]
w_f	= weight of test stand	[N]
X	= function of E , d_p and ϕ_s defined by Eq. (2.26)	[-]
Z_0	= length of stand pipe	[m]
z	= axial coordinate	[m]
δ	= internal friction angle of granular material	[°]
ε	= void fraction of granular material	[-]
ε_{mf}	= void fraction of granular material at minimum fluidization velocity	[-]
ε_p	= void fraction of granular material at dense packed condition	[-]
μ_f	= coefficient of gas viscosity	[Pa·s]
ρ_f	= gas density	[kg·m ⁻³]
ρ_s	= granular material density	[kg·m ⁻³]
σ_r	= vertical-to-wall stress in granular material	[Pa]
σ_z	= mean axial stress in granular material	[Pa]
τ_{fw}	= frictional shearing stress between gas and stand pipe wall	[Pa]
τ_{rzw}	= frictional shearing stress between granular material and stand pipe wall	[Pa]
ϕ	= friction angle between granular material and stand pipe wall	[°]
ϕ_s	= sphericity of granular material	[-]

文 献

- Aoki, R. ; "Ryuudousei no Hyougen oyobi Sokutei," Funtai Bussei Zuzetsu, Funtai Kougaku kai and Nihon Funtai Kogyo Gijutsu Kyokai, ed., p.147-155, Nikkei Gijutsu Tosho Co., Tokyo, Japan(1985)
- Geldart, D. ; "Characterization of Fluidized Powder," Gas Fluidization Technology, D.Geldart, ed., p.33-51, John Willy & Sons, UK(1986)
- Knowlton, T.M. and I.Hirsan; "L-Valves Characterized for Solid Flow," Hydrocarbon Processing, p.149-156, March(1978)
- Knowlton, T.M., T.J. Mountziaris and R. Jacson; "The Effect of Pipe Length on the Gravity Flow of Granular Materials in Vertical Stand Pipes," Powder Technology, 47,115-128 (1986)
- Takahashi, H. and H. Yanai; "Discussion on the Distribution of Radial Stress and Vertical Velocity of Particles in a Moving Bed by Plasticity Theory," Kagaku Kogaku, 35, 1372-1379(1973)
- Tanaka, T. ; "Funtai Purosesu Nyumon," p. 53-54, Kogaku Tosho co. Tokyo, Japan (1981)
- Tomoyasu, Y., K. Suzuki, T. Takebayashi and T. Mii; "Flow Characteristics of Stand Pipe for L-valve," Conference Papers on 8th(Japanese) Multiphase Flow Symposium '89, p.93-96, Tokyo, Japan (1989)
- Tomoyasu, Y., T. Mii, T. Osaka and K. Mori; "Solid Circulation System in the Multi-Solid Circulating Fluidized Bed Boiler," Preprint of the 2nd SCEJ Symposium on CFB, p.74-81, Tokyo, Japan (1988)
- Tsubaki, J. ; "Ryuushi Gun no Tokusei Hyouka/Asshuku to Hippari," Funtai Kougaku no Kiso, Funtai Kougaku no Kiso Henshu Iinkai, ed., p.181-182, Nikkan Kogyo Sinbunsha, Tokyo, Japan (1992)
- Tsunakawa, H. and R. Aoki; "Lateral Pressures of Granular Materials in a Model Bin," JCEJ, 7, 131-134(1974)
- Walters, J.K. ; "A Theoretical Analysis of Stresses in Silos with Vertical Walls," Chem. Eng. Sci. 28,13-21(1973)
- Zhang, J.Y. and V. Rudolph; "Packed Solid Down Flow in Stand Pipe," Proceedings of 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization, p. 371-379(1992)

第3章 常温Lバルブの流れ特性

要 旨

循環流動層ボイラの循環粒子流量制御装置として使用されるLバルブの流量特性を把握するために、スタンドパイプ内径が130~400mmの実機スケールの常温実験装置を用いて実験を行い、下記のような結果を得た。

- ① 流動層の底部から粉体を取り出すためのLバルブは、一般の静止粉体貯槽から粉体を取り出すためのLバルブと比べると、その流量特性は異なり、特に、エアレーションガス流量が少ないときにその差が大きい。
- ② Lバルブの流量特性は取り扱う粉体の平均粒子径に大きく依存する。
- ③ 本研究の対象であるLバルブについて、Lバルブコーナ部を流れるガス量と粉体流量の関係を表す実験式を求めた。また、Lバルブの最大許容流量を設計の目安として提示した。
- ④ エアレーションガス吹き込み後のスタンドパイプ内の粉体空隙率 ε_s と ε_{mf} の比率 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ が1前後($\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$)で、エアレーションガス流量に対する粉体流量の流れ特性が急変する。

緒 言

粉体ハンドリング装置の1要素であるLバルブの概念図をFig. 3.1に示す。Lバルブは、スタンドパイプと呼ばれる垂直管路、その最下端に設けられた水平パイプと呼ばれる水平管路、それらが交差するL形のコーナ部、コーナ部の上部にエアレーションガスを注入するためのガス注入管路によって構成される。

Lバルブを流れる粉体は、第2章で検討したスタンドパイプ内を、上部から下部へ移動層として鉛直に移動する。そして、粉体はその下端で流れ方向を水平に変え、水平パイプ内を固気分離流としてほぼ水平に移動する。

Lバルブは、メカニカルな機構がなく、エアレーションガス流量を変えることによって粒子流量の制御が出来ること、スタンドパイプ内の粒子充填層によってガスのループシールが出来ることなどの特徴がある。そのため、Lバルブは循環流動層ボイラやその他の粉体粒子のハンドリング系ではしばしば用いられる (Tomoyasu et al, 1988)。

Lバルブにおける粉体流量は、基本的にはスタンドパイプ側からコーナ部を経て、水平パイプに流れる全ガス流量 Q_t によって決まる。

$Q_t = 0$ の場合、粉体はFig. 3.1に示すように、L形のコーナ部で安息角を形成して流動を停止する。 Q_t が増加すると、それに応じて粉体流量

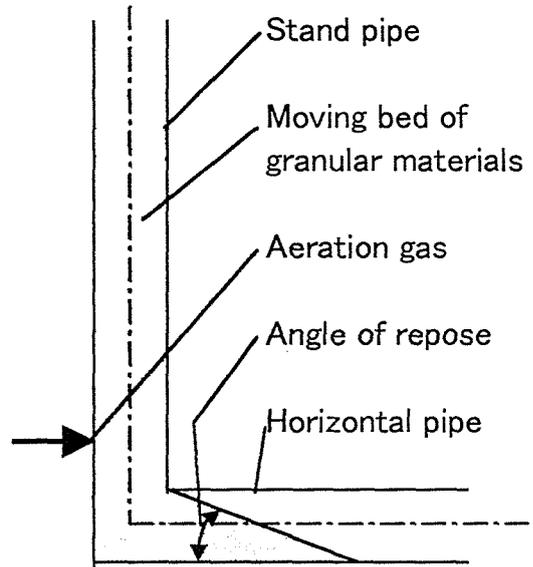


Fig3.1 Concept of L-valve

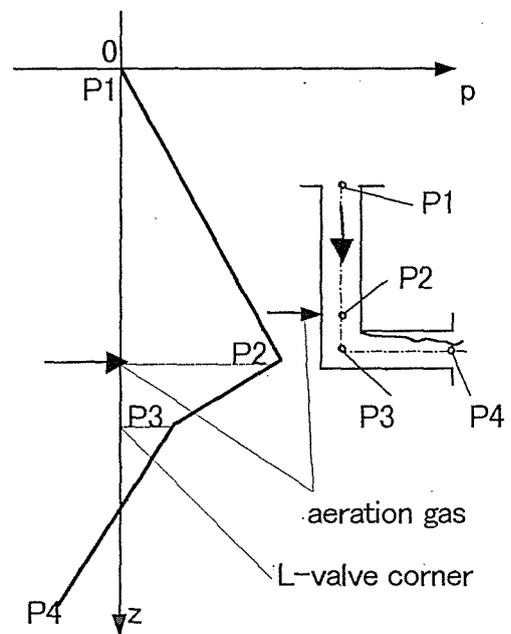


Fig 3.2 Pressure balance in L-valve

が増加する。

Lバルブでは、コーナ部上部の点からエアレーションガスが吹き込まれる。この量を Q_a とする。エアレーションガスは、Lバルブコーナ部を経て、水平パイプに流れる。

また、Lバルブでは、エアレーションガス以外に、スタンドパイプ内を粉体に同伴されて流れるガスと、スタンドパイプの粉体層を通過して流れるガスがある。この両者の流量の和を Q_{dc} とすると、 Q_t は Q_a と Q_{dc} の和である。すなわち、 $Q_t = Q_{dc} + Q_a$ である。

通常、Lバルブ系の圧力バランスは Fig3.2 に示されるような分布となる。Fig3.2における縦軸は、Lバルブ入口を原点とするLバルブ軸方向の距離、横軸はLバルブ入口を0とするLバルブ軸方向各部の圧力を示す。 P_1 をLバルブ入口圧力、 P_4 をLバルブ出口圧力とすると、 P_1 と P_4 の関係は $P_1 \geq P_4$ あるいは $P_1 \leq P_4$ のいずれの場合も有り得る。 Q_{dc} はLバルブの入口、出口の差圧 ΔP_L によって影響される。Lバルブの流量特性を把握するためには、この Q_{dc} を正しく把握することが重要であるが、 Q_{dc} の求め方については、第2章で検討した。

Lバルブにおける粉体流量に影響する因子としては、 Q_t の他に、粉体の性状、Lバルブの寸法・形状、エアレーションガスの注入位置、エアレーションガスの注入方法などがある。これらの因子の相互関係については、Knowlton and Hirsan(1978)やKarri and Knowlton(1992)およびその他の多くの先人(Yang, 1990等)によって検討がなされている。しかしながら、Lバルブ内の固気混相流に関する理論的な解明が不十分であり、実用規模の装置を設計するためには、まだ検討すべき課題が多い。

また、Lバルブは粉体流路の中に、流量を制御するための機械的な絞り機構を持たず、全く流体的に流れを制御しようとするために、その使用条件によっては流れが不安定になりやすい(Tomoyasu and Isizawa, 1988)が、この判別条件は明確になっていない。

本研究では実用規模の大形のLバルブについて実験的検討を行い、その形状、寸法、入口-出口間の差圧、粉体性状等と粉体流量の関係について検討した。また、Lバルブの流れの不安定現象についても実験的検討を行い、そのメカニズムについて考察を加え、その対応策について検討した。以下にそれらの結果について述べる。(不安定現象については第4章で詳しく述べる。)

3. 1 検討対象とするLバルブ

循環流動層ボイラなどの実装置ではLバルブの口径が大きく、スタンドパイプの長さが十分に取れない場合が多い。また、スタンドパイプの入口の粉体が流動化状態かまたはそれに近い状態であり、スタンドパイプの入口、出

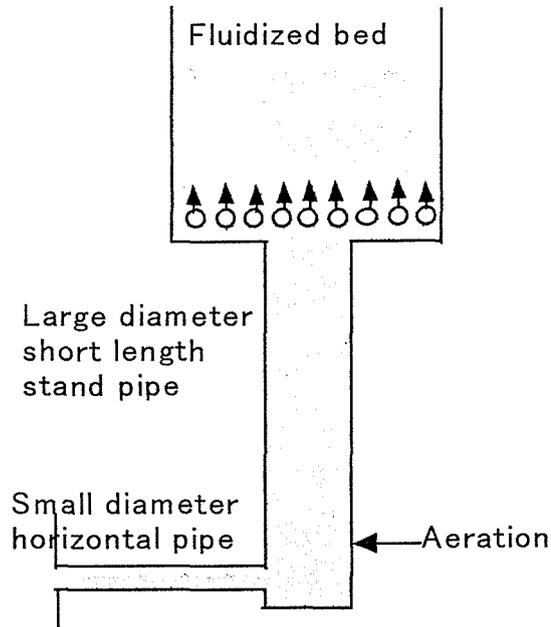


Fig. 3.3 Investigated L-valve system

口の圧力に差がある場合が多い。

このような系においては、スタンドパイプの粉体層を通過するガス流量 Q_{dc} が Q_t の中で占める割合が大きくなり、既往の研究結果をそのまま適用することは出来ない。本研究ではこのような系で用いられるLバルブを対象とした。また、Lバルブコーナー部の形状を変えて、コーナー部の粉体やガスの流動抵抗を変えたものについても、その流量特性を検討した。本研究で対象としたLバルブの模式図を

Fig. 3.3 に示す。

3. 2 実験装置

3.2.1 実験装置概要

本研究を進めるにあたり、2種類の実験装置を使用した。すなわち、その一つはFig. 3.4に示す大形循環ループ試験装置であり、他の一つはFig. 3.5に示す中形循環ループ試験装置である。これらはいずれもテスト用の粉体を循環使用するための循環ループとして、ライザ、サイクロン、サイクロンデ IPPレグ、流動層、Lバルブテストセクションから構成される。

流動層は循環流動層ボイラの外部熱交換器を模したもので、この底部にLバルブが取り付けられている。粉体は流動層の底部に設けられた流動化空気用パイプ形分散器の隙間からLバルブに供給される。Lバルブを通過した粉体はライザ底部に入り、その下部から吹き込まれる空気によって、ライザ頂

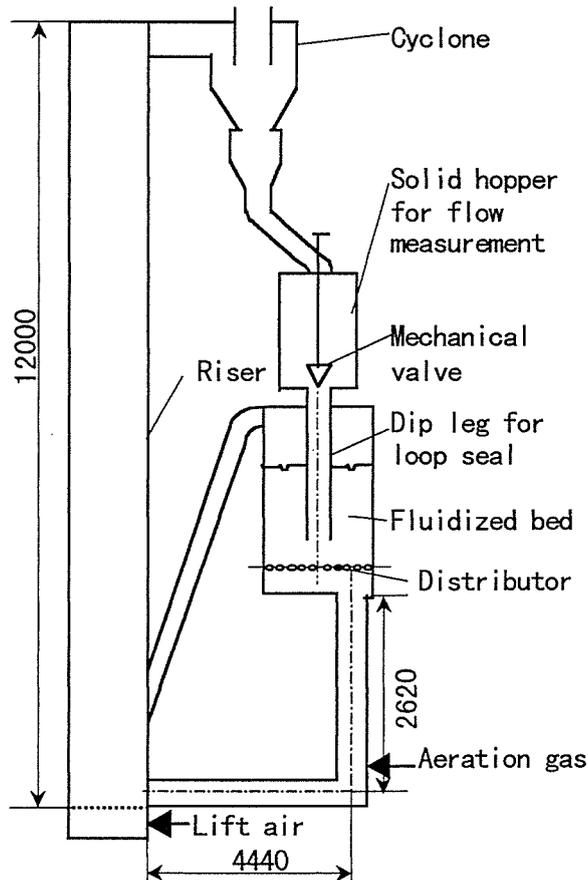


Fig.3.4 Large scale L-valve test apparatus

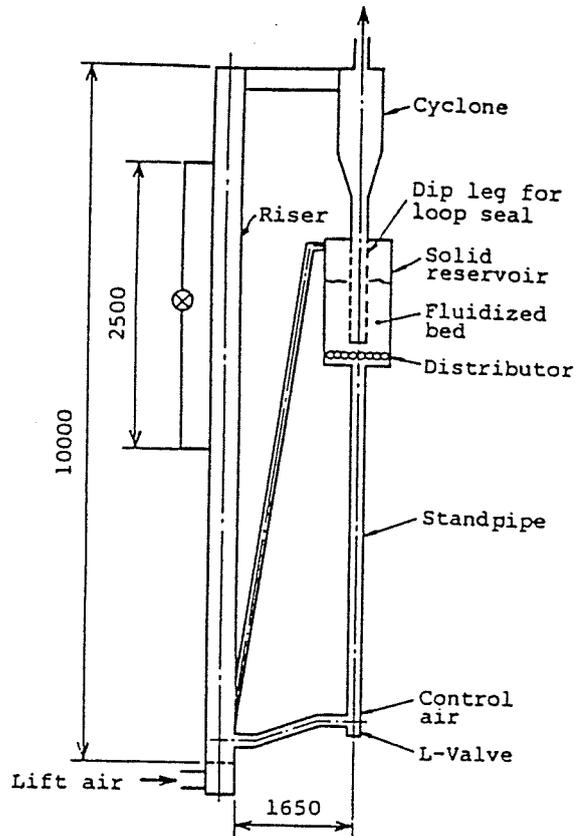


Fig.3.5 Medium scale L-valve test apparatus

部まで搬送され、さらにサイクロンで固気分離されたあと、ガスシールを兼ねたサイクロンディップレグを経て、再度、流動層に戻される。

3.2.2 実験に用いた粉体の性状

大形循環ループ実験装置および中形循環ループ実験装置で使用した粉体の性状をTable 3.1に示す。大形循環ループ実験装置では循環流動層ボイラで使用される循環粒子と略同等の珪砂 JIS 7号を循環粒子として使用した。ま

Table 3.1 Properties of granular materials

Material	d_p [mm]	ρ_s [kg·m ⁻³]	ϵ_p [-]
#7 silica sand	0.15	2600	0.462
#8 silica sand	0.08	2600	0.462

た、中形循環ループ実験装置では実機スケールの条件に出来るだけ近づけるために、流動層に関するHorio et al. (1986) のスケーリング則によって珪砂 JIS 8号を使用した。

3.2.3 粉体流量の測定

実験時の粉体流量の測定は下記のようにして行った。すなわち、Fig.3.4に示すように、大形循環ループ実験装置ではサイクロン下部に粉体流量測定用ホッパを設け、この底部にメカニカルバルブを設けて、粉体流量測定時には、このバルブを一時的に閉鎖し、ホッパレベルの上昇速度を測定することによって粉体流量を読み取った。

また、中形循環ループ実験装置では、Fig.3.5に示すスタンドパイプを透明なアクリル製とし、この内部を降下する粉体粒子の流速を測定し、その流速は断面一様であるとして粉体流量を求めた。なお、いずれの場合も粉体の空隙率は ε_{mf} に等しいとおいて流量を算出した。また、これらの流量測定時には、ライザ内のガス空塔速度を一定(大形循環ループ実験装置では8 m/s、中形循環ループ実験装置では6 m/s)に保っておき、この時のライザの2点間

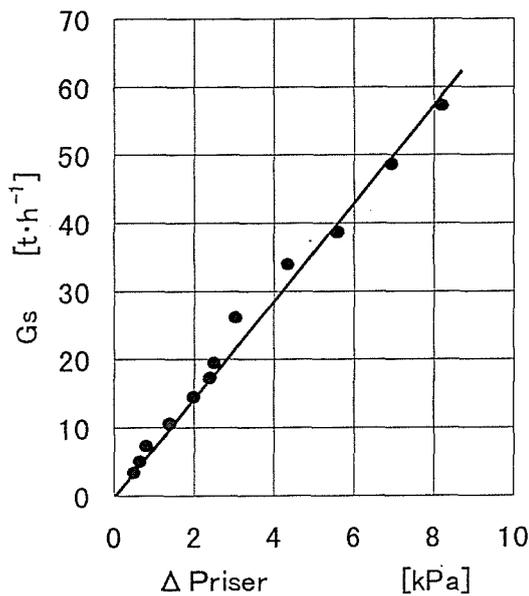


Fig. 3.6 Relation between granular material flow rate and pressure drop in riser for large scale L-valve

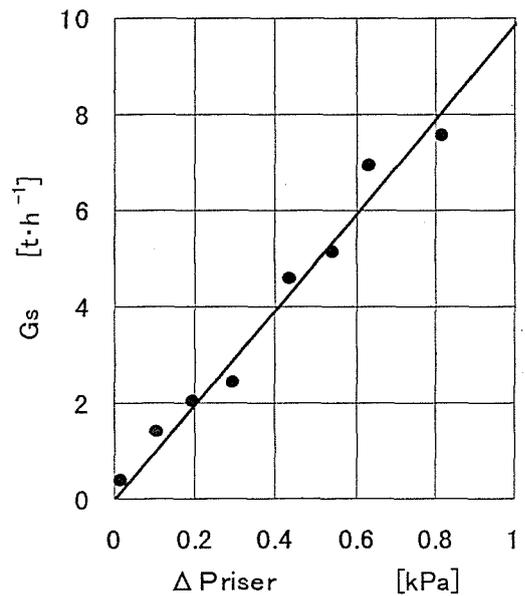


Fig. 3.7 Relation between granular material flow rate and pressure drop in riser for medium scale L-valve

の差圧を測定し、この差圧と流量の関係を求め、常時の粉体流量はこの差圧の測定値から読み取った。

Table 3.1の粉体を使用した場合の、上記圧カタップ間の差圧と、粉体流量の測定結果を、大形循環ループ実験装置および中形循環ループ実験装置のそれぞれについて、Fig. 3.6 および Fig. 3.7 に示す。これらの実験装置における粉体の最大循環量はそれぞれ約 70 t/h および 8 t/h である。これらはライザ部への空気を送風するためのブロワの風量、風圧によって制限されている。

3.2.4 大形循環ループ実験装置用Lバルブ

3.2.4.1 Lバルブの形状、寸法

大形循環ループ実験装置でテストしたLバルブの基本形状、寸法をFig. 3.8に示す。また、テストしたLバルブの主要な形状、寸法等をまとめてTable 3.2に示す。

Table 3.2 Main dimension and configuration of tested L-valve

	Type I	Type II	Type III	Type IV
Internal diameter of stand pipe	[mm] 250	250	250	500
Internal diameter of horizontal pipe	[mm] 250	250	250	250
Height of stand pipe	[mm] 2750	2230	2100	2100
Total length of horizontal pipe	[mm] ab.4440	ab.4440	ab.4440	ab.4440
Shape of horizontal pipe				
①J-type+horizontal+assist air	○			
②Horizontal(1000mm)+15° inclined+assist air			○	○
③J-type+15° inclined+assist air		○		

Type I および Type II のLバルブの特徴およびそのテスト目的は次のとおりである。

- ・ スタンドパイプおよび水平パイプの内径は250mmで同一とする。
- ・ L形コーナ部の形状はType I および Type II とともに、流動抵抗が標準的な形状のものよりも大きくなるようにJ形とする。
- ・ 水平パイプの傾きはType I は水平、Type II は傾斜角度を15° とし、水平パイプ部の流動抵抗を変える。

- ・ ホリゾンタルパイプ底部には、ホリゾンタルパイプにおける粉体の水平方向の流動抵抗を減らすために、スタンドパイプ中心線から約 $5d_h$ 以降の部分に、水平形と傾斜形の両者ともパイプの底部にパイプ形空気分散器を設置し、アシストエアを吹き込む構造とする。
 - ・ Type I および Type II に関するテスト目的は、これら形状の違いが流動安定性や流量特性にどのように影響するかを見ることである。
- また、Type III および Type IV の L バルブの特徴およびテストの目的は次の

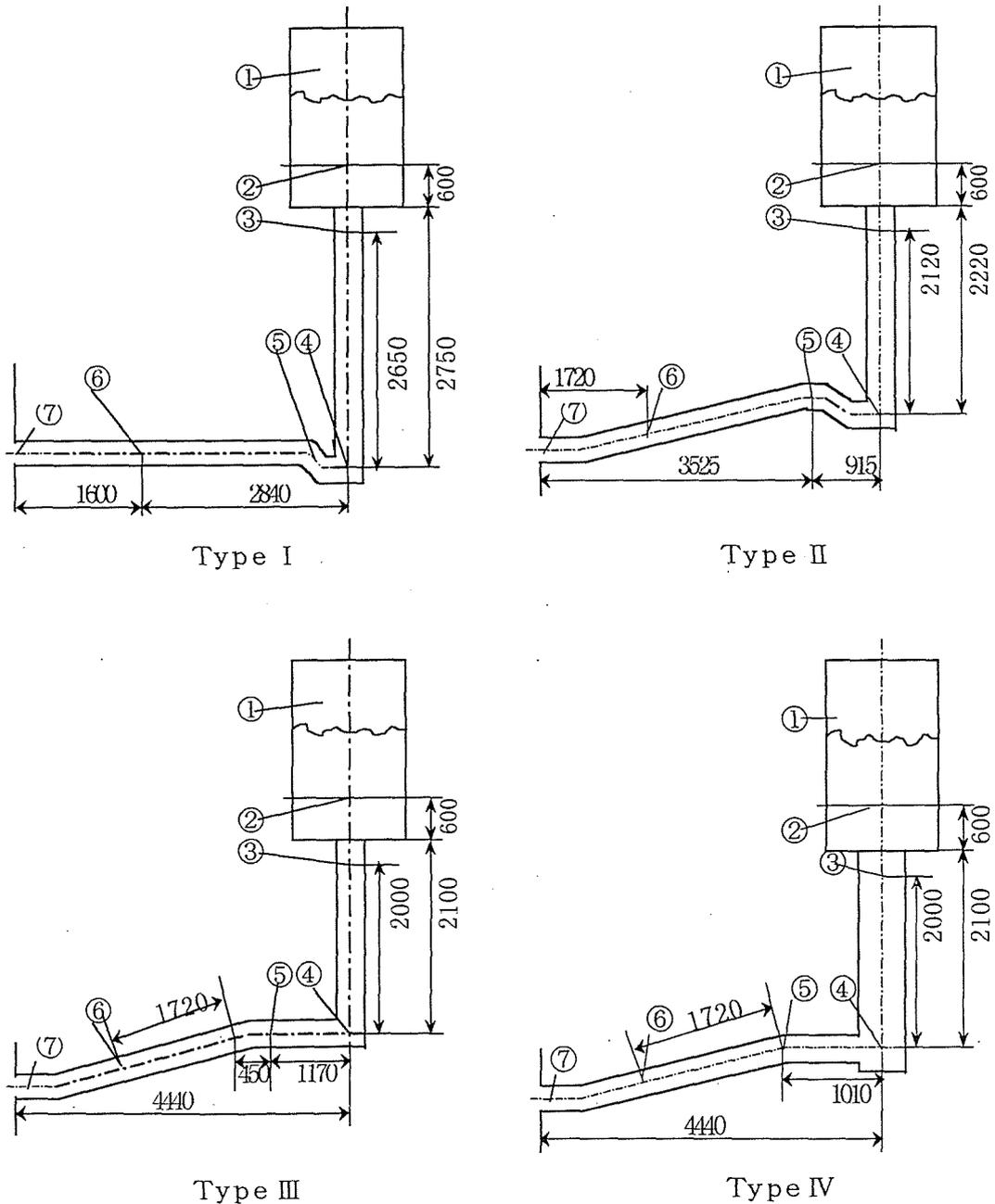


Fig. 3.8 Shape of tested L-valve and pressure measuring point

とおりである。

- ・ スタンドパイプ内径はTypeⅢは250mm、TypeⅣは500mmとする。
- ・ ホリゾンタルパイプ内径は両者とも250mmで同一とする。
- ・ L形コーナ部の形状は標準的なL形とする。
- ・ ホリゾンタルパイプの抵抗は極力少なくなるように水平部+傾斜部（傾斜角度:15°）とする。
- ・ ホリゾンタルパイプ底部にはTypeⅠ、Ⅱと同様に、傾斜部以降にアシストエア吹き込み用パイプ形空気分散器を設置する。
- ・ TypeⅢおよびTypeⅣのLバルブに関する主なテスト目的は、スタンドパイプ径とホリゾンタルパイプ径の寸法割合が異なる場合に、流量特性にどのような影響があるかを見ることである。

