

平成17年度

天然ガス改質船用遮熱エンジンの  
研究開発報告書

平成18年3月

海洋政策研究財団  
(財団法人 シップ・アンド・オーシャン財団)

平成十七年度 天然ガス改質船用遮熱エンジンの研究開発報告書

平成十八年三月

海洋政策研究財団

## ご あ い さ つ

本報告書は、平成17年度に実施した「天然ガス改質船用遮熱エンジンの研究開発」における成果をとりまとめたものです。

有害排気物質である $\text{NO}_x$ （窒素酸化物）、 $\text{SO}_x$ （硫黄酸化物）及びPM（微粒子物質）等の排出規制はますます厳しくなっており、地球温暖化の原因である $\text{CO}_2$ （二酸化炭素）の排出削減を求め声も強さを増して来ております。また、最近の中国やインド等の有力な新興工業国の経済発展に伴い、エネルギー需要が増大して石油が値上がりし、省エネ化や石油代替エネルギーの開発も活発化してきております。

このような状況の中で、燃料電池の開発などが行われておりますが、化石燃料を用いるエンジンに対して、燃料電池とモーターの組合せによる動力機関は現時点では必ずしも効果的で経済的で現実的な動力機関であるとは言い難く、少なくとも早期に社会普及することを期待するのは難しい状況にあるように思います。一方で、石油から天然ガスへの代替は急速に進んでおり、早期実現が可能で効果的かつ経済的な方策であると考えます。既に、北欧などの環境問題に鋭敏な地域では船舶に天然ガスエンジンが採用されて航行しており、日本でも天然ガスを燃料とするバスなどが増えております。陸上発電等においても石油から天然ガスへの転換が進んでおり、埋蔵量が石油の数倍はあると言われる天然ガスの利用は、非常に重要な開発テーマになってきております。

当財団では、平成10年度より日本財団からの助成を受けて、天然ガスを原燃料とし、これに排気ガス中の $\text{CO}_2$ を加え、遮熱エンジンによって得られる高温の排気ガスと特殊な触媒によって $\text{H}_2$ （水素）と $\text{CO}$ （一酸化炭素）を作り出して燃料の発熱量を約3割も高めることができる、画期的高効率船用天然ガスエンジンシステムの研究開発を実施してきました。

平成12～13年度には本エンジンシステム技術の基盤となる高温排気ガスの得られる遮熱エンジン（単気筒）を試作いたしました。平成14年度には、この遮熱単気筒エンジンを用いた性能試験や数値計算による燃焼特性の検討を行い、本エンジンシステムの優位性を確認いたしました。また、天然ガスの主成分である $\text{CH}_4$ （メタンガス）と $\text{CO}_2$ 及び $\text{CH}_4$ と $\text{H}_2\text{O}$ （水蒸気）による改質を組み合わせ、改質効率を向上させた燃料改質装置の触媒選定を行い、さらに排ガス中の $\text{CO}_2$ の吸着・脱離から燃料改質までを連続的に行うことのできる実用燃料改質装置を試設計しました。平成15年度には、遮熱単気筒エンジンに天然ガスと改質燃料を供給して運転し、数値計算結果との比較を行いながらエンジンの燃焼特性を調査し、最適燃焼条件を得るためのデータ及び知見を得ました。平成16年度には、これらに基づいて本エンジンシステムのベースとなるCNG（圧縮天然ガス）を燃料とするHCCI（予混合圧縮着火式）6気筒エンジンを試作しました。

平成17年度は、遮熱により得られる高温排気ガスのエネルギーを効果的に回収することができる新形式の排気-蒸気タービン駆動のターボチャージャー発電装置を開発し、上記HCCI6気筒エンジンに付加し、発電効率50%を目指した新ターボコンパウンドエンジンの製作を行うとともに、 $\text{CO}_2$ と $\text{H}_2\text{O}$ による燃料改質装置の実用化試験の実施、燃料改質装置の開発、実用コンパクト熱交換器の開発、 $\text{CO}_2$ 吸着・脱離装置の開発に取り組みました。

次年度は、本研究開発の最終年度であり、いよいよ全体システムの製作を行う計画であります。本年度に製作したこの新ターボコンパウンド6気筒HCCI遮熱エンジンに燃料改質装置を付加し、エンジンに導入される燃料の発熱量を30%高め、発電効率57.5%、NO<sub>x</sub>排出量0.1g/kWh以下を目標とした燃料改質エンジンシステムの完成を目指す計画であります。

上記の排気量で発電効率50%のガスエンジン自体が極めて画期的であり、もちろん世界最高性能となるものですが、我々が目指す最終の目標はさらに高く、従来エンジンに対しておよそ2倍の発電効率約70%という革新的な燃料改質エンジンシステムの商品化であり、それが世界中に普及することで地球環境問題の解決に大きな寄与ができることを目指しております。

本研究開発は、持田 勲 九州大学名誉教授を委員長とする「天然ガス改質船用遮熱エンジンの研究開発委員会」各委員の方々の熱心なご審議とご指導、河村英男氏による本研究開発でのご尽力並びにその他多くの関係者の方々のご協力とご努力によるものでありまして、ここに厚くお礼を申し上げます。

平成18年3月

海洋政策研究財団

## 天然ガス改質船用遮熱エンジンの研究開発委員会名簿

(順不同、敬称略)

委員長	持田 勲	九州大学 名誉教授
委員	飯田 訓正	慶應義塾大学 理工学部 システムデザイン学科 教授
〃	森吉 泰生	千葉大学 工学部 電子機械工学科 助教授
〃	河村 英男	フジセラテック株式会社 代表取締役
関係者	赤間 充	フジセラテック株式会社 エンジン設計部 リーダー
〃	増田 末喜	同上 設計部 スタッフ
〃	成谷 忠志	同上 実験部 スタッフ
〃	小沼 弘治	同上 実験部 スタッフ
事務局	工藤 栄介	海洋政策研究財団 常務理事
〃	田上 英正	同上 海技研究グループ グループ長
〃	佐伯 誠治	同上 海技研究グループ グループ長
〃	玉眞 洋	同上 海技研究グループ 調査役
〃	三木 憲次郎	同上 海技研究グループ グループ長代理

# 平成 17 年度天然ガス改質船用遮熱エンジンの研究開発報告書

## 目 次

1. はじめに	1
2. 開発の経緯と目標値	3
2-1. 経緯	3
2-2. 本年度の開発目標値	3
3. 天然ガスを用いたHCC I型多気筒エンジンの開発	6
3-1. 天然ガスを用いたHCC Iエンジンの開発	6
3-2. 気筒間でのばらつきの低減	6
3-3. 副室燃料加熱ヒーターでの着火性の確認	15
3-4. 負荷向上試験	27
3-5. エンジン分解観察結果	30
4. 新ターボコンパウンドエンジンの開発	40
4-1. 排気-蒸気タービン発電機的设计	40
4-2. 電動高過給コンプレッサー的设计	45
4-3. 排気蒸気タービンコンプレッサー的设计変更と製作	49
4-4. 蒸気発生熱交換器的设计と製作	58
4-5. 新ターボコンパウンドエンジンの性能試験	63
5. 実用コンパクト熱交換器の開発	75
5-1. 経緯	75
5-2. 新しい接合方法の検討	75
5-3. ロウ付け接合法	79
5-4. 熔融アルミニウムメッキ	81
5-5. 蒸着でのアルミニウムコーティング	93
5-6. 熱交換試験容器の製作	99
5-7. 熱交換試験結果	100
6. 燃料改質装置の開発	102
6-1. 経緯	102
6-2. 改質試験装置的设计	103
6-3. 生成ガスの分析装置	112
7. CO <sub>2</sub> 吸着、脱離装置の開発	113
7-1. 経緯	113
7-2. リチウムジルコネート系物質の最新情報	113
7-3. CO <sub>2</sub> 分離物質の調査結果	116
7-4. 膜分離法の調査結果	119

7-5. アミン系の液体吸着剤の調査検討	1 2 2
7-6. 改質装置への適用検討	1 2 2
7-7. H <sub>2</sub> O改質での性能検討	1 2 6
8. まとめ	1 3 1
8-1. 天然ガスを用いたHCC I型多気筒エンジンの開発	1 3 1
8-2. 新ターボコンパウンドエンジンの開発	1 3 1
8-3. 実用コンパクト熱交換器の開発	1 3 2
8-4. 燃料改質装置の開発	1 3 2
8-5. CO <sub>2</sub> 吸着、脱離装置の開発	1 3 2
9. 目標値との比較と今後の見通し	1 3 3
9-1. エンジン本体の出力性能	1 3 3
9-2. 排ガス性能	1 3 4
9-3. システム性能	1 3 5
9-4. 熱交換器の性能	1 3 6
9-5. 改質装置の性能	1 3 6

## 1. はじめに

今日、中国、インド等の有力新興工業国の経済発展が進み、石油などの既存エネルギー消費が増大する中、代替エネルギーの開発と、燃料消費量を抑制し、地球温暖化の原因であるCO<sub>2</sub>（二酸化炭素）の削減を求める声が大きくなってきている。他方では、NO<sub>x</sub>（窒素酸化物）、PM（微粒子物質）等の有害物質排出量規制が年々厳しくなり、既存の内燃機関の改良とともに、燃料電池等の代替機関の開発が進められている。しかし、代替機関の開発実用化には長期間を要し、現在の逼迫した要求に応えることができない。既存の内燃機関では、排気ガス後処理装置の改良、ハイブリッドエンジンシステムによる動力の有効活用が実用化されている。一方、排気ガスのクリーン化とCO<sub>2</sub>削減のため、石油から天然ガスへの変換が進んでおり、埋蔵量が石油の数倍はあると言われる天然ガスの利用は、急速にその価値が評価されてきた。今後、益々増大する有力新興工業国の経済発展に伴うエネルギー需要の増大に対応し、クリーンな地球を維持していく上で、天然ガスは非常に重要な位置を占めようとしている。

このような背景の中で、当財団では、平成10年度より天然ガスを原燃料とし、これに排気ガス中のCO<sub>2</sub>あるいはH<sub>2</sub>Oを加え、高温の排気ガス熱と触媒によってH<sub>2</sub>（水素）とCO（一酸化炭素）に変換して、廃熱量を燃料に付加し、その発熱量を約3割も高めることができる画期的な高効率船用天然ガスエンジンシステムの研究開発を開始した。平成12～13年度には、本エンジンシステム技術の基盤となる高温排気ガスの得られる遮熱単気筒エンジンを試作した。平成14年度には、この遮熱単気筒エンジンを用いた性能試験や数値計算による燃焼特性の検討を行い、本エンジンシステムの優位性を確認した。また、天然ガスの主成分であるCH<sub>4</sub>（メタンガス）とCO<sub>2</sub>による改質及びCH<sub>4</sub>とH<sub>2</sub>O（水蒸気）による改質を組み合わせ、改質効率を向上させた燃料改質装置の触媒選定を行い、さらに排ガス中のCO<sub>2</sub>の吸着・脱離から燃料改質までを連続的に行うことのできる実用燃料改質装置を試設計した。

平成15年度には、遮熱単気筒エンジンに天然ガスと改質燃料を供給して運転し、数値計算結果との比較を行いながらエンジンの燃焼特性を調査し、最適燃焼条件を得るためのデータ及び知見を得た。平成16年度には、これに基づいて本エンジンシステムのベースとなるCNG（圧縮天然ガス）を燃料とするHCCI（予混合圧縮着火式）6気筒エンジンを試作した。

平成17年度は、遮熱により得られる高温排気ガスのエネルギーを効果的に活かすことのできる新形式の排気-蒸気タービン駆動の発電装置を開発し、上記HCCI 6気筒エンジンに付加し、発電効率50%を目標にした新ターボコンパウンド（エレクトロターボコンパウンド）エンジンの製作を行うとともに、実用コンパクト熱交換器の開発、燃料改質装置の開発、CO<sub>2</sub>吸着・脱離装置の開発を行った。

本プロジェクトでは、天然ガスの均一混合気を主室に吸入し、別に設けられた副室に燃焼しやすい濃混合気を注入し、圧縮上死点の高温ガスにより自着火させ、均一混合気を着火させる方式の開発を目指している。天然ガスの均一混合気は、雰囲気温度が所定の温度以上になると確実に燃焼反応を起こすので、遮熱型エンジンと濃混合気を用いた着火方法では、希薄混合気を確実に燃焼させることが可能となり、現在多くの研究者が開発に取り組んでいる本格的HCCIエンジンの完成が期待できる。このエンジンの完成に次いで、排気ガスのエネルギーを動力に変換し、更なる燃費の向上を図るため、天然ガスを改質し、最終的には発電効率を57.5%まで向上させることを最終目標としている。そして、これらのエンジン及び周辺技術はそれぞれのステージにおいて、商品と成り得るレベルまでに、その完成度を向上させることを目標としている。

## 2. 開発の経緯と目標値

### 2-1. 経緯

平成10年度から11年度にかけて、天然ガスを燃料とし、低燃費かつ窒素酸化物等を大幅に削減できる船用天然ガスエンジンの実現を目標とした改質技術に関する研究開発を行い、天然ガスと排気ガス中の二酸化炭素を触媒中で反応させ、排気熱を反応熱として用いることにより、発熱量の高い水素と一酸化炭素を効率よく供給する技術の開発を行った。

平成12～13年度には、高い熱効率を得るための排気エネルギー回収システム及び窒素酸化物の排出が少ない燃焼方式の研究、及び改質ガスを燃料として確実に燃焼させる第1次遮熱単気筒エンジンの製作を行った。

平成14～15年度ではこれまでの成果を基にし、それぞれの構成要素の研究を行い、改質装置の触媒選定、熱交換の基本理論の確立と実証、最適な燃焼方式を得るシステムの開発及び、熱効率の高い燃焼室を持つ単気筒遮熱エンジンの試作、評価、研究を行い、本エンジンシステムの優位性を実証すると共に、天然ガス燃料の実用改質装置、エネルギー回収装置である熱交換器の開発を行い、総合的熱利用を展開できる多気筒エンジンシステムの開発計画を立案した。

平成16年度からは3ヵ年計画で、個々の要素技術の統合を行い、本エンジンシステムの実現を目指す最終ステップに入った。初年度となる昨年は、本エンジンシステムのベースとなる天然ガスを燃料とするHCCI（予混合圧縮着火式）多気筒エンジンを試作し、その評価を実施した。本年度は、この多気筒エンジンに排気-蒸気タービン駆動の発電装置を付けたエネルギー回収システムを加え、発電効率50%を目標とする、新ターボコンパウンドエンジンの製作を行うとともに、天然ガス燃料の改質装置研究を実施した。

### 2-2. 本年度の開発目標値

①総合出力	206	kW
②システムの発電効率	50	%
③エンジン出力	155	kW（使用燃料：CNG）
④エンジン単体発電効率	38	%（熱効率40%）
⑤タービン発電機出力	51	kW
⑥NO <sub>x</sub> 排出量	0.1	g/kWh以下（平成17年度技術指針1.0g/kWh）
⑦HC排出量	0.17	g/kWh以下（平成17年度技術指針0.17g/kWh）
⑧熱交換器交換効率	80	%以上
⑨熱交換器熱通過率	280	W/m <sup>2</sup> ・K
⑩メタン改質率	80	%以上（CO <sub>2</sub> 改質:55%、H <sub>2</sub> O改質:35%）

