



Title	空気吹き噴流床石炭ガス化複合発電システムにおける動的モデリング、熱効率解析および協調制御に関する研究
Author(s)	森塚, 秀人
Citation	大阪大学, 1992, 博士論文
Version Type	VoR
URL	https://doi.org/10.11501/3063587
rights	
Note	

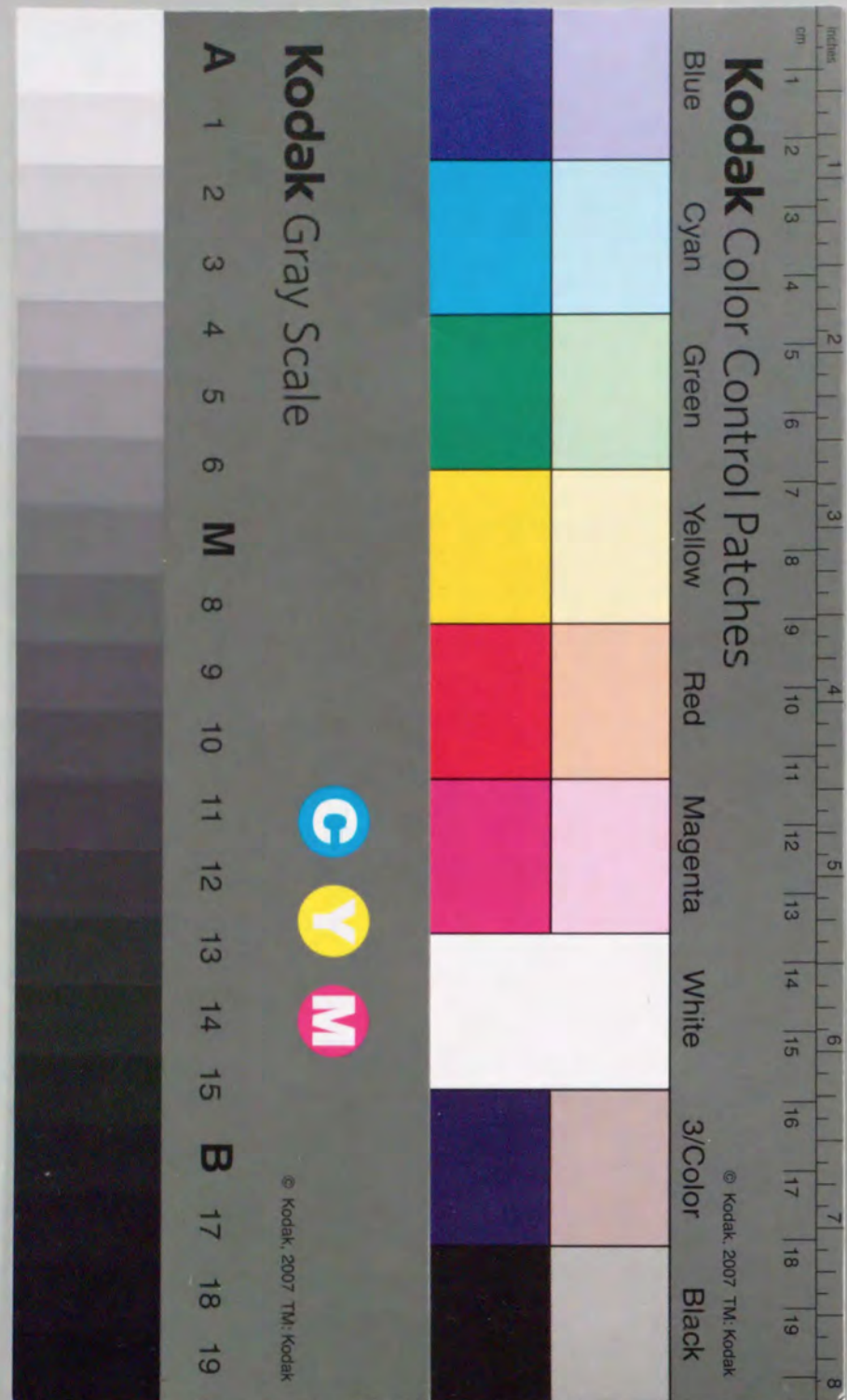
The University of Osaka Institutional Knowledge Archive : OUKA

<https://ir.library.osaka-u.ac.jp/>

The University of Osaka

空気吹き噴流床石炭ガス化複合発電システム
における動的モデリング、熱効率解析
および協調制御に関する研究

森 塚 秀 人



空気吹き噴流床石炭ガス化複合発電システム
における動的モデリング，熱効率解析
および協調制御に関する研究

1992年5月

森塚秀人

目 次

第1章 序 論

1. 1 本研究の背景

- 1) 火力発電システムの経緯 1
- 2) 地球温暖化問題について 6
- 3) 電力需給の見通しと二酸化炭素発生量 8
- 4) 火力発電システムの高効率化方策について 10
- 5) 石炭ガス化複合発電システムの研究開発状況 13

1. 2 本研究の目的 14

1. 3 本研究の位置付け 16

1. 4 本研究の構成 19

第2章 石炭ガス化複合発電システムの概要

2. 1 石炭のガス化について 21

2. 2 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉

- 1) 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の原理 28
- 2) 2トン/日ベンチスケールガス化炉 29

2. 3 石炭ガス化複合発電システムの構成

- 1) 石炭ガス化複合発電システムについて 34
- 2) 200 トン/日石炭ガス化パイロットプラント 35

第3章 石炭のモデル化

3. 1 燃料用瀝青炭について 39

3. 2 石炭のモデル 42

3. 3 石炭の組成式と標準生成エンタルピ 46

第4章 石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析

4. 1 ガス化炉の熱効率解析

1) ガス化反応のモデル化	4 9
2) ガス化炉の物質収支	5 3
3) ガス化炉の熱収支	5 7
4) ガス化炉性能評価指標	6 0

4. 2 ガス精製設備の熱効率解析

1) 脱硫反応のモデル化	6 4
2) ガス精製設備の熱・物質収支	6 7
3) ガス精製設備の性能評価指標	7 2

4. 3 複合発電設備の性能評価

1) ガスタービンの熱・物質収支	7 4
2) 排熱回収蒸気サイクルの構成方式	7 8
3) 複合発電設備の性能評価指標	8 1

4. 4 石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法

1) 性能評価指標と熱流れ図	8 4
2) 炭種による熱効率の影響	8 7
3) 容量による熱効率の影響	9 0
4) 石炭ガス化複合発電システムの予想性能	9 4

第5章 石炭ガス化複合発電システムの動特性解析

5. 1 動特性解析装置について

1) 動特性解析装置の特徴	9 7
2) 動特性解析装置の構成	9 8

5. 2 ガス化炉の動的モデリング

1) ガス化炉動的モデリングの前提条件	1 0 2
2) ガス化炉の動特性	1 0 2
3) 2トン/日ガス化炉による動特性試験	1 1 1
4) 動特性シミュレーションによるモデルの検証	1 1 3

5. 3 ガス精製設備の動的モデリング

1) ガス精製設備動的モデリングの前提条件	1 1 6
2) 脱硫装置の動特性	1 1 6
3) 脱じん装置の動特性	1 2 0

5. 4 ガスタービンの動的モデリング

1) ガスタービン動的モデリングの前提条件	1 2 3
2) ガスタービンの動特性	1 2 3
3) ガスタービンの動特性解析と考察	1 3 0

5. 5 石炭ガス化複合発電全体システムの動特性

第6章 石炭ガス化複合発電システムの協調制御

6. 1 石炭ガス化複合発電システムの制御方式

1) 石炭ガス化複合発電システム制御の基本思想	1 4 1
2) ガス化炉リード制御	1 4 2
3) ガスタービンリード制御	1 4 2
4) ガス化炉-ガスタービン協調制御	1 4 2
5) 負荷フィードフォワード協調制御	1 4 3

6. 2 石炭ガス化複合発電システムの開ループ応答

1) 給炭量変化に対する開ループ応答	1 4 6
2) 燃料流量変化に対する開ループ応答	1 5 2

6. 3 石炭ガス化複合発電システムの各種制御方式による負荷変動性	
1) ガス化炉リード制御による負荷変動性	1 5 6
2) ガスタービンリード制御による負荷変動性	1 6 0
3) ガス化炉-ガスタービン協調制御による負荷変動性	1 6 4
4) 負荷フィードフォワード協調制御による負荷変動性	1 6 8
6. 4 石炭ガス化複合発電全体システムの協調制御について	1 7 3
第7章 結論と今後の展望	1 7 5
謝 辞	1 7 8
参考文献	1 7 9
自筆文献	1 8 4
付録 1 動特性モデルブロック線図	
1) ガス化炉	1 9 1
2) ガス精製設備	2 0 5
3) ガスタービン	2 1 6
4) 全体システム制御系	2 1 8
5) Network90 Function Block機能対比表	2 1 9
付録 2 諸物性データ集	
1) 気体の等圧比熱および比エンタルピ計算式	2 2 9
2) 各種化学反応の化学平衡定数	2 3 1
3) ガス化反応速度モデル	2 3 2
4) ガス化炉壁の熱伝達式	2 3 4

付録 3 海外の石炭ガス化技術の調査	
1) C E社110 t/dガス化炉	2 3 5
2) Cool Water実証プラント (Texaco炉)	2 3 8
3) Demkolec社実証プラント (Shell 炉)	2 4 2
4) Kurpp Koppers 社48 t/dガス化炉 (Prenflo 炉)	2 4 5
英文要旨	2 4 7

第1章 序 論

1. 1 本研究の背景

1) 火力発電システムの経緯

火力発電システムは、誕生以来常に大容量化、高効率化がはかられて来た。わが国では図1.1.1 に示すように、昭和26年には発電出力7.5万kW、熱効率25%（発電端）の自然循環型（蒸気条件46kg/cm²G, 465°C）であった火力発電システムは、現在は100万kW、熱効率40.5%（発電端）の超臨界圧貫流型（蒸気条件246kg/cm²G, 538°C/566°C）へと飛躍的な発展を遂げている。その間にわが国の年間総発電電力量は図1.1.2 に示す通り、400億kWhから7600億kWhへ約19倍に増加している。また火力発電システムによる年間発電電力量は70億kWhから4700億kWhへと約67倍の大幅な増加を示している。（自家発電を除く。）当初、水力発電の補助として誕生した火力発電システムは昭和40年～50年代の産業の発達にともない急速な勢いで成長し、現在は総発電電力量の約6割を占めるに至っている。

このような火力発電システムの発展において、過去に2つの大きな障壁を経験している。一つは火力発電システムからの排出ガス等による環境問題であり、一つは昭和50年代のオイルショックである。

火力発電システム誕生当初は、石炭を燃料としていたが、硫黄化合物、ばいじんを出さず取り扱いの容易な石油が安価に輸入されてからは、重油（原油、ナフサ）を燃料とした火力発電システムが主流となり、火力発電システムのほとんどが石油に燃料転換された。石油火力発電システムは、石炭に比べて排出ガス性状がクリーンではあるが、発電容量の急増によって、昭和40年頃にはNO_x、SO_xによる環境汚染が社会問題となった。電気事業ではこの問題を解決するために火力発電システムの後流に排煙脱硝装置と脱硫装置を設置し、排ガスの浄化に努めた結果、現在ではNO_x 60ppm 以下、SO_x 50ppm 以下の低排出濃度を達成している。

このようにして環境性を解決しつつ発展した火力発電システムは図1.1.2 に示すように、年間約15%の増加率で急成長したが、昭和48年、53年に、2度にわたってオイルショックによる石油価格の高騰に見舞われた。発電コストは燃料価格より決められているため、電気料金は約2倍にはね上がり、わが国の経済に大きな影響を

与えた。このオイルショックが契機となり、石油依存度の低減政策として、石油火力新設の禁止（昭和58年のIEA協定）、石油代替燃料として、原子力発電システムの増強とともに天然ガスの導入と石炭資源の見直しが行なわれた。さらに火力発電システムの熱効率向上を行なうことにより、発電電力量当りの消費燃料を大幅に低減することを目的に、通産省工業技術院によるムーンライト計画の一環として、ガスタービンと蒸気タービンを組み合わせた高効率複合発電システムの研究が開始された。（目標熱効率55%低位。）

石油火力発電システムは再び天然ガスに燃料転換されることとなった。その結果、平成元年度には、火力発電に占める天然ガス火力の割合は41%、石炭火力の割合が17%にまで増加した。（依然石油火力は41%を占める。）天然ガスによる複合発電システムは、東北電力株式会社東新潟火力発電所2・3号系列（1100℃級ガスタービン出力107万kW、熱効率44%）を端緒に、東京電力株式会社富津火力、中部電力株式会社四日市火力、中国電力株式会社柳井火力、九州電力株式会社新大分火力等続々建設されてきている。近い将来は、1300℃級ガスタービンによる熱効率46%以上の複合発電システムが建設される予定である。図1.1.3 に天然ガス複合発電システムの概念図を示す。

石炭の利用拡大を行なうため、国により設立された電源開発株式会社を中心となって大容量微粉炭焚火力発電システムの開発が進められた。図1.1.4 に微粉炭焚火力発電システムの概念図を示す。また石炭の利用拡大の一環として電源開発株式会社により、環境性に優れた常圧流動床ボイラ発電システムの研究開発が進められ、同社竹原2号35万kW発電システムのボイラリプレースが行なわれている。本発電システムの最大の特徴は、流動床の長所を生かし、石炭を石灰石とともに燃焼させることにより、炉内で脱硫を行なうことができる点と、製紙スラッジ等の産業廃棄物を燃料にできる点である。小容量のものは、広く産業用自家発電ボイラとして設置されている。図1.1.5 に常圧流動床ボイラ発電システムの概念図を示す。

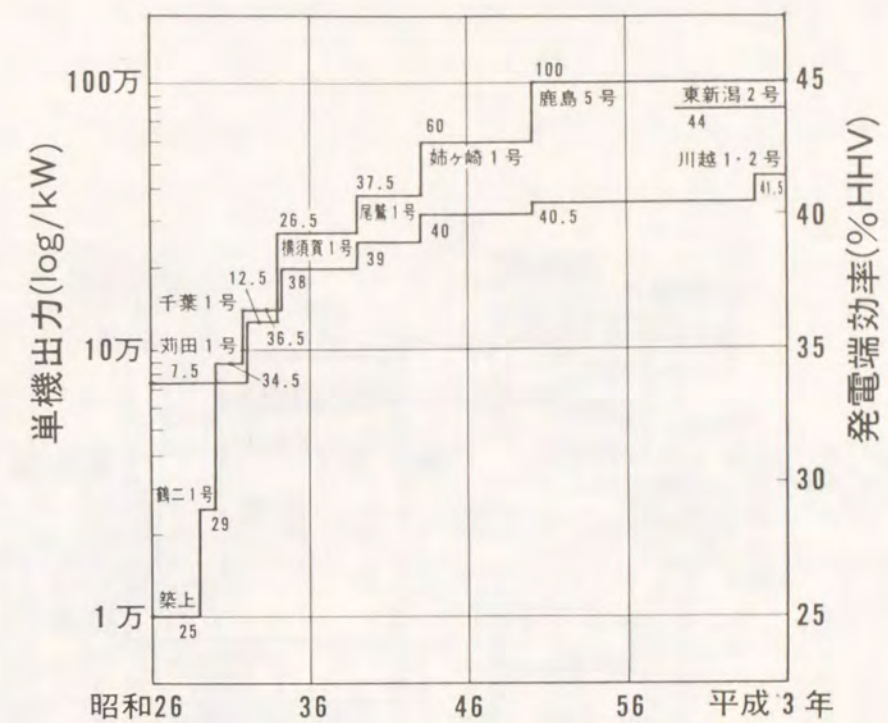


図1.1.1 わが国の火力発電システムの出力、熱効率の推移

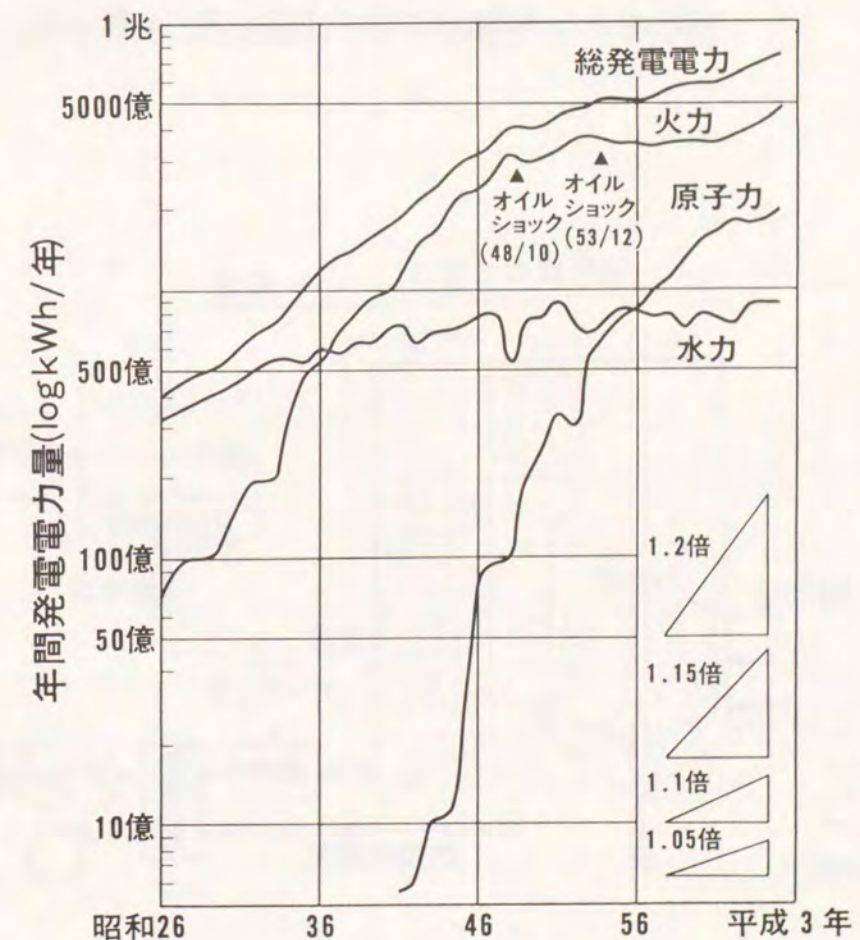


図1.1.2 わが国の年間発電電力量の推移

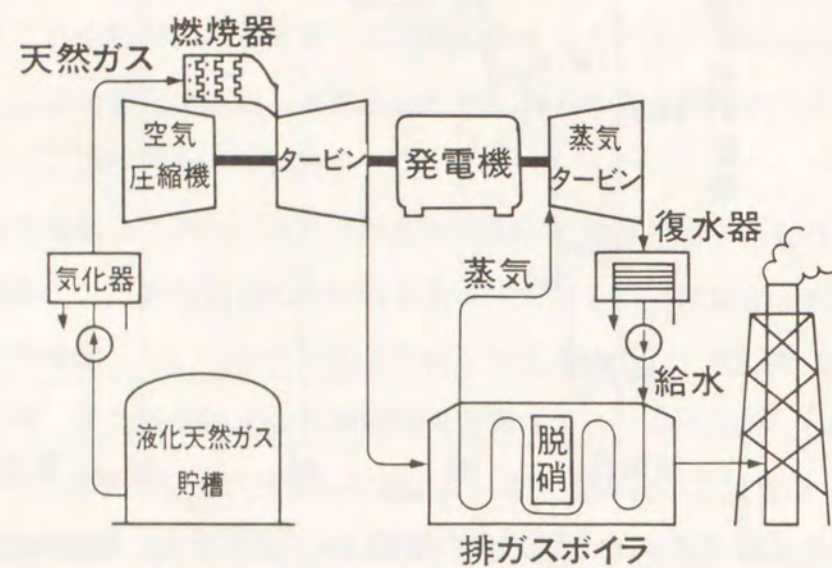


図1.1.3 天然ガス燃複合発電システム概念図

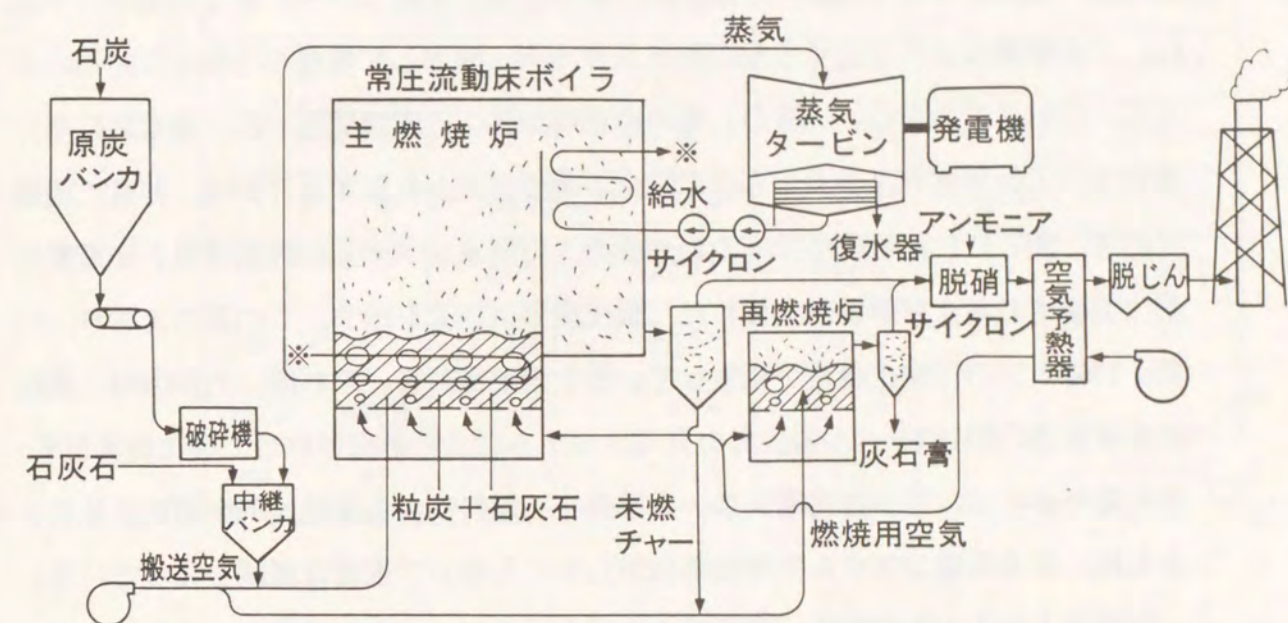


図1.1.5 常圧流動床ボイラ発電システム概念図

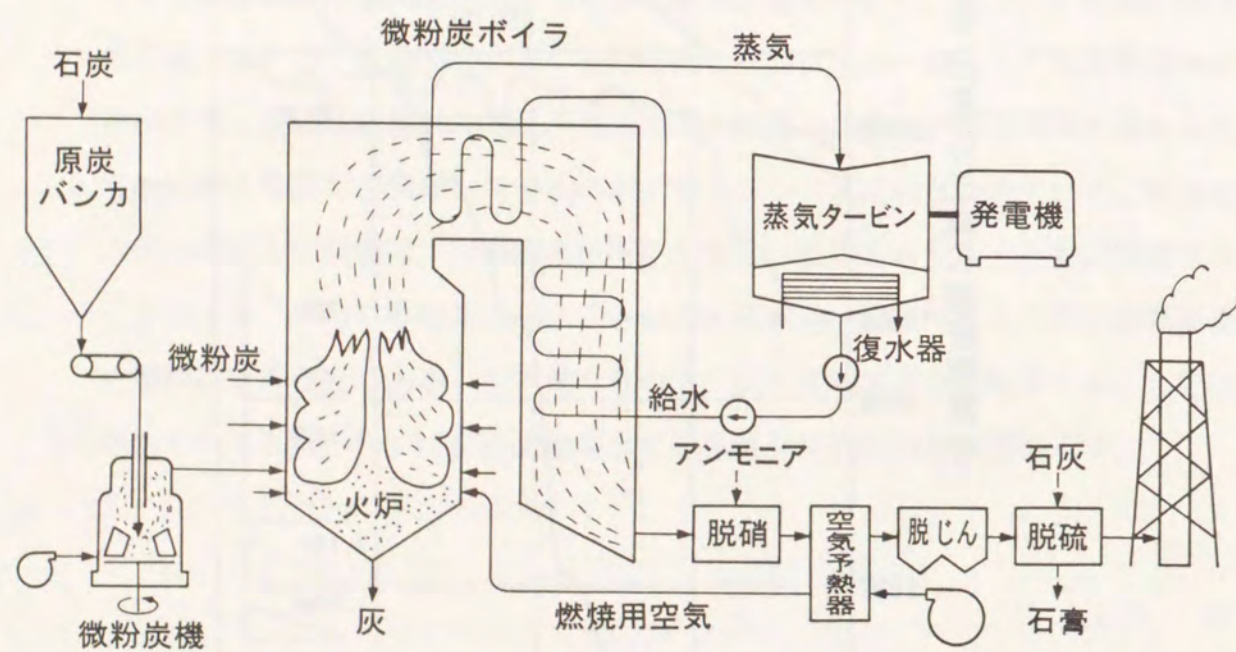


図1.1.4 微粉炭燃火力発電システム概念図

2) 地球温暖化問題について

火力発電システムは最近になって3つの目の大きな障壁に当たっている。それはこれまで全く問題とされていなかった二酸化炭素による地球温暖化問題である。化石燃料を燃焼させると二酸化炭素が発生するのは不欠避であり、火力発電システムは、この燃焼により発生する反応熱をエネルギー源として発電を行なっている。よって、これまでの NO_x 、 SO_x 等の微量成分による環境問題とは、基本的に全く異なり、火力発電システムからの二酸化炭素の排出を抑制することは、非常に困難である。表1.1.1 に平成2年度のわが国の火力発電システムの設備容量と発電電力量（実績値）および筆者が試算した二酸化炭素排出量を示す。この表のとおり、年間3.13億トンの二酸化炭素が発生していると推定される。それは、わが国の二酸化炭素排出量の約1/3を占める。火力発電システムにより排出される二酸化炭素量を抑えるためには、原子力発電システム等非化石燃料による発電比率を増加させるとともに、火力発電システムの高効率化が以前にも増して重要な課題となっている。

財団法人電力中央研究所、関西電力株式会社等では、火力発電システムの排ガスから、アミン吸収液により二酸化炭素の回収を行ない、液化した後、海底に沈める研究を開始した。しかし、火力発電システムの排ガス中には、二酸化炭素が12～15%含まれており、その分離には大規模な設備と動力が必要となる。Steinberg 氏の試算によれば、設備費は70～150%増加、発電コストは60～100%高である。

火力発電システムからの二酸化炭素を抑制するには、システム全体を根本的に検討し直す必要がある。筆者は、複合発電技術に、燃料改質技術、ガス分離技術等を組み合わせた二酸化炭素回収型火力発電システムを考案した。図1.1.6 に天然ガス改質CO分離複合発電システムの概念図を示す。これは、燃料を改質し水素とCOガスにした後、水素分離膜でCOガスを分離し、純酸素で燃焼することにより、直接高濃度の二酸化炭素を排出する火力発電システムである。これは、将来高性能で、安価な燃料改質器、水素分離膜等が開発されれば、排ガスからの二酸化炭素回収に比べて、設備費が大幅に低減され、経済的に二酸化炭素の回収ができる火力発電システムとして期待できる。

表1.1.1 わが国の発電電力量とCO₂排出量（平成2年度）

		設備容量 (万kW)	発電電力量		単位CO ₂ 排出量 (kg/kWh)	CO ₂ 排出量 (万トン/年)
			(億kWh)	(%)		
火 力	石 油	5 5 7 2	2 3 5 2	3 1 . 0	0 . 7 8	1 8 3 5 0
	天 然 ガ ス	3 8 7 8	1 6 2 7	2 1 . 4	0 . 4 3	7 0 1 0
	石 炭	1 2 4 2	7 1 8	9 . 5	0 . 8 3	5 9 6 0
	計	1 0 6 8 7	4 6 9 7	6 1 . 9	—	3 1 3 2 0
原 子 力		3 1 4 3	2 0 0 6	2 6 . 4	—	—
水 力 ・ 地 熱		3 6 6 7	8 8 6	1 1 . 7	—	—
合 計		1 7 5 0 8	7 5 8 7	1 0 0	—	3 1 3 2 0

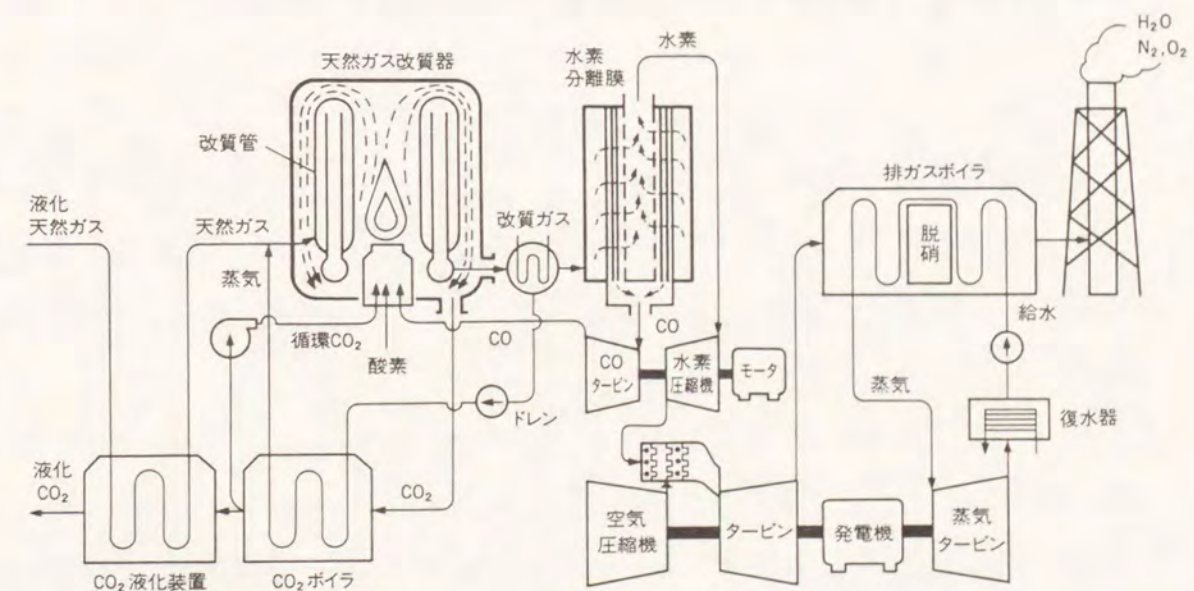


図1.1.6 二酸化炭素回収型火力発電システム概念図
(天然ガス改質CO分離複合発電システム)

3) 電力需要の見通しと二酸化炭素排出量

前節に述べた地球温暖化問題に対して、先進工業国による政府間会議により、二酸化炭素排出量を現状レベルに抑えることが採択され、それを受けて、わが国では、国民一人当たりの二酸化炭素排出量を炭素換算で2.5トン／年に安定化させることが、地球温暖化防止行動計画として決められた。

わが国の電力需要は、今後とも経済成長にともない増大していくと予想されており、電気事業審議会の長期需給見通しによれば、総発電電力量は、西暦2000年には平成2年度の約1.3倍、2010年には約1.5倍になると推定されている。この電力需要を賄うため、表1.1.2に示すように、石炭火力発電システムを2000年までに倍増させる計画となっている。この2000年までの火力発電システムの設備計画は、用地の確保、送電計画等から綿密に検討されたものであり、容易に変更はできない。

ところが石炭火力発電システムは、発電電力量当たりの二酸化炭素発生量が天然ガス、石油に比べて多いために不利であり、表1.1.2の通りに石炭火力発電システムが建設されると、2000年にはわが国の火力発電システムからの二酸化炭素排出量は、概算で平成2年度の約1.1倍に増加することになる。2010年には、計画どおりに、複合発電システムが増強でき、原子力発電システムが、平成2年度の2.4倍に増強できれば、平成2年度と同じ量にまで押さえることができる。

表1.1.2 西暦2000年、2010年における発電電力量とCO₂排出量（電事審予測）

		単位CO ₂ 排出量 (kg/kWh)	西 暦 2 0 0 0 年			2 0 1 0 年		
			設 備 容 量 (万kW)	発 電 電 力 量 (億kWh)	CO ₂ 排 出 量 (万トン/年)	設 備 容 量 (万kW)	発 電 電 力 量 (億kWh)	CO ₂ 排 出 量 (万トン/年)
火 力	石 油	0.78	5120	1630	12710	4020	1050	8190
	天 然 ガ ス	0.43	5030	1880	8080	5300	2010	8640
	石 炭	0.83	2960	1560	12950	4000	1630	13530
	そ の 他 *	(0.4)	110	30	120	670	290	1160
	計	—	13220	5100	33860	13990	4980	31520
原 子 力		—	5000	3290	—	7200	4730	—
水 力 ・ 地 熱		—	4550	1070	—	5520	1390	—
合 計		—	22770 (130%)	9460 (125%)	33860 (108%)	26710 (153%)	11100 (146%)	31520 (101%)

*分散電源、メタノールその他

4) 火力発電システムの高効率化について

火力発電システムの建設には巨額の設備投資が必要であり（建設コストを30万円/kWとして100万kWの発電所の建設費は約3000億），減価償却には長い年月が必要である。（15年償却。）平成2年度現在，わが国には，表1.1.1 に示すように606 ユニット，設備容量1億687万kWの火力発電システム（自家発を除く）が有る。これらの既設の火力発電システムをただちに，高効率の新型火力発電システムにリプレースすることは，経済的観点からも好ましくない。

そこで，設備耐用年数に近い，比較的効率の低い火力発電システムから漸次高効率発電システムへリプレースを行なうとともに，既設のボイラ・蒸気タービンを流用しつつ，ガスタービンを設置することにより複合発電化する検討が進められている。図1.1.7 に本方式の概念図を示す。これにより，熱効率を約5%向上させ，発電出力を4割増力させることが可能と考えられる。ただしこの方法は石油火力発電システムまたは，天然ガス火力発電システムのみ適用でき，石炭火力発電システムには適用できない。

新設およびリプレース火力発電システムは，当然ながら，天然ガス火力発電システムは，複合発電システムを採用し，熱効率の大幅な向上がはかられているが，石炭火力発電システムについては，今のところ従来型の微粉炭焚火力に代わる高効率な発電システムは開発されていない。そのため従来型に取ってかわるべき高効率石炭火力発電システムの開発が強く望まれている。

この新方式の高効率石炭火力発電システムの候補が，石炭ガス化複合発電システムと，加圧流動床ボイラ複合発電システムである。図1.1.8，図1.1.9 に空気吹き石炭ガス化複合発電システムと，加圧流動床ボイラ複合発電システムの概念図を示す。

石炭ガス化複合発電システムは，ガスタービンサイクルを有効に利用した複合発電システムであり，石炭をガス化することにより，ガスタービンに供給可能な可燃性ガスに変換した後，ガスタービン・蒸気タービン複合サイクル発電により高効率発電を行なうものである。

一方，加圧流動床ボイラ複合発電システムは，前述の常圧流動床ボイラ発電システムを加圧化したものであり，蒸気サイクルを主体とした発電システムであるが，高温高压のボイラ燃焼ガスにより，膨張タービンで一部発電を行なうものである。

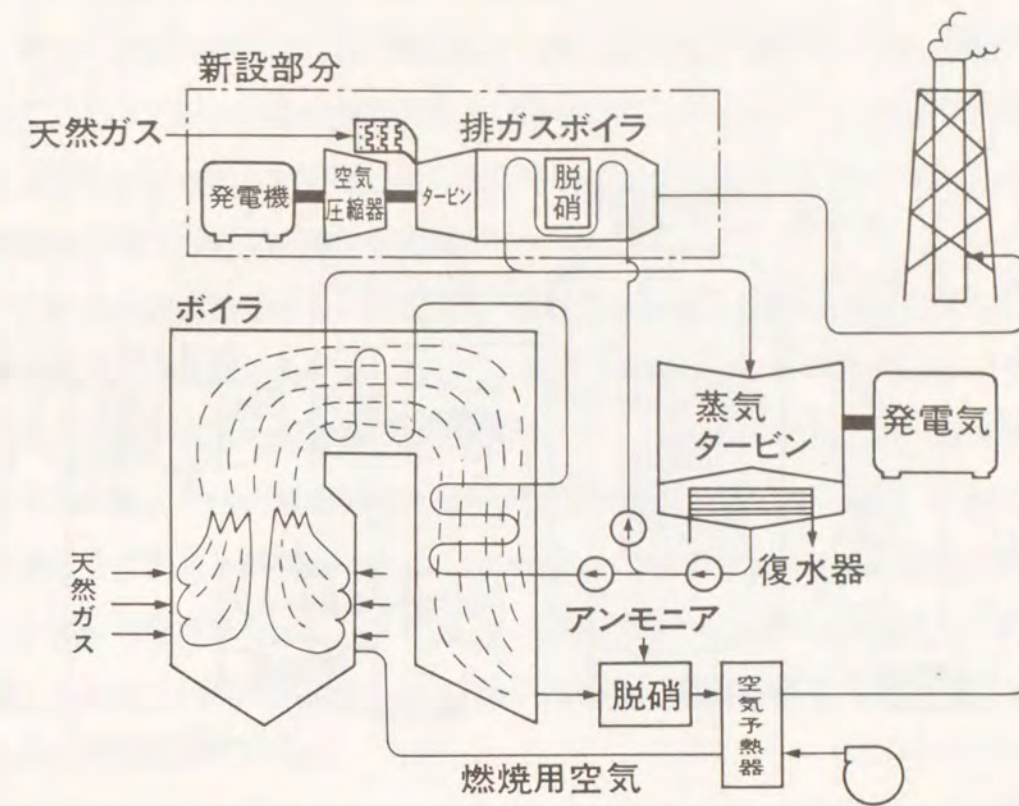


図1.1.7 既設火力の複合発電化システム概念図

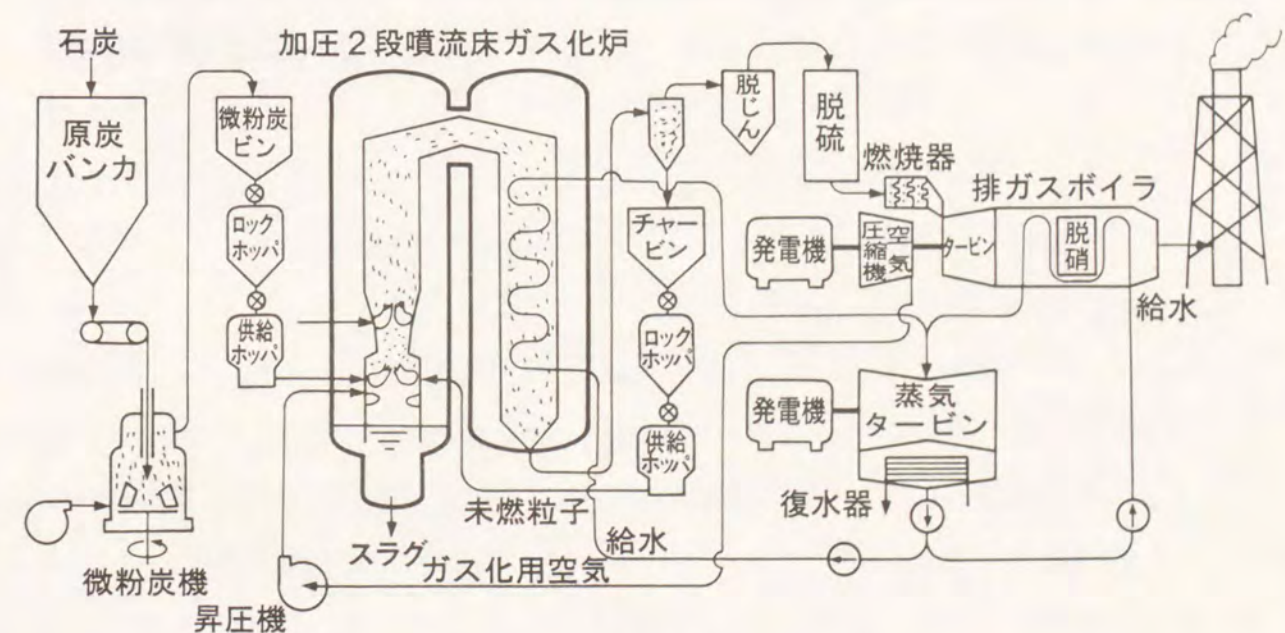


図1.1.8 空気吹き石炭ガス化複合発電システム概念図

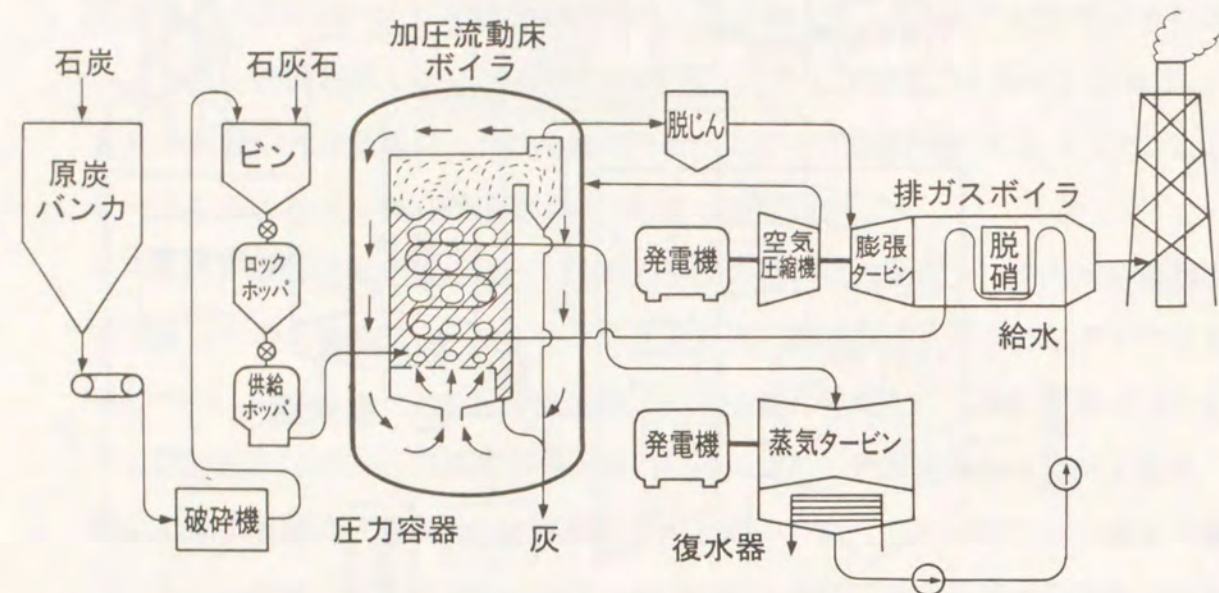


図1.1.9 加圧流動床ボイラ複合発電システム概念図

5) 石炭ガス化複合発電システムの研究開発状況

電力中央研究所では、11年前より、石炭ガス化複合発電システムの有効性を評価して、ガス化炉、ガス精製設備および低カロリーガスタービン燃焼器等の研究開発を行なうとともに、わが国に適した発電システム構成およびその実用化に向けた研究開発計画についての検討を実施してきた。

これらの結果を受けて、国と電気事業が共同でわが国独自の高効率な空気吹き、高温乾式ガス精製設備による石炭ガス化複合発電システムの開発を行なう国家プロジェクトが開始された。その研究組織として、国と電力会社および電力中央研究所からなる石炭ガス化複合発電技術研究組合が発足した。（筆者は、当初2年間、同研究組合に出向）同組合により、常磐共同火力株式会社勿来火力発電所構内に200トン/日石炭ガス化パイロットプラントが建設され、平成3年度より試験運転が開始された。これらの試運転データは、次期実証・商用システムの設計に反映されるものと期待されている。

電気事業全体の協議機関である中央電力協議会では、次期石炭火力発電システムに関する検討を行っており、石炭ガス化複合発電システムの実証プラントを、遅くとも西暦2000年までに完成させる方向で研究開発が進めることとしている。

筆者らの試設計では、2500トン/日ガス化炉、200MW級ガスタービンによる石炭ガス化複合発電システム一列の発電端出力は37万kw、発電端効率47.1%、送電端効率43.5%となった。

1. 2 本研究の目的

限りある貴重な化石燃料を有効利用するためには、火力発電システムの熱効率の向上が重要である。特に最近の地球環境問題の深刻化により、高効率で、発電電力量当りの二酸化炭素発生量の少ない新方式の火力発電システムの実用化が強く望まれている。

新しい発電システムの実用化を行なうためには、熱効率といった熱力学的な検討に加えて、今後の火力発電システムに要求される迅速な負荷変動性を得るためのシステム全体の制御という制御工学的なアプローチが不可欠である。

本研究の具体的な目的は、高効率石炭火力発電システムとして、現在わが国の政府（通商産業省）と電力会社および電力中央研究所が共同で研究開発中の、空気吹き噴流床石炭ガス化複合発電システムを対象とし、本システムの構成要素であるガス化炉、ガス精製設備（脱硫装置、脱じん装置）および複合発電設備（ガスタービンと排熱回収蒸気系）の熱・物質収支と発電システム全体の熱流れの解析、全体システムの制御のためにガス化炉、ガス精製設備およびガスタービンの動的モデリングによる動特性モデルの作成を行ない、各種運転パラメータ（ガス化炉空気比等）と発電システムの熱効率との関係を調べるとともに、運転安定性と迅速な負荷変動性のためのシステム制御方式の検討を行なうことである。

まず、システム解析において、システムの入力である石炭（瀝青炭）の簡易モデルを作り、一般的な分析値（工業分析、元素分析）から化学的諸データ（組成式、標準生成エンタルピ）を得る方式について提案した。

この石炭モデルを用いて、ガス化炉、ガス精製設備および複合発電設備の熱・物質収支を求め、その特性を数個の性能評価指標で整理した。これにより、発電システムの熱効率を、この性能評価指標を用いて検討することができ、発電システムの静特性である定常特性と、システム構成要素の性能評価指標の変化がシステム全体の熱効率に及ぼす効果を明確にすることができる。特に、化学反応を含む本発電システムにおいては、定常特性の把握が全体システムの制御を行なう上で不可欠である。

次に、システム全体の制御についての検討を行なうために、ガス化炉、ガス精製設備、ガスタービンの動的モデリングを行ない、動特性モデルを作成した。特に固気反応であるガス化反応を含むガス化炉の動特性モデルは、大幅な簡略化を行なったので、電力中央研究所2トン/日ベンチスケールガス化炉により、動特性試験を実施し、試験データと照合することにより、本モデルの妥当性の検証を行なった。なお、本動特性モデルでは、従来より検討が進められている蒸気系については省略し、石炭ガス化複合発電システムで問題となるガス化炉からガスタービンまでのいわゆる加圧ガス系の動特性に注目した。

最後に、本システムの制御方式として、従来のボイラ・蒸気タービン発電システムで行なわれてきた既存の方式（この場合には、蒸気を生成ガス、ボイラをガス化炉、蒸気タービンをガスタービンと見なす。）をまず検討し、その特徴を把握した後、2種のガス化炉－ガスタービン協調制御方式についての検討を行なった。まず、フィードバックによるガス化炉－ガスタービン協調制御方式についての効果を検討し、次に本発電システムの負荷に対する定常状態におけるガス化炉入力のフィードフォワードによる協調制御について検討し、その制御性の効果を明らかにした。

今後は、パイロットプラントでの試運転データによるモデルの照合、改良およびパイロットプラントにおいて提案の協調制御方式の検証を行なうことにより、運転安定性と、負荷変動性に優れた新型石炭火力発電システムの実用化に資することとしたい。

1. 3 本研究の位置付け

石炭の変換（ガス化、液化）に関する研究は従来より、主に化学工学の分野で進められてきており、一方ガスタービン、蒸気原動機に関する研究は、主に機械工学の分野で進められている。これらを統合した発電システムとしての研究は、熱効率を中心とした解析が行なわれているが、新しい発電システムの動特性、制御問題に関する研究はほとんど行なわれていない。その理由は、対象のような発電システムの場合には、既に実用化されている蒸気原動機（ボイラ、蒸気タービン）と異なり、開発中のシステムであるために自己相関関数による統計処理的な数学モデルが得られないため、物理的考察による動的モデリングを行ない、システム構成要素の動特性モデルを作成する必要があるが、石炭ガス化炉は、石炭のガス化反応という化学工学的な面と、伝熱・流動特性といった機械工学的な面がその現象の解析に必要となるために、厳密な物理モデルの作成が困難な上、そのモデルに含まれる各種物理パラメータの決定が難しく、有効なモデル化が極めて難しいことによると考えられる。さらに、本発電システム全体の制御問題を取り扱う場合には、制御工学的な観点により、単純化した動特性モデルが必要となるが、各状態量は分布系であり、ガス化反応という温度による非線形性の大きい現象を含むために容易ではない。そのために、これまでの発電システムの制御問題の研究は、周波数領域での理想的なモデルに基づくものが多く、定性的な議論にどどまっている。

次に各分野における主要な研究について述べる。

石炭を燃料として取り扱う発電システムを対称とする場合、まず問題になるのが石炭の性状である。石炭は地質時代に植物が炭化してできた炭素、水素、酸素、硫黄と灰分により成る高分子化合物である。炭化過程のモデルとしては、Krevelen氏のCoal Bandがある。石炭はその炭化度により一般的に亜炭、褐炭、瀝青炭、無煙炭に分類される。また、石炭はその他に粘結性、揮発性、粉碎性、灰の性状等で幅広い特性の分布を持つ。最近、木村氏、黒川氏らの研究により石炭の分子構造が次第に明らかにされてきているが、依然として不明な点が多い。

石炭の熱分解、ガス化反応は、古くから石炭化学工学で研究が進められている。代表的なガス化反応モデルには、全域反応モデル、国井教授らの未反応核モデル、およびその複合モデルがあるが、炭種によりガス化反応には多くのパターンが考え

られる。しかし各モデルに必要な活性化エネルギー等に関するデータは、加圧下ではほとんど測定されていない。

石炭ガス化炉の静特性モデルとしては、Wen氏とChen氏らがTexaco炉を対象に、未反応核モデルを適用して作成したものがあるが、ガス流れを一樣流れとしている。しかし、炉内のガス流れは強い乱流状態であると考えられるので、必ずしも分布モデルの近似が良いとは言えない。空気吹き常圧2段噴流床ガス化炉であるCE (Combustion Engineering) 炉を対象とした石炭ガス化炉モデルは、CE社により検討されており、筆者は、本モデルを加圧化した石炭ガス化炉静特性計算プログラムを作成した。本計算プログラムは、基本的には、石炭ガス化反応の理論式をベースとするが、実際の試験データと合わせるためには、多くのパラメータの決定が必要であり、実用的ではない。その他の研究としては、Shell炉を対象としたBurgt氏らの研究、Murphy氏らの研究がある。

乾式ガス精製設備の研究はわが国の石炭技術研究所において行なわれた杉谷氏らの酸化鉄による脱硫装置の研究および、電力中央研究所における酸化鉄によるハニカム型脱硫剤による研究がある。またZinc-Ferrite系脱硫剤等の研究も多く発表されている。しかしこれらの研究は主に脱硫反応に注目しており、発電システムの構成要素としての乾式ガス精製設備の運転特性を対象にしたものは少ない。

ガスタービンは、最近の天然ガスによる複合発電システムの実用化により、高温高効率化を目指し、ガスタービンメーカーを中心に盛んに研究が行なわれている。竹矢氏らによるガスタービン動特性モデルは、圧縮機、タービンを静特性として取り扱った簡単で実用的なモデルである。

石炭ガス化複合発電はこれらの要素を組み合わせた一つの発電システムであるが、組み合わせる要素によりその特性が大幅に変わる。特に石炭ガス化炉は、ガス化を行なうための酸化剤を空気にするか、純酸素にするかにより、ガス化特性、システム構成等が大きく異なってくる。石炭水スラリー供給、酸素吹きによる代表的ガス化炉であるTexaco炉による石炭ガス化複合発電システムの動特性モデルはGorind氏、Shah氏らにより検討されている。

次に石炭ガス化複合発電システム等の大容量発電システムの制御に関する研究としては、既存のボイラー-蒸気タービン発電システムに対しては従来より盛んに行なわれている。

昭和30年代には、小容量ストーカ焚き火力発電システムのボイラのドラム水位の自動化から始まり、寺野、竹内氏らにより火力発電システムの動特性の研究が行なわれた。昭和45年頃より、赤池、内田氏らにより、擬似白色信号による自己回帰法が、火力発電システムの動的モデリングに用いられ、統計的手法による近似度の高い動特性モデルが得られた。これをベースとして、最適操作量を計算する計算機制御手法が確立された。これは、従来の火力発電システムのフィードバック制御系はそのまま機能させた上で、操作量に最適操作量を重畳させるものである。

ボイラの蒸気温度は、伝熱管の寿命に大きく係わっているため、できるだけ一定に制御することが要求されるが、主蒸気温度と再熱蒸気の間には強い相互干渉がある上に、操作量である蒸気水スプレおよび燃焼ガス再循環ファンダンパともに操作の範囲が極めて狭いボイラが多い。筆者らは、実ボイラにおいて、システム動特性を伝達関数モデルとして求め、位相補償器による非干渉制御を行なったが、操作量の制限が問題となった。

このように、発電システム用実ボイラの制御は、温度の分布、燃焼状態の変化、操作量の非線形特性等により、現在でも、従来型フィードバック制御系に頼っているのが、現状である。

一方、本論文で対象としている石炭ガス化複合発電システムの制御に関する研究は、一部Texaco社、GE社等のガス化炉メーカーやガスタービンメーカーで実施されているが、石炭ガス化炉は、化学工学的な取扱いはなされていない。特にガス化炉内反応は、ボイラにおける燃焼反応と異なり、部分酸化反応であるため、その反応率つまり反応速度を正しく記述する必要がある。ところが反応速度は、炉内温度、反応ガスの濃度により強い非線形性を有するため、線形システムとして取り扱うことが困難である。

本研究では、ガス化反応率を、反応速度式より代表温度での反応終了時間を用い、表面反応律速を仮定して推定することにより、システムの定常特性、非線形特性を表現した動的モデリングを行ない、全体システムの制御性について検討を行ない、有効な協調制御手法の提案を行なう。

1. 4 本研究の構成

本研究は、空気吹き噴流床石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法と、動的モデリングにより、各要素の動特性モデルを求め、システムの安定性、負荷変動性に優れた協調制御方式の開発を行なうものである。

本論文は、第1章から第7章および付録で構成されている。

第2章では本論文の対象システムである石炭ガス化複合発電システムについての特徴を示す。はじめに、石炭のガス化技術とその開発経緯について内外の技術調査を行ない、わが国の空気吹き噴流床ガス化炉の特徴を述べる。次に乾式ガス精製設備について簡単にふれた後、複合発電設備の熱サイクルについて説明し、石炭ガス化複合発電システムの全体構成について比較検討した。

第3章では、本発電システムの入力である石炭のモデル化について、Krevelen氏の石炭モデルをベースに、その組成式を求め、石炭の工業分析および元素分析値より、標準生成エンタルピの求め方を示す。さらに、石炭性状より標準生成エンタルピを推定し、発熱量を求める手法を示した。これにより、わが国の電力会社で使用している石炭を6つの石炭モデルで分類した。

第4章は本発電システムの静特性である石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析について述べる。ガス化炉、ガス精製設備、複合発電設備についての熱・物質収支を求め、数個の性能評価指標で整理した。次にこれらの性能評価指標を用いて、発電システム全体の熱効率の算定に必要な熱流れ図を提案し、性能評価指標と熱効率との関連を明確化した。本解析手法により、炭種その他の変化による熱効率の変化を調べた後、システムの大容量化に対する熱効率向上効果の検討を行なった。また、本熱効率解析を用いることにより、2500トン/日、37万kW級石炭ガス化複合発電システムの定常特性の解析を行なった。

第5章では、前章の熱・物質収支モデルをベースに、制御工学的に必要となる対象システムの動的モデリングを行ない作成した動特性モデルを示す。はじめに分散型デジタルコントローラを用いた動特性解析装置について概説し、次にガス化炉、ガス精製設備、ガスタービンの動特性モデルを示す。なおガス化炉の動特性モデルについては、2トン/日ベンチスケールガス化炉による動特性試験との比較検討を示す。

第6章では、前章の動特性モデルを結合し、全体システム制御系を付加し、石炭ガス化複合発電全体システムの負荷変動性の検討を行なった。まず負荷偏差のフィードバックによる従来型制御方式の特徴を示した後、ガス化炉とガスタービンの協調制御方式の検討を行なった。フィードバックによるガス化炉-ガスタービン協調制御方式と、負荷フィードフォワードによる協調制御方式によって、システム内の圧力変動を押さえつつ、迅速な負荷変動性が得られることを示す。

第7章では、本研究の結論について取りまとめるとともに、今後の展望について考察を行なった。

なお、付録1には、本論文において作成した動特性モデルの全ブロック線図を示すとともに、分散型デジタルコントローラ（Network 90）のFunction Block機能を連続系シミュレーション言語と比較して示す。

付録2には、本論文に用いた諸物性データ、ガス化反応速度式等を記載した。

付録3には、筆者が現地調査を行なった欧米のメーカーの石炭ガス化関連技術についてとりまとめた。

なお、本論文中的図表は、特に注釈を行っていないものについては、筆者作成による。

第2章 石炭ガス化複合発電システムの概要

2. 1 石炭のガス化について

石炭は、固体燃料であるために、石油、ガス燃料に比べて取り扱いが難しく、燃焼させると、多量の灰、ばいじん、硫黄化合物等が発生する。そのために、火力発電システムの誕生当初は燃料として、広く用いられていたが、安価な石油が輸入されてからは、石油に切り替えられた。1940～1950年には、主に都市ガス製造用として石炭のガス化技術が開発され、実用化された。主なガス化技術としては、固定床のLurgi炉、流動床のWinkler炉、噴流床のKoppers-Totzek炉（K-T炉）である。これらの第一世代のガス化炉は、常圧であり、石炭処理量も100トン／日未満の炉が大部分であった。（K-T炉は4バーナの400トン／日規模の炉が製造された。）図2.1.1 にこれらのガス化炉の概念図を示す。第一世代のガス化炉は石油への燃料転換により一時姿を消した。これに代わって重油、残渣油より水素を合成することを目的としたガス化炉がTexaco社で開発され、主に化学工業で使用された。わが国でも、石川島播磨重工業株式会社がそのライセンサーとなり、国内の化学工場用にTexaco炉を製造している。

昭和40年代の石油ショックによって石炭資源が再び見直されるに至り、大容量の微粉炭焚火力の開発が進められるとともに、石炭ガス化技術の発電システムへの商用研究が開始された。

複合発電システム用の石炭ガス化炉に要求されるガス化炉の条件は、

- i) 処理量が大きいこと。（一基2000トン／日程度は必要。）
- ii) 幅広い石炭に適合できること。（種々の石炭を使用するため。）
- iii) 灰の処理が容易なこと。（スラッキングガス化炉が望ましい。）
- iv) 起動・停止、負荷変動性に優れること。（中間負荷運用となるため。）
- v) 運転信頼性が高いこと（トラブル停止が無く、2年に一度の点検で連続使用可能なこと。）
- vi) ガスタービン燃料とするため、加圧炉であること。（常圧炉の場合には、燃料ガスの加圧が必要となる。）

等であり、耐火壁・鉄皮構造の従来の化学工業用の小容量ガス化炉技術から、大容

量発電用ボイラ技術を応用した大容量化、高運転信頼性が要求される。

図2.1.2 に国内外の代表的石炭ガス化炉の系譜を示す。

固定床ガス化炉は、大容量化負荷変化性に難点があるものの構造的にシンプルであり、運転信頼性が高いため、Lurgi 炉を高温・高圧化したBGC/Lurgi 炉へ発展している。この改良によりスラッキングガス化炉となっている。本ガス化炉は、南アフリカのガソリン代替油製造のSASOLプロジェクト、EPR Iの複合発電プロジェクト等により開発されている。

流動床ガス化は、Lurgi炉と同様に、独国のWinkler炉を高温・高圧化したHTW炉(High Temperature Winkler 炉)へと発展している。また米国WH(Westing House)社では、Winkler炉の空気吹きへの変更を考え、2段式流動床ガス化炉であるWH炉の開発を行なった。2段流動床ガス化炉は、次節の2段噴流床ガス化炉の原理とほぼ同等であり、下段を燃焼炉として、上段を還元炉としている。WH炉は、実用化までに至っていないが、石炭ガス化炉の検討をしていたわが国の財団法人石炭技術研究所により、石炭技研炉として同所夕張試験場において、5トン/日ガス化炉、40トン/日ガス化炉が建設され、昭和48年度から約18年間運転研究が行なわれた。

流動床ガス化炉は、固定床ガス化炉に比べれば大容量化に向くが、炉内の流動床を保つためには、ガス化剤(酸素または空気)の他に蒸気を供給する必要がある。また、噴流床ガス化炉と異なり、炉内の流動床が溶融固化したクリンカが発生すると運転ができなくなるため、石炭の灰分の軟化点よりも十分低い温度(950℃以下)で運転する必要がある、タールの発生が多い。(未燃カーボンを含むチャーも大量に発生する。)

以上のような特性により、発電用ガス化炉としては、噴流床ガス化炉が適すると考えられ、現在は国内外ともに噴流床ガス化炉の開発が中心となっている。

噴流床ガス化炉は、微粉碎した石炭(微粉炭と呼ぶ)または、石炭を水と混合し流体化した石炭水スラリー(CWM)を、ガス化剤とともに高温・高圧の炉内に噴射することにより、炉内に強い乱流場を作り、瞬時にガス化を行なうものである。炉内は非常に高温となるためにタールは完全に分解する。

噴流床ガス化炉は、炉内の流動パターンにより、旋回上昇流型、対向流型および下降流型の3つに分類できる。図2.1.3 にそれぞれの流動パターンを示す。

旋回上昇流型は、米国CE社のコーナファイアリング型ボイラと同様に炉内に強い旋回流を作るように微粉炭と空気を供給し、炉内に安定した火炎ボールを作るものである。ガス化炉の場合も同様であり、灰は高温の炉壁に捕捉され、溶融スラグとして炉底より排出される。代表的なものには、本論文の対象としている電中研-三菱炉(勿来200トン/日炉)と日立-バブコック日立炉(ハイコール50トン/日炉)がある。

対向流型は、前述のK-T炉を加圧化したものであり、対向バーナボイラと同様に、微粉炭と空気を炉内で衝突させることにより強い乱流を作るもので、その際に溶融したスラグは炉底に落下し、炉底より排出される。代表的なものはShell炉とPrenflo 炉である。

下降流型は、前述のTexaco炉を石炭ガス化炉に改造したものであり、CWMと酸素を炉頂のバーナより炉内に噴射し、ガス化するものである。溶融したスラグは、生成ガスとともに下方に流れ、溶融スラグのみ、下部の冷却水により急冷破砕される。独国の電力会社VEW社および旧東独のGKT公社でも類似のガス化炉を開発している。

図2.1.4 に、現在最も開発の進んでいる6種の噴流床ガス化炉の比較を示す。以下これらのガス化炉についての特徴および開発経緯を記す。

電中研-三菱炉は、米国DOEプロジェクトとして1978~81に運転されたCE社110トン/日空気吹き常圧2段噴流床ガス化炉を加圧化したもので昭和58年度により、当所横須賀研究所内に2トン/日ベンチスケールガス化炉を作り、研究開発を行なっている。CE社110トン/日ガス化炉は、常圧のため、加圧炉に比べて炉本体が非常に大きくなり、炉壁への伝熱量が極めて多いために、炉内温度の維持が難しく、ガス化炉としては成功しなかったが、空気吹き2段噴流床ガス化炉の原理、発電用大容量ボイラ同様溶接管による水冷壁構造の利点は実証された。空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の詳細は次節に示す。(付録3. 1参照)

ハイコール炉は、水素製造用として国家プロジェクトで研究開発が進められている酸素吹き加圧1段噴流床ガス化炉である。このガス化炉は、米国のBabcock & Wilcox (B&W) 社により古くから開発が進められてきたガス化炉を基本とするが、日立製作所・バブコック日立が同社の1トン/日ベンチスケールガス化炉により改良を行なったものである。

酸素吹き加圧1段噴流床炉は、ガス化剤として酸素を使用することにより、炉内を高温に保つことが容易であり、1回でガス化する割合を高くできる。水素製造用のために、炉内に蒸気を供給して、水性ガス化反応により生成ガス中の水素の比率を高めている。同炉は、炉の上部、下部の2ヶ所から石炭を供給することで、ガス化効率を高めている。(1室2段方式) Bi-Gas炉等も本ガス化炉に類似している。

Shell炉は、K-T炉を加圧化し改良したものであり、対向バーナを特徴とする。当初は、Kurpp-Koppers社と共同で研究開発が始められたが、現在はShell社独自で開発が進められている。1978年より6トン/日ガス化炉により試験を開始し、その後Kurpp-Koppers社と共同で旧西独に150トン/日Shell-Koppers炉を建設した。150トン/日ガス化炉以降は、主に開発方針の相違により両社は分裂し、Shell社はShell炉として米国DOE、EPRI等の資金援助を受けてTexas州Shell精油所内に250~400トン/日のパイロットガス化炉を建設し、約3年間試験を行なった。

これら一連のShell社の技術開発を評価し、オランダ電力庁(SEP)では、オランダ電力研究所(KEMA)でShell方式石炭ガス化複合発電プラントの検討を行なった後、1989年にDemkolec社を設立し、BuggenumのMaas火力発電所構内に、250MW Shell方式石炭ガス化複合発電プラントの建設を行なっている。ガス化炉処理量は、約2000トン/日であり、設計発電効率43.2%(送電端低位)、41.6%(送電端高位)であると発表されている。(1994年運開予定、付録3.3参照)

Prenflo炉は、Shell社と別れた後、Kurpp-Koppers社が開発しているガス化炉の名称である。(Pressurized Entrained Flowの略)よって型式的にはShell炉とほぼ同じである。Kurpp-Koppers社は、独国Fürstenhausen 自社試験場に48トン/日Prenfloガス化炉を設置し、試験を行なっている。この結果によれば、炭種による生成ガスの変動が少なく、負荷変動性に優れたガス化炉となっている。スペイン国営電力会社であるENDESA社、フランス電力庁(EDF)等が350MW IGCC実証プロジェクトを計画しているが、同炉が本プロジェクトのガス化炉に選定されている。(付録3.4参照)

Dow炉は、Texaco社と契約しTexaco炉の製造を行なっていたDow Chemical社が独自に研究開発中のCWM酸素吹き加圧2段噴流床ガス化炉である。Dow炉は、電中研-三菱炉の下段部をShell炉に交換したような折衷タイプを特徴とするが、すで

に米国Dow Chemical社内に2000トン/日炉が運転されており、容量的には世界最大級である。

Texaco炉は、本来重質油のガス化炉であり、生成ガスは炉下部に設けられたクエンチ容器内の冷却水により、冷却浄化される。(Quench Type)ところが発電用に用いるためには、炉下部にガス冷却器を設けて、生成ガスの顕熱を有効に回収する必要がある。輻射型ガス冷却器を有するものをガス冷却器型(Gas Cooler Type)と呼ぶ。Texaco社では、同社Montebello研究所内の15トン/日試験炉、ライセンスであるRuhr Chemie/Ruhr Kolo社の150トン/日パイロットガス化炉を経て、昭和59年には、米国California州にあるSouthern California Edison電力(SCE 電力)Cool Water発電所において世界初の910トン/日級、発電端出力120MWのTexaco方式石炭ガス化複合発電実証プラントが完成し、約5年間に亘って試験運転が行なわれた。

Cool Waterプロジェクトにより、本格的な噴流床ガス化炉による石炭ガス化複合発電システムが実証され、それと共に本発電方式に関する多くの技術知見が得られた。Cool Waterプロジェクトは、技術的実証を目的としているため、システム構成要素はできるだけ既存技術の組合せとし、熱効率は低く抑えられている(送電端効率約30%)。本プロジェクトには、財団法人電力中央研究所、東京電力株式会社、株式会社東芝、石川島播磨重工業株式会社が共同で資金参加し、石炭ガス化複合発電システムに関する多くのデータを取得した。(付録3.2参照)

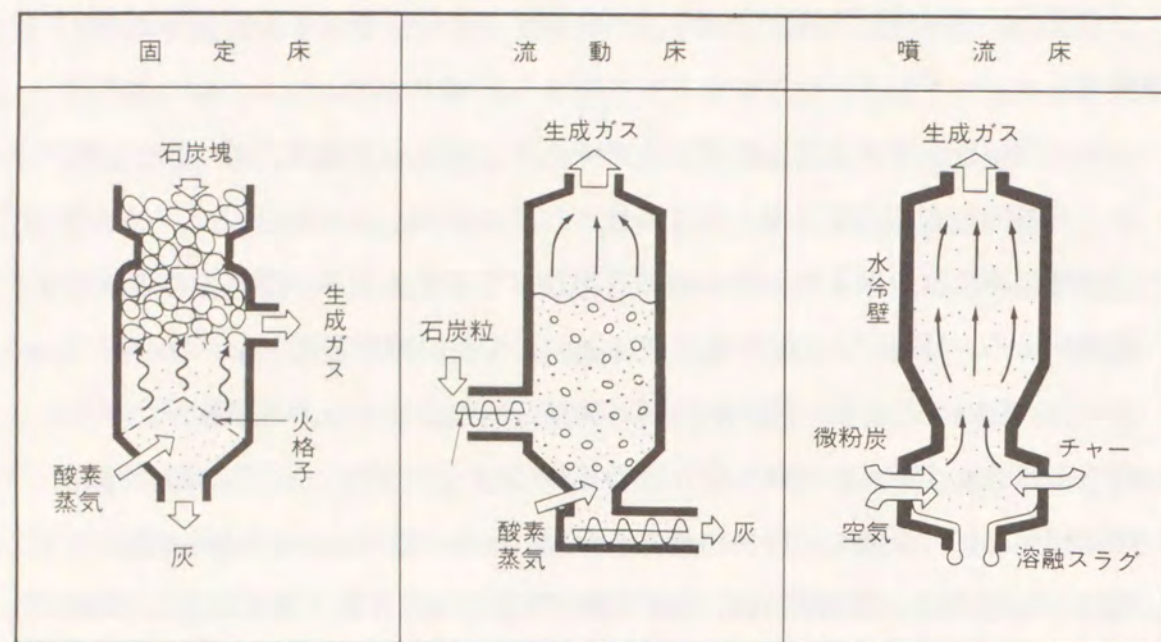


図2.1.1 石炭ガス化炉の種類

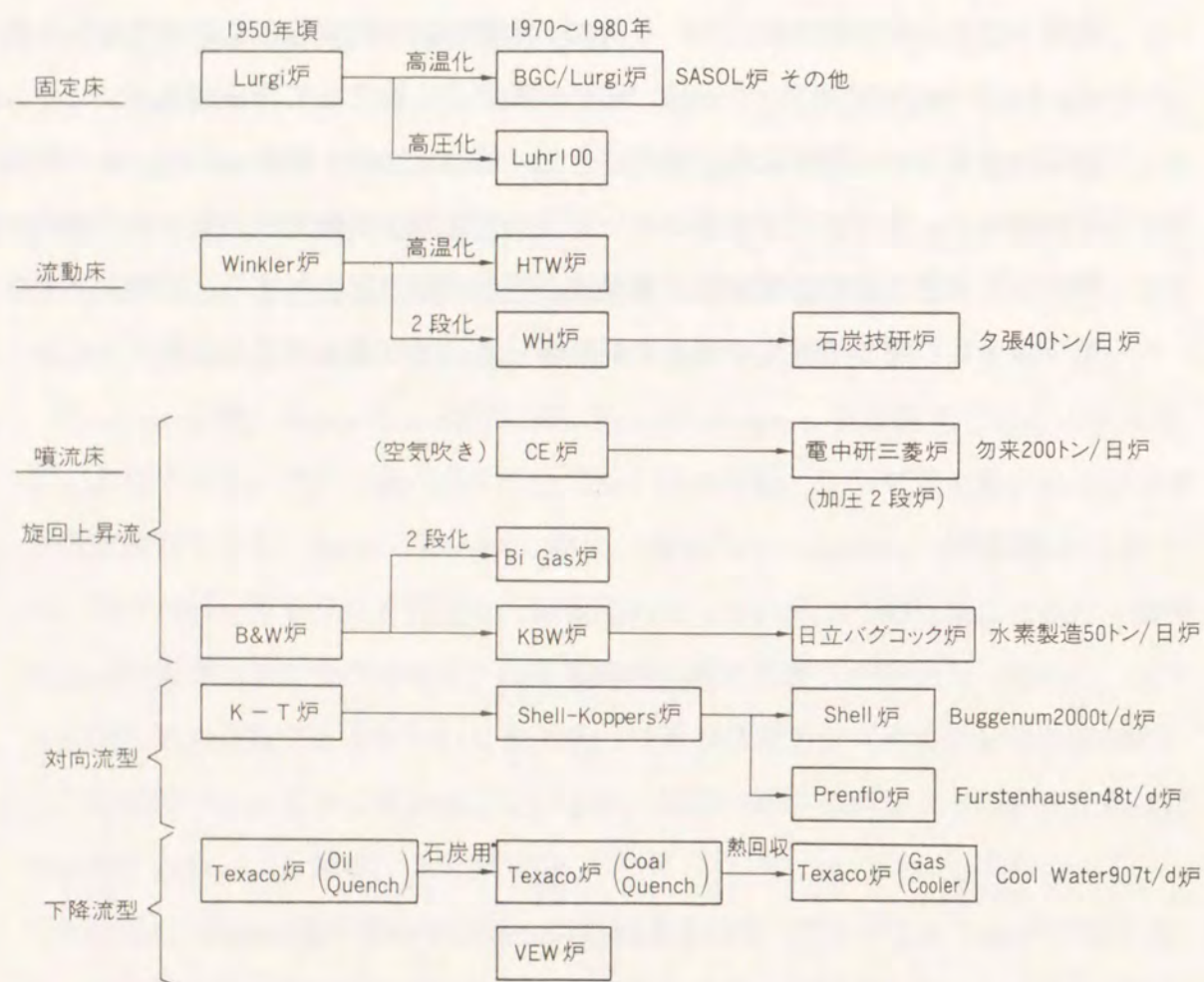
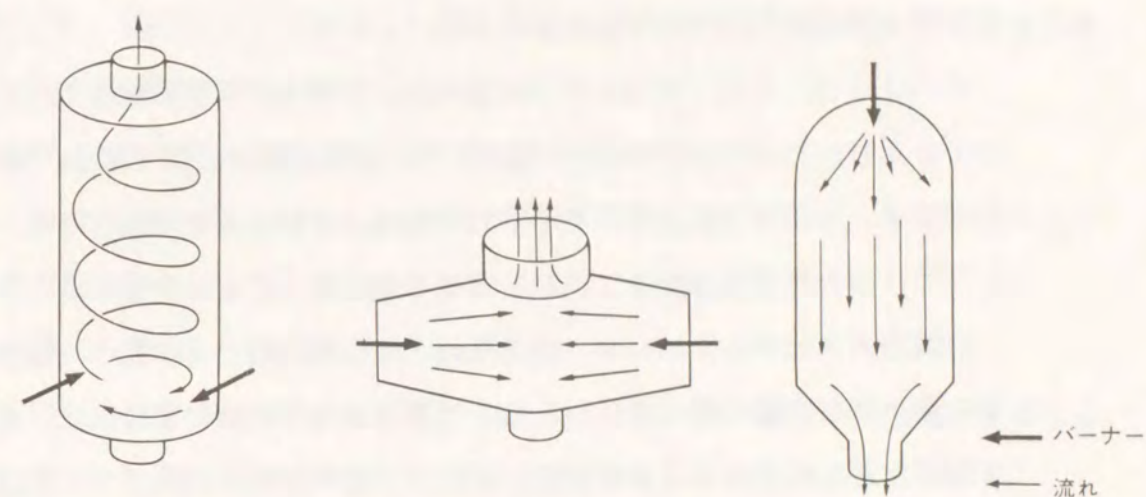


図2.1.2 代表的な石炭ガス化炉の系譜



(a) 旋回上昇流型 (b) 対向流型 (c) 下降流型

図2.1.3 噴流床ガス化炉の炉内流動パターン

	200トン/日IGCC パイロットプラント	水素製造プラント	Shell IGCC	Prenflo IGCC	Dow IGCC	Texaco IGCC
石炭処理量(トン/日)	200	20~50	2000	1325	2400	1000
型 式	加圧2段噴流床	加圧1段噴流床	加圧1段噴流床	加圧1段噴流床	加圧2段噴流床	加圧1段噴流床
概 念 図						
運 開 年 月	'91	'91	'93 (予定)	'92 (予定)	'87	'95 (予定)
給 炭 方 式	空 気 搬 送	窒 素 搬 送	窒 素 搬 送	窒 素 搬 送	石炭水スラリー	石炭水スラリー
ガ ス 化 剤	空 気	酸 素/蒸 気	酸 素/蒸 気	酸 素/蒸 気	酸 素	酸 素
送電端出力	12.5MW	—	253MW	160MW	160MW	440MW
開 発 者	(財)電中研,三菱IGC組合(NEDO)	日立,ハイコール組合(NEDO)	Shell, Siemens	Krupp Koppers	Dow Chemical, Louisiana GT	Texaco, GE
所 在 地	旧 福島県いわき市	旧 千葉県袖ヶ浦	旧 Buggenum	旧 Essen	米 Louisiana	米 Massachusetts

図2.1.4 内外の主要噴流床ガス化炉

2. 2 空気吹き加圧二段噴流床ガス化炉

1) 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の原理

ガス化炉は、石炭（噴流床炉では微粉炭）と酸化剤（空気吹きでは空気）を供給して、CO、H₂を主成分とする可燃性ガスを発生させる炉である。噴流床ガス化炉の場合、石炭中の灰分を高温の炉内で溶融させ炉底より排出させる。一旦ガス化したガスは天然ガス等のガス燃料と同様に扱うことができる。

石炭をガス化するためには、酸化剤により石炭の持つ化学熱の一部を反応させて炉内を十分な高温に保つ必要がある。空気吹きガス化炉の場合には、ガス化に必要な酸素とともに多くの窒素が炉内に供給されるために、炉内をガス化に必要な高温にするためには空気を多く供給し、石炭の持つ化学熱をより多く反応熱として用いる必要があり、必然的に単位体積当りの生成ガス発熱量は低くなる（酸素吹きの40～50%程度）。

供給した石炭の理論完全燃焼空気量に対する供給空気量の割合をガス化炉空気比と呼ぶが、ガス化を効率よく行なうためには、炉内温度は灰分の溶融排出に十分な温度に保ち、同時にガス化炉空気比はできるだけ絞った条件で運転する必要があるが、一般の空気吹き噴流床炉は上記の理由でガス化炉空気比をあまり低くできない。

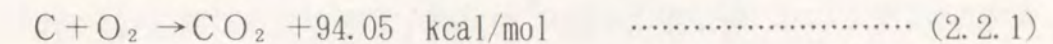
そこで電力中央研究所では、これら空気吹きガス化炉の特性を補なうために、CE炉を加圧化した空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉を新たに考案した。これは炉壁に絞りを設けることにより炉内を下段（コンバスタ部）と上段（リダクタ部）に分け、石炭を上段下段に分けて供給し、ガス化空気は下段にのみ供給する方式のガス化炉である。コンバスタ部では石炭の燃焼を行ない、その反応熱により炉内を高温に保って灰分を溶融排出させ、リダクタ部ではコンバスタからの高温ガスにより石炭の還元ガス化を行なう。これにより空気吹きガス化炉としては、ガス化炉空気比を比較的低くすることができる。ただしその反面リダクタ部に供給した石炭は、コンバスタ部からの高温ガスを還元し、ガス化されるので、石炭中の炭素分が十分にガス化されず、炭素分を多く含むチャー粒子となる。これをサイクロン等でできるだけ捕集して、コンバスタ部にリサイクルする必要がある。またリサイクルチャーは高温のままで再供給するのが望ましく、そのために搬送気体に生成ガスの一部をリサイクルさせて使用することが検討されている。コンバスタ内の高温で溶融され

た灰分は、溶融スラグとして炉底より排出され、スラグホップ水により急冷破碎される。

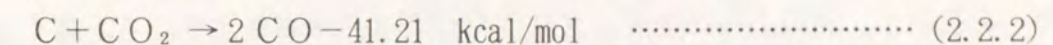
図2.2.1，図2.2.2に空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の原理および大容量空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の構造概念図を示す。

空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の特徴は要約すると次の3点である。

i) 下段のコンバスタ部では、石炭およびチャーを燃焼状態に近づけることによりその燃焼熱を用いて、炉内を灰分の融点以上の高温に保つ。

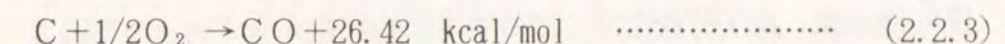


ii) 上段のリダクタ部では、石炭によりコンバスタからの燃焼ガスを還元することにより、吸熱反応を用いて、生成ガス温度を灰分の軟化点以下に下げる。



iii) 全体として、空気吹きであるが、比較的低いガス化炉空気比で高いガス化効率が可能となる。また酸素吹きと異なり、酸素分離装置および酸素分離動力が不要である。

式(2.2.1)と式(2.2.2)を加えると次式となる。



以上の3式は、純酸素により1段でガス化を行なう場合に比べて、空気により2段でガス化を行なう方が合理的であることを示している。すなわち、空気吹き2段噴流床ガス化炉は、まず下段で石炭を燃焼させ、その反応熱で炉内を高温に保ち、灰分を溶融させ、次に上段の石炭により還元することにより、その吸熱反応を利用して生成ガス温度を灰の付着しない温度まで下げることができる。酸素吹き1段噴流床では、1段で部分酸化を行なうため、炉内温度は上昇するが、高温の生成ガスは、後流の精製ガス冷却器または冷却した生成ガスをリサイクルさせることにより温度を下げる必要がある。（前述のCool Waterプラントではガスの冷却が不十分であったために、後流の生成ガス配管での灰付着が発生した。）

次に、財団法人電力中央研究所横須賀研究所に設置した2トン/日ベンチスケールガス化炉の概要を示す。

2) 2トン/日ベンチスケールガス化炉

2トン/日ベンチスケールガス化炉系統図を図2.2.3に示す。石炭は、微粉碎、

乾燥後ロックホッパにて加圧し、計量ホッパを経て空気搬送によりガス化炉に供給される。ガス化炉は、耐火材内張り構造（コンバスタのみ水冷構造）で、炉内圧力は $20\text{kg}/\text{cm}^2\text{A}$ である。石炭処理量は $100\text{kg}/\text{h}$ （2.4トン/日）、生成ガス量は約 $500\text{m}^3/\text{h}$ 、ガス温度は、コンバスタで $1500\sim 1700^\circ\text{C}$ 、ガス化炉出口で約 1000°C である。生成ガス中の未反応チャーは、サイクロンで捕集してコンバスタにリサイクルする。コンバスタ内で熔融スラグとなった石炭灰は、アッシュホッパ水で急冷・破碎し、約1時間毎に排出する。

昭和58年度よりガス化試験を開始し19炭種、累積ガス化時間は1920時間（平成4年3月末現在）のガス化試験研究を実施してきた。（図3.1.2、図3.1.3 参照）

図2.2.4 にガス化炉の空気比に対する生成ガス発熱量（ドライベース高位）試験データを示す。図のように生成ガス発熱量はガス化炉空気比を絞ると高くなり、空気比に強く依存していることがわかる。炭種による発熱量の差異は、主にチャーリサイクル率（リサイクルチャー量/ガス化炉出口チャー量）の大小によるものである。表2.2.1 に生成ガス性状例を示す。

2トン/日ベンチスケールガス化炉はこれまでに数多くの改良を行ない、ガス化性能、運転信頼性、高圧可燃性ガスに対する安全性を大きく向上させることができた。その主なものとしてはセラミックスラグタップの採用、スラグタップ監視窓の設置およびスラグ熔融バーナの設置によるスラグ安定排出技術の確立、サイクロンの保温強化等種々の対策による高いチャー捕集効率（90%以上）の達成等である。図2.2.5 に主な改良箇所を示す。

これまでの9年間にわたる運転経験から、ガス化炉に関する多くの知見を取得し、空気吹き加圧2段噴流床炉の運転技術をほぼ確立するとともに大容量化に関する課題の抽出を行なうことができた。今後は、後述の200トン/日石炭ガス化パイロットプラントにおける使用炭の予備ガス化試験を行ない、ガス化条件の検討を行なうとともに、高灰融点炭のガス化効率の向上のための、フラックス添加、混炭等による灰の融点降下技術、システム構成の簡単化による低コスト化技術等実用化に向けた幅広い研究を進めていく予定である。