なお、Lバルブ系においては、その流量特性を知る上で、系内のガスの圧力分布を知ることが重要である。各タイプのLバルブ内のガス圧力側定点をFig. 3.8に併せて示す。

3.2.4.2 Lバルブにおけるエアレーションガス吹き込み位置

Knowlton and Hirsan(1978)の報告によれば、Lバルブではエアレーションガス吹き込み位置が流量特性に影響する。ただし、これはスタンドパイプ長さが十分ある場合 ($l_s/d_s=56\sim 224$) で、かつ、Lバルブの入口が流動層に直結していない場合の実験結果である。

しかしながら、実用機ではスタンドパイプの長さは必ずしも十分に取れない。また、ガスのルーブシールの機能を持たせるために、Lバルブの入口、出口の圧力差が大きく、入口からガスが流入しやすい場合が多い。この場合にはスタンドパイプ内のガス流れが上記の報告とは必ずしも一致せず、粉体の流量特性にたいするエアレーションガス吹き込み位置の影響も異なったものとなることが多い。すなわち、実用機におけるLバルブ系では、エアレーションガスの吹き込み位置を変化させた場合、エアレーションガスの吹き込み点の圧力変化がスタンドパイプの差圧に影響し、スタンドパイプ内を流れるガス流量が変化し、それが粉体流量の変化をもたらすこととなる。スタンドパイプ差圧が粉体流量に影響する点については、第2章で示したオリフィスによる実験結果 (Fig. 2.5参照) から明らかである。

さらに、エアレーションガスの吹き込み点をコーナ部から上方に上げてゆくと、エアレーションガス吹き込み点とコーナ部の距離が長くなるために、

エアレーションガス流れの圧力損失が大きくなり、エアレーションガス吹き込み点の圧力が上昇する。スタンドパイプの長さが短い場合には、この圧力上昇によって、スタンドパイプが流動化しやすくなり、流れが不安定になり易いなどの問題も生じてくる。このような現象は上記のKnowltonらの報告には見られない。

エアレーションガスの吹き込み位置に関する上記のような影響を調べるために、Fig. 3.8 の Type III と Type IV の Lバルブについて、Table 3.3に示す複数のエアレーションガス吹き込み点を設けた。なお、これらのガス吹き込み点は水平パイプの反対側の、スタンドパイプ壁面に設けた。本表中の位置を示す数値は水平パイプ中心から、エアレーションガス吹き込み管の中心までの高さ方向の距離である。

Table 3.3 Location of aeration-gas-injection point
for large scale L-valve test apparatus

Location Type of L-valve	A [mm]	B [mm]	C [mm]
Type III	0	250	500
Type IV	0	125	250

エアレーションガスとしては 0.5MPa の圧縮空気を使用し、吹き込み点直前に流量調節用絞り弁を設けて、この流量を調節した。このときの絞り弁の1次圧は2次圧の4倍以上(臨界圧以上)であり、エアレーションガスの流量は、2次圧(Lバルブ内圧力)の変動の影響を受けないように配慮した。

3.2.5 中形循環ループ実験装置用Lバルブ

3.2.5.1 Lバルブの形状、寸法

中形循環ループ実験装置で用いたLバルブの形状、寸法をTable 3.4および Fig. 3.9に示す。

コーナ部形状はいずれも標準的なL形とし、スタンドパイプは内径130mm、長さ1401, 2339, 3339, 4339mmの4種類、水平パイプは内径65, 90, 130mm、長さ250, 303, 473, 745mmの組み合わせのうち7種類、合計11種類のLバルブについて実験が行えるようにした。

3.2.5.2 Lバルブにおけるエアレーションガス吹き込み位置

中形循環ループ実験装置でも、Type M2のLバルブのうちの、水平パイプ

ルパイプ長さ 473mmのLバルブについて、エアレーションガス吹き込み位置を水平パイプ中心高さより上方に、+0mm、+65mm、+130mmの3条件について実験が行えるようにした。

また、エアレーションガスとしては0.6 MPaの圧縮空気を使用し、その流量が2次圧力(0.015MPa以下)の変動の影響を受けないように配慮した。

Table 3.4 Size and shape of L-valves of medium scale L-valve test apparatus

		Type M1	Type M2	Type M3	Type M4
Shape of L-valve corner		Standard L	Standard L	Standard L	Standard L
Stand pipe					
Diameter	[mm]	130	130	130	130
Height	[mm]	1401~4339	2339	2339	2339
Horizontal pipe					
Diameter	[mm]	130	130	68	65~130
Horizontal part length	[mm]	473	150~745	150~745	473

d_s	130 [mm]
d_h	130 [mm]
l_{s-1}	1401 [mm]
l_{s-2}	2339 [mm]
l_{s-3}	3339 [mm]
l_{s-4}	4339 [mm]
l_h	473 [mm]

Type M1-1, 2, 3, 4

d_s	130 [mm]
d_h	130 [mm]
l_s	2339 [mm]
l_{h-1}	150 [mm]
l_{h-2}	473 [mm]
l_{h-3}	745 [mm]

Type M2-1, 2, 3

d_s	130 [mm]
d_h	68 [mm]
l_s	2339 [mm]
l_{h-1}	150 [mm]
l_{h-2}	303 [mm]
l_{h-3}	473 [mm]
l_{h-4}	745 [mm]

Type M3-1, 2, 3, 4

d_s	130 [mm]
d_{h-1}	68 [mm]
d_{h-2}	90 [mm]
d_{h-3}	130 [mm]
l_s	2339 [mm]
l_h	473 [mm]

Type M4-1, 2, 3

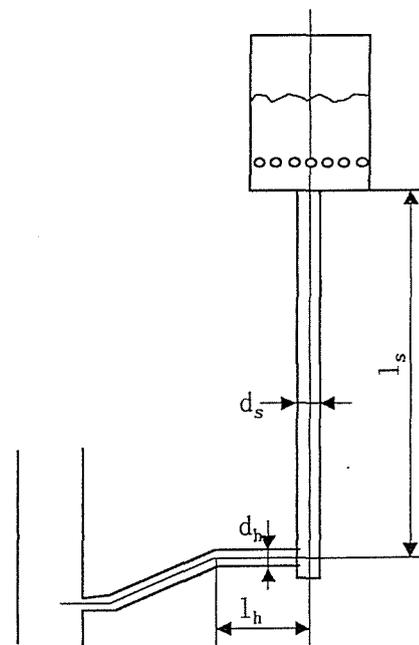


Fig. 3.9 Size and shape of L-valves of medium scale L-valve test apparatus

3・3 実験結果

3.3.1 粉体流れ特性への影響因子

エアレーションガス流量と粉体流量の関係への影響因子として、

- ① 入口、出口の差圧
- ② Lバルブ形状
- ③ エアレーションガス吹き込み位置
- ④ スタンドパイプの長さや径
- ⑤ ホリゾンタルパイプの長さや径

等が考えられる。上記の実験装置を用いて、これらの影響を調べるための実験を行った。以下にその結果を示す。

3.3.2 Lバルブの差圧と粉体流れ特性の関係

TypeⅢのLバルブについて、入口、出口の差圧を変化させてエアレーションガス流量と粉体流量の関係を調べた結果を Fig. 3.10 にしめす。本実験ではLバルブ上部流動層の層高を変化させて、Lバルブ系の差圧 ΔP_L を変化させた。

すなわち、粉体流量 $G_s = 0$ のときの流動層の層高 $L_{fo} = 1650\text{mm}$ 、 1930mm および 2250mm の3種類について、エアレーションガス流量 Q_a を変化させ、 G_s と Q_a の関係を調べた。このときのLバルブ系の圧力分布を Fig. 3.11 にしめす。本実験では粉体循環系内の粉体保有量を一定として実験した。そのために、粉体の循環量が多いとき、ライザー内に滞留する粉体量が増加し、流動層の

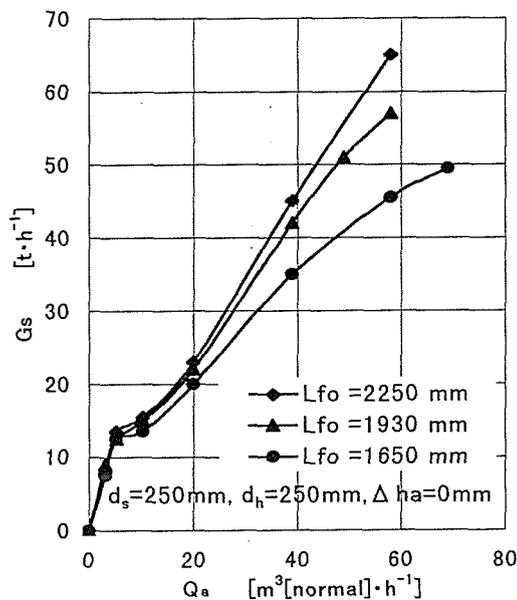


Fig. 3.10 Relation between Q_a and G_s at various ΔP_L

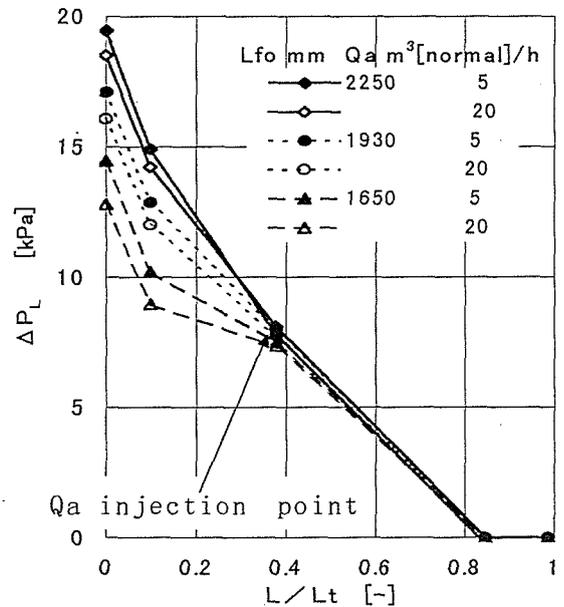


Fig. 3.11 Pressure distribution in TypeⅢ L-valve at various ΔP_L

層高が低下する。すなわち、Lバルブの粉体流量が増加すると、Lバルブ入口、出口の差圧が低下する。

なお、以上の実験において、エアレーションガスの注入点は水平パイプ中心高さと同じの高さとした。

Fig. 3.10およびFig. 3.11によれば、粉体流量は明らかにLバルブ系の入口、出口の差圧、特にスタンドパイプの差圧の影響を受け、スタンドパイプの差圧が大きいとき、粉体流量は増加する。第2章のスタンドパイプの実験でも同様の現象が見られたが、スタンドパイプの差圧の増加によって、スタンドパイプの粉体層を通過するガス量が増加し、これによって粉体流量が増加するものと推察される。

なお、Fig. 3.10によればエアレーションガス流量 Q_a が $5 \sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 近傍で粉体流量 G_s と Q_a の関係が変化している。丁度この近傍で粉体流量が周期的に変動する現象が見られる。その現象については第4章で検討する。

3.3.3 Lバルブの形状と粉体流れ特性の関係

Lバルブの形状を変化させた場合 (Type I, II, III) のエアレーションガス流量と粉体流量の関係を調べた結果をFig. 3.12に示す。また、これらの各実験条件におけるLバルブ系の圧力分布をしらべた結果の一例をFig. 3.13およびFig. 3.14に示す。これらはエアレーションガス流量がそれぞれ約 5 および 20 $\text{m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 時の圧力分布である。なお、本実験ではエアレーションガスは水平パイプの中心高さの位置から吹き込まれた。

Fig. 3.12によれば、粉体流量が比較的少ない場合には、一見、流れ抵抗が大きいと思われる形のLバルブ (Type I) の方が、流れ抵抗の少ないように見えるLバルブ (Type III) よりも、同一のエアレ

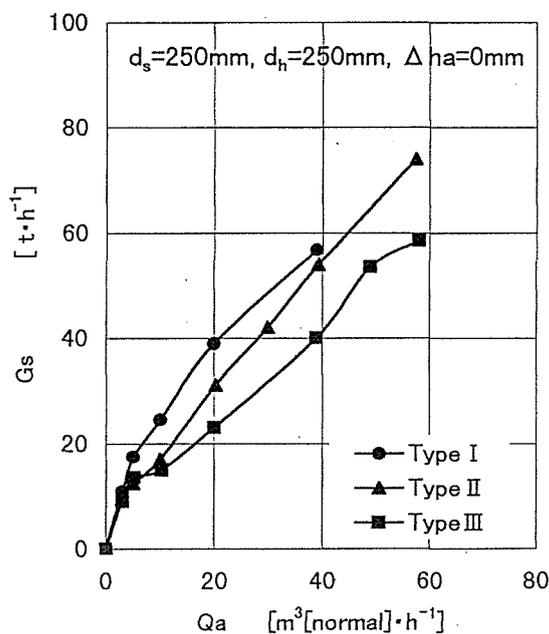


Fig. 3.12 Relation between Q_a and G_s in various type L-valve

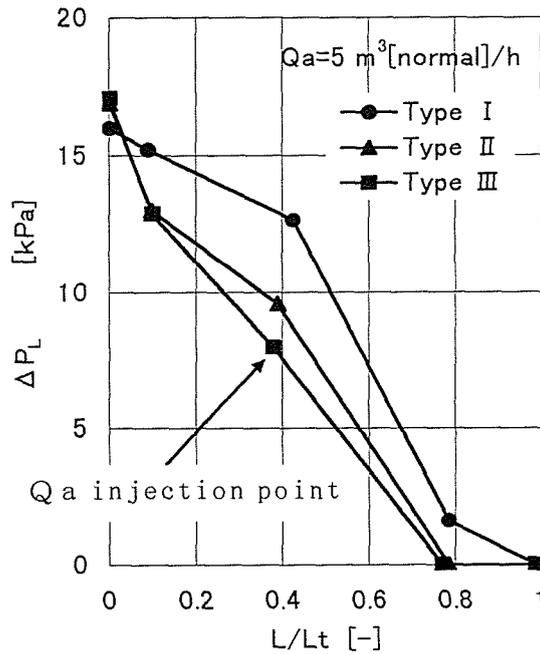


Fig. 3.13 Examples of pressure distribution in various type L-valve

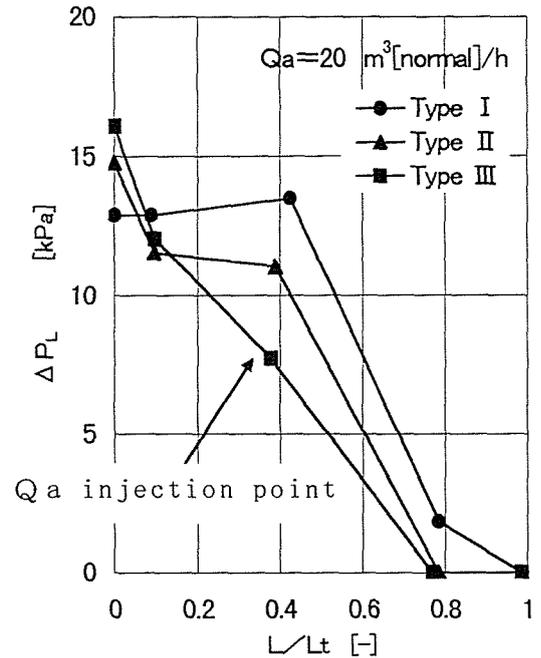


Fig. 3.14 Examples of pressure distribution in various type L-valve

ーションガス流量にたいする粉体流量が多くなっており、その順位はType I > Type II > Type IIIである。

一方、Fig. 3.13 (Qa = 5 m³[normal]/h時) によれば、Type I、Type IIおよびType IIIの入口、出口の差圧は、ほぼ同じであり、スタンドパイプの差圧の大きさの順位は Type I < Type II < Type IIIである。さらに、Fig. 3.14 (Qa = 20 m³[normal]/h時) によれば、Lバルブ差圧やスタンドパイプの差圧の大きさについてもType I < Type II < Type IIIである。特に、Type Iについてはスタンドパイプの入口圧は出口圧よりも低い。

このような、スタンドパイプの差圧と粉体流量の関係は、3.3.2でType IIIのLバルブで見た傾向と矛盾する。すなわち、Type IIIのLバルブではスタンドパイプの差圧が大きいとき粉体流量が多い。これはLバルブに関する定量的な評価を複雑にしていることの一例である。

エアレーションガス流量 Qa と粉体流量 Gs の関係を求めるためには、厳密には、Lバルブの形状等の因子を考慮する必要があるといえる。

エアレーションガスの吹き込み点の位置や、スタンドパイプ径に対するホリゾンタルパイプ径の比も、Qa と Gs の関係への影響因子である。これらに関する実験結果についても以下に述べる。

3.3.4 エアレーションガス吹き込み位置と粉体流れ特性の関係

Knowlton and Hirsan (1978)によればエアレーションガス吹き込み位置（水平パイプ中心位置からの高さ： Δha ）がLバルブの流れ特性に影響する。ここではエアレーションガス吹き込み位置と粉体の流れ特性について、実験により検討する。

Fig. 3.15 は Type III と Type IV の L バルブについて Δha を変化させた場合の Qa と Gs の関係を示す。Type III は $\Delta ha: 0\text{mm}, 250\text{mm} (1d_h), 500\text{mm} (2d_h)$ 、Type IV は $\Delta ha: 0\text{mm}, 125\text{mm} (0.5d_h)$ とした。また、水平パイプの径は Type III、Type IV とともに 250mm 、スタンドパイプの径は Type III が 250mm 、Type IV が 500mm である。Fig. 3.15 から Type III について次のことが言える。

- ① Qa が $20 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 以下では Δha が大きくなると Gs も増加する。
- ② Δha が $500\text{mm} (2d_h)$ のとき、 Qa を $10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ まで増すと Fig. 3.15 に示すように粉体の流れが非常に不安定になり、 25t/h から 40t/h 程度の範囲で激しなる。この現象については第 4 章でさらに検討する。
- ③ Qa が $20 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ を越えた領域では、 Δha が $0 \sim 250\text{mm} (0 \sim 1 d_h)$ の範囲では Δha の影響はほとんど無くなる。
- ④ Δha が $0 \sim 250\text{mm}$ のとき、 $Qa: 5 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 近傍で Gs が周く変動する。この場合、さらに Qa を増加すると、この傾向はさらに激しく期的に変動するのは Fig. 3.10 の場合と同様である。

また、Fig. 3.15 から Type IV については下記のことが言える。

- ① Δha が $0 \sim 125\text{mm}$ 程度の変化ではその影響はほとんど無い。
- ② Type III に比べて同じ Qa

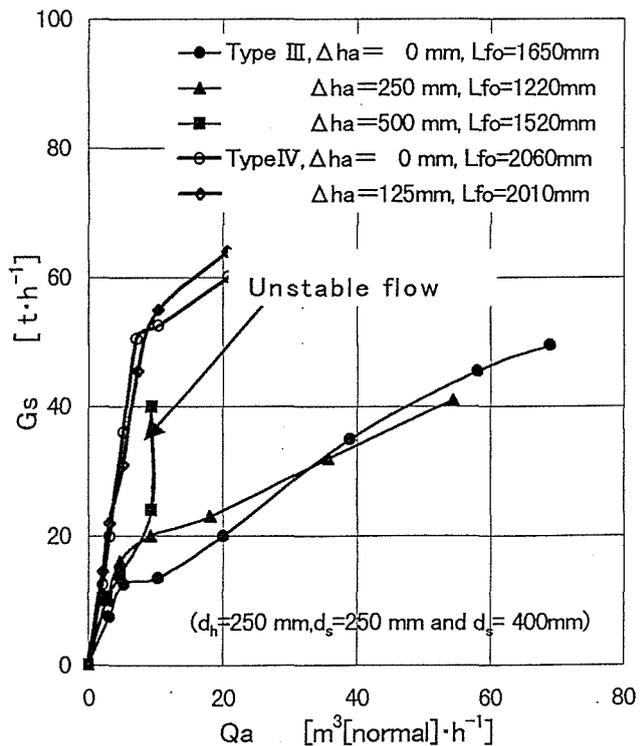


Fig. 3.15 Relation between Gs and Qa for various injection point of aeration gas in various stand pipe diameter

における G_s の値が大きい。スタンドパイプ径と水平パイプ径の比の影響については 3.3.6 項でさらに検討する。

- ③ $Q_a : 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で Q_a にたいする G_s の流れ特性が変化する。この変り目で G_s に激しい周期的な変動が見られる。この変動の振幅は $\Delta h_a : 0 \text{ mm}$ のときの方が大きい。本現象については次章でさらに検討する。

3.3.5 ホリゾンタルパイプ長さ と粉体流れ特性の関係

Lバルブの作動原理の基本は、エアレーションガスが供給されないとき、Fig. 3.1に示すようにL形のコーナ部で粉体は安息角の状態で停止することである。したがって、L形のコーナ部近傍の水平パイプの長さは、Lバルブの流れ特性に対して影響が大きく、設計上も重要な因子である。本節では中形循環ループ実験装置による実験データでこの影響を見る。

Fig. 3.9 の Type M3-1, 2, 3, 4 は水平パイプの水平部の長さを変化させて、 l_h/d_h を変えたものであるが、このLバルブによって、 l_h/d_h と、 G_s と Q_a の関係を調べた結果を

Fig. 3.16 に示す。 $d_s=130\text{mm}$, $d_h=68\text{mm}$, $l_s=2339\text{mm}$, $\Delta h_a/d_h=0.5$ のときの実験結果である。実験に用いた粉体 (JIS 8 号硅砂) の安息角は 31° である。したがって、 l_h/d_h が 1.7 以下のとき、 $Q_a=0$ でも、粉体は自然に流下する。Type M3-1 は $l_h/d_h < 1.7$ であるから、粉体は非常に流れやすい状況にある。 $l_h/d_h=1.3$ および 3.5 のときは、ほぼ同様の流れ特性を示す。

なお、 $G_s > 6000 \text{ kg/h}$ となると、スタンドパイプ入口部に空隙 (粉体の自由表面) が発生するのが観察された。したがって、 $G_s > 6000 \text{ kg/h}$ の領域は正常なLバルブの使用領域ではないと言える。この時の粉体の質量流量は $125 \text{ kg/m}^2\text{s}$ であり、空隙率を 0.45 とおくと、線速度は 0.11 m/s となる。

$l_h/d_h = 6$ の場合 Q_a が $1 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 程度までは出口抵抗の少ない

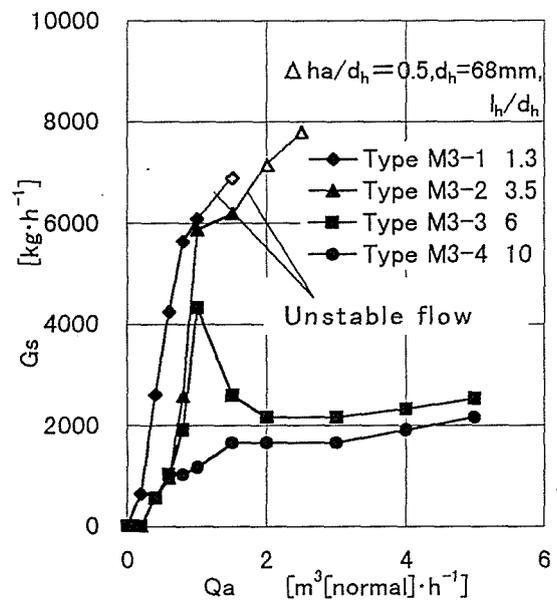


Fig. 3.16 Relation of G_s and Q_a at various l_h/d_h

$l_h/d_h = 1.3$ および 3.5 と同様の傾向で流れるが、 Q_a が $1 \text{ Nm}^3/\text{h}$ を越すと、流量は急激に低下し、 $l_h/d_h = 10$ の場合と同じ傾向となる。すなわち、 $l_h/d_h < 6$ と $l_h/d_h > 6$ では流れを支配する主要因子が変化している。

Fig. 3.17およびFig. 3.18に Type M3 および Type M4 のLバルブのGsと Q_a の関係を示す。

Figs.3.16~3.18によれば $Q_a < 1 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 以下で、かつ、 $3 < l_h/d_h < 6$ で

