

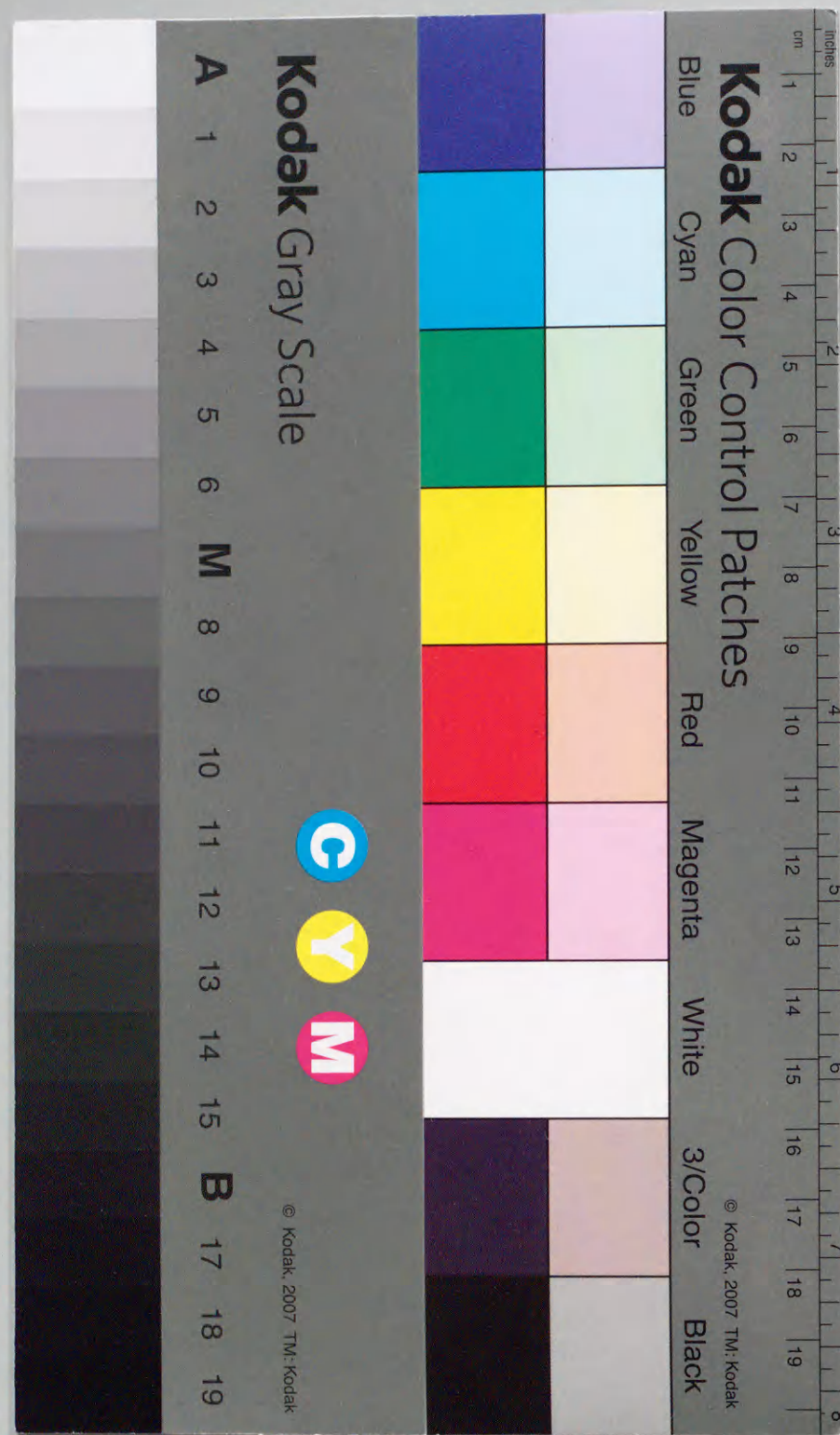
サイクロン式石炭ガス化器における  
高効率ガス化と高スラグ除去に  
関する研究

1995年1月

博士(工学)

中 武 靖 仁

豊橋技術科学大学





①

工  
12

サイクロン式石炭ガス化器における  
高効率ガス化と高スラグ除去に関する研究

1995年1月

博士(工学)

中 武 靖 仁

豊 橋 技 術 科 学 大 学



## 論文要旨

### サイクロン式石炭ガス化器における 高効率ガス化と高スラグ除去に関する研究

従来の油焚ボイラの石炭への燃料転換ならびに総合エネルギー効率の向上を目的とした石炭ガス化複合発電プロセスの開発研究においては、高効率ガス化と高スラグ回収率を同時に満足することが重要課題である。そこで、本研究では、2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器を提案・開発することを目的とする。そこで、まず、器内流れ場特性と回収率分布に及ぼす各種操作および装置パラメータの影響をコールドモデル実験装置によって定量的に明らかにした。つぎに、代数応力モデルによる器内の流れ場および粒子挙動の数値解析によって、実験結果の理論的解釈を行うとともに、実験では得ることが困難な器内の粒子流動特性の定量化を行った。以上の実験および数値解析法に基づき、コールドモデル装置よりも体積的に8倍スケールアップしたモデルにおける器内流れ場および粒子流動特性を数値解析し、スケールアップする際に重要となる装置および操作パラメータを明らかにした。以上、一連の研究成果に基づいて、高効率ガス化と高スラグ回収率が同時に達成できる最適な2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の設計指針を提案した。

結果として、コールドモデル実験による流れ場および回収率分布に及ぼす各種装置・操作パラメータの影響については、炉出口径は内径の約7割、炉下部からの旋回用空気の導入、ノズル噴霧角は噴霧が直接炉壁に到達せずに炉底面に広がる $20^\circ$ 、炉上部がランキン渦、下部が剛体渦になるよう制御することなどが、炉下部において高スラグ回収を得るために必要であることを明らかにした。得られたコールドモデル実験結果の流れ場特性および回収率分布を代数応力モデルによって数値解析したところ、得られた解析結果と実験結果はほぼ良好に一致し、提案した解析モデルの有効性を示した。また、解析結果より炉出口径は炉内径の $1/2$ より大きくした方が回収率向上の点から有効ではあるが、その際出口後流からの逆流現象が存在するので出口径比として0.6から0.7が最適値である。解析結果による3次空気導入の効果は、実験結果と同様、回収率特性に強く依存し、2次空気流量に対して3次空気流量を増加させると、長い粒



子滞留時間と高スラグ回収が達成できる。以上のような実験室規模のコールドモデル実験結果とその解析結果に基づいて、体積的に8倍スケールアップした装置の器内流れ場および回収率特性を数値解析したところ、2次・3次旋回用空気の空気噴射角とその流速が等しい場合、回収率特性と粒子滞留時間はスケール効果の影響は受けず一定であること、大型の石炭ガス化器ほど下部の旋回用空気の導入方法が重要なパラメータと成りえ、特にスケールアップに伴い3次空気を接線方向から供給する必要がある。

最後に、一連の研究成果を総括する意味で、最適な2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の設計指針を提示するとともにその装置設計を行った。

## Study on Cyclone Slagging Gasifier with High Gasification and Slag Rejection Efficiency

Yasuhito Nakatake

Department of Comprehensive Energy Engineering

Toyohashi University of Technology

### Abstract

In order to retrofit oil fired boilers or develop Integrate Coal Gasification Combined Cycle, it is necessary to achieve both high gasification efficiency and high slag rejection efficiency. This study proposes and develop a new type of two-staged swirling flow cyclone slagging gasifier. First, the influence of several operational and shape parameters on the gas-flow field and slag rejection efficiency is experimentally elucidated by using the cold model apparatus. Next, the gas- and particle-flow fields in the cold model experiments are numerically simulated by means of the Algebraic Stress Model in order to explain the experimental results theoretically. The detail behaviors of particle trajectories are also analyzed qualitatively since it is difficult to measure them experimentally. Based on both the experimental and simulated results in the lab-scale cold model, the gas- and particle-flow fields in an 8 times model as large as the lab-scale model are simulated in order to elucidate the important scale-up factors. Finally the optimum shape and operation of the two-staged swirling flow cyclone slagging gasifier with high gasification efficiency and high slag rejection efficiency are proposed.

From the cold model experiments, the outlet diameter ratio of 70%, the injection of tertiary tangentially air in the downstream of gasifier, the spray angle of  $20^\circ$ , the formation of Rankine vortex in the upstream and of solid vortex in the downstream become the important index for the sake of high slag rejection efficiency. From the simulation of the experimental results by the ASM model, the numerical results well agree with the experimental results, and



this suggests that the developed model is appropriate for the numerical simulation in strong swirling flow fields. In conclusion to obtain the high slag rejection efficiency, the outlet diameter should be ranged from 0.6 to 0.7 versus the furnace inner diameter since back-mixing takes place near the exit. The rejection efficiency strongly depends on the injection of tertiary air. The residence time and the slag rejection efficiency increase with increasing the flow rate of the tertiary air. Additionally in simulating the gas-flow field and the slag rejection characteristics in the 8 times model as large as the lab-scale cold model, the slag rejection efficiency and the particle residence time are influenced little by the scale effect under the condition that the flow rate of secondary air is the same as that of tertiary air. In the case of the large scale model, the tertiary air plays an important role for the slag rejection, especially the tertiary air should be injected centrifugally according to the scale-up.

Finally, in order to summarize the above-mentioned results, the optimum shape and operation of two-staged swirling flow cyclone slagging gasifier are suggested and designed.

目次

## 目次

第 1 章 序論	1
1-1 はじめに	1
1-2 本研究の背景	2
1-3 既往の研究	12
1-3-1 サイクロン式石炭ガス化器の開発状況	13
1-3-2 高温集塵装置	14
1-3-3 微粉炭燃焼炉およびガス化器の理論解析	18
1-4 本研究の目的	22
1-5 本論文の概要	23
第 2 章 コールドモデル実験による流れ場制御と回収率分布	27
2-1 緒言	27
2-2 実験装置および方法	28
2-2-1 実験装置	28
2-2-2 回収率および旋回流速分布の測定	31
2-2-3 粒子運動に関するコールドモデルとガス化場の相似性	32
2-3 炉内における水噴霧回収率と旋回流速分布	36
2-3-1 旋回流速分布	36
2-3-2 ノズル噴霧角の影響	43
2-3-3 炉出口径の影響	45
2-3-4 炉内渦構造に及ぼす 2 次および 3 次空気の影響	49
2-3-5 3 次空気噴射角および空気流速の影響	52
2-3-6 炉傾斜角の影響	56
2-3-7 出口偏心量の影響	56
2-4 結言	60
第 3 章 コールドモデル炉内フローパターン解析	62
3-1 緒言	62
3-2 解析方法	63
3-2-1 仮定および基礎式	63



目次

3-2-2 乱流モデル	64
3-2-3 流入および境界条件	66
3-2-4 数値解法	67
3-2-5 旋回流に対する具体的な計算方法	68
3-3 乱流モデルの比較	69
3-4 解析結果と実験結果の比較および検討	72
3-4-1 炉出口径を変化させた場合	72
3-4-2 空気流量割合を変化させた場合	75
3-4-3 3次空気噴射角および3次空気流速を変化させた場合	76
3-5 流れ場特性	78
3-5-1 炉出口径の影響	78
3-5-2 3次空気導入条件の影響	80
3-6 結言	82
<b>第4章 コールドモデルにおける粒子飛跡と回収率分布の解析</b>	<b>84</b>
4-1 緒言	84
4-2 解析方法	85
4-2-1 ガス側の基礎式	85
4-2-2 境界条件	87
4-2-3 代数フラックスモデル	88
4-2-4 水噴霧モデル	89
4-2-5 粒子解析モデル	90
4-2-6 粒子存在による流れ場への影響	94
4-2-7 計算手順	94
4-3 解析結果と実験結果の比較および検討	96
4-3-1 ノズル噴霧角の影響	96
4-3-2 炉出口径の影響	100
4-3-3 粒子と気相の相互作用	103
4-3-4 乱流変動の影響	103
4-4 最適な装置および操作条件	105
4-4-1 空気流量割合	105
4-4-2 3次空気導入条件	106
4-6 結言	111

目次

<b>第5章 石炭ガス化器における高スラグ回収とスケール効果</b>	<b>113</b>
5-1 緒言	113
5-2 解析方法	114
5-2-1 仮定および基礎式	114
5-2-2 解析条件	114
5-3 解析結果および検討	116
5-3-1 2次および3次空気導入条件が等しい場合	116
5-3-2 3次空気噴射角の影響	120
5-3-3 スケール効果	124
5-4 結言	126
<b>第6章 総括</b>	<b>128</b>
6-1 緒言	128
6-2 本研究により得られた知見	129
6-2-1 コールドモデル実験による流れ場制御と回収率分布	129
6-2-2 コールドモデル炉内フローパターン解析	130
6-2-3 コールドモデルにおける粒子飛跡と回収率分布の解析	132
6-2-4 石炭ガス化器における高スラグ回収とスケール効果	133
6-3 石炭ガス化器の設計指針	134
6-4 本研究の工学的意義と今後の課題	137
6-4-1 本研究の工学的意義	137
6-4-2 今後の課題	138
記号	139
参考文献	141
発表論文リスト	148
謝辞	150



# 第1章

## 序論

### 1-1 はじめに

21世紀を目前にし、世界的なエネルギー利用動向の変遷に伴い、さらなるエネルギー利用の高効率化、省エネルギー化あるいは燃料の多様化を推進することが、次世代のエネルギー利用技術の重要課題になっている。現在、電力事業ならびに一般産業では、1次エネルギー源のそのほとんどを石油に依存しており、産油国が世界的にみても政情不安定な地域に集中していることから、将来の供給ならびにコストの安定性に課題がある。一方、石油とならんで埋蔵量が豊富でありしかも産炭地が全世界に分布している石炭は、今後の1次エネルギー源として世界的にも注目されており、中でも微粉炭ボイラは我が国を除く先進諸国の電力事業用ボイラとして油焚ボイラによる発電割合をしのいでいる。このような世界的な現状に伴い、我が国においても電力事業用ならびに一般産業用ボイラの燃料として石炭を利用することが推進されており、電力事業用としては微粉炭ボイラがすでに商用化されているとともに、常圧気泡流動層石炭燃焼ボイラもまもなく商用化される現状にある。

しかし、石炭は石油と比較して、固体であるとともに多くの環境汚染源（窒素、硫黄、灰など）を含んでおり、高効率燃焼技術と環境汚染物質抑制燃焼技術を併せ持った高効率環境調和型燃焼技術開発が必須である。さらに、近年、酸性雨、オゾン層破壊および温暖化などの地球規模的環境問題が着目され初めて以来、さらなる総合熱効率の向上のみならず環境汚染物質の抑制に努めなければならない。このような背景から、現在、高効率かつクリーン燃焼を達成すべく様々なプロセス開発研究が実施されつつあり、我が国でも噴流層石炭ガス



## 第1章 序論

第1章 序論

化複合発電（IGCC）プロセスや加圧気泡流動層石炭燃焼複合発電（PFBC）プロセスなど、その1部についてパイロット試験が行われている。

一方、従来、石油価格が安価であった時代に数多く建設された油焚ボイラについては、その老朽化やエネルギーの安定供給の立場から、前述の各種複合発電にリプレイスするか、あるいは、前段に石炭ガス化器を導入して石炭焚きへ燃料転換するかの両プロセスの選択段階に現在ある。いずれにしても石炭を高温場で反応させガス燃料を生成させる石炭ガス化の技術開発は、今後とも遂行すべき重要課題として位置付けられている。さらに、効率向上の観点に立てば、今後ますます高温化あるいは高圧化の方向へ技術開発が進行している。しかし、詳細なガス化器内のガス流れ、粒子流動特性、反応挙動などの基礎的なガス化特性に及ぼす諸現象はいまだ未解明な部分を多く残しているとともに、石炭の有する特徴の一つでもある灰の溶融挙動とその回収技術に関しても経験的な対処法によって処理している点が多く、より基礎的見地からの研究の必要性が指摘されている。

石炭燃焼あるいはガス化場から排出される環境汚染物質、とりわけ本研究に関連する $\text{SO}_x$ および排出灰微粒子についても十分に配慮する必要があり、 $\text{SO}_x$ に関しては消石灰スラリーによる湿式脱硫法あるいは低温ガス化場で使用されている石灰石による炉内乾式脱硫法が採用されている。前者においては、消石灰スラリーのコストが高いことおよび水処理が必要となることが所内率低下につながっている。後者に関しては、脱硫後に生成する $\text{CaS}$ を大気中にさらされると水蒸気と反応して $\text{H}_2\text{S}$ に変化してしまうことから、 $\text{CaSO}_4$ まで完全酸化する必要性が生じる。一方、灰に関する諸問題としては、複合発電を行う場合、セラムックスフィルターなどの高温集塵技術の開発、石炭を利用する上で障害となっている灰の有効利用技術の開発などが挙げられる。

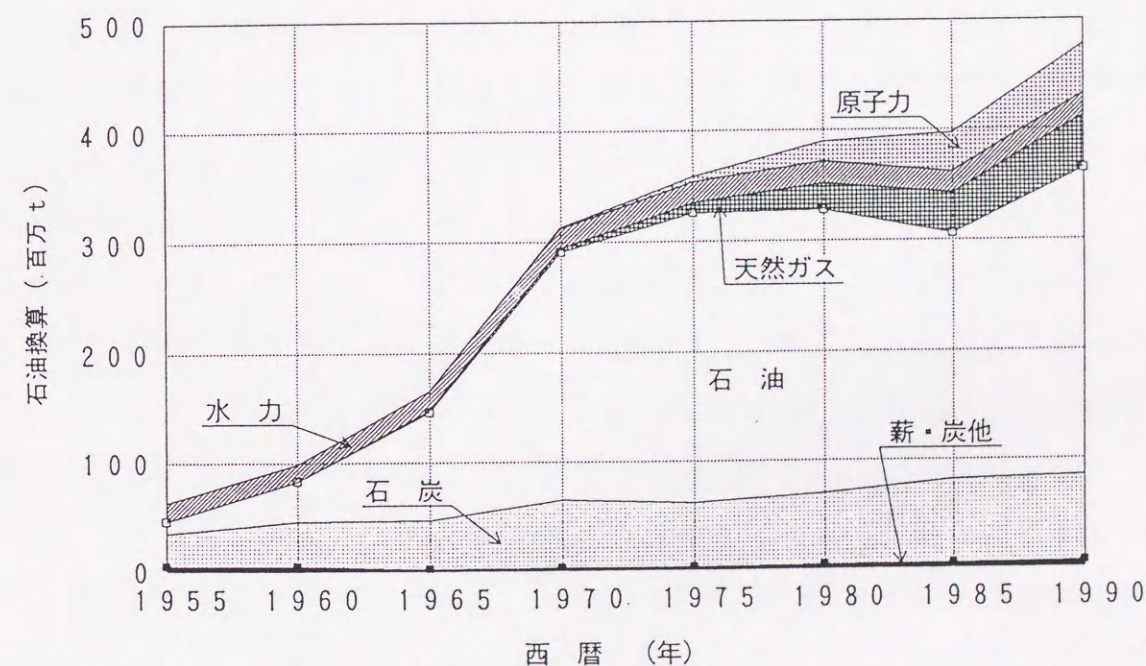
## 1-2 本研究の背景

### (1) 電力事業における燃料の多様化

図1-1に、わが国の一次エネルギー消費量の推移<sup>(1)</sup>を示す。図1-1からわかる

## 第1章 序論

ように、一次エネルギー消費量の87%を化石燃料が占め、そのうち石炭は全体の17%を占めており、その消費量は徐々に増加の傾向にある。一方、化石燃料のなかで、石油資源および天然ガスの可採年数は表1-1<sup>(2)</sup>に示すように、1991年の時点でそれぞれ、約46年、約54年と見積もられているのに対して、石炭は石油に換算すれば約6.7倍の埋蔵量があり、今後300~400年間使用することが可能である。また、図1-2<sup>(2)</sup>に示すように、その採掘場所も全世界に分布しており、供給安定性ならびに経済性などの様々な要因から、今後ますます重要な役割を担うものと予測できる。



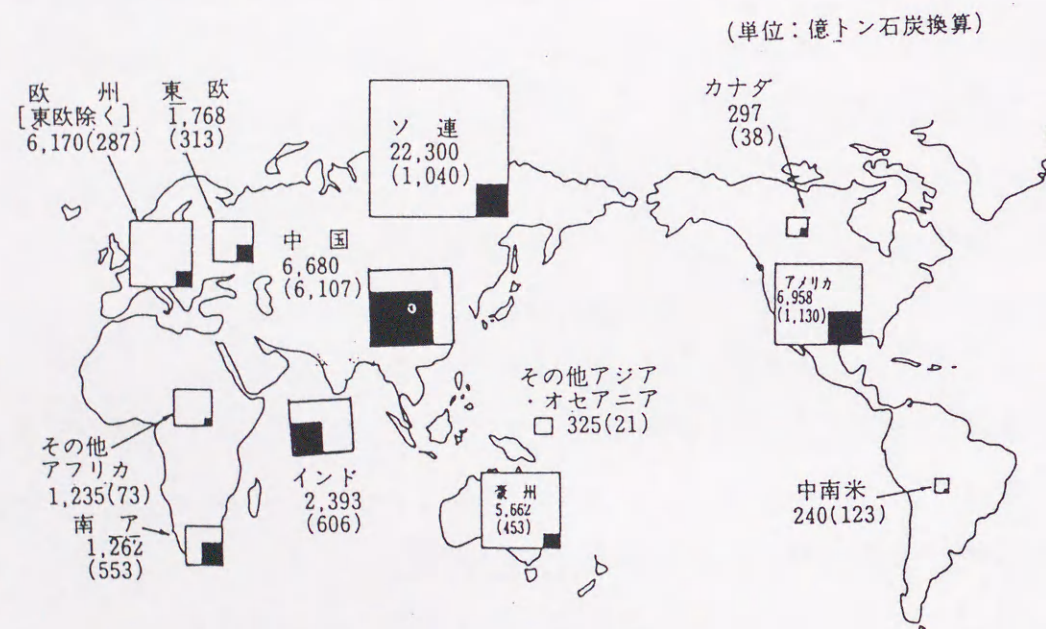
注)：総合エネルギー統計(平成4年度版)をもとに作成

図1-1 わが国の一次エネルギー消費量の推移<sup>(1)</sup>



表1-1 世界のエネルギー資源埋蔵量の比較<sup>(2)</sup>

	石油	天然ガス	石炭	ウラン
究極埋蔵量	2兆バレル	204兆m <sup>3</sup>	8.4兆トン	不詳
確認可採埋蔵量(R)	10,016億バレル (89年末)	113兆m <sup>3</sup> (89年末)	1兆3113億トン (うち高品位炭 1兆755億トン) (87年末)	230万トン (87年1月)
年生産量(P)	218億バレル (89年)	210百億m <sup>3</sup> (88年)	32.8億トン (高品位炭) (87年)	3.7万トン (共産圏を除く) (86年)
可採年数(R/P)	46年	54年	328年 (高品位炭)	62年 (共産圏を除く)
石油換算(R)(億トン)	1,372	1,017	9,140	—



(出所) 世界エネルギー会議 (1989年)

(注) 1. 白枠と( )外の数字は埋蔵量で、世界全体では約5.5兆トンである。

2. 黒正方形と( )内の数字は上記埋蔵量内の可採埋蔵量で、世界全体では1兆755億トンである

図1-2 世界の石炭埋蔵量の分布<sup>(2)</sup>

## (2) 油焚ボイラの石炭への燃料転換

電力事業用火力発電所におけるボイラ用燃料は、その時代背景に大きく反映され、昭和30年代後半に安い価格の石油が輸入されるようになると、軒並みに重油焚ボイラの建設が始まり、火力発電の主力ボイラとなった。したがって、石炭焚ボイラはほとんど新設されず、そればかりか、石炭火力は次々と重油へと燃料転換されてきた。しかし、2回のオイルショックを経験して以来、エネルギー源の多様化政策が推進されるようになり、現在、前節で述べた新たな石炭焚複合発電プロセスの導入あるいは重油焚ボイラの石炭焚きへの転換を図る必要性が生じてきた。ここで、油焚ボイラを石炭焚きに転換する際に生じる諸問題を表1-2<sup>(3)</sup>にまとめて示す。一般的に、石炭は重油に比べて燃焼速度が遅く、しかも石炭中には重油よりも含有率が高い窒素、硫黄および灰分を含んでいる。したがって、油焚きから石炭焚きへ転換するためには、脱硝、脱硫ならびに集塵装置の敷設が必要となり、敷地面積、所内電力消費および建設コストが油焚ボイラよりも多くなってしまう。その中でも、脱硝および脱硫プロセスに関する技術はほぼ成熟したものになっているのに対して、灰の諸問題に関してはスラッキング、ファウリング、クリンカ、灰処理方法など様々な技術的課題が山積しているのが現状である。特にこの灰に関する諸問題は、石炭ガス化技術において重要課題として位置付けられている。なぜなら、油焚ボイラの前段に敷設する石炭ガス化器の主目的は、ガス化器内で灰を溶融させ同時に除去しなければならないからである。これが達成できれば、油焚ボイラ内での灰トラブルを回避することができるとともに、排出灰量の減容化もでき灰処理地の負荷を軽減することができる。このような状況から、積極的に灰分を溶融化してスラグとして取り出す高効率スラグ回収のスラッキングガス化器の技術開発があらためて見直されている。



表1-2 石炭焚き転換に伴う諸問題

A：石炭灰に由来する問題	
① 灰による炉内スラッシングの問題	(熔融灰の成長)
② 炉底への灰の堆積	(堆積灰の増大)
③ 飛灰による接触伝熱管の摩耗	(伝熱管の損傷)
④ 飛灰による接触伝熱部の詰まり	(圧損の増大)
⑤ 飛灰による伝熱量低下	(ボイラ効率の低下)
B：石炭の燃えきりに由来する問題	
⑥ 未燃成分の増大	(未燃ガス，未燃チャーの増大)
C：粉体取扱いの煩雑性に由来する問題	
⑦ 石炭／微粉炭／飛散灰の取扱い	
D：設備改造に由来する問題	
⑧ 公害防止機器（集じん装置，脱流装置，脱硝装置）の増強	
⑨ 連続操業性の確保（灰処理ほか）	
E：出力制限にかかわる問題	
⑩ 各種問題点に対して出力制限で対応することがある	
F：総合的な経済性	
⑪ 敷地面積の確保	
⑫ 建設コスト，燃料費および所内率の軽減	

### （3）石炭を用いた高効率複合発電

次世代の電力事業用ボイラにおいては，さらなる高燃焼効率と環境汚染物質抑制燃焼に優れたプロセス開発が，近年のエネルギー事情ならびに地球規模的環境問題に対処するための重要技術開発課題となっている．そこで，現在，噴流層石炭ガス化複合発電プロセス（IGCC）ならびに加圧気泡流動層石炭燃焼複合発電プロセス（PFBC）などが，電力事業用の商用ボイラとしてパイロット試験が実施されている．高効率複合発電プロセスとは，従来型の蒸気タービンに加えて排ガスの顕熱あるいは燃焼熱を有効に利用するために，ガスタービンを併用したプロセスである．したがって，従来の蒸気タービン型ボイラの総合発電効率よりも2～3%高い発電効率を得られるものと期待されている．また，将来的には，なお一層熱効率を向上させるために，ガスタービン入口温度の高温化やMHD発電，燃料電池などとの複合方式などが提案されている．このような石炭を利用した高効率発電システムの技術体系をまとめると，図1-3<sup>(4)</sup>のようになり，さらにその特徴をまとめると表1-3<sup>(4)</sup>のようになる．図1-3のなかで，PFBCやIGCCに関しては，海外で多数の商用プラントが運開されているが，我が

国ではパイロットプラントが試験中の段階にある．一方，その他の発電システムは，現在，要素研究ならびにフィージビリティースタディーの段階にある．

さて，我が国でもパイロットプラント研究が実施されているIGCCに着目すると，その基本的なプロセスは，石炭を高温雰囲気・低空気比条件で燃焼させ，石炭灰を溶融化した後，その下流の高温還元雰囲気中でガス化反応をさせるものである．したがって，本プロセスで最も重要な段階は，灰の溶融化現象，溶融灰の抜き出し技術ならびにガス化器から排出してしまった未回収灰分の捕集技術である．特に最後の項目は，排ガスをガスタービンへ直接導入することから，灰捕集が不完全であるとタービンブレードにエロージョンを発生させてしまう．



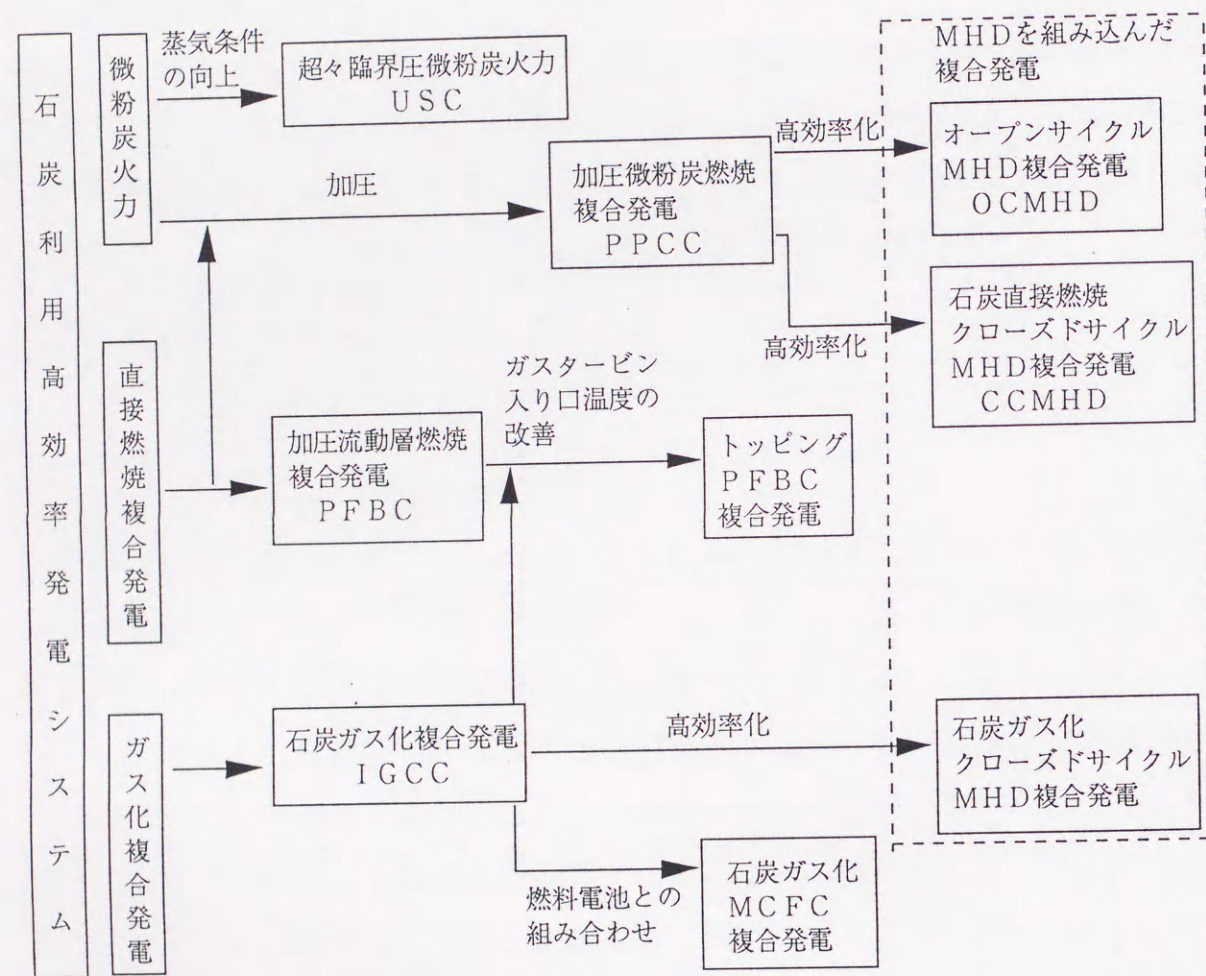


図1-3 石炭を用いた高効率発電技術の体系

表1-3 石炭を用いた複合発電方式

発電方式	PFBC	IGCC	トッピング PFBC	PPCC	MHD	
					OCMHD	CCMHD
主な構成	加圧流動層燃焼器 + 脱じん装置 (約850℃) + ガスタービン + 蒸気タービン	噴流床石炭ガス化炉 + 脱硫・脱じん装置 (約450℃) + ガスタービン + 蒸気タービン	流動層ガス化炉 + 脱硫・脱じん装置 (約450℃) + ガスタービン + 蒸気タービン	加圧微粉炭燃焼器 + 超高温集じん装置 (2000℃以上) + (アルカリ金属除去、高温脱硫装置) + ガスタービン + 蒸気タービン	加圧微粉炭燃焼器 + 超高温集じん装置 (超高温集じん装置) + MHD発電機 + 超高温空気予熱器 (1500℃級) + ガスタービン または 蒸気タービン	加圧微粉炭燃焼器 + 超高温集じん装置 (約2000℃) + 超高温希ガス加熱器 + MHD発電機 + 高温脱硫装置 + ガスタービン + 蒸気タービン
試算効率	40 ~ 42 %	43 ~ 48 %	42 ~ 48 %	45 ~ 50 %	40 ~ 48 %	50 ~ 55 %
実用化レベル	実証プラントを経て商用機が計画・運転中	パイロットプラントの運転、商用機の計画、一部実用化	机上検討段階	数～数十MW級燃焼器と超高温集じん装置開発中	数十MW級燃焼器の開発とMHD発電試験中	数十MW級発電試験中 (発電時間数分)
特徴	炉内脱硫が可能 比較的 低NO <sub>x</sub> 実用化に最も近い	GT入り口温度の高温化が容易 石炭灰がスラグとして回収	幅広い燃料比の石炭を用いることが可能	システム構成が容易/発電効率が 高い/石炭灰がスラグとして回収/低NO <sub>x</sub> 化が容易	シード物質が Sと反応し、脱硫装置が不要	高効率 シード物質の量が少なく回収も容易
課題	N <sub>2</sub> Oの発生が多い/ GT入り口温度に制限/ アルカリ金属の除去が必要となる可能性	低カロリーガスの安定燃焼の確保/還元雰囲気下での脱じん/石炭可燃分の全量ガス化/脱硫温度までガス化ガスの冷却	システム構成が複雑/ IGCCよりもさらに低カロリーガスとなる	加圧微粉炭燃焼器の開発/ GT入り口温度での集じん/アルカリ金属除去/高温下での脱硫	燃焼器とMHD発電機の熱損失大 加圧微粉炭燃焼器/超伝導磁石/多量のシード物質/超高温熱交換器が必要	システム構成が複雑 加圧微粉炭燃焼器/超高温集じん装置/超高温希ガス加熱器/超伝導磁石が必要



このようなIGCCで生じている基礎的な反応は、従来までに技術開発されてきた微粉炭の燃焼過程に類似している。そこで、微粉炭燃焼過程の特徴を表1-4<sup>(5)</sup>に示す。プラント運転現場において一番トラブルの頻度が高い項目は、粒子ハンドリングである。ボイラ性能の観点から見れば、現在、我が国は世界第1位の石炭輸入国であることから、炭種の順応性に優れたボイラである必要がある。微粉炭燃焼の場合、1700K以上の高温域で燃焼させることから炉内脱硫は不可能であるため、炉内で如何にしてNO<sub>x</sub>を低減させるかが、排ガス処理の負荷の増減に影響を及ぼす。一般的に、高効率燃焼を実現するためには、炉内滞留時間の増加や炉内温度の高温化が図られるが、NO<sub>x</sub>生成濃度が増加してしまうためある最適燃焼条件が存在する。このために多段燃焼法や低NO<sub>x</sub>バーナの技術開発が実施されている。しかし、灰問題についてはいまだ有効な手段が開発されているとは言い難い。

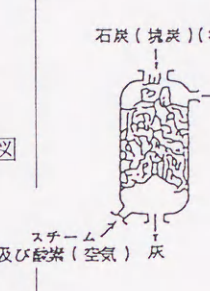
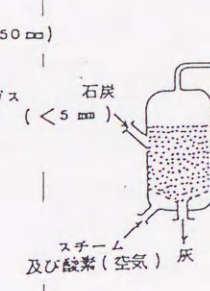
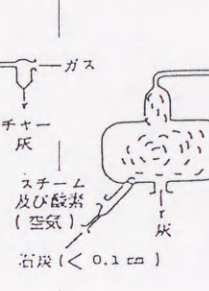
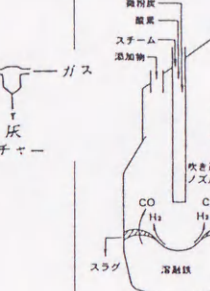
表1-4 微粉炭燃焼過程における問題点と対策

問題点	石炭の貯蔵／輸送	石炭燃料の前処理 (微粉碎／脱灰／乾燥)	微粉炭燃焼用バーナ	高効率燃焼	環境汚染物質生成量の削減
対策	・自然発火防止 ・大規模貯蔵地 ・粉じんの漏えい防止 ・輸送の円滑化	・使用石炭の範囲拡大	・低NO <sub>x</sub> 化 ・旋回流による拡散	・滞在時間の増加 ・旋回流 ・酸素富化 ・燃焼速度の把握 ・ファウリングやコーキングの防止	・2段燃焼 ・灰の処理 ・脱硝／脱流装置 ・集じん装置

一方、石炭ガス化器に関する技術開発は、微粉炭燃焼と同様な技術的課題を抱えてはいるが、その中でも特に灰トラブルが重要な開発課題として位置付けられている。石炭ガス化炉を反応装置の面から分類すると、基本的には、表1-5の様な固定層、流動層、気流層、熔融層ガス化炉の4つの形式<sup>(6)(7)</sup>になる。これらの装置のなかで、気流層ガス化炉は反応温度を石炭灰の熔融点以上で操作するため、高温／高負荷ガス化が可能であり、ガス化炉の大型化、広範囲の炭種への適用性も優れており、しかも石炭灰を熔融状態で炉内回収することから、

IGCCではほとんど気流層タイプ<sup>(7)</sup>が採用されている。

表1-5 各種ガス化炉の種類と特徴

ガス化法	固定層	流動層	気流層(噴流層)	熔融層
概略構造図				
ガス化方法	上部より塊炭を供給し、炉下部の燃焼によって発生する高温ガスによりガス化及び乾留が順次行われる。	炉の中央部に数ミリ程度の粉炭を供給し、炉底から空気水蒸気により流動させながらガス化する。	微粉炭をバーナにより炉内に噴射し、高温で短時間にガス化する。	完全に熔融した灰(鉄あるいは塩)に石炭を吹き込みガス化する。
ガス化温度	700 ~ 1,700 K	1,100 ~ 1,400 K	1,500 ~ 2,000 K	1,800 ~ 2,000 K
灰排出方法	炉底火格子より固体で排出	炉底より固体で排出	炉底より熔融状態で排出	炉横より熔融状態で排出
特徴	工業化の実績多 操作容易	粒子・ガス熱伝達大 スケールアップ容易 処理量大	高温ガス化可能 炭種制限なし 処理量大	高温ガス化可能 炭種制限なし ガス化効率大
課題	炭種使用制限 スケールアップ困難	炭種使用制限 飛散チャー・灰の回収	チャー・灰の回収 材料の耐熱・耐食性 排熱回収要	材料の耐熱・耐食性 排熱回収要
開発フェーズ	工業化段階	パイロット実験中	工業化段階	基礎実験段階

以上のような研究背景をまとめると図1-4のようになる。すなわち、次世代の環境調和型高効率石炭利用プロセスの1技術として、油焚ボイラの石炭への燃料転換、総合熱効率の向上をねらった複合発電プロセスの導入と高温・高酸素燃焼法の採用ならびに灰問題の技術対処である。このような研究背景より、近年、サイクロン式石炭ガス化器が注目され、そのパイロット試験が重工メーカー各社で実施されつつある。



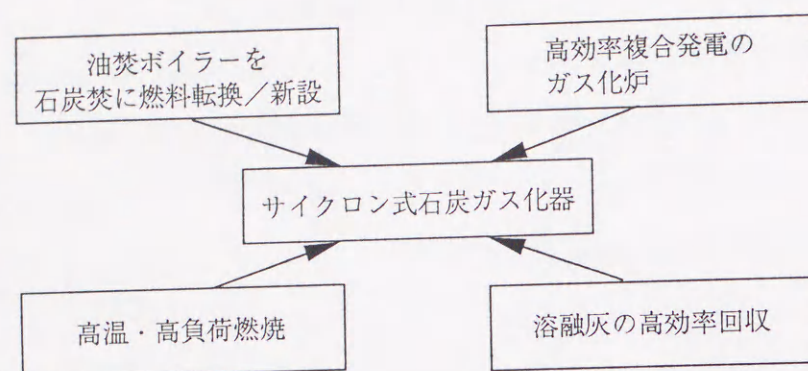


図1-4 本研究の背景

### 1-3 既往の研究

石炭ガス化炉に関する既往の研究報告から、今後必要な技術的課題ならびに要素研究<sup>(8)</sup>をまとめると表1-6のようになる。本表の大部分は微粉炭燃焼研究に関する課題でもあるが、灰の溶融現象が燃焼場と異なり還元性雰囲気で生じるため、灰の融点が低下し、灰問題は微粉炭燃焼よりもさらに厳しい課題となっている。また、現在では還元雰囲気のような腐食雰囲気で1700Kを越える温度領域で経済的に成立する材料が開発されておらず、ガス化効率の向上の支障になっている。したがって、材料の問題と灰の溶融特性の問題とは相矛盾した状況になっているのではあるが、現状の材料でこのようなガス化器を設計する場合には、低融点の石炭を利用するかあるいは石炭にアルカリ性を示す石灰石などのフラックスを添加して融点降下を図っている。したがって、溶融スラグの回収技術がガス化器の性能を決定づけるものになっている。

要素研究としては、前述のフラックス添加による灰の溶融特性に関する基礎研究が行われているのみで、現実のガス化炉内での溶融スラグ流動特性や溶融スラグ上での未燃石炭の反応性などの知見は乏しいのが現状である。また、炉内のガス流動特性やスラグ回収特性についてもブラックボックスにしたまま設計がなされており、数値計算による現象解析ならびにスケールアップ効果についても明確にする必要がある。

表1-6 石炭ガス化炉開発の主な研究課題

対象	主な研究課題	内容
微粉炭の取扱い	・安定気流搬送条件 ・均等分配法	・必要搬送ガス量の究明 ・分配の機構と分配器構造
バーナ構造	・良混合、火炎の安定化 ・冷却法	・Cold, Hotモデル試験と構造の適正化
ガス化反応	・反応速度	・1,400℃以上での反応速度測定 ・灰の溶融が与える影響
灰の溶融と溶融スラグの流下	・溶融温度、安定流下条件 ・セルフコーティング	・灰性状との関連及び添加物の影響 ・粘度、溶融温度、ぬれ性との関連
固-気2相流の挙動	・炉形状と粒子滞留時間、流れ模様	・Coldモデル試験及びModeling
ガス化炉特性	・最適ガス化条件の探求 ・スラグ捕捉率向上	・ガス化特性の把握とその評価 ・炭種の影響
計測・制御・監視法	・微粉炭供給量、温度計測法 ・スラグ流下監視 ・起動、負荷変動、停止法	・非接触計測法の応用 ・ガス化炉過渡特性解明
材料	・耐高温、耐腐食	・耐火材の開発

#### 1-3-1 サイクロン式石炭ガス化器の開発状況

表1-7～9に、開発過程にある各種石炭ガス化器の概要を示す。各装置を比較すると、ガス化器構造、炉壁構造、石炭供給方式あるいはスラグ回収方式など多種多様である。しかし、ほとんどのタイプに共通していることは、炉上部のみで旋回を与えている点である。この方法では炉上部からしか旋回を与えることができず、炭種、石炭供給量、空気比（酸素比）が設定されてしまうと、炉内流れ場を独立に制御することが不可能になってしまうことになる。したがって、実際には、このような制御性の不都合さを補うために、炉出口形状などに様々な工夫を施して対策を講じている。

各装置のおもな特徴をまとめると、TRWでは、石炭を予燃焼器および主燃焼器の2箇所から供給しており、溶融スラグの回収効率を増加させるためにガス化器出口にバップルを設けて対処している。Coal Tech Corporationでは、横型のガス化炉で石炭を旋回的に器内へ供給し、溶融スラグの回収にはTRW同様ガス化器出口にバップルを設けて対処している。一方、Trans Alta/Rockwellではガス化器後流に水冷スラグスクリーンを設けているのを特徴としている。



表1-8に示したAVCOは、縦型のガス化炉であり、石炭は炉下部から供給して熔融スラグは炉下部に設けた慣性集塵器で除去している。Solar Turbine Inc.では、AVCOとは逆にガス化炉上部から石炭を供給している。その他、ANL、川崎重工業および表1-9の電総研・機技研・三菱重工業のガス化炉はTRWあるいはCoal Tech Corporationの設計概念と類似している。電力中央研究所のガス化炉はIGCCプロセスのガス化炉であり、下段で燃焼、上段でガス化を行うものである。

### 1-3-2 高温集塵装置

ガス化器内において回収されずに器外に排出された粒子は、ガスタービンなどの後流機器にエロージョン、コロージョンあるいはディポジションなど<sup>(4)</sup>の問題を引き起こす。このため、ガス化器内で生成した熔融灰粒子は、できるだけ高効率に器内で回収する方法が最も望ましい。しかし、熔融灰粒子の中でも、サブミクロンあるいはミクロンオーダーの粒子は器内で回収できないことが予測される。これまでに、ガス化器の検討とあわせて、ガス化器後流に設置可能な高温集塵装置の検討<sup>(4)</sup>も行われており、この技術開発状況を表1-10にまとめて示す。表中、サイクロンは流動層ボイラで主として利用されているが、集塵効率を増加させるためには2段サイクロン方式にする必要があり、この場合には圧力損失の増大ならびに材料の高温・還元雰囲気での耐摩耗性に関して技術的課題を残している。一方、近年、PFBCプロセスで採用が試みられているセラミックスフィルターは、熱衝撃や高温腐食による割れが最大の克服課題になっている。しかし、いずれも実用段階の技術とはいえず、今後集塵技術の向上や長期信頼性の確立が不可欠である。

表1-7 スラッグングガス化器および類似燃焼器の開発状況 (その1)

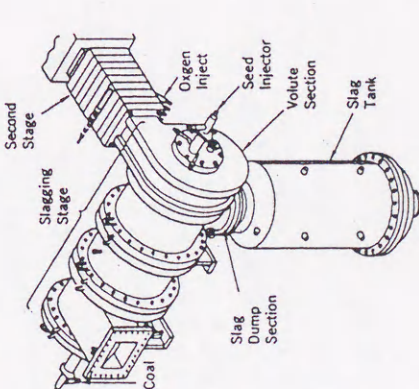
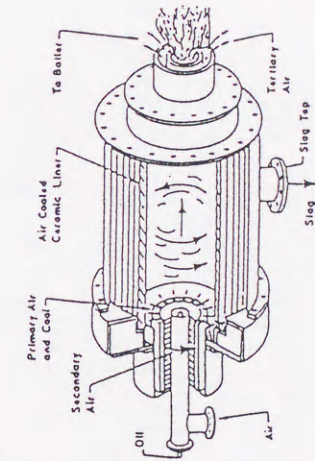
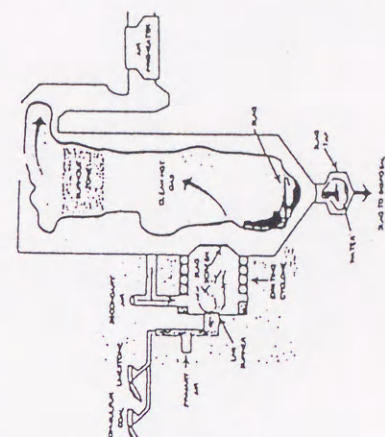
開発組織 名称	TRW Entrained Coal Combustion System (9) ~ (17)	Coal Tech Corporation Staged Cyclone Coal Combustor (18) ~ (21)	TransAlta/Rockwell Slagging Coal Combustor (LNS Burner) (22), (23)
文献			
構造概略図			
構造および特徴	<ul style="list-style-type: none"> <li>予燃焼器、主燃焼器、接続ダクト、疑似ボイラより構成</li> <li>主燃焼器は水冷され、30°傾斜</li> <li>予燃焼器は全石炭量の15~25%が、主燃焼器には残りの石炭が軸方向から投入</li> <li>強旋回流および出口バップルによりスラッグ回収</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>水平サイクロン燃焼器はセラミックスリリングでライニングされ、後面は空冷式金属管構造で支持</li> <li>微粉炭は環状バーナから側面方向に噴射されサイクロン流れを促進</li> <li>予熱された2次空気は100m/s程度の速度で接線方向に噴射され燃焼とスラッグ回収を促進</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>LNS Burner は耐火壁構造で空気と水にて冷却され、Burner 内には全空気量の1/2を投入</li> <li>スラッグは燃焼器出口の水冷スラッグスクリーンで除去</li> </ul>
開発目的	既設油・ガス焚きボイラの燃料転換 MHD用/産業用ガスタービン燃焼器	既設油・ガス焚きボイラの燃料転換 産業用ガスタービン燃焼器	既設油・ガス焚きボイラの燃料転換
熱入力と空気比	約400kg、2500kg-Coal/h ( $\lambda=0.7\sim0.9$ ) (17.2~21.0 MW)	約300kg-Coal/h	約700kg-Coal/h
スラッグ回収率	90% (65~85%)	90%	70%
燃焼効率	>99.5% (>99%)	>95%	99%
NOx排出値	<350ppm ( $O_2=3\%$ ) [2段階燃焼法]	300ppm ( $O_2=11\%$ )	<100ppm ( $O_2=3\%$ )
SOx脱硫率	30~50% [石灰石添加]	>90% [石灰石添加]	50~90% [石灰石添加]



表1-8 スラッシングガス化器および類似燃焼器の開発状況 (その2)