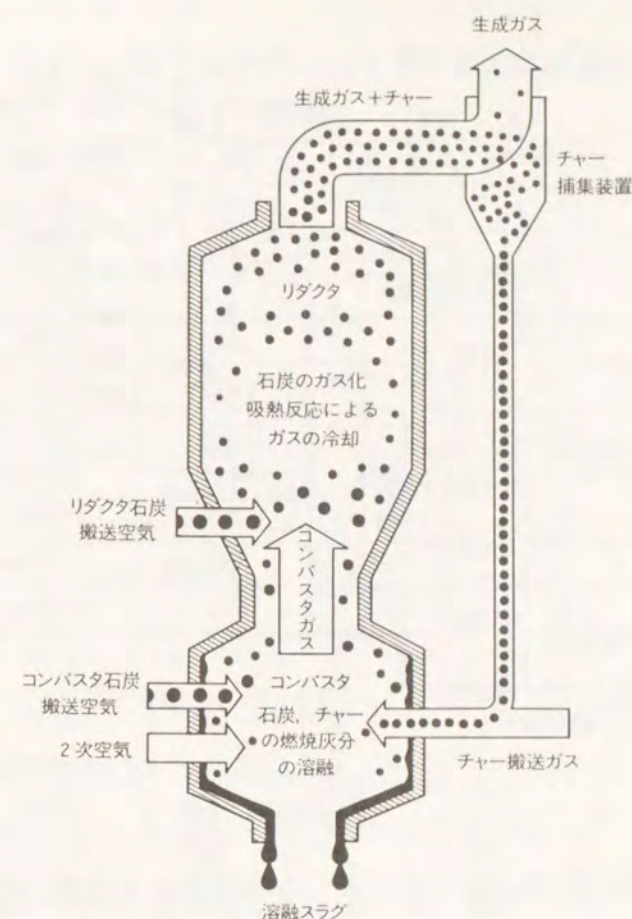


図2.2.1 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の原理

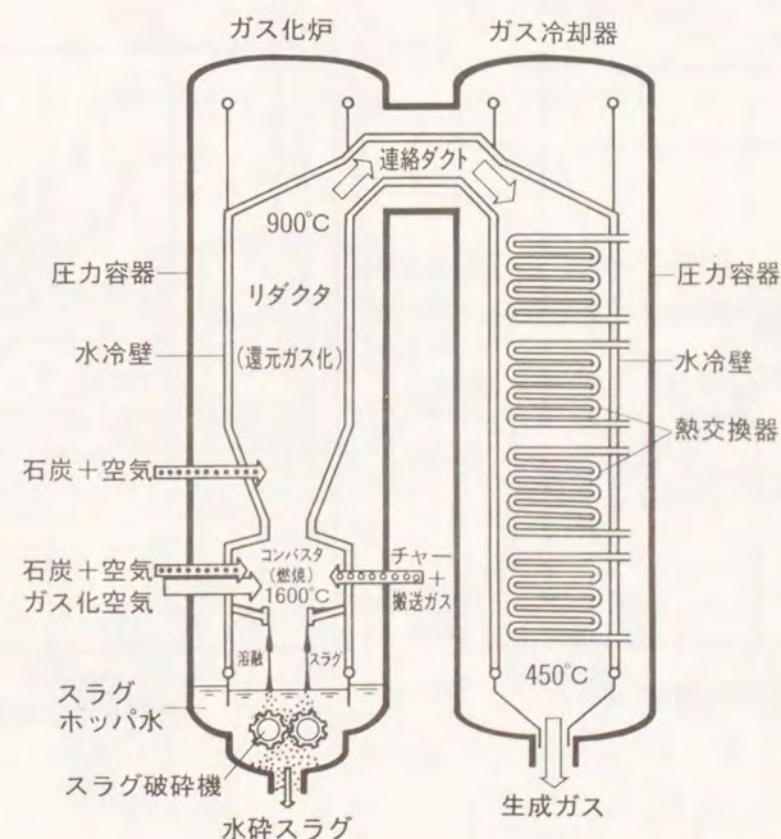


図2.2.2 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉構造概念図

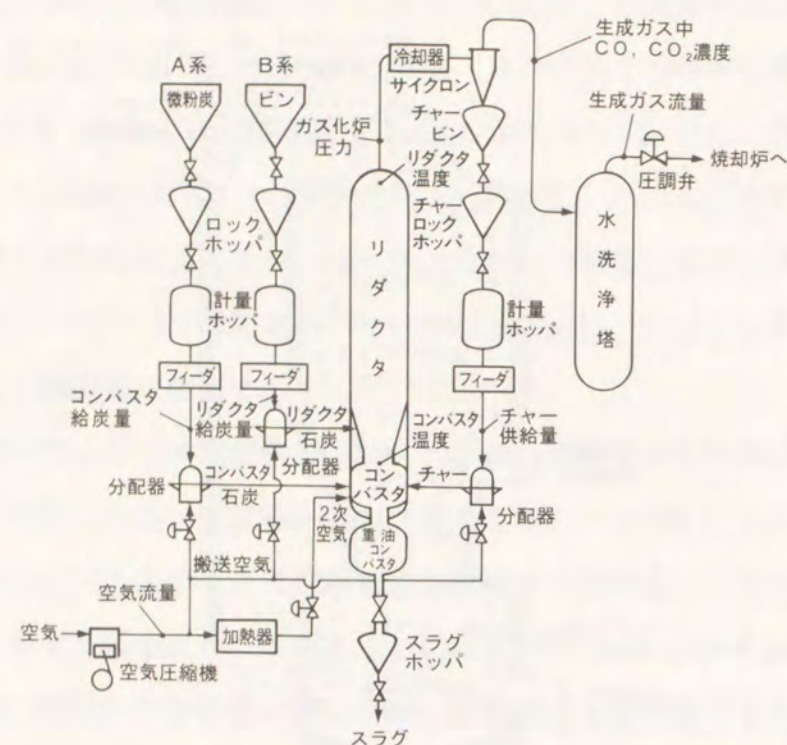


図2.2.3 2トン/日ベンチスケール化炉の系統図

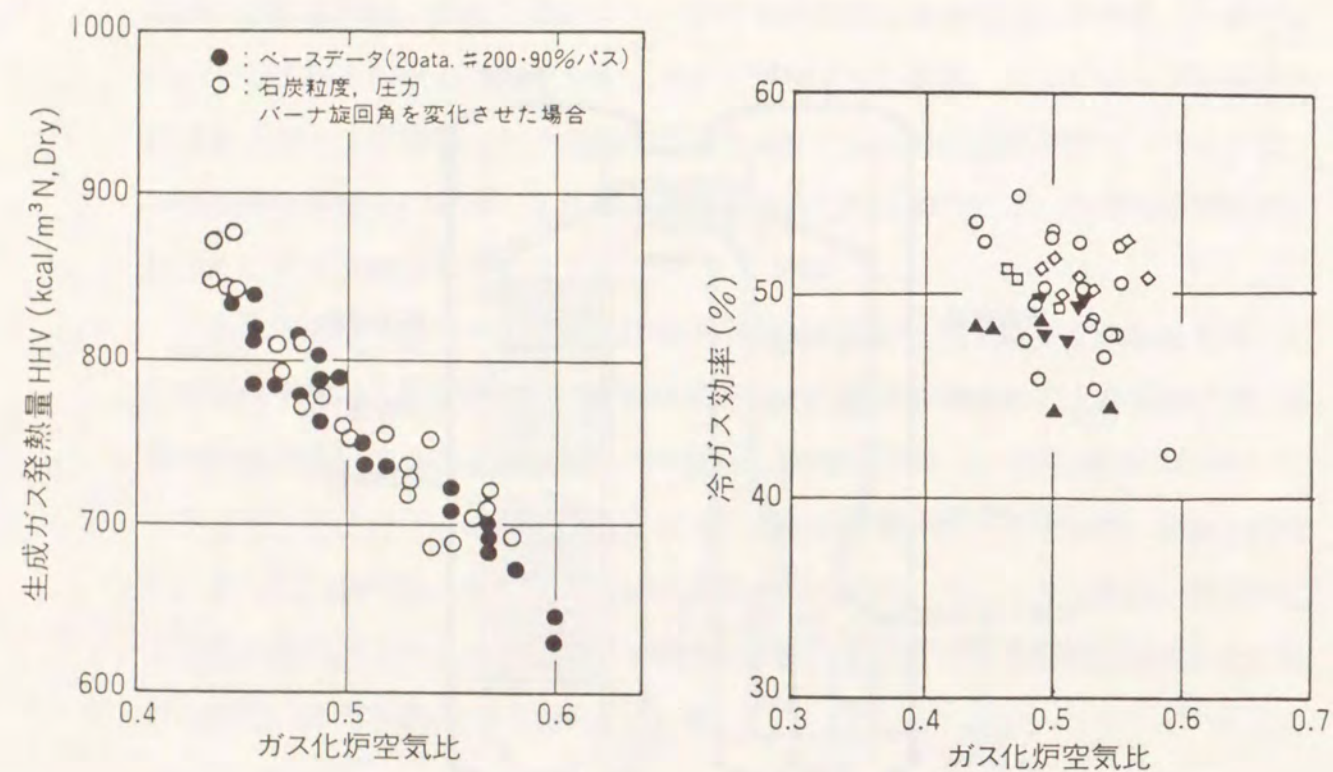


図2.2.4 2トン/日ベンチスケールガス化炉によるガス化試験結果

表2.2.1 2トン/日ベンチスケールガス化炉生成ガス性状例

項目	単位	炭種	A 炭	B 炭	C 炭	E 炭
ガス化炉空気比	—		0.49	0.48	0.51	0.50
CO	vol%		20.0	19.9	20.2	20.1
CO ₂	vol%		6.2	5.4	6.1	5.8
H ₂	vol%		7.7	8.0	6.6	7.0
H ₂ O	vol%		6.8	5.9	3.6	5.2
CH ₄	vol%		1.0	0.7	0.2	0.2
N ₂	vol%		57.6	59.4	62.6	61.0
Ar	vol%		0.7	0.7	0.7	0.7
高位発熱量 (湿) kcal/m ³ N			934	911	830	840
高位発熱量 (乾) kcal/m ³ N			1,002	968	861	886

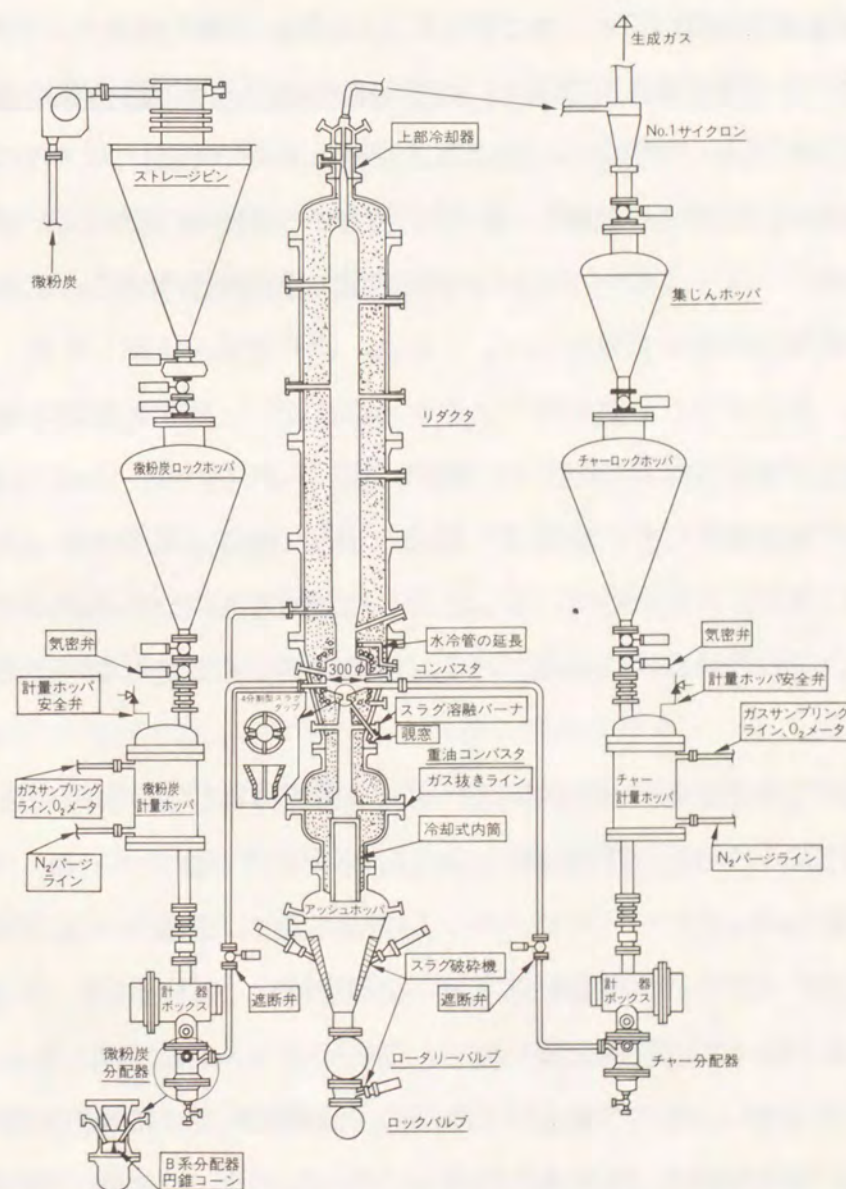


図2.2.5 2トン/日ベンチスケールガス化炉改良箇所

2. 3 石炭ガス化複合発電システムの構成

1) 空気吹き石炭ガス化複合発電システムについて

石炭ガス化複合発電システムは、ガス化炉、ガス精製設備、複合発電設備（ガスタービン、排熱回収蒸気系）より構成される。よってこれらの各要素を一つの発電システムとして取りまとめるためには、全体システムの検討が必要となる。各構成要素の選択により、システム構成が異なるとともに、発電効率にも差異が生じる。ここでは空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉を用いた空気吹き石炭ガス化複合発電システムを、Shell方式酸素吹き石炭ガス化複合発電システムと比較してその特徴を概説する。図2.3.1に本論文の対象システムである空気吹き石炭ガス化複合発電システムの構成概念図を示す。また図2.3.2にはShell方式酸素吹き石炭ガス化複合発電システムの構成概念図を示す。両者の最大の相違点は酸素製造設備の有無である。空気吹きでは、当然ながら酸素製造設備は不要である。ガス化に必要な空気はガスタービン圧縮機より抽気し、所定の圧力まで昇圧機で昇圧した後供給するが、微粉炭の加圧（ロックホッパ）および搬送用の空気は冷却する。それに対し酸素吹きでは酸素製造設備が必要となる。これは、原料空気を圧縮した後、断熱膨張させて冷却し、製品ガスとの熱交換によりさらに冷却し、酸素と窒素の融点の差を利用して酸素を分離する深冷分離法が一般的に用いられている。Shellシステムでは、この原料空気の加圧に要する動力を低減させるために、空気吹きシステム同様にガスタービン圧縮機の抽気を用いることとし、製品ガスのうち窒素は加圧した上、ガスタービン入口燃料ガスに混合させて、作業流体とするとともに、低NO_x化をはかっている。

ガス化炉で発生するチャーはチャー回収装置で捕集して、生成ガスによりガス化炉へリサイクルさせる。それに対しShellシステムでは、チャーは、石炭供給装置へもどし微粉炭とともにリサイクルしている。また、生成ガスは、冷却後、ガス化炉出口へリサイクルさせ高温生成ガスの冷却を行なっている。

次の相違点は、ガス精製設備である。空気吹きシステムでは、生成ガスの流量が酸素吹きシステムに比べて多くなるために、高温乾式ガス精製方式を採用し、極力生成ガスの冷却を避け、熱損失の低減をはかっている。具体的には、脱硫装置として酸化鉄脱硫剤を用いた乾式脱硫装置と、脱じん装置には珪砂によるグラニュラフ

ィルタや多孔質セラミック筒によるポーラスフィルタを採用するべく開発が進められている。

それに対して、Shellシステムは、脱じん装置には高温フィルタを用いるが、脱硫装置には、吸収液による湿式物理吸収が用いられている。これによりアンモニア、ハロゲン化物、重金属といった成分が除去できるが、生成ガス中の水蒸気が凝縮、生成ガス温度が下がる等による熱損失が生じる。

最後に、複合発電設備であるが、これは両者大差はなく、Shellシステムでは独国Siemens社の大型ガスタービンV94.3（タービン入口温度1050度）が選定されている。発電システムとしての効率は、ガスタービン入口温度によるところが大きく、今後ともガスタービン入口温度の高温化が望まれる。

石炭ガス化複合発電システムは、空気吹きシステムの場合も酸素吹きシステムの場合も、石炭をガス化させながら発電を行なうシステムであるので、ガス化炉出力とガスタービン負荷のバランスを十分に保って運転を行なう必要がある。負荷変化時のガス化炉、ガスタービンの負荷変化特性と両者間の協調運転が重要な課題である。特に酸素製造装置の負荷変動性が問題となる。

2) 200トン/日石炭ガス化パイロットプラント

前記の通り、わが国では、主に熱効率的な観点から空気吹き石炭ガス化複合発電システムの研究開発が行なわれており、現在200トン/日石炭ガス化パイロットプラントでの試運転が実施されている。同パイロットプラントは、上記の全体システムの協調運転が確認できるようなシステム構成としている。図2.2.3に200トン/日石炭ガス化パイロットプラントシステム構成を示す。

電力中央研究所では、新エネルギー産業技術総合開発機構（NEDO）の委託を受けて、わが国に適する噴流床石炭ガス化複合発電システムの選定を行なうため、発電用噴流床石炭ガス化複合発電システムのフィージビリティスタディを実施した。その結果、微粉炭供給・空気吹き・加圧2段噴流床ガス化炉—乾式ガス精製による石炭ガス化複合発電システムが最も効率がよく（送電端効率43.4%高位）、酸素製造設備が必要ない分、所要動力が少なく、建設費も安く、最も高い経済性を有することがわかった。これらの結果に基づき、国の産業技術審議会・政策分科会において、審議が行なわれ、本発電システムの早期実用化を推進することとされ、そのた

めの国家プロジェクト200トン／日石炭ガス化パイロットプラントの開発を行なうことが決定された。

昭和61年6月には電力会社10社および電力中央研究所で構成される前記の石炭ガス化複合発電技術研究組合（IGC組合）が設立され、200トン／日石炭ガス化パイロットプラントの設計・建設が開始された。

200トン／日石炭ガス化パイロットプラントは、空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉、乾式ガス精製設備（流動床乾式脱硫装置とグラニューフィルタ脱じん装置の組合せ）、低カロリーガスタービンの研究開発を行なうことを3本柱とし、図に示す基本構成に決まった。開発を効率的に行なうために、12.5MWの小型ガスタービンと200MW級の大容量ガスタービン用燃焼器のテストスタンドが設置され、蒸気タービンは既存技術であるとして省略された。ただし試験プラントであるために、後流にはガス処理炉、脱硫、脱硝装置が設けられている。また、固定床ガス精製装置についても追加して試験を行なうことになっている。

本パイロットプラントは、東京電力株式会社と東北電力株式会社の共同出資会社である常磐共同火力株式会社勿来火力発電所構内に建設が完了し、平成3年度より一連の試運転が始められている。

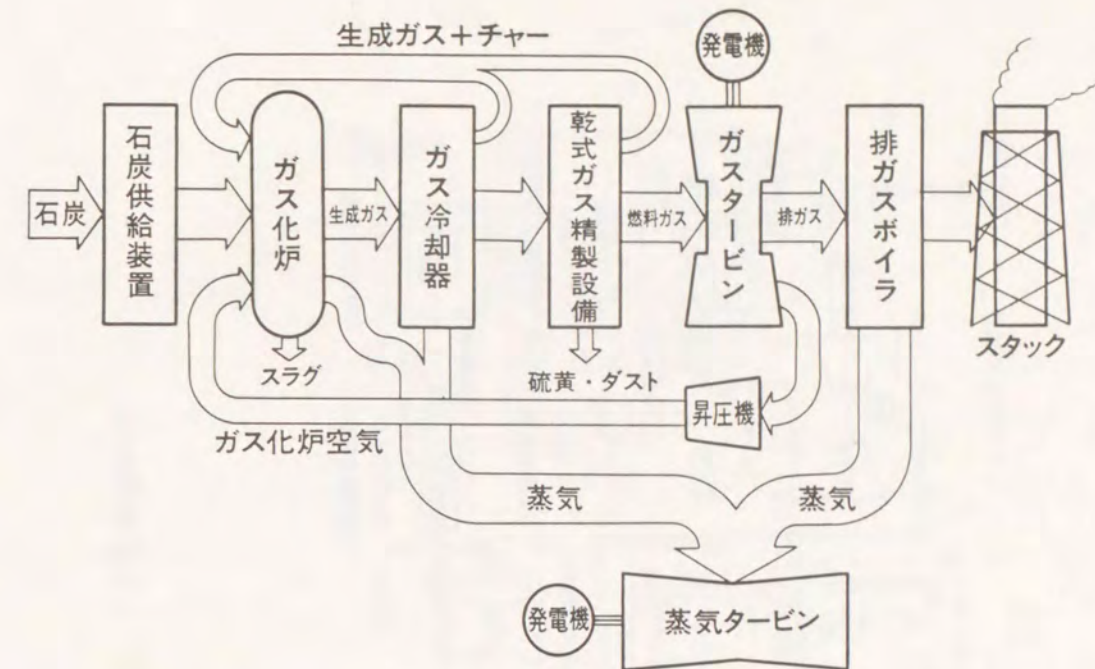


図2.3.1 空気吹き噴流床石炭ガス化複合発電システム構成概念図

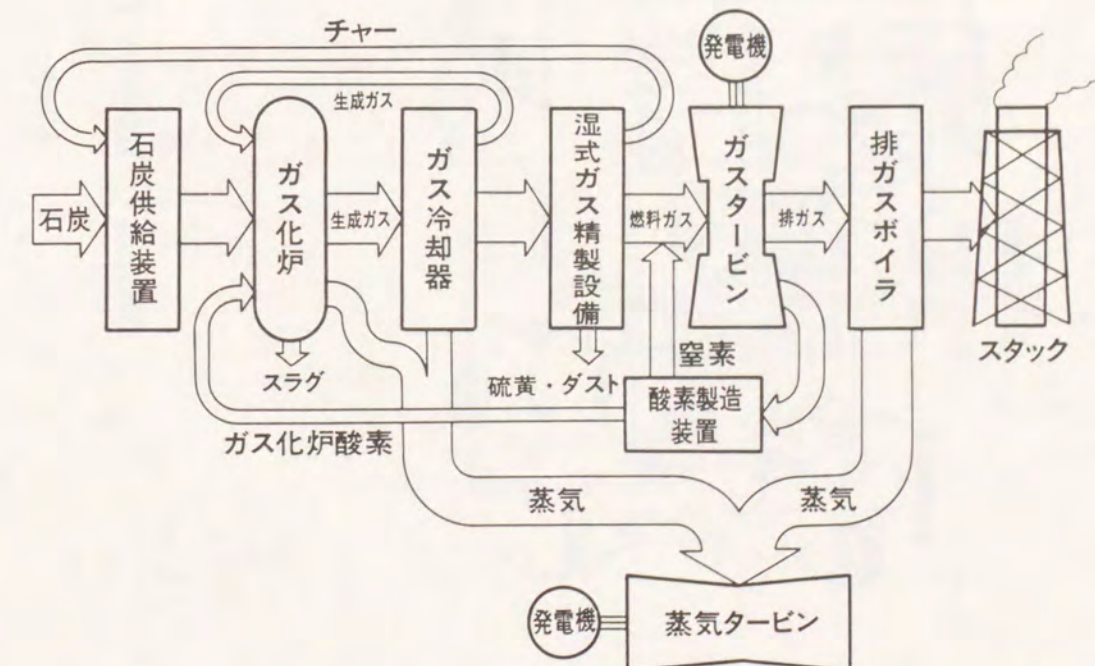


図2.3.2 酸素吹き噴流床石炭ガス化複合発電システム構成概念図

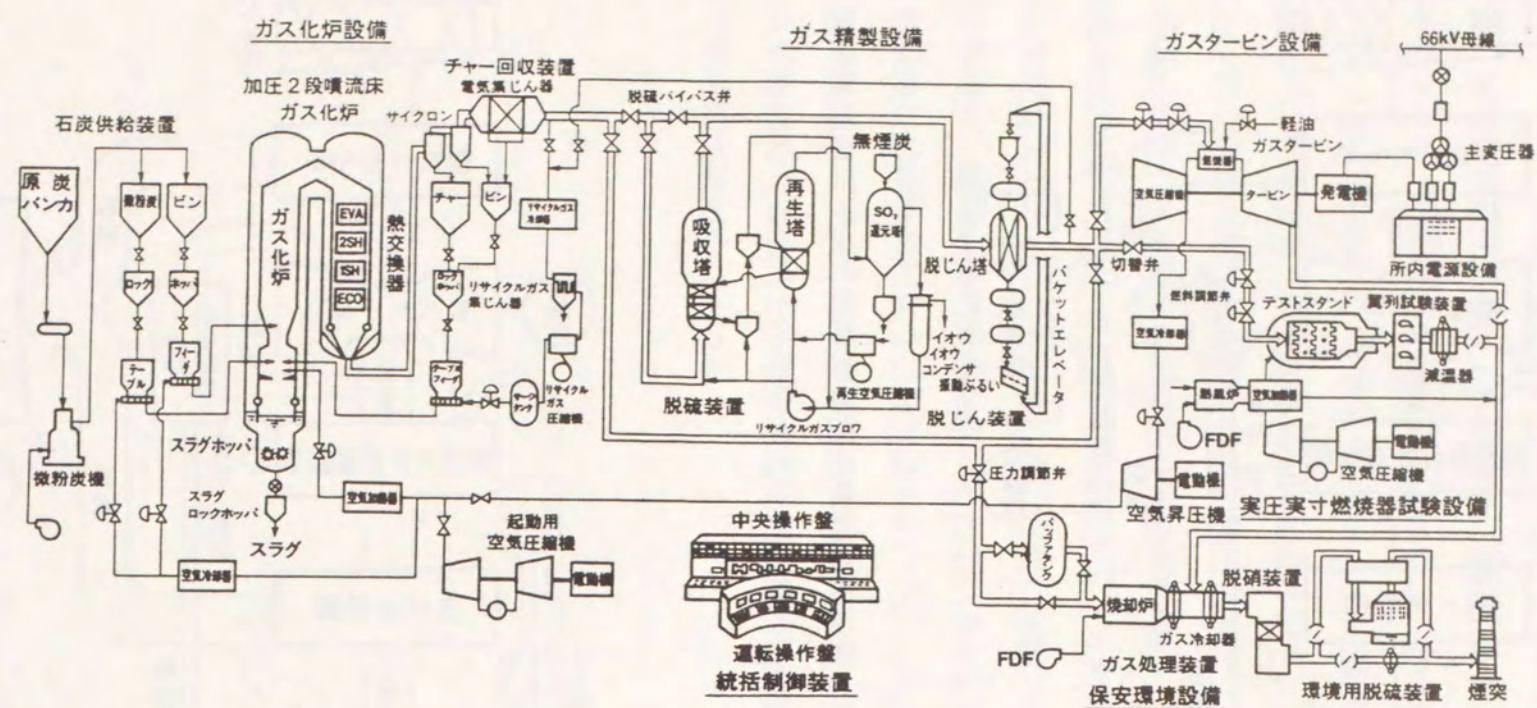


図2.3.3 200トン/日石炭ガス化パイロットプラント基本構成図

第3章 石炭のモデル化

3. 1 燃料用瀝青炭について

石炭ガス化複合発電システムの研究を行なうためには、まず石炭ガス化炉内での化学反応を十分に把握する必要がある。そのために、次に燃料である石炭の化学性状に対する考察を行なった。

いわゆる一般炭と呼ばれる石炭は、炭素分60%～75%、高位発熱量が6000～7500 kcal/kg程度の瀝青炭であるが、含有される灰分の割合や融点等の性状が、炭種によって大きく異なる。これが石炭を取り扱う上で一つの難点となっている。

図3.1.1 に平成3年度にわが国の電気事業が輸入した海外炭の銘柄および輸入量を示す。図のように、オーストラリア産の石炭の輸入量が全体の約7割を占めている。国内炭は、発熱量当たりの価格は2～3倍程度と高く、行政指導によりごく少量使用されているにとどまっている。

次にこれらの石炭性状の分布をまとめる。図3.1.2 に灰の融点と燃料比（固定炭素と揮発分の比）の分布を示す。図中の太い枠で囲った石炭は、前述の電力中央研究所2トン/日ベンチスケールガス化炉における試験炭を示している。図3.1.3 には、灰分の含有量と発熱量の分布を示す。これらの図より、豪州炭は、国内炭や米国炭に比べて、灰の溶融温度が著しく高いものが多い。発熱量、灰分含有率はそれぞれ6500～7000kcal/kg、12～18%程度である。

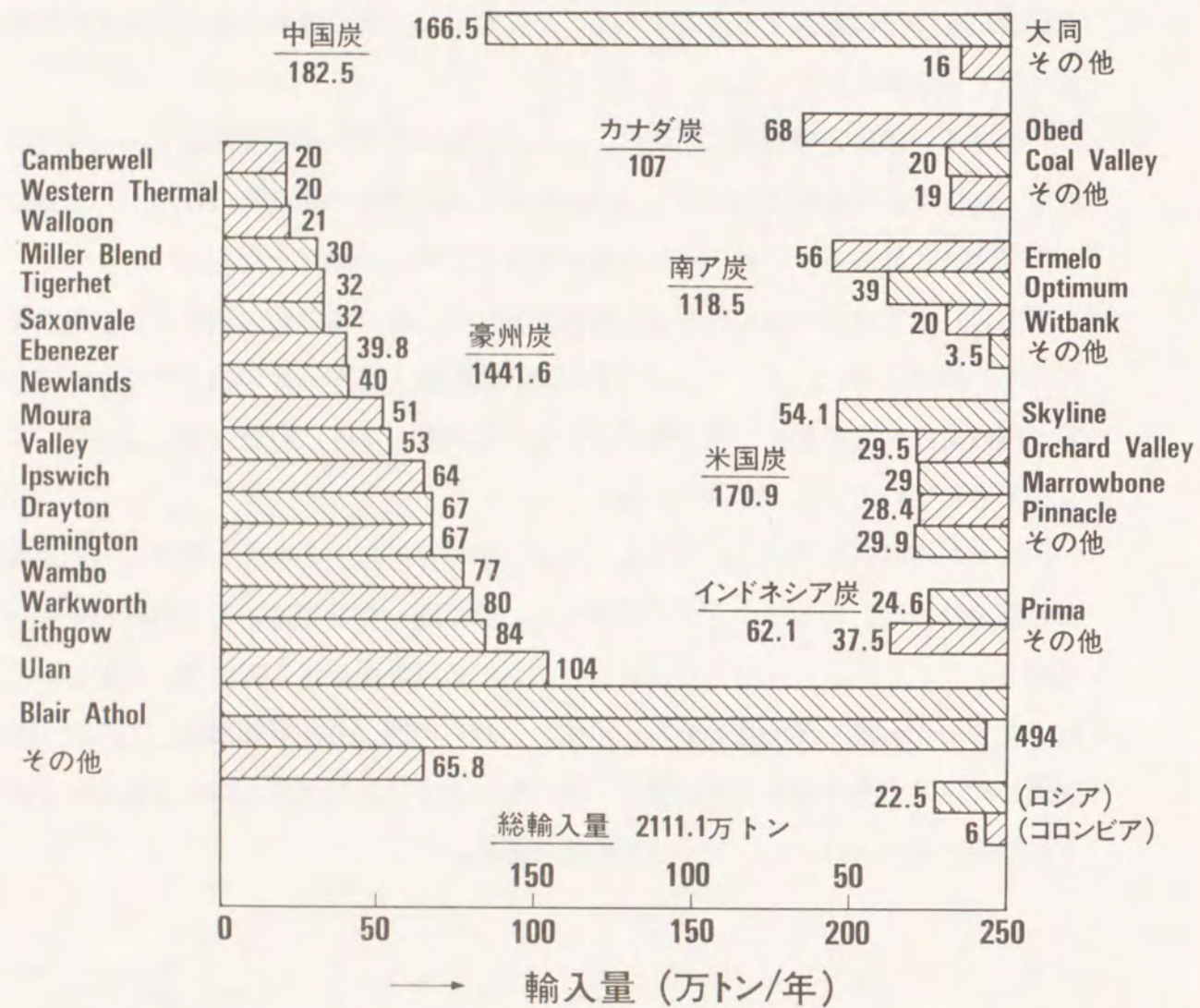


図3.1.1 わが国の電気事業における輸入炭（平成3年度）

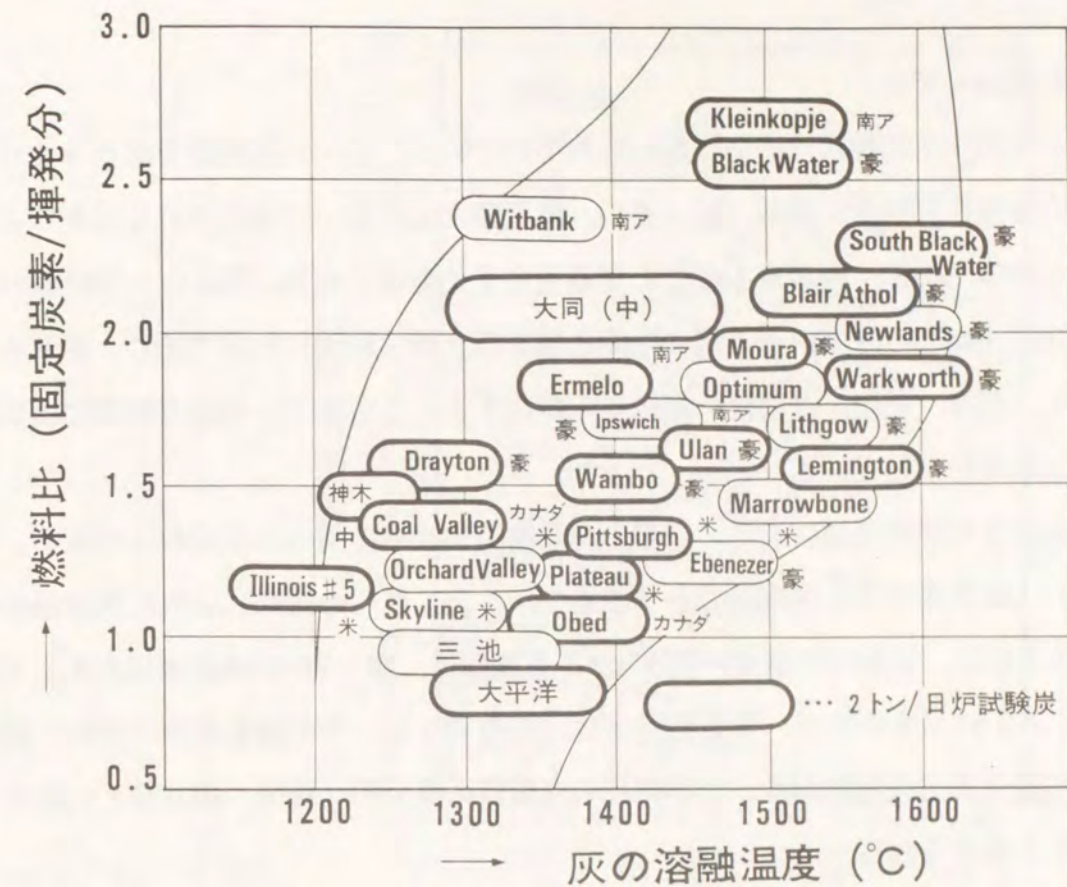


図3.1.2 瀝青炭の燃料比と灰の溶融温度の分布

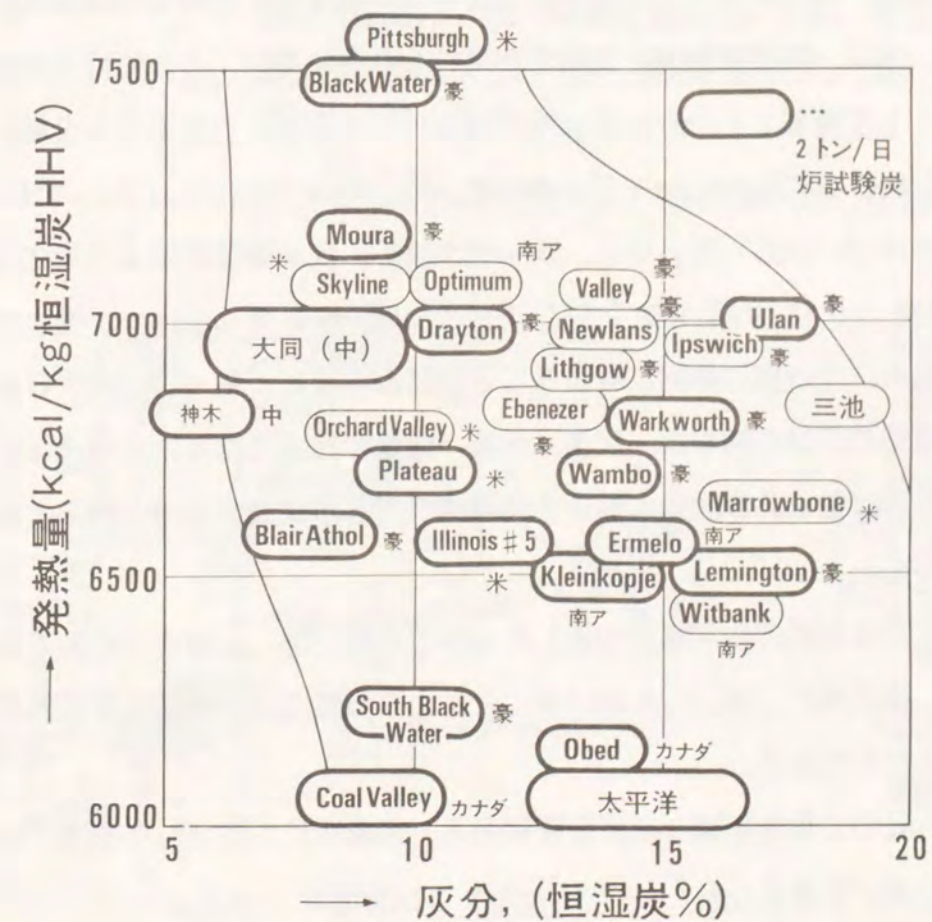


図3.1.3 瀝青炭の発熱量と灰の含有率の分布

3. 2 石炭のモデル

石炭の化学的性状は十分に解明されていないが、古代の植物質であるセルロース等の有機化合物が、脱水、脱メタン、脱炭酸反応によって炭化されてできたと言われる炭素、水素、酸素を主成分とする高分子化合物である。図3.2.1 はKrevelen氏のCoal Band と呼ばれる石炭の生成過程を概念的に説明した図であり、原セルロースが、泥炭、褐炭、瀝青炭、無煙炭と変化するにともなう、水素と酸素の炭素に対する比率を示している。

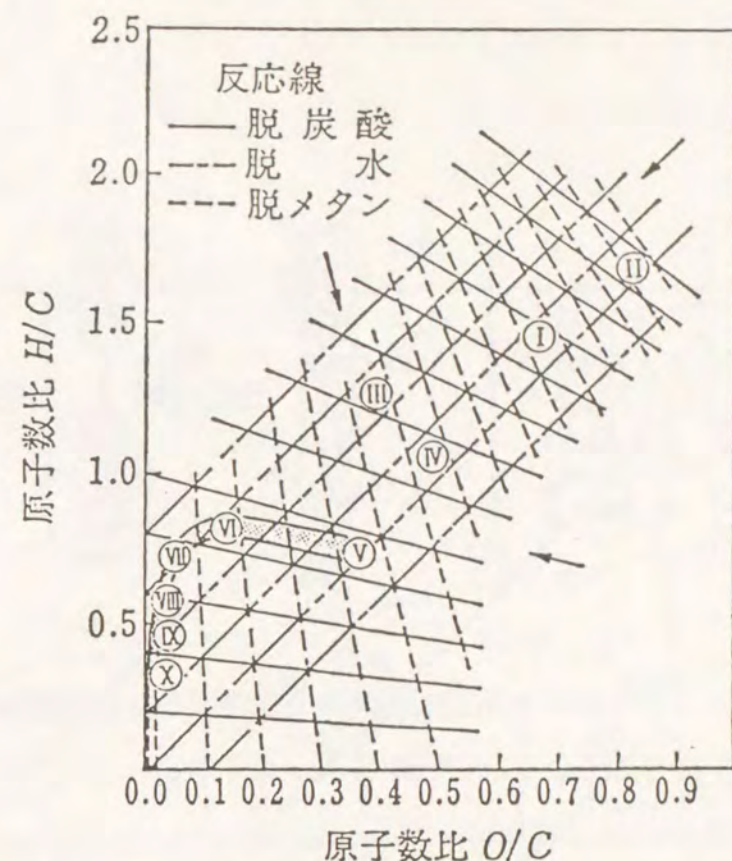
高分子化学の発達により、石炭の化学構造が次第に明らかにされつつある。図3.2.2 に瀝青炭である夕張炭の分子構造を示す。これらの研究によれば炭素分80~85%の石炭は、石炭中の炭素の約3/4が芳香族構造、残り1/4が直鎖構造を成しており、図3.2.3 に示すように、芳香族基本体が折り重なり、その間を直鎖で網状に結合された高分子化合物であり、この網目の空隙部に低分子（灰分、硫黄分）が詰まっていると考えられる。

このように石炭の分子構造は非常に複雑であるから、石炭の化学反応を取り扱おうとする場合、何らかのモデル化が必要である。従来ボイラ等での燃焼反応には石炭の炭素、水素、酸素の組成と発熱量が用いられているが、ここでは石炭の平均的構造モデルとして提案されたKrevelenモデルをベースとした石炭モデルを用いることとした。図3.2.4 にKrevelenモデルを示す。分子式は $(C_{18}H_{14}O)_n$ である。

石炭がセルロース $C_{21}H_{35}O_{17.5}$ から脱水反応、脱炭酸反応により炭化して出来た過程を図3.2.5 に示す。図3.2.6 は瀝青炭の部分を拡大して出す。図より発電用瀝青炭の場合、ほぼ図の枠内に収まることがわかる($12 < H < 18$, $1 < O < 3$)。つまり発電用瀝青炭の性状は、炭素、水素、酸素の組成には大きな相違はなく、水分、灰分の含有量および灰分の性状や微量成分である硫黄含有量の相違と考えることができる。

このモデルは石炭の化学構造を表したものではないが、このようにして石炭を整理すれば、組成式 $C_{18}H_nO$ を用いることにより石炭ガス化反応の反応熱を容易に計算することができる。

次に、石炭の工業分析値、元素分析値から、組成式 $C_{18}H_nO$ を導き、その標準生成エンタルピを導く。



①. 木材, ②. セルロース, ③. リグニン,
④. 泥炭, ⑤. 褐炭(亜炭), ⑥. 低度瀝青炭,
⑦. 瀝青炭, ⑧. 高度瀝青炭, ⑨. 半無煙炭,
⑩. 無煙炭

図3.2.1 Krevelen氏のCoal Band 図(燃料便覧による)

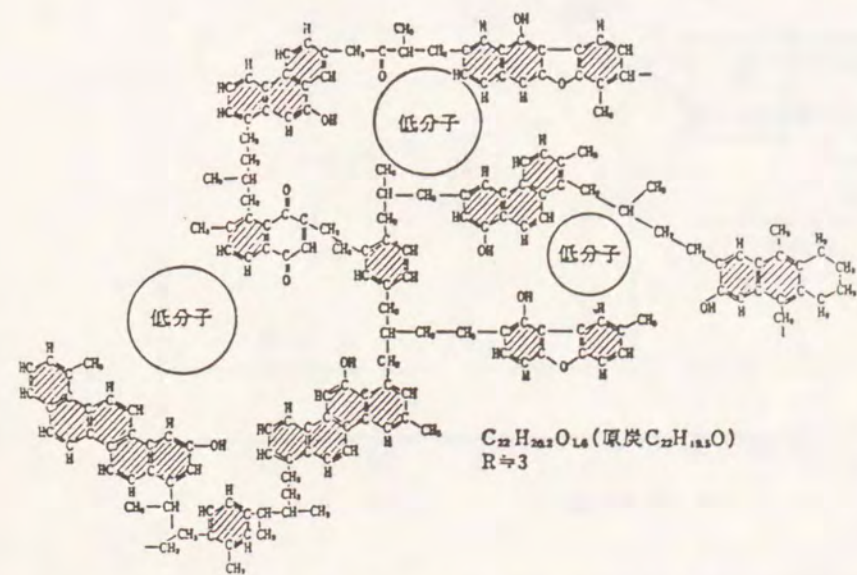


図3.2.2 夕張炭の分子構造
(燃料便覧による)



図3.2.3 石炭の構造モデル

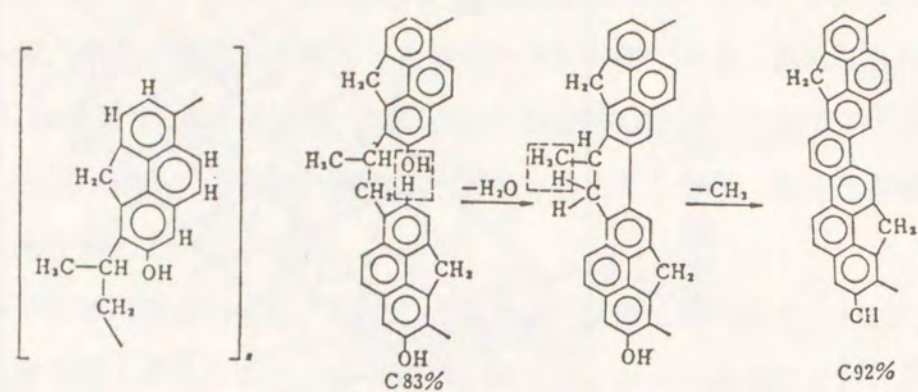


図3.2.4 Krevelen氏の石炭モデル (燃料便覧による)

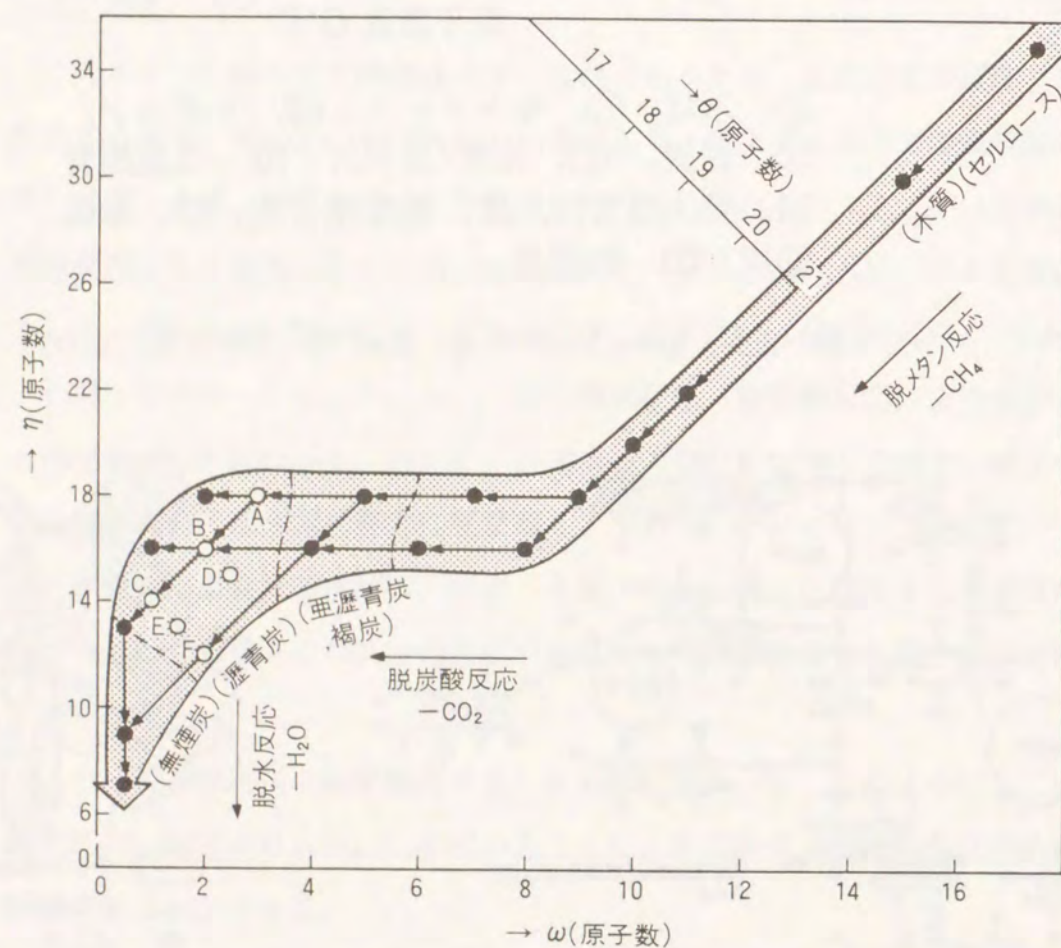


図3.2.5 炭化過程モデル

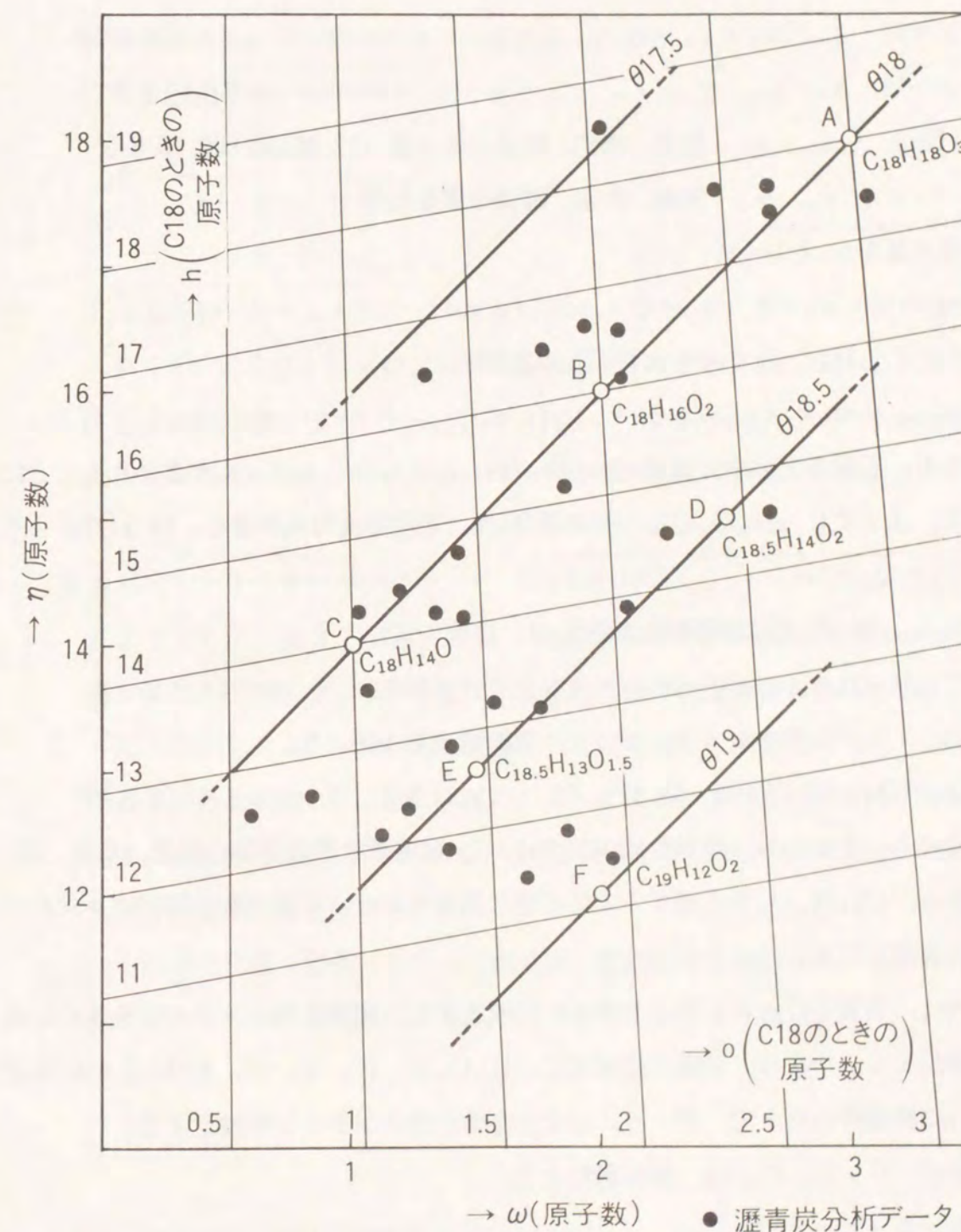


図3.2.6 瀝青炭の組成分布

3. 3 石炭の組成式と標準生成エンタルピ

石炭の標準生成エンタルピは、厳密には化学構造がわからないと求まらないが、ここでは、石炭の高位発熱量を正として、以下のように簡略的に求める。

石炭の組成式は、元素分析値より、

$$h = 18 \cdot a_c / a_h \cdot r_h / r_c \quad \dots\dots\dots (3.2.1)$$

$$o = 18 \cdot a_c / a_o \cdot r_o / r_c \quad \dots\dots\dots (3.2.2)$$

ただし a_c, a_h, a_o : 炭素, 水素, 酸素の原子量 (12.011, 1.008, 15.999)

r_c, r_h, r_o : 炭素, 水素, 酸素の重量比率

組成式量を m_c とおくと、

$$m_c = 18 \cdot a_c + h \cdot a_h + o \cdot a_o \quad (\text{g/mol}) \quad \dots\dots\dots (3.2.3)$$

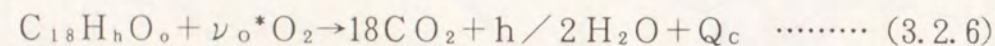
また、 $C_{18}H_hO_o$ 1 モルを含む石炭の重量は、

$$m_{coal} = m_c / (r_c + r_h + r_o) \quad (\text{g/mol}) \quad \dots\dots\dots (3.2.4)$$

となり、石炭の 1 kg 中には $N_{CL} = 1000 / m_{coal}$ モルの $C_{18}H_hO_o$ が含まれることになる。よって $C_{18}H_hO_o$ のモル発熱量 Q_H は、石炭の高位発熱量 Q_H (kcal/kg) より、

$$Q_c = Q_H / N_{CL} \quad (\text{kcal/mol}) \quad \dots\dots\dots (3.2.5)$$

となる。 $C_{18}H_hO_o$ の標準生成熱 Q_s は、燃焼の式



ただし、 $\nu_o^* = 18 + h/4 - o/2$: 理論酸素モル数より、

$$Q_s = Q_c - 94.05 \cdot 18 - 68.32 h/2 \quad (\text{kcal/mol}) \quad \dots\dots\dots (3.2.7)$$

と求まる。すなわち、標準生成エンタルピ Q_s は基準状態の単体の炭素、水素、酸素から、 $C_{18}H_hO_o$ を生成するのに必要な熱量であり、石炭の熱分解反応を求める際に必要となる。

次に、石炭を $C_\theta H_\eta O_\omega$ で表し、組成式より、標準生成エンタルピを求める式を導出する。つまり、石炭の組成式 $C_{18}H_hO_o$ と、 $C_\theta H_\eta O_\omega$ を図 3.2.6 に示すように関連付けた上で、 θ, η, ω より標準生成エンタルピを推定する。

まず、 $C_\theta H_\eta O_\omega$ は、炭化過程より、

$$\eta = 4(21 - \theta) + 2\omega \quad \dots\dots\dots (3.3.1)$$

で表すことができ、

$C_\theta H_\eta O_\omega$ を $C_{18}H_{\frac{72(21-\theta)+36\omega}{\theta}}O_{\frac{18\omega}{\theta}}$ と変形して、

$$\left. \begin{aligned} h &= \frac{72(21 - \theta) + 36\omega}{\theta} \\ o &= \frac{18\omega}{\theta} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (3.3.2)$$

の関係がある。 $\theta = 18$ のときには両者は一致する。

(3.3.2) 式を θ, ω について解くと、

$$\left. \begin{aligned} \theta &= \frac{72 \cdot 21}{h - 2 \cdot o + 72} \\ \omega &= \frac{4 \cdot 21}{h - 2 \cdot o + 72} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (3.3.3)$$

これを用いると $C_\theta H_\eta O_\omega$ の標準生成エンタルピ Q_σ は、

$$Q_\sigma = 64(\theta - 19.5)^2 - 24.5\eta + 118 \quad \dots\dots\dots (3.3.4)$$

と推定される。なお、 $C_{18}H_hO_o$ ベースの標準生成エンタルピ Q_s は

$$Q_s = \frac{18}{\theta} Q_\sigma \quad \dots\dots\dots (3.3.5)$$

により求まり、(3.2.7) 式により $C_{18}H_hO_o$ のモル発熱量 Q_c が得られる。

表 3.3.1 および表 3.3.2 に本手法により求めた標準的瀝青炭の性状を示す。

以上の手法により、わが国で使用されている発電用瀝青炭についての組成式の分布を求めると前述の図 3.2.6 となり、A~F の 6 つの石炭モデルによりほぼ分類できる。表 3.3.1 に提案した石炭モデルの分布を示す。表 3.3.2 には、これらの石炭モデルの標準的な性状を示す。

石炭ガス化複合発電システムの熱効率、制御性等の検討には、これらの 6 つの石炭モデルについて行なえば必要かつ十分であると考えられる。

表3.3.1 石炭モデルの分布

O H	0.5	1	1.5	2	2.5	3
18				$C_{17.5}H_{18}O_2$ ($C_{18}H_{18.5}O_{2.1}$)		A 炭 $C_{18}H_{18}O_3$
17			$C_{17.5}H_{17}O_{1.5}$ ($C_{18}H_{17.5}O_{1.5}$)		$C_{18}H_{17}O_{2.5}$	
16		$C_{17.5}H_{16}O$ ($C_{18}H_{16.5}O$)		B 炭 $C_{18}H_{16}O_2$		
15			$C_{18}H_{15}O_{1.5}$		D 炭 $C_{18.5}H_{15}O_{2.5}$ ($C_{18}H_{14.6}O_{2.4}$)	
14		C 炭 $C_{18}H_{14}O$		$C_{18.5}H_{14}O_2$ ($C_{18}H_{13.6}O_{1.9}$)		
13	$C_{18}H_{13}O_{0.5}$		E 炭 $C_{18.5}H_{13}O_{1.5}$ ($C_{18}H_{12.7}O_{1.5}$)		$C_{19}H_{13}O_{2.5}$ ($C_{18}H_{12.4}O_{2.4}$)	
12		$C_{18.5}H_{12}O$ ($C_{18}H_{11.7}O$)		F 炭 $C_{19}H_{12}O_2$ ($C_{18}H_{11.4}O_{1.9}$)		

表3.3.2 石炭モデルの性状

		A 炭	B 炭	C 炭	D 炭	E 炭	F 炭
組 成 式		C ₁₈ H ₁₈ O ₃	C ₁₈ H ₁₆ O ₂	C ₁₈ H ₁₄ O	C _{18.5} H ₁₅ O _{2.5} (C ₁₈ H _{14.6} O _{2.4})	C _{18.5} H ₁₃ O _{1.5} (C ₁₈ H _{12.7} O _{1.5})	C ₁₉ H ₁₂ O ₂ (C ₁₈ H _{11.4} O _{1.9})
モル標準生成エンタルピー Q _s (kcal/mol)		－ 179	－ 130	－ 153	－ 186 (－ 180)	－ 136 (－ 133)	－ 160 (－ 152)
モ ル 発 熱 量 Q _s (kcal/mol)		2130	2110	2020	2065 (2010)	2045 (1990)	2035 (1930)
石炭 元素 分析 値	炭 素 分 r _c	60.5 %	69.9 %	76%	66.1 %	70.7 %	69.6 %
	水 素 分 r _h	5.1 %	5.2 %	5%	4.2 %	4.2 %	3.7 %
	酸 素 分 r _o	13.4 %	10.4 %	5.6%	12.2 %	7.6 %	9.7 %
	固有水分 r _m	6 %	4.5 %	1.5%	8.5 %	4 %	7 %
	灰 分 r _a	15 %	10 %	11.9%	9 %	13.5 %	10 %
	(うち硫黄分)	(0.3%)	(0.6%)	(0.5%)	(0.2%)	(0.9%)	(0.4%)
	合計(恒湿炭)	100 %	100 %	100 %	100 %	100 %	100 %
高 位 発 熱 量 Q _H (kcal/kg)		5960	6825	7110	6140	6505	6200
工 業 分 析 値	固定炭素 F _c	35.1 %	46.6 %	59.7%	48.1 %	53 %	48.4 %
	揮 発 分 V _M	43.9 %	38.9 %	26.9%	34.4 %	29.5 %	34.6 %
	合計(恒湿炭)	79 %	85.5 %	86.6%	82.5 %	82.5 %	83 %
燃 料 比 F _c /V _M		0.8	1.2	2.2	1.4	1.8	1.4
灰 流 動 点		1350℃	1450℃	1500℃ 以上	1300℃	1400℃	1500℃ 以上
代 表 的 炭 種		太平洋炭	Plateau	Moura	CoalValley	Ermelo	South Black Water

第4章 石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析

4.1 ガス化炉の熱効率解析

1) ガス化反応のモデル化

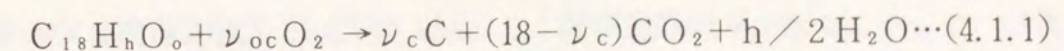
石炭ガス化反応は、熱分解反応とチャーのガス化反応に分けられる。熱分解反応は、炉内の高温により石炭粒子が瞬時に昇温され、熱分解により揮発分が抜けて炭素と灰分からなるチャー粒子ができる反応であり、きわめて短時間で完了する。チャーのガス化反応には酸素、二酸化炭素と水蒸気の反応があるが、熱分解反応に比べて反応が遅く、ガス化性能に及ぼす影響が大きい。

i) 熱分解反応

熱分解により発生する揮発分は、コンバスタ部では酸化雰囲気のため、可燃成分は全て燃焼されて二酸化炭素と水になり、リダクタ部では還元雰囲気のため、一酸化炭素と水素になるとした。ここで熱分解により石炭粒子内に残る炭素分は、石炭の固定炭素の割合とした。

コンバスタ

コンバスタにおける熱分解反応は、

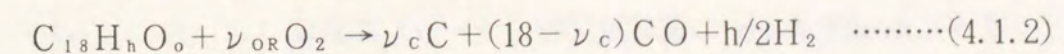


ただし $\nu_{oc} = 18 - \nu_c + h/4 - o/2$

$$\nu_c = m_{coal} \cdot F_c / a_c \quad F_c : \text{石炭中の固定炭素の重量比率}$$

リダクタ

リダクタにおける熱分解反応は、



ただし $\nu_{or} = 9 - \nu_c/2 - o/2$

(4.1.1), (4.1.2) 式の反応熱はそれぞれ、

$$Q_{PLC} = Q_s + 94.05(18 - \nu_c) + 57.81 \cdot h/2 \quad (\text{kcal/mol}) \cdots (4.1.1)'$$

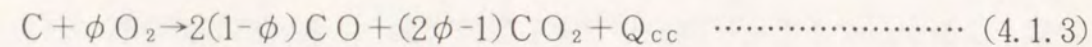
$$Q_{PLR} = Q_s + 26.42(18 - \nu_c) \cdots (4.1.2)'$$

ii) チャーのガス化反応

前述のようにチャーのガス化反応は、主にチャー酸化反応とチャー還元反応（二酸化炭素と水蒸気）がある。ここでは簡単のため、酸化雰囲気のコンバスタ部ではチャー酸化反応、還元雰囲気のリダクタ部ではチャー還元反応（二酸化炭素）のみが起こるとした。

コンバスタ

コンバスタにおけるチャーの酸化反応は、



ただし ϕ : 反応する酸素と炭素のモル比 (1/2 ~ 1)

$$Q_{cc} = 135.26\phi - 41.21 \quad (\text{kcal/mol}) \quad (4.1.3)'$$

(4.1.3) 式によりチャー中の炭素がガス化する割合をコンバスタ炭素転換率 η_{cc} とする。これは、酸素濃度、コンバスタ温度、滞留時間等が関与して決まるが、ここではまず、(4.1.3) 式の反応が表面反応律速であると仮定し、(4.1.3) 式の熱分解反応後の酸素と炭素のモル比 (M_{O_2}/M_c) およびコンバスタガス温度 T_{gc} より、反応終了時間 t_{mc}^* を、

$$t_{mc}^* = \frac{\exp(18000/T_{gc})}{k_{cc}(M_{O_2}/M_c)} \quad (\text{sec}) \quad (4.1.4)$$

ただし k_{cc} : チャー酸化反応係数

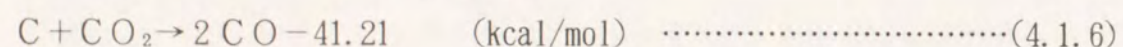
で表し、コンバスタガス平均滞留時間 $t_{mc}(\text{sec})$ の t_{mc}^* に対する割合である無次元反応時間 $\tau_{mc} = t_{mc}/t_{mc}^*$ により、コンバスタ炭素転換率を次式で求めた。

$$\eta_{cc} = 1 - (1 - \tau_{mc})^3 \quad (4.1.5)$$

(付録 2. 3 参照)

リダクタ

リダクタにおけるチャーの還元反応を、



のみと仮定し、(4.1.6) 式によりチャー中の炭素がガス化する割合をリダクタ炭素転換率 η_{cr} とする。これも、二酸化炭素濃度、リダクタ温度、チャーの滞留時間等が関与して決まる。コンバスタ部と同様に熱分解後の二酸化炭素と炭素のモル比

(M_{CO_2}/M_c) およびリダクタ温度 T_{gr} 、リダクタ平均滞留時間 t_{mr} より求める。コンバスタ同様、リダクタ炭素反応終了時間 t_{mr}^* は、

$$t_{mr}^* = \frac{\exp(21000/T_{gr})}{k_{cr}(M_{CO_2}/M_c)} \quad (\text{sec}) \quad (4.1.7)$$

ただし k_{cr} : チャー還元反応係数

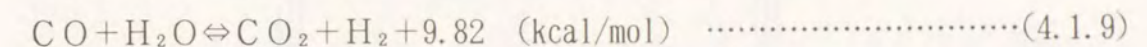
リダクタ炭素転換率は、無次元反応時間 $\tau_{mr} = t_{mr}/t_{mr}^*$ より、

$$\eta_{cr} = 1 - (1 - \tau_{mr})^3 \quad (4.1.8)$$

で与えられる。

iii) シフト反応

コンバスタ部、リダクタ部のそれぞれについて、シフト反応



の平衡が成立するとしてガス組成を計算した。(付録 2. 2 参照)

以上より、対象とする空気吹き加圧 2 段噴流床ガス化炉におけるガス化反応が記述できる。図 4.1.1 に簡略化した空気吹き加圧 2 段噴流床ガス化炉におけるガス化反応モデルを示す。

ガス化炉内では、石炭の熱分解反応、チャーの酸化反応、還元反応およびシフト反応等が同時に並行して起こっていると考えられるため、本章のガス化炉物質収支式では、コンバスタ総炭素転換率 η_{cct} 、リダクタ総炭素転換率 η_{crt} を用いた。

(4.1.1) 式、(4.1.3) 式および (4.1.17) 式より、 η_{cct} は、

$$\eta_{cct} = 1 - (1 - \eta_{cc}) \frac{\nu_c \phi_c + \mu_{cr}}{18\phi_c + \mu_{cr}} \quad (4.1.10)$$

ただし ϕ_c : コンバスタ石炭分配率

μ_{cr} : $C_{18}H_{10}O$ 1 モルに対するリサイクルチャー中の炭素のモル数

(4.1.1) 式、(4.1.3) 式および (4.1.17) 式より、 η_{cct} は、

$$\eta_{crt} = 1 - (1 - \eta_{cr}) \frac{\nu_c \phi_r + (1 - \eta_{cc})(\nu_c \phi_c + \mu_{cr})}{18\phi_r + (1 - \eta_{cc})(\nu_c \phi_c + \mu_{cr})} \quad (4.1.11)$$

ただし ϕ_r : コンバスタ石炭分配率

また、炭素転換率 η_c は、次式となる。

$$\eta_c = 1 - \frac{(1 - \eta_{cr}) \{ \nu_c \phi_r + (1 - \eta_{cc})(\nu_c \phi_c + \mu_{cr}) - \mu_{cr} \}}{18} \quad (4.1.12)$$

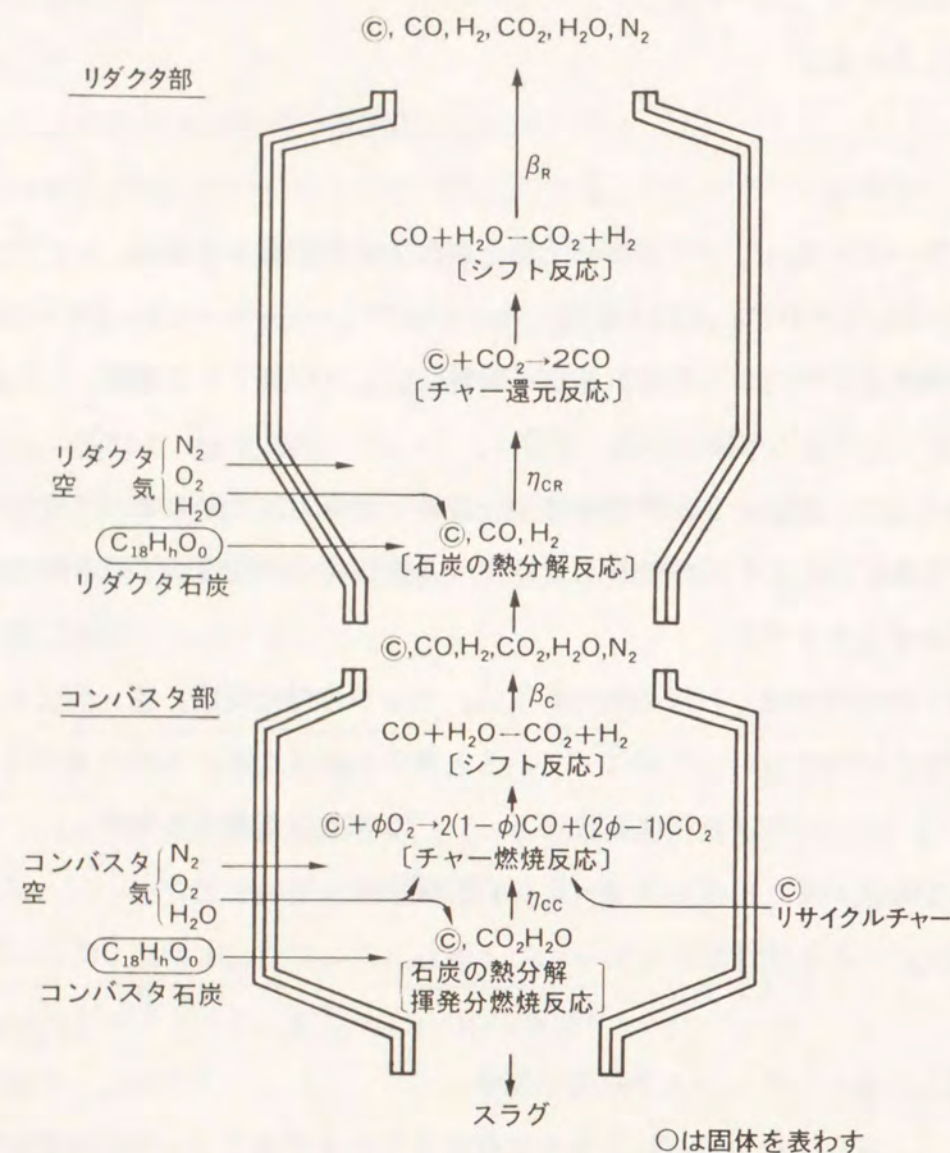


図4.1.1 空気吹き加圧二段噴流床ガス化炉におけるガス化反応モデル

2) ガス化炉の物質収支

次に、 $C_{18}H_hO$ 1 モルに対するガス化炉全体の物質収支を次式に示す。

実流量ベースに換算するためには、

$$M_{GL} = G_{GL} / m_{COAL} \quad \dots\dots\dots (4.1.13)$$

を乗ずる。 G_{GL} はガス化炉給炭量 (g/sec) である。ガス化炉空気比を λ_G とすると、ガス化炉全体の物質収支 (リサイクルガス除く) は、

i) ガス化炉全体の物質収支式

$$C_{18}H_hO + \nu_w H_2O \text{ (水)} + \nu_o^* \lambda_G (O_2 + \frac{\nu_{AH}}{\nu_{AO}} H_2O \text{ (蒸)} + \frac{\nu_{AN}}{\nu_{AO}} N_2) + \mu_{CR} C \rightarrow \{ \mu_{CR} + 18(1 - \eta_c) \} C + \eta_c \{ \alpha CO + (18 - \alpha) \cdot CO_2 \} + \beta H_2 + (h/2 + \nu_w + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} \lambda_G - \beta) H_2O + \frac{\nu_o^* \nu_{AN}}{\nu_{AO}} \lambda_G \cdot N_2 + Q_M \quad \dots\dots\dots (4.1.14)$$

ここで $\nu_w = \frac{m_{coal} \cdot r_m}{18.015}$, r_m : 恒湿炭の固有水分率

$\nu_{AO}, \nu_{AH}, \nu_{AN}$: 空気中の酸素, 水, 窒素モル比 (21, 0.2, 78.8)

α : 一酸化炭素生成モル数

β : 水素生成モル数

η_c : 炭素転換率

(4.1.15) 式の酸素収支および生成ガスのシフト反応平衡より、

$$36\eta_c - 2\nu_o^* \lambda_G + (h/2 - o) - \eta_c \alpha = \beta \quad \dots\dots\dots (4.1.15)$$

$$\frac{[CO_2][H_2]}{[CO][H_2O]} = \frac{\eta_c (18 - \alpha) \beta}{\eta_c \alpha (h/2 + \nu_w + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} \lambda_G - \beta)} = K_p(T_{GR}) \quad \dots\dots\dots (4.1.16)$$

ただし $K_p(T_{GR})$: ガス化炉出口 (リダクタ) におけるシフト反応平衡定数

(4.1.16), (4.1.17) 式より、ガス化炉空気比 λ_G と炭素転換率 η_c を与えれば α, β が求まりガス化炉全体の物質収支が決まる。これより生成ガス組成、発熱量 Q_G および (4.1.14) 式の反応熱 Q_M が得られる。

注) (4.1.14) 以降の式は、化学反応式ではなく、ガス化炉の物質収支を表わす。

$$\left. \begin{aligned} V_{CO} &= \eta_c \alpha / \Sigma V \\ V_{CO_2} &= \eta_c (18 - \alpha) / \Sigma V \\ V_{H_2} &= \beta / \Sigma V \\ V_{H_2O} &= (h/2 + \nu_w + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} \lambda_G - \beta) / \Sigma V \\ V_{N_2} &= \frac{\nu_o^* \nu_{AN}}{\nu_{AO}} \lambda_G / \Sigma V \end{aligned} \right\} \dots\dots(4.1.17)$$

$$\text{ただし } \Sigma V = 18\eta_c + h/2 + \nu_w + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} \lambda_G + \frac{\nu_o^* \nu_{AN}}{\nu_{AO}} \lambda_G$$

$$Q_{GG} = 67.63\eta_c \alpha + 68.32\beta \quad (\text{kcal/mol}) \quad \dots\dots(4.1.18)$$

$$Q_G = (67.63V_{CO} + 68.32V_{H_2}) / 2.2414 \quad (\text{kcal/m}^3\text{N高位}) \quad \dots\dots(4.1.18)'$$

$$Q_M = 26.4\eta_c \alpha + 94.05\eta_c (18 - \alpha) + 57.81(h/2 - \beta) + Q_s - 10.51\nu_w \quad (\text{kcal/mol}) \quad \dots\dots(4.1.19)$$

Q_{GG} は石炭入熱 Q_c のうち生成ガスの化学熱(kcal/mol)に変換された熱量を表し、 Q_G は生成ガスの1 m³N 当りの高位発熱量を表す。

次にコンバスタ廻りの物質収支を考える。コンバスタ及びリダクタ石炭分配率をそれぞれ ϕ_c , ϕ_R ($\phi_c + \phi_R = 1$)とし、 $C_{18}H_hO_o$ 1モル当たりのコンバスタに供給するチャー中の炭素のモル数を μ_{CR} , リサイクルガスのモル数を μ_{COU} , μ_{H_2U} , μ_{CO_2U} , μ_{H_2OU} , μ_{N_2} (mol/sec)とすると、コンバスタの物質収支は次式となる。

ii) コンバスタ

$$\begin{aligned} &\phi_c C_{18}H_hO_o + \nu_w \phi_c H_2O \text{ (水)} + \mu_{CR} C + \nu_o^* (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R) \cdot \\ & (O_2 + \frac{\nu_{AH}}{\nu_{AO}} H_2O + \frac{\nu_{AN}}{\nu_{AO}} N_2) + \mu_{COU} CO + \mu_{H_2U} H_2 + \mu_{CO_2U} CO_2 + \\ & \mu_{H_2OU} H_2O + \mu_{N_2U} N_2 \rightarrow (1 - \eta_{CCT}) (18\phi_c + \mu_{CR}) C + (\eta_{CCT} \alpha_c + \\ & \mu_{COU}) CO + \{ \eta_{CCT} (18\phi_c + \mu_{CR} - \alpha_c) + \mu_{CO_2U} \} CO_2 + (\mu_{H_2U} + \\ & \beta_c) H_2 + \{ (h/2 + \nu_w) \phi_c + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R) + \mu_{H_2OU} - \\ & \beta_c \} H_2O + \frac{\nu_o^* \nu_{AN}}{\nu_{AO}} (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R + \mu_{N_2U}) N_2 + Q_{MC} \quad \dots\dots(4.1.20) \end{aligned}$$

ここで $\lambda_{GR} = \frac{m_{coal}}{\nu_o^* m_{AO}} \cdot S_N$, S_N : 固気比

m_{AO} : 酸素を1モル含むガス化空気の重量 (137.3 g)

α_c : コンバスタ一酸化炭素生成モル数

β_c : コンバスタ水素生成モル数

η_{CCT} : コンバスタ総炭素転換率

(4.1.20)式の酸素収支およびコンバスタ出口ガスのシフト反応平衡は次式となる。

$$\beta_c - \eta_{CCT} \alpha_c = 2\eta_{CCT} (18\phi_c + \mu_{RC}) + (h/2 - o) \phi_c - 2\nu_o^* \cdot (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R) \quad \dots\dots(4.1.21)$$

$$\frac{\{ \eta_{CCT} (18\phi_c + \mu_{RC} - \alpha_c) + \mu_{CO_2U} \} (\beta_c + \mu_{H_2U})}{\{ (h/2 + \nu_w) \phi_c + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R) + \mu_{H_2OU} - \beta_c \} \cdot (\eta_{CCT} \alpha_c + \mu_{COU})} = K_p(T_{GC}) \quad \dots\dots(4.1.22)$$

ただし $K_p(T_{GC})$: コンバスタ出口におけるシフト反応平衡定数

(4.1.15)式と同様にコンバスタ総炭素転換率 η_{CCT} を求めて(4.1.21), (4.1.22)式を解くと、 α_c , β_c が求まり、(4.1.20)式によってコンバスタの物質収支が求まる。(4.1.20)式の反応熱 Q_{MC} は、

$$Q_{MC} = 26.42\eta_{CCT} \alpha_c + 94.05\eta_{CC} (18\phi_c + \mu_{CR} - \alpha_c) + 57.81 \{ h/2 \phi_c - \beta_c \} + \phi_c Q_s - 10.51\nu_w \phi_c \quad (\text{kcal/mol}) \quad \dots\dots(4.1.20)'$$

iii) リダクタ

リダクタの物質収支は次式で与えられる。

$$\begin{aligned} &\phi_R C_{18}H_hO_o + \nu_w \phi_R H_2O \text{ (水)} + \nu_o^* \lambda_{GR} \phi_R (O_2 + \frac{\nu_{AH}}{\nu_{AO}} H_2O) + \\ & (1 - \eta_{CCT}) (18\phi_c + \mu_{CR}) C + (\eta_{CCT} \alpha_c + \mu_{COU}) CO + \{ \eta_{CCT} (18\phi_c + \\ & + \mu_{CR} - \alpha_c) + \mu_{CO_2U} \} CO_2 + (\mu_{H_2U} + \beta_c) H_2 + \{ (h/2 + \nu_w) \phi_c + \\ & \frac{\nu_{AN}}{\nu_{AO}} (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R) - \beta_c \} H_2O + (\frac{\nu_o^* \nu_{AN}}{\nu_{AO}} \lambda_G + \mu_{N_2U}) N_2 \rightarrow \\ & (1 - \eta_{CRT}) \{ (1 - \eta_{CCT}) (18\phi_c + \mu_{CR}) + 18\phi_R \} C + (\eta_{CCT} \alpha_c + \\ & \mu_{COU} + \eta_{CRT} \alpha_R) CO + \{ \eta_{CCT} (18\phi_c + \mu_{CR} - \alpha_c) + \eta_{CRT} \{ 18\phi_R + \\ & (1 - \eta_{CCT}) (18\phi_c + \mu_{CR}) + \mu_{CO_2U} \} CO_2 + (\mu_{H_2OU} + \beta_c + h/2 \phi_R + \\ & \beta_R) H_2 + \{ (h/2 + \nu_w) \phi_c + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} (\lambda_G - \lambda_{GR} \phi_R) + \mu_{H_2OU} - \beta_c + \\ & \nu_w \phi_R + \frac{\nu_o^* \nu_{AH}}{\nu_{AO}} \lambda_{GR} \phi_R - \beta_R \} H_2O + (\frac{\nu_o^* \nu_{AN}}{\nu_{AO}} \lambda_G + \mu_{N_2U}) N_2 + Q_{MR} \quad \dots\dots(4.1.23) \end{aligned}$$

ここで出口ガス組成は、(4.1.14)式の右辺からリサイクルガスを差し引いたものと等しくなる。(4.1.23)式の右辺第1項より、次式が得られる。

$$(1 - \eta_{\text{CRT}}) \{ (1 - \eta_{\text{CCT}})(18\phi_{\text{R}} + \mu_{\text{CR}}) + 18\phi_{\text{R}} \} = \mu_{\text{CR}} + 18(1 - \eta_{\text{C}}) \quad \dots\dots\dots(4.1.24)$$

ただし η_{CRT} : リダクタ総炭素転換率

これより μ_{CR} は

$$\mu_{\text{CR}} = \frac{18(\eta_{\text{C}} - \eta_{\text{CRT}}) - 18\phi_{\text{C}}\eta_{\text{CCT}}(1 - \eta_{\text{CRT}})}{\eta_{\text{CCT}} + \eta_{\text{CRT}} - \eta_{\text{CCT}} \cdot \eta_{\text{CRT}}} \quad \dots\dots\dots(4.1.24)'$$

リサイクルチャー中の炭素量 m_{CR} は、

$$m_{\text{CR}} = a_{\text{C}} \cdot \mu_{\text{CR}} \quad (\text{g}) \quad \dots\dots\dots(4.1.25)$$

となる。(4.1.23)式の反応熱 Q_{MR} は、

$$Q_{\text{MR}} = Q_{\text{M}} - Q_{\text{MC}} \quad \dots\dots\dots(4.1.23)'$$

で計算できる。 Q_{MR} は負となり、リダクタは全体として吸熱反応である。

以上がガス化炉における炭素、水素、酸素の物質収支である。次に石炭に含まれる灰分の物質収支は、コンバスタにおけるスラグ効率 η_{SL} を用いて次式で与えられる。

$$m_{\text{AR}} = \eta_{\text{CY}} \{ \phi_{\text{R}} m_{\text{A}} + (1 - \eta_{\text{SL}}) (\phi_{\text{C}} m_{\text{A}} + m_{\text{AR}}) \} \quad \dots\dots\dots(4.1.26)$$

ここで m_{AR} : リサイクルチャー中に含まれる灰分量 (g)

η_{CY} : チャー捕集装置の捕集効率

m_{A} : $\text{C}_{18}\text{H}_8\text{O}$ 。1モルあたりに含まれる灰分量, $m_{\text{COAL}} \times r_{\text{a}}$ (g)

これより

$$m_{\text{AR}} = \frac{\eta_{\text{CY}} m_{\text{A}} (1 - \eta_{\text{SL}} \phi_{\text{C}})}{\{ 1 - \eta_{\text{CY}} (1 - \eta_{\text{SL}}) \}} \quad \dots\dots\dots(4.1.26)'$$

循環チャー量は $m_{\text{CR}} + m_{\text{AR}}$ であり、生成チャー量は $(m_{\text{CR}} + m_{\text{AR}}) / \eta_{\text{CY}}$ となる。

供給石炭量に対する生成チャー量をチャー生成率 η_{CP} として次式で定義する。

$$\eta_{\text{CP}} = \frac{\text{生成チャー量}}{\text{供給石炭量}} = \frac{(m_{\text{CR}} + m_{\text{AR}}) / \eta_{\text{CY}}}{m_{\text{COAL}}} \quad \dots\dots\dots(4.1.27)$$

以上でガス化炉廻りの物質収支が決まる。図4.1.3 にガス化炉廻り物質収支を示す。

3) ガス化炉の熱収支

次にガス化炉の熱収支を求める。

コンバスタにおける熱収支は、(4.1.20)式より、

$$H_{\text{SC}} + H_{\text{CR}} + H_{\text{AC}} + H_{\text{GU}} + Q_{\text{MC}} = H_{\text{GC}} + H_{\text{SL}} + Q_{\text{WC}} \quad \dots\dots\dots(4.1.28)$$