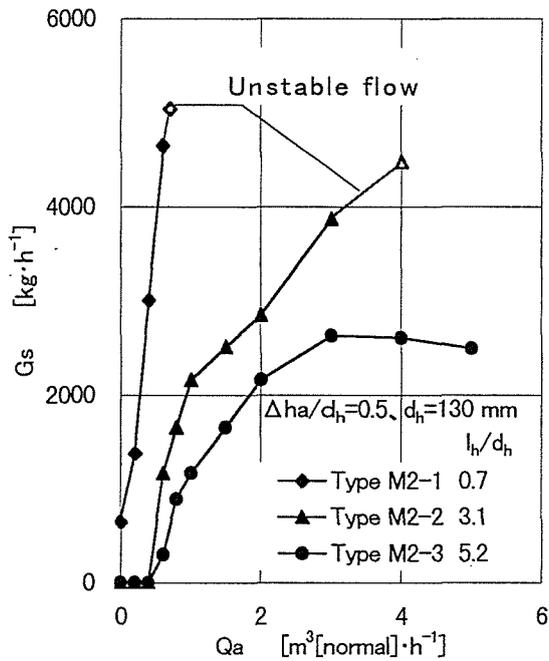


Fig. 3.17 Relation between Gs and Q_a in Type M3 L-valve

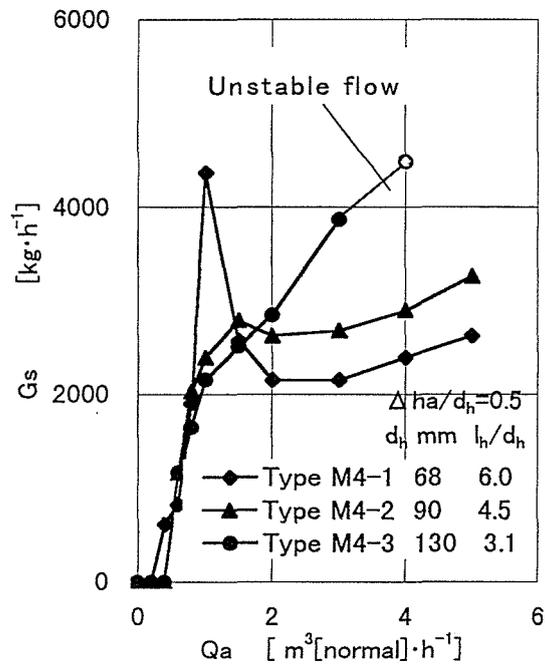


Fig. 3.18 Relation between Gs and Q_a in Type M4 L-valve

あれば、Gsと Q_a の関係にたいする l_h/d_h の影響は小さいと言える。

l_h/d_h と流れ特性の関係については、考察の項で他の実験データや、Knowltonらのデータと比較しながら、さらに検討する。

3.3.6 スタンドパイプと水平パイプの直径比と粉体 流れ特性の関係

Fig.3.15に示すTypeⅢとTypeⅣではスタンドパイプと水平パイプの直径の比がGsと Q_a の関係にたいして大きく影響している。一方、Fig.3.18の Type M4 ではこの比の影響はそれほど小さくなく、むしろ、 Q_a の大きい領域では、水平パイプ径の大きい場合の方がGsが大きい。

流れ特性の支配因子については考察の項で検討する。

3.3.7 スタンドパイプ長さ と 粉体流れ特性の関係

スタンドパイプの長さ と 粉体の流れ特性の関係について、中形循環ループ実験装置による実験データによって検討する。

Fig. 3.19にスタンドパイプ長さをパラメータとした Type M1 のLバルブに関するGsとQaの関係を示す。Type M1 のLバルブはスタンドパイプ径 d_s : 130mm、水平パイプ径 d_h : 130mm、水平パイプ水平部長さ l_h : 408mm ($l_h/d_h = 3.1$)、

エアレーションガス吹き込み点位置 $\Delta h_a/d_h$: 0.5で、これについてスタンドパイプ長さを1401~4339mmの範囲で変化させたものであるが、この範囲ではGsとQaの関係にたいするスタンドパイプの長さの影響は小さい。敢えて言えば、Qaの大きいところでスタンドパイプ長さが長い程、Gsはやや小さくなるようである。

いずれも、Gsが4000kg/h以上では流れが不安定になる。

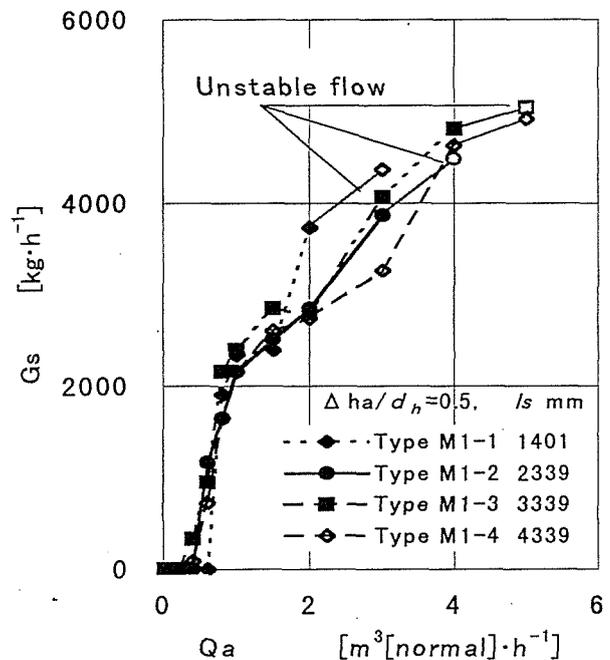


Fig. 3.19 Relation between Gs and Qa in Type M1 L-valve

3.4 考察

3.4.1 ガス流速と粉体流速に関する実験式と限界流速

3.4.1.1 実験データの無次元化

Lバルブはスタンドパイプ下端コーナ部の粉体の空隙率を制御することによって、その流量を制御するものであるから、スタンドパイプ内の粉体層を通過して流れる、ないしは粉体に同伴されるガス流量がその流量特性に影響する。エアレーションガス注入点の上流におけるガス流速を q_s [m/s]とおく。また、スタンドパイプおよび水平パイプのそれぞれにおける粉体流

速およびエアレーションガスによるガス流速を下記のように置く。流速はいずれも空塔速度である。

$$g_s = G_s / \left(3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon) \right) \quad (3.1)$$

$$q_{as} = Q_a / \left(3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \right) \quad (3.2)$$

ここで、粉体の空隙率は第2章でも見たように、条件によって変化するがここでは便宜上、最密充填状態の空隙率であるとする ($\varepsilon = \varepsilon_p$)。また、スタンドパイプを流れるガス流速 q_s は、スタンドパイプの長さや差圧に影響されるが、第2章で見たように粉体に同伴されるガス流量が支配的であるので、粉体とガスの相対速度を無視すると、

$$q_s \doteq \varepsilon g_s \quad (3.3)$$

上記の実験における各種変数を下記のように無次元化する。

また、エアレーションガス吹き込み後のLバルブコーナ部のガス流速をスタンドパイプ内と水平パイプ入口部のそれぞれについて q_{ts} 、 q_{th} とし、

$$q_{ts} = q_s + q_{as} \quad (3.4)$$

$$q_{th} = q_{ts} (d_h / d_s)^2 \quad (3.5)$$

で求められるものとする (いずれも空塔速度)。

コーナ部の水平パイプ入口に近い部分において、粉体中に気泡が存在しない状態を考え、粒子とエアレーションガスの相対速度は無視し得るとしすると、粒子速度(空塔速度)を次のようにおくことができる。(この詳細はEqs. (4.1)から(4.8)参照)。

$$g_{ts} = g_s + q_{as} \quad (3.6)$$

水平パイプ入口においても同様に考えると、水平パイプ入口粒子速度(空塔速度)は次のようになる。

$$g_{th} = g_{ts} (d_h / d_s)^2 \quad (3.7)$$

g_s 、 q_s 、 q_{as} 、 q_{ts} 、 q_{th} 、 g_{ts} 、 g_{th} および l_h を無次元化し、

$$\overline{g_s} = g_s / U_{mf} \quad (3.8)$$

$$\overline{q_{as}} = q_{as} / U_{mf} \quad (3.9)$$

$$\overline{q_s} = q_s / U_{mf} \quad (3.10)$$

$$\overline{q_{ts}} = q_{ts} / U_{mf} \quad (3.11)$$

$$\overline{q_{th}} = q_{th}/U_{mf} \quad (3.12)$$

$$\overline{g_{ts}} = g_{ts}/U_{mf} \quad (3.13)$$

$$\overline{g_{th}} = g_{th}/U_{mf} \quad (3.14)$$

$$\overline{I_h} = I_h/d_h \quad (3.15)$$

とおく。

実験データに関する以上のような無次元量について比較検討を行う。

3.4.1.2 Lバルブコーナ部ガス流速と粉体流速の関係

Lバルブコーナ部ガス流速と粉体流速の関係を見る。この条件は下記のとおりとする。

- ① Type I および Type II のLバルブは形状が特殊であるために除外する。
また、 $\overline{I_h}$ の範囲は、 $3 < \overline{I_h} < 6$ とする。
- ② スタンドパイプ径 d_s に対する水平パイプ径 d_h の比 d_h/d_s は本実験によって検討された範囲である $0.5 < d_h/d_s < 1$ とする。
- ③ 7号砂および8号砂の U_{mf} および ε_p はTable 2.1の値を採用するものとし、それぞれ28.2mm/s、5.7mm/s、0.429、0.429とする。
- ④ エアレーションガスの吹き込み位置 Δha は0～500mmとする。吹き込み位置による流量変化は無視する。
- ⑤ Lバルブ全体の差圧 ΔP_L はType III、IVのLバルブでは1200～2100mm、Type M1、M4のLバルブでは510～670mmの範囲のデータを扱う。 ΔP_L の差による流量変化は無視する。

Lバルブコーナ部のガス流速はスタンドパイプ内の流速と水平パイプ内の流速、 $\overline{q_{ts}}$ および $\overline{q_{th}}$ があり、粉体流速も同様に $\overline{g_{ts}}$ および $\overline{g_{th}}$ がある。これらのそれぞれについて関係を見た結果をFig. 3.20からFig. 3.23に示す。これらの図によれば、Lバルブコーナ部のガス流速と粉体流速の関係でバラツキが少ないのはFig. 3.20およびFig. 3.23である。すなわち、Lバルブの流量特性を決定する主要因子は、スタンドパイプおよび水平パイプのそれぞれに関するガス流速 $\overline{q_{ts}}$ および $\overline{q_{th}}$ である。すなわち、 $\overline{q_{ts}}$ および $\overline{q_{th}}$ が決まれば $\overline{g_{ts}}$ および $\overline{g_{th}}$ が決まる。

粉体の粒子サイズ、スタンドパイプの径、長さ、水平パイプの径、長さなどの影響を含めて U_{mf} で無次元化することによってLバルブの特性がかなりよく表されることが解かった。

Fig. 3.20およびFig. 3.23から $\overline{q_{ts}}$ 、 $\overline{q_{th}}$ 、 $\overline{g_{ts}}$ および $\overline{g_{th}}$ に関する実験式を求め

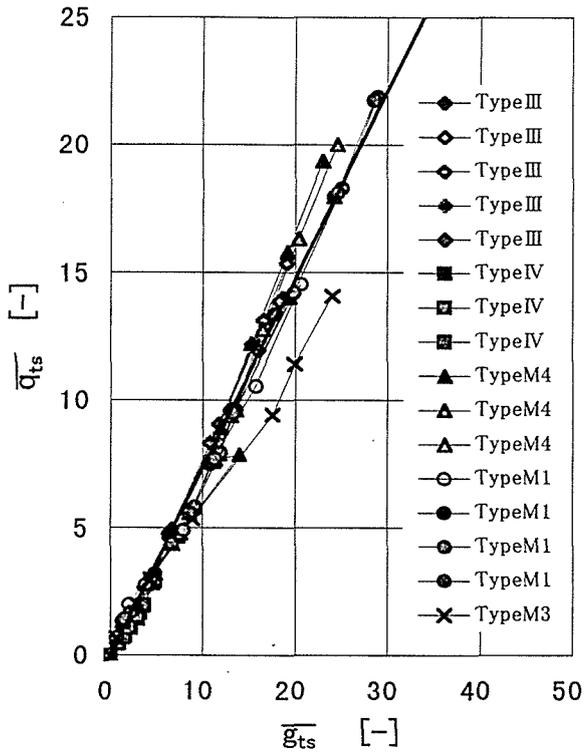


Fig.3.20 Relation of $\overline{q_{ts}}$ to $\overline{g_{ts}}$

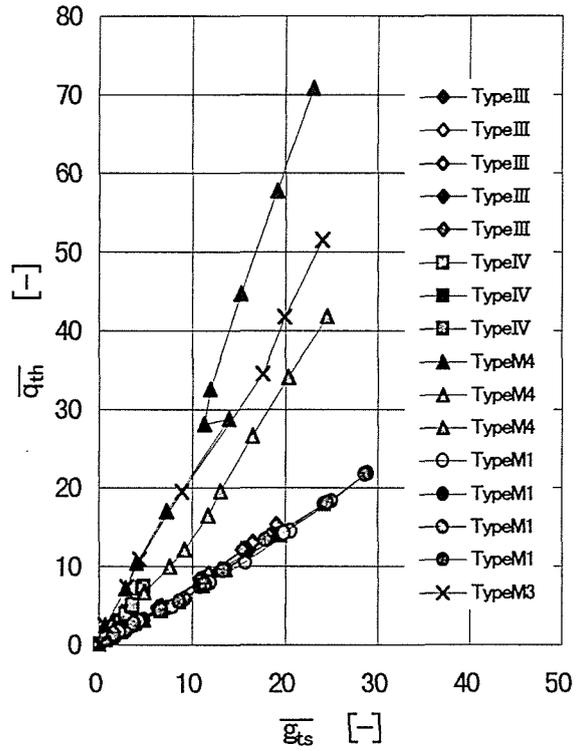


Fig.3.21 Relation of $\overline{q_{th}}$ to $\overline{g_{ts}}$

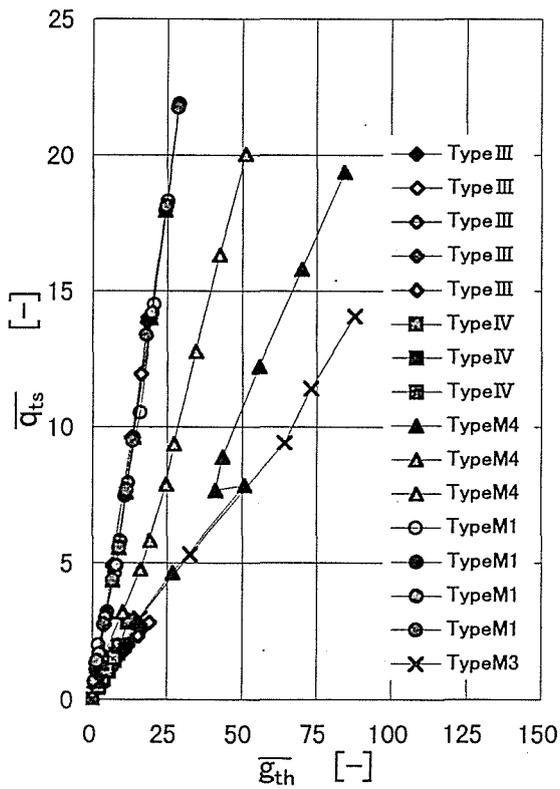


Fig.3.22 Relation of $\overline{q_{ts}}$ to $\overline{g_{th}}$

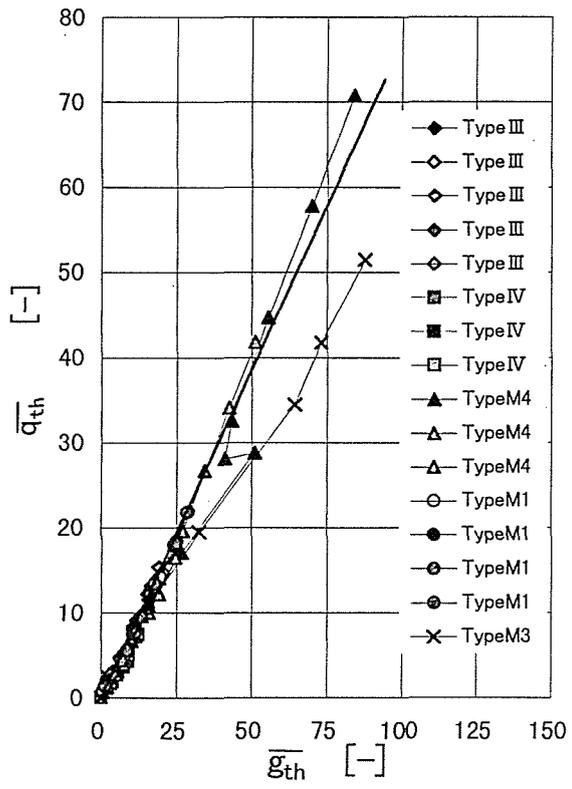


Fig.3.23 Relation of $\overline{q_{th}}$ to $\overline{g_{th}}$

ると、

$$\overline{g_{ts}} = 1.35 \overline{q_{ts}}, \quad (3.16)$$

$$\overline{g_{th}} = 1.35 \overline{q_{th}} \quad (3.17)$$

が得られる。本実験式の関係をFig. 3.20およびFig. 3.23に示す。本実験式の精度はFigs. 3.20および3.23からみて±10%程度である。全く流体的に制御するLバルブとしては、この程度の精度があれば実用的には使用可能である。

3.4.1.3 Lバルブの限界流速

3.3節で見たように、Lバルブでは粉体流量が一定限度を越えると、流れが不安定になる。したがって、Lバルブの設計にあたっては、所定の粉体流量に対してどのようにサイジングするかが重要である。

実験データによれば、Fig. 3.20およびFig. 3.23の $\overline{g_{ts}}$ が15以下、 $\overline{g_{th}}$ が20以下の範囲で比較的安定な流量特性が得られることが確認された。

したがって、Eqs. 3.16および3.17によりLバルブのサイジングを行うとき、

$$\overline{g_{ts}} \leq 15 \quad (3.18)$$

$$\overline{g_{th}} \leq 20 \quad (3.19)$$

となるように $\overline{g_{ts}}$ および $\overline{g_{th}}$ の最大値を決めれば良い。

すなわち、本研究の対象となるLバルブ（流動層から粒子を排出する形式のLバルブ）においては、スタンドパイプ内の粉体流速は、取り扱う粉体の U_{mf} の15倍以下、水平パイプでは20倍以下の流速（ Q_a による体積増加を考慮した線速度）とする必要がある。

3.4.2 粉体の流れ特性の変化要因

Fig. 3.15ではTypeⅢのLバルブでは $Q_a: 2 \sim 5 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき、 Q_a に対する G_s の流量特性が変化する。また、TypeⅣのLバルブでは $Q_a: \sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき流量特性が変化する。この原因について考えてみる。

エアレーションガスを吹き込むことによって、スタンドパイプ下端部の粉体空隙率 ε_s が変化する。この粉体空隙率 ε_s と ε_{mf} の比率 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ は、Eqs. (3.1)～(3.4)の関係が成り立つとすると下式で計算できる。（詳細はEqs. (4.1)～(4.8)参照。）

$$\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{mf}} = \frac{1}{\varepsilon_{mf}} - \frac{G_s}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \rho_s (g_s + q_{as}) \varepsilon_{mf}} \quad (3.20)$$

Type I, IIIおよびIVの各実験点について、Eq. (3.20)により $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ を求め、これと対応する Q_a の値をプロットしたものを Fig. 3.24 に示す。

本図によれば、Type I, IIIの Lバルブでは、 $Q_a : 2 \sim 5 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ は $1 \sim 1.1$ の範囲にある。また、Type IVの Lバルブでは $Q_a : \sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ は $0.95 \sim 1.0$ の範囲にある。スタンドパイプ内の粉体空隙率はエアレーションガス吹き込み前では ε_p で一定であるとし、粒子とガスの相対速度も無視するなどの誤差要因があるので、計算結果に多少のバラツキが出るのは止むを得ないとする、流量特性が変化するのは $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$ 近傍のときであると言える。

$\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$ 近傍は、粉体中に気泡が発生するか否かの境界点であり、 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \leq 1$ では気泡無しの充填層流れとなり、 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} > 1$ では気泡を含む流れとなる。したがって、ガスの粉体層中の流れの圧力損失は $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$ 近傍を境として急激に変化し、流れ特性も変化するものと考えられる。

なお、 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$ 近傍においては、Lバルブコーナ部を流れる全ガス流速 q_{ts} に対するエアレーションガス流速 q_{as} の比 q_{as}/q_{ts} は Type IIIの Lバルブで $45 \sim 50\%$ 、Type IVの Lバルブでは $35 \sim 40\%$ 前後となっているようである。

$\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$ 近傍におけるこの変化がLバルブの不安定流動の原因となっているものと考えられるが、 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$ 近傍におけるLバルブの圧力損失の変化や、流量特性の変化については第4章でさらに検討する。

3.4.3 既往のデータとの比較

Lバルブについては、Knowlton and Hilsan (1978) による詳細な報告が

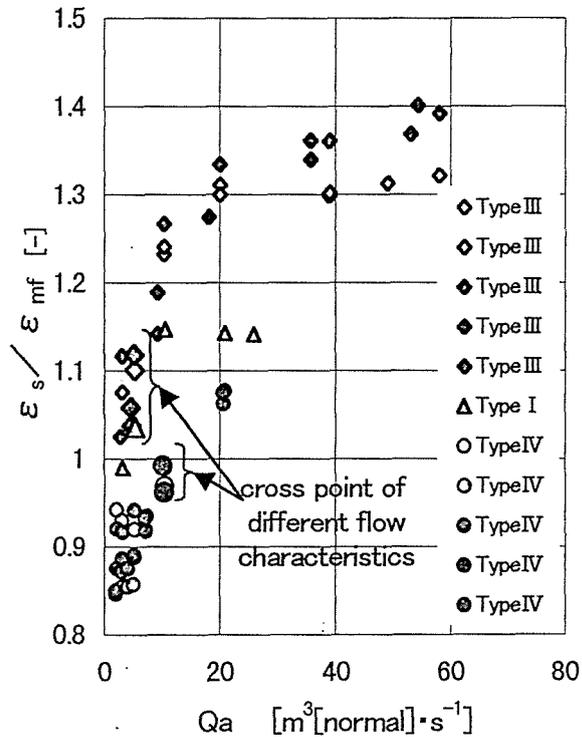


Fig. 3.24 Relation between $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ and Q_a

あるが、これと本研究結果を比較する。

3.4.3.1 対象とするLバルブについて

本研究では流動層からの粉体の排出のために用いられるLバルブを対象としたが、Knowlton らの研究では粉体貯槽からの粉体の排出装置としてのLバルブを対象としている。この違いによって、粉体中に同伴されるガス流量が変わり、そのためにLバルブの流れ特性が種々の面で異なってくる。

Knowlton らの実験装置のフローシートを Fig. 3.25 に示す。

また、Knowlton らが用いたLバルブはスタンドパイプの長さが 8.5m あるが、それに対して本研究対象としたLバルブは実機を想定して、1.4~4.5m 程度としており、これによってLバルブ操作上の制約条件が出てくる。

以下、これらの違いによる具体的な相違点について考察する。

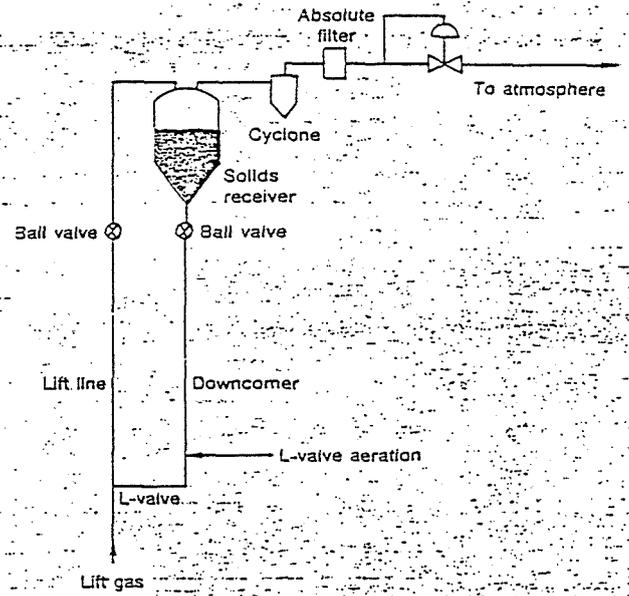


Fig. 3.25 Flow sheet of L-valve solid circulation system used by Knowlton and Hirsan(1978)

3.4.3.2 エアレーションガス流量と粉体流量の関係

Knowlton らが行った実験によるエアレーションガス流量と粉体流量の関係に関する一典型例を Fig. 3.26 に示す。

本図を Fig. 3.15 や Fig. 3.19 と比較すると、先ず、曲線の形が上に凸か下に凸かが異なっている。さらに、Fig. 3.15 や Fig. 3.19 では、エアレーションガス流量が、或るゾーン以下の領域と、以上の領域で、粉体流量との関係曲線の勾配が急変しており、流れを支配する因子がその領域で変化しているように見えるが、Knowlton らの結果ではそのような傾向は見られない。この差が出る理由の一つは、スタンドパイプ上部の粉体貯槽が流動層であるか否かによるものであると推察される。すなわち、スタンドパイプ上部の粉体

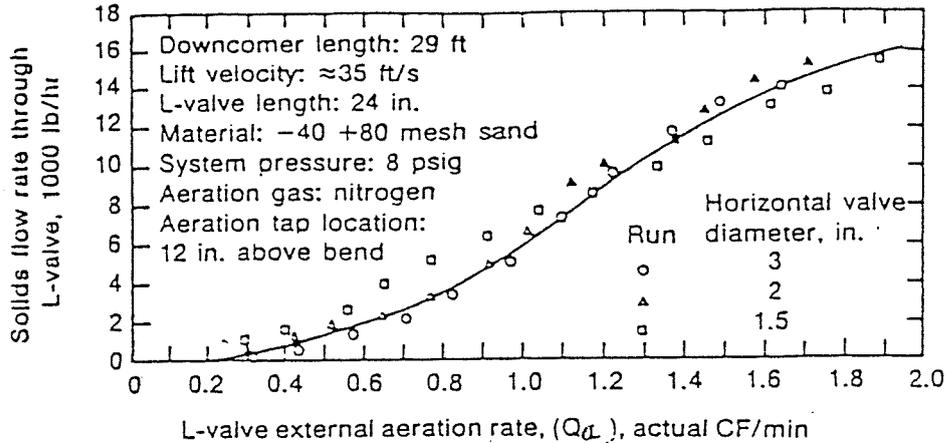


Fig. 3.26 A typical example of experimental relation between solid flow rate and external aeration gas flow rate shown by Knowlton and Hilsan (1978)