本年度の目標の熱フローを図2-1に、最終目標の熱フローを図2-2に示す。

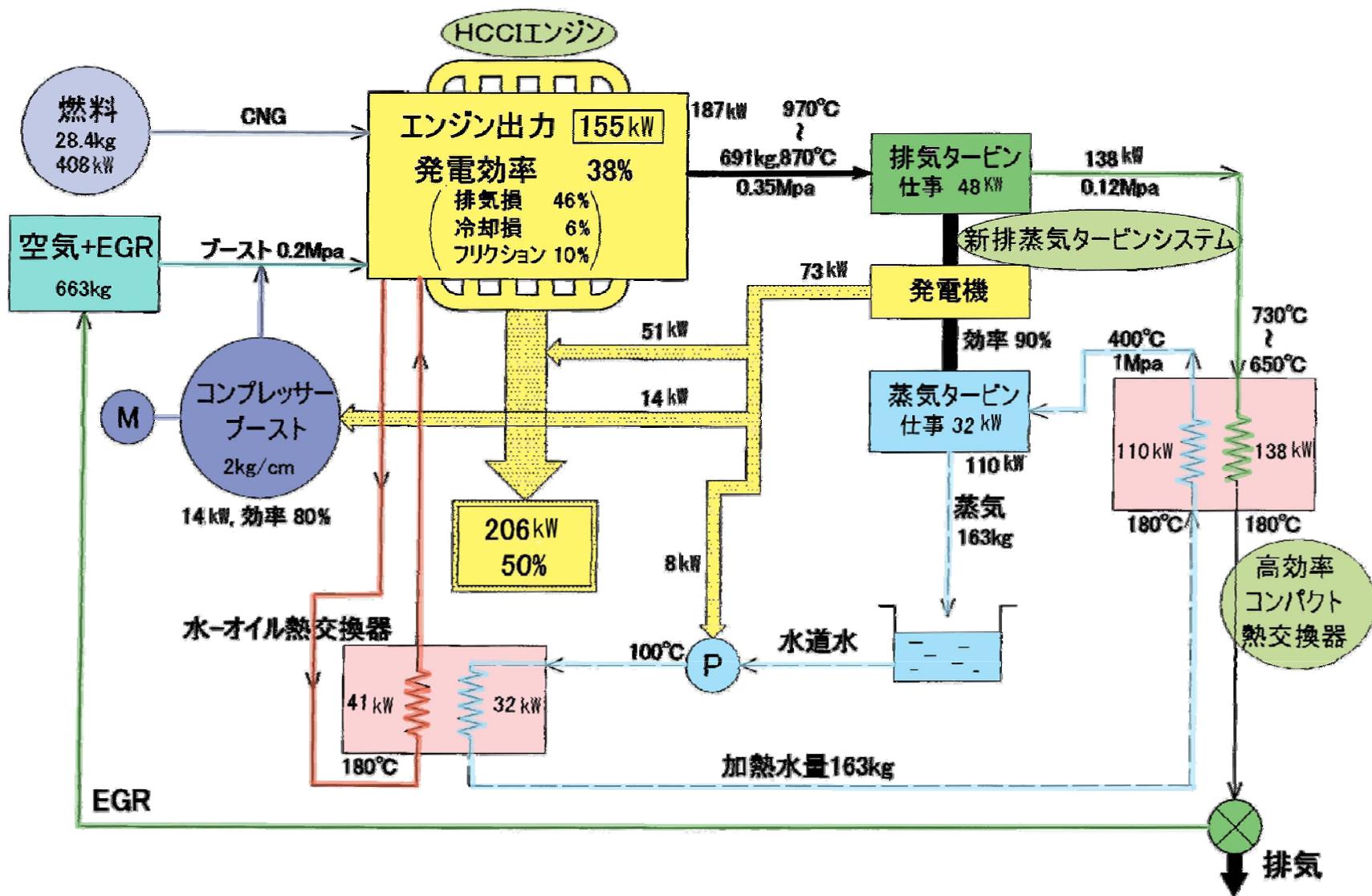


図 2-1. 本年度の目標熱フロー図

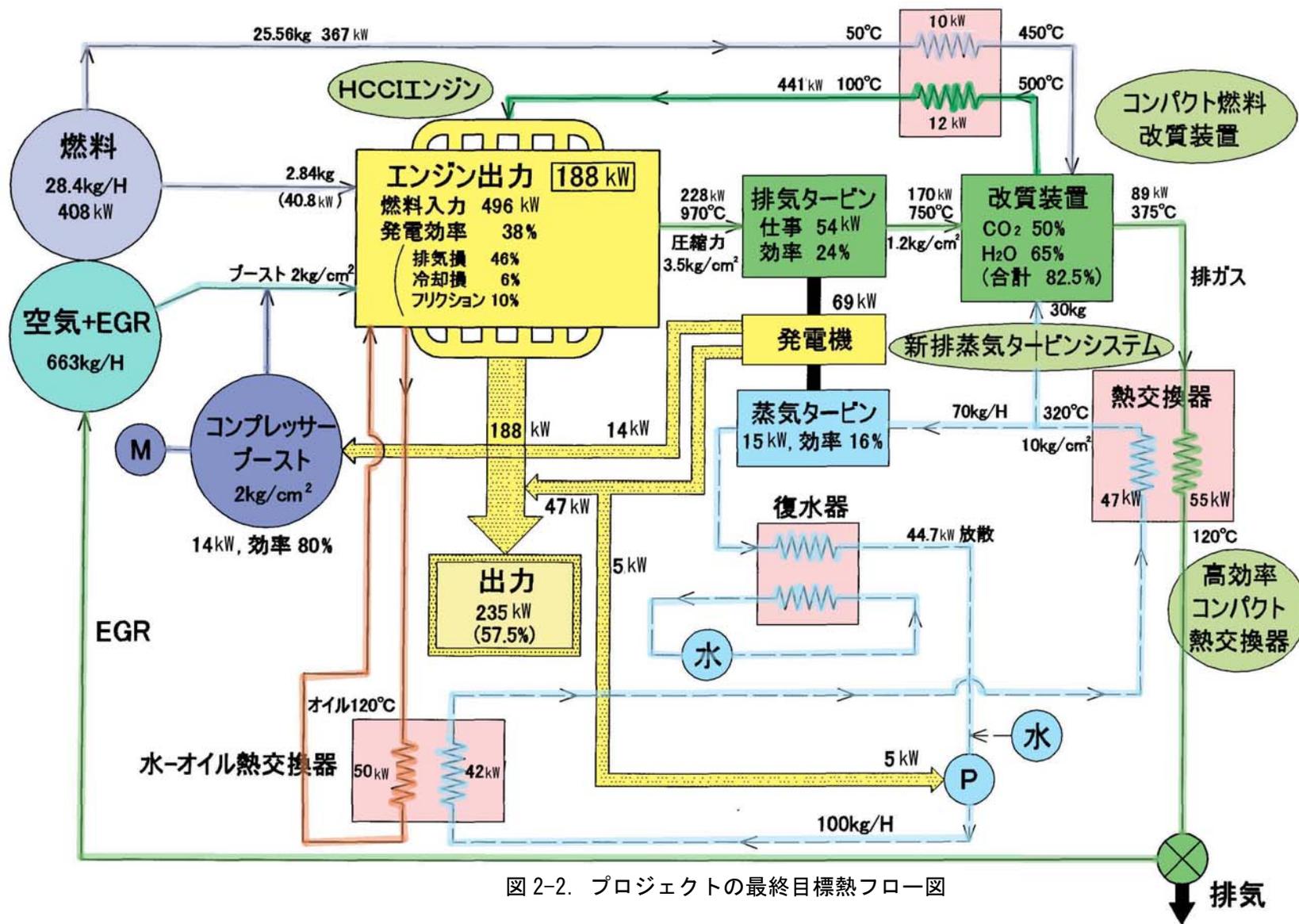


図 2-2. プロジェクトの最終目標熱フロー図

## 3. 天然ガスを用いたHCCI型多気筒エンジンの開発

### 3-1. 天然ガスを用いたHCCIエンジンの開発

熱効率の優れたディーゼルサイクルに天然ガスを燃料とし、希薄混合気を供給し、燃焼させるHCCIエンジンは次のような利点がある。

- ・ 圧縮比が高いため熱効率が良い。
- ・ 希薄混合気なので排気ガス、特にNO<sub>x</sub>が少ない。
- ・ 天然ガスにはSO<sub>x</sub>などの有害成分が少ない。
- ・ 天然ガスの燃焼により、排出されるCO<sub>2</sub>が少ない。
- ・ 天然ガスは着火点が800℃と高いので、HCCIエンジンに最適である。

以上の特性を実用化させるため、単気筒エンジンのデータを基に多気筒エンジン用に設計し、試験した。以下その開発経緯について報告する。

### 3-2. 気筒間でのばらつきの低減

燃費が優れ、排気ガスがクリーンなエンジンを実現するため、ガソリンエンジンの長所である充分な混合気による燃焼とディーゼルエンジンの長所である高圧縮率を活かした予混合圧縮着火(HCCI)が開発されている。本研究開発では、天然ガスを用いてHCCIを実現するエンジンを基盤としている。ところが、天然ガスの性状は着火温度が高く、一旦着火するとその燃焼速度が極めて速い。予混合圧縮着火(HCCI)燃焼は、均一混合気を圧縮着火してディーゼル燃焼させるものである。この燃焼形態はディーゼル燃焼であるにも関わらず局部的温度上昇が抑制され、窒素酸化物、パーティキュレートの排出が極度に低減される。従来技術では希薄混合気を燃焼させるため着火栓を用いて火花点火させるか、軽油のような着火性の良い燃料を上死点で噴射させて着火させるかの二つの方法が用いられていた。本研究では燃焼室の一部に副燃焼室を設け、この副室に天然ガス燃料を導入し、主室に希薄混合気を形成させ、副室での着火エネルギーを用いて主燃焼室の希薄混合気を短期間に燃焼させることを試みてきた。早い燃焼速度に対しては、多量のEGRを加えることで、燃焼の抑制を図ってきた。そして、単気筒エンジンを用いた燃焼試験により、副室着火による燃焼の促進の有効性を実証した。しかし、主燃焼室と副燃焼室の間に設けたポペット弁式の制御弁では、主室から副室への混合気侵入が急激で、副室から主室への火炎噴出も急激であるため、スロートを流れる火炎の熱伝達が急激となり、スロート部材が高温となり、副室と制御弁間の摺動条件が過酷になるという問題点があった。昨年度の研究開発において、この問題点を改善すべく、制御弁の構造をポペット弁式から、絞り弁方式に変更し摺動部への燃焼ガスの侵入を防ぐ構造としたところ、摺動部の温度低減を図ることができた。絞り弁方式の制御弁を用いたエンジンの内部構造を図3-1に示す。

絞り弁方式の制御弁を用いた燃焼形態とポペット弁式での燃焼形態を比較すると、ポペット弁式制御弁の場合には、副室と主室間の導通が遮断されているため、圧縮工程で副室制御弁を開くことにより、高圧の主室の空気が、一挙に低圧の副燃焼室に流れ込み、混合気を形成し、着火に至り急激に燃焼する。絞り弁式の場合には、主室混合気が圧縮される

に従い、混合気が徐々に副室に入り込むため、制御弁を開いた時には、副室の圧力が相当上昇しているため、圧力の上昇率は極めて小さく、着火後の燃焼速度も遅くなった。また、絞り弁方式の制御弁を用いることにより、熱発生の上昇が緩やかになったので、ノッキングが発生する割合が少なくなり、HCCI燃焼の成立範囲が広がってきた。昨年度は、この絞り弁方式の副室制御弁を採用して、6気筒エンジンの設計、試作を実施した。試作した6気筒エンジンの評価に関しては、問題点を注出しながら、慎重に燃料流量を増加させたため、目標値の燃料流量まで到達できなかったが、本年度は、燃料流量の増加を図り、エンジン単体での目標値の達成を目指した。

6気筒エンジンの場合には、寸法のばらつきにより、気筒毎の圧縮端温度が異なる可能性があるため、気筒毎の圧縮比を揃え、燃料流量、吸入空気量の均一化を図るため、それぞれの寸法、流量の条件を計測する必要がある。一方、6気筒エンジンでの燃焼のばらつきの差異についての計測項目の系統図を図 3-2 に示す。排気温度とシリンダー側面温度、副室温度、燃料弁温度は、気筒間のばらつきがわかる重要な計測項目なので、全気筒計測するようにした。

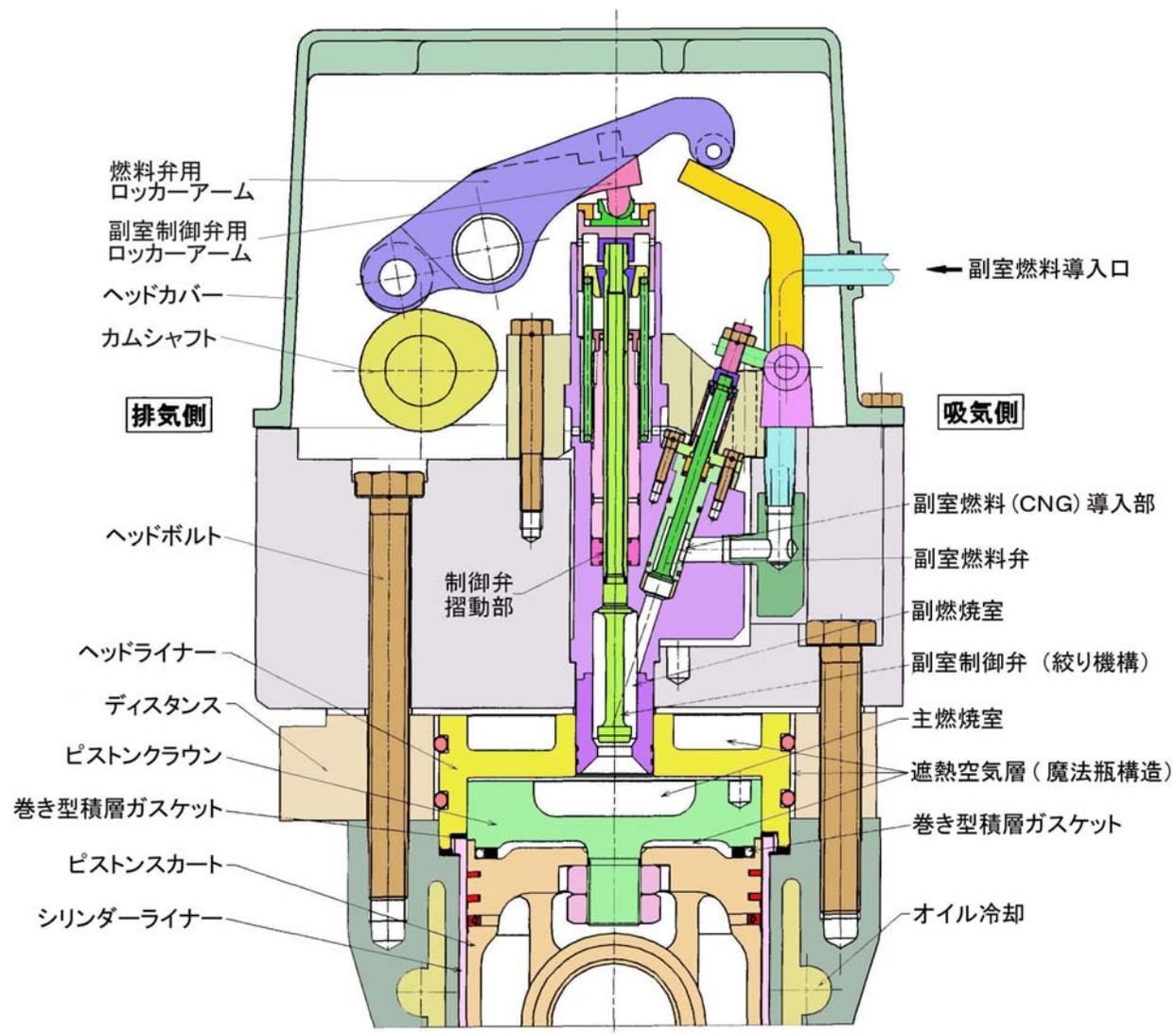


図 3-1. エンジンの内部構造

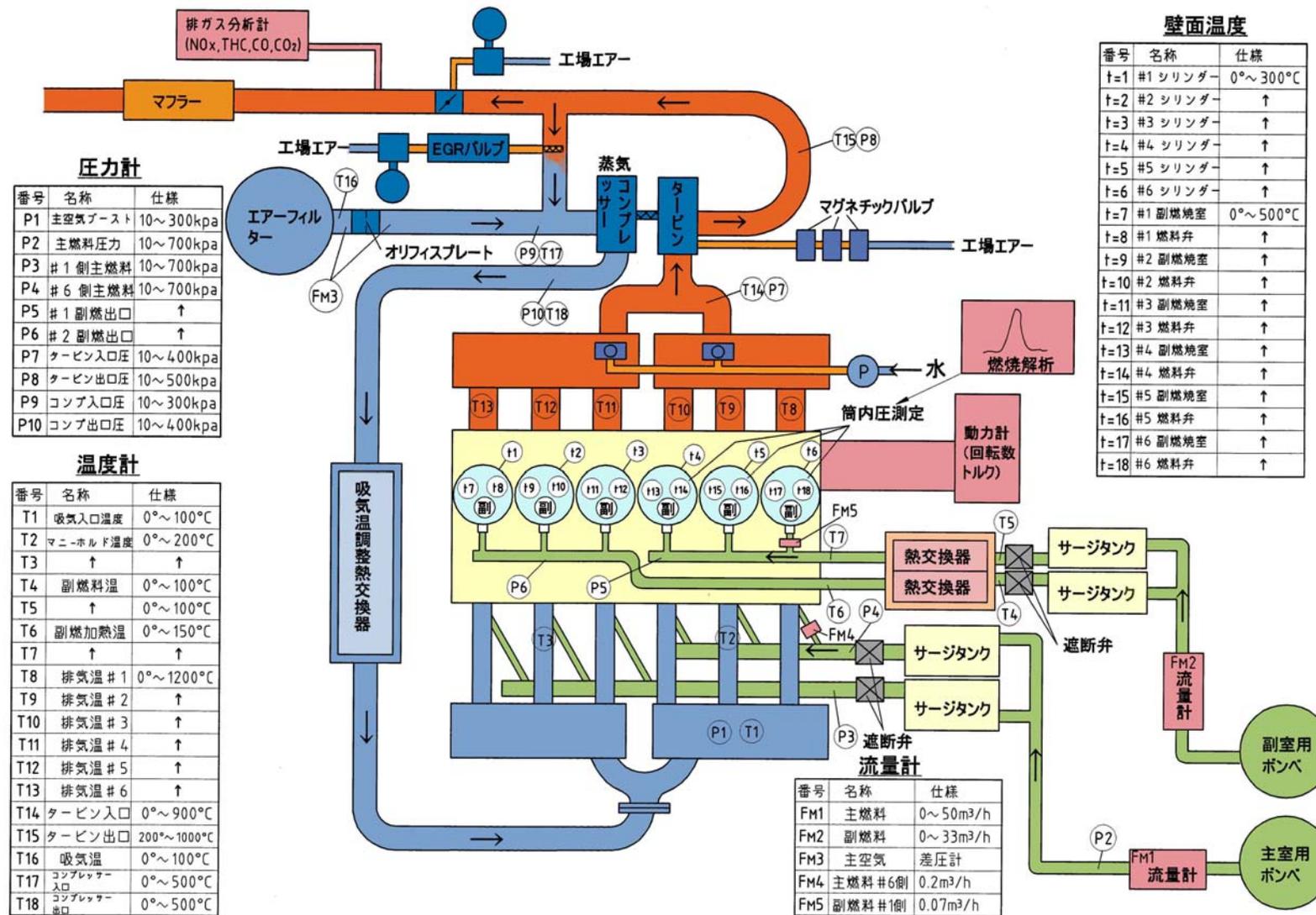


図 3-2. 6気筒エンジンの測定系統図

本研究開発における遮熱型HCCIエンジンでは、天然ガス燃料を2つの系統で導入し一方は、主燃焼室に希薄混合気を生成、導入させ、別に高温壁を持つ副燃焼室に自着火し易い状態の燃料を送り込み、副室で着火させ、その火炎エネルギーを用いて主燃焼室の希薄混合気を短期間に燃焼させることを試みてきた。単気筒エンジンによる燃焼研究の結果では、副燃焼室と主燃焼室をポペット弁方式で分離し、上死点付近で開口した場合、可燃混合気の急速生成により、連絡口面積を絞り弁方式の制御弁により可変方式とすることで、副室内の圧力を緩やかに上昇させることができ、燃焼を穏やかにできることを見出し、HCCIの燃焼成立範囲を拡大してきた。また、天然ガス燃料の早い燃焼速度に対しては、多量のEGRと吸気温度を低くすることで、燃焼の抑制を図ってきた。昨年度は、この可変連絡口面積となる絞り弁方式の副室制御弁を採用して、6気筒エンジンの設計、試作を実施した。しかし、6気筒エンジンでは天然ガス燃料をスムーズに燃焼できる範囲が狭いため、気筒間での圧縮比、濃度等のばらつきが大きな問題となり、全気筒が揃った状態での燃焼の実現ができ難い。気筒間の燃焼の違いが発生すると、例えばノッキングが発生している気筒と正常燃焼している気筒が生じた時、ノッキングを生じた気筒では、その急激な圧力上昇により燃焼室部材の破壊が生じ、その破壊が他気筒に連鎖して正常燃焼している他の気筒も破壊する可能性がある。燃焼のばらつきを抑制するために実施してきた対策と残存する問題点についてまとめた結果を以下に述べる。

### 3-2-1. 副燃焼室での着火状況

6気筒エンジンの場合には、寸法のばらつきにより、気筒毎の圧縮端温度が異なり、燃焼がばらつくため、気筒毎の圧縮比をピストン、ヘッドライナー等のガスケットを調整することにより揃えた。圧縮比はシリンダーライナーの鏝の下へ組み付けるシムにより調整し、所定寸法に対して±0.1以内に収めるようにした。このように組み付けたことにより、エンジンをモータリング500rpmで運転した時の圧縮端圧力を $3200 \pm 300$  kPa以内に抑制することが可能となった。

このように組み付けた状態で、自着火運転させるため、吸気温度を徐々に上昇させ75℃として、副燃焼室に燃料を導入すると、圧縮端圧力が高く、シリンダー壁温の高い気筒から着火が開始した。1気筒でも着火すると排気温度が上昇し、燃焼気筒である高温排気ガスと未燃で混合気が未着火のまま排出される高温ガスがEGRとして循環することにより、他の気筒の圧縮端温度が上昇し、他の気筒へ着火が伝播していくはずであるが、全気筒着火するまでには以下の問題点が発生した。

- ① エンジンのトルクの計測は、水動力計を用い、低負荷の場合にはモーターでエンジンを回している。起動運転の過程で6気筒中3気筒着火すると、自力運転し、モーターとの間のクラッチが切れ、回転数が200~300rpm程度まで上昇する。回転数が上昇しても、全気筒着火するまでに時間が掛かった。
- ② 1気筒着火してから他の気筒の着火までに時間が掛かると、EGRガス温度が上昇しその高温排気ガスと一緒に循環する未燃気筒の混合燃料濃度が増加し、すでに着火して

いる気筒の主燃焼室に回り、その燃料が急燃焼し、ノッキングが発生する。

- ③ 6気筒の中でも端面の気筒である#1と#6番気筒は、シリンダー壁温が低く着火までに時間が掛かった。
- ④ #1、6気筒が自着火するまでに5分程かかり、この間燃焼気筒はノッキング状態を続ける。本エンジンの燃焼では、主室に導入される燃料は、温度が低く自着火し難く、副室に導入される燃料温度を高くし、自着火させる方式である。熱湯を利用した熱交換器で副室燃料を加熱することで、着火性を向上させてきたが、この熱交換装置では、副室燃料の温度を65°C程しか上昇させることができなかつた。専用の加熱ヒーターが完成したので、これを用いてさらに温度を高め、着火性能を向上させる必要がある。

本エンジンでは、CNGを高圧ボンベ方式から、制御弁を用いて降圧させ、0.4~0.7MPa程にし、エンジンに供給している。ボンベ内圧力が5MPa程度だと、断熱膨張により、ガス温度が低下し、理論的には-100°C以下になる。したがって、副室燃料を高温にするため、大きな加熱ヒーターが必要で、このヒーターにより80°C以上とすることを目的とした。