ただし H_{SC} : コンバスタ石炭の顕熱

H_{CR} : リサイクルチャーの顕熱

H_{AC} : コンバスタ空気の顕熱

H_{GU} : リサイクルガスの顕熱

H_{GC} : コンバスタ出口ガスの顕熱

H_{SL} : スラグの顕熱

Q_{WC} : コンバスタ壁への伝熱量

コンバスタ壁への伝熱量 Q_{WC} をコンバスタ入熱 ((4.1.28)式の左辺) の k_{WC} 倍として、(4.1.28)式を解くとコンバスタ出口ガス温度 T_{GC} が求まる。

リダクタにおける熱収支は同様に(4.1.23)式より

$$H_{\text{SR}} + H_{\text{AR}} + H_{\text{GC}} + Q_{\text{MR}} = H_{\text{GR}} + H_{\text{SCP}} + Q_{\text{WR}} \quad \dots\dots\dots(4.1.29)$$

ただし H_{SR} : リダクタ石炭の顕熱

H_{AR} : リダクタ空気の顕熱

H_{GR} : ガス化炉出口ガスの顕熱 (リサイクルガスの顕熱 H_{GU} 含む)

H_{SCP} : ガス化炉出口ガス中のチャー顕熱

Q_{WR} : リダクタ壁への伝熱量

(4.1.14)式でガス化炉全体の物質収支を示したが、ガス化炉出口ガス温度を T_{GR} (リダクタ温度) と設定したので、(4.1.29)式で、リダクタ壁への伝熱量 Q_{WR} がリダクタ入熱 ((4.1.29)式の左辺) の k_{WR} 倍となるように、収束計算を行なう。

ここでリサイクルチャーの化学熱 Q_{CR} および未捕集チャーの化学熱 Q_{DT} は次式となる。

$$\left. \begin{aligned} Q_{\text{CR}} &= 94.05 \mu_{\text{CR}} \\ Q_{\text{DT}} &= 94.05 \cdot 18 (1 - \eta_{\text{C}}) \end{aligned} \right\} \quad \dots\dots\dots(4.1.30)$$

図4.1.4 にガス化炉廻りの熱収支を示す。

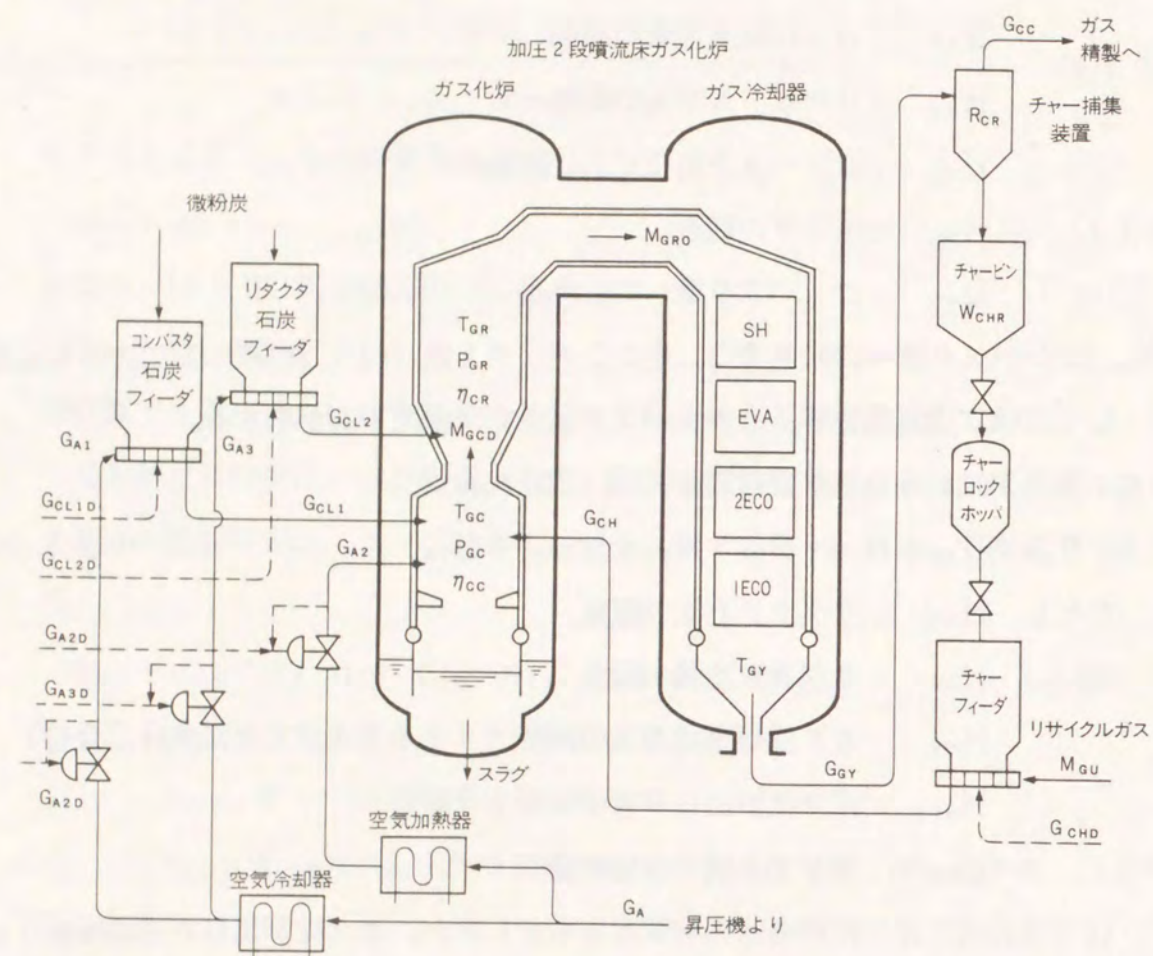


図4.1.2 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の入出力図

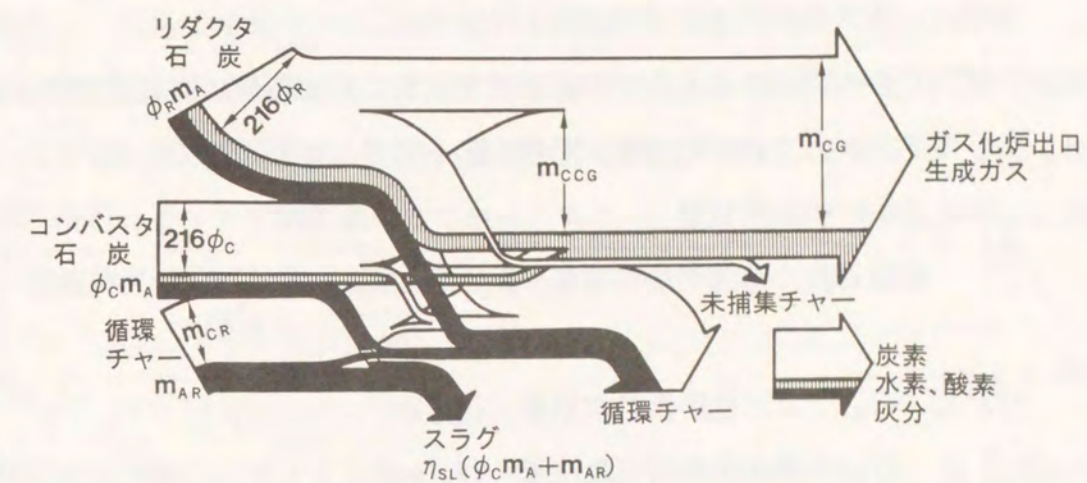


図4.1.3 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の物質収支

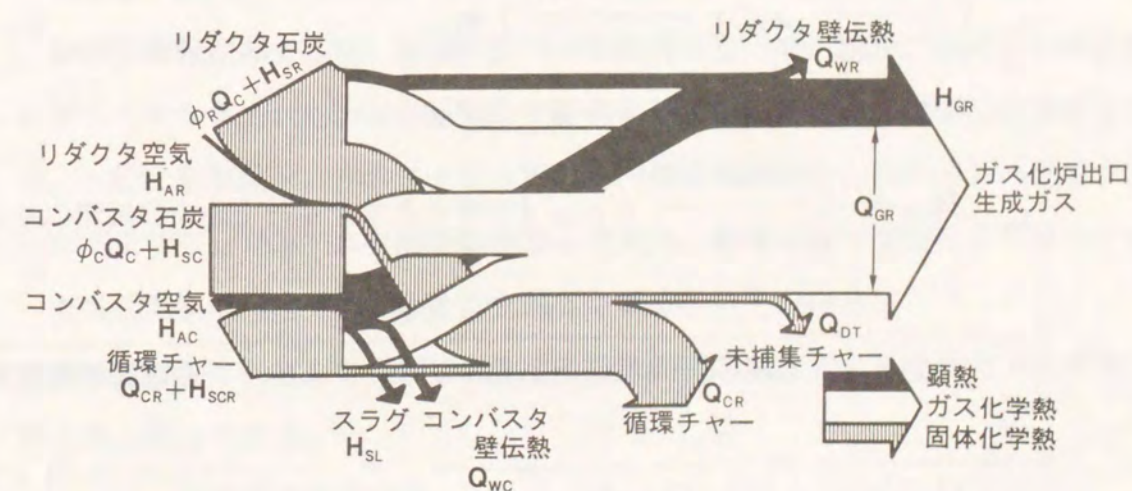


図4.1.4 空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の熱収支

4) ガス化性能評価指標

ガス化性能を評価するための指標には、主として物質収支に関する炭素転換率と熱収支に関するガス化効率（冷ガス効率、熱ガス効率）があり、これらの性能評価指標は、ガス化炉空気比 λ_g に強く依存する。

ガス化炉へ供給する石炭の理論燃焼空気量に対する供給空気量がガス化炉空気比 λ_g であり、ガス化炉を運転する際の最も重要な運転指標である。

$$\lambda_g = \frac{\text{供給空気量}}{\text{供給石炭の理論燃焼空気量}} = \frac{G_A}{\frac{G_{CL}N_{CL}}{1000} \nu_o^* m_{AO}} \quad \dots\dots\dots(4.1.31)$$

ただし G_A : ガス化炉供給空気量 (g/sec)

G_{CL} : ガス炉供給石炭流量 (g/sec)

本ガス化炉では、捕集チャーをガス化炉へリサイクルさせるため、リサイクルチャー量によって炉の実際の空気比は変わる。そこでリサイクルチャー量を考慮した炉内空気比 λ_{sg} とコンバスタ空気比 λ_{cg} をそれぞれ次式で定義する。

$$\begin{aligned} \lambda_{sg} &= \frac{\text{供給空気量}}{\text{供給石炭の理論燃焼空気量} + \text{リサイクルチャーの理論燃焼空気量}} \\ &= \frac{G_A}{\left(\frac{G_{CL}N_{CL}}{1000} \nu_o^* + \frac{G_{CHR}N_{CH}}{1000} \right) m_{AO}} \quad \dots\dots\dots(4.1.32) \end{aligned}$$

ただし G_{CHR} : リサイクルチャー量 (g/sec)

$$N_{CH} = \frac{1000}{m_{CR} + m_{AR}} \times \mu_{CR} \quad (\text{リサイクルチャー 1 kg 中の炭素のモル数})$$

$$\begin{aligned} \lambda_{cg} &= \frac{\text{コンバスタ空気量}}{\text{コンバスタ石炭の理論燃焼空気量} + \text{リサイクルチャーの理論燃焼空気量}} \\ &= \frac{G_{A1}}{\left(\frac{G_{CL1}N_{CL}}{1000} \nu_o^* + \frac{G_{CHR}N_{CH}}{1000} \right) m_{AO}} \quad \dots\dots\dots(4.1.33) \end{aligned}$$

ただし G_{CL1} : コンバスタ供給空気量 (g/sec)

(4.1.31)～(4.1.33)式は、実供給流量との関係を示したものである。

炭素転換率 η_c は、ガス化炉に供給した石炭中の炭素分に対する生成ガス中のC

O, CO_2 , (CH)に転換された炭素分の役割である。

$$\eta_c = \frac{\text{生成ガスの炭素量}}{\text{供給石炭中の炭素量}} = \frac{m_{CG}}{18a_c} \quad \dots\dots\dots(4.1.34)$$

ただし m_{CG} : 生成ガスのCO, CO_2 の炭素量 (g/sec)

本ガス化炉は、その特徴としてスラグ中の未燃炭素分が非常に少ない（検出限界以下）なので、未燃炭素分は、チャー捕集装置で捕集されないで生成ガスとともに後流側に流れるチャー中の炭素のみであると考えられる。よって炭素転換率 η_c はチャー捕集装置の捕集効率 η_{cy} により決まる。

$$\eta_c = \frac{\mu_{CR} (1 - \eta_{cy})}{18 \eta_{cy}} \quad \dots\dots\dots(4.1.34)'$$

空気比と同様にリサイクルチャーを考慮した炉内炭素転換率 η_{sc} およびコンバスタ炭素転換率 η_{cc} をそれぞれ次式で定義する。

$$\eta_{sc} = \frac{\text{生成ガスの炭素量}}{\text{供給石炭中の炭素量} + \text{リサイクルチャー中の炭素量}} = \frac{m_{CG}}{18a_c + m_{CR}} \quad (4.1.35)$$

$$\eta_{cc} = \frac{\text{コンバスタ出口ガスの炭素量}}{\text{コンバスタ石炭中の炭素量} + \text{リサイクルチャー中の炭素量}} = \frac{m_{CCG}}{18a_c \phi_c + m_{CR}} \quad \dots\dots\dots(4.1.36)$$

ただし m_{CCG} : コンバスタ出口ガスのCO, CO_2 の炭素量 (g/sec)

炉内炭素転換率 η_{sc} は、炭素転換率 η_c と異なり、ガス化炉に供給した総炭素分に対してガス化された炭素分を表しているので、空気比 λ_g 、炭素等により変化する。一般に空気比 λ_g が大きくなる程、炉内炭素転換率 η_{sc} は向上し、生成チャー量が減少する。コンバスタ炭素転換率も空気比、循環チャー量等により変化する。

ガス化効率には冷ガス効率 η_{cg} と熱ガス効率 η_{ch} とがある。

冷ガス効率 η_{cg} はガス化炉に供給する石炭の化学熱に対する生成ガス化学熱に転換される割合である。

$$\eta_{cg} = \frac{\text{生成ガスの化学熱}}{\text{供給石炭の化学熱}} = \frac{Q_{GG}}{Q_c} \quad \dots\dots\dots(4.1.37)$$

それに対して熱ガス効率 η_{hg} はガス化炉に供給する石炭と空気の総熱量（化学熱と顕熱）に対する生成ガス化学熱と顕熱およびガス化炉水冷壁・ガス冷却器を通して蒸気系へ有効に熱回収された熱量の割合である。

ガス化炉出口で定義すると,

$$\eta_{HG} = \frac{\text{生成ガスの化学熱・顕熱+炉壁伝熱量-放熱量}}{\text{供給石炭の化学熱・顕熱+供給空気の顕熱+リサイクルガスの顕熱}} \\ = \frac{Q_{GG} + H_{GR} + Q_W - Q_{GX}}{Q_C + H_S + H_A + H_{CR}} \quad \dots\dots\dots(4.1.38)$$

ただし $Q_W = Q_{WC} + Q_{WR}$

$H_S = H_{SC} + H_{SR}$

$H_A = H_{AC} + H_{AR}$

また熱ガス効率 η_{HG} はガス化設備出口 (チャー回収装置出口) でも定義できる。

$$\eta_{HG} = \frac{\text{ガス化設備出口生成ガスの化学熱・顕熱+炉壁伝熱量+ガス冷却器伝熱量-放熱量}}{\text{供給石炭の化学熱・顕熱+供給空気の顕熱+リサイクルガスの顕熱}} \\ = \frac{Q_{GG} + H_{GG} + Q_W + Q_P - Q_{GX}}{Q_C + H_S + H_A + H_{CR}} \quad \dots\dots\dots(4.1.38)'$$

ただし H_{GG} : ガス化設備出口生成ガス顕熱

Q_P : ガス冷却器伝熱量

$H_{GR} = H_{GG} + Q_P$ であるので放熱量 Q_{GX} をガス化設備全体の放熱と定義すれば(4.1.38)式と(4.1.38)'式は同一の値となる。熱ガス効率は、放熱量 Q_{GX} , 未捕集チャーによる炭素分 Q_{DT} が減少する程その値としては向上し、空気比 η_0 等によらずガス化炉の容量, チャー捕集装置の性能によりほぼ決まる。

次に石炭ガス化複合発電プラントの熱効率を評価する場合の指標として、ガス化部分燃焼率 χ , 未燃炭素損失率 ε_{GC} , ガス化熱回収率 γ_{RC} およびガス化熱損失率 ε_{GR} をそれぞれ次式で定義する。

$$\chi = \frac{\text{供給石炭の顕熱+供給空気の顕熱+ガス化反応熱}}{\text{供給石炭の化学熱}} = \frac{H_S + H_A + Q_M}{Q_C} = \frac{H_I}{Q_C} \quad \dots\dots\dots(4.1.39)$$

$$\varepsilon_{GC} = \frac{\text{未捕集チャーの化学熱}}{\text{供給石炭の化学熱}} = \frac{Q_{DT}}{Q_C} \quad \dots\dots\dots(4.1.40)$$

$$\gamma_{RC} = \frac{\text{ガス化炉水冷壁, ガス冷却器蒸気系吸熱量}}{\text{供給石炭の顕熱+供給空気の顕熱+ガス化反応熱}} = \frac{Q_W + Q_P + Q_{GX}}{H_S + H_A + Q_M}$$

$$= \frac{Q_{SC}}{H_I} \quad \dots\dots\dots(4.1.41)$$

$$\varepsilon_{GR} = \frac{\text{循環チャーの顕熱低下+スラグの顕熱+放熱量}}{\text{供給石炭の顕熱+供給空気の顕熱+ガス化反応熱}} = \frac{Q_{DCR} + H_{SL} + Q_{GX}}{H_S + H_A + Q_M}$$

$$= \frac{L_G}{H_I} \quad \dots\dots\dots(4.1.42)$$

ただし $Q_{DCR} = H_{SCP} - H_{SCR}$

以上のガス化炉性能評価指標により、ガス化炉の運転状態が把握できる。

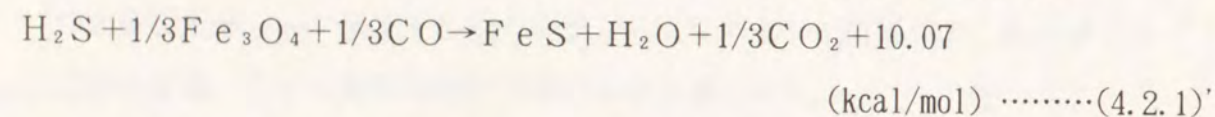
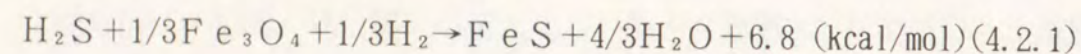
4. 2 ガス精製設備の熱効率解析

1) 脱硫反応のモデル化

石炭中の硫黄分は、ガス化炉により硫化水素 H_2S および硫化カルボニル COS となり生成ガス中に含まれる(COS は全体の10%程度のため、以降は全て H_2S として取り扱う)。これはガスタービンで燃焼されると SO_2 となり、大気中に排出されるため、脱硫装置により、ガスタービンに供給する前に除去する。 SO_2 はガスタービン翼を腐蝕するため、ガスタービンにとっても有害である。

前述のとおり、脱硫装置には、Selexol法に代表される湿式法(物理吸収液を用いた低温脱硫法)と、金属酸化物脱硫剤を用いる乾式法(金属酸化物と硫黄化合物の化学反応を用いた高温脱硫法)がある。乾式脱硫剤には、酸化鉄 Fe_2O_3 の他、酸化亜鉛 ZnO 、酸化カルシウム CaO 等様々のものが考えられるが、最適反応温度(400~450℃)および再生の容易さから、石炭ガス化複合発電システムとしては、酸化鉄脱硫剤を用いている。将来さらに高温での脱硫を考えれば、酸化亜鉛系脱硫剤(600℃)がその候補となる。

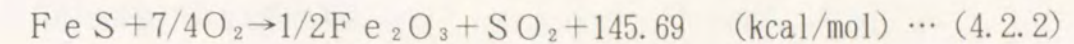
酸化鉄脱硫剤による脱硫反応は、



で表される。ここでは、簡単のため、水素による脱硫反応のみ起こるとした。

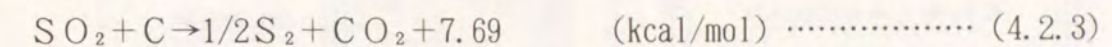
(4.2.1)式における反応の平衡は、生成ガス中の硫化水素の濃度と、水分の濃度により決まり、生成ガス中の水分が5%程度の場合には、約20PPm程度まで硫化水素が除去できる。十分に反応時間をとれば、(4.2.1)式は平衡状態になると考えられる。

脱硫剤の酸化鉄が全て硫化鉄に変化すれば、脱硫能力が無くなるために、硫化した脱硫剤を再生する必要がある。粒状脱硫剤を用いた流動床方式脱硫装置の場合には、適当に硫化された脱硫剤を脱硫塔より抜き出し、再生塔に送り、空気により再生する。一方ハニカム状脱硫剤を用いた固定床方式脱硫装置の場合は、脱硫剤の硫化度が飽和に近づいた時点で塔の切り替えを行ない、同様に空気により再生する。いずれの場合でも再生反応は次式となる。

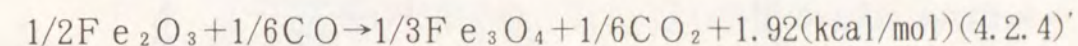
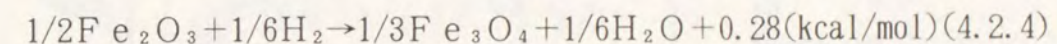


再生反応は、硫化鉄の酸化反応であるので発熱反応である。酸素を供給することで酸化鉄に再生できる。その際、再生塔の温度を800℃程度に押えるための再生用ガス中の酸素濃度の調節が重要となり、そのため、一部脱硫リサイクルガスを用いて酸素濃度を10%程度に調節する。

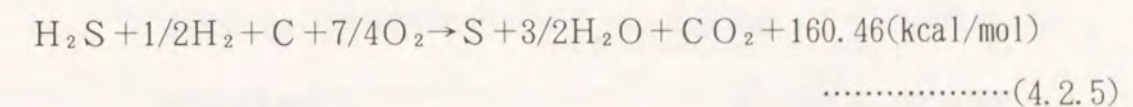
(4.2.2)式により発生した亜硫酸ガスは、亜硫酸ガス還元塔において、炭素、水素等の還元剤により単体硫黄に還元するか、あるいは、石灰石(炭酸カルシウム) CaCO_3 により、石膏 CaSO_4 として排出させるが、ここでは前者の方式を用いた。



単体硫黄分は冷却した後、硫黄凝縮器により系外に取り出す。 CO_2 (一部未還元) SO_2 を含む)はオフガスとして、脱硫塔入口ガスに加え、再処理する。再生された酸化鉄 Fe_2O_3 は脱硫塔に再投入され、繰り返し利用するが、まず生成ガス中の水素または CO で Fe_3O_4 に還元する。

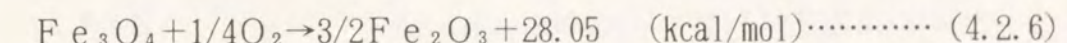


以上が、各反応塔で行われる反応であり、(4.2.1)~(4.2.3)式を加算すれば、次の脱硫装置全体の反応式が得る。

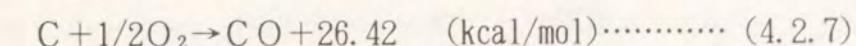


その他関係する反応式を示す。

酸化鉄酸化反応



還元剤酸化反応



亜硫酸ガス還元反応

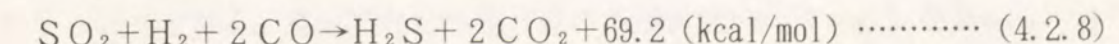


図4.2.1に脱硫装置における脱硫反応モデルを示す。

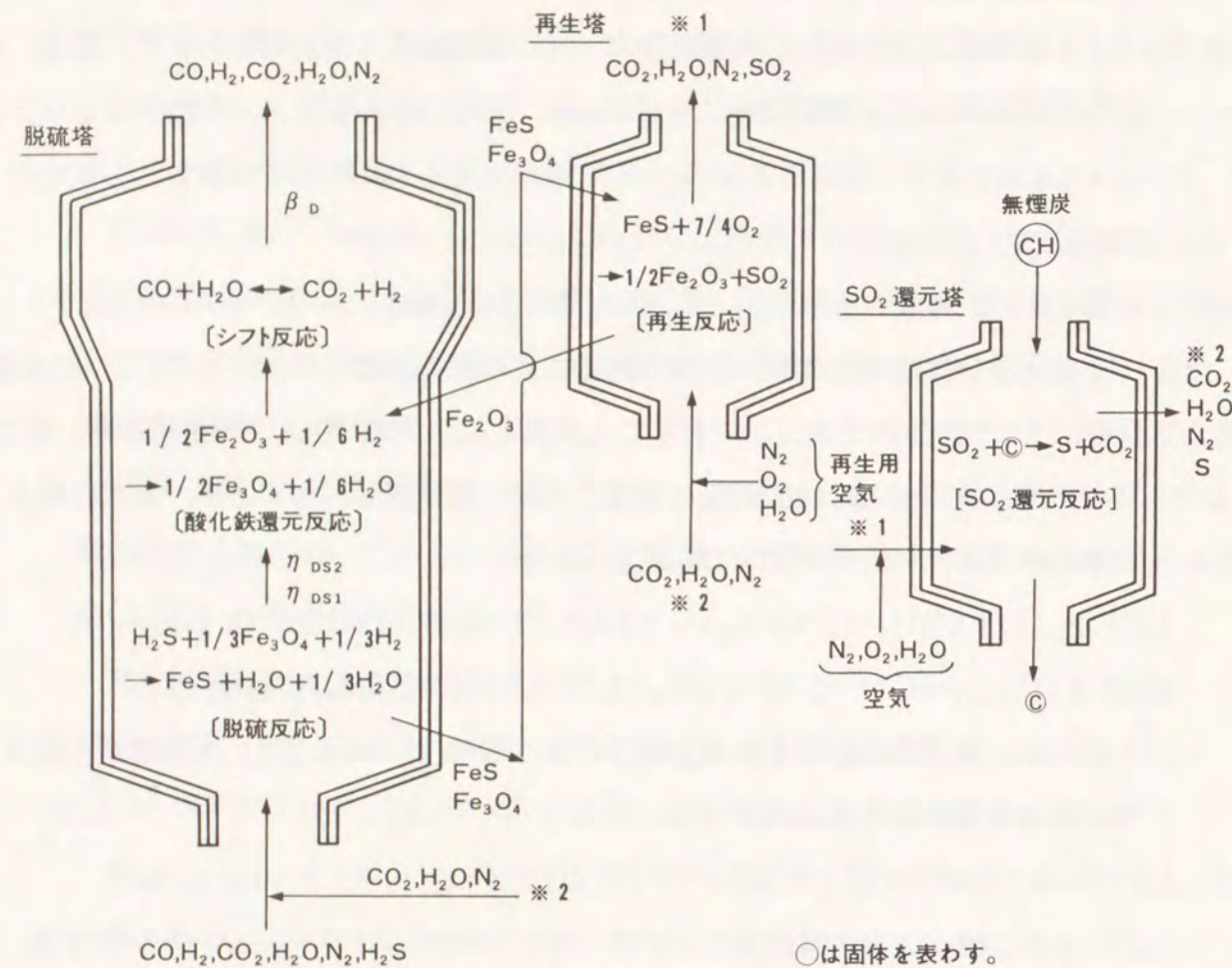


図4.2.1 脱硫装置における脱硫反応モデル

2) ガス精製設備の熱・物質収支

次に図4.2.1 に示す脱硫塔、再生塔、亜硫酸ガス還元塔より成る脱硫装置を考え、それぞれ反応容器の熱・物質収支を求める。

4. 1 節の2 より、脱硫リサイクルガスを μ_{COSR} , $\mu_{\text{H}_2\text{SR}}$, $\mu_{\text{CO}_2\text{SR}}$, $\mu_{\text{H}_2\text{OSR}}$, $\mu_{\text{N}_2\text{SR}}$, $\mu_{\text{H}_2\text{SSR}}$ (mol/sec) とし、脱硫塔入口で流入する脱硫リサイクルガスの全脱硫リサイクルガスとの比を r_R とすると、脱硫塔入口ガス量 (mol/sec) は、

$$\mu_{\text{COG}} = \eta_c \alpha + \mu_{\text{COU}} + r_R \cdot \mu_{\text{COSR}} \quad \dots\dots\dots (4.2.9)$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{G}} = \beta + \mu_{\text{H}_2\text{U}} + r_R \cdot \mu_{\text{H}_2\text{SR}} \quad \dots\dots\dots (4.2.10)$$

$$\mu_{\text{CO}_2\text{G}} = \eta_c (18 - \alpha) + \mu_{\text{CO}_2\text{U}} + r_R \cdot \mu_{\text{CO}_2\text{SR}} \quad \dots\dots\dots (4.2.11)$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{OG}} = h/2 + \nu_w + \frac{\nu_o^* \nu_{\text{AH}}}{\nu_{\text{AO}}} \lambda_G + \mu_{\text{H}_2\text{OU}} - \beta + r_R \cdot \mu_{\text{H}_2\text{OSR}} \quad \dots\dots\dots (4.2.12)$$

$$\mu_{\text{N}_2\text{G}} = \frac{\nu_o^* \nu_{\text{AN}}}{\nu_{\text{AO}}} \lambda_G + \mu_{\text{N}_2\text{U}} + r_R \cdot \mu_{\text{N}_2\text{SR}} \quad \dots\dots\dots (4.2.13)$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{SG}} = 18 \cdot a_c / a_s \cdot r_s / r_c + r_R \cdot \mu_{\text{H}_2\text{SR}} \quad \dots\dots\dots (4.2.14)$$

ただし r_R : 脱硫リサイクルガス比率

a_s , r_s : 硫黄の原子量 (32.0), 石炭中の硫黄重量比率

i) 脱硫塔

脱硫塔床1へは、床2より脱硫剤が一部硫化して流入する。流入する Fe_3O_4 を $\mu_{\text{FO}_2\text{DS}_2}$, FeS を μ_{FSDS_2} (mol/sec) とすると、脱硫塔床1の物質収支式は、

$$\begin{aligned} & \mu_{\text{COG}} \text{CO} + \mu_{\text{H}_2\text{G}} \text{H}_2 + \mu_{\text{CO}_2\text{G}} \text{CO}_2 + \mu_{\text{H}_2\text{OG}} \text{H}_2\text{O} + \mu_{\text{N}_2\text{G}} \text{N}_2 + \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \cdot \\ & \text{H}_2\text{S} + \mu_{\text{FO}_2\text{DS}_2} \text{Fe}_3\text{O}_4 + \mu_{\text{FSDS}_2} \text{FeS} \rightarrow \mu_{\text{COG}} \text{CO} + (\mu_{\text{H}_2\text{G}} - 1/3 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \cdot \\ & \eta_{\text{DS}_1}) \text{H}_2 + \mu_{\text{CO}_2\text{G}} \text{CO}_2 + (\mu_{\text{H}_2\text{OG}} + 4/3 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \eta_{\text{DS}_1}) \text{H}_2\text{O} + \mu_{\text{H}_2\text{SG}} (1 - \\ & \eta_{\text{DS}_1}) \text{H}_2\text{S} + (\mu_{\text{FSDS}_2} - 1/3 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \eta_{\text{DS}_1}) \cdot \text{Fe}_3\text{O}_4 + (\mu_{\text{FSDS}_2} + \\ & \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \eta_{\text{DS}_1}) \text{FeS} + Q_{\text{DS}_1} \quad \dots\dots\dots (4.2.15) \end{aligned}$$

ただし η_{DS_1} : 脱硫塔床1における脱硫率

床2では、さらに脱硫が行なわれるとともに、再生を終えた Fe_2O_3 が還元され Fe_3O_4 となる。再生塔から再投入される脱硫剤中の Fe_2O_3 を $\mu_{\text{FO}_1\text{R}}$, FeS を μ_{FSR} とすると、脱硫塔床2の物質収支式は、

$$\begin{aligned} & \mu_{\text{COG}} \text{CO} + (\mu_{\text{H}_2\text{G}} - 1/3 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \cdot \eta_{\text{DS}_1}) \text{H}_2 + \mu_{\text{CO}_2\text{G}} \text{CO}_2 + (\mu_{\text{H}_2\text{OG}} + 4/3 \cdot \\ & \mu_{\text{H}_2\text{SG}}) \text{H}_2\text{O} + \mu_{\text{H}_2\text{SG}} (1 - \eta_{\text{DS}_1}) \text{H}_2\text{S} + \mu_{\text{FO}_1\text{R}} \text{Fe}_2\text{O}_3 + \mu_{\text{FSR}} \text{FeS} \end{aligned}$$

$$\rightarrow (\mu_{\text{COG}} - k_{\text{SH}} \beta_{\text{DS}}) \text{CO} + \{ (\mu_{\text{H}_2\text{G}} - 1/3 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \cdot \eta_{\text{DS1}})(1 - 1/3 \eta_{\text{DS2}}) + k_{\text{SH}} \beta_{\text{DS}} \} \text{H}_2 + (\mu_{\text{CO}_2\text{G}} + k_{\text{SH}} \beta_{\text{DS}}) \text{CO}_2 + \{ (\mu_{\text{H}_2\text{OG}} + 4/3 \cdot \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \eta_{\text{DS1}}) \cdot (1 + 4/3 \cdot \eta_{\text{DS2}}) + 1/3 \mu_{\text{FO1R}} - k_{\text{SH}} \beta_{\text{DS}} \} \text{H}_2\text{O} + \mu_{\text{H}_2\text{SG}} (1 - \eta_{\text{DS1}})(1 - \eta_{\text{DS2}}) \text{H}_2\text{S} + \{ 2/3 \mu_{\text{FO1R}} - 1/3 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} (1 - \eta_{\text{DS1}}) \eta_{\text{DS2}} \} \text{Fe}_3\text{O}_4 + \{ \mu_{\text{H}_2\text{SG}} (1 - \eta_{\text{DS1}}) \eta_{\text{DS2}} + \mu_{\text{FSR}} \} \text{FeS} + Q_{\text{DS2}} \quad \dots\dots\dots(4.2.16)$$

ただし, η_{DS2} : 脱硫塔床2における脱硫率

β_{DS} : 脱硫塔でのシフト反応モル数

k_{SH} : 脱硫塔でのシフト反応率

β_{DS} は,

$$\frac{(\mu_{\text{H}_2\text{SDS2}} + \beta_{\text{DS}}) (\mu_{\text{CO}_2\text{G}} + \beta_{\text{DS}})}{(\mu_{\text{H}_2\text{SDS2}} - \beta_{\text{DS}}) (\mu_{\text{COG}} - \beta_{\text{DS}})} = k_{\text{P}} (T_{\text{DS}}) \quad \dots\dots\dots(4.2.17)$$

より求める。

脱硫塔床1, 床2の温度は, それぞれの滞留時間が短く, 脱硫反応による発熱も極く少ないために一定とした。

脱硫塔での反応熱 ($Q_{\text{DS}} = Q_{\text{DS1}} + Q_{\text{DS2}}$) は

$$Q_{\text{DS}} = 6.8 \mu_{\text{H}_2\text{SG}} \eta_{\text{DS}} + 28.05 \mu_{\text{FO1R}} + 9.82 k_{\text{SH}} \beta_{\text{DS}} \quad (\text{kcal/sec}) \quad \dots\dots\dots(4.2.18)$$

ただし, η_{DS} : 脱硫塔での脱硫率 ($\eta_{\text{DS}} = \eta_{\text{DS1}} + \eta_{\text{DS2}} - \eta_{\text{DS}} \cdot \eta_{\text{DS}}$) である。

脱硫剤の脱硫塔での温度上昇を無視すると, 脱硫塔の熱収支は,

$$H_{\text{GG}} + r_{\text{R}} \cdot H_{\text{GR}} + Q_{\text{DS}} = H_{\text{DS}} + Q_{\text{WDS}} \quad \dots\dots\dots(4.2.19)$$

ただし, H_{GG} : ガス化炉でガスの顕熱 (kcal/sec)

H_{GR} : 脱硫循環ガスの顕熱 (kcal/sec)

H_{DS} : 脱硫塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WDS} : 脱硫塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

で与えられる。(4.2.16)式の左辺のガスを r_{G} 倍したものが, (4.1.20)式のガス化炉リサイクルガスである。ただし r_{G} は, ガス化炉リサイクルガス率である。

ii) 再生塔

再生塔および亜硫酸ガス循環塔は, 発電システムの主ラインではないが, 脱硫装置を運転する上では重要な役割を持ち, 脱硫リサイクルガスについては一部オフガスとして, 生成ガスに加えられるので, 熱・物質収支を考慮する必要がある。

再生塔へは, 脱硫塔床1を出た脱硫剤が流入し, 再生に必要な空気が脱硫リサイクルガスとともに供給される。ここで, 再生塔入口空気は, 脱硫剤の再生と循環ガス中の可燃性ガスの酸化に必要な流量を供給する。

再生塔入口ガス流量 (mol/sec) は,

$$\mu_{\text{H}_2\text{SGA}} = (1 - r_{\text{R}}) \mu_{\text{H}_2\text{SR}} \quad \dots\dots\dots(4.2.20)$$

$$\mu_{\text{COGA}} = (1 - r_{\text{R}}) \mu_{\text{COR}} \quad \dots\dots\dots(4.2.21)$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{GA}} = (1 - r_{\text{R}}) \mu_{\text{H}_2\text{R}} \quad \dots\dots\dots(4.2.22)$$

$$\mu_{\text{CO}_2\text{GA}} = (1 - r_{\text{R}}) \mu_{\text{CO}_2\text{R}} \quad \dots\dots\dots(4.2.23)$$

$$\mu_{\text{O}_2\text{GA}} = 7/4 \mu_{\text{FSDS1}} + 1/4 \mu_{\text{FO}_2\text{DS1}} + 1/2 \mu_{\text{H}_2\text{GA}} + 1/2 \mu_{\text{COGA}} + 3/2 \mu_{\text{H}_2\text{SGA}} \quad \dots\dots\dots(4.2.24)$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{OGA}} = \frac{\nu_{\text{AH}}}{\nu_{\text{AO}}} \mu_{\text{O}_2\text{GA}} + (1 - r_{\text{R}}) \mu_{\text{H}_2\text{OGA}} \quad \dots\dots\dots(4.2.25)$$

$$\mu_{\text{N}_2\text{GA}} = \frac{\nu_{\text{AN}}}{\nu_{\text{AO}}} \mu_{\text{O}_2\text{GA}} + (1 - r_{\text{R}}) \mu_{\text{N}_2\text{R}} \quad \dots\dots\dots(4.2.26)$$

となり, 再生塔における物質収支式は,

$$\begin{aligned} & \mu_{\text{COGA}} \text{CO} + \mu_{\text{H}_2\text{GA}} \text{H}_2 + \mu_{\text{CO}_2\text{GA}} \text{CO}_2 + \mu_{\text{H}_2\text{OGA}} \text{H}_2\text{O} + \mu_{\text{H}_2\text{SGA}} \text{H}_2\text{S} + \\ & \mu_{\text{O}_2\text{GA}} \text{O}_2 + \mu_{\text{N}_2\text{GA}} \text{N}_2 + \mu_{\text{FO}_2\text{DS1}} \text{Fe}_3\text{O}_4 + \mu_{\text{FSDS1}} \text{FeS} \rightarrow \\ & (\mu_{\text{COGA}} + \mu_{\text{CO}_2\text{GA}}) \text{CO}_2 + (\mu_{\text{H}_2\text{SGA}} + \mu_{\text{H}_2\text{GA}} + \mu_{\text{H}_2\text{OGA}}) \text{H}_2\text{O} + \mu_{\text{N}_2\text{GA}} \cdot \\ & \text{N}_2 + (3/2 \mu_{\text{FO}_2\text{DS1}} + 1/2 \mu_{\text{FSDS1}} \eta_{\text{RG}}) \text{Fe}_2\text{O}_3 + \mu_{\text{FSDS1}} (1 - \eta_{\text{RG}}) \cdot \\ & \text{FeS} + Q_{\text{RG}} \quad \dots\dots\dots(4.2.27) \end{aligned}$$

ただし, η_{RG} : 再生率

となる。

再生塔における反応熱は,

$$Q_{\text{RG}} = 1/2 \mu_{\text{FSDS1}} \cdot \eta_{\text{RG}} \cdot 291.38 + \mu_{\text{FO}_2\text{DS1}} \cdot 28.05 + \mu_{\text{H}_2\text{SGA}} \cdot 123.87 \quad \dots\dots\dots(4.2.27)'$$

脱硫塔同様に脱硫剤の再生塔での温度上昇を無視すると再生塔での熱収支は,

$$H_{\text{GA}} + (1 - r_{\text{R}}) H_{\text{GR}} + Q_{\text{RG}} = H_{\text{RG}} + Q_{\text{WRG}} \quad \dots\dots\dots(4.2.28)$$

ただし, H_{GA} : 再生用空気の顕熱 (kcal/sec)

H_{RG} : 再生塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WRG} : 再生塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

iii) 亜硫酸ガス還元塔

再生塔で亜硫酸ガスとなった硫黄分は、亜硫酸ガス還元塔で還元されて単体硫黄となる。亜硫酸ガス還元塔の熱・物質収支については、全体システムの熱効率には関係しないので、ここでは簡略的に示す。

亜硫酸ガス還元剤に石炭（無煙炭）を用いる。無煙炭の供給量を G_{CA} (g/sec)とすると、石炭1モル当たりの還元剤中の炭素、水素のモル数は、それぞれ、

$$\mu_{CA} = \frac{\Gamma_{AC}}{a_c M_{GL}} G_{CA} \quad \dots\dots\dots (4.2.29)$$

$$\mu_{HA} = \frac{\Gamma_{AH}}{a_h M_{GL}} G_{CA} \quad \dots\dots\dots (4.2.29)'$$

亜硫酸ガス還元塔入口ガス量 (mol/sec)は、

$$\mu_{CO2RG} = \mu_{COGA} + \mu_{CO2GA} \quad \dots\dots\dots (4.2.30)$$

$$\mu_{SO2RG} = \mu_{H2SGA} + \mu_{FSDSL} \quad \dots\dots\dots (4.2.31)$$

$$\mu_{O2SR} = 1/2(\mu_{CA} - \eta_{SS} \mu_{SO2RG}) \quad \dots\dots\dots (4.2.32)$$

$$\mu_{H2ORG} = \mu_{H2GA} + \mu_{H2OGA} + \mu_{H2SGA} + \frac{\nu_{AH}}{\nu_{AO}} \mu_{O2SR} \quad \dots\dots\dots (4.2.33)$$

$$\mu_{N2RG} = \mu_{N2GA} + \frac{\nu_{AN}}{\nu_{AO}} \mu_{O2SR} \quad \dots\dots\dots (4.2.34)$$

$$\mu_{SS} = 1/2 \eta_{SS} \mu_{SO2RG} \quad \dots\dots\dots (4.2.35)$$

$$\mu_{H2SSR} = (1 - \eta_{SS}) \mu_{SO2RG} \quad \dots\dots\dots (4.2.36)$$

となり、亜硫酸ガス還元塔における物質収支式は、

$$\begin{aligned} & \mu_{CO2RG} CO_2 + \mu_{H2ORG} H_2O + \mu_{SO2RG} SO_2 + \mu_{CA} C + \mu_{HA} H + \mu_{O2SR} \cdot \\ & O_2 + \mu_{N2RG} N_2 \rightarrow 1/2 \eta_{SS} \mu_{SO2RG} S_2 + (1 - \eta_{SS}) \mu_{SO2RG} H_2S + \\ & (\mu_{CA} - 2\mu_{SS} - 2\mu_{H2SSR} - \beta_{SR}) CO + (\mu_{HA} - \mu_{H2SSR} + \beta_{SR}) H_2O + \\ & \mu_{CO2SR} + 2\mu_{H2SSR} + \beta_{SR} CO_2 + (\mu_{H2SRG} - \beta_{SR}) H_2O + \mu_{N2RG} \cdot \\ & N_2 + Q_{SR} \quad \dots\dots\dots (4.2.37) \end{aligned}$$

ただし、 η_{SS} ：亜硫酸ガス還元率

となる。

亜硫酸ガス還元塔における反応熱は、

$$Q_{SR} = 7.69 \cdot 2\mu_{SS} + 69.2\mu_{H2SSR} + 26.42\mu_{CA} + 9.82\beta_{SR} \quad \dots\dots\dots (4.2.37)'$$

脱硫塔同様に還元剤の亜硫酸ガス還元塔での温度上昇を無視すると再生塔での熱収支は、

$$H_{RG} + H_{SA} + Q_{SR} = H_{SR} + Q_{WSR} \quad \dots\dots\dots (4.2.38)$$

ただし、 H_{SA} ：亜硫酸ガス還元用空気の顕熱 (kcal/sec)

H_{SR} ：亜硫酸ガス還元塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WSR} ：亜硫酸ガス還元塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

(4.2.34)式の左辺のガスが、(4.2.9)～(4.2.14)式の脱硫リサイクルガスとなる。

iv) 脱じん装置

脱硫塔出口ガスは、次に脱じん装置に入り、微小なダストを除去した後、燃料ガスとして、ガスタービンへ供給される。脱じん装置には、高温、高圧下で使用できるグラニューラフィルタ系のものと、セラミックフィルタ系のものが開発中である。

ここでは、脱じん装置の熱物質収支として、脱じん塔における、放熱と圧力損失のみ考慮した。

脱じん塔における熱収支は、

$$H_{DS} = H_{DC} + Q_{WDC} \quad \dots\dots\dots (4.2.39)$$

ただし、 H_{DC} ：脱じん塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WDC} ：脱じん塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

3) ガス精製設備の性能評価指標

前節のように脱硫装置の熱・物質収支は複雑ではあるが、脱硫塔、再生塔、亜硫酸ガス還元塔の温度を、それぞれの反応に対して適当な温度で一定となる様に制御すれば、脱硫率、再生率は一定となるために、発電システム全体に及ぼす影響は少ない。

脱硫装置の性能評価指標は、物質収支に関する脱硫率 η_{DS} である。

$$\eta_{DS} = 1 - \frac{\text{脱硫塔出口硫黄化合物量}}{\text{脱硫塔入口硫黄化合物量}} \quad \dots\dots\dots (4.2.40)$$

熱収支としては、脱硫塔における生成ガス化学熱の減少による損失、ガス精製還元損失率 ε_{DO} とガス精製熱損失率 ε_{UC} を考える。

$$\begin{aligned} \varepsilon_{DO} &= \frac{\text{ガス化設備出口生成ガス化学熱} - \text{ガスタービン入口ガス化学熱}}{\text{ガス化設備出口生成ガス化学熱}} \\ &= \frac{Q_{GG} - Q_{GF}}{Q_{GG}} = \frac{L_{DO}}{Q_{GG}} \quad \dots\dots\dots (4.2.41) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \varepsilon_{CU} &= \frac{\text{ガス化設備出口生成ガス顕熱} - \text{ガスタービン入口ガス化学熱}}{\text{ガス化設備出口生成ガス顕熱}} \\ &= \frac{H_{GG} - H_{GF}}{H_{GG}} = \frac{L_{CX}}{H_{GG}} \quad \dots\dots\dots (4.2.42) \end{aligned}$$

ここで $L_{UC} = L_{DO} + L_{CX}$

脱じん装置の性能評価指標は、次の脱じん率 η_{DO} である。

$$\eta_{DO} = 1 - \frac{\text{脱じん装置出口ばいじん量}}{\text{脱じん装置入口ばいじん量}} \quad \dots\dots\dots (4.2.43)$$

以上のガス精製設備性能評価指標により、ガス精製設備の脱硫、脱じん効果が定量化できる。

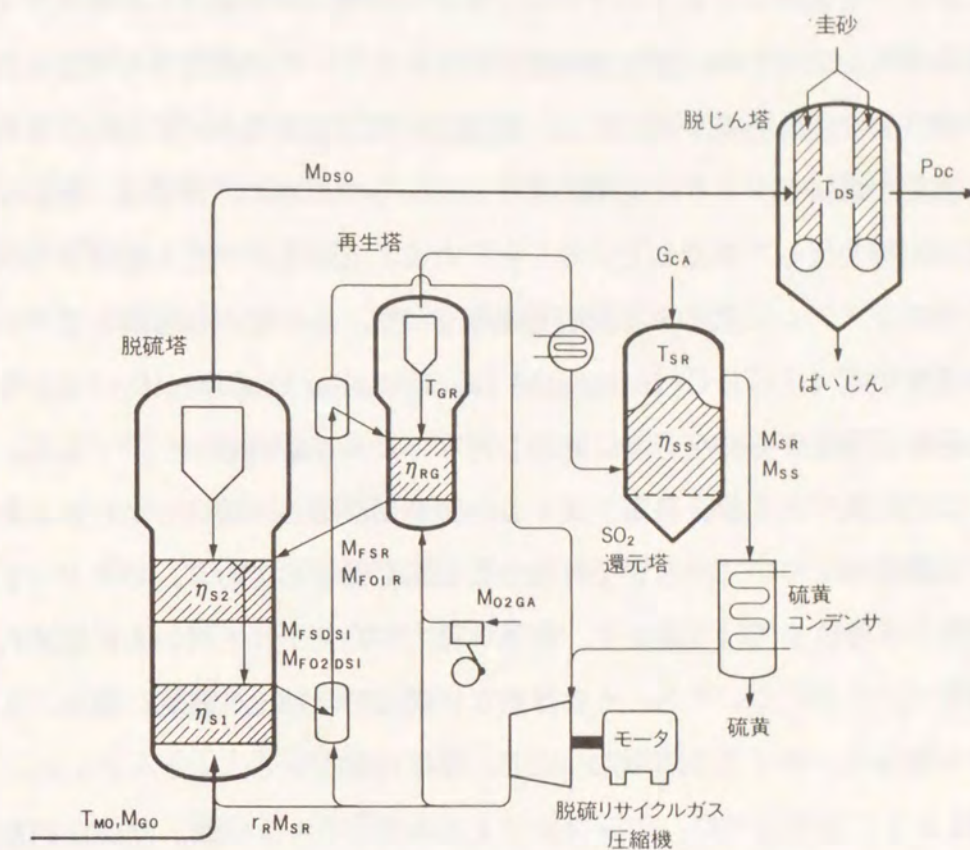


図4.2.2 ガス精製設備の入出力図

4. 3 複合発電設備の定式化

1) ガスタービンの熱・物質収支

天然ガスを燃料とするガスタービンと、その排ガスを利用した蒸気サイクルによる複合発電システムは、多数実用化されるに至り、その高効率が実証されている。

天然ガス複合発電システムと、石炭ガス化複合発電システムの根本的な相違点は、前者が燃料をタンクに大量に保有しているのに対し、後者は、燃料をガス化炉により同時並行して製造していることである。石炭をガス化し燃料タンクに貯え、複合発電システムに供給する構成も成り立つが、そのような分離システムは石炭ガス化複合発電 (IGCC: Integrated Gasification Combined Cycle) と呼ばず、ガス化過程で発生する熱を有効に利用し得ないために総合効率が低くなる。本論文では、この石炭ガス化複合発電システムの特徴に注目し、特にガス化炉とガスタービンの協調制御についての考察を行なうことを目標としており、ガスタービンの詳細な空気力学特性までは考慮せず、簡単な熱力学的モデルを用いるに留めた。排熱回収蒸気サイクルについても、その詳細な伝熱モデルは他の研究に譲り、ここではサイクル構成と、サイクル効率について、簡単に検討することとした。

図4.3.1 に示すように、シンプルサイクルガスタービンは、空気圧縮機、燃焼器およびタービンで構成されている。空気圧縮機とタービンは一軸で結ばれ、さらに軸の一端には発電機が連結されている。

空気圧縮機の圧力比は、

$$\pi_c = P_{A2} / P_{A1} \quad \dots\dots\dots (4.3.1)$$

ただし、 P_{A1} : 吹込空気圧力 (1.015kg/cm²A)

P_{A2} : 吐出空気圧力

圧縮機効率を η_{adc} とすると、空気圧縮機吐出空気温度 T_{A2} は、

$$T_{A2} = T_{A1} \left(1 - \frac{\pi_c^{\frac{\kappa_a - 1}{\kappa_a}} - 1}{\eta_{adc}} \right) \quad (K) \quad \dots\dots\dots (4.3.2)$$

ただし T_{A1} : 大気温度 ($T_{A1} = 293.15K$)

κ_a : 空気の比熱比 ($\kappa_a = 1.39$)

空気流量を G_{CA} (g/sec) とすると空気圧縮機駆動トルク L_c (kg・m) は、

$$L_c = \frac{60 \cdot 426.9}{1000 \cdot 2 \pi N} (H_{A2} - H_{A1}) G_{CA} \quad \dots\dots\dots (4.3.3)$$

ただし、 H_{A1} : 吹込空気の顕熱 (大気温度基準の場合は水分の潜熱のみ)

H_{A2} : 吐出空気の顕熱 (kcal/sec)

吐出空気の一部は、空気吹き石炭ガス化複合発電の場合には、ガス化剤としてガス化炉に供給するために空気圧縮機出力より抽気される。残りの空気の一部は、タービン翼の冷却用空気に用いられる。(正確には、タービン翼の段数に応じて、適当な段の空気が用いられる。)

よって、燃焼器空気量 G_{CCA} 、翼冷却空気 G_{BCA} は、

$$G_{CCA} = (1 - \phi_B) (G_{CA} - G_{AC}) \quad \dots\dots\dots (4.3.4)$$

$$G_{BCA} = \phi_B (G_{CA} - G_{AC}) \quad \dots\dots\dots (4.3.5)$$

ただし、 ϕ_B : 翼冷却空気割合

G_{AC} : ガス化炉用空気抽気量 (g/sec)

となる。

これにより、燃焼器の熱収支は、

$$G_{FL} \cdot Q_{FL} + G_{CCA} \cdot H_{CA} = (G_{FL} + G_{CCA}) \cdot H_{CG} \quad \dots\dots\dots (4.3.6)$$

ただし、 G_{FL} : 燃料ガス流量 (g/sec)

Q_{FL} : 燃料ガス発熱量 (kcal/kg)

H_{CA} : 圧縮機出口空気エンタルピ (kcal/kg)

H_{CG} : 燃焼器出口燃焼ガスエンタルピ (kcal/kg)

で表される。

燃焼器出口で、タービン翼の冷却空気が全量、燃焼ガスに混合するとして、混合後の燃焼ガス温度 T_{G3}' は、

$$T_{G3}' = \frac{C_{PG} \cdot G_{CG} \cdot T_{G3} + C_{PA} \cdot G_{BC} \cdot T_{A2}}{C_{PG}' \cdot G_{GT}} \quad \dots\dots\dots (4.3.7)$$

ただし $G_{CG} = G_{FL} + G_{CCA}$

$G_{GT} = G_{CG} + G_{BC}$

タービンの圧力比は、

$$\pi_T = P_{G3} / P_{G4} \quad \dots\dots\dots (4.3.8)$$

ただし、 P_{G3} : タービン入口燃焼ガス圧力

$P_{G3} = P_{A2} (1 - \rho_{cc})$, ρ_{cc} : 燃焼器圧力損失率

P_{G4} : タービン背圧

タービン効率を η_{adT} とすると, タービン出口温度 T_{G4} は,

$$T_{G4} = T_{G3} \left(1 - \frac{\eta_{adT}}{\frac{\kappa_g - 1}{\pi_T}} \right) \quad \dots\dots\dots (4.3.9)$$

ただし κ_g : 燃焼ガスの比熱比 ($\kappa_g = 1.34$)

で与えられる。

このときタービン軸駆動トルク L_T は,

$$L_T = \frac{60}{1000 \cdot 2\pi N} G_{GT} \cdot \int_{T_{G4}}^{T_{G3}} C_{PG} dT \quad (\text{kg} \cdot \text{m}) \quad \dots\dots\dots (4.3.10)$$

となる。

ガス化炉用空気は, 所定の圧力また加圧する必要があり (炉内圧 + 8 kg/cm^2), 加圧動力を低減するために, ガスタービン圧縮機より抽気し, 中間冷却した後空気昇圧機により再度昇圧する。

空気昇圧機の吐出空気温度 T_{AB} と, 駆動力 P_B は, 圧力比を $\pi_B = P_{AB}/P_{A2}$ として,

$$T_{AB} = T_{A2} \left(1 - \frac{\frac{\kappa_a - 1}{\pi_B} - 1}{\eta_{adB}} \right) \quad (\text{K}) \quad \dots\dots\dots (4.3.11)$$

$$P_B = \frac{4.1868}{1000} G_{GT} \cdot \int_{T_{A2}}^{T_{AB}} C_{PA} dT \quad (\text{kW}) \quad \dots\dots\dots (4.3.12)$$

で与えられる。

以上より, ガスタービン発電機出力 P_{GT} は,

$$P_{GT} = (P_T - P_C - P_B) \cdot \eta_{ME} \cdot \eta_{GE} \quad \dots\dots\dots (4.3.13)$$

となる。

ただし, η_{ME} : タービン軸機械効率 ($\eta_{ME} = 0.99$)

η_{GE} : タービン発電機効率 ($\eta_{GE} = 0.985$)

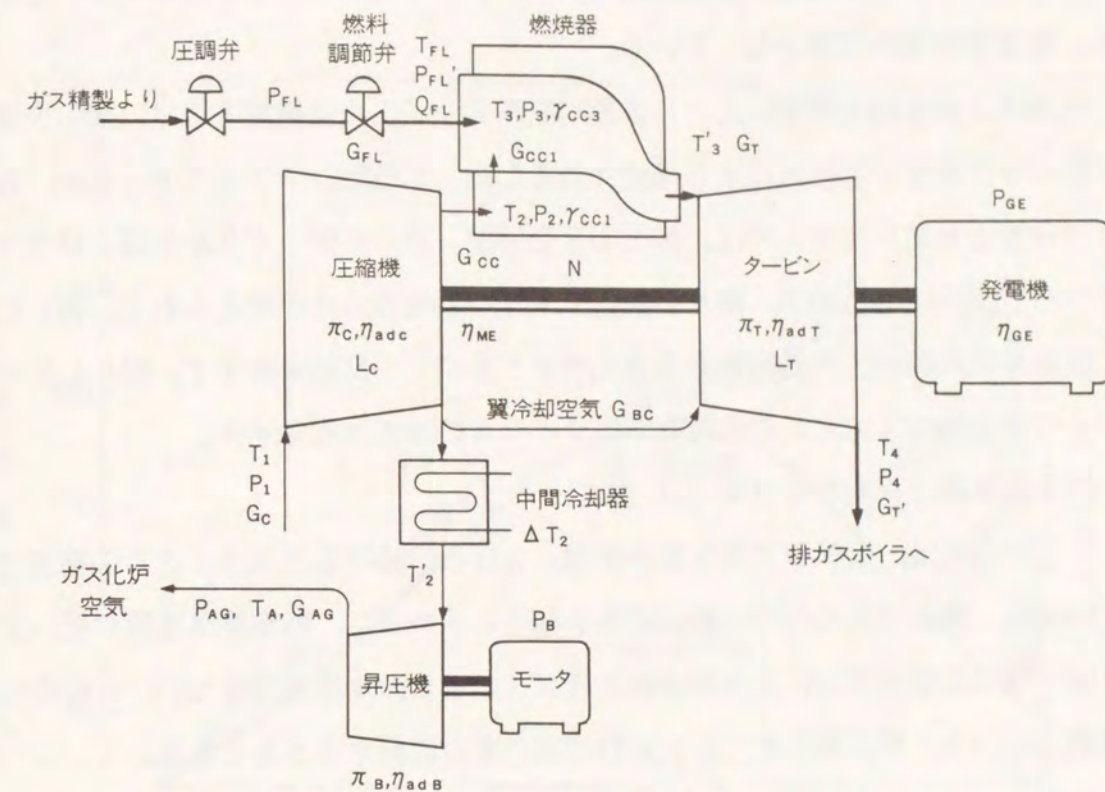


図4.3.1 ガスタービンの入出力図

3) 排熱回収蒸気サイクルの構成方式

複合発電においては、ガスタービンの燃焼排ガスの持つ顕熱を蒸気で回収し、蒸気タービンを廻して発電を行なう。このことにより、燃料の持つ熱量を高温のガスタービンサイクルと低温の排熱回収蒸気サイクルでカスケードに利用することができ、高効率発電が可能となっている。

天然ガス焼き複合発電における排熱回収蒸気サイクルの構成方式は、100%排ガスボイラで発生する蒸気により構成されるため、比較的シンプルであったが、石炭ガス化複合発電システムでは、蒸気発生箇所が、ガス化炉、ガス冷却器と排ガスボイラの3か所になるので、種々の蒸気サイクルの構成方式が考えられる。図4.2.2に亜臨界圧再熱混圧方式排熱回収蒸気サイクルのT-S線図を示す。図4.3.3にそのうち代表的な3方式の排熱回収蒸気サイクルの構成方式を示す。

i) 低圧蒸気混圧再熱サイクル (D_L方式)

この方式は、天然ガス焼き複合発電における排熱回収蒸気サイクルの構成方式と同様に、排ガスボイラでの熱回収率を高くとるために、飽和蒸気温度の低い7~8 kg/cm²Aの低圧蒸気による熱回収を排ガスボイラの後流側で行ない、その蒸気を過熱したのち、低圧蒸気タービン入口に混合する蒸気サイクルである。

蒸気サイクルの効率は、3方式中最も低くなる。

ii) 中圧蒸気混圧再熱サイクル (D_I方式)

この方式は、排ガスボイラでの熱回収率も比較的高くとるとともに、飽和蒸気温度のやや高い35~40 kg/cm²Aの中圧蒸気による熱回収を排ガスボイラの後流側で行ない、その蒸気を再熱器入口で高圧タービン出口蒸気と混合し、再熱器で過熱したのち、中圧蒸気タービンに供給する蒸気サイクルである。

蒸気サイクルの効率は、3方式の中間であるが、中圧蒸気の過熱に再熱器を利用でき、伝熱面配置は、前システムよりは、簡単になる。

iii) 非混圧抽気再熱サイクル (S方式)

この方式は、低圧の蒸気系を持たないため、排ガスボイラでの熱回収率は3方式中最も低くなるが、システム構成が簡単であり、蒸気サイクルの効率は、3方式では最も高くできる。

それぞれの方式ともに特徴があり、いずれの方式が優れているかは、今後の開発の進展によって明らかになるものと思われる。

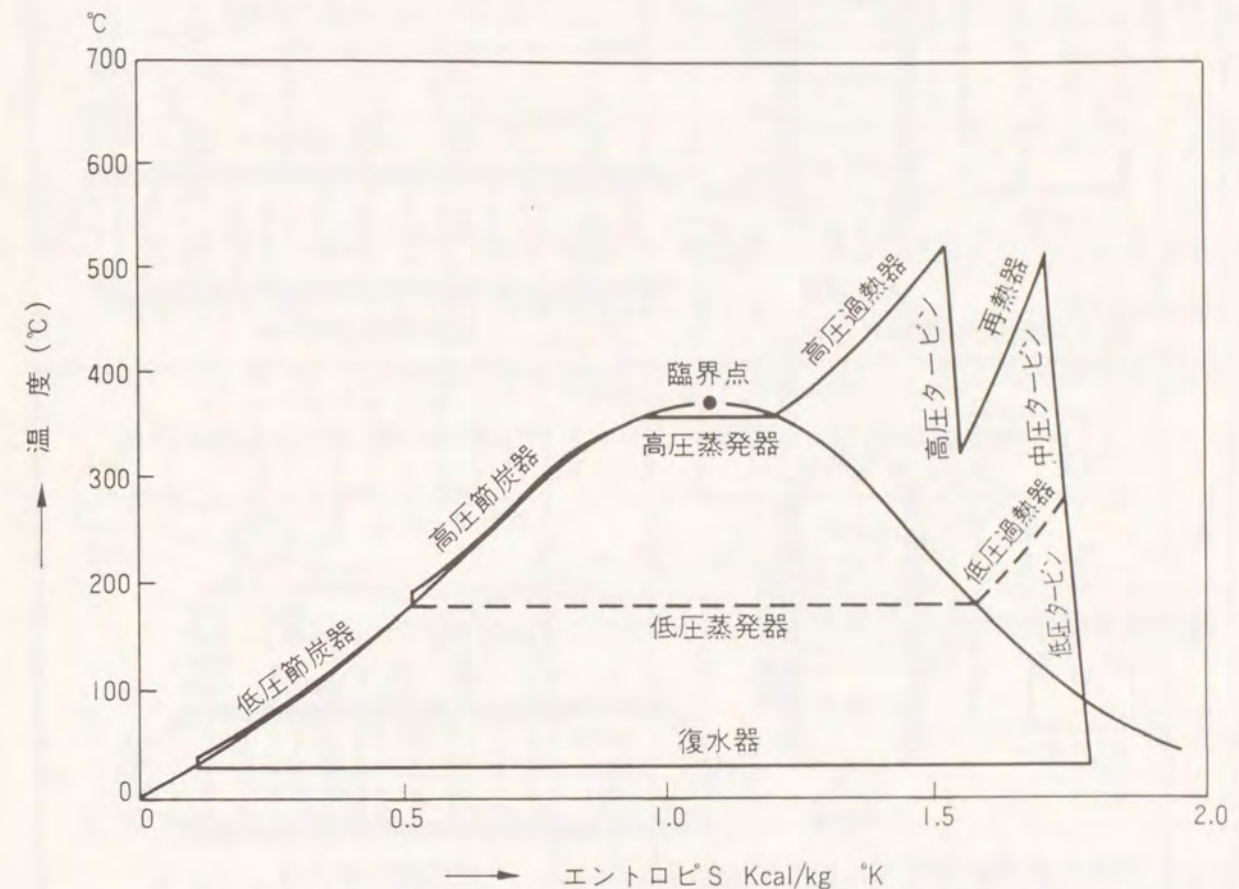


図4.3.2 亜臨界圧再熱混圧方式排熱回収蒸気サイクルのT-S線図

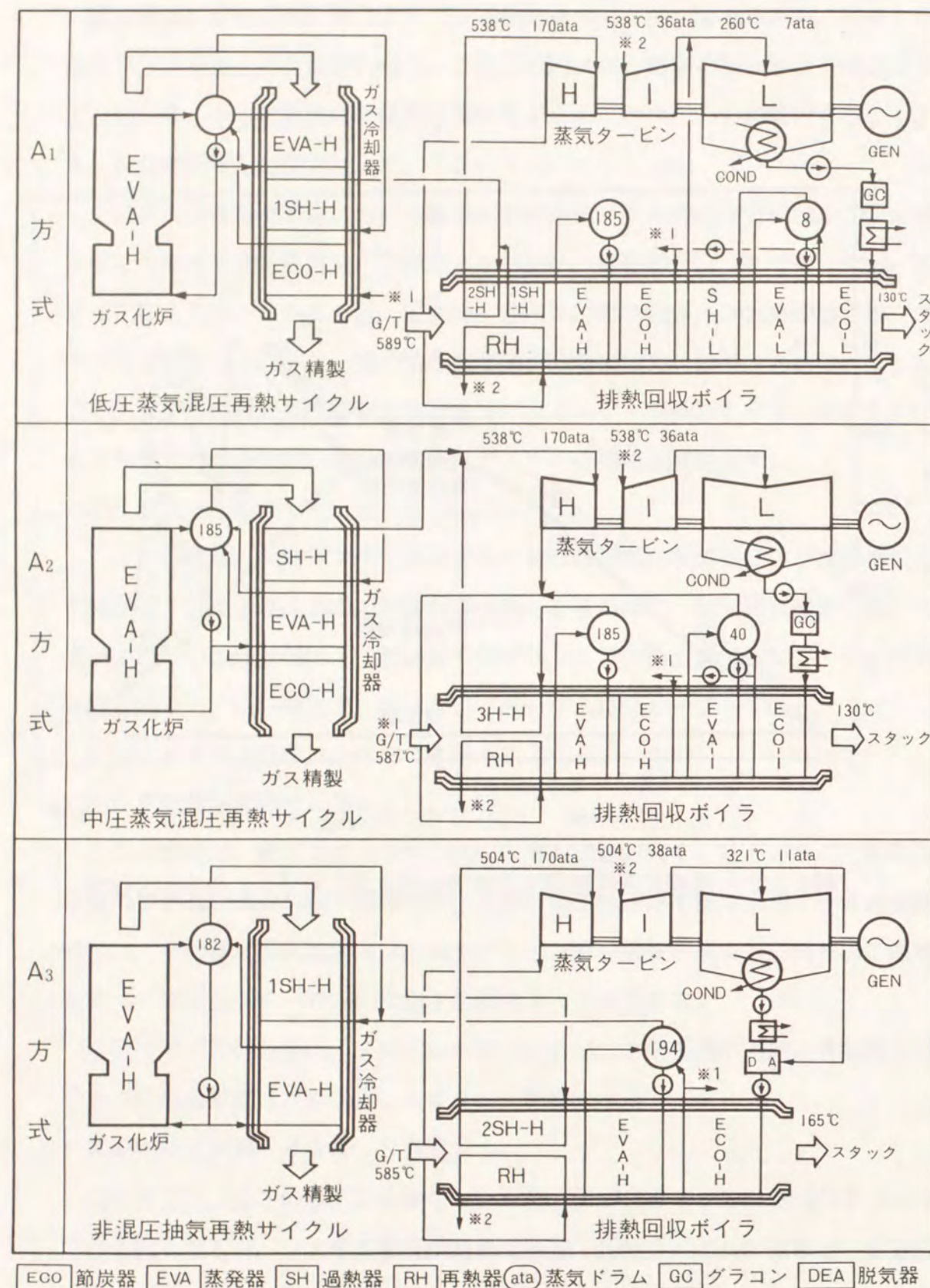


図4.3.3 3方式の排熱回収蒸気サイクルの構成方式

4) 複合発電設備の性能評価指標

一般的には、ガスタービンの性能を評価するために次のタービン軸効率 η_{GS} とガスタービン効率 η_{GT} を用いる。

$$\eta_{GS} = \frac{\text{タービン軸出力}}{\text{タービン入口燃焼ガス顕熱}} = \frac{P_T}{H_{GT}} \quad \dots\dots\dots (4.3.14)$$

$$\eta_{GT} = \frac{\text{タービン発電機出力}}{\text{ガスタービン入口ガスの化学熱+顕熱}} = \frac{P_{GT}}{Q_{GF} + H_{GF}} \quad \dots\dots\dots (4.3.15)$$

ところが、石炭ガス化複合発電では、ガスタービン圧縮機でガス化炉用空気の加圧を行うためにこれに要する動力のためガスタービン効率 η_{GT} は一般の抽気を行わないガスタービンより低くなる。これを補正するために、ガス化炉用抽気空気の顕熱を入熱より差し引いた修正ガスタービン効率 η_{MGT} を定義する。

$$\eta_{MGT} = \frac{\text{ガスタービン発電機出力}}{\text{ガスタービン入口ガスの化学熱+顕熱-ガス化炉用抽気空気の顕熱}} = \frac{P_{GT}}{Q_{GF} + H_{GF} - H_{AF}} \quad \dots\dots\dots (4.3.16)$$

ガスタービン損失率 ε_{GT} を次式で定義する。

$$\varepsilon_{GT} = 1 - \frac{\text{ガスタービン発電機出力-ガスタービン排ガス顕熱-ガス化炉用抽気空気の顕熱}}{\text{ガスタービン入口ガスの化学熱+顕熱-ガス化炉用抽気空気の顕熱}} = 1 - \frac{P_{GT} - H_{GE} - H_{AF}}{Q_{GT} + H_{GF} - H_{AG}} = \frac{L_{GT}}{Q_{GF} + H_{GF} - H_{AG}} \quad \dots\dots\dots (4.3.17)$$

ガスタービン排ガスの持つ顕熱のうち、排熱回収ボイラで回収する割合、排熱回収ボイラ熱回収 γ_{RB} を次式で定義する。

$$\gamma_{RB} = \frac{\text{排熱回収ボイラ蒸気系吸熱量}}{\text{ガスタービン排ガス顕熱}} = \frac{H_{GE} - H_{GS}}{H_{GE}} = \frac{Q_{SB}}{H_{GE}} \quad \dots\dots\dots (4.3.18)$$

ただし H_{GE} : 排熱回収ボイラ出口ガス顕熱

蒸気タービン効率 η_{ST} および蒸気タービン損失率 ε_{ST} を次式で定義する。

$$\eta_{ST} = \frac{\text{蒸気タービン発電機出力}}{\text{ガス化炉・ガス冷却器蒸気系吸熱量+排熱回収ボイラ蒸気系吸熱量+その他吸熱量}}$$

$$= \frac{P_{ST}}{Q_{SC} + Q_{SB} + Q_{SP}} \dots\dots\dots (4.3.19)$$

ただし Q_{SP} : 冷却器等の吸熱量

$$\begin{aligned} \varepsilon_{ST} &= 1 - \frac{\text{蒸気タービン発電機出力} + \text{復水器放熱量}}{\text{ガス化炉ガス冷却器蒸気系吸熱量} + \text{排熱回収ボイラ蒸気吸熱量} + \text{その他吸熱量}} \\ &= 1 - \frac{P_{ST} + Q_{CD}}{Q_{SC} + Q_{SB} + Q_{SP}} = \frac{L_{ST}}{Q_{SC} + Q_{SB} + Q_{SP}} \dots\dots\dots (4.3.20) \end{aligned}$$

以上で石炭ガス複合発電プラント各構成設備の熱・物質収支が求まり、プラントの発電端熱効率 η_{PG} が得られる。

$$\begin{aligned} \eta_{PG} &= \frac{\text{ガスタービン発電機出力} + \text{蒸気タービン発電機出力}}{\text{供給石炭の化学熱}} \\ &= \frac{P_{GT} + P_{ST}}{Q_C} \dots\dots\dots (4.3.21) \end{aligned}$$

所内率（発電機出力に対する補機動力の割合）を k_{AX} とすると、プラントの送電端熱効率 η_{PN} は次式で得られる。

$$\eta_{PN} = (1 - k_{AX}) \cdot \eta_{PG} \dots\dots\dots (4.3.22)$$

表4.3.1 にパイロットプラント用小容量ガスタービンと商用大容量ガスタービンの性能を示す。

以上により、対象とする石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析のための性能評価指標が揃った。

表4.3.1 ガスタービンの性能表

		小型ガスタービン	大型ガスタービン
タービン入口温度 T_3		1260 °C	1300 °C
圧 力 比 π_C		14.5	14.9
燃 焼 器 空 気 比 λ_C		2.86	2.8
翼 冷 却 空 気 率 k_{CB}		0.33	←
ガ ス 化 用 空 気 率 k_{AG}		0.35	0.32
燃 料 ガ ス 組 成 (Vol %)	CO	24	26
	H ₂	10	10
	CO ₂	4	3
	H ₂ O	2	2
	N ₂	60	59
燃 料 ガ ス 温 度 T_{FL}		360 °C	380 °C
燃料ガス発熱量 (kcal/m ³ N高位)		1030	1100
ガスタービン排ガス温度 T_4		565 °C	550 °C
ガスタービン P_{GT} (kcal/mol)		368	490
発 電 機 出 力 (kW)		12,500	195,300
タービン軸効率 η_{GS}		51 %	54 %
ガスタービン効率 η_{GT}		24 %	29 %
修正ガスタービン効率 η_{MGT}		26 %	31 %
ガスタービン損失率 ε_{GT}		5 %	4 %

1) 性能評価指標と熱流れ図

石炭ガス化複合発電システムは、以上述べたように多くの設備が有機的に組み合わせられた複雑な発電システムであるため、その熱収支も込み入っている。表4.4.1に全体システムの熱収支に関する性能評価指標の一覧を整理する。

そこで筆者は、簡単かつ明瞭にシステム全体の熱収支を把握出来る石炭ガス化複合発電プラント熱流れ図を考案した。これは図4.4.1に示すように、プラント内を流れるガス、蒸気の持つエネルギーを化学熱、ガス顕熱、蒸気顕熱および電気に区別するとともに、システム内を循環するエネルギーを極力省略し、石炭入熱から電気エネルギーへの転換過程を示したものである。

まず石炭吸熱 Q_c はガス化炉において空気とともにガス化され、ガス化反応によりその χ 分が反応熱となることで、生成ガスの顕熱となる。残りの部分は、未捕集チャー分による損失 Q_{DT} と、放熱による損失 L_g を差し引き生成ガスの化学熱 Q_{GG} に変換される。(ここでリサイクルガス分は省略。)

ガス化炉出口ガスは、真横のガス冷却器により冷却され、ガス顕熱のうち Q_{sc} が伝熱により蒸気側に回収される。この割合が、ガス化熱回収率 γ_{RC} である。ガス精製における熱損失 L_{CU} を引いた H_{GF} と Q_{GF} が有効にガスタービンに供給されガスタービンサイクルにより、 P_{GT} が発電機出力となる(損失 L_{GT})。残りの H_{GT} はガスタービン排ガスの持つ顕熱であり、排ガスボイラによりそのうちの γ_{RB} が伝熱により蒸気系に回収される。残りの H_{GS} はスタックより大気に放出される。排熱回収蒸気系は、ガス冷却器での熱回収と、排ガスボイラの熱回収により蒸気を発生させ、蒸気タービンを廻し P_{ST} が発電機出力となる(損失 L_{ST})。残りは排蒸気を復水させるための冷却損失 Q_{CD} である。

図4.4.2に石炭ガス化複合発電システムの熱効率計算フロー図を示す。

表4.4.1 石炭ガス化複合発電システム性能評価指標一覧表

	名 称	定 義	式 番 号
ガス化炉	ガス化部分燃焼率	$\chi = \frac{H_i}{Q_c}$	(4.1.39)
	未燃炭素損失率	$\epsilon_{GC} = \frac{Q_{DT}}{Q_c}$	(4.1.40)
	ガス化熱回収率	$\gamma_{RC} = \frac{Q_{SC}}{H_i}$	(4.1.41)
	ガス化熱損失率	$\epsilon_{GR} = \frac{L_g}{H_i}$	(4.1.42)
ガス精製	ガス精製還元損失率	$\epsilon_{DO} = \frac{L_{DO}}{Q_{GG}}$	(4.2.41)
	ガス精製熱損失率	$\epsilon_{CU} = \frac{L_{Cx}}{H_{GG}}$	(4.2.42)
ガスタービン	修正ガスタービン効率	$\eta_{MGT} = \frac{P_{GT}}{Q_{GF} + H_{GF} - H_{AG}}$	(4.3.16)
	ガスタービン損失率	$\epsilon_{GT} = \frac{L_{GT}}{Q_{GF} + H_{GF} - H_{AG}}$	(4.3.17)
排熱回収蒸気系	排熱回収ボイラ熱回収率	$\gamma_{RB} = \frac{Q_{SB}}{H_{GE}}$	(4.3.18)
	蒸気タービン効率	$\eta_{ST} = \frac{P_{ST}}{Q_{SC} + Q_{SB} + Q_{SP}}$	(4.3.19)
	蒸気タービン損失率	$\epsilon_{ST} = \frac{L_{ST}}{Q_{SC} + Q_{SB} + Q_{SP}}$	(4.3.20)
プラント全体	発電端熱効率	$\eta_{PG} = \frac{P_{GT} + P_{ST}}{Q_c}$	(4.3.21)
	送電端熱効率	$\eta_{PN} = (1 - k_{AX}) \eta_{PG}$	(4.3.22)

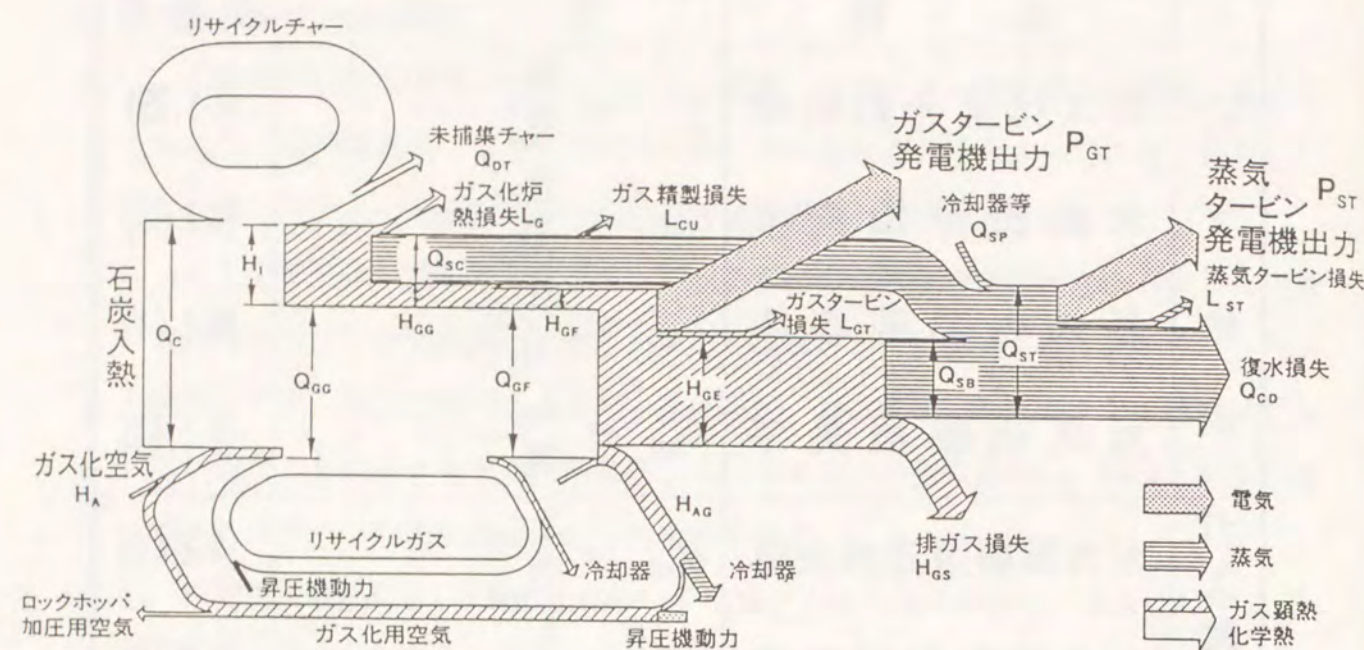


図4.4.1 石炭ガス化複合発電システムの熱流れ図

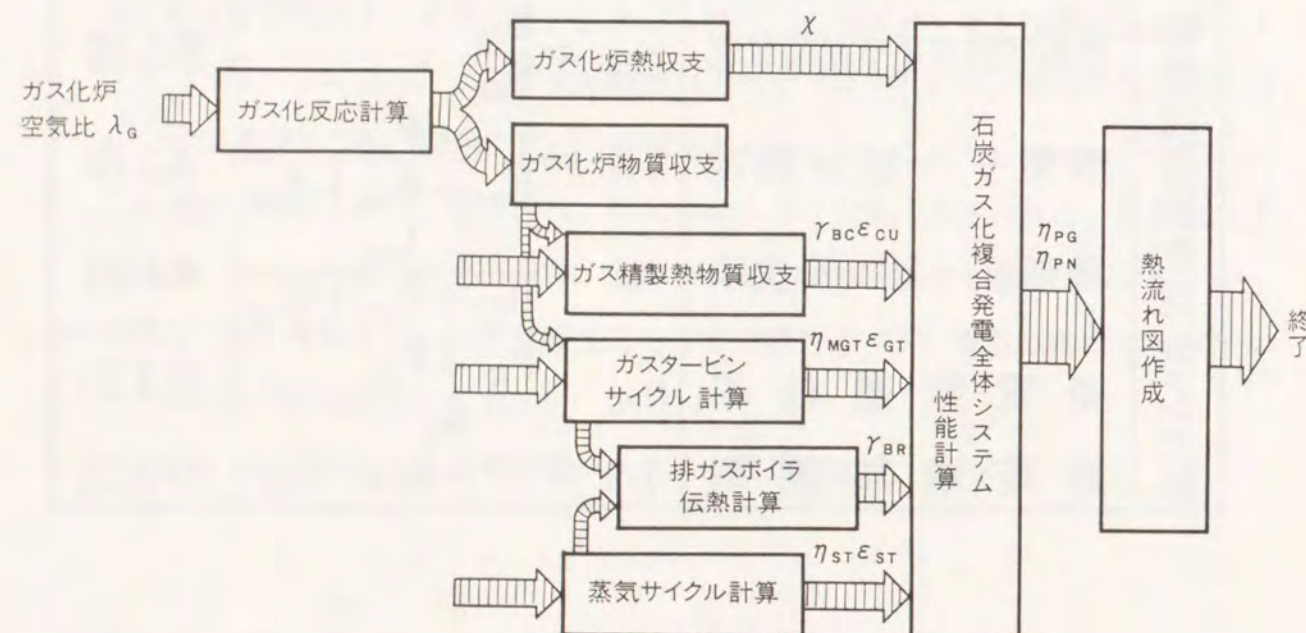


図4.4.2 石炭ガス化複合発電システムの熱効率計算フロー図

2) 炭種による熱効率の影響

発電用ガス化炉としては幅広い炭種適合性を有することが条件となる。当所2トン/日ベンチスケールガス化炉において、現在までに内外の代表的瀝青炭19炭種のガス化試験を行ない、炭種によるガス化特性の相違を把握した。