貯槽が流動層であり、スタンドパイプ入口のガス圧力が出口圧力よりも高い場合（本研究の場合）、粉体の流れの有無に関わらず、常時、少量のガスがLバルブ上流から下流に向けて流れている。したがって、エアレーションガスの吹き込みを開始した場合、このガスは、速やかに下方へ流れ、粉体の流動に寄与する。一方、Knowlton らが実験を行ったLバルブではスタンドパイプ上部の粉体貯槽が流動層ではない。また、実験装置の状況から見て、ガスの圧力はスタンドパイプ入口の方がLバルブ出口圧力より、若干低いと思われる。したがって、粉体が停止しているときには、スタンドパイプ内のガス流れが無いが、有ってもスタンドパイプを下から上に向けてガスが流れている状態であると思われる。この場合、エアレーションガスの吹き込みを開始した時点では、ガスは吹き込み点の上流と下流に拡散し、周囲の粉体の空隙率を高めるために使われるものと思われる。そのためにエアレーションガスの吹き込み開始時点の粉体とガスの関係は下に凸の傾向となると思われる。

Fig. 3.15 や Fig. 3.19 でエアレーションガス流量が、或るゾーン以下の領域と以上の領域で相互の関係の曲線の勾配が急変している理由については、次章で考えて見ることとする。

3.4.3.3 エアレーションガス流量と粉体流量の関係に対する スタンドパイプ径の影響

エアレーションガス流量と粉体流量の関係に対するスタンドパイプ径の影響については、本研究で行った実験結果は Fig. 3.15 に顕著に示されている。Knowlton らも同様の実験を行っており、その結果は Fig. 3.27 に示すとおり

である。

Fig. 3.15 に示す結果で、TypeⅢと TypeⅣのLバルブを比較すると、スタンドパイプ径が大きい TypeⅣのLバルブの方が、同じエアレーションガス流量において TypeⅢよりも粉体流量が多い。これに対し、Fig. 3.27 に示す Knowlton らの結果では全く逆の傾向を示している。この原因も 3.4.3.2 で述べたものと同じであると考えられる。

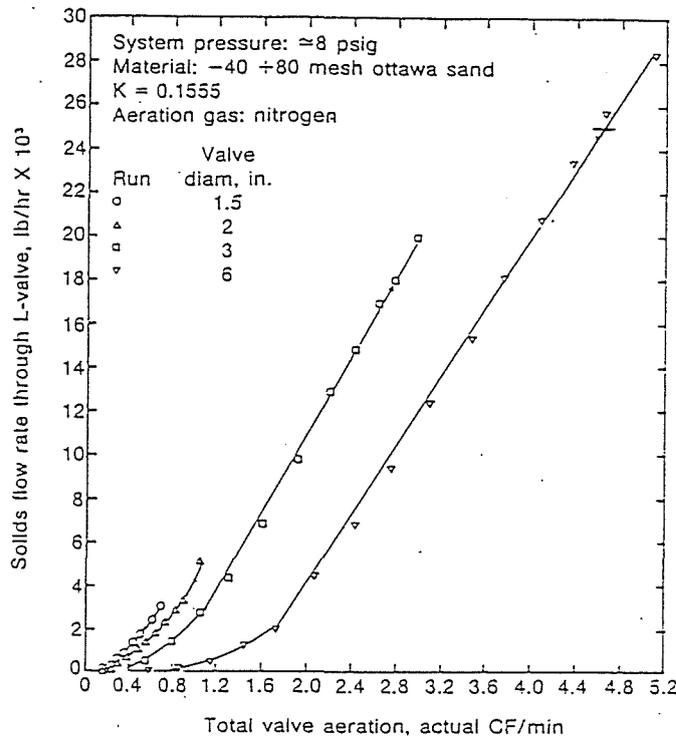


Fig. 3.27 A typical example of experimental relation between solid flow rate and external aeration gas flow rate at various diameters of stand pipes shown by Knowlton and Hilsan (1978)

すなわち、Fig. 3.15 の実験ではスタンドパイプ入口のガス圧力はスタンドパイプ出口のガス圧力よりも約 10kPa 程度高いので、ガスは上流から下流に向けて粉体の流れの有無に関わらず、常時、少量ではあるが流れる。この量はスタンドパイプ径が大きいほうが多い。特に、本実験のLバルブはスタンドパイプの長さが短いので、この量は相対的には多いと言える。したがって、同一のエアレーションガス流量に対して、Lバルブのコーナ部を流れる全ガス流量はスタンドパイプ径が大きいほうが大きいと言える。

Lバルブでは、粉体の極僅かの空隙率を変えることによって流量を変えているのであるから、3.4.2 項でも見たように、僅かの空気流量の違いによっ

て特性が変わってくることは当然考えられる。

一方、Knowlton らの実験においては、実験装置のフローから見て、粉体流量が 0 のときはスタンドパイプ差圧は、ほぼ 0 近傍の値であると思われるが、粉体流量が一定値を越えると、スタンドパイプ下部（厳密にはエアレーションガス吹き込み点）の圧力がスタンドパイプ入口圧力よりも高い圧力（Fig. 3.15 の場合とは逆の圧力差）となっていると推察される。この結果、コーナ部を流れる全ガス流量は、Fig. 3.15 の場合とは逆に、同一のエアレーションガス流量に対してスタンドパイプ径が大きいほど少なくなる傾向にあるものと考えられる。なお、Fig. 3.27 では横軸は Lバルブを通過する全ガス流量で表されており、Fig. 3.15 の場合とは若干条件が異なるが、本質的には上記の説明で問題ないと思われる。

3.4.3.4 スタンドパイプ長さについて

3.4.3.1 で述べたように、Knowlton らが用いた Lバルブはスタンドパイプの長さが 8.5m あるが、それに対して本研究の対象とした Lバルブは 1.4～4.5m 程度しかない。これによって発生する相違点について考察する。

すなわち、本研究ではスタンドパイプ長さを制限したことによって、エアレーションガス吹き込み点の高さが制約される。その理由は、ガス吹き込み点の高さを高くすると、吹き込み点の圧力が上昇するために、スタンドパイプ内を粉体がスムーズに下降しにくくなり、時にはスタンドパイプ内が流動化したりなどして、流れが非常に不安定になりやすいことによる。そのために、エアレーションガス吹き込み点の高さを十分にとることが出来ず、Lバルブの特性が Knowlton らの結果とは必ずしも同じものとならない。

すなわち、エアレーションガスの吹き込み口を十分に高く出来ないために、吹き込み口から Lバルブコーナ部までの距離が十分でなく、そのためにエアレーションガスが Lバルブコーナ部の粉体に十分拡散しないままにコーナ部を通過してしまう場合があるものと思われる。その結果として、実験結果のバラツキが大きくなり、Knowlton らが示しているような綺麗な結果が得にくいこと、全般に流れの安定性が十分ではないことなどの差が出てきているものと推察される。

ちなみに、Knowlton らの実験装置では、エアレーションガス吹き込み点の高さを水平パイプ中心位置から 304mm とした場合、スタンドパイプの流動化を防ぐ最小長さは 2.7m であり、安定したエアレーションガス流

量と粉体流量の関係を得るためには、これの 2 倍の 5.4mが必要であったとしている。

Knowlton らはLバルブの粉体搬送能力は、Lバルブ系のガスの圧力損失に応じたスタンドパイプの長さによって制約されるとしている。当然のことながら、スタンドパイプの流動化を防止し、安定性を確保するためには、スタンドパイプの長さがLバルブの粉体搬送能力を規定するための必要条件ではあっても、これだけによってLバルブの粉体搬送能力が決まるものではなく、スタンドパイプや水平パイプの直径などによって、Lバルブの容量が制限される。

3.4.3.5 Lバルブの使用される粉体搬送系とLバルブの流量特性

以上に見てきたように、Lバルブの使用される粉体搬送系によって、その流量特性はかなり変わってくる。したがって、Lバルブの設計にあたって、既往の実験データを参照する場合にはそのシステムの違いについて十分に注意する必要がある。

流量特性に影響する因子としては、上記で見てきたような本研究の対象と Knowlton らの実験対象の相違の他に、取り扱う粉体の性状があげられ、これによってもLバルブの特性は大きく異なってくる。Fig. 3.20 や Fig. 3.21 で見たように流量特性は U_{mf} で整理できるが、例えば、本研究で使用した粉体では粒子サイズが $82\mu\text{m}$ と $142\mu\text{m}$ では U_{mf} は 5.7mm/s と 28.2mm/s となり、これに応じて流量特性や粉体搬送能力等が決まってくる。実機では取り扱う粉体の性状の変動幅についても十分に注意しておく必要がある。

結 言

循環流動層ボイラの循環粒子流量制御装置として使用されるLバルブの流量特性を把握するために、実機スケールの常温の実験装置を用いて、実験を行い、下記のような結果を得た。

- ① 流動層の底部から粉体を取り出すためのLバルブは、流動化されない一般の粉体貯槽から粒子を取り出すためのLバルブと比べると、その流量特性は異なり、特に、エアレーションガス流量が少ないときにその差が大きいことを明らかにした。そのような差が出る主な理由は、本研究の対象としたLバルブ（流動層から粒子を搬出する場合のLバルブ）の方が、一般の粉体貯槽から粉体を排出するためのLバルブに比べて、Lバルブコーナ部を通過するガス流量が多いためであると推察された。
- ② Lバルブの流量特性は取り扱う粉体粒子の粒径に大きく依存することを明らかにした。
- ③ 上記①、②からも明らかのように、Lバルブに関する既往のデータを参照する場合には、その使用条件が既往のデータの条件と一致しているかどうかを十分に確認することが重要であることを示した。
- ④ 本研究の対象であるLバルブについて、そのサイジングのための指針を明確にした。すなわち、スタンドパイプおよび水平パイプの直径は、

$$\begin{aligned}\overline{g_{ts}} &= 1.35 \overline{q_{ts}}, \\ \overline{g_{th}} &= 1.35 \overline{q_{th}} \\ \overline{g_{ts}} &\leq 15 \\ \overline{g_{th}} &\leq 20\end{aligned}$$

を満たすことが好ましいことを示した。

- ⑤ エアレーションガス吹き込み後のスタンドパイプ内の粉体空隙率 ε_s と ε_{mf} の比率 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ が1前後 ($\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \cong 1$) で、エアレーションガス流量に対する粉体流量の流れ特性が急変することを示した。

記号説明

d_h	=horizontal pipe diameter	[m]
d_p	=diameter of granular materials	[m]
d_s	=standpipe diameter	[m]
g	=acceleration of gravity	[m·s ⁻²]
G_s	=flow rate of granular materials	[kg·h ⁻¹]
g_s	=velocity of granular materials in upper stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
g_{th}	=velocity of granular materials in horizontal pipe	[m·s ⁻¹]
g_{ts}	=velocity of granular materials in lower stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
L	=distance from inlet of L-valve	[m]
L_{fo}	=fluidized bed height	[m]
L_t	=total length of L-valve	[m]
l_h	=length of horizontal pipe	[m]
l_s	=length of stand pipe	[m]
p	=gas pressure	[Pa]
Q_a	=flow rate of aeration air	[m ³ ·h ⁻¹]
Q_{dc}	=gas flow rate at stand pipe	[m ³ ·h ⁻¹]
Q_t	=total gas flow rate in L-valve	[m ³ ·h ⁻¹]
q_{ah}	=superficial velocity of aeration gas in horizontal pipe	[m·s ⁻¹]
q_{as}	=superficial velocity of aeration gas in stand pipe	[m·s ⁻¹]
q_s	=superficial gas velocity in upper stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
q_{th}	=superficial gas velocity in horizontal pipe	[m·s ⁻¹]
q_{ts}	=superficial gas velocity in lower stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
U_{mf}	=minimum fluidizing velocity	[m·s ⁻¹]
z	=axis of stand pipe	[m]
Δh_a	=height of aeration gas injection point	[m]
ΔP_L	=total pressure loss of L-valve	[Pa]

ϵ	=voidage in granular materials	[-]
ϵ_{mf}	=voidage in granular materials at minimum fluidizing condition	[-]
ϵ_s	= voidage in granular materials in lower stream of aeration gas injection point in stand pipe	[-]
ϵ_p	=dense packed voidage in granular materials	[-]
ρ_s	=density of granular materials	[kg·m ⁻³]

文 献

- Horio, M., M. Takada, M. Ishida, N. Tanaka, "The Similarity Rule for fluidized bed scale up", AICHE Journal, 32, 1466-1482 (1986)
- Karri S. B. R and T. M. Knowlton; "Comparison of Group A and Group B Solids Flow in Underflow Standpipes", Proceedings of 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization, p. 345-352 (1992)
- Knowlton, T. M. and I. Hirsan; "L-Valves characterized for solid flow," Hydrocarbon Processing, p. 149-156, March (1978)
- Tomoyasu, Y., M. Ishizawa, "Flow Oscillation in L-valve", Conference Papers Third China-Japan Symposium, p. 28-35, Beijing, China, September (1988)
- Tomoyasu, Y., T. Mii, T. Osaka and K. Mori; "Solid Circulation System in the Multi-Solid Circulating Fluidized Bed Boiler," Preprint of the 2nd SCEJ Symposium on CFB, p. 74-81, Tokyo, Japan (1988)
- Yang W. C., "L-valve Equation", Preprint of AIChE Annual Meeting, Miami, FL. November (1992)

第4章 常温Lバルブにおける不安定流動

要 旨

循環流動層ボイラでは循環粒子の流量を制御する技術が、その性能を支配するが、本章では循環粒子の流量制御手段の一つであるLバルブの流量安定性について、実験的な検討を行った結果について述べる。

Lバルブに関する実験の過程で見られた、粉体の流動振動のメカニズムは流動様式遷移による圧力降下-流量の負性抵抗特性によるものであると推察された。また、このときの流動様式遷移のメカニズムに関する推論を示した。

推察された流動振動のメカニズムに基づき、それを防止するための方策について実験的検討を行い、振動が緩和できることを示した。

緒 言

前章でも述べたように、Lバルブの流量特性を検討するための実験を行う過程で、しばしば、粉体流れが非常に不安定な状態になった。機械的なメカニズムを用いず、全く流体力学的に流れを制御する技術であるから、或る程度のバラツキや不安定さは止むを得ないと言えるが、或る限度を越えると制御装置としては使用できなくなる。

循環流動層ボイラの実機においても、循環粒子の流量に激しい不安定現象が発生し、安定した運転が不可能になる場合があった。このような不安定現象の原因は一様ではなく、ある時は単に流体力学的な原因のみによって発生する場合があります、また、例えば高温状態では粉体の化学的变化によって引き起こされるような場合もある。本章では常温で流体力学的な原因によって引き起こされるLバルブ内流動の不安定現象について検討する。

一般に混相流では不安定現象が起こりやすい。本 L バルブ系の不安定現象に似たものに、ボイラの蒸発管で見られる沸騰 2 相流の不安定現象があるが、これは小沢（1989）によれば Table 4・1 のように分類される。

Table 4・1 Classification of instability in boiling two phase flow

発生機構	不安定流動	特徴	形態
圧力降下-流量の負性抵抗特性	流れ逸走形不安定流	ポンプ特性との干渉	静的
	不均等流量分配	多数並列管系	静的
	圧力降下形流動脈動	圧縮性容量	し緩振動
伝熱形態遷移	ガイセリング	過熱液体の突沸	し緩振動
流動様式遷移	流動様式遷移形不安定流動	下降管、逆U字管部での蒸気スラグの形成	動的あるいはし緩振動
動的フィードバック効果	密度波形流動脈動	流量-空隙率-圧力降下間の伝搬遅れ	調和振動

これらの不安定現象における基本的な特性としては、流量増加時の圧力降下、空隙率、流動様式などの流動特性と伝熱特性があるとされている。

固気混相流でも不安定現象は起こりやすく、例えば、流動化現象はガスが気泡として粉体中を不連続に移動する現象であるから、元来、不安定現象の一つである。また、垂直管路における粉体輸送系で、鉛直管路の中間部に一定量の粉体を供給しながら、下方から上方に向けてガスを流す系を考えると

き、ガスの空塔速度が十分に小さい状態では Falling Bed と呼ばれる粉体下降流が形成され、また、ガスの空塔速度が十分に大きい状態では、高速流動層域を経て、Vertical Pneumatic Transport となる。Falling Bed から Vertical Pneumatic Transport への遷移域の、いわゆるチョーキング現象前後の粉体の流動は非常に不安定となる (Zenz and Osmer, 1960, Zabrodsky, 1966)。これなどは、まさに典型的な不安定現象のひとつである。

本研究における Lバルブ内流動の不安定現象は固気 2 相系の不安定現象の一つであるが、本現象に関する既往の報告は少なく、Ozawa and Tobita(1991)等の報告が散見される程度である。固気 2 相系については上記の気液 2 相系の場合のように体系化されていないので、Table 4・1 の分類と対比しながら、その現象とメカニズムについて検討する。また、不安定現象を回避するための方法についても検討する。

本検討は実機スケールに近い実験装置による実験データの解析を中心とする、実験ベースの検討である。本検討対象とする Lバルブ系で見られる不安定現象は、Table 4・1 の分類によれば、圧力降下-流量の負性抵抗特性を伴う流動様式遷移形の不安定現象であると思われる。以下に、これらに関する実験データとその推定の根拠などについて述べる。

4・1 Lバルブ内流動の不安定現象の概要

Lバルブ内流動の不安定現象は、Figs.3・4 および 3・5 に示す実験装置を用いて Lバルブの流量特性を検討する過程で観察された。この不安定現象の形態には次の 2 とおりがある。

- ① エアレーションガス流量が比較的少ない時に発生する不安定現象で、これは一定の周波数を持った一種の振動現象である。粉体の流動系の規模に比べてスタンドパイプの径が大きく、Lバルブの搬送能力が大きいとき、この粉体流量の振動振幅は非常に大きくなり、装置の連続運転が非常に難しくなる可能性もある。
- ② スタンドパイプが移動層として機能する流量の限界に近いところで発生する不安定現象で、粉体流量の大変動はあるが、必ずしも周期は一定しない流量変動である。スタンドパイプの粉体流量の限界点近傍で発生する変動であるから、これが発生すると装置の連続運転は難しい。なお、

この場合にはスタンドパイプ入口部に気泡の下降ないしは希薄層（スタンドパイプ入口部に粉体の自由表面が形成される状態）の発生が見られる場合がある。

以下にそれぞれの不安定現象の具体的な測定結果について述べる。

4・2 不安定流動現象の測定結果

4・2・1 エアレーションガス流量と粉体流量の関係

Fig. 4.1 は Fig.3.4 に示す大型循環ループ実験装置を用いて、Fig.3.8 に示すLバルブ Type I, III, IV について、エアレーションガス流量 Q_a と粉体流量 G_s の関係を調べた結果を示したものである。実験に使用した粉体性状は Table 2.1 に示す 7 号硅砂である。なお、エアレーションガス吹き込み位置は、原則として水平パイプ中心高さ ($\Delta h_a = 0$) としているが、Table 3.3 に示す Type III -C のみは中心高さよりも 500mm 上の位置 ($\Delta h_a = 500\text{mm}$) としている。Fig.4.1 において、 Q_a が $5 \sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で、 Q_a に対する G_s の流れ特性が変化しており、丁度この近傍で不安定現象が発生しているところから、これが不安定現象を引き起こす原因と関係

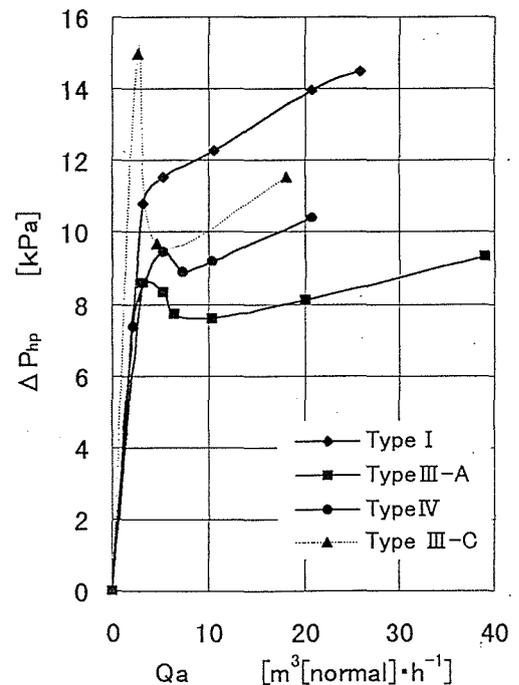
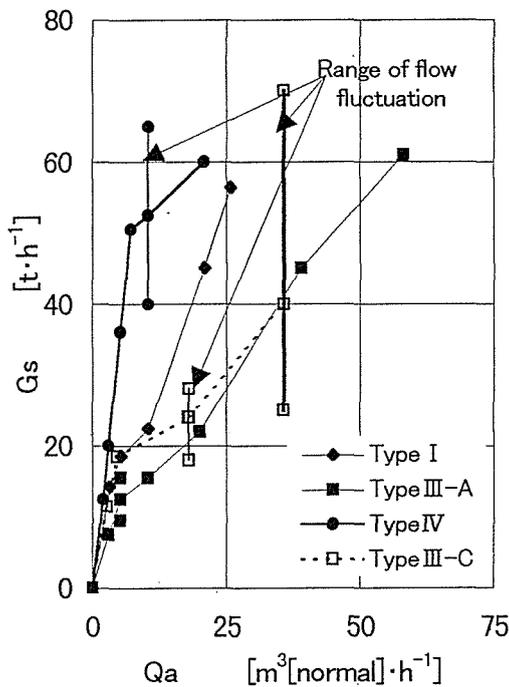


Fig.4.1 Relation between G_s and Q_a in various type L-valve Fig.4.2 Relation between ΔP_{hp} and Q_a in various type L-valve

があるものと推察される。

Fig. 4.2 に上記各測定条件における L バルブの水平パイプの圧力損失 ΔP_{hp} の測定値と Q_a との関係を示す。 Q_a が $5\sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 程度までは Q_a の増加に連れて ΔP_{hp} は急速に増加し、 Q_a がこれより大きくなると、 ΔP_{hp} の変化は少なくなっている。このことは Q_a が $5\sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で G_s の流れ特性が変化していることと関係があるものと考えられるが、詳細は考察の項で検討する。

これらの L バルブ系各部の圧力および粉体流量の時間的変動状況の一例を、Figs. 4.3、4.4、4.5、4.6 に示す。なお、これらの図中に示す測定線は、それぞれ、L バルブ各部のガス圧力、上部流動層の層高を表す差圧、粉体流量を表すライザ標点間の差圧等を示す。図中の番号③、④、⑥、⑦は Fig. 3.8 の③、④、⑤、⑥、⑦の各測定点におけるガス圧力の値を示す。また、図中の ΔL_f は上部流動層の層高を表す差圧を示し、 G_s は粉体流量を表すライザ標点間の差圧を示す。④は L バルブコーナ部の圧力であり、⑦は L バルブ出口部の圧力である。⑦はライザ下部の圧力にほぼ等しく粉体流量を表す一つの目安となる。

4.2.2 L バルブの不安定流れに関する実験データ

4.2.2.1 Type I L バルブの不安定流れ

Fig. 4.1 によれば、Type I の L バルブも Q_a が $5\sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 近傍で G_s と Q_a の関係が変化している。この特性の不連続性が系の安定性に影響しているように見えるが、これについては考察の項で検討する。

Fig. 4.3 は Type I に関するデータで、エアレーションガス流量を $3.2\sim 25.9 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ の範囲で変化させた場合の、各エアレーションガス流量に対する粉体流量と L バルブ系各部のガス圧力の時間的変動状況を示す。エアレーションガス流量の増加に伴って粉体流量は増加し、L バルブ出口圧力（ライザ下部圧力）や、L バルブコーナ部の圧力も上昇する。粉体流量の増加とともに、上部流動層の層高は低下する。

L バルブコーナ部の圧力は Q_a が $5.3 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき 0.08Hz 程度で周期的に変動している。しかしながら、粉体流量の変動は少なく、L バルブ出口圧力も一定している（粉体流量が一定していることを意味している）。

Q_a が $25.9 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき、粉体流量を測定しているライザの差圧