中央と端面の気筒間の温度差は、シリンダー側面で10°C位生じる。シリンダー側面の温度差がそのまま筒内の温度差に比例すると考えると、圧縮比を約0.5高くすると同等となるので、圧縮比を端面の気筒のみ高くするように調整する。

燃料弁ホルダーと副燃焼室の間のシールが悪い原因は、加工精度の問題が原因である。挿入穴が斜めで深く、素材も難削材であるため、奥の部分の円筒度が悪くなっており、シール性が悪化していた。この部分の加工精度を向上させ、更にラッピングにより摺り合わせることにより、シール性を改善することができた。

### 3-2-2. 主燃焼室への火炎伝播

天然ガスを燃料として用いていると、燃料流量の上昇とともに、ノッキングが発生し易くなる。昨年度の研究結果でも明らかであったが、燃料流量を増加させると、燃焼室の壁面温度の上昇とともに、燃料混合気が自着火する機会が増大した。本エンジンでは、副室燃料を着火源とし、主室へ火炎伝播させる燃焼方式を採用しているが、主室での燃焼はEGRを加え、自着火を抑制することを狙っている。多量のEGRにより燃焼制御する場合、燃料に対応する酸素量が十分にあることが大切で、過給により作動ガスを増加する必要がある。多気筒となった場合には、燃焼のばらつきによって、EGR濃度も左右されるので、調整が難しくなる。これまでに生じた問題点を以下に示す。

- ① 燃料弁のリフト量等の調整を精度良く実施しないと燃料流量に差が生じ、気筒間での燃焼のばらつきが生じる。
- ② 中央と端面の気筒間の温度差は、燃料流量の増加と共に広がり、燃焼のばらつきが生じる。
- ③ 吸気温度にも気筒間でばらつきが生じ、燃焼にばらつきが生じる。
- ④ 燃焼のばらつきによって、EGR濃度も左右され、安定した燃焼抑制ができない。

副燃焼室と主燃焼室ともに燃料流量は、バルブのリフト量制御で行っているが、リフト量を合わせても、燃料流量にばらつきが生じていた。流量の違いは最大で、0.1L/s程度生じており、これらのばらつきを抑制するため、オリフィスプレート燃料配管中に入れて流量のばらつきを抑制させ、0.005L/s以下のバラツキとするようにした。

吸気温度に関しては、約10°Cの温度差が気筒間で生じており、気筒毎に吸気管の遮熱を行ったところ、温度差を約3°Cに縮めることができた。この条件での気筒間での燃焼の違いを図3-3、3-4に示す。#1気筒の熱発生率が820J/°CA、#3気筒が1170J/°CAと350J/°CAの差に縮めることができた。(J/°CA=ジュール/クランクアングル/1度)

本エンジンシステムでは、EGRガスと吸入空気はコンプレッサーにより十分に混合されるので、気筒間でのEGR濃度のばらつきは小さいと考えられる。燃焼のばらつきは、主として副室へ導入される燃料温度のばらつきによって生じる。外的に制御できる要因に関しては、吸気温度等を低温保持する制御で対策したが、シリンダー壁温は、端面の#1気筒は123°C、#3気筒で131°Cとこれでも温度差が生じている。この温度差の違いを揃えることは難しいので、外部からの気筒毎の燃焼コントロールが必要である。

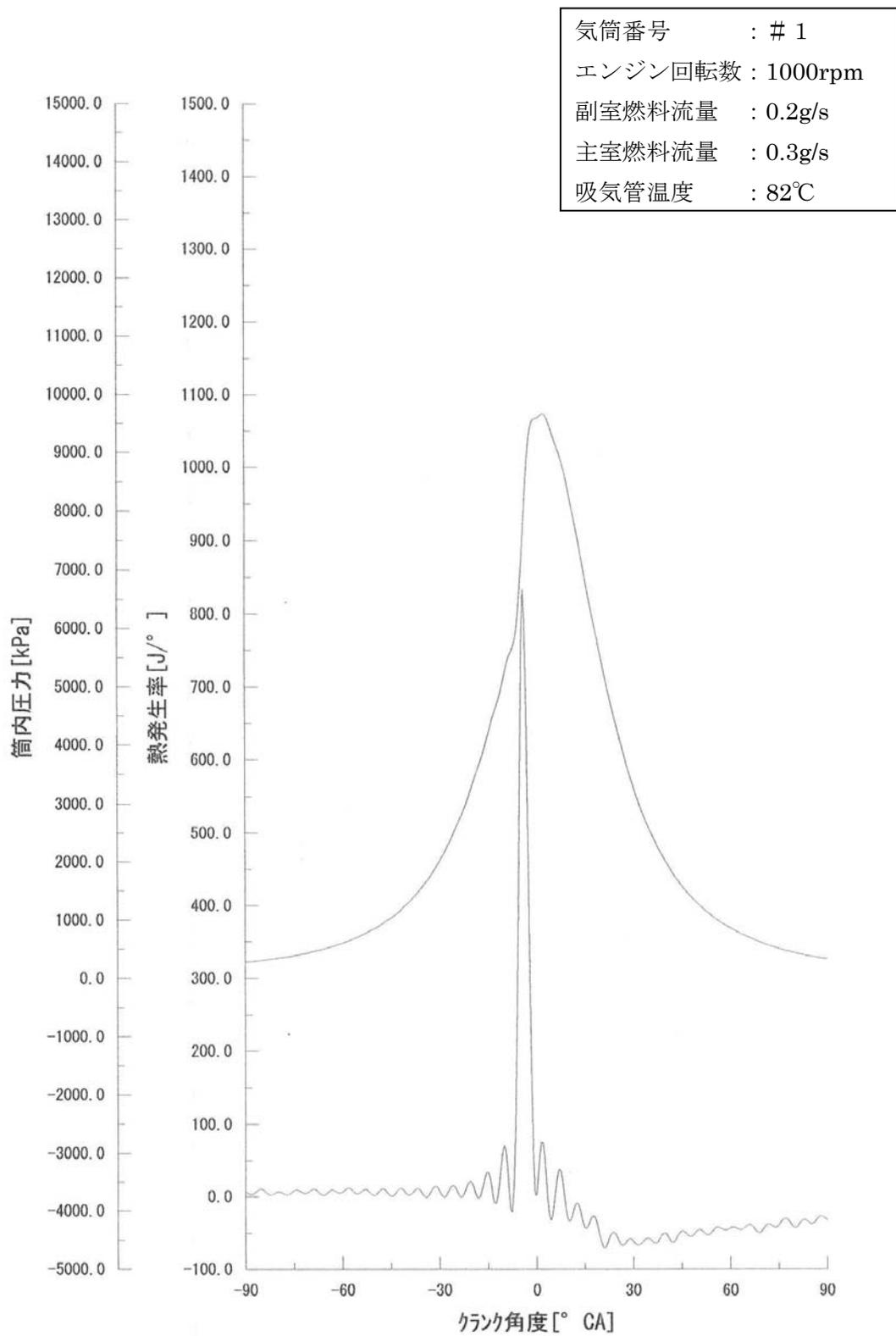


図 3-3. # 1 気筒の熱発生率

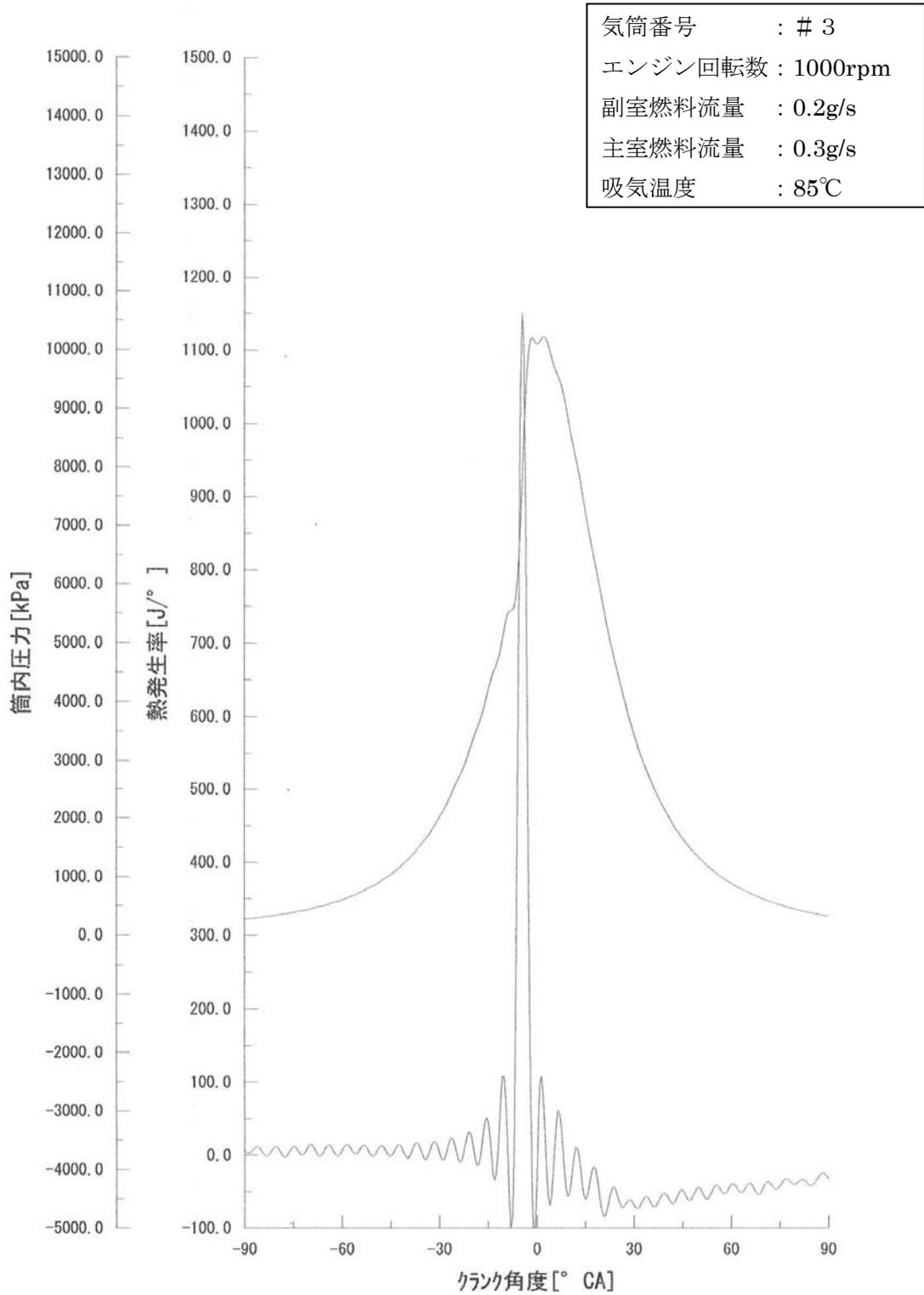


図 3-4. #3 気筒の熱発生率

### 3-3. 副室燃料加熱ヒーターでの着火性の確認

#### 3-3-1. 副室燃料加熱ヒーターの設計

天然ガスの着火温度は650℃と他の燃料と比較すると高いので、自着火させるためには、何らかの補助着火の方策が必要となる。

本研究では燃焼室の一部に副燃焼室を設け、この副室に天然ガス燃料を導入し、主室に希薄混合気を形成させ、副室での着火エネルギーを用いて主燃焼室の希薄混合気を短時間に燃焼させることを試みてきた。天然ガスの燃焼は燃料混合気の当量比が比較的小さい範囲にあるとき燃焼するので、副燃焼室はその燃料含有体積率を10~15%とし、主室はこの領域を燃焼速度の遅い混合比8%以下に押さえた希薄混合気としている。したがって、理論空燃比を持つ、副燃焼室の混合気温度が着火温度まで到達しないと容易に着火しない。圧縮工程のピストンの上昇運動によって主室圧力が上昇し、副室との圧力差により空気が流れ込み、副室圧力が上昇すると着火条件に到達する。絞り弁と副室のスロート間の隙間が0.5mmの時、副室圧力3.5MPa、温度613Kとなるが、天然ガスの着火温度900Kには到達しない。しかし、絞り弁が開放されると主室の空気が流れ込み、着火条件に到達する。すなわち、副室内に存在する燃料は、主室からの侵入空気とゆっくりと混合し、濃度が上昇するが、絞り弁の開放と共に一気に圧力、温度が上昇するので、副室上端部から、着火条件に到達し、燃焼を促進させる。副燃焼室内の天然ガスの温度を80℃まで上昇させ、主室内のガスが侵入し、その圧縮により温度上昇させた場合、1012Kまで温度上昇し、着火が極めて確実にできる。したがって、補助着火の手段として、副室の燃料の加熱を行うこととし、その加熱装置の設計を行った。

現在の副室燃料配管は、図3-5のように、3気筒ずつの分割にしている。したがって、ヒーターは3気筒分を加熱するように設計することとした。ヒーターは、副室への導入部の直前に加熱ヒーターを設置することとし、熱損失を少なくするよう配慮した。

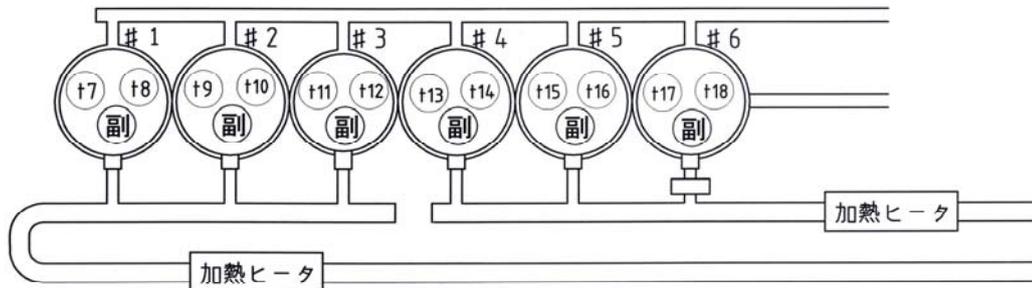


図3-5. 加熱ヒーターの設置位置

## ヒーターの熱量計算

副室内での混合気ガス温度を天然ガスの最小着火温度である 918K (645°C) 以上とするため、副室への投入する燃料温度の目標を 80°C に設定し計算を行った。

目標必要熱量	: 0.312kW
副室 3 気分の投入燃料	: 2.16kg/h
目標温度	: 80°C
天然ガス比熱	: 2.6 k J/kg. K
効率 (流れる空気を加熱する場合)	: 0.2~0.5
ヒーターの抵抗値	: 30 Ω

上記計算により設計した詳細計画図を図 3-6 に示す。

加熱ヒーターとして用いるものは、ニクロムを織り込んだ金網を使用することとし、波状に配置し、加熱するように計画した。必要発熱量は、前記のように、3 気筒分流量と比熱より算出し 0.312kW と設定した。金網を保持するガイド及びブロックは、耐熱性、電気絶縁性が必要なので、セラミック材を使用することとした。その中でも製作加工性に優れたセラミック材を選定した。選定したセラミック材の物性値を表 3-1 に示す。また、放熱防止のためにブロックの外周に、シート状のセラミック断熱材を配置した。

表 3-1. セラミック材料物性値

部品名称	ガイド	ブロック
材料名	アルミナ 99.5%	マシナブルセラミックス
密度 (g/cm <sup>3</sup> )	3.9~3.93	2.52
ポアソン比	0.23	0.26
体積抵抗率 (Ω・cm)	1×10 <sup>15</sup>	1×10 <sup>16</sup>
熱膨張係数	6.8~8×10 <sup>-6</sup>	9.4×10 <sup>-6</sup>
最高使用温度 (°C)	1500~1600	1000

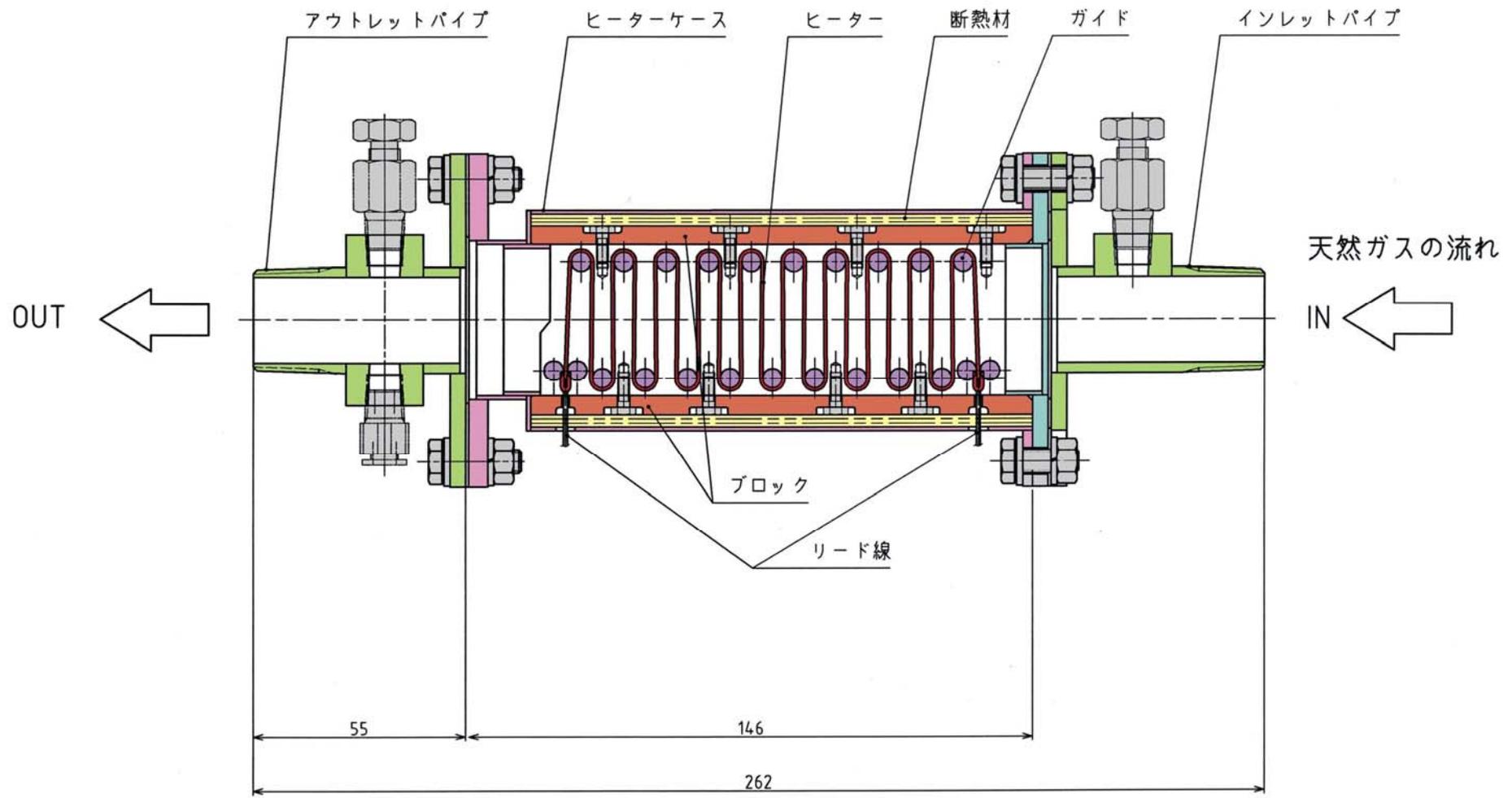


図 3-6. 副室燃料加熱ヒーターの設計計画図

### 3-3-2. 試作した副室燃料加熱ヒーターの評価

天然ガスを用いたHCCIエンジンの開発では均一希薄混合気を如何に効果的な方法で着火させ、ノッキングを発生させずに燃焼を完結させるかがポイントである。このため、従来技術の開発状況を見ると、主室に導入された均一混合気を軽油などの着火性の良い燃料を噴射して着火させ、天然ガス燃料混合気を燃焼させる方法があるが、この方法だと燃料系が2つ要するため構造が複雑となり、軽油燃焼のパーティキュレートが発生する。一方、従来どおり、希薄均一混合気に火花点火で着火させる方法は、常に点火栓の耐久性とノッキングが発生し、熱効率も低い。こうした問題を解決する技術開発の取り組みは多くの研究者により盛んに行われているが、まだ十分な解決策は見出されていない。