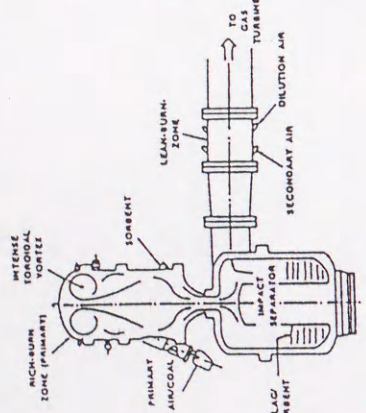
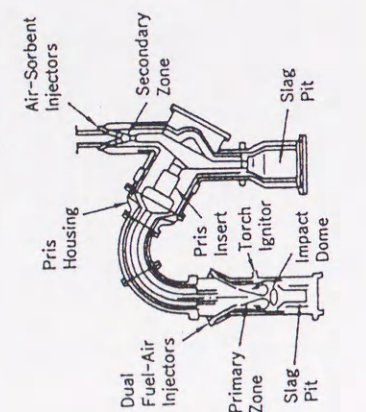
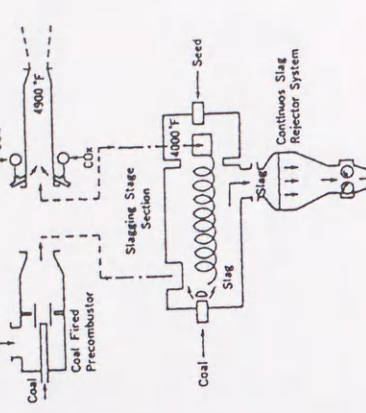
開発組織 名称	AVCO (AVCO Research Laboratory) Slagging Coal Combustor	Solar Turbines Inc. Two-Stage Slagging Combustor (TSSC)	ANL (Argonne National Laboratory) Staged Cyclone Coal Combustor
文献	(24) ~ (41)	(42) ~ (45)	(46), (47)
構造概略図			
構造および特徴	・主燃焼器, スラッグ分離器, 希薄燃焼器より構成 ・主燃焼器はトロイダル渦を発生させるため多段の上向き石炭, 空気ノズルを採用. ・この渦は火炎の安定化とスラッグ粒子の分離を行う ・スラッグ分離器は効率の良いインパクトセパレータを採用	・主燃焼域, インパクトセパレータ, 2次燃焼域より構成 ・トロイダル渦を発生させるため4組の下向きの石炭, 空気ノズルを採用 ・主燃焼域にはスラッグ除去を上げるようにPRIS (オリフィスまたはロッド型) を設置	・主燃焼域, スラッグバップル, 2次燃焼域より構成 ・主燃焼域では石炭が中心軸より導入され先端部で半径方向に散布され, 1次空気は軸方向と半径方向から流入
開発目的	既設油・ガス焚きボイラの燃料転換 産業用ガスタービン燃焼器	産業用ガスタービン燃焼器	OCMHD用燃焼器
熱入力と空気比	約500kg・Coal/h (3.5 MW, Coal, CWM)	約400kg・Coal/h (3.7 MW, Coal, CWM)	約200kg・Coal/h (50 MW, Coal)
スラッグ回収率	90% (>98%)	>90%	>99%
燃焼効率	>99% (>96%)	>99%	<100ppm (O <sub>2</sub> =15%) [2段燃焼法]
NOx 排出値	<100ppm (O <sub>2</sub> =15%) [2段燃焼法]	<100ppm (O <sub>2</sub> =15%) [2段燃焼法]	<100ppm (O <sub>2</sub> =15%) [2段燃焼法]
SOx 脱硫率	>50% [石灰石添加]	70% [石灰石添加]	80% [石灰石添加]

表1-9 スラッシングガス化器および類似燃焼器の開発状況 (その3)

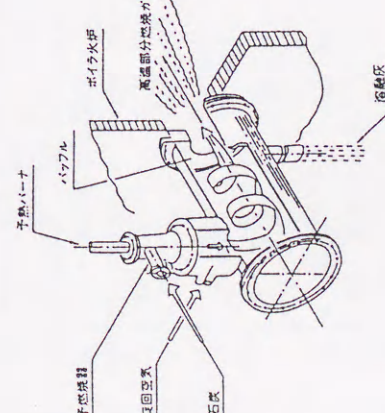
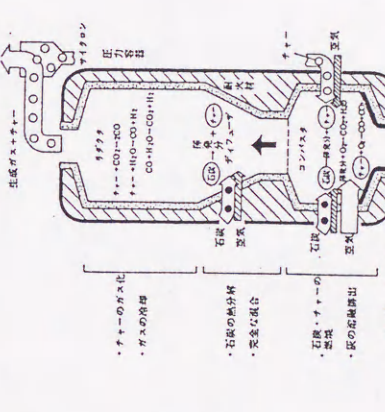
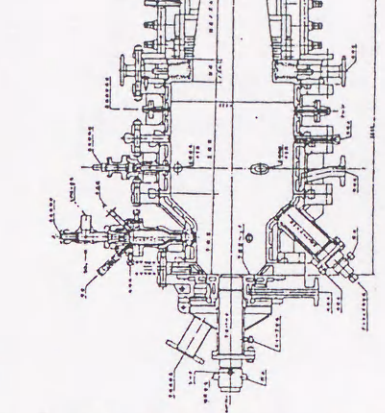
開発組織 名称	川崎重工業(株) Coal Partial Combustor (CPC)	電力中央研究所 (三菱重工業(株)) Two Stage Entrained-Bed Coal Gsfifier	電総研, 機技研, 三菱重工業(株) MHD Syclone Coal Combustor
文献	(48) ~ (65)	(66) ~ (72), (73), (74)	(75) ~ (79)
構造概略図			
構造および特徴	・予燃焼器, 主燃焼器, 接続ダクト, ボイラより構成 ・主燃焼器に石炭と空気が接線方向から高速で供給され, 還元雰囲気下で高温高負荷運転される ・チャアーおよび灰は全量リサイクルされるため, 最終的に石炭灰は全量スラッグとして回収され, 燃焼効率も高い	・コンバスタとデフィューザおよびリダクタより構成される加圧2段粉流床方式 ・ガス化剤には空気を使用 ・コンバスタでは燃焼用2次空気を排気により石炭とチャアーを燃焼させスラッグを排出 ・リダクタでは高温ガスと微粉炭とを混合させ, 熱分解およびチャアーのガス化を行う	・燃焼器は水冷される銅製の内筒とステンレス製の外筒で構成され, 全体は燃焼器頭部, 予燃室, 主燃室, 加速ノズルより構成 ・予燃室では頭部の軸心に挿入してある予燃バーナより全燃焼量の約20%の燃料が噴霧燃焼し, 主燃室では3本の主燃バーナより残りの80%が燃焼
開発目的	既設油・ガス焚きボイラの燃料転換 高効率複合発電	高効率複合発電	OCMHD用燃焼器
熱入力と空気比	300kg, 1000kg, 2500kg・Coal/h (λ=0.45~0.7, 酸素富化)	100kg・Coal/h	<1520kg・Oil/h + 210kg・Coal/h
スラッグ回収率	60~90% (1スルー)	90%	70%
燃焼効率	60~90% (1スルー)	>95%	99%
NOx 排出値	100ppm (O <sub>2</sub> =6%) [高温還元雰囲気]	300ppm (O <sub>2</sub> =11%)	<100ppm (O <sub>2</sub> =3%)
SOx 脱硫率	>80% [鉄鉱石添加]	>90% [石灰石添加]	50~90% [石灰石添加]



表1-10 超高温集じん装置の開発状況

方式	サイクロン	セラミックスフィルタ	グラニューバット	衝突式(ルーバ)
特徴	・システムが簡便 ・溶融灰の分離容易	・集じん効率が高い	・集じん効率が比較的高い	・溶融灰の分離が比較容易
課題	・微粒子の精密集じん	・高温下における耐久性や溶融灰の分離技術	・溶融灰の分離技術やスケールアップ	・圧力損失の低減

1-3-3 微粉炭燃焼器およびガス化器の理論解析

微粉炭燃焼およびガス化は、数多くの因子が複雑に絡み合った現象であり、燃焼器／ガス化器の設計あるいはスケールアップを行う際には、シミュレーション手法は有効な手段である。シミュレーションにあたっては、1)炉内流れ、2)粒子分散、3)伝熱、4)反応のモデル化などの計算が必要であり、これらに関する理論解析の状況はSmootあるいは定方によってまとめられており、ここではそれらを含めあるいはそれ以後の理論解析状況を表1-11～13にまとめて示す。これらの数値解析研究の概要をまとめると、流れ場の解析にはそのほとんどが $k-\epsilon$ 2方程式モデルを採用しており、器内の粒子挙動解析にはラグランジェ粒子軌跡法を採用している。また、計算機性能の向上により2次元解析から3次元解析へと移行している傾向もある。しかし、反応モデルに関してはまだまだ十分であるといえず、輻射伝熱に関しても考慮していないモデルが多い。

シミュレーション技術は、近年の計算機の飛躍的な発展とともに成果を上げつつあるものの、すべての現象を網羅するには至っておらず、現象の複雑さと計算時間や経済性などの理由から、目的に応じて実用規模の現象、燃焼特性あるいは排出物特性などに重点がおかれている。しかし、ほとんどに共通しているのは、流れ場の計算において、時間平均したNavier-Stokes式の乱流変動項にBussinesq近似を仮定し、乱流エネルギー $k$ とその消散率 $\epsilon$ の輸送方程式を解くことにより、方程式系を閉じさせた $k-\epsilon$ モデルが採用されている点にある。 $k-\epsilon$ モデルは数値的な安定性から乱流場の計算に広く用いられているが、渦粘性係数の等方性を仮定するため、再循環領域をとまなう強旋回流れ場に代表される非等方性場に対しては解析精度が低下することが知られており、旋回

表1-11 微粉炭燃焼炉およびガス化器に関連する理論解析(その1)

研究者名 開発組織	文献	対象	研究内容	研究者名 開発組織	文献	対象	研究内容
P. J. Smith, L. D. Smoot Brigham Young University	(80) ~ (82)	2次元円筒炉	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 4-flux モデル 2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 (PDF: Clipped Gaussian 分布)	R. K. Boyd, J. H. Kent ECNSW, University of Sydney	(83)	3次元発電用燃焼炉	$k-\epsilon$ 2方程式モデル Discrete ordinate モデル 2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 (PDF: Gaussian 分布)
		気相 乱流モデル 放射伝熱モデル 反応モデル 揮発過程 燃焼過程 燃焼速度		F. Boysan, J. Swithenbank ほか University of Sheffield	(84)	2次元軸対称サイクロン炉	代数応力モデル 4-flux モデル Pillaiの式(粒径の関数) 2段反応モデル 渦消散モデル
		粒子 粒子拡散 チャータ燃焼 粒子分割数 粒子抵抗		L. Zhou Tsinghua University	(85)	2次元円筒炉	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 4-flux モデル 2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 (PDF: Clipped Gaussian 分布)
							ラグランジェ粒子軌跡法 Fieldの式 3粒子径×5位置 乱流拡散考慮
アルゴリズム 計算メッシュ			TEACH (SIMPLE法)+PSI-Cell モデル				TEACH (SIMPLE法)+PSI-Cell モデル
特徴および実験結果 との比較			・500MW 実験炉のシミュレーション ・温度分布、酸素濃度、壁熱流束分布および炭素燃焼率について主には比較的良好な一致				・ガス/粒子流れ、熱伝達および燃焼効率について主には比較的良好な一致 ・サイクロン分離器、ガスタービン用燃焼器など



表1-12 微粉炭燃焼炉およびガス化器に関連する理論解析 (その2)

研究者名 開発組織	F. C. Lockwood ほか Imperial College	J. S. Truelove ほか BHP Central Research Lab.	東電/IHI	三菱重工/電総研
文献	(86) ~ (89)	(90) ~ (92)	(93)	(94), (95)
対象	3次元発電用燃焼炉	3次元円筒炉	3次元発電用燃焼炉	3次元サイクロン燃焼炉
気相 乱流モデル 放射伝熱モデル 反応モデル 揮発過程 燃焼過程 燃焼速度	$k-\epsilon$ 2方程式モデル Non-Equilibrium Diffusion モデル 1次1段/2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 渦消散モデル	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 6-flux/Discrete ordinate モデル 2並列反応モデル 総括1段反応モデル 渦消散モデル	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 6-flux モデル 1段/2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 渦消散モデル	$k-\epsilon$ 2方程式モデル Discrete ordinate モデル 2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 渦崩壊モデル
粒子 粒子拡散 チャラー燃焼 粒子分割数 粒子抵抗	ラグランジュ粒子軌跡法	ラグランジュ粒子軌跡法 粒子膨張考慮	ラグランジュ粒子軌跡法 Fieldの式	ラグランジュ粒子軌跡法 Fieldの式 粒子膨張考慮
アルゴリズム 計算メッシュ	TEACH-3 E (SIMPLE法) + PSI-Cellモデル1887 (51×37)	+ PSI-Cellモデル	VEGA-3 (SIMPLE法) + PSI-Cellモデル 8712 (22×12×33)	SICOH-3 D (SIMPLE法) + PSI-Cellモデル 567 (27×21×33)
特徴および実験結果 との比較	・化学種濃度, 温度, チャ ー燃えきり性をスワール数 を変えて比較	・揮発分の大きく異なる3 炭種について火炎安定性燃 焼効率などを比較		・ETL-Mark VII, TRW20 MWtなどのサイクロン式 石炭燃焼器と比較

表1-13 微粉炭燃焼炉およびガス化器に関連する理論解析 (その3)

研究者名 開発組織	佐藤, 山田 ほか 出光石炭研	三浦, 青木, 古畑 ほか 東北大学	中島, 池田 ほか 神戸大学	
文献	(96)	(97)	(98)	
対象	3次元円筒炉	3次元発電用燃焼炉, 3次元円筒炉	2次元軸対称円筒炉	
気相 乱流モデル 放射伝熱モデル 反応モデル 揮発過程 燃焼過程 燃焼速度	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 6-flux モデル 1段反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 渦消散モデル	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 6-flux モデル 2並列反応モデル 総括1段反応モデル 反応速度無限大 渦消散モデル	$k-\epsilon$ 2方程式モデル 放射熱線法 総括1段反応モデル アレニウス型 渦消散モデル	
粒子 粒子拡散 チャラー燃焼 粒子分割数 粒子抵抗	ラグランジュ粒子軌跡法 実験式 5粒子径×8位置	ラグランジュ粒子軌跡法 Fieldの式 3粒子径×5位置× 1/2バーナ 粒子膨張考慮	20粒子径 粒子膨張考慮	
アルゴリズム 計算メッシュ	FLUENT + PSI-Cellモデル 3927 (33×17×7)	SIMPLE法 + PSI-Cellモデル 26136 (18×33×44)	SIMPLER法 1173 (51×23)	
特徴および実験結果 との比較	・主に, 石炭の燃えきり性 におよぼす, 2段燃焼空気 量の影響について検討	・125MW級の石油-コー クス, 特C重油混燃ボイラ など噴霧燃焼シミュレーシ ョンを実施 ・NOx排出特性, ばいじ ん濃度, H <sub>2</sub> S濃度について 2段燃焼用空気の割合を変 化させて検討	・主にNOx排出特性につ いて燃料性状(燃料比, Fuel-N分), 2段燃焼用空 気の影響について検討	



流に対応する様々な修正モデルも提案され使用されている。 $k-\epsilon$ モデル以外の方法として、時間平均したNavier-Stokes式の乱流変動項をその輸送方程式から直接的に解く方法に応力方程式モデルがあるが、計算時間や数値安定性から石炭燃焼場に適用された例がなく、実用的にはBoysanらが使用した、乱流変動項の輸送方程式を代数化した代数応力モデルが有効といえる。

また、石炭粒子あるいは灰粒子の運動、燃焼ガスの反応や物質および熱移動は炉内流れ場に大きく支配され、しかも、微粉炭燃焼器あるいはガス化器において、高負荷燃焼あるいは火災安定化を目的に旋回流が適用されていることから、解析精度の良い旋回流場の計算が不可欠になっている。

#### 1-4 本研究の目的

本研究は、前述の研究ならびに技術開発現状を鑑みて、サイクロン式石炭ガス化器を開発するための要素研究であるコールドモデル実験、炉内の流れ場数値解析およびそれによるガス化炉のスケール効果について、基礎的観点から明らかにしたものである。また、本研究では、石炭の高温・高負荷ガス化燃焼を比較的広範に制御可能にするために、器内2断面で旋回流を形成させることを提案し、高スラグ回収と高ガス化効率を同時に実現できる可能性を有していることを特徴としている。特に、器内の流れ場を最適化するための装置および操作パラメータの影響を実験的および数値解析的に明らかにすることにより、高スラグ回収および高ガス化効率を達成するための設計指針も得る。さらに、スケールアップする場合の高スラグ回収石炭ガス化器の特性についても数値計算的に予測を行った。

以上のような一連の研究は、サイクロン式石炭ガス化器の開発にとどまらず、図1-5のように下水汚泥の熔融炉、建設廃棄資材の熔融減容化などに利用することができる。

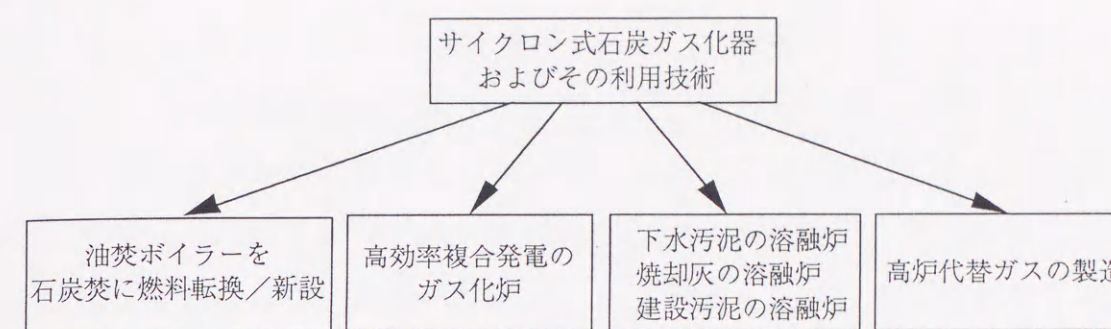


図1-5 本ガス化器の用途

#### 1-5 本論文の概要

本論文は、本研究に関する背景、従来の研究および本研究の位置づけを記述した序論、コールドモデル実験により2段旋回式石炭ガス化器の有効性と高スラグ回収に最適な装置および操作パラメータを明らかにした第2章、流れ場解析に代数応力乱流モデルを適用し、そのモデルの構築および装置特性を検討した第3章、前章までのコールドモデル実験および数値解析より得られた結果をもとに、粒子運動を解析し個々の粒子の回収位置および滞留時間から、解析により最適な装置および操作パラメータを明らかにした第4章、構築した数値解析モデルによりスケール効果を明らかにした第5章および第6章の総括から構成されている。

図1-6に本研究の流れと各章の位置づけを整理して示す。

第2章の「コールドモデルによる流れ場制御と回収率分布」では、反応ガスを炉上下部の2箇所より供給する2段旋回式スラッキング石炭ガス化器におけるスラグ回収率に及ぼす炉内流れ場の影響をより詳細に検討するため、熱入力1MW（微粉炭供給量100kg/h）に対応するコールドモデルを試作した。なお、本装置では、炉内におけるスラグ回収率分布が測定できるように炉軸方向4箇所の壁面に回収溝が設置してある。実験は、燃焼場での熔融スラグを水噴霧により模擬して実験し、炉内流れ場に影響する装置・操作パラメータをそれぞれ変化させて、各断面の回収率変化に及ぼす各パラメータの影響を炉内の旋回流速分布から考察し、スラグ回収率と炉内流動の基本的な関係を実験的に明らかにした。



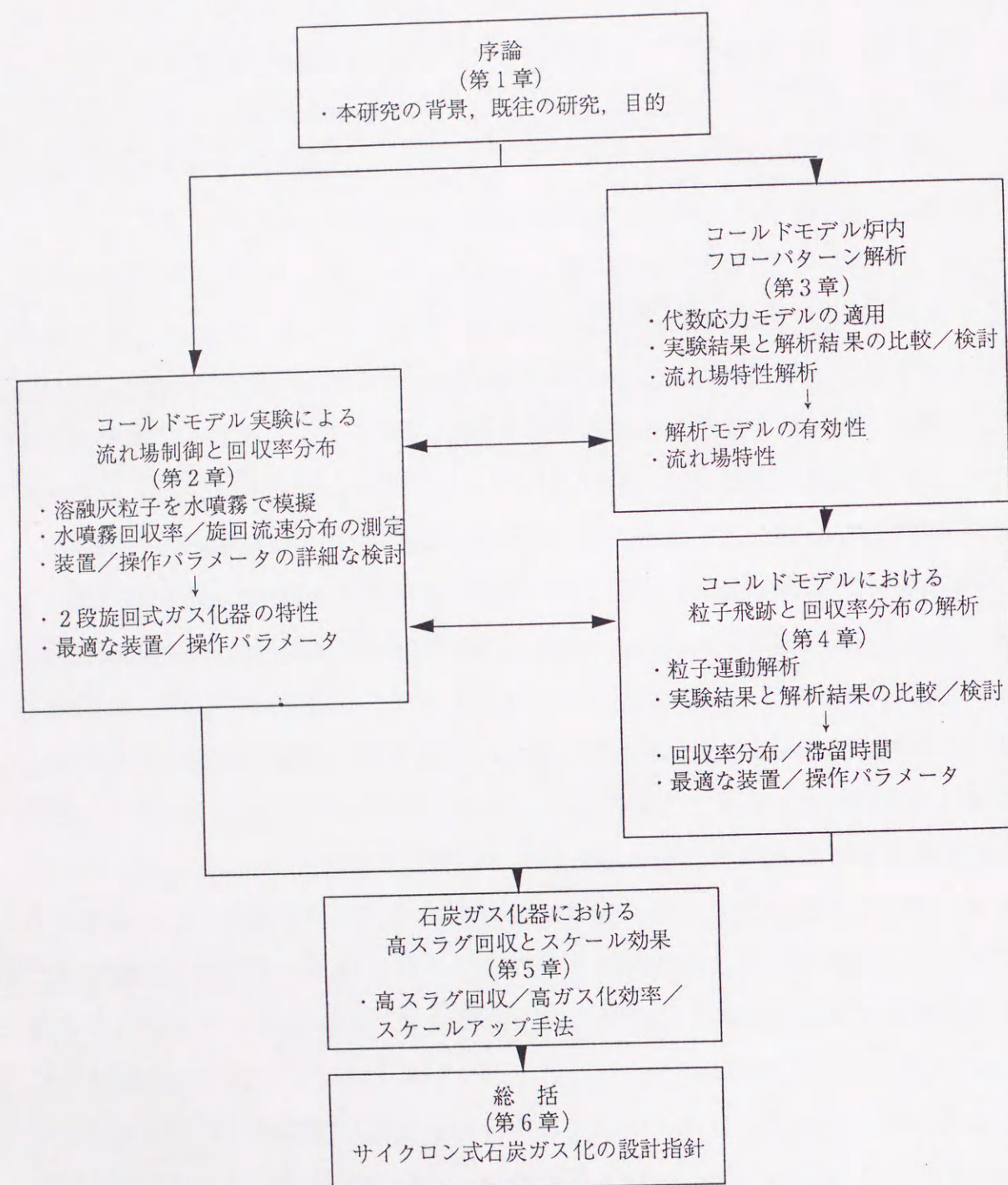


図1-6 本研究の流れと各章の位置づけ

第3章の「コールドモデル炉内フローパターン解析」では、第2章で得られたコールドモデル基礎実験結果が理論的に妥当であるかどうかを、まず、コールドモデル内の流れ場の数値シミュレーションによって検討した。その上で、本研究で提案したサイクロン式石炭ガス化器のホットモデル試作に必要となる、より最適な装置ならびに操作パラメータを予測するための数値解析モデルの構築を行った。採用した数値解析モデルは、再循環領域を形成する強旋回流場を精度良く数値解析できるとされている代数応力モデルを用いて、本研究で提案しているようなガス化器内下部に3次空気を供給している場合や旋回用空気がある噴射角をなして器内へ供給する場合などについて数値計算を行った。得られた解析結果と実験結果を比較することにより、各種計算パラメータの及ぼす影響とその妥当性について考察し、本研究で提案する計算モデルの有効性について検討した。その上で、本ガス化器の特徴である器内2断面で旋回用空気を供給する場合の最適な流れ場を形成させるための装置ならびに操作パラメータ条件を明らかにした。

第4章の「コールドモデルにおける粒子飛跡と回収率分布の解析」では、第3章で採用したサイクロン式ガス化器の器内に形成する強旋回流場を予測するための代数応力モデルに粒子運動解析を付加することにより、実験では得られない個々の粒子の挙動解析を行った。得られた解析結果と回収率分布の実験結果とを比較することによりモデルの有効性を確認したうえで、各パラメータを変化させて、粒子の回収位置と滞留時間との関係を定量的に明らかにした。

第5章の「石炭ガス化器における高スラグ回収とスケール効果」では、第2章のコールドモデルによる実験結果と第4章までで得られた実験室規模の石炭ガス化器内の流れ場および粒子挙動の解析結果とを比較したところ、本数値解析モデルは、実験結果を良好に説明できるモデルであることが明らかになったので、本章では、この数値解析モデルを用いてスケールアップした石炭ガス化器の流れ場および粒子挙動解析を行った。得られた解析結果から、スケールアップした装置での最適な流れ場制御パラメータ解析ならびにスラグ回収率特性などを明らかにした。



最後に、第6章として、以上一連の研究成果を総括するとともに、これらの知見から、実機の石炭ガス化器の設計指針を提案するとともに、今後の石炭ガス化器開発に関わる技術的課題および要素研究の必要性などについて言及する。

## 第2章

### コールドモデル実験 による流れ場制御と回収率分布

#### 2-1 緒言

油焚ボイラの石炭転換を目的としたサイクロン式スラッキング石炭ガス化器を技術開発するためには、第1章で述べたように、ガス化器の流動特性と溶融スラグの回収特性の解明が重要な要素研究の1つに挙げられる。現在、技術開発が進行しつつある多くのスラッキング石炭ガス化器にみられる特徴<sup>(101)</sup>を比較すると、ガス化器構造、石炭供給方式、スラグ回収方式など多種多様であるが、すべてに類似している点は、炉上部で接線方向から<sup>(16), (23), (59)</sup>あるいは炉上部のスワラーによって<sup>(20)</sup>ガスに旋回を与える方法を採用している点である。この方法では炉上部からしか旋回を与えることができず、炭種、石炭供給量、空気比(酸素比)が設定されてしまうと、炉内流れ場を独立に制御することが不可能になってしまうことになる。したがって、実際には、この様な制御性の不都合さを補うために、炉出口形状に様々な工夫を施して対策を講じている。

このような現状から、定方ら<sup>(102)</sup>は、ガス化用空気を炉上下部の2箇所より旋回流が生じるように供給することによって炉内渦形式を自由にコントロールできる方法を提案した。しかし、実験に使用した装置は比較的小型(内径144mm、炉長450mm)であるとともに、炉内部での溶融スラグの回収率分布を測定していないため、回収率を向上させるために必要となる最適な流れ場ならびにそれを形成させるための操作・装置パラメータなどの決定についての解明は行っていない。



そこで、本章では、ガス化用空気を炉上下部の2箇所より供給する2段旋回式スラギング石炭ガス化器におけるスラグ回収率に及ぼす炉内流れ場の影響をより詳細に検討するため、定方ら<sup>(102)</sup>が用いた燃焼器の2倍の寸度を有する熱入力1 MW (微粉炭供給量100 kg/h) に対応するコールドモデルを試作した。さらに、本装置では、炉内におけるスラグ回収率分布が測定できるように炉軸方向4箇所の壁面に回収溝が設置してある。実験は、燃焼場での熔融スラグを水噴霧により模擬して実験し、炉内流れ場に影響する装置・操作パラメータをそれぞれ変化させて、各断面の回収率変化に及ぼす各パラメータの影響を炉内の旋回流速分布から考察し、スラグ回収率と炉内流動の基本的な関係を実験的に検討した。

## 2-2 実験装置および方法

### 2-2-1 実験装置

図2-1に、コールドモデル実験装置の概略図を示す。本装置の基本構造は、内径290 mmおよび炉長900 mm (炉内容積 $5.94 \times 10^{-2} \text{ m}^3$ ) のアクリル樹脂製炉本体に、気流搬送式石炭供給ノズル (1次空気) および炉内の流れ場を旋回流にするための2次 (上部旋回用) および3次 (下部旋回用) 空気ノズルがそれぞれ設置してある。石炭熔融スラグを模擬するために水噴霧を使用し、その噴霧方法は、密閉容器に所定量の水を溜め窒素により加圧 (0.4 MPa) して炉上流部の中心軸上から炉内へ導入した。また、本実験では、スラグ回収に及ぼす旋回用空気の影響を検討するために1次空気は供給せず、2次空気および3次空気のみを図2-1に示す噴射角 $\alpha_s$ および $\alpha_T$ で、それぞれ炉の側面の各4ヶ所から炉内へ導入し、上下2断面で旋回を与えた<sup>(102)</sup>。なお、この旋回用空気の噴射角 $\alpha_s$ および $\alpha_T$ は炉中心からの中心角として定義した。すなわち、 $\alpha$ が大きいほど炉壁の接線方向に近いところから空気を供給することを意味する。

図2-2に本実験で使用したコールドモデル本体の詳細図を示す。本装置には、炉内の旋回流速分布を測定するためのピトー管ガイドが炉の正面4ヶ所に200 mm

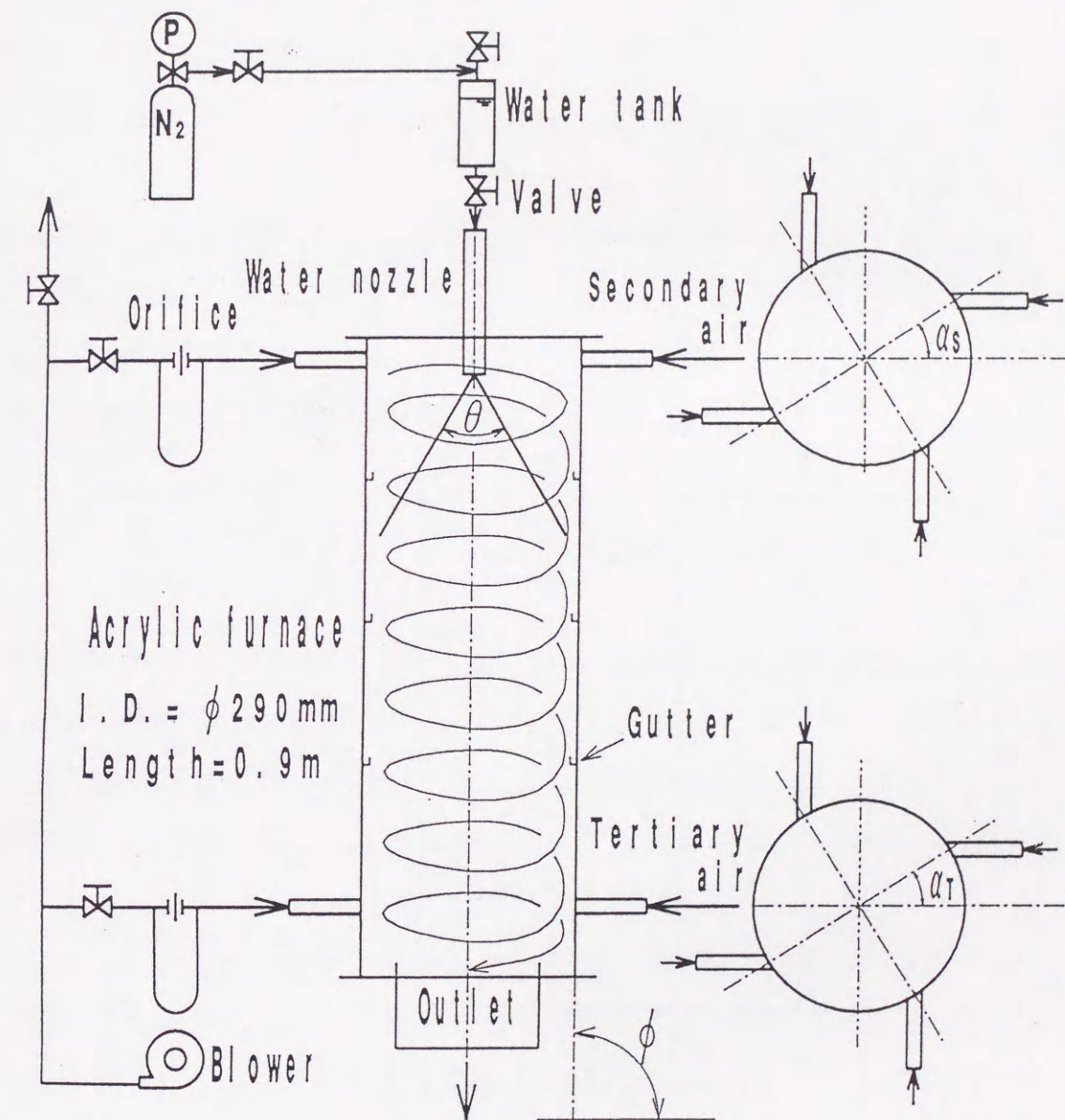


図2-1 コールドモデル実験装置の概略図



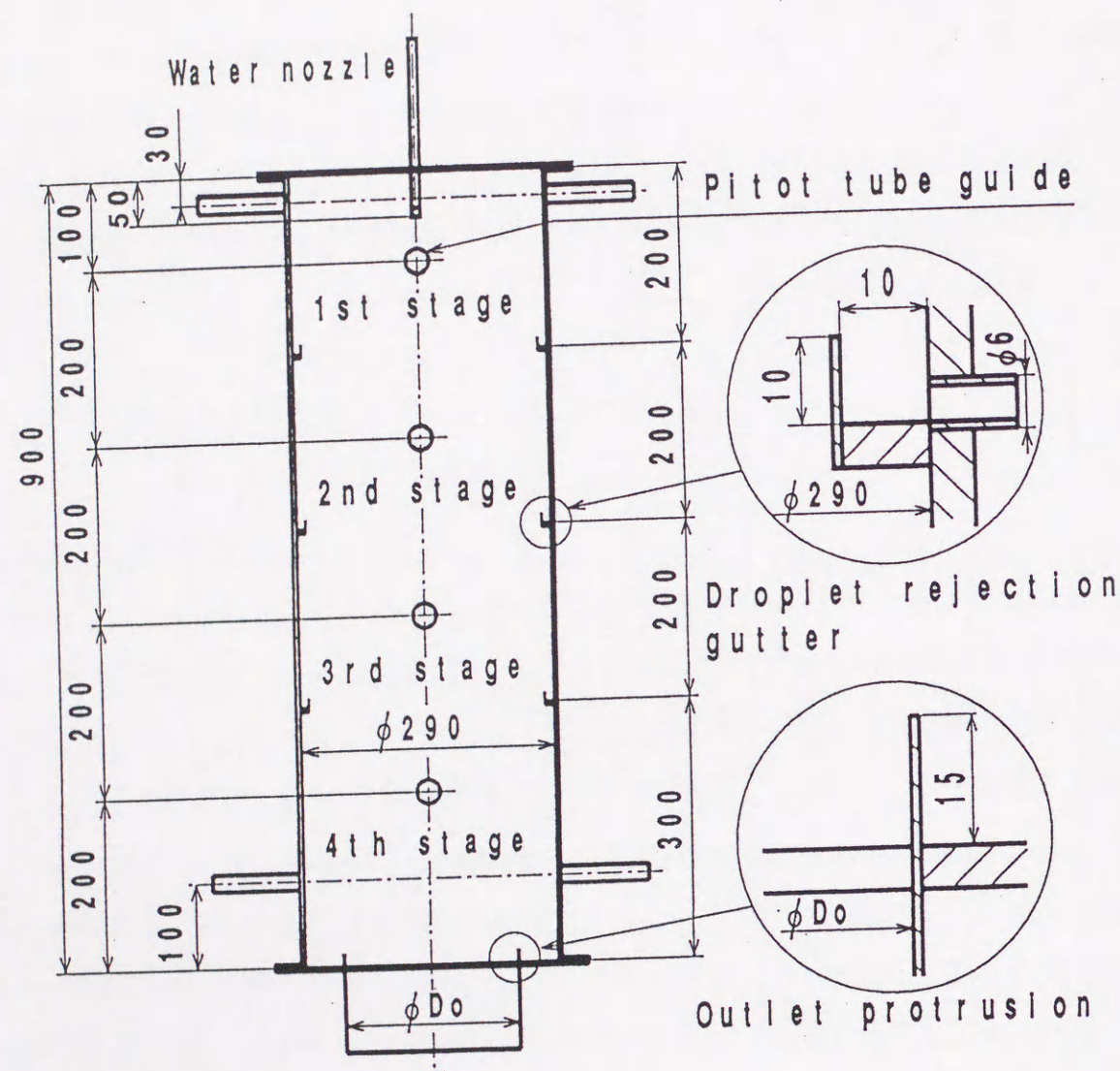


図2-2 コールドモデル本体の詳細図

間隔で取り付けられている。また、軸方向の炉内回収率分布を測定するために、それらの中間に水噴霧回収用の溝が炉の全周4断面に200mm間隔で設置してある。なお、回収溝に集められた水は、銅パイプを通じて炉外の容器で回収できる。本実験では、実験結果を整理する上で、回収溝の位置を炉上部より1段目、2段目、3段目、4段目および出口とした。また、炉底壁で回収された水が炉外へ流出しないように、炉出口隔壁部には上流向きに突起が設置してある。

### 2-2-2 回収率および旋回流速分布の測定

壁面に到達した水の回収率  $\eta$  の測定は、所定の旋回を与えた状態で、一定量 (10g/s) の水を一定時間 (60s) 水噴霧ノズルより噴射させ、その間に各段の回収溝に回収される水の質量から下式によって算出する。

$$\eta = W_s / W_t \times 100 \quad (2-1)$$

ここで、 $W_s$  は各段で回収された水の質量 [kg]、 $W_t$  は各段および出口で回収された水の総質量 [kg] を表す。

旋回流速は、銅パイプ製の2孔式ピトー管を炉の側面より挿入し、全圧孔を旋回方向に、静圧孔を炉下部方向に向けて測定を行った。なお、水噴霧の影響については、炉上部では水噴霧が炉の中心軸付近にあるため中心付近の旋回流速は小さくなるが、炉下部にいくにしたがい噴霧がある程度広がり、炉側壁面で徐々に回収されるため、旋回流速は断面内で若干小さくなるものの渦形式はさほど変化しないものとして水噴霧をせずに測定を行った。また、1段目 (2次空気導入部より70mm) において、ピトー管測定位置を炉正面より周方向に45°ずらして測定した結果、炉の正面 (0°) における結果と同一であったため、旋回流速はほぼ軸対称であると考えて良い。

表2-1に、実験条件を示す。実験は、2次および3次空気量 ( $Q$ )、2次および3次空気流速 ( $V$ )、2次および3次空気噴射角 ( $\alpha$ )、水噴霧角 ( $\theta$ )、炉出口径と炉内径との比 ( $D_o/D$ ) および炉傾斜角 ( $\phi$ ) をそれぞれ変化させて、回収率な



らびに旋回流速分布に及ぼす各パラメータの影響を実験的に検討した。

表2-1 コールドモデル実験条件

Parameters	Working Condition
Secondary air flow rate ( $Q_S$ m <sup>3</sup> /h)	0, 150
Tertiary air flow rate ( $Q_T$ m <sup>3</sup> /h)	0, 150
Secondary air velocity ( $V_S$ m/s)	0, 33.2
Tertiary air velocity ( $V_T$ m/s)	0, 33.2, 51.8
Secondary air Inlet Angle ( $\alpha_S$ °)	30
Tertiary air Inlet Angle ( $\alpha_T$ °)	30, 60
Water spray angle ( $\theta$ °)	20, 55, 90
Outlet diameter ratio ( $D_O/D$ -)	0.331, 0.5, 0.6, 0.690, 0.828, 0.931, 1.0
Furnace Inclination Angle ( $\phi$ °)	10, 90

### 2-2-3 粒子運動に関するコールドモデルとガス化場の相似性

本コールドモデルにおける旋回空気の流れ量は、微粉炭供給量100kg/h、酸素比(供給酸素量/石炭の理論燃焼酸素量)0.5および酸素富化率(供給酸素量/空気と酸素の総量)30%という実際のガス化実験条件に相当するような条件になるように設定した。また、水噴霧量は供給石炭中の灰分量に一致させた。一方、コールドモデルを用いてガス化場における粒子運動を模擬する場合、両者の粒子終末速度を等しくする必要がある。これを等しくするには、コールドモデルに用いる粒子径を式(2-2)および(2-3)に示した粒径比の値になるように設定する必要がある<sup>(103)</sup>。なお、両式中、+を付した変数がガス化場に対応する。いま重力しか作用しない流れ場であるとする、粒子の流体による抵抗はストークスの抵抗領域であるので、この場合( $Re_p < 2$ )になり、

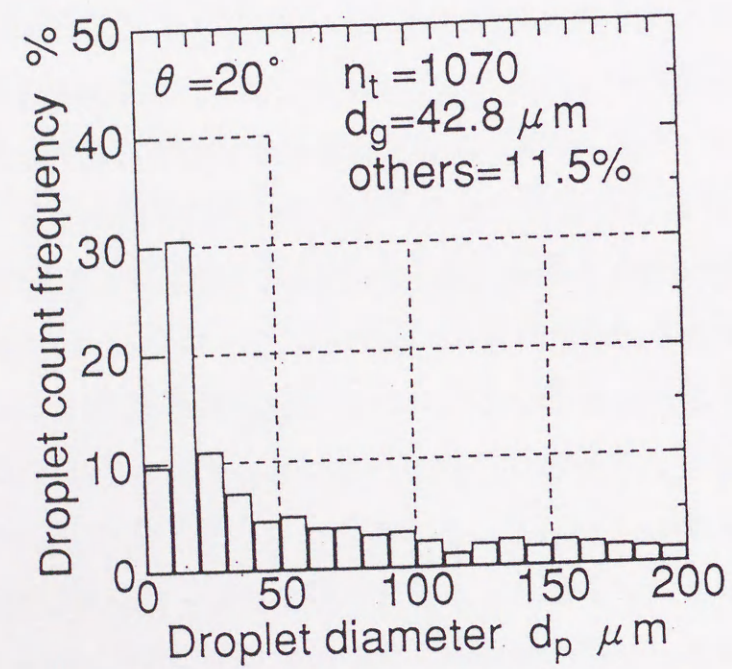
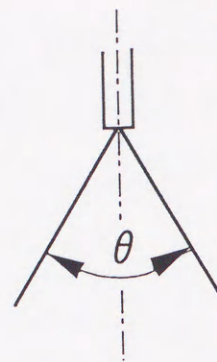
$$\frac{d_p}{d_p^+} = \left( \frac{(\rho_p^+ - \rho_g^+) \mu}{(\rho_p - \rho_g) \mu^+} \right)^{1/2} \doteq 0.802 \quad (2-2)$$

ここで、 $Re_p$ は粒子レイノルズ数、 $\rho_p^+$ は石炭灰の密度(2000kg/m<sup>3</sup>)、 $\rho_p$ は水の密度(1000kg/m<sup>3</sup>)、 $\rho_g^+$ および $\rho_g$ は空気密度(0.2041kg/m<sup>3</sup> at 1400℃, 1.1686kg/m<sup>3</sup> at 20℃)、 $\mu^+$ および $\mu$ は空気の粘性係数(56.74×10<sup>-6</sup>Pa·s at 1400℃, 18.23×10<sup>-6</sup>Pa·s at 20℃)である。しかし、本実験条件のような遠心力が作用する場では、軸方向から供給された粒子に働く抵抗はアレンの抵抗領域( $2 < Re_p < 500$ )になり、その場合、

$$\frac{d_p}{d_p^+} = \left( \frac{(\rho_p^+ - \rho_g^+) \mu \rho_g}{(\rho_p - \rho_g) \mu^+ \rho_g^+} \right)^{1/3} \doteq 1.946 \quad (2-3)$$

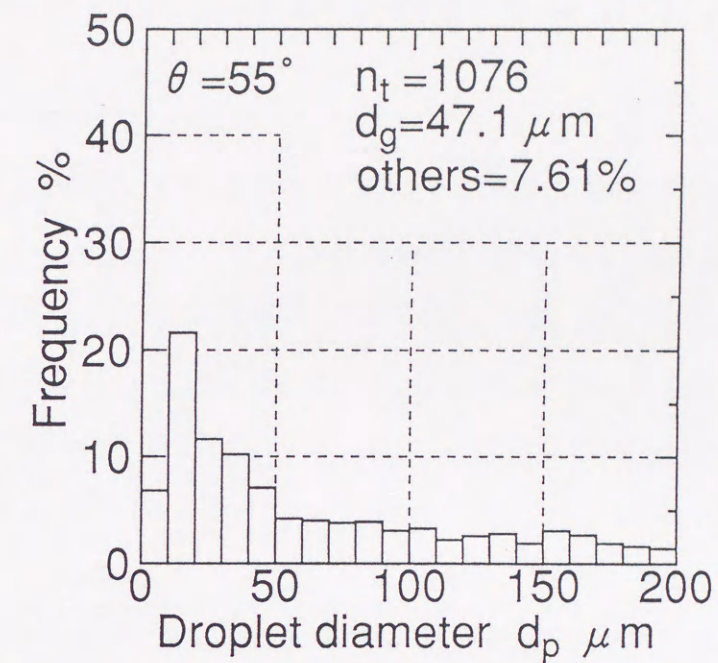
そこで、まず本実験で使用した水噴霧ノズルによって得られる噴霧粒子径分布を実測した。測定方法としては、スリット付のスライドシャッターにオイルを溜めたプレバートを取り付けて採集し、CCDカメラを取り付けた顕微鏡からの粒子像を画像解析し粒径分布を求めた。図2-3に測定結果を示す。(a)はノズル噴霧円錐角 $\theta$ (噴口位置での噴霧輪郭に引いた2接線のなす角度)=20°, (b)は55°, (c)は90°の場合である。それぞれの図において $n_t$ は測定した液滴個数、 $d_g$ は幾何平均径である。図2-3に示すように、 $\theta$ を変化させても粒径分布はほぼ同様であることがわかる。本図より、10~20 $\mu$ mという微粒子の頻度がいちばん大きいことが認められる。一般に、石炭ガス化器に用いる石炭は74 $\mu$ mアンダー80pass%という微粉炭であり、反応進行に伴って徐々に粒径が減少して熔融スラグになる時には約10 $\mu$ m程度の粒子になることが知られている。炉上部で理想的なランキン渦が実現されれば、粒径による回収率にはあまり差はなく、炉下部で剛体渦になった場合には粒径の影響が顕著に現れるが、ここではすでにガス化が完了して熔融灰粒子になっているため、ほぼ式(2-2)を満足しており、コールドモデルによるガス化場の模擬が妥当であると判断できる。



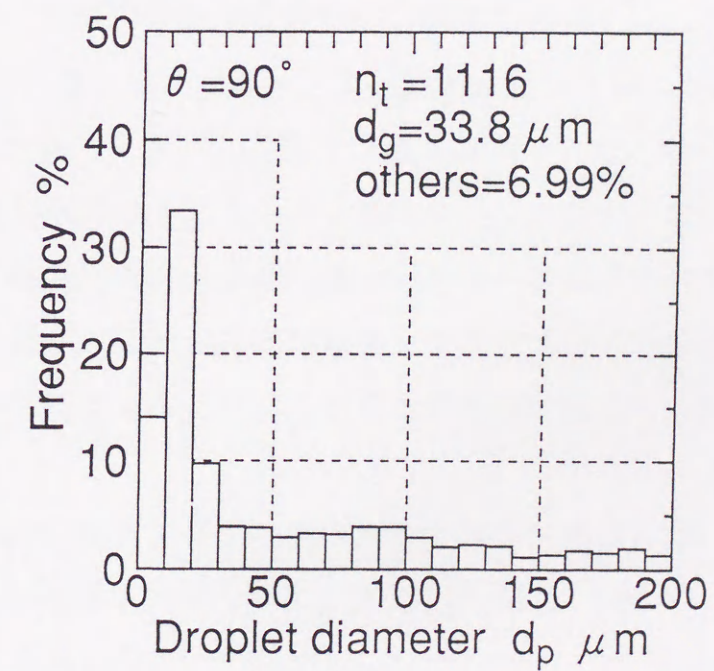


(a)  $\theta = 20^\circ$

図2-3 供試噴霧ノズルからの液滴径分布



(b)  $\theta = 55^\circ$



(c)  $\theta = 90^\circ$

図2-3 供試噴霧ノズルからの液滴径分布



## 2-3 炉内における水噴霧回収率と旋回流速分布

### 2-3-1 旋回流速分布

噴霧粒子回収率の実験に先立ち、高スラグ回収率および粒子の長い空間滞留時間に及ぼす旋回流速分布について検討を行う。

図2-4に、出口径比  $D_0/D=0.690$  における旋回流速分布の軸方向変化を示す。本図において (a) は2次空気のみ  $Q_S=150\text{m}^3/\text{h}$ , (b) は3次空気のみ  $Q_T=150\text{m}^3/\text{h}$ , (c) は両方から同流量ずつ  $Q_S=Q_T=150\text{m}^3/\text{h}$  供給した場合の結果である。それぞれの図において、上側が炉の上部を示しており、また、 $\alpha_S=\alpha_T=30^\circ$  と  $\alpha_S=\alpha_T=60^\circ$  の結果を併せて示している。

本図から、炉内に形成する渦形式は供給流量、旋回角あるいは炉内の各位置によって、様々なタイプの渦が形成し、大きく分類すると図2-5に示す3つのタイプに分けることができる。本図に示す渦形式の特徴は、(a) の剛体渦あるいは (b) の放物渦は、粒子に及ぼす遠心力 ( $=mW^2/r$ ) が半径位置とともに、大きくなることから、スラグ回収に適した渦形式であり、また、(c) のランキン渦は旋回流速の最大位置で遠心力が最も大きく、その外側では小さくなることから、粒子の長い空間滞留時間が得られ、高ガス化効率に適した渦形式となる。従って、高効率ガス化と高スラグ回収に有効な渦形式の組み合わせは、炉上部でランキン渦、炉下部で剛体渦となる。これに加えて旋回流速の絶対値も重要な因子である。

そこで、まず、旋回流速に及ぼす炉出口径の影響を詳細に実験を行った。図2-6に、 $\alpha_S=\alpha_T=30^\circ$  で炉出口径を変化させた場合の旋回流速の比較を示す。(a) は  $Q_S$  のみ  $150\text{m}^3/\text{h}$ , (b) は  $Q_T$  のみ  $150\text{m}^3/\text{h}$ , (c) は2次、3次両方とも  $150\text{m}^3/\text{h}$  供給した場合の旋回流速分布である。また、図2-7は  $\alpha_S=\alpha_T=60^\circ$  以外は、図2-6と同条件での結果である。それぞれの図において、左が炉上部、右が炉下部である。