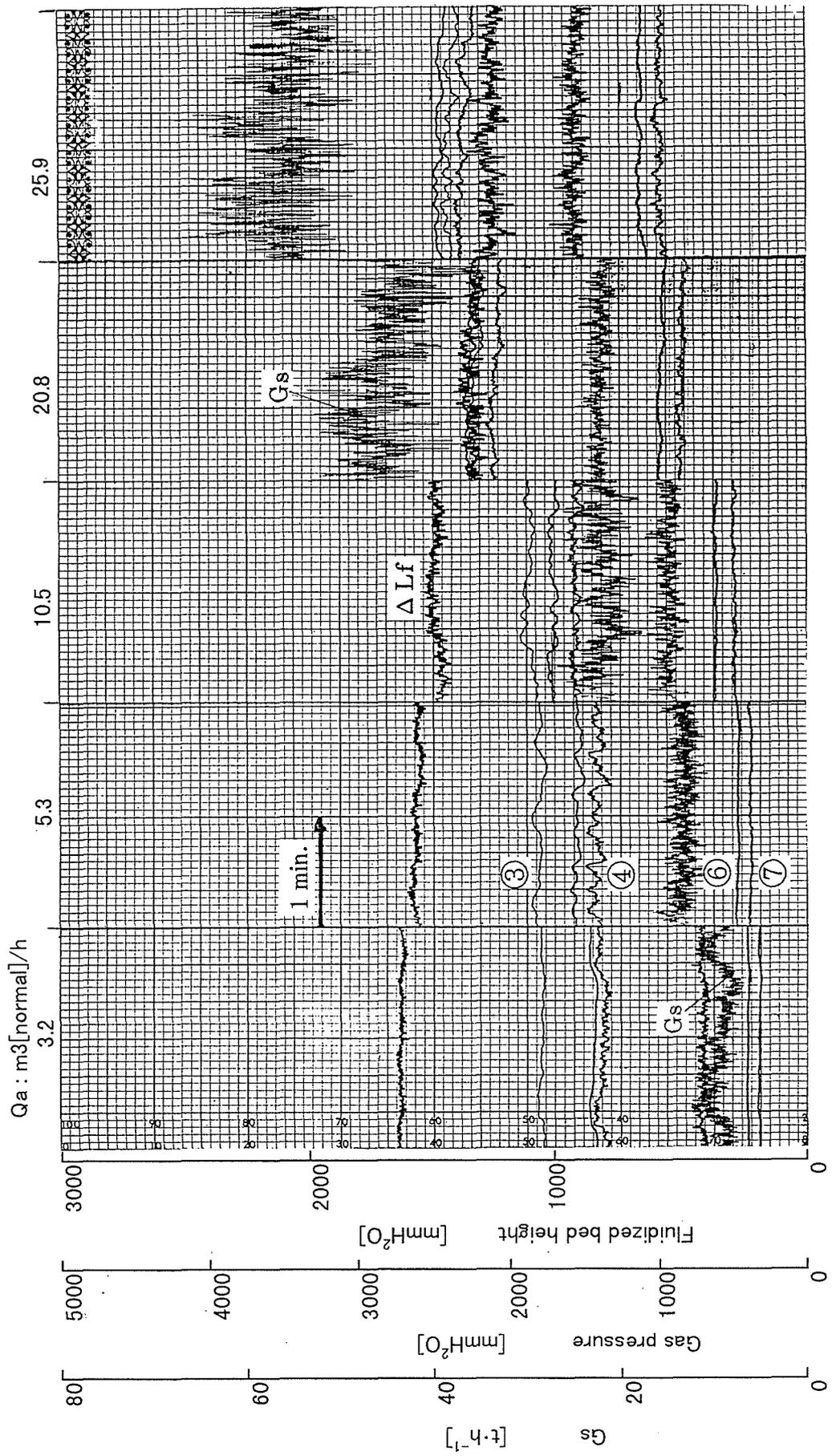


Fig. 4.3 Recorded chart for experiment on L-valve Type I

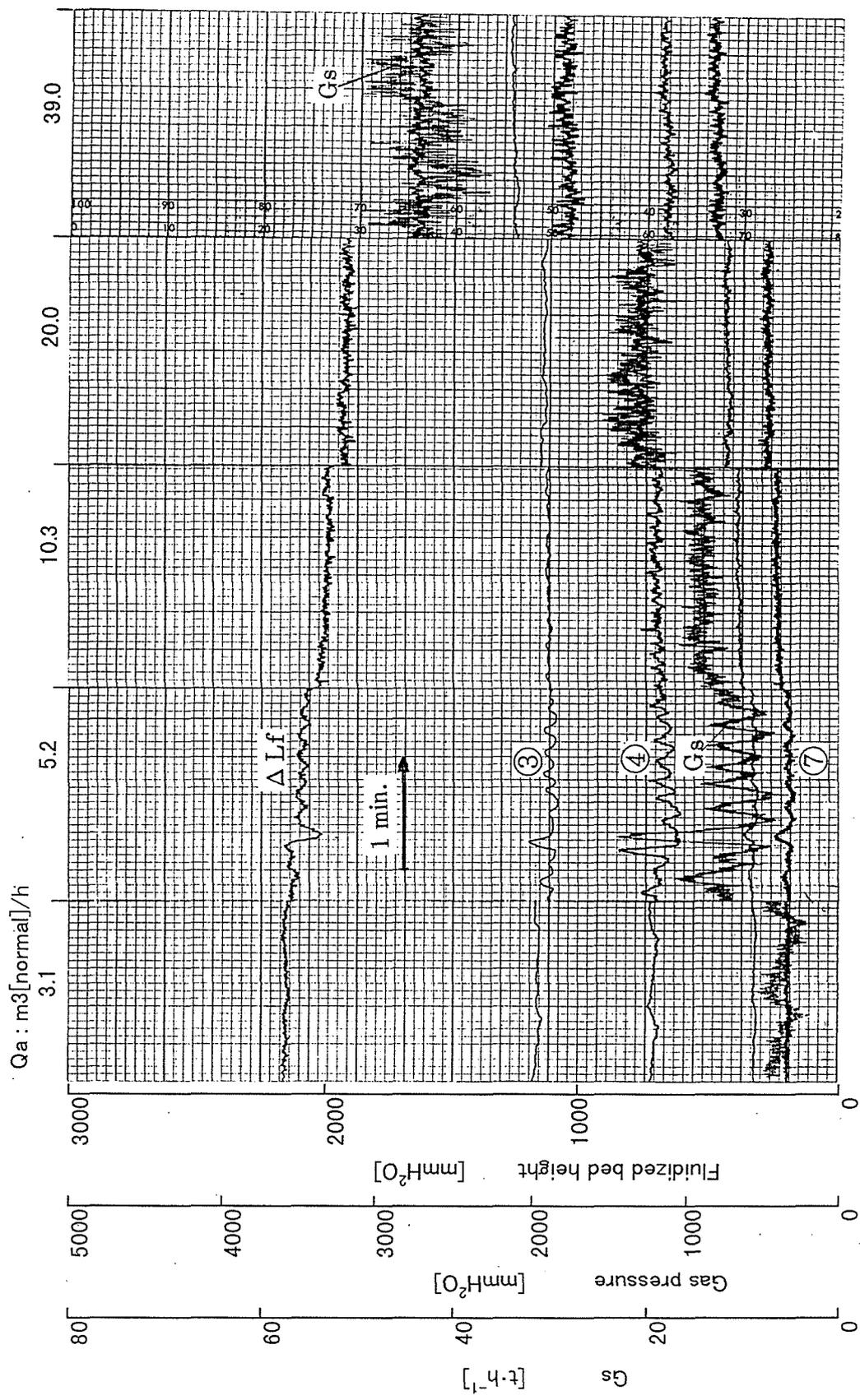


Fig. 4.4 Recorded chart for experiment on L-valve Type III -A

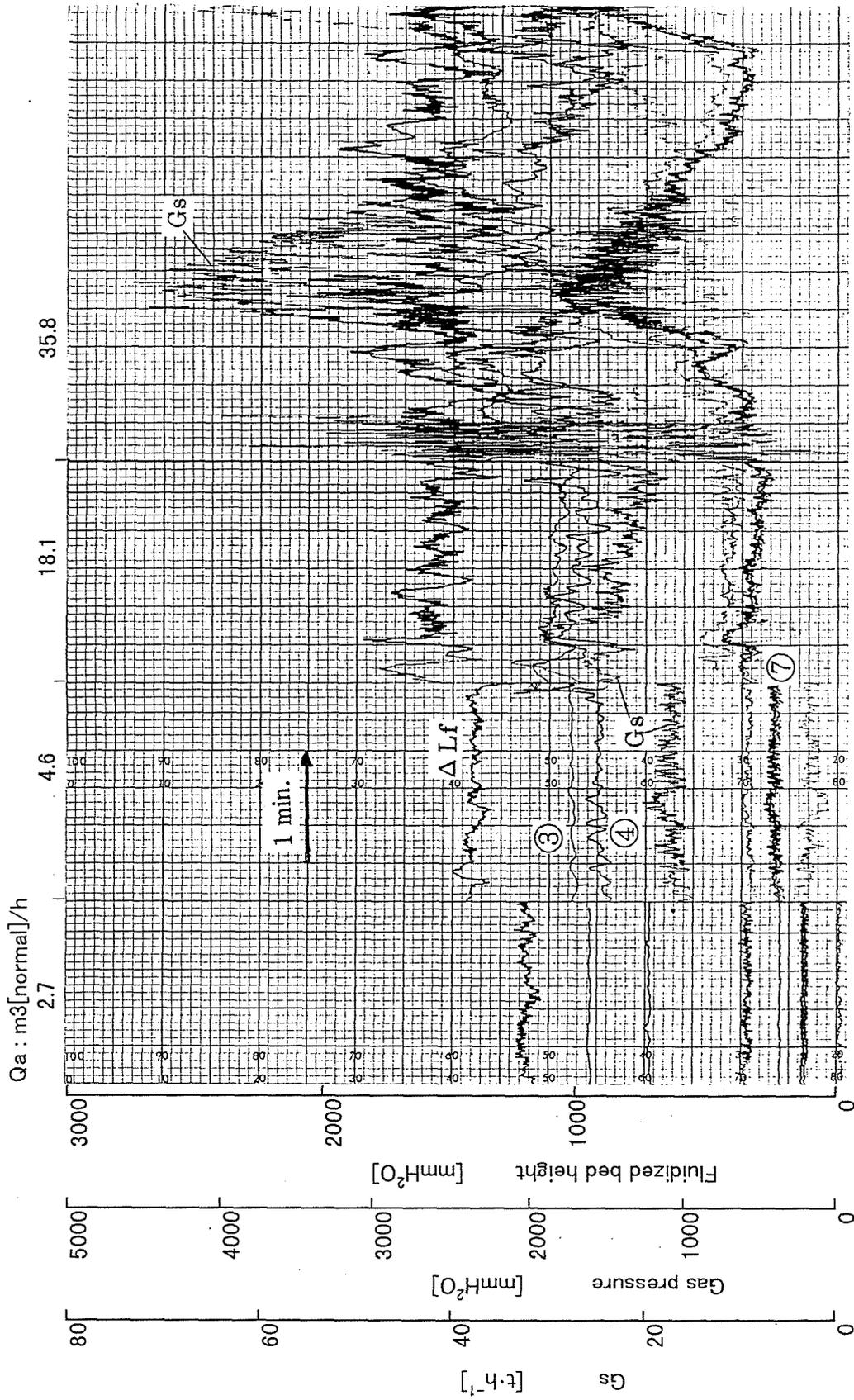


Fig.4.5 Recorded chart for experiment on L-valve Type III-C

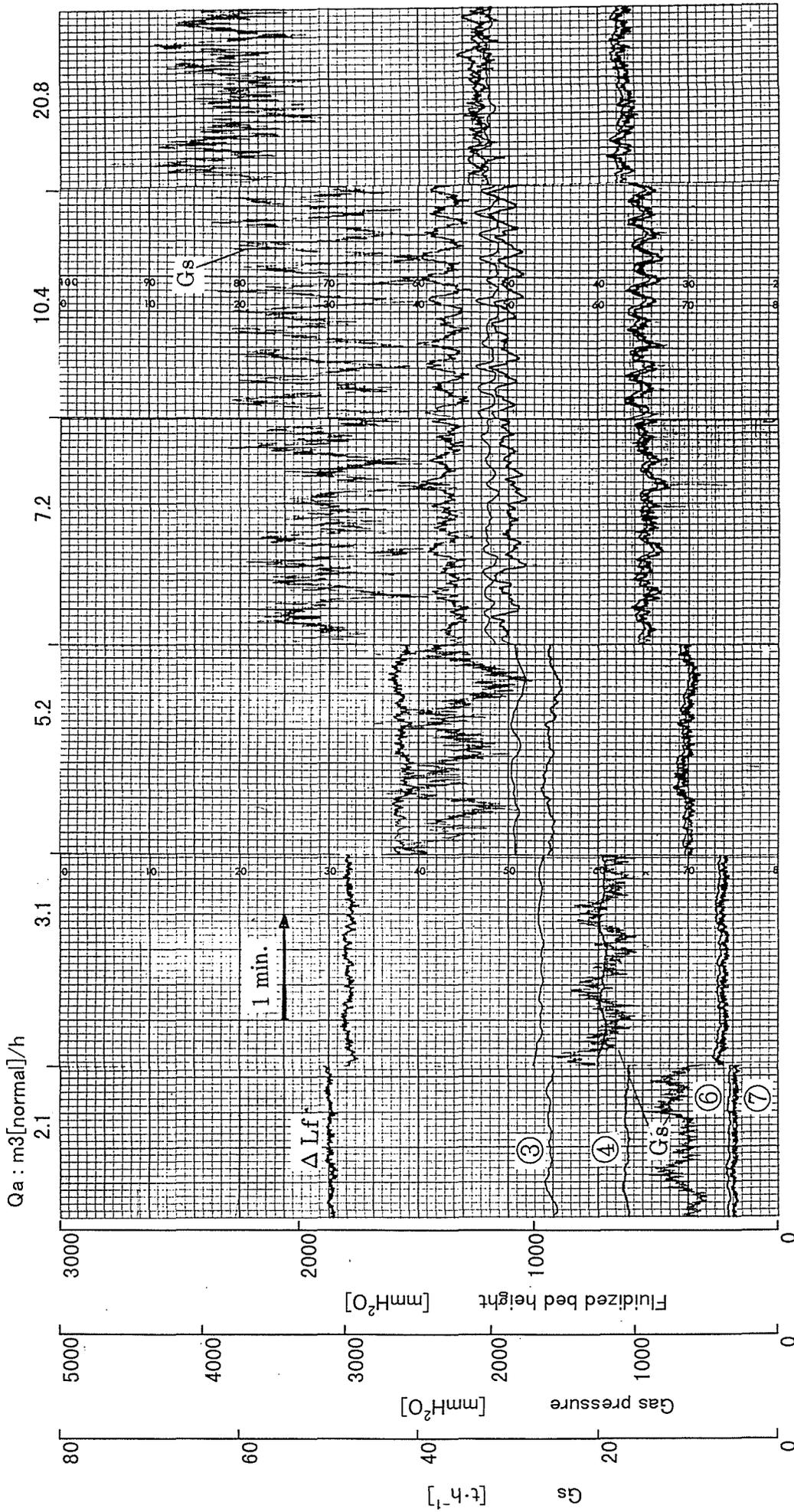


Fig.4.6 Recorded chart for experiment on L-valve TypeIV

は変動周期が 0.5Hz 程度で、振幅は約±10%程度で変動しているが、これはあくまでライザ内の粉体濃度の変動であって、実際の粉体流量は、Lバルブ出口圧力を見てもわかるように、その速さで、それだけ変動しているとは言えない。

Fig.4.2によれば、 Q_a が $5\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で ΔP_{hp} の特性が変化しているが、Type II、IIIの場合のように、 Q_a が $5\sim 10\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で ΔP_{hp} が負の勾配を持ってはいない。詳細は考察の項で述べるが、このことは、Type IのLバルブではType II、IIIの場合のように、 Q_a が $5\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後でGsが不安定現象を示さないことと関係が有るものと思われる。

4.2.2.2 Type III Lバルブの不安定流れ

Fig.4.1によれば、Type IIIのLバルブも Q_a が $5\sim 10\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 近傍でGsと Q_a の関係が変化している。Fig.4.2の Q_a が $5\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で ΔP_{hp} の特性が変化していることと同一原因によるものと考えられる。

Fig.4.4はType III-Aに関するデータであるが、 Q_a が $5.2\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき、Lバルブコーナ部の圧力が周期的に変動し、それに伴って粉体流量やライザ下部の圧力、上部流動層の層高などが周期的に変動している。この変動の周期は0.087Hzである。Lバルブコーナ部の圧力変動とその他の変動の周期が約半サイクルずれている。 Q_a が $3.1\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のとき0.023Hzの振動が見られる。これら以外の流量では周期的な変動は見られない。

Fig.4.2でType III-Aにおいて、 Q_a が $5\text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 前後で、 Q_a に対して ΔP_{hp} が負の勾配を持っており、これが不安定流動の原因となっているように見えるが、何故、このような現象が起こるのか考察の項で検討することとする。

Type III-AのLバルブでは、このような不安定現象は流量の少ないところで起こっているため、循環流動層ボイラで用いる場合には実用上は問題ないが、振幅はGsの50%以上あり、用途によっては問題になる可能性が有る。

Fig.4.5はType III-Aから、エアレーションガス吹き込み高さを変えたType III-C ($\Delta h_a=500\text{mm}$)のLバルブに関する測定データである。エアレーションガスの吹き込み位置を高くすると、Lバルブコーナ部の圧力損失が大きくなる (Fig.4.2 Type III-C 参照)、コーナ部に蓄積されたガスが下方に抜けたときの圧力降下が大きくなり、比較的小さい Q_a で流れが激しく変動し、全く制御できなくなる。

4.2.2.3 TypeIV Lバルブの不安定流れ

TypeIVのLバルブにおいても不安定現象は、TypeIIIの場合と基本的には同じであるが、スタンドパイプ直径が大きいために、Fig.4.1に示すように Q_a に対する G_s が大きく、そのために流量変動の振幅が大きくなる。

振動を引き起こす Q_a の値もTypeIIIより大きく $10.4 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 近傍で振動が最大となり、 G_s の平均値が $50\text{t}/\text{h}$ にたいして振幅は $25\text{t}/\text{h}$ (G_s の50%)程度もある (Fig.4.6参照)。 $Q_a=10.4 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ 時の振動周期は 0.07 Hz である。

また、 $Q_a=5.2, 3.1, 2.1 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ のときにも、 $0.022\sim 0.027\text{Hz}$ の振動が発生している。この時の振幅はほぼ G_s に比例し、 G_s の50%程度である。 $Q_a\geq 20.8 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$ では振動は収まる。これらの振動については4.4節でも検討する。

4・3 振動発生原因の推定実験

以上の不安定現象に関する実験はFigs.3.4に示す閉ループ系で行われたものである。したがって、粉体の不安定流動はLバルブに起因するものか、あるいは、閉ループ系内の他の要因によるものかの識別が困難である。すなわち、Lバルブが振動している時には、上部流動層のレベルも変動しており、Lバルブ入口、出口の圧力が変動し、その結果としてLバルブの粉体流量が変動していることも考えられる。

そこで、これを確認するためにFig.4.7に示すような別の実験装置によりLバルブの振動現象を観察した。本実験装置は図に示すように上部流動層とLバルブを備えており、Lバルブは円筒を長さ方向に2分割した半円筒の亚克力管を用い、エアレーションガスは半円筒の平面に添うように吹き込む構造として、Lバルブコーナ部の粉体およびガスのフローパターンが目視観察できる構造とした。また、上部流動層およびLバルブの端部は大気開放とし、その圧力は一定に保たれるようにした。粉体として8号珪砂を用いた。

本テスト装置によるテスト結果でも、前記と同様の粉体流量の振動現象が見られた。したがって、このような振動現象はLバルブ固有の現象であることが確認された。

本振動発生時にLバルブコーナ部の粉体およびガスの流動状況を観察した

スケッチを Fig.4・8 にしめす。

まず、エアレーションガスの気泡がスタンドパイプの壁に沿って上方に流れ(a)、周囲の粉体中に一部は拡散しながら気泡群が水平パイプ出口へと繋がる(b)。この状態となると、エアレートされた粉体はスタンドパイプから急速に流出し、スタンドパイプの底部にはエアレートされた粉体は残り少なくなる(d)。この状態で粉体流速は遅くなり、エアレーションガスは再び壁に沿って上昇を始める。以上が粉体流速振動時のガスと粉体の流れである。

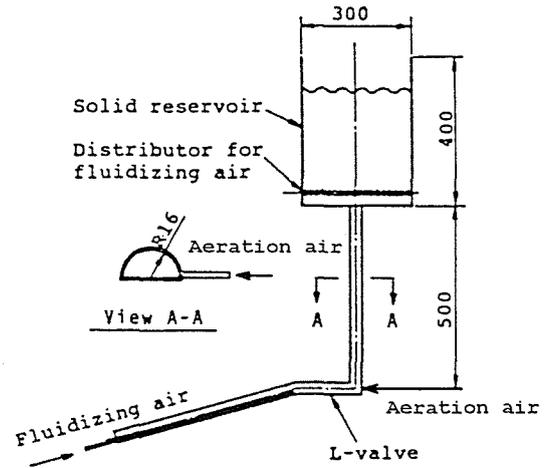


Fig.4・7 Small acrylic test facility

to observe the flow characteristics of gas and granular materials in L-valve

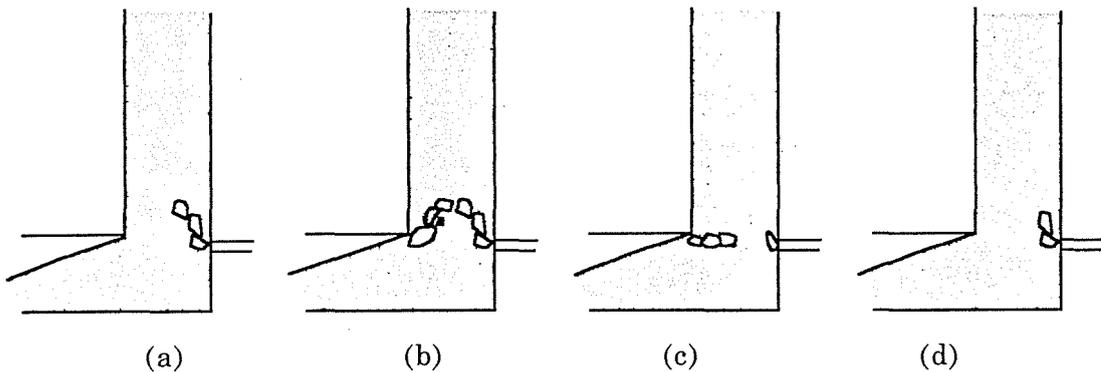


Fig.4・8 Flow pattern of gas and granular materials at L-valve corner

4・4 振動防止方法に関する実験的試み

4・4・1 実験装置

4・3節の実験で、振動の発生はコーナ部のエアレーションガスの流れが影響していることがわかった。そこで、エアレーションガスの吹き込み方法と振動の関係を調べることにし、以下のような実験を行った。

実験対象として、大流量で振幅の大きい振動が発生する TypeIV の Lバル

ブを選び、このエアレーションガス吹き込み管を、Fig. 4.9 に示すように、スタンドパイプの内部に挿入し、その挿入深さと振動発生との関係を調べた。吹き込み管の本数は中央に 1 本の場合と、図に示すように 3 本配置した場合とした。なお、エアレーションガス吹き込み管が一本の場合については、その吹き込み位置を $\Delta ha = 125\text{mm}$ と 0mm の両者について比較した。

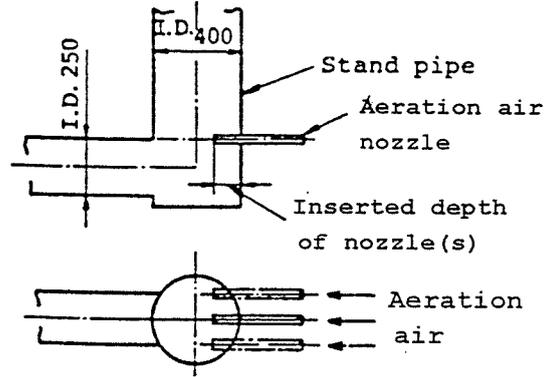


Fig.4.9 Layout of aeration gas nozzle(s) inserted into stand pipe

4.4.2 実験結果

4.4.2.1 実験結果の概要

Figs. 4.10、4.11 に、それらに関する実験結果を示す。Fig. 4.10 はエアレーションガス吹き込み管の本数、およびそれらの挿入深さを変化させた場合の G_s と Q_a の関係を示し、Fig. 4.11 は各場合の Lバルブコーナ部からホ

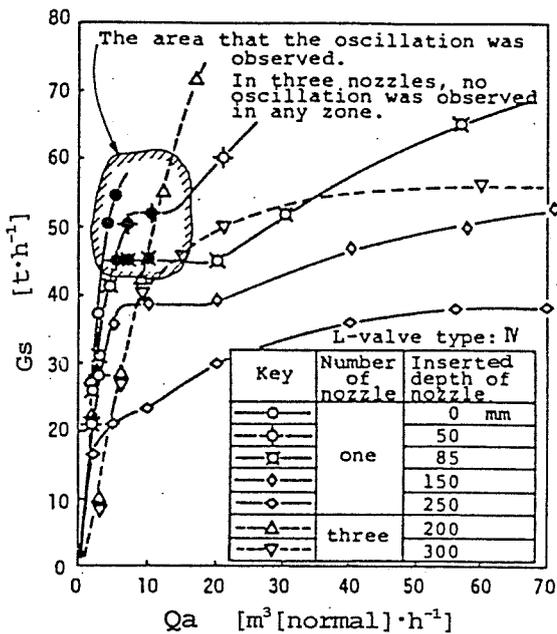


Fig.4.10 Relation of Q_a to G_s in various number and position of aeration gas nozzle(s)

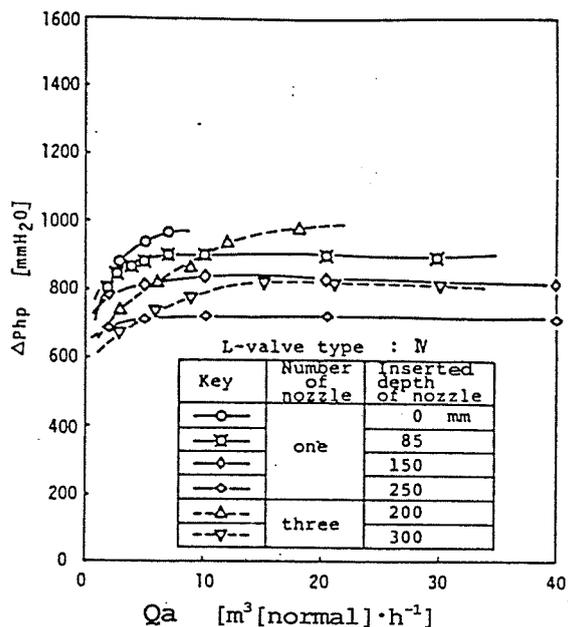


Fig.4.11 Relation of ΔP_{bp} to Q_a in various number and position of aeration gas nozzle(s)

リゾントルパイプ出口までのガス圧力損失 ΔP_{hp} を示す。

Fig.4.10 によれば、エアレーションガス吹き込み管の挿入深さを大きくして行くと、Gs の振動は小さくなるが、Gs の流量も少なくなってくる。また、本図は、この流量減少対策として、エアレーションガス吹き込み管の本数を増加することによって、Gs の振動を抑え、Gs を増加することが出来ることをしめしている。また、Qa が 5~10 m³[normal]/h 近傍を境として、Qa に対する Gs の特性が変わっている。

Fig.4.11 によれば、 ΔP_{hp} は Qa が 5~10 m³[normal]/h までは急速に増加し、これを越えるとほぼ一定となる。以下にこれらの詳細について検討する。

4.4.2.2 エアレーションガス吹き込み管が1本の場合

エアレーションガス吹き込み管が1本の場合について、エアレーションガス吹き込み管の挿入深さ Δi および Qa を変化させた場合の、振動周波数 S と Gs および Gs の振幅 ΔGs に関する実験結果を Figs. 4.12、4.13、4.14、4.15 に示す。