次にこれらのデータに基づいて、炭種によるガス化性能について4.1節に示す熱・物質収支、ガス化炉性能指標を用いて説明する。

炭種として表3.3.2に示す代表的瀝青炭A～C炭を用いて、ガス化炉空気比 λ_g を変化させたときの生成ガス発熱量 Q_g とコンバスタ温度 T_{gc} の計算を行なった。ここでは各石炭とも炭素転換率 η_c は一定の95%とした。(一般的に石炭中の揮発分の割合が多い石炭ほどガス化しやすく、 λ_g に対する η_c は高くなる傾向にある。)計算結果を図4.4.2に示す。図より、生成ガス発熱量 Q_g はガス化炉空気比 λ_g を絞り込むほど高くなる反面、急激にコンバスタ温度 T_{gc} が低くなることわかる。それでも炉壁への伝熱率の大きい(入熱の約18%)2トン/日炉において、ガス化炉空気比0.45で1450～1500℃、ガス化炉空気比0.5では、1600～1650℃という高いコンバスタ温度が得られ、2段噴流床ガス化炉の特徴が十分現れている。

生成ガス発熱量 Q_g は炭種によらずガス化炉空気比 λ_g により決まるが、コンバスタ温度 T_{gc} は石炭の発熱量灰分の含有量等により炭種間で相違が認められるが、炭種によるガス化特性の最大の相違は、コンバスタ温度 T_{gc} の運転温度による。すなわち、噴流床ガス化炉は、石炭中の灰分の溶融状態で排出するために、コンバスタ温度は、灰分を溶融させるために必要な温度(灰の融点+100℃程度)に保つ必要があり、灰の融点の高い炭は、コンバスタ温度 T_{gc} を高く保つためにガス化炉空気比 λ_g を高くして運転する必要がある。その結果、生成ガス発熱量 Q_g 、冷ガス効率 η_{cg} が低くなる。灰の溶融排出に必要なコンバスタ温度を灰の融点+100℃すると、A炭は1450℃、B炭は1550℃、C炭は1650℃であり、図6よりガス化炉空気比はそれぞれ0.454、0.475、0.506となり、生成ガス発熱量は、1020kcal/m³N、960kcal/m³N、880kcal/m³Nとなる。表4.4.2にそれぞれのガス化炉性能評価指標を示す。

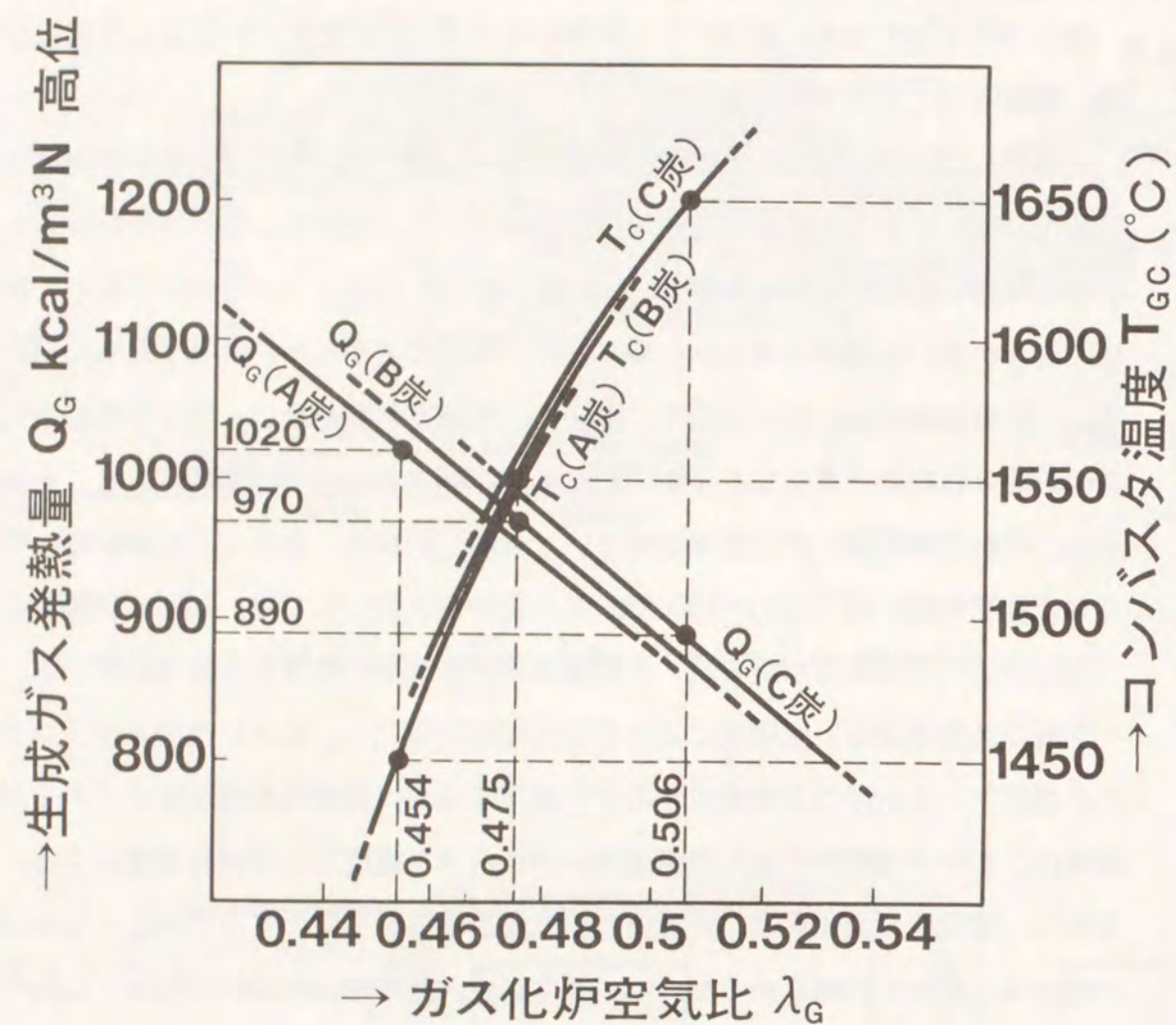


図4.4.3 炭種によるガス化炉空気比と生成ガス発熱量，コンバスタ温度の関係

表4.4.2 炭種による2トン/日炉のガス化性能（計算値）

		A 炭	B 炭	C 炭
ガス化炉空気比 λ_G		0.454	0.475	0.506
炉内空気比 λ_{SG}		0.34	0.36	0.39
コンバスタ空気比 λ_{CG}		0.52	0.58	0.65
炭素転換率 η_C		95%	←	←
炉内炭素転換率 η_{SC}		68%	69%	69%
コンバスタ炭素転換率 η_{CC}		73%	76%	79%
チャー生成率 η_{CP}		42%	40%	38%
チャー捕集率 η_{CY}		87%	←	←
生成ガス組成 (Vol%)	CO	24	23	21
	H ₂	10	9	8
	CO ₂	4	4	5
	H ₂ O	5	4	4
	N ₂	57	60	62
生成ガス発熱量 Q_G (kcal/Nm ³ HHV)		1020	960	890
コンバスタ吸熱率 k_{WC}		18%	←	←
コンバスタ温度 T_C		1450°C	1550°C	1650°C
リダクタ温度 T_R		880°C	930	980
冷ガス効率 η_{CG}		68%	66%	63%
熱ガス効率 η_{HG}		92%	93%	93%
ガス化部分燃焼率 χ		30%	33%	36%
未燃炭素損失率 ϵ_{GC}		4%	←	←
ガス化熱損失率 ϵ_{GR}		9%	8%	8%

3) ガス化炉容量による熱効率の影響

2トン/日ベンチスケールガス化炉で得られたデータは、現在試運転中の200トン/日パイロットプラントガス化炉、および次期2500トン/日級商用炉のガス化性能を予測するために活用できる。ここでは、2トン/日炉、200トン/日炉、2500トン/日炉に対する熱・物質収支を計算し、大容量化を行なった場合のガス化炉性能向上についての検討を行なった。まず、チャー捕集装置の性能向上を考慮して、炭素転換率 η_c を95%（2トン/日炉実績値）、97%（200トン/日炉計画値）、99%（2500トン/日炉想定値）とした。ガス化炉を大容量化しても単位石炭当たりの物質収支は変わらないが、炉内容量に対する炉壁表面積の割合が低下するため、(4.1.25)式のコンバスタ伝熱量 Q_{wc} 、(4.1.26)式のリダクタ伝熱量 Q_{wr} が小さくなり、熱収支は大きく異なってくる。ここでは、コンバスタ吸熱率 k_{wc} が付録3・4に示すようにほぼコンバスタ内径に反比例して小さくなるとし、18%（2トン/日炉計測値）、9%（200トン/日炉）、3%（2500トン/日炉）として計算を行なった。表3.3.2のC炭を用いて2トン/日炉、200トン/日炉および2500トン/日炉に対して、ガス化炉空気比 λ_g を変化させたときの生成ガス発熱量 Q_g とコンバスタ温度 T_{gc} を計算した。計算結果を図4.4.4に示す。

図よりガス化炉の容量によらず、各炉とも生成ガス発熱量 Q_g はほぼガス化炉空気比 λ_g に依存するが、コンバスタ温度 T_{gc} は、ガス化炉の大容量化にともなうコンバスタ吸熱率 k_{wc} の減少によりその特性は大幅に異なり、大容量炉ほど小さいガス化炉空気比 λ_g で高いコンバスタ温度が得られることがわかる。例えばC炭をコンバスタ温度1650℃で運転する場合、ガス化炉空気比 λ_g は2トン/日炉の場合0.506、200トン/日炉では0.464さらに2500トン/日炉では0.445となる。ガス化炉空気比 λ_g を絞り込んだ効果として、生成ガスの発熱量が2トン/日炉の890 kcal/m³Nから、200トン/日炉では1050kcal/m³Nさらに2500トン/日炉になると1160kcal/m³Nと上昇し、冷ガス効率も2トン/日炉の63%が、200トン/日炉では71%、2500トン/日炉では77%に向上する。表5.5.2にこの場合の各ガス化性能計算結果とガス化炉性能評価指標を示す。また図5.5.5に大容量化によるガス化性能の向上について、その結果を示す。

以上の検討により、ガス化炉は出来るだけ低いガス化炉空気比で運転する程、冷ガス効率が向上し、複合発電プラント全体の熱効率が向上する。

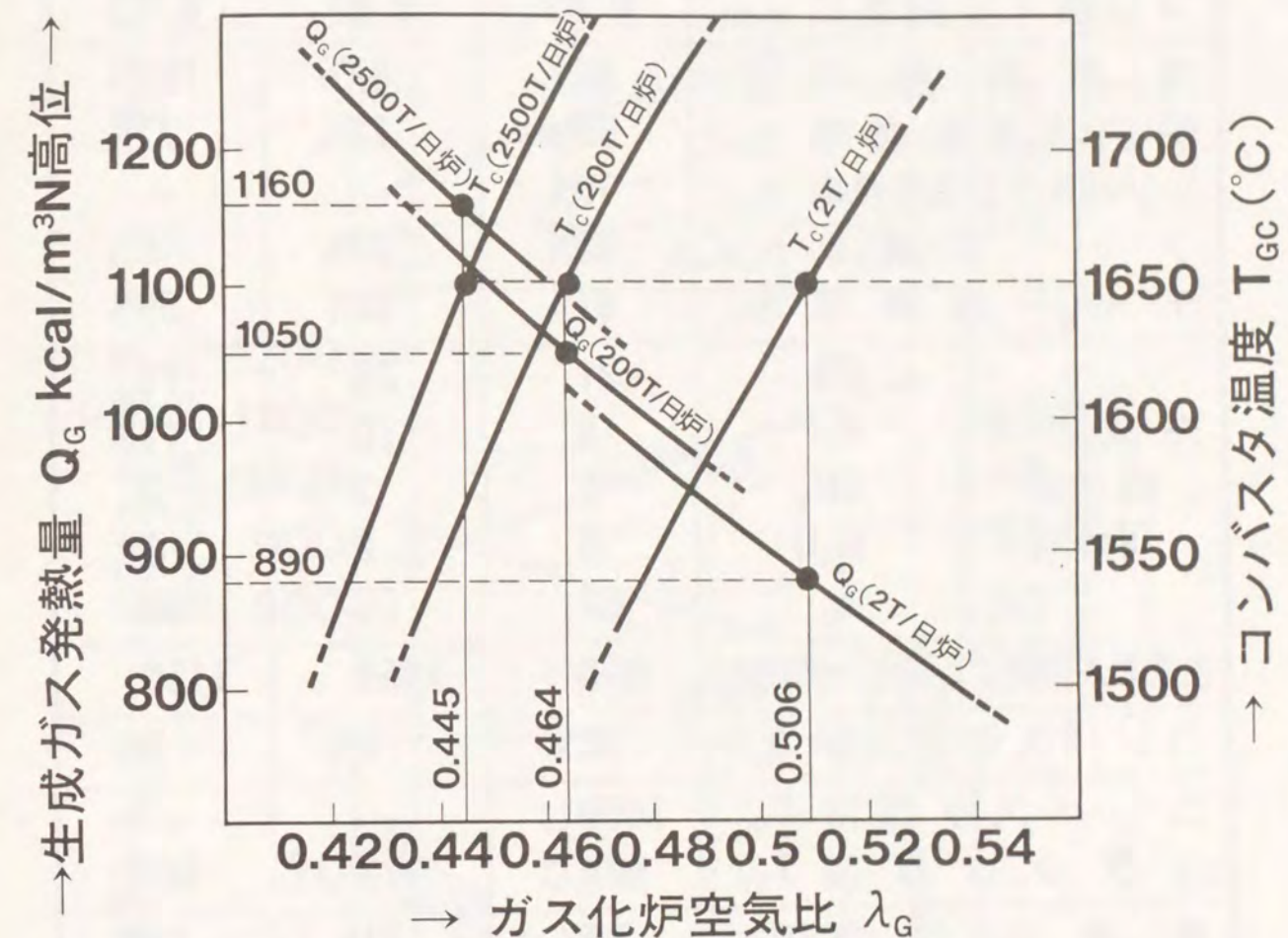


図4.4.4 ガス化炉容量によるガス化炉空気比と生成ガス発熱量、コンバスタ温度の関係

表4.4.3 ガス化炉容量に対するガス化性能（計算値）

		2トン/日炉	200トン/日炉	2500トン/日炉
ガス化炉空気比 λ_G		0.506	0.464	0.445
炉内空気比 λ_{SG}		0.39	0.36	0.34
コンバスタ空気比 λ_{CG}		0.65	0.57	0.53
炭素転換率 η_C		95%	97%	100%
炉内炭素転換率 η_{SC}		69%	72%	72%
コンバスタ炭素転換率 η_{CC}		79%	←	←
チャー生成率 η_{CP}		38%	39%	40%
チャー捕集率 η_{CY}		87%	92%	99%
生成ガス組成 (Vol%)	CO	21	25	28
	H ₂	8	10	11
	CO ₂	5	3	2
	H ₂ O	4	2	1
	N ₂	62	60	58
生成ガス発熱量 Q_G (kcal/m ³ N高位)		890	1050	1160
コンバスタ吸熱率 k_{WC}		18%	9%	3%
コンバスタ温度 T_{GC}		1650°C	←	←
リダクタ温度 T_{GR}		980°C	970	960
冷ガス効率 η_{CG}		63%	71%	77%
熱ガス効率 η_{HG}		93%	96%	98%
ガス化部分燃焼率 χ		36%	29%	26%
未燃炭素損失率 ε_{GC}		4%	2%	—
ガス化熱損失率 ε_{GR}		8%	7%	5%

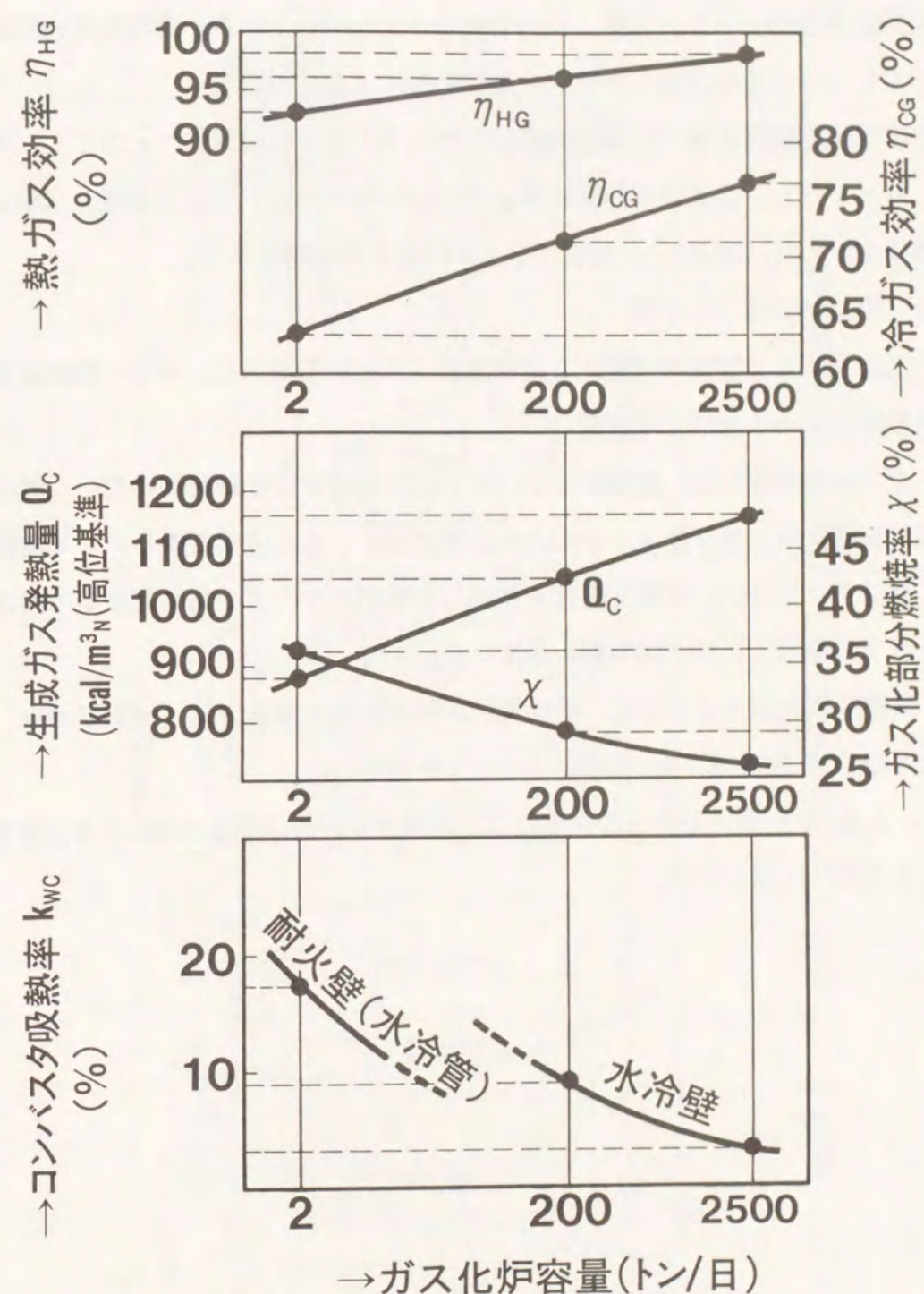


図4.4.5 大容量化によるガス化性能向上予測値

4) 石炭ガス化複合発電システムの予測性能

以上の結果をベースに、将来の石炭ガス化複合発電システム商用プラントを、ガス化炉処理量2500トン/日級、1300℃級ガスタービン1系列の発電端出力370MW級と想定し、その予想性能を本熱効率解析手法により検討した。

まず現状で開発されている最大容量のガスタービンを検討のベースにし、ガス化炉、ガスタービンおよび排熱回収蒸気タービン各々一組より成る発電システムの基本構成を求めた。図4.4.5に商用プラントの基本構成図を示す。

システムの特徴としては、

- i) 2500トン/日空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉を採用し、チャー捕集装置には高性能なポーラスフィルタを用いる。
- ii) ガス精製設備には、設備がコンパクトになる固定床脱硫装置を用い、脱じん装置は前段にポーラスフィルタにより完全にばいじんが捕集できるとして省略した。
- iii) ガスタービンは、早期実現性を考慮して現行シリーズの1300℃級空冷ガスタービン（三菱重工701F/50Hz機）を用いた。
- iv) 排熱回収蒸気サイクルは、亜臨界圧再熱低圧蒸気混合方式（169kg/cm²G, 522℃/522℃低圧蒸気7kg/cm²G, 279℃）を採用した。

図4.4.6に本商用プラントの熱流れ図と各種性能評価指標また表5.5.4に商用プラントの設計性能を示す。

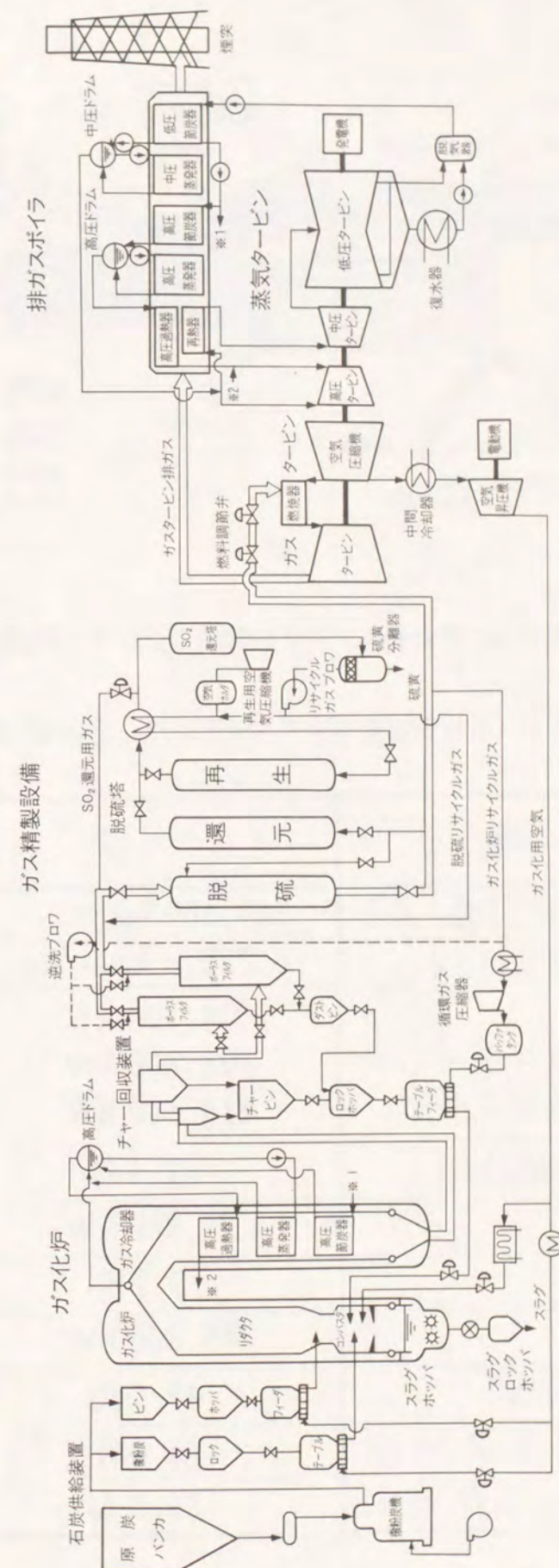


図4.4.5 370MW級石炭ガス化複合発電システム商用プラント基本構成図

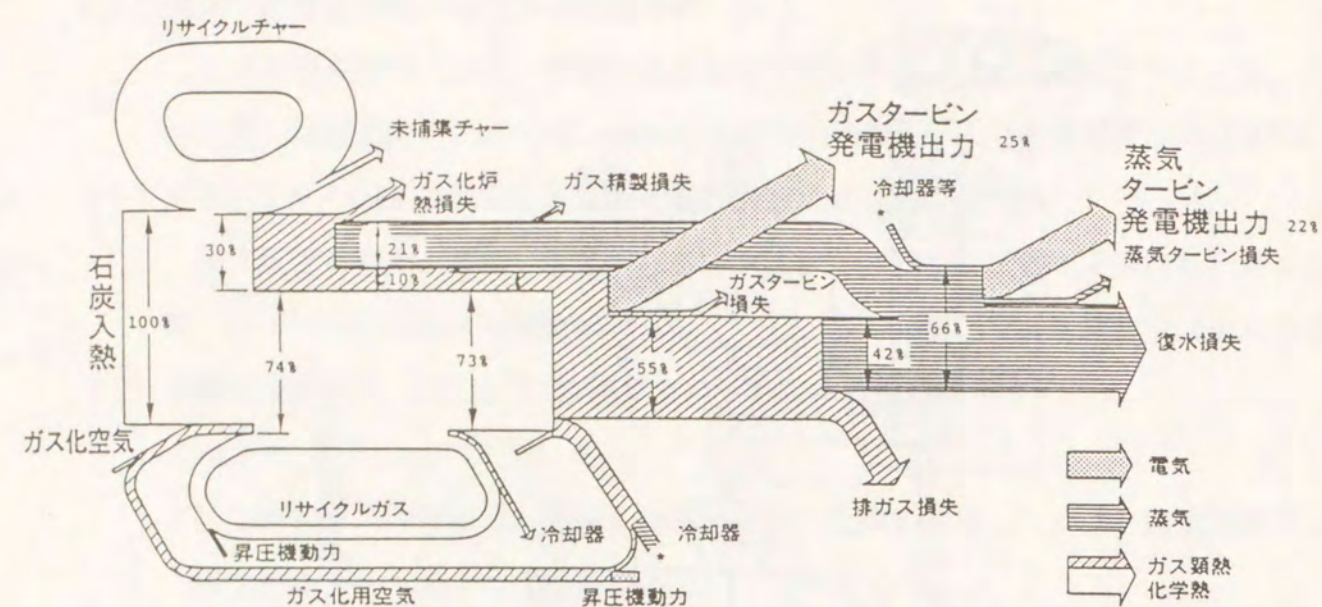


図4.4.6 370MW級石炭ガス化複合発電システム商用プラントの熱流れ図

表4.4.4 370MW級石炭ガス化複合発電システム商用プラントの設計性能

炭 種	C 炭
石炭消費量(微粉炭機入口)	101,000 kg/h
石炭発熱量(湿炭HHV)	6,763.6 kcal/kg
発電端出力 (内訳) ガスタービン 蒸気タービン	374,700 kW 195,300 kW 179,400 kW
発電端効率(HHV)	47.1 %
補機動力	28,900 kW
所内率	7.7 %
送電端出力	345,800 kW
送電端効率(HHV)	43.5 %
ガス化炉冷ガス効率	74.4 %
ガスタービン単体効率	33.6 %

第5章 石炭ガス化複合発電システムの動特性解析

5. 1 動特性解析装置について (Network 90)

1) 動特性解析装置

石炭ガス化複合発電の動特性解析を行なうに当たり、将来の大規模で複雑なプラントの動特性解析を機能的に行なっていくために以下の様な特徴を有する分散型デジタル計算機を用いた動特性解析装置を導入した。

i) システム動特性モデルの作成が容易 (アナログ計算機的)。

従来のアナログ計算機は演算ブロックを組合せていくだけで動特性が組めるので便利である。しかし、計算の再現性に乏しい、浮動小数点処理ができない等の欠点のために現在は全く使用されていない。デジタル計算機でこの機能を行なうために連続系シミュレーション言語と呼ばれる汎用ライブラリーが作られてはいるが、汎用機のため演算処理がバッチ方式であり数々の制約が生じる。そこで筆者は、最近の火力発電所で用いられるようになった分散型デジタルコントローラを動特性解析装置として用いることを考案した。これは、本来アナログコントローラ (空気式や電気式) に代わるものであるために、その機能としてはアナログ計算機を包含しており、それに加えて、複雑な関数発生などが容易に行なえるなどのデジタル計算機の機能を有するために動特性解析装置として適している。

ii) オンラインパラメータ調節が可能。

石炭ガス化複合発電プラントの運転制御系についての検討を行なうためにはプラント各部の状態量の応答を見ながら制御系のパラメータ調節が必要となるが、前記のようにデジタルコントローラでは、演算中にパラメータの調節を任意に行なうことができる。

iii) 図形処理によるオンライン状態表示機能を有する。

最近の火力発電所や、原子力発電所などでは、プラントの運転状態の監視に、従来のアナログメーター類やトレンドグラフだけではなく、グラフィックCRTによる図形表示が採用されている。この方式によると多くの情報を効果的に伝達することができる。そこで本装置のシステム構成にも専用機であることを生かして、図形処理用パーソナルコンピュータを設けて、動特性解析装置の計算結果を通信回線で交信して状態表示する機能を取り入れた。

また、動特性演算部にデジタルコントローラを用いているために次のような特

徴がある。

iv) 実プラントと同じ制御系の検討が可能。

本装置の動特性演算部用いているデジタルコントローラは、本来コントローラであるために制御系については、実プラントと同一であり、全く同じ制御回路を組み込むことができる。これにより、本装置を制御系に用いている実発電所の制御系の調整を行なうことが可能である。

以上の点を考慮して、本装置を図5.1.1に示すような構成とした。(これらのi～ivの項目が同時に本装置の特徴となっている。)

2) 動特性解析装置の構成

図5.1.1に示すように、本解析装置は大きくわけて3つの部分から構成されている。図の左側の点線で囲んだ部分のデジタルコントローラ(Network-90)が動特性主演算部であり、その中心は、多機能コントローラ(MFC)と呼ばれるデジタル計算機である。次にシステム周辺装置としてはまずパーソナルコンピュータを中心とした動特性モデル管理部があり、動特性主演算部内の動特性モデルの作成、修正、リスト出力、記憶等の管理を行なう。動特性出力装置は3台の8ペンレコーダにより、動特性主演算部で計算を行なった結果をD/A変換器を介して、トレンドグラフとして出力を行なうものであり、状態表示部は3台のパーソナルコンピュータと通信回線(RS232C)で構成され、前述のグラフィックCRTによる状態表示を行なう。図5.1.2に全体配置図を示す。以下に各部の概念を説明する。

動特性主演算部と動特性モデル管理部

動特性主演算部はデジタルコントローラシステム(Network 90)より構成され、動特性の演算処理を行なう。デジタルコントローラは演算を行なう多機能コントローラ(標準型のMFC02と高速型のMFC03)と呼ばれるモジュールをはじめ、種々のモジュールがモジュールバスによりつながっている。また、各モジュールはラックにはめ込まれており容易に抜き差しでき、ハードウェア構成の増強、変更ができる。本装置では、ガス化炉動特性モデル、ガス精製設備動特性モデルには標準型のMFC02、特に時定数の短いガスタービンの動特性モデルには高速型MFC03の計3台のMFCを用いた。

これらのモジュールは電源装置とともに一つの筐体に入っている。本装置に用い

たモジュールは、MFCに各演算条件を与えるスイッチ及びその表示ランプを結ぶデジタルスレーブ(DCS)とそれを結合するコントローラI/Oスレーブ(CIS)、ボタン操作でMFC内の変数の確認、パラメータの調整を行なうコンフィギュレーションチューニングモジュール(CTM)、アナログ信号の出力をするアナログアウトプットモジュール(AOM)、パーソナルコンピュータと通信するためのシリアルポートモジュール(SPM)である。また発電所の負荷要求信号(MWD)等を設定するためのデジタルコントロールステーション(DCS)を2台設置した。

表5.1.1に使用モジュールの機能を示す。

次に動特性モデル管理部の機能について簡単に説明を加える。

動特性主演算部は、単体でも動作可能であるが、MFC内の演算ブロックの割り当て、ならびに結合などモデルの作成、修正、記憶等を行なうために本装置では、動特性モデル管理部としてパーソナルコンピュータを使用したコンフィギュレーションロードユニット(CLU)と呼ばれるソフトウェアユーティリティを有している。CLUは、次の5つの機能を持つ。

- ・モジュール運転モードの変換(Cモード(非実行) $\longleftrightarrow$ Eモード(実行))機能
- ・システムコンフィギュレーション(動特性モデルの作成や修正、)及びパラメータの調節機能
- ・ブロックの出力信号およびモジュール状態量のモニタ機能
- ・モジュール内のプログラムのリスト出力機能
- ・プログラムのロード、アンロード(固定ディスク又はフロッピーに記憶)機能

また、MFC内には、BASIC言語によりユーザ指定の演算ブロックを設定することができる。

動特性出力部と状態表示部

動特性主演算部によって計算された結果は、MFCよりAOMを介して1～5Vのアナログ信号として出力し、8ペンレコーダ3台により、合計24点、トレンドグラフとして出力を行なう部分が動特性出力部である。

多くのデータを効果的に表示するため本装置は、状態表示部として独立したパーソナルコンピュータを3台、SPMを介して、動特性主演算部とデータを通信し、独立に図形処理を行ない、グラフィックCRTにガス化炉等の状態を表示すること

ができる。これにより将来石炭ガス化複合発電プラントの運転制御の検討を行なう際に必要なシステムの状態表示画面の検討を行なうことができる。本部分は、上記のパーソナルコンピュータ、ハイレゾリューショングラフィックCRT各3台、およびその画面のハードコピーを行なうレーザプリンタより構成されている。パーソナルコンピュータはミニコンピュータ等に比べて演算時間は遅いが、安価な上、カラーの図形作成に適しており、簡単なBASIC言語のプログラムにより漢字表示など高度な系統画面が得られる。状態表示画面（図形処理プログラム）については次節以降に示す。

表5.1.1 動特性解析装置モジュールの機能表

	記号	名称	数量	機能
N I 90 シ ス テ ム	CTM	コンフィギュレーション チューニングモジュール	1	MFC内の変数の確認 パラメータの変換
	MFC 02	多機能コントローラ (標準型)	2	16bit, 主メモリ128KB 演算ブロック2000個
	MFC 03	多機能コントローラ (高速型)	1	32bit, 主メモリ512KB 演算ブロック8000個
	CIS	コントローラ I/O スレーブモジュール	2	アナログ入力4点, アナログ出力4点 デジタル入力3点, デジタル出力4点
	DCS	デジタルコントローラ ステーション	2	設定値の変更, 自動手動 切替
	DSM	デジタルスレーブ モジュール	3	MFC内ブロック内変数の 中継
	AOM	アナログ出力モジュール	3	アナログ出力(1~5V) 8点
	SPM	シリアルポート モジュール	4	RS232Cによる交信
そ の 他	PC/XT	パーソナルコンピュータ	1	主メモリ512KB, 10MBHD 5' FD
	PC 98	ハイレゾパーソナル コンピュータ	2	主メモリ1MB, 40MBHD 5' FD ×2
	PCH98	ハイレゾパーソナル コンピュータ	1	主メモリ1MB, 40MBHD 3.5' FD×2
	レクチホリー 8K23	8ペンレコーダ	3	サーマルペン記録方式 8ペンレコーダ

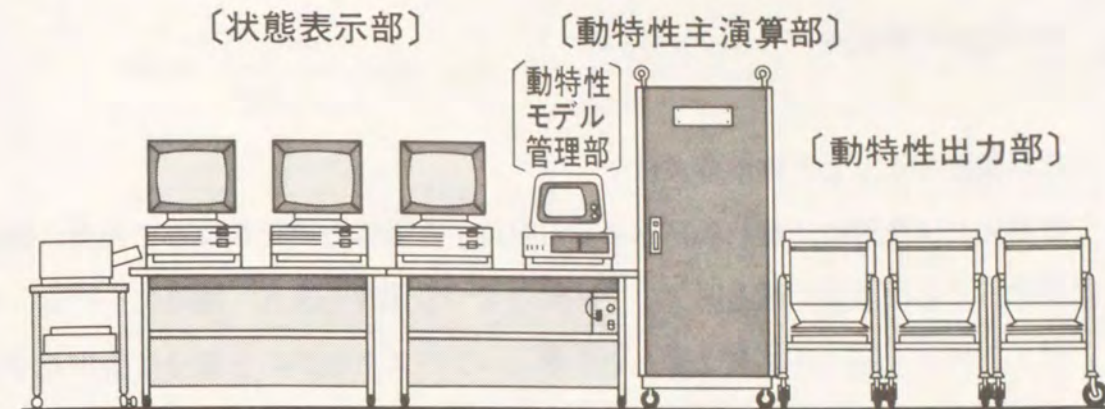


図5.1.1 石炭ガス化複合発電システム動特性解析装置構成図

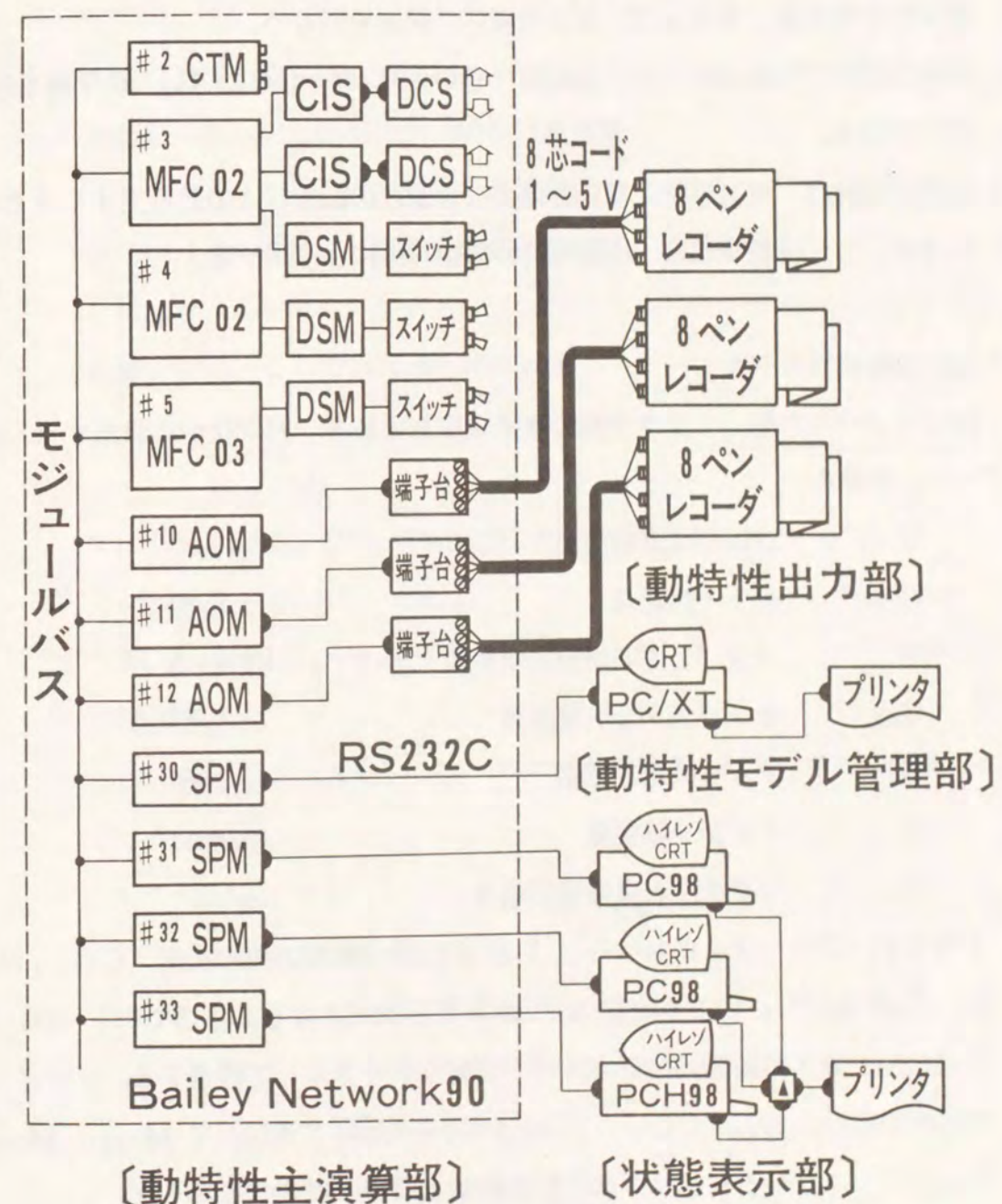


図5.1.2 石炭ガス化複合発電システム動特性解析装置配置図

5. 2 ガス化炉の動的モデリング

1) ガス化炉動的モデリングの前提条件

噴流床ガス化炉は、流れ場における石炭粒子と気体との化学反応であり、厳密に記述することは困難である。ここでは次の5つの仮定を置き、簡略化を行なった。

- i) ガス化炉は上段（リダクタ部）と下段（コンバスタ部）の2部分に集中化する。
- ii) 化学反応系は、炭素、水素、酸素のみ考慮し、炉内温度に対する、反応完了時間と炉内平均滞留時間との比より表面反応律速として、チャー粒子中の炭素の反応率（炭素転換率）を求めて、ガス化反応の記述を行なう。
- iii) 各部の出口ガス組成は、シフト反応（ $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ ）の平衡を仮定し求める。
- iv) 各部の温度は、ガス顕熱、反応熱および炉壁との伝熱による熱収支より求める。
- v) 炉内の圧力・流量特性は、圧縮性流体の動特性により求める。

2) ガス化炉の動特性モデル

次にコンバスタ部、リダクタ部の物質収支を求める。ガス化炉に供給する石炭、チャー、空気を

G_{CL1}	: コンバスタ給炭量	(g/sec)
G_{CH}	: チャー供給量	(g/sec)
G_{A1}	: コンバスタ石炭搬送空気量	(g/sec)
G_{A2}	: コンバスタ2次空気量	(g/sec)
G_{AC}	: チャー搬送空気量	(g/sec)
G_{CL2}	: リダクタ給炭量	(g/sec)
G_{A3}	: リダクタ石炭搬送空気量	(g/sec)

とすると、コンバスタにおける(4.1.4)式の熱分解反応後の炭素、 CO_2 、 H_2 、 O_2 および N_2 のモル流量(mol/sec)は、次式となる。ここでチャーは、安全のため、ガス精製設備出口ガスの一部をリサイクルして搬送する。リサイクルガス中の CO 、 H_2 、 CO_2 、 H_2O 、 N_2 を M_{COU} 、 M_{H2U} 、 M_{CO2U} 、 M_{H2OU} 、 M_{N2U} とし、 CO と H_2 はガス化炉に供給と同時に燃焼するとした。

なお、 $M_{COU} = \mu_{COU} \cdot M_{GL}$ である。（他も同様）

$$M_C = \frac{\nu_C}{m_{coal}} G_{CL1} + \frac{1 - k_{ASHC}}{a_C} G_{CH} \quad \dots\dots\dots (5.2.1)$$

$$M_{CO2} = \frac{18 - \nu_C}{m_{coal}} G_{CL1} + M_{COU} + M_{CO2U} \quad \dots\dots\dots (5.2.2)$$

$$M_{H2O} = \frac{h/2}{m_{coal}} G_{CL1} + \frac{r_M}{18.015} G_{CL1} + 0.07(G_{A1} + G_{A2}) + M_{H2U} + M_{H2OU} \quad \dots\dots\dots (5.2.3)$$

$$M_{O2} = 7.28 \cdot (G_{A1} + G_{A2}) - \frac{\nu_{OC}}{m_{coal}} G_{CL1} + 1/2 (M_{COU} + M_{CO2U}) \quad \dots\dots\dots (5.2.4)$$

$$M_{N2C} = 27.33 \cdot (G_{A1} + G_{A2}) + M_{N2U} \quad \dots\dots\dots (5.2.5)$$

ただし k_{ASHC} : チャー中の灰分の重量率

r_M : 石炭中の水分の重量率

次に(4.1.3)式により炭素分が燃焼されて、炭素分は、

$$M_{CC} = (1 - \eta_{CC}) M_C \quad \dots\dots\dots (5.2.6)$$

に減少する。ここで(4.1.3)式の ϕ は、

$$\phi = \frac{M_{O2}}{\eta_{CC} \cdot M_C} \quad \dots\dots\dots (5.2.7)$$

で、与えられる。 CO 、 CO_2 はそれぞれ、

$$M_{CO} = 2 (\eta_{CC} M_C - M_{O2}) \quad \dots\dots\dots (5.2.8)$$

$$M_{CO2}' = 2 M_{O2} - \eta_{CC} M_C + M_{CO2} \quad \dots\dots\dots (5.2.9)$$

に増加する。

次に仮定の3)より、コンバスタガス温度 T_{GC} におけるシフト反応の平衡から B_C を求める。

$$\frac{(M_{CO2}' + B_C) B_C}{(M_{CO} - B_C) (M_{H2O} - B_C)} = K_P(T_{GC}) \quad \dots\dots\dots (5.2.10)$$

ただし、 K_P : シフト反応平衡定数

B_C : シフト反応のモル数(mol/sec)

よってコンバスタ発生ガス流量は、

$$M_{COc} = M_{CO} - B_C \quad \dots\dots\dots (5.2.11)$$

$$M_{CO2c} = M_{CO2c}' + B_C \quad \dots\dots\dots (5.2.12)$$

$$M_{H_2C} = B_c \quad \dots\dots\dots (5.2.13)$$

$$M_{H_2OC} = M_{H_2O} - B_c \quad \dots\dots\dots (5.2.14)$$

となり、全流量は

$$M_{GC1} = M_{COC} + M_{CO_2C} + M_{H_2C} + M_{H_2OC} + M_{N_2C} \text{ (mol/sec)} \quad \dots\dots(5.2.15)$$

である。

コンバスタ出口ガス流量を M_{GCO} とすると、 M_{GCO} は、

$$M_{GCO} = k_{TR} (P_{GC}^2 - P_{GR}^2)^{1/2} \text{ (mol/sec)} \quad \dots\dots\dots (5.2.16)$$

ただし P_{GC} : コンバスタガス圧力 (kg/cm²A)

P_{GR} : リダクタガス圧力 (kg/cm²A)

k_{TR} : 絞り部抵抗

で与えられ、コンバスタ内のガスの総モル量を N_{GC} とすると、 N_{GC} は、

$$\frac{dN_{GC}}{dt} = M_{GC1} - M_{GCO} \text{ (mol/sec)} \quad \dots\dots\dots (5.2.17)$$

となる。これよりコンバスタ部圧力 P_{GC} は、

$$P_{GC} = \frac{k_R T_{GC} N_{GC}}{V_c} \text{ (kg/cm}^2\text{A)} \quad \dots\dots\dots (5.2.18)$$

ただし、 V_c : コンバスタ容積 (l)

となり、コンバスタ平均滞留時間 t_{mc} は次式となる。

$$t_{mc} = \frac{N_{GC}}{(1 - r_{GX}) M_{GC}} \text{ (sec)} \quad \dots\dots\dots (5.2.19)$$

ただし、 r_{GX} : コンバスタガス抜き率

(2トン/日炉では、一部のコンバスタガスを下部より抜く)

次にリダクタにおける(4.1.2)式の熱分解反応後のC, CO, H₂, H₂O

およびN₂のモル流量はそれぞれ、

$$M_c' = (1 - r_{GX}) M_{CC} + \frac{\nu_c}{m_{coal}} G_{CL_2} \quad \dots\dots\dots (5.2.20)$$

$$M_{CO}' = (1 - r_{GX}) M_{COC} + \frac{18 - \nu_c}{m_{coal}} G_{CL_2} \quad \dots\dots\dots (5.2.21)$$

$$M_{O_2}' = 2 \cdot 7.28 G_{A_3} - \frac{18 - \nu_c - O}{m_{coal}} G_{CL_2} \quad \dots\dots\dots (5.2.22)$$

$$M_{H_2}' = (1 - r_{GX}) M_{H_2C} + \frac{h/2}{m_{coal}} G_{CL_2} - 2 \cdot M_{O_2}' \quad \dots\dots\dots (5.2.23)$$

$$M_{H_2O}' = (1 - r_{GX}) M_{H_2OC} + \frac{r_m}{18.015} G_{CL_2} + 0.07 G_{A_3} + 2 \cdot M_{O_2}' \quad \dots\dots\dots (5.2.24)$$

$$M_{N_2R} = (1 - r_{GX}) M_{N_2C} + 27.33 G_{A_3} \quad \dots\dots\dots (5.2.25)$$

となる。

次に(4.1.6)式により炭素が還元されて、炭素分は、

$$M_{CR} = (1 - \eta_{CR}) M_c' \quad \dots\dots\dots (5.2.25)$$

に減少し

$$M_{CO}'' = M_{CO}' + 2 \eta_{CR} M_{CR} \quad \dots\dots\dots (5.2.26)$$

$$M_{CO_2}'' = (1 - r_{GX}) M_{CO_2C} - \eta_{CR} M_{CR} \quad \dots\dots\dots (5.2.27)$$

に増加する。

仮定の3)より、リダクタガス温度 T_{GR} におけるシフト反応の平衡から B_R を求める。

$$\frac{(M_{CO_2}'' + B_R)(M_{H_2}' + B_R)}{(M_{CO}'' + B_R)(M_{H_2O}' - B_R)} = K_p(T_{GR}) \quad \dots\dots\dots (5.2.28)$$

ただし、 K_p : シフト反応平衡定数

B_R : シフト反応のモル数

よってリダクタ発生ガス流量(mol/sec)は、

$$M_{COR} = M_{CO}'' - B_R \quad \dots\dots\dots (5.2.29)$$

$$M_{CO_2R} = M_{CO_2}'' + B_R \quad \dots\dots\dots (5.2.30)$$

$$M_{H_2R} = M_{H_2}' + B_R \quad \dots\dots\dots (5.2.31)$$

$$M_{H_2OR} = M_{H_2O}' - B_R \quad \dots\dots\dots (5.2.32)$$

となり、全流量は、

$$M_{GRI} = M_{COR} + M_{CO_2R} + M_{H_2R} + M_{H_2OR} + M_{N_2R} \text{ (mol/sec)} \quad \dots\dots (5.2.33)$$

である。

リダクタ出口ガス流量を M_{GRO} は、

$$M_{GRO} = k_{COD} (P_{GR}^2 - P_H^2)^{1/2} \text{ (mol/sec)} \quad \dots\dots\dots (5.2.34)$$

ただし、 k_{COD} : リダクタ部出口流路抵抗

P_H : リダクタ部出口圧力(kg/cm²A)

リダクタ内のガスの総モル量を $N_{GR}(\text{mol})$ とすると、 N_{GR} は、

$$\frac{dN_{GR}}{dt} = M_{GRI} - M_{GRO} \quad (\text{mol/sec}) \quad \dots\dots\dots (5.2.35)$$

となる。これよりリダクタ部圧力 P_{GR} は、

$$P_{GR} = \frac{k_G T_{GR} N_{GR}}{V_R} \quad (\text{kg/cm}^2\text{A}) \quad \dots\dots\dots (5.2.36)$$

ただし、 V_R : リダクタ容積 (l)

となり、リダクタ平均滞留時間 t_{mR} は次式となる。

$$t_{mR} = N_{GR} / M_{GR} \quad (\text{sec}) \quad \dots\dots\dots (5.2.37)$$

前章で記したガス化反応熱は、コンバスタ部、リダクタ部それぞれ、

$$Q_{MC} = \frac{G_{CL1}}{m_{coal}} Q_{PLC} + \eta_{CC} M_C Q_{CC} + 9.82 B_C \quad (\text{kcal/sec}) \quad \dots\dots\dots (5.2.38)$$

$$Q_{MR} = \frac{G_{CL2}}{m_{coal}} Q_{PLR} + 57.81 \cdot 2 M_{O_2'} + 41.21 \eta_{CR} M_C' + 9.82 B_R \quad (\text{kcal/sec}) \quad \dots\dots\dots (5.2.39)$$

で与えられる。

これらを用いると、まず、コンバスタ部の入熱は、

$$Q_{IC} = H_{SC} + H_{SCR} + H_{AC} + Q_{MC} \quad \dots\dots\dots (5.2.40)$$

ただし、 H_{SC} : コンバスタ石炭の顕熱 (kcal/sec)

H_{SCR} : 循環チャーの顕熱 (kcal/sec)

H_{AC} : コンバスタ空気の顕熱 (kcal/sec)

Q_{MC} : コンバスタ反応熱 (kcal/sec)

コンバスタ部の出熱は、

$$Q_{OC} = H_{GC} + H_{SCC} + H_{SL} + Q_{WC} \quad \dots\dots\dots (5.2.41)$$

ただし、 H_{GC} : コンバスタ出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

H_{SCC} : コンバスタ出口ガス中のチャー顕熱 (kcal/sec)

H_{SL} : スラグの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WC} : コンバスタ壁への伝熱量 (kcal/sec)

これより、コンバスタ部の熱収支は、 T_{GC} をコンバスタガス温度とすると、

$$\frac{dT_{GC}}{dt} = \frac{1}{C_C} (Q_{IC} - Q_{OC}) \quad \dots\dots\dots (5.2.42)$$

ただし、 C_C はコンバスタ内のガスおよびチャー熱容量(deg/kcal)で、

$$C_C = (M_{CO_2} \cdot C_{pCO_2} + M_{CO_2C} \cdot C_{pCO_2} + M_{H_2C} \cdot C_{pH_2} + M_{H_2OC} \cdot C_{pH_2O} + M_{N_2} \cdot C_{pN_2} + M_{CC} \cdot C_{pC} + G_{CHC} \cdot C_{pASH}) \cdot (1 - k_{GX}) \cdot t_{mC} \quad \dots\dots\dots (5.2.43)$$

次に、リダクタ部の入熱は、

$$Q_{IR} = H_{SR} + H_{AR} + (1 - k_{GX}) H_{GC} + Q_{MR} \quad \dots\dots\dots (5.2.44)$$

ただし、 H_{SR} : リダクタ石炭の顕熱 (kcal/sec)

H_{AR} : リダクタ空気の顕熱 (kcal/sec)

Q_{MR} : リダクタ反応熱 (kcal/sec)

リダクタ部の出熱は、

$$Q_{OR} = H_{GR} + H_{SCP} + Q_{WR} \quad \dots\dots\dots (5.2.45)$$

ただし、 H_{GR} : リダクタ出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

H_{SCP} : リダクタ出口ガス中のチャー顕熱 (kcal/sec)

Q_{WR} : リダクタ壁への伝熱量 (kcal/sec)

これより、リダクタの熱収支は、 T_{GR} をリダクタ部の温度とすると、

$$\frac{dT_{GR}}{dt} = \frac{1}{C_R} (Q_{IR} - Q_{OR}) \quad \dots\dots\dots (5.2.46)$$

ただし、 C_R はリダクタ内部ガスおよびチャーの熱容量(deg/kcal)で、

$$C_R = (M_{CO_2} \cdot C_{pCO_2} + M_{CO_2R} \cdot C_{pCO_2} + M_{H_2R} \cdot C_{pH_2} + M_{H_2OR} \cdot C_{pH_2O} + M_{N_2R} \cdot C_{pN_2} + M_{CR} \cdot C_{pC} + G_{ASH} \cdot C_{pASH}) \cdot t_{mR} \quad \dots\dots\dots (5.2.47)$$

となる。

ここで各部炉壁への伝熱量は次式により求めた。

$$Q_{WC} = S_C \{ h_C (T_{GC} - T_{CC}) + eF\sigma (T_{GC}^4 - T_{CC}^4) \} \quad \dots\dots\dots (5.2.48)$$

$$Q_{WR} = S_R \{ h_R (T_{GR} - T_{CR}) + eF\sigma (T_{GR}^4 - T_{CR}^4) \} \quad \dots\dots\dots (5.2.49)$$

ただし、 h_C , h_R : コンバスタガス、リダクタガスの炉壁への熱伝達率

(kcal/cm² · deg · sec)

S_C , S_R : コンバスタ部、リダクタ部の内面積 (cm²)

e, F, σ : 輻射率, 形状係数, 輻射係数

T_{CC}, T_{CR} : コンバスタ, リダクタ炉壁表面温度 (K)

T_{CC}, T_{CR} はつぎの式で求めた。

$$T_{CC} = T_{MC} + \frac{Q_{WC}}{R_{CC}} \quad \dots\dots\dots (5.2.50)$$

$$T_{CR} = T_{MR} + \frac{Q_{WR}}{R_{CR}} \quad \dots\dots\dots (5.2.51)$$

ただし, T_{MC}, T_{MR} : コンバスタ, リダクタ圧力容器温度 (K)

R_{CC}, R_{CR} : コンバスタ, リダクタ耐火材熱伝導率
(kcal/deg・sec)

T_{MC}, T_{MR} は次の方程式に従うとした。

$$\frac{dT_{MC}}{dt} = \frac{Q_{WC} - Q_{RC}}{C_{MC}} \quad \dots\dots\dots (5.2.52)$$

$$\frac{dT_{MR}}{dt} = \frac{Q_{WR} - Q_{RR}}{C_{MR}} \quad \dots\dots\dots (5.2.53)$$

ただし, Q_{RC}, Q_{RR} : コンバスタ, リダクタ圧力容器から外部への熱伝達量
(kcal/sec)

C_{MC}, C_{MR} : コンバスタ, リダクタ圧力容器の熱容量 (deg/kcal)

Q_{RC}, Q_{RR} は次式で与えた。

$$Q_{RC} = k_{HC} (T_{MC} - T_{A1}) \quad \dots\dots\dots (5.2.54)$$

$$Q_{RR} = k_{HR} (T_{MR} - T_{A1}) \quad \dots\dots\dots (5.2.55)$$

ただし, k_{HC}, k_{HR} : コンバスタ, リダクタ圧力容器からの熱伝達率
(kcal/deg・sec)

T_{A1} : 大気温度 (293.15K)

以上が空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の動特性モデルである。図5.2.1, 図5.2.2 に本モデルの概念ブロック図および圧力, 流量特性を示す。

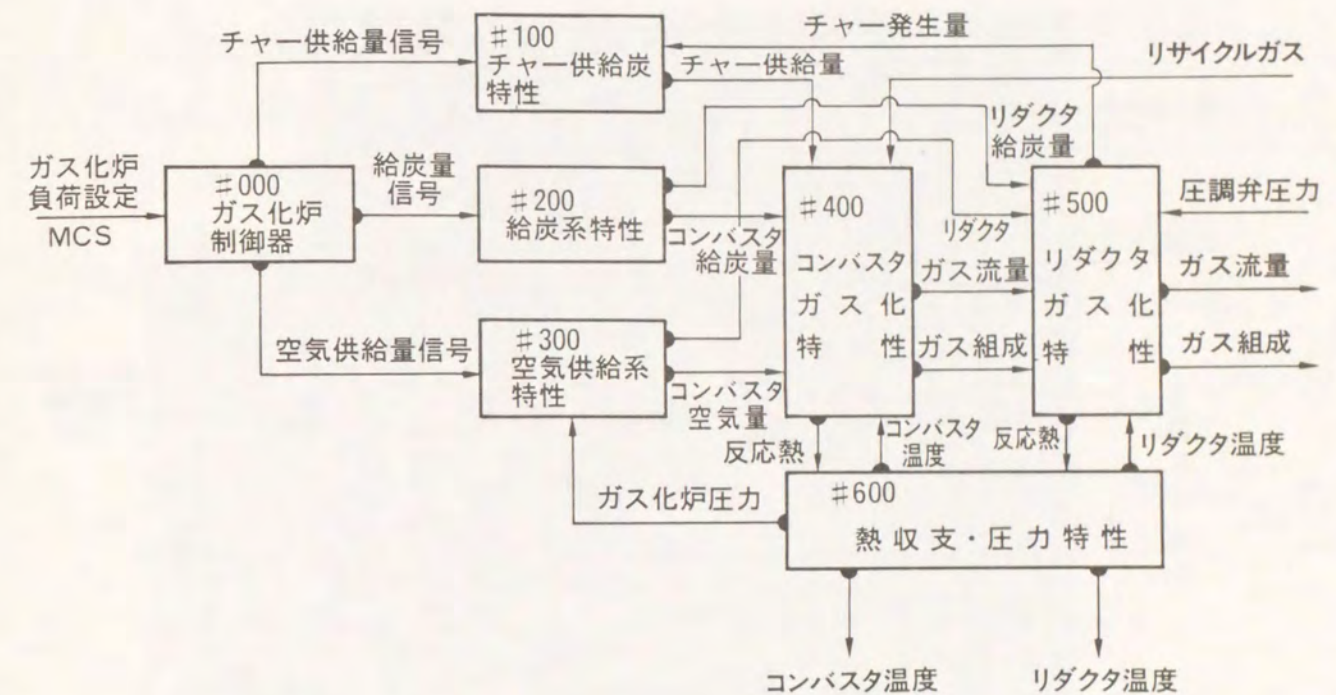


図5.2.1 石炭ガス化炉動特性モデル概念図

3) 2トン/日ガス化炉による動特性試験

本モデルのシミュレーションに必要な諸定数を得るとともに、本モデルの妥当性についての検証を行うために財電力中央研究所横須賀研究所2トン/日ベンチスケールガス化炉において動特性試験を行なった。試験は炉が定常状態となった後に、リダクタ石炭とコンバスタ2次空気をそれぞれステップ状に変化させた場合コンバスタ温度、リダクタ温度、CO、CO₂濃度等の応答を調べた。表5.2.1に動特性試験条件、第2章の図2.2.3に2トン/日ベンチスケールガス化炉の系統と計測点を示す。

i) リダクタ給炭量に対する応答

まずリダクタ給炭量をステップ状に変化させた場合の試験を行なった。(表3.2のB炭を使用)図5.2.3にリダクタ給炭量を、80kg/secから70kg/sec(15g/secから12.5g/sec)に減少させた場合のガス化炉の応答試験結果を示す(図中の点線)。リダクタ給炭量が減少すると、リダクタ部での空気比が上がり、リダクタ温度が上昇するとともに、生成ガス量が減少する。また、ガス組成は、COが減少してCO₂が増加し、発熱量が低下することがわかる。

ii) ガス化炉空気量に対する応答

次にコンバスタ2次空気量によって、ガス化炉空気量をステップ状に変化させた場合の試験を行なった。図5.2.4にガス化炉空気量を861N/secから801N/sec(406g/secから368g/sec)に減少させた場合のガス化炉の応答試験結果を示す(図中の点線)。コンバスタ2次空気量が減少するとコンバスタ空気比が下がり、コンバスタ温度が低下し、それにとまってリダクタ温度も低下するとともに、生成ガス発生量が減少する。また、ガス組成は、COが増加してCO₂が減少し、発熱量が上昇することがわかる。ただし、コンバスタ温度は途中より増加傾向にあるが、これは、コンバスタ給炭量の変動によるものである。

表5.2.1 動特性試験条件

	リダクタ給炭量変化試験	ガス化炉空気量変化試験
炭 種	D 炭	D 炭
コンバスタ給炭量	40kg/h	40kg/h
リダクタ給炭量	80→70kg/h	60kg/h
ガス化炉給炭量	120→110kg/h	100kg/h
* 1 次 空 気 量	195kg/h	199kg/h
2 次 空 気 量	201kg/h	207→169kg/h
ガス化炉空気量	396kg/h	406→368kg/h

* 1 次空気量=コンバスタ石炭搬送空気量+コンバスタチャー搬送空気量
+リダクタ石炭搬送空気

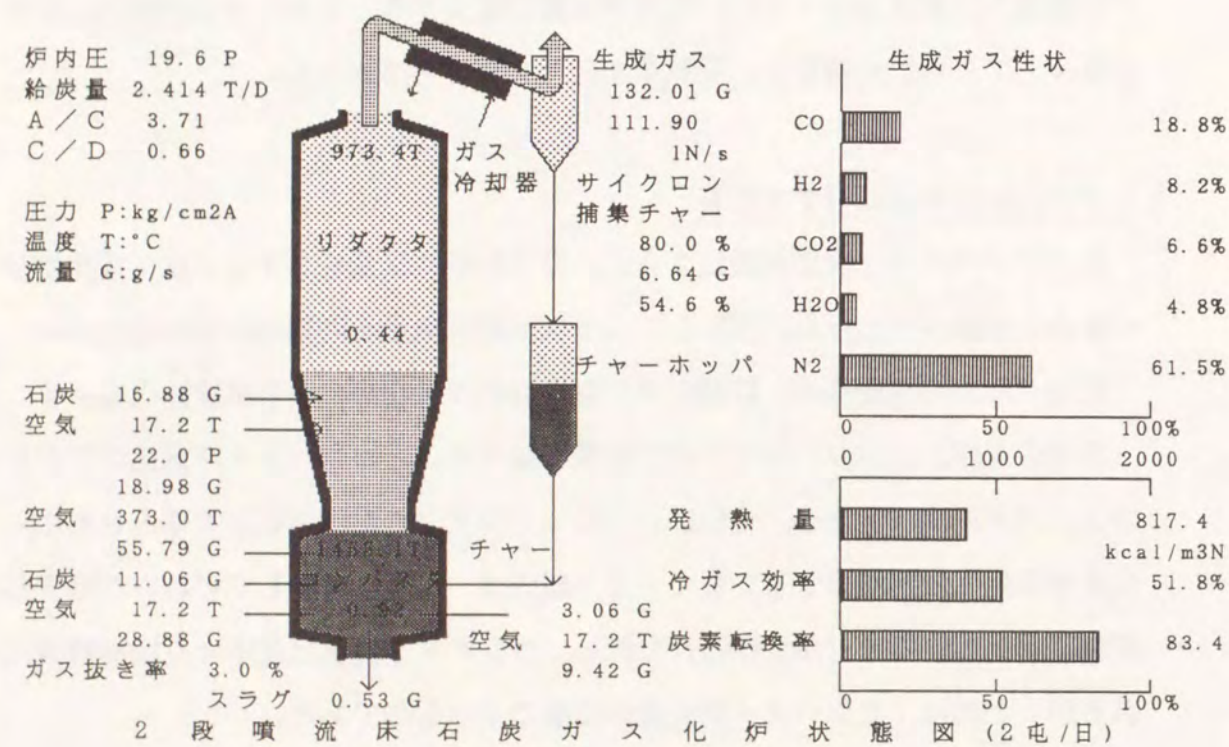


図5.2.3 2トン/日ガス化炉の定常状態(計算値)

4) 動特性シミュレーションによるモデルの検証

以上述べたガス化炉動特性モデルに2トン/日炉での動特性試験運転条件にあわせて、空気供給系流量制御系と、ガス化炉圧力制御系(動特性試験で動作)を付加するとともに生成ガスのCO、CO₂濃度はCO計、CO₂計のサンプリング、分離、計測の特性を加えた。

$$X_{CO} = \frac{e^{-LmS}}{1 + TmS} \left[\frac{M_{COR}}{M_{COR} + M_{CO2R} + M_{H2R} + M_{N2}} \right] \dots\dots\dots (5.2.56)$$

$$X_{CO2} = \frac{e^{-LmS}}{1 + TmS} \left[\frac{M_{CO2R}}{M_{COR} + M_{CO2R} + M_{H2R} + M_{N2}} \right] \dots\dots\dots (5.2.57)$$

ただし Lm: 計測系の無駄時間(210sec)

Tm: 計測器の1次遅れ(60sec)

石炭ガス化複合発電システム動特性解析装置によりシミュレーションを行なった。

(図5.2.4, 図5.2.5の実線) なお図5.2.3には、シミュレーションによる2トン/日の定常状態を示す。

ガス化炉供給空気量F_Aおよび生成ガス流量F_Gは、タービン流量計の計測値(1N/sec)であるので、

$$F_A = 0.778(G_{A1} + G_{A2} + G_{A3} + G_{AC}) \quad (1N/sec) \quad \dots\dots\dots (5.2.58)$$

$$F_G = 22.414 \cdot M_{GRO} \quad (1N/sec) \quad \dots\dots\dots (5.2.59)$$

で換算した。

リダクタ給炭量に対する応答、リダクタ給炭量の減少に対する応答はコンバスタ温度(変化なし)、リダクタ温度、CO、CO₂濃度ともよい一致が得られた。コンバスタ2次空気量の減少に対する応答は、コンバスタガス温度、CO濃度で多少のずれが認められるが、傾向としてはほぼ等しいものと考えられる。以上の結果、噴流床ガス化炉は石炭の炉内滞留時間が非常に短く(10数秒)、反応が迅速に行なわれるため、給炭量、空気供給量の変化に対する生成ガス性状の応答は極めて速いが、炉壁温度の変化は炉壁の熱容量のために遅い。よって炉内温度は、反応熱の変化により、はじめ急速に変化するがその後は炉壁との伝熱による炉壁温度の変化により緩やかに整定値に向かっていくことがわかる。噴流床ガス化炉はこのように操作量に対する応答が極めて速いため、安定した運転を行なうには、給炭量・空気供給量の制御および炉内圧の制御が重要となる。

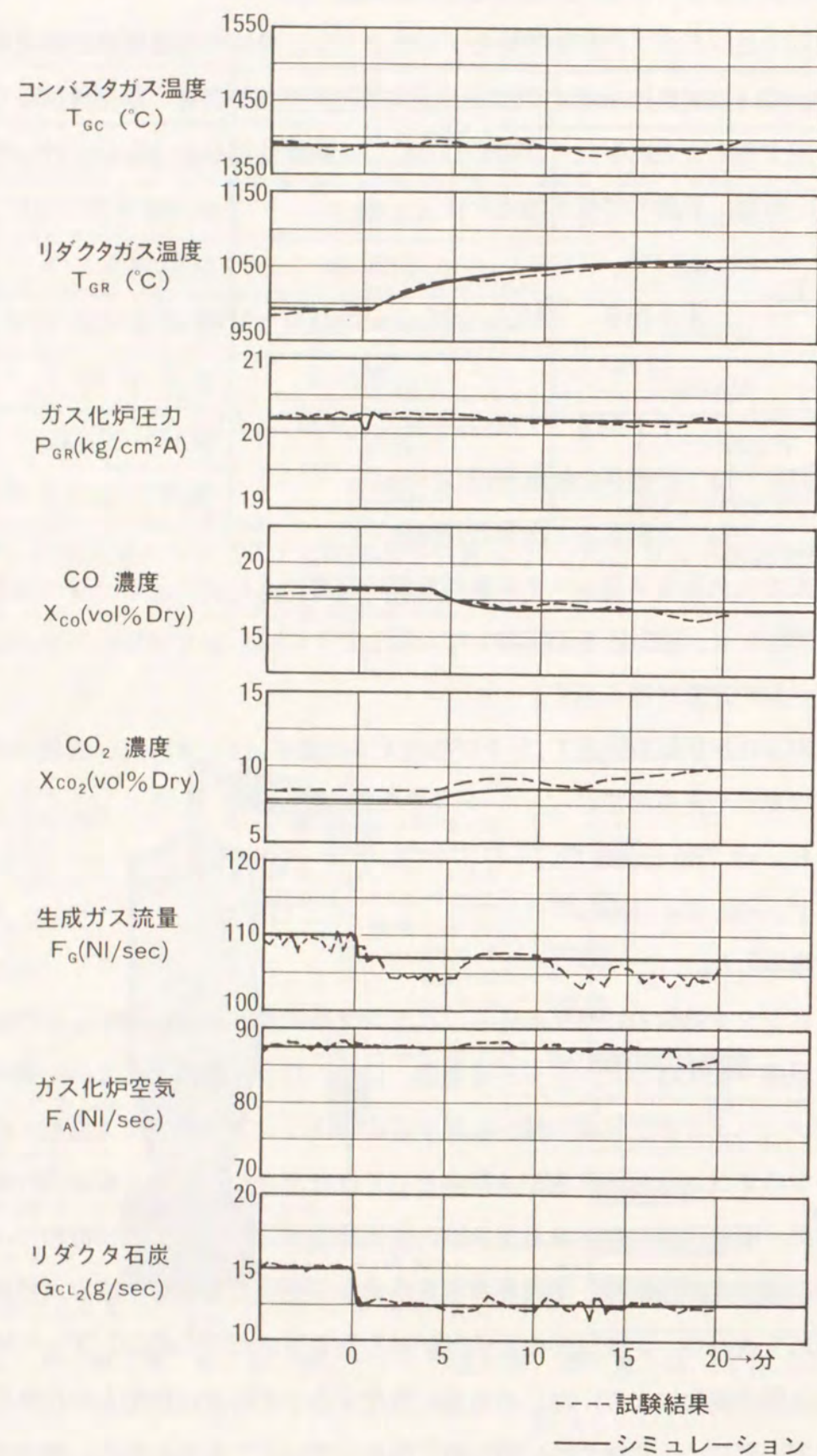


図5.2.4 リダクタ給炭量を減少させたときの過渡応答 (2トン/日炉)

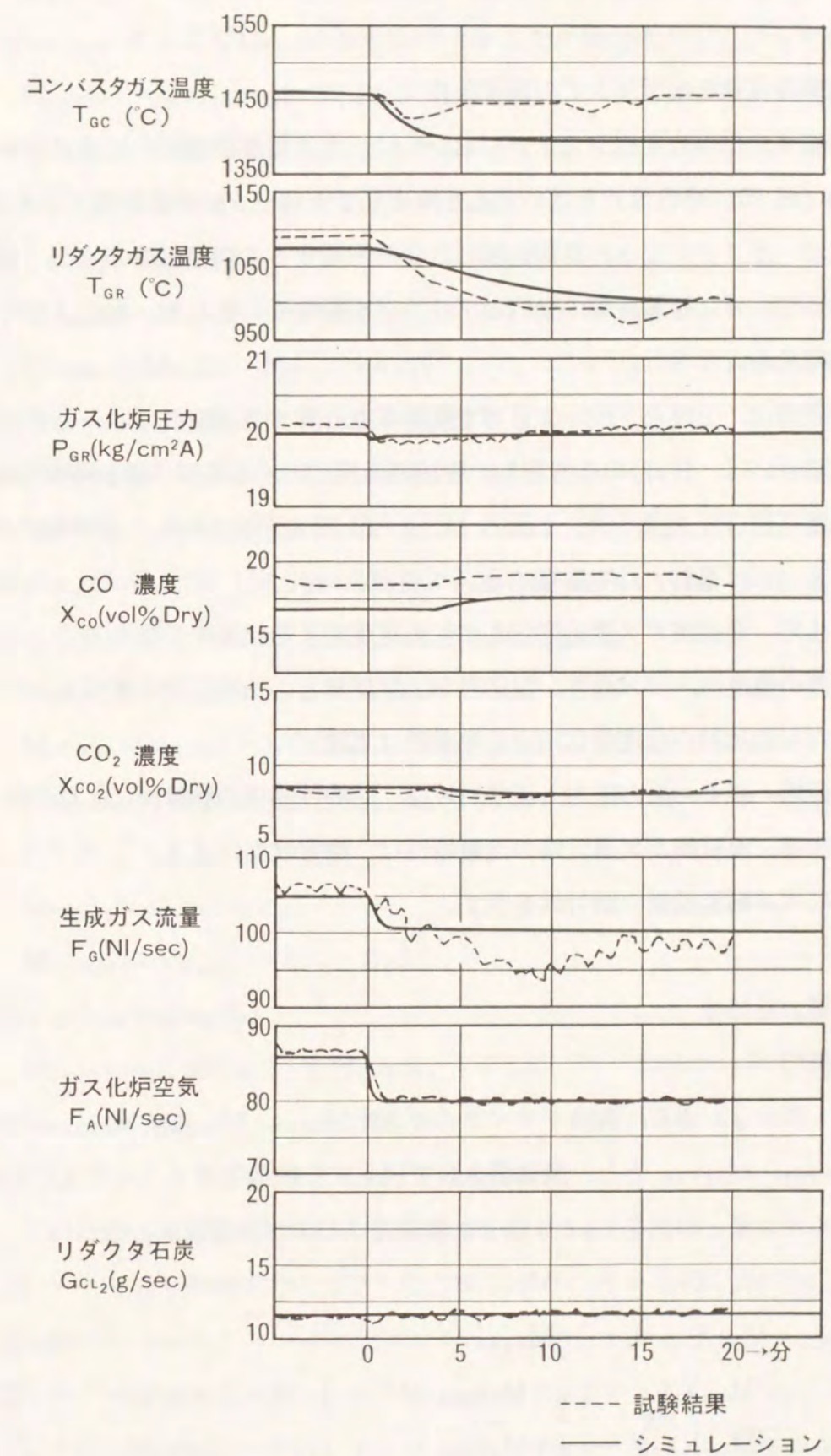


図5.2.5 ガス化炉空気量を減少させたときの過渡応答 (2トン/日炉)

5. 3 ガス精製設備の動的モデリング

1) ガス精製設備動的モデリングの前提条件

石炭ガス化複合発電システムにおいては、ガス精製設備は、生成ガス中の硫黄化合物 (H_2S , COS) とばいじんを除去してクリーンにする設備であるので、ガス化炉—ガスタービンの負荷制御には直接影響するものではない。

そこで、ガス精製設備の動的モデリングを行なうに当たり、次のような仮定を置き簡略化を行なった。

- i) 脱硫塔は、上段と下段とに分けて物質収支計算するが温度は同一とする。
 - ii) 脱硫反応は、 H_2S のみ考慮し、脱硫塔温度に対する各段の脱硫率を与える。
 - iii) 脱硫塔出口ガスは、シフト反応 ($CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$) が平衡に対して k_{SH} だけ進むとして計算する。
 - iv) 再生塔、亜硫酸ガス還元塔ともに代表温度による反応率を求める。
 - v) 各部の温度は、ガス顕熱、反応熱および炉壁との伝熱による熱収支より求める。
(ただし脱硫剤の温度変化による熱量差は省略)
 - vi) 脱硫塔、脱じん塔の圧力、流量特性は、圧縮性流体の動特性により求める。
(再生塔、亜硫酸ガス還元塔の流量特性は、物質収支による)
- 以下にガス精製設備の動特性を示す。

2) 脱硫装置の動特性

i) 脱硫塔

4. 1 節の 2) より、脱硫リサイクルガスを M_{COSR} , M_{H_2SR} , M_{CO_2SR} , M_{H_2OSR} , M_{N_2SR} , M_{H_2SSR} とし、脱硫塔入口で流入する脱硫リサイクルガスと全脱硫リサイクルガス量との比を r_R とすると、脱硫塔入口ガス流量 (mol/sec) は、

$$M_{COG} = M_{GO} X_{CO}' + r_R \cdot M_{COSR} \quad \dots\dots\dots (5.3.1)$$

$$M_{H_2G} = M_{GO} X_{H_2}' + r_R \cdot M_{H_2SR} \quad \dots\dots\dots (5.3.2)$$

$$M_{CO_2G} = M_{GO} X_{CO_2}' + r_R \cdot M_{CO_2SR} \quad \dots\dots\dots (5.3.3)$$

$$M_{H_2OG} = M_{GO} X_{H_2O}' + r_R \cdot M_{H_2OSR} \quad \dots\dots\dots (5.3.4)$$

$$M_{N_2G} = M_{GO} X_{N_2}' + r_R \cdot M_{N_2SR} \quad \dots\dots\dots (5.3.5)$$

$$M_{H_2SG} = M_{H_2S} + r_R \cdot M_{H_2SSR} \quad \dots\dots\dots (5.3.6)$$

脱硫塔床 1 へは、床 2 より脱硫剤が一部硫化して流入する。流入 Fe_2O_4 を $M_{FO_2DS_2}$, FeS を M_{FSDS_2} (mol/Sec) とすると、脱硫塔床 1 出口ガス流量は、

$$M_{H_2SDS_1} = M_{H_2SG}' \cdot (1 - \eta_{DS_1}) \quad \dots\dots\dots (5.3.7)$$

$$M_{H_2DS_1} = M_{H_2S}' - 1/3 M_{H_2SG}' \cdot \eta_{DS_1} \quad \dots\dots\dots (5.3.8)$$

$$M_{H_2ODS_1} = M_{H_2OG}' + 4/3 M_{H_2SG}' \cdot \eta_{DS_1} \quad \dots\dots\dots (5.3.9)$$

床 1 より出る脱硫剤は

$$M_{FO_2DS_1} = M_{FO_2DS_2} - 1/3 M_{H_2SG}' \cdot \eta_{DS_1} \quad \dots\dots\dots (5.3.10)$$

$$M_{FSDS_1} = M_{FSDS_2} + M_{H_2SG}' \cdot \eta_{DS_1} \quad \dots\dots\dots (5.3.11)$$

ただし η_{DS_1} : 脱硫塔床 1 における脱硫率

脱硫塔床 1 を出た生成ガスは引き続き床 2 に入る。

床 2 では、さらに脱硫が行われることともに、再生を終えた Fe_2O_3 が還元され Fe_3O_4 となる。再生塔から再投入される脱硫剤中の Fe_2O_3 を M_{FO_1R} , FeS を M_{FSR} とすると、脱硫塔床 2 出口ガス流量は

$$M_{H_2SDS_2} = M_{H_2SDS_1} \cdot (1 - \eta_{DS_2}) \quad \dots\dots\dots (5.3.12)$$

$$M_{H_2DS_2} = M_{H_2DS_1} - 1/3 M_{H_2SDS_1} \cdot \eta_{DS_2} + k_{SH} \cdot B_{DS} \quad \dots\dots\dots (5.3.13)$$

$$M_{H_2ODS_1} = M_{H_2ODS_1} + 4/3 M_{H_2SDS_1} \cdot \eta_{DS_2} + 1/3 M_{FO_1R} - k_{SH} \cdot B_{DS} \quad \dots\dots\dots (5.3.14)$$

$$M_{CODS_2} = M_{COG}' - k_{SH} \cdot B_{DS} \quad \dots\dots\dots (5.3.15)$$

$$M_{CO_2DS_2} = M_{CO_2G}' + k_{SH} \cdot B_{DS} \quad \dots\dots\dots (5.3.16)$$

床 2 より出る脱硫剤は、

$$M_{FO_2DS_2} = 2/3 M_{FO_1R} - 1/3 M_{H_2SDS_1} \cdot \eta_{DS_2} \quad \dots\dots\dots (5.3.17)$$

$$M_{FSDS_2} = M_{H_2SDS_1} \cdot \eta_{DS_2} + M_{FSR} \quad \dots\dots\dots (5.3.18)$$

ただし、 η_{DS_2} : 脱硫塔床 2 における脱硫率

B_{DS} : 脱硫塔でのシフト反応モル数

k_{SH} : 脱硫塔でのシフト反応率

B_{DS} は

$$\frac{(M_{H_2SDS_2} + B_{DS}) \cdot (M_{CO_2G}' + B_{DS})}{(M_{H_2SDS_2} - B_{DS}) \cdot (M_{COG}' - B_{DS})} = k_p (T_{DS}) \quad \dots\dots\dots (5.3.19)$$

より求める。

脱硫剤の脱硫塔での温度上昇を無視すると、脱硫塔の入熱は

$$Q_{IDS} = H_{GG} + r_R \cdot H_{GR} + Q_{DS} \quad \dots\dots\dots(5.3.20)$$

ただし, H_{GG} : ガス化炉でガスの顕熱 (kcal/sec)

H_{GR} : 脱硫循環ガスの顕熱 (kcal/sec)

脱硫塔の出熱は,

$$Q_{ODS} = H_{DS} + Q_{WDS} \quad \dots\dots\dots(5.3.21)$$

ただし, H_{DS} : 脱硫塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{ODS} : 脱硫塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

これより, 脱硫塔の熱収支は, T_{DS} を脱硫塔出口ガス温度とすると,

$$\frac{dT_{DS}}{dt} = \frac{1}{C_{DS}} (Q_{IDS} - Q_{ODS}) \quad \dots\dots\dots(5.3.22)$$

ただし, C_{DS} は脱硫塔内部ガスおよび脱硫剤の熱容量 (deg/kcal) で

$$C_{DS} = (M_{H_2SDS_2} C_{PH_2S} + M_{H_2DS_2} C_{PH_2} + M_{H_2ODS_2} C_{PH_2O} + M_{CO_2DS_2} C_{PCO} + M_{CO_2DS_2} C_{PCO_2} + M_{N_2DS_2} C_{PN_2}) t_{mDS} + (M_{FSDS_2} + M_{FO_2DS_2}) C_{PFO} t_{mSF}$$

ただし t_{mDS} : 脱硫塔内ガス滞留時間(sec)

t_{mSF} : 脱硫塔内脱硫剤の滞留時間(sec)

となる。

脱硫塔の圧力および出口流量は, 脱硫塔内流動抵抗を k_{PDS} とすると

$$\frac{dP_{DS}}{dt} = \frac{k_R \cdot T_{DS}}{V_{DS}} (M_{GG}' - M_{DS}) \quad \dots\dots\dots(5.3.23)$$

$$M_{DS} = k_{PDS} (P_{DS}^2 - P_{DC}^2)^{1/2} \quad \dots\dots\dots(5.3.24)$$

ただし, V_{DS} : 脱硫塔容積 (l)

P_{DS} : 脱硫塔出口圧力 (kg/cm²A)