図2-6および図2-7より、炉出口径が小さい場合は、炉の中心付近に最大値を持つ旋回流速の絶対値が大きいランキン渦が形成されているのに対し、出口径

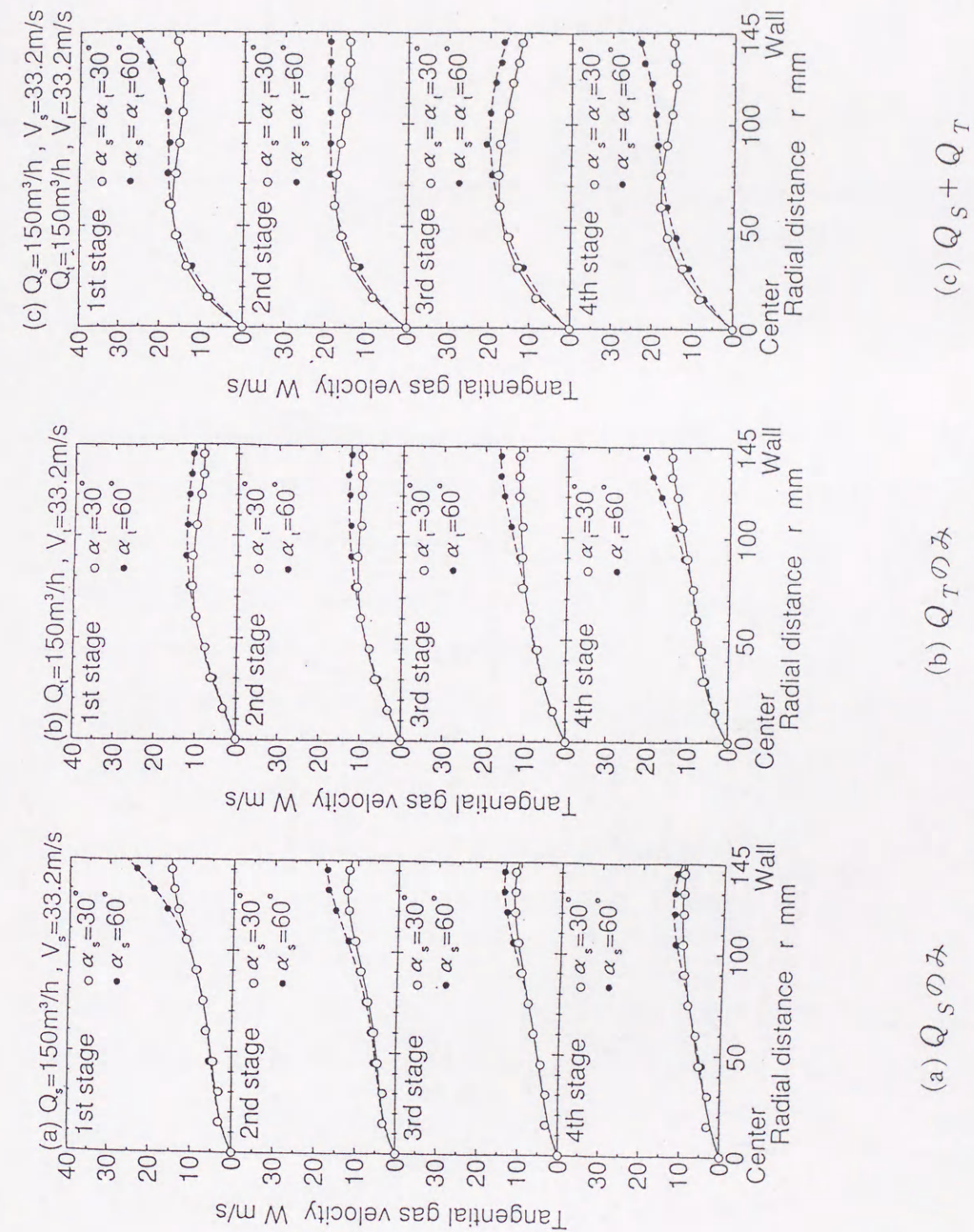


図2-4 旋回流速分布の軸方向変化 ( $D_0/D=0.690$ )



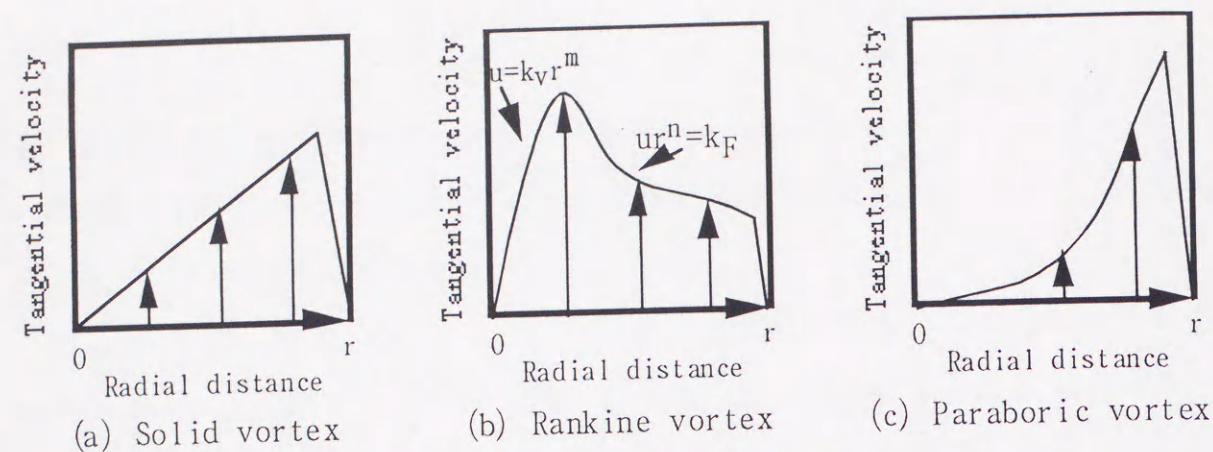


図2-5 炉内に形成する代表的な渦形式

が大きい場合は、中心付近がほとんど旋回しない放物渦になっていることがわかる。表2-2に図2-6および図2-7の各条件における渦形式の変化をまとめて示す。本表より、出口径が174mm ( $D_o/D=0.6$ ) 以下になると炉内全体でランキン渦となり、渦形式を変化させることが不可能となることが判断できる。

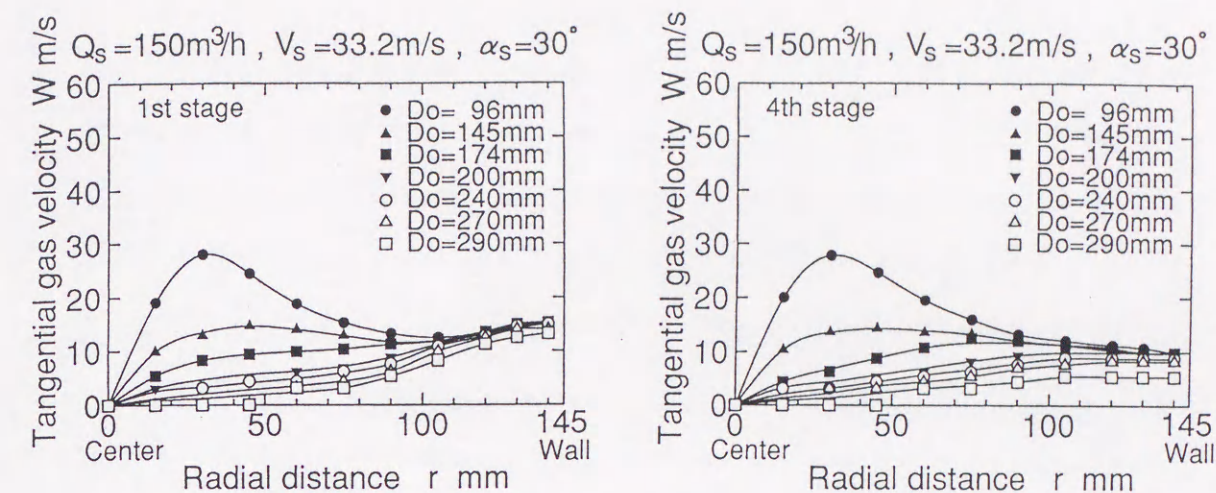
出口径の影響は、通常のサイクロン集塵器においても検討されており、一般に圧力損失が大きいほど旋回流速も大きくなり、粒子の捕集効率も高くなる。圧損は、次式のように出口径の割合から算出できる。

$$F = \frac{\Delta P}{\frac{1}{2}\rho_g V_{in}^2} = \frac{1}{n} \left\{ \left( \frac{1}{0.65} \right)^{2n} \left( \frac{D}{D_o} \right)^{2n} - 1 \right\} \quad (2-4)$$

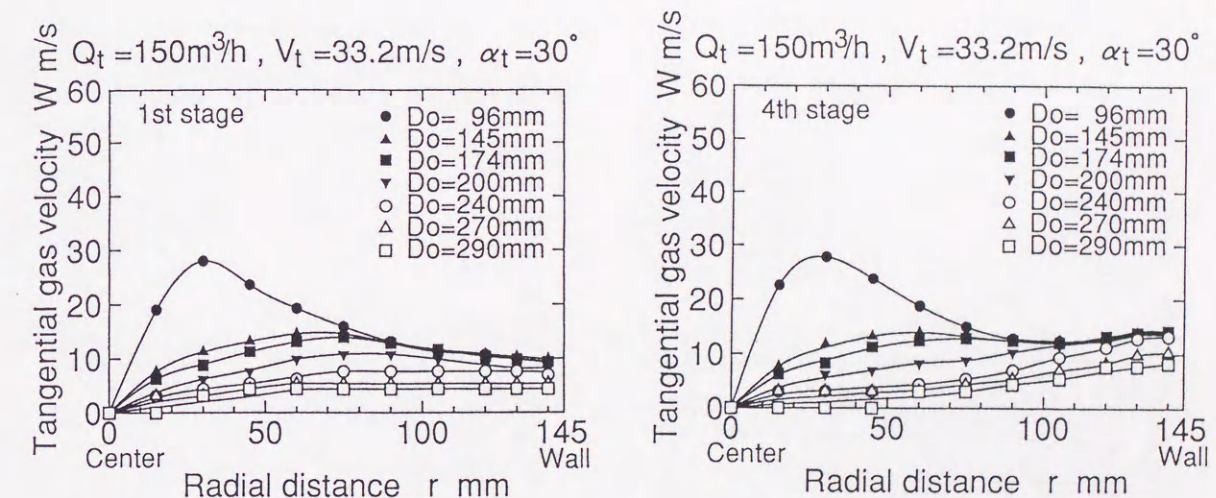
ここに、 $n$ は旋回気流の指数であり、一般に0.6~0.9の値で、図2-5の $n$ に対応し旋回流速の最大点から炉壁面付近までのスロープを表わす。 $D$ は炉内径、 $D_o$ は炉出口径である。また、サイクロンの寸法比から圧損を求める実験式として式(2-5)がある。

$$F = \frac{\Delta P}{\frac{1}{2}\rho_g V_{in}^2} = \frac{ka\sqrt{D}}{D_o^2\sqrt{L}} \quad (2-5)$$

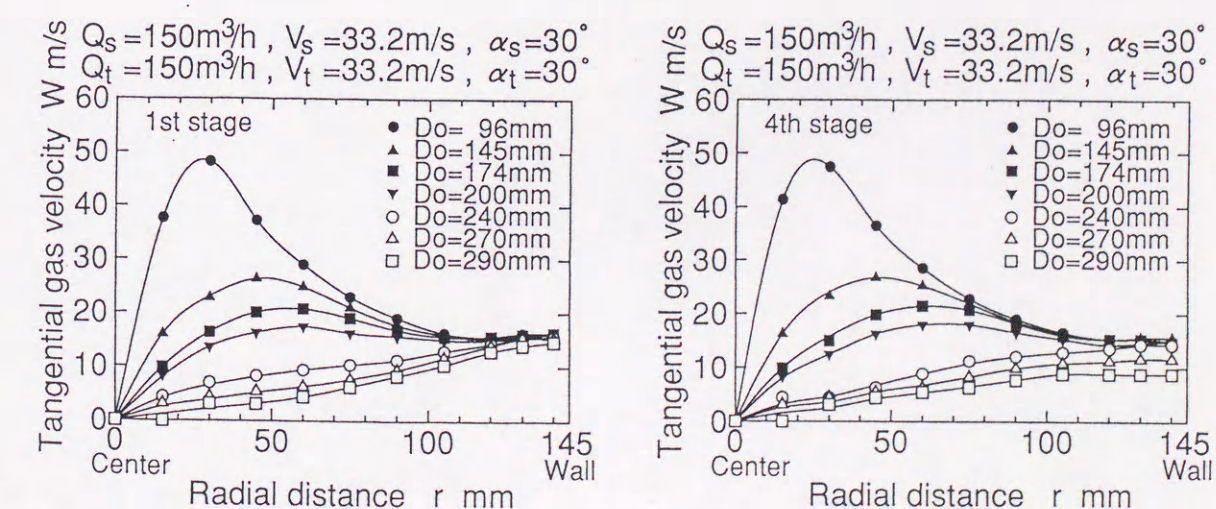
ここに、 $F$ は圧損係数、 $k$ は定数( $\approx 300$ )、 $a$ はサイクロン入口面積( $m^2$ )、 $D$ はサイ



(a)  $Q_s$ のみ



(b)  $Q_t$ のみ



(c)  $Q_s + Q_t$

図2-6 周方向流速分布 ( $\alpha_s = \alpha_t = 30^\circ$ )



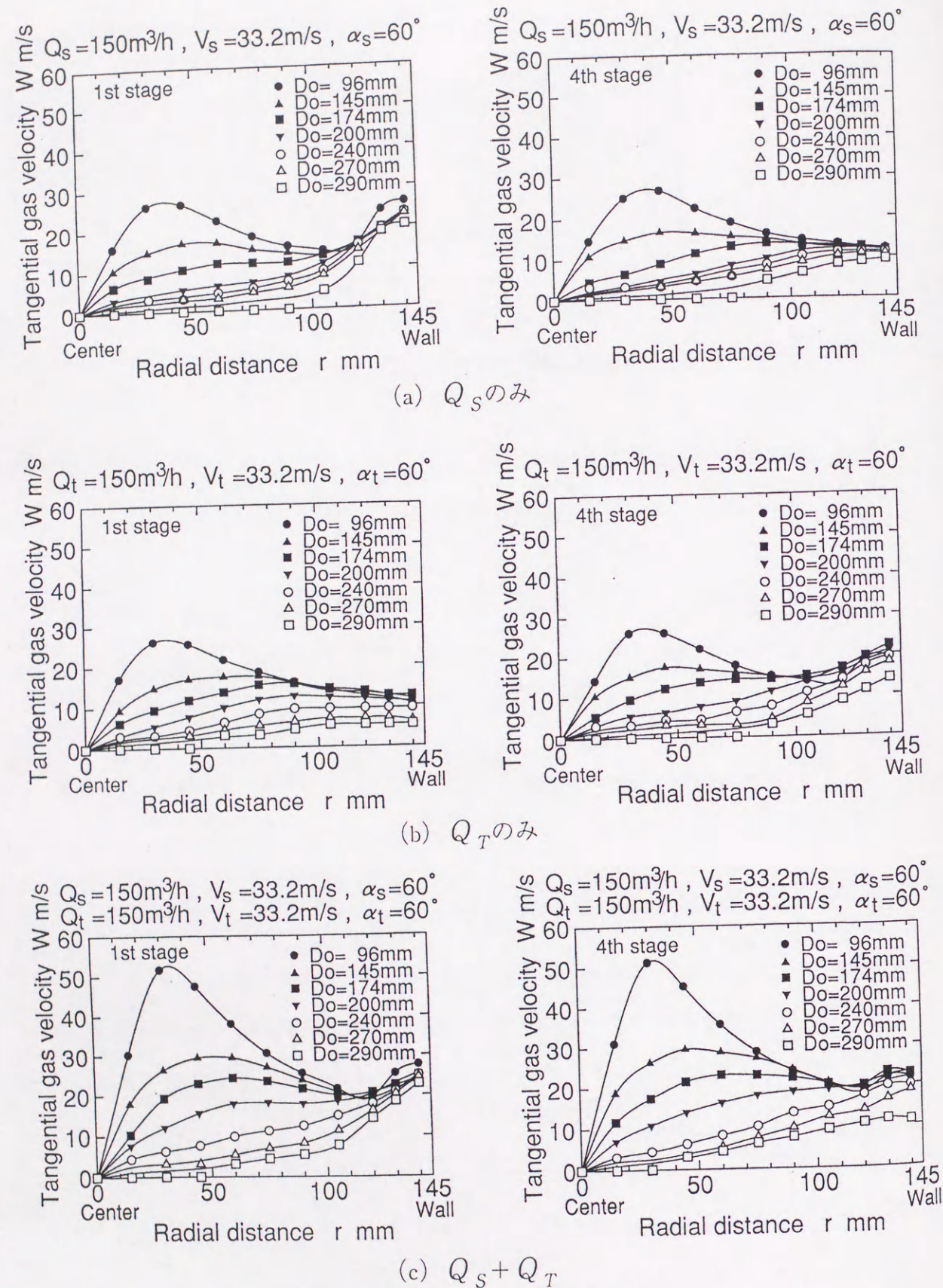


図2-7 周方向流速分布 ( $\alpha_s = \alpha_t = 60^\circ$ )

クローン内径 (m),  $D_o$  は出口径 (m),  $L$  は炉長 (m) である. 式 (2-4) および (2-5) より圧損は出口径のほぼ2乗に反比例することがわかる. 従って, スラグ回収率の立場から考察すると, 出口径はできるだけ小さいほうが望ましくなる. しかし, 実際のガス化器の場合, 高スラグ回収率とともに, 粒子の空間滞留時間ができるだけ長い方が, 炉の体積を有効に使うことができるため適切な出口径を決める必要がある.

図2-8に炉出口径比 ( $D_o/D$ ) と旋回流速分布から測定できる角運動量と導入角運動量 ( $L_{in} = 1/2 \rho Q W_{in} \sin \alpha \cdot R$ ) との比の関係を示す. また, 出口径比のほぼべき乗で表わされる式 (2-4) および (2-5) の圧損係数もあわせて示してある. 本図は図2-6の  $\alpha_s = \alpha_t = 30^\circ$  について整理した結果であり,  $\circ \bullet$  は図2-6の (a),  $\triangle \blacktriangle$  は (b),  $\square \blacksquare$  は (c), また,  $\circ \triangle \square$  は炉上部,  $\bullet \blacktriangle \blacksquare$  は炉下部を示している. なお, 測定した角運動量は, 式 (2-6) により算出した.

$$L = \int_0^r W r \cdot \rho U \cdot 2\pi r \cdot dr \quad (2-6)$$

図2-8において, 炉上部のみ旋回用空気を供給した場合, 流体の壁面摩擦の結果, 角運動量は炉下部に行くに従い低下し, 一方, 旋回用空気を炉下部のみ供給した場合は前者と逆の結果になっている. 式 (2-6) の定義によると, 角運動量比が1.0になるとき剛体渦が形成することになる. また, 図2-8に示すように, 出口径比が小さくなるほど圧損が大きくなり, 結果として旋回流速の大きなランキン渦になってしまうとともに, 炉上部と炉下部の値がほぼ等しくなっている. 逆に出口径比が0.6以上になると, 炉上部と炉下部の値に差が生じていることから, 旋回用空気によって炉内渦形式を変化させることができる範囲であるといえる.



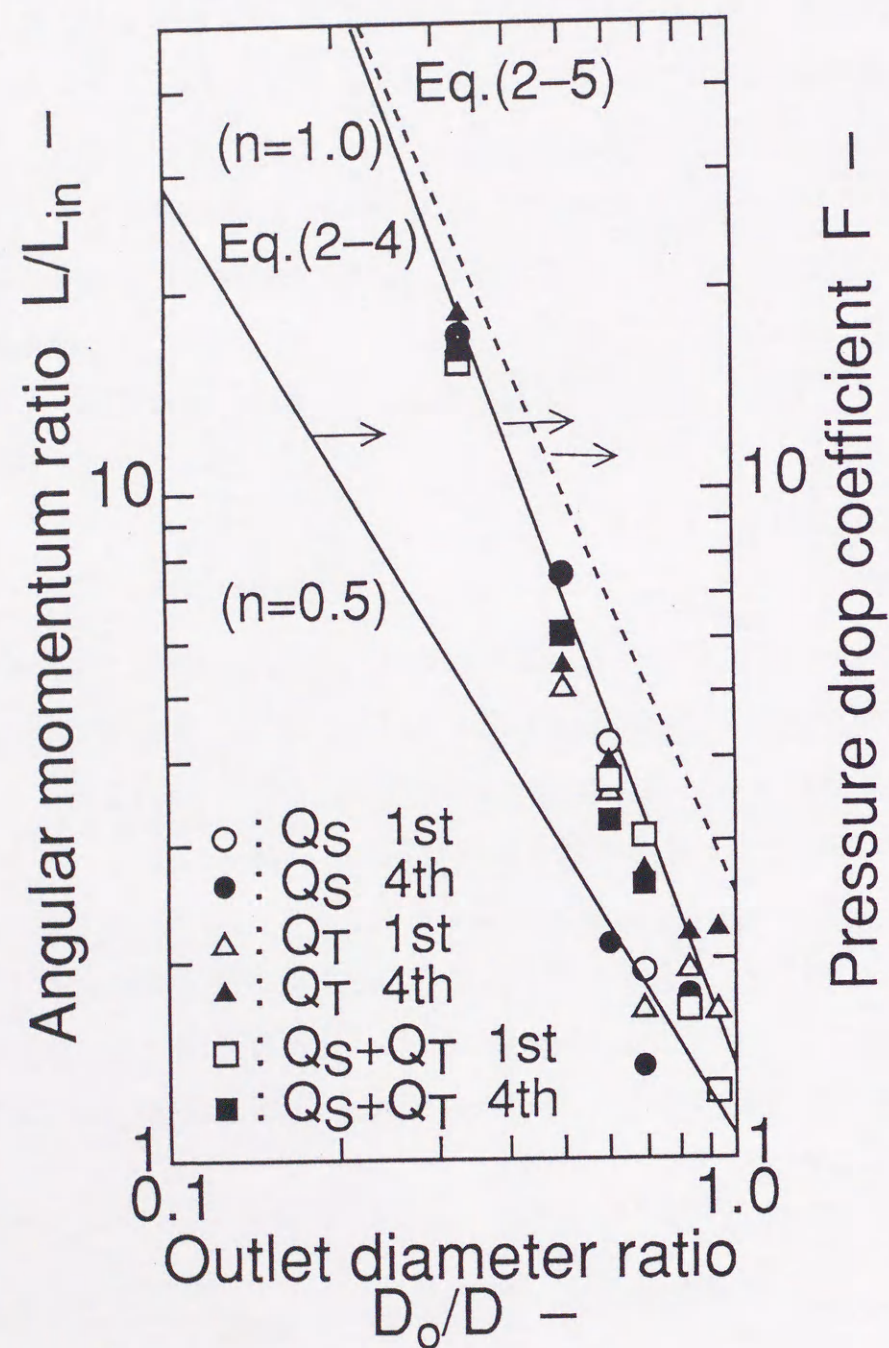


図2-8 炉出口径の変化に伴う角運動量比の変化

表2-2 旋回流速分布

$Q_S : Q_T$	150m <sup>3</sup> /h : 0				0 : 150m <sup>3</sup> /h				150m <sup>3</sup> /h : 150m <sup>3</sup> /h			
Stage	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
$D_o/D$	$\alpha_S : \alpha_T$											
1.0	60° : 60°	P	P	P	P	R	S	S	P	P	S	S
	30° : 30°	P	P	S	S	R	R	R	S	S	S	R
0.931	60° : 60°	P	P	S	S	R	R	S	P	P	S	S
	30° : 30°	P	P	S	S	R	R	S	S	S	S	S
0.828	60° : 60°	P	P	P	R	R	S	S	P	S	S	R
	30° : 30°	S	S	S	R	R	P	S	S	S	R	S
0.690	60° : 60°	P	P	S	R	R	R	S	P	R	R	R
	30° : 30°	S	S	S	R	R	P	R	S	R	R	R
0.600	60° : 60°	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	30° : 30°	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
0.500	60° : 60°	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	30° : 30°	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
0.331	60° : 60°	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
	30° : 30°	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R

NOTE ; S: Solid vortex, R: Rankine vortex, P: Parabolic vortex

### 2-3-2 ノズル噴霧円錐角 $\theta$ の影響

図2-9に、出口径比  $D_o/D=0.690$ ,  $Q_S=Q_T=150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $\alpha_S=\alpha_T=30^\circ$  でノズル噴霧円錐角 ( $\theta$ ) を変化させた場合の回収率分布の比較を示す.  $\theta$  は  $20^\circ$  から  $90^\circ$  まで変化させた. なお、図中のOutletは、炉出口に設けた受け皿により回収したものであり、炉内で回収されなかった量に対応する. 本図より、 $\theta$  が大きい場合、回収率は100%であるが、すべての液滴が炉上部で回収されてしまい炉下部まで到達していないことから、粒子の空間滞留時間は短くなっていると推測できる. 一方、 $\theta=20^\circ$  の場合では、総回収率も95%と高くしかも炉下部である3段目および4段目で75%回収されており、炉後流部で回収される割合が1番高い. これは、 $\theta=20^\circ$  の外挿線がちょうど炉底面の円周に広がる角度に相当していることによる. つまり、液滴は、旋回流による遠心効果



によって徐々に炉壁方向に移動し、結果として炉下部で多く回収されることになる。これらの結果より、 $\theta = 20^\circ$  の場合が、全体の回収率も高くしかも炉下部での回収率も高いことから、これを最適角度として決定し、以下の実験では  $\theta = 20^\circ$  一定とした。

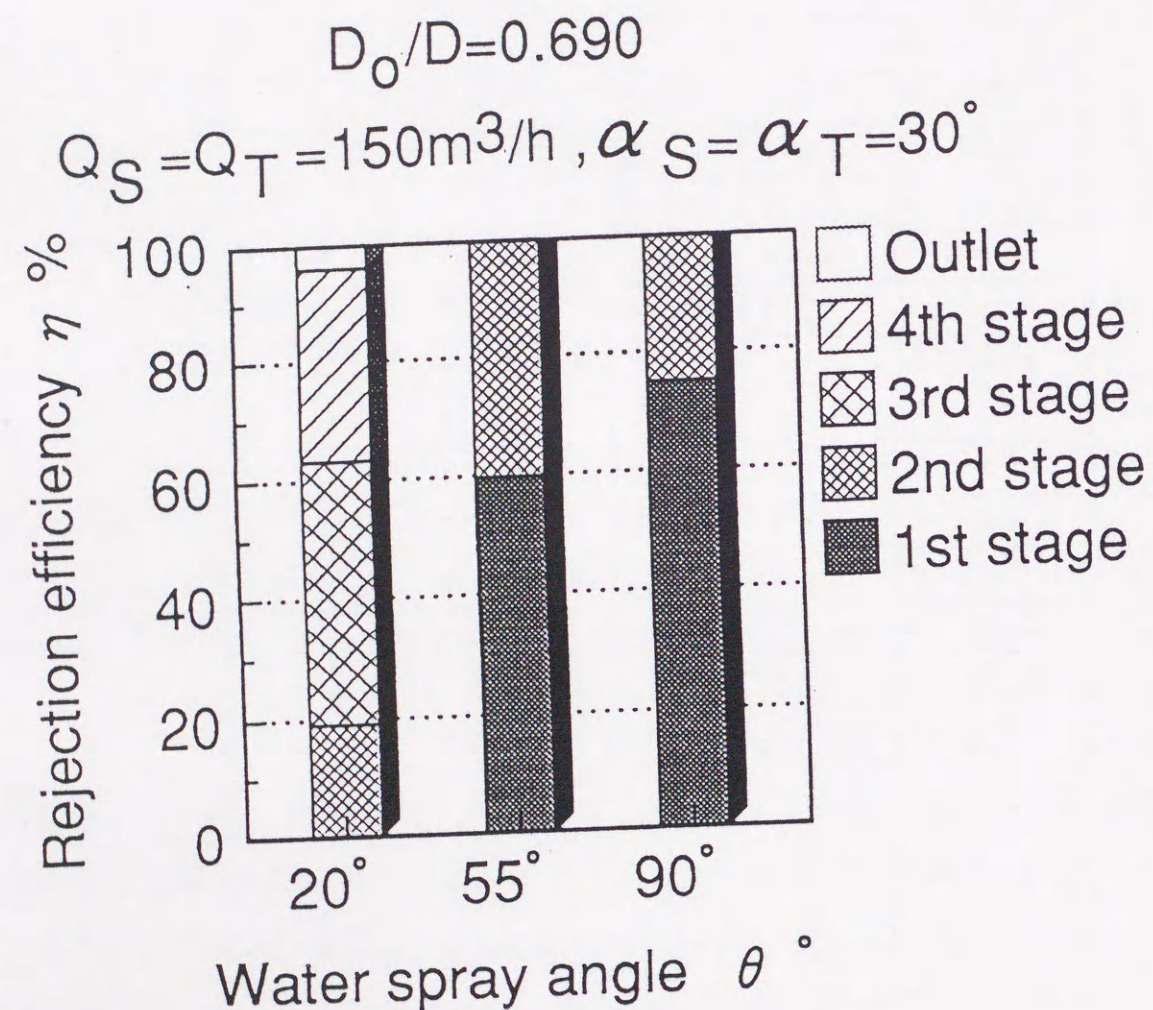


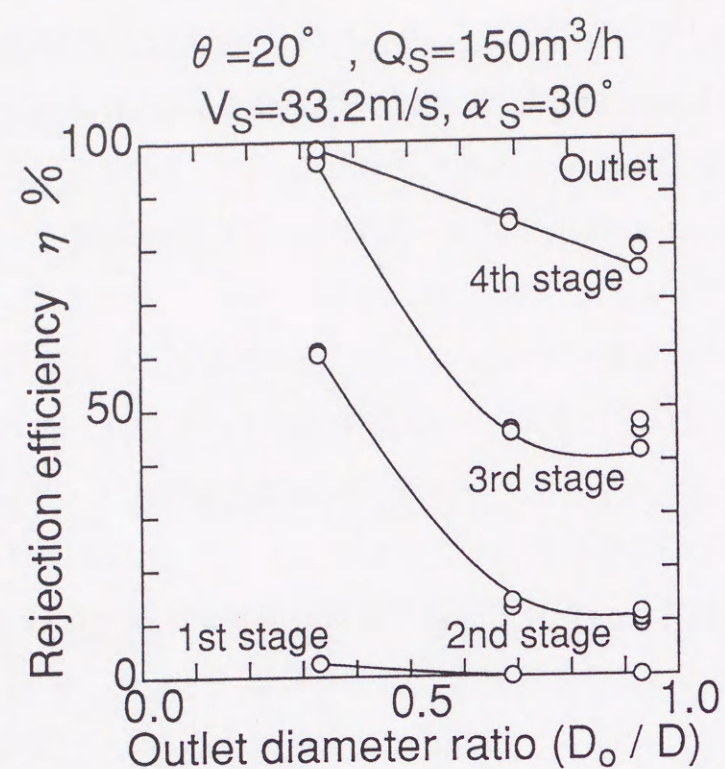
図2-9 水噴霧回収率に及ぼす水噴霧角 ( $\theta$ ) の影響

### 2-3-3 炉出口径の影響

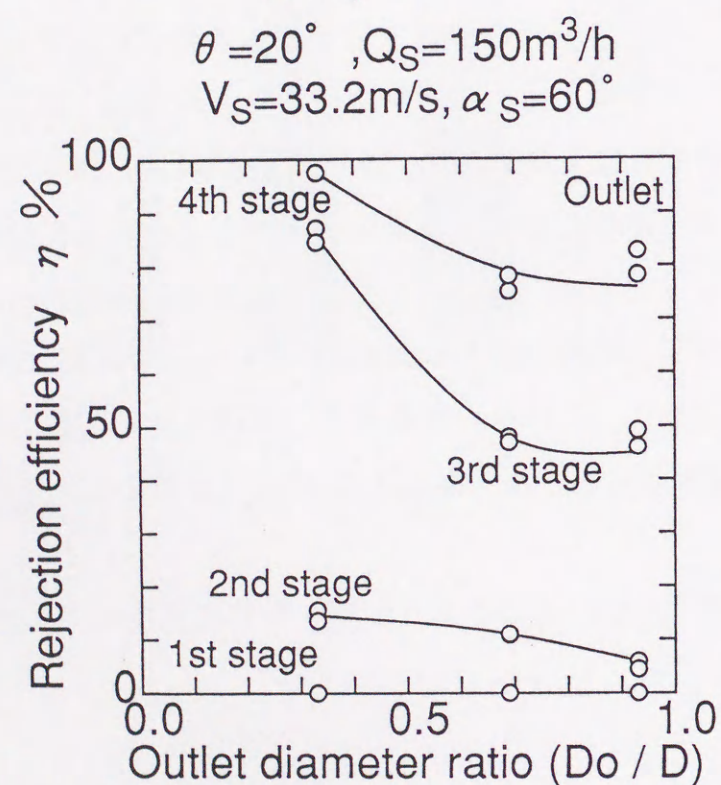
図2-10～12に、 $\theta = 20^\circ$  で  $D_o/D$  を変化させた場合の回収率の比較を示す。図2-10は  $Q_S = 150 \text{ m}^3/\text{h}$  のみ、図2-11は  $Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$  のみ、図2-12は  $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$  の場合であり、それぞれの図において、(a)は  $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$ 、(b)は  $\alpha_S = \alpha_T = 60^\circ$  の結果を示す。実際のガス化器の場合に必要な空気流量は  $300 \text{ m}^3/\text{h}$  であるため、ここでは、図2-12 (a) について、2次および3次ノズルからそれぞれ  $150 \text{ m}^3/\text{h}$  供給した場合の、出口径の影響について検討を行う。本図より、 $D_o/D$  が半分以下になると、噴霧液滴はほとんど炉上部で回収されている。一方、 $D_o/D$  が大きくなると、炉下部での回収率が高くなっている。

このような現象が生じる理由を、図2-12 (a) と同一条件における炉内の旋回流速分布から検討を行う。なお、その結果は図2-6 (c) に示している。本実験では、 $D_o/D$  を0.331～1.0まで変化させた。左図は炉の1段目、右図は炉の4段目の結果を示している。両図より、炉出口径が小さくなると、炉出口半径の60～65%の位置で旋回流速が最大値となる炉内全域で旋回流速の大きなランキン渦が形成されている。逆に、炉出口径が大きくなると中心付近がほとんど旋回しない放物形渦になっている。よって、炉出口径の大きさは、渦形式と旋回流速の絶対値に強く影響を及ぼすといえる。図6 (c) と図2-12 (a) とを比較すると、炉出口径を小さくすると炉中心軸近傍で最大値をとるような旋回速度が大きいランキン渦が形成されてしまい、結果として炉上部で回収率が高くなる。逆に、炉出口径が大きすぎると炉内全体で旋回流速の小さい剛体渦が形成され全体の回収率が低下してしまう。これらの結果より、全体ならびに炉下部での回収率が高く、しかも渦制御が可能となる出口径比は約0.7程度であると判断できる。



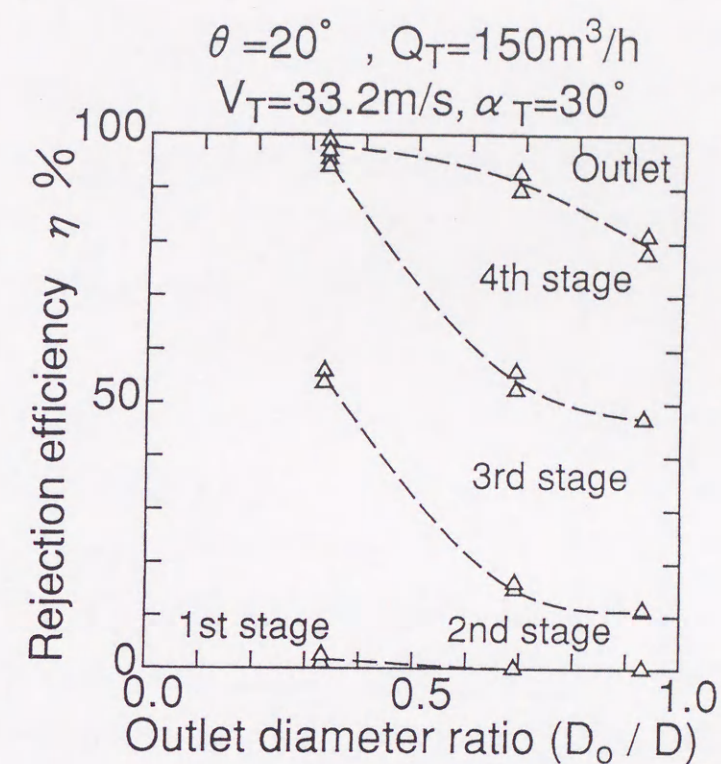


(a)  $\alpha_S = 30^\circ$

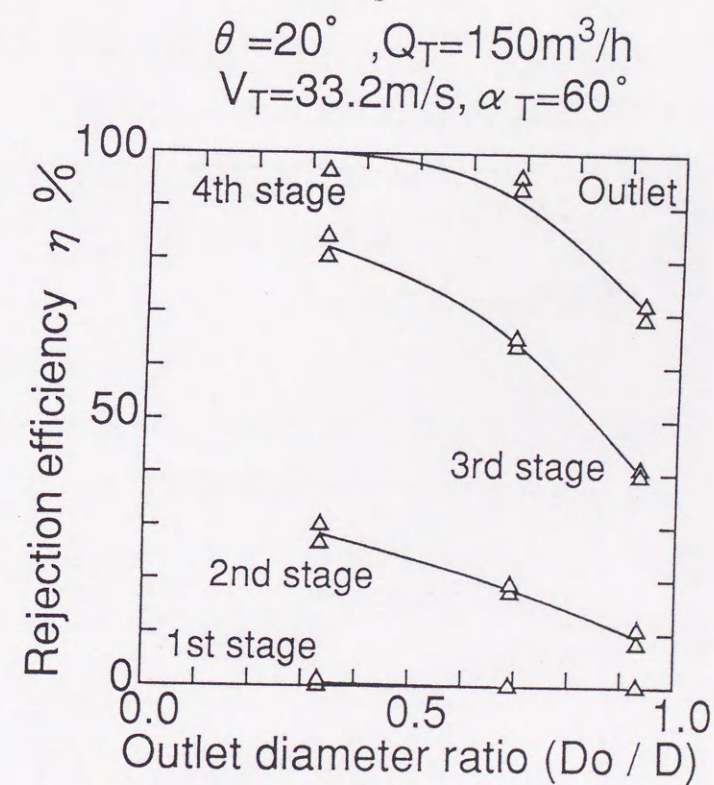


(b)  $\alpha_T = 60^\circ$

図2-10 水噴霧回収率に及ぼす炉出口径 ( $D_o$ ) の影響 ( $Q_S$  のみ)



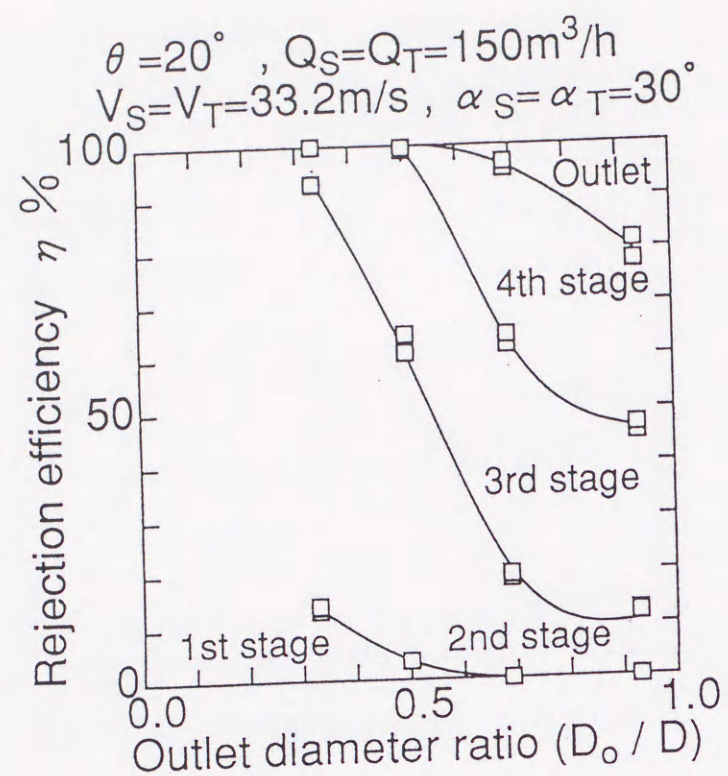
(a)  $\alpha_S = 30^\circ$



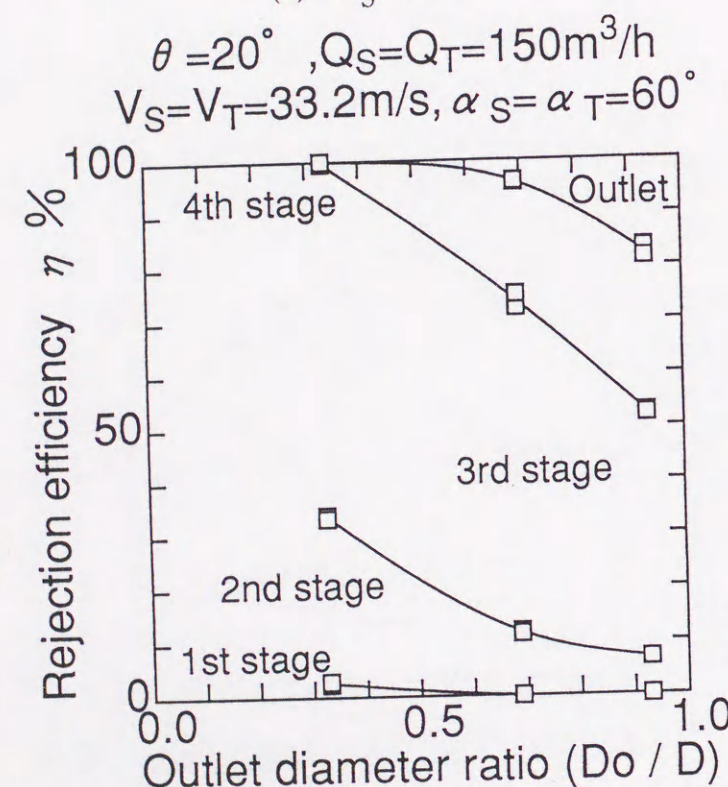
(b)  $\alpha_T = 60^\circ$

図2-11 水噴霧回収率に及ぼす炉出口径 ( $D_o$ ) の影響 ( $Q_T$  のみ)





(a)  $\alpha_S = 30^\circ$



(b)  $\alpha_T = 60^\circ$

図2-12 水噴霧回収率に及ぼす炉出口径 ( $D_o$ ) の影響 ( $Q_S + Q_T$ )

#### 2-3-4 炉内渦構造に及ぼす2次および3次空気の影響

本装置は、2次および3次空気の両方を供給することによって回収率ならびに炉内流れ場を制御することを目的としているので、まず、それぞれの旋回用空気が回収率および流れ場に及ぼす影響を分離して明らかにする必要がある。そこで本実験では、2次あるいは3次空気だけを  $150 \text{ m}^3/\text{h}$  供給した場合と、それらを  $150 \text{ m}^3/\text{h}$  ずつ両方から供給した場合の条件で実験を行い、各段の回収率分布を測定した。

図2-13に、 $\theta = 20^\circ$ ,  $D_o/D = 0.690$ ,  $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$  の場合における炉軸方向の回収率分布の比較を示す。(a)は  $Q_S = 150 \text{ m}^3/\text{h}$  のみ、(b)は  $Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$  のみ、(c)は  $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$  である。本図より、(a) < (b) < (c) の順に全体の回収率および炉下部での回収率も高くなっている。

つぎに、図2-13と同一条件における旋回流速分布を図2-14に示す。図中、上図が1段目、下図が4段目における旋回流速分布である。両図より、(a)では、下流に行くに従い壁摩擦により壁付近の旋回流速が低下しており、(b)では、上流に行くに従い壁付近の旋回流速が小さくなっている。(c)では、炉内全域で(a)および(b)で形成されているランキン渦よりも旋回流速の大きいランキン渦が形成されている。ただし、図2-6の炉出口径が小さい場合にみられるような炉中心軸付近に大きな旋回流速を有するランキン渦は形成されていない。本図と図2-13とを比較すると、(a)の2次空気のみを供給した場合より(b)の3次空気のみを供給した場合の方が、上流で中心付近の旋回流速が大きいランキン渦、下流で剛体渦を形成しており、このような渦構造の差異から(b)の3次空気のみを供給した場合の方が総回収率で6%ならびに炉下流部においても8.5%高くなったものと考察できる。一方、(c)の場合は、炉内全域で旋回速度が大きいランキン渦が形成されているため、最も回収率が高くなっており(b)よりさらに全体で5%高くなっている。

さらに、図2-15、2-16に図2-14の条件において、 $\alpha_S = \alpha_T = 60^\circ$  とした場合の回収率および旋回流速分布を示す。図2-13と同様の順に全体の回収率は(a)よりも(b)が17.5%、さらに(b)よりも(c)が1.7%高くなっており、図2-13と



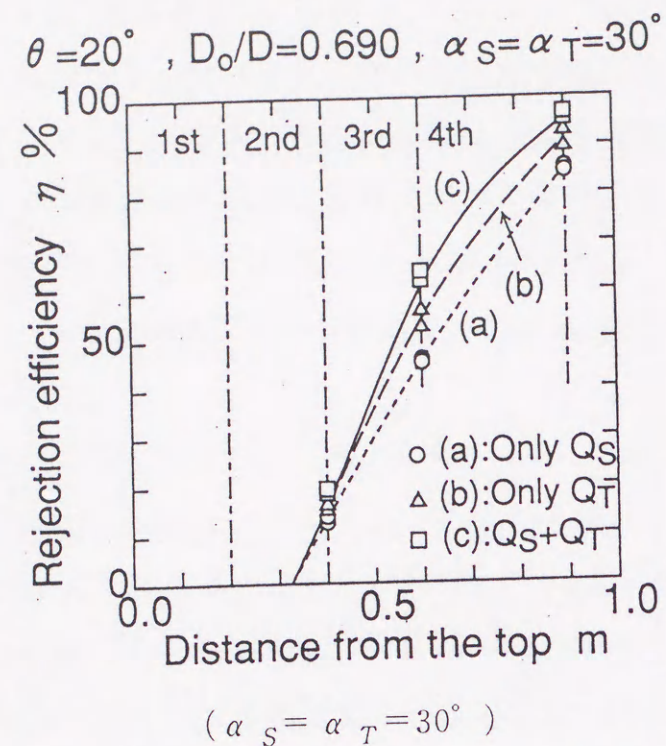


図2-13 2次および3次空気供給による回収率分布の変化

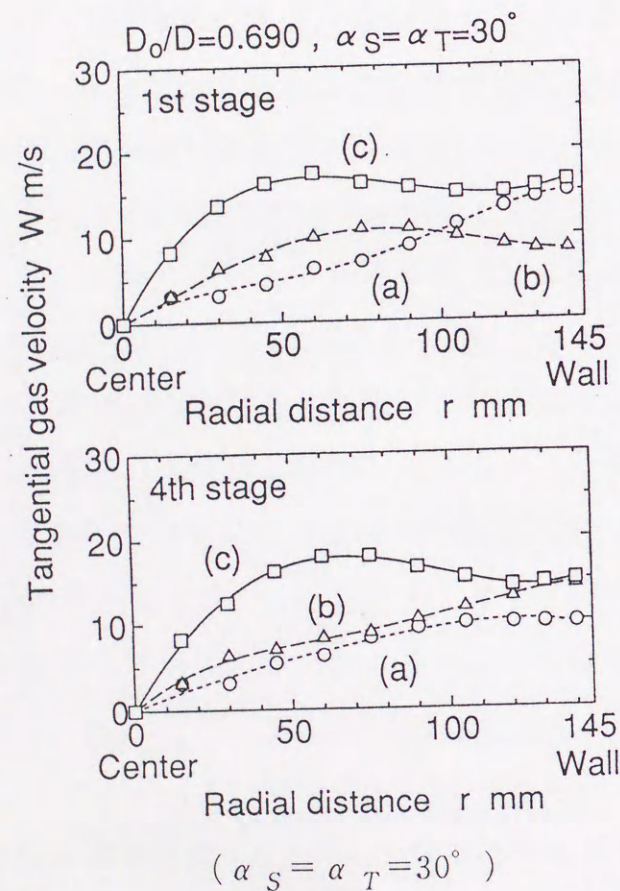


図2-14 2次および3次空気供給による旋回流速分布の変化

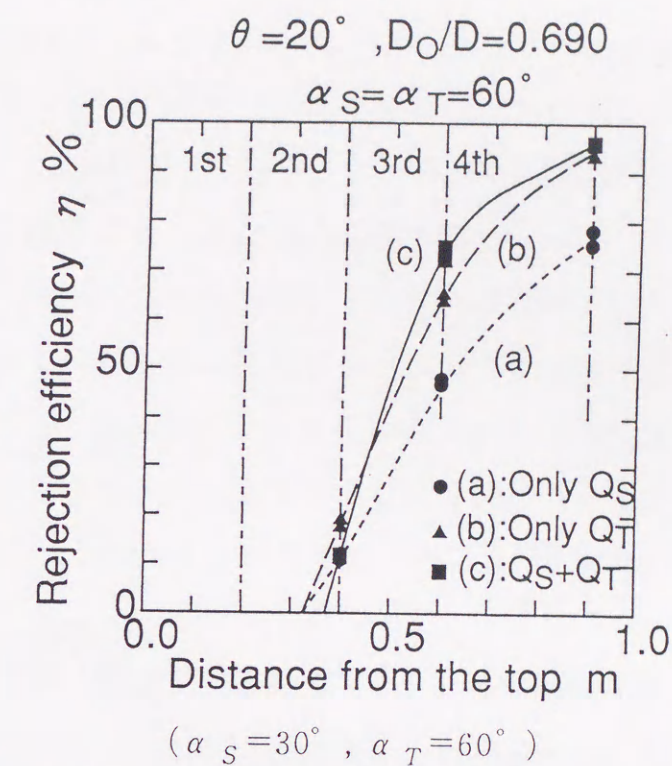


図2-15 2次および3次空気供給による回収率分布の変化

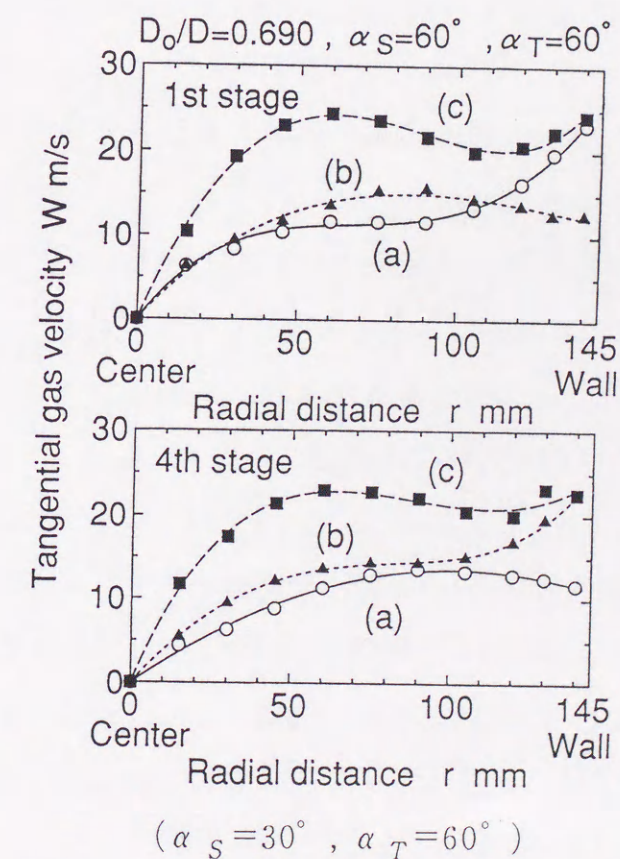


図2-16 2次および3次空気供給による旋回流速分布の変化



比較すると(a)の場合にその差が著しく現われている。このような現象が生じる理由は、図2-16に示すように、炉上部の空気噴射角が $60^\circ$ の場合、中心付近がほとんど回転しない放物渦が形成されてしまうためである。

これらの結果より、高い回収率を得るためには、2次空気だけではなく3次空気も供給して強い旋回流を形成させる必要のあることが明らかとなった。従って、最適な渦構造を形成させるための空気導入方法は、上流部で中心付近の旋回流速が大きく壁付近の旋回流速が小さいランキン渦、炉下部で旋回流速が大きい剛体渦になるように設定することが好ましい。すなわち、これらの結果は3次空気が炉内の渦制御に重要な役割を果たしていることを示唆している。

### 2-3-5 3次空気噴射角および空気流速の影響

これまでの結果から、回収率および渦構造制御には、3次空気が重要な役割を果たすことが明らかとなった。そこでつぎに、3次空気の噴射角ならびに空気流速の回収率に及ぼす影響を検討した。図2-17および図2-18に、 $\theta = 20^\circ$ 、 $D_o/D = 0.690$ 、 $Q_s = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $\alpha_s = 30^\circ$ で、 $\alpha_T = 30^\circ$ および $60^\circ$ の両条件における炉軸方向の回収率分布の差異ならびに1段目と4段目における旋回流速分布の差異をそれぞれ示す。図2-17より、 $\alpha_T$ を変化させても全体の回収率はほぼ同程度であるが、炉下部の4段目における回収率を比較すると、 $\alpha_T = 30^\circ$ の場合が $60^\circ$ の場合より約1.8倍高くなっている。この理由は、図2-18に示しているように、 $\alpha_T$ が大きくなる程、旋回用空気が炉壁の接線方向から導入されるため、これが炉上部にも影響することによる。