本研究開発における遮熱HCCIエンジンでは、天然ガス燃料を主燃焼室とは別に高温壁を持つ副燃焼室に導入し、燃料を活性又は改質させ着火させる方式である。副室に導入した天然ガスの主成分の $\text{CH}_4$ を活性化させ、 $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CH}$ ラジカル等に分解すると極めて着火性が良くなる。しかし、始動直後では燃焼室の壁温が低いため、活性化が進まず着火が困難である。そのため、本年度は専用の加熱装置を設計、試作し、この問題に対処することとした。設計試作した副室燃料加熱ヒーターの外観を図3-7に、内部を図3-8に示す。

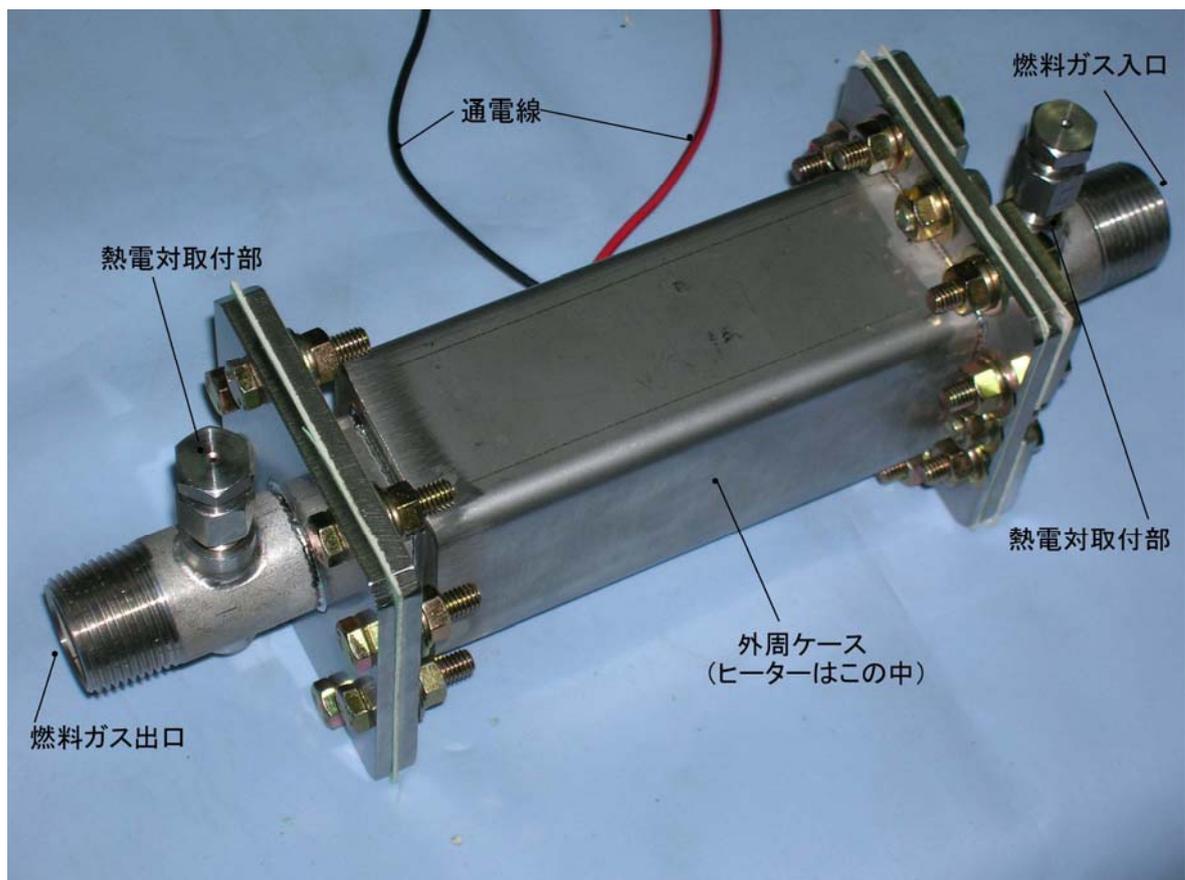


図 3-7. 副室燃料加熱ヒーターの外観

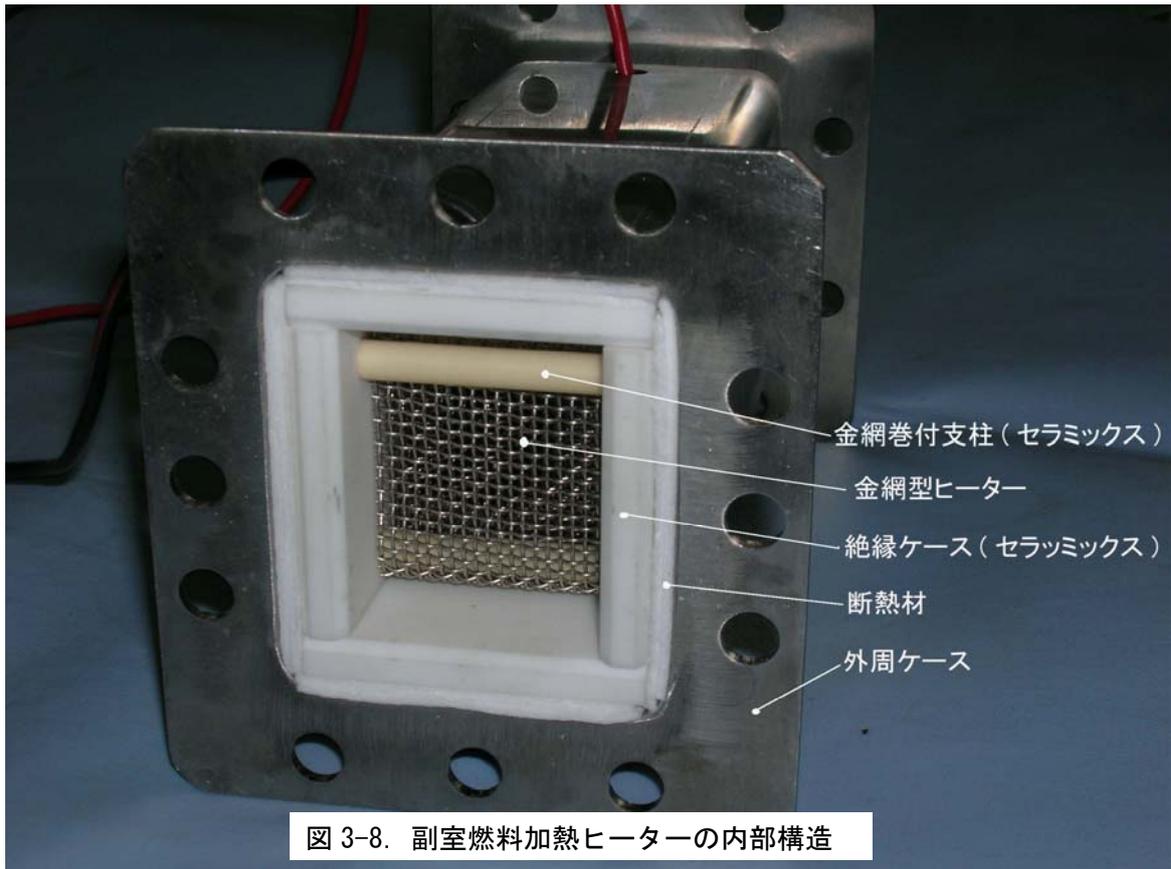


図 3-8. 副室燃料加熱ヒーターの内部構造

図 3-5 の様にヒーターを配置した場合、ヒーターに近い気筒程、配管が短く熱損失が少なく、高温となって温度差が生じる。本 6 気筒エンジンは、両端の # 1, # 6 気筒は温度が低く、着火し難いという問題があったので、ヒーターを # 1, # 6 気筒側に配置し、# 1, # 6 気筒に高温のガスが流れるように配慮した。また、気筒毎に分岐されエンジンへの入口まで継がる配管部も、外側の # 1, # 6 気筒側の熱損失が大きいので、配管へ遮熱構造を用いることにより、気筒間のばらつきを少なくすることが可能となる。この配置によって、外側の # 1 気筒と中央のエンジン入口の温度差を、 $\pm 5^{\circ}\text{C}$ 以内に収めることができた。

ヒーターの設計値と試験値の比較を表 3-2 に示す。ほぼ、設計値の仕様を満足するものが、完成した。

表 3-2. 副室燃料加熱ヒーターの性能 (電圧 100V)

	単位	設計値	試作品	
			FRONT	REAR
発熱量	W	312	324	310
抵抗値	$\Omega$	30	30.0	29.1

このヒーターは、スライダックを用いて、電圧を変えて温度を可変できるようにした。

電圧変化による副室燃料加熱ヒーターの温度特性を図 3-9 に、流量による温度変化を図 3-10 に示す。温度は、ヒーターの出口と、ヒーターの配管中途の温度を測定した結果である。また、上昇温度の測定は、先ず空気を流し、エンジン回転数 500rpm にて測定した。配管中

途の温度は、いずれも 80℃を越えており、これまで使用してきた温水との熱交換による 65℃を越す性能を得ることができた。配管の中途から、エンジン入り口までの温度低下は、15℃程度あるので、実際の温度を考える場合には、この温度を考慮する必要がある。

副室燃料の温度が 335K(80℃)であれば、圧縮比 16.5 の場合の圧縮端温度は 773K(500℃)で、自着火温度に到達しない。140℃まで上昇させると、圧縮端温度が 904K(631℃)で自着火温度に到達する。そこで、140℃が常時使用できるように、ヒーターを作製した。

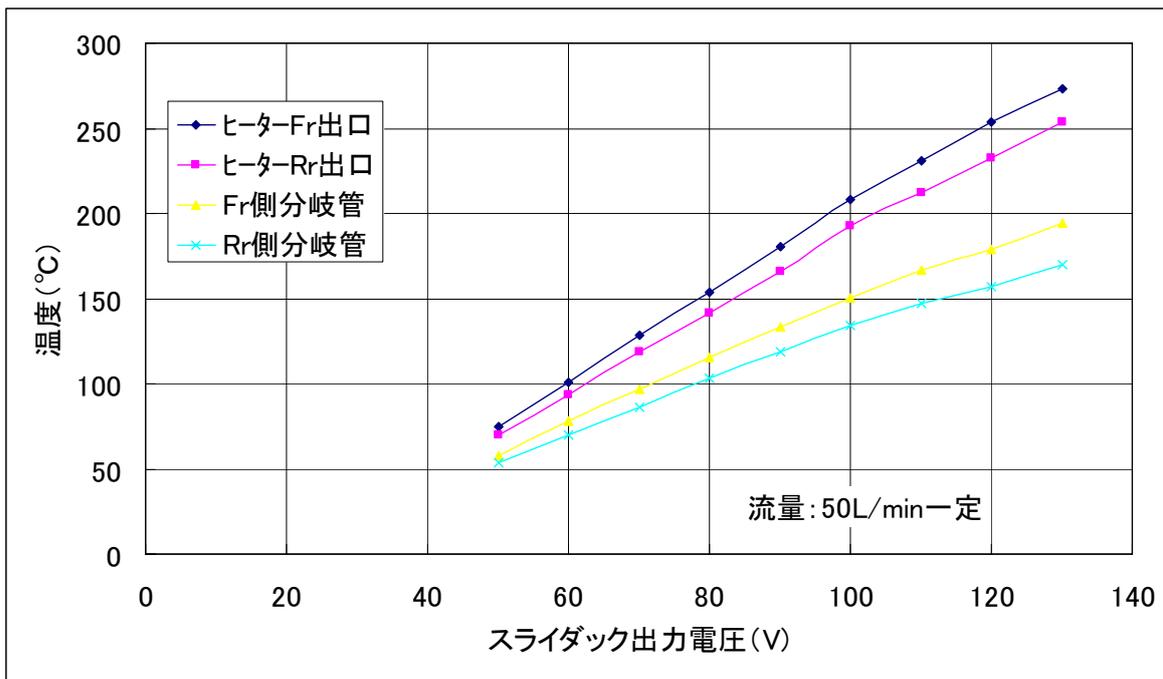


図 3-9. 電圧による温度変化

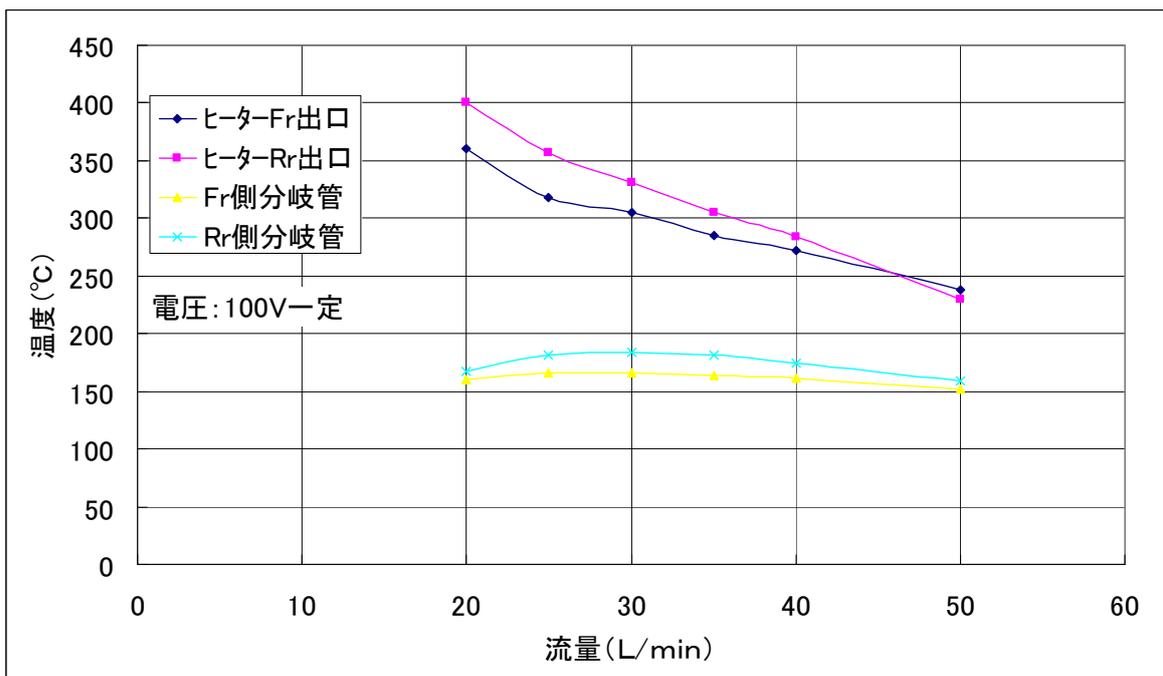


図 3-10. 流量による温度変化

### 3-3-3. エンジンでの着火性確認試験

副室燃料加熱ヒーターを作製する前は、温水による熱交換器にて、副室燃料を加熱してきた。この熱交換器では、燃料の温度は 65℃程度までしか上昇しなかった。したがって、エンジンを着火させる場合には、吸気温度を 75～80℃と高くして着火させるようにしてきた。しかし、着火が始まり燃料流量を増加させると、この吸気温度ではノッキングが発生し易くなるので、燃料流量を増加させる場合には、吸気温度を 50～60℃へ低下させ、多量の EGR を加える必要があった。今回試作した副室燃料加熱ヒーターでは、図 3-9 に示すように、170～190℃まで、燃料の温度を加熱することが可能であるので、吸気温度を低下したままでの着火が可能になり、燃料流量の増加がスムーズに行えると考えた。

副室燃料加熱はシリンダーに吸入される空気量に対し、燃料の混合比 10、副室燃料の割合が 15%なので、加熱する気体は吸入空気量の 1.5%と少ない。したがって、極めて簡単に温度を上昇させることが可能となった。

本研究開発では副燃焼室を設け、この副室に天然ガス燃料を導入し、主室に希薄混合気を形成させ、副室での着火エネルギーを用いて主燃焼室の希薄混合気を短期間に燃焼させることを試みてきた。この副燃焼室の体積割合を 15%とし、燃料も 15%程度導入することにより、副室は濃混合比に近い状態で、主室は希薄混合気とすることが可能となる。この条件にて副室の燃料流量を固定し、これまでの温水を用いた副室燃料温度 65℃と、新しい副室燃料加熱ヒーターにて燃料導入温度を変えた場合の着火性を比較した結果を表 3-3 に示す。着火までの時間は、燃料を投入してから 1 気筒着火するまでの時間を示し、全気筒着火時間は、1 気筒着火してから全気筒までの着火時間を示す。

表 3-3. 副室燃料加熱ヒーターでの着火性評価

	単位	熱交換式	副室燃料加熱ヒーター			
			80	110	110	140
副室燃料温度	℃	65	80	110	110	140
吸気温度	℃	80	80	80	80	80
燃料流量(1 気筒)	L/sec	0.11	0.11	0.11	0.19	0.19
副室空燃比	—	9.6	9.6	9.6	5.5	5.5
副室温度	℃	105	109	109	103	106
燃料弁温度	℃	80	82	82	80	81
シリンダー壁温	℃	90	92	92	92	91
着火までの時間	min	35	27	13	8	1
全気筒着火時間	min	30	25	20	15	3

副室温度、燃料弁温度、シリンダー壁温の計測位置を図 3-11 に示す。

副室燃料加熱ヒーターを用いて、副室燃料温度を高くすることにより、着火時間が短縮された。また、同じ温度でも、燃料流量を多くして、混合比を爆発限界混合比（5～15）の範囲にすると、着火がし易い傾向がある。効果が確認されたので、吸入空気温度を低くして着火性を確認することとした。

吸気温度を低下させた場合の着火状況について、下表 3-4 に示す。吸気温度を低くすると、着火条件は悪化した。しかし、副室燃料の導入温度を高くすると、着火性は改善した。圧縮端圧力のばらつきを±100 k P a 以内に行っているため、着火順序には規則性は見られない。

着火する気筒は、排気温度が徐々に 20℃位上昇してから、急激に温度が上昇し、副室着火状態となる。副室燃焼が始まって、タイミングは副室制御弁の開タイミングよりも 15~20℃A 程度遅れて燃焼するが、副燃焼室温度の上昇共に進角し、副室温度が 200℃を超えると、副室制御弁の開タイミングの BTDC 7℃A 程度で安定する。着火までの温度推移を図 3-12 に示す。

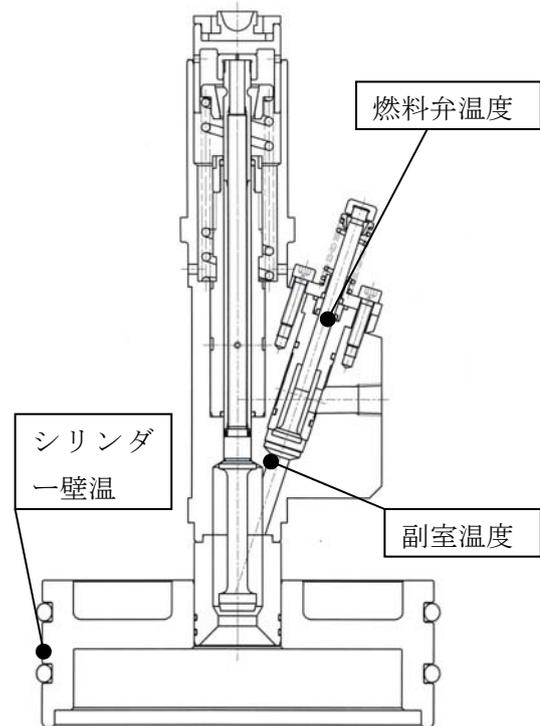


図 3-11. 燃焼室温度計測位置

表 3-4. 吸気温度を低くした場合の着火性評価

	単位	副室燃料加熱ヒーター			
		110	130	150	170
副室燃料温度	℃	110	130	150	170
吸気温度	℃	50	50	50	50
燃料流量(1 気筒)	L/sec	0.1	0.1	0.1	0.1
副室空燃比	—	9.6	9.6	9.6	9.6
全体空燃比	—	64.1	64.1	64.1	64.1
副室温度	℃	120	122	121	124
燃料弁温度	℃	100	101	102	105
シリンダー壁温	℃	100	97	98	101
着火までの時間	min	25	15	5	1
着火状況	—	#2,#6 気筒のみ着火。	#6,#2,#3 気筒着火。	#3,#6,#5 気筒着火	#2,#6,#3,#1 気筒着火