で表わされる。

ii) 再生塔

再生塔入口ガス流量 (mol/sec)は,

$$M_{O_2GA} = 7/4 M_{FSDS_1} + 1/4 M_{FO_2DS_1} + 3/2 M_{H_2SGA} + 1/2 M_{H_2GA} + 1/2 M_{COGA} \quad \dots\dots\dots(5.3.25)$$

$$M_{COGA} = (1 - r_R) \cdot M_{COR} \quad \dots\dots\dots(5.3.26)$$

$$M_{CO_2GA} = (1 - r_R) \cdot M_{CO_2R} \quad \dots\dots\dots(5.3.27)$$

$$M_{H_2GA} = (1 - r_R) \cdot M_{H_2R} \quad \dots\dots\dots(5.3.28)$$

$$M_{H_2OGA} = 0.2/21 M_{O_2GA} + (1 - r_R) M_{H_2OGA} \quad \dots\dots\dots(5.3.29)$$

$$M_{N_2GA} = 78.8/21 M_{O_2GA} + (1 - r_R) \cdot M_{N_2R} \quad \dots\dots\dots(5.3.30)$$

$$M_{H_2SGA} = (1 - r_R) \cdot M_{H_2SR} \quad \dots\dots\dots(5.3.31)$$

となり, 再生塔出口ガス流量 (mol/sec) は,

$$M_{SO_2RG} = M_{H_2SGA} + M_{FSDS_1} \quad \dots\dots\dots(5.3.32)$$

$$M_{CO_2RG} = M_{CO_2GA} + M_{COGA} \quad \dots\dots\dots(5.3.33)$$

$$M_{H_2ORG} = M_{H_2SGA} + M_{COGA} \quad \dots\dots\dots(5.3.34)$$

$$M_{N_2RG} = M_{N_2GA} \quad \dots\dots\dots(5.3.35)$$

脱硫剤は,

$$M_{FO_2R} = 3/2 M_{FO_2DS_1} + 1/2 M_{FSDS_1} \cdot \eta_{RG} \quad \dots\dots\dots(5.3.36)$$

$$M_{FSR} = M_{FSDS_1} \cdot (1 - \eta_{RG}) \quad \dots\dots\dots(5.3.37)$$

ただし, η_{RG} : 再生率

となる。

脱硫塔同様に脱硫剤の再生塔での温度上昇を無視すると再生塔への入熱は,

$$Q_{IRG} = H_{RG} + (1 - r_R) H_{RG} + Q_{RG} \quad \dots\dots\dots(5.3.38)$$

ただし, H_{RG} : 再生用空気の顕熱 (kcal/sec)

再生塔の出熱は,

$$Q_{ORG} = H_{RG} + Q_{WRG} \quad \dots\dots\dots(5.3.39)$$

ただし, H_{RG} : 再生塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WRG} : 再生塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

これより, 再生塔の熱収支は, T_{RG} を再生塔出口ガス温度とすると,

$$\frac{dT_{RG}}{dt} = \frac{1}{C_{RG}} (Q_{IRG} - Q_{ORG}) \quad \dots\dots\dots(5.3.40)$$

ただし, C_{RG} は再生塔内部ガスおよび脱硫剤の熱容量 (deg/kcal) で

$$C_{RG} = (M_{SO_2RG} C_{PSO_2} + M_{CO_2RG} C_{PCO_2} + M_{H_2ORG} C_{PH_2O} + M_{N_2RG} C_{PN_2}) t_{mSG} + (M_{FO_2R} + M_{FSR}) \cdot C_{PFO} \cdot t_{SS}$$

ただし t_{mSG} : 再生塔内ガス滞留時間 (sec)

t_{mSS} : 再生塔内脱硫剤滞留時間 (sec)

となる。

iii) 亜硫酸ガス還元塔

亜硫酸ガス還元塔の入熱は,

$$Q_{ISR} = H_{RG}' + H_{ASR} + Q_{SR} \quad \dots\dots\dots(5.3.41)$$

ただし H_{RG}' : 亜硫酸ガス還元塔入口ガスの顕熱 (kcal/sec)

H_{ASR} : 亜硫酸ガス還元塔空気の顕熱 (kcal/sec)

Q_{SR} : 亜硫酸ガス還元塔での反応熱 (kcal/sec)

亜硫酸ガス還元塔の出熱は,

$$Q_{OSR} = H_{SR} + Q_{WSR} \quad \dots\dots\dots(5.3.42)$$

ただし H_{SR} : 亜硫酸ガス還元塔出口ガスの顕熱 (kcal/sec)

Q_{WSR} : 亜硫酸ガス還元塔壁への伝熱量 (kcal/sec)

亜硫酸ガス還元塔の熱収支は, T_{SR} を亜硫酸ガス還元塔出口ガス温度とすると,

$$\frac{dT_{SR}}{dt} = \frac{1}{C_{SR}} (Q_{ISR} - Q_{OSR}) \quad \dots\dots\dots(5.3.43)$$

ただし, C_{SR} は亜硫酸ガス還元塔内部ガスおよび還元剤の熱容量 (deg/kcal) で,

$$C_{SR} = (M_{H_2SGS} \cdot C_{PH_2S} + M_{H_2GS} \cdot C_{PH_2} + M_{CO_2GS} \cdot C_{PH_2} + M_{H_2OGS} \cdot C_{PH_2}) \cdot t_{msR} + G_{CA} \cdot C_{PCA} \cdot t_{msCA}$$

t_{msR} : 亜硫酸ガス還元塔内ガス滞留時間 (sec)

t_{msCA} : 亜硫酸ガス還元塔内還元剤滞留時間 (sec)

となる。

3) 脱じん装置の動特性

脱じん装置のモデルとして, 容器と流動抵抗のみを考慮した。

脱じん装置出口ガス流量は, 脱じん装置が流動抵抗を k_{PDC} とすると,

$$M_{DC} = k_{PDC} (P_{DC}^2 - P_{FG}^2)^{1/2} \quad \dots\dots\dots(5.3.44)$$

$$\frac{dP_{DC}}{dt} = \frac{k_R \cdot T_{DS}}{V_{DS}} (M_{DS} - M_{DC}) \quad \dots\dots\dots(5.3.45)$$

ただし, V_{DS} : 脱じん装置容量 (l)

P_{FG} : 燃料ガス圧力

で表わされる。

図5.3.1にガス精製設備動特性モデルの概念図, 図5.3.2 にガス精製設備動特性モデルのブロック線図を示す。

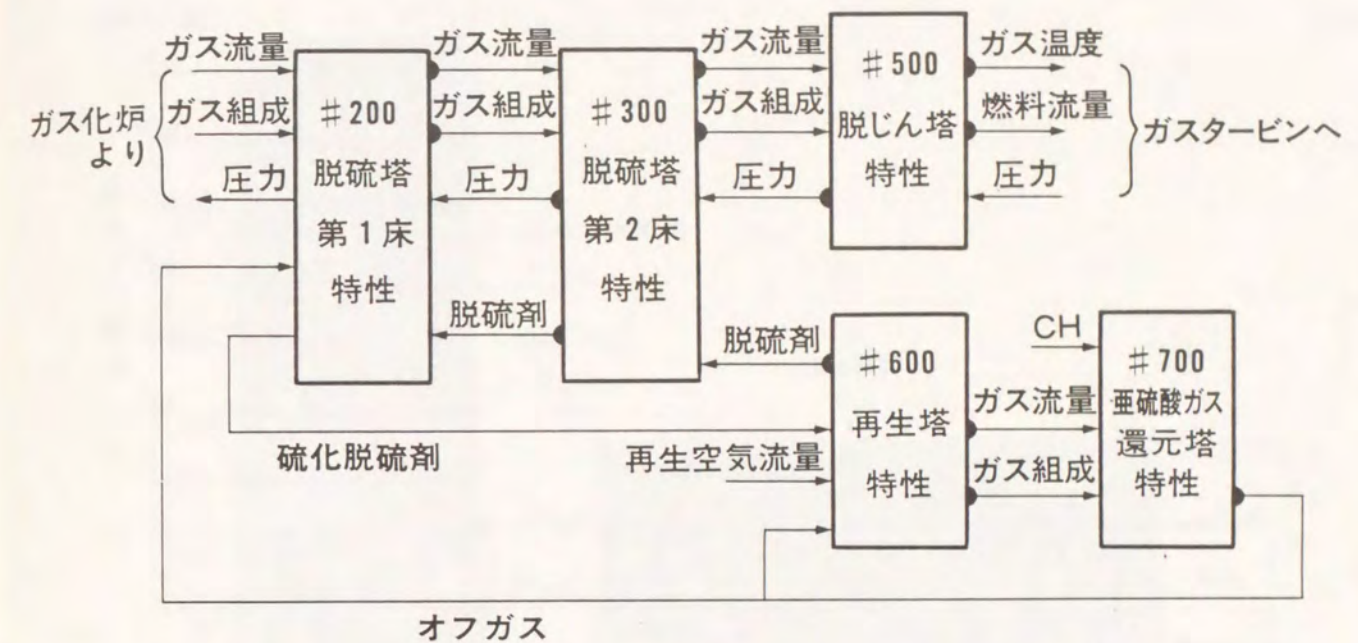


図5.3.1 ガス精製設備動特性モデル概念図

5. 4 ガスタービンの動的モデリング

1) ガスタービン動的モデリングの前提条件

石炭ガス化複合発電システムに組み込まれたガスタービンの動的モデリングを行なうに当たって留意すべき点は、

- i) 燃料ガス発熱量の大きい。
- ii) 圧縮機よりガス化炉空気の抽気を行なう。

ことであり、これらの効果を模擬したモデリングとする必要がある。そこでここでは、従来より研究が進められている高カロリーガス用シンプルサイクルガスタービン用動特性モデルを、石炭ガス化複合発電用に動的モデリングを行ない、ガスタービンの動特性モデルの作成を行なった。ガスタービンは、作業流体として高温高压の燃焼ガスを用いるので、その応答はきわめて速い。(時定数は数msec)そこで従来から、圧縮機やタービン特性を静特性で近似したモデルや、定常点まわりで線形化近似したモデルなどが考案されている。ここでは、ガスタービン特有の速い応答特性を模擬しつつ、実時間でシミュレーションのできる動特性モデルとするため、以下の仮定をおいた。

- i) 圧縮機は、特性曲線を用い、圧縮機効率 η_{adC} 、空気流量 G_C を求める。
- ii) タービンは、楕円法則を用い、タービン断熱効率 η_{adT} 、ガス流量 G_T を求める。
- iii) 燃焼反応は、静特性として熱収支より計算する。ただし燃焼効率はロータ回転数の関数として与えた。
- iv) タービン断熱効率 η_{adT} はタービン翼冷却空気混合温度により定義した。
- v) ロータは発電機が系統に併列されているとして、運動方程式を解く。
- vi) 燃焼器の内筒、外筒、燃料配管には体積要素を考慮して、圧縮性流体の流動特性を考慮する。

以下にガスタービンの動特性を示す。

2) ガスタービンの動特性

i) 軸流圧縮機

一般に大容量空気圧縮機には、軸流多段圧縮機が用いられている。軸流圧縮機は空気量と圧力比と軸回転数の間に図5. 4. 2に示すような固有の特性があり、圧力比

π_c と、温度、圧力で修正した修正空気量 G_m と、その時の圧縮機効率 η_{adc} は軸回転数の関数として示されている。(圧縮機入口の案内翼や可変静翼を持つ軸流圧縮機の場合には、翼角度によって、動作線図が左右に平行移動する。)図より明らかなように軸流圧縮機では、軸回転数が一定運転の場合には、圧力比によらず圧縮空気量はほぼ一定となる。そのため上記の可変静翼を用いて、部分負荷運転時等には翼を回軸させ、流路を狭めることで圧縮空気量を絞っている。(最新機で3/4程度まで絞り込むことが可能。)

圧縮機圧力比 π_c のとき、空気量 G_c (g/sec)、修正空気量 G_m (g/sec)は、

$$G_c = G_{MC} \frac{P_{A1} T_{A1D}}{T_{A1} P_{A1D}} \quad \dots\dots\dots (5.4.1)$$

$$G_{MC} = f_{GC}(\pi_c, N_M, \xi) \quad \dots\dots\dots (5.4.2)$$

圧縮機効率 η_{adc} は、

$$\eta_{adc} = f_{adc}(\pi_c, N_M, \xi) \quad \dots\dots\dots (5.4.3)$$

ただし、 N_M : 修正回転数、 $N_M = \frac{NT_{A1D}}{T_{A1}}$ (N : 軸回転数)

ξ : 入口案内翼角度 (deg)

で与えられる。

式 (5.4.1), (5.4.2) より、空気圧縮機吐出空気温度 T_{A2} は、4.3章の (4.3.2) 式により求まる。

空気流量を G_{CA} (g/sec) とすると空気圧縮機駆動トルク L_c (kgm) は、

$$L_c = \frac{60 \cdot 426.9}{1000 \cdot 2 \pi N} (H_{A2} - H_{A1}) G_{CA} \quad \dots\dots\dots (5.4.4)$$

ただし、 H_{A1} : 吹込空気の顕熱 (kcal/sec)

H_{A2} : 吐出空気の顕熱 (kcal/sec)

吐出空気の一部は、空気吹き石炭ガス化複合発電の場合には、ガス化剤としてガス化炉に供給するために空気圧縮機出口より一部圧縮空気を抽気する。最近の酸素吹き石炭ガス化複合発電でも、酸素製造動力低減のため酸素製造設備へ抽気空気を供給している。残りの空気のさらに一部は、タービン翼の冷却用空気として抽気される。よって、燃焼器空気量 G_{CCA} 、翼冷却空気 G_{BCA} は、それぞれ

$$G_{CCA} = (1 - \phi_B) (G_{CA} - G_{AC}) \quad \dots\dots\dots (5.4.5)$$

$$G_{BCA} = \phi_B (G_{CA} - G_{AC}) \quad \dots\dots\dots (5.4.6)$$

ただし、 ϕ_B : 翼冷却空気割合

G_{AC} : ガス化炉用抽気

ii) 燃焼器

発電用大容量ガスタービンの燃焼器には、多缶式と単(複)缶式がある。ここでは、多缶式を想定している。ガスタービンの燃焼器は、数msecの間に、燃料を完全に燃焼させ、しかも NO_x の生成量を極力減らす必要がある。

特に、石炭ガス化ガスは低カロリーである上、燃焼速度の遅いCOが主成分となっている。そのため天然ガス用の燃焼器に比べて、燃焼器筒を大型にする必要がある。また、 NO_x の原因となるアンモニアを多量に含んでいるため、2段燃焼等の低 NO_x 燃焼技術を用いる必要がある。

ここでは、図5.4.3に示すような燃焼器モデルを用い、燃焼器内燃焼ガスの動的モデリングを行なった。多缶型燃焼器は、外筒と呼ばれる空気室の中に10~18缶の内筒が放射状に入っており、内筒部根元にあるノズルより、空気と燃料を内筒部に供給する構造となっている。内筒内部には、燃焼により高温ガスが発生するので内筒は、壁面に設けられた多数の細孔から空気を流すことで冷却を行なっている。

外筒部の物質収支および気体の状態方程式より

$$\frac{d\rho_{cc1}}{dt} = \frac{1}{V_{cc1}} (G_{cc} - G_{cc1}) \quad (\text{kg/m}^3 \cdot \text{sec}) \quad \dots\dots\dots (5.4.7)$$

$$P_{A2} = R_A \rho_{cc1} T_{A2} \quad (\text{kg/cm}^2 \text{A}) \quad \dots\dots\dots (5.4.8)$$

ただし ρ_{cc1} : 外筒部空気の密度 (kg/m^3)

V_{cc1} : 外筒部の容量 (l)

R_A : 空気のガス定数

内筒部の物質収支および気体の状態方程式より

$$\frac{d\rho_{cc2}}{dt} = \frac{1}{V_{cc2}} (G_{cc} + G_{FL} - G_T) \quad (\text{kg/m}^3 \cdot \text{sec}) \quad \dots\dots\dots (5.4.9)$$

$$P_{G3} = R_G \rho_{cc2} T_{G3} \quad (\text{kg/cm}^2 \text{A}) \quad \dots\dots\dots (5.4.10)$$

ただし ρ_{cc2} : 内筒部燃焼ガスの密度 (kg/m^3)

V_{cc2} : 内筒部の合計容積 (1)

R_g : 燃焼ガスのガス定数

外筒から内筒へ流入する空気流量 G_{cc1} は,

$$G_{cc1} = k_{cc} (P_2^2 - P_3^2)^{1/2} \quad (\text{kg/sec}) \quad \dots\dots\dots(5.4.11)$$

ただし k_{cc} : 外筒から内筒への流路抵抗 (ノズル部, 内筒壁細孔)

次に, 燃焼器における燃焼効率を η_{cb} とすると, η_{cb} は, ガスタービン軸無次元回転数 N/N_D の関数で表される。

$$\eta_{cb} = f_{cb} (N/N_D) \quad \dots\dots\dots(5.4.12)$$

これにより, 内筒内燃焼ガスの熱収支より, 内筒出口燃焼ガス温度 T_3 は,

$$\frac{dT_3}{dt} = \frac{1}{C_{PG} \rho_{cc2} V_{cc2}} \{ G_{cc1} \int_{TA0}^{TA2} C_{pa} dT + G_{FL} \left(\int_{TA0}^{TFL} C_{pa} dT + \eta_{cb} \cdot G_{FL} \right) - G_T \int_{TA0}^{TG3} C_{pa} dT \} \quad \dots\dots\dots(5.4.13)$$

で表される。

$$\text{ただし } C_{cc2} = C_{PG} \rho_{cc2} V_{cc2}$$

燃焼器出口で, タービン翼の冷却空気が全量, 燃焼ガスに混合するとして, 混合後の燃焼ガス温度 $T_{G3'}$ は,

$$T_{G3'} = \frac{C_{PG} G_T T_{G3} + C_{PA} G_{BC} T_{A2}}{C_{PG} \cdot G_T'} \quad \dots\dots\dots(5.4.14)$$

$$\text{ただし } G_T' = G_T + G_{BC}$$

iii) タービン

タービンは, 楕円法則に導うとすれば, タービン圧力比を $\pi_T = P_{G3}/P_{G4}$ として, タービン燃焼ガス量 G_T' は, 次式で与えられる。

$$G_T' = G_{TD} \cdot k_T \cdot \frac{P_{G3}}{T_{G3'}} \left(1 - \frac{1}{\pi_T^2} \right)^{1/2} \quad (\text{kg/sec}) \quad \dots\dots\dots(5.4.15)$$

タービン出口燃焼ガス温度 T_{G4} は, 第 4. 3 章の (4.3.9) 式により求まる。

速度比 ν を次式で定義すると, タービンの断熱効率 η_{adT} は, ν の関数で与えられる。

$$\nu = \frac{N (T_{G3D'} - T_{G4D})}{N_D (T_{G3'} - T_{G4})} \quad \dots\dots\dots(5.4.16)$$

$$\eta_{adT} = \eta_{adTD} \cdot f_{adT} (\nu) \quad \dots\dots\dots(5.4.17)$$

このときタービン軸駆動トルク L_T は,

$$L_T = \frac{60}{1000 \cdot 2 \pi N} G_T' \int_{TG4}^{TG3'} C_{PG} (T) dT \quad (\text{kgm}) \quad \dots\dots\dots(5.4.18)$$

となる。

iv) ローターの運動方程式

次にタービンのロータの運転方程式を, 発電機が系統に併列されているとして求める。

ロータ回転数の偏差率を n とすると

$$n = \frac{N}{N_D} - 1 \quad \dots\dots\dots(5.4.19)$$

発電機駆動トルク率 τ_T は,

$$\tau_T = \frac{(L_T - L_c + L_s)}{L_{GD}} \eta_{GE} \quad \dots\dots\dots(5.4.20)$$

となる。ただし L_s : 起動モータの駆動トルク

L_{GD} : 発電機の定常時設計トルク

η_{GE} : 発電機効率 (0.985)

発電機出力トルク率 τ_G は, 発電機おくれ角を δ (rad) とすると

$$\frac{d\delta}{dt} = \left(\frac{2\pi}{60} \right) N_D \cdot n \quad \dots\dots\dots(5.4.21)$$

より

$$\tau_G = \frac{E_1 E_2}{X d' + X e} \sin \delta \quad \dots\dots\dots(5.4.22)$$

で与えられる。(解列時 $\tau_G = 0$)

ただし E_1 = 発電機電圧 (1.2)

E_2 = 系統電圧 (1)

X_d' = 過度リアクタンス (0.4)

X_e = 系統リアクタンス (0.2)

以上よりロータの運転方程式は,

$$2H \frac{dn}{dt} + Dn = \tau_T - \tau_G \quad \dots\dots\dots(5.4.23)$$

となる。ここでロータの発電機を含めた慣性Hは,

$$H = \frac{1.3708 \times 10^{-6} \cdot (GD^2) \times ND^2}{MVA} \quad \dots\dots\dots(5.4.24)$$

ただし $GD^2 = 4\rho \cdot I$ (Tm²)

MVA = 発電機定格容量 (MVA)

D = 制動係数 (20)

これより、発電機電気出口 P_{GE} は

$$P_{GE} = \frac{\rho}{1000} L_{GD} \tau_G \left(\frac{2\pi}{60} \right) n \eta_{GE} \quad (kW) \quad \dots\dots\dots(5.4.25)$$

ただし η_{GE} : 発電機効率

タービンの単体熱効率 η_{GT} は

$$\eta_{GT} = \frac{P_{GE} \times 10^3}{4.1868 \cdot G_{FL} \cdot Q_{FL}} \quad (\%) \quad \dots\dots\dots(5.4.26)$$

で求められる。

v) 空気昇圧機

ガス化炉用空気は、所定の圧力まで加圧する必要がある(炉内圧 + 5 kg/cm²)、加圧動力を低減するために、ガスタービン圧縮機より空気を抽気し、中間冷却した後空気昇圧機により再度昇圧する。

空気昇圧機の吐出空気温度 T_{AB} と、駆動力 P_B は、圧力比を $\pi_B = P_A / P_2$

とすると、第4.3章の(4.3.11)、(4.3.12)式により求まる。

部分負荷時には、空気昇圧機の流量は、ガス化炉の要求量に絞る必要がある、一部の空気を低圧側にバイパスさせる。

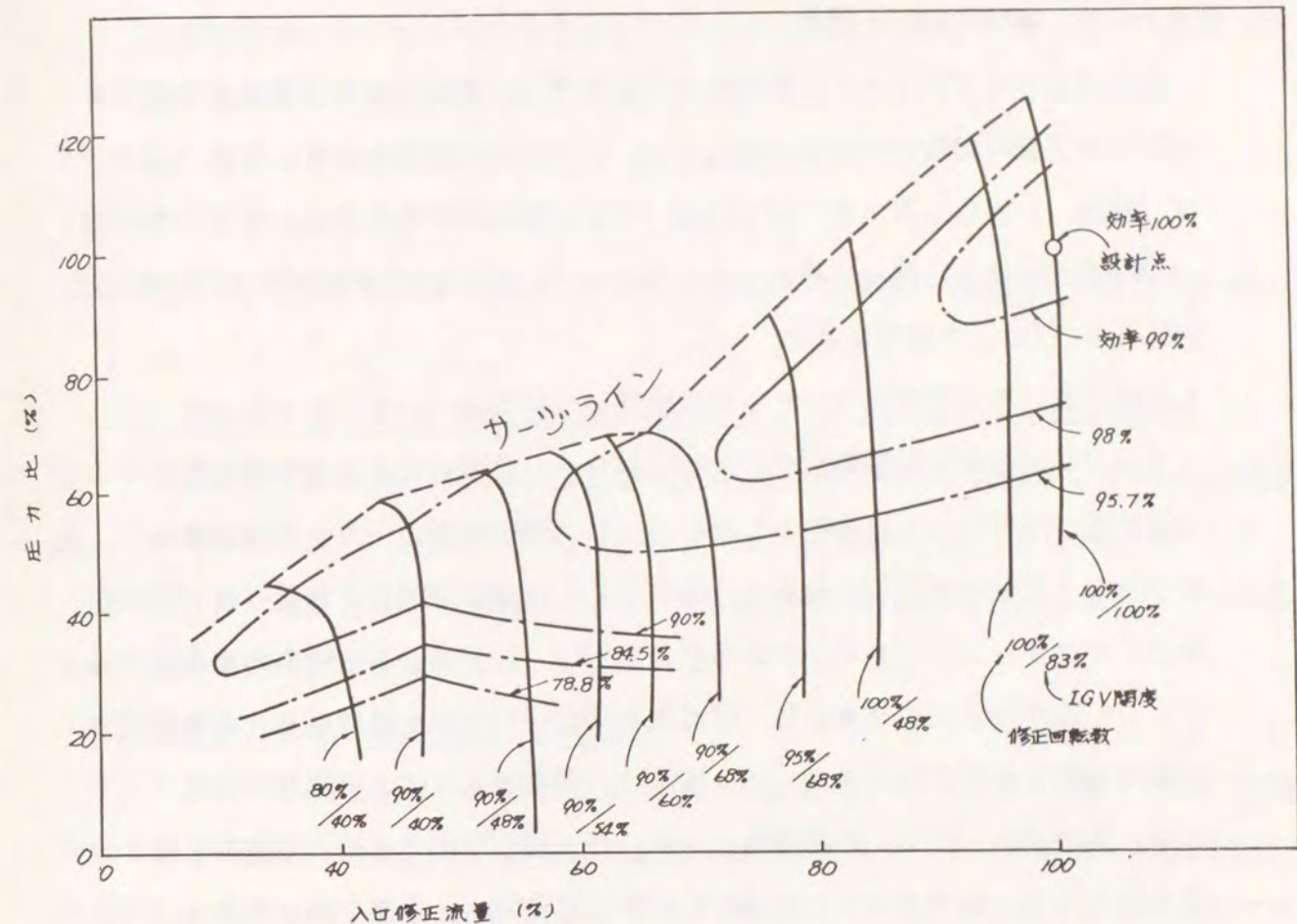


図5.4.1 軸流圧縮特性曲線例

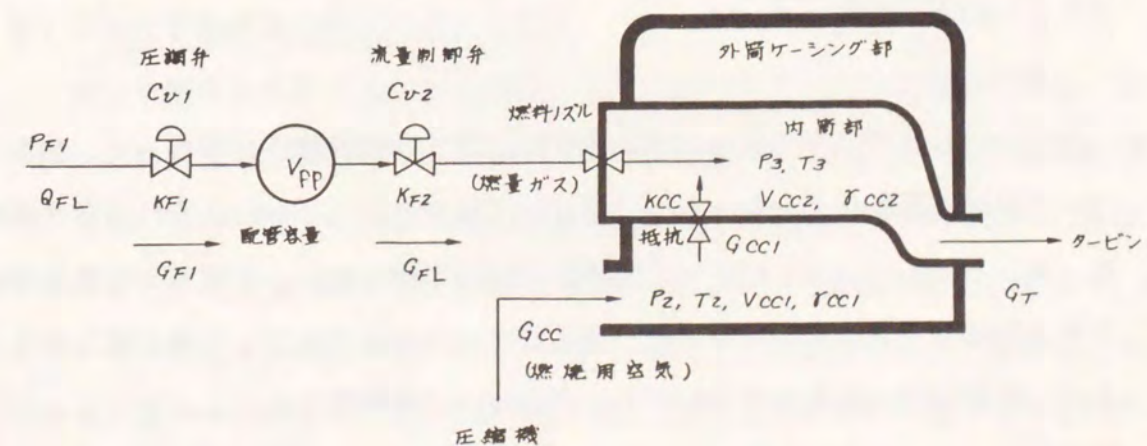


図5.4.2 燃焼器モデル

3) ガスタービン動特性解析と考察

以上のようなガスタービン動特性モデルを用い、動特性解析装置によりガスタービン単体運転時の動特性解析を行なった。以下にその結果を示す。なお、本モデルは、軽油、LNG、ガスタービンにおいて十分検証済であるため、モデルと実機との動特性比較による検証は行わないこととした。図5.4.5に本動特性モデル概念図、図5.4.6にブロック線図を示す。

i) わが国における大型ガスタービンの動特性について

ガスタービンの動特性解析を行なうにあたり、必要となる各種特性定数についての調査検討を行なった。対象としたのは、わが国の重電メーカーが技術導入し、製作を行なっている米国WH社系（三菱重工）、および米国GE社系（日立製作所、東芝）ガスタービンである。設計思想としては、各方式ともに従来の産業用ガスタービンの既存モデルを基本とし、高温化を行なってきたものである。また石炭ガス化複合発電システム用ガスタービン技術は、前述のように、石炭ガス化ガス（ダーティ、低カロリーガス）用燃焼器と、タービン翼を開発することで対応しようとするものである。ガスタービンの分野での研究開発は、しのぎを削って盛んに行なわれており、その結果、国内重工各社間で、燃焼器、翼冷却方式などで各方式の差異が生じている。電力中央研究所では、1300℃級低NO_x金属燃焼器の研究、1500℃級セラミック燃焼器の研究を行ない、独自の燃焼器を開発している。

現在、各社とも1300℃、20万kW級ガスタービンの開発をほぼ終了している。

表5.4.1にパイロットプラント用12.5MWガスタービンと、200万kW級大容量ガスタービンの諸定数を示す。

次に、GE系ガスタービンの単体運転における動特性解析を行なった。なおガスタービン単体運転シミュレーションにおいてはガスタービンの応答は非常に速いため、本シミュレーションはすべて実時間の10倍で行なった。石炭ガス化複合発電システム全体シミュレーションでは、高速型コントロールモジュールを導入するとともに、演算時間の高速化のための工夫を行ない、実時間でのシミュレーションを可能とした。ここでは非線形の特性はそのままとし、圧縮機の動作曲線についても2次元の線形補間を行なっている。

動特性解析を行なった計算条件を以下に示す。

- 1) 燃料ガス流量の10%増加 (図5.4.5)
- 2) 燃料ガス発熱量の10%増加 (図5.4.6)
- 3) ガス化炉抽気空気の10%減少 (図5.4.7)

ただし、それぞれの変化量は、弁特性を考慮して、1秒の一次遅れを持たせている。

i) 燃料ガス量の変化に対する応答

燃料ガス量を10%増加させた場合（図5.4.5）、燃焼器出口温度は、ほとんど燃料の増加と同調して約80℃上昇し、ガスタービン発電機出力は、0.2～0.3秒おくれで、やや振動とながら25MW増加した。その応答は、きわめて速い。減少させる場合はその逆の応答を示す。

ii) 燃料ガス発熱量の変化に対する応答

燃料ガス発熱量を10%増加された場合（図5.4.6）も、燃料ガス量を増加した場合と同様に、燃焼器出口温度は約100℃上昇し、ガスタービン発電機出力20MW増加した。燃料ガス流量の増加と異なるのは、燃料ガス流量が変わらずに発熱量だけが変化するので、燃焼器内のガスの熱容量は変化しないために燃焼器温度の上昇速度が大きくなる。

石炭ガス化炉と結合した場合には、燃料ガス量と、発熱量は同時に変化する場合が多く、燃料ガス発熱量が変化すると、タービン入口温度を制限値に押さえるために迅速に燃料ガス流量を制御する必要がある。

iii) ガス化炉抽気量の変化に対する応答

次に空気吹き石炭ガス化複合発電システム用ガスタービンの特徴である、ガス化炉への抽気量の変動に対する応答について検討を行なった。ガス化炉抽気を10%減少させた場合（図5.4.7）は、燃焼器温度が15℃、発電機出力が約4MWだけ増加したが、あまり大きな状態の変化は起こらなかった。ガス化炉側の応答に対して、ガスタービン側は十分速度が速いので、先行的なガス化炉抽気の変化に対して、ガスタービンは十分に対応できることがわかった。石炭ガス化複合発電システム用ガスタービンの制御は、給電指令（MWD）に対して、ただ燃料弁を制御するだけでは不十分であり、ガス化炉の状態、燃料ガスの性状を考慮した制御が必要となってくる。また、昇圧機の流量制御は、パイロットプラント用の小型のものでは、前記のとお

りガスバイパス制御, 実用プラント用の大型のもではモーターの回転数制御が考えられる。

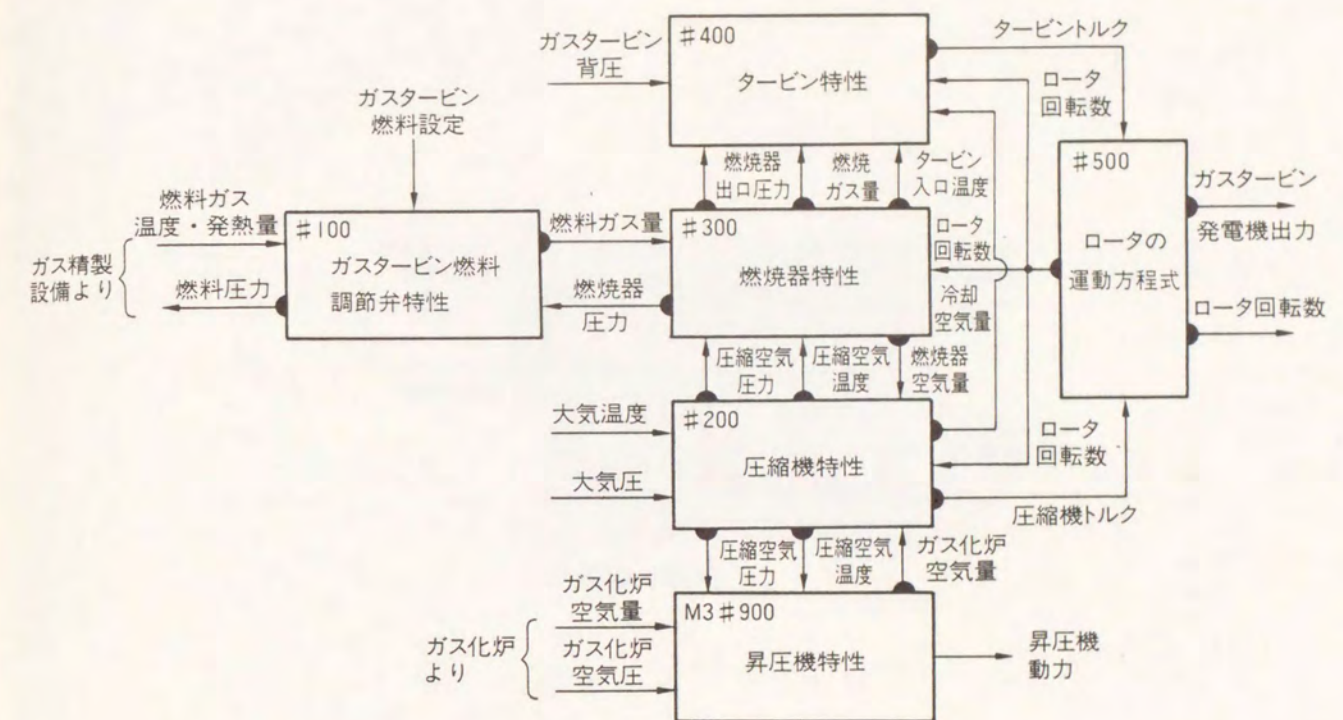


図5.4.3 ガスタービン動特性モデル概念図

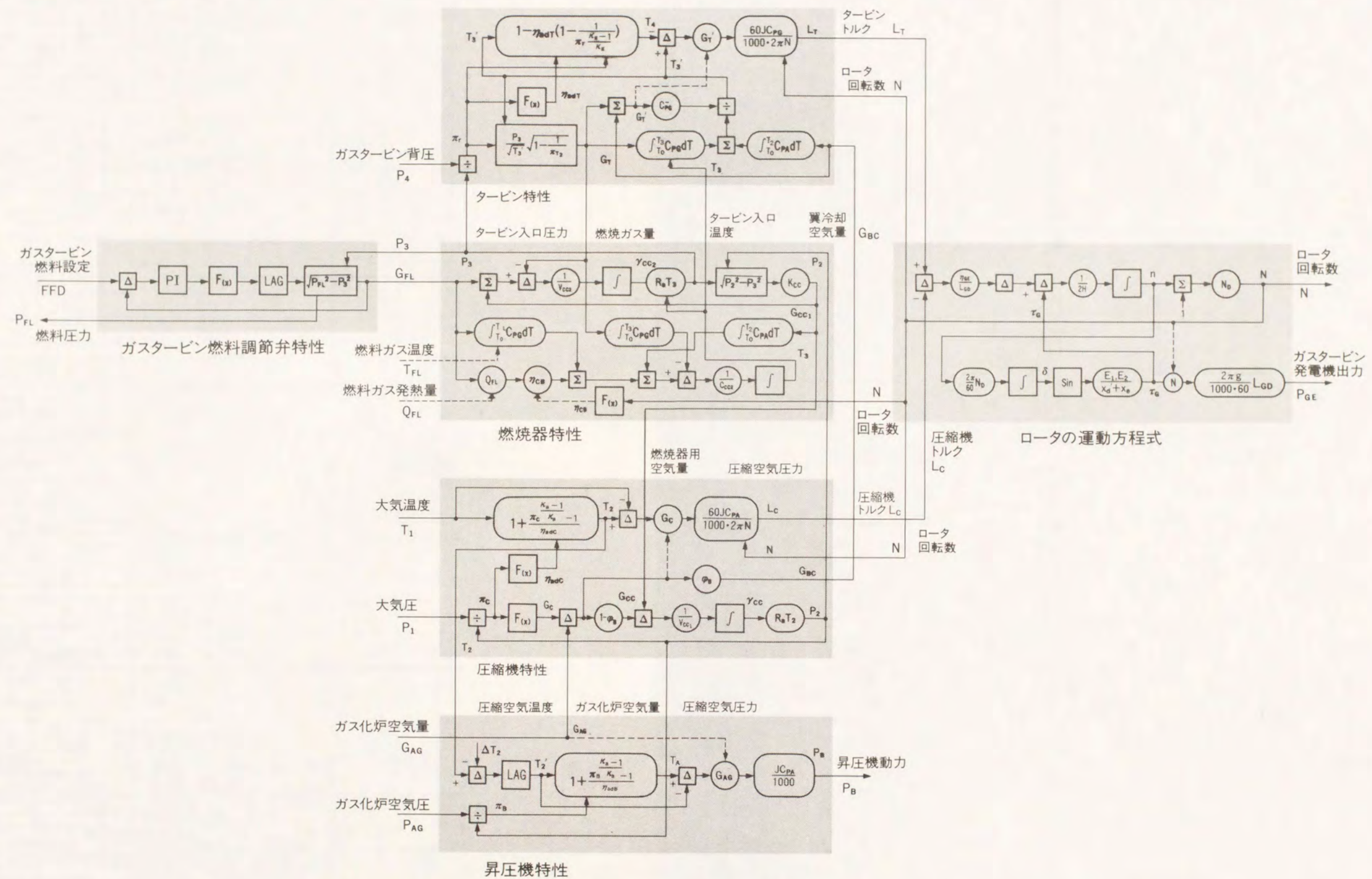


図5.4.4 ガスタービン動特性モデルブロック線図

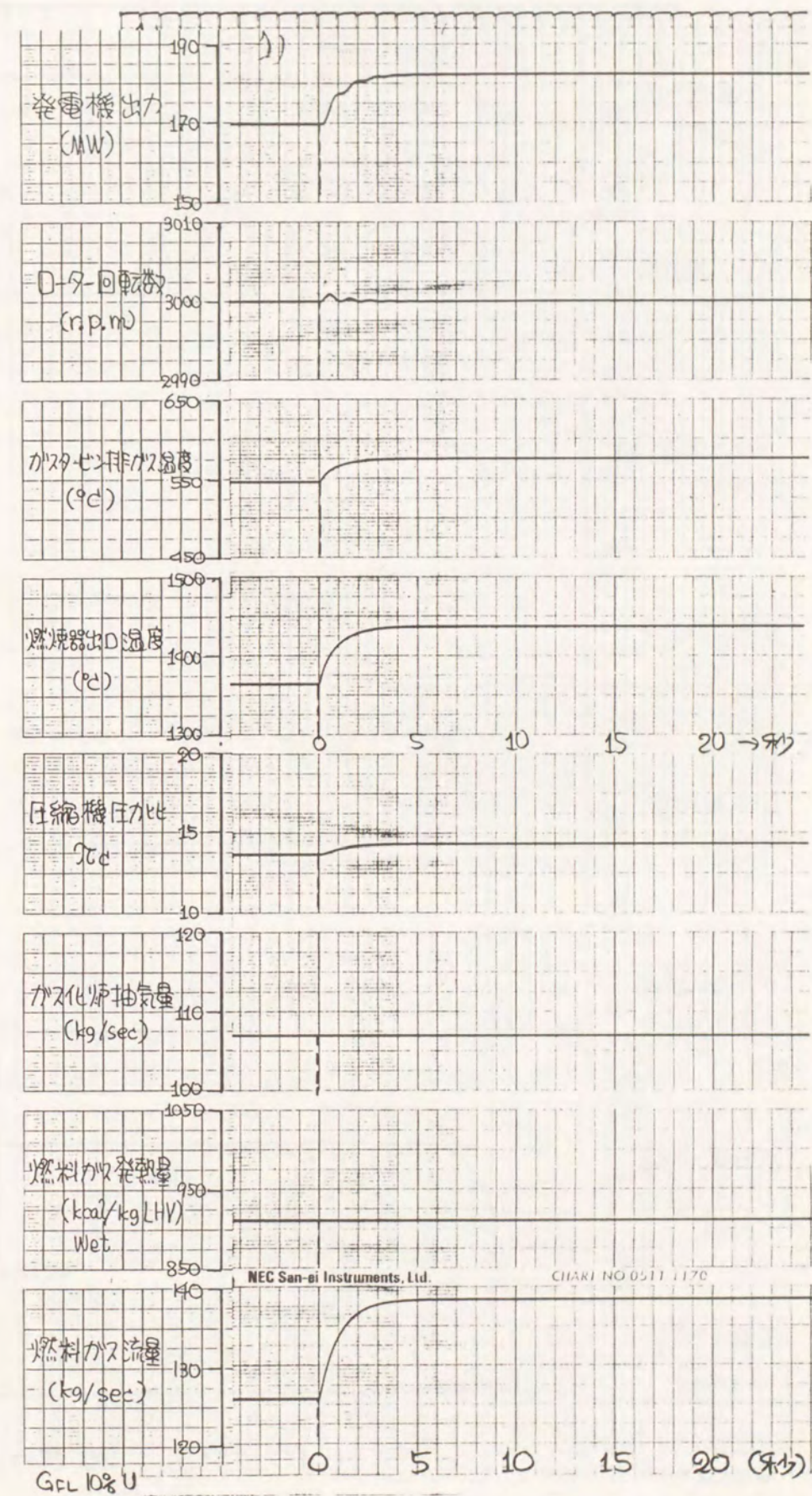


図5.4.5 燃料ガス流量を10%増加させた場合のガスタービンの過渡応答

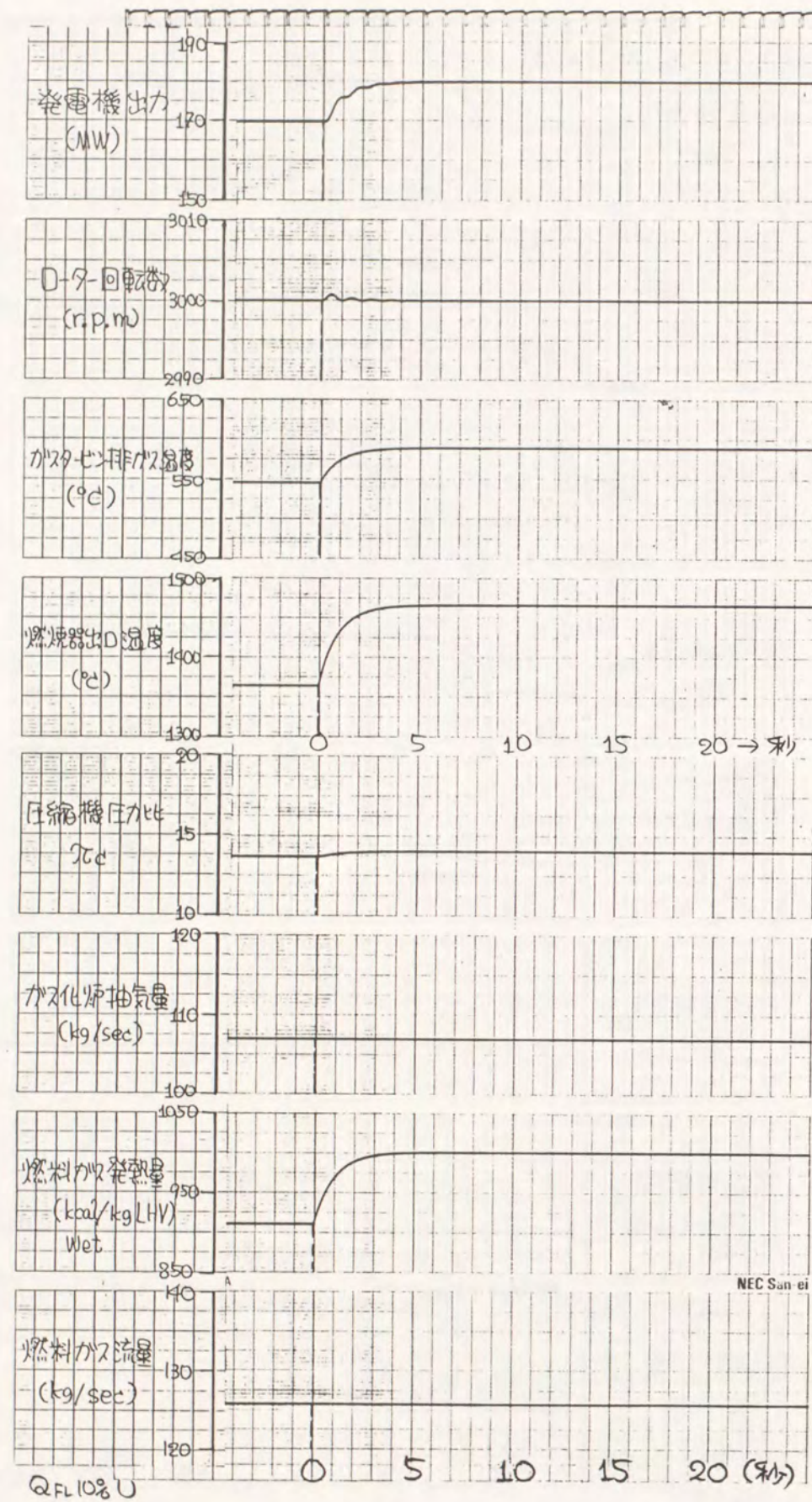


図5.4.6 燃料ガス発熱量を10%増加させた場合のガスタービンの過渡応答

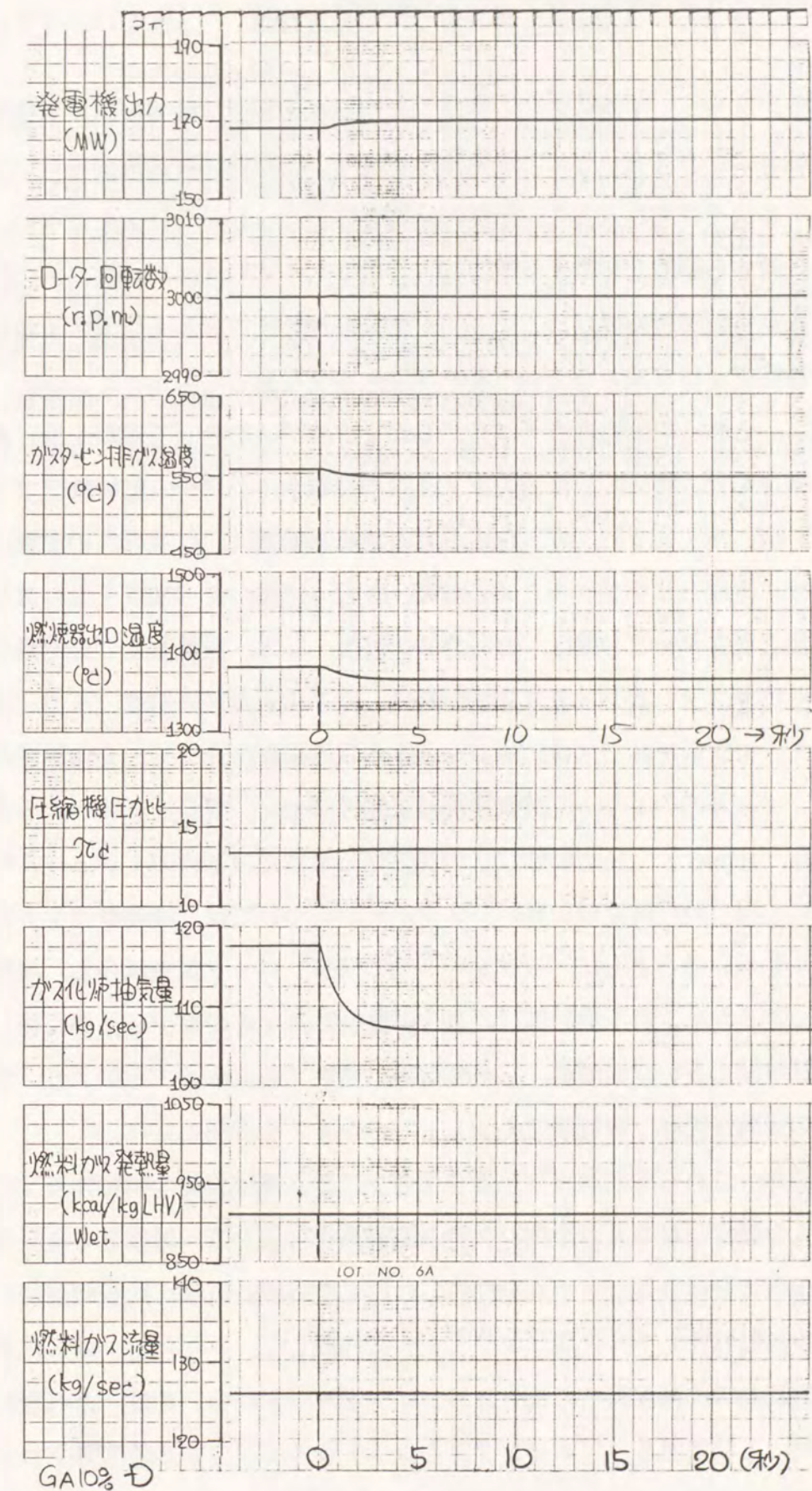


図5.4.7 ガス化炉抽気量を10%減少させた場合のガスタービンの過渡応答

5. 5 石炭ガス化複合発電全体システムの動特性

第5. 2～5. 4章において作成した空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉、ガス精製設備およびガスタービンの動特性モデルを、動特性解析装置の各コントロールモジュールにそれぞれ入力し、単体での動特性シミュレーションを行ない、各設備の入力に対する動的な挙動を確認した。(第5. 1章に述べた石炭ガス化複合発電システム動特性解析装置は、この3つの要素の動特性モデルを作成するために、3つの分散型デジタルコントロールモジュールを用意してある。)

次に、これらの動特性モデルを、モジュールバスを介して変数を受け渡すことにより結合した。図5.5.1に石炭ガス化複合発電全体システム動特性ブロック線図を示す。図に示すように、ガス化炉とガス精製設備間は、生成ガスの温度、圧力、流量、ガス組成とリサイクルガスの温度、圧力、流量、ガス組成を受け渡し、ガス精製設備とガスタービン間は、燃料ガスの温度、圧力、流量および発熱量を受け渡し、さらにガスタービンとガス化炉の間は、ガス化炉空気の温度、圧力、流量を受け渡した。モジュールバスは、モジュール内での演算に比べて、通信速度が遅いので(モジュール内の1ループ演算速度は最高で10msec、モジュールバスのデータ通信速度は、10msec)、圧力特性などの演算はできるだけ1つのモジュール内で行なうようにした。特に時定数の短いガスタービンについては、高速型コントロールモジュールを用いるとともに、モジュール内の演算ブロック数を減らし、演算ロードを少なくするため、昇圧機特性はガス化炉動特性モデルのモジュールに移した。また、演算時間の長い指数関数、三角関数等は関数で近似することにより、全体の演算時間の短縮を図り、実時間でのシミュレーションを可能とした。

最後に、これらの石炭ガス化複合発電システム構成設備の動特性モデルに、各設備の入力設定値を与える全体システム制御系を付加して、対象とする空気吹き石炭ガス化複合発電全体システムを作成した。(全体制御系は、比較的余裕のあるガス精製設備動特性モデルと同じモジュールに作成した。)ただし、ガス化炉内での空気流量制御等の操作部でのローカルフィードバックについては、それぞれのモジュール内に入れてある。(本デジタルコントロールモジュールの演算ブロック番号はできるだけ演算順に並べることが望ましい。)

さらに、状態表示部に、ガス化炉、ガス精製設備およびガスタービンの状態表示

画面を作成した。これは、各設備の主要な計算状態変数をグラフィック画面により表示するものである。(状態表示用パソコン側より通信ケーブルを介してコントロールモジュール内の変数を呼出して表示するためにモジュールにロードがかかるので、5秒毎に更新する。時定数の短いガスタービンの状態表示用には、高速演算型のパソコンを用いた。)次章の図6.2.1～図6.2.3に状態表示画を示す。

なお、本研究においては、ガス化炉からガスタービンへ至る加圧ガス系の動特性と制御に注目し、ガス化反応、ガスの圧力流量特性に比べて、十分に時定数の長い蒸気系の伝熱特性については省略した。(大容量システムになる程、ガス化炉における蒸気系への伝熱量の割合は小さくなる傾向にある。)

次章より、本動特性モデルによる全体システムの負荷制御について検討を行なう。

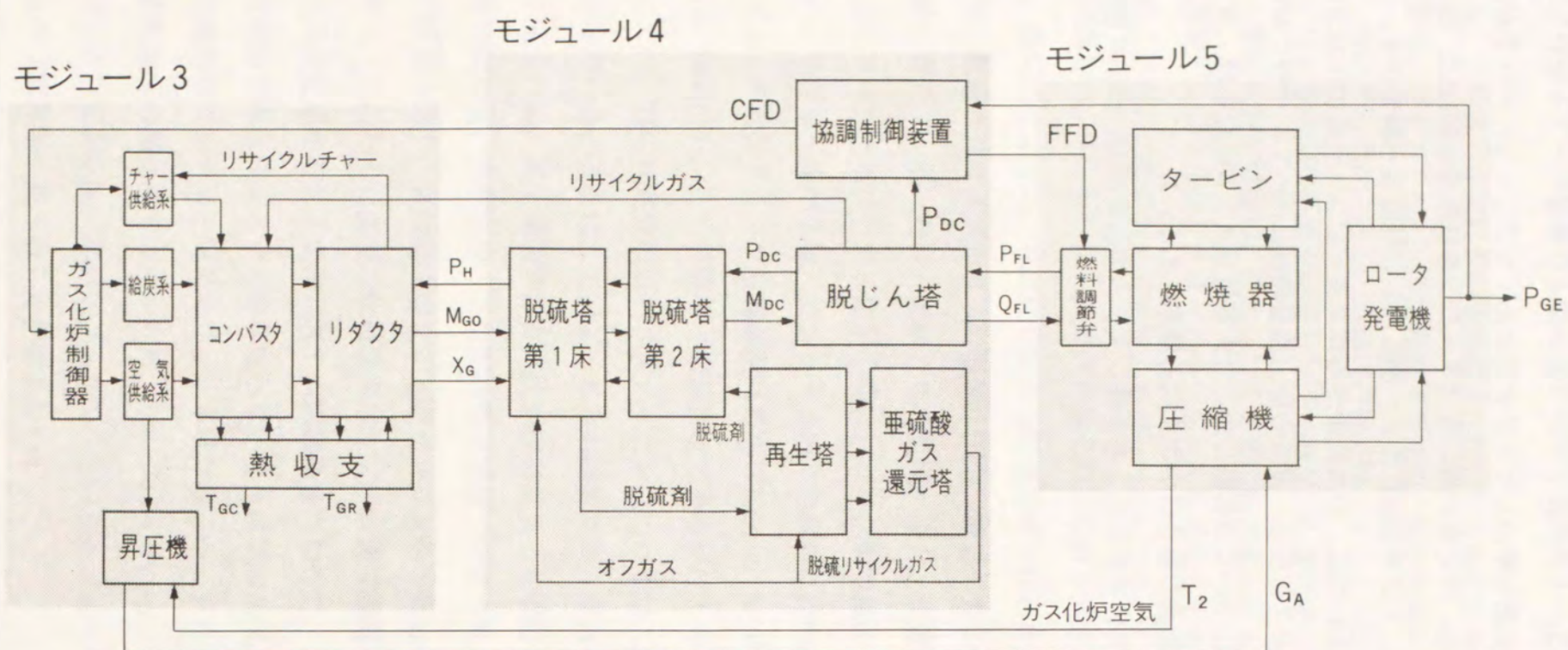


図5.5.1 石炭ガス化複合発電全体システム動特性ブロック線図

第6章 石炭ガス化複合発電システムの協調制御

6. 1 石炭ガス化複合発電システムの協調制御方式

1) 石炭ガス化複合発電システム制御の基本的思想

石炭ガス化複合発電システムは、前章で検討したとおり、石炭をガス化し、ガスタービン用燃料に変換するガス化炉、生成ガス中のばいじん・硫黄化合物を除去するガス精製設備および、ガスタービンと排熱回収蒸気サイクルによる複合発電設備の大別して3つの主要設備より構成される。またそれぞれの設備間で、生成ガス、空気および熱の受け渡しがある。

そこでこのような複雑な発電システムを安定に制御し、同時に迅速な負荷変動に対応するためには、全体で協調のとれた制御系の構築が不可欠である。本章では、前章で作成した動特性モデルを用いて動特性シミュレーションによる全体システム制御系の検討を行なった。

本システムの制御を行なうに当たっての基本的な要求は、

i) ガスタービンの負荷に合ったガス化炉生成ガス量の制御

ii) 加圧ガス系の圧力の制御

であり、両者は動特性により密接に関係している。すなわち、ガスタービンの消費量がガス化炉生成ガス量のバランスが合わない場合は、加圧ガス系の圧力が変動する。

この関係は従来のボイラー蒸気タービン発電システムの、ボイラにおける蒸気発生量と蒸気タービン負荷との関係に相当するため、次のような従来制御系の2つの制御思想が、本発電システムの制御に対しても適用できると考えられる。ただしガス系は蒸気系と異なり、熱の受け渡しの他に、ガス組成（発熱量）が問題となる点に十分留意する必要がある。

2) ガス化炉リード制御

ガス化炉リード制御は、ボイラー蒸気タービン発電システムの制御におけるボイラリード制御に相当するものであり、ガスタービン発電機の出力と出力要求信号(MWD)との偏差で、ガス化炉の給炭量(CF)および空気供給量(AF)を増減させ、ガス化炉の生成ガス量を先に制御する方式である。ガスタービンの負荷は、これによって生じる系内圧力偏差で、燃料ガス流量調節弁が開閉することにより制御される。図6.1.1にガス化炉リード制御の概念図を示す。

ガス化炉リード制御は、ガスタービン負荷を変化させるのに、ガス化炉への入力より順次変化させる制御であるため、ガス化炉に対しては安定性が良いが、反面負荷応答性は低い。

3) ガスタービンリード制御

ガスタービンリード制御は、ボイラー蒸気タービン発電システムの制御におけるタービンリード制御に相当するものであり、ガスタービン発電機出力とMWDの偏差で直接、ガスタービンの燃料ガス流量調節弁によりガスタービンに供給する燃料ガス流量(FF)を増減させ、ガスタービンの負荷を先に制御する制御方式である。ガス化炉の負荷(CFとAF)は、これによって生じる系内圧力偏差で制御される。図6.1.2にガスタービンリード制御の概念図を示す。

ガスタービンリード制御は、ガスタービン負荷を直接変化させるので負荷応答性は高いが、急峻な負荷変化要求に対しては、ガス化炉の運転が不安定となる危れがある。

4) ガス化炉-ガスタービン協調制御

従来のボイラ蒸気タービン制御においては、基本的には1)、2)のどちらかの制御方式をベースとしながら、負荷に対する操作量を先行的に与える等の制御を付加している。ここでは、ガス化炉-ガスタービン協調制御方式と呼ぶこととする。図6.1.3にガス化炉ガスタービン協調制御方式の概念図を示す。

ガスタービンリード制御において、ガス化側と同時にガスタービン負荷に対応したCFとAFの要求信号を与えるものである。

ガス化炉-ガスタービン協調制御は、ガスタービンの負荷変化要求に対し、ガス

タービン負荷を直接変化させると同時に、先行信号をガス化炉負荷(CFとAF)を与えることにより、系内の圧力変動を極力押さえようとするものである。

5) 負荷フィードフォワード協調制御

本制御方式は、ガスタービンリード制御をベースとし、ガス化炉側に要求負荷に対するガス化炉の入力(要求負荷に必要な給炭量、空気供給量を、システムの熱・物質収支式より計算し、先行信号を与えるものである。そのため、3)のフィードバックをベースとした協調制御に比べて、負荷帯によるシステムの動特性の差異、炭種による動特性の差異等に対する適応性の高い制御方式と考えられる。

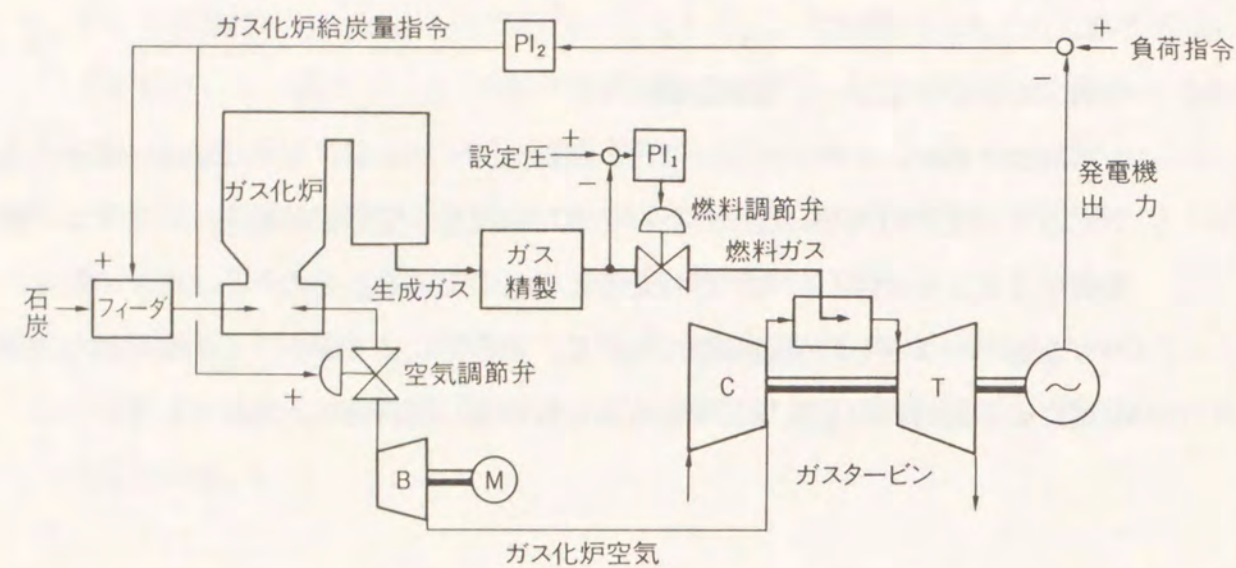


図6.1.1 ガス化炉リード制御方式概念図

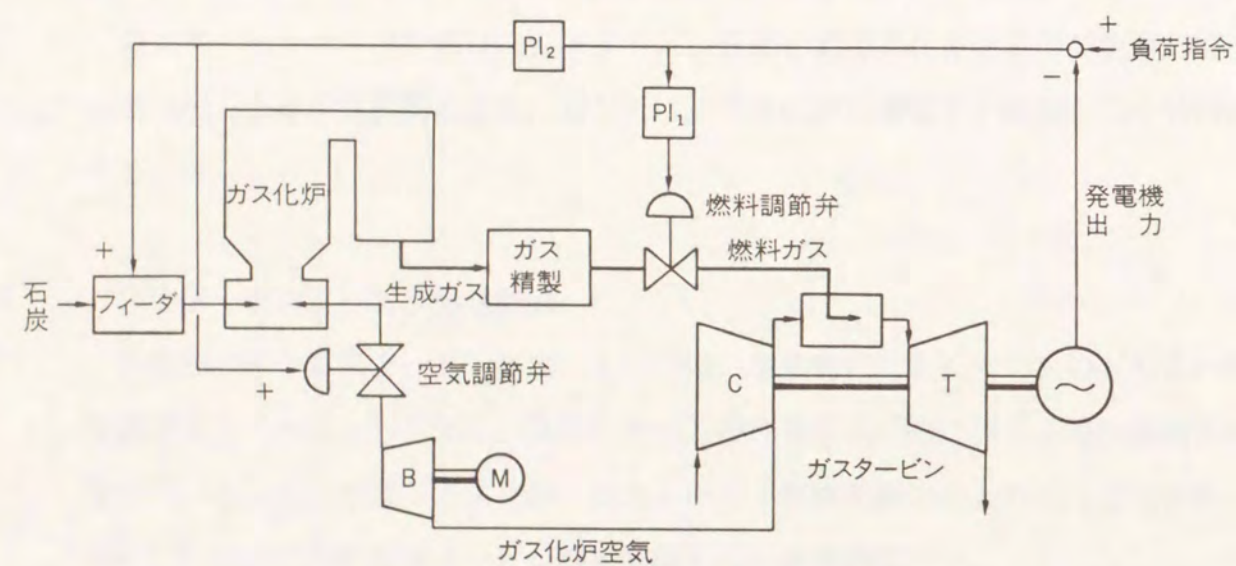


図6.1.2 ガスタービンリード制御方式概念図

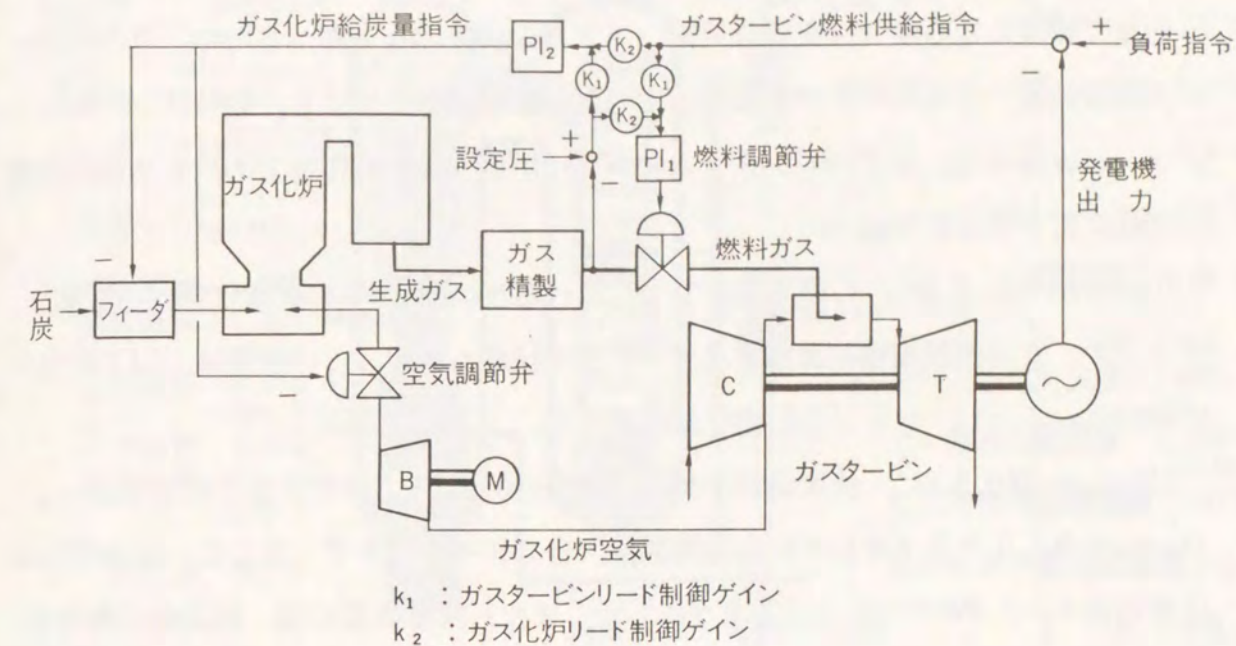


図6.1.3 ガス化炉-ガスタービン協調制御方式概念図

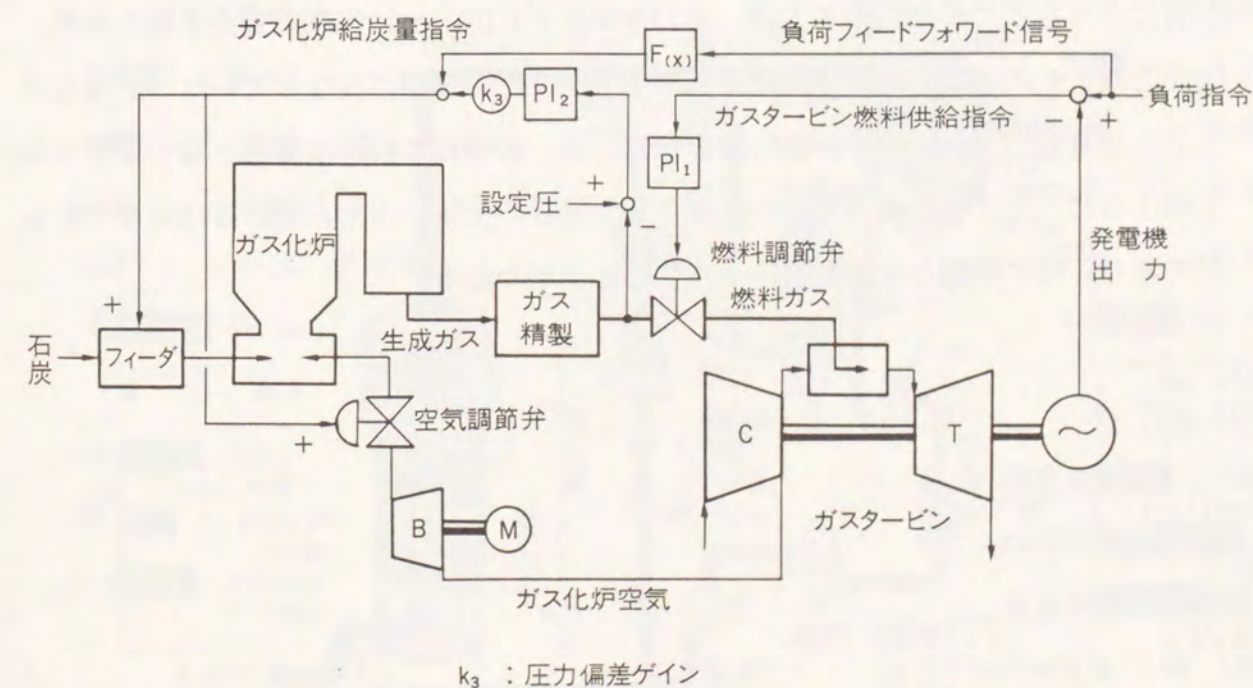


図6.1.4 負荷フィードフォワードによる協調制御方式概念図

6. 2 石炭ガス化複合発電システムの開ループ応答

1) 給炭量変化に対する開ループ応答

前章で検討した石炭ガス化複合発電システムの過渡応答を調べるため、ガス化炉-ガス精製設備-ガスタービンを連結して、動特性解析装置により、動特性シミュレーションを実施した。まず、本システムのガス化炉側での主操作量であるガス化炉給炭量変化に対する応答を調べた。

図6.2.1～図6.2.3に、C炭（表3.3.2）における100%負荷での定常状態におけるガス化炉、ガス精製設備およびガスタービンの状態を示す。この状態は、以下の全ての動特性シミュレーションの初期状態に選んだ。

図6.2.4～図6.2.6に、給炭量指令を100%から10%減少させたときの応答を示す。コンバスタ、リダクタそれぞれの給炭量は、C/Rを4/6で一定とし、空気供給量は空気比 $\lambda=0.456$ で一定となるようにした。また、実給炭量には、給炭系の特性として20sec一次遅れを入れている。空気供給系は、流量制御を行なっている。ガスタービン燃料調節弁は一定開度としている。

上図より、給炭量指令のステップ変化のあと、コンバスタ温度が約20℃程度減少し、

生成ガス流量は給炭量・空気流量の変動後、緩やかに減少し約20秒後には、12.12 kg/secより10.96kg/secに約90%となった。発熱量は、給炭量と空気流量のアンバランスにより初期にやや変動するが、その後30秒で1,020kcal/m³Nで安定する。系内の圧力はその後約1.2kg/cm程度低下するが、圧力制御は行なっていない。ガスタービン発電機出力は、約5秒後に減少しはじめ、90秒後に約83%負荷となり整定した。このように、ガス化炉側の入力を変化させた場合の全体システムの応答は緩やかなものであり、特に問題となる挙動は示さないことがわかる。

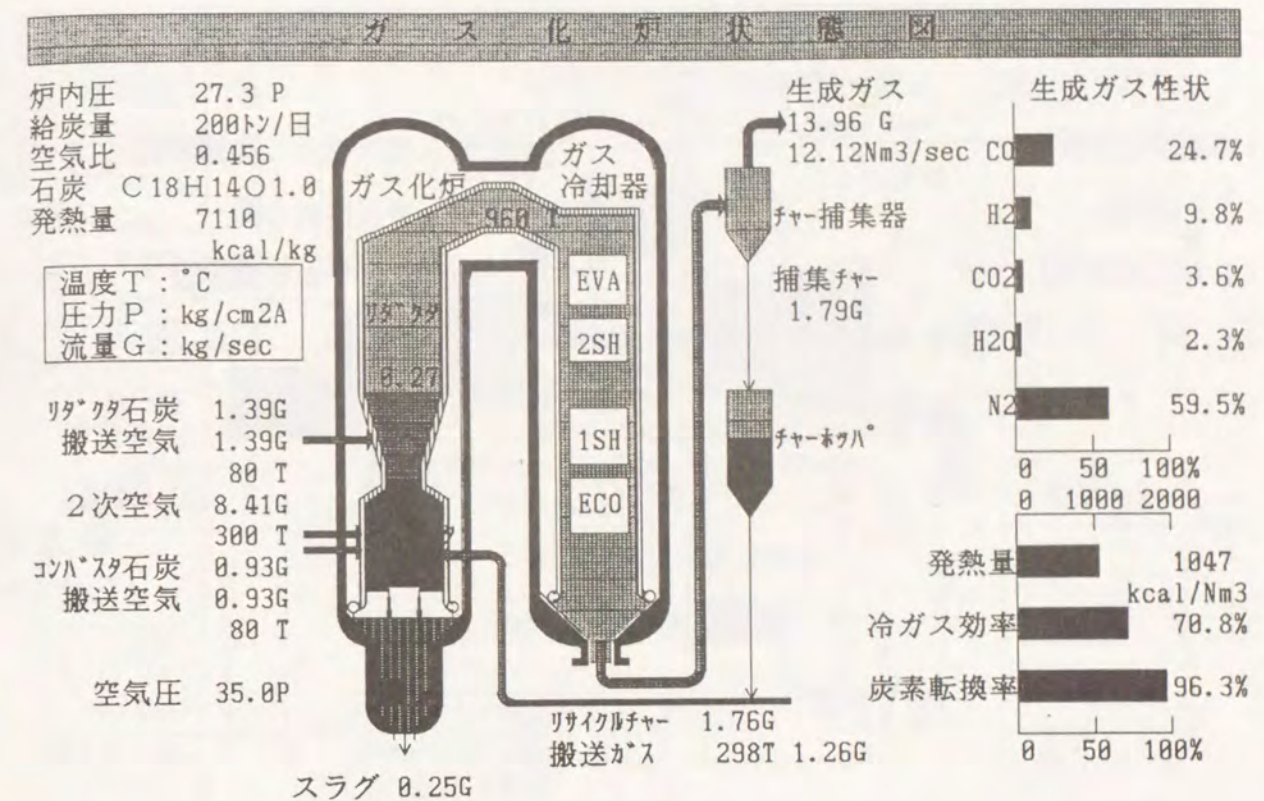


図6.2.1 100%負荷でのガス化炉の定常状態

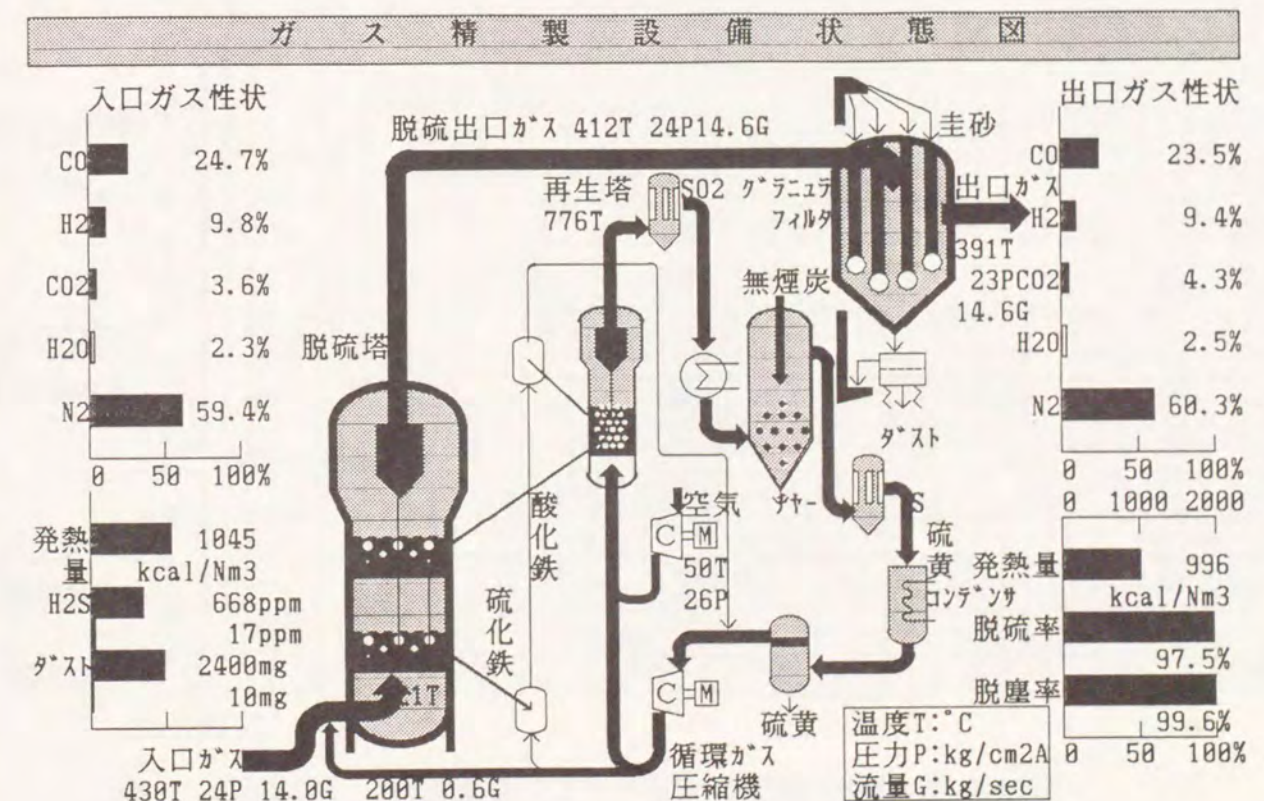


図6.2.2 100%負荷でのガス精製設備の定常状態

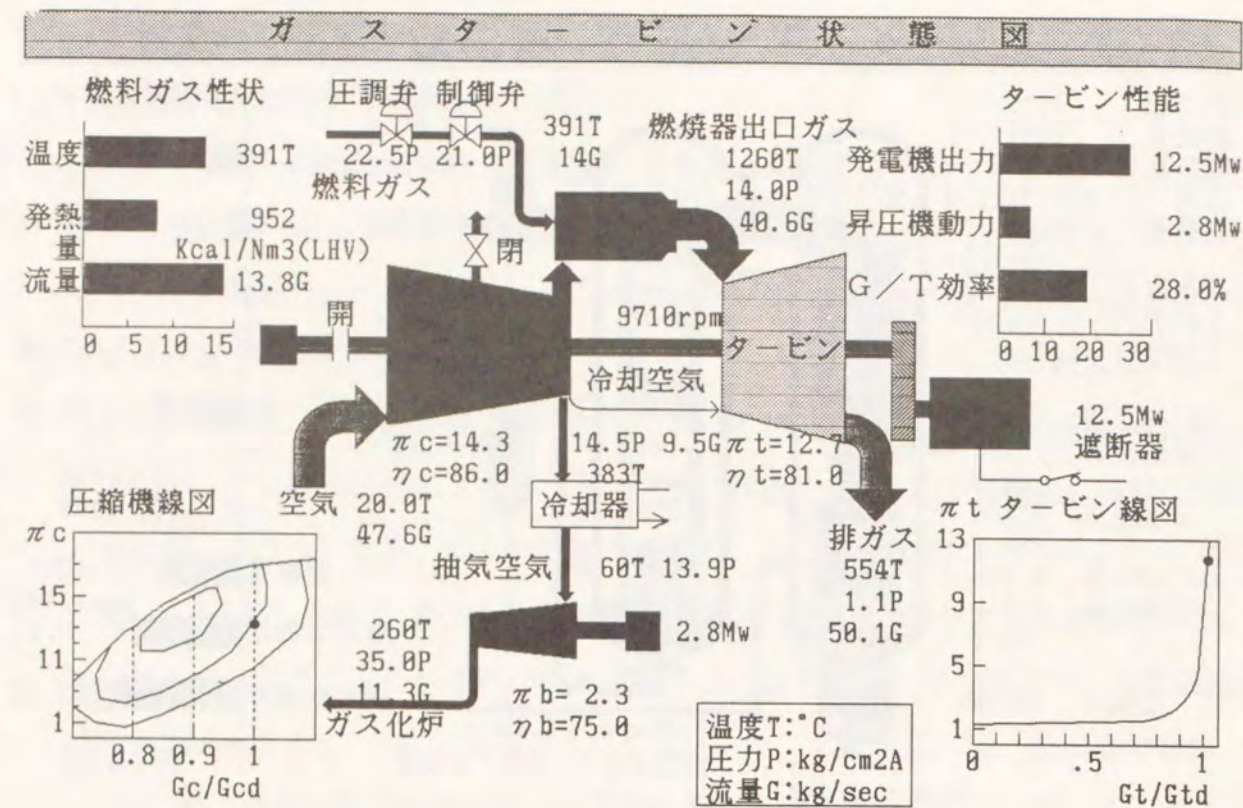


図6.2.3 100%負荷でのガスタービンの定常状態

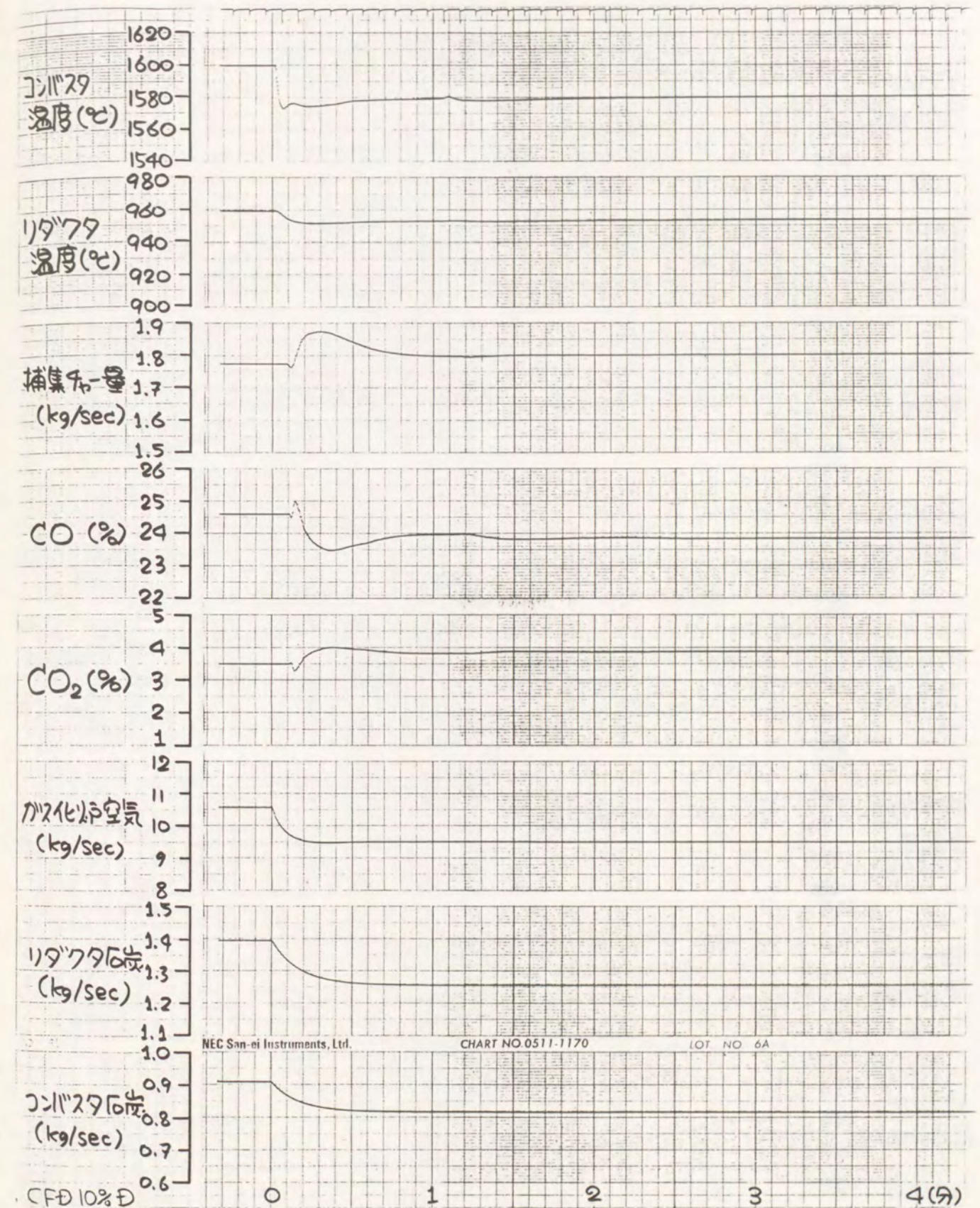


図6.2.4 給炭量減少に対するガス化炉の開ループ応答

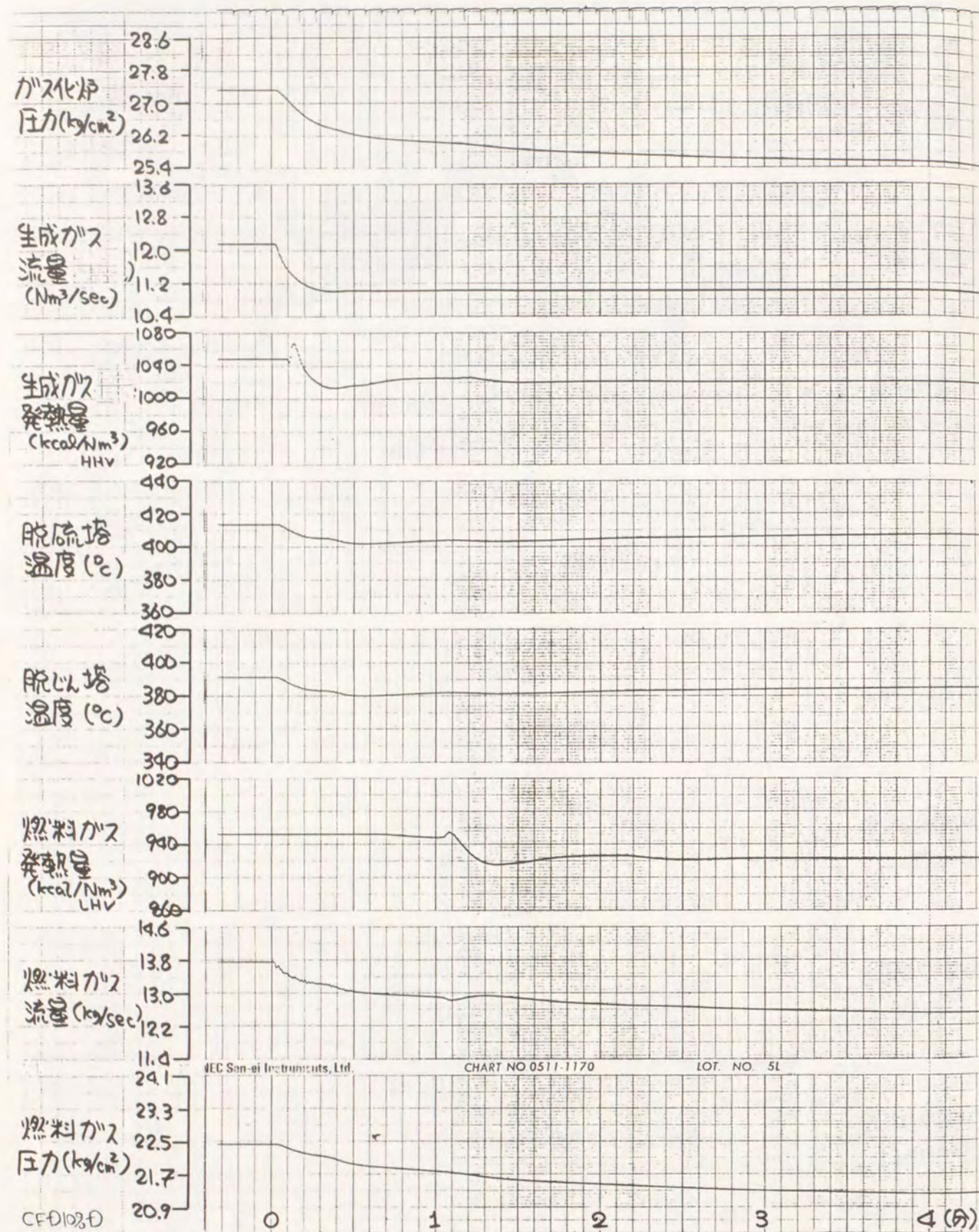


図6.2.5 給炭量減少に対するガス精製の開ループ応答

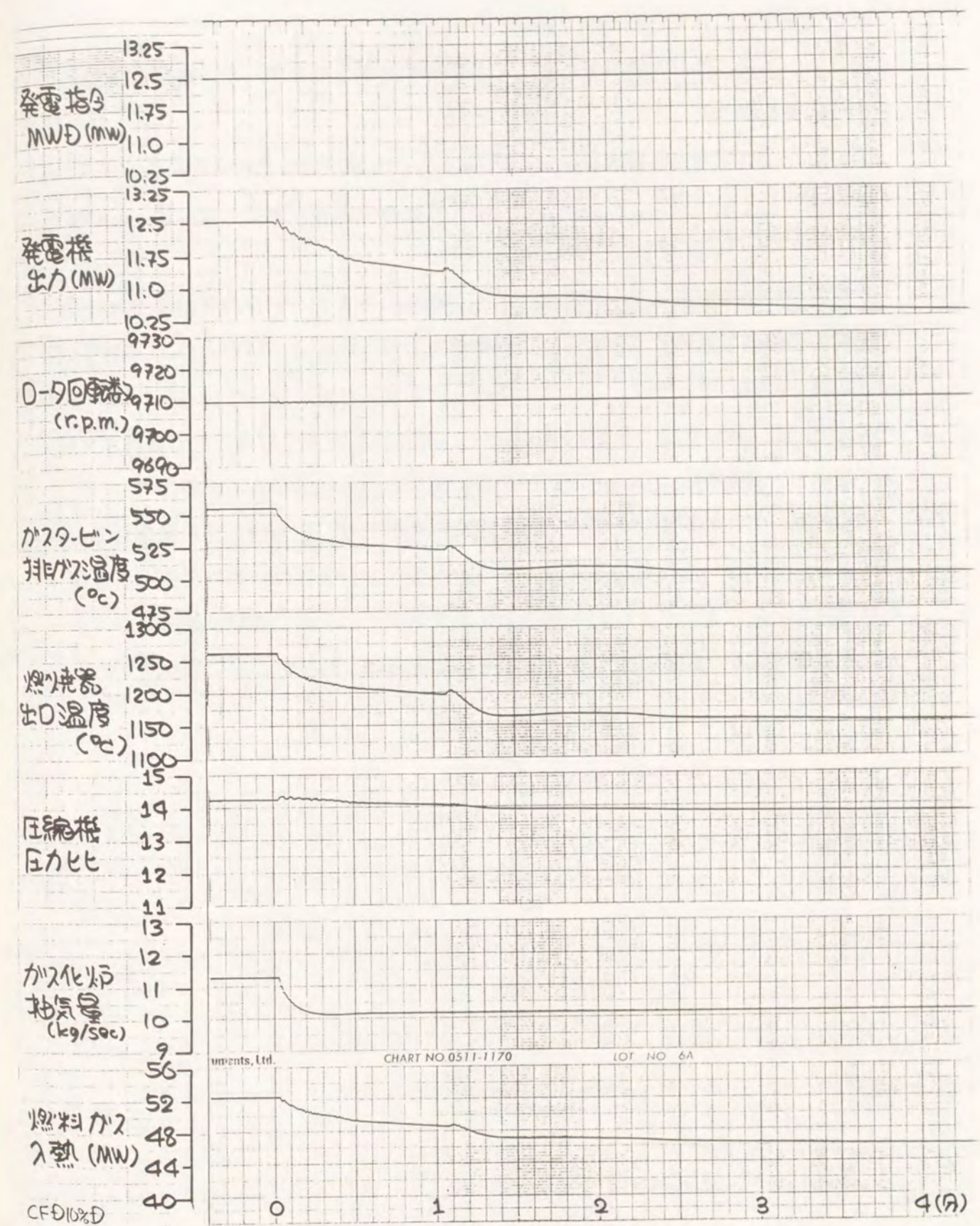


図6.2.6 給炭量減少に対するガスタービンの開ループ応答

2) 燃料流量変化に対する開ループ応答

次に本システムのガスタービン側での主操作量であるガスタービン燃料流量変化に対する応答を求めた。

図6.2.7～図6.2.8に燃料流量指令を100%から10%減少させたときの応答を示す。本動特性シミュレーションにおいては、ガス化炉側の入力を全て一定に保って行なった。