図2-19は、図2-17の条件において、3次空気のみ供給した場合であり、空気噴射角を変化させた結果である。本条件下においても、回収率は $\alpha_T = 30^\circ$ の場合が $60^\circ$ の場合より2%低く、炉下部の4段目における回収率を比較すると、 $\alpha_T = 30^\circ$ の場合が $60^\circ$ の場合より約7%高くなっている。この結果、全体の回収率を上げるためには、 $\alpha_T = 60^\circ$ の場合が、また、炉上部での滞留時間を上げるためには $\alpha_T = 30^\circ$ が有効である。

図2-20および図2-21に、図2-17と同一条件において3次空気ノズル径を変え

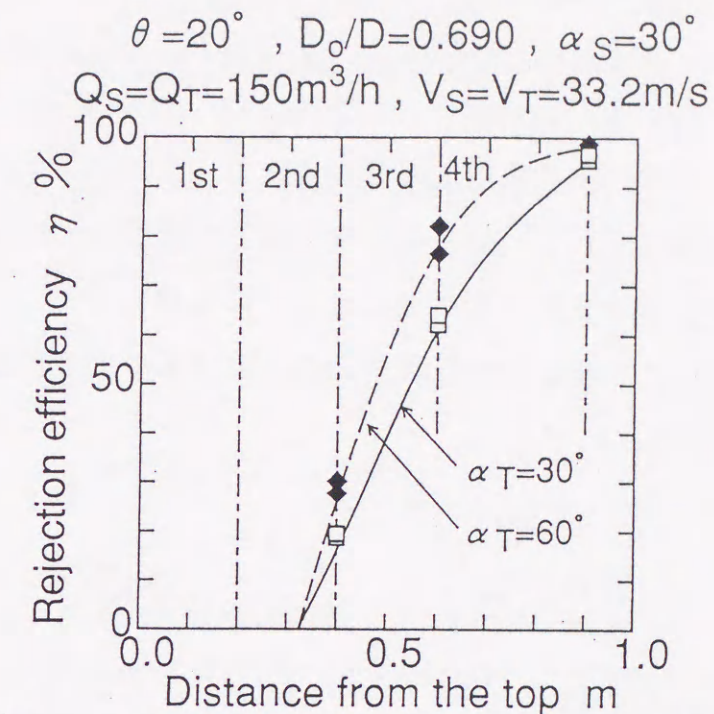


図2-17 3次空気噴射角を変化させた場合の回収率分布の変化( $Q_s + Q_T$ )

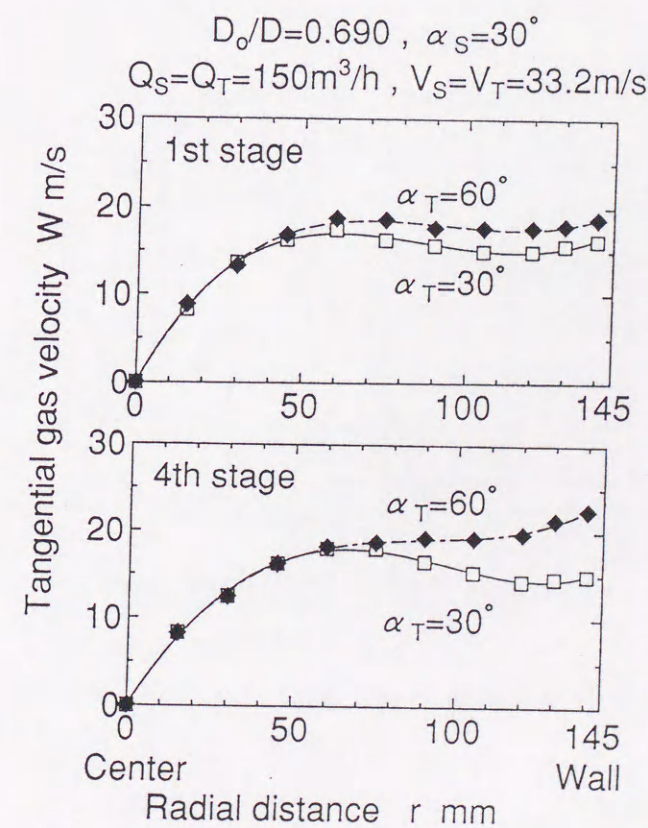


図2-18 3次空気噴射角を変化させた場合の旋回流速分布の変化( $Q_s + Q_T$ )



て3次空気流速を変化させた場合の回収率分布と旋回流速分布の差異を示す。図中、 $V_T/V_S=1.0$ は図2-17の結果に相当している。本図より、 $\alpha_T=30^\circ$ で $V_T$ を大きくすると、3段目の回収率は約7%増加し、 $\alpha_T=60^\circ$ では1%増加するが、4段目の回収率は3次空気の噴射角によらず減少している。また、高流速ほど炉上部で回収されていることから、粒子の滞留時間は短くなっている。この結果、3次空気の流量が決まってしまう場合でも、3次空気流速をある程度変化させることによって、炭種の違いによるガス化特性の差異に対応できるものと考察できる。

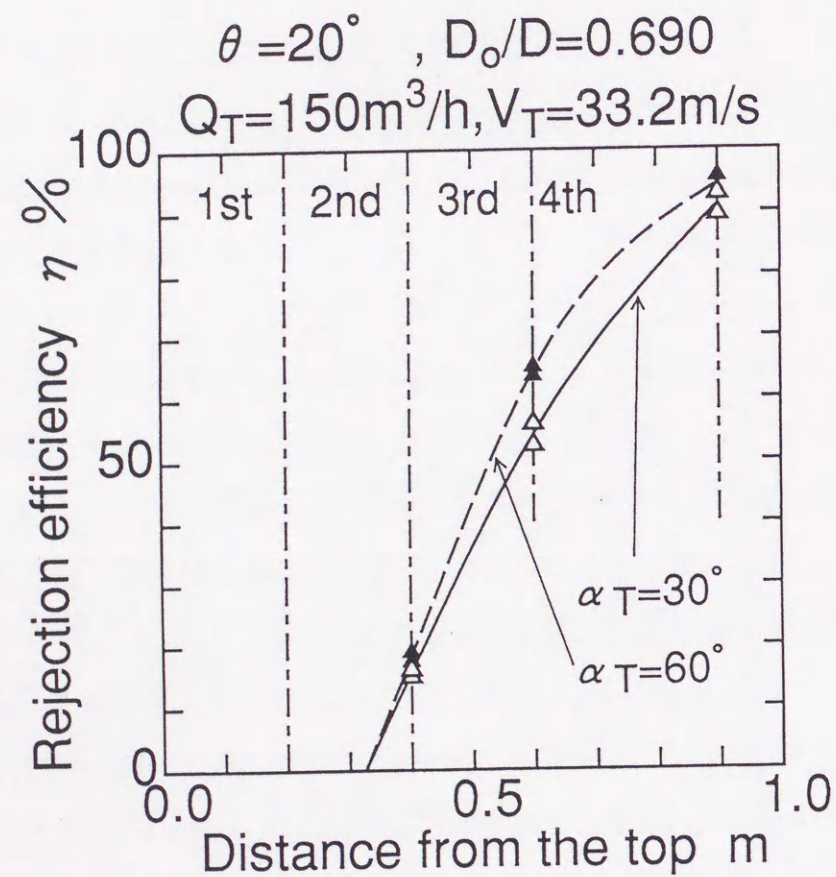


図2-19 3次空気噴射角を変化させた場合の回収率分布の変化( $Q_T$ のみ)

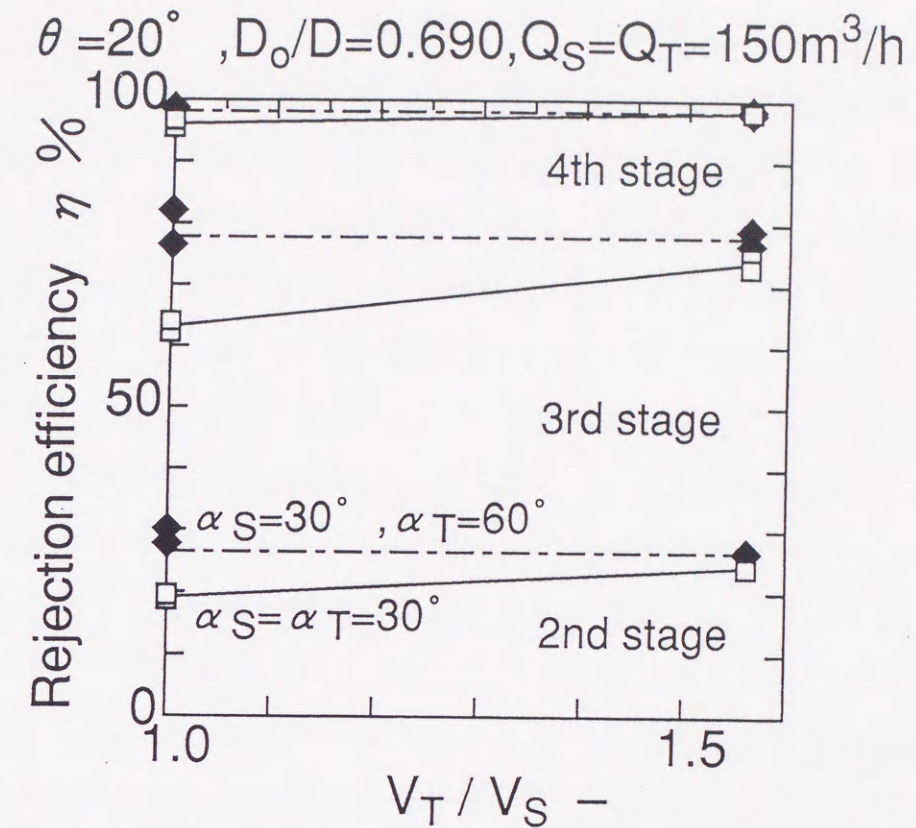


図2-20 3次空気流速を変化させた場合の回収率分布の変化( $Q_S + Q_T$ )

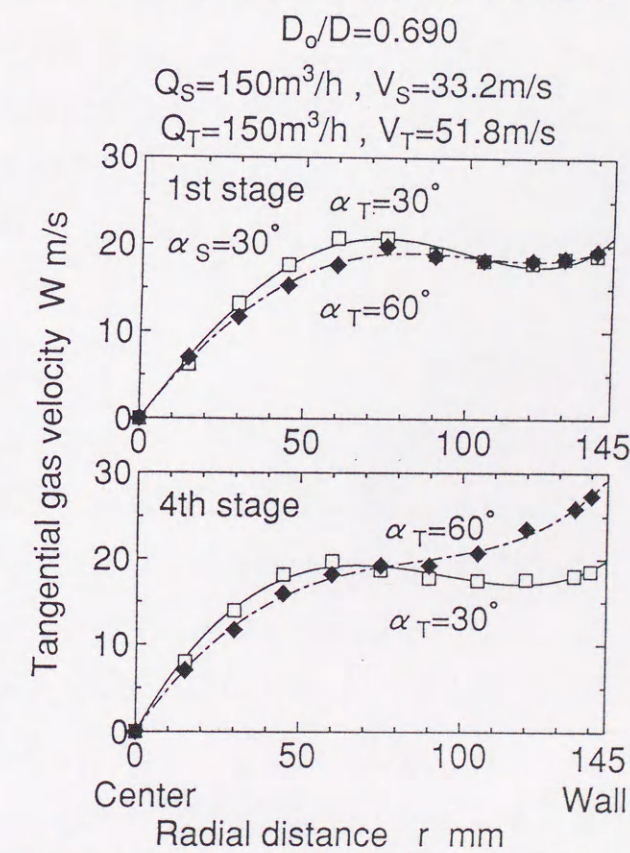


図2-21 3次空気流速を変化させた場合の旋回流速分布の変化( $Q_S + Q_T$ )

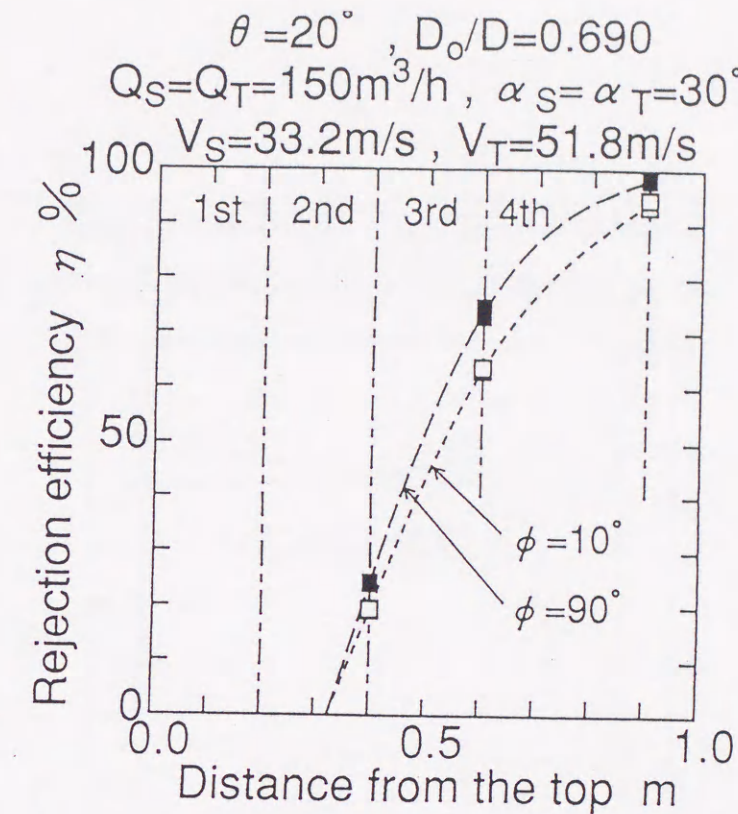
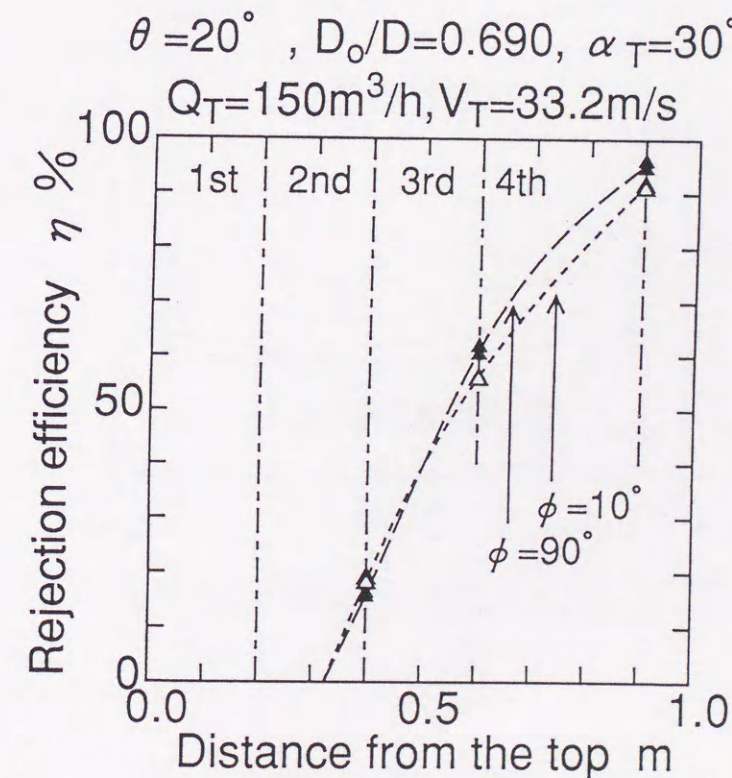


## 2-3-6 炉傾斜角の影響

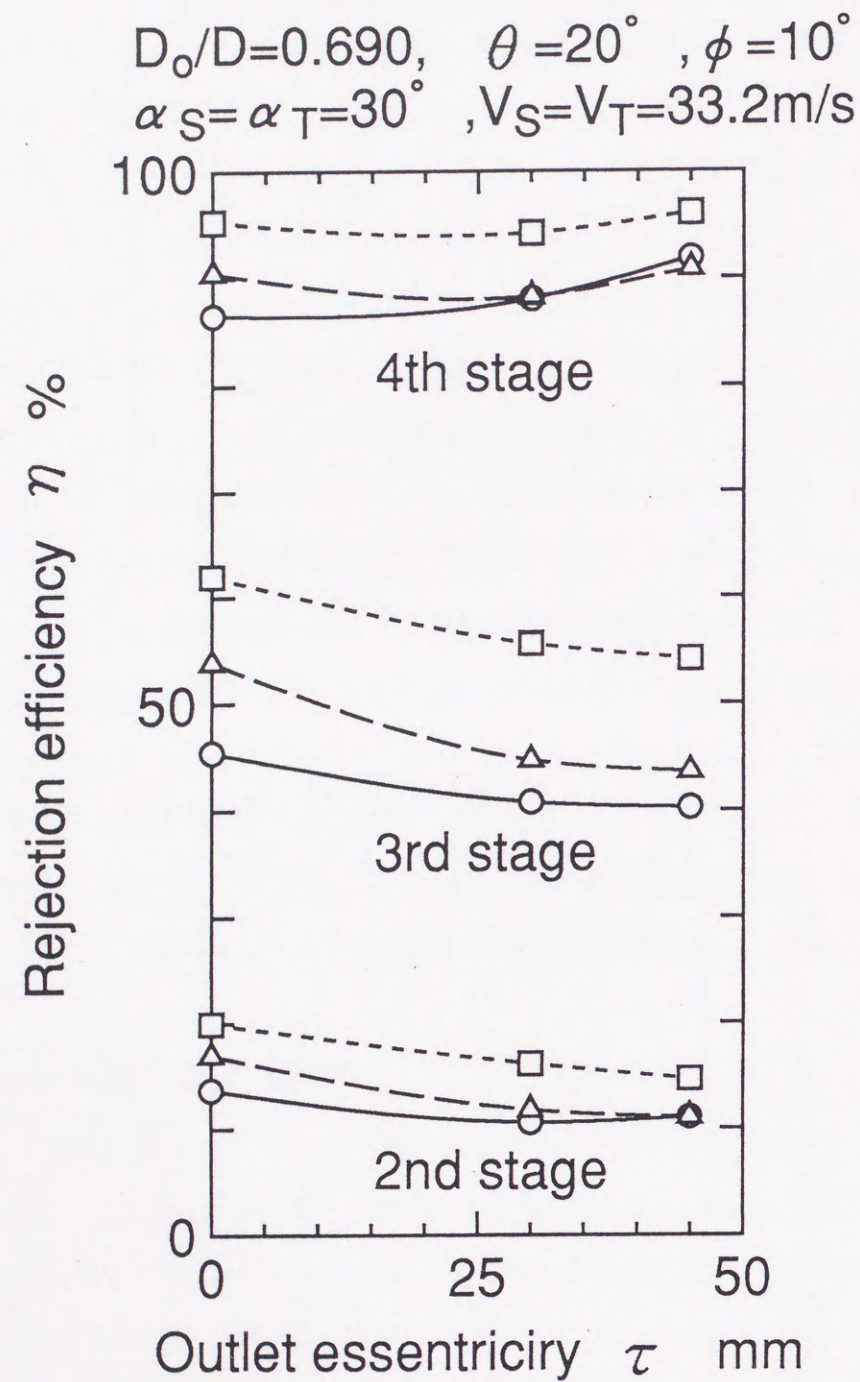
第1章の既往の研究で述べたように、装置形状には様々なタイプがあり、炉の傾斜角もその一つである。そこで、図2-22に、 $\theta = 20^\circ$ ,  $D_o/D = 0.690$ ,  $Q_s = Q_T = 150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_s = 33.2\text{m/s}$ ,  $V_T = 51.8\text{m/s}$ ,  $\alpha_s = \alpha_T = 30^\circ$  で炉傾斜角  $\phi$  を変化させて回収率を測定した結果を示す。図2-23には、3次空気のみ供給した場合を示す。図2-22より、 $\phi = 10^\circ$  (横型) と  $90^\circ$  (縦型) の場合を比較すると、横型にした方が、全体の回収率は3%、3次空気のみの方は4%低下しているが4段目の回収率は高くなっている。本結果より、炉傾斜角の回収率に及ぼす影響は、粒子に作用する遠心力が重力の数十倍となっているためにあまり影響されない。しかし、実際のガス化場では熔融スラグ中に未燃の石炭粒子が捕捉されスラグ層上あるいは層中で反応する可能性がある<sup>(104)</sup>。従って、スラグ層の滞留時間をある程度長くする必要があり縦型よりも横型にした方がガス化効率を向上する上で有利になる。ただし、本装置の回収孔付近の水の排出挙動を観察した結果、横型にした場合、旋回流速が大きいと壁を流れる水の一部が回収孔から排出されず一部出口へ逃げってしまう様子が認められた。したがって、実際のガス化器を設計する場合、回収孔の構造や設置位置に配慮する必要がある。特に、本研究のように、3次空気を炉内へ導入する場合には、3次空気供給孔より、炉上部側にもスラグタップ孔が必要である。

## 2-3-7 炉出口偏心量の影響

図2-24に、 $\theta = 20^\circ$ ,  $D_o/D = 0.690$ ,  $Q_s = Q_T = 150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_s = 33.2\text{m/s}$ ,  $\alpha_s = \alpha_T = 30^\circ$  で炉出口偏心量  $\tau$  を変化させて回収率を測定した結果を示す。(a)は  $V_T = 33.2\text{m/s}$ , (b)は  $V_T = 51.8\text{m/s}$  の場合である。それぞれの図において、○は  $Q_s = 150\text{m}^3/\text{h}$  のみ、△は  $Q_T = 150\text{m}^3/\text{h}$  のみ、□は  $Q_s = Q_T = 150\text{m}^3/\text{h}$  とともに供給した場合である。本図より、 $Q_s$  の4段目における回収率を除いて、偏心量が大きくなるに従い、各段において低下している。これは、出口偏心により、圧力損失が小さくなり、その分、旋回流速が小さくなったためである。出口偏心量はサイクロン集塵器において、排気筒の加工精度が及ぼす集塵効率の

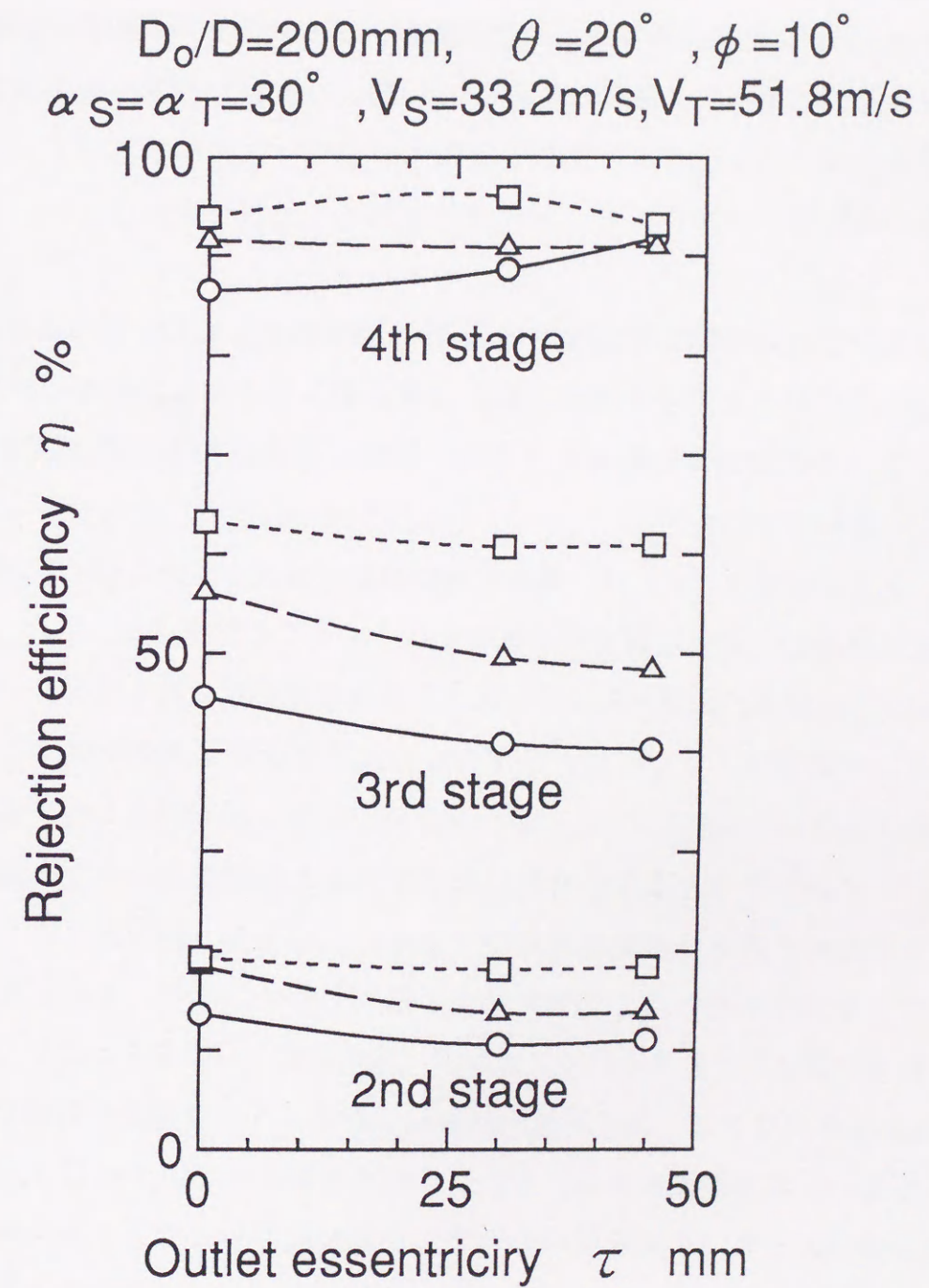
図2-22 炉傾斜角 ( $\phi$ ) を変化させた場合の回収率分布の変化 ( $Q_s + Q_T$ )図2-23 炉傾斜角 ( $\phi$ ) を変化させた場合の回収率分布の変化 ( $Q_T$  のみ)





(a)  $V_S = 33.2\text{m/s}$

図2-24 炉出口偏心量 ( $\tau$ ) を変化した場合の回収率分布の変化



(b)  $V_T = 51.8\text{m/s}$

図2-24 炉出口偏心量 ( $\tau$ ) を変化した場合の回収率分布の変化



低下などにおいて研究されている。逆に、出口偏心によって圧力損失が低下することから、これまで求めた最適な出口径より小さな径のものを利用できる可能性を残している。しかし、実際のガス化器の場合、偏心させることにより、器内の燃焼/ガス化状態が不均一になること、また、3次空気の効果が炉上部に伝わりにくいことから、最適条件として採用しないこととする。

## 2-4 結言

高スラグ回収率ならびに高ガス化効率が達成できるサイクロン式石炭ガス化器の開発を目的とし、その第1段階として、熱入力1MWコールドモデルを用いて、高スラグ回収率と最適な流れ場の関係を詳細に比較、検討した結果、以下のような知見を得た。

- (1) ノズル噴霧角 ( $\theta$ ) は、噴霧が直接炉壁に到達せず炉底面に広がる角度、本装置では約 $20^\circ$  が炉下部での回収率を高くすることができる。
- (2) 炉出口径は、圧力損失から起因する旋回流速分布に最も重要なパラメータであり、本装置サイズで石炭ガス化のために必要な空気流量を供給した場合、出口径比を0.6未満にすると、炉内全体でランキン渦が形成され、流れ場を制御することができなくなる。また、大きすぎると旋回流速の小さな渦しか形成されないため、高スラグ回収が期待できない。従って、炉内径の約7割程度にすることが炉内の渦形式を制御する上で適当である。また、上述した出口径の影響は本装置より一回り小型の2段旋回石炭燃焼器では確認されていない。
- (3) 炉上部がランキン渦、下部が剛体渦になるように渦構造を制御することによって高い回収率が得られる。また、回収率を制御するためには3次空気を供給する必要がある、3次空気のみ供給した場合においても、2次空気のみを供給した場合より最大で19%高回収率であった。従って、2次空気よりも3次空気の方が回収率に対する影響度は大きい。
- (4) 2次、3次空気ともに供給した場合で、供給空気流量および流速が等しい場合、3次空気噴射角 ( $\alpha_T$ ) は $30^\circ$ の方が、 $60^\circ$ の場合よりも炉下部において

約10%高い回収率が得られた。また、供給する流速によって、回収率分布を約10%変化させることができることから、3次空気は $30^\circ$ の方が有利である。

- (5) 遠心力の効果が重力のそれに比べて大きいため、回収率に及ぼす炉傾斜角 ( $\phi$ ) の影響は小さい。しかし、スラグ層上(あるいは層中)での未燃粒子のガス化時間を想定した場合、横型にした方が有利である。また、3次空気より強い旋回を与え、装置を横型にした場合、炉壁を流動する水が3次空気孔より上流に溜まるため、この場合には、3次空気供給孔より上流側にスラグ回収孔が必要である。

- (6) 炉出口の偏心は偏心量が大きくなるにつれて、圧力損失が小さくなり、それにともない、旋回流速も小さくなる。また、実際の石炭ガス化場では器内の燃焼/ガス化状態が不均一になること、あるいは、3次空気の効果が炉上部に伝わりにくいことから、適当な方法ではない。



## 第3章

# コールドモデル炉内 フローパターン解析

### 3-1 緒言

サイクロン式石炭ガス化器開発の第1段階として、第2章では、コールドモデル実験によって、器内流れ場と回収率特性を最適にするための各種装置および操作パラメータとしてノズル噴射角度、炉出口径および3次空気導入方法が重要であることを明らかにした。しかし、コールドモデル実験では、詳細かつ最適な器内流れ場特性を究明するには実験的に限界がある。また、コールドモデル実験により得られた結果を理論的に説明するためにも、器内の流れ場の数値解析モデルによる考察が必要である。

そこで、本章では、第2章のコールドモデル基礎実験で得られた結果が理論的に妥当であるかどうかを、まず、コールドモデル内の流れ場の数値シミュレーションによって検討した。続いて、本研究で提案したサイクロン式石炭ガス化器のホットモデル試作に必要となるより最適な装置ならびに操作パラメータの予測を行った。

これまでに、旋回流が存在する流れ場の数値計算については、微粉炭燃焼場を対象としたシミュレーション結果が数多く報告されている。しかもその多く(83)、(90)は $k-\epsilon$ モデルを採用しているので、再循環領域を形成するような強旋回流場についてはあまり精度良く数値解析できているとは言い難い(107)(108)。このような現状から、Boysanら(84)は、 $k-\epsilon$ モデルと計算時間ならびに記憶容量の点で、ほとんど大差無い代数応力モデルを用いて、比較的

精度の良い計算結果を報告している。しかし、それは本研究で提案しているようなガス化器内下部に3次空気を供給している場合や旋回用空気のある噴射角をなして器内へ供給する場合などについては検討していないため、Boysanらの計算モデルをそのまま本装置の数値計算に適用することは困難である。

そこで、本章では、前報のコールドモデル実験で得られた器内の流れ場について、代数応力モデルを用いて数値計算を行い、解析結果と実験結果を比較することにより、各種計算パラメータの及ぼす影響とその妥当性について考察し、本章で提案する計算モデルの有効性について検討した。その上で、本ガス化器の特徴である器内2断面で旋回用空気を供給する場合の最適な流れ場を形成させるための装置ならびに操作パラメータ条件も併せて考察した。

### 3-2 解析方法

#### 3-2-1 仮定および基礎式

対象とする流れ場<sup>(106)</sup>は内径290mm $\phi$ 、炉長900mmであり、炉の上部(2次空気)と下部(3次空気)の2断面で旋回を与えている。2次、3次空気導入孔のごく近傍を除けば軸対称である事を実験的に確認しているため、この流れ場を定常非圧縮性2次元軸対称流として取り扱うことができる。図3-1に示すよう

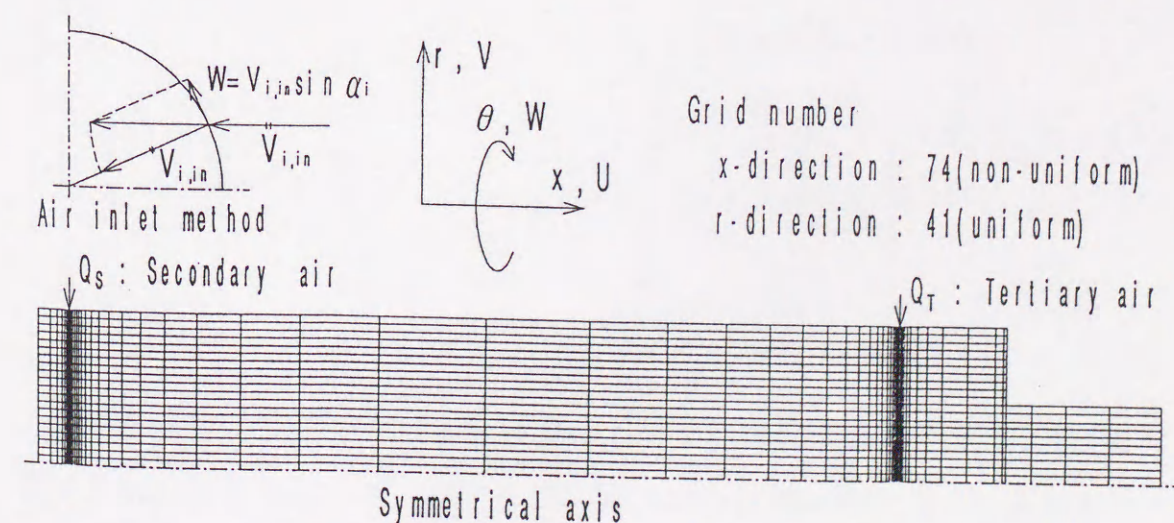


図3-1 座標系および計算格子



に、軸方向を  $x$  軸、半径方向を  $r$  軸、旋回方向を  $\theta$  軸とすると、連続の式およびレイノルズ方程式は式(3-1~4)のようになる。

$$\frac{\partial U}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} rV = 0 \quad (3-1)$$

$$U \frac{\partial U}{\partial x} + V \frac{\partial U}{\partial r} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \left( \frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial U}{\partial r} \right) - \frac{\partial}{\partial x} \overline{uu} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \overline{uv} \quad (3-2)$$

$$U \frac{\partial V}{\partial x} + V \frac{\partial V}{\partial r} - \frac{W^2}{r} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} + \nu \left( \frac{\partial^2 V}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial V}{\partial r} - \frac{V}{r^2} \right) - \frac{\partial}{\partial x} \overline{uv} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \overline{vv} + \frac{\overline{vw}}{r} \quad (3-3)$$

$$U \frac{\partial W}{\partial x} + V \frac{\partial W}{\partial r} + \frac{VW}{r} = \nu \left( \frac{\partial^2 W}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial W}{\partial r} - \frac{W}{r^2} \right) - \frac{\partial}{\partial x} \overline{uw} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \overline{vw} - \frac{\overline{vw}}{r} \quad (3-4)$$

$\overline{u_i u_j}$  などは円筒座標でのレイノルズ応力の各成分であり、乱流モデルを用いて決定される。

### 3-2-2 乱流モデル

レイノルズ応力の輸送方程式を式(3-5)のようにモデル化する<sup>(109)</sup>。

$$\frac{D \overline{u_i u_j}}{Dt} = P_{ij} + \psi_{ij} - \frac{2}{3} \varepsilon \delta_{ij} + D_{ij} \quad (3-5)$$

式(3-5)の左辺は対流項、右辺第1項は生成項、第2項は圧力ひずみ相関項、第3項は散逸項、第4項は拡散項である。応力方程式モデルを3次元流に適用する場合、6成分のレイノルズ応力に対する輸送方程式を解く必要があり、実

際の燃焼場に適用するには、計算時間など点から実用的であるとは言えない。本解析では、微分形である対流項と拡散項を近似し、代数式により応力成分を求めるRodiの代数応力モデル<sup>(110)</sup>を採用する。この近似を用いると対流項と拡散項は式(3-6)のように表わされる。

$$\frac{D \overline{u_i u_j}}{Dt} - D_{ij} = \frac{(P - \varepsilon) \overline{u_i u_j}}{k} \quad (3-6)$$

また、圧力ひずみ相関項は式(3-7)のようにモデル化される<sup>(111)</sup>。

$$\psi_{ij} = -C_1 \frac{\varepsilon}{k} \left( \overline{u_i u_j} - \frac{2}{3} k \delta_{ij} \right) - C_2 \left( P_{ij} - \frac{2}{3} P \delta_{ij} \right) \quad (3-7)$$

したがって、Rodiの近似を用いたレイノルズ応力の代数式は式(3-8)のようになる。

$$\overline{u_i u_j} = \frac{2}{3} k \delta_{ij} + \frac{1 - C_2}{P / \varepsilon - 1 + C_1} \frac{k}{\varepsilon} \left( P_{ij} - \frac{2}{3} P \delta_{ij} \right) + \frac{C_3}{P / \varepsilon - 1 + C_1} \frac{k}{\varepsilon} A_{ij} \quad (3-8)$$

ここに、 $A_{ij}$ は方程式系直交座標から円筒座標に変換する際に生じる付加対流項であり、 $C_3$ はRodiの近似に起因する0から1の間の定数である。また、付加対流項は式(3-9)のように表わされる。

$$A_{ij} = \begin{vmatrix} 0 & \overline{uw} \frac{W}{r} & -\overline{uv} \frac{W}{r} \\ \overline{uw} \frac{W}{r} & 2\overline{vw} \frac{W}{r} & -(\overline{vw} - \overline{ww}) \frac{W}{r} \\ -\overline{uv} \frac{W}{r} & -(\overline{vw} - \overline{ww}) \frac{W}{r} & -2\overline{vw} \frac{W}{r} \end{vmatrix} \quad (3-9)$$

ここに、 $P = (1/2) P_{ii}$ 、 $P_{ij}$ は式(3-10)のように表わされる。

$$P_{ij} = -\overline{u_i u_k} \frac{\partial U_j}{\partial x_k} - \overline{u_j u_k} \frac{\partial U_i}{\partial x_k} \quad (3-10)$$



この代数応力モデルは、式(3-11, 12)の  $k-\epsilon$  モデル<sup>(112)</sup>に各応力成分の代数式を追加することにより解くことができる。

$$\frac{\partial U_i k}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \frac{\nu + \nu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_i} \right) + P - \epsilon \quad (3-11)$$

$$\frac{\partial U_i \epsilon}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \frac{\nu}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} + C_\epsilon \overline{u_i u_j} \frac{k}{\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right) + \frac{\epsilon}{k} (C_{\epsilon 1} P - C_{\epsilon 2} \epsilon) \quad (3-12)$$

$$\nu_t = C_\mu k^2 / \epsilon \quad (3-13)$$

なお、式中の各定数は以下の値を使用した。 $C_\mu=0.09$ ,  $C_{\epsilon 1}=1.44$ ,  $C_{\epsilon 2}=1.92$ ,  $\sigma_k=1.0$ <sup>(113)</sup>,  $C_\epsilon=0.15$ ,  $C_1=2.2$ ,  $C_2=0.55$ <sup>(114)</sup>,  $C_3=0.60$ <sup>(115)</sup>。

### 3-2-3 流入および境界条件

支配方程式は楕円方程式となり、境界条件を流入面、流出面、対称軸上および壁面で与える必要がある。

流入条件は壁面スリットからの一様流入とし、実験条件をもとに、 $V=V_i$ ,  $W=V_i \sin \alpha_i$  とし、円周流入面の幅を調節することで、実験との流量、流速が等しくなるようにした。 $k$  と  $\epsilon$  の流入値はKhalilら<sup>(116)</sup>に従い式(3-14, 15)で与えた。

$$k_i = 0.15 V_i^2 \quad (3-14)$$

$$\epsilon_i = 1.5 k_i^{1.5} / (0.005D) \quad (3-15)$$

また、レイノルズ応力の流入値は式(3-16)の勾配拡散モデルにより与えた。

$$-\overline{u_i u_j} = \nu_t \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} k \delta_{ij} \quad (3-16)$$

流出条件は、各変数の軸方向勾配がゼロとなるように設定し、対称軸上では  $V$  および  $W$  をゼロ、その他の変数は半径方向勾配がゼロとなるようにした。

壁面での境界条件は、高  $Re$  数形乱流モデルを使用するため、壁面流線方向に沿って壁関数<sup>(117)</sup>を使用し、レイノルズ応力の壁近傍条件はLaunder<sup>(109)</sup>らに従った。

### 3-2-4 数値解法

圧力場の評価にはSIMPLE法を採用し、支配方程式をスタッガード格子により差分化して、TDMA法を用いて解いた<sup>(118)</sup>。また対流項の差分は数値粘性効果の少ないQUICK法を使用した。

代数応力モデルにより、各応力成分を求める場合、数値的に安定になるよう特別な手法が必要であるため<sup>(119), (120)</sup>、ここではWeberらの方法<sup>(107)</sup>を採用した。これは式(3-17)のように、レイノルズ応力と  $k-\epsilon$  モデルから求められる渦粘性との差を運動量方程式の生成項に付加するものであり、安定性が優れていると報告されている<sup>(107)</sup>。

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial x_i} (U_i U_j) = & -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\nu + \nu_t) \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \\ & - \left[ \frac{\partial}{\partial x_i} \overline{u_i u_j} + \frac{\partial}{\partial x_i} \nu_t \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) \right] \end{aligned} \quad (3-17)$$

計算手順は、最初に軸および半径方向運動方程式、次に圧力補正式を解いて速度および圧力を補正する。そして旋回方向運動方程式および  $k$  と  $\epsilon$  輸送方程式を解いた後で、レイノルズ応力を代数式により求めた。レイノルズ応力のなかで  $\overline{u\bar{w}}$ ,  $\overline{v\bar{w}}$ ,  $\overline{u\bar{w}}$ ,  $\overline{v\bar{w}}$ ,  $\overline{w\bar{w}}$  については、式(3-8)の代数式で解き、 $\overline{u\bar{u}}$  については、垂直応力の総和関係 ( $k = (1/2) \overline{u_i u_i}$ ) より求めた。



## 3-2-5 旋回流に対する具体的な計算方法

## (1) 代数応力モデルに関連する事項

① 代数応力モデルは前述したように、 $k-\epsilon$ モデルと併用して用いる数値解析手法である。解析対象の初期条件としては、最初の500回を $k-\epsilon$ モデルのみで計算を進め、それから代数応力モデルを考慮する手法で行った。また、代数応力モデルは、輸送方程式を解かずに $k$ とその生成項 $P$ 、 $\epsilon$ および各速度勾配によって求める。そのため、異なる条件において得た解を初期条件とした場合、収束の方向へ向かわない場合があったためこの様な方法を採用した。

② 旋回流れ場においては逆流が存在し、計算の安定性あるいは発散を避けることに注意しなければならない。レイノルズ応力の各成分を式(3-8)の各代数式で解く場合、Boysanら<sup>(115)</sup>に採用された、 $\overline{uv}$ 、 $\overline{vw}$ 、 $\overline{uw}$ 、 $\overline{v^2}$ 、 $\overline{w^2}$ の式中の軸方向勾配を無視する方法で解析を行った。これにより、せん断応力は $\overline{vw}$ 、 $\overline{uv}$ 、 $\overline{uw}$ の順番で代入法により解くことが可能となり計算の安定化が図られた。また、垂直応力は旋回流の効果が大きく現われる $\overline{v^2}$ 、 $\overline{w^2}$ について代数モデルを使用し、 $\overline{u^2}$ については、垂直応力の総和関係( $k=(1/2)\overline{u_i u_i}$ )より求めた。

③ 上記の方法によって求めたレイノルズ応力を各支配方程式に盛り込む場合、レイノルズ応力と $k-\epsilon$ モデルから求められる渦粘性との差を運動量方程式の生成項に付加する。この際、Weberら<sup>(107)</sup>によると、この差を生成項に増減させているが、プラスの場合のみ生成項に加える方法により発散を防止し、徐々に収束へと向かわせた。

## (2) 計算メッシュに関する事項

繰り返し述べているが、旋回流のため、条件によっては、炉出口において炉外から炉内への逆流が生じる。通常、逆流がある面に出口境界を設置することは、境界位置の設定としては好ましくない。そこで以下に様々な方法によってこの問題を解決するために実施した対処法とその結果の一例を示す。

① 境界を実際の境界面より先へ伸ばし、出口面において逆流がなくなことを期待したが、実際に逆流がある場を解けば、いくら長く伸ばしても逆流がな

くならない。

② 出口面を取り囲む解析上の空間を設け、たとえば、軸方向に出口境界面を設置するのではなく、流出のみ存在すると考えられる半径方向に出口境界面を設けてみたが、解析対象が複雑で、しかも、実際の場合と違う場を解析することになり、正しい解が得られない。

③ 実際の出口面に境界を設け、計算途中で、軸方向流速がマイナスになった場合にはゼロとして計算を進めたが、ほとんどの場合、発散する。

④ 最終的には、実際の出口面に境界を設け、出口部分のメッシュを粗くし、ただし、出口の炉上部側は小さくし、代数応力モデルに関する事項で述べたように、ゆっくりと収束の方向へ向かわせる。通常5,000~10,000回の繰り返し回数を必要とする。しかし、この場合においても、出口メッシュを細かくすると、計算が不安定となる。これは、出口絞り部分の再付着領域に起因する渦が原因と考える。出口メッシュの幅が重要なパラメータになりえる。

⑤ 2次、3次空気を導入する流入面のメッシュ数も問題点として上げられる。最終的には4つ設置し、これより、少なくした場合、粘性が強く現われ旋回流速分布が小さくなる。

## 3-3 乱流モデルの比較

代数応力モデルによる解析を行うまえに、微粉炭燃焼場における乱流計算に最も多く使用されている $k-\epsilon$ モデルとその修正モデルについて解析し、旋回流れ場における乱流モデルについて検討を行う。

弱旋回流などの等方性流れにおいては、 $k-\epsilon$ モデルにおいても良好な解析結果を得ることができるが、強旋回流などの異方性の強い乱流場では良好な結果が得られないことが知られている。そこで、標準 $k-\epsilon$ モデル<sup>(112)</sup>と修正 $k-\epsilon$ モデルについて、乱流モデルの比較および検討を行う。使用した修正 $k-\epsilon$ モデルはLaunderら<sup>(121)</sup>の旋回流による流線曲率の効果を考慮したモデルであり、Launderらは式(3-18)の乱流旋回りチャードソン数 $Ri_t$ を定義し、この



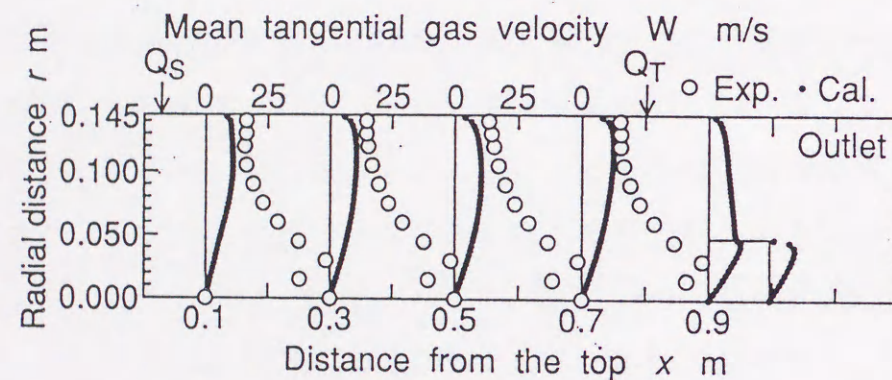
$Ri_t$ を用いて  $\epsilon$  方程式の消散項の係数  $C_{\epsilon 2}$ を式(3-19)で補正した.

$$Ri_t = \frac{k^2}{\epsilon^2} \frac{W \cos \alpha}{r^2} \frac{\partial(rW)}{\partial r} \quad (3-18)$$

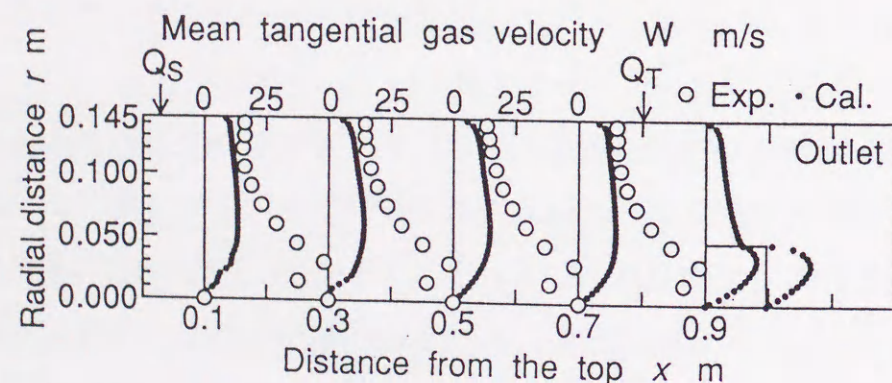
$$C_{\epsilon 2}' = C_{\epsilon 2}(1 - C_C Ri_t) \quad (3-19)$$

ここに,  $C_C$ はモデル定数で,  $0 \sim 0.5$ が採用される. 旋回流の場合,  $C_C=0$ で  $\alpha$ も  $0^{(121)}$ である.

図3-2に2次および3次空気をともに導入し, それらの流量( $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ ), 流速( $V_S = V_T = 33.2 \text{ m/s}$ ), 空気噴射角( $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$ )および  $D_o = 96 \text{ mm}$  ( $D_o/D = 0.331$ )で, 乱流モデルの違いによる旋回方向流速の解析結果



(a) 標準  $k-\epsilon$  モデル

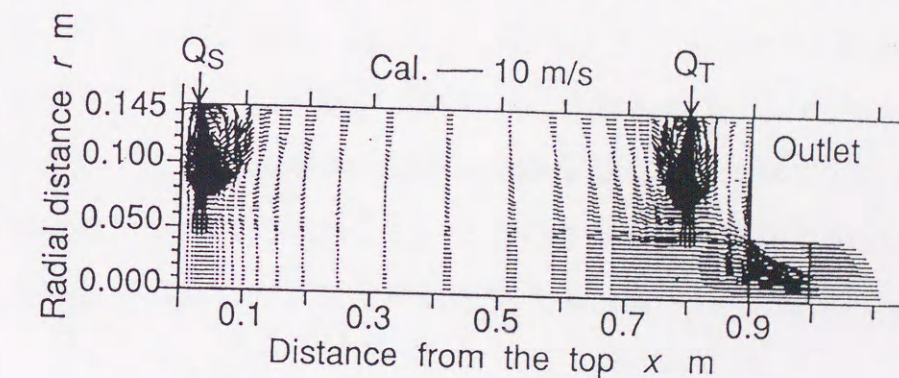


(b) 修正  $k-\epsilon$  モデル

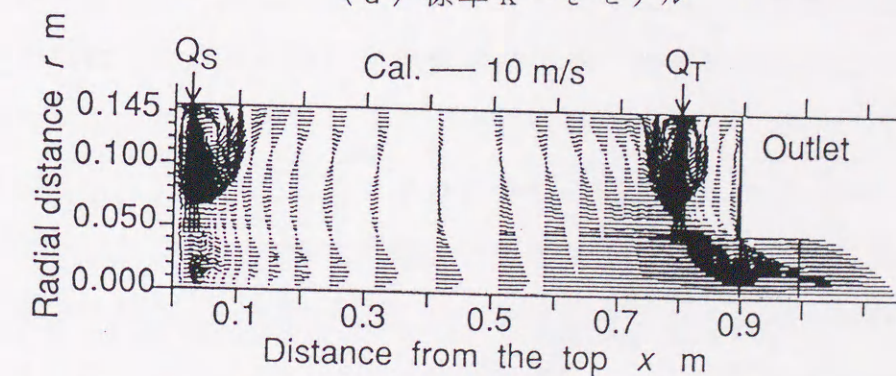
図3-2 乱流モデルの違いによる旋回方向速度分布

と実験結果を比較して示す. (a)は標準  $k-\epsilon$  モデル, (b)は修正  $k-\epsilon$  モデルの場合であり, それぞれの図において,  $\bullet$ は解析結果,  $\circ$ は実験結果を示している. (a)より, 実験では炉中心付近で剛体渦, その外側で自由渦であるランキン渦が形成しているのに対して, 解析結果は剛体渦となっている. また, (b)の修正モデルにおいては, 若干中心付近の旋回流速が大きくなり改善されているものの, 実験結果とは一致していない. これらの結果から, 2つのモデルにおいて, 強旋回流の場合, 各方向の速度勾配によって得られる渦粘性係数が, 各方向一様に大きく与えられ, 粘性の強く効いた剛体渦になるものと考察できる.