副室供給燃料温度が低い場合、着火に至らない気筒は、燃料導入してから、20~30℃までの温度上昇があるが、その後すぐに温度低下し、モータリング時と同じ排気温度になり、さらに温度が 2~3℃低下する場合もあり、隣の気筒が着火して温度上昇しているにも関わらず、一定状態となってしまう。圧縮端圧力を調べると、着火直前の圧縮端圧力よりも 200~300 k P a 程度低下していた。燃料の投入を停止すると、圧縮端圧力は徐々に回復し、着火直前の圧縮端圧力と同じにまで回復した。

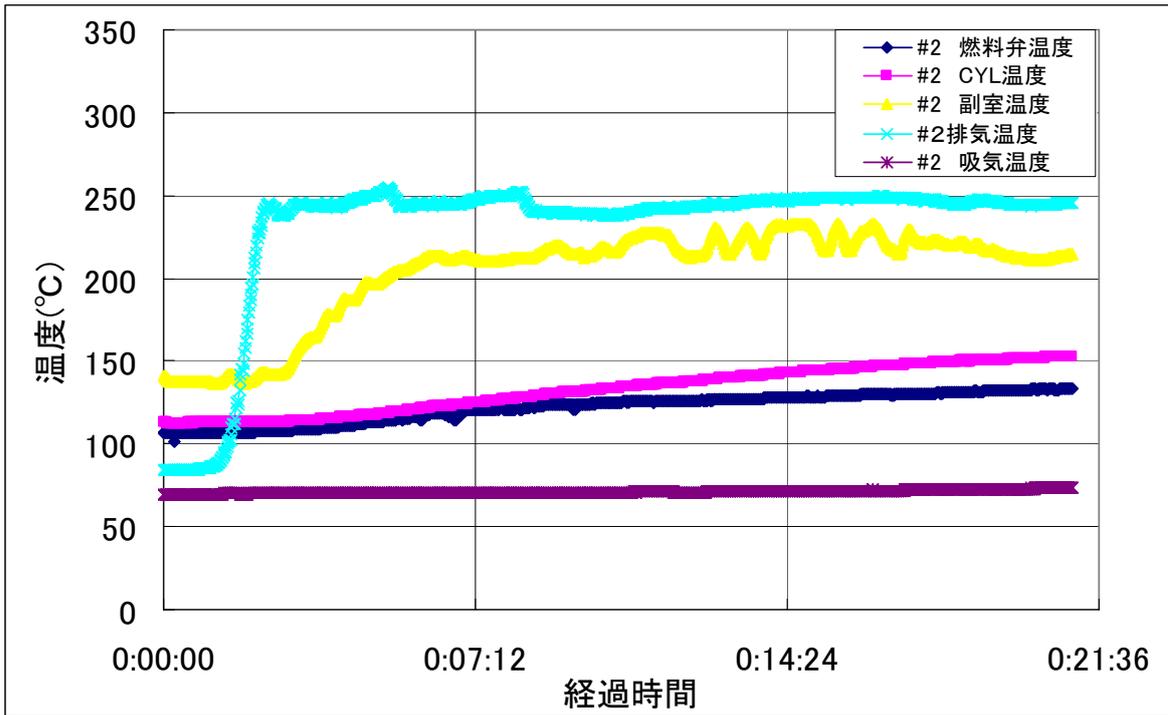


図 3-12. 安定燃焼までの温度推移

燃料の投入によって、圧縮端圧力が低下しているようなので、副室燃料加熱ヒーターに空気を通した場合と、天然ガス燃料を通した場合とで、圧縮端圧力を測定した結果を図 3-13 に示す。結果は、6 気筒の平均値を示したもので、空気は 150°Cの加熱を、天然ガスは加熱すると着火してしまうので、加熱無しで測定した。

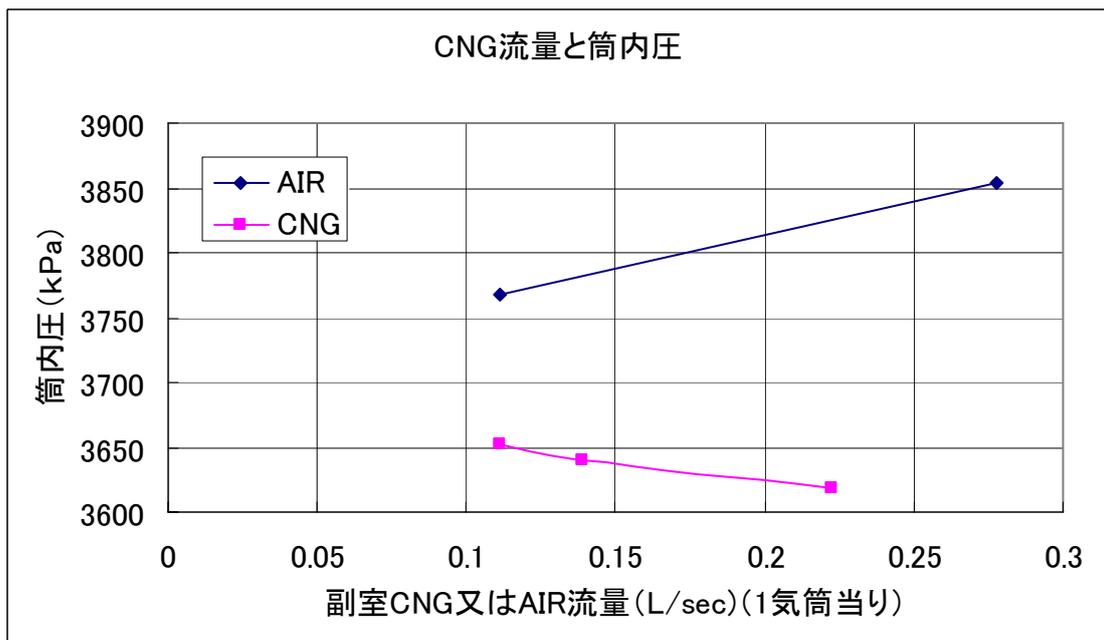


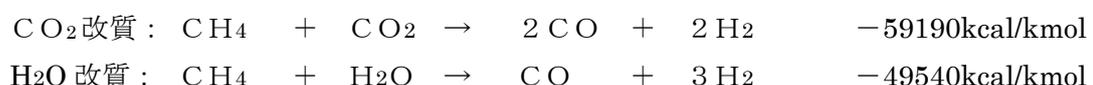
図 3-13. 副室に燃料を投入した時の筒内圧変化

空気を投入した場合には、投入流量に応じて筒内圧は上昇するが、天然ガスは流量の増加とともに、筒内圧は低下した。実際の着火試験時には、天然ガスを暖めているにも関わらず、着火しない気筒の筒内圧は 3200 k P a まで低下している場合も有り、天然ガス投入による圧縮端圧力の低下効果は、着火の阻害要因になっていると考えられる。圧縮端温度の低下分は、1 気筒当りの燃料流量 0.1L/sec で 24.5K、0.2L/sec で 30.5K となる。この温度低下を単純に空気が流れた場合の熱損失として計算すると 6 気筒分で、燃料流量 0.1L/sec で 1.16kW、0.2L/sec で 1.45kW となる。エンジンには、50℃までの吸気加熱と燃料を加熱して 150℃とした熱量が常に加えられているので、その熱量を算出すると、吸気加熱では 0.95kW、燃料加熱では 0.13kW となり、合わせて 1.08kW となり、奪われた熱量 (1.16kW) のほうが、多いことがわかる。天然ガスを投入して、圧縮端圧力が低下する原因としては、①CO<sub>2</sub> ガスと同様の潜熱効果、②天然ガスの改質反応による吸熱効果が考えられる。各種気体の物性値比較を表 3-5 に示す。

表 3-5. 各種気体の物性値

化学式		N2	O2	H2	CO2	CH4	C2H6	C3H8
分子量		28.01	32	2.016	44.01	16.04	30.07	44
ガス密度 (0℃、1atm)	kg/m <sup>3</sup>	1.251	1.429	0.0899	1.977	0.554	1.038	1.552
液密度 (沸点)	kg/L	0.809	1.141	0.071	1.03	0.418	0.546	0.585
沸点 (1atm)	K	77.4	90.2	20.4	194.7	111.9	184.6	231.1
融点 (1atm)	K	63.3	54.4	13.9	216.6	90.6	101.2	86.1
臨界温度	K	126	154.6	33.2	304.2	191.1	305.5	370
臨界圧力	Mpa	3.399	5.05	1.315	7.39	4.641	4.884	4.256
蒸発潜熱 (沸点)	kcal/kg	47.5	50.9	106.6	137.0	121.9	116.9	101.7

蒸発潜熱は、液体から気体に変えるための熱量であるが、これが筒内の温度低下に使われたと仮定すると、0.22kW となり、奪われた熱量より少ない。改質反応の反応式を下記に示す。



エンジンの中では、CO<sub>2</sub> と H<sub>2</sub>O は両者とも存在し、両者の反応ともに発生する可能性がある。両者がそれぞれ燃料を全て改質した場合の吸熱熱量を算出すると、CO<sub>2</sub> 改質で 7.4kW、H<sub>2</sub>O 改質で 6.2kW となり、奪われた熱量 (1.16kW) よりも大きい。したがって、改質反応が部分的に生じて、筒内の熱を奪っている可能性が高いと考える。触媒反応を促進する代表的な活性金属は、Ni、Ru であり、H<sub>2</sub>O 改質の場合には、必ず活性金属の中に、Ni が含まれている。Ni は、副室燃料加熱ヒーターと燃焼室の耐熱金属の主成分であるが、バルク状態では本来は触媒としての活性は無いはずであるが、何らかの影響で燃料の改質反応が進み、天然ガスの着火反応を阻害していると考えられる。

エンジンの着火性を改善するためには、この改質による吸熱反応を防ぐ必要がある。すなわち、副室内に投入された燃料の一部が副室上端部に停留し、主室の圧縮空気により、圧縮加熱され、着火点に到達する。主室と副室のほとんどの気体は、吸熱反応する温度に到達せず、副室燃料の着火により火炎伝播する。これが目的とするプロセスである。表 3-3 に示すように、吸気温度を 80℃にまで高めることでは無く、吸気温度が低くても副室燃料が着火するプロセスが理想である。また、副室燃料加熱ヒーターの材質変更、または触媒を付加し、改質反応を促進させ、副室燃料のみ活性化させることも対策のひとつと考える。

### 3-3-4. 副室燃料加熱ヒーターの改良

副室燃料加熱ヒーターは、図 3-6 に示す構造で、当初組立を実施し使用し始めたが、図 3-14 に示す配線取り出し部のシール性と絶縁性、耐熱性が問題となり、改良が必要となった。配線は、通常細線が集まり、絶縁被覆しているものを当初用いた。また、シールは絶縁性の充填接着剤を用いた。不具合としては、細線の間からガス漏れが生じることと、外周の金属ケースの温度が、流量を低くした場合に、200～250℃に達し、樹脂系の充填接着剤が劣化する等、耐熱性に問題が生じた。

したがって、熱電対と同じようなシール構造として、絶縁被覆した単線にて電流を通すように改良した。この構造により、外周ケースからシール部の距離を離したので、シール温度を低くすることができた。しかし、熱電対の金属部と絶縁された単線の距離が小さくなると、配線の絶縁が確保されない場合が生じてしまい、絶縁性とシール性の両立が難しくなった。通常では、配線シールを確保する駒の部分の前記、絶縁性の充填接着剤にて充填する方法に変更したところ、絶縁性とシール性の両立が可能となった。改良した副室燃料加熱ヒーターと燃料配管を図 3-15 に示す。

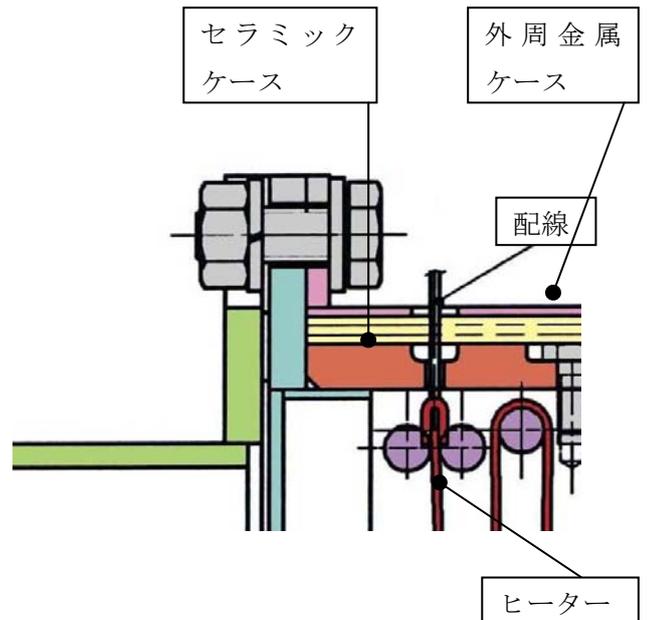


図 3-14. ヒーターの配線取出し部

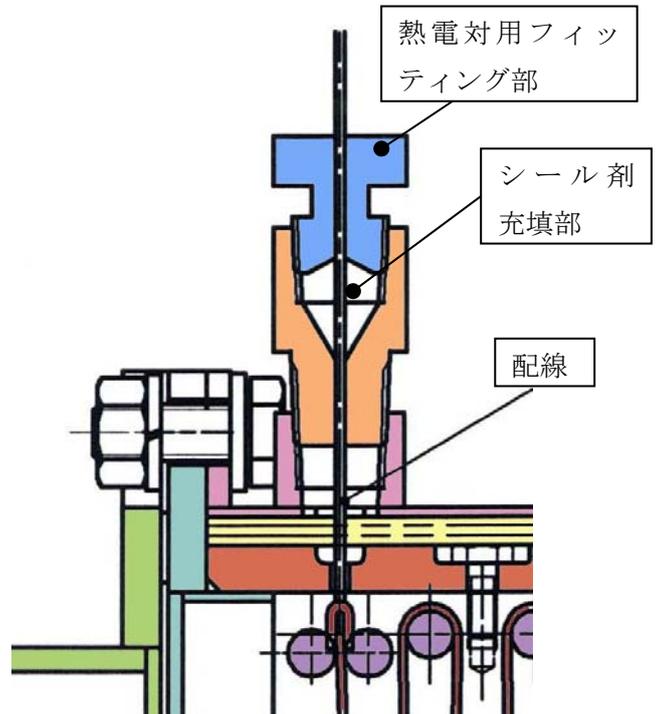


図 3-15. 改良後の配線取出し部

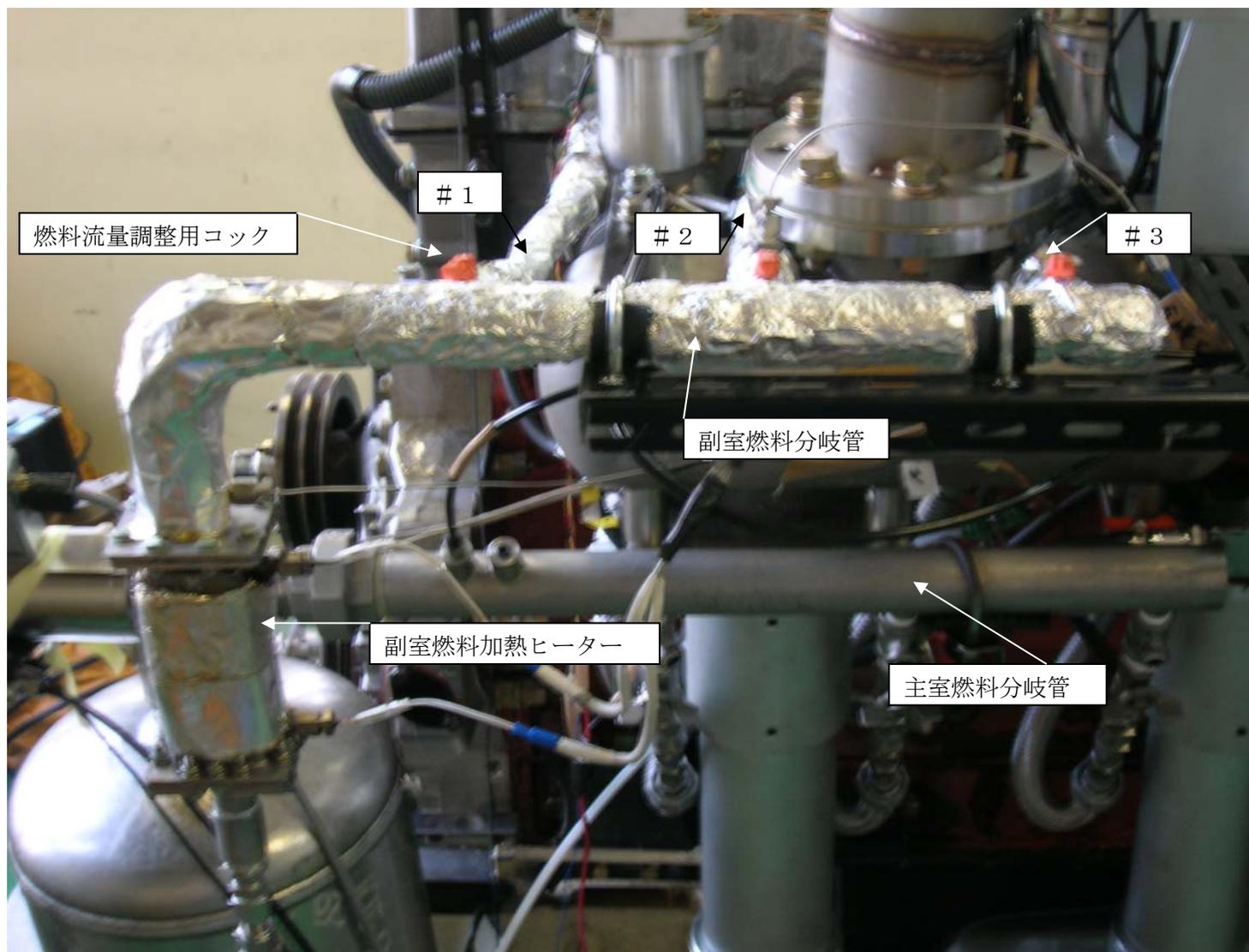


図 3-16. 副室燃料加熱ヒーターの外観図

### 3-4. 負荷向上試験

本エンジンでは、副室燃料を着火源とし、主室の希薄混合気へ火炎伝播させる燃焼方式を採用している。燃焼速度の速い天然ガス燃料の燃焼抑制は、EGRを加え抑制することを狙ってきた。6気筒エンジンに適用する場合には、下記の問題点がある。

- ① 燃料弁のリフト量等の調整を精度良く実施し、燃料流量に差が生じない様にして、気筒間での燃焼のばらつきを最小とする。
- ② 中央と端面の気筒間の温度差を、最小限に抑制し、燃焼の均一化を図る。
- ③ 気筒毎に燃焼が独立しているため、寸法調整によって、圧縮比を均一にすることが重要である。