Fig.4.12 は Δi を変えた場合の Gs と S の関係を示すが、 Δi が小さいとき ($\Delta i < 85\text{mm}$ のとき)、 $60\text{t/h} > Gs > 40\text{t/h}$ で $S = 0.07 \sim 0.08\text{Hz}$ 、 $Gs < 40\text{t/h}$ で $S = 0.02 \sim 0.03\text{Hz}$ となるような振動が発生する。また、このとき振幅 ΔGs は Figs.4.14、4.15 に示すように Gs とともに増大し、S が大きいときの方が大きい。なお、 $Gs > 60\text{t/h}$ ($Qa > 5 \sim 10 \text{ m}^3[\text{normal}]/\text{h}$) ではこのような振動は発生しなくなる。

以上をまとめると、

- ① エアレーションガス吹き込み管挿入深さ Δi を大きくするにつれて、振動時の振幅は小さくなり、 $\Delta i \geq 150\text{mm}$ では過大振幅の振動は見られなくなる。その代わりに、同じ Qa に対する Gs の値は大幅に減少する。
- ② $\Delta i < 85\text{mm}$ では振動が発生するが、最も振幅が大きくなる周波数は $0.07 \sim 0.08\text{Hz}$ である。
- ③ $0.07 \sim 0.08\text{Hz}$ の振動が発生するとき、低流量域で $0.07 \sim 0.08\text{Hz}$ の約 1/3 の周波数 (0.025Hz) でも振動が発生する。

4.4.2.3 エアレーションガス吹き込み管が3本の場合

エアレーションガス吹き込み管が1本の場合、吹き込み管をスタンドパイプ内に挿入することによって振動を抑制できるが、その場合粉体流量 Gs が大幅に減ることは上述のとおりである。

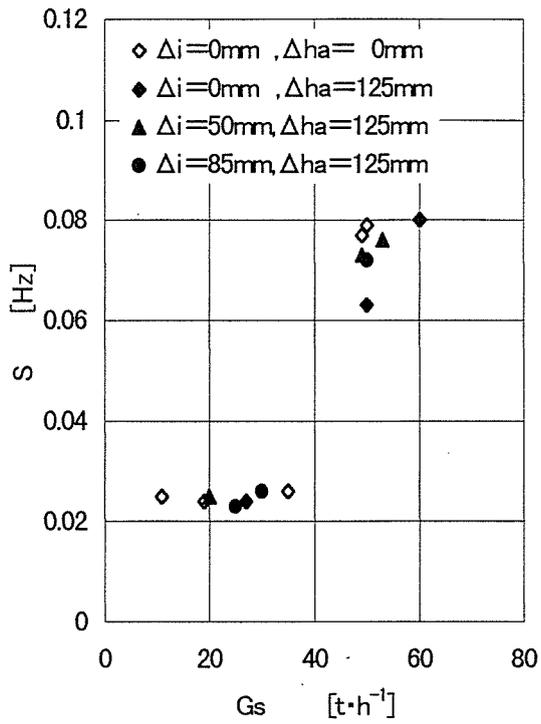


Fig. 4.12 Relation of S to G_s at various insertion depth of aeration nozzle

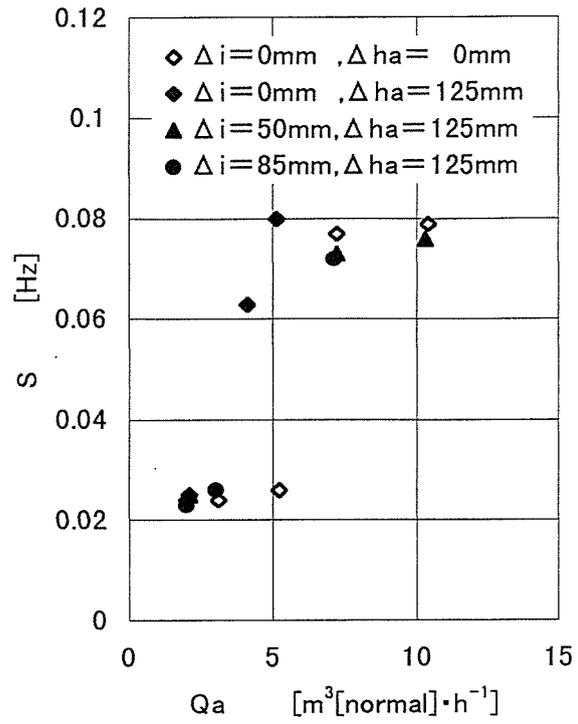


Fig. 4.13 Relation of S to Q_a at various insertion depth of aeration nozzle

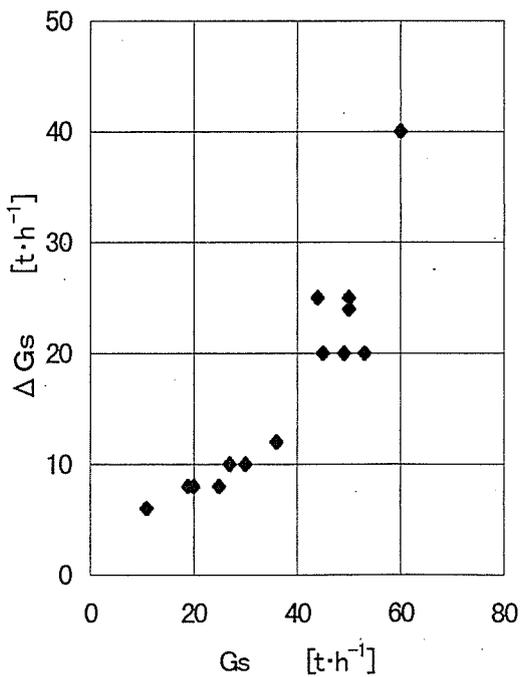


Fig. 4.14 Relation of ΔG_s to G_s at various insertion depth of aeration nozzle

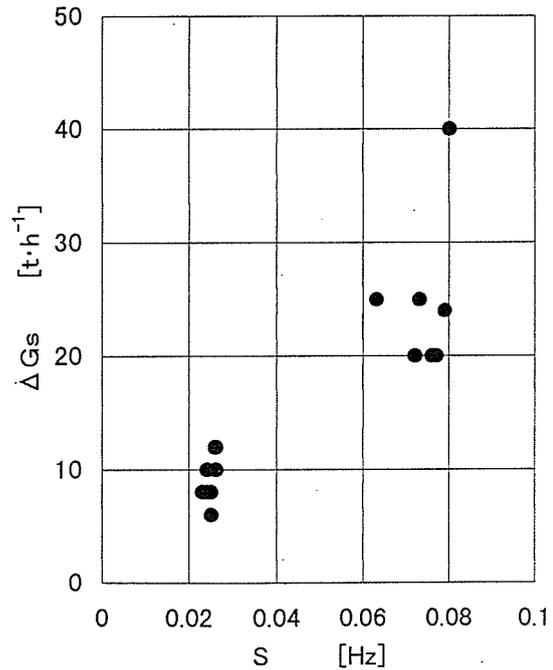


Fig. 4.15 Relation of ΔG_s to S at various insertion depth of aeration nozzle

そこで、振動を抑制しながら G_s を増加させるために、エアレーションガス吹き込み管を 3 本とし、これを Fig.4.9 に示すように配置し、挿入深さを 200mm とした。その結果、Fig.4.10 に示すように、エアレーションガス吹き込み管が一本の場合に比べて G_s は大幅に増加した。また、粉体流れは若干不安定ではあるが、 $S = 0.07 \sim 0.08\text{Hz}$ 前後の大振幅の振動は抑制することができた。すなわち、 $0.02 \sim 0.035\text{Hz}$ の振動が見られたが、その振幅は G_s の 15%以下であり、エアレーションガス吹き込み管が 1 本の場合に見られた、振幅が 50~100%にも達するような振動は抑制された。

4・5 考察

4・5・1 振動発生周期および振幅と影響因子

Type I, III, IV の Lバルブで見られた振動について、その影響因子をまとめると、Table 4・2 のようになる。

これらのデータから次のことがわかる。

- ① Lバルブの Type の如何に関わらず、粉体流動の振動周波数は高次のモードが約 0.08Hz で、これが系の固有振動数であるように見える。低次のモードは 0.026Hz であるが、高次のモードを固有振動数とすると、低次のモードは 3 次の振動数ということになる。粉体流量にたいする振幅の割合は高次も低次もほぼ同程度で、0.4~0.8 程度である。

Table 4・2 Values of S , $\Delta G_s/G_s$, Q_a , G_s in various d_s .

		Type I	Type III		Type IV	
Q_a	$[\text{m}^3[\text{normal}] \cdot \text{h}^{-1}]$	5.3	3.1	5.2	2.1~5.2	5.1~10.4
G_s	$[\text{t} \cdot \text{h}^{-1}]$	18	7.5	12.5	11~36	44~60
d_s	$[\text{m}]$	0.25	0.25	0.25	0.40	0.40
d_h	$[\text{m}]$	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
Q_{as}	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$	0.027	0.016	0.027	0.004~0.010	0.008~0.021
Q_{ah}	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$	0.027	0.016	0.027	0.010~0.027	0.015~0.053
q_{ts}	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$	0.057	0.028	0.047	0.012~0.033	0.039~0.054
q_{th}	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$	0.057	0.028	0.047	0.031~0.084	0.10~0.14
g_{ts}	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$	0.070	0.044	0.073	0.022~0.063	0.078~0.099
g_{th}	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$	0.070	0.044	0.073	0.079~0.161	0.20~0.25
S	$[\text{Hz}]$	0.096	0.023	0.087	0.023~0.026	0.072~0.080
$\Delta G_s/G_s$	$[-]$	—	0.83	0.73	0.32~0.54	0.38~0.67

②振幅は水平パイプ系の流動抵抗によって変わる。流動抵抗の大きい Type I の Lバルブは粉体流量の振幅はほとんど見られない。

(Type I の Lバルブも、Lバルブコーナ部の圧力は高次のモードで振動している。)

③Type I, III と Type IV ではスタンドパイプの径が異なるが、粉体流動の振動周波数はほぼ同じである。Type I, III と Type IV では振動が発生するときのエアレーションガス流量は異なるが、Table 4.2 でも明らかなようにスタンドパイプ内の q_{ts} と g_{ts} は両者ともほぼ同じである。したがって、振動数を決める主たる因子は q_{ts} と g_{ts} であると思われる。このことは後述の Fig.4.16 から裏付けられる。

4.5.2 Lバルブにおける振動発生メカニズム

4.5.2.1 Lバルブに発生する振動の属性

Lバルブに発生する振動は Table 4.1 の分類で見ると、次の区分に属するものである可能性が高い。

発生機構 : 流動様式遷移による圧力降下 - 流量の負性抵抗特性。

不安定流動 : 流動様式遷移による圧力降下形流動脈動。

圧縮性容量 : Lバルブコーナ部エアレーションガス吹き込み部近傍から水平パイプ入口まで。

形態 : し緩振動。

以下にその理由について考察する。

4.5.2.2 圧力降下 - 流量の負性抵抗特性

Fig.4.2 によれば、振動が発生するときの ΔP_{hp} は Q_a の増加に伴って一度低下し、再び増加する。このような流量の負性抵抗特性は典型的な振動発生機構の一つである (小沢、1989)。問題は Lバルブコーナ部の圧力が何故に Fig.4.2 のような特性を示すかということである。

これについて検討するために、スタンドパイプ下部のエアレーションガス吹き込み後の粉体の粒子速度 g_{ts} と、その粉体の空隙率が ε_{mf} であるとしたときの粒子速度 g_{smf} の比 r_s を求めてみる。

r_s は次のようにして求める。エアレーションガス吹き込み部上流部のスタンドパイプ内の粉体の空隙率を ε_p で一定とみなし、ガスと粒子の相対速度を無視すると、スタンドパイプ内の粉体流速 g_s およびガス空塔速度 q_s は、

$$g_s = \frac{G_s}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon_p)} \quad (4.1)$$

$$q_s = \varepsilon_p g_s \quad (4.2)$$

エアレーションガス吹き込み部以降の平均空隙率を ε_t とし、ガスと粒子の相対速度を無視すると、スタンドパイプ内の粉体流速 g_{ts} およびガス空塔速度 q_{ts} は、

$$g_{ts} = \frac{G_s}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon_t)} \quad (4.3)$$

$$q_{ts} = \varepsilon_t g_{ts} \quad (4.4)$$

一方、エアレーションガスによるスタンドパイプ内のガスの空塔速度を q_{as} とおくと、

$$q_{ts} = q_s + q_{as} \quad (4.5)$$

Eq.(4.1) から Eq.(4.5) を整理すると次式が得られる。

$$g_{ts} = g_s + q_{as} \quad (4.6)$$

q_{as} は次式で表される。

$$q_{as} = \frac{Q_a}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2} \frac{273}{273 + t_a} \frac{p}{p_a} \quad (4.7)$$

Eqs.(4.1), (4.6), (4.7) から、

$$g_{ts} = \frac{G_s}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon_p)} + \frac{Q_a}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2} \frac{273}{273 + t_a} \frac{p}{p_a} \quad (4.8)$$

一方、 g_{smf} は、

$$g_{smf} = \frac{G_s}{3600 \frac{\pi}{4} d_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon_{mf})} \quad (4.9)$$

であるから、

$$r_s = g_{ts} / g_{smf} \quad (4.10)$$

第3章で参照した大形循環ループ実験装置によるLバルブ Type I, III および IV に関する実験データおよび中形循環ループ実験装置によるLバルブ

Type M1, M3 および M4 に関する実験データにより r_s を求めると Fig. 4・16 のようになる。

r_s と振動発生の有無の関係を調べると、基本的には $r_s \approx 1$ のときに振動が発生している。そして、 $r_s \leq 1$ のとき Fig. 4.2 の ΔP_{hp} の勾配が大きい領域となり、 $r_s > 1$ のとき ΔP_{hp} の勾配が小さい領域となる。

(厳密には、Type IV に関する実験点では、全て、この判定基準を満たし、Type I、III に関する実験点では、この分岐点は $r_s = \sim 1.1$ 程度となるが、これはスタンドパイプ下部における空隙率の評価や、ガスと粒子間の相対速度の評価の仕方などによる誤差が入ることが予想されるので、この程度のバラツキは誤差の範囲と言える。)

Type M1, M3, M4 (Fig. 3・9 参照) では流量が少ないところでは $r_s > 1.5$ であり、流量が大きいところで $r_s \leq 1$ となる場合もある。したがって、流量が大きいところで振動が発生しやすいこととなる。これは実験時の不安定現象に関する結果と一致する。

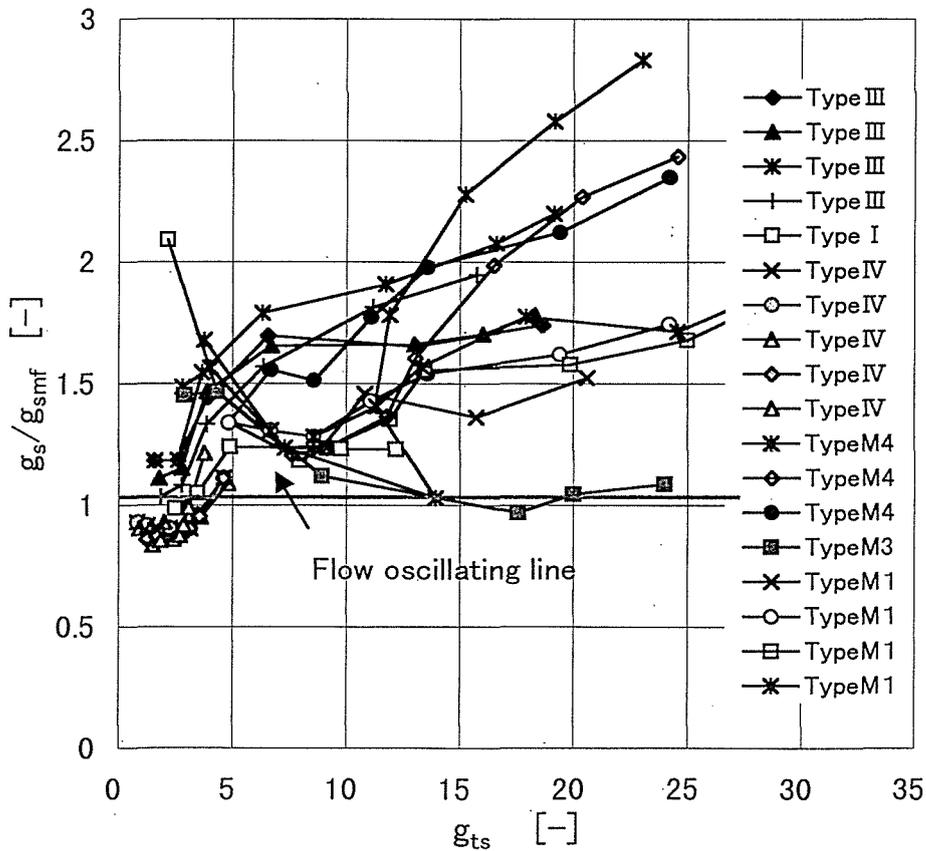


Fig. 4・16 Line on which flow oscillation is observed

r_s と流量特性および振動発生との関係は次のように説明される。

- ① $r_s \leq 1$ のときエアレーションガスはスタンドパイプ内で粉体中に拡散し、水平パイプ入り口では基本的には気泡が存在しない状態で流れている。したがって、圧力損失はガスが粉体充填層を通過するときの Ergun の式に従うような発生の仕方をする。
- ② $r_s > 1$ のとき、ガスの一部は①と同様の流れ方をするが、このような流れ方では流れきらないガスは、スタンドパイプの粉体層中を気泡として流れる。したがって、この場合に発生する圧力損失はそれほど大きくなり、例えば、水平パイプ内を Dune flow (水平パイプの上部に空間が出来、この空間をガスが流れ、粉体の上面は波状となって流れる流動状態(Zabrodsky,1963))で流れる場合の圧力損失のような形で発生するものと思われる。
- ③ $r_s = 1$ のとき、上記①の状態、まず、エアレーションガス吹き込み口近傍で、エアレーションガスが ε_{mf} を越える空隙率の状態ないしは気泡の状態、粉体層中に蓄積され、Lバルブコーナ部の圧力が上昇し、次に、このような領域が次第に拡大し、ついには水平パイプ入口に到達すると、 ε_{mf} を越える空隙率を持つ、流動しやすい粉体(粉体内部摩擦角や壁面との摩擦角が小さい状態となった粉体)が急激にLバルブコーナ部から流出する。これに続いて、エアレーションが十分に行われていない、空隙率の低い粉体がスタンドパイプ下部を満たし、その瞬間、粉体は流れ難くなり(粉体内部摩擦角や壁面との摩擦角が大きくなり)、流量は一時低下する。この空隙率の低い粉体を再びエアレーションガスでエアレートする行程を繰り返すものと思われる。このような振動の周期を決定する要因は、粉体の粒径などの性状、エアレーションガス吹き込み点から出口までの距離、Lバルブコーナ部の圧力蓄積容量などであると思われる。

以上が 4.5.2.1 で述べた Lバルブに発生する振動の属性に関する説明である。

低周期の振動もほぼ同様のメカニズムであると思われるが、低周期の振動が発生する流量では、静特性上は明らかな流動状態の遷移は見られない。この点については更なる検討が必要である。

4.5.3 振動抑制対策に関するまとめ

以上の検討結果から、Lバルブにおける粉体の流動振動を防ぐためには次のような方法が挙げられる。

- ① Lバルブの使用範囲内に、 $r_s = 1$ となる状態が入らないように、Lバルブのサイジングを行う。具体的には、粉体の特性と使用範囲に見合ったスタンドパイプの直径を選定する。
- ② ホリゾンタルパイプの流れ抵抗を適当に大きくする。ただし、これは粉体流量に影響するので、結果として r_s が変化する。したがって、 $r_s = 1$ となる状態を避けるための手段の一つとして用いるべきである。
- ③ エアレーションガス吹き込み点からホリゾンタルパイプまでの距離をできるだけ短くする。この場合、粉体流量が低下するので、それを補うためには、エアレーションガス吹き込み点の数を増やす。

などが考えられる。

結 言

ガス流れを伴う常温Lバルブで発生する不安定現象について、実験データをベースに、発生特性について検討した。それによって、下記の諸点を明らかにした。

- ① スタンドパイプ下部のエアレーションガス吹き込み後の粉体の粒子速度 $\overline{g_{ls}}$ と、その粉体の空隙率が ε_{mf} であるとしたときの粒子速度 $\overline{g_{smf}}$ の比を r_s とするとき、 $r_s = 1$ 近傍で流れ振動が発生する。
- ② $r_s \doteq 1$ を境として、Lバルブの流れ特性が変化する。粉体は水平パイプ入り口では、 $r_s \leq 1$ では充填移動層として流れ、 $r_s > 1$ では気泡を伴う dune flow に近い状態で流れているものと推察される。
- ③ 振動発生メカニズムは流動様式遷移による圧力降下—流量の負性抵抗特性によるものであると推察される。本検討でその推論の根拠を示した。
- ④ Lバルブにおける粉体の流動振動を抑制するための具体的な方法を示した。
- ⑤ Lバルブにおける粉体流動振動は固有振動数とも言うべき、明確な振動数を持つことを示したが、その振動数を予測するための方法に関する検討は今後の課題である。

記号説明

d_h	=horizontal pipe diameter	[m]
d_s	=standpipe diameter	[m]
G_s	=flow rate of granular materials	[kg·h ⁻¹]
g_{smf}	=velocity of granular materials in stand pipe at ε_{mf}	[m·s ⁻¹]
g_s	=velocity of granular materials in upper stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
g_{ts}	= velocity of granular materials in lower stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
p	=gas pressure	[Pa]
p_a	=atmospheric pressure	[Pa]
Q_a	=flow rate of aeration air	[m ³ [normal]·h ⁻¹]
q_{as}	=superficial velocity of aeration gas in stand pipe	[m·s ⁻¹]
q_s	=superficial gas velocity in upper stream of aeration gas injection point in stand pipe	[m·s ⁻¹]
q_{th}	=superficial velocity of total gas in horizontal pipe	[m·s ⁻¹]
q_{ts}	=superficial velocity of total gas in stand pipe	[m·s ⁻¹]
r_s	= g_s / g_{smf}	[-]
S	=frequency of flow oscillation	[Hz]
t_a	=ambient temperature	[°C]
U_{mf}	=minimum fluidizing velocity	[m·s ⁻¹]
ΔG_s	=amplitude of flow oscillation of granular materials	[kg·h ⁻¹]
Δh_a	=height of aeration gas inlet	[m]
Δi	=insertion depth of aeration gas nozzle	[m]
ΔL_f	=fluidizing bed height expressed with gas pressure at bottom of bed	[mmH ₂ O]
ΔP_{hp}	=pressure loss in horizontal pipe	[Pa]
ε_t	=voidage in granular materials at horizontal pipe inlet	[-]
ε_{mf}	=minimum fluidizing voidage of granular materials	[-]
ε_p	=dense packed voidage of granular materials	[-]
ρ_s	=density of granular materials	[kg·m ⁻³]

文 献

- Ozawa, M., "Johatukan kei no Ryuudou no Anteisei", Steam Power Engineering, S.Ishigai, K.Akagawa, ed., p.362-414, Corona Publishing Co.,LTD, Tokyo, Japan(1989)
- Ozawa, M.,S. Tobita, "Flow Pattern and Flow Rate of Solids in the L-Valve of CFB System", Kikai Gakukai Ronbunshu,57,1837-1845(1991)
- Tomoyasu,Y., M. Ishizawa, "Flow Oscillation in L-valve", Conference Papers Third China-Japan Symposium, p.28-35, Beijing, China, September(1988)
- Tomoyasu,Y., K.Suzuki, T.Takebayashi, T.Mii, "flow Characteristic of L-valve for Circulating Fluidized Bed Boiler," Preprint of the 8th Symposium '89 on Multi-phase Flow, p.93-96, Tokyo, Japan (1989)
- Zabrodsky S.S., "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds", A.Zenz ed.,p.84-106, The M.I.T. Press, Cambridge, Massachusetts, USA(1966)
- Zenz F.A., D.F.Othmer, "Fluidization and Fluid Particle Systems", p.447-490, Reinhold Pubulishing Corporation, New York, USA(1960)

第5章 循環流動層ボイラ用高温Lバルブ における不安定流動

要 旨

循環流動層ボイラでは循環粒子中に未燃カーボンであるチャーや、その他の未燃分を含む場合が多い。また、脱硫用の CaSO_4 も含んでいる。

このような系でLバルブを使用するとき、スタンドパイプ中で未燃カーボンであるCが不完全燃焼して、COが発生したり、Cによって CaSO_4 が分解されて CO_2 等のガスが発生する。このような化学反応がおこると、粉体中のガス量が増加し、ときによっては、スタンドパイプ内が流動化して、エアレーションガスの吹き込みを止めても粉体の流動が止まらなくなる、いわゆるフリーフロー現象を呈する場合がある。循環粒子中に、上記のような未燃分や CaSO_4 を含むとき、このような不安定現象を避けるためには、循環粒子温度が 600°C を越えるような条件下ではLバルブの使用は避けるべきである。

(本章でも“粉体”と“粒子”の用語の使い分けは 1.1.2 項の定義に従う。)

緒 言

前章までは循環流動層ボイラの循環粒子流量制御装置の基本特性を調べるために、粉体は常温で、かつ化学的に安定な物質であるとして扱ってきたが、実際の循環流動層ボイラで取り扱う粉体は 800~900℃ の高温であり、脱硫用の CaO、脱硫反応生成物である石膏(CaSO₄)、石炭の燃焼灰、石炭から生じる未燃カーボンなどの混合物である。

(本章でも“粉体”と“粒子”の用語の使い分けは 1.1.2 項の定義に従う。)

循環流動層ボイラではこのような粉体がサイクロンで捕捉され、さらにガスのループシール機構(サイクロン内とコンバスタの間に粉体の移動層を挿むことによってガスシールする機構)を経て、コンバスタに再循環される。

Fig.1.1 に示す循環流動層ボイラでは、サイクロンで捕捉された循環粒子は、まず、サイクロン下部の高温流動層に入り、その循環粒子の一部は高温流動層の底部に設置された循環粒子流量制御装置(Fig.1.1 ではLバルブとして示されている)を経てコンバスタへ導かれる。コンバスタ内の循環粒子濃度は脱硫性能(CaO と SO₂ の固気反応)や、コンバスタ側壁(ガス冷却のための伝熱面)への伝熱性能に影響する。そのために、この循環粒子流量制御装置によって、コンバスタ内の循環粒子濃度が一定になるように、高温の粉体流量が制御される。