図3-3に図3-2と同条件における  $x-r$  面の解析によって得られた速度ベクトルを示す. (a)は標準  $k-\epsilon$  モデル, (b)は修正  $k-\epsilon$  モデルの場合である. 両者を比較すると, (a)の場合, 軸方向においても粘性が強く現われ, ほぼ平坦な分布をしているのに対して, (b)の場合, 軸方向流速においても(a)の結果よ



(a) 標準  $k-\epsilon$  モデル



(b) 修正  $k-\epsilon$  モデル

図3-3 乱流モデルの違いによる速度ベクトル



り大きくなっており，粘性の影響が旋回流速と同様に改善されているものと判断できる。

これらの結果より，本研究が対象とするような強旋回乱流場では，標準  $k-\epsilon$  モデルあるいは修正  $k-\epsilon$  モデルをもちいても，解析が困難であるため，代数応力モデルを使用することとした．

### 3-4 解析結果と実験結果の比較および検討

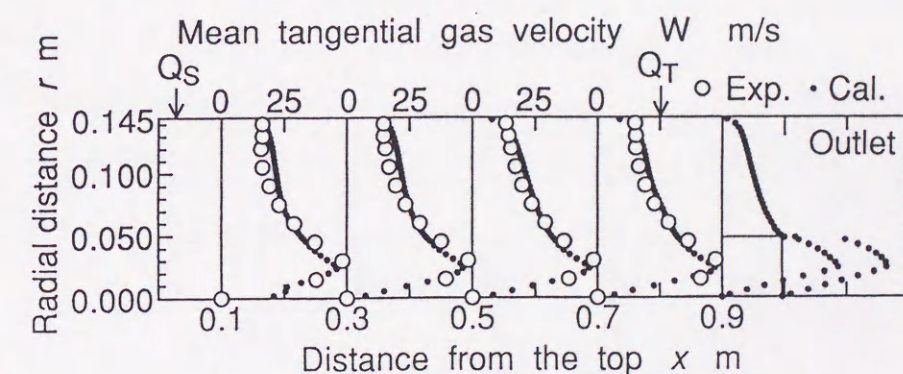
### 3-4-1 炉出口径を変化させた場合

炉出口径は圧力損失とそれにもなう旋回方向流速分布に大きく影響を及ぼすため、まず、炉出口径を変化させた場合の解析結果について第2章の実験結果と比較・検討を行う。図3-4~6に2次および3次空気をともに導入し、それらの流量 ( $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ )、流速 ( $V_S = V_T = 33.2 \text{ m/s}$ ) および空気噴射角 ( $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$ ) を一定にして炉出口径 ( $D_o$ ) を変化させた場合の解析結果と実験結果を比較して示す。図3-4は  $D_o = 96 \text{ mm}$  ( $D_o/D = 0.331$ )、図3-5は  $D_o = 145 \text{ mm}$  ( $D_o/D = 0.5$ )、図3-6は  $D_o = 200 \text{ mm}$  ( $D_o/D = 0.690$ ) であり、それぞれ (a) は  $x-r$  面の旋回方向流速分布、(b) は  $x-r$  面の解析によって得られた速度ベクトルを示す。また、(a) の図において●は解析結果、○は実験結果をそれぞれ示している。

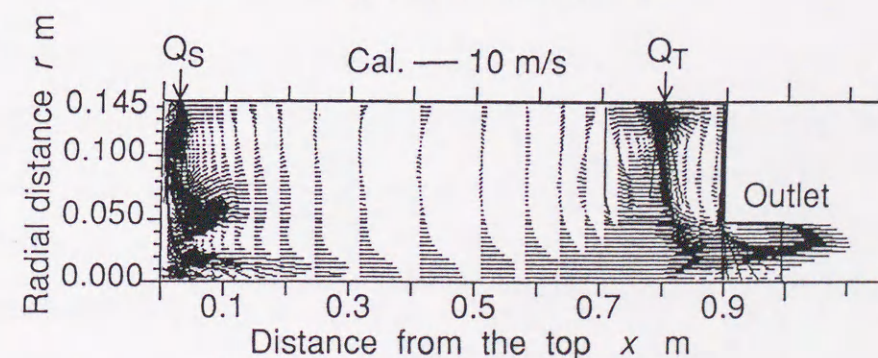
まず、旋回方向流速分布について比較すると、渦形状は、炉出口径の大きさによらず炉の中心付近で剛体渦、その外側では自由渦が組合わされたランキン渦となっている。しかし、炉出口径が減少するにつれて旋回方向の最大流速が増加するとともに、その最大流速の現われる半径位置が中心付近に移動する。これは、炉出口径が減少すると炉全体の圧力損失が増大するためにその損失エネルギーが炉内の旋回エネルギーに変換されるために生じる現象である。解析結果と実験結果とを比較すると、本解析条件下では、流速の最大値およびその半径位置とも良好に一致しており、出口径の変化に対する旋回方向速度の解析精度は妥当なものであると判断できる。ただし、両結果を詳細に比較すると、

どの出口径条件においても炉上流部で若干両者に差異が認められる。この理由は解析におけるガスの流入条件が実際の実験の場合と異なることによる。つまり、実験では4本のノズルによってガスを供給しているのに対し、解析では壁側面から均一に供給していることによる。したがって、炉後流部の結果はその流入条件の影響が小さくなって解析結果と実験結果とは良い一致を示している。つぎに、速度ベクトルについて考察する。本解析条件と同様な条件で軸および半径方向流速の計測を試みたが、両流速は旋回方向流速に比べて極めて小さく、オーダー的にはほぼ一致している結果が得られたもののピトー管による計測では絶対値で比較できるほどの測定精度ならびに再現性が得られなかった。このため、ここでは解析結果から炉内の流動状態を考察する。しかし、前述したように旋回方向流速分布の解析結果は実験結果と良好な一致を示したことから、 $x$ および $r$ 方向の流れについての以下の考察は定性的には妥当なものと考えられる。

図3・4～6中の(b)を比較すると、軸方向流速の最大値をとる位置は炉出口径の



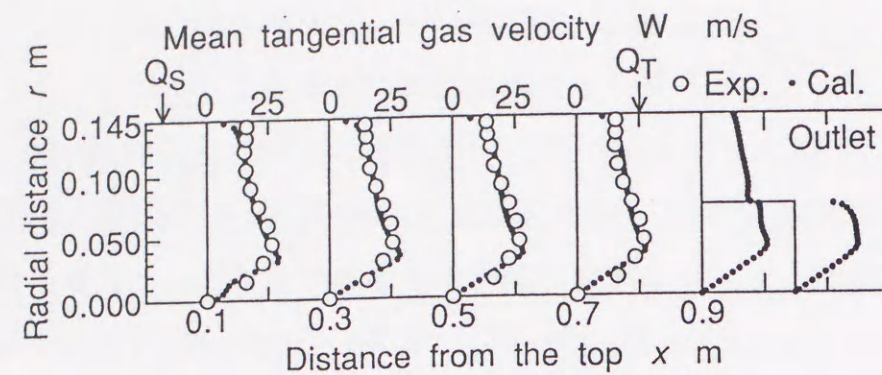
(a) 旋回方向流速分布



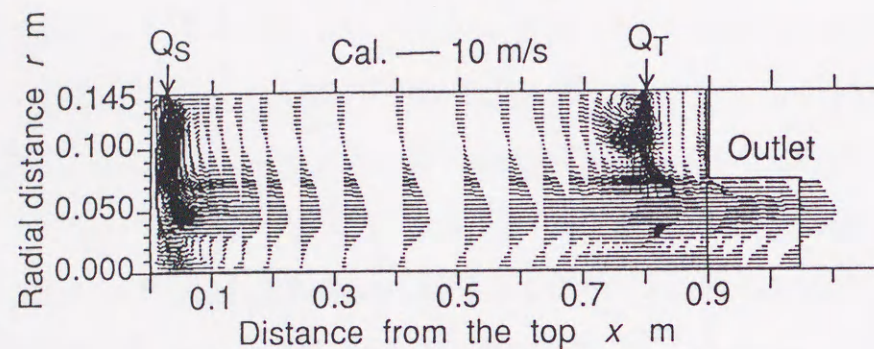
(b) 速度ベクトル

図3-4 炉出口径を変化させた場合の解析結果と実験結果 ( $D_o=96\text{mm}$ )



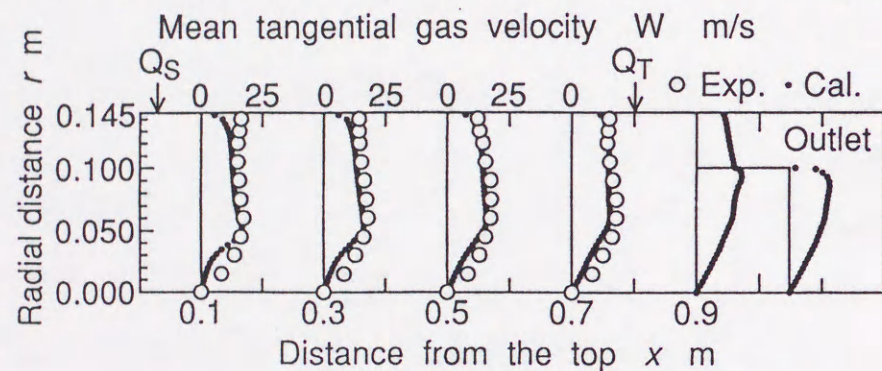


(a) 旋回方向流速分布

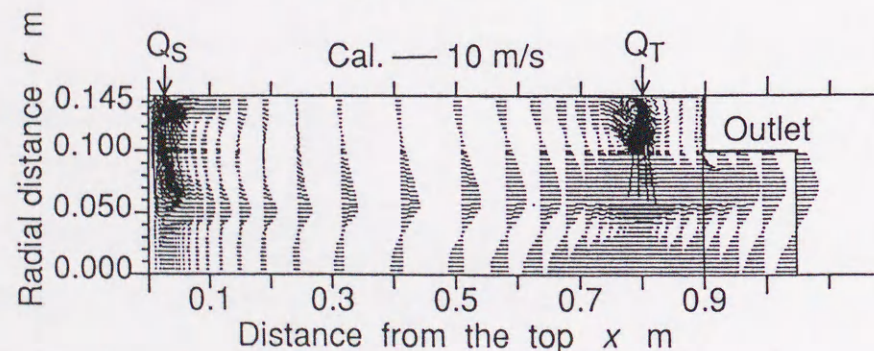


(b) 速度ベクトル

図3-5 炉出口径を変化させた場合の解析結果と実験結果 ( $D_o = 145\text{mm}$ )



(a) 旋回方向流速分布



(b) 速度ベクトル

図3-6 炉出口径を変化させた場合の解析結果と実験結果 ( $D_o = 200\text{mm}$ )

60～70%になっている。炉出口径が小さい場合、中心付近で炉出口方向への流速が大きくなっている。また、炉後流の出口直前で炉側壁付近から出口への内向流も大きくなっている。これは、いかに旋回方向流速を増加させても炉出口径が小さくなると、上述の内向流の流速が増加してしまい、回収率の低下につながるものと予測できる。一方、炉出口径が大きくなると、炉中心付近において炉出口後流から炉内へ逆流が生じている。また、その絶対値は出口径が大きくなる程大きくなっており、実際のガス化場を想定した場合、仮に炉出口後流のガス温度が炉内より低くなっているとすると、炉出口後流から温度の低いガスが炉内へ流入してくることになる。これとは逆に炉出口後流のガス温度が炉内ガス温度とほぼ同様である場合には、この逆流現象は炉内のガス化効率を向上させることになる。したがって、ガス化炉の設計にあたり、炉出口径は一つの重要なパラメータに成り得、炉出口後流のガス温度条件に依存することになる。また、図3-5および3-6の場合、炉壁付近において内部循環流が生じている。この現象は、ガス化場において粒子ならびにガスの滞留時間を増加させることになり炉内のガス化効率を増加させることにつながる。以上より、本解析結果を総じて見れば、ガス化炉の炉出口径は全体のガス化効率に影響を及ぼすことになり、炉出口後流のガス温度条件にも依存するが、炉本体の内径の約半分ないしはそれ以上に設計する必要があることを示唆している。

### 3-4-2 空気流量割合を変化させた場合

図3-7および3-8に炉出口径は一定 ( $D_o = 145\text{mm}$ ) の条件で、2次および3次空気のみを導入した場合の解析結果と実験結果を示す。図3-7は2次空気すなわち上部旋回のみ ( $Q_s = 150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_s = 33.2\text{m/s}$ ,  $\alpha_s = 30^\circ$ ) の場合で、一般的なガス化炉に相当し、図3-8は3次空気すなわち下部旋回のみ ( $Q_T = 150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_T = 33.2\text{m/s}$ ,  $\alpha_T = 30^\circ$ ) の場合で、サイクロン分離器の流れ場が形成されていることに相当する。

両図の旋回方向流速分布について実験結果と解析結果とを比較すると、2次空気のみ場合は炉下流に行くにしたがい旋回方向速度成分は小さくなり、3



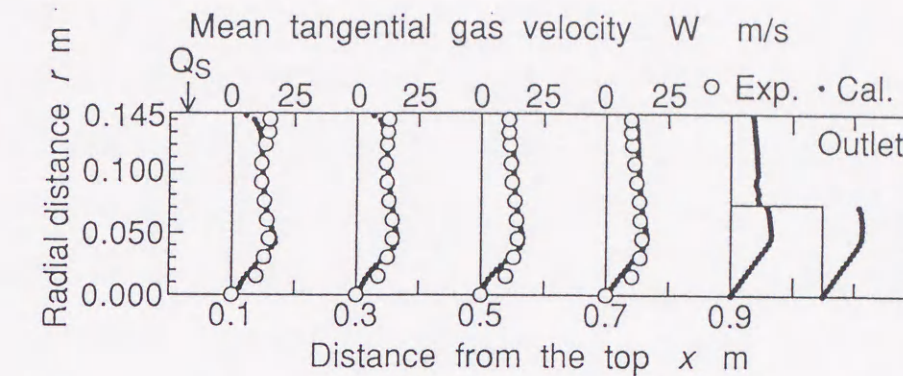
次空気のみの場合は炉上流に行くにしたがい小さくなっている。また、2次空気のみを供給している図3-7の場合、炉上流である  $x=0.1$  の壁付近において、解析結果が若干小さくなっている。これは、前節で述べた解析の空気導入モデルと実際の導入方法との違いによるところが大きい。一方、3次空気のみを供給している図3-8の場合は、炉全体で両結果ともよい一致を示しているが、これは炉内流れの主流が軸方向下向きになっているので、実験と解析との流入条件の差異の影響が現われにくい条件になっているものと考察できる。

つぎに(b)の速度ベクトルを比較すると、図3-7の条件では図3-8のそれと比較して出口に向かってほぼ一様に流れている。一方、図3-8の場合では、炉出口付近では出口方向に流れているものの、壁近傍では炉上流方向へ流れていることがわかる。すなわち、この流れ場は、炉の内周に沿う炉上部への流れと出口付近の炉外部への流れの2つの流れが存在するサイクロン分離器内の流れと類似している。

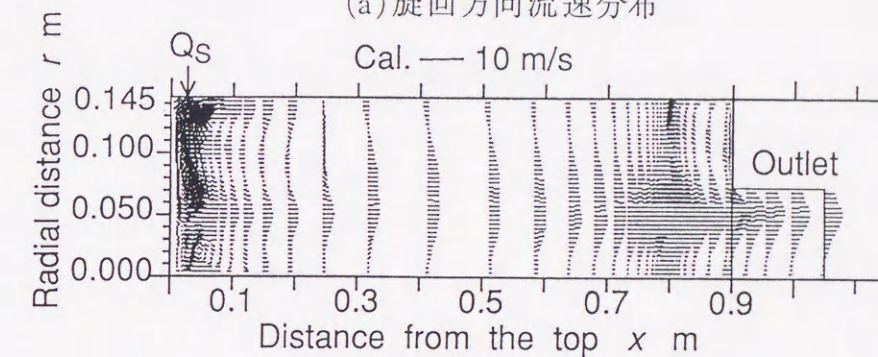
### 3-4-3 3次空気噴射角および空気流速を変化させた場合

前節の結果でもわかるように、炉上部のみ旋回を与えた場合は、炉下流部で旋回流速が小さくなってしまいスラグ回収率が低下する可能性がある。したがって、高スラグ回収を行うためには3次空気の導入が有効となる。そこで、本節では3次空気導入の効果について3次空気噴射角ならびに空気流速を変化させて検討した。図3-9は図3-6と同一条件 ( $D_o=200\text{mm}$ ,  $Q_s=150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_s=33.2\text{m/s}$ ,  $\alpha_s=30^\circ$ ,  $Q_T=150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_T=33.2\text{m/s}$ ) で、空気噴射角を大きく ( $\alpha_T=60^\circ$ ) した場合の結果であり、図3-10は3次空気の流量 ( $Q_T=150\text{m}^3/\text{h}$ ) と空気噴射角 ( $\alpha_T=30^\circ$ ) を等しくし、ノズル径を小さくして3次空気の流速を大きく ( $V_T=51.8\text{m/s}$ ) した場合の結果である。

両図より、3次空気の空気噴射角あるいは流速を大きくした場合と図3-6の2次空気と3次空気の導入条件が等しい場合とを比較すると、3次空気の旋回を強く与えた場合の方が、旋回方向流速が炉下流あるいは炉壁付近で大きくなっている。一方、炉上流部での旋回方向速度にはほとんど大差がないことから、

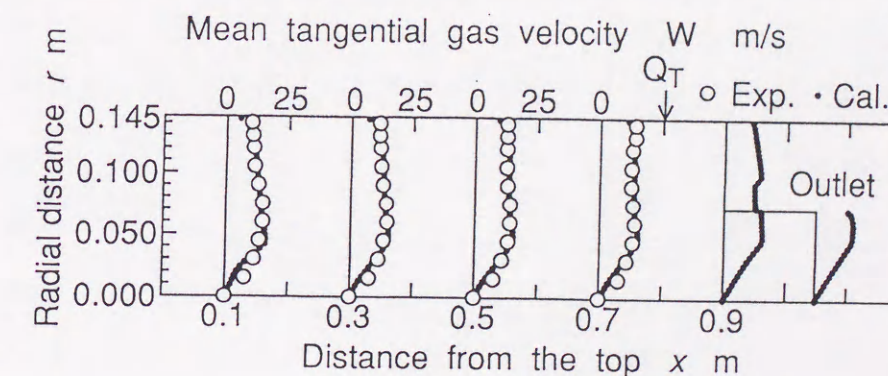


(a) 旋回方向流速分布

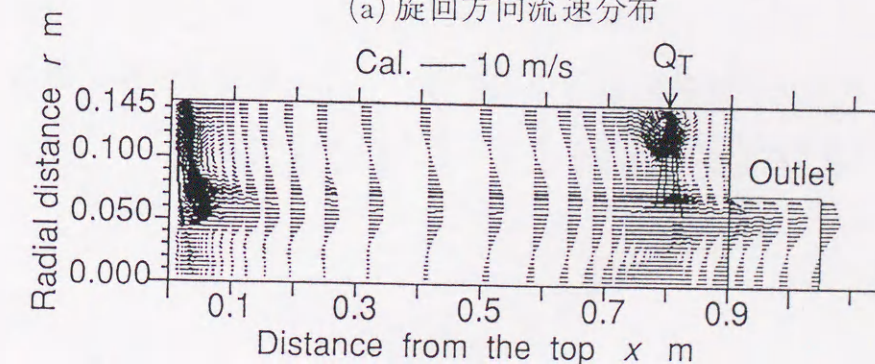


(b) 速度ベクトル

図3-7 空気流量割合を変化させた場合の解析結果と実験結果(2次空気のみ)



(a) 旋回方向流速分布



(b) 速度ベクトル

図3-8 空気流量割合を変化させた場合の解析結果と実験結果(3次空気のみ)



実際のガス化場の場合、3次空気の操作パラメータがスラグ回収に影響を与える因子であるといえる。なお、炉中心において、両図の旋回方向流速の解析結果と実験結果を詳細に比較すると、炉中心付近の解析結果が実験結果より若干小さくなっている。これは、出口径が比較的大きい200mmの条件での解析結果であるので、旋回速度が大きい条件になると、(b)の速度ベクトルの解析結果からもわかるように、炉出口からの逆流領域が出口壁の方に移動する。よって、この逆流現象が解析上炉上流部にまで影響したものと考察できる。しかし、本解析条件でも実験結果と解析結果はある程度良好な一致を示しており、本数値解析モデルの汎用性を示唆している。

### 3-5 流れ場特性

#### 3-5-1 炉出口径の影響

粒子の滞留時間とスラグ回収率に影響する因子を流れ場側から考えた場合、炉内の遠心力分布が重要となる。そこで、図3-11に炉出口径を変化させた場合の解析によって得られた最大遠心加速度( $W^2/r$ )の軸方向変化の比較を示す。(a)は最大遠心加速度のある位置、(b)はその大きさを示す。なお、2次空気および3次空気の導入条件( $Q_i=150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_i=33.2\text{m/s}$ ,  $\alpha_i=30^\circ$ )はすべて同一条件である。本図(a)より、炉出口径が大きい場合、最大遠心加速度は炉壁側に位置し、炉下流に行くにしたがい小さくなっている。一方、炉出口径が小さくなると、最大遠心加速度は炉の中心側に位置し、しかも、その値は大きくなっている。本解析結果は、出口径が小さくなるほど粒子が炉上流部で回収され、空間滞留時間が短くなってしまうことを意味している。したがって、炉出口径の選定は、粒子滞留時間が長く、スラグ回収率も高く維持できる程度に大きくする必要がある。

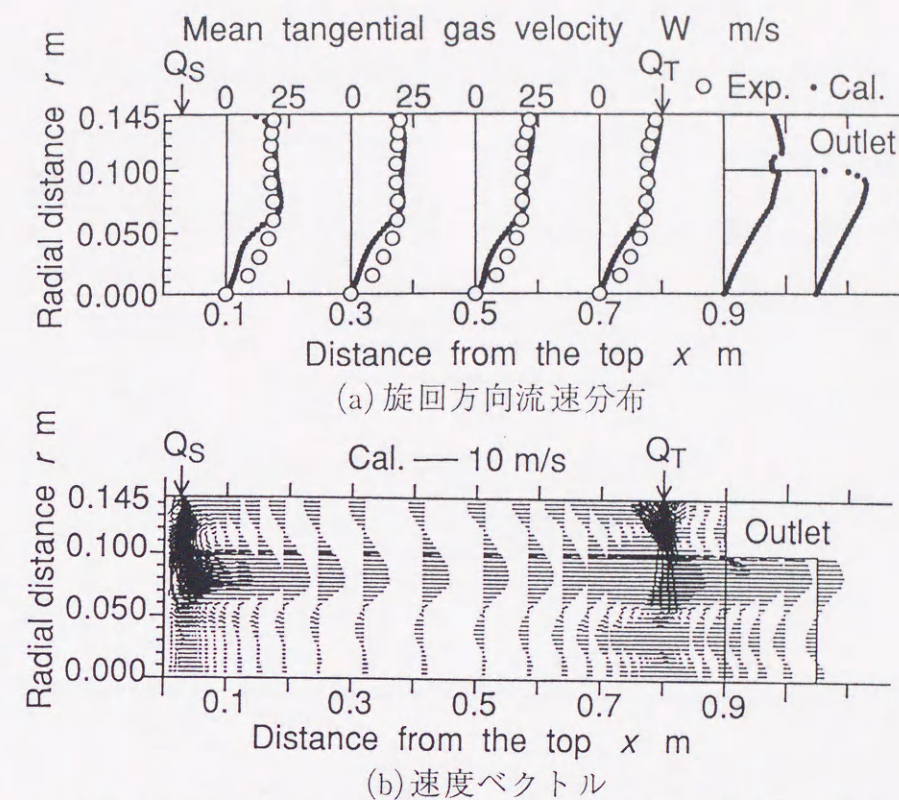


図3-9 3次空気導入条件を変化させた場合の解析結果と実験結果 ( $\alpha_T=60^\circ$ )

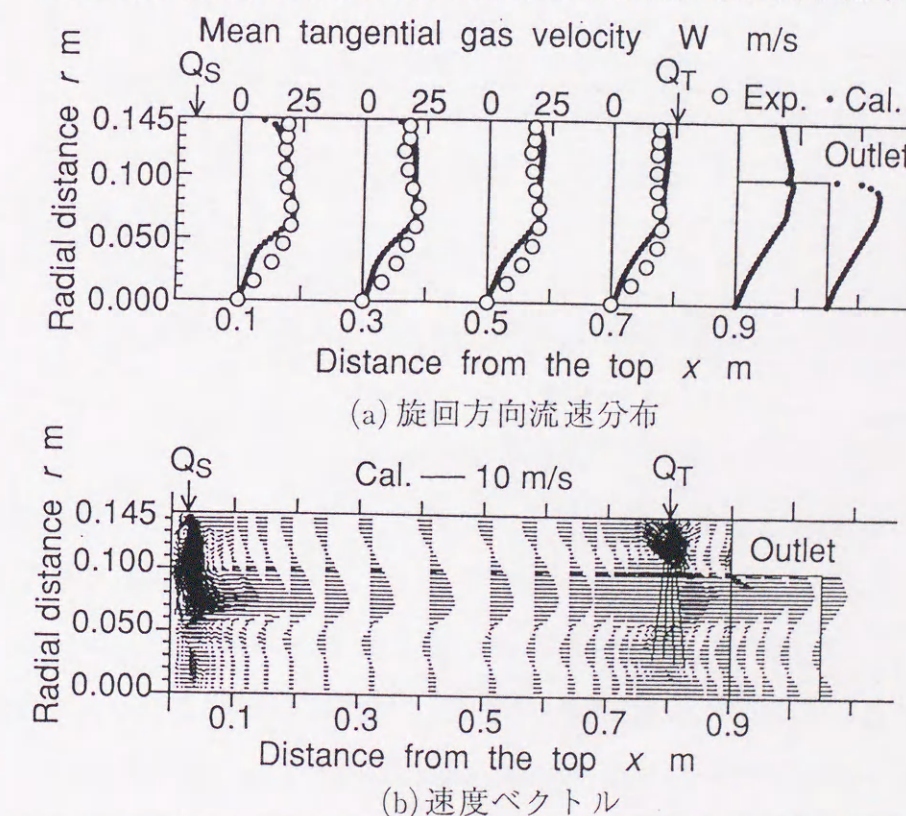
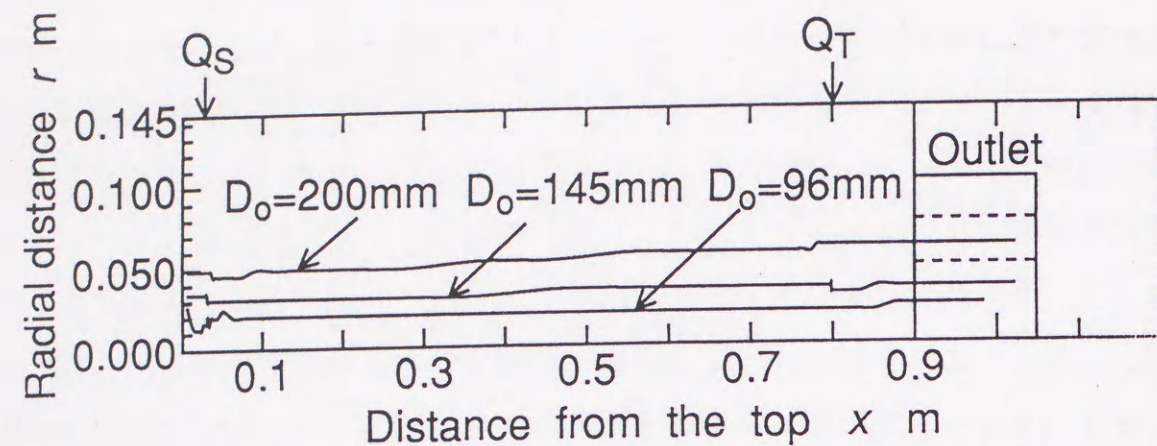
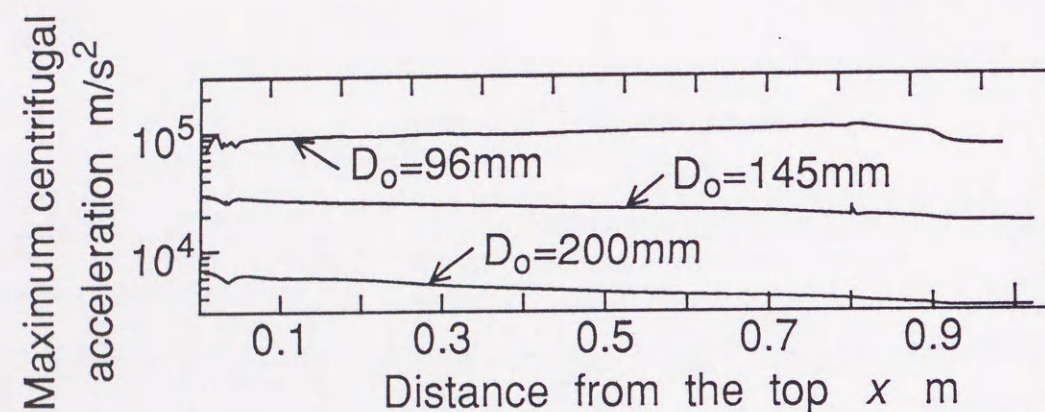


図3-10 3次空気導入条件を変化させた場合の解析結果と実験結果 ( $V_T=51.8\text{m/s}$ )





(a) 最大遠心加速度の位置



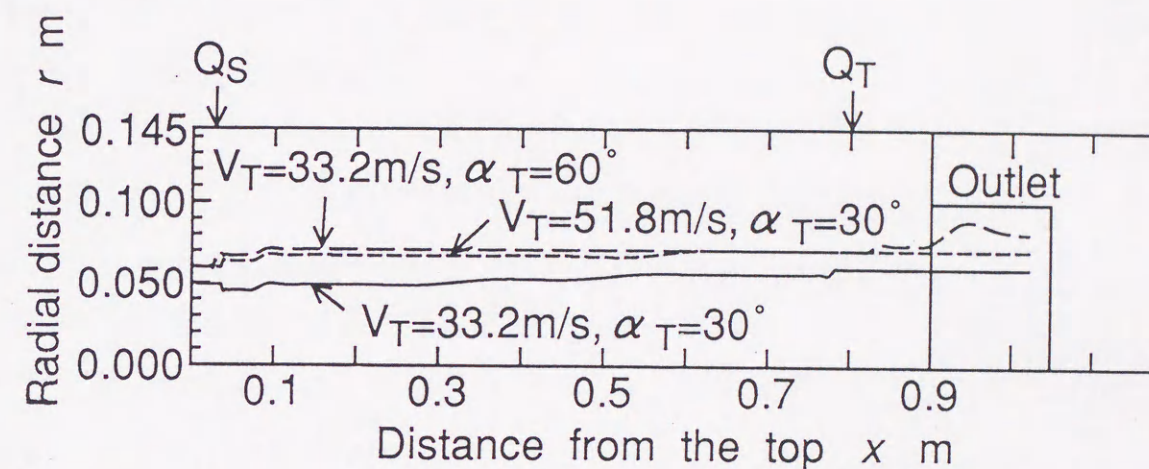
(b) 最大遠心加速度の比較

図3-11 最大遠心加速度の軸方向変化の比較 (炉出口径を変化させた場合)

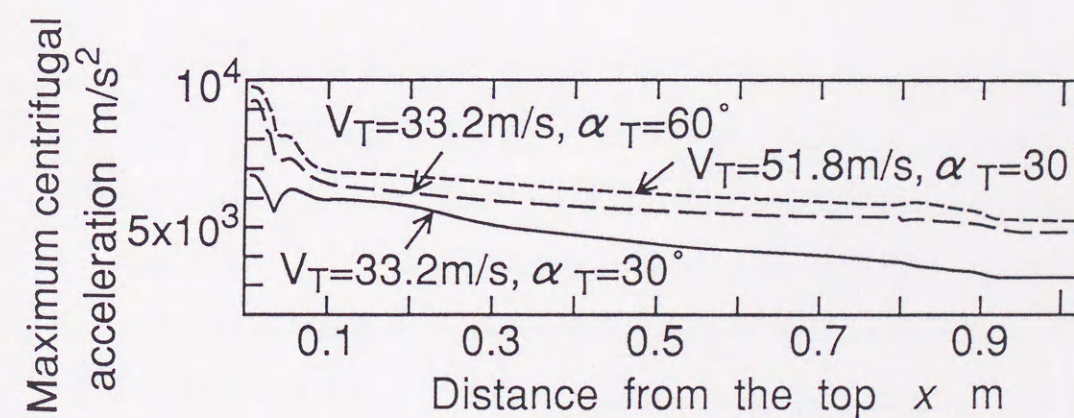
### 3-5-2 3次空気導入条件の影響

図3-12に3次空気導入条件を変化させた場合について最大遠心加速度の軸方向変化の解析結果の比較を示す。解析条件は、2次空気の導入条件 ( $Q_s = 150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $V_s = 33.2\text{m/s}$ ,  $\alpha_s = 30^\circ$ ) および3次空気の流量 ( $Q_T = 150\text{m}^3/\text{h}$ ) は等しく、噴射角 ( $\alpha_T = 60^\circ$ ) および3次空気の流速 ( $V_T = 51.8\text{m/s}$ ) を変化させた場合である。本図より、3次空気の噴射角あるいは導入流速を大きくすることにより、最大遠心加速度のある位置は炉壁に近づき、しかもその絶対値は大きくなっている。また、噴射角を大きくするよりも流速を大きくした場合の方

が遠心力に対する寄与は大きくなっている。本解析結果より、3次空気導入は炉下流部にて高スラグ回収を達成するため重要な流れ場制御パラメータであるといえる。



(a) 最大遠心加速度の位置



(b) 最大遠心加速度の比較

図3-12 最大遠心加速度の軸方向変化の比較  
(3次空気導入条件を変化させた場合)



### 3-6 結言

熱入力 1 MW (石炭供給量 100 kg, 内径  $\phi$  290 mm, 炉長 900 mm) に相当する 2 段旋回サイクロン式石炭ガス化器のコールドモデル炉内フローパターンについて数値解析を行った。まず、逆流をとまなう複雑な旋回流れ場の計算に代数応力モデルを使用し、実験結果ならびに乱流計算に最も使用例の多い  $k-\epsilon$  モデルあるいは修正  $k-\epsilon$  モデルと比較して、代数応力モデルの有効性について検討を行った。

次に、炉内渦形式を制御するために重要なパラメータである炉出口径、また、本装置の特徴とする 3 次空気供給方式について解析し、流れ場の特性について以下の結論を得た。

#### 代数応力モデルの有効性について

(1) 代数応力モデルと  $k-\epsilon$  モデルあるいは修正  $k-\epsilon$  モデルを比較した結果、これらのモデルでは予測できない旋回流速の大きな流れと炉出口からの逆流を解析することが可能である。

(2) 本モデルによれば炉出口径ならびに導入空気条件を様々変化させても良好な解析結果を得ることができ、解析モデルの汎用性が示された。

(3) 解析精度が劣る条件あるいは炉内位置としては、出口径 200 mm (出口径比 0.690) の場合で、炉上部中心付近の解析結果が実験結果より小さくなる。原因としては、2 次元旋回用空気の導入方法と出口からの逆流が挙げられる。また、出口径 200 mm (出口径比 0.690) の場合で、3 次空気流速あるいは旋回角を大きくすると、解析結果が実験結果より小さくなる。これは、旋回が大きくなったことにより、出口の逆流域が側壁の方へ移動したためである。

#### 流れ場特性について

(1) 出口径 96 mm (出口径比 0.331) の場合、炉内に循環流が生じず、しかも旋回流速が大きいために、実際の石炭ガス化場を想定すると、石炭粒子の空間

滞留時間は短くなってしまう。また、出口径を小さくした場合においても、炉出口の炉内側の内向流が大きくなり、スラグ回収率が低下することが予測できる。

(2) 出口径 145 mm (出口径比 0.5) 以上になると、内部循環流および 3 次空気が上流に向かうことによる外部循環流が生じるため、石炭粒子の滞留時間は長くなる。しかし、この場合、出口からの逆流が生じるため、炉出口後流ガス温度条件を考慮する必要がある。

(3) 2 次あるいは 3 次空気流量一定で、3 次空気流速を大きくあるいは噴射角を大きくして炉下部で旋回を強く与えると、炉側壁付近の軸方向流速が炉上部の方へ大きくなる。実際のガス化器を想定すると、熔融スラグ層上に補足された未燃粒子に反応ガスを供給し、ガス化を促進させる効果が期待される。また、壁面を流動するスラグ回収のためには、3 次空気供給孔より炉上部側にスラグタップ孔が必要である。



## 第4章

### コールドモデルにおける 粒子飛跡と回収率分布の解析

#### 4-1 緒言

高効率石炭ガス化と高スラグ回収率を併せ持つサイクロン式石炭ガス化器の開発にあたり、第2章では、コールドモデル実験により器内流れ場およびスラグ回収率に及ぼす装置および操作パラメータの影響を実験的に究明した。さらに、第3章では、第2章で得られたサイクロン式石炭ガス化器内の強旋回流場を解析的に説明ならびにより詳細に検討するために、代数応力モデルを適用して、実験結果と解析結果とを比較することにより数値解析モデルの妥当性を確認するとともに、流れ場特性に基づいたガス化器の最適な装置および操作パラメータの定量化を実施した。しかし、流れ場特性のみでは、ガス化器設計上重要となるスラグ回収特性を満足するための確実な装置および操作パラメータを特定するのに推測の域を越えられないので、本章では、第3章の流れ場の数値解析に加えて粒子飛跡の解析を行い、スラグ回収率に及ぼす装置および操作パラメータの影響を検討し、高スラグ回収に有効な装置および操作パラメータの条件を究明した。

現在、パイロットスケールの段階にあるガス化器の多くは、灰回収率が約80%と期待されるほど高くないため、実際には、灰を含んだチャーリサイクルやガス化器後流に設置する高温集塵器などの対策が必要となる。しかし、ガス化器本体において高スラグ回収が達成できれば、後流機器の軽減あるいは設置不要につながる。以上のような開発状況から、ガス化器内の粒子飛跡解析を実施

することは、実験上計測が困難である粒子流動特性を予測できるとともに、ガス化器設計上でも重要な項目として位置付けられる。

本章は、サイクロン式石炭ガス化器の高スラグ回収に及ぼす装置あるいは操作パラメータの影響を解析的に予測するために、第3章の流れ場解析に新たに粒子運動を考慮した解析を行い、個々の粒子の詳細な情報をもとに、回収率分布を実験結果と比較し、モデルの有効性を確認したうえで、装置あるいは操作パラメータを変化させて、粒子飛跡、回収位置ならびに滞留時間の検討を行って、高スラグ回収率サイクロン式ガス化器の特性について検討した。

#### 4-2 解析方法

##### 4-2-1 ガス側の基礎式

解析対象は前章と同一であり、円筒2次元軸対称座標系における支配方程式の一般形は式(4-1)で表わされる。

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho U \phi) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r}(r \rho V \phi) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma_{\phi} \frac{\partial \phi}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \Gamma_{\phi} \frac{\partial \phi}{\partial r} \right) + S_{\phi} + S_{d\phi} \quad (4-1)$$

ここに、 $\phi$ は従属変数であり、質量( $\phi=1$ )、各方向速度( $\phi=U, V, W$ )および乱流エネルギー( $\phi=k$ )とその消散率( $\phi=\epsilon$ )に相当する。コールドモデル実験では水噴霧を使用しているため、水の蒸発潜熱などに起因するエンタルピー( $\phi=H$ )および水蒸気の質量分率( $\phi=M_j$ )も新たに従属変数とした。乱流モデルは前章と同様、代数応力モデルを使用し、また、エンタルピーあるいは水蒸気の質量分率などのスカラーの変動成分と各速度の変動成分との相関には代数フラックスモデルを使用した。式(4-1)の $\Gamma_{\phi}$ は乱流拡散係数である。なお、計算を安定化するために、生成項に相当する $S_{\phi}$ は、代数応力モデルによるレイノルズ応力あるいはフラックスモデルによるフラックス相関から求めた拡散項から、 $k-\epsilon$ モデルより求められる拡散項の差を含んでいる。一方、 $S_{d\phi}$ は粒子との相互作用項であり、PSI-Cellモデル<sup>(122)</sup>により評価し、粒子が存在することによる流れ場への影響を考慮した。式(4-1)における $\phi$ 、 $\Gamma_{\phi}$ および $S_{\phi}$ をまとめて表4-1に示す。



表4-1 各支配方程式の  $\phi$ ,  $\Gamma_\phi$  および  $S_\phi$

Governing equation	$\phi$	$\Gamma_\phi$	$S_\phi$
Mass	1	0	0
Axial momentum	$U$	$\mu_{eff}$	$-\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{eff} \frac{\partial U}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \mu_{eff} \frac{\partial V}{\partial x} \right)$ $- \left[ \frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{u} \bar{u} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \rho \bar{u} \bar{v} + \mu_t \left( \frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial U}{\partial r} \right) \right]$
Radial momentum	$V$	$\mu_{eff}$	$-\frac{\partial p}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{eff} \frac{\partial U}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \mu_{eff} \frac{\partial V}{\partial r} \right) - 2\mu_{eff} \frac{V}{r^2} + \rho \frac{W^2}{r}$ $- \left[ \frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{u} \bar{v} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \rho \bar{v} \bar{v} - \rho \frac{\bar{w} \bar{w}}{r} + \mu_t \left( \frac{\partial^2 V}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial V}{\partial r} - \frac{V}{r^2} \right) \right]$
Tangential momentum	$W$	$\mu_{eff}$	$-\frac{W}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r \mu_{eff}) - \rho \frac{VW}{r}$ $- \left[ \frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{u} \bar{w} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \rho \bar{v} \bar{w} + \rho \frac{\bar{v} \bar{w}}{r} + \mu_t \left( \frac{\partial^2 W}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\partial W}{\partial r} - \frac{W}{r^2} \right) \right]$
Kinetic energy	$k$	$\frac{\mu_{eff}}{\sigma_k}$	$\rho P_k - \rho \epsilon$
Dissipation rate	$\epsilon$	$\frac{\mu_{eff}}{\sigma_\epsilon}$	$C_{\epsilon 1} \rho \frac{\epsilon}{k} P_k - C_{\epsilon 2} \rho \frac{\epsilon^2}{k}$ $+ \left[ C_\epsilon \frac{\partial}{\partial x} \left( \rho \bar{u} \bar{u} \frac{k}{\epsilon} \frac{\partial}{\partial x} \right) + C_\epsilon \frac{\partial}{\partial x} \left( \rho \bar{u} \bar{v} \frac{k}{\epsilon} \frac{\partial}{\partial x} \right) + C_\epsilon \frac{\partial}{\partial x} \left( \rho \bar{u} \bar{w} \frac{k}{\epsilon} \frac{\partial}{\partial x} \right) \right]$ $+ C_\epsilon \frac{\partial}{\partial r} \left( \rho \bar{v} \bar{v} \frac{k}{\epsilon} \frac{\partial}{\partial r} \right) - \frac{\partial}{\partial x} \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial r}$
Mass fraction	$M_j$	$\frac{\mu_{eff}}{\sigma_m}$	$- \left[ \frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{u} \bar{m}_j + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \rho \bar{v} \bar{m}_j + \frac{\partial}{\partial x} \frac{\mu_t}{\sigma_m} \frac{\partial M_j}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\mu_t}{\sigma_m} \frac{\partial M_j}{\partial r} \right]$
Enthalpy	$H$	$\frac{\mu_{eff}}{\sigma_h}$	$- \left[ \frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{u} \bar{h} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \rho \bar{v} \bar{h} + \frac{\partial}{\partial x} \frac{\mu_t}{\sigma_h} \frac{\partial H}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r \frac{\mu_t}{\sigma_h} \frac{\partial H}{\partial r} \right]$
$P_k = -\bar{u} \bar{u} \frac{\partial U}{\partial x} - \bar{v} \bar{v} \frac{\partial V}{\partial r} - \bar{w} \bar{w} \frac{V}{r} - \bar{u} \bar{w} \frac{\partial W}{\partial x} - \bar{u} \bar{v} \left( \frac{\partial U}{\partial r} + \frac{\partial V}{\partial x} \right) - \bar{v} \bar{w} \left( \frac{\partial W}{\partial r} - \frac{W}{r} \right)$ $\mu_{eff} = \mu_t + \mu, \quad \mu_t = \rho C_\mu k^2 / \epsilon$			

#### 4-2-2 境界条件

境界条件は流入面，流出面，壁面および対称軸上で与える必要がある．流入条件は  $M_j$ ,  $H$  については実験条件から決定され， $V$ ,  $W$  は壁面スリットからの一様流入とし，実験条件をもとに， $V = V_i$ ,  $W = V_i \sin \alpha_i$  とし， $k$  および  $\epsilon$  については Khalil<sup>(116)</sup> に従った．レイノルズ応力の流入値は勾配拡散モデルにより与えた．壁面の境界条件は壁面流線方向に沿って壁関数モデル<sup>(117)</sup> を用い，流出条件は，各変数の軸方向勾配が0となるように設定する．対称軸上では  $V$  および  $W$  をゼロ，その他の変数は半径方向勾配がゼロとなるようにした．それらをまとめて表4-2に示す．

表4-2 支配方程式の境界条件

$\phi$	Secondary air inlet plane	Tertiary air inlet plane	Symmetrical axis	Wall	Outlet plane
$U$	0	0	$\frac{\partial U}{\partial r} = 0$	Wall func.	$\frac{\partial U}{\partial x} = 0$
$V$	$V_S$	$V_T$	0	Wall func.	$\frac{\partial V}{\partial x} = 0$
$W$	$V_S \cdot \sin \alpha_S$	$V_T \cdot \sin \alpha_T$	0	Wall func.	$\frac{\partial W}{\partial x} = 0$
$k$	$0.15 \cdot V_S^2$	$0.15 \cdot V_T^2$	$\frac{\partial k}{\partial r} = 0$	Wall func.	$\frac{\partial k}{\partial x} = 0$
$\epsilon$	$\frac{1.5 \cdot k_S^{1.5}}{0.005 D}$	$\frac{1.5 \cdot k_T^{1.5}}{0.005 D}$	$\frac{\partial \epsilon}{\partial r} = 0$	Wall func.	$\frac{\partial \epsilon}{\partial x} = 0$
$M_j$	$M_{j,S}$	$M_{j,T}$	$\frac{\partial M_j}{\partial r}$	$\frac{\partial M_j}{\partial n^*}$	$\frac{\partial M_j}{\partial x} = 0$
$H$	$H_S$	$H_T$	$\frac{\partial H}{\partial r}$	Wall func.	$\frac{\partial H}{\partial x} = 0$

NOTE : \* Normal to wall surface

旋回用空気として器内に導入する空気の初期条件は，温度303K，相对湿度30%の湿り空気とした．ここに，相对湿度は式(4-2)で表わされる．

$$\phi = \frac{p_V}{p_s} \times 100 \quad (4-2)$$



また、壁面温度は導入した空気温度に等しく303Kである。

#### 4-2-3 代数フラックスモデル

エンタルピーあるいは水蒸気の質量分率などのスカラー量の変動成分と各速度の変動成分との相関には代数フラックスモデルを使用した。 $\overline{u_i \theta}$ 方程式は式(4-3)のようにモデル化される。

$$\frac{D\overline{u_i \theta}}{Dt} - D_{i\theta} = - \left( \overline{u_i u_l} \frac{\partial \theta}{\partial x_l} + \overline{u_l \theta} \frac{\partial u_i}{\partial x_l} \right) - C_{\theta 1} \frac{\varepsilon}{k} \overline{u_i \theta} + C_{\theta 2} \overline{u_m \theta} \frac{\partial u_i}{\partial x_m} \quad (4-3)$$

ここに、左辺第1項は対流項、第2項は拡散項、右辺第1項は生成項、第2項および第3項は圧力スカラー項である。

代数応力モデルと同様な方法により、式(4-3)の左辺は式(4-4)のように表わされる。

$$\frac{D\overline{u_i \theta}}{Dt} - D_{i\theta} = \frac{\overline{u_i \theta}}{k} (P_k - \varepsilon) \quad (4-4)$$

したがって、代数フラックスモデルは式(4-5)のようになる。

$$\overline{u_i \theta} = - \frac{1}{P/\varepsilon - 1 + C_{\theta 1}} \frac{k}{\varepsilon} \overline{u_i u_l} \frac{\partial \theta}{\partial x_l} + \frac{C_{\theta 2} - 1}{P/\varepsilon - 1 + C_{\theta 1}} \frac{k}{\varepsilon} \overline{u_l \theta} \frac{\partial u_i}{\partial x_l} + \frac{C_{\theta 3}}{P/\varepsilon - 1 + C_{\theta 1}} \frac{k}{\varepsilon} B_i \quad (4-5)$$

式(4-5)において、右辺第3項は直交座標系から円筒座標系に変換する際に生じる付加対流項で式(4-6)のように表わされる。

$$B_i = \left| 0, \overline{w \theta} \frac{W}{r}, \overline{v \theta} \frac{W}{r} \right| \quad (4-6)$$

式中の各定数は以下のものを使用した。 $C_{\theta 1}=3.2, C_{\theta 2}=0.5, C_{\theta 3}=0.60$ 。

#### 4-2-4 水噴霧モデル

噴霧滴の運動は個々の粒子飛跡を取り扱えるLagrange法により解析する。そのため、噴霧の初期値として、噴霧滴の粒径、初速度、射出角度および液滴温度を与える必要がある。噴霧滴の粒径は予め行った噴霧実験より、最も粒径分布の一致した抜山-棚沢分布により整理して、0~300 $\mu$ mを10 $\mu$ m間隔にそれぞれ10分割し、計算液滴総数は300個とした。初速度はノズル形状、噴霧圧力、水の物性値から平均値23.9m/s、標準偏差2.39m/sの正規分布乱数で与えた。また、射出角度は実際に使用した水噴霧ノズルの噴霧状態を再現するため、ノズル噴霧角20°の場合で平均値10.0度、標準偏差5.0度の正規分布乱数としてモデル化した<sup>(123)</sup>。