これまでの方法は、燃料流量、圧縮比等を均一化させ、6気筒共に燃焼を揃えることを試みてきた。燃料流量に関しては0.005L/sec以下、吸気温度は3°C以内、圧縮比は±0.2以下に調整し、燃焼の均一化を図ってきたが、6気筒エンジンの真ん中の気筒である#3気筒と端面の#1気筒のシリンダー壁温の差は8°C有り、燃焼にばらつきが生じた。この温度差は、多気筒エンジンの配置からくるもので、従来は燃料流量に調整等で均一化させた。本エンジンでも最終的には燃料流量の微調整が必要になる。外部からの気筒毎の燃焼コントロールを実施することとした。気筒毎の燃料流量をコントロールする方法としては、各気筒に分配される燃料配管の中途に調整用のコックを設けて、開度を調整することにより、流量を調整した。

この制御により、各気筒の熱発生率の均一化を図り、燃料流量を調整して燃焼制御を行い、その上でEGRを加え、負荷を向上させた。これにより得られた出力を目標値と比較した結果を図3-17に示す。

また、昨年度の結果と本年度の結果と目標値を比較した結果を表3-6に示す。

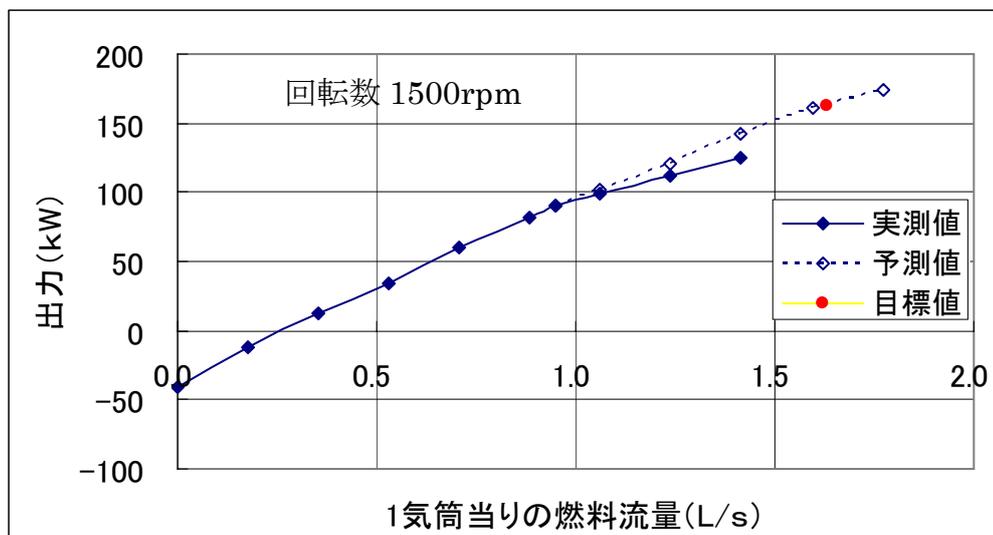


図 3-17. 6気筒のエンジン出力比較

表 3-6. エンジン性能試験結果比較

	単位	目標値	昨年度	現状値
出力	kW	155	89.8	125.2
熱効率	%	40	37.7	35.4
燃料流量(1 気筒)	L/sec	1.63	1.0	1.4
過給圧	kPa	160	58	102
EGR 率	%	60	57	50
NO <sub>x</sub>	gkW/h	0.10	0.45	0.27
THC	gkW/h	0.17	2.79	3.48

目標の出力に対して 80%の出力が得られるまでに負荷を向上させることができたが、熱効率は低下した。また、NO<sub>x</sub> は目標値に対して高いが、昨年度より低下させることができた。THCは昨年度より増加し、目標値よりさらに高くなった。

熱効率が低くなった原因としては、過給圧が低く EGR 率が高いので、空気不足により燃焼が不完全となるものと考えられる。気筒毎の熱発生率を極力揃えているが、主室での均一混合気量、EGR 量が気筒毎で異なり、拡散燃焼部分に差が生じていた。単気筒エンジンとの熱発生率の比較を図 3-18 に示す。吸入空気圧力は単気筒のほうが高く、EGR 率は同等である。6 気筒の場合には、ターボチャージャーを用いているため、単気筒に比べて吸気圧の選択の自由度が無いため、吸気圧は低下した。本エンジンでの燃焼は、副室燃料で着火し、吸気温度の低い主燃焼室で火炎伝播させ、EGR と水噴射で燃焼を抑制させるのが目標である。単気筒の燃焼波形もそうであるが、副室着火燃焼のピークに続く拡散燃焼のピークが高くなっているため、この部分の抑制が必要である。これは、副室で燃焼した火炎が主燃焼室の希薄混合気に伝播し、一気に燃焼しているため、現状の主室温度を低くして、この拡散燃焼のピークを下げる必要がある。燃焼を目標に近づけ、排気圧力を高くすると吸気圧も上昇するので、燃焼を安定化させることができる。

排ガスに関しては、NO<sub>x</sub> は主燃焼室での拡散燃焼の安定化により、さらに減少させることができると思われるが、HCに関してはピストンとシリンダーの間の隙間に侵入した混合気が、そのまま完全燃焼せずに排出したものとする。デッドスペースに燃料が入らないように調整するとともに、完全燃焼を実現する必要がある。

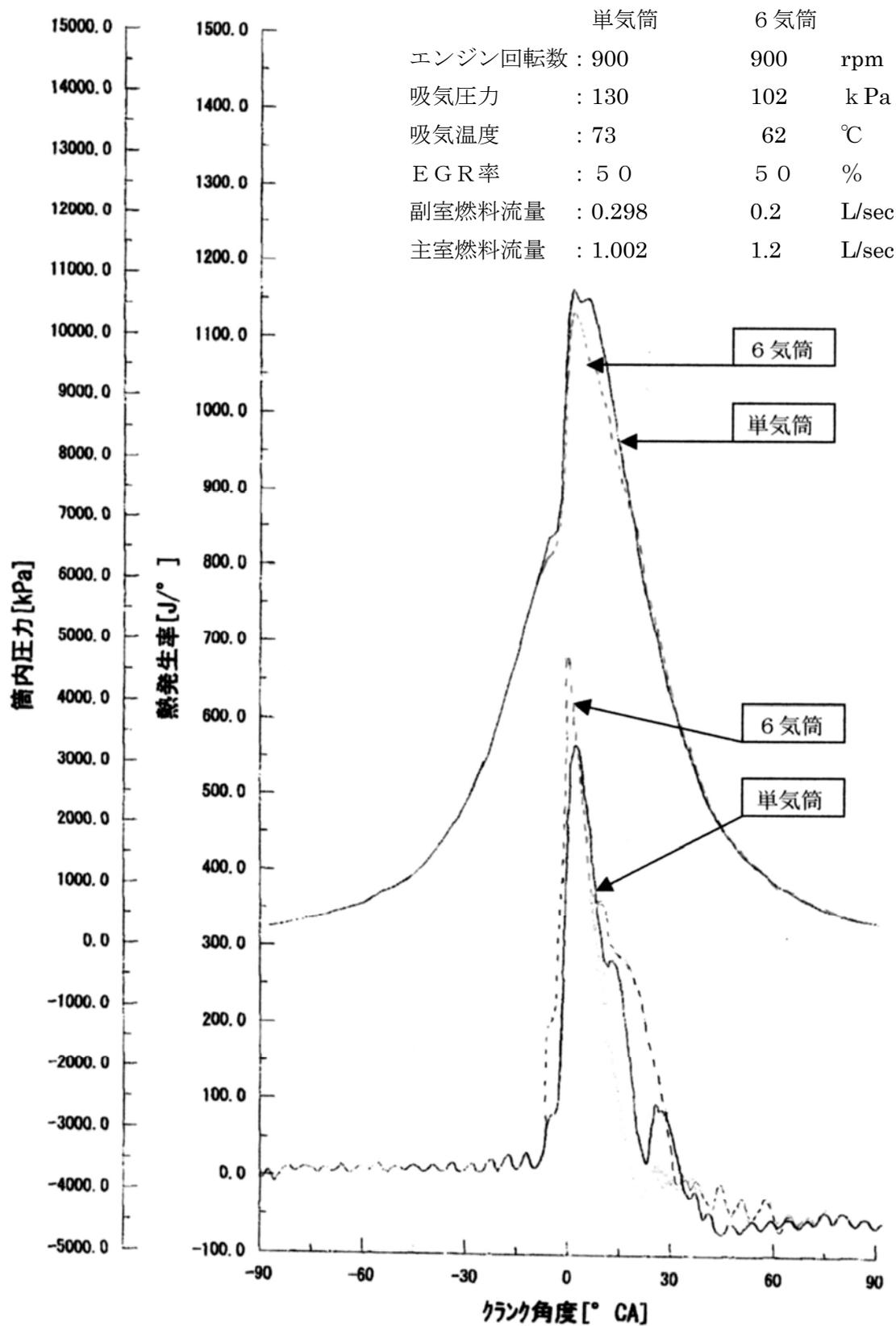


図 3-18. 単気筒と 6 気筒の熱発生比較

### 3-5. エンジン分解観察結果

本6気筒エンジンには単気筒エンジンの分解観察結果と試験途中に生じた問題点の対策案が盛り込まれている。また、単気筒エンジンと比べて熱負荷が増すので、遮熱構造を構成するピストンガスケット、ヘッドライナーガスケット等の高温でのガスシール性部品、摺動部について、定期的に分解、耐久、信頼性を確認する必要がある。これらの部品を中心に耐久性を確認、問題点の抽出、改良するに当たり、分解観察を行なった。以下、主要部品の分解観察結果を記す。

#### 3-5-1. ピストン回り

ピストンは動力の伝導機構であるので、シリンダー内をスムーズに摺動する必要がある。図 3-19 にピストン ASM 写真と図 3-20 シリンダーライナーの内面写真を示す。ピストン側面或いはシリンダーライナー内周の当たり、ピストンリングスティックの発生は見られなかった。



図 3-19. ピストン側面

ピストンは遮熱構造を採用しているため、ピストンを上下二分割とし、中間に積層ガスケットを配している。そのため、ガスシール性は、重要な観察項目となる。図 3-21 に示すように、ガスケットの上下のシール面には、ガスが侵入した痕跡は認められなかった。しかし、図 3-22 に示すように、ピストンクラウンの下面は黒く変色していた。これは、ピストン中央の締結部よりオイルが入り込み、熱により付着したものと推測する。よって、ピストンの筒内圧に対するシール性は問題無いと判断した。

また、ヘッドライナーとシリンダーライナーの間のボアガスケットについてもピストン

ガスケットと同様、積層ガスケットを使用しているが、図 3-23 に示すように、ガスの侵入した痕跡は認められなかった。

よって、主要ガスケットの筒内圧に対するシール性は問題無いと考える



図 3-20. シリンダーライナー内周



図 3-21. ピストン積層ガスケットのシール状況



図 3-22. ピストンクラウン下面変色状況



図 3-23. ポアガスケットのシール状況

### 3-5-2. 副室燃焼室

副室制御弁は本エンジンの鍵となる部品である。従来用いていたポペット弁式の場合には、摺動部に燃焼ガスが入るため高温となり、スティックが多発した。そこで、摺動部は熱が伝わり難い機構を採用したが、それでも問題があるので、絞り弁式として、燃焼ガスが摺動部に入らないように副室上部にポペットバルブ機構を設けた。単気筒エンジンにて、この絞り弁式副室の採用により、燃焼室の上部の温度低下を確認し、その効果を確認した。6気筒エンジンで使用した副室制御弁の摺動部の写真を図 3-24 に示す。



図 3-24. 制御弁ステム部カーボンスラッジ付着及び当たり状況



図 3-25. 制御弁絞り部の状況

単気筒での観察結果と同様で、特に異常は認められなかった。よって、制御弁に関しては、構造上問題無いと判断する。

副室と制御弁の間の絞り部はクリアランスが 0.5mmと小さいため、絞り部での摩擦が懸念される。図 3-25 に制御弁絞り部の観察結果を示す。寸法変化、絞り部の摩擦等は全気筒共に見られなかった。

副燃焼室外部の観察写真を図 3-26 に示す。単気筒エンジンと同様な熱による焼けの跡が見られる。また、6 気筒エンジンとなっても副室温度は変わらない。よって、6 気筒エンジンでも副燃焼室は、構造上問題無いと判断する。



図 3-26. 副室外周の状況

### 3-5-3. 吸気・排気バルブ

図 3-27 に吸気・排気バルブの観察結果を示す。吸気・排気バルブは燃焼ガスのシール性の他、耐久性の面でスティック、カーボンスラッジの堆積などが生じる可能性があるが、これらの現象は見られず、問題無い。



図 3-27. 排気バルブシート部カーボンスラッジ堆積状況

また、図 3-28 に示すように、排気ポート内は乾燥しており、単気筒で問題となったオイル下がりには認められない。



図 3-28. 排気ポート内オイル付着状況

#### 3-5-4. 副室燃料弁

図 3-29 に示すように副室燃料弁は、C字リング上部に洩れの痕跡がある。これは、先端のシール性が起因すると考える。先端にリングを入れ、シール性を改善した結果、問題が無いことを確認した。

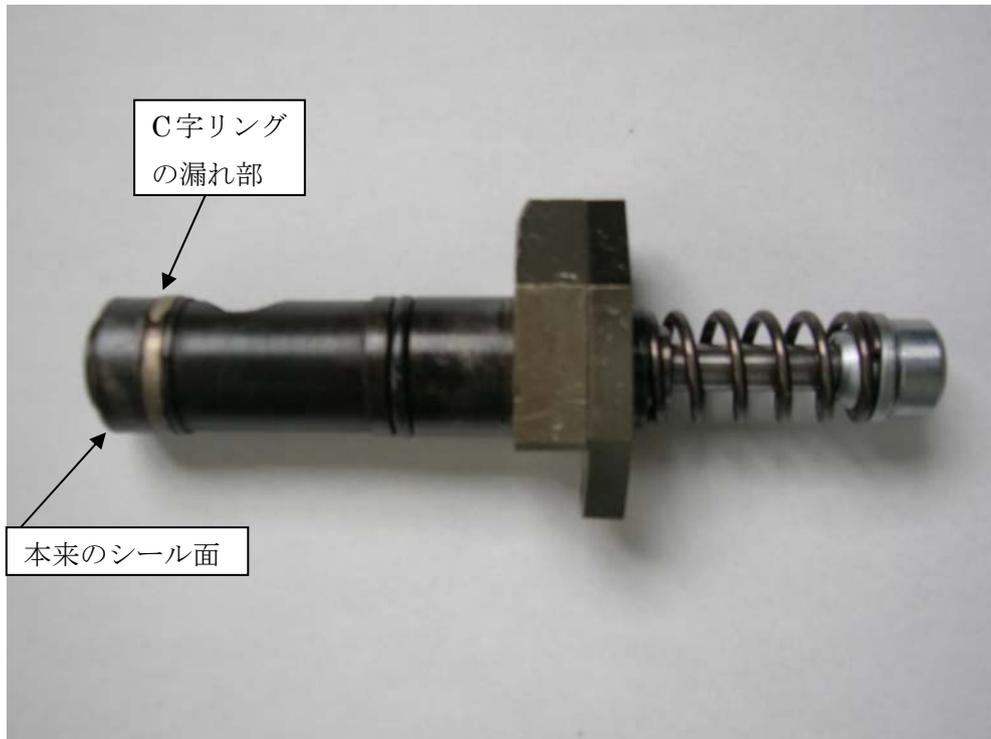


図 3-29. 燃料弁外周シール性状況

#### 3-5-5. 動弁系

動弁系については、図 3-30、3-31 に示すように、吸気・排気カムの摺動あたりは良好であり、ピッチングの発生も見られず、問題は無かった。

尚、副室燃料弁・制御弁カム、ローラー及びスクリー先端等についても、摺動あたり、ピッチング等の問題は無かった。



図 3-30. 吸気カム（上図）、排気カム摺動当たりの状況

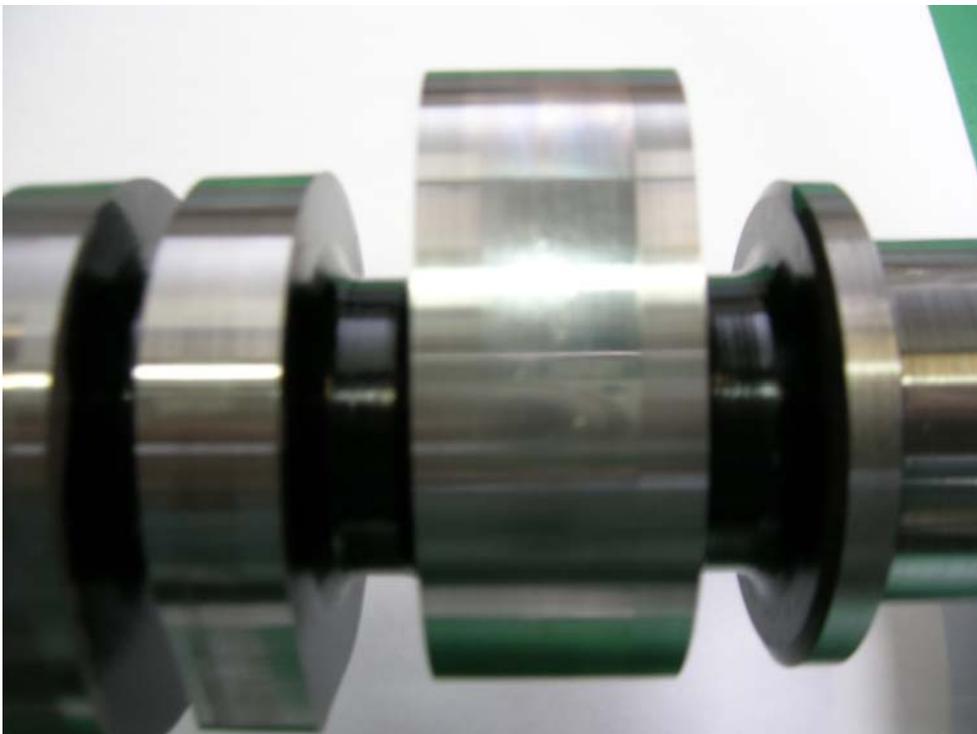


図 3-31. 排気カム摺動当たりの状況

### 3-5-6. 寸法測定結果

主要部品であるピストンの部品を測定した結果を下表に示す。

【遮熱ガスケット厚さ測定結果】 単位：mm

設計値		# 1	# 2	# 3	# 4	# 5	# 6
5.1±0.05	評価前	5.15	5.15	5.13	5.14	5.14	5.16
	評価後	5.14	5.14	5.09	5.11	5.14	5.15

【ダブルナット締付けトルク測定結果】 単位：Nm

	設計値	# 1	# 2	# 3	# 4	# 5	# 6
ナット①	294.2±19.6	250	250	200	200	245	255
ナット②	245.2±19.6	200	230	200	255	250	210

組み付け時に対して、ガスケット厚が薄くなっている気筒# 3、# 4は締め付けトルクの低下が見られた。これは、ガスケットが圧縮力により、面当たり部が均一化されたためと、熱により変形したためと考える。よって、締め付けトルク設計値の見直しを行なった。また、ワッシャを追加し、弛み防止を追加することとした。

仕様変更内容を図 3-32 に示す。

- a. 座面の面取りをR0.5→2.5mm
- b. t=2.0mm、材質SUS440Cのワッシャ追加
- c. ナット②の厚さを1mmカット（コンロッド小端部との干渉対策）