高温流動層の底部から直接コンバスタへ再循環されないで、Fig.1.1 に示す流動層熱交換器(External Heat Exchanger)へ導かれて、ここで冷却された後、この流動層熱交換器の底部に設置された別の循環粒子流量制御装置(Fig.1.1 ではこれもLバルブとして示されている)を経てコンバスタへ導かれる。この冷却された循環粒子は、コンバスタで石炭などの燃料が燃焼する際に発生する熱を冷却するためのもので、コンバスタ内の温度が一定になるように、この循環粒子流量制御装置によって流量制御される。

Lバルブが上記のような高温粉体の流量制御装置として用いられるとき、扱う粉体が上記のように複雑な混合物であるために、常温では予期できない化学反応がLバルブ内部でおこり、Lバルブの不安定現象を引き起こすことがある。Fig.1.1 では高温流動層の底部に設置した循環粒子流量制御装置として、Lバルブを使用した例を示しているが、このようなLバルブの使用法は条件によっては好ましくない場合がある。

本章では、そのような不安定現象について、循環流動層燃焼実験装置を用いて実験をおこない、検討した結果について述べる。

5. 1 循環流動層ボイラ用高温Lバルブ内でおこる化学反応

5.1.1 検討対象と検討条件

検討対象とするLバルブは、これまでの各章で検討してきたものと同様、流動層下部から粉体を排出し、この流量を制御する目的で用いるLバルブとする。これの検討条件は下記のとおりとする。

- ① 取り扱う粉体は、石炭の燃焼灰 (SiO_2 、 Al_2O_3 などを主成分とする)、脱硫用の CaO 、 CaSO_4 、 CaCO_3 および石炭の未燃カーボンの混合物とする。
- ② 粉体の平均粒子サイズは $100\sim 300\mu\text{m}$ の範囲にある、Geldart (1986) の分類によるところの B 粒子とする。
- ③ 粉体の温度は 600 から 1000°C の間、多くは 850°C 程度であるものとする。
- ④ 上部流動層の流動化媒体は空気とする。

5.1.2 高温Lバルブ内における化学反応と流動安定性

5.1.2.1 Lバルブ内における未燃カーボンの燃焼反応

本研究対象のスタンドパイプは高温流動層の底部から粒子を取り出すための装置として用いられるものであり、スタンドパイプ入口では上部流動層の流動化空気が粉体に同伴されて流入する。粉体は高温で、かつ、未燃チャーなどの可燃分を含むところから、流入空気中の O_2 は未燃チャーなどの可燃分の燃焼に消費され、酸素不足の状態となる。このような雰囲気の中で、粉体中に残存する未燃チャーなどの石炭の未燃分の燃焼反応が進み、 CO 、 H_2 、 CO_2 、 CH_4 等のガス成分が発生する。また、粉体中には脱硫材として用いられる CaCO_3 、 CaO 、 CaSO_4 などが存在するが、これらも酸素不足の雰囲気の中で、一部分解する。これらの反応は粉体中のガス量変動を引き起こすが、これは粉体中の空隙率を変化させるので、Lバルブの流動挙動に影響する。本節ではこのような粉体中のガス量変動を引き起こす反応について概観する。

その反応の一つにチャーの燃焼反応がある。Lバルブ入口で粉体中に同伴

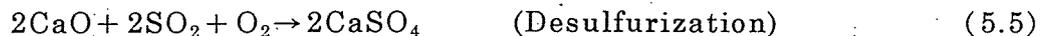
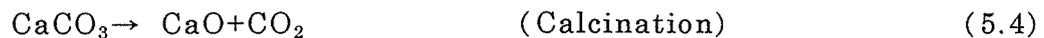
される空気量は、粉体中の空隙率がほぼ 0.5 前後であるところから、粉体粒子とほぼ同体積である。一方、通常の燃焼でチャーの密度を 1000kg/m^3 とし、チャーは 100%カーボンで構成されているとすると、それを完全燃焼するために必要な空気の体積は 800°C ではチャーの体積に比べて約 35000 倍となる。実際には同体積の空気しか無いから、Lバルブ内部では強度の酸素不足の状態となる。その燃焼反応は主として下記のようなものと考えられる (Muchi et al, 1984)。



この燃焼反応は O_2 : 1 mol にたいして CO : 2 mol が生成される反応である。したがって、空気中の O_2 が全て CO に変わったとすると、粉体中のガスの体積は反応前と比較すると 1.21 倍となる。

5.1.2.2 脱硫材に関する反応

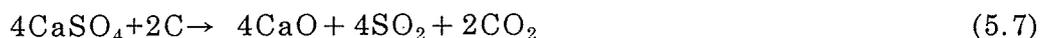
循環流動層ボイラで脱硫材として使用される CaCO_3 は 700°C 以上の温度で力焼 (Calcination) されて CaO となり、これが SO_2 と反応して CaSO_4 が生成される。この一連の反応は次のとおりである。



循環流動層ボイラでは反応(5.4)は、ほぼコンバスタ内で完結しており、また、後述のように、Lバルブ内では CO_2 の分圧が上がるために、この反応は進み難く、これによって発生するガス量は少ない。

CaSO_4 は O_2 が存在すれば比較的安定であり、 1000°C 以下の温度では容易には分解しない。(Fig.5.1 によれば 871°C (1600°F) で SO_2 の平衡分圧は 0.001atm 程度である。Fig.5.1 の内容については後述する。)

しかしながら、Lバルブ内では上述のように、強度の O_2 不足の状態であり、Lバルブ内には C や CO が存在する。Chen and Yang(1979)によれば、 CO ないしは C の存在下で、 CaSO_4 は容易に分解し下記のような反応が進む。





(5.8)、(5.9)、(5.10)が逐次反応、(5.6)、(5.7)が総括反応であり、(5.10)が律速反応であると言う。すなわち、 CaSO_4 とCないしはCOが共存する場では反応(5.8)、(5.9)は比較的容易におこり、 CO_2 を生成する。

反応(5.8)、(5.9)、(5.10)による CaSO_4 、CO、CaO、 SO_2 、 CO_2 の平衡関係は Rasswalla and Wheelock (1977) によると Fig. 5.1 のとおりである。図の P_{CO} 、 P_{CO_2} 、 P_{SO_2} は 1atm における CO、 CO_2 、 SO_2 の分圧を示す。これによれば、CO の分圧が低いとき、 CaSO_4 は高温でも安定であり、反応(5.8)、(5.9)は進まない。すなわち、 O_2 リッチの雰囲気では CO などの未燃分は存在しにくいから反応(5.8)、(5.9)は進まない。一方、 O_2 不足の雰囲気では、CO が存在しやすくなるとこの反応が進み、 CO_2 が増加してくる。(CO の分圧はそれほど上がらない)。また、CO が増加する雰囲気では、高温になるほど SO_2 の分圧が上がる。すなわち、反応 (5.10)が進み CaSO_4 が分解する。

以上のことから、粉体中に CaSO_4 が存在し、高温で酸素不足の状態にな

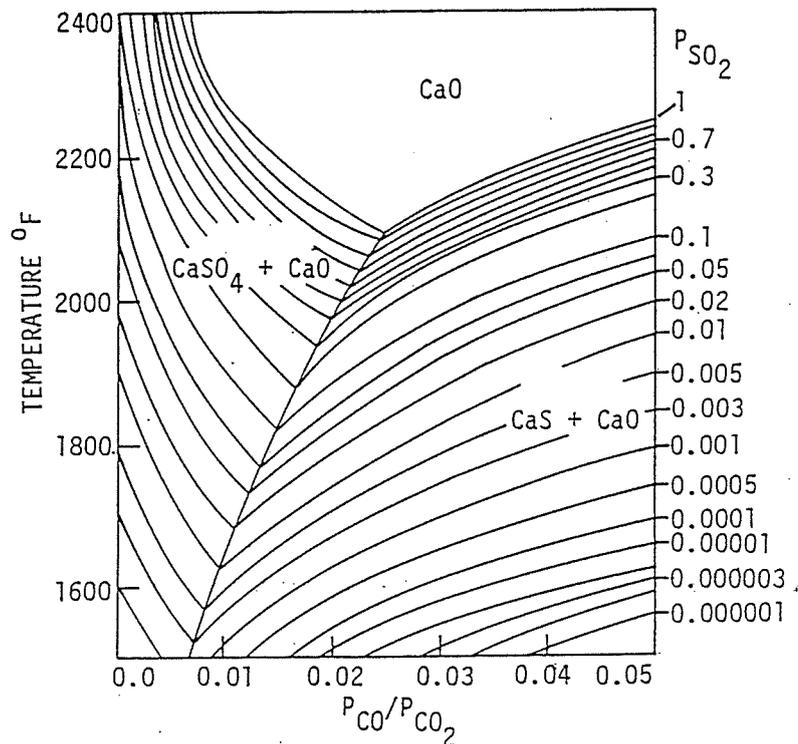


Fig.5.1 Equilibrium phase diagram of CaSO_4 , CO, CaO, SO_2 , CO_2 at 1 atm shown by Rasswalla and Wheelock (1977)

るとき、Lバルブのスタンドパイプ内部は CO_2 が発生しやすい雰囲気となりやすい。

反応(5.9)および(5.10)は固体からガスが発生する反応であり、この反応が進むことによってもガスの体積は増加する。

前述のように、Lバルブ内の粉体の空隙率は 0.5 前後である。例えば、Table 2.1 に示す硅砂 JIS 8 号では最密充填状態の空隙率が 0.429 であり、これが流動化するときの空隙率は 0.552 である。このことは、空隙を満たすガスが約 1.3 倍に体積増加すれば粉体が流動化するということである。Lバルブにとって、粉体中に含まれるガスが、化学反応によって体積増加することとは、その安定性を喪失する可能性があるということであり、その使用の可否に影響することを意味する。

この場合、ただ単に、体積が増加するだけでなく、その場の空隙率が増加するだけの圧力が発生することも必要である。すなわち、発生したガスは粉体中を低圧側に流出するので、ガス発生部の圧力が上昇するためには、ガスの発生速度も重要なパラメータである。

Lバルブを循環流動層ボイラ用として使用するためには、このような不安定現象が起こらないことが必要であり、この特性を検討するために循環流動層燃焼試験装置を用いて実験をおこなった。

5・2 高温Lバルブの流動安定性に関する実験

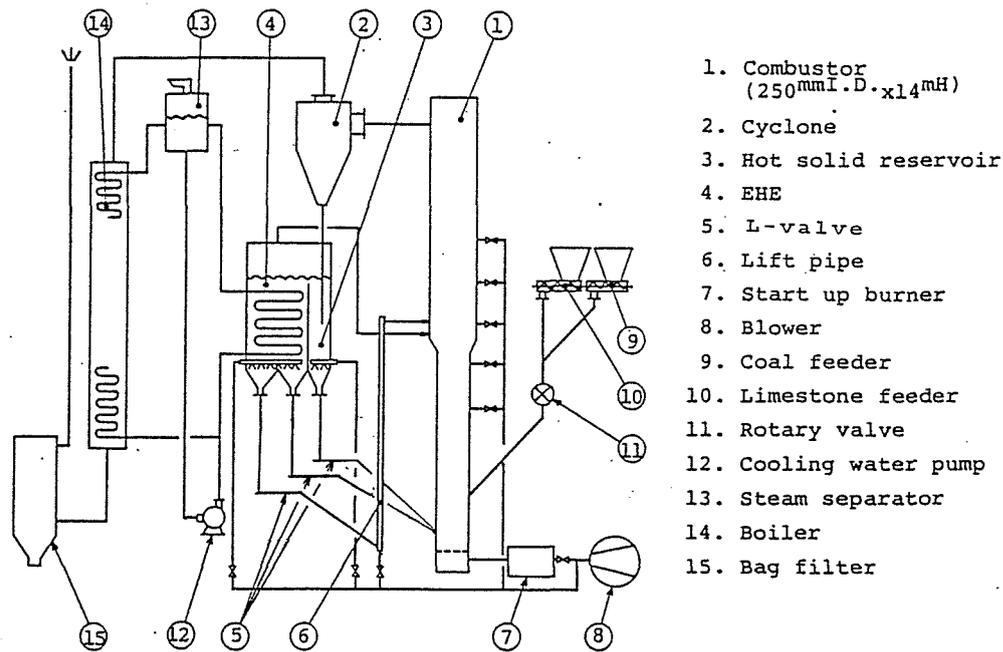
5・2・1 高温Lバルブ実験装置

5.2.1.1 実験装置のプロセスフロー

高温Lバルブ実験装置として循環流動層燃焼試験装置を使用した。この装置は 30~40kg/h の石炭を、実機とほぼ同じ条件で燃焼することができるもので、そのプロセスフローを Fig. 5.2 に示す。

本装置では、図に示すように、高温Lバルブ、低温Lバルブ、リフトLバルブの3本のLバルブが設置されている。

サイクロンで捕捉された高温の循環粒子が、高温流動層である粉体貯槽に入る。その一部は高温Lバルブを経てコンバスタ底部にリサイクルされ、残りは流動層熱交換器である外部熱交換器(EHE)に入り冷却される。その冷却



1. Combustor
(250mm I.D. x 14mH)
2. Cyclone
3. Hot solid reservoir
4. EHE
5. L-valve
6. Lift pipe
7. Start up burner
8. Blower
9. Coal feeder
10. Limestone feeder
11. Rotary valve
12. Cooling water pump
13. Steam separator
14. Boiler
15. Bag filter

Fig. 5.2 Process flow diagram of CFB combustion test facility

粒子の一部は、低温Lバルブによってコンバスタ底部にリサイクルされ、また、他の一部はリフトLバルブによってコンバスタ中間部にリサイクルされる。高温Lバルブは、主としてコンバスタ内の循環粒子濃度を一定に保つ目的で、コンバスタの上下2点間の差圧が一定になるように、高温の循環粒子流量を制御するために用いられる。

低温Lバルブは外部熱交換器で冷却された循環粒子によって、コンバスタ底部の温度を制御する目的で、低温の循環粒子流量を制御するために用いられる。

リフトLバルブは低温Lバルブと同様、外部熱交換器で冷却された循環粒子流量を制御する装置である。上記の低温Lバルブはコンバスタ底部の温度を制御することが主目的であるのに対して、リフトLバルブは低温の循環粒子をコンバスタ中間部にリサイクルすることによって、コンバスタ上部の温度を一定に制御することを目的としている。

本実験では上述のように3本のLバルブが用いられたが、本文ではこのうちの高温Lバルブの流量特性を検討の対象とする。

5.2.1.2 高温Lバルブの配置と寸法

高温Lバルブは上述のように高温流動層の底部から粉体を排出するために用いられる。粉体はパイプ形空気分散器の間隙を流下し、スタンドパ

イプに入る。

実験に用いたLバルブのスタンドパイプは内径 78mm、151mm の 2 種類のスチレンス鋼管で、高さは 2520mm である。また、水平パイプは内径 51 mm、28mm、21mm の 3 種類のスチレンス鋼管である。

エアレーションガスとして常温空気を用い、この吹き込み高さは水平パイプの上面高さとし、吹き込み位置は水平パイプの対向面とした。

5.2.2 高温Lバルブ実験条件と実験結果

5.2.2.1 実験に使用した粉体および燃料の種類と性状

実験では燃料として Table 5.1 に示す無煙炭を使用した。また、比較燃料として A 重油を使用した。循環粒子としては JIS 7 号珪砂と石灰石粉を使用した。JIS 7 号珪砂の性状は、ほぼ、Table 1.1 に示すようなものである。石灰石粉の平均粒径は約 500 μm であった。また、テスト時の循環粒子の平均粒径は 140~190 μm であった。

Table 5.1 Properties of coal used for L-valve stability test

Kind of coal	Anthracite	
Heat value (HHV)	[kJ]	27920
Proximate analysis		
Inherent moisture	[%]	3.5
Ash	[%]	13.6
Volatile matter	[%]	25.2
Fixed carbon	[%]	57.7
Total sulfur	[%]	0.52
Ash analysis		
SiO ₂	[%]	51.3
Al ₂ O ₃	[%]	29.2
Fe ₂ O ₃	[%]	11.4
CaO	[%]	2.6
SO ₃	[%]	2.5
Others	[%]	3.0
Mean diameter	[mm]	3.0

5.2.2.2 実験結果

以上のような条件下で燃焼試験を行い、Lバルブの流動挙動を調べた。スタンドパイプ径 78mm、水平パイプ径 51mm、循環粒子は珪砂と石

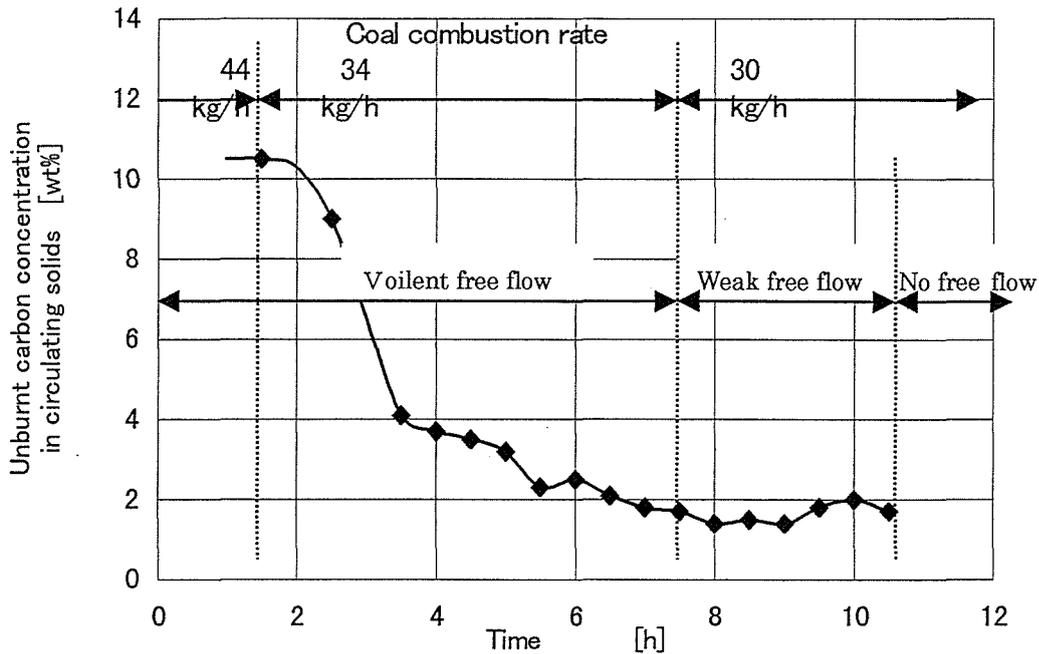


Fig.5.3 Example of relation between unburnt carbon concentration in circulating solid and free flow at L-valve

炭燃焼灰のみとし、石灰石を加えない状態で石炭を燃焼したときの、Lバルブの流動状況を Fig.5.3 に示す。本図は時間とともに燃焼負荷（石炭燃焼量）を下げて行ったときの、循環粒子中の未燃カーボン量とフリーフローの関係を示したものである。フリーフロー（Free flow）として示す状態は、Lバルブのエアレーションガスの吹き込みを停止しても、粉体が流れ続ける状態である。

本図の縦軸は循環粒子中の未燃カーボン量、横軸は計測開始後の時間（hour）を示す。また、図中の 44kg/h、34kg/h、30kg/h などの数値は各時間における石炭の燃焼量を示す。

石炭燃焼量が 44kg/h のとき、循環粒子中の未燃カーボン量は約 10% 程度となるが、この状態では激しいフリーフローが起こっている。石炭燃焼量を 34kg/h まで下げると循環粒子中の未燃カーボン量は徐々に減って行き、2% 前後で落ち着くが、この状態では、フリーフローは弱まるものの、まだ、停止はしない。さらに、石炭燃焼量を 30kg/h まで下げると、循環粒子中の未燃カーボン量は 1.5% 程度まで下がり、フリーフローは停止する。

このようなフリーフローは酸素不足の状態における燃焼反応によって CO、H₂、CO₂、CH₄ 等のガス成分が発生し、また、石炭燃焼灰の酸化物（例えば

CaSO₄) 中の酸素と C が反応して CO₂ を発生し、ガスの体積が増加した結果、粉体の空隙率が増加したためであると思われる。

Fig.5.3 のフリーフローが発生した状態におけるスタンドパイプ内のガスの圧力分布を測定した結果を Fig.5.4 に示す。スタンドパイプの多くの部分で、圧力勾配は上部流動層の圧力勾配と同程度であり、明らかに流動化している。また、フリーフローが激しいときほど最大圧力点が下方に下がっている。これは、フリーフローが激しくなると循環粒子流量が増加し、コンバスタ底部の圧力が高くなり、その分だけスタンドパイプ下端の圧力が上昇するためにこのような圧力分布を示すこととなる。

Fig.5.5 はスタンドパイプ径を 152mm、水平パイプ径を 51mm、28mm、21mm の 3 種類に変化させて、フリーフロー発生時のスタンドパイプ内の圧力勾配を見たものである。図より、スタンドパイプ内の圧力勾配はスタンドパイプ径や水平パイプ径によらず、大部分が流動化状態のそれとなっている。すなわち、スタンドパイプ径や水平パイプ径を少々変えても、フリーフローの発生傾向は変わらない。なお、本図では水平パイプ径が大きいときほど、スタンドパイプ下端の圧力が高くなっている。このことは、フリーフローが発生するとき、水平パイプ径が大きいほど粉体流量が多くなる傾向が有ることを示している。

Fig.5.6 は上部流動層の温度を変えたときのフリーフロー発生傾向を見たもので、温度が高いほど、フリーフローは激しくなることを示している。

Fig.5.7 は A 重油燃焼時と石炭燃焼時のスタンドパイプ内のガスの圧力分布を測定した結果を比較したものである (スタンドパイプ径 152mm、水平パイプ径 21mm)。A 重油燃焼時のデータは循環粒子中に未燃分が無く、フリーフローが起こっていないときのものであり、石炭燃焼時のものはフリーフローが起こっているときのものである。粉体流量は両者の値がほぼ同じであるが、その圧力勾配は大きく異なる。

脱硫のために循環粒子に石灰石を加えた場合についても試験したが、そのフリーフローの傾向には顕著な差は見られなかった。石灰石を加えた状態でフリーフローが発生しているときに、スタンドパイプ中のガスをサンプリングし、分析を試みた。ガスのサンプル位置は Lバルブ底部から 700mm 上部であった。この時の測定値の一例を Table 5.2 に示す。

本測定結果に依れば CO₂ や CO の濃度が非常に高く、通常の燃焼では見

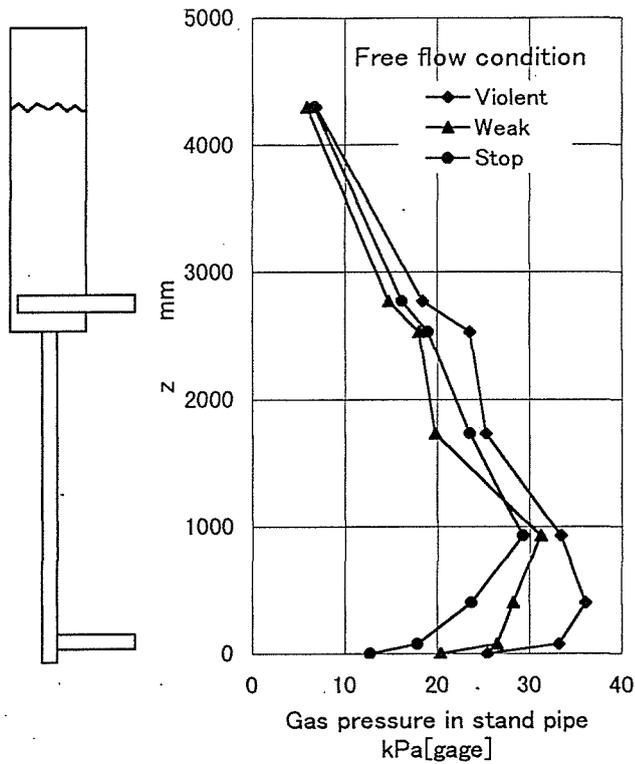


Fig. 5.4 Gas pressure at free flow condition

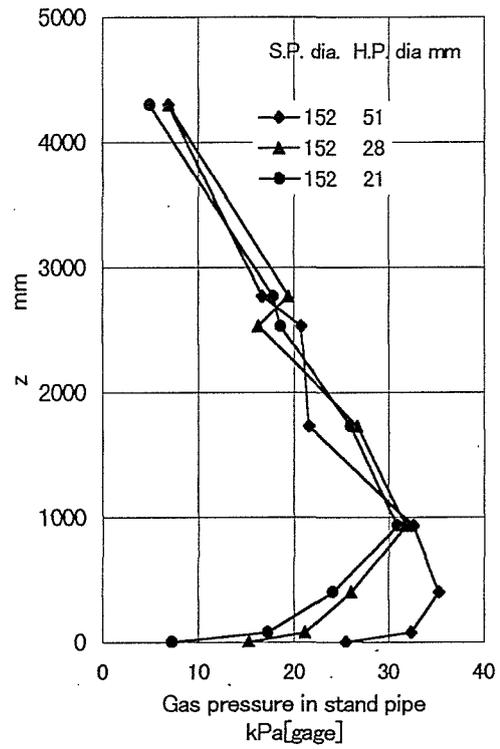


Fig. 5.5 Gas pressure in various stand pipe diameter

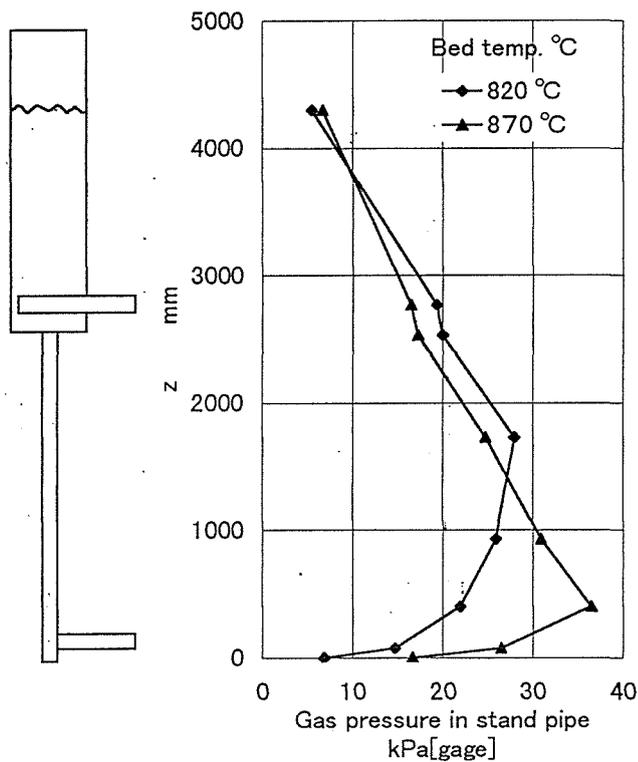


Fig. 5.6 Gas pressure at various temperature

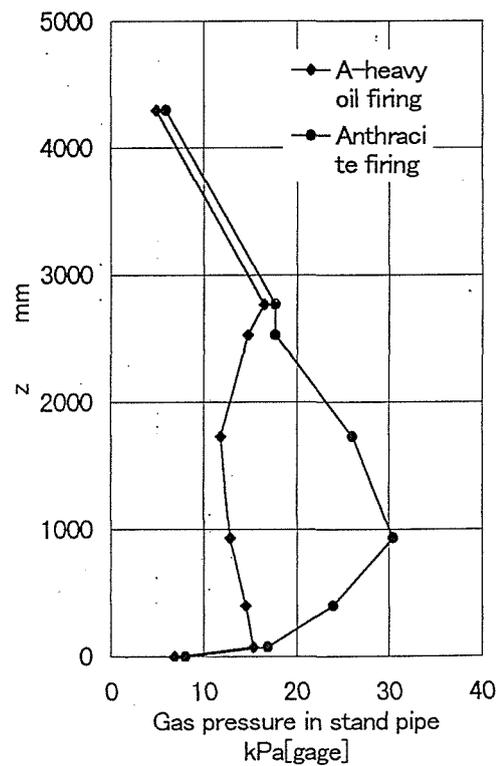


Fig. 5.7 Gas pressure at various fuel firing

Table 5.2 An example of gaseous components
in L-valve at free flow condition

Component	Concentration [vol. %]
CH ₄	0.35
O ₂	1.30
CO	17.7
CO ₂	36.2
H ₂	3.6
N ₂	40.8