まず燃料流量指令のステップ変化のあと、直ちにガスタービンの燃焼器出口温度が1260℃から約10℃低下するとともに、発電機出力が定格の12.5MWより、一時的に12MWに減少した。その後は、ガス化炉側の入力を全て一定に保っているために、燃料ガス圧力が22.5kg/cm²より0.3kg/cm²上昇し、弁差圧が大きくなることで燃料ガス流量が増加し、発電機出力は、非常に緩やかに定格出力の12.5MWに戻る。

すなわち、ガス化炉側の入力を定格に保った状態では、燃料調節弁を操作しても一時的には、ガスタービン負荷を変化させても、2～3分後には、系内の圧力が変化した状態でもとにもどることがわかる。よってガスタービン側の燃料調節弁はガスタービン発電機出力を一時的に変化させることはできるが、持続性のない操作量であることがわかる。

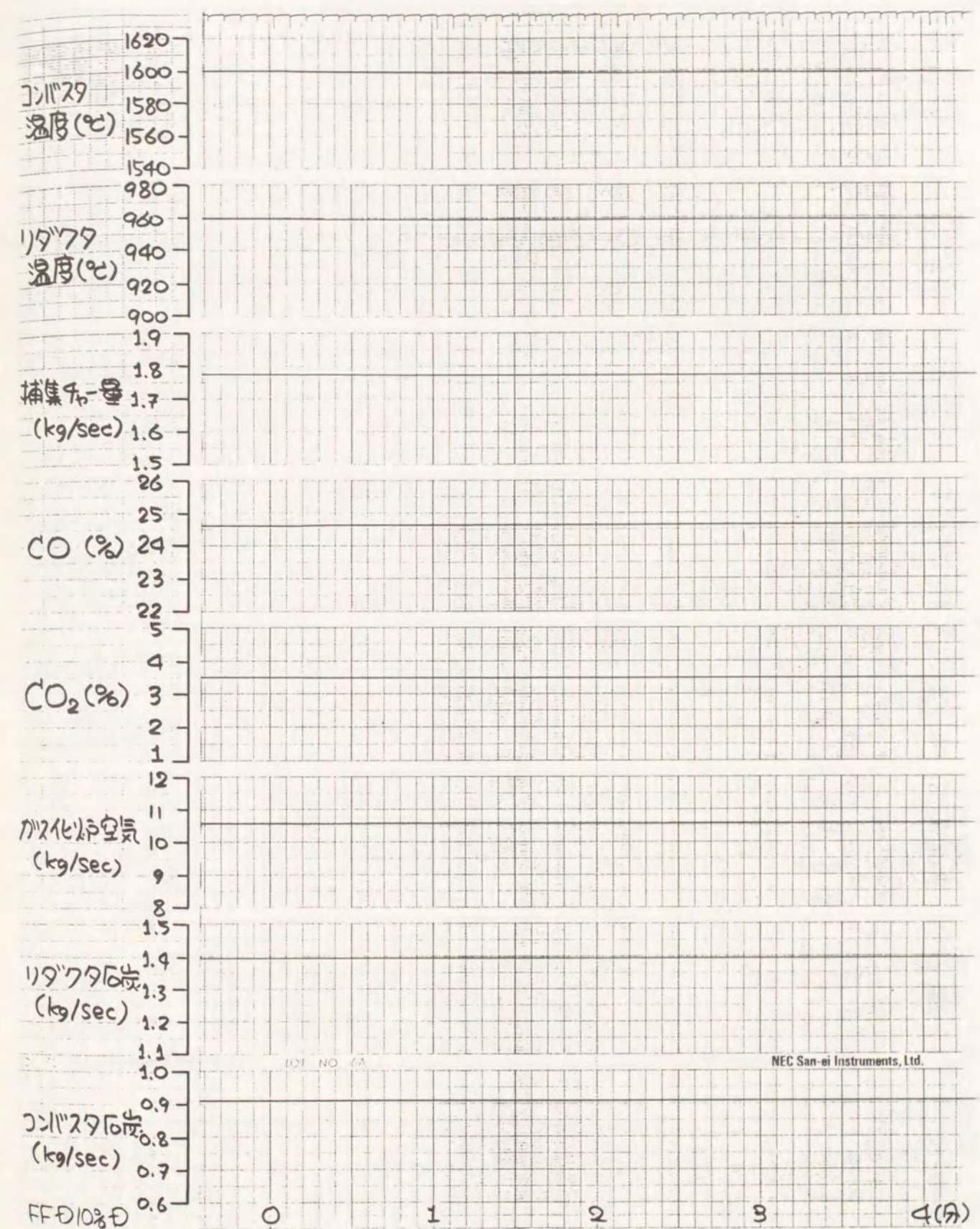


図6.2.7 燃料流量減少に対するガス化炉の開ループ応答

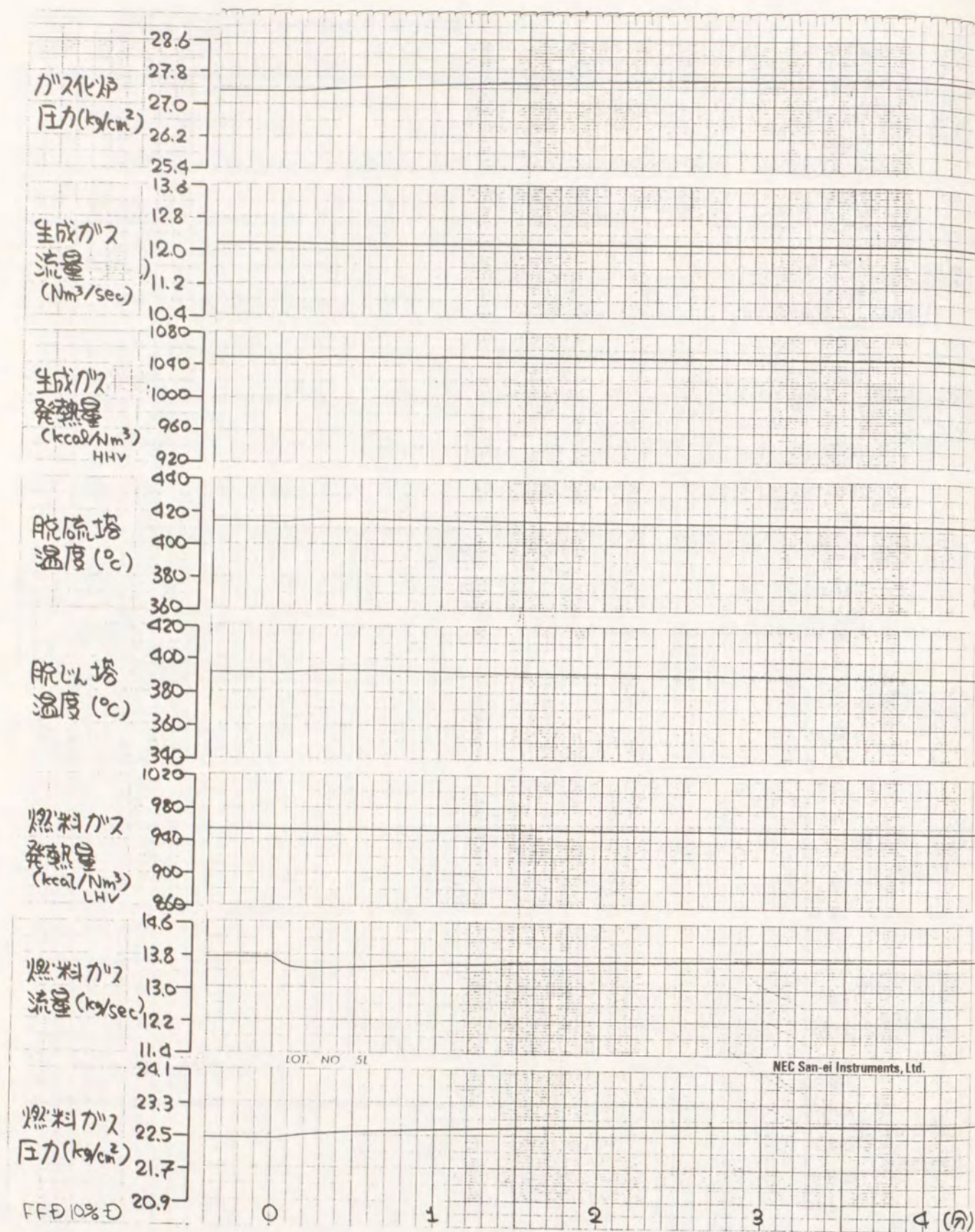


図6.2.8 燃料流量減少に対するガス精製の開ループ応答

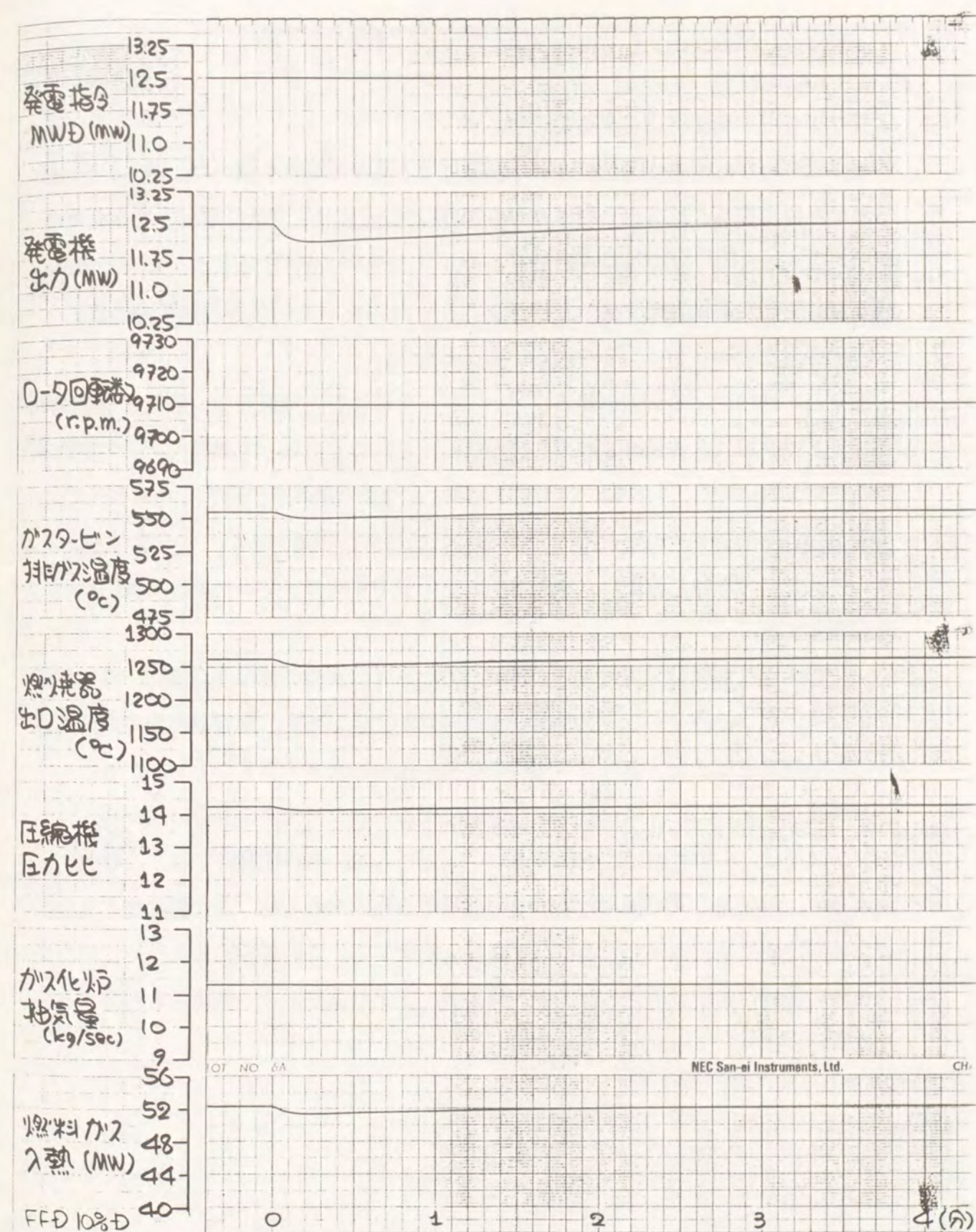


図6.2.9 燃料流量減少に対するガスタービンの開ループ応答

6. 3 石炭ガス化複合発電システムの各種制御方式による負荷変動性

1) ガス化炉リード制御による負荷変化応答

まず図6.1.1 に示すガス化炉リード制御による負荷変動性を調べた。図6.3.1 ～図6.3.3 に負荷指令 (MWD) を88%から100%に12%ステップ状に増加させた場合の応答を示す。なお、負荷偏差を給炭量指令にフィードバックするP Iゲインおよび、圧力偏差を燃料調節弁にフィードバックするP Iゲインは、100%負荷時の最適値 (限界感度法の60%ゲイン) を選んで固定とした。

MWDの増加による出力偏差のフィードバックにより、給炭量と、空気量が増加するに従って生成ガス流量はすみやかに増加し、それとともに燃料ガス圧力が約30秒後に約0.7kg/cm²上昇する。この圧力上昇により燃料調節弁が開き、ガスタービン発電機出力が増加し、約60秒でほぼ100%の12.5MWに到達するが、その後ガス化炉での生成ガス発熱量の変動による影響が現れてややオーバーシュートした後約100秒後に整定する。

以上のように本制御方式は、ガス化炉入力から先に制御を行なうために、ガス化炉とガスタービンの間にあるガス精製設備の容量が大きいため、発電機出力の負荷応答が遅れる傾向となる上、燃料ガス圧力の変動が比較的大きく出ることがわかる。

ガス化炉においては、スラグ排出を安定に保こととガス化炉の寿命の点から、コンバスタ温度は、一定に保つことが望ましい。ところが、負荷変動時には、一時的に、給炭量と、空気量の不均衡のため温度が上昇する傾向がみられ、また整定後も負荷帯による整定値の変化によりコンバスタ温度は変化する。これを押さえるためには、ガス化炉の静特性を十分考慮した上で、給炭量、空気およびチャー供給量を制御する必要がある。

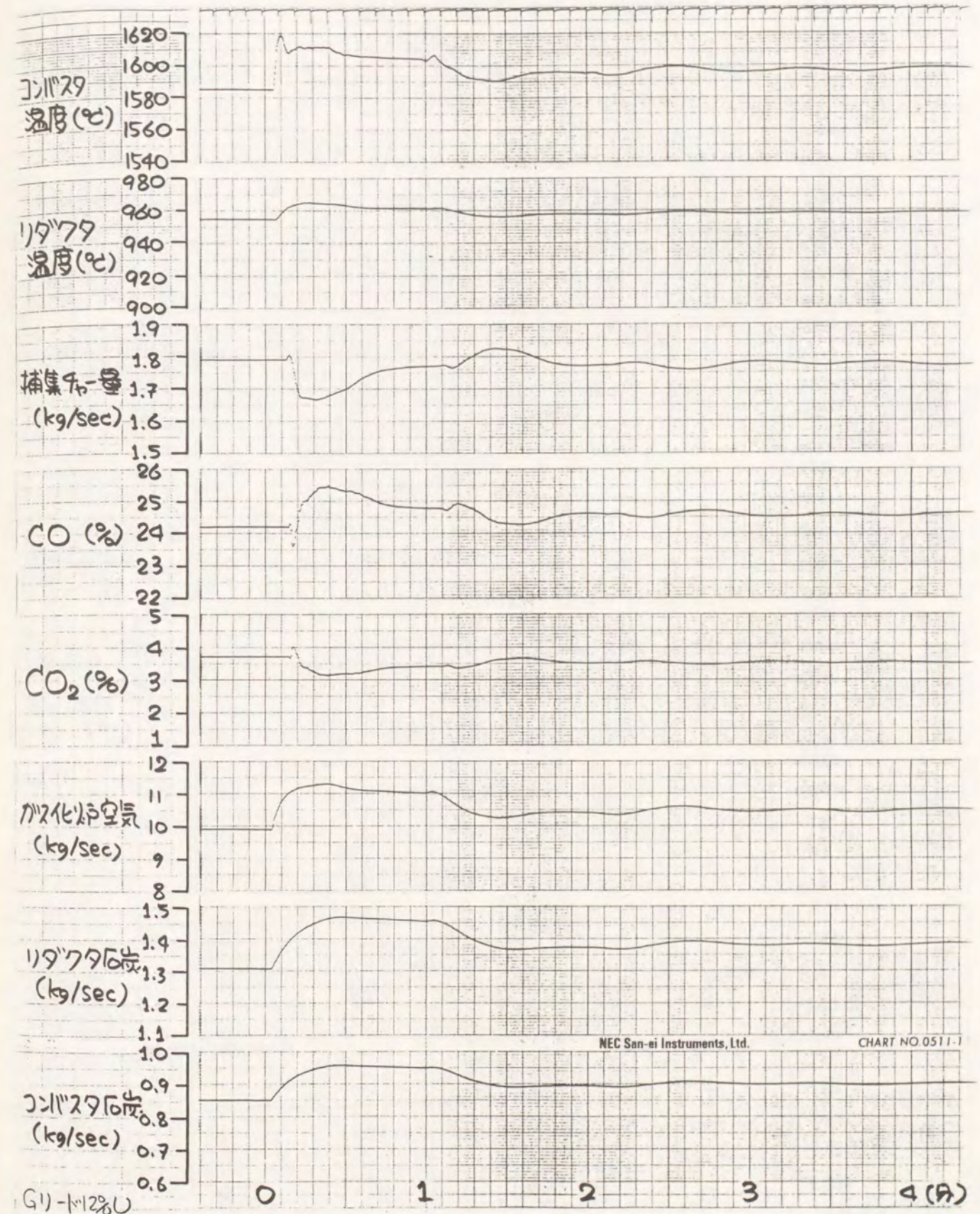


図6.3.1 ガス化炉リード制御によるガス化炉の負荷変動性

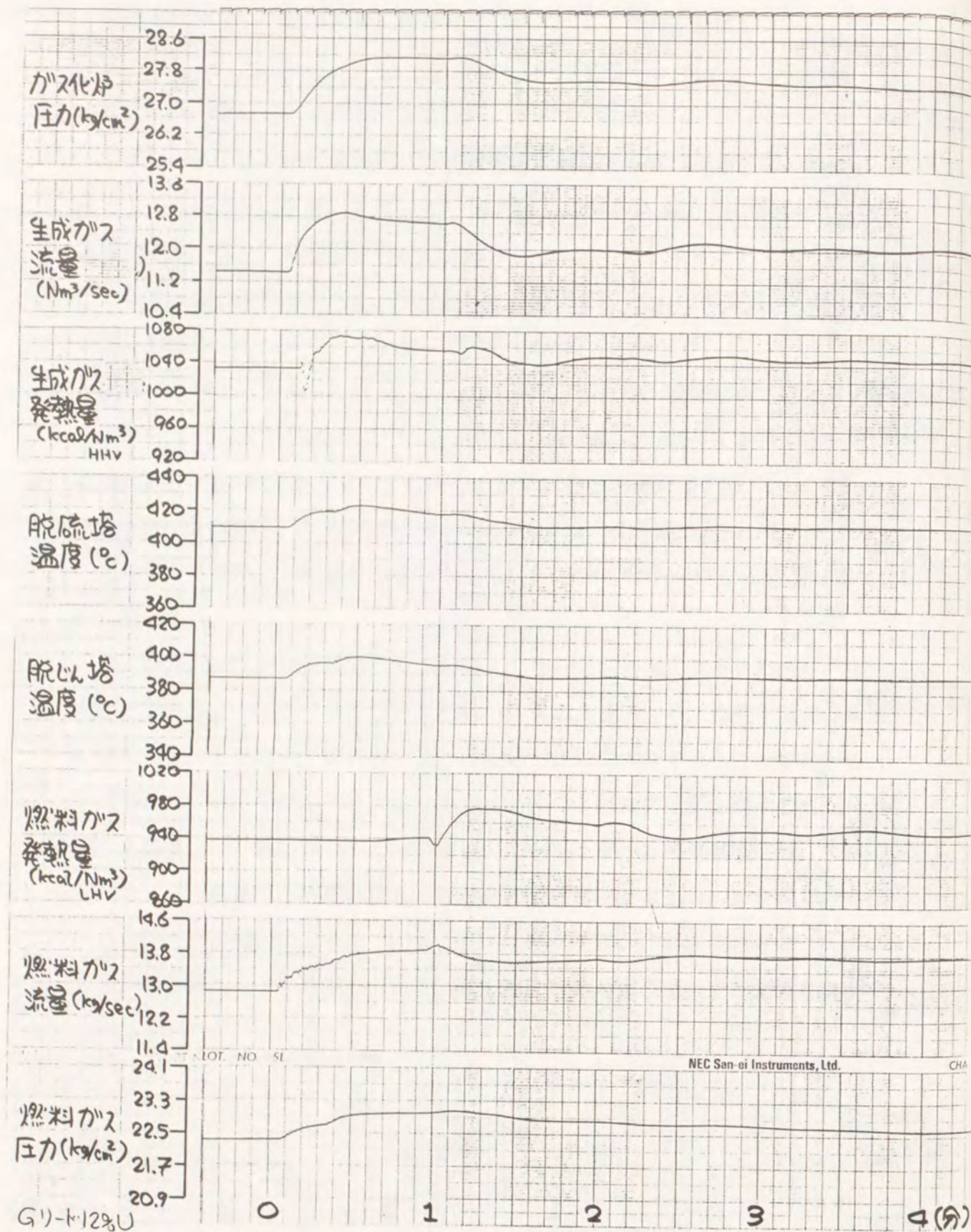


図6.3.2 ガス化炉リード制御によるガス精製設備の負荷変動性

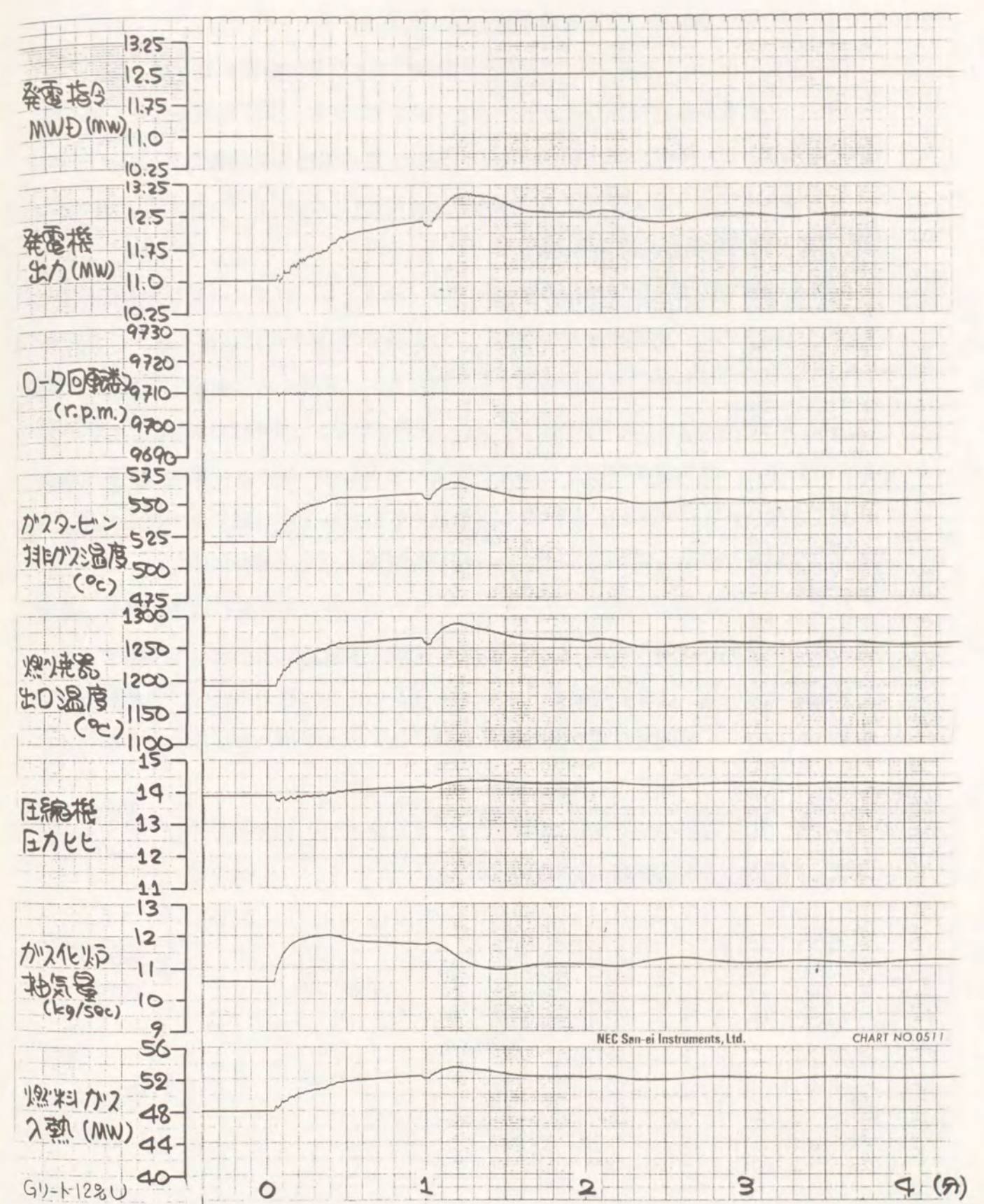


図6.3.3 ガス化炉リード制御によるガスタービンの負荷変動性

2) ガスタービンリード制御による負荷変化応答

次に図6.1.2に示すガスタービンリード制御による負荷変動性を調べた。図6.3.4～図6.3.6に負荷指令MWDを88%から100%に12%ステップ状に増加させた場合の応答を示す。ここでもガス化炉リードと同様に、負荷偏差を燃料調節弁にフィードバックするPIゲインおよび、圧力偏差を給炭量指令にフィードバックするPIゲインは、100%負荷時の最適値を選んだ。

MHDの増加によるMW偏差のフィードバックにより、ガスタービン燃料調節弁が開き、ガスタービン発電機出力が増加し、約20秒で100%負荷に到着する。この出力の立ち上がりは燃料調節弁の開閉速度と一致する。(半開から全開まで5秒)それにとまって燃料ガス圧力が約15秒に0.3kg/cm²低下する。この圧力偏差によりガス化炉の給炭量と、空気量を増加させるので生成ガス流量は、緩やかに増加して約30秒後に最大となる。この場合は、給炭量、空気量ともに立ち上がり緩やかであるため、生成ガス発熱量の変動も少なく、ガスタービン発電機出力への影響は少ない。

以上のように本制御方式は、ガスタービン入力から先に制御を行なうために、発電機出力の負荷応答は極めて速い。ガス化炉の生成ガス量は、やや遅れて増加するが、本発電設備の容量、配管の容量が大きく、加圧系のために蓄えられている燃料ガス量が多いために、一時的な負荷変動要求に対しては、ガス化炉の運転不安定を生じることなく十分に対応できることがわかる。

よって、12%程度の負荷変化に対しては、ガス化炉リード制御よりも、ガスタービンリード制御の方が制御性に優れると言える。

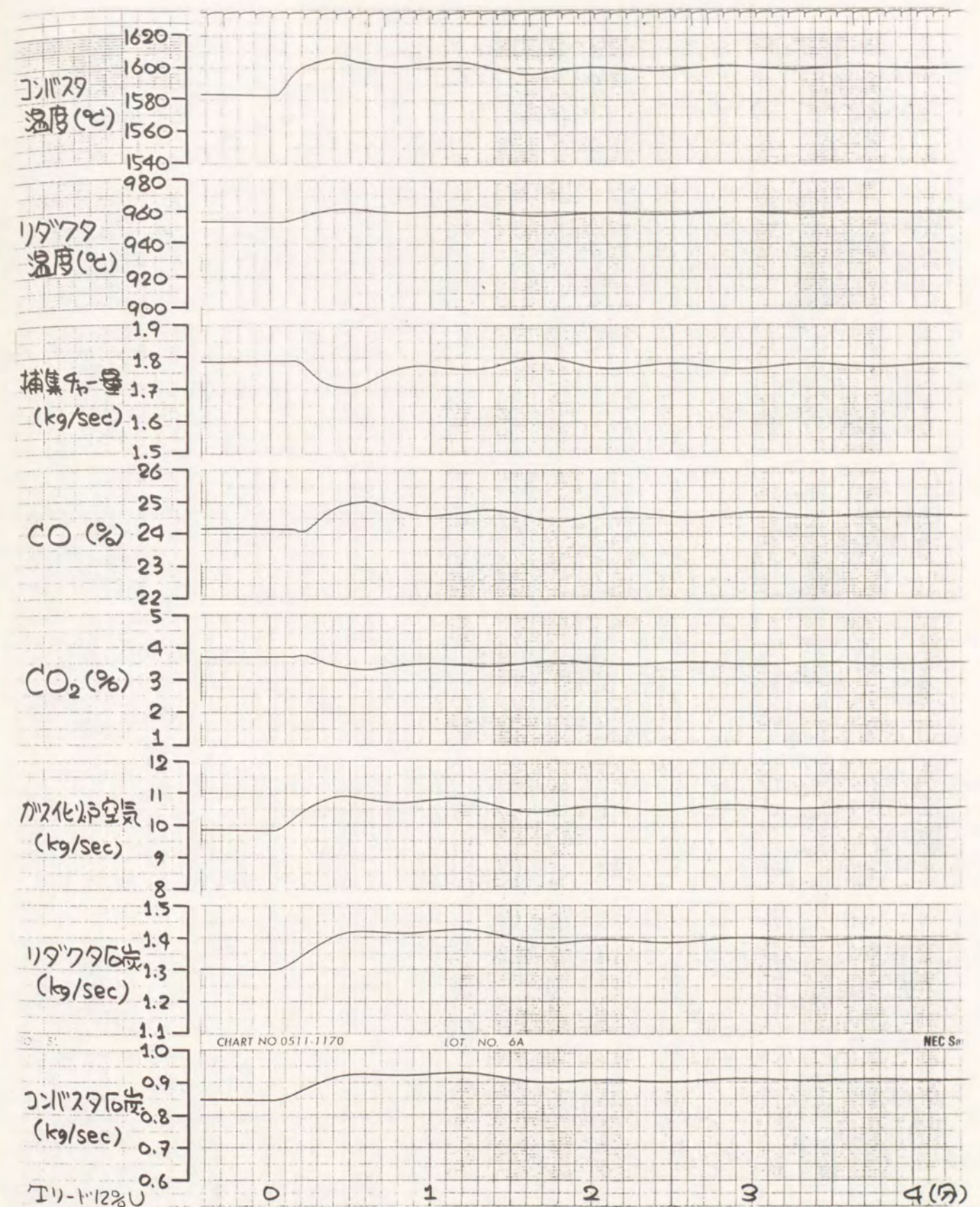


図6.3.4 ガスタービンリード制御によるガス化炉の負荷変動性

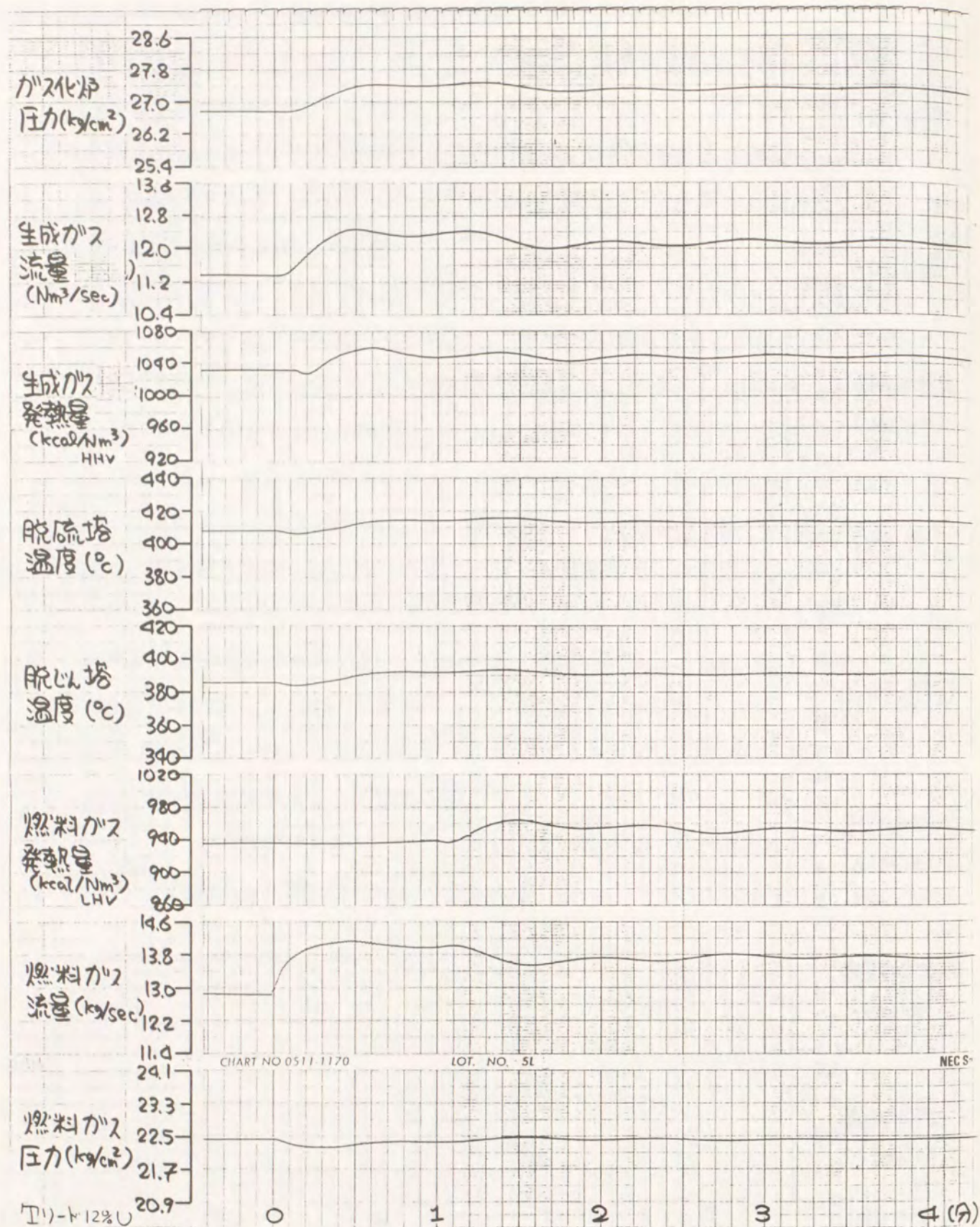


図6.3.5 ガスタービンリード制御によるガス精製設備の負荷変動性

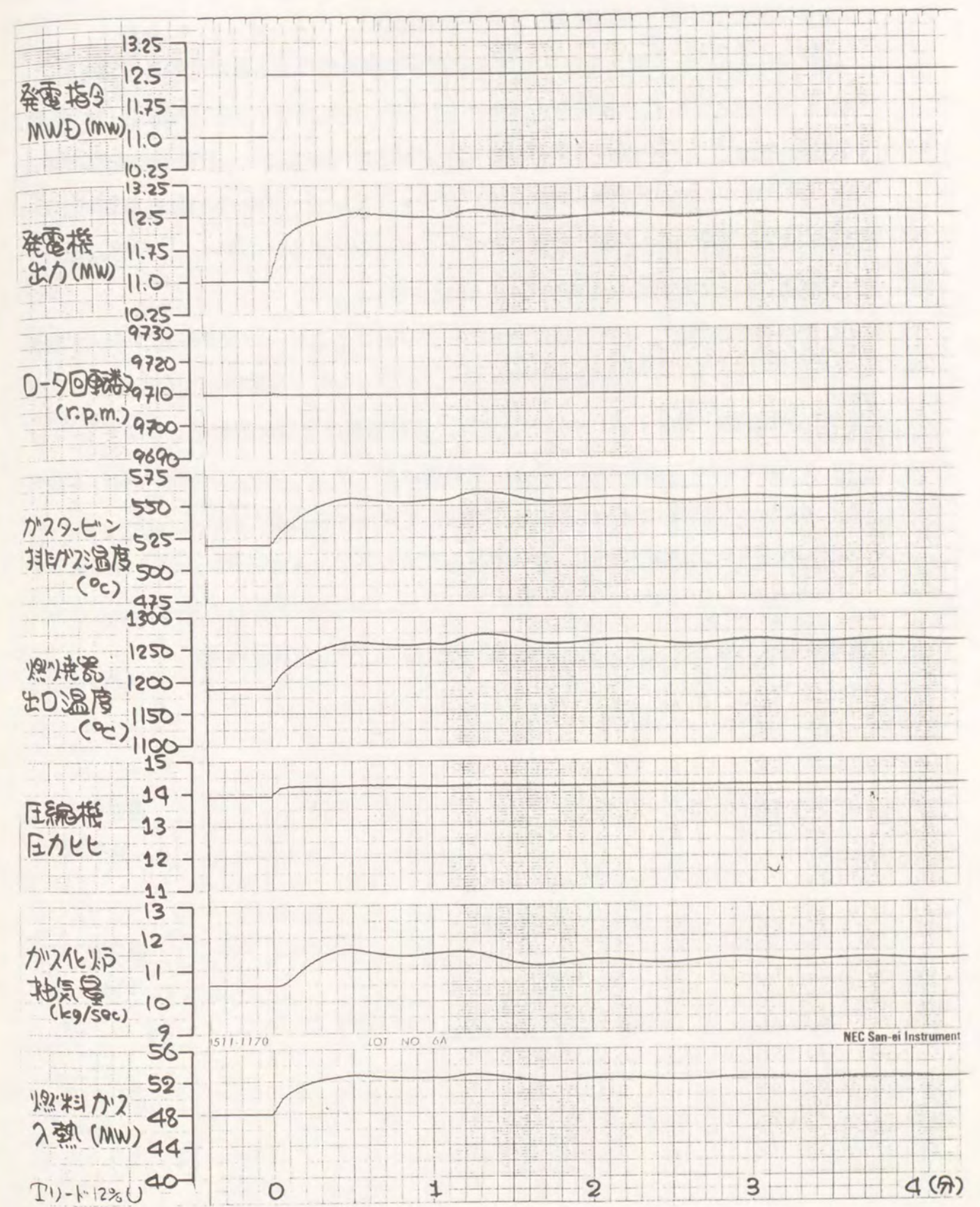


図6.3.6 ガスタービンリード制御によるガスタービンの負荷変動性

3) ガス化炉-ガスタービン協調制御による負荷変動性

次に図6.1.3に示すガス化炉-ガスタービン協調制御による負荷変動性を調べた。
図6.3.7～図6.3.9に負荷指令を88%から100%に12%ステップ状に増加させた場合の応答を示す。ここではガスタービンリード制御をベースにし、負荷偏差を燃料調節弁にフィードバックするP Iゲインは、ガスタービンリード制御の100%負荷時の最適値を選び、負荷偏差を給炭量指令にフィードバックするP Iゲインは、ガス化炉リード制御の100%負荷時の最適値の1/5の値を使った。

負荷指令の増加による負荷偏差のフィードバックにより、ガスタービンリード制御と同様に、ガスタービン燃料調節弁が開き、ガスタービン発電機出力が増加し、約20秒で100%負荷に到着する。それとともに、負荷偏差はガス化炉側にもフィードバックされるため、ガス化炉の給炭量と、空気量はガスタービンリード制御の場合よりも速く増加し、生成ガス流量は速やかに増加して約20秒後に最大となる。

以上のように本制御方式は、負荷偏差をガスタービン入力とガス化炉入力に重みをつけて同時にフィードバックするため、システムの圧力変動が打ち消されるとともに、負荷変動性もガスタービンリード制御と比較して、やや改善される。

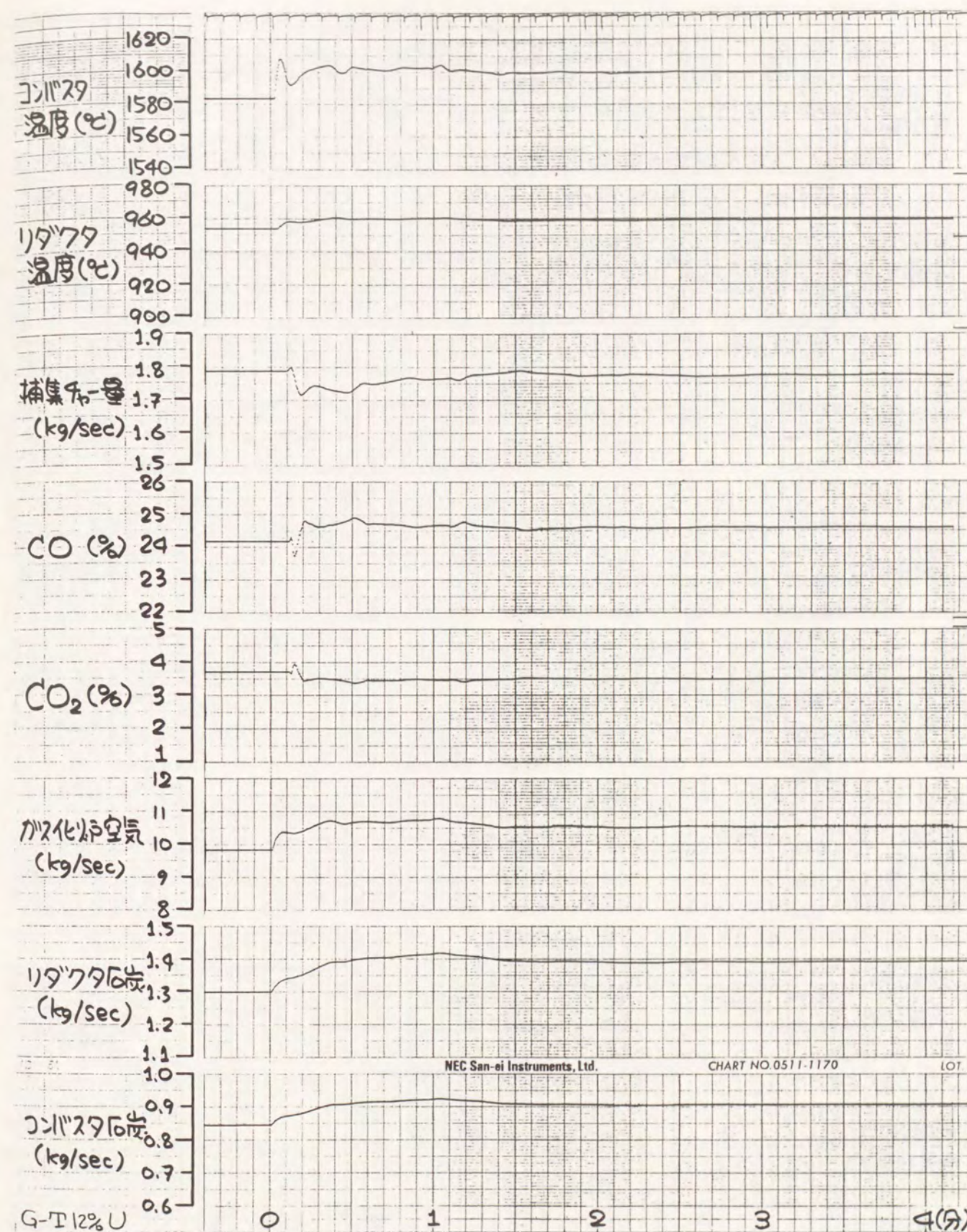


図6.3.7 ガス化炉-ガスタービン協調制御によるガス化炉の負荷変動性

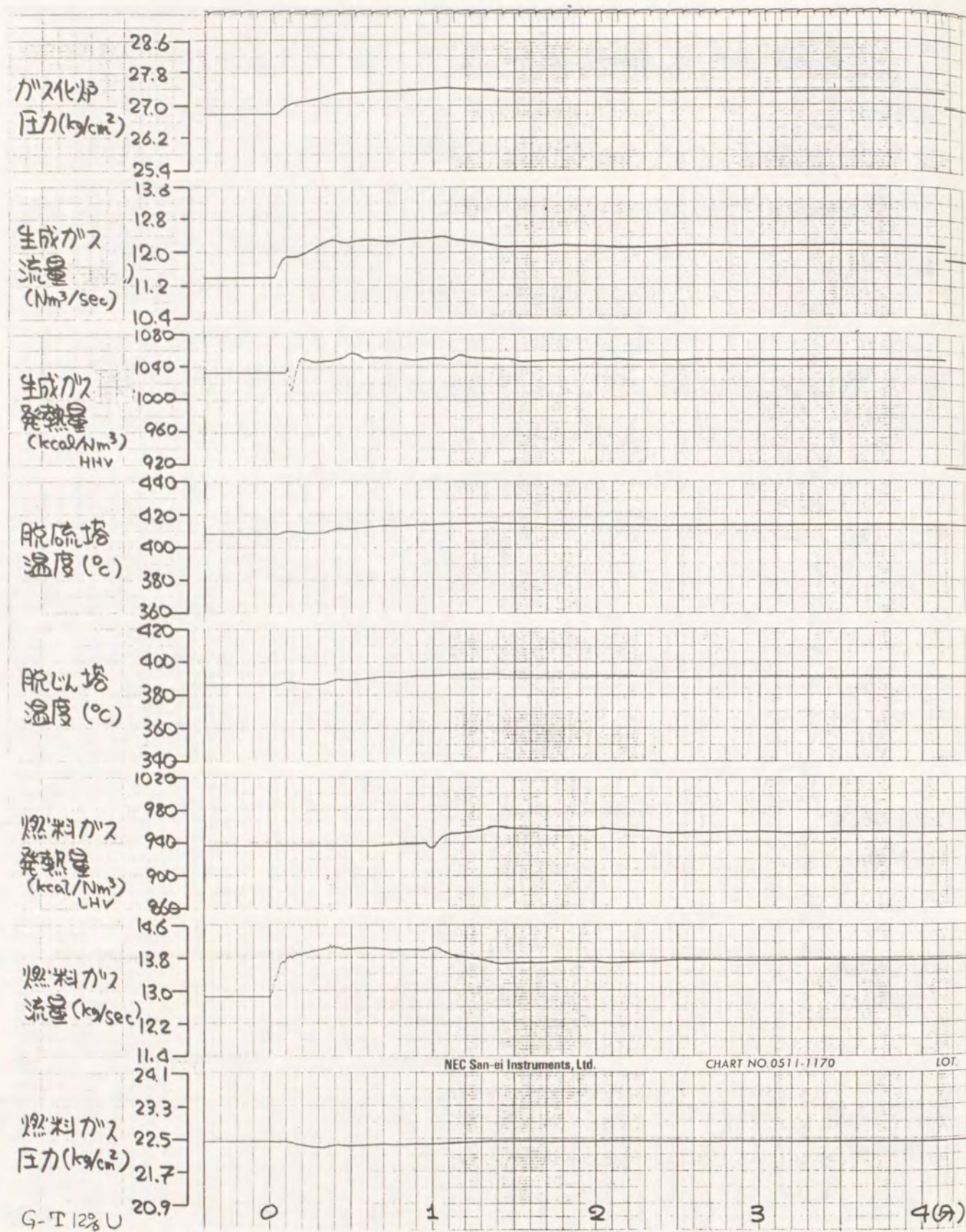


図6.3.8 ガス化炉-ガスタービン協調制御によるガス精製設備の負荷変動性

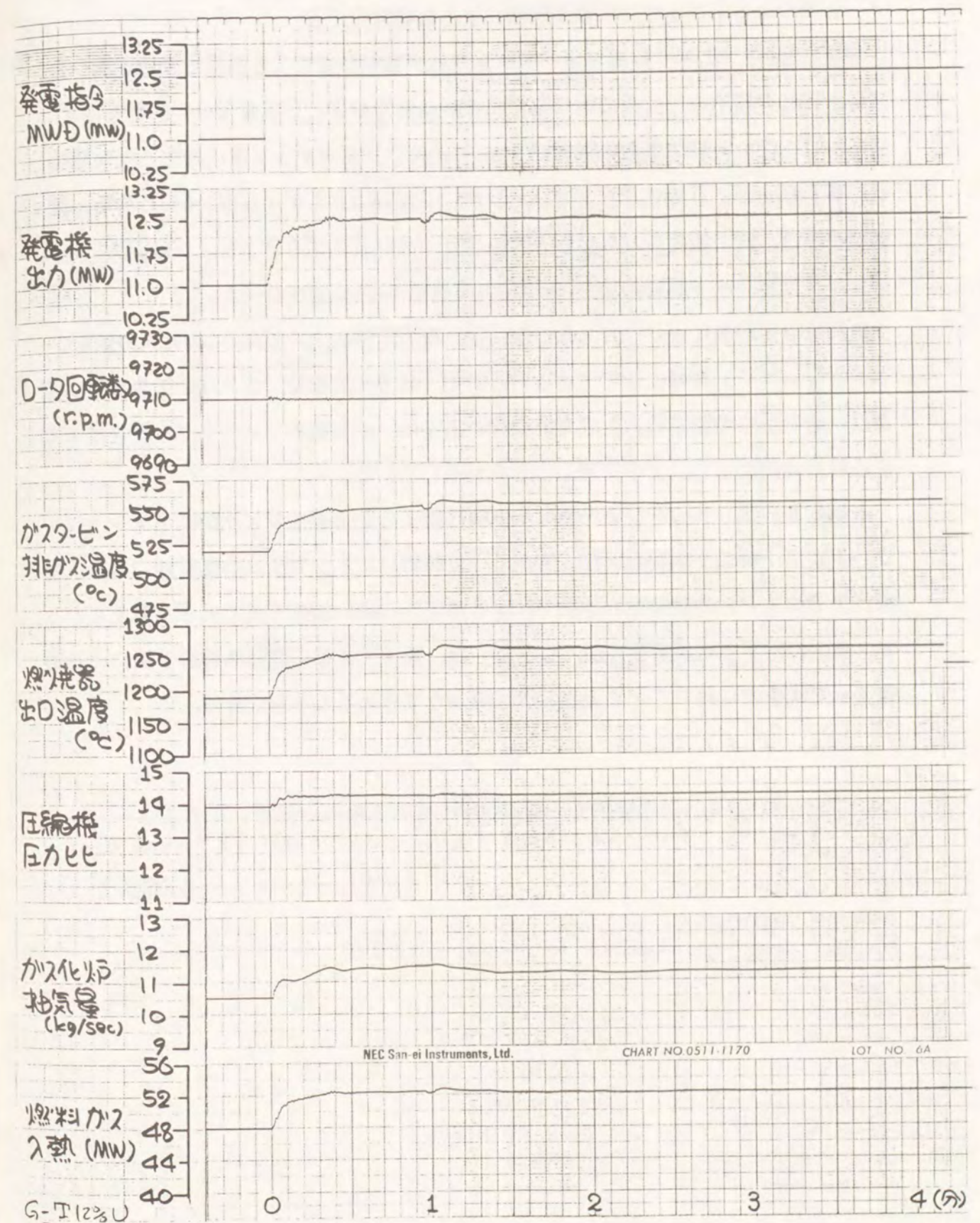


図6.3.9 ガス化炉-ガスタービン協調制御によるガスタービンの負荷変動性

4) 負荷フィードフォワード協調制御による負荷変化応答

最後に図6.1.4に示す負荷フィードフォワード協調制御による負荷変動性を調べた。図6.3.10に今回用いた負荷に対するガス化炉給炭量指令と空気量指令の関数を示す。図6.3.11～図6.3.13に負荷指令を88%から100%に12%ステップ状に増加させた場合の応答を示す。ここでは、ガスタービンリード制御のP Iゲインは100%負荷時の最適値を選び、圧力偏差をガス化炉入力にフィードバックするP Iゲインは前方式と同じくガス化炉リード制御の100%負荷時の最適値の1/5の値を使った。

負荷指令の増加により、ガス化炉側には、次の定常入力である100%入力値がフィードフォワード信号として与えられるので、前方式同様に、ガス化炉の生成ガス流量は、速やかに増加する。生成ガス流量の応答は、圧力偏差フィードバックを基本とする前方式に比べて、より安定して応答を示している。

本制御方式は、あらかじめ計算した負荷に対する定常値をガス化炉にフィードフォワードする一種の予測制御となっており、負荷帯によるシステムの動特性の差異、炭種によるシステムの動特性の差異等による適応性の高い制御方式であると考えられる。ガス化炉に対する給炭量設定値(CFD)は、第4.4章の熱効率解析手法による熱物質収支式を逆に解くことにより、次式のように求めることができる。

$$Q_c = \frac{P_{GT}}{\{(1-\chi-\varepsilon_{GC})(1-\varepsilon_{DO}) + \chi(1-\gamma_R-\varepsilon_{GR})(1-\varepsilon_{CO})\} \eta_{MGT}} \quad (\text{kW}) \quad \dots\dots\dots (6.3.1)$$

$$G_{CL} = \frac{1000 Q_c}{4.1868 Q_H} \quad (\text{g/sec}) \quad \dots\dots\dots (6.3.2)$$

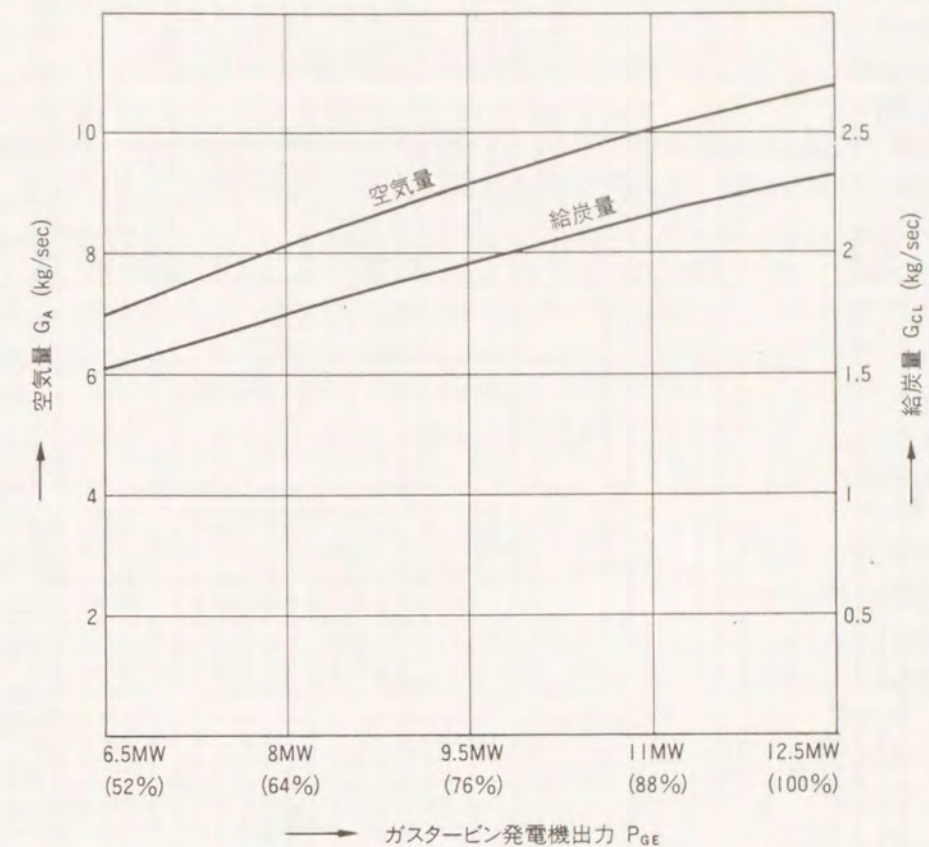


図6.3.10 負荷に対するガス化炉給炭量，空気供給量のフォワード信号

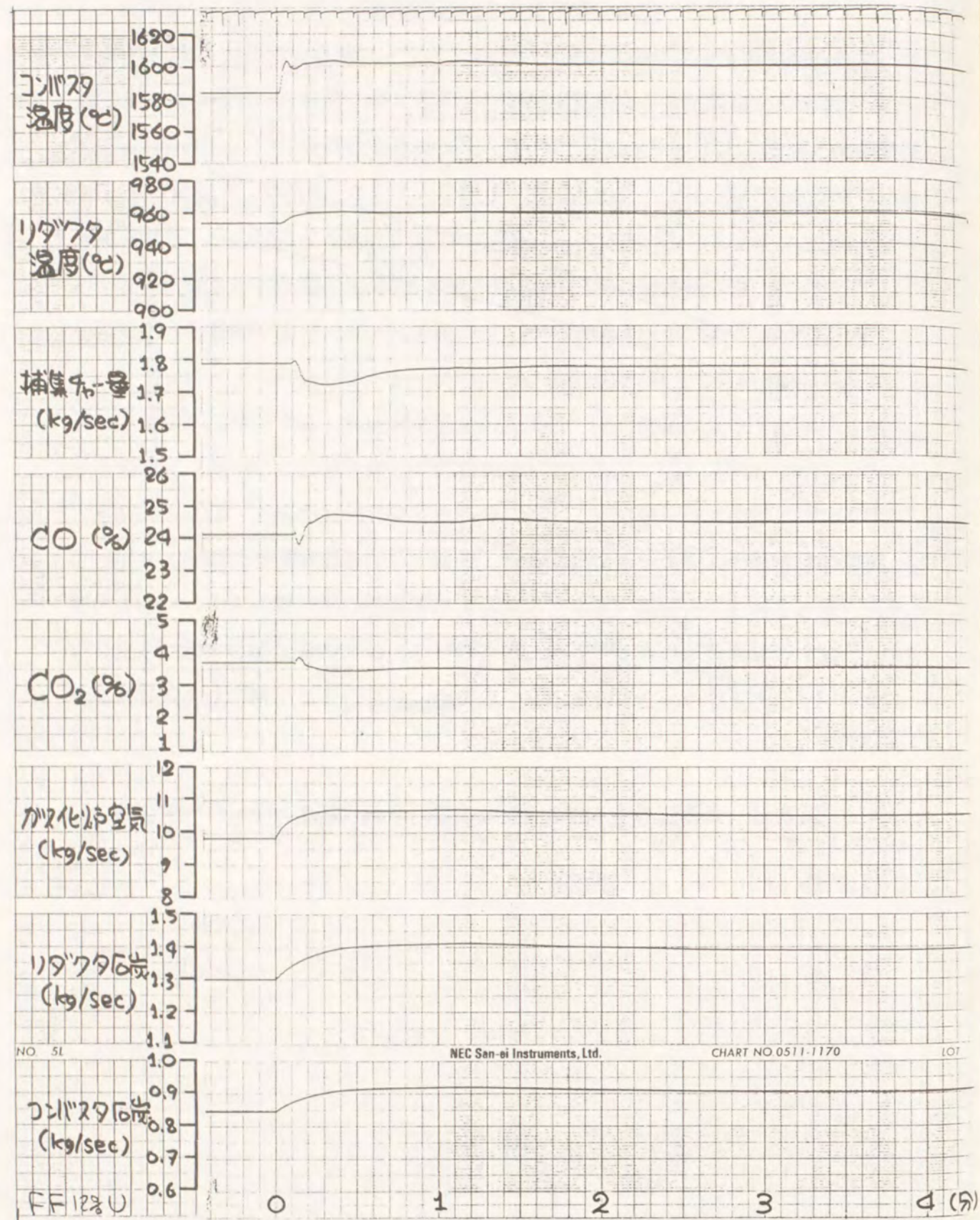


図6.3.11 負荷フィードフォワード協調制御によるガス化炉の負荷変動性

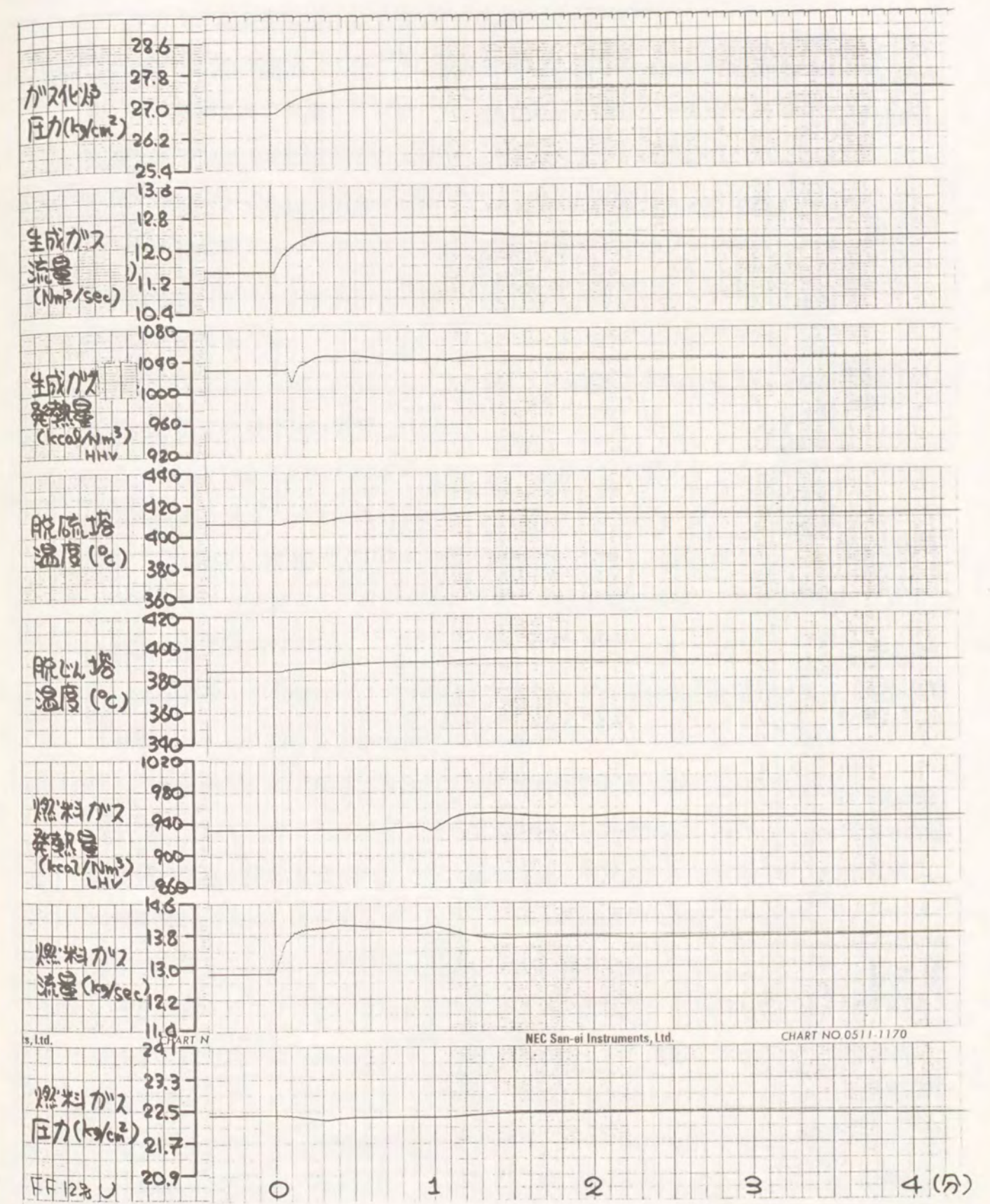


図6.3.12 負荷フィードフォワード協調制御によるガス精製設備の負荷変動性

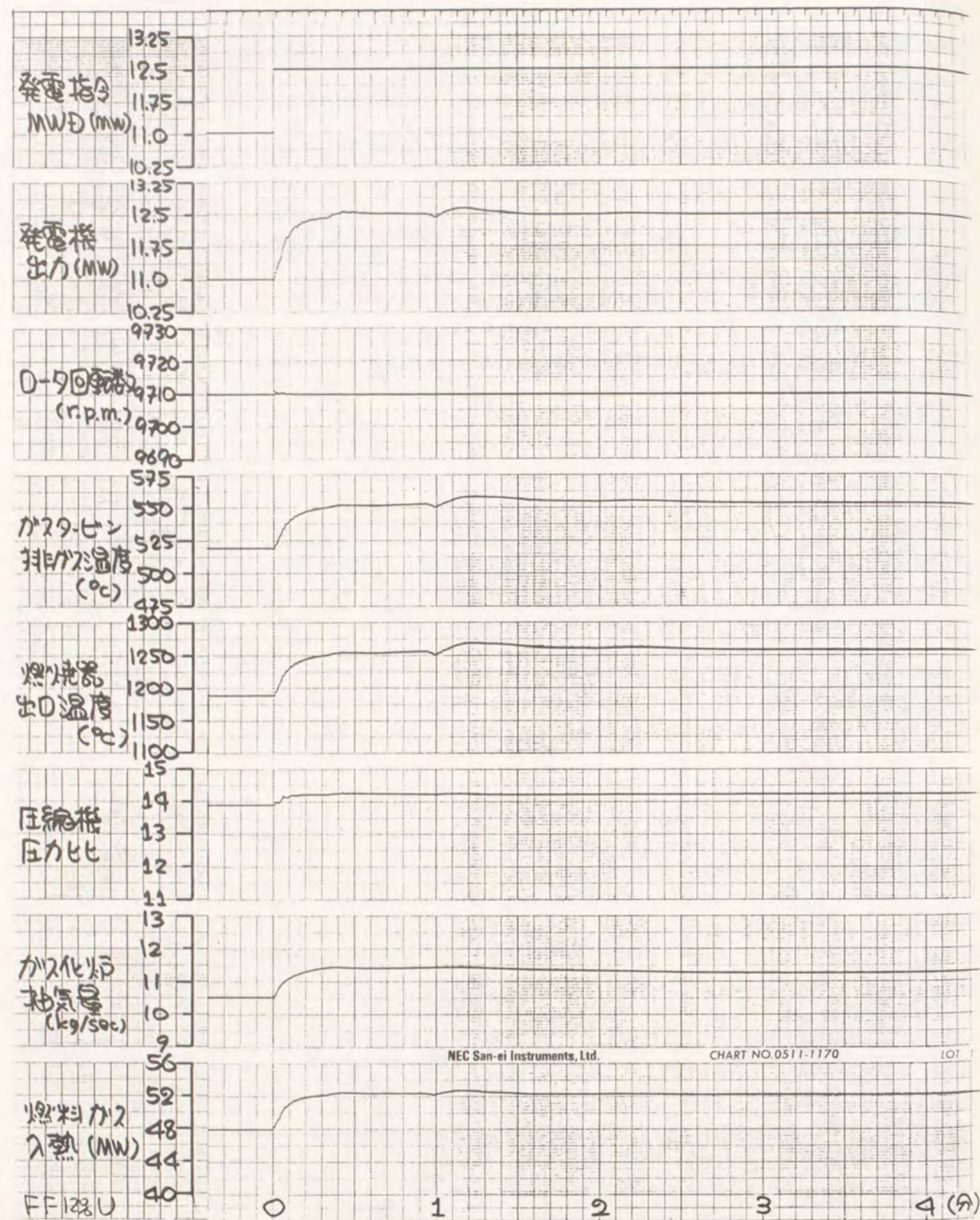


図6.3.13 負荷フィードフォワード協調制御によるガスタービンの負荷変動性

6.4 石炭ガス化複合発電全体システムの協調制御について

石炭ガス化複合発電システムは、ガス化炉によりガス化した燃料ガスを順次ガスタービンで燃焼させて発電を行なうシステムであり、燃料を発生するガス化炉とガス精製設備および燃料を消費するガスタービンがカスケードに連絡されている。

本発電システム全体の制御にあたっては、ガス化炉で発生する生成ガス量と、ガスタービンで消費するガス量のバランスの維持が重要なポイントである。すなわちガス化炉側の発生ガス量が過剰になれば、系の圧力が上昇するとともに、ガス精製設備中にガスが蓄積される。

逆にガスタービン側での消費ガス量が多くなれば系の圧力が低下し、ガス精製設備に蓄積されているガスが消費される。

この加圧ガス系の圧力・流量特性は、従来のボイラー蒸気タービン発電システムの蒸気の圧力・流量の特性に相似しており（燃料ガスを蒸気、ガスタービンを蒸気タービンと見なす）、従来のフィードバック制御方式の考え方が適用できる。そこでまず、ガス化炉リード制御方式とガスタービンリード制御方式についての負荷変動性に対する特徴を調べた。

ガス化炉リード制御方式は、負荷偏差により、ガス化炉側の生成ガス量をまず変化させるが、ガス精製設備の蓄積効果により燃料ガスがガスタービンへ到達するのが遅れ、結果として、圧力変動が大きく、負荷変動性のあまり良好でない応答を示す。

それに対して、ガスタービンリード制御方式は、負荷偏差により、ガスタービン側の消費ガス量を変化させるので、ガス精製設備に蓄積された生成ガスを一時的に使い、負荷変動性に優れた応答を示す。ただし、ガス化炉側の入力系は系の偏差のフィードバック信号であるため、系内の圧力変動は完全に制御することはできない。

ガス化炉-ガスタービン協調制御方式は、ガス化炉リード制御方式とガスタービンリード制御方式を組合せたもので、それぞれのゲインを適切に設定することにより、圧力変動をお互いに打ち消し合うことで、圧力変動の極めて少ない優れた負荷変動性が得られる。ただし、本協調制御方式ではフィードバック制御を基本とするために、ある程度の圧力偏差が生じることは避けられず、炉内温度や生成ガス発熱量等の変動も大きい。

そこで、ガスタービンリード制御方式に、ガス化炉入力を負荷によってシステムの熱・物質収支式より計算し、フィードフォワード信号を加える、負荷フィードフォ

ード制御を提案した。本協調制御の負荷変動性は、前者とほぼ同等の効果を持つとともに、あらかじめ、負荷に対するガス化炉の入力を計算するために、負荷帯、炭種その他の変化に対しても適用性の高い制御方式と言える。

なお実システムにおいては、給炭系（石炭フィーダ）の特性と空気供給系（流量調節弁）の特性の相違によるガス化炉空気比の変動によるガス化炉温度の変動、生成ガス発熱量の変動等については、ローカルフィードバック系による改善が必要と思われる。

石炭ガス化複合発電システムは、今後とも益々増加の一途をたどると予想される電力需要に対する次世代石炭火力発電システムの最有力候補と考えられ、現在内外で開発が進められている。わが国は、独自の空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉による石炭ガス化複合発電システムの研究開発を進めている。

本発電システムは、従来型微粉炭火力発電システムに比べて、高効率であり、環境性にも優れており、今後ともガスタービンの高性能化にともなって、さらに熱効率を向上させる可能性を含んでいる。この高い熱効率により、単位発電電力量当たりの二酸化炭素排出量は大幅に低減できるものと期待される。ところが、高効率化にともない、発電システムの構成は、従来型発電システムと比べて複雑なものとなる。本発電システムに、既存の火力発電システムと同等の起動停止、負荷変動性を持たせるためには、ガスタービン負荷に合わせて、ガス化炉を協調して制御する必要がある。そのための全体システムの制御は、これまでの火力発電システムと異なった新しい制御手法が要求される。

本研究では、わが国で研究開発中の空気吹き石炭ガス化複合発電システムを対象に、次の3項目の研究を行ない、得られた成果を取りまとめたものである。

- i) 空気吹き石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法の開発。
- ii) 動的モデリングによる空気吹き石炭ガス化複合発電システムの動特性モデルの作成。
- iii) 空気吹き石炭ガス化複合発電全体システム制御手法の検討。

次に各章の成果の概要を記す。

第1章では、わが国の火力発電システムの経緯と今後の電力需給に対する検討を行ない、近年の二酸化炭素による地球温暖化問題から石炭ガス化複合発電システムの重要性を述べるとともに、本発電システムの熱物質収支による熱効率の検討と、動的モデリングによる全体システム制御手法の検討の必要性について述べ、本研究の目的を示した。それに沿って既往の研究を調査し、本研究の位置付けを明確にした。

第2章では、内外における石炭ガス化技術に関する開発状況を調査した後、本研究で対象とした空気吹き石炭ガス化複合発電システムのそれぞれの構成要素の特徴についてまとめるとともに、全体システムの特徴を、他の石炭ガス化複合発電システムとの比較において考察した。本発電システムは、Texaco方式やShell方式の酸素吹き石炭ガス化複合発電システムに比べて、ガス化効率はやや低いが、酸素製造設備が不要であるため、熱効率、全体システム制御上有利な発電システムであると言える。

第3章では、わが国で用いられている発電用の瀝青炭の性状について調査を行ない、その性状分布を整理した。使用炭の約7割は、灰分の溶融温度の高い豪州炭である。従来のボイラー蒸気タービンによる汽力発電システムの熱効率等の解析においては、石炭性状のうち発熱量のみが考慮されてきたが、石炭ガス化複合発電システムの場合には、入力となる石炭のガス化反応特性を求める必要がある。ここでは元素分析値から組成式を与え、高位発熱量より、その標準生成エンタルピを計算し、ガス化反応を記述する簡略的な石炭の取扱い方法について示した。

第4章では、対象システムの構成要素である空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉、ガス精製設備および複合発電設備の熱物質収支解析を行ない、各要素の熱物質収支の特徴を数個の性能評価指標で整理するとともに、熱流れ図により全体システムの熱効率を求める熱効率解析手法を示した。本手法は、従来の蒸気の持つエンタルピによる熱流れ図と異なり、生成ガスの持つエンタルピ、化学熱および電気エネルギーを区別することにより、複雑な石炭ガス化複合発電システム内の熱の流れを明確化したものである。これにより、本発電システムの各要素の性能、運転条件および設備規模等の変化による性能評価指標の変化が全体システムの熱効率に及ぼす効果を把握するとともに、将来の37万kW級石炭ガス化複合発電システム商用プラントの予想性能を求めた。

第5章では、前章の熱物質収支解析をベースに、ガス化炉、ガス精製設備およびガスタービンの動的モデリングを行ない、それぞれの動特性モデルを作成した。特に、ガス化反応が関係するガス化炉については、従来は、単純化した周波数領域で

の動特性モデルが用いられているが、本研究においては、ガス化炉を2点集中化近似した上で、炉内温度に対するガス化反応速度を考慮してモデリングを行なった。さらに2トン/日ベンチスケールガス化炉を用いた動特性試験の結果と比較することにより、モデルの妥当性の検証を行なった。

第6章では、第5章で作成した動特性モデルを用いて、全体システム制御系を付加し、従来制御手法、新しい協調制御手法の検討を行なった。従来制御手法は、米国Cool Water石炭ガス化複合発電実証プラントにおいて用いられたものであり、負荷偏差をガス化炉にフィードバックするガス化炉リード制御方式と、ガスタービンにフィードバックするガスタービンリード制御方式がある。本研究では、まずこれらの従来制御手法の制御性を把握した上で、新しい制御手法として、負荷偏差をガス化炉とガスタービンに同時にフィードバックするガス化炉-ガスタービン協調制御方式およびガスタービンリード制御方式をベースに、負荷に対するガス化炉入力値を、熱物質収支より計算し、ガス化炉に先行して与える負荷フィードフォワード協調制御方式を提案し、従来制御手法に比べて迅速で、圧力変動の少ない良好な負荷制御性を有することを示した。石炭ガス化複合発電システムは、ガス化炉と、ガスタービンのガスのバランスにより加圧ガス系の圧力が極めて速い応答を示すため、協調制御方式が負荷制御に対して有効であることがわかった。すなわち、ガス精製設備等容量による系内の加圧ガスの蓄積効果を利用して、ガスタービンの燃料量を制御して一時的に負荷を変動させ、同時にガス化炉を要求された負荷を得るための入力値に制御することが重要である。

本研究は空気吹き石炭ガス化複合発電システム熱効率解析手法を作成し、将来の商用プラントに対する性能を推定するとともに、動的モデリングにより動特性モデルを作り、本発電システムの有効な制御手法についての提案を行なったものである。本発電システムは現在、石炭ガス化複合発電技術研究組合により、200トン/日規模のパイロットプラントが建設され、本年度後半より、全体システムの制御試験が行なわれる予定である。今後は本熱効率解析手法を用いて、試運転データの解析、試運転データによる動特性モデルの改良、および同パイロットプラントにおいて提案の協調制御手法の確認等の研究を進めていく所存である。

THE HISTORY OF THE
CITY OF BOSTON
FROM THE FIRST SETTLEMENT
TO THE PRESENT TIME
IN TWO VOLUMES
BY NATHANIEL BENTLEY
VOL. II.
BOSTON: PUBLISHED BY
J. B. BENTLEY, 1825.

THE HISTORY OF THE
CITY OF BOSTON
FROM THE FIRST SETTLEMENT
TO THE PRESENT TIME
IN TWO VOLUMES
BY NATHANIEL BENTLEY
VOL. II.
BOSTON: PUBLISHED BY
J. B. BENTLEY, 1825.