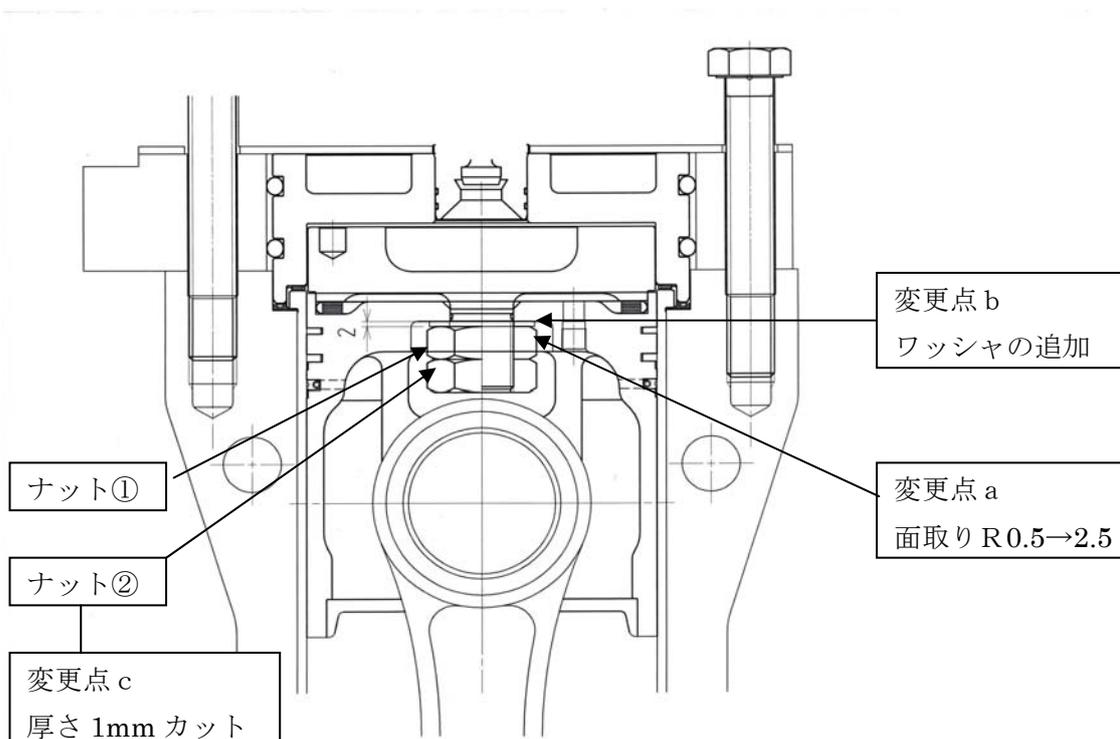


図 3-32. ピストン締め付け回り仕様変更内容

【ピストン締付け時歪み量測定結果】

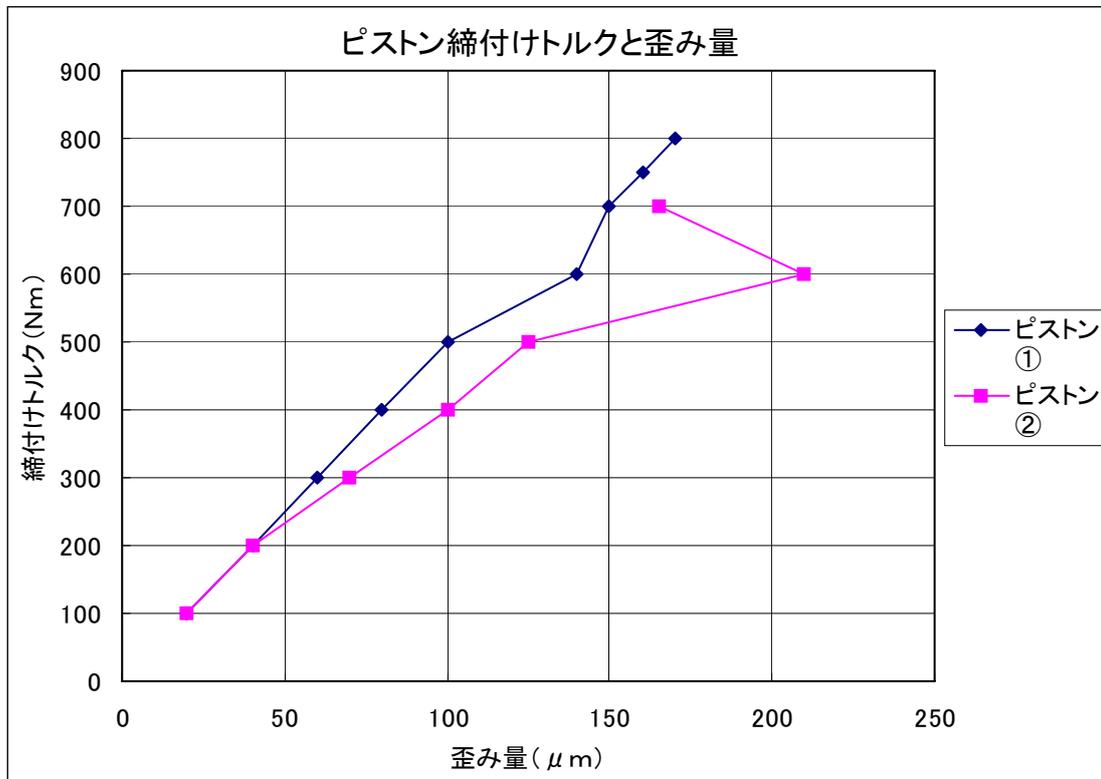


図 3-33. スカートの締め付けトルクと歪量

上図 3-33 に示すように、ピストンのナットは、直線上の弾性域で締付けるため、ナット①の締付けトルクは 500Nm とする。ダブルナットは本来内側ナットを外側ナットの 80% のトルクで締付ける。単気筒エンジン組立ての際、弛みトルクを確認した所、外側ナットと同時に内側ナットも弛んでしまったという経緯があるので、ナット②については内側ナットの 80% (400Nm) の締め付けトルクとした。

また、計算結果より、締め付けトルク 500Nm 時のナット座面に掛かる曲げ応力は、23kgf/mm<sup>2</sup>、ガスケットに掛かる応力は 194kgf/cm<sup>2</sup> と、使用材料 (FCD600) の耐力以下であり、トルクを高くしても問題は無いと判断した。

6気筒エンジンにおいてダブルナットの弛みが発生した原因として、ガスケット面の凹凸部がつぶれることによる寸法変化と、単気筒から6気筒になったので、エンジンの熱負荷が増したため、熱変形したものと考える。今後、遮熱ガスケットの熱変形量を測定し、安定して使用可能にする。

この度行なった仕様変更、評価により信頼性が増したことから、今後、その他の不具合箇所の仕様の見直し・改良の実施と共に、更なる負荷投入による熱負荷の増加による耐久、信頼性の評価を行なって行く。

## 4. 新ターボコンパウンドエンジンの開発

### 4-1. 排気-蒸気タービン発電機的设计

エンジンの燃焼室を遮熱構造とし、燃焼させると、そのエネルギーは正味仕事に 38%、排気ガスに 42%、冷却系の放熱エネルギーに 10%、フリクションに 10%が変換される。排気ガスのエネルギーを動力に回収するには、タービンを用いて動力回収するが、排気管出口の排気ガスの温度 950℃、圧力 0.35 MP a と仮定するとエンタルピーは 7200kcal/kmol (199kW)、タービン出口の圧力を 0.12MP a とするとエンタルピーは 4800kcal/kmol (133kW)、断熱熱落差が 66kW となる。このとき、排気ガスは 0.35MP a の圧力を持つので、この圧力がエンジンに対して排出仕事をさせる。その量は 15.3kW なので、タービンが得た仕事量からその量を差し引いた値が正味仕事となる。タービンの効率を 74% とすると、タービンの仕事量は 48kW となる。しかし、エンジンの排気口から排出された排気ガスのエンタルピーは 199kW で、タービンから得られる仕事が 48kW、0.35MP a の排気ガスをエンジンから供給させる仕事量が 15.3kW とすると、正味仕事は 35kW、回収効率は 17.6%に激減する。

残りのエネルギーはすべて熱量に変換され、排出される。この温度は 730℃と高温であるが、圧力を持たない熱のみのエネルギーを動力に変換させるためには、蒸気を作製し、その圧力を持つ気体から動力を引き出すことが有効である。

蒸気タービンは循環する水を、先ずエンジンを冷却する潤滑油と熱交換させ、その後、排気タービン出口から放出される熱から受熱し、163kg、1 MP a、400℃の蒸気とし、この熱量は蒸気タービンの駆動力として用いる。蒸気タービンは 32kW の仕事をし、同軸に設置された永久磁石を用いた発電機を駆動する。

以上のコンセプトを基にタービンジェネレーターの設計を行った。

#### 4-1-1. タービンの設計について

タービンの設計は以下の順でスペックを決めた。

1. 段入り口のせき止め温度	1173	K
2. 上記圧力	35000	kg/m <sup>2</sup>
3. 動翼後の圧力	12000	kg/m <sup>2</sup>
4. 圧力比	2.91	
5. 平均ガス温度	762	℃
6. 平均モル定圧比	8.1	kcal/kmol・℃
7. 平均定圧比熱	0.279	
8. $k - 1/k$	0.245	
9. 断熱熱降下	93	kcal/kmol
10. 断熱膨張速度	801.3	m/s
11. 反動度	0.45	

12.ノズルの断熱エンタルピー降下	41.8	kcal/kg
13.ノズル出口角度	16	angle
14.ノズルの損失係数	0.08	
15.ノズルの熱降下	38.45	kcal/kg
16.ノズル出口速度	567	m/ s
17.ノズル後のガス温度	1035	K
18.音速	629	m/ s
19.ノズル出口軸方向分速度M数	0.248	
20.動翼入り口速度比	0.62	
21.動翼周速度	496.8	m/ s
22.動翼入り口の流入角	73	angle
23.動翼入り口相対速度	163.5	m/ s
24.動翼入り口の M 数	0.26	
25.動翼入り口相対速度せき止め温度	1046	K
26.動翼出口流出角	37	angle
27.動翼の損失係数	0.12	
28.動翼入り口圧力	30530	kg/m <sup>2</sup>
29.動翼のエンタルピー降下	62.24	kcal/kmol
30.実際の熱降下	54.77	kcal/kmol
31.平均直径比	0.5	
32.動翼出口の周速度	248.4	m/ s
33.動翼出口速度	523	m/ s
34.動翼出口の絶対速度の角度	70	angle
35.動翼速度	334.9	m/ s
36.出口ガス温度	850	°C
37.音速	570	m/ s
38.動翼出口M数	0.588	
39.動翼入り口ガス比容積	0.993	m <sup>3</sup> /kg
40.回転速度	80,000	rpm
41.動翼入り口外径	0.118	m
42.ガス重量	0.192	kg
43.翼長	3.3	mm
44.動翼出口のガス比容積	0.993	m <sup>3</sup> /kg
45.動翼出口の平均直径	0.091	m
46.動翼出口翼の長さ	4.78	mm
47.タービン熱降下	90.1	kcal/kmol
48.断熱効率	96	%
49.有効仕事	57.9	kcal/kmol
50.有効効率	75.5	%

51.動翼後のせき止め温度	965	K
52.動翼後のせき止め圧力	20138	kg/m <sup>2</sup>
53.出力	48	kW

以上が計算結果である。

#### 4-1-2. 蒸気タービンについて

蒸気タービンの設計値について検討した。

蒸気タービンは蒸気圧力を大きくし、蒸気タービンの入り口圧力を 10kg/cm<sup>2</sup> と大きくし、出口圧力を 0.2kg/cm<sup>2</sup> ほどにする状態が、断熱熱落差を大きくする上で良い。しかしこの設計でタービン仕様を決定すると、膨張比を大きく取らなければならず、タービンが大型になり、設計が難しい。

そこで蒸気温度を高くし、圧力を低くし、出口圧力を出来るだけ小さくすれば断熱熱落差を大きく取れる。そこで、従来蒸気タービン入り口の温度 400℃、蒸気圧力 10kg/cm<sup>2</sup>、このときエンタルピー780kcal/kg であったものを出口温度 100℃、圧力 0.5kg/cm<sup>2</sup> に膨張させると、このときエンタルピー600kcal となり、断熱熱落差は180kcal/kg である。このエネルギーをタービンにより膨張仕事させると、32kW の出力を得る。タービン入り口の蒸気温度を 500℃、圧力 5kg/cm<sup>2</sup> とし、タービン出口の温度を 100℃、圧力 0.3kg/cm<sup>2</sup> とすると断熱熱落差は180kcal/kg となるのでこの条件でタービンジェネレーターを設計する。膨張比が大きいのでタービンの仕様を各種設計し、検討しなければならない。

以上の項目を検討した結果、当初に設計したタービンジェネレーターは図 4-1 に示すようになった。即ち、タービンを左右に置き、真ん中に永久磁石式発電機を配置した。タービンの左右にはタービンスクロールを二連とし、二種類のガス通路を持つようにした。右側のガス通路には蒸気、または排気ガス、左側でも蒸気、または排気ガスが通る様にし、組み合わせによって種々の試験が出来るようにした。そのため、スクロールの通路、大きさは 1 : 2 の割合に変えることができるようにした。

#### 4-1-3. 永久磁石式発電機について

タービンジェネレーターの設計について、出力 70kW、回転数 60,000~80,000rpm、定格電圧 200Vとし、発電機の設計を行った。60,000rpm で出力させるためには磁力の大きさ、極数等を決定しなければならないので、従来の経験式を用いて計算した。発電機の起電電圧を  $E_0$  とすると次式によって無負荷電圧が求められる。

$$E_0 = 4.44 \cdot \Phi \cdot f \cdot W_s$$

ここで  $\Phi$  : 磁力、 $f$  : 周波数、 $W_s$  : 巻き線の巻き数

また、垂下電流の算定から出力電力を計算しなければならない。垂下電流は以下の式で示される。

$$E_0 = (R^2 + (2\pi \cdot f \cdot L)^2)^{1/2} \cdot I$$

ここで  $r$  : 巻き線の抵抗、 $f$  : 周波数、 $L$  : 巻き線のインダクタンス、 $I$  : 垂下電流である。

上記の式を用いて計算したところローターの外形 50mm、長さ 125mm、極数: 4 極、磁力強さ 5000 ガウス以上、パーミアンス係数 1.5、巻き線 24 スロット、 $0.65\Phi$ 、20 本持ち、20 ターンとすると垂下電流 192A となった。

#### 4-1-4. 設計図面 (図 4-1)

両側にタービンスクロールを配置し、真ん中に発電機を配置したので発電機の軸の両端にタービンブレードを取り付ける構造とした。タービンシャフトは片側 2 個、合計 4 個のフロート・ベアリングで支え、重量のある発電機のローターを指示する構造とした。

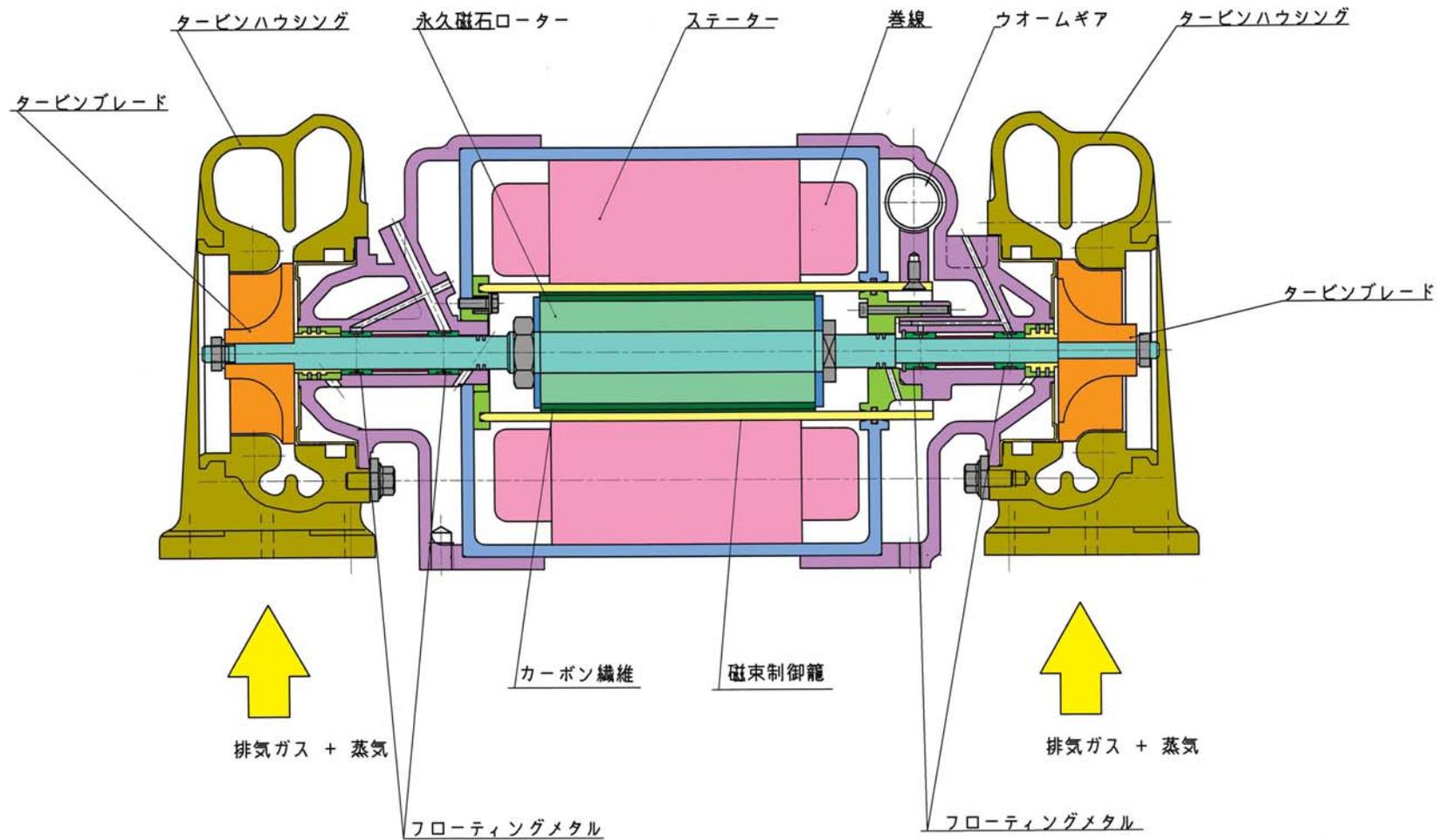


図 4-1. 排気-蒸気タービン発電機の計画図

## 4-2. 電動高過給コンプレッサーの設計

平成16年度に製作した6気筒エンジンでは、排気タービンのエネルギーを用いてコンプレッサーを駆動して過給していたが、本年度は、排気-蒸気タービンをエンジンに取り付けるため、コンプレッサーを別駆動とすることとし、検討を行った。蒸気タービンでは、排気ガスエネルギーにより生成される蒸気量によって、駆動エネルギーが変わる。したがって、負荷変動によって蒸気タービンのノズル角、又は排気タービンを単独運転する等の切り替え装置を必要とする。これらの装置から得られた動力は電力に変換されるが、過給用コンプレッサーを用いなければならず、このコンプレッサーを同軸に置くか、別置きにするかの選択が必要である。別駆動のコンプレッサーは、最終的なシステムでは、排気-蒸気タービンからの発電出力にて電力を供給して運転するが、試験の場合には市中電力により駆動させ、使用電力を測定する計画であった。

### 4-2-1. 電動高過給コンプレッサーの選定条件

エンジンの目標出力と投入燃料量より、過給時の空気量を算出した。

目標出力	: 155 kW		
燃料投入量	: 408 kW	= 350789.5 kcal/h	= 9.8 L/s
筒内空気量	: 128.2 L/s = 461.6 m <sup>3</sup> /h (体積効率=85%)		

目標の空燃比=12、EGR率60%として、過給時の空気量を算出した結果を以下に示す。過給される空気は、新規吸入空気とEGRで循環するガスの2つである。

過給時全空気量	: 294.1 L/s = 1058.7 m <sup>3</sup> /h		
新規吸気量	: 117.6 L/s = 423.5 m <sup>3</sup> /h		
EGR 空気量	: 176.5 L/s = 635.2 m <sup>3</sup> /h		
過給圧力	: 182.3 kPa (吸気温度=60℃)		