表4-3 噴霧の初期条件

Water spray angle $\theta^\circ$	Particle diameter distribution	Spray angle		Spray velocity	
		Mean spray angle $\mu a^\circ$	Standard deviation $\sigma a^\circ$	Mean spray velocity $\mu v$ m/s	Standard deviation $\sigma v$ m/s
20	Nukiyama-Tanasawa distribution $d_{SMD} = 100 \mu m$	10.0	5.0	23.9	2.39
55		27.5	5.0	21.5	2.15
90		45.0	5.0	17.1	1.71

噴霧粒子の各射出速度成分は式(4-7)~(4-9)で与えられる。

$$u_{p0} = U_{pin} \cos(\theta/2) \quad (4-7)$$

$$v_{p0} = U_{pin} \sin(\theta/2) \quad (4-8)$$

$$w_{p0} = 0 \quad (4-9)$$

また、射出時の水噴霧温度は288Kである。



### 4-2-5 粒子解析モデル

ノズルより射出された粒子について個別にその速度，粒子飛跡，温度，蒸発量を計算する。また，周囲気流は乱流であり，粒径が小さくなるほどその影響は顕著になることが予測されるため，乱流変動速度も考慮した。運動方程式は式(4-10)～(4-12)で表わされる。

$$\frac{du_p}{dt} = G(U + u - u_p) \quad (4-10)$$

$$\frac{dv_p}{dt} = G(V + v - v_p) + \frac{w_p^2}{r} \quad (4-11)$$

$$\frac{dw_p}{dt} = G(W + w - w_p) - \frac{v_p w_p}{r} \quad (4-12)$$

ここに， $G$ は式(4-13)で表わされる。

$$G = 3\mu_g C_D Re_p / (4\rho_p d_p^2) \quad (4-13)$$

$$Re_p = \rho_g d_p \left| \vec{U} - \vec{u}_p \right| / \mu_g \quad (4-14)$$

また， $C_D$ は蒸発している液滴に対する抵抗係数であり，球の抵抗係数を $C_{D0}$ とすると，

$$C_D = \frac{C_{D0}}{1+B} \quad (4-15)$$

また，抵抗係数 $C_{D0}$ は式(4-16)を用いた<sup>(124)</sup>。

$$C_{D0} = \frac{24}{Re_p} \left( 1.0 + 0.15 Re_p^{0.687} \right) \quad (4-16)$$

また，抵抗係数 $B$ は移動係数であり蒸発のみの場合には，

$$B = C_V \frac{T_g - T_p}{L} \quad (4-17)$$

粒子位置は式(4-18)～(4-20)によって求められる。

$$\frac{dx}{dt} = u_p \quad (4-18)$$

$$\frac{dr}{dt} = v_p \quad (4-19)$$

$$\frac{d\theta}{dt} = w_p / r \quad (4-20)$$

液滴の蒸発時の質量変化は式(4-21)で表わされる。

$$\frac{dm_p}{dt} = -Sh\rho_g D \pi d_p (X_v - X_\infty) \quad (4-21)$$

式(4-21)より，液滴径変化は式(4-22)で表わされる。

$$\frac{dD_p}{dt} = -2Sh\rho D \frac{X_v - X_\infty}{\rho_p D_p} \quad (4-22)$$

ここに，粒子表面での水蒸気の質量分率は式(4-23)で表わされる。

$$X_v = \frac{p_v M_v}{M_g - (M_g - M_v)p_v} \quad (4-23)$$

水蒸気の質量分率は式(4-24)より求められる。

$$X_{H_2O} = \frac{M_{H_2O}}{M_{air}} \frac{p}{P + p(M_{H_2O}/M_{air} - 1)} \quad (4-24)$$

また，液滴の熱バランス方程式は(4-25)で表わされる。

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = Nu \pi \lambda d_p (T_g - T_p) + L \left( \frac{dm_p}{dt} \right) \quad (4-25)$$

$$Nu = \frac{Nu_0}{1+B} \quad (4-26)$$

ここに， $Nu_0$ は物質移動がない場合のヌッセルト数であり，



$$Nu_0 = 2 + 0.6Re^{1/2}Pr^{1/3} \quad (4-27)$$

式(4-25)のヌッセルト数は式(4-27)のRanz-Marshallの実験式を用い、式(4-22)のシャーウッド数は式(4-27)のプラントル数をシュミット数に置き換えて使用した。乾き空気と水蒸気の混合気（湿り空気）は完全ガスと仮定し、混合気の密度は式(4-28)の理想気体の状態方程式より求めた。

$$\rho = P / RT \sum_j (m_j / M_j) \quad (4-28)$$

また、温度  $T$  は式(4-1)から求められるエンタルピー  $H$  と式(4-29)の関係がある。

$$H = \sum_j m_j H_j = \int_{T_0}^T \left( \sum_j m_j C_{p,j} \right) dT \quad (4-29)$$

したがって、温度は式(4-30)から求められる。

$$T = T_0 + H / \sum_j m_j C_{pm,j} \quad (4-30)$$

式(4-30)中の平均定圧比熱は式(4-31)より求められる。

$$C_{pm,j} = \int_{T_0}^T C_{p,j} dT / (T - T_0) = \frac{C_{p,j} T - C_{p,j} T_0}{T - T_0} \quad (4-31)$$

ここで、比熱は温度の関数として式(4-32)で近似した。

$$C_{p,j} = a_j + b_j T \quad (4-32)$$

表4-4に計算に用いた各化学種の分子量と式(4-32)で使用した定数を示す。

表4-4 物性値および定数

	$M_j$	$a_j$	$b_j$
$H_2O$	18.0	1822.0	0.470
$O_2$	32.0	973.2	0.102
$N_2$	28.0	1046.2	0.0865

飽和蒸気圧は温度の関数として式(4-33)で近似した。

$$p_s = 6.276 \times 10^2 + 2.730 \times 10^1 \cdot T + 3.006 \times 10^0 \cdot T^2 - 2.255 \times 10^{-2} \cdot T^3 + 9.008 \times 10^{-4} \cdot T^4 \quad (4-33)$$

式(4-10)～(4-12)，(4-18)～(4-20)，(4-22)，(4-25)からなる連立常微分方程式をRunge-Kutta-Gill法により積分し、粒子速度成分、位置、質量変化ならびに温度を求めた。

周囲気流は乱流であるため、その影響を考慮する必要がある。乱流変動速度は、垂直応力の局所値から決定され、式(4-34)のように正規分布乱数により与える。

$$u_i = \zeta \sqrt{(u_i^2)} \quad (4-34)$$

また、積分タイムステップは以下の方法で考慮した。すなわち、乱流渦の特性長さは式(4-35)で表わされる乱流渦消散の長さスケールに等しいとする。

$$L_e = C_\mu^{3/4} k^{3/2} / \varepsilon \quad (4-35)$$

従って、乱流渦の寿命は式(4-36)で与えられる。

$$\tau_e = L_e / |\vec{u}| \quad (4-36)$$

一方、粒子が乱流渦を通過する時間は式(4-37)で与えられる。

$$t_r = L_e / |\vec{U} - \vec{u}_p| \quad (4-37)$$



式(4-36), (4-37)の短い時間内では周囲空気の乱流変動成分は一定とし積分タイムステップを与え, この時間毎に乱流変動速度を更新し解析した。

#### 4-2-6 粒子存在による流れ場への影響

気相に対する液滴の質量, 運動量および熱量の相互作用の影響はPSI-Cellモデルにより評価する。方法としては, まず, 粒子挙動を十分表現できるように, 粒径を  $i$  組, 同一粒径で初速度あるいは射出角度により, さらに  $j$  組に離散化を行う。次に, 液滴グループ  $(i, j)$  が計算セル  $(M, N)$  の入口から出口まで飛行する間の質量, 運動量および熱量を, 式(4-1)の右辺の生成項  $S_{d\phi}$  に式(4-38)～(4-40)の形で導入することにより気液相互作用を考慮する。

$$S_d(\phi = M_j)_{M,N} = \sum_{i,j} \left\{ (M_j)_{in} - (M_j)_{out} \right\}_{M,N} \quad (4-38)$$

$$S_d(U_i)_{M,N} = \sum_{i,j} \left\{ (MU_i)_{in} - (MU_i)_{out} \right\}_{M,N} \quad (i = 1, 2, 3) \quad (4-39)$$

$$S_d(H)_{M,N} = \sum_{i,j} \left\{ M_{in} C_p (T_{in} - T_{out}) - (M_{in} - M_{out}) L \right\}_{M,N} \quad (4-40)$$

#### 4-2-7 計算手順

ガス流れ場については, 圧力場の評価にSIMPLE法を採用し, 支配方程式をスタッガード格子により差分化して, TDMA法を用いて解いた<sup>(118)</sup>。また対流項の差分は数値粘性効果の少ないQUICK法を使用した。

図4-1に計算の流れ図を示す。まず, 粒子がない場において, 流れ場の計算を行う。その流れ場を初期条件として, 液滴の飛跡計算を行い, これにより各セルごとの液滴のソース項  $S_{d\phi}$  が計算される。次に  $S_{d\phi}$  を生成項とした式(4-1)を再び計算する。計算が収束した後, 再び計算された領域に対して液滴の飛跡計算を行い, 流れ場を反復計算する。前回の分布と変化が見られなくなった時点で収束と見なし, 計算を行った。

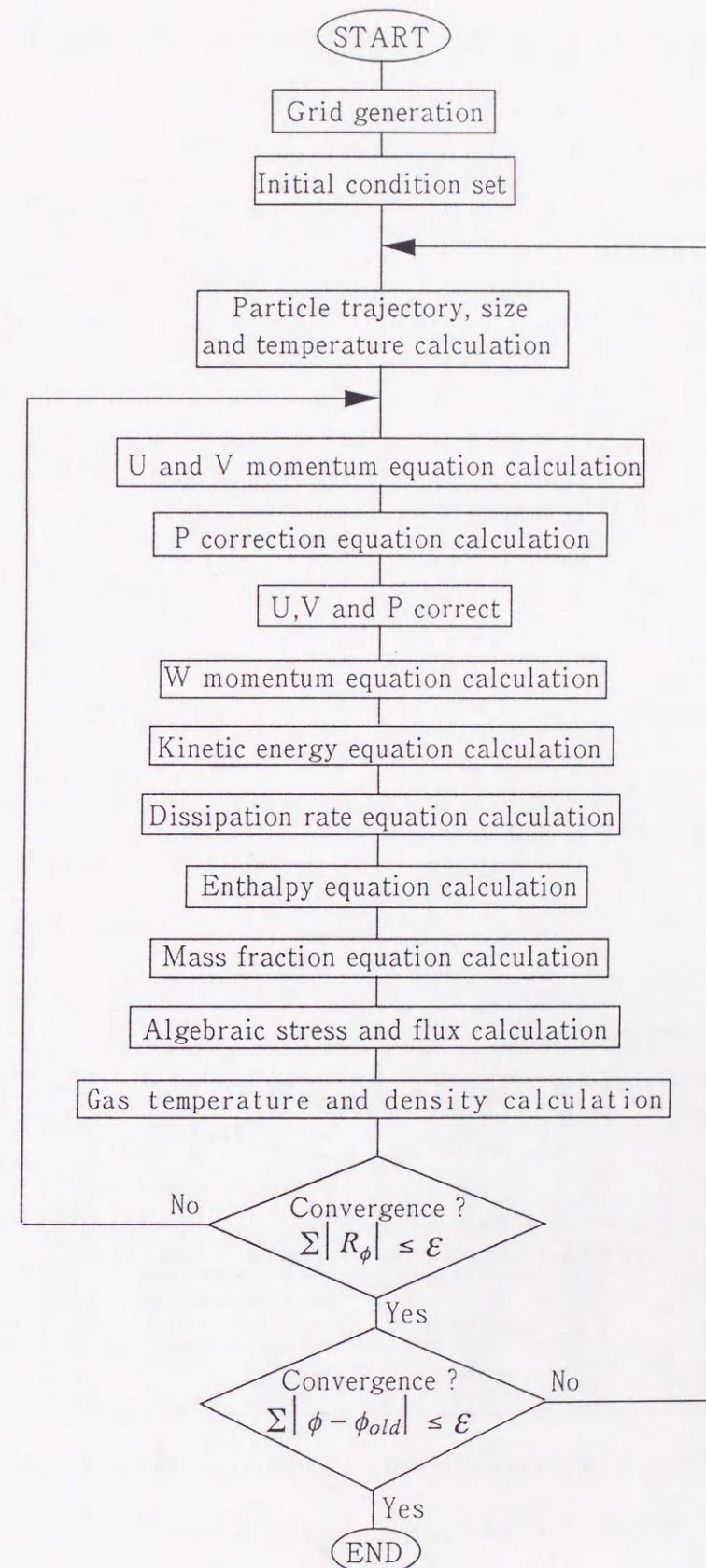


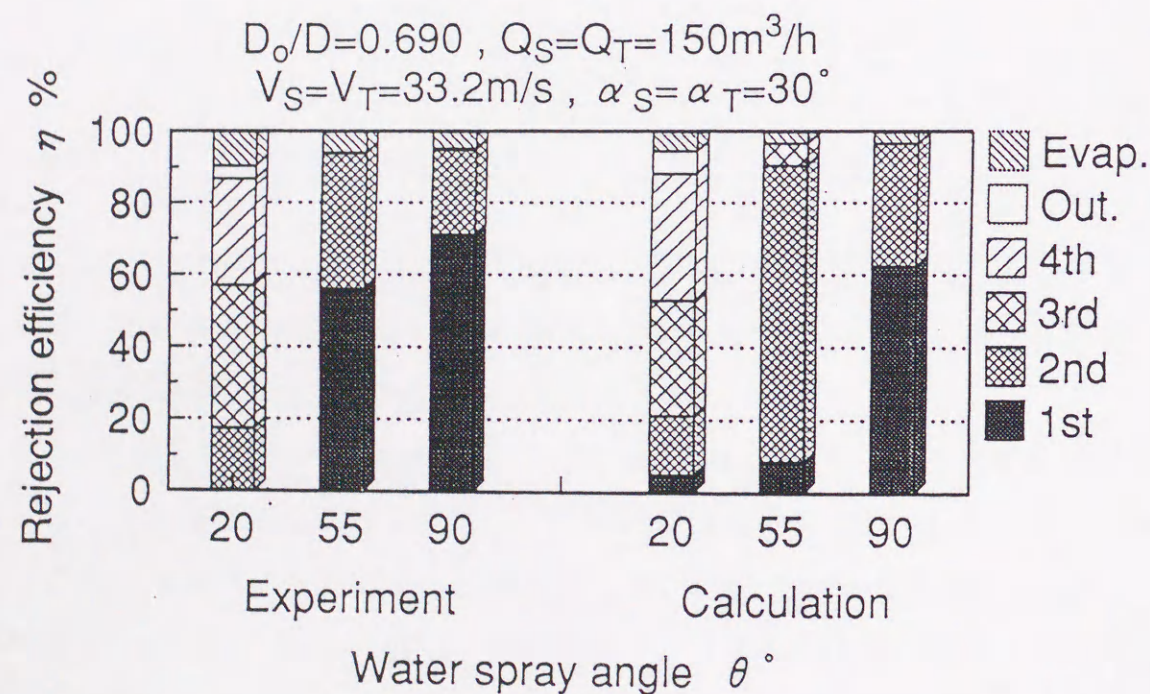
図4-1 計算の流れ図



## 4-3 解析結果と実験結果の比較および検討

## 4-3-1 ノズル噴霧角の影響

ノズル噴霧角は、旋回羽根などのバーナ構造、噴出速度、バーナ周りから供給される2次空気のスワール数など、実際の石炭ガス化場におけるバーナ特性に関連する重要なパラメータである。そこで、噴霧角を変化させた場合の炉軸方向回収率分布と空間滞留時間について、第2章で得られたコールドモデル実験結果と比較することにより、本章の解析結果の妥当性と解析精度について検討を行う。ここに、空間滞留時間とは噴霧粒子が射出されてから炉側壁あるいは底壁にぶつかるまでの時間と定義する。図4-2に出口径比  $D_o/D=0.690$ ,  $Q_S=Q_T=150\text{m}^3/\text{h}$ ,  $\alpha_S=\alpha_T=30^\circ$  でノズル噴霧円錐角 ( $\theta$ ) を変化させた場合における実験結果と解析結果の回収率分布の比較を示す。 $\theta$  は  $20^\circ$  から  $90^\circ$  まで変化させた。なお、図中のOutletは、炉出口に設けた受け皿により回収したものであり、炉内で回収されなかった量に対応する。Evap. は実験の場

図4-2 ノズル噴霧円錐角 ( $\theta$ ) を変化させた場合における回収率の比較

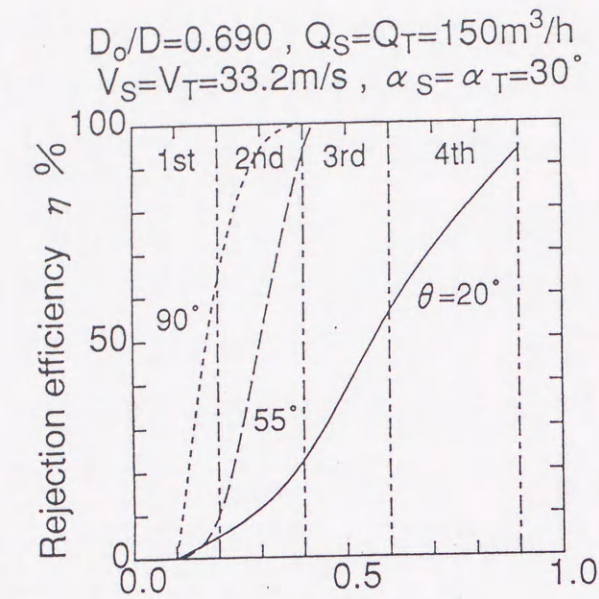
合、供給した水の質量から炉内あるいは炉出口において回収された質量を差し引いたものであり、解析の場合は炉内空間での蒸発量に相当する。

本図より、解析結果と実験結果とを比較すると、 $\theta$  が大きくなるに従い、両結果とも炉上部で回収される割合が高くなる傾向を示している点では良好な数値解析結果が得られているものと判断できる。また、回収率分布の割合で比較すると、 $\theta=20^\circ$  および  $90^\circ$  の場合、定量的にも両者は良好に一致しているといえる。しかし、 $\theta=55^\circ$  の場合、実験結果の1段目における回収率が解析結果のそれより高くなっているのは、解析モデルでは粒径分布を分割して与えている効果あるいは2次空気を点ではなく帯状で与えているために生じるものと推測できる。 $\theta=20^\circ$  および  $90^\circ$  の場合も同様な解析条件で計算を行っているのであるが、これらの場合はガス化器上流で流れ場の影響をほとんど受けない条件 ( $\theta=20^\circ$ ) であることあるいは流れ場の影響を強く受け粒径の影響が現われない条件 ( $\theta=90^\circ$ ) であることに起因すると推察できる。

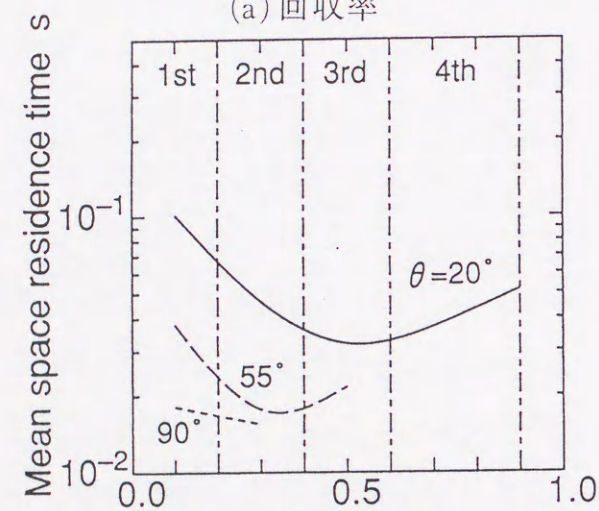
次に、噴霧角を変化させた場合の炉軸方向の回収率分布、平均滞留時間ならびに回収された液滴の平均粒径について、解析結果より検討を行う。図4-3 (a) は炉軸方向回収率分布、(b) は平均滞留時間、(c) はその位置で回収された粒子の平均粒径を示す。図中、(a) では、 $\theta$  が大きくなるにしたがって回収率は100%に達しているが、そのほとんどが炉上部で回収されている。また、(b) より  $\theta$  が大きくなるにしたがい空間滞留時間も短くなっており、 $\theta$  が小さくなるにしたがって炉内全域において滞留時間が長くなっていることがわかる。また、 $\theta$  が小さいほど、滞留時間は大きく分けると2つグループに分類できる。すなわち、炉上部で回収されるグループと炉下部で回収されるグループである。一方、(c) に示した粒径分布は、炉上部で比較的小さな液滴が、下部では大きな液滴が回収されていることがわかる。

このような現象を説明するために、図4-4に射出された角度による液滴の飛跡の一例を示す。(a) は射出角度が  $45^\circ$ 、(b) は  $5^\circ$  の場合である。本図より、 $100\mu\text{m}$  と粒径が比較的大きい液滴はそれ自身の慣性によって、射出された方向の側壁で回収されているのに対し、小さな粒子は遠心力によって徐々に側壁で

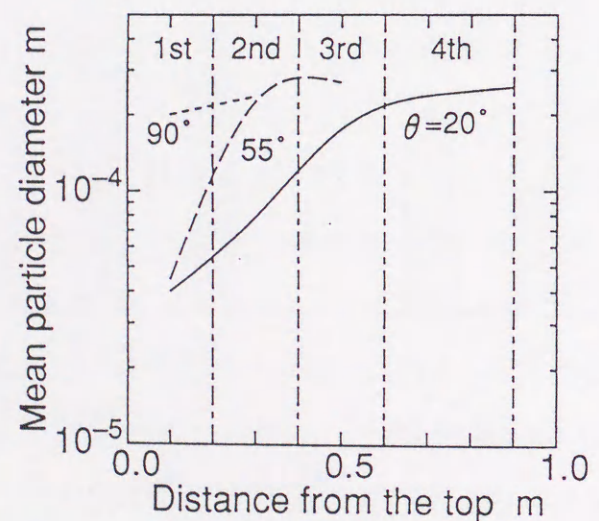




(a) 回収率

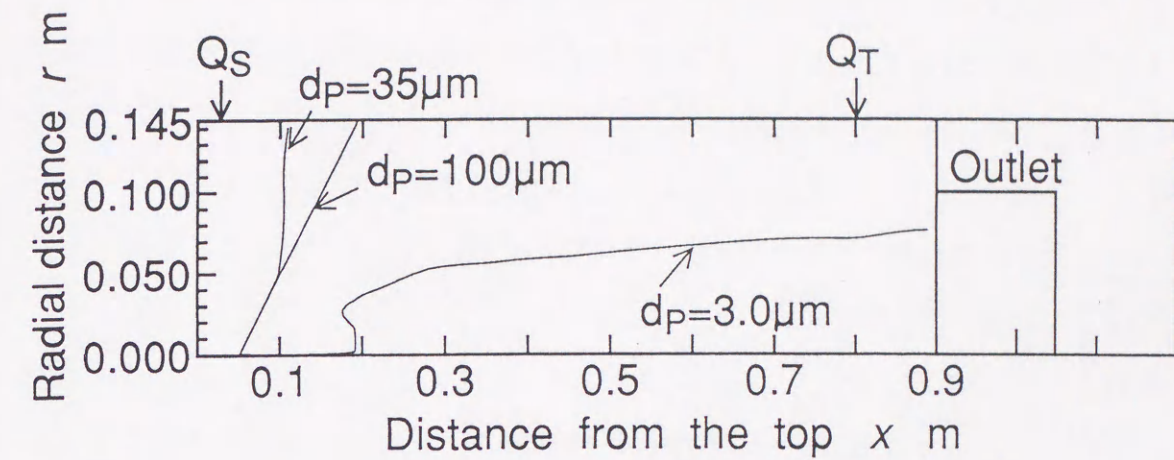


(b) 平均滞留時間

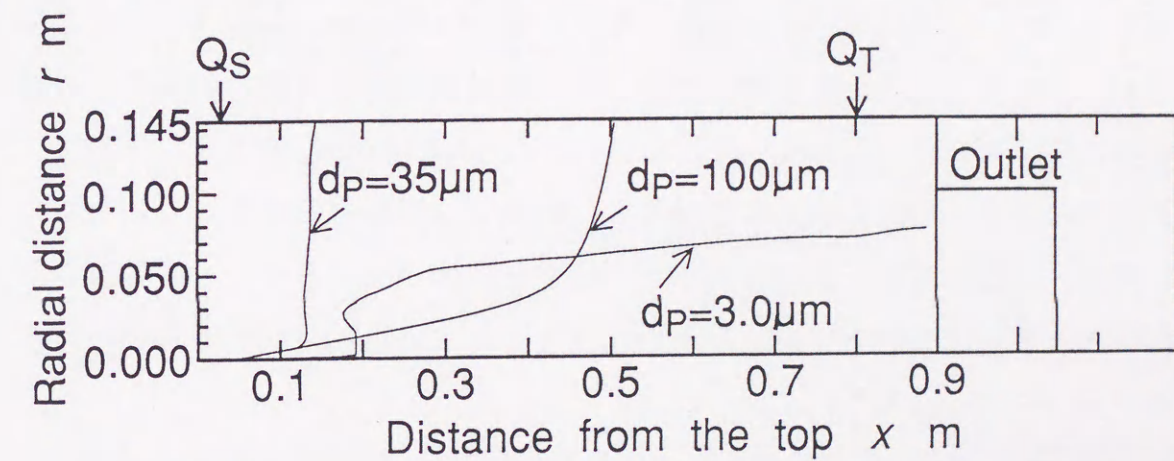


(c) 回収された粒子の平均粒径

図4-3 ノズル噴霧角を変化させた場合の各軸方向変化



(a) 射出角度  $45^\circ$



(b) 射出角度  $5^\circ$

図4-4 射出された角度による粒子飛跡

回収され、それぞれの滞留時間は $100\mu\text{m}$ の場合、(a)で $1.12 \times 10^{-2}\text{sec}$ 、(b)で $5.80 \times 10^{-2}\text{sec}$ 、と(a)よりも(b)の方が約5倍長くなり、 $35\mu\text{m}$ の場合、(a)で $2.88 \times 10^{-2}\text{sec}$ 、(b)で $7.27 \times 10^{-2}\text{sec}$ と約2.5倍に増加する。また、 $3.0\mu\text{m}$ という極端に小さな粒子になると射出された方向によらず、 $x-r$ 面のガス velocityベクトルの方向に運動しており、側壁に達することなく系外に飛び出していることがわかる。滞留時間は射出角度に依存せず $9.65 \times 10^{-1}\text{sec}$ と炉内空気滞留時間 $7.13 \times 10^{-1}\text{sec}$ より循環流の効果で長くなっている。これは、粒径が小さすぎるために遠心力の効果をあまり受けず、これらの結果より、実際の石



炭ガス化場を想定した場合、粒子の空間滞留時間を長くするため、ならびに高スラグ回収率を得るためには、石炭粒子の粒径の調整のみならず微粉炭噴射角を炉底面の円周状に広がる程度の小角度で供給することが必要であると推測できる。

#### 4-3-2 炉出口径の影響

図4-5に、 $\theta = 20^\circ$ 、 $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$ で $D_O/D$ を変化させた場合における回収率の実験結果と解析結果との比較を示す。本結果は、実際のガス化器の場合に必要な空気流量である $300 \text{ m}^3/\text{h}$ を2次および3次ノズルからそれぞれ $150 \text{ m}^3/\text{h}$ 供給した場合である。本図より、 $D_O/D$ が小さくなるにしたがい、旋回流速が大きくなるため、炉上部で回収される割合が高くなる傾向については良好に一致している。しかし、 $D_O/D$ が小さくなる程、実験では炉上部での回収率が高くなるのに対して、解析ではさほど高くなっていない。この差は、実験の場合、出口径が小さいほど旋回流が強くなり、水の微粒化が促進され、静止雰囲気場で測定された粒径より小さくなったためであると考察できる。

前項と同様、図4-5の解析条件での炉軸方向回収率、平均滞留時間およびその位置で回収された粒子の平均粒径について、図4-6(a)、(b)および(c)にそれぞれ示す。本図(a)より、出口径が小さくなるにしたがい炉上部で回収される割合が高くなり、また、(b)より炉下部で回収される液滴の空間滞留時間は出口径にほとんど依存していないことがわかる。この現象を(c)の結果から推測すると、どの条件においても炉下部で比較的大きな粒子が回収されており、粒径の大きな粒子に働く力が、遠心力よりも慣性力の影響が大きいことによることを示唆している。これは、図4-4における、粒径の差による飛跡の違いからも説明できる。

これらの解析結果より、粒子運動におよぼす出口径の影響は、空間滞留時間の立場からすると、出口径が比較的大きい $D_O/D = 0.690$ が炉全域において滞留時間を長くとれることから適しており、また、高スラグ回収の立場からすると、

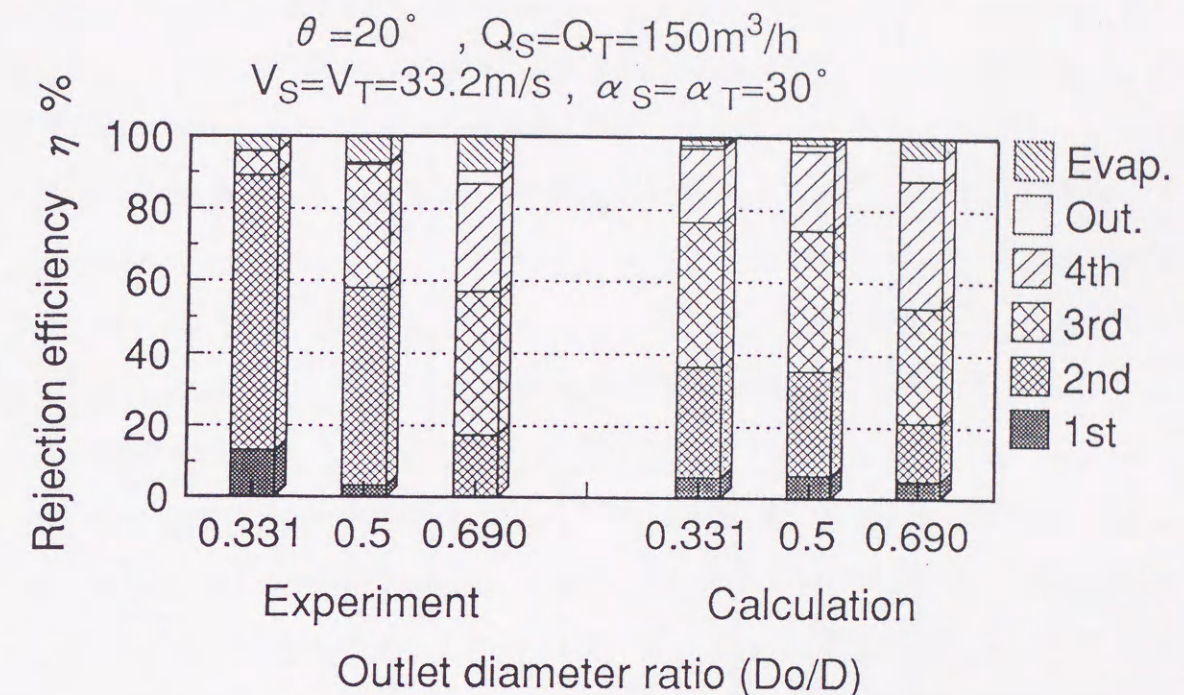


図4-5 出口径比 ( $D_O/D$ ) を変化させた場合における回収率の比較

$D_O/D = 0.690$ よりも出口径を小さくする必要がある。すなわち、出口径変化が及ぼす滞留時間と回収率には互いに相反する関係があり、両者がある程度満足するような出口径を選定する必要がある。最適な出口径の範囲は $D_O/D = 0.5 \sim 0.7$ の間であり、また、滞留時間と回収率の相反関係を打開するために、本装置で提案している炉下部から導入する旋回用空気の流速を増加させる手法がある。



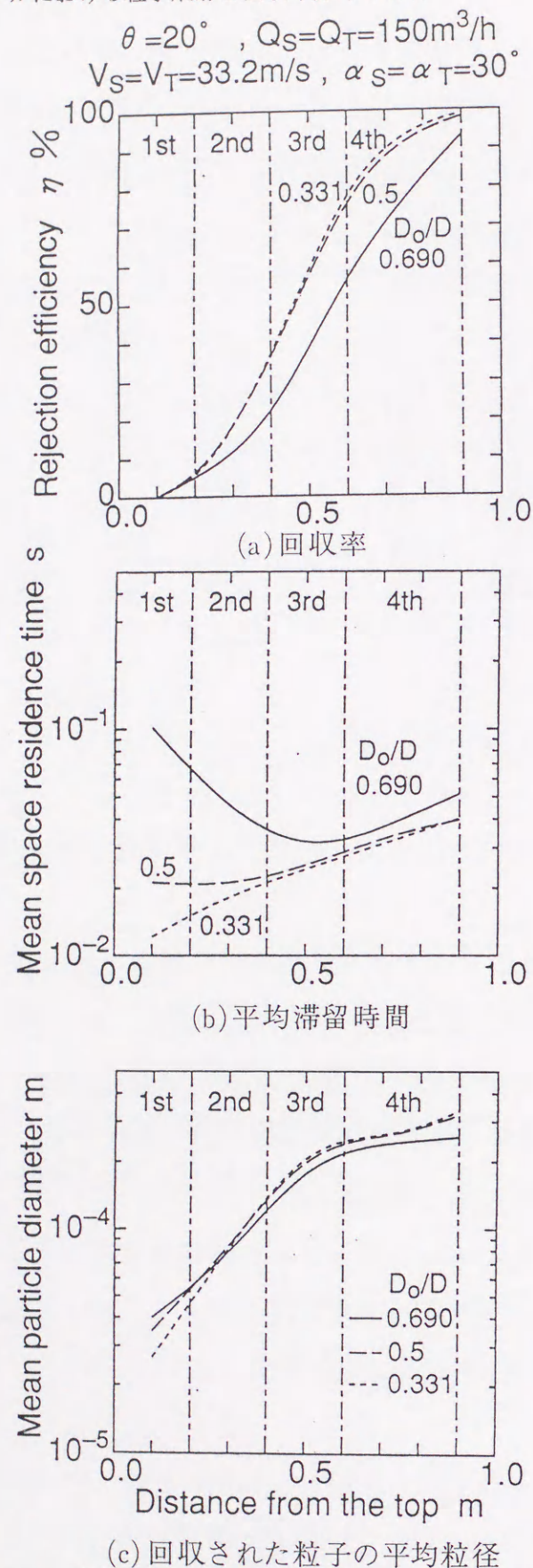


図4-6 出口径比を変化させた場合の各軸方向変化

### 4-3-3 粒子と気相の相互作用

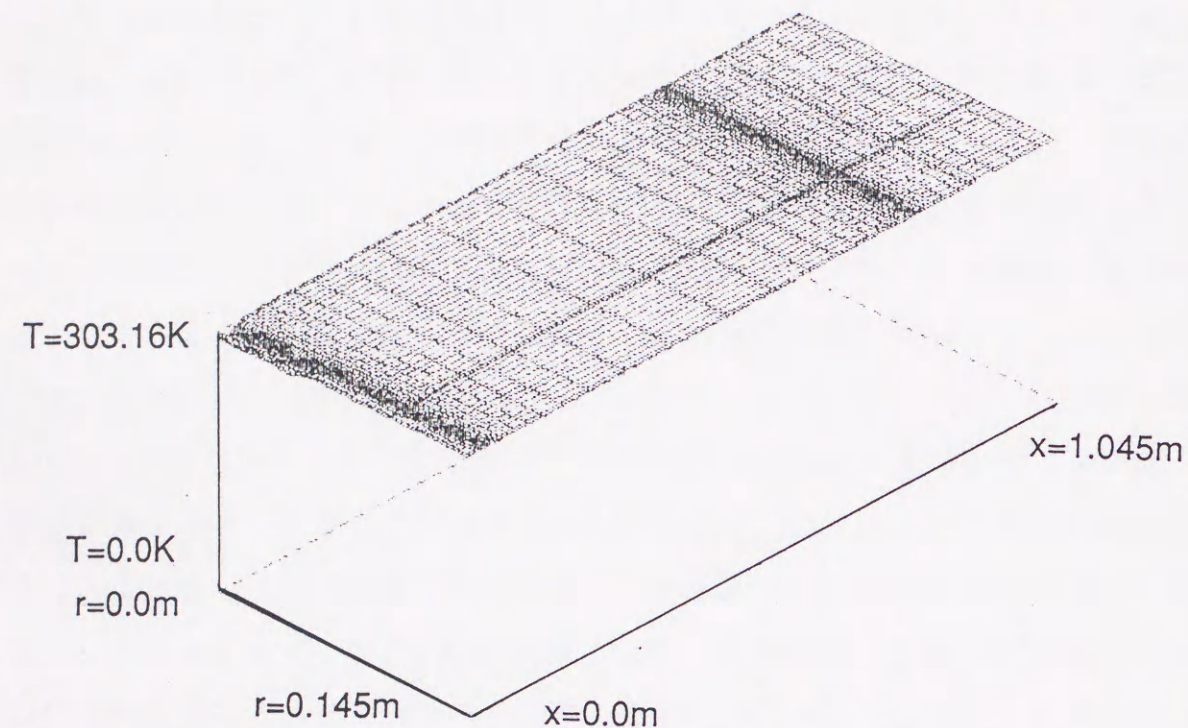
第2章の回収率実験において、投入した噴霧質量より炉内の各段および出口に設けた受け皿で回収された全質量が供給された量に対して5~10%の割合で少なく、これは炉内の空間あるいは壁面上で蒸発したものと考察できる。また、粒子が存在すれば粒子とガスとの摩擦により炉内の流れ場に影響し、その作用が粒子に影響をおよぼすため、粒子と気相の相互作用の影響を検討する必要があるため、ここでは、粒子が流れ場に存在する場合の気相への影響を検討する。図4-7に、 $\theta = 20^\circ$ ,  $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$  で、水噴霧を炉内へ噴射した場合における温度分布および相对湿度分布をそれぞれ示す。(a)は炉内温度分布であり、(b)は相对湿度分布の解析結果である。流入条件としては、空気温度303Kで相对湿度30%の空気流であり、噴霧温度は288Kである。また、噴霧しない場合、炉内温度は303K、相对湿度0.3のフラットな分布であることは確認してある。(a)より、噴霧ノズル付近のガス温度は滴温まで下がり、また、(b)より水蒸気分率は若干上がっている。この傾向は、噴霧角あるいは炉出口径を変化させた場合においても、同様な分布であった。この結果、液滴あるいは粒子が炉内へ噴射される付近においては、粒子から気相への影響が現われるが、炉内温度と相对湿度とも旋回流の効果により、炉内全域ではほぼ平坦な分布となる。

以上より、反応しない常温場での解析ならびに実験において、粒子と気相の相互作用はほとんど影響がないものとして取り扱うことが可能であり、以後の解析においては、その効果を考慮せずに解析を行っている。

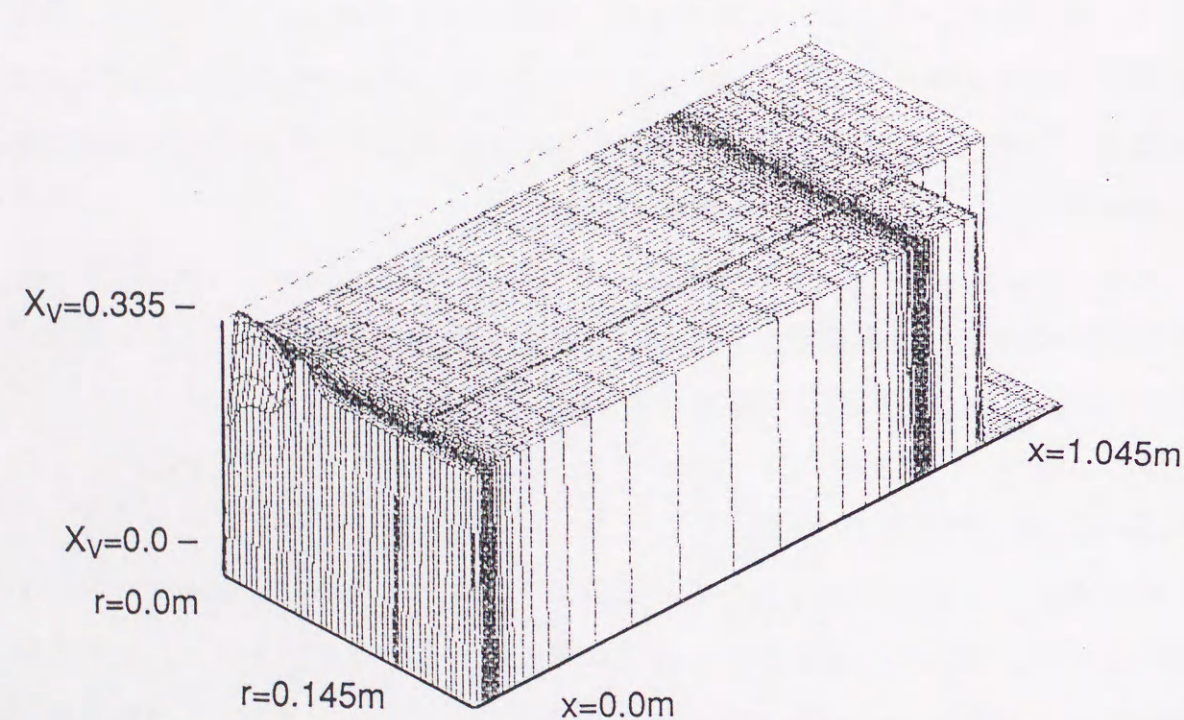
### 4-3-4 乱流変動の影響

乱流変動に起因する現象として、気体からダストを取り除くサイクロン捕集器において、壁に一度捕集された粒子の再飛散あるいはダストボックスから気体中への再飛散による捕集効率の低下が指摘されている。図4-8に乱流変動が粒子飛跡に及ぼす影響を示す。条件としては、出口径比  $D_o/D = 0.690$ ,  $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$  の場合で射出角度は  $5^\circ$ 、射出速度は





(a) 温度分布



(b) 相対湿度分布

図4-7 粒子と気相の相互作用を考慮した場合の炉内各分布

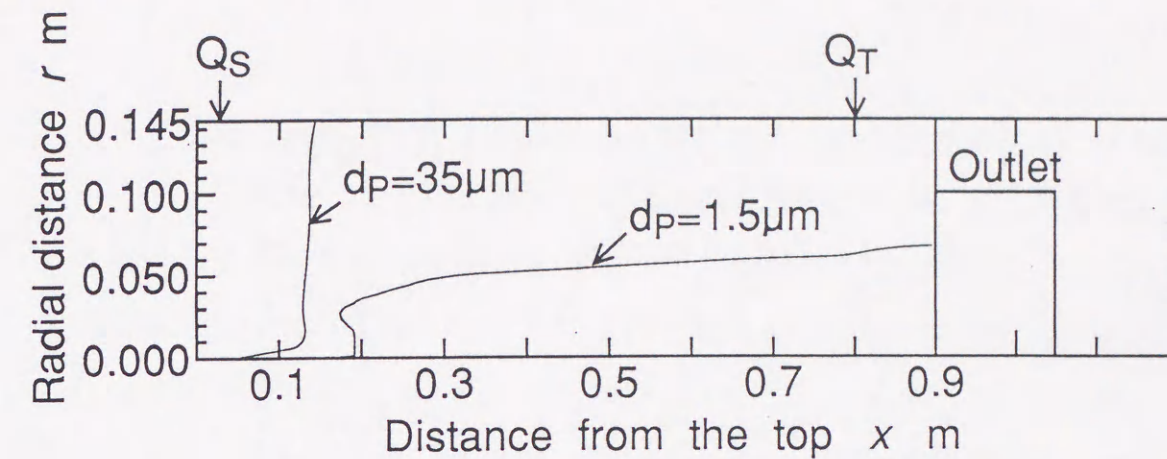


図4-8 乱流変動が粒子飛跡に及ぼす影響

23.9m/sで、粒径としては石炭粒子の平均粒径に相当する $35\mu\text{m}$ と灰粒子に相当する $1.5\mu\text{m}$ の2種類について、それぞれ10個計算を行った結果である。本図より $d_p=35\mu\text{m}$ ならびに $1.5\mu\text{m}$ とも乱流変動の影響は図上では差が認められないが、飛跡位置を表わす数値では $1.5\mu\text{m}$ の方がわずかに個々の粒子飛跡に差が認められた。これは、小さい粒子ほど流れに沿って運動しているためであるが、若干変動しながらも、結果的には乱流変動は空間における粒子飛跡を大きく変えるほどの影響はないものと考察できる。しかし、壁面付近あるいは、さらに小粒子になるほど乱流変動による影響が現われている。

#### 4-4 最適な装置および操作パラメータ

##### 4-4-1 空気流量割合

従来のサイクロン式石炭ガス化器では、炉上部からしか旋回を与えていないため、炭種、石炭供給量、空気比（酸素比）が設定されてしまうと、必然的に空気流量が決まり、結果として炉内流れ場を制御することが不可能であった。本装置のように炉下部から3次空気を供給し炉内流れ場をコントロールする場合においては、2次空気と3次空気の流量割合の変化が及ぼす粒子飛跡ならびに回収率分布への影響を数値解析的に検討を行う。



図4-9に、 $\theta = 20^\circ$ 、 $D_o/D = 0.690$ 、 $Q_S + Q_T = 300 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$ 、 $d_S = d_T = 0.02 \text{ m}$ とノズル径一定で、空気流量割合を2:1、1:1および1:2と変化させた場合における解析結果を示す。(a)は回収率であり、(b)は回収されるまでの平均滞留時間である。

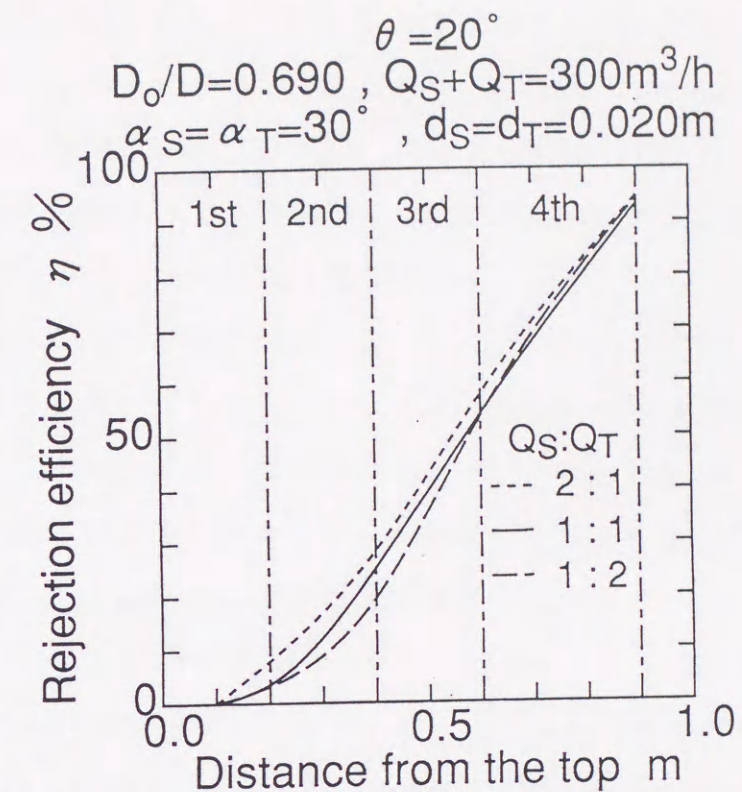
(a)より、空気流量割合の変化に対して全体の回収率はあまり差が認められないが、3次空気の流量割合が多くなるにしたがい炉下部での回収率が高くなっていることがわかる。また、(b)の結果から、3次空気の流量割合が高いほど炉内全域で滞留時間が増加し、炉上部においては約3倍増加している。これは、2次空気流量が多い場合、粒子が炉上部で強い旋回流にさらされるために、炉上部で回収率が高くなり、しかも滞留時間も短くなる。一方、3次空気流量が多い場合は、炉上部で旋回流速が小さく炉下部で大きくなるため、炉下部において回収率が高くなったものと考察できる。また、滞留時間の増加は炉下部から炉上部への循環流によるものである。

これらの結果より、2次空気と3次空気の流量割合の影響は大きく、3次空気流量を増加するほど長い粒子滞留時間と高スラグ回収に有効に寄与する。しかし、実際の石炭ガス化場を想定した場合、炉上部から供給される酸素量が少なくなると、良好な石炭ガス化が維持できない場合もあるため、次に、2次および3次空気量を一定とした場合、すなわち同一流量で流速を変化させた場合について検討を行う。

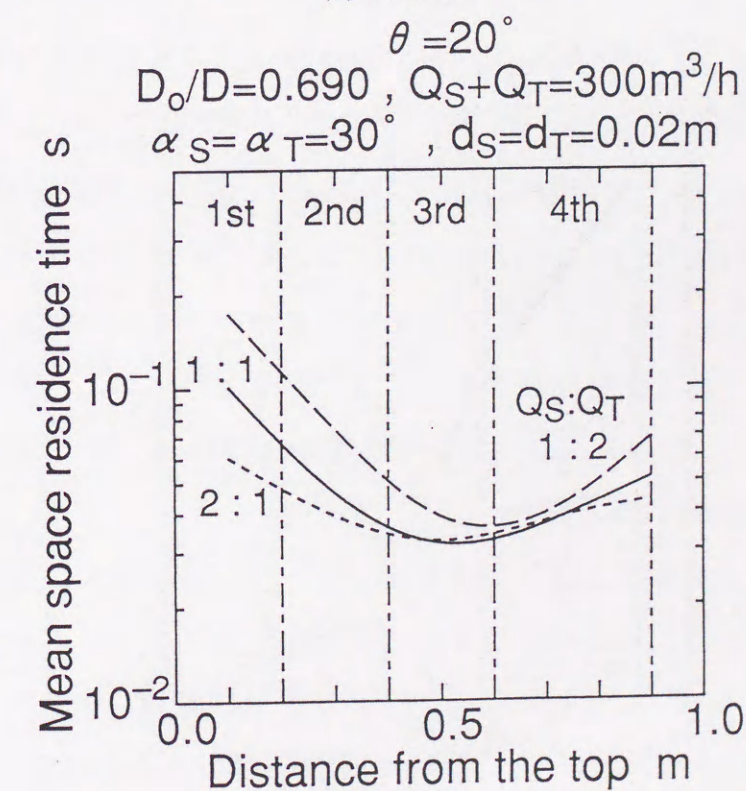
#### 4-4-2 3次空気導入条件

図4-10に、 $\theta = 20^\circ$ 、 $D_o/D = 0.690$ 、 $Q_S = Q_T = 150 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $\alpha_S = \alpha_T = 30^\circ$ で3次空気のノズル径を変化させて2次空気に対する3次空気の流速を1:1、1:1.5および1:2と変化させた場合における解析結果を示す。(a)は回収率であり、(b)は回収されるまでの平均滞留時間である。また、図4-11は、 $\alpha_T = 60^\circ$ と3次空気噴射角を大きくした以外は図4-10と同条件での解析結果を示す。