本論文は、筆者が財団法人電力中央研究所柏江研究所機械部、石炭ガス化複合発電技術研究組合および横須賀研究所エネルギー部で行なった11年間の研究成果を取りまとめたものである。

本論文を取りまとめるに当たり、全体にわたって終始多大の御指導をいただきました大阪大学名誉教授現法政大学工学部増淵正美教授、大阪大学基礎工学部システム工学科須田信英教授、坂和愛幸教授および化学工学科樺田榮一教授に深く御礼を申し上げます。

本研究テーマを進める上で、筆者が研究を始めてから今日まで御指導、御協力いただきました財団法人電力中央研究所原子力総合推進室桑原和夫氏、横須賀研究所安藝周一博士、鈴木治朗氏、石川浩博士、エネルギー部北見恒雄博士、浜松照秀氏、多方面にわたって協力をいただきました複合発電研究室高橋毅氏以下研究室各位に深く感謝いたします。なお本論文の校正等に多大の御協力をいただきました同研究室森永雅彦氏には、改めて感謝申し上げます。

また筆者が石炭ガス化技術研究組合に出向中、勿来事業所荒木成光氏、現東京電力株式会社小林繁鋪氏、佐藤信一氏をはじめ同研究組合諸氏には終始大変御世話になりました。ここに謹んで感謝申し上げます。

最後に、石炭ガス化炉の解析に当たっては、三菱重工業株式会社2トン/日ガス化炉共同研究グループ竹川敏之氏他委員諸氏、本動特性モデルの作成に当たっては、極東貿易株式会社計装制御部木下勤氏の御勸力に負うところが大きく、末尾ながらここに重ねて御礼申し上げます。

参 考 文 献

第1章

1. 火力発電之回顧ト展望, (株)電気学会 (1962)
2. 電力需給の概要, 通商産業省資源エネルギー庁公益事業部編 (1975~1990)
3. 新火力ハンドブック, 通商産業省資源エネルギー庁公益事業部発電課編 (1986)
4. コールノート 1989年度版, 通商産業省資源エネルギー庁石炭部 (1989)
5. 火原協会講座② ボイラ, (株)火力原子力発電協会 (1977)
6. 火原協会講座③ タービン・発電機, (株)火力原子力発電協会 (1977)
7. '90 省エネルギー総覧, 通商産業省資料調査会 (1990)
8. 21世紀経済社会の展望とエネルギー・電力需給, (財)電力中央研究所 (1986)
9. 長期電力方策の課題研究—主要な研究成果の集成—, (財)電力中央研究所 (1989)
10. 寺野寿郎, 竹内元: ボイラの自動制御, オーム社 (1969)
11. 赤池, 中川: ダイナミックシステムの統計的解析と制御, サイエンス社 (1972)
12. 北見恒雄: 火力発電プラントの負荷応動能力向上のための計算機制御に関する研究,
(財)電中研研究報告207 (1980/11)
13. 内田義久, 中村秀雄他: 自己回帰モデルによる最適制御方式と逆応答制御方式との組
み合わせによる火力発電プラントの蒸気温度最適制御方式, (1981)
14. 桑原和夫: 噴流床ガス化複合発電技術の開発, サンシャインジャーナル Vol. 7-1/2
59~69 (1986/3)
15. ムーンライト計画高効率ガスタービン研究開発10年の歩み, 高効率ガスタービン技
術研究組合 (1988/5)
16. 佐野恵保: ガスタービン文献抄録集(1)~(5), (財)電中研研究調査資料 W90901/3
(1990/11-1991/3)
17. 浜松照秀: 21世紀へ飛躍する新火力発電技術, 日本機械学会論文集(B編)
Vol. 57-535号 (1991/3)
18. M. Steinberg, H. C. Cheng and F. Horn: A System for the Removal, Recovery and
Disposal of Carbon Dioxide from Fossil Fuel Power Plants in the
U. S., BNL35666, Brookhaven National Laboratory (1984)

第2章

19. 神谷佳男, 真田雄三, 富田彰: 石炭と重質油, 講談社 (1970)
20. 池田米一: 噴流層ガス化炉の高効率化, (株)燃料協会誌 (1983)
21. 木村英雄, 藤井修治: 石炭化学と工業, 三共出版 (1977)
22. 加藤静男: 石炭ガス化複合発電, 火力原子力発電 Vol.38-10 (1987/10)
23. 小山, 田村他: 噴流層石炭ガス化技術, 日立評論 Vol.66.2 (1984/2)
24. R. B. Covell etc.: POWER CYCLE EVALUATIONS OF THE C-E COAL GASIFICATION PROCESS, AMERICAN POWER CONF(1979/4)
25. R. C. Patterson, etc.: Coal Gasification process For Clean Fuel Gas-7th Entrained Flow Coal Gasification Process Development Unit Program, EPRI AP-2846 (1983/2)
26. H. Z. Dokuzoguz etc.: KBW: Improvements on a well-known process, Proc 8th Annu. Int. Conf. Coal Gasif. Liquefaction Convers Electr. 65~78 (1981)
27. Cool Water Coal Gasification Program-First Annual Progress Report, EPRI AP-2487 (1982/7)
28. Cool Water Coal Gasification Program-Second Annual Progress Report, EPRI AP-3232 (1983/10)
29. M. J. van der Burgt etc.: DEVELOPMENT OF THE COAL GASIFICATION PROCESS(SCGP), 3rd BOC Priestley Cont. (1983/9)
30. R. A. Meyers, etc.: HANDBOOK OF SYNFUELS TECHNOLOGY, McGRAW-HILL (1984)

第3章

- 31 化学便覧(基礎編), (株)日本化学会 (1966)
32. 燃料便覧, (株)燃料協会 (1974)
33. 乾, 中原, 山内, 吉川: 化学物質の構造, 性状および反応, 化学同人 (1975)
34. 杉山幸雄, 長坂克己, 黒田正和, 架谷昌信: 通論化学工学, 共立出版 (1977)
35. 橋本健治: 反応工学, 培風館 (1979)
36. C₁ ケミストリー, (株)触媒学会編 (1984)
37. 鈴木孝弘, 石田愈: 原子団寄与法による石炭の標準生成エンタルピーと絶対エントロピーの推算, 燃料協会誌 Vol.61 250~257 (1983)

38. D. W. van krevelen: Fuel 29, 269 (1950)
39. D. W. van krevelen, etc.: Coal Science, 236 (1957)
40. C. Kroger, Brenn Chem., 38, 147 (1957)

第4章

41. 蒸気表, 日本機械学会 (1968)
42. 伝熱工学資料, 日本機械学会(改訂第3版) (1968)
43. 流体の熱物性集, 日本機械学会 (1983)
44. 新版機械工学便覧 C7-エネルギー機器・システム, 日本機械学会 (1988)
45. 石谷清幹, 赤川浩: 蒸気工学, コロナ社 (1962)
46. 柘植盛男: 機械熱力学, 朝倉書店 (1967)
47. 寺野寿郎: システム工学, コロナ社 (1979)
48. 信澤寅男: エネルギー工学のためのエクセルギー入門, オーム社 (1980)
49. 山崎泰雄: エネルギー管理のための熱工学と省エネルギー対策, 日本工学出版 (1983)
50. 西川兼康, 藤田恭伸, 大田治彦: 蒸気原動所における有効エネルギー勘定, 九州大学生産科学研究報告 No. 67 (1978)
51. 西川兼康, 藤田恭伸: 伝熱学, 理工学社 (1982)
52. 西川兼康: 複合サイクルに対するT-S線図における熱損失および不可逆損失表示法について, 機械学会九州支部第43期総会 (1990/3)
53. 須原他: 2 T/D 石炭ガス化基本実験装置による試験研究-実験装置概要と中間試験結果-, (財)電中研研究報告264030 (1984/12)
54. 高橋, 犬丸他: 2 T/D 加圧2段噴流床石炭ガス化炉特性-炭種間のガス化性能比較-, (財)電中研研究報告W87023 (1987/1)
55. 原, 犬丸他: 2 T/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-, (財)電中研研究報告W88018 (1989/2)
56. 犬丸, 原他: 2 T/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-, (財)電中研研究報告W88019 (1989/2)
57. 犬丸, 原他: 加圧2段噴流床石炭ガス化炉の開発(第1報, 基本ガス化特性), 日本機械学会論文集(B編) Vol.57-535 (1991/3)
58. 杉谷恒雄: 高温乾式脱硫装置の開発, 燃料協会誌 Vol.68-9 787~79 (1989/9)

59. 石川 浩 : 石炭ガス化複合発電用乾式ガス精製システムの開発—固定床ガス精製システム—, 燃料協会誌 Vol.68-9 787~795 (1989/9)
60. 白井裕三, 田中隆, 新田義孝 : 石炭ガス化用乾式脱硫剤の開発— Fe_2O_3 粒状脱硫剤の H_2S 吸収特性—, 燃料協会誌 Vol.69-6 453~460 (1990/6)
61. 竹矢一雄 : 高効率レヒートガスタービン, (株)日本ガスタービン学会
62. 佐藤幹夫他 : 石炭ガス化用 1300°C 級ガスタービン燃焼器の開発, 日本機械学会論文集 Vol.56-530 (1990)
63. D. Zheng, H. Moritsuka, M. Ishida : GRAPHIC EXERGY ANALYSIS FOR COAL GASIFICATION-COMBINED POWER CYCLE BASED ON THE ENERGY UTILIZATION DIAGRAM, Fuel Technology Proces. (1983)
64. M. Ishida, K. Kawamura : Energy and Exergy Analysis of a Chemical Process System with Distributed Parameters Based on the Enthalpy-Direction Factor Diagram, Ind. Eng. Chem. Process Vol.21-4 690~695 (1982/12)
65. C. Y. Wen, T. Z. Chaung : Entraind-Bed Coal Gasification Modeling, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. Vol.18-4 684~669 (1979/4)
66. H. de Losa, L. K. Molc : Entrained Coal Gasifiers Modeling the Particle Accleration, Canadion Journal of CE Vol.59 658~661 (1981/12)
67. EPRI : Simulation of Texaco Gasifiler Vol.2 An Unsteady-State Model, EPRI AF-1179 Volume 2 (1982/10)
68. B. Cornils etc. : Rnhrcemie/Rnhrkohle's Technical Version of the Texaco Coal Gasitier as Part of a Combined Cycle Plant, ASME 82-GT-167 (1982)
69. R. Govind, J. Shah : Modeling and Simulation of An Entrained Flow Coal Gasifier AlChE Journal Vol.30-1 79~91 (1984/1)
70. G. V. Reklaitis J. M. Woods etc. : Systems Studies of Coal Conversion Processes Using a Reference Simulator, DOE Report No. FE-2275-4 (1977/6)
71. L. Douglas Smoot etc. : MIXING AND GASIFICATION OF COAL IN ENTRAINED FLOW SYSTEMS, DOE Report No. FE-2666F (1979)
72. O. J. Hahn : CLEANUP OF HOT COAL GAS , 18th IECEC 432~436 (1983)
73. J. Falbe, W. Konkol, etc. : Die Aktivitaten der Ruhrchemine AG auf dem Gebiet der Kohlenvergasung, Gluckauf-Forschungsheft 140~149 (1983/6)

第5章

74. 石谷清幹, 池辺弘茂 : ボイラ蒸発部の圧力応答, 機械の研究 Vol.12-4 549~552 (1960/4)
75. 嘉納秀明, 古荘純次, 増淵正美 : 熱交換器の集中定数低次元モデル, 計測と制御 Vol.19-7 636~637 (1980/7)
76. 黒崎泰充他 : 変圧運転ボイラの制御系設計のための非線形動特性モデル, 計測と制御 Vol.19-7 621~625 (1980/7)
77. 内田主幹, 中本政志, 鶴田魁 : ガスタービン—蒸気複合サイクル発電用熱交換器の動特性, ガスタービン学会 Vol.9-36 38~47 (1982/3)
78. E. O. Moeck, P. D. McMorran : DYNAMIC SIMULATION OF A REBOILER, 4th IFAC-S 513~522
79. K. J. Anselmo, R. S. Upadhye and T. C. Young : An Analysis of Techniques for Reactor Problems with Simultaneous Slow and Fast Reactions, AlChE journal Vol.31-10 1747~1751 (1985/10)
80. D. W. Luse and H. K. Khalil : Frequency Domain Result for Systems with Slow and Fast Dynamics, IEEE Vol. AC-30-12 1171~1179 (1985/12)

第6章

81. 高橋安人 : システムと制御 (上・下), 岩波書店 (1968)
82. 増淵正美 : 自動制御基礎理論 (改定版), コロナ社 (1976)
83. 須田信英 : 制御工学, コロナ社 (1987)
84. 児玉慎三, 須田信英 : システム制御のためのマトリクス理論, (株)計測自動制御学会 (1978)
85. 増淵正美, 伊藤皓 : モード制御, 計測と制御 Vol.17-6 439~445 (1978)
86. 増淵正美 : モデリングと制御系設計, 計測と制御 Vol.27-4 285~294 (1988)
87. 広井和男 : デジタル計装制御システムの基礎と応用, 工業技術社 (1987)
88. D. J. Ahner : Integrated Low Btu Gasification, Combined Cycle Plant Consideration and Control, ASME 79-GT-60 (1979)
89. G. H. Quention, etc. : Control Strategy for Gasification Combined-Cycle Power Plants"Proc. of American Power Cont. Vol.42 119~129 (1982)

自筆文献

投稿論文

1. 森塚：石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法（第1報，熱量による解析），日本機械学会論文集Vol.52-484 NO.85 -1218A 4053/4060(1986/12)
2. 森塚：石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法（第2報，エクセルギによる解析），日本機械学会論文集Vol.52-484 NO.85 -1219A 4061/4067(1986/12)
3. 森塚他：石炭ガス化複合発電の性能評価手法とガス化炉基本特性，火力原子力発電 Vol.40-9 (1989/9)
4. 森塚：空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の動特性モデル，計測自動制御学会論文集 Vol.27-2 200-207(1991/2)
5. 古屋，森塚他：JAPANESE CURRENT STATUS OF ICGCC DEVELOPMENT, VGB Coal Gasification Conference '91 (独) (1991/5)

講演会資料

1. 森塚他：石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法（熱量による解析），日本機械学会東海支部 第34期講演会 (1985)
2. 森塚他：石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析手法（エクセルギによる解析），日本機械学会関西支部 第60期講演会 (1985)
3. 森塚，白井：石炭ガス化炉シミュレーションプログラムの開発，化学工学協会講演会(1985/3)
4. 森塚他：空気吹き加圧2段噴流床ガス化炉の動特性モデル，計測自動制御学会第28回講演会 JS23-3 (1989/7)
5. 森塚他：CO₂低減のための火力発電システムの検討ー既設火力の複合発電化ー 第33回自動制御連合講演会 3061 (1990/11)
6. 森塚他：CO₂回収のための火力発電システムの検討ー石炭ガス化CO分離複合発電 第33回自動制御連合講演会 3062 (1990/11)

7. 森塚他：CO₂回収型火力発電システムの検討ー天然ガス改質CO分離複合発電ー 計測自動制御学会第30回講演会 JS41-1 (1991/7)
8. 森塚他：石炭ガス化複合システムの協調制御手法の開発，計測自動制御学会第31回講演会 (投稿中)
9. 森永，森塚他：加圧流動床複合システムの熱効率解析 計測自動制御学会第31回講演会 (投稿中)

雑誌投稿

1. 森塚，浜松：石炭ガス化複合発電技術と実用プラント全体像について，火力原子力発電九州 Vol.30-1 (1990/8)
2. 森塚：CO₂回収型発電プラント，計測と制御 解説 Vol.29-8 748~755 (1990/8)
3. 森塚：CO₂回収・処分・再資源化の動向ー火力発電のCO₂対策を中心にー，化学技術誌MOL Vol.191-4 105~111 (1991/4)
4. 森塚：CO₂低減のための新しい視点ー地球人一人一人が地球を救うー，電中研創立40周年記念論文集 41-54(1991/12)

講習会資料

1. 森塚：石炭ガス化複合発電の研究開発状況と今後の課題，工業技術会講習会(1991/7)
2. 森塚：石炭ガス化MCF C発電プラントの経済性の検討例 第11回溶融炭酸塩型燃料電池発電システムセミナー(1990/3)
3. 森塚：CO₂発生抑制対策と回収・処理について 電気学会CO₂研究会(1991/2)
4. 森塚：CO₂発生抑制対策と回収・処理について 電気学会北海道支部専門講習会(1992/2)

(石炭ガス化複合発電)

1. 北見, 森塚他: 石炭ガス化複合発電技術に関する調査研究報告
—石炭ガス化複合発電技術全般調査— 282513, (1982/10)
2. 森塚他: 石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析用簡易プログラムの開発,
282064, (1983/6)
3. 森塚他: レヒートガスタービンを用いた石炭ガス化複合発電システムの検討,
284031, (1984/4)
4. 森塚他: 石炭ガス化複合発電システムの熱効率解析用簡易プログラムの開発,
(第二報エクセルギ解析) 283089, (1984/7)
5. 森塚, 白井, 桑原: 石炭ガス化炉シミュレーションプログラムの開発
—反応速度に基づく熱物質収支—, 284034, (1984/10)
6. 内山, 森塚, 桑原: 噴流床石炭ガス化複合発電の経済性評価—中小容量規模における
微粉炭火力との経済的な競合関係—284005, (1984/11)
7. 森塚, 桑原, 内山: 噴流床石炭ガス化複合発電 8 方式の評価,
284006, (1984/12)
8. 森塚, 藤本他: 石炭ガス化複合発電プラント動特性解析装置の開発,
284065, (1985/6)
9. 森塚, 安尾, 白井: 代表的噴流床石炭ガス化炉技術の調査,
285027, (1985/11)
10. 森塚, 高橋他: 噴流床石炭ガス化複合発電プラントの研究開発計画
—G E R Tによる研究開発計画の評価—, 286901, (1986/7)
11. 森塚他: 噴流床石炭ガス化炉動特性モデルの開発,
W968605, (1987/4)
12. 森塚, 犬丸, 小林他: 2 T/日石炭ガス化炉の運転経験からみた200 T/日パイロッ
トプラントの運転研究課題について, W88904 (1988/10)
13. 森塚他: 石炭ガス化複合発電の性能評価手法とガス化炉基本特性,
W88022 (1989/3)

14. 小林, 犬丸, 森塚他: 2 T/日石炭ガス化炉の経験からみた石炭ガス化炭種適合性評
価, W89901 (1989/7)
15. 森塚他: 発電用大容量加圧 2 段噴流床ガス化炉動特性の検討,
W89045 (1990/5)
16. 森塚, 石神, 古屋他: 石炭ガス化複合発電実証プラント設計・評価研究(その 1)
—37万kW級設備基本計画の検討—, W90051 (1991/4)
17. 森塚他: 石炭ガス化複合発電プラントの協調制御手法の開発
—流動床乾式ガス精製動特性モデルの作成と負荷応答特性の検討—(1992/3)

(石炭ガス化M C F C 発電)

18. 森塚他: 石炭ガス化M C 型燃料電池複合発電の経済性検討
—空気吹き噴流床石炭ガス化方式による発電システム—, W89905 (1989/10)
19. 森塚, 幸田他: 石炭ガス化M C 型燃料電池複合発電の経済性検討
—システム構成による性能と経済性比較—, W91901 (1991/6)
20. 渡辺, 幸田, 森塚他: 熔融炭酸塩型燃料電池スタック動特性解析手法の開発
—その 1 単セル非定常モデルの開発—, W90028 (1991/7)

(C O₂回収型火力)

21. 森塚他: 二酸化炭素回収のための火力発電システムの検討
—第 1 報 L N G 複合発電の場合—, W89016 (1989/10)
22. 森塚他: 二酸化炭素回収のための火力発電システムの検討
—第 2 報石炭火力の場合—, W89044 (1990/5)
23. 森塚, 森永: C O₂回収型火力発電システムの開発
—C O 分離複合発電システムの性能解析—, W90050 (1991/7)
24. 森塚, 森永: C O₂回収型火力発電システムの開発
—天然ガス改質 C O 分離複合発電の概念設計—(1992/3)

(PFBC発電)

25. 岩坪, 高橋, 森塚他: 加圧流動床ボイラ (PFBC) 石炭火力発電技術の開発の現状と展望, W89053 (1990/3)
26. 森塚, 森永他: 加圧流動床ボイラ発電システムの性能解析と開発課題の抽出, W90510 (1991/3)
27. 森永, 森塚, 高橋: 加圧流動床ボイラ (PFBC) 発電性能解析プログラムの開発 (1992/3)

(火力発電の制御)

28. 佐藤, 藤本, 森塚: 石炭焚き・超臨界圧プラントの計算機による蒸気温度制御実証実験—松島火力発電所1号機—, 281551 (1982/6)
29. 藤本, 森塚, 福本: 知多火力2号発電所制御システム評価手法の開発—蒸気温度動特性のモデリング—, 283519 (1983/11)
30. 佐藤, 藤本, 森塚: 石炭焚き・超臨界圧ボイラの運転制御特性 283092 (1984/3)
31. 藤本, 森塚, 松村: 知多火力2号発電所制御システム評価手法の開発—蒸気温度制御系の最適調整—, 283526 (1984/7)
32. 藤本, 森塚: 中間負荷火力の運用制御方式—時系列モデルによるボイラ動特性の推定—, 284028 (1984/12)
33. 水谷, 森塚他: 既設火力の複合発電化ならびに新設複合発電の新しい方策 J90903 (1990/8)
34. 高橋, 森塚他: 既設火力の複合発電化—高温ガスタービン提要システムの性能評価— W91003 (1991/8)

CRIEPI REPORT

1. H. Moritsuka, etc. : Evaluation Method of Coal Gasification Combined Cycle Power Generation Plant's Performance and Gasification Characteristics, EW89001 (1989/10)
2. H. Moritsuka, etc. : Study of Power Generation Use Large-Scale Pressurized Two-Stage Entrained Bed Gasifier's Dynamics, EW90007 (1990/12)
3. H. Moritsuka, etc. : Study of Power Generation Systems for Carbon Dioxide Collection, EW90006 (1991/3)

電中研レビュー

1. 電中研レビュー NO. 15 石炭ガス化複合発電の現実に向けて (1986/6)
2. 電中研レビュー NO. 26 石炭ガス化複合発電の現実に向けて (1989/11)

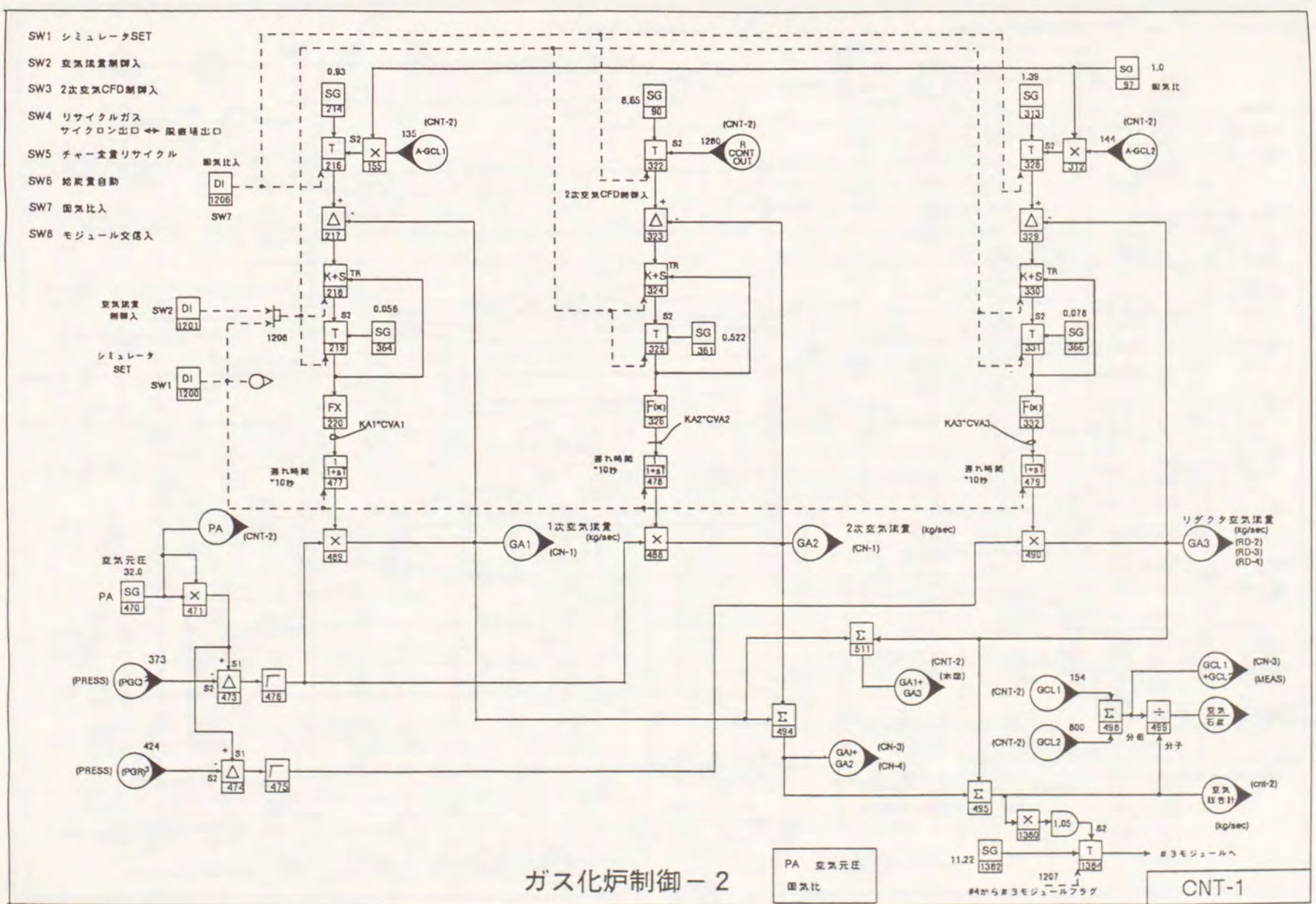
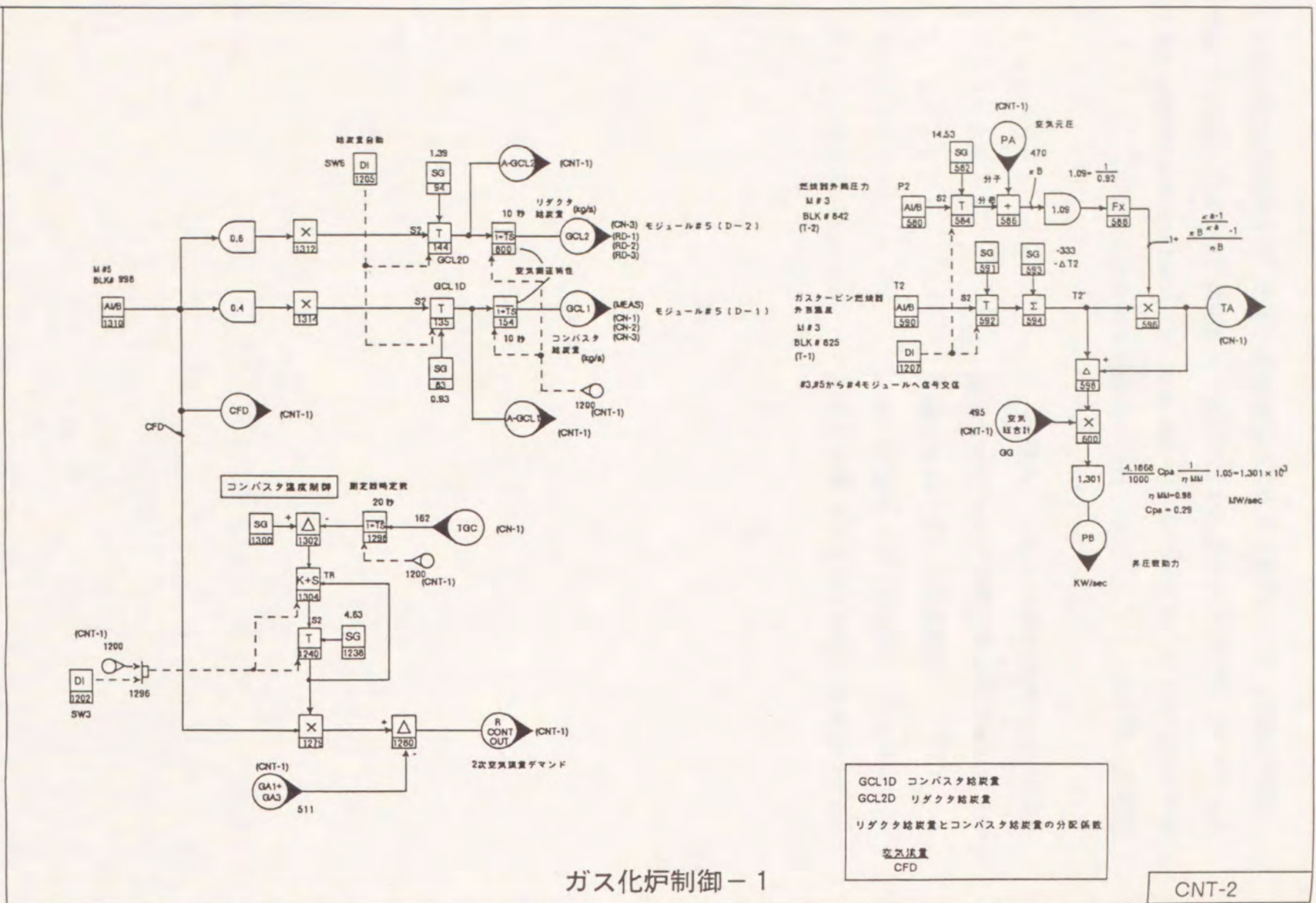
NEDO成果報告書

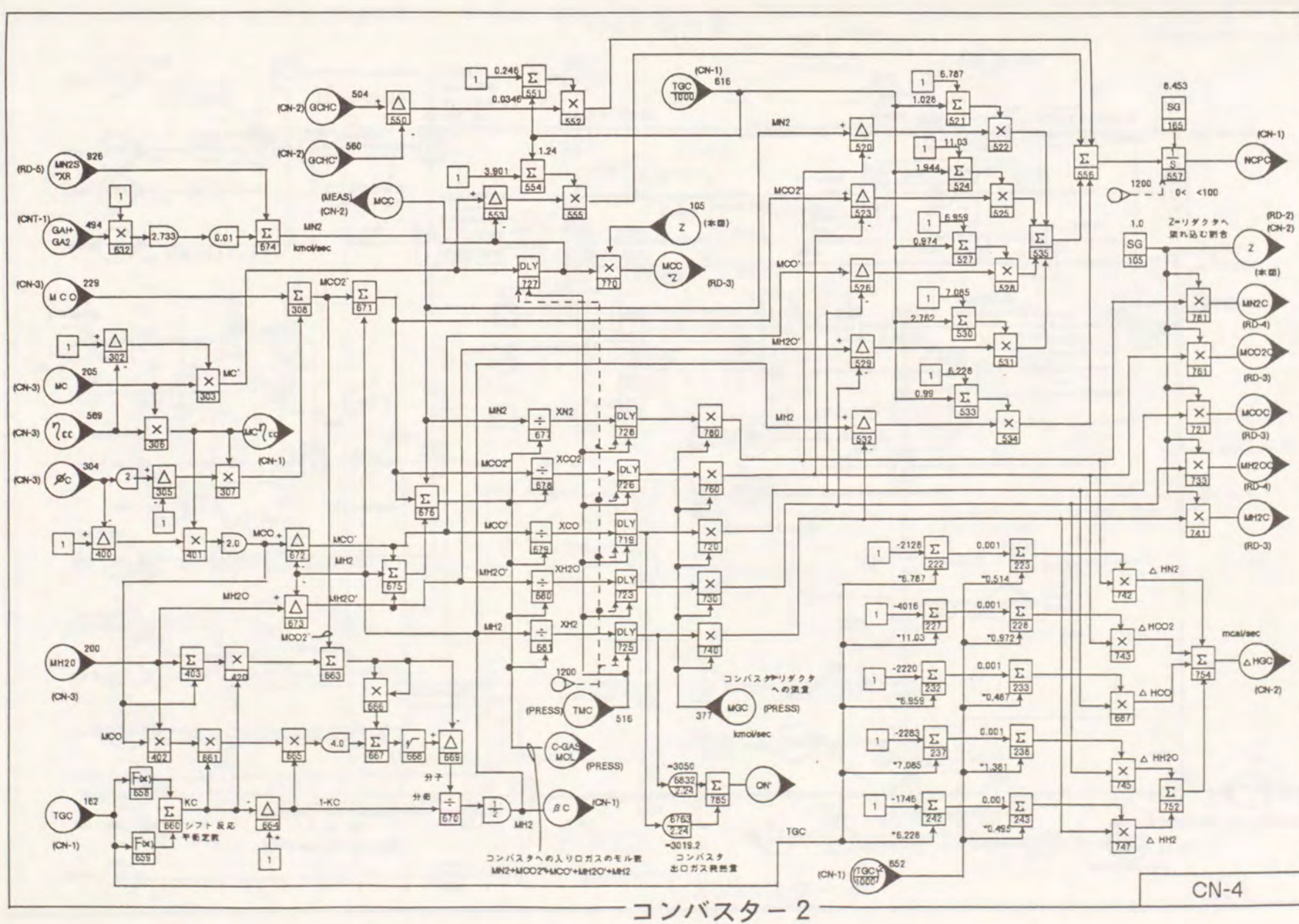
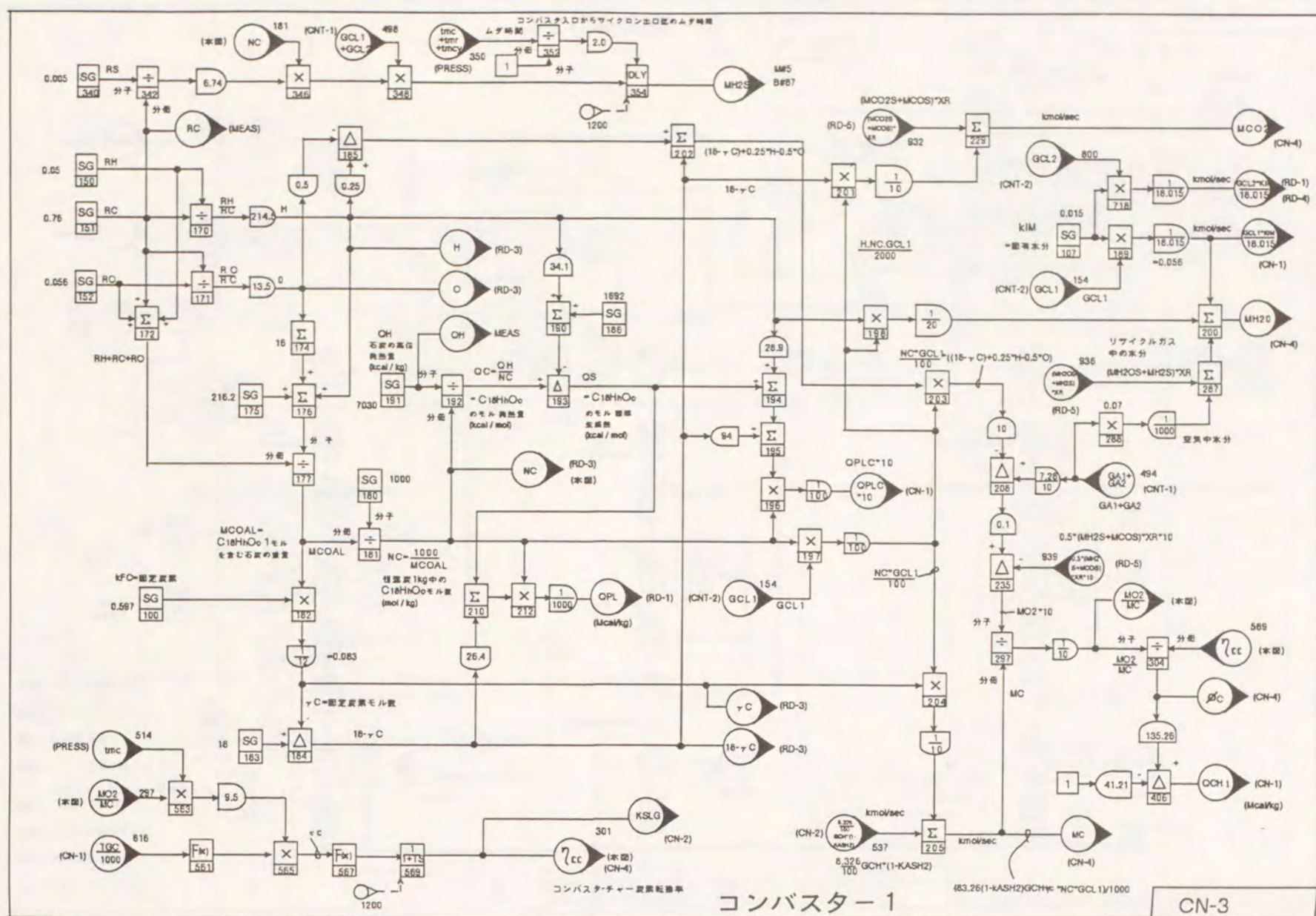
1. 昭和58年度石炭ガス化技術開発（噴流床石炭ガス化複合サイクル発電プラント開発）
成果報告書, (1984/9)
2. 昭和59年度石炭ガス化技術開発（噴流床石炭ガス化複合サイクル発電プラント開発）
成果報告書, (1985/3)
3. 昭和60年度石炭ガス化技術開発（噴流床石炭ガス化複合サイクル発電プラント開発）
成果報告書, (1986/3)
4. 昭和61年度石炭ガス化発電技術開発（噴流床石炭ガス化パイロットプラント開発）
石炭ガス化組合成果報告書, (1987/3)
5. 昭和62年度石炭ガス化発電技術開発（噴流床石炭ガス化パイロットプラント開発）
石炭ガス化組合成果報告書, (1988/3)
6. 昭和63年度燃料電池発電技術開発（熔融炭酸塩型燃料電池発電システムの研究開発
－トータルシステムの研究－）委託成果説明書, (1989/5)
7. 平成元年度燃料電池発電技術開発（熔融炭酸塩型燃料電池発電システムの研究開発
－トータルシステムの研究－）委託成果説明書, (1990/5)
8. 平成2年度燃料電池発電技術開発（熔融炭酸塩型燃料電池発電システムの研究開発
－トータルシステムの研究－）委託成果説明書, (1991/5)

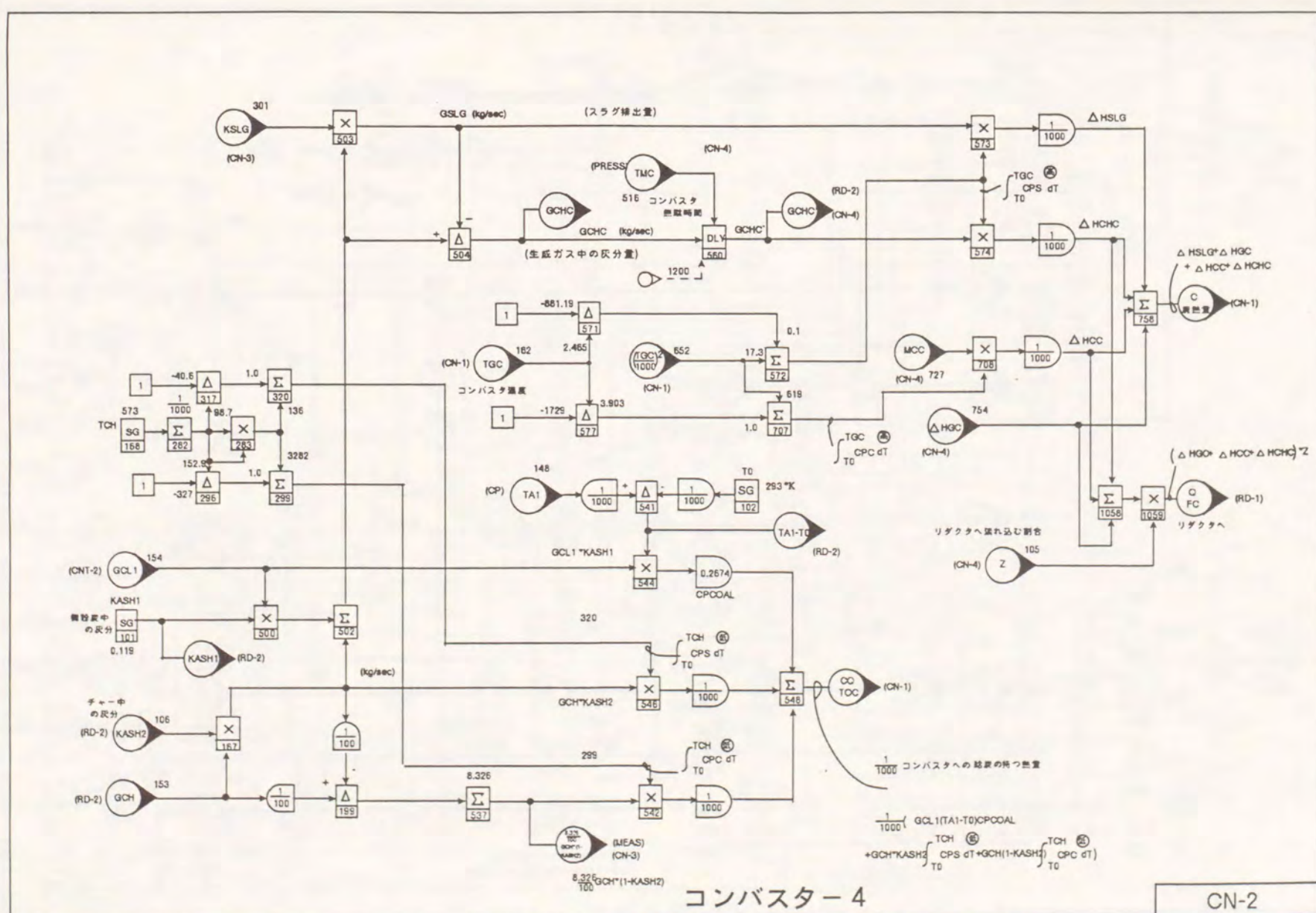
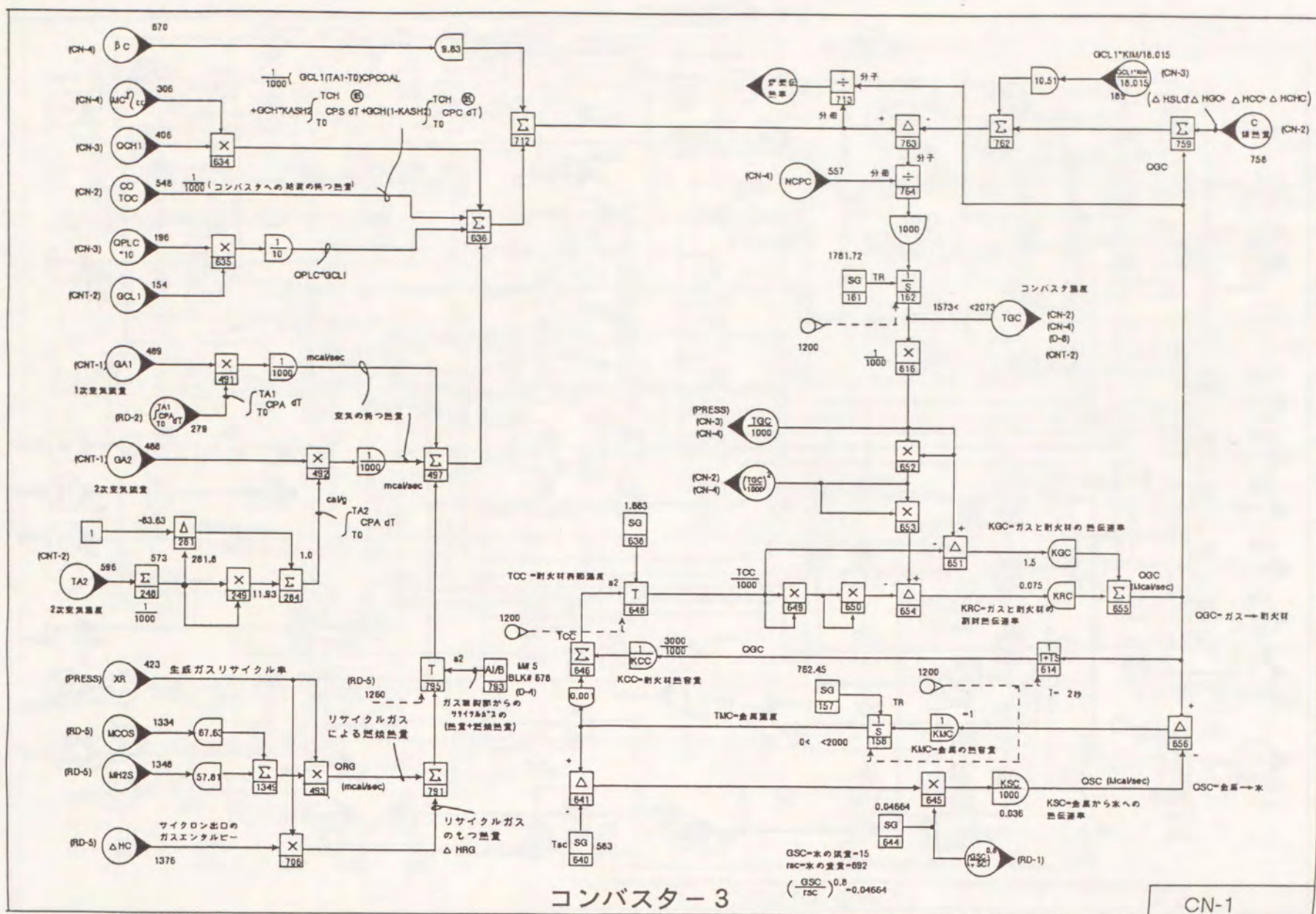
付 録 1

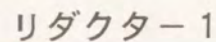
本研究論文において作成したガス化炉動特性モデル，ガス精製設備動特性モデル，ガスタービン動特性モデルおよび全体システム制御系の全ブロック線図と，動特性解析装置のデジタルコントローラ（Network 90）Function Block機能と大型汎用計算機，連続系シミュレーション言語との機能対比表を添付する。

1) ガス化炉動特性モデルブロック線図	192～204
2) ガス精製設備動特性モデルブロック線図	205～215
3) ガスタービン動特性モデルブロック線図	216～217
4) 全体システム制御系ブロック線図	218
5) Network 90 Function Block 機能対比表	219～228

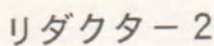




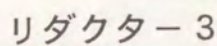




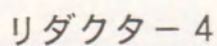
RD-3



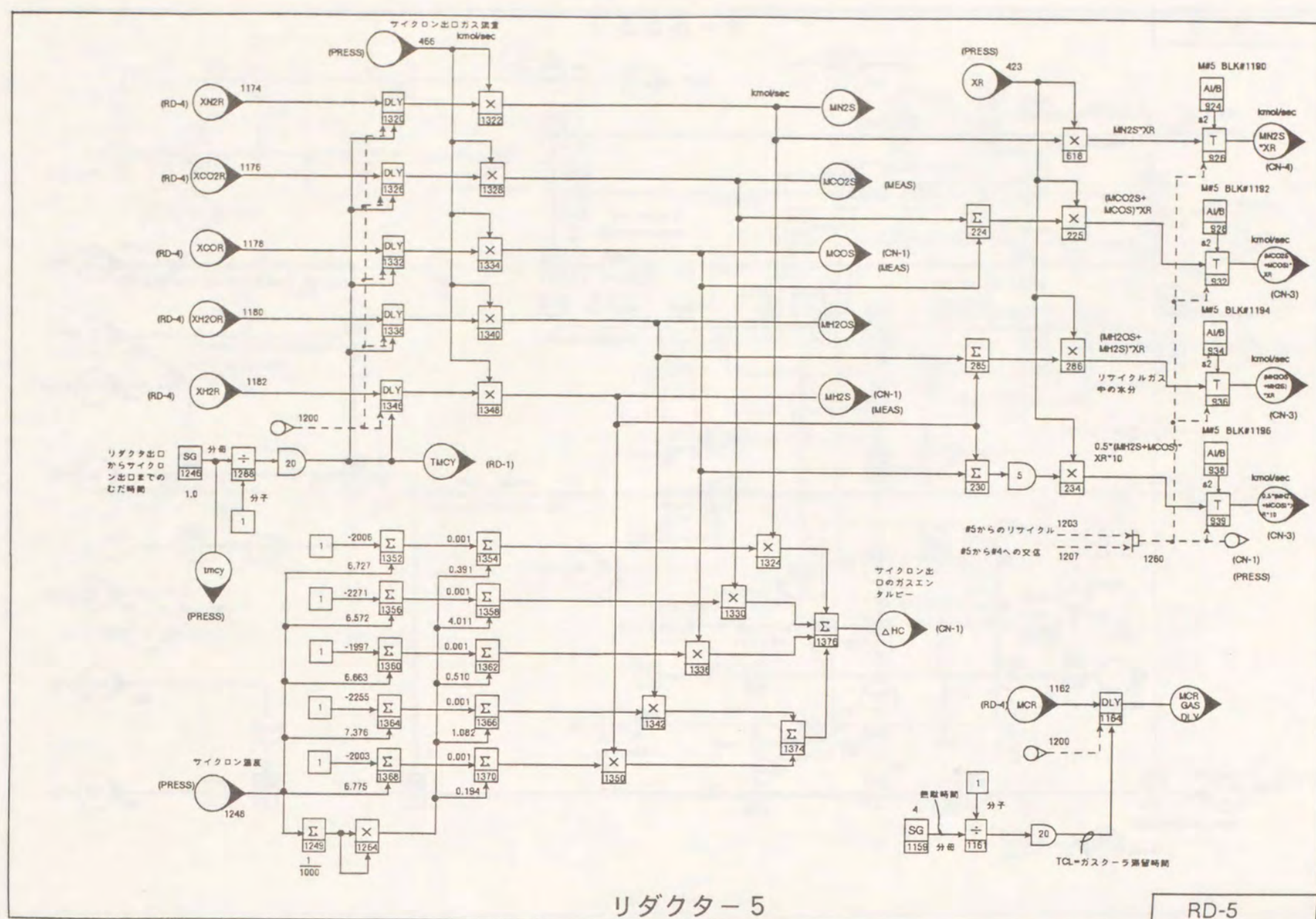
RD-4



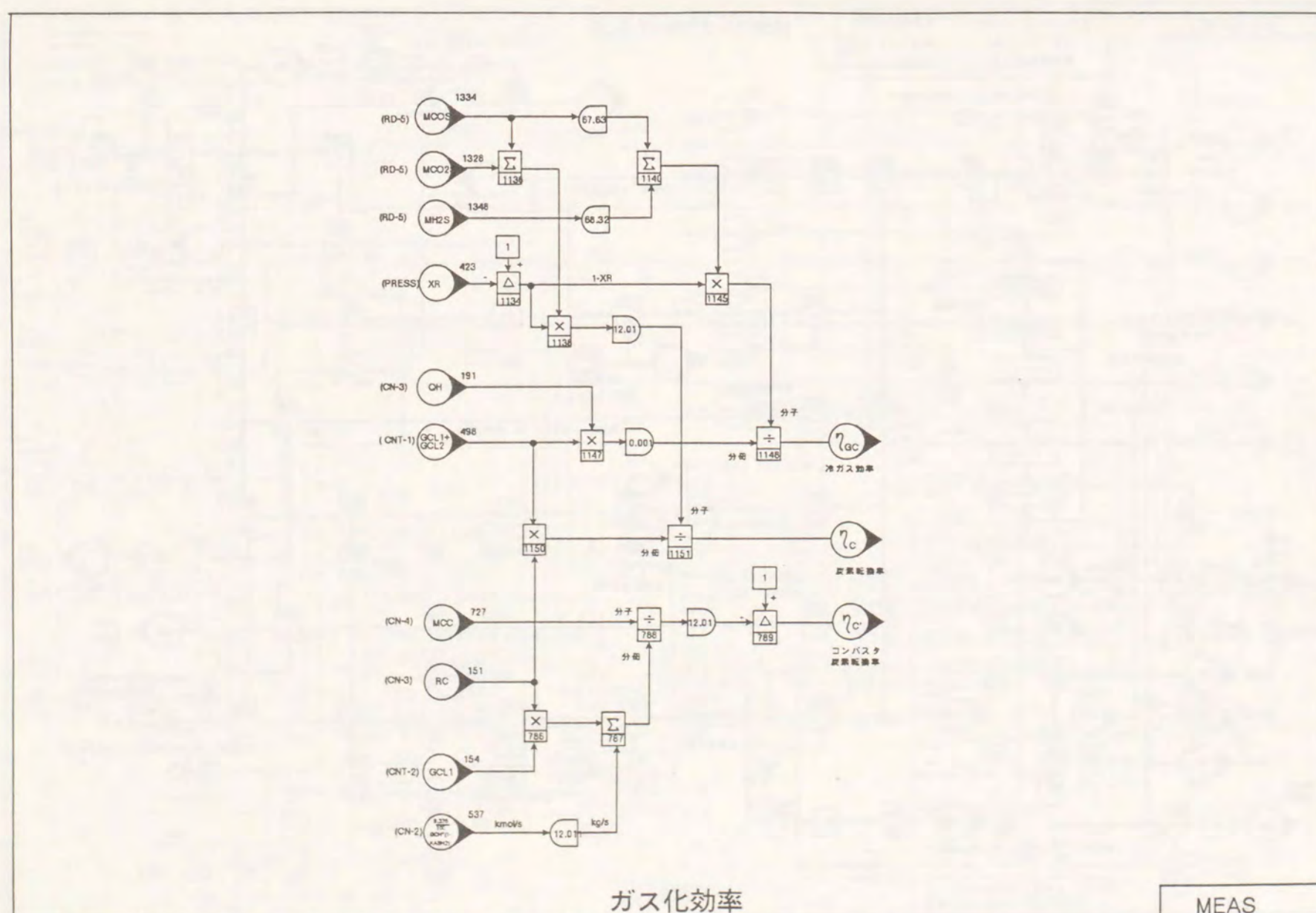
RD-2



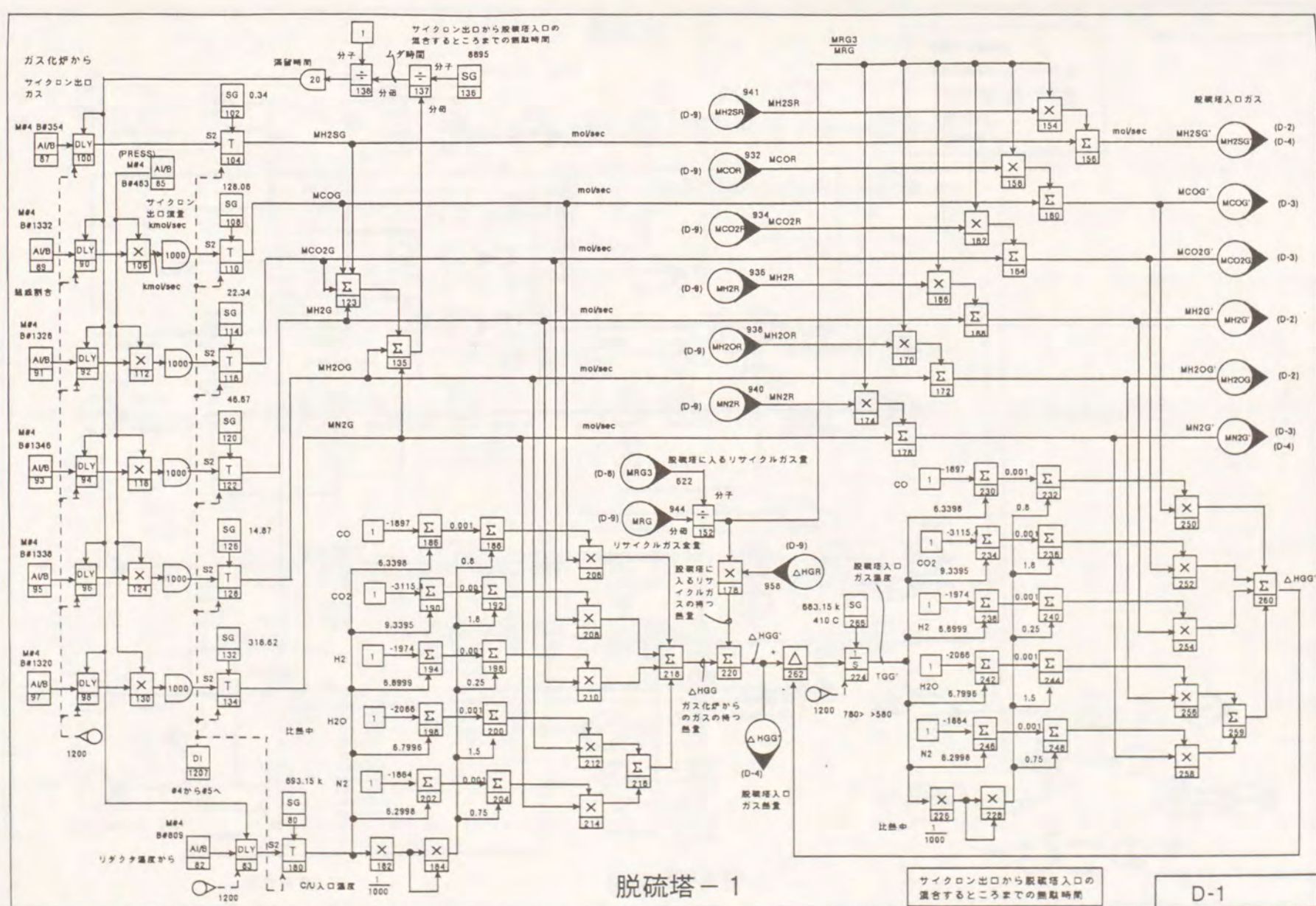
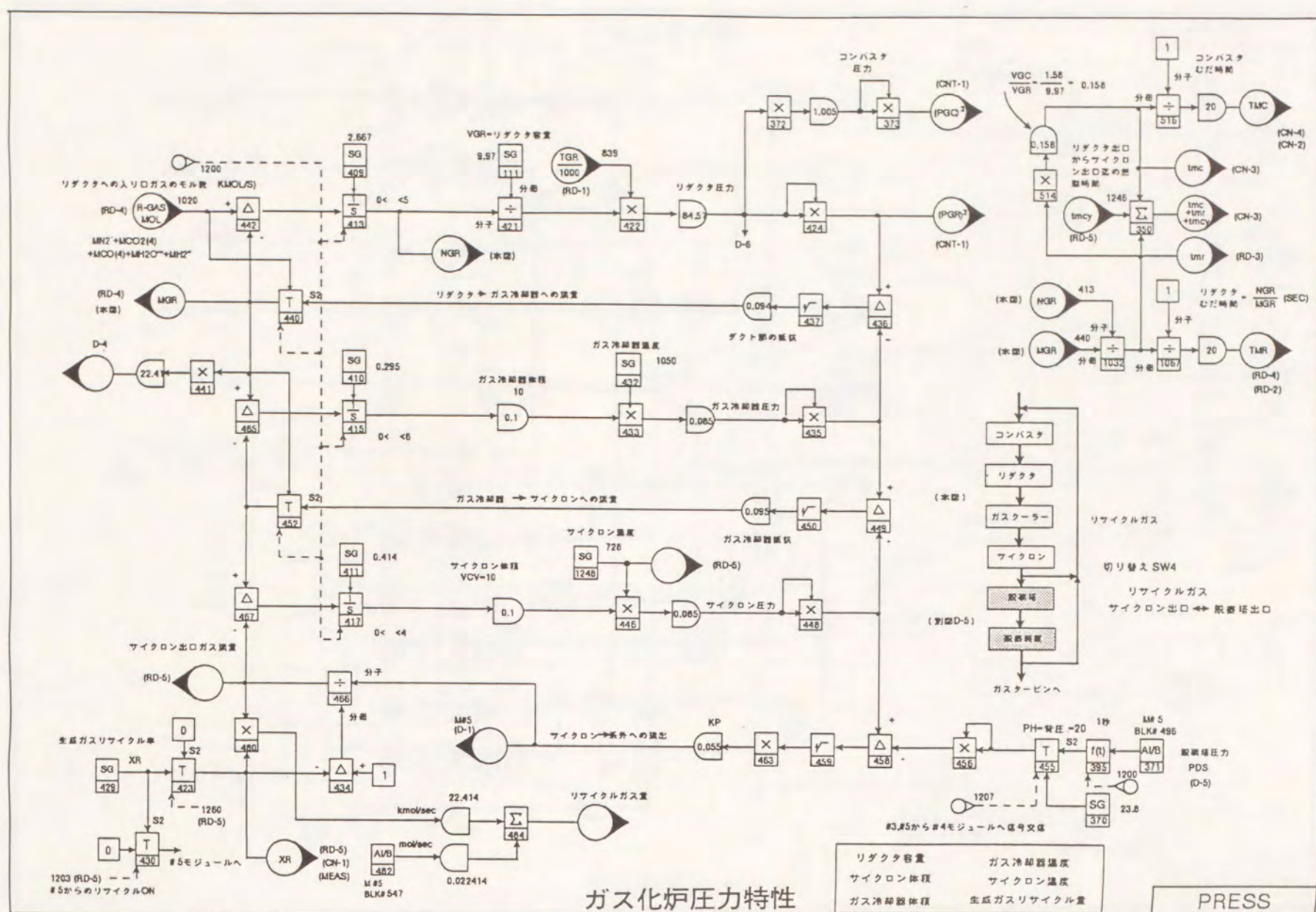
RD-1

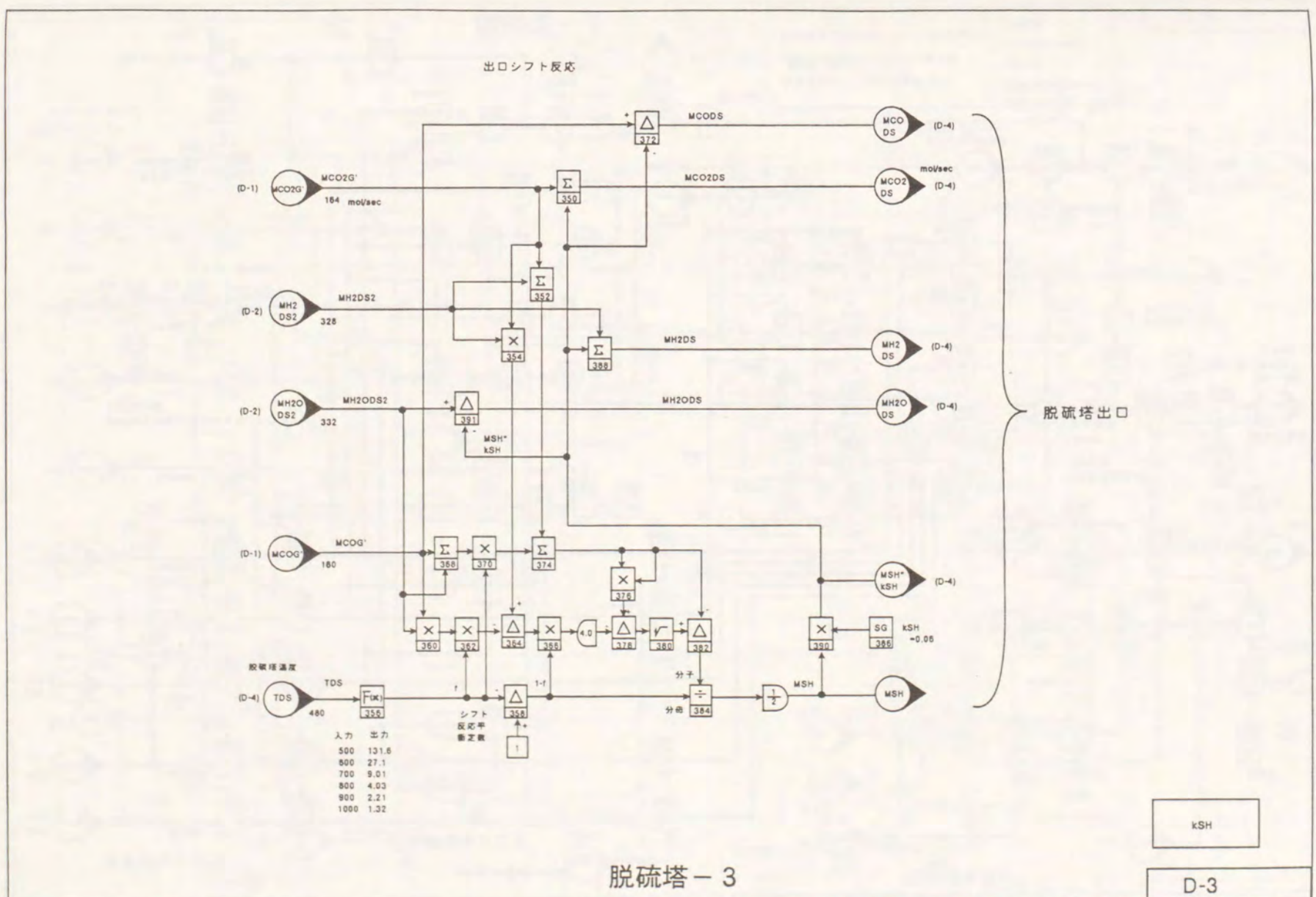
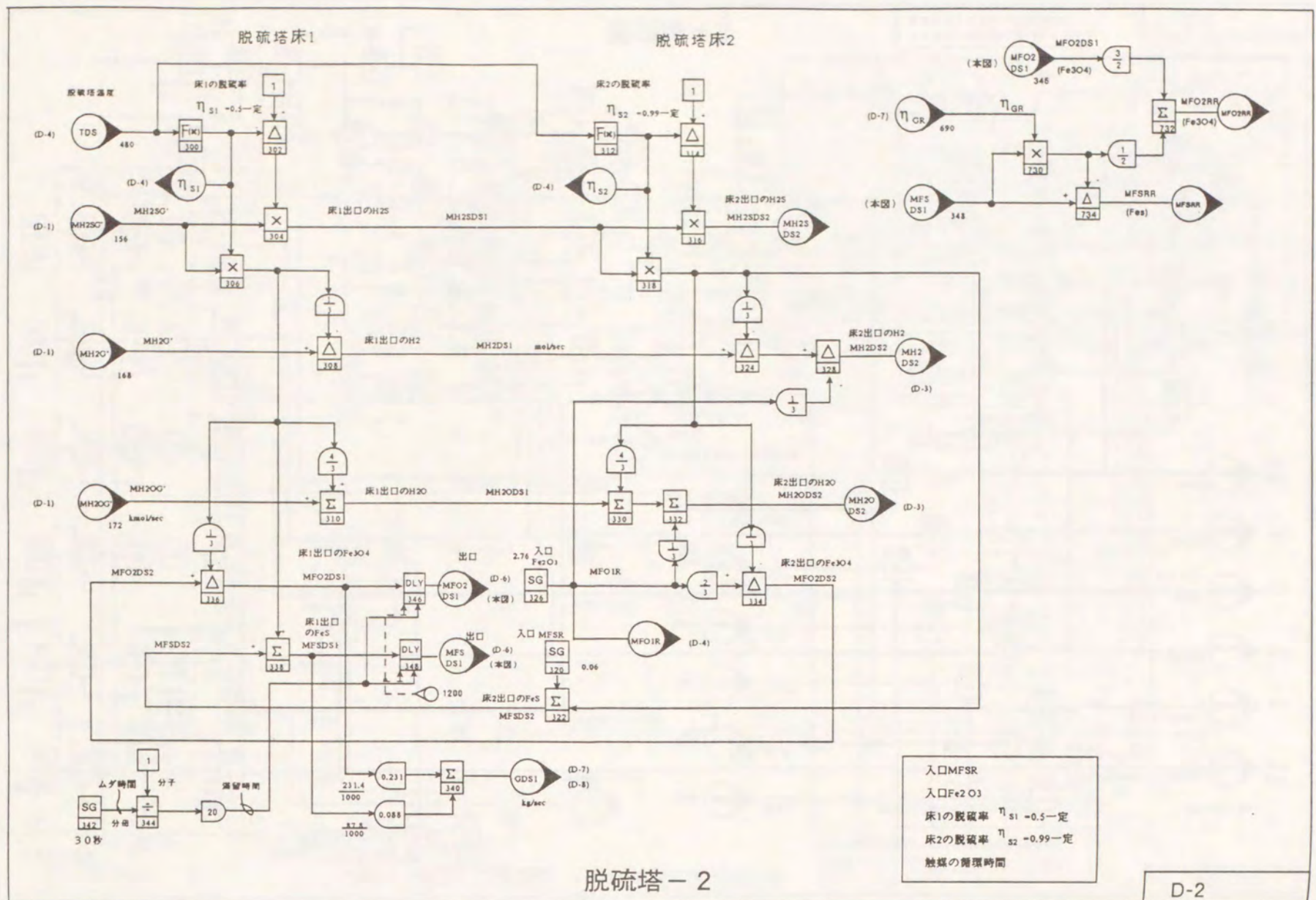


RD-5

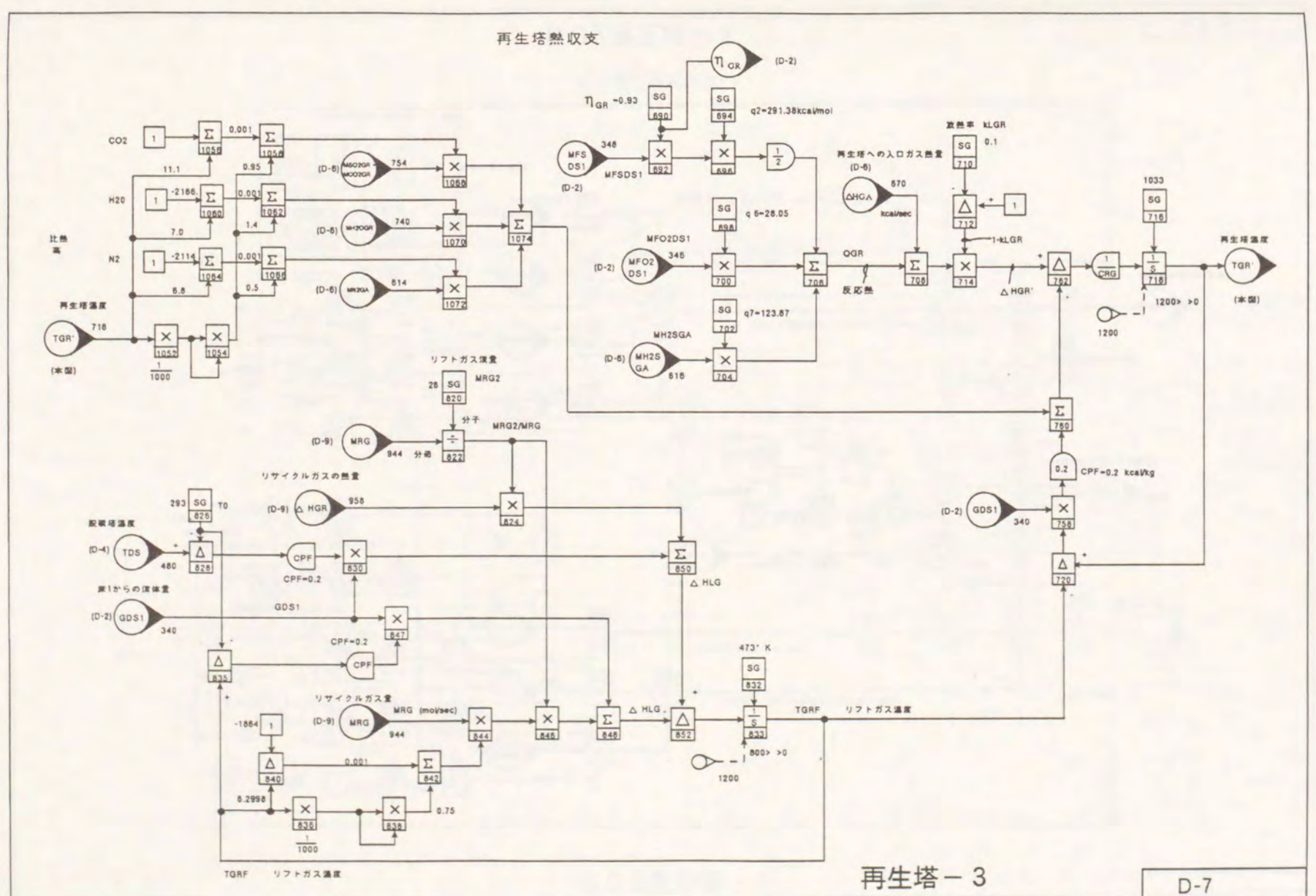
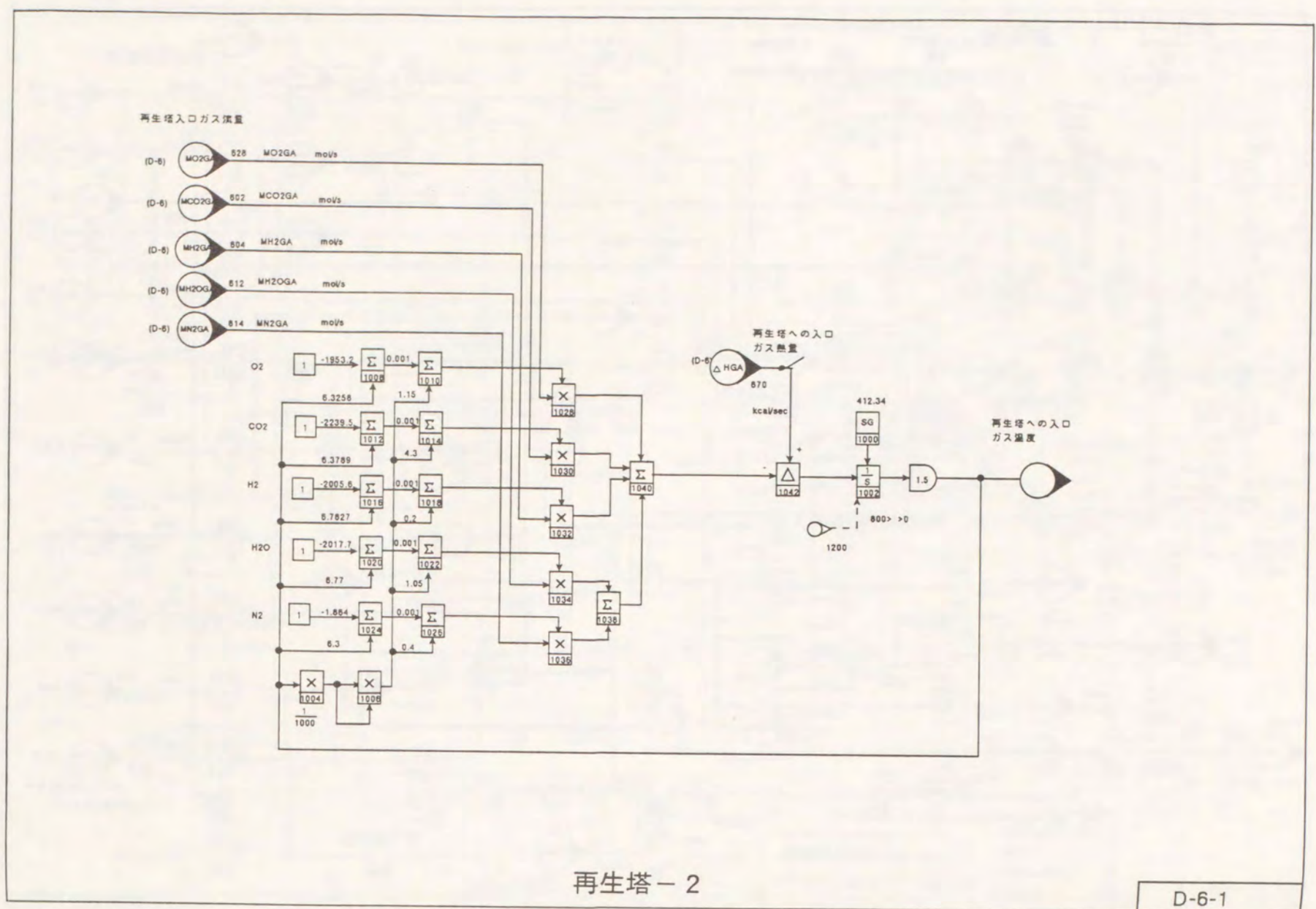


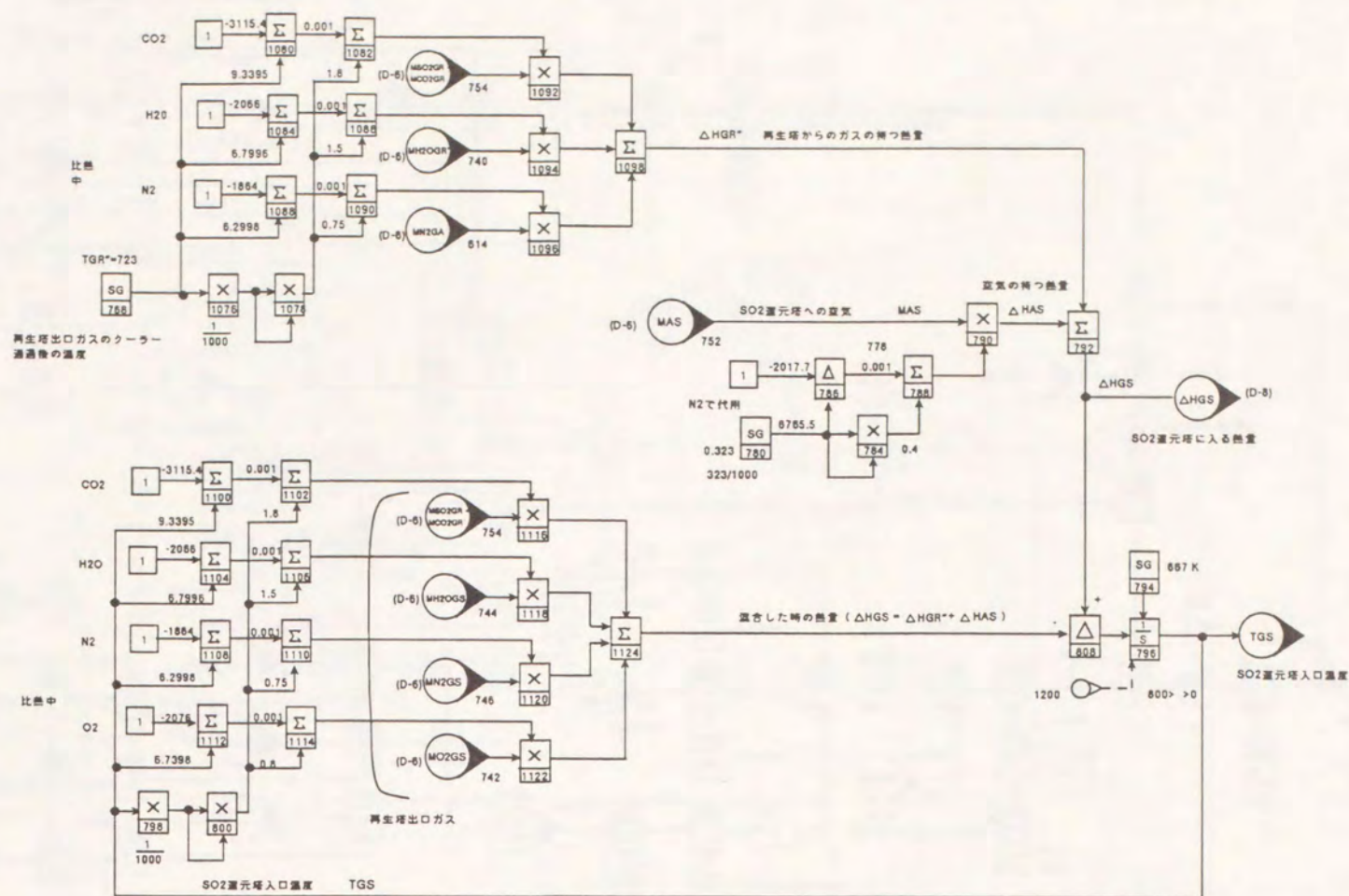
MEAS







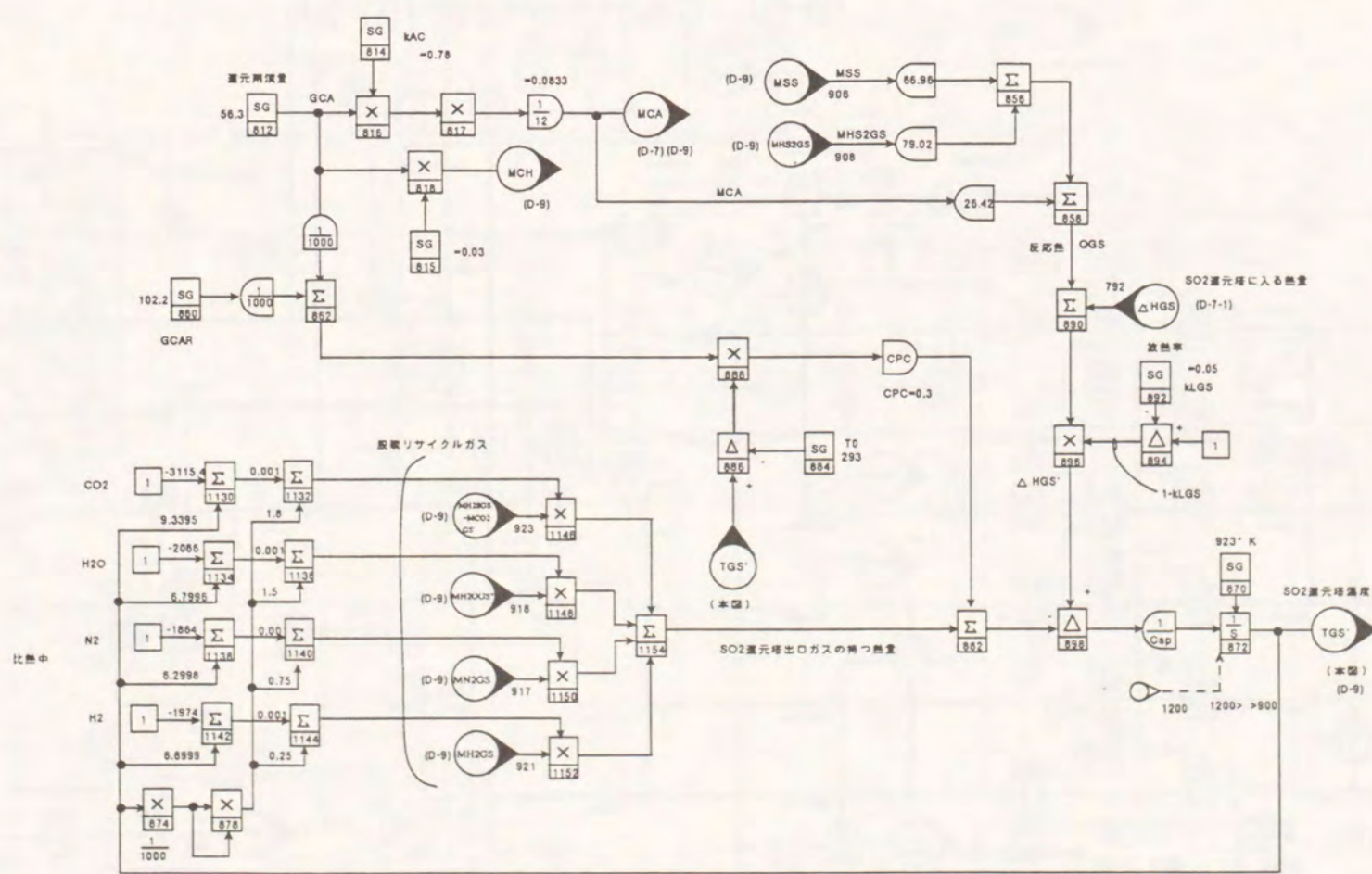




S O₂還元塔 - 1

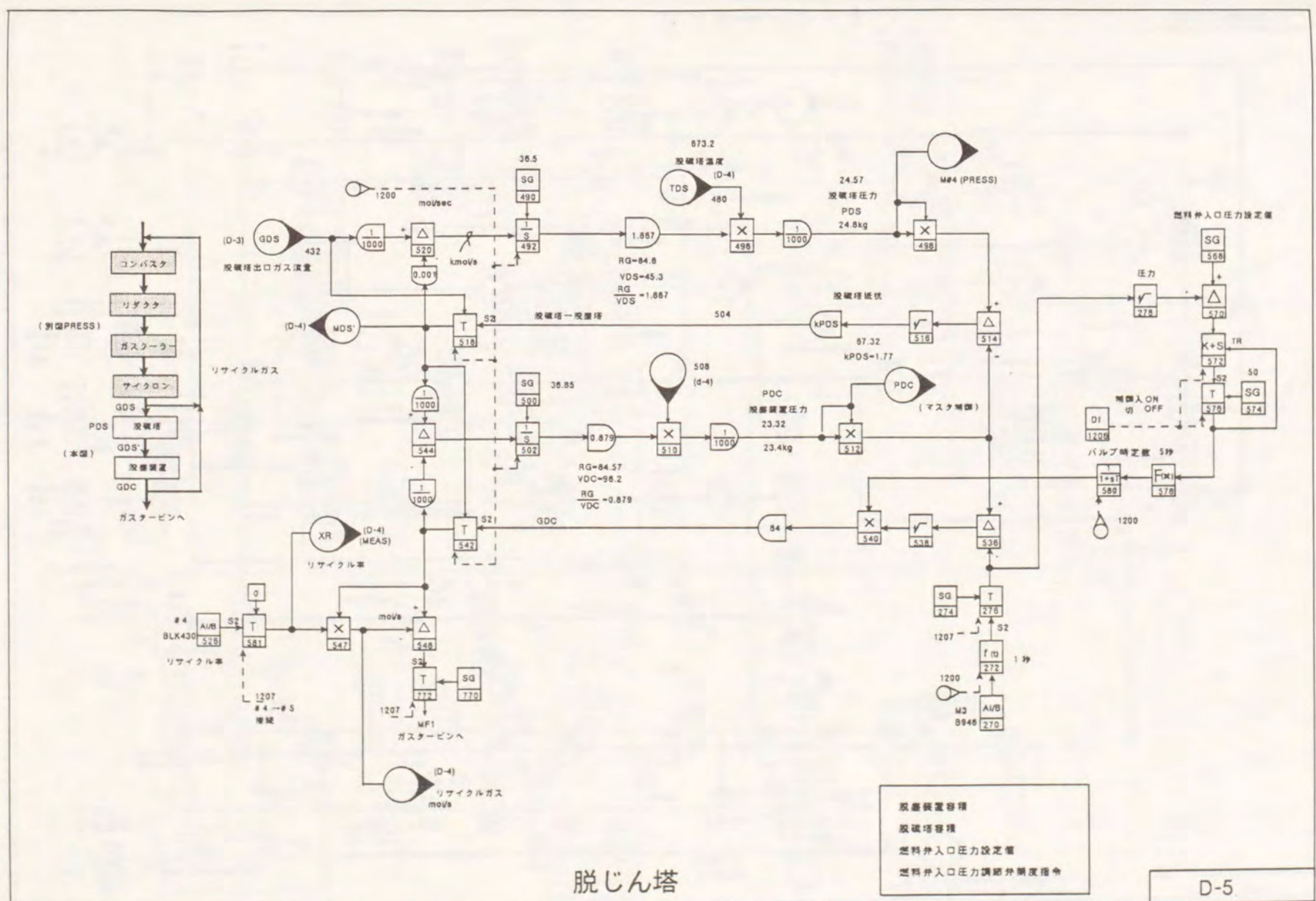
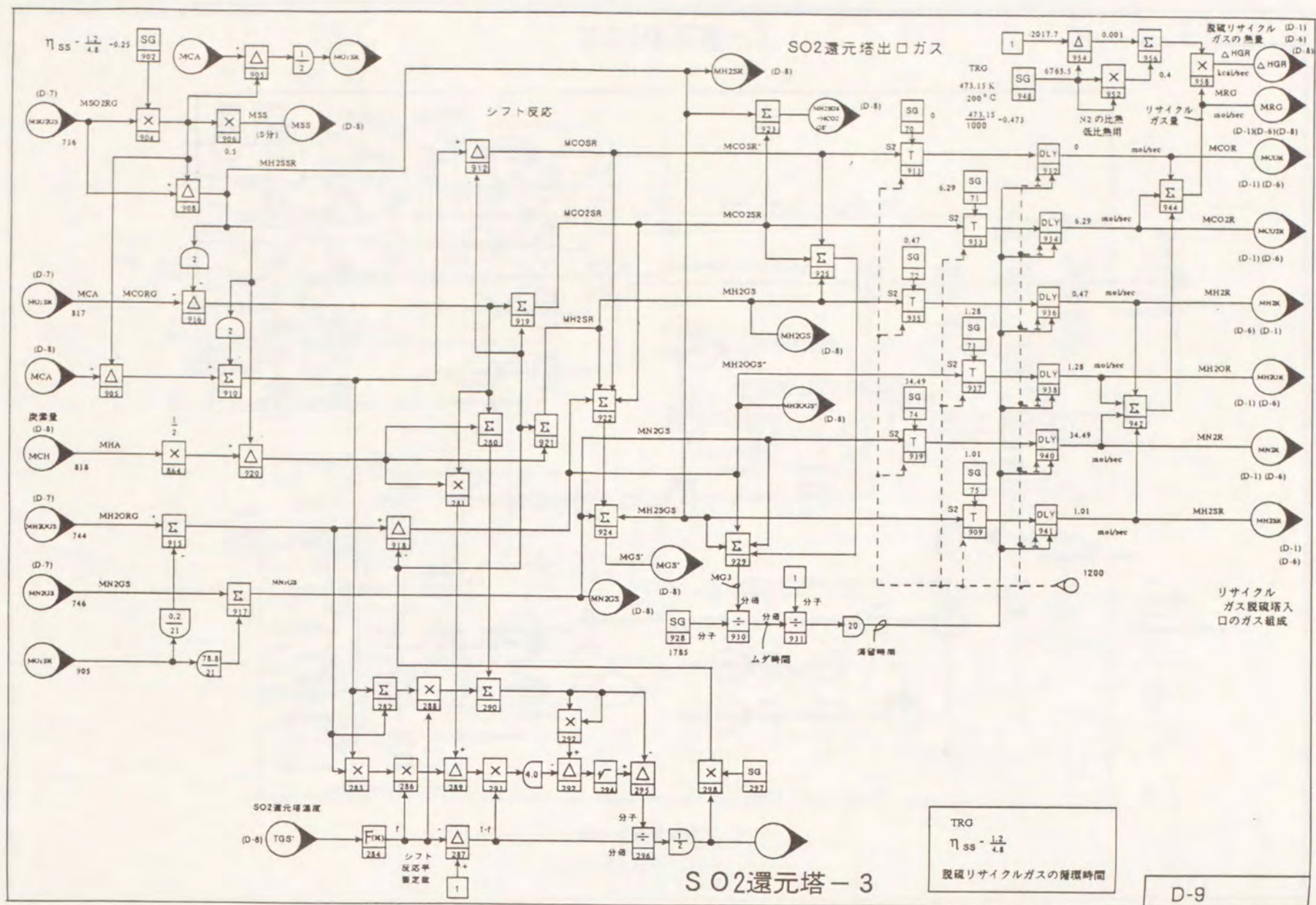
D-7-1