(analyzed by gas chromatography)

られないような現象が起こっている (O₂ バランスが合わない)。本データについてはサンプリング法や分析法についての検証が必要であるが、本データから見る限り、反応(5.8), (5.9)が起こっている可能性が高いことを示している。

5・3 考 察

5.3.1 Lバルブ内におけるガス量増加速度の評価

高温のLバルブ内では 5.1.2 項で見たような燃焼反応と、石膏を主とする酸化物の分解反応が起こり、ガスが発生する。この発生量を正確に予測することは容易ではないが、ここでは仮定をおいて、その発生量のオーダを把握し、温度との関係などを見てみることにする。

実験では石膏の存在しない条件下でも、フリーフローが発生したところから、単純な燃焼反応のみによって考えてみる。下記のような条件を仮定する。

- ① Lバルブ入り口では未燃分は石炭のチャーのみとする。(炭化水素や水素は存在しないとする)
- ② Lバルブ入り口では粉体中に含まれるガスは上部流動層の流動化空気が同伴されるものとし、空気であるとする。
- ③ ガスと粒子間の相対速度は無いものとする。
- ④ チャーの燃焼は反応(5.1)、(5.2)、(5.3)によって進むものとする。ただし、簡単のために本項では反応(5.1)のみを考える。

反応(5.1)によれば O₂ : 1 mol に対し CO : 2 mol となる。空気中の O₂

が元々21%であるから、これらの反応が完結したとしてもガス量の増加は高々1.2倍であり、 ε_p と ε_{mf} の比よりも小さい場合もある。しかしながら、スタンドパイプの多くの部分では、元々空隙率は ε_p より大きく、この程度の増加で ε_{mf} を越える可能性が高い。

⑤ 燃焼温度が1000℃以下であると仮定すると、化学反応速度定数は小さいが、一方、チャー粒子内への O_2 の拡散速度定数は、チャー粒径を1mm程度としているので十分に大きく、したがって反応速度は化学反応律速とする。

⑥ チャーの反応速度定数は Muchi et al (1984) の示した値を採用する。

$$\text{反応(5.1)} \quad k_1 = 71.9 \exp(-1.49 \times 10^8 / RT) \cdot RT \quad [\text{m/s}]$$

$$\text{反応(5.2)} \quad k_2 = 1.3 \times 10^{11} \exp(-1.26 \times 10^8 / RT) \quad [\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{s}]$$

$$\text{反応(5.3)} \quad k_3 = 4.1 \times 10^9 \exp(-2.48 \times 10^8 / RT) \quad [\text{m/s}]$$

実際の反応速度は $k_1 + k_3$ によって決まるが、反応温度が700~900℃の範囲では $k_1 \gg k_3$ であるから④の条件による反応(5.1)だけとしても、結果に大きな差は無い。

⑦ チャーの粒径 $d_c = 1\text{mm}$ とし、燃焼に寄与する O_2 量が少ないことから、径の変化は無視する。密度 $\rho_c = 1000\text{kg/m}^3$ とする。

⑧ 粉体の平均真密度 $\rho_p = 2600\text{kg/m}^3$ 、流速は実験条件の近傍の値を取るものとして0.2m/sとする。

⑨ スタンドパイプ入口粉体の空隙率は0.5とおく。ガス発生による粒子流速の増加は無視する。

⑩ 圧力は1atmとする。

以上の仮定のもとに下記により、スタンドパイプ高さ方向のガス体積の増加割合、 O_2 、COの変化について計算する。

チャーの粒径変化は Muchi et al (1984) によれば、

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{\pi}{6} d_c^3 \rho_c X_c \right) = -\pi d_c^2 k_1 C_{eO_2} \quad (5.11)$$

ここに、 C_{eO_2} は粒子間の空隙を満たすガス中の O_2 濃度で単位は kmol/m^3 である。また、COの濃度は空気中の O_2 濃度が0.21であるから、

$$[CO] = 2(0.21 - [O_2]) \quad (5.12)$$

粉体中のチャー濃度が5%のとき、ガス温度900℃、700℃のそれぞれについて、スタンドパイプ高さ方向のガス体積の増加割合と、全ガス中の O_2 、

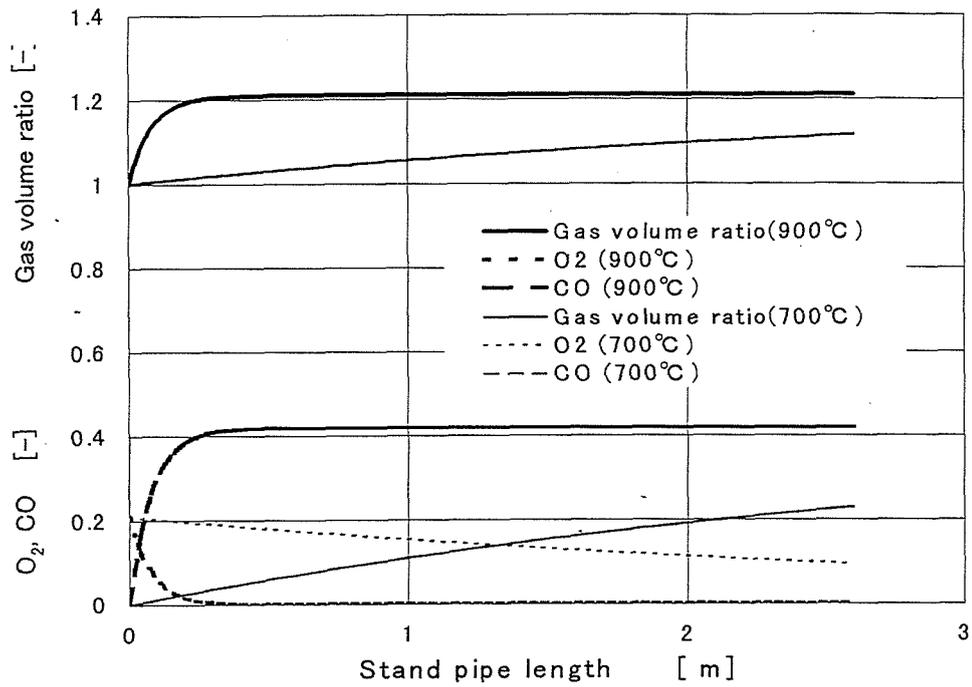


Fig.5.8 Distribution of gas volume ratio of O₂ and CO in stand pipe
(Char concentration in circulating solid = 5 wt%)

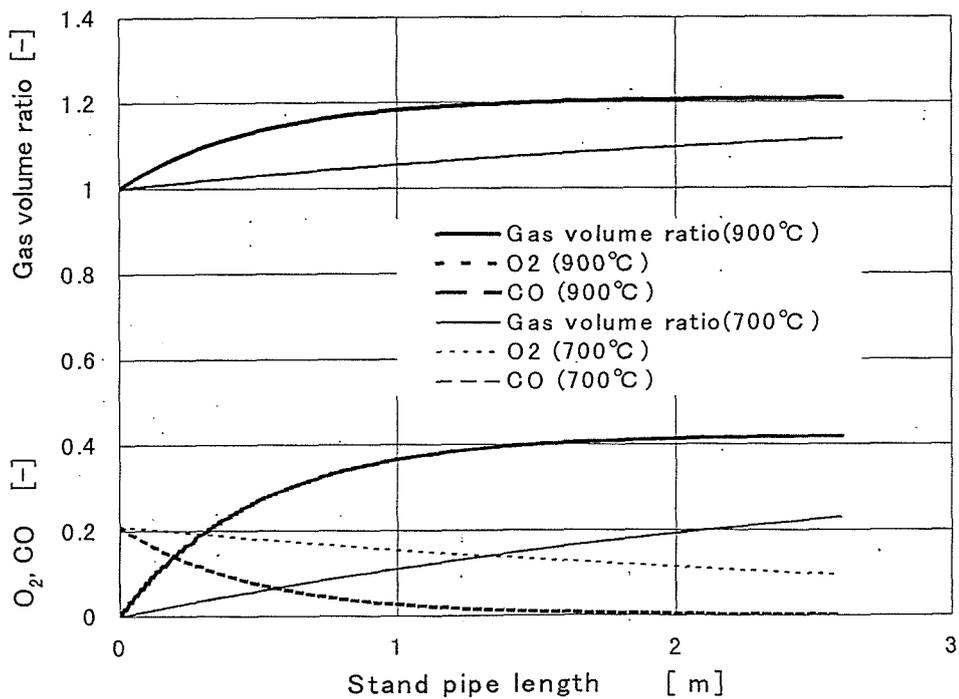


Fig.5.9 Distribution of gas volume ratio of O₂ and CO in stand pipe
(Char concentration in circulating solid = 1 wt%)

CO の体積割合を求めた結果を Fig. 5.8 に示す。本図の横軸の 0 点はスタンドパイプ入口を示す。

ガス温度が 900℃ のとき、入口近くで O₂ はゼロになり、ガス量は 1.2 倍となるが、700℃ まで下がると、全ガス体積および全ガス中の O₂、CO の体積割合の変化速度は小さくなっていく。

循環粒子中のチャー濃度が 1 % で、ガス温度 900℃、700℃ のそれぞれについて、ガス体積の増加割合、O₂、CO の体積割合について計算した結果を Fig. 5.9 に示す。チャー濃度が 5 % のときに比べると変化速度が遅くなる。チャー濃度が低下した場合にフリーフローが停止するのは、このためであると思われる。先に示した実験結果やこの検討結果から見ても、Lバルブを使用する系では、循環粒子中の未燃カーボンを少なくとも 1 % 以下に抑えるべきであると言える。

5.3.2 高温 Lバルブの使用限界

高温 Lバルブの使用限界については、上記のような単純な燃焼反応の他に、5.1.2 で述べたような CaSO₄ の分解反応も考慮する必要がある。

Kuusik et al(1985)が CO/N₂ 雰囲気中で、示差熱分析によって、CaSO₄ の分解温度について調べた結果によれば、不純物として燐成分を含む場合に、比較的低温で CaSO₄ の分解が始まり、この時の温度は 600℃ 程度である。

これらのデータや、上記の検討結果から、粉体中に未燃カーボンや、CO あるいは水素、炭化水素などを含む場合には、Lバルブの使用限界温度は 600℃ 程度であると言える。

結 言

循環流動層ボイラの循環粒子中には、未燃カーボンであるチャーや CO その他の未燃分が含まれており、さらに、脱硫用 CaSO_4 が含まれている。循環流動層燃焼試験装置による実験により、このような粉体では、温度が 600°C を越えると、スタンドパイプ内でガスが発生し、スタンドパイプ内が流動化状態か、それに近い状態となり、エアレーションガスの吹き込みを止めても、粉体の流動が止まらない、いわゆるフリーフロー現象を示し、Lバルブとしての機能を果たすことが難しくなることを確認した。この結果から、循環流動層ボイラ用高温Lバルブを使用する系では、少なくとも循環粒子中の未燃分は1%以下に抑えるべきであること、また、循環粒子中に未燃分を含む場合にはLバルブの使用は 600°C 以上では避けるべきであることを示した。

記号説明

C_{o_2}	=O ₂ concentration in void	[kmol·m ⁻³]
[CO]	=volume ratio of CO in total gas	[-]
d_c	= diameter of char	[m]
k_1	=constant on velocity of chemical reaction (5.1)	[m·s ⁻¹]
k_2	=constant on velocity of chemical reaction (5.2)	[m ³ ·kmol ⁻¹ ·s ⁻¹]
k_3	=constant on velocity of chemical reaction (5.3)	[m·s ⁻¹]
[O ₂]	= volume ratio of O ₂ in total gas	[-]
P_{co}	=partial pressure of CO	[atm]
P_{co_2}	=partial pressure of CO ₂	[atm]
P_{so_2}	=partial pressure of SO ₂	[atm]
R	=gas constant	[J·kmol ⁻¹ ·K ⁻¹]
T	=temperature of char	[K]
X _c	=ratio of carbon in char	[-]
ε_{mf}	=minimum fluidization voidage	[-]
ε_p	=dense packed voidage	[-]
ρ_c	=skeletal density of char	[kg·m ⁻³]
ρ_p	= skeletal density of granular materials	[kg·m ⁻³]

文 献

- Chen, J.M., R.T. Yang, "Fluidized-Bed Combustion of Coal with Lime additives. Kinetics and Mechanism of Regeneration of the Lime Sorbent", *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 18, 2, 134-138 (1979)
- Geldart, D.; "Characterization of Fluidized Powder," *Gas Fluidization Technology*, D. Geldart, ed., p. 33-51, John Wiley & Sons, UK (1986)
- Kuusik R., P. Saikkonen and L. Niinisto, "Thermal Decomposition of Calcium Sulfate in Carbon Monoxide", *Journal of Thermal Analysis*, 30, p. 187-193 (1985)
- Mutch I., S. Mori, M. Horio, "Ryuudouso no Hanno Kogaku", p. 274-279, Baifukan, Tokyo, Japan (1984)
- Rassiwalla F.M., T.D. Wheelock, "Thermodynamics of Regenerating Sulfated Lime", *The Proceedings of the Fifth International Conference on Fluidized Combustion*, p. 740-743, Washington, D.C., U.S.A. (1977)

第 6 章 結 論

要 旨

本研究によって得られた結果をまとめ、さらに、今後の検討課題を明確にした。

6. 1 本研究成果のまとめ

循環流動層ボイラは燃焼温度を 850℃ 前後に制御し、石灰石による高温脱硫と低 NO_x 燃焼が出来ることに特徴があるが、そのためにはコンバスタや外部熱交換器における伝熱量の制御が極めて重要である。これらの伝熱量は、基本的には粒子循環量によって支配される。したがって、循環流動層ボイラにおいては、粒子循環量の制御技術がその性能を決定すると言っても過言ではない。そこで、本研究では粒子循環量の制御技術の一つである Lバルブの流量特性の検討を行った。

Lバルブは粉体の鉛直移動層であるスタンドパイプと、水平の濃厚移送層であるホリゾンタルパイプの組み合わせであるが、その基本特性はスタンドパイプ内のガス流れや、圧力分布に大きく影響される。また、Lバルブは、粉体を全く流体的に制御するものであるから、粉体の流れは不安定になりやすい。そこで、本研究ではLバルブの流れ特性を明確にするために、次のような検討を行った。

- (1) スタンドパイプにおける粉体流れとガス流量およびガス圧力分布の関係について、理論的な解析を可能とするために、スタンドパイプ軸方向の粉体圧と空隙率の関係について実験式を求め、これを用いてスタンドパイプ内のガス流量や圧力分布を求める方法を検討した。
- (2) Lバルブの流量特性について、実機規模の大型の常温の実験装置を用いて検討し、流量特性に対する影響因子とその特性を把握し、これに基づいて、Lバルブのサイジング法に関する検討を行った。
- (3) 上記(2)の実験の過程で見られた常温Lバルブの不安定流動現象について検討し、不安定現象が発生するメカニズムと発生条件およびその抑制方法について検討した。
- (4) 循環流動層ボイラで、実際にLバルブを使用する高温条件下で、実際の粉体を使用した場合に予想される問題点について検討し、循環流動層燃焼試験装置で実験を行い、高温Lバルブにおける不安定流動現象について検討した。また、その実験結果に基づき、

高温Lバルブの使用限界について検討した。

以上の各項目の検討内容を、それぞれ、本文の第2章から第5章に示した。それぞれの項目について得られた結果は以下のとおりである。

(1)流動層の底部に設けたガス流れを伴うスタンドパイプについて、粉体とガスの連続の式、壁面の摩擦力を考慮した運動量平衡の式および相対速度によるガスの圧力損失の式と、さらに、軸方向のガス圧力分布に関する実験データから、スタンドパイプ軸方向の粉体圧 σ_z と空隙率 ε の関係式を求めた。

この結果によれば

① $|d\sigma_z/d\varepsilon|$ はスタンドパイプ入口の空隙率が大きい部分で大きく、中間で一度低下し、さらに下方では再び増大する。すなわち、中間部で粉体圧の変曲点が存在する。

② スタンドパイプ入口部近傍で $|d\sigma_z/d\varepsilon|$ が大きくなるのは、主としてスタンドパイプ壁面の摩擦力の影響による可能性が高い。

③ 粉体圧は空隙率のみならず粉体粒子径の関数でもある。

また、この粉体圧、空隙率、粒子径の関係式と他の理論式から、スタンドパイプを流れるガス量、および軸方向のガス圧力、粉体圧、空隙率などの分布が求められることを示した。

(2)実機規模の常温の実験装置による実験により、下記の結果を得た。

① 流動層の底部から粉体を取り出すためのLバルブは、流動化されない一般の粉体貯槽から粒子を取り出すためのLバルブと比べると、その流量特性は異なり、特に、エアレーションガス流量が少ないときにその差が大きいことを明らかにした。そのような差が出る主な理由は、本研究の対象としたLバルブ（流動層から粒子を搬出する場合のLバルブ）の方が、一般の粉体貯槽から粉体を排出するためのLバルブに比べて、Lバルブコーナ部を通過するガス量が多いためであると推察された。

② Lバルブの流量特性は取り扱う粉体粒子の粒径に大きく依存することを明らかにした。

③ 上記①、②からも明らかのように、Lバルブに関する既往のデー

タを参照する場合には、その使用条件が既往のデータの条件と一致しているかどうかを十分に確認することが重要であることを示した。

- ④本研究の対象であるLバルブについて、スタンドパイプ内ガス流速、水平パイプ入口ガス流速、スタンドパイプ内粒子流速および水平パイプ入口粒子流速(いずれも空塔速度)を粉体の流動化開始速度 U_{mf} で除した無次元値、 $\overline{q_{ls}}$ 、 $\overline{q_{lh}}$ 、 $\overline{g_{ls}}$ 、 $\overline{g_{lh}}$ の間には下記の関係が有り、その制限条件は下記とすることが望ましいことを示した。

$$\overline{g_{ls}} = 1.35 \overline{q_{ls}} \quad \text{ただし} \quad \overline{g_{ls}} \leq 15$$

$$\overline{g_{lh}} = 1.35 \overline{q_{lh}} \quad \text{ただし} \quad \overline{g_{lh}} \leq 20$$

- ⑤エアレーションガス吹き込み後のスタンドパイプ内の粉体空隙率 ε_s と ε_{mf} の比率 $\varepsilon_s/\varepsilon_{mf}$ が1前後 ($\varepsilon_s/\varepsilon_{mf} \approx 1$) で、エアレーションガス流量に対する粉体流量の流れ特性が急変することを示した。
- (3)ガス流れを伴う常温Lバルブで発生する不安定現象について、実験データをベースに、発生特性について下記の諸点を明らかにした。
- ①スタンドパイプ下部のエアレーションガス吹き込み後の粉体粒子の空塔速度 g_{ls} と、その粉体の空隙率を ε_{mf} とおいたときの粒子速度 g_{smf} の比を r_s とするとき、 $r_s = 1$ 近傍で流れ振動が発生する。
- ② r_s が1近傍を境として、Lバルブの流れ特性が変化する。粉体は水平パイプ入口では、 $r_s \leq 1$ では充填移動層として流れ、 $r_s > 1$ では気泡を伴う dune flow に近い状態で流れているものと推察される。
- ③振動発生のメカニズムは流動様式遷移による圧力降下 - 流量の負性抵抗特性によるものであると推察される。
- ④Lバルブにおける粉体の流動振動を抑制するための具体的な方法を示した。
- ⑤Lバルブにおける粉体流動振動は固有振動数とも言うべき、明確な振動数を持つことを示した。

- (4)循環流動層ボイラの循環粒子中には、未燃カーボンであるチャーやCOその他の未燃分が含まれており、さらに、脱硫用 CaSO_4 が

含まれている。循環流動層燃焼試験装置による実験により、このような粉体では、温度が 600℃を越えると、スタンドパイプ内でガスが発生し、スタンドパイプ内が流動化状態か、それに近い状態となり、エアレーションガスの吹き込みを止めても、粉体の流動が止まらない、いわゆるフリーフロー現象を示し、Lバルブとしての機能を果たさなくなる場合があることを確認した。この結果から、高温Lバルブを使用する系では、少なくとも循環粒子中の未燃分は1%以下に抑えるべきであり、また、また、循環粒子中に未燃分を含む場合にはLバルブの使用は600℃以上では避けるべきであることを示した。

6. 2 今後の課題

本研究では、循環流動層ボイラの粒子循環量制御装置として用いられるLバルブについて、スタンドパイプの流れ特性に関する解析的検討、実験による流量特性の検討、流動様式遷移によるものと思われる不安定現象に関する実験的検討、粉体性状の変化による不安定現象に関する実験的検討などを実施した。本研究対象として扱った範囲のLバルブについては、その特性を明らかにすることが出来たが、3.4.3項でも述べたように、使用条件が変わった場合でも適用可能な、汎用的な技術を確立するためには、未だ多くの課題がある。以下に主な課題について述べる。

(1) 解析技術に関する課題

スタンドパイプについては、これを流れる空気流量や圧力損失を解析的に求める方法について提案したが、本研究では、解析結果と実際の空隙率の測定値との対比や、粉体層を通過する空気流量の測定値との対比が未了である。また、壁面の摩擦力の影響を把握するための(BD)にたいする空隙率の影響、粉体速度の影響、粉体性状の影響などについても、今後の実証検討が必要である。

また、Lバルブコーナ部や水平パイプ内の流れについても解析手法を確立する必要がある。

(2) Lバルブ流量特性予測技術の確立

Lバルブの使用条件は、常に本研究で行った条件と同一であるとは限らない。汎用的にLバルブの流量特性を予測する技術を確立する必要がある。

(3) 不安定現象のメカニズムに関する実証

Lバルブで見られる不安定現象のメカニズムは流動様式遷移によるものであろうとの仮説を提案したが、今後、これに関する理論的、定量的な実証検討が必要である。それによって、Lバルブの不安定現象に関する寸法効果などの予測を可能とする必要がある。

(4) 高温の粒子性状不安定時のLバルブ流量特性の予測技術の確立

循環流動層ボイラでは、高温における粒子性状の不安定さから来る、未解決の不安定現象が残されている。これを解決するためには対象粒子の安定性に関する検討、高温でガスを発生する場合には、その速度論的解析手法の確立などが必要である。

謝 辞

本論分は鳥取大学工学部機械工学科吉野章男教授のご指導の下にまとめることが出来ました。学術研究は、企業における開発研究とは異なる厳密さと一般化が要求されますが、そのために必要な基礎的な実験および理論解析について、大変暖かいご指導とご協力を頂き、漸くにしてここまで辿り着くことが出来ました。社会人として企業に勤務しながら、大学で研究すると言うことは、当初の予想をはるかに越えて、なかなか大変なことで、途中、挫折しそうになるところを暖かく激励いただき、ここまで来れたのは、一重に先生のお陰であります。深く感謝いたします。

また、本研究の過程で暖かいお励ましを戴き、また本論文審査にあたって種々のついて、スタンドパイプ高さ方向のガス体積の増加割合と、全ガス中の O_2 、ご指摘、ご指導を戴いた鳥取大学工学部機械工学科の鈴木豊彦教授にもありがたく感謝いたします。

また、本論文審査に当たって種々のご指摘、ご指導をいただいた鳥取大学工学部土木工学科の木山英郎教授にもありがたく感謝いたします。

大学では共同で実験を行って戴きました岩田博助手に、深く感謝いたします。また、実験に協力戴きました鳥取大学大学院工学研究科学生堺芳樹君、同工学部学生長崎仁暢君、鍵本崇君、清水義君に感謝いたします。

企業勤務の傍ら、大学で研究することを暖かくご支援いただきました、三井造船株式会社の古賀敏之氏(当時)、鈴木邦治氏(当時)、河野誠氏、竹林保氏をはじめとする関係諸氏に、有り難く感謝いたします。また、本文第 3 章、第 4 章の実験を遂行いただいた三井造船株式会社の石沢正芳氏、鈴木健二氏(当時) および第 5 章の実験を遂行いただいた苧坂寿宏氏(当時)および今は亡き馬場泰治氏に深く感謝致します。

END