両図の(a)を比較すると、3次空気の流速あるいは空気噴射角を大きくした場



(a) 回収率



(b) 平均滞留時間

図4-9 空気流量割合を変化させた場合の各軸方向変化率と、2次空気と3次



空気の導入条件が等しい場合とを比較すると、3次空気で旋回を強く与えた場合の方が、炉下部での回収率が高くなることが認められる。これは、第3章の図3-9と図3-10の流れ場の解析結果から、炉下部で強い旋回を与えた場合、炉下部において旋回流速の大きな剛体渦が形成されているためである。また、両図(b)の滞留時間を比較すると、炉下部で強い旋回を与えた場合が炉上部で滞留時間が若干短くなっている。これは、図3-9および図3-10の(b)の速度ベクトルの結果より、炉下部で強い旋回を与えた場合、粒子が供給される炉上部の中心付近において、炉出口方向へ向かう流れが生じることによる。一方、2次空気と3次空気の導入条件が等しい場合は、図3-6の結果より、中心付近で炉出口から炉内への逆流が生じて粒子速度が減速され、結果として、炉上部での滞留時間が若干長くなったものと考察できる。

図4-12に3次空気の導入条件を変化させた場合の粒子飛跡を示す。(a)は図4-10の2次空気と3次空気の導入条件が等しい場合、(b)は図4-11の $\alpha_T=60^\circ$ で3次空気噴射角を大きく、しかも2次空気に対する3次空気の流速を1:2と解析条件範囲内では、最も炉下部からの旋回を強く与えた場合である。本図より $10\mu\text{m}$ 以上の粒子は炉壁によって回収されている。また、(a)と(b)とを比較すると、(b)の場合が炉上部で回収されている割合が高く、滞留時間は $15\mu\text{m}$ の場合、(a)は $3.07 \times 10^{-1}\text{sec}$ 、(b)は $1.60 \times 10^{-2}\text{sec}$ と約0.5倍に減少する。 $5\mu\text{m} \sim 7\mu\text{m}$ の粒子については、遠心力と空気抵抗が釣り合った位置でトラップされ、回収も排出もされずに炉内に滞留したままである。また、 $3\mu\text{m}$ の粒子は、回収されずに器外へ排出される。粒子の滞留時間は $3\mu\text{m}$ 以外の粒子については(a)の方が長い結果が得られている。

総じてみれば、炉上部の導入条件が等しく、炉下部において旋回を強く与えた場合、回収率は高くなるが、粒子の滞留時間は短くなる。しかし、この滞留時間の差は小さく、3次空気の流速あるいは空気噴射角を大きくして、炉下部において強い旋回を与えることはスラグ回収に有効であると判断できる。

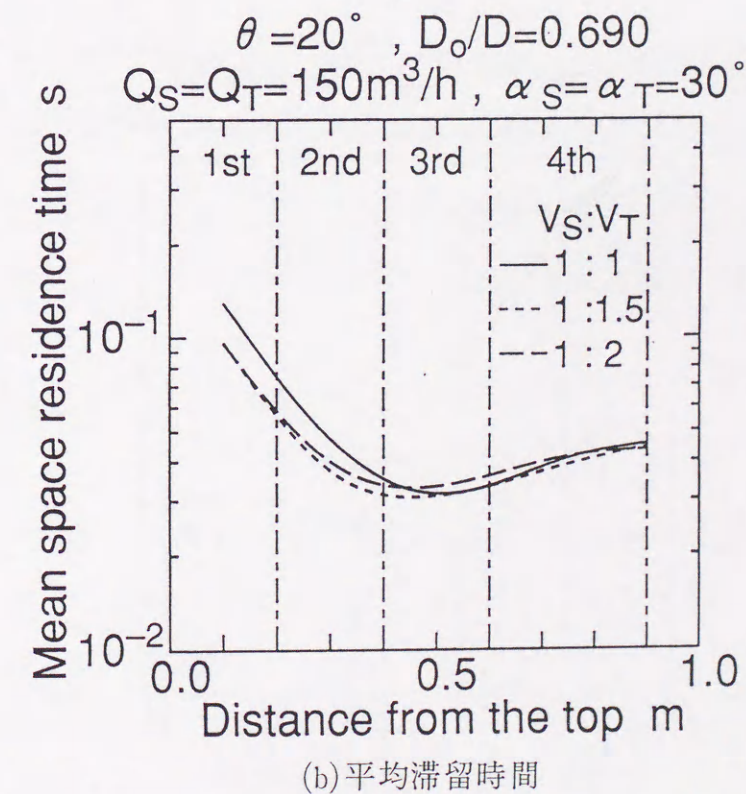
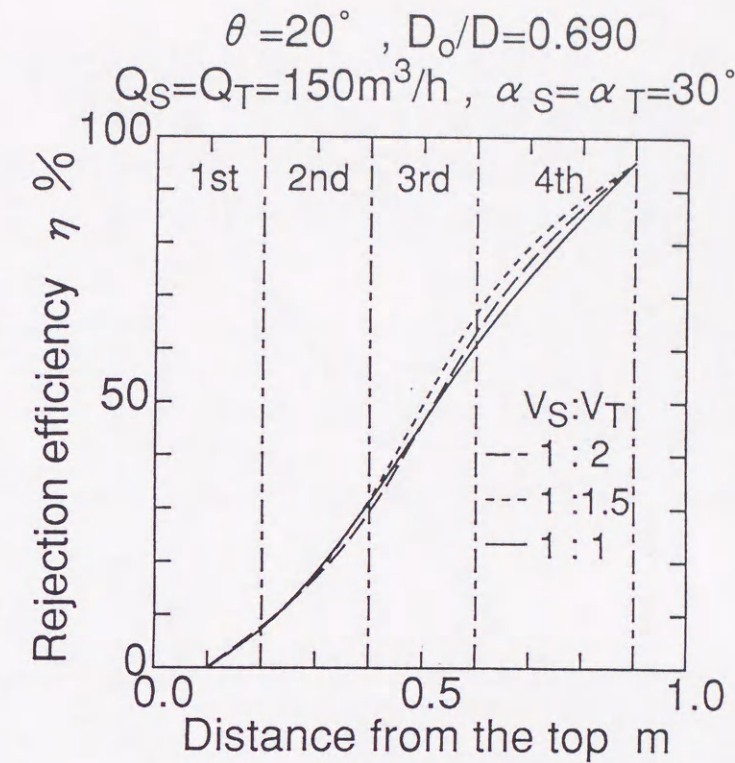
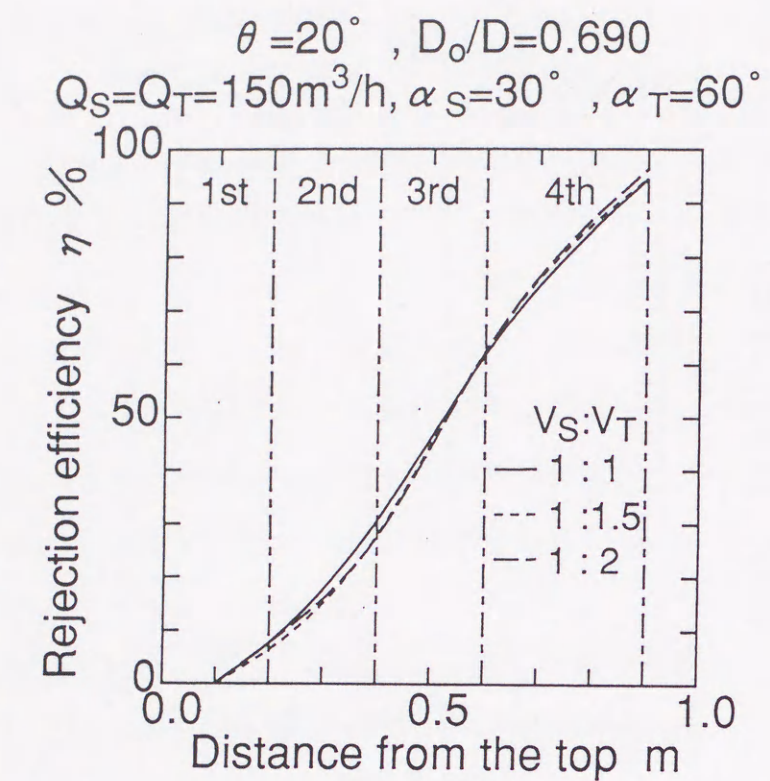
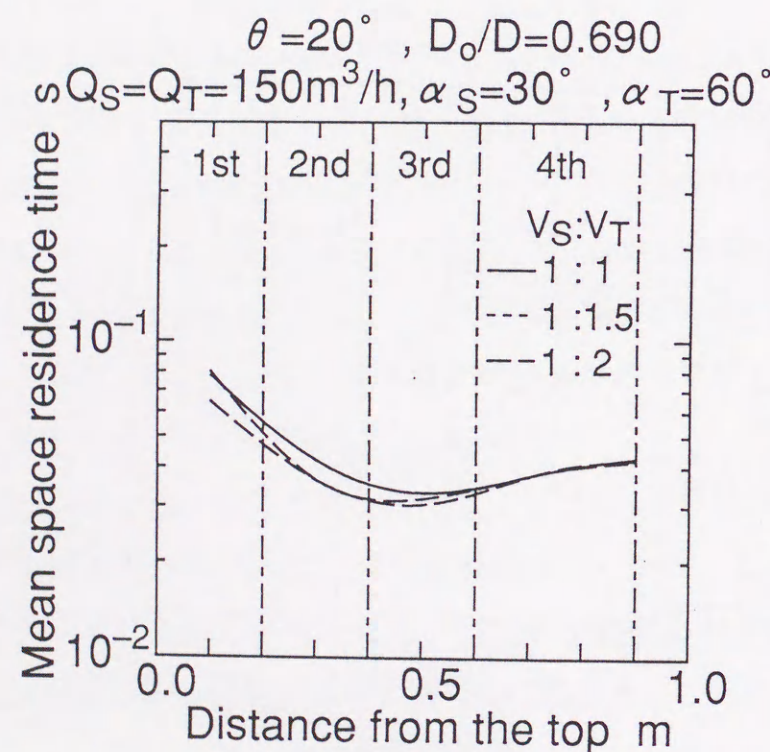


図4-10 3次空気の流速を変化させた場合の各軸方向変化 ( $\alpha_T=30^\circ$ )



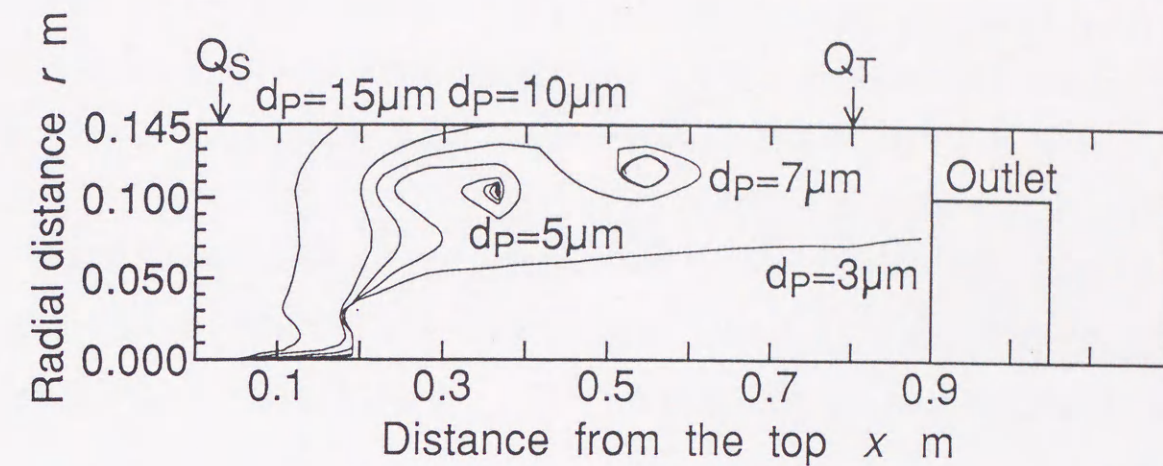


(a) 回収率

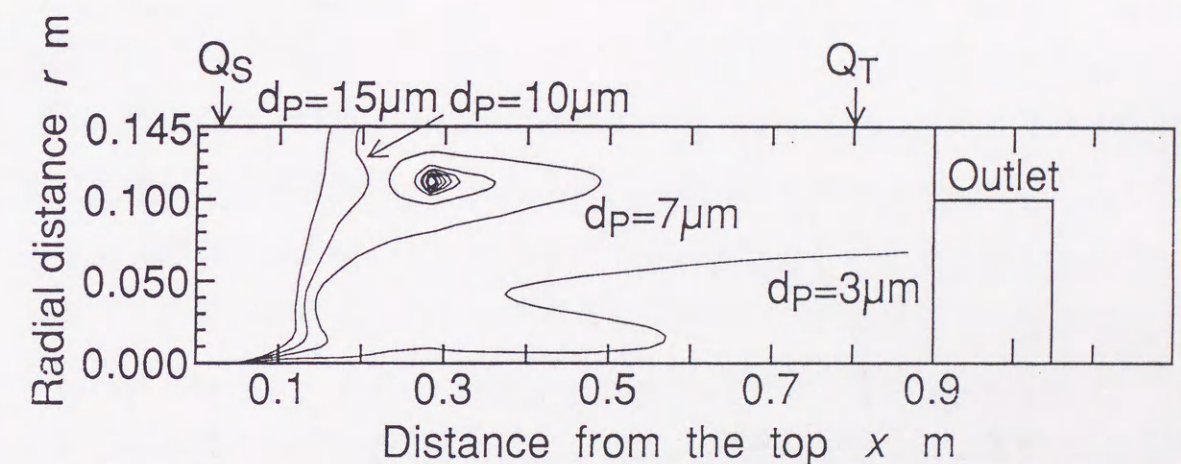


(b) 平均滞留時間

図4-11 3次空気の流速を変化させた場合の各軸方向変化 ( $\alpha_T = 60^\circ$ )



(a) 2次空気と3次空気の導入条件が等しい場合



(b) 2次空気に対する3次空気の流速比1:2 ( $\alpha_T = 60^\circ$ )

図4-12 3次空気の導入条件を変化させた場合の粒子飛跡

#### 4-5 結言

2段旋回サイクロン式石炭ガス化器における器内粒子挙動について、代数応力モデルによって得られた流れ場解析とともに、粒子運動を解析したところ、スラグ回収および粒子運動について以下の知見を得た。

(1) 代数応力モデルによる流れ場解析に粒子運動モデルを導入して解析を行ったところ、実験で得られた回収率分布を本解析モデルによって傾向的には良好に解析することが可能であった。



(2) ノズル噴霧角の変化に及ぼす回収率分布への影響は、噴霧角が $20^\circ$  および $90^\circ$  の条件の時に実験結果と解析結果は定量的にも良好な一致を示した。しかし、 $50^\circ$  の条件では実験条件と解析条件における2次空気の導入形態が異なることなどにより両者に差異が生じている。

また、噴霧角が $20^\circ$  の場合、 $90^\circ$  より最大5倍長い粒子滞留時間を得る。

(3) 炉出口径の減少にともない、回収率は増加、粒子滞留時間は減少という相反する特性が得られ、出口径に最適値が存在し、それは $D_0/D$ で0.5から0.7に存在する。

(4) 本装置が対象とする粒子濃度条件下では、粒子運動による気相への相互作用はほとんどない。

(5) 乱流変動が粒子に及ぼす影響も小さいが、 $1.5\mu\text{m}$ 以下の小粒子あるいは壁面近傍ではその影響が認められる。

(6) 回収率を制御するために重要となる2次および3次空気の流量割合は、2次空気流量に対して3次空気流量を増加させると、長い粒子滞留時間と高スラグ回収が達成できる。

(7) 3次空気流量一定条件で3次空気流速を変化させたところ、炉下部に強い旋回流を形成させれば高スラグ回収が得られるが、粒子滞留時間は短くなる。

## 第5章

# 石炭ガス化器における 高スラグ回収とスケール効果

### 5-1 緒言

前章までに、高効率ガス化ならびに高スラグ回収率が期待できるサイクロン式石炭ガス化器の開発の基礎研究として、コールドモデル実験、器内流れ場と回収率特性の数値解析ならびに以上の検討から流れ場およびスラグ回収が最適となる装置および操作パラメータを明らかにした。得られた成果から、コールドモデル実験結果と流れ場ならびに回収率特性の数値解析結果とは良好な一致が確認されたので、本章では本解析モデルを使用して提案したサイクロン式石炭ガス化器の数値解析上でのスケールアップを実施し、スケールアップした場合の最適な流れ場および回収率特性を達成するための装置および操作パラメータの影響を検討するとともに、石炭ガス化器のスケールアップ手法を検討する。

これまでに、定方ら<sup>(125)</sup>はサイクロン燃焼炉をスケールアップする際に、スラグの回収率を一定にするパラメータについて、実験ならびに解析的な検討を行っている。これらの様に、燃焼炉あるいは石炭ガス化器におけるスケールアップパラメータの抽出には、モデル実験と数値シミュレーションによって各装置・操作パラメータの影響を明確にする方法が有効である。しかし、この報告では器内の回収率分布の実験結果がないため、設計上重要となるスラグ回収のための装置および操作パラメータの最適化にまだ未解明な部分を多く残しているのが現状である。また、第1章で紹介したベンチスケールからパイロットスケールへのスケールアップに際しても数多くのガス化実験を実施した上で経験的に



スケールアップを行っているのがサイクロン式石炭ガス化器の開発実態である。

そこで、本章では、前章までに用いたガス化器モデルの直径ならびに炉長をそれぞれ2倍にスケールアップしたガス化器について、流れ場解析および粒子運動解析を行って、炉内流れ場、回収率および粒子滞留時間について、コールドモデル数値解析による検討を行った。

## 5-2 解析方法

### 5-2-1 仮定および基礎式

解析に用いたガス側および粒子側の基礎方程式は、前章までに使用したものと同様であり、対象とする流れ場を定常非圧縮性2次元軸対象流として取り扱う。使用した乱流モデルには、第3章において解析精度ならびに汎用性が示された代数応力モデルを使用し、粒子運動は第4章に示すように、ラグランジェ法により取り扱い、粒子に作用する力として、抵抗力と乱流変動を考慮した。

### 5-2-2 解析条件

解析の対象とする石炭ガス化器は、これまでの一連のコールドモデル実験、流れ場の数値解析および粒子飛跡解析に用いた、炉内径290mm、炉長900mmの熱入力1MW（微粉炭供給量100kg/h）に対応するコールドモデル炉（以後、ラボスケールと称す）と、直径と炉長がそれぞれ2倍の寸度を有する熱入力8MWに対応するモデル炉（以後、ベンチスケールと称す）について、解析および検討を行う。

対象とする2つのモデル炉の座標系と計算格子を図5-1に示す。また、ここでは、粒子滞留時間と回収率とを評価するため、粒子運動解析には石炭灰を使用し、炉上部の中心軸上から1次空気とともに搬送して供給を行った。解析条件としては、それぞれのモデル炉において、2次、3次空気流速を等しく、流量を8倍とし、1次空気流量は全体の空気流量の約15%で、噴射速度は20m/sとした。また、それぞれのモデル炉において出口径比はコールドモデル実験および

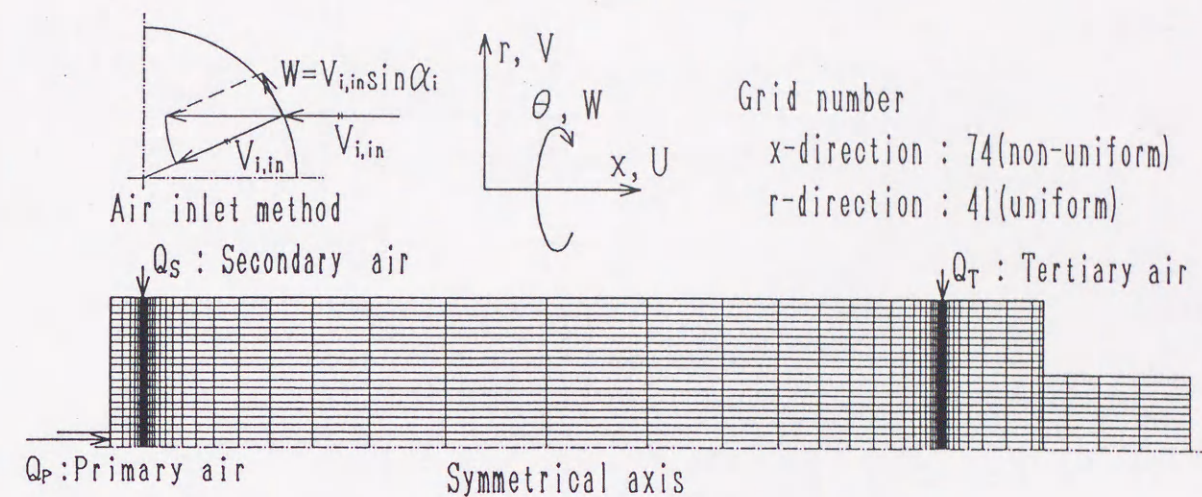


図5-1 モデル炉の座標系と計算格子

数値解析において炉内の流れ場の制御可能な  $D_o/D=0.690$  とした。解析条件をまとめて表5-1に示す。図5-2に、解析に使用した灰粒子の粒径分布を示す。横軸は粒径を縦軸は質量%を表わしており、モード径は  $15\mu\text{m}$  である。また、灰粒子はRosin-Rammlerの分布関数で整理し、 $0\sim100\mu\text{m}$  を  $2\mu\text{m}$  間隔にそれぞれ10分割し、計算総数は500個とした。

表5-1 解析条件

		ラボスケール 内径290mm, 炉長900mm	ベンチスケール 内径580mm, 炉長1800mm
出口径比		0.690	0.690
1次空気	流量	47.6 m <sup>3</sup> /h	380 m <sup>3</sup> /h
	流速	20 m/s	20 m/s
2次空気	流量	150 m <sup>3</sup> /h	1200 m <sup>3</sup> /h
	流速	33.2 m/s	33.2 m/s
	噴射角	30°	30°
3次空気	流量	150 m <sup>3</sup> /h	1200 m <sup>3</sup> /h
	流速	33.2 m/s	33.2 m/s
	噴射角	30°, 60°	30°, 60°



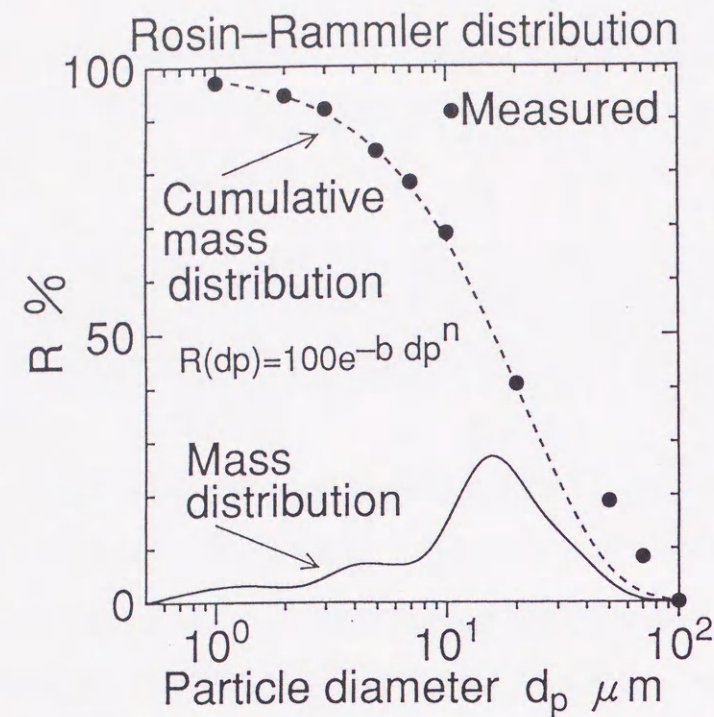


図5-2 解析に使用した粒子の粒径分布

### 5-3 解析結果および検討

#### 5-3-1 2次および3次空気導入条件が等しい場合

図5-3に表5-1の条件におけるラボスケール ( $D=290\text{mm}$ ), 図5-4にベンチスケール ( $D=580\text{mm}$ ) における, 2次および3次空気噴射角が等しい場合の  $x-r$  面炉内流速の解析結果をそれぞれ示す. 各々の図において, (a) は周方向流速分布, (b) は速度ベクトルを示している.

まず, (a) の周方向流速分布を比較すると, ラボスケールよりベンチスケールの方が, 大きなランキン渦を形成していることがわかる. これは, ベンチスケールの場合, 直径がラボスケールの2倍あるのに対して, 流量は2次および3次空気として, それぞれ8倍導入されているため, その割合だけ周方向流速が増加することになるからである. また, (b) の速度ベクトルを比較すると, ベンチスケールでは, 供給流量と炉内径から算出される断面平均流速が, ラボ

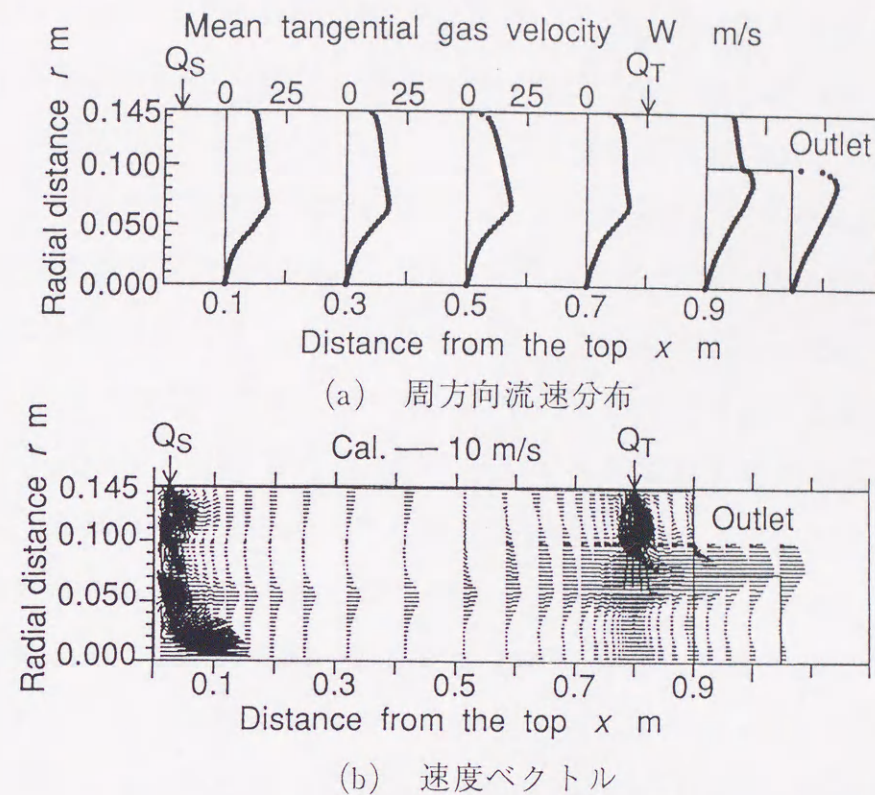


図5-3 2次および3次空気噴射角が等しい場合の炉内流速(ラボスケール)

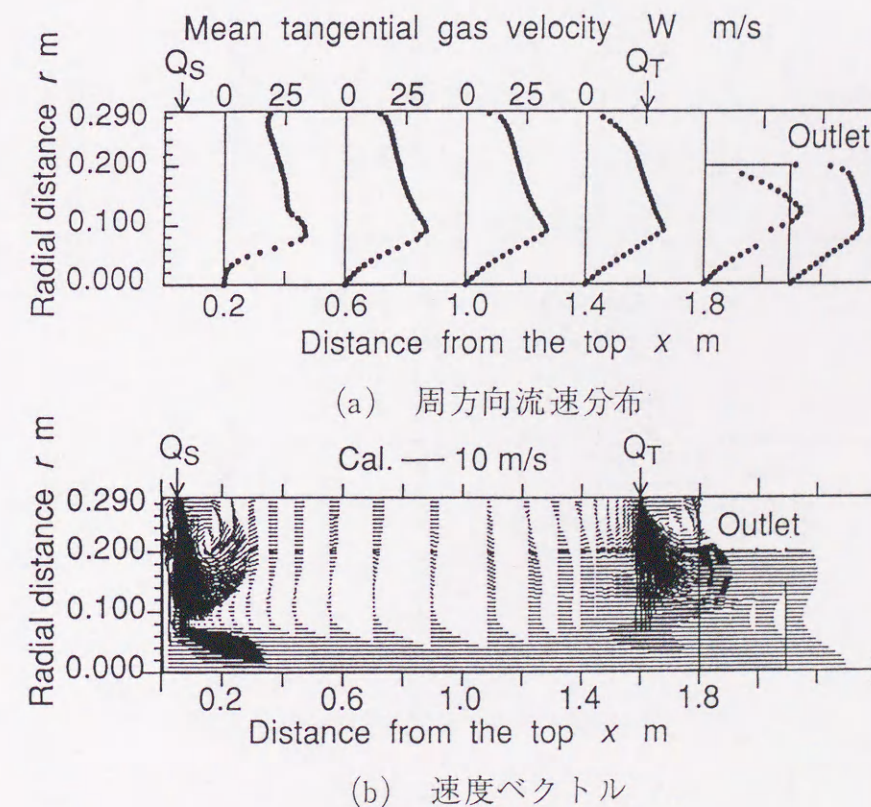


図5-4 2次および3次空気噴射角が等しい場合の炉内流速(ベンチスケール)

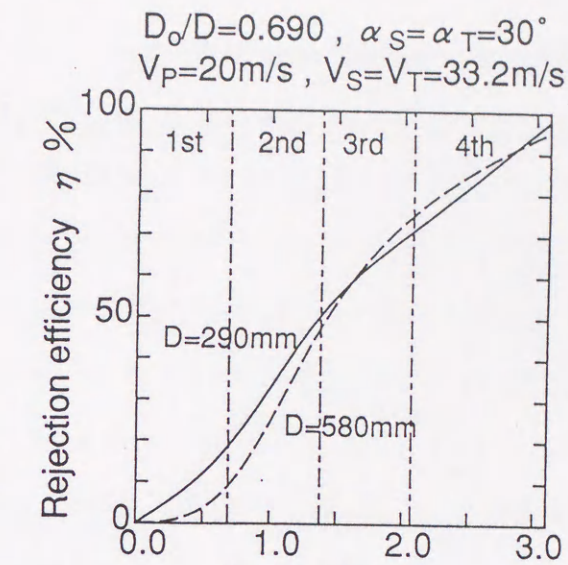


スケールの2倍あるのに対して、中心付近の軸方向流速がその値よりさらに大きくなっている。この現象も、前述したように、流量が増加したことによって、中心軸において、出口方向流速が大きくなったことによるものである。

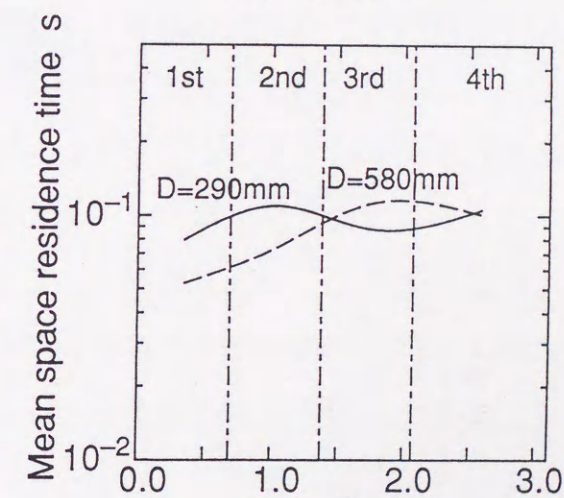
図5-5に表5-1の条件において、2次および3次空気噴射角とが等しい場合の(a)回収率、(b)平均滞留時間および(c)回収された粒子の平均粒径の軸方向変化をそれぞれ示す。両図において、実線がラボスケール、破線がベンチスケールの場合である。ここで横軸はそれぞれの炉内径で無次元化してある。

(a)より、灰の回収率は炉のスケールにほとんど依存していないことがわかる。これは、図5-3および図5-4の結果より、ベンチスケールの場合が周方向流速が大きく、しかも、軸方向流速も大きいいため、軸方向と半径方向の移動量がラボスケールと同じ割合で変化することによる。また、(b)より、粒子の空間滞留時間はラボスケールの方が炉上部において長くなっている。これは、ベンチスケールの場合、図5-4(a)の結果が示すように、炉上部において中心部での旋回方向流速が小さい放物渦が形成されており、粒子の投入位置での滞留時間の短くなってしまうことによる。

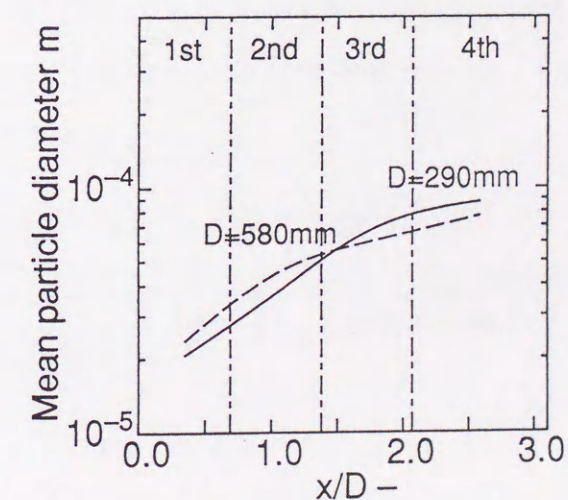
以上の結果より、2次および3次空気の導入条件を等しくて、装置をスケールアップした場合、スラグ回収ならびに粒子滞留時間はラボスケールの結果とほぼ一致している。



(a) 回収率



(b) 平均滞留時間



(c) 回収された粒子の平均粒径

図5-5 2次および3次空気噴射角が等しい場合の各軸方向変化



## 5-3-2 3次空気噴射角の影響

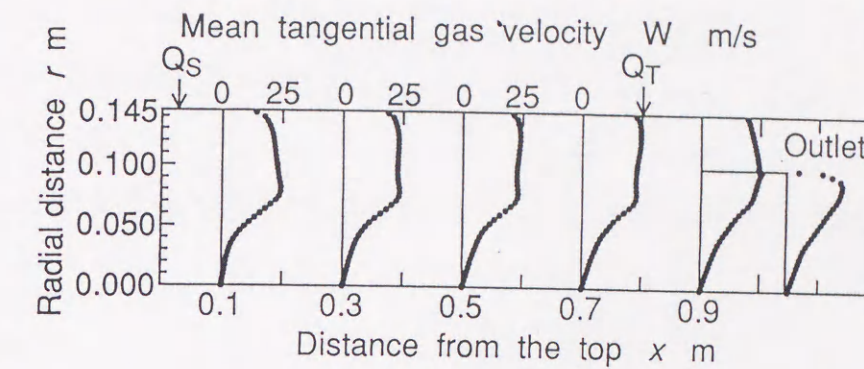
コールドモデル実験、流れ場解析あるいは粒子運動解析によって、3次空気はスラグ回収に重要なパラメータであったことを前章までで明らかになったため、スケールアップしたベンチスケールについても3次空気の旋回角を大きくした場合の流れ場ならびに回収率特性に及ぼす影響を検討した。

図5-6および図5-7は表5-1の3次空気噴射角 $\alpha_T=60^\circ$ とした場合の $x-r$ 面における炉内流速を示している。図5-6はラボスケール、また図5-7はベンチスケールの場合の解析結果である。それぞれの図において、(a)は周方向流速分布、(b)は速度ベクトルを示している。

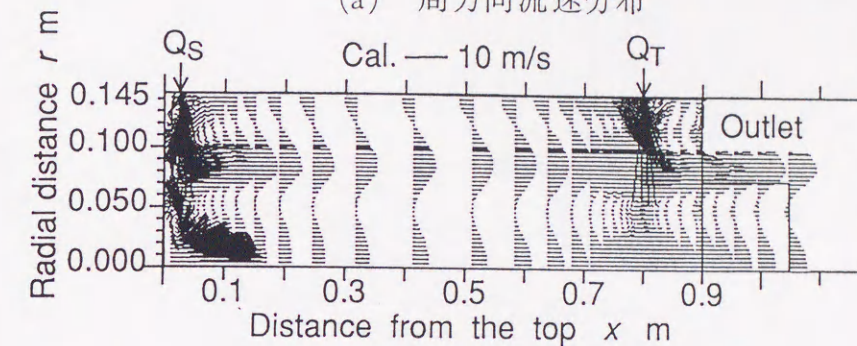
まず、本結果の周方向流速分布を2次空気噴射角と3次空気噴射角とが等しい場合の、図5-3および図5-4の結果と比較すると、ラボスケール、ベンチスケールとも、3次空気の噴射角を大きくすることにより、炉下部での周方向流速が大きくなっていることがわかる。次に、速度ベクトルを比較すると、ラボスケールの場合、中心軸付近において、2次空気噴射角と3次空気噴射角とが等しい場合の結果より、炉出口方向の流速が大きくなっており、逆に、ベンチスケールの場合、3次空気噴射角を大きくした場合の方が、等しい角度での結果より、小さくなっている。本結果は、ラボスケールでは、3次空気の旋回角を大きくすることにより、炉壁面付近の流れの向きが、炉上部の方向になり、それが炉上部で反転して中心付近の流速が出口方向へ増加したものであり、ベンチスケールの場合、ラボスケールで見られる影響よりも、3次空気の旋回角が増加したことにより、3次空気の中心軸方向の運動量が減少し、結果として、中心軸付近の出口方向流速が減少したものと考察できる。

図5-8に表5-1の条件において、3次空気噴射角 $\alpha_T=60^\circ$ とした場合の(a)回収率、(b)平均滞留時間および(c)回収された粒子の平均粒径の軸方向変化をそれぞれ示す。それぞれの図において、実線がラボスケール、破線がベンチスケールの場合である。

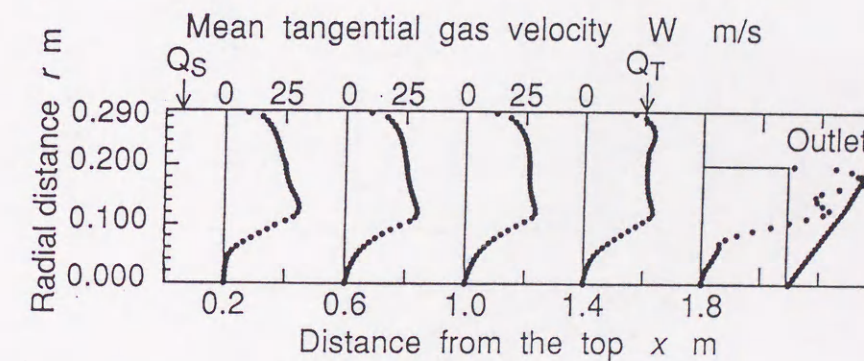
(a)より、回収率はラボスケールより、ベンチスケールの方が高いことがわかる。これは、むしろラボスケールの回収効率が低下しているためであり、前



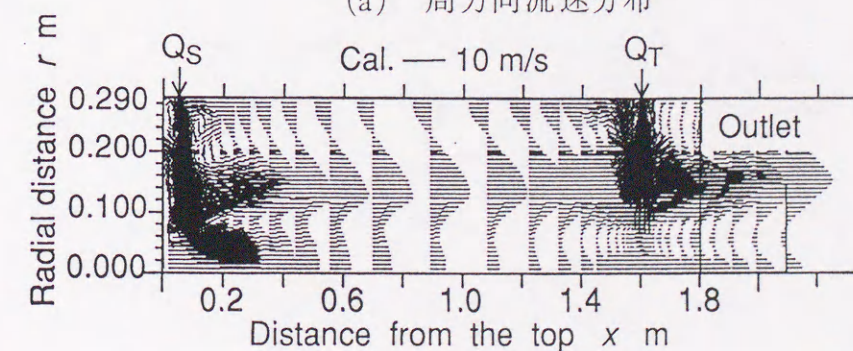
(a) 周方向流速分布



(b) 速度ベクトル

図5-6 3次空気噴射角 $\alpha_T=60^\circ$ の炉内流速(ラボスケール)

(a) 周方向流速分布

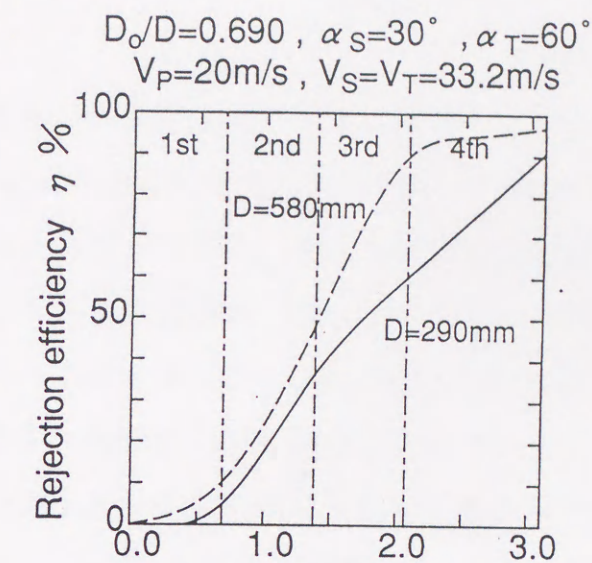


(b) 速度ベクトル

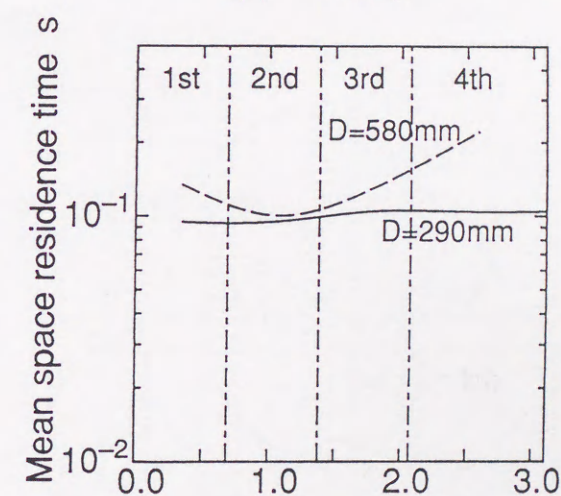
図5-7 3次空気噴射角 $\alpha_T=60^\circ$ の炉内流速(ベンチスケール)



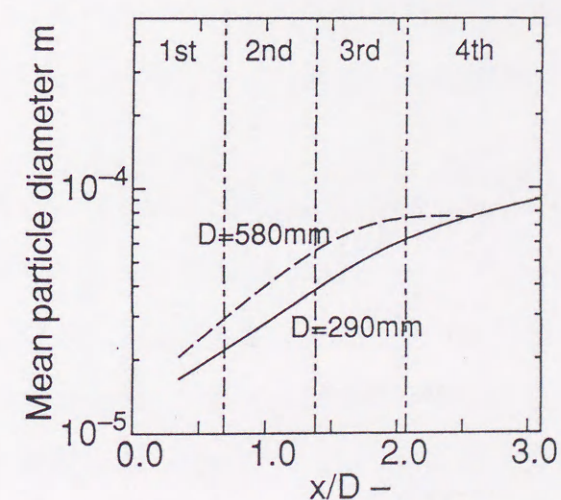
述の理由により，3次空気の旋回角が大きくなると，中心軸付近の出口へ向かう流速が大きくなることによる．また，(b)より，粒子の空間滞留時間はベンチスケールの方が炉全体で長くなっている．これは，ベンチスケールの場合，3次空気の旋回角が大きくなるほど，中心軸付近の流速が小さくなることによる．



(a) 回収率



(b) 平均滞留時間



(c) 回収された粒子の平均粒径

図5-8 3次空気噴射角  $\alpha_T=60^\circ$  の各軸方向変化



### 5-3-3 スケール効果

ガス化器のスケールアップの際にも、3次空気導入は重要なパラメータであることが明らかとなったため、図5-9に3次空気噴射角  $\alpha_T=30^\circ$  および  $60^\circ$  の場合の空気吹き込み位置を概略的に示す。本図からわかるように、 $\alpha_T=30^\circ$  の場合は炉出口より内側に、また、 $\alpha_T=60^\circ$  の場合はそれより外側に吹き込むことになる。ここで、図5-3(b)と図5-4(b)とを比較すると、このようなスケールアップをさせることにより炉軸方向断面平均流速は増大するので、炉出口の内側に供給する  $\alpha_T=30^\circ$  の条件では直接炉外へ排出される流量割合が増し、炉内の旋回流に与える影響は小さくなってしまふことになる。

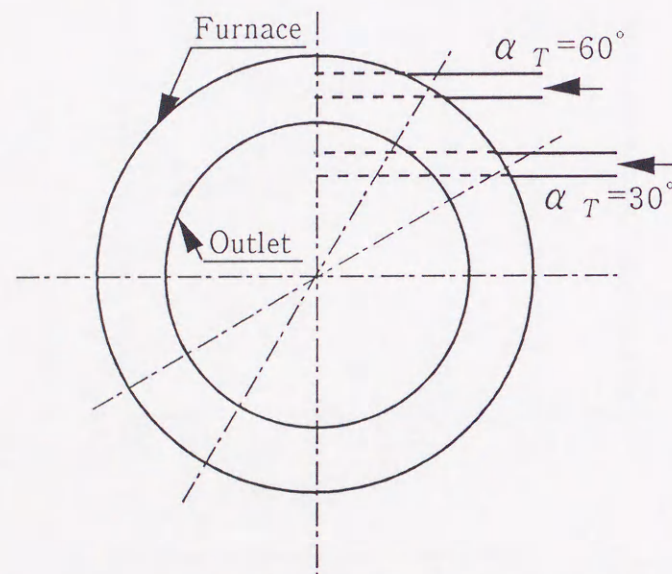


図3-9 空気噴射角の差異による炉内吹き込み位置

そこで、図5-10にベンチスケールにおいて、3次空気噴射角  $\alpha_T=30^\circ$  および  $60^\circ$  とした場合の (a)回収率、(b)平均滞留時間および (c)回収された粒子の平均粒径の軸方向変化を比較して示す。それぞれの図において、長破線が  $\alpha_T=30^\circ$ 、短破線が  $\alpha_T=60^\circ$  の場合である。本図(a)より、炉全体の回収率は  $\alpha_T=30^\circ$  より  $60^\circ$  の方が高く、特に、炉下部において側壁付近の旋回流速が大きくなっているため回収率は高く、 $x/D=2.3$  付近からはほぼ一定となっている。一方、(b)より、粒子の空間滞留時間は  $30^\circ$  より  $60^\circ$  の方が炉全体で長くなっている。

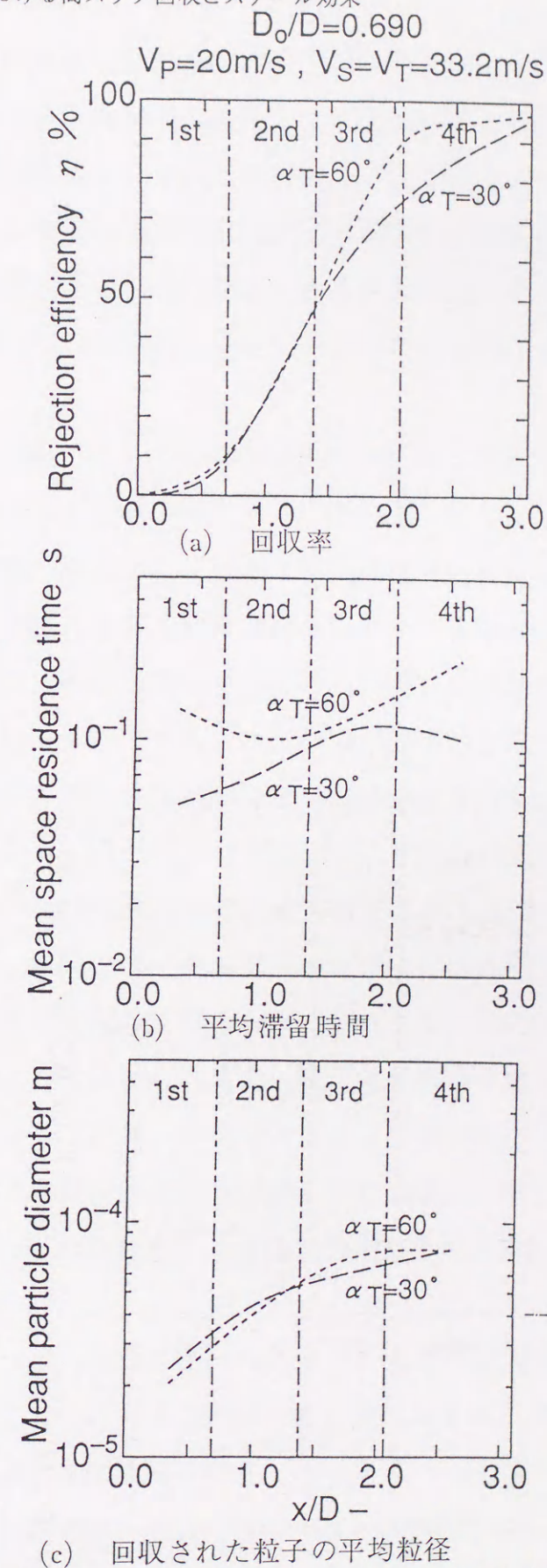


図5-10 3次空気噴射角  $\alpha_T=30^\circ$  および  $60^\circ$  の各軸方向変化 (ベンチスケール)



これらの結果は、炉直径と炉長をそれぞれ2倍に、すなわち体積的に8倍にスケールアップしたガス化器において、一見、炉下部にあたる4段目での回収率がラボスケールよりも小さくなっているともとれるが、別の観点から本結果を考察すると、 $\alpha_T$ を $60^\circ$ にすることで、炉長を約75%まで短縮しても、8倍の燃焼負荷で、高スラグ回収であるガス化器が実現することを意味しており、3次空気の導入条件によりスケールメリットが得られることを示唆している。

## 5-4 結言

サイクロン式石炭ガス化器の開発にあたり、流れ場、器内回収率分布および粒子流動挙動を数値解析モデルによって計算し、ガス化器のスケールアップの際に必要な装置および操作パラメータの流れ場および回収率に及ぼす影響を検討した結果、以下の知見を得た。なお、スケールアップはコールドモデル実験装置の直径および長さを2倍にし体積的には8倍のスケールのガス化器を対象として比較検討を行った。

(1) 器内へ導入する2次および3次空気の噴射角がそれぞれ $30^\circ$ と等しい条件では、8倍にスケールアップしたベンチスケールの場合、供給空気流量がラボスケールよりも増大することから、器内では旋回方向流速の最大値が約2倍程度大きいランキン渦が器内全体で形成される。したがって、ベンチスケールでは長さがラボスケールの2倍に成っていることから、回収率分布はラボスケールと大差ないが、炉上流部における粒子滞留時間は最大で約半分短くなっている。しかし、出口における粒子滞留時間および全回収率はスケールにほとんど依存しない。

(2) 3次空気噴射角の影響は、ラボスケールの場合、コールドモデル実験およびその数値解析結果からは、噴射角の増大にともなって上流部で回収される割合が増加したのに対し、ベンチスケールでは直径が2倍になった効果により、噴射角が $30^\circ$ から $60^\circ$ に増加させることにより、後流部での回収率が改善され、粒子滞留時間も約2倍増加した。これは、噴射角の増大により壁付近旋回速度

成分が増加したことならびに出口から器内への逆流現象が生じたことによる。

(3) ガス化器をスケールアップする際にも、3次空気導入が器内の流れ場および回収率分布の制御に重要なパラメータであることが明らかとなった。実際のガス化器の場合には、直径が増大するほど3次空気の噴射角を接線方向に近傍に供給するか、線流速を増大させる必要がある。しかし、この操作によって出口からの逆流現象が生じるので出口後流領域を高温に保持する対策を講じなければならない。