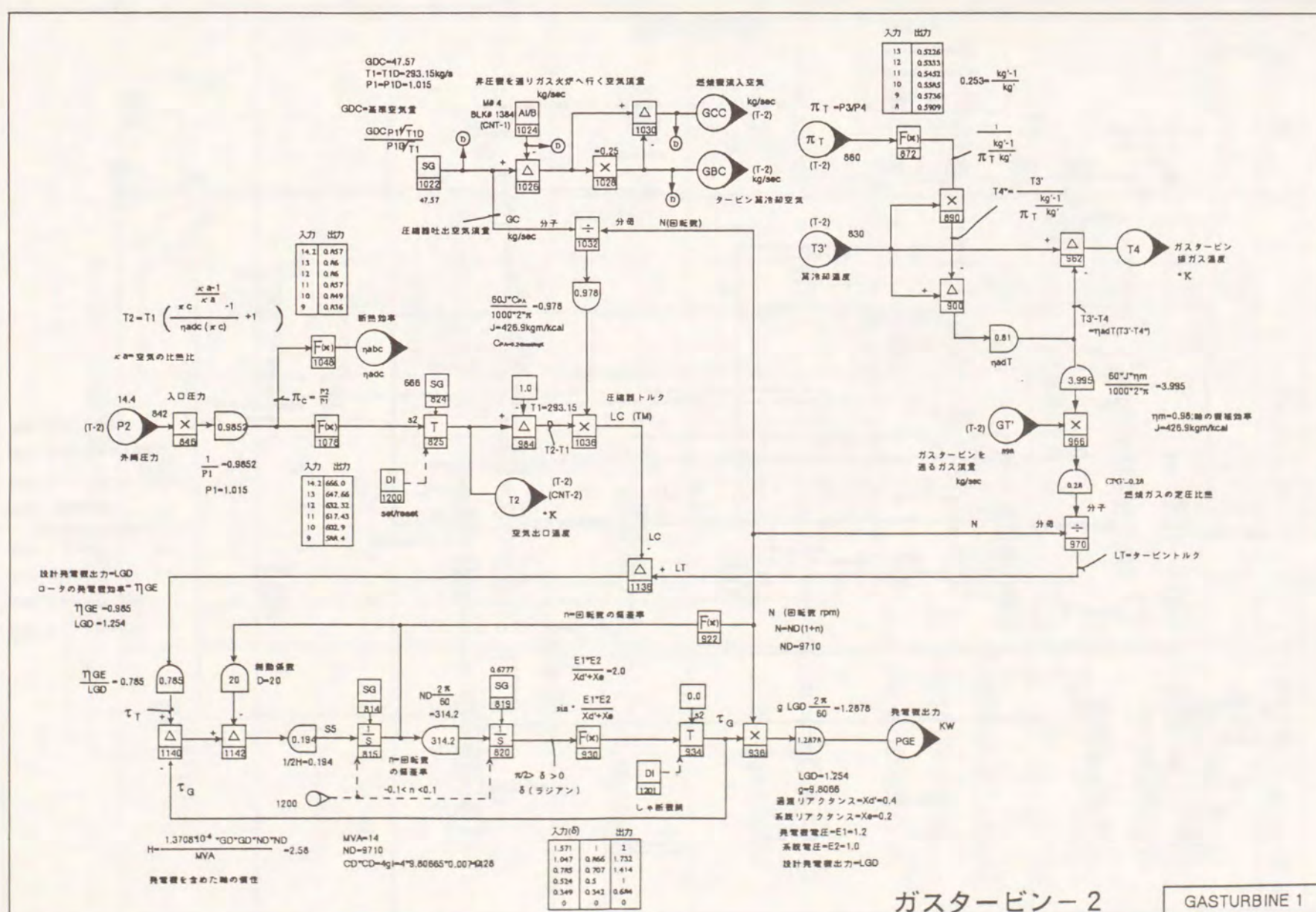
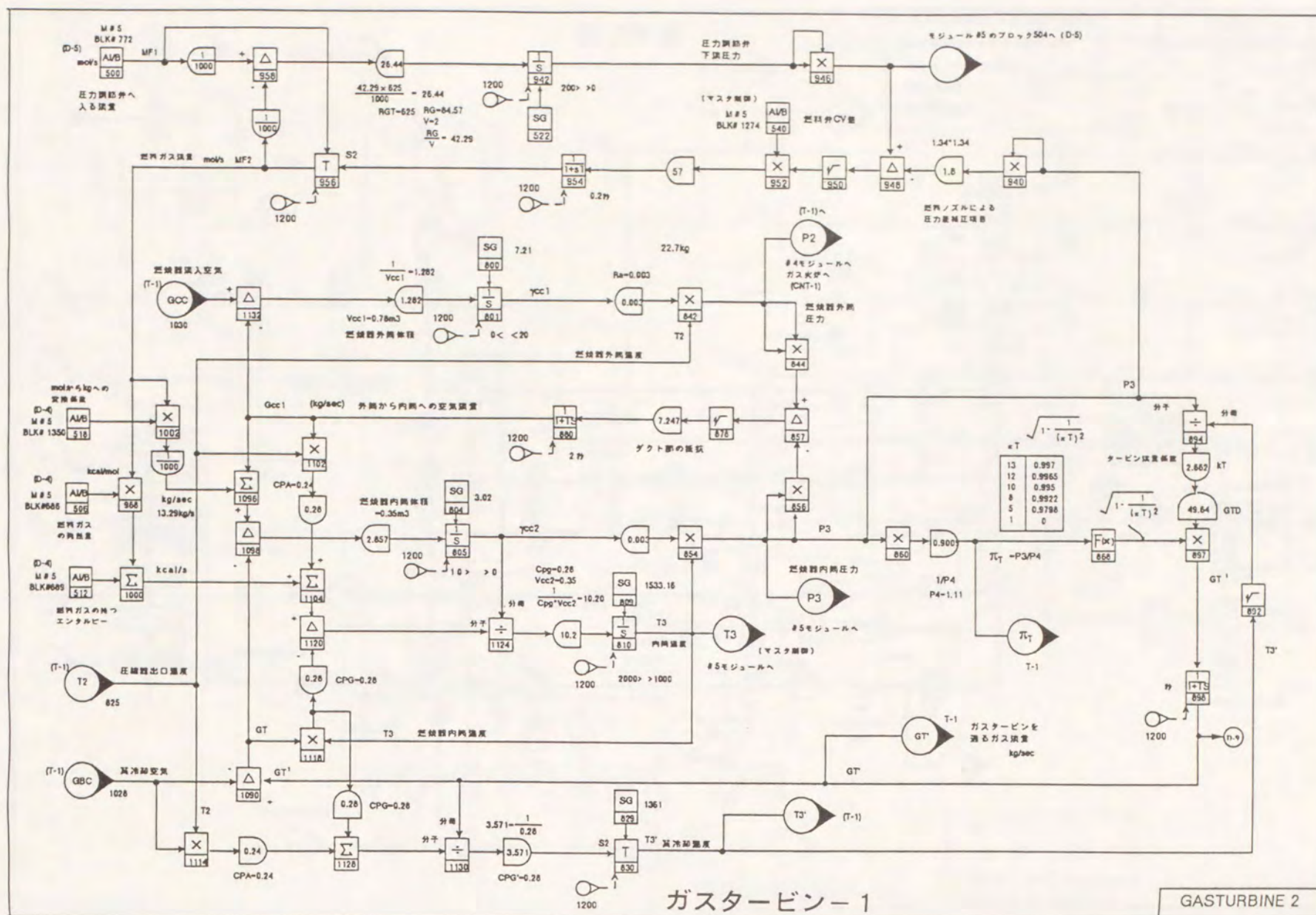
SO₂還元塔熱収支

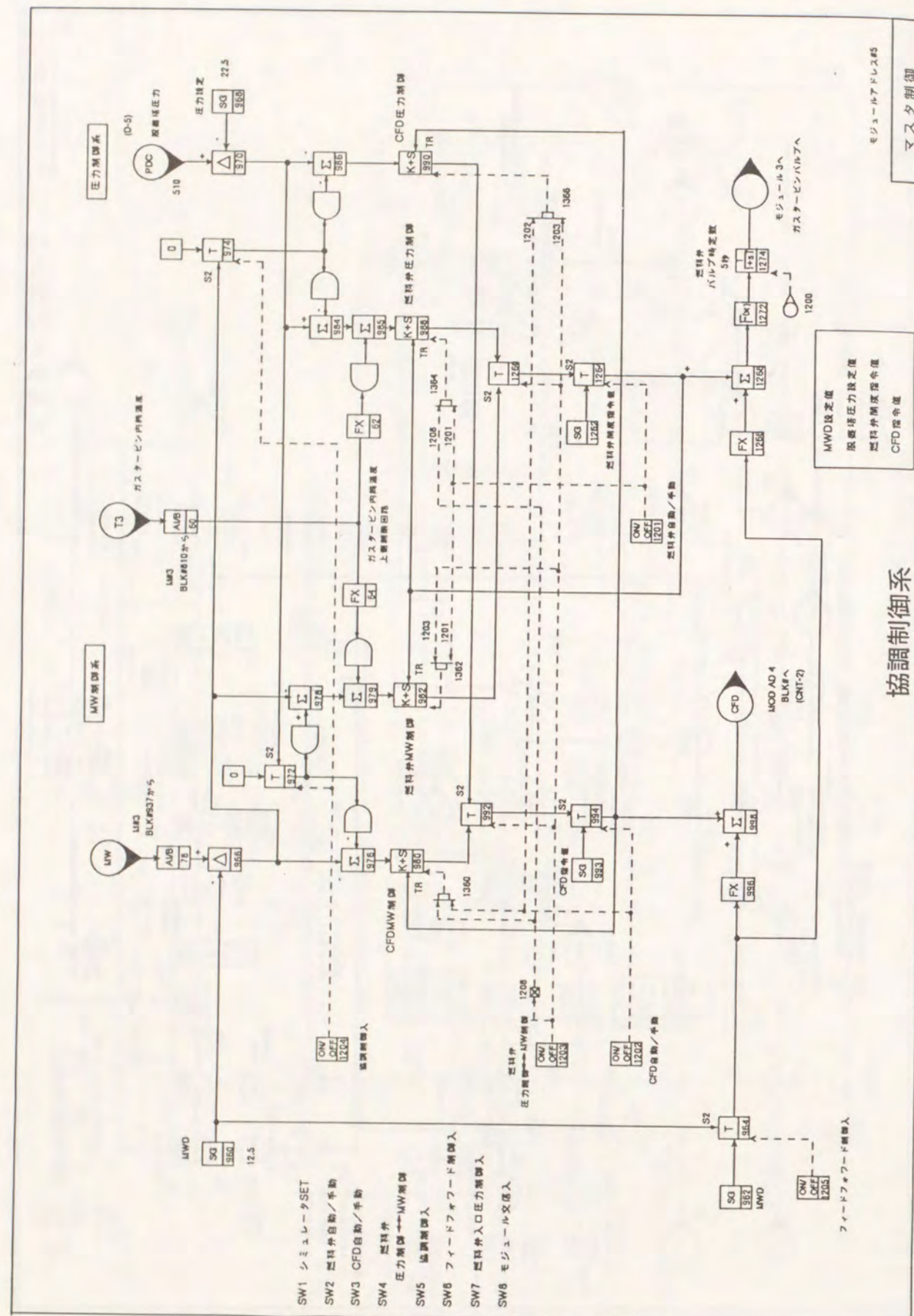


S O₂還元塔 - 2

D-8







5) Network 90 Function Block 機能対比表

NO	演算	Network 90	連続系シミュレーション言語
1	線形関数	$\begin{matrix} X \\ S1 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_2 \sim \text{S}_1 \\ \text{F}(X) \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_2 = X \\ \text{S}_3 = Y \\ \vdots \end{matrix}$ 入力Xに対し6点の折れ線関数F(X)でYを出力する。 6点(X₁, Y₁)(X₂, Y₂)...(X₆, Y₆) 範囲外はY₁, Y₆で制限される。	FUNCNAME FX(NN) FUNCT FX=(X₁, Y₁) Y=AFGEN(FX, X) 範囲外は外挿
3	リード/ラグ (1次遅れ) $Y = \frac{1+T_1S}{1+T_2S} \times X$	$\begin{matrix} X \\ S1 \\ S2 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_3 = TS \\ \text{S}_4 = T_1 \text{ (sec)} \\ \text{S}_5 = T_2 \text{ (sec)} \end{matrix}$ リード又は1次遅れ信号を出力する。 TS=0のとき Y=X TS=1のとき 実行	Y=LEDLAG(IC, T₁, T₂, X) icは積分の初期値 1時遅れREALPL有り
7	ルート開平 $Y = K \sqrt{X}$ x < 0 y = 0	$\begin{matrix} X \\ S1 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_2 \\ \sqrt{} \end{matrix} \rightarrow \text{S}_2 = \text{ゲインK}$	Y = K * SQRT(X)
14	4入力加算	$\begin{matrix} X_1 \\ X_2 \\ X_3 \\ X_4 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \Sigma \\ Y \end{matrix} \rightarrow Y = X_1 + X_2 + X_3 + X_4$	Y = X ₁ + X ₂ + X ₃ + X ₄
15	2入力加算 (減算)	$\begin{matrix} X_1 \\ X_2 \\ S1 \\ S2 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_3 = X_1 \text{のゲインK}_1 \\ \text{S}_4 = X_2 \text{のゲインK}_2 \\ \Sigma \\ Y \end{matrix} \rightarrow Y = K_1 \cdot X_1 + K_2 \cdot X_2$ 減算は△	Y = K ₁ * X ₁ + K ₂ * X ₂
16	乗算	$\begin{matrix} X_1 \\ X_2 \\ S1 \\ S2 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_3 = \text{ゲインK} \\ \times \\ Y \end{matrix} \rightarrow Y = K \cdot X_1 \cdot X_2$	Y = K * X ₁ * X ₂
17	除算	$\begin{matrix} X_1 \\ X_2 \\ S1 \\ S2 \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} \text{S}_3 = \text{ゲインK} \\ \div \\ Y \end{matrix} \rightarrow Y = K \cdot (X_1 / X_2)$	Y = K * X ₁ / X ₂

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

N0	演 算	Network 90	連続系シミュレーション言語
58	アナログ無駄時間 $Y = e - \frac{L}{R} S$	$S_2 = \text{レート } R \text{ の } B$ $S_3 = TS \text{ (秒)}$ $S_4 = \text{ユニット数 } L$ $S_5 = \text{インターバル } N$	$Y = \text{DELAY}(N; IC \frac{L}{R}, X)$ ICは初期値
65	4入力デジタル加算	$J = K_1 \cdot I_1 + K_2 \cdot I_2 + K_3 \cdot I_3 + K_4 \cdot I_4$	FIXED I_1, I_2, I_3, I_4, J $J = K_1 \cdot I_1 + K_2 \cdot I_2 + K_3 \cdot I_3 + K_4 \cdot I_4$
157	伝達関数	(作成)	STORAGE $A(M+1), B(N+1)$ $Y = \text{TRANSF}(N, B, M, A, X)$ $Y/X = \frac{A_1 S^M + \dots + A_M 1}{B_1 S^N + \dots + B_N 1}$
165	移動平均	$S_2 = \text{サンプル数 } 0 \sim 255$ $S_3 = \text{サンプル周期}$ サンプル数Nの移動平均演算	メモリ関数, ヒストリー関数を使用して作成可
166	積 分 $Y = K \int \times dt + IC$	$S_2 = IC \text{ 初期値}$ $S_3 = TS$ $S_4 = \text{ゲイン}$ 台形公式より積分	$Y = \text{INTGRL}(IC, X)$ METHOD文により11種の積分法を指定できる。
167	多項式	$H = H_1 \cdot 10^{H_2}$ $A = A_1 \cdot 10^{A_2}$	$Y = A \cdot X^{**7} + B \cdot X^{**6} + \dots + G \cdot X + H$
168	空間関数 $Z = F(X, Y)$	$S_1 = X \text{ の最小値 } (X_{11})$ $S_2 = Y \text{ の最小値 } (Y_{11})$ $S_3 = X \text{ の最大値 } (X_{55})$ $S_4 = Y \text{ の最大値 } (Y_{55})$ $S_5 = Z_{11} \text{ の値}$ $S_6 = Z_{55} \text{ の値}$ 5×5の行列で定義とれる値を補間して出力	FUNCNAME TWOFUNC $FX = Z0 = (X_{00}, Y_{00})$ $Z1 = (X_{10}, Y_{10})$ $Z = \text{TWOVAR}(FX, X, Y)$ 範囲外は外挿

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

N0	演 算	Network 90	連続系シミュレーション言語
169	行列加算	3×3行列の加算	STORAGE $A(3, 3) \dots$ TABLE $A = (0, 0, 0 \dots)$ 加算 DO 10 I=1, 3 DO 10 J=1, 3 10 $C(I, J) = A(I, J) + B(I, J)$ 乗算もDO文で行う。
170	行列乗算	3×3行列の乗算	
171	三角関数	$S_2 = 0 \text{ ラジアン } 1 \text{ 度}$ $S_3 = \text{関数の種類}$ 0 = SIN 3 = COT 1 = COS 4 = SEC 2 = TAN 5 = COSEC	$Y = K \cdot \text{SIN}(X)$ etc.
172	指数関数	$S_1 = \text{ゲイン } K$	$Y = K \cdot \text{EXP}(X)$
173	べき乗	$S_1 = \text{ゲイン } K$	$Z = K \cdot Y^{**X}$
174	対 数	$S_1 = \text{底, } 0 : e$ $S_2 = \text{ゲイン } K$	$Y = K \cdot \text{LOG}(X)$

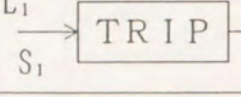
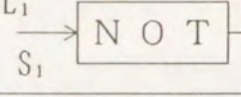
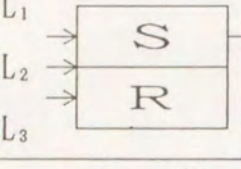
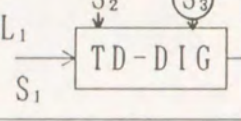
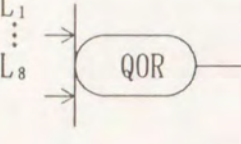
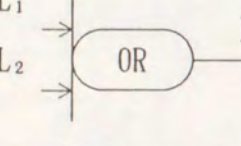
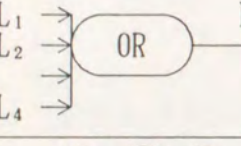
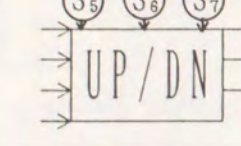
丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

NO	コントロール	Network 90	連続系シミュレーション言語
4	パルスボジショナ	S_1 = 設定値入力 (B) S_2 = フィードバック 信号 (B) S_3 = 正ストローク 率 S_4 = 逆ストローク 率 S_5 = 不感帯 S_6 = サイクル時間 差圧 $\Delta \times t_2$ 比例した増 (Y₁) 減 (Y₂) パルス を出力する。	
6	高低リミット L ——— H	S_2 = 高制限値 H S_3 = 低制限値 L	$Y = \text{LIMIT}(L, H, X)$
8	変化率制限	$S_3 = TS$ S_4 = 増加の変化率 S_5 = 減少の変化率 $TS = 0$ のとき $Y = X$, $TS = 1$ のとき実行	
18	PID コントローラ / 偏差入力 I $Y = K(P + \frac{I}{S} + DS)X$ S	S_3 = トラッキング信号 (B) TR $S_4 = TS$ $S_5 = K$ $S_6 = P$ $S_7 = I$ (1/min) $S_8 = D$ (min) S_9 = 出力最大値 S_{10} = 出力最小値 $TS = 0$ のとき $Y = TR$ $TS = 1$ のとき コントロール出力を出す。	MACRO $U = \text{PID}(CI, CD, K, P, I, D, E, \text{MAX}, \text{MIN})$ $EP = E * P$ $IS = I / 60.0$ $EI = \text{INTGRL}(CI, E * IS)$ $DS = D * 60.0$ $XD = (E - XE) / (0.1 * DS)$ $XE = \text{INTGRL}(CD, XD)$ $ED = DS * XD$ $U1 = K * (EP + EI + ED)$ $U = \text{LIMIT}(\text{MIN}, \text{MAX}, U1)$ ENDMAC
19	PID コントローラ / 設定値, 変数 入力 I $Y = K(P + \frac{I}{S} + DS)$ S (PV-PS)	S_3 = トラッキング信号 B TR $S_4 = TS$ $S_5 = K$ $S_6 = P$ $S_7 = I$ (1/分) $S_8 = D$ (分) S_9 = 出力最大値 S_{10} = 出力最小値 $TS = 0$ のとき $Y = T_{12}$ $TS = 1$ のとき コントロール出力を出す。	
24	アダプト	S_1 = 入力の (B) S_2 = 変化させる (B) S_3 = 変化させる スペック 番号 S_2, S_3 のチューニングパラメータを調節	
160	スミスプレディクタ	S_3 = トラッキング信号 (B) TR $S_4 = TS$ S_5 = 外部カスケード入口 (B) S_6 = 外部リファレンスラグ S_7 = プロセスゲイン S_8 = プロセス無駄時間 S_9 = プロセスラグタイム S_{10} = プロセスチューニングタイム 無駄時間の大きい プロセス制御用	

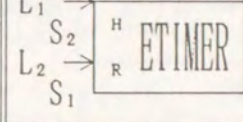
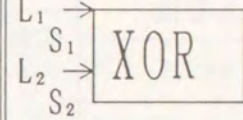
丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

NO	信号設定・選択	Network 90	連続系シミュレーション言語
2	アナログ定数設定 (パラメータ)	S_1 を出力	PARAM $X = 00.0$ INCON $X = 00.0$
9	アナログ切替	$S_3 = TS$ $S_4 = X_1$ の切替時定数 $S_5 = X_2$ の切替時定数 $TS = 0$ のとき X_1, $TS = 1$ のとき X_2 に切替る	
10	高 選 択	X_1 の最大値 を出力	例えば FUNCTION HVG $I(X_1, X_2, X_3, X_4, Y)$ $Y = \text{AMAXI}(X_1, X_2, X_3, X_4)$ RETURN END
11	低 選 択	X_4 の最大値 を出力	
13	整数切替	$S_3 = TS$ $TS = 0$ のとき $M = N_1$ $TS = 1$ のとき $M = N_2$	
50	デジタル 設定	S_1 0.1 を出力	
51	固定アナログ定数 設定	S_1 を出力	CONST $X = 00.0$
52	整定数設置	S_1 を出力	FIXED $N_1, N_2, \dots$ CONST $N_1 = \dots, N_2 = \dots$
59	デジタル 切替	$TS = 0$ のとき $Y = X_1$ $TS = 1$ のとき $Y = X_2$ に切替わる。	$Y = \text{INSW}(TS, X_2, X_1)$ $TS > 0$ のとき $Y = X_1$ $TS < 0$ のとき $Y = X_2$
162	デジタルセグメントバッファ	1つのセグメント から別のセグメント へデジタルデータを渡す。	
163	アナログセグメントバッファ	1つのセグメント から別のセグメント へアナログデータを渡す。	

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

N0	ロジック	Network 90	連続系シミュレーション言語
32	トリップ	 L_1が1でMFTをタイムアウトしモジュールをロックさせる。	$IF(L_1, EQ, 1)STOP$
33	論理否定	 $L_1 = 1$のとき$M=0$ $L_1 = 0$のとき$M=1$	$M=NOT(X_1)$
34	メモリ(セット/リセット)	 真理表のメモリ機能 S_4:オーバーライト	$M=RST(X_1, X_2, X_3)$ 機能は少し異なる。
35	タイミング	 S_2:機能フラグ S_3:遅れ時間T(sec)	
36	クオリファイド OR	 S_9=入力ビット数 S_{10}=選択フラグ $S_{10}=0$ $S_{10}=1$ $X>N$ 1 0 $X=N$ 1 1 $X<N$ 0 0	
37	2入力AND	 2入力の理論積を行う $M=L_1, L_2$	$M=AND(X_1, X_2)$
38	4入力AND	 4入力の理論積を行う $M=L_1, L_2, L_3, L_4$	
39	2入力 OR	 2入力の理論和を行う $M=L_1+L_2$	$M=IOR(X_1, X_2)$
40	4入力 OR	 4入力の理論和を行う $M=L_1+L_2+L_3+L_4$	
85	アップ/ダウンカウンタ	 増/減独立してディジタルカウントを行う	

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

N0	ロジック	Network 90	連続系シミュレーション言語
86	タイマー	 経過時間を測定するためのタイマー	シミュレーション時刻TIMEにより設定可
101	排他的理論和	 2入力の排他的理論和を行う	$M=EOR(X_1, X_2)$

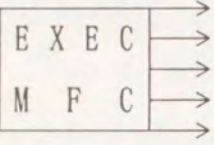
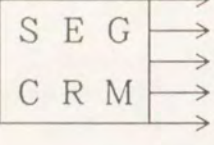
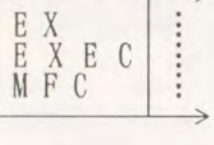
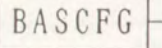
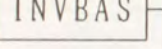
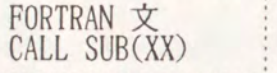
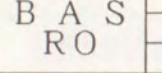
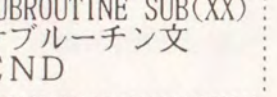
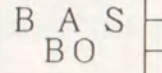
丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

N0	入出力	Network 90	連続系シミュレーション言語
5	パルス出力		連続系シミュレーション言語では次のような出力機能である。
25	アナログ入力／ モジュールバス		(PRINT文) 変数をラインプリンタに出力する。
28	アナログ出力／ モジュールバス		PRINT(N)X, Y... Nは有効桁 表現はTITLE 文
41	デジタル 入力／ モジュールバス		(OUTPUT 文) 変数をラインプリンタにグラフ表示する。
63	アナログ入力リスト／ モジュールバス		OUTPUT(N)X=(L, M) Y=(L, M) NはNTABを指定したときの有効桁
64	デジタル 入力リスト／ モジュールバス		(PAGE 文) OUTPUTグラフの形式を指定 擬似 { MERGE マッサージ 出力 CONTOR 等高線出力 SHADE 濃淡出力
79	CISブロック		表題はLABEL 文 出力間隔は PRDEL 又はOUTDELで指定
83	DOグループ(MFC)		
84	DIグループ(MFC)		

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

N0	ステーション・モータ	Network 90	連続系シミュレーション言語
12	高／低アラーム		連続系シミュレーション言語には、類似の機能はない。
20	指示計ステーション		
31	テストオリティ		
61	フリッカ		
69	テストアラーム		
80	ステーション(MFC)		
95	モジュールステータスモニタ		
100	DO照合		

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

NO	演算条件, ベシック 他	Network 90	連続系シミュレーション言語
81	エグゼクティブ/MFC	 MFC 全体を制御する	シミュレーション条件はTIMER 文で指定する。 TIME: シミュレーション開始時刻 FINTIM: 終了時刻 DELT: 積分間隔 PRDEL: プリント出力間隔 OUTDEL: アウトプット出力間隔 積分法はMETHOD文で指定する。
82	セグメントコントロール (MFC)	 セグメント 全体の変数を決定する。 ⑤=1-秒, 2-秒 S ₂ =演算サイクル S ₃ =プライオリティ0~7 S ₆ =PID最大ゲイン	RECT: オイラ法 TRAPZ: 台形法 SIMP: シンプソン法 ADAMS: 2次のアダムス法 PRSGILL: ルンゲクッタ法 STIFF: ステッフ法 MILNE: ミルン法 等
89	ラストブロック/(MFC)	MFCでフュージョンブロックの最大値を示す。固定ブロックNO2047を指定する。	連続系シミュレーション言語ではFORTRAN 文を使用することができる。
90	拡張エグゼクティブ	 MFC 全体を制御するブロック20~22時刻 (固定ブロック20~22) MFC 固定ブロックとその内容を参照	
91	ベシック コンフィギュレーション	 S ₃ 文字用RAMエリア S ₄ データ用RAMエリア S ₅ プログラム用RAM エリア BASIC エリア, 動作モードを定義する。	
92	インボークベシック	 BASIC を実行させるためのブロック	NOSORT 
93	ベシック 実数出力	 BASIC より実数データを転送 (BOUT コマンドで垂流)	STOP 
94	ベシックデジタル出力	 BASIC より整数データを転送 (BOUT コマンドで更新)	

丸で囲んだ定数はオンライン調整可能

本研究論文において使用した諸物性データを以下に示す。

1) 気体の定圧比熱および比エンタルピ計算式

石炭ガス化複合発電システムの計算に必要なとなる気体の定圧比熱の値を付表2.1に示す。(化学便覧より, J=4.184 として換算)

付表2.1 気体の定圧比熱 $C_p(\text{cal/mol} \cdot \text{K})$

温度K	CO	H ₂	CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂	CH ₄	H ₂ S
298.15	6.967	6.891	8.872	8.021	6.960	7.017	8.554	8.179
400	7.012	6.974	9.873	8.184	6.979	7.194	9.737	8.509
500	7.120	6.993	10.66	8.413	7.070	7.428	11.13	8.893
600	7.275	7.008	11.31	8.674	7.196	7.700	12.55	9.247
800	7.624	7.077	12.29	9.244	7.512	8.064	15.10	10.18
1000	7.933	7.218	12.98	9.847	7.815	8.334	17.21	10.97
1500	8.420	7.713	14.00	11.23	8.329	8.738	20.72	12.35
分子量	28.01	2.016	44.01	18.015	28.013	31.999	16.043	34.082

付表2.1 に基づき, 各気体の定圧比熱を600K以下(低温), 600~1000K(中温), 1000K 以上(高温)の3つの温度領域に分けて, 定圧比熱を1次式で近似し, 比エンタルピを2次式で近似した。

$$C_{p_i} = a_i + b_i T$$

$$\Delta h_i = a_i T + \frac{b_i}{2} T^2 + \Delta h_{si}$$

$$\Delta H = \sum_{i=1}^n m_i \Delta h_i$$

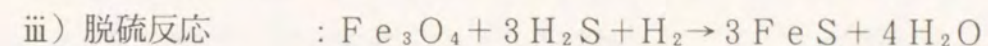
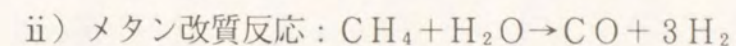
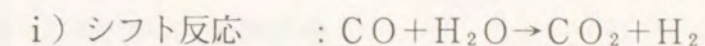
```

10 'ガスノネリョウケイサンプログラムメタンイリ
20 INPUT "INPUT T°C CO/H2/CO2/H2O/N2/O2/CH4 ";TC,M1,M2,M3,M4,M5,M6,M7
30 IF TC>727 GOTO 230
40 IF TC>327 GOTO 140
50 DT=TC-20
60 H1=(7 *DT+.0005*DT*DT)*M1/1000
70 H2=(6.9*DT+.0002*DT*DT)*M2/1000
80 H3=(8.9*DT+.0043*DT*DT)*M3/1000
90 H4=(8 *DT+.00105*DT*DT)*M4/1000
100 H5=(7 *DT+.0004*DT*DT)*M5/1000
110 H6=(7*DT+.00115*DT*DT)*M6/1000
115 H7=(8.5*DT+.00132*DT*DT)*M7/1000
120 HG=H1+H2+H3+H4+H5+H6+H7
130 PRINT USING "HGAS=####.### (Low)";HG :END
140 DT=TC-327
150 H1=(2196+7.3 *DT+.0008*DT*DT)*M1/1000
160 H2=(2137+7 *DT+.00025*DT*DT)*M2/1000
170 H3=(3138+11.5*DT+.0018*DT*DT)*M3/1000
180 H4=(2555+8.6 *DT+.0015*DT*DT)*M4/1000
190 H5=(2187+7.2*DT+.00075*DT*DT)*M5/1000
200 H6=(2257+7.7 *DT+.0008*DT*DT)*M6/1000
205 H7=(3232+12.6*DT+.00585*DT*DT)*M7/1000
210 HG=H1+H2+H3+H4+H5+H6+H7
220 PRINT USING "HGAS=####.### (Mid)";HG :END
230 DT=TC-727
240 H1=(5244+7.9 *DT+.0005*DT*DT)*M1/1000
250 H2=(4969+7.2 *DT+.0005*DT*DT)*M2/1000
260 H3=(8026+13 *DT+.00095*DT*DT)*M3/1000
270 H4=(6235+9.8 *DT+.0014*DT*DT)*M4/1000
280 H5=(5187+7.8 *DT+.0005*DT*DT)*M5/1000
290 H6=(5465+8.3 *DT+.0004*DT*DT)*M6/1000
295 H7=(9208+17.3*DT+.0035*DT*DT)*M7/1000
300 HG=H1+H2+H3+H4+H5+H6+H7
310 PRINT USING "HGAS=####.### (High)";HG :END

```

2) 各種化学反応の化学平衡定数

石炭ガス化複合発電システムの計算に必要な各種化学反応の化学平衡定数を付表2.2に示す。(化学便覧より)

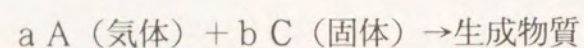
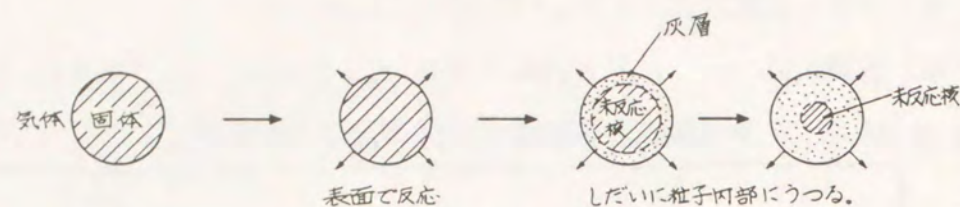


付表2.2 各種化学反応の化学平衡定数Kp

温度 (K)	シフト反応	メタン改質反応	脱硫反応
298.15	89125.	2.0045×10^{-25}	4.217×10^{16}
400	1479.1	2.3442×10^{-16}	1.8793×10^{13}
500	128.82	8.3176×10^{-11}	3.6728×10^{11}
600	26.915	4.8529×10^{-7}	3.1046×10^{10}
700	9.1201	2.5823×10^{-4}	5.2966×10^9
800	4.0738	3.013×10^{-2}	1.2445×10^9
900	2.1878	1.3932	3.6058×10^8
1000	1.3804	2.559	1.2677×10^8
1100	0.9078	27.8	5.224×10^7
1200	0.6714	222.3	2.4604×10^7
1300	0.5246	1297	1.2972×10^7
1400	0.4276	5.861×10^4	7.4302×10^6
1500	0.3598	2.173×10^5	
1600	0.3105	6.855×10^5	
1700	0.2742	1.879×10^6	
1800	0.2455	4.571×10^6	
1900	0.2239	1.019×10^7	
2000	0.2065	2.094×10^7	

3) ガス化反応速度モデル

固体気相反応で、未反応粒子の間隙率が小さい場合には、気体が粒子内部まで浸透していかず、反応が粒子表面でおこり、しだいに粒子内部に向かって移動していく。



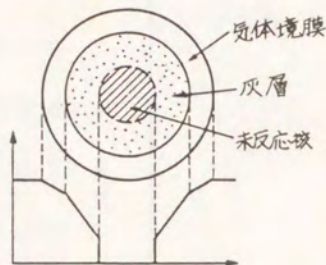
半径Rの粒子が一定濃度の気体と接触しているとき、粒子は気体境膜に囲まれている。反応は、

i) ガス境膜内拡散

ii) 灰層内拡散

iii) 未反応核表面での反応

により進む。



η_c を反応率とすると、反応完了時間 t^* との比である無次元反応時間

$\tau = t / t^*$ は

$$\tau = 1 - \frac{\frac{1}{3} \left(\frac{1}{kd} - \frac{R}{DeA} \right) (1 - \eta_c) + \frac{R}{2 DeA} (1 - \eta_c)^{2/3} + \frac{1}{ks} (1 - \eta_c)^{1/3}}{\frac{1}{3 kd} + \frac{R}{6 DeA} + \frac{1}{ks}}$$

ただし R : 固体粒子の半径 (m)

kd : ガス境膜物質移動係数 ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{sec}$)

DeA : 生成物層内での成分Aの有効拡散係数 (m^3/msec)

ks : 反応速度定数 ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{sec}$)

で表わされる。

i) ガス境膜内拡散律速

$$\frac{1}{3 kd} \gg \frac{R}{6 DeA}, \frac{1}{ks} \quad \text{のとき} \quad \tau = \eta_c$$

ii) 生成物層内拡散律速

$$\frac{R}{6 DeA} \gg \frac{1}{3 kd}, \frac{1}{ks} \quad \text{のとき} \quad \tau = 1 - 3 (1 - \eta_c)^{2/3} + 2 (1 - \eta_c)$$

iii) 表面反応律速

$$\frac{1}{ks} \gg \frac{1}{3 kd}, \frac{R}{6 DeA} \quad \text{のとき} \quad \tau = 1 - (1 - \eta_c)^{1/3}$$

チャー酸化反応

$$ks = 8710 \exp (18000/T_{GC})$$

チャー還元反応

$$ks = 247 \exp (21000/T_{GR})$$

次頁より続く

2500T/日炉

200T/日炉と同じ熱流束とする。

$$d = 3 \text{ m}, V_c = 23.5 \text{ m}^3, S_c = 42.2 \text{ m}^2$$

$$T_{GC} = 1923 \text{ K}, T_{wc} = 1823 \text{ K}, h = 0.5 \text{ とすると}$$

$$Q_{wc} = 3.3 \text{ Mcal/sec}, Q_{IC} = 110 \text{ Mcal/sec}$$

$$\text{よって } k_{wc} = \frac{Q_{wc}}{Q_I} = 0.03$$

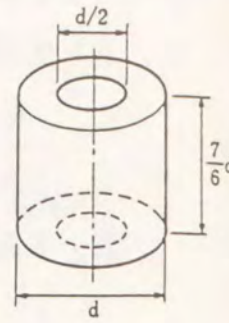
4) ガス化炉熱伝達式

加圧2段噴流床ガス化炉の特徴であるコンバスタ部は、空気比を高く保ち、炉内温度を保つための炉である。形状はほぼ右図である。

コンバスタ内壁を d m とすると

$$\text{内容積 } V_c = \left(\frac{d}{2}\right)^2 \cdot \pi \cdot \frac{7}{6} d = \frac{7}{24} \pi d^3$$

$$\text{内面積 } S_c = \pi d \cdot \frac{7}{6} d + 2 \pi \left(\frac{d}{2}\right)^2 - 2 \pi \left(\frac{d}{4}\right)^2 = \frac{37}{24} \pi d^2$$



コンバスタ形状

1) 炉壁の熱伝達

対流および輻射による炉壁へ伝熱量は

$$Q_{wc} = S_c \left[h (T_{gc} - T_{wc}) + e F \sigma \left\{ \left(\frac{T_{gc}}{1000} \right)^4 - \left(\frac{T_{wc}}{1000} \right)^4 \right\} \right] \quad (\text{kcal/sec})$$

T_{wc} : コンバスタ炉壁表面温度

ここで h : 熱伝達率 ($\text{kcal/m}^2\text{secK}$)

e : 輻射率 (0.8)

F : 形状係数

σ : ステファンボルツマン係数

10.8

2 T/日炉

$$d=0.3\text{m}, V_c=0.025\text{m}^3, S_c=0.44\text{m}^2$$

$$T_{gc}=1923\text{K}, T_{wc}=1873\text{K}, h=0.4 \text{ とすると}$$

$$Q_{wc}=15\text{kcal/sec}, Q_{ic}=86\text{kcal/sec}$$

$$\text{よって } k_{wc} = \frac{Q_{wc}}{Q_i} = 0.175$$

200 T/日炉

水冷壁構造のため、炉内温度と炉壁温度の差を2倍とする。

$$d=1.2\text{m}, V_c=1.6\text{m}^3, S_c=7\text{m}^2$$

$$T_{gc}=1923\text{K}, T_{wc}=1823\text{K}, h=0.5 \text{ とすると}$$

$$Q_{wc}=540\text{kcal/sec}, Q_{ic}=6000\text{kcal/sec}$$

$$\text{よって } k_{wc} = \frac{Q_{wc}}{Q_i} = 0.09$$

付録3 海外の石炭ガス化技術の調査

海外の代表的な噴流床ガス化試験炉試験プラントを筆者が訪問調査したものを記載する。

1) CE社110t/d(120st/d) ガス化炉

CE社は長年の発電用ボイラ技術をもとに、常圧空気吹き二段噴流床ガス化炉から成るCEガス化プロセスを考案し、DOEの援助を受け、米国Connecticut州WindserのCE社構内に110t/dの試験設備(PDU)を建設し、1977年11月より石炭供給を初め、1978年6月よりガス化試験を開始した。

CEプロセスは、重油焚、天然ガス焚ボイラの燃料切替のための新しいガスタービンと蒸気タービンによる複合発電プロセスとして考案されたが、この複合発電プロセスは常圧式のため燃料ガス圧縮機が必要となる。

CE社は、商用炉として1000t/d級の大容量ガス化炉の検討を行ない、次のステップで直接この大容量炉へのスケールアップが可能ないように110t/dの大きさを選定し、次のような試験目標をおいて、開発を進めた。

i) CEプロセス予想性能の実証

ii) 大容量炉へのスケールアップのための設計データの取得

そのために試験設備を付図2.2に示すような系統とし、石炭前処理装置、ガス化炉、ガス冷却器、脱じん装置、湿式脱硫装置及びガス焼却ボイラを有している。付図2.3に本試験設備の外観(筆者スケッチ)を示す。

CE社110t/dガス化炉は、正16角型の水冷壁でできており、高温のコンバスタ部(下段)と低温のリダクタ(上段)に、中央のディフューザ部の絞りで分けられている。コンバスタ部とリダクタ部の内径2.7m、ディフューザの絞り部は1.4mであり、ガス化炉高さは約27mである。炉壁はφ3.8cm中心間隔5cmの水冷管パネルで構成されており、外側はボイラと同じ断熱材で囲い、内面は耐火レンガで内張を施してある。つまり内面が耐火レンガで内張されている以外はCE社のボイラと同一の構造である。水冷壁でディフューザの絞り、スラグタップの絞りをつくり、その他多くのバーナ取付け孔を有する複数名な構造となっている。

バーナはコンバスタ、ディフューザ部に2段ずつ、円周にわたり均等に8本設置している。コンバスタ部では、施回流となるように旋回角度を持たせてある。

水冷壁内張用の耐火材は、大型の商用炉での設計と同じ、炉壁への伝熱量が石炭入熱の10%という値に合わせるため表面積比率の大きい試験炉では厚み10~15cmの耐火レンガ（アルミナ85%クロム15%緑色）を用い、16角型の1辺だけはテストパネルとして商用炉と同じ厚み2.5cmの薄い耐火材とし、その伝熱特性を比較できるようにしてあった。

C E社110t/dガス化炉は、1978年6月から、3年間でPittsburgh炭による12回の試験運転を延べ3746時間行ない、最長連続運転332時間を記録した。しかし常圧炉のため、生成ガスは600kcal/m³N 前後と極めて低い発熱量であった。運転により、次のような結果が得られた。

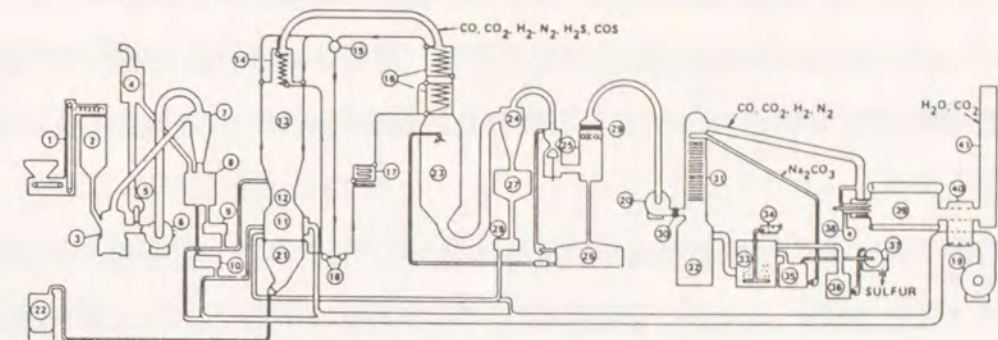
- i) 空気吹き2段噴流床方式の効果の確認。
- ii) スタッド付き耐火材内張水冷壁のコンバスタ炉壁への適合性検証。
- iii) 最適水冷バーナの開発。

2段噴流床方式の効果により、コンバスタ内温度が灰分の熔融に必要な高温となることが確認されたが、反面高温のためコンバスタ内張レンガが、スタッド付き耐火材内張のテストパネルを残して全て溶出するトラブルが発生した。そのため、コンバスタ内壁を全てスタッド付き耐火材内張水冷壁に改造した。その後は耐火材が溶けてもスラグによりコーティングされるため、問題のないことがわかった。ただし厚い耐火レンガを用いた初期試験よりもさらに生成ガスの発熱量は低下し、発電用ガス化炉としての適性が薄くなった。

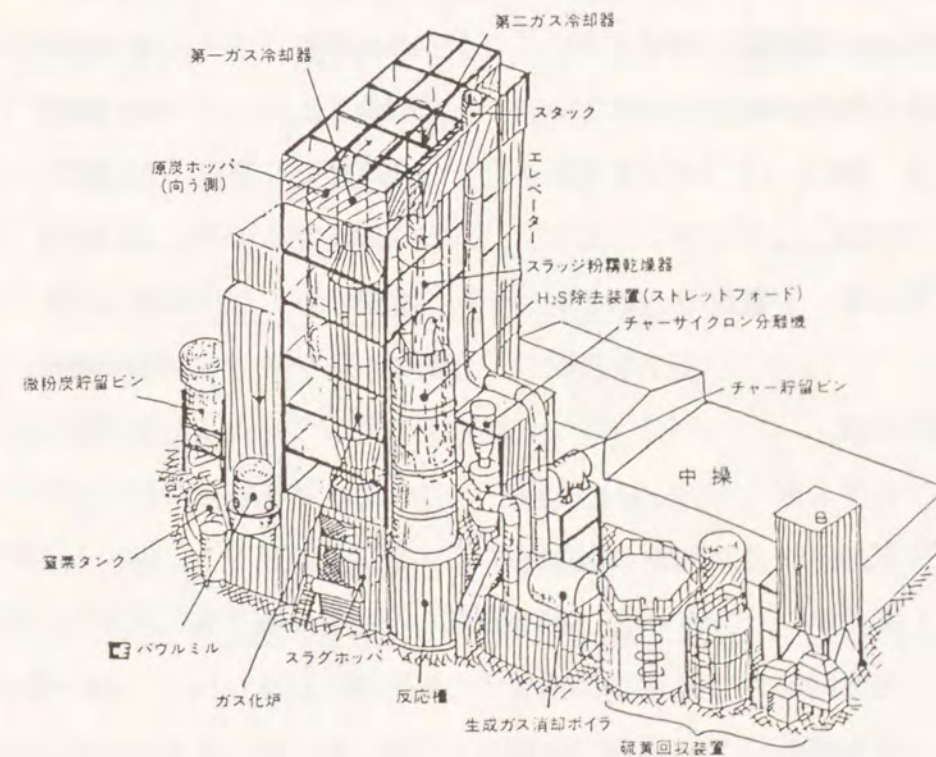
バーナについては、種々のものが試験され、最終的には、水冷バーナ構造が最も優れるという結果が得られた。コンバスタバーナは、三重管となっており中央は微粉炭と搬送空気の間で2次空気が通り、そのまわりに冷却水を通してある。バーナノズルを約15cmガス化内部に突き出すことにより、スラグの流れによるバーナ先端部の浸蝕を防いでいる。

C E炉で最も未解決な点は、スラグタップである。C E炉は炉内部の点検に人が入ってできるようにスラグホールを大きくしてあり、当初は耐火材構造のスラグタップを用いた。しかし、このスラグタップではスラグの流動による浸蝕に耐えられないことが判明し、水冷リング管構造に変更を行なった。ところが今度はスラグが過度に冷却され、コンバスタ底部にスラグが堆積し、スラグ排出性が悪くなった。

これらの一連の試験の結果、米国における常圧ガス化炉の開発は断念された。



付図2.1 C E 110t/d ガス化試験設備系統図



付図2.2 C E 110t/d ガス化試験設備外観図

2) Cool Water実証プラント (Texaco炉)

Cool Water計画は、Texaco方式石炭ガス化複合発電プロセスを実証することを目的に、Southern California Edison (SCE) 電力Cool Water発電所内に酸素吹き 910 t/dTexaco炉 (1000st/d) による石炭ガス化複合発電プラントを建設し、実証運転を行なうプロジェクトである。

参加企業はSCE社、Texaco社、Vecht社、EPR社、GE社、Airco社 (酸素プラント現物出資) Sohio社、Eselco社であり、DOE (米国エネルギー省) とSFC (合成燃料公社) から資金援助を受けている。 (電力中央研究所は東京電力 (株)、東芝、石川島播磨重工業 (株) とともにJCWPグループをつくり、資金参画した。出資額は1口2500万\$~3000万\$ (約60~72億円) であり、Texaco社は2口、EPR Iは4口出資している。JCWPは4社で1口分出資している。電力中央研究所は500万\$ (約12億円) の出資を行なった。

費用の内訳は、

貯炭、前処理	...	8.3%	2422万\$	...	58 億円
酸素プラント	...	10.0%	2914万\$	...	70 億円
ガス化炉	...	11.6%	3397万\$	...	82 億円
ガス精製設備	...	5.1%	1502万\$	...	36 億円
複合発電設備	...	24.1%	7059万\$	...	169 億円
補機	...	5.1%	1493万\$	...	36 億円
改造費	...	3.5%	1026万\$	...	25 億円
設計費、予備費	...	32.3%	9387万\$	...	225 億円
		100.0%	2億9200万\$	...	701 億円

設計性能は、

(240 円/\$)

石炭入熱	310. MW	...	100.0 %
ガスタービン出力	64.5MW	...	26.7 %
+ 蒸気タービン出力	52.8MW	...	21.8 %
発電端出力	117.3MW	...	37.8 %
- 所内動力	24.5MW	...	7.8 %
送電端出力	92.8MW	...	30.0 % (高位基準)

である。

実証プラントは1984年4月末に予定よりも早く建設を完了し、6月より公式運転に入り、SFCの条件であった10日間連続運転も無事終了した。プラントは、初期には、ガス精製装置のトラブル、末期には、ガス冷却器出口配管の閉塞のトラブル等を経験したものの、約4年半にわたり運転が続けられ、1989年1月末に運転が中止されるまでに、通算27116時間運転された。

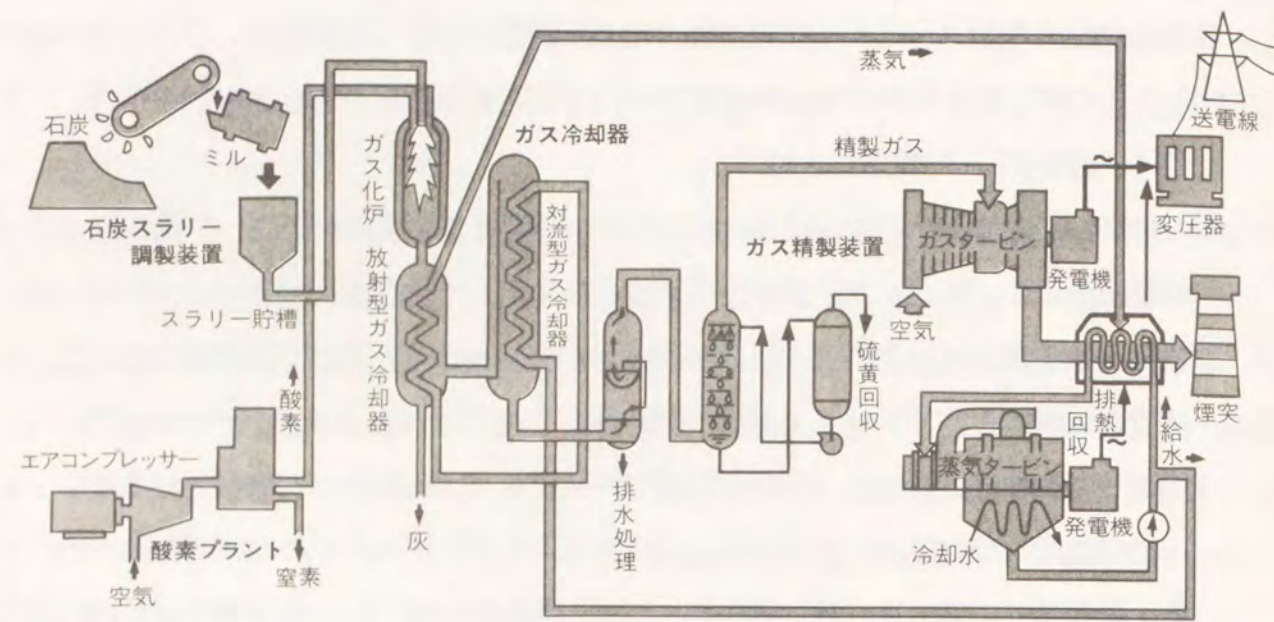
付図2.3, 付図2.4にCool Water石炭ガス化複合発電実証プラントの構成図および系統図を示す。本プラントは運転信頼性を最重視して設計されており、スラリー製造装置は2系統、ガス化炉は、Gas Cooler方式と、Quench方式の2基を有している。ガス精製装置は化学プラントで実績の多い湿式方式 (Carbon Scrubber, Selexol法) を採用しており、出力向上、NOx抑制のため生成ガスに水蒸気を飽和させるサチュレータを設置している。ただしサチュレータは、当初生成ガス中のミスト分のためにうまく動作せず、ガスタービン燃焼器に直接水噴射を行なった。ガスタービンは1050℃級のGE社既存モデル (MS7001E) を、燃焼器を石炭ガス化ガス用に変更して流用している。排熱回収蒸気系も単圧非再熱方式 (510℃, 96kg/cm³) であるGE社の標準モデルを流用しているので送電端効率は、30~31% (高位基準) と低い。

本プラント鳥瞰図 (筆者作成) を付図2.5に示す。Cool Waterは砂漠地帯であり、機器構成は余裕をもたせたものとなっている。特に発電所敷地外の酸素分離設備が非常に広い敷地を占めている。またガス化装置、ガス精製装置がプラントの半分以上の場所をとっており、発電プラントというよりは化学プラントに近い。

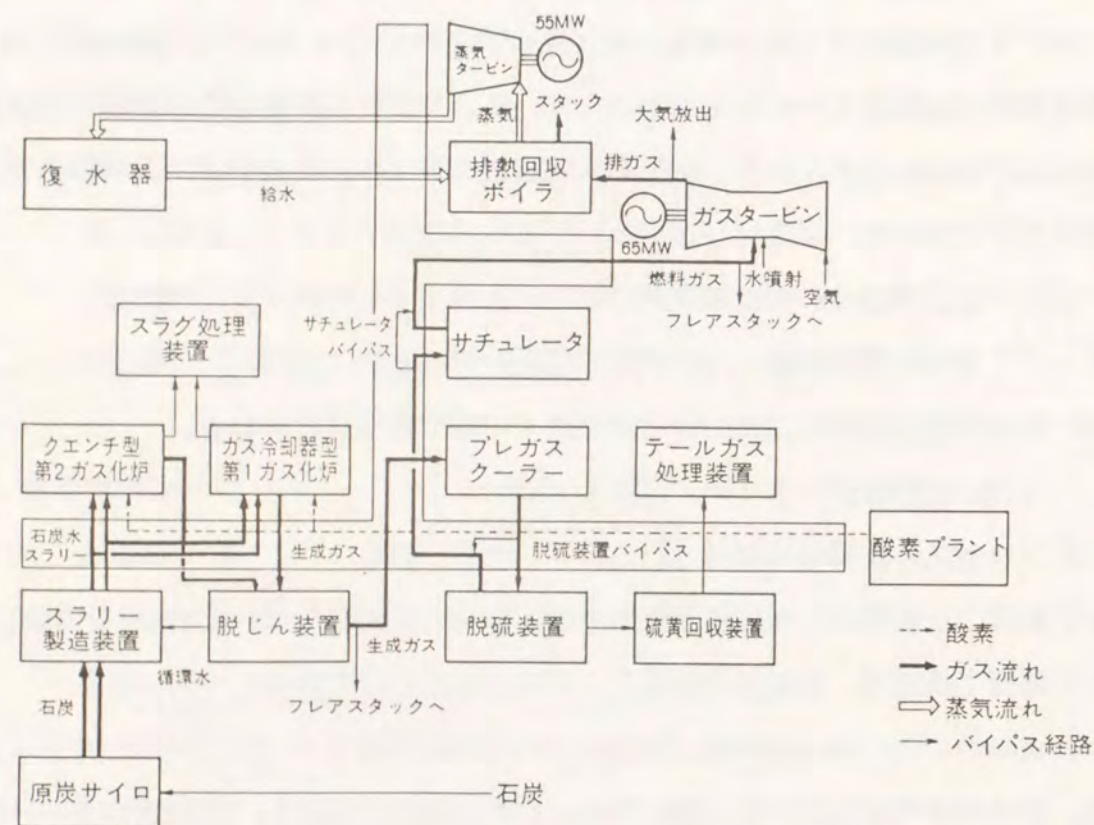
なお、Cool Water計画参加企業には主に次のような特典が支えられる。

- プラントの運転収益より出資額の還元が受けられる。
- Texaco炉建設時に25%のロイヤリティの割引が受けられる。
(Texaco炉のロイヤリティは10\$/kW)
- プロセスの技術情報が得られる。
- 無償で1炭種につき試験が実施できる。(JCWPでは、Moura炭を実施)
- 自費で技術者、運転員を派遣し、訓練することができる。

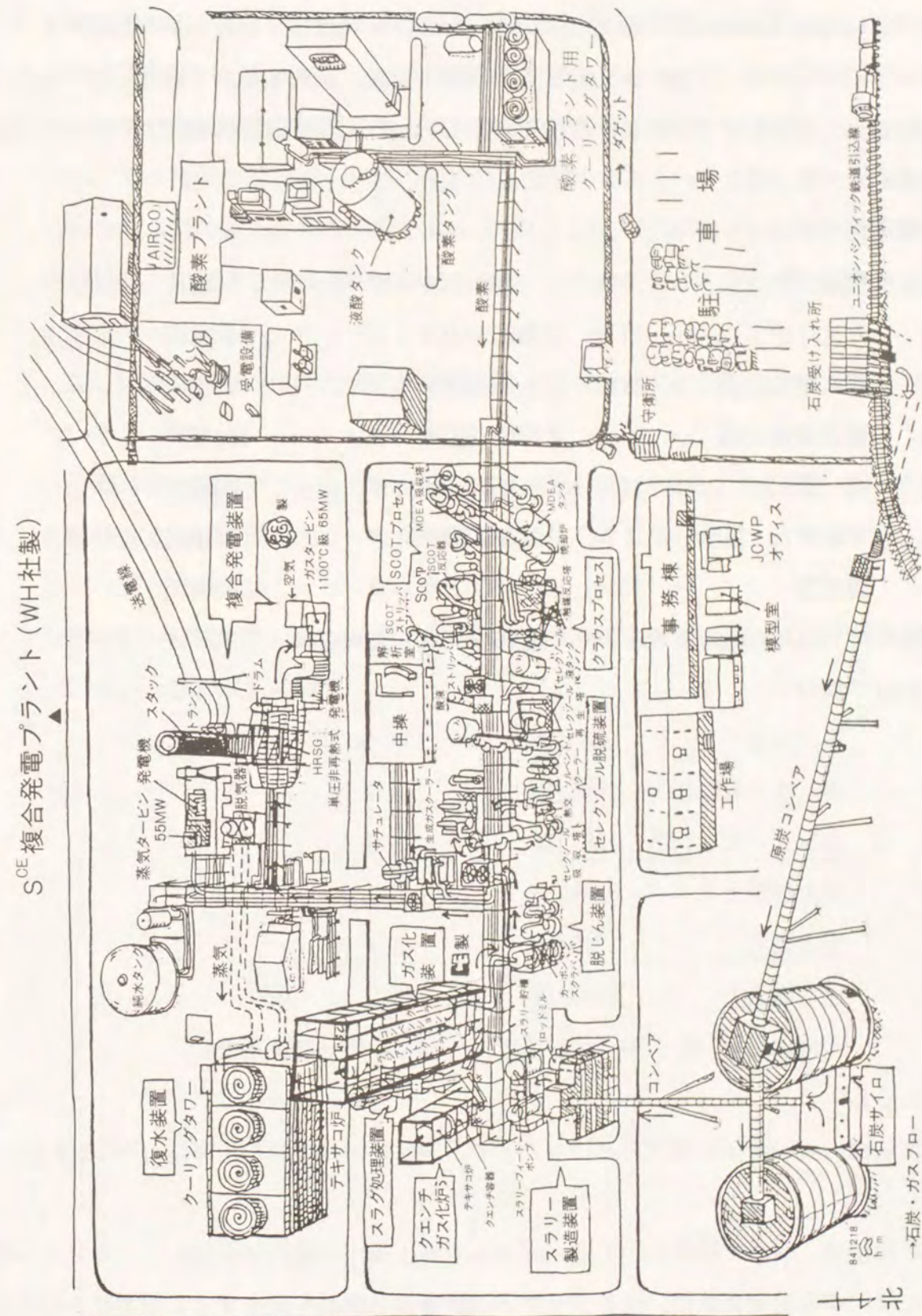
Texaco炉のGas Cooler型は、西独の150t/d炉の実績をベースにスケールアップしたが、910t/dはやはり大きく、Gas Coolerの冷却容量が不足し、熔融状のチャー粒子が後流で配管に付着、閉塞するトラブルが頻繁に発生した。その結果、当初の予定であるSCEが引き取り、営業運転に入る計画は中止された。



付図2.3 Cool Water石炭ガス化複合発電実証プラントの構成図



付図2.4 Cool Water石炭ガス化複合発電実証プラントの系統図



付図2.5 Cool Water石炭ガス化複合発電実証プラント鳥瞰図

3) Demkolec社実証プラント (Shell炉)

オランダには31ヶ所の発電所があり全てSEP社 (Samenwerkende Elektriciteits Productiebedrijven NV) に属している。Demkolec社はSEP社の系列会社として1989年に設立され、Buggenum IGCCの設立・建設、試運転業務を行なっている。Buggenum IGCCプラントは、1989年以来8.5億ギルダー (約600億円) をかけて建設が進められている。

費用の内訳は、

酸素プラント	… 9 %	7650万ギルダー	… 54億円
ガス化炉	… 27 %	2億3000万ギルダー	… 160億円
ガス精製設備	… 5 %	4250万ギルダー	… 30億円
複合発電設備	… 31 %	2億6350万ギルダー	… 185億円
補機	… 10 %	8500万ギルダー	… 60億円
インフラ	… 8 %	6800万ギルダー	… 48億円
運営費	… 10 %	8500万ギルダー	… 60億円

であり、1991年11月1日現在38%の進捗率となっている。(70円/ギルダー)

設計性能は、

石炭入熱	585MW	… 100 %
ガスタービン出力	156MW	… 26.7 %
+ 蒸気タービン出力	128MW	… 21.8 %
発電端出力	284MW	… 48.5 %
- 所内動力	31MW	… 5.3 %
送電端出力	253MW	… 43.2 %
送電端効率	43.2 % (低位基準)	… 41.6 % (高位基準)

である。

環境性のよい新型石炭火力ということで、通常15ヶ月かかる工事認可が7.5ヶ月でおりた。

起動時は、軽油で暖機し、8 kg/cm²Aまで昇圧後、石炭に切り替える。ガスタービンに供給する石炭ガスに、酸素プラントの排窒素と蒸気を混合することで低NO_x化を計り、後流の脱硝装置を省略している。

プラントレイアウトは、風向きを考慮している。隣接した既設石炭火力 (Maas火力

250MW×2) より石炭を供給し、主変圧器も流用する。

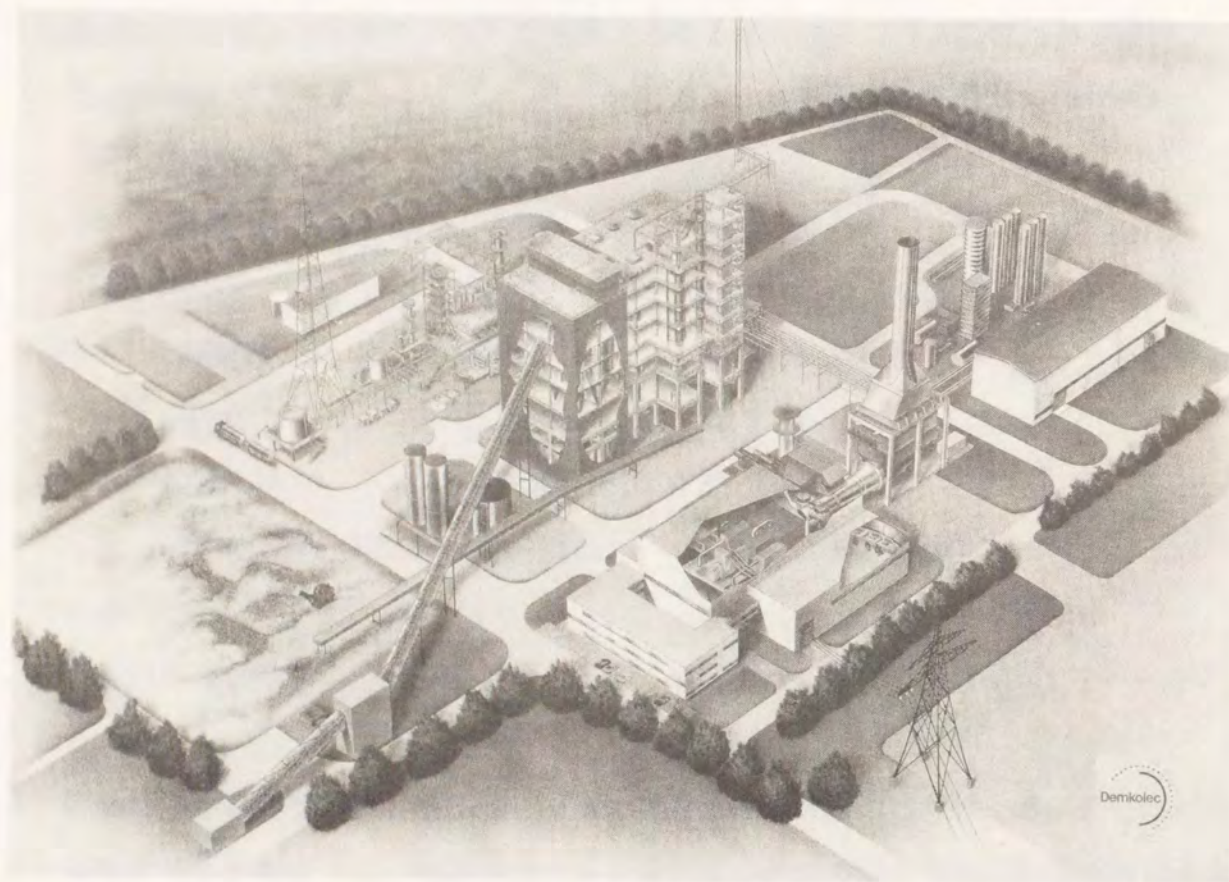
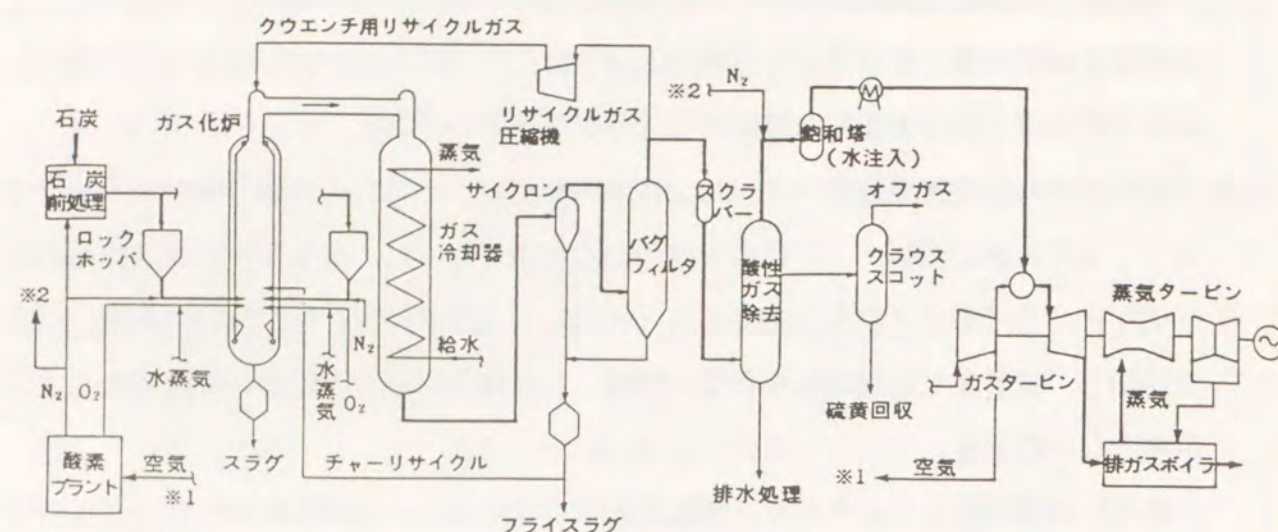
Demkolec社の南60km独国境近くの町Buggenumに250MWShell IGCC実証プラントが建設されている。本プラントは米国Cool Water 100MW Texaco方式 IGCCプラントに次ぐ実証プラントであり、世界的に注目を集めている。

1991年11月、中操室建屋、タービン建屋 (外壁は半透壁) の外廻りがかなり出来ており、ガス化炉の石炭ホッパ側の架構の組立て中であった。ガス化炉とガス冷却器は1992年の7月に搬入される予定である (600トン)。同年の10月にガス化炉の試運転を開始し、12月まで連続運転を行なった後、1993年5月から3年間の実証運転に入る計画となっている。

新しい発電プラントのために、運転員を石油化学会社に出して2ヶ月前より教育している。

起動時間は酸素プラントのクーリング (-250℃) にまる1日かかるが、ガス化炉の暖機は3~4時間と短く、やはり酸素吹き IGCCでは運用上、酸素プラントが足を引っ張っている。

付図2.6, 付図2.7 にBuggenum IGCC実証プラントの構成図および完成予想図 (Demkolec社作成) を示す。



付図2.7 Buggenum I G C C実証プラント完成図

4) Kurpp-koppers社48t/dガス化炉 (Prenflo炉)

Kurpp-koppers社は、100%Kurpp社に属し、ガス化の基礎技術、設計、製造までを行なうエンジニアリング会社であり、従業員800人。石油化学部門、コークス炉部門、ガス部門、石炭ガス化部門の4部門より成る。

旧Koppers社は1901年創立し、1950年常圧ガス化炉のK-T炉を商用化した。その後1973年から加圧ガス化炉の開発を始め、1974年Kurpp社と合併、1978～1981年にShell社と共同で150 t/d Shell-Koppers炉（Hamburg）を作り、3000時運転した。1981年にShell社と分離、1985年にFurstenhausen（ドイツ）試験場を作り、1986年に48t/d Prenflo炉を建設し、1986～1989年8000時間試験を行なった。

Shell社と共同開発を行った動機は、Shell社が加圧の石油ガス化の経験を有し、同社が、常圧の石炭ガス化の技術を有していたので両社の長所を生かし、新しい加圧ガス化炉を開発するためであり、分かれた理由は技術的なものではなく、お互いにガス化炉の使用的が喰い違ったためである。Koppers社は本プロセスを工場に売るのが目的であったが、当時Shell社は、自社のみで使うことを考えていた。よってShell炉とPrenflo炉は技術的には同一のガス化炉と考えられる。相違点はわずかにチャーリサイクル方式とガス冷却器（Prenflo炉は、煙道冷却パネルを計画）である。

試験炭種は8種類で、高塩素分のEns Dorf炭（ドイツ）、高灰分のWalsum炭（ドイツ）、標準的瀝青炭のCerrejón炭（コロンビア）、それに高硫黄分のPittsburgh No. 8炭等である。いずれの石炭の場合でも、酸素吹きのため生成ガスの性状は一定している。 $(CO+H_2\ 88\sim 92\%, CO_2\ 2.5\sim 4.5\%, \text{発熱量 } 2600\sim 2700\text{kcal/m}^3\text{N(DRY)})$ 負荷変動率は15%/分、負荷は35~110%と優れた運用特性を有する。ただし対向バーナの1本を消火すると、炉内圧の変動は大きい。起動には軽油（硫黄分2%）を使っているが、商用プラントでは重油でも良いと考えている。

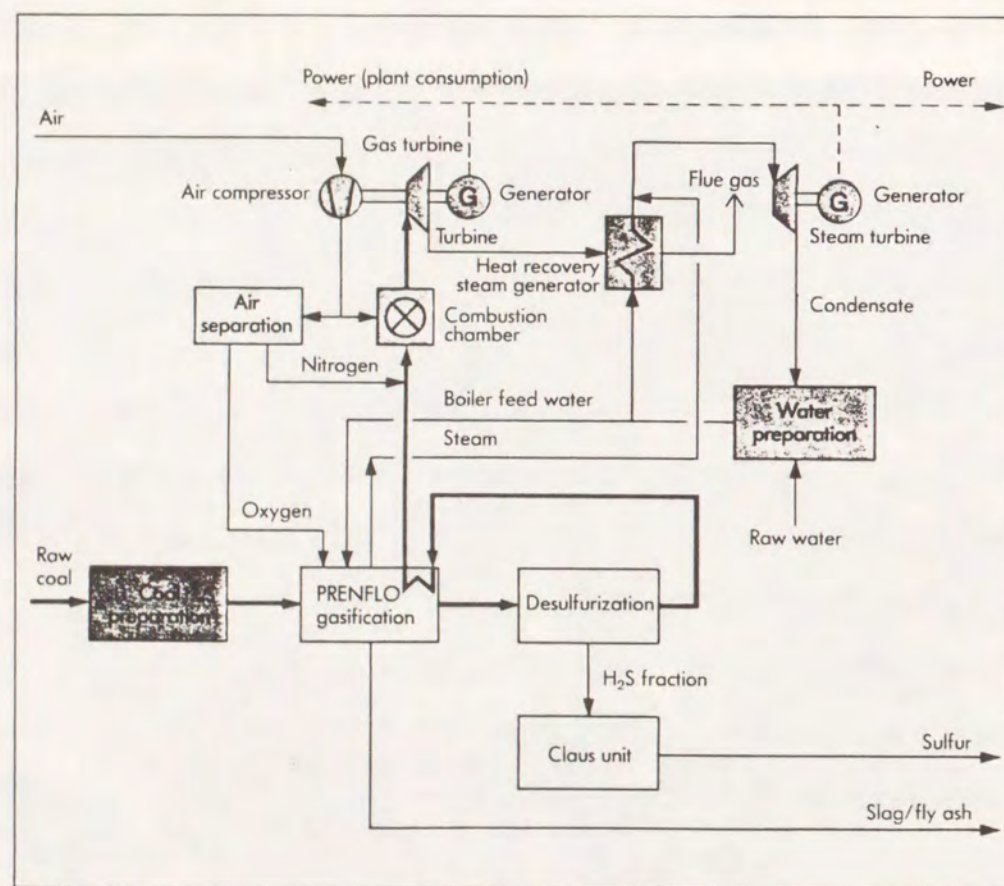
Prenflo炉を用いた計画は、現在以下の2つある。

- i) Duisburg公社の170MW I G C C計画 (独)
- ii) Puertollano 350MW I G C C計画 (西)

付図2.8にPlenflo方式 I G C C システム構成図を示す。起動バーナは引き抜き構造になっており、200トン/日炉のバーナと非常によく似ている。主バーナはガス化炉の両サイドに有る蓋の中央に取りつける。後流に6本のセラミックフィルタ (Shumac

h製)を入れ, 300°Cでの脱じん試験を行なっている。

Prenflo方式IGCCの効率は, DuisburgがShell IGCCと同じ45% (低位) とやや低い。Prenflo方式IGCCの建設コストについては, サイトにより異なるとしながらも, ドイツの300MW級従来型火力の約2500マルク/kW=20万円/kWに対して, 約2800マルク/kW=22.5万円/kW程度と12%高とのことである。ただし経験を積みばさらに低がると予想している。



付図2.8 Plenflo方式IGCCシステム構成図

ABSTRACT

A Study of Dynamic Modeling, Thermal Efficiency Analysis and Cooperated Control of an Air Blow Entrained-bed Integrated Coal Gasification Combined Cycle Power Generation System

By Hideto Moritsuka

A Thesis for a Doctor of Engineering Degree OSAKA UNIVERSITY

The object of this paper is to study a new coal-fuel thermal power generation system, that is, an integrated coal gasification combined cycle power generation system (IGCC) composed of an air-blow two-stage pressurized entrained-bed coal gasifier, dry gas clean-up facilities and a high-temperature gas turbine.

For this purpose, the thermal efficiency of these systems is first analysed by means of a heat and material balance, and a cooperated control strategy of the whole IGCC system is proposed by means of a dynamic modeling on a control engineering method in order to gain not only high efficiency or such environmental conservations, but also rapid load trace characteristics.

First, the modeling of coal as an input of the IGCC system is discussed, that of gasification reactions of the lower stage (combustor) and the upper stage (reductor) at the air-blow pressurized entrained-bed coal gasifier, and that of desulfurization and regeneration reactions with iron oxide are made.

Second, based on these reaction equations, the heat and material balances of a gasifier, gas clean-up facilities and combined cycle power generation facilities are analyzed and are arranged by the several evaluation indices of the system performance, and the thermal efficiency and characteristics of the IGCC is estimated by means of a heat-flow diagram.

Third, the effects of the changes of these indices of each composed facility on the coal types, the system capacity and the operating conditions are grasped.

Fourth, the air-blow two-stage pressurized entrained-bed coal gasifier is regarded as two-parts lumped parameter system and the gasification reactions with the strong non-linear characteristics for furnace temperature are modeled by means of a carbon conversion ratio calculated from the non-dimensional reaction time, which is a quotient of the furnace average residence time to the reaction finishing time at the representative temperature assuming the surface reaction control. The gasifier is modeled dynamically by means of the heat transfer characteristics between gas and gasifier wall, and the flow characteristics of gas. The property of this dynamic model is verified by the dynamic behavior test on the two-tons per day bench scale gasifier. In the same way, the dynamic models of the gas clean-up facilities and the gas turbine are constructed by the dynamic modeling.

After these dynamic models are connected with each other and the whole system's controller is added, the IGCC system's dynamic model is completed.

Now, the waste-heat recovery steam cycle (a heat recovery boiler and a steam turbine) is omitted from these modelings, because this dynamic response will be slow as compared with the gas characteristics.

The simulated dynamic response of these dynamic model using the dynamic simulator composed of the multi CPU digital controller, load trace responses of gasifier lead control method and the gas turbine lead control method based upon the way of load error feedback are investigated, and the gasifier gas turbine cooperated control method is also investigated.

As a result, the rapid load response and the small pressure change are obtained from this cooperated control method. In addition, the load feedforward cooperated control method using the final stable input requested by the gasifier and estimated to calculate the system's heat and material balance is proposed. And the good load response as rapid as the previously-mentioned cooperated control method with a high adaptability of coal type, etc.

In conclusion, it has been made clear from the present labor that the total system's control strategy of the IGCC with a gasifier, gas clean-up facilities and gas turbine connected in cascade should first of all control the gas turbine's fuel control valve in order to respond to the load temporarily and then control the gasifier's coal and air input at the same time.