(4) ベンチスケールにおいて、3次空気の噴射角を $30^\circ$ から $60^\circ$ に増加させることにより、回収率は $x/D=2.3$ 付近からほぼ一定となり、粒子の空間滞留時間は炉全体で長くなる。これは、3次空気の噴射角を $60^\circ$ にすることで、炉長を約75%まで短縮しても、8倍の燃焼負荷で、高スラグ回収であるガス化器が実現することを意味しており、3次空気の導入条件によりスケールメリットが得られる。



## 第6章 総括

### 6-1 緒言

石炭灰を熔融状態で回収するサイクロン式ガス化器の技術開発において、器内のガス流動特性や熔融スラグ回収特性などについてはいまだ見解明な部分が多く、器内現象はブラックボックスにしたままガス化器の設計あるいはスケールアップがされているのが現状である。しかし、今後、さらなる高温・高負荷燃焼へと技術動向が進行しつつある現在、より基礎的観点から高効率ガス化と高スラグ回収に関する要素研究を実施する必要性が生じている。

このような現状に鑑み、本研究では、高ガス化効率と高スラグ回収率を同時に実現する新たなサイクロン式石炭ガス化器を開発することを目的とし、そのための要素研究であるコールドモデル実験、炉内流れ場の数値解析、粒子運動解析およびガス化器のスケール効果について、基礎的観点から明らかにした。本研究で提案するサイクロン式石炭ガス化器の特徴は、石炭の高温・高負荷燃焼を比較的広範に制御可能にするために、器内2断面で旋回流を形成させる2段旋回型であることにある。したがって、本研究では、流れ場を最適化する方法に着目し、高スラグ回収と高ガス化効率を同時に実現するための装置および操作パラメータの影響を実験ならびに数値解析によって明らかにし、2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の設計指針を提案した。以下に、得られた結果を総括する。

### 6-2 本研究により得られた知見

#### 6-2-1 コールドモデル実験による流れ場制御と回収率分布

第2章の「コールドモデル実験による流れ場制御と回収率分布」では、反応ガスを炉上下部の2箇所より供給する2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器におけるスラグ回収率に及ぼす炉内流れ場の影響を詳細に検討するため、熱入力1 MW (微粉炭供給量100 kg/h) に対応するコールドモデルを試作した。燃焼場での熔融スラグを水噴霧により模擬して実験し、炉内流れ場に影響する装置・操作パラメータをそれぞれ変化させて、各軸方向断面の回収率変化に及ぼす各パラメータの影響を炉内の旋回流速分布から考察し、スラグ回収率と炉内流動の基本的な関係を実験的に明らかにした。以下に得られた結果をまとめて示す。

(1) ノズル噴霧角 ( $\theta$ ) は、噴霧が直接炉壁に到達せず炉底面に広がる角度、本装置では約20° が炉下部での回収率を高くすることができる。

(2) 炉出口径は、圧力損失から起因する旋回流速分布に最も重要なパラメータであり、本装置サイズで石炭ガス化のために必要な空気流量を供給した場合、出口径比を0.6未満にすると、炉内全体でランキン渦が形成され、流れ場を制御することができなくなる。また、大きすぎると旋回流速の小さな渦しか形成されないため、高スラグ回収が期待できない。従って、炉内径の約7割程度にすることが炉内の渦形式を制御する上で適当である。また、上述した出口径の影響は本装置より一回り小型の2段旋回石炭燃焼器では確認されていない。

(3) 炉上部がランキン渦、下部が剛体渦になるように渦構造を制御することによって高い回収率が得られる。また、回収率を制御するためには3次空気を供給する必要がある。3次空気のみ供給した場合においても、2次空気のみを供給した場合より最大で19%高回収率であった。従って、2次空気よりも3次空気の方が回収率に対する影響度は大きい。

(4) 2次、3次空気ともに供給した場合で、供給空気流量および流速が等しい場合、3次空気噴射角 ( $\alpha_T$ ) は30°の方が、60°の場合よりも炉下部において約10%高い回収率が得られた。また、供給する流速によって、回収率分布を約



10%変化させることができることから、3次空気は $30^\circ$ の方が有利である。

(5) 遠心力の効果が重力のそれに比べて大きいため、回収率に及ぼす炉傾斜角( $\phi$ )の影響は小さい。しかし、スラグ層上(あるいは層中)での未燃粒子のガス化時間を想定した場合、横型にした方が有利である。また、3次空気より強い旋回を与え、装置を横型にした場合、炉壁を流動する水が3次空気孔より上流に溜まるため、この場合には、3次空気供給孔より上流側にスラグ回収孔が必要である。

(6) 炉出口の偏心は偏心量が大きくなるにつれて、圧力損失が小さくなり、それにともない、旋回流速も小さくなる。また、実際の石炭ガス化場では器内の燃焼/ガス化状態が不均一になること、あるいは、3次空気の効果が炉上部に伝わりにくいことから、適当な方法ではない。

### 6-2-2 コールドモデル炉内フローパターン解析

第3章の「コールドモデル炉内フローパターン解析」では、第2章で得られたコールドモデル基礎実験結果が理論的に妥当であるかどうかを、まず、コールドモデル内の流れ場の数値シミュレーションによって明らかにした。その上で、本研究で提案する2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器のホットモデル試作に必要となるより最適な装置ならびに操作パラメータを予測するための数値解析モデルの構築を行った。採用した数値解析モデルは、再循環領域を形成する強旋回流場を精度良く数値解析できるとされている代数応力モデルを用いて、本研究で提案しているようなガス化器内下部に3次空気を供給している場合や旋回用空気のある噴射角をなして器内へ供給する場合などについて数値計算を行った。得られた解析結果と実験結果を比較することにより、各種計算パラメータの及ぼす影響とその妥当性について考察し、本研究で提案する計算モデルの有効性を示した。その上で、本ガス化器の特徴である器内2断面で旋回用空気を供給する場合の最適な流れ場を形成させるための装置ならびに操作パラメータ条件を明らかにした。結果として、

### 代数応力モデルの有効性について

(1) 代数応力モデルと $k-\epsilon$ モデルあるいは修正 $k-\epsilon$ モデルを比較した結果、これらのモデルでは予測できない旋回流速の大きな流れと炉出口からの逆流を解析することが可能である。

(2) 本モデルによれば炉出口径ならびに導入空気条件を様々変化させても良好な解析結果を得ることができ、解析モデルの汎用性が示された。

(3) 解析精度が劣る条件あるいは炉内位置としては、出口径200mm(出口径比0.690)の場合で、炉上部中心付近の解析結果が実験結果より小さくなる。原因としては、2次元旋回用空気の導入方法と出口からの逆流が上げられる。また、出口径200mm(出口径比0.690)の場合で、3次空気流速あるいは旋回角を大きくすると、解析結果が実験結果より小さくなる。これは、旋回が大きくなったことにより、出口の逆流域が側壁の方へ移動したためである。

### 流れ場特性について

(1) 出口径96mm(出口径比0.331)の場合、炉内に循環流が生じず、しかも旋回流速が大きいために、実際の石炭ガス化場を想定すると、石炭粒子の空間滞留時間は短くなってしまう。また、出口径を小さくした場合においても、炉出口の炉内側の内向流が大きくなり、スラグ回収率が低下することが予測できる。

(2) 出口径145mm(出口径比0.5)以上になると、内部循環流および3次空気が上流に向かうことによる外部循環流が生じるため、石炭粒子の滞留時間は長くなる。しかし、この場合、出口からの逆流が生じるため、炉出口後流ガス温度条件を考慮する必要がある。

(3) 2次あるいは3次空気流量一定で、3次空気流速を大きくあるいは噴射角を大きくして炉下部で旋回を強く与えると、炉側壁付近の軸方向流速が炉上部の方へ大きくなる。実際のガス化器を想定すると、熔融スラグ層上に補足された未燃粒子に反応ガスを供給し、ガス化を促進させる効果が期待される。また、壁面を流動するスラグ回収のためには、3次空気供給孔より炉上部側にスラグタップ孔が必要である。



## 6-2-3 コールドモデルにおける粒子飛跡と回収率分布の解析

第4章の「コールドモデルにおける粒子飛跡と回収率分布の解析」では、第3章で採用した2段旋回型サイクロン式ガス化器の器内に形成する強旋回流場を予測するための代数応力モデルに粒子運動解析を付加することにより、実験では得られない個々の粒子の挙動解析を行った。得られた解析結果と回収率分布の実験結果とを比較することによりモデルの有効性を確認したうえで、各パラメータを変化させて、粒子の回収位置と滞留時間との関係を定量的に明らかにした。その結果、

(1) 代数応力モデルによる流れ場解析に粒子運動モデルを導入して解析を行ったところ、実験で得られた回収率分布を本解析モデルによって傾向的には良好に解析することが可能であった。

(2) ノズル噴霧角の変化に及ぼす回収率分布への影響は、噴霧角が $20^\circ$  および $90^\circ$  の条件の時に実験結果と解析結果は定量的にも良好な一致を示した。しかし、 $50^\circ$  の条件では実験条件と解析条件における2次空気の導入形態が異なることなどにより両者に差異が生じている。

また、噴霧角が $20^\circ$  の場合、 $90^\circ$  より最大5倍長い粒子滞留時間を得る。

(3) 炉出口径の減少にともない、回収率は増加、粒子滞留時間は減少という相反する特性が得られ、出口径に最適値が存在し、それは $D_o/D$ で0.5から0.7に存在する。

(4) 本装置が対象とする粒子濃度条件下では、粒子運動による気相への相互作用はほとんどない。

(5) 乱流変動が粒子に及ぼす影響も小さいが、 $1.5\mu\text{m}$ 以下の小粒子あるいは壁面近傍ではその影響が認められる。

(6) 回収率を制御するために重要となる2次および3次空気の流量割合は、2次空気流量に対して3次空気流量を増加させると、長い粒子滞留時間と高スラグ回収が達成できる。

(7) 3次空気流量一定条件で3次空気流速を変化させたところ、炉下部に強い旋回流を形成させれば高スラグ回収が得られるが、粒子滞留時間は短くなる。

## 6-2-4 石炭ガス化器における高スラグ回収とスケール効果

第5章の「石炭ガス化器における高スラグ回収とスケール効果」では、第2章のコールドモデルによる実験結果と第4章までで得られた実験室規模の石炭ガス化器内の流れ場および粒子挙動の解析結果とを比較したところ、本数値解析モデルは実験結果を良好に説明できうるモデルであることが明らかになったので、本章では、この数値解析モデルを用いてスケールアップした石炭ガス化器の流れ場および粒子挙動解析を行った。得られた解析結果から、スケールアップした装置での最適な流れ場制御パラメータ解析ならびにスラグ回収率特性などを明らかにした。得られた結果をまとめると、

(1) 導入する空気流速あるいは2次空気噴射角と3次空気噴射角などの条件が等しい場合、回収率特性と滞留時間はモデルの大きさに依存しない。

(2) 3次空気噴射角の影響は、大型モデルでは直径が2倍になった効果により、噴射角が $30^\circ$  から $60^\circ$  に増加させることにより、後流部での回収率が改善され、粒子滞留時間も約2倍増加する。これは、噴射角の増大により壁付近旋回速度成分が増加したことならびに出口から器内への逆流現象が生じたことによる。

(3) ガス化器をスケールアップする際にも、3次空気導入が器内の流れ場および回収率分布の制御に重要なパラメータである。実際のガス化器の場合には、直径が増大するほど3次空気の噴射角を接線方向に近傍に供給するか、線流速を増大させる必要がある。しかし、この操作によって出口からの逆流現象が生じるので出口後流領域を高温に保持する対策を講じなければならない。

(4) ベンチスケールにおいて、3次空気の噴射角を $30^\circ$  から $60^\circ$  に増加させることにより、回収率は $x/D=2.3$ 付近からほぼ一定となり、粒子の空間滞留時間は炉全体で長くなる。これは、3次空気の噴射角を $60^\circ$  にすることで、炉長を約75%まで短縮しても、8倍の燃焼負荷で、高スラグ回収であるガス化器が実現することを意味しており、3次空気の導入条件によりスケールメリットが得られる。



### 6-3 サイクロン式石炭ガス化器の設計指針

これまでに得られた知見をもとに、本研究で提案する2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の高効率ガス化と高スラグ除去に必要な装置・操作パラメータの最適設計を行う。初めに、本研究の実験および解析に使用したラボスケールのガス化器について、各パラメータとその最適値およびその理由についてまとめると以下ようになる。これらに基づいて2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の設計概念を図式化すると図6-1のようになる。

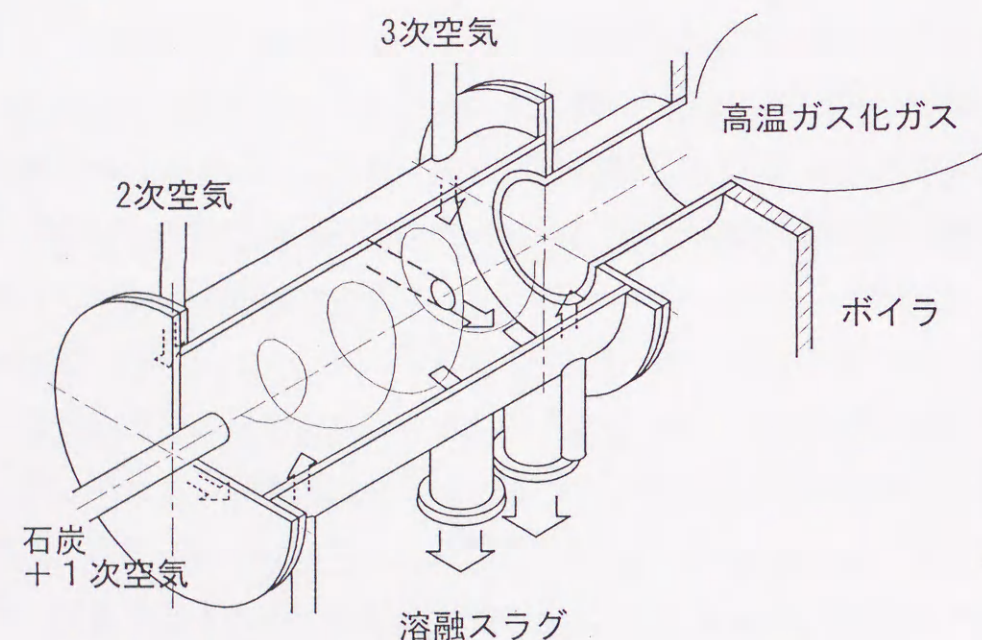


図6-1 2段旋回サイクロン式石炭ガス化器の概略構造図

#### ラボスケールの場合

##### 装置パラメータ

炉出口径：炉内径の約7割が炉内の流れ場を制御する上で適当である。この値より大きい場合、炉内全域で旋回流速の小さな剛体渦あるいは放物渦が形成されるため粒子の滞留時間が十分にとることができなくなり、高スラグ回収も期待されない。逆に、小さすぎる場合は炉内全域でランキン渦が形成されるた

め、流れ場を制御することができず、出口径の減少とともに炉内角運動量が約2乗に比例して大きくなる。結果として、旋回流速の大きなランキン渦が形成され、粒子滞留時間が短くなり、さらに、出口面の内向流によって回収率も若干低下する。

1次空気（石炭搬送用）の微粉炭噴射角：炉上部の中心軸上から、旋回バーナを利用し底面に広がる角度にする。広角度で噴射するほど粒子滞留時間が短くなり、逆に狭角度あるいは直線的に供給した場合、粒子が中心軸上を吹き抜けてしまう。

2次空気噴射角 小角度ほど微粉炭と酸化剤の混合が良く、炉上部においてランキン渦を形成させる。

3次空気噴射角 炉出口径（ここでは、出口径比0.690）より内側に噴射した場合、炉内の流れ場の制御性が向上するため30°を最適とする。また、装置が小型である程、旋回流が大きくなり、中心付近を吹き抜ける灰粒子の回収率は増加する。2次空気流速と3次空気流速を同流速にした場合は、出口径の外側へ噴射する60°が全体の回収率は高くなるが、粒子の滞留時間は短くなる。

炉傾斜角 横型の場合が、スラグ層上の未燃粒子の炉内滞留時間を想定した場合有利である。しかし、横型炉で3次空気流量あるいは流速を増加させると、ガスが壁面をそって炉上部に流れるため、3次空気孔より炉上部側にスラグタップ孔が必要である。

##### 操作パラメータ

2次および3次空気流量割合：2次空気に対する3次空気流量割合を増加させるほど、滞留時間と回収率が増加する。定量的な割合は、実際のガス化器において、2次空気として酸素富化空気、3次空気として高温に加熱した空気あるいは既燃ガスを用い、炉上流部が高温燃焼状態、下流部が高温ガス化状態になるように制御する。

3次空気流速：空気噴射角30°の場合、流速を大きくするほど炉下部での回収率は向上する。しかし、その回収率は2次と3次空気を同流量供給した空気噴射角60°の場合の回収率と等しくなる。3次空気流速を大きくするほど、



壁面上に沿って炉上部に空気が達するため、スラグ層上の未燃粒子に反応ガスを供給する役目をする。

図6-2に以上の結果をもとに試作したサイクロン式石炭ガス化器のシステム概略図を示す。

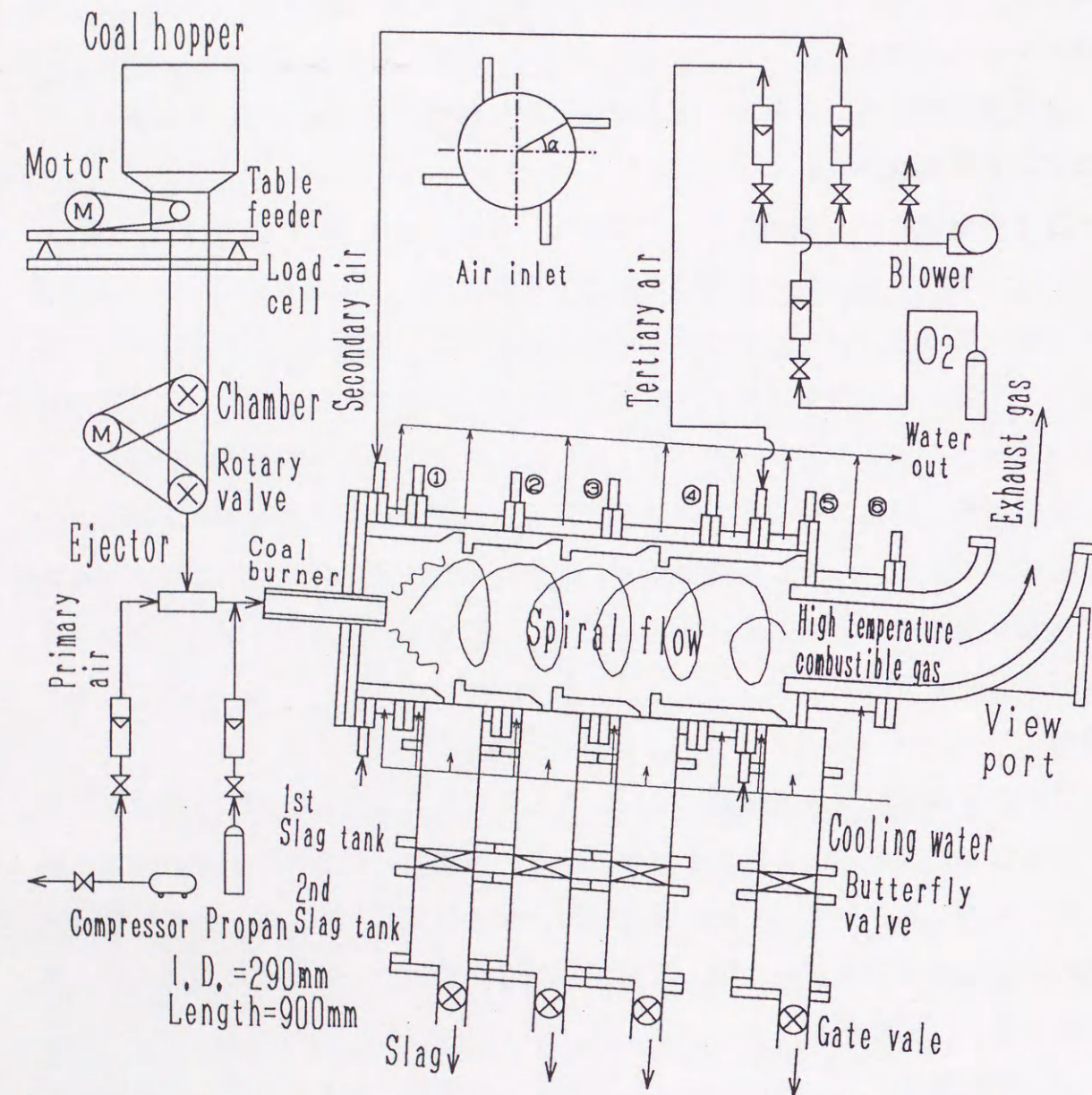


図6-2 ラボスケール石炭ガス化器のシステム概略図

## ベンチスケールへのスケールアップ

ラボスケールから直径2倍、炉長2倍、熱入力8倍で各供給流速は一定の相似なベンチスケールへスケールアップする場合を想定する。その際、ラボスケールと異なる点について、以下に示す。

炉出口径：軸方向平均流速が2倍になっているため、炉内角運動量も2倍になり、図2-8より、ラボスケールの出口径比が0.5に対応する旋回流速分布が形成される。したがって、ラボスケールの旋回流速を得るためには、ベンチスケールでの出口径比は0.9となり、渦制御可能な出口径となる。

3次空気供給方法：3次空気噴射角 $30^\circ$ の場合、出口半径の内側に供給され、軸方向流速によって3次空気は直接炉外へ吹き抜けてしまう。そのため、出口半径より外側である $60^\circ$ に空気噴射をする。

## 6-4 本研究の工学的意義と今後の課題

### 6-4-1 本研究の工学的意義

本研究の工学的意義は、2段旋回型サイクロン式石炭ガス化炉のコードモデルによる詳細な実験と炉内で再循環を伴う2段旋回流場の数値計算を行い、炉内流れ場とスラグ回収特性について、基礎的立場から、有効な操作および装置パラメータを明らかにした点にある。また、石炭ガス化に必要な反応ガスを旋回流によって供給した場合、サイクロン炉内の流れ場を制御するためには、出口径が炉内径の6割以上必要であるという既往の研究では理論的に説明されていなかったことを明らかにしたことは、現在、開発段階にある各種サイクロン式石炭ガス化器の設計面で重要な知見である。さらに、2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器のモデルパラメータとして、炉出口径に着目し、スケールアップの際の指針も提案した。



## 6-4-2 今後の課題

本研究で実施した2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の開発研究の最終目的は、実験室規模のコールドモデル装置内ガス流れおよび粒子流動挙動に関する実験結果と代数応力モデルによる流れ場および粒子運動の数値解析結果に基づいた最適な石炭ガス化器の設計指針の提案である。したがって、今後は、得られた成果に準じて、まず、実験室規模の2段旋回型サイクロン式石炭ガス化器の設計・試作およびホットモデル実験が必要である。それと同時に、石炭の反応モデルおよび伝熱モデルを組み込んだ数値解析を実施し、ガス化実験では困難となる詳細な炉内現象を考察する必要がある。最終的には、内外の重工メーカー各社が実施しているベンチスケール石炭ガス化器の数値解析を行い、ホットモデルにおける最適設計指針を提案する。また、同時に、ガス化器開発の最大課題である熔融スラグの抜き出し方法についてもコールドモデル実験などで検討する必要がある。

このような装置開発研究に加え、高温ガス化雰囲気における石炭の構造変化と石炭粒子中における灰分挙動などの高温還元雰囲気における石炭の反応特性と熔融スラグの挙動についても要素研究を行う必要がある。

以上のような装置開発研究およびそれに必要な要素研究の確立が実施されれば、ベンチスケールからパイロットスケール実験を行うことなしに商業スケールの装置開発が可能になるものと確信する。

## 記号

$A_{ij}$	: レイノルズ応力における付加対流項
$B_{ij}$	: スカラー量と速度変動との相関項における付加対流項
$a$	: 熱拡散率 $\text{m}^2/\text{s}$
$B$	: 輸送係数 —
$C$	: 比熱 $\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
$C_1, C_2$	: 圧力ひずみモデルの経験定数 —
$C_3$	: 付加対流項の経験定数 —
$C_D$	: 抵抗係数 —
$C_p$	: 粒子の比熱 $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
$C_v$	: 水蒸気の定圧比熱 $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
$C_\mu, C_{\epsilon 1}, C_{\epsilon 2}, C_\epsilon$	: 乱流モデルの経験定数 —
$C_{\theta 1}, C_{\theta 2}, C_{\theta 3}$	: 乱流モデルの経験定数 —
$D$	: 炉内径 $\text{m}$ , 拡散係数 $\text{m}^2/\text{s}$
$D_o$	: 炉出口径 $\text{m}$
$D_{ij}$	: $\overline{u u_j}$ の拡散項
$G$	: 式(4-13)で定義
$H$	: エンタルピー
$k$	: 乱流エネルギー $\text{m}^2/\text{s}^2$
$L$	: 水の蒸発潜熱 $\text{kJ}/\text{kg}$
$M$	: 分子量
$m$	: 質量 $\text{kg}$
$Nu$	: ヌッセルト数 —
$P$	: 乱流エネルギーの生成率 $= (1/2) P_{ii}$
$P_{ij}$	: $\overline{u u_j}$ の生成項
$Pr$	: プラントル数 —
$p$	: 圧力 $\text{Pa}$
$p_s$	: 飽和蒸気圧 $\text{Pa}$
$p_v$	: 水蒸気分圧 —
$Q_i$	: 導入空気流量 $\text{m}^3/\text{h}$
$q_c$	: 対流による熱伝達量 $\text{kJ}/\text{s}$
$Re$	: レイノルズ数 —
$Sh$	: シャーウッド数 —
$Sc$	: シュミット数 —
$S_\phi$	: 従属変数 $\phi$ の生成項



$S_d \phi$	: 従属変数 $\phi$ と粒子との相互作用項
$t$	: 時間 s
$\Delta T$	: 温度差 K
$U, V, W$	: 軸, 半径, 周方向時間平均流速 m/s
$u, v, w$	: 軸, 半径, 周方向変動速度 m/s
$U_i, u_i$	: $x_i$ 方向平均, 変動速度 m/s
$U_{p, in}$	: 導入粒子の初速度 m/s
$V_i$	: 導入空気の断面平均流速 m/s
$\overline{uu_j}$	: レイノルズ応力成分 $m^2/s^2$
$X$	: 質量分率 —
$x, r$	: 軸, 半径方向距離 m
ギリシャ文字	
$\alpha$	: 熱伝達係数 $W/(m^2 \cdot K)$
$\alpha_i$	: 空気噴射角 $^\circ$
$\Gamma \phi$	: 従属変数 $\phi$ の乱流拡散定数
$\delta_{ij}$	: クロネッカーのデルタ
$\varepsilon$	: 乱流エネルギーの消散率 $m^2/s^3$
$\zeta$	: 正規分布化されたランダム変数 —
$\eta$	: 回収率 %
$\Theta$	: スカラー量
$\theta$	: ノズル噴霧角 $^\circ$
$\lambda$	: 熱伝導率 $W/(m \cdot K)$
$\mu$	: 粘度 Pa·s
$\nu$	: 動粘度 $m^2/s$
$\rho$	: 密度 $kg/m^3$
$\sigma_k, \sigma_\varepsilon$	: 乱流モデルの経験定数値 —
$\phi$	: 炉傾斜角 $^\circ$ , 従属変数
$\Psi_{ij}$	: $\overline{uu_j}$ の圧力ひずみ相関項
添字	
0	: 初期値
$\infty$	: 主流部
$i$	: $i=S$ : 2 次空気, $i=T$ : 3 次空気
$in$	: 流入量
$g$	: ガス
$p$	: 粒子
$t$	: 乱流
$v$	: 水蒸気
—	: 時間平均

## 参考文献

- (財)エネルギー総合工学研究所石炭研究会, "石炭技術総覧", 電力新報社, (1993-9)
- 資源エネルギー庁石炭部, コール・ノート, 資源産業新聞社, (1991)
- 白羽, "石炭部分燃焼炉技術に関する研究", 博士論文, (1994-2)
- 辻, "石炭の高負荷燃焼を用いた高効率発電技術の調査", 電力中央研究所報告W93018, (1994)
- 三浦, "微粉炭燃焼", ペトロテック, 12-10, (1989), 815-818.
- 平戸・宮寺, "石炭の新しいガス化法", 燃料協会誌, 59-638, (1980), 364.
- 水谷, "石炭ガス化複合発電", 燃料協会誌, 62-678, (1983), 803.
- 小山, "気流層ガス化炉特性について", 石炭のガス化および液化技術, (1988), 67.
- Stansel, J. C. ・ほか2名, "TRW's Slagging Combustor System Tests", 6th International Coal Utilization Conference in Houston, (1983).
- Roy, G. and A, Jack, "Coal-Water Mixture Combustion and Flame Studies at TRW", American Flame Research Committee International Symposium on Combustion Diagnostics, (1983).
- Sheppard, D. B. ・ほか2名, "TRW Coal Combustor for Retrofit Application", 5th Annual Symposium on Industrial Coal Utilization, Pittsburgh, (1983), 177.
- Stansel, J. C. ・ほか2名, "Retrofit Slagging Coal Combustor Ready for Commercialization in 1986", Modern Power Systems, (1984-3).47
- Stansel, J. C. , "TRW's Slagging Combustor System Progress", 7th International Coal and Lignite Utilization Exhibition and Conference in Houston, (1984).
- Kuenzly, J. D. ・ほか2名, "TRW's Advanced Slagging Coal Combustor System", Proc. of the 2nd Annual Pittsburgh Coal Conference, (1985).
- Viani, R. E. , "Endurance Test to Prove Slagging Combustor", Modern Power Systems, (1986-8), 35.
- Krippene, B. C. ・ほか2名, "Retrofit of the 4000 Hour Endurance Test of TRW's Entrained Combustor Ready", Proc. of the 4th Annual Pittsburgh Coal Conference, (1987), 641.
- Stansel, J. C. and Gerding, R. B. , "TRW's Entrained Slagging Coal Combustor", 5th International Coal Utilization Conference in Houston, (1987), 37.



## 参考文献

- (18) Zauderer, B. and Fleming, E. S., "Combustion and Fuel Bound Contaminant Control with a Staged Cyclone Coal Combustor for Gas Turbine", *DOE Report*, (1986).
- (19) Zauderer, B. and Fleming, E. S., "Test of an Advanced Cyclone Coal Combustor on an Industrial Boiler, Using Coal Slurries as a Fuel", *Proc. of the 4th Annual Pittsburgh Coal Conference*, (1987), 965.
- (20) Zauderer, B. and Fleming, E. S., "Coal Tech's Clean Coal, Air Cooled Combustor Demonstration Project: First Results of the Completed Phase 3 Tests", *Proc. of the 7th Annual Pittsburgh Coal Conference*, (1990), 417.
- (21) Zauderer, B. and Fleming, E. S., "Use of an Air Cooled Cyclone Coal Combustor to Convert Ash to Inert Slag", *Proc. of the 7th Annual Pittsburgh Coal Conference*, (1990), 893.
- (22) Dykema, O. W., "SO<sub>x</sub> and NO<sub>x</sub> Control in Combustion"
- (23) Dykema, O. W., "Development of a Low NO<sub>x</sub>/SO<sub>x</sub> Burner", *NO<sub>x</sub> Symposium in Boston*, (1985).
- (24) Stickler, D. B. and Gannon, R. E., "Slag-coated Wall Structure Technology for Entrained Flow Gasifiers", *1981 International Gas Research Conference*, (1981), 512.
- (25) Stankevics, J. O. A. ·ほか2名, "Toroidal Flow Pulverized Coal-Fired MHD Combustor", *3rd Coal Technology Europe Conference*, (1983), 241.
- (26) Stickler, D. B. ·ほか3名, R. E., "Retrofit of Oil Fired Boilers by Direct Firing of Pulverized Coal", *Industrial Coal Utilization Conference*, (1983).
- (27) Mattsson, A. C. J. and Stankevics, J. O. A., "Development of Retrofit External Slagging Coal Combustor System", *Proc. of the 2th Annual Pittsburgh Coal Conference*, (1985).
- (28) Berman, P. A. et al., "Evaluation of Combustion Systems for the Direct Combustion of Coal", *Gas Turbine Conference and Exhibit ASME*, (1985).
- (29) Thoman, R. J. et al., "Development of Coal-Fueled Gas Turbine System for Electric Utility Application", *Gas Turbine Conference and Exhibit ASME*, (1987).
- (30) Smock, R. W. et al., "Direct Coal-Fired Gas Turbine development Work Shows promise", *Power Engineering (April)*, (1988).53.
- (31) Westinghouse Electric Corporation, "Advanced Coal-Fueled Gas Turbine Systems", *U. S. DOE Report*, (1989).
- (32) Diehl, R. C. et al., "A Direct Coal-Fired 80MW Utility Combustion Turbine-Status Report", *Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition (ASME)*, (1989).1.

## 参考文献

- (33) Diehl, R. C. et al., "A Slagging Combustor for Direct Coal-Fired Gas Turbine", *Proc. of the 6th Annual Pittsburgh Coal Conference*, 12, (1989), 1031.
- (34) Diehl, R. C. et al., "Coal-Fired Turbines a Step Closer", *Modern Power Systems Review (July)*, (1989), 19.
- (35) Diehl, R. C. et al., "Particulate Control in an Advanced Slagging Combustor for Direct Coal-Firing of Utility Gas Turbines".
- (36) Scalzo, A. J., "Commercialization of Gas Turbines Burning Coal-Derived Fuels", Westinghouse.
- (37) Loftus, P. J. et al., "Emissions Control in a Coal-Fueled Gas Turbine Slagging Combustor", *Proc. of the 7th Annual Pittsburgh Coal Conference*, (1990), 759.
- (38) Diehl, R. C. et al., "Emissions Control in a Coal-Fueled Gas Turbine Slagging Combustor for Utility Applications", (1992).
- (39) Bannister, R. L. et al., "Progress with Coal-Fired Combustion Turbine Programs.
- (40) Bannister, R. L. et al., "Development of a Direct Coal-Fired Combined Cycle for Commercial Application", *International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition*, June, (1992).
- (41) Bannister, R. L. et al., "Coal-Firing Gas Turbines for Combined Cycle Application",
- (42) Smith, K. O. et al., "Preliminary Design and Assessment of Direct Coal-Fired Gas Turbine for Industrial Cogeneration Applications", *ASME/IEEE Power Generation Conference*, October, (1987).1.
- (43) Lecren, R. T., "Gas Turbines Fueled by Two-Stage Slagging Combustor", *Modern Power System*, (1989).47.
- (44) Cowell, L. H. et al., "Coal-Fueled Two-Stage Slagging Combustion Island and Cleanup System for Gas Turbine Application", *International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition (ASME)*, (1990).
- (45) Cowell, L. H. et al., "Experimental Evaluation of Sorbents for Sulfur Control in a Coal-Fueled Gas Turbine Slagging Combustor", *International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition*



## 参考文献

- (49) 神戸・ほか3名, "石炭部分燃焼炉技術(CPC)の基礎研究の現状", 石炭利用技術研究発表会講演集, (1986), 190.
- (50) 神戸・野添, "CPCボイラーシミュレータの試験状況", 石炭利用技術研究発表会講演集, (1987), 40.
- (51) 八木・中村, "石炭部分燃焼炉技術の開発状況", 石炭利用技術研究発表会講演集, (1988), 211.
- (52) 八木・ほか2名, "石炭部分燃焼炉技術の研究開発状況", 石炭利用技術研究発表会講演集, (1989), 350.
- (53) 原田・藤井, "石炭部分燃焼炉付ボイラーにおける低NO<sub>x</sub>対策", 燃料協会誌, 69-2, (1990), 112.
- (54) 藤井, "高負荷溶融燃焼", 日本機械学会講習会教材, No.900-32, (1990), 35.
- (55) 浜野・ほか2名, "CPCボイラーシミュレータSTEP試験II", 石炭利用技術研究発表会講演集, (1990), 233.
- (56) Harada, E.・ほか6名, "Development of Coal Partial Combustor (CPC) System for Industrial Boiler Fuel Conversion" *Proc. of the 7th Annual Pittsburgh Coal Conference*, (1990), 473.
- (57) 野添・ほか7名, "石炭部分燃焼炉(スラッキングコンバスタ)の開発", 川崎重工技報, 109, (1991), 12.
- (58) 平尾・ほか7名, "ガス生成CPCシステム(CPCGシステム)の開発", 川崎重工技報, 110, (1991), 1.
- (59) 白羽・ほか6名, "石炭部分燃焼炉の石炭ガス化特性", 日本機械学会論文集(B編), 57-539, (1991), 2391.
- (60) 白羽・ほか4名, "石炭ガス化特性に及ぼす運転条件の影響評価", 日本機械学会論文集(B編), 57-540, (1991), 2826.
- (61) 白羽・ほか4名, "石炭部分燃焼炉のスラグ流出および伝熱特性", 日本機械学会論文集(B編), 57-542, (1991), 3513.
- (62) 浜野・白羽, "石炭部分燃焼炉(CPC)技術の開発", 第1回石炭利用技術会議講演集, (1991), 85.
- (63) 浜野・河村, "石炭部分燃焼炉技術の開発", 第2回石炭利用技術会議講演集, (1992), 43.
- (64) 浜野・河村, "石炭部分燃焼炉技術の開発", 第3回石炭利用技術会議講演集, (1993), 236.
- (65) 平尾・ほか3名, "スラッキングコンバスタによる複合サイクル発電", 第15回エネルギー利用と直接発電シンポジウム, (1993).
- (66) 原・ほか5名, "2T/D加圧二段噴流床石炭ガス化炉特性—ガス化性能とチャー供給量との相互関係に関する検討—", 電力中央研究所報告Rep. No. W88018, (1989).
- (67) 犬丸・ほか8名, "2T/D加圧二段噴流床石炭ガス化炉特性—運転研究成果および代表的炭種の試験結果—", 電力中央研究所報告Rep. No. W88019, (1989).

## 参考文献

- (68) 三巻・ほか3名, "噴流床石炭ガス化炉特性解析ソフトウェアの開発—供給量比変化時の2T/日ガス化炉性能予測—", 電力中央研究所報告Rep. No. W89009, (1989).
- (69) 芹沢・ほか9名, "噴流床石炭ガス化のフラックス添加による高性能化—添加剤の評価と灰融点降下特性—", 電力中央研究所報告Rep. No. W89027, (1990).
- (70) 犬丸・ほか6名, "噴流床石炭ガス化炉におけるNH<sub>3</sub>生成特性", 第28回燃焼シンポジウム発表講演前刷り集, (1990), 134.
- (71) 原・ほか4名, "2T/D加圧二段噴流床石炭ガス化炉特性—ガス化性能とチャーリサイクルとの相互関係—", 第28回燃焼シンポジウム発表講演前刷り集, (1990), 215.
- (72) 三巻・ほか3名, "二段噴流床石炭ガス化炉における給炭量比変化特性", 日本機械学会論文集(B編), 57-536, (1991), 1475.
- (73) 木下・ほか9名, "噴流床石炭ガス化複合発電プラントの開発", 三菱重工技報, Vol.22 No.5, (1985-9), 124.
- (74) 羽田・ほか8名, "大容量加圧二段噴流床石炭ガス化炉の計画", 三菱重工技報, Vol.22 No.5, (1985-9), 134.
- (75) 岩藤・ほか4名, "マークXII機用燃焼器の性能", 電気学会新・省エネルギー学会, ESC-84-18, (1984).
- (76) 日下・ほか7名, "スラグタップ燃焼器の実験研究", 第10回エネルギー利用と直接発電シンポジウム, (1988-3), 287.
- (77) 日下・ほか6名, "1MWt石炭燃焼器の実験研究", 第11回エネルギー利用と直接発電シンポジウム, (1989-3), 239.
- (78) Akai, M.・ほか4名, "Cold Model Testing of a MHD Cyclone Coal Combustor" *9th International Conference on MHD Power Generation*, Tsukuba, 3, (1986-11), 1078.
- (79) Irino, M.・ほか9名, "Experimental Results of ETL Mark XII Cyclone-Combustor", *9th International Conference on MHD Power Generation*, Tsukuba, 11-6 (1986-11), 1068.
- (80) Smith, P. J.・ほか2名, "Model for Pulverized Coal-Fired Reactors." *18th Symposium (International) on Combustion*, (1981), 1285-1294.
- (81) Smoot, L. D. and Smith, "Coal Combustion and Gasification." *Plenum, New York*, (1985).
- (82) Smith, P. J. and Fletcher, T. H., "A Study of Two Chemical Reaction Models in Turbulent Coal Combustion." *Combustion Science and Technology*, 58(1981).
- (83) Boyd, R. K. and Kent, J. H., "Three-Dimensional Furnace Computer Modeling." *21th Symposium (International) on Combustion*, (1986), 265-274.
- (84) Boysan, F.・ほか2名, "Modeling Coal-Fired Cyclone Combustor.", *Combustion and Flame*, 63(1978), 73-86.



## 参考文献

- (85) Zhou, L. ・ほか3名, "Numerical Modeling of Three-Dimensional Flow Field and Two-Dimensional Coal Combustion in a Cylindrical Combustor of Co-Flow Jets with Large Velocity Difference." *21th Symposium(International) on Combustion*, (1986), 257-264.
- (86) Lockwood, F. C. ・ほか2名, "A Prediction Method for Coal-Fired Furnace" *Combustion and Flame*, 38(1980), 1-15
- (87) Abbas, A. S. and Lockwood, F. C., "Prediction of Power Station Combustor." *21th Symposium(International) on Combustion*, (1986), 285-292.
- (88) Lockwood, F. C. and Mahmud, T., "The Prediction of Swirl Burner Pulverized Coal Flames." *22th Symposium(International) on Combustion*, (1988), 165-173.
- (89) Costa, M., ・ほか3名, "Detailed Measurements in and Modeling of an Industry-Type Pulverized-Coal Flame." *23th Symposium (International) on Combustion*, (1990), 973-980.
- (90) Truelove, J. S., "Prediction of the Near-Burner Flow and Combustion in Swirling Pulverized-Coal Flame." *21th Symposium (International) on Combustion*, (1986), 275-284.
- (91) Truelove, J. S. and Williams, R. G., "Coal Combustion Models for Flame Scaling." *22th Symposium (International) on Combustion*, (1988), 155-164.
- (92) Truelove, J. S. and Holcombe, D., "Measurement and Modeling of Coal Flame stability in a Pilot-Scale Combustor." *23th Symposium (International) on Combustion*, (1990), 963-971.
- (93) "ボイラ炉熱挙動シミュレーション適用性調査研究", (1987).
- (94) 入野・ほか6名, "ETL-Mark XII MHD発電用サイクロン燃焼器の流動解析", 第7回エネルギー利用と直接発電シンポジウム, (1985), 17.
- (95) Irino, M. ・ほか9名, "Numerical Approach for Coal-Fired MHD Combustor", *9th International Conference on MHD Power Generation*, Tsukuba, 11-8 (1986-11), 1089.
- (96) Sato, M. ・ほか3名, "Three-Dimensional Simulation of Coal Burn-off under Air-Staged Conditions." *ASME/JSME Thermal Engineering Proceedings*, 5(1991), 233-238.
- (97) 青木・ほか3名, "実用燃焼炉の三次元噴霧燃焼シミュレーション", 機論, 57-538, B(1991), 226.
- (98) 酒井・ほか3名, "火炉内における微粉炭燃焼の数値解析", 機論, 60-569, B(1994), 308.
- York, (1988), 359-366.
- (99) Norton, O. P. ・ほか2名, "Comparison of Experimental and Numerical Velocity Profiles in the Slagging Stage of MHD Combustor", *29th Symposium on Engineering Aspects of MHD*, 3(1991), 5.1-7.

## 参考文献

- (100) Sadakata, M. ・ほか4名, "A Simplified Mathematical Model of Pulverized-Coal combustion Furnace." *Hemisphere Publishing New*
- (101) Makansi, J., *Power*, 3(1987), 33.
- (102) Sadakata, M. ・ほか4名, *Proc. of the 22nd Symp. (Intl.) on Combustion*, (1988), 183.
- (103) 森原・ほか2名, 化工論, 16-2, (1990), 245.
- (104) 野田・ほか3名, 電気学会新・省エネルギー学会, ESC-93-14, (1993)
- (105) DOE, *Clean Coal Technology Demonstration Program Project Status*, June, (1991).
- (106) 中武・ほか2名, 機論投稿中.
- (107) Weber, R. ・ほか2名, *J. Heat and Fluid Flow*, 11-3, (1990), 225.
- (108) 北村・ほか2名, 機論, 59-562, B(1993), 1959.
- (109) Launder, B. E. ・ほか2名, *J. Fluid Mech.*, 68(1975), 537.
- (110) Rodi, W., *ZAMM*, 56(1976), 213.
- (111) Gibson, M. M. and Launder, B. E., *ASME J. Heat Transfer*, 98-80, (1976), 231.
- (112) Launder, B. E. and Spalding, D. B., *Academic Press*, London, (1972).
- (113) Launder, B. E. ・ほか2名, *ASME J. Fluids Eng. March.*, (1977), 231.
- (114) Hanjalic, K. and Launder, B. E., *J. Fluid Mech.*, 52(1972), 609.
- (115) Boysan, F., *Selected Topics in Two Phase Flow, Lecture Series NO.9*, Trondheim, May 24-25, (1984).
- (116) Khalil, E. E. ・ほか2名, *Int. J. Heat and Mass Transfer*, 18(1975), 775.
- (117) Launder, B. E. and Spalding, D. B., *Comp. Methods Appl. Mech. Eng.*, 3(1974), 269.
- (118) Patankar, S. V., *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*, Hemisphere Pub. Co., (1980), 113.
- (119) Sloan, D. G. ・ほか2名, *Prog. in Energy and Comb. Sci.*, 12(1986), 163.
- (120) 村上・ほか2名, 生産研究, 41(1989), 11.
- (121) Launder, B. E. ・ほか2名, *ASME J. Fluids Eng. March.*, (1977), 231.
- (122) Crowe, C. T. ・ほか2名, *J. Fluid Eng.*, 99(1988), p325.
- (123) 古畑・ほか6名, 日本エネルギー学会誌, 73-2(1994), p120.
- (124) Wallis G. B., *McGraw-Hill New York*, (1969).
- (125) 定方・ほか5名, 第28回燃焼シンポジウム, (1990), p566.



## 本研究に関する著者の論文および発表

### 本研究に関連する論文

- 1) 「サイクロン式スラッシング石炭ガス化器の高スラグ回収率と流れ場制御に関するコールドモデル実験」  
日本機械学会論文集 (B 編), (掲載決定), 1994  
中武 靖仁, 成瀬 一郎, 大竹 一友
- 2) 「サイクロン式石炭ガス化器のコールドモデルシミュレーション  
第1報 代数応力モデルによるフローパターン解析」  
日本機械学会論文集 (B 編) (審査中)  
中武 靖仁, 成瀬 一郎, 大竹 一友

### 国際会議

- 1) 「Cold Model Study of Flow Field and Slag Rejection Efficiency in Cyclone Slagging Combustor」  
Proceedings of ASME/ JSME Thermal Engineering, 5(1991), p.239- 244.  
Kazutomo Ohtake, Yasuhito Nakatake

### 口頭発表

- 1) 「高効率スラグ除去石炭ガス化燃焼器の開発  
ーコールドモデルによる流れ場と回収率ー」  
化学工学会第22回秋季大会研究発表講演集, (1989), p.288.  
中武 靖仁, 成瀬 一郎, 大竹 一友
- 2) 「高効率スラグ除去石炭部分燃焼ガス化炉の開発  
ーコールドモデルによる流れ場と回収率ー」  
電気学会 新・省エネルギー研究会講演論文集, ESC-90-35, (1989),  
p.81-89.  
中武 靖仁, 角田 純一, 成瀬 一郎, 大竹 一友



- 3) 「サイクロン式石炭ガス化器の開発  
(流れ場制御と石炭ガス化, スラグ生成特性)」  
日本機械学会講演論文集No.924-5('92.11関西支部第251回講演会),  
p.117-119.  
中武 靖仁, 野田 玲治, 成瀬 一郎, 大竹 一友
- 4) 「サイクロン式石炭ガス化器の開発  
(流れ場制御と石炭ガス化, スラグ生成特性)」  
第30回燃焼シンポジウム前刷集(1992),p.562-564.  
中武 靖仁, 野田 玲治, 成瀬 一郎, 大竹 一友
- 5) 「Optimization of Flow Field and Slag Rejection in Cyclone Slagging  
Combustor by Cold Model」  
16th Symposium on EFFICIENT USE OF ENERGY AND DIRECT  
ELECTRICAL POWER GENERATION, 4.1, (1994).  
Yasuhito Nakatake, Reiji Noda, Ichiro Naruse, Kazutomo Ohtake

## 謝 辞

本研究は豊橋技術科学大学工学部エネルギー工学系において行われたものであり、この間に多くの方々の御指導、御教示を頂きました。本研究を遂行するにあたり、終始適切な御指導と御鞭撻を下さいました大竹一友教授に深く感謝の意を表わします。研究する事の楽しさや厳しさを御教示頂くとともに、落ち込んでいるときには温かく、また、浮き足立ったときには厳しく、つねに寛大に御指導頂いたことに対しても、心より感謝申し上げます。

本論文を作成するにあたり、豊橋技術科学大学工学部小沼義昭教授、吉川典彦助教授ならびに東京工業大学工学部岡崎健教授には、貴重な御教示ならびに御助言を賜わり深く感謝申し上げます。また、豊橋技術科学大学工学部蒔田秀治教授には、測定機器など快く御配慮して頂きました。

そして、本研究の遂行に際して有益な御意見と多大な御協力を頂きました豊橋技術科学大学成瀬一郎助手に深く感謝致します。また、日頃から暖かい励ましを頂きました金熙濬助教授に深く感謝致します。測定機器の手配から実験に至るまで、多大な御協力と暖かい励ましを頂きました井田民男講師(熊野工業高等専門学校)、杉浦公彦講師(大阪府立工業高等専門学校)ならびに山本康之氏(日本酸素(株))に感謝の意を表します。

数値解析を行うにあたり有益な御教示を頂きました東北大学工学部三浦隆利教授、青木秀之講師、古畑朋彦助手に厚く御礼申し上げます。また、貴重な御助言と資料を賜わりました静岡大学工学部中山顕助教授に御礼申し上げます。さらに、貴重な御討論、御助言を頂きました金田謙治氏(豊田中央研究所(株))に感謝申し上げます。

実験装置製作の際は、豊橋技術科学大学実習工場の徳増技官ならびに小楠技官、また工作センターの早川技官に大変御世話になり、試料分析の際には技術開発センターの村本技官ならびに川西技官に親切に指導して頂きました。数値計算の遂行には情報処理センターの皆様にご配慮頂き、文献調査の際には図書館の皆様にお世話になりました。ここに記して謝意を表します。

実験装置の製作、実験ならびに分析にいたるまで、惜しめない御協力を頂きました角田純一(電源開発(株))、野田玲治、宮田陽理の各氏に感謝します。英文作成の際には、ムキラ・イディ・スレマン氏の快い御協力を頂き、論文作成には宮林光ならびに高野剛志の各氏に御協力頂き感謝致します。さらに、有意義な研究生活を送らせて頂いた大竹研究室の諸氏ならびにエネルギー変換講座の皆様にご心より御礼申し上げます。

最後になりましたが、このような修学の間を与えて頂いた両親と兄の深い理解と温かい励ましに心より感謝致します。

平成7年 中武 靖仁