目標値に対して、1.5倍の余裕を装置の上限値とすると、

過給時全空気量	: 444.1 L/s = 1588.1 m <sup>3</sup> /h = 26.5 m <sup>3</sup> /min		
過給圧力	: 322.5 kPa (吸気温度=60℃)		

但し、過給圧力に関しては、200kPa程度を目安に考える。これに基づき、過給装置を選定することとした。

### 4-2-2. 電動高過給コンプレッサーの選定結果

コンプレッサーの性能範囲を図4-2に示す。空気流量と吐出圧力により、使われる機械形式が異なってくる。図中に点線で示した空気流量26.5m<sup>3</sup>/min、吐出圧力200kPaに適合する機械形式は、ルーツ式のロータリ・ブロアと回転式圧縮機(スクリーュー式コンプレッサー)の2通りである。ロータリ・ブロアとスクリーュー式コンプレッサーの外

観図を図 4-3、4-4 に示す。

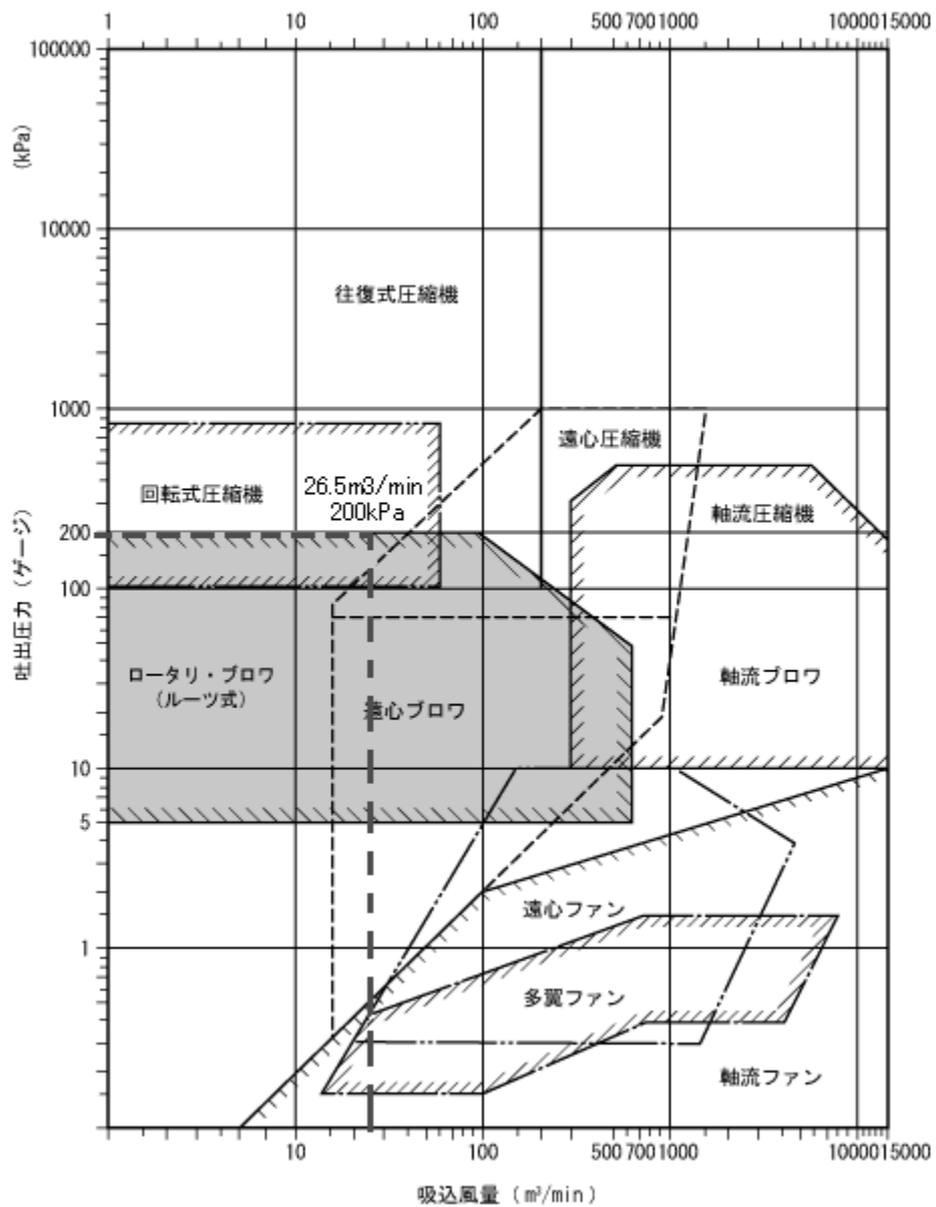


図 4-2. 過給機の性能範囲

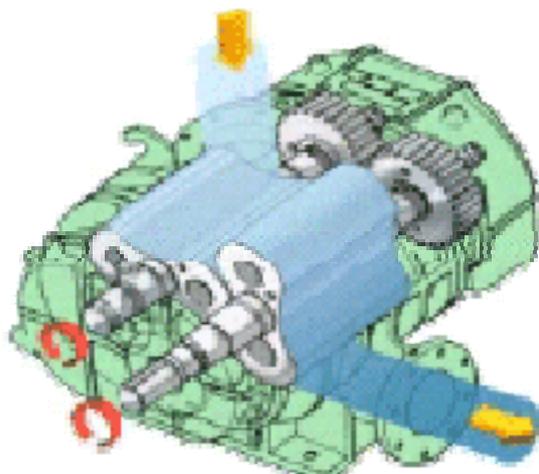


図 4-3. ロータリ・ブロアの構造

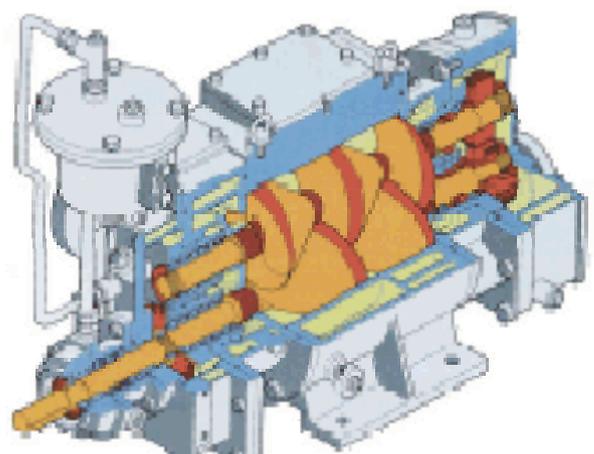


図 4-4. スクリュー式コンプレッサの構造

ルーツ式のロータリ・ブロアは、最大過給圧力が 100kPa で、200kPa にするためには 2 段過給が必要である。過給機に導入される空気は、40℃以下と決められており、2 段過給の場合には、1 段目のブロアで昇温した空気を熱交換器で、40℃以下に冷やす必要がある。したがって、熱的な損失が大きいシステムとなり、2 段過給ではサイズが大きくなるため、この方式の選択は見送った。

回転式圧縮機（スクリー式コンプレッサー）は、一台で過給圧 200kPa に達することが可能であるが、ロータリ・ブロアと同様に、導入空気温度を 40℃以下にする必要がある。また、最大の装置でも過給圧 200kPa の時の空気流量が 24.9m<sup>3</sup>/min と目標流量に不足する。使用電力は 99kW と目標の 14kW より高い。装置の大きさはロータリ・ブロアの 1 段と同程度であるが、w1900×L2500×h1300mm と大きい。外観図を図 4-5 に示す。

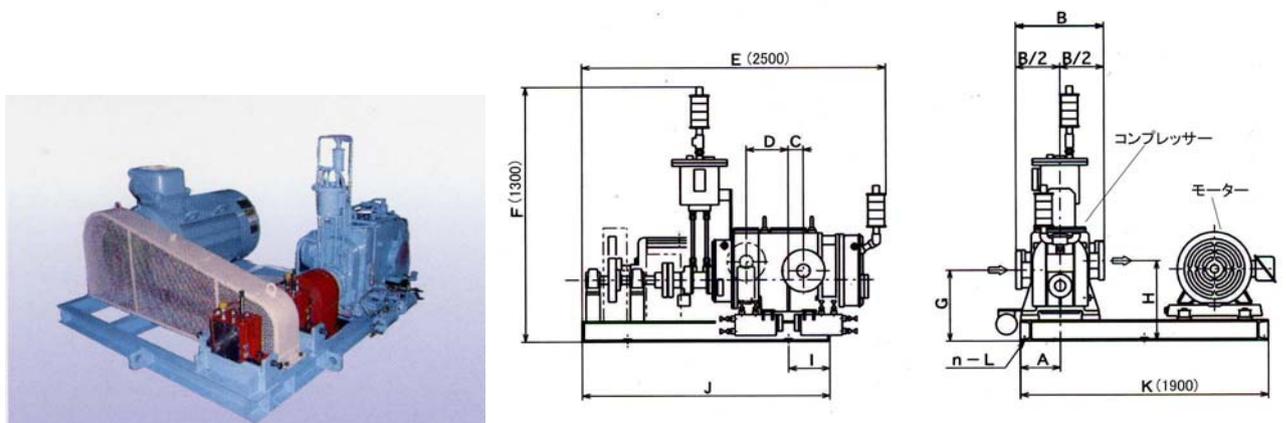


図 4-5. スクリューコンプレッサーの外観図

上記 2 点が送風を目的として生産されている過給機であるが、この他に高圧の空気を供給するためのコンプレッサーを調べた。図 4-2 に示すコンプレッサーの性能範囲では、往復式圧縮機と回転式圧縮機が主流で、工場エア等に用いられる場合が多い機種である。往復式圧縮機は、エンジンと同じようにピストンを用いており、動力としてエンジンを用いる場合もある。エンジンを用いるものは燃料を使用するため、本エンジンシステムでは投入燃料量の増加になるので使用できない。したがって、計画の通り電動式のコンプレッサーを選択することとした。前記要求性能を満たす仕様は、スクリーコンプレッサー方式のもので、圧力 690 kPa、空気量 26.0m<sup>3</sup>/min と高圧になるが、前記スクリーコンプレッサーと同様に空気量が若干不足する。使用電力は 160kW とさらに高くなる。大きさは、w1630×L2850×h1700mm と前記スクリーコンプレッサーより大きくなる。導入する空気も同様に、40℃以下と制約がある。また、供給される空気は、130℃程度となる。

本エンジンシステムでは、EGR が不可欠であり、吸入空気と排気ガスが混合されてコンプレッサーに導入される。図 2-1 に示す本年度の目標の熱フローでは、排気-蒸気タービン発電機後の熱交換器を通り、排気と EGR に分かれる分割する前のガスの温度は 180℃であり、大気温度の吸入空気と混合されると、100～124℃程度となる。したがって、前記コンプレッサーを導入する場合には、熱交換器の能力を向上させるか、新たに熱交

換器を導入し、混合気を冷却する必要がある。また、コンプレッサーによって圧縮された空気は 130℃であるので、エンジンに供給する目標温度の 60~70℃にするためには、冷却装置が必要になる。ターボチャージャーで過給する場合には、コンプレッサーを導入する空気には、温度制約が無いので、導入する前の温度調整は不要である。コンプレッサー出口では同様に温度上昇して 130~150℃程度になるので、温度調整が必要である。したがって、選定するコンプレッサーを導入する場合には、新たに温度調整用の熱交換器が必要になる。

目標としている本エンジンシステムの大きさは、w3000×L3000×h2000mm である。コンプレッサーの大きさの w1630×L2850×h1700mm は、目標の大きさの半分にもなり、目標達成は困難となる。また、所要電力も 99~160kW と目標の 14kW 以上となり、発電効率の目標達成が困難になることから、別置き電動式コンプレッサーの選定は中止することとした。

エンジンの過給方式としては、ターボチャージャーの他にスーパーチャージャーと呼ばれるロータリ・ブロアと同じ過給方法がある。エンジンの回転を利用して駆動させる方式で有る。しかし、ガソリンエンジンに使用するものが主流なので、最大でも空気量 3m<sup>3</sup>/min 程度であり、目標の 26.5m<sup>3</sup>/min のものを作製するためには、新規に設計する必要がある。

### 4-3. 排気蒸気タービンコンプレッサーの設計変更と製作

排気-蒸気タービンでは当初は、排気と蒸気を両端部に配置した2つのタービンに独立に入れて、蒸気、排気エネルギーを回収する計画であった。両側のタービンを同軸上で駆動させるためには、左右対称のタービンプレードとタービンスクロールが必要となる。両者ともに、既存のものを流用して作製する計画であったが、対称に反転させるためには、既存のブレードとスクロールを計測して反転図面を作成し、両者を新規に作製する必要がある。複雑な形状のタービンプレードとタービンスクロールを計測するためには、切断して寸法を計測する必要があり、時間を要する。また、反転データを作成し製作する場合には、ロストワックスで型を作製する方法と、削り出して作製する方法がある。一般的には、型を製作するよりも、削り出して作製するほうが期間は短い。いずれも耐熱金属のインコネル713を用いるが、難削材で複雑形状のため、削り出しの場合でも型を製作する場合と同じくらい時間を要することが分かった。反転データを作成してから製作すると、計画よりも大幅に時間を要し、本年度中に製作して試験することが、不可能になる可能性が出てきた。また、前章で述べたように、過給装置が大型で消費電力が大きいことから、コンプレッサー単独での使用も困難である。したがって、排気-蒸気タービンと過給装置の組み合わせを中止して、ターボチャージャージェネレーター方式に変更し、過給もできるようにした。

上記の結果をまとめると以下の通りである。

- ①吸気用コンプレッサーを別置きとし、電気又は機械的に駆動させるためには、装置が極めて大型となる。
- ②ターボチャージャージャ方式では、高速回転で運転されるので、コンパクトで高出力、高効率で吸気過給ができる。
- ③以上より、排気-蒸気駆動ができ、発電と過給ができる方式を設計することにした。

タービンとジェネレーターとコンプレッサーを一体的に加えた場合、初期計画では2つのタービンに排気と蒸気を流入させることにしたが、この構造では排気と蒸気を1つのタービンに加える必要があり、容量不足となるので、ターボチャージャージェネレーターを2つ使用することとした。ターボチャージャージェネレーターの構造を図4-6に示す。ターボチャージャージェネレーターの配置計画を図4-7に示す。当初は、ターボチャージャージェネレーターを2つに分かれた遮熱マニホールドに一つずつ配置したが、2個のタービンは一方を排気ガス、他方を蒸気または、排気と蒸気の混合体を2分割して使用する等、多くの利用法がある。湿り蒸気と排気の混合では、排気熱を奪って蒸気となる時の体積増加が期待できる。最終計画では排気ガスは、2つに分割されている遮熱マニホールドから、合流して排気用ターボチャージャージェネレーターのタービンに入る。タービンから出た排気ガスは蒸気発生熱交換器に入った後、EGRガスと排気ガスとなる。蒸気発生熱交換器に入った排気ガスは、水との間で熱交換を行い100kg/hrの蒸気を発生する。発生した蒸気は蒸気用のターボチャージャージェネレーターのタービンに入り、エネルギーを回収

され排気される。吸入空気とEGRガスは、EGRバルブにより量を調整されて混合され、コンプレッサーに入る。排気タービンジェネレーター側と蒸気タービンジェネレーター側の2種類のコンプレッサーがあるが、両方でも、片方のみでも吸入空気が入るように切り替えバルブを付ける。コンプレッサーの出口には、両者の過給吸入空気の合流口があるが、合流口の前には逆止型のリード弁と逃がし弁を取り付ける。これにより、両者のコンプレッサーの過給圧を選択でき、ガス量が多く欲しい時の合流などの操作を燃焼状態に合わせて行えるようにする計画した。しかし、当面は排気側のターボチャージージェネレーターからのコンプレッサーからのみ過給できるようにして、蒸気側のコンプレッサーの圧力は排気することとする。

初期の排気・蒸気タービンジェネレーター1個の計画から、排気タービンジェネレーターと蒸気タービンジェネレーターに変更した場合の熱フローを図4-8に示す。電動高過給コンプレッサーを中止し、ターボチャージージェネレーターとしたので、コンプレッサーの駆動に使用する予定だった14kWが出力に回ることとなるが、コンプレッサー仕事がタービン出力から消費されるので、タービン出力は減少する。

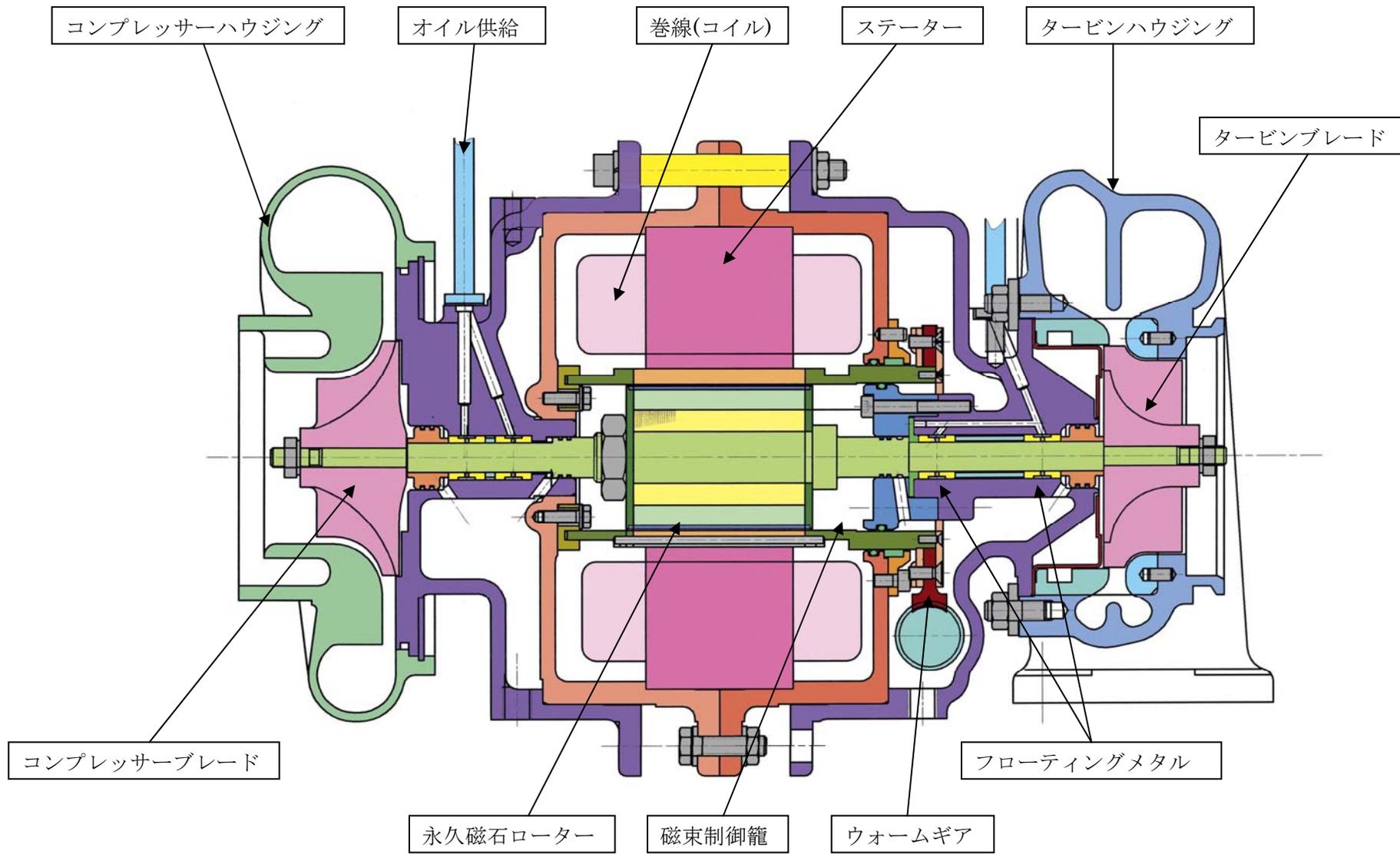


図 4-6. ターボチャージャージェネレーターの構造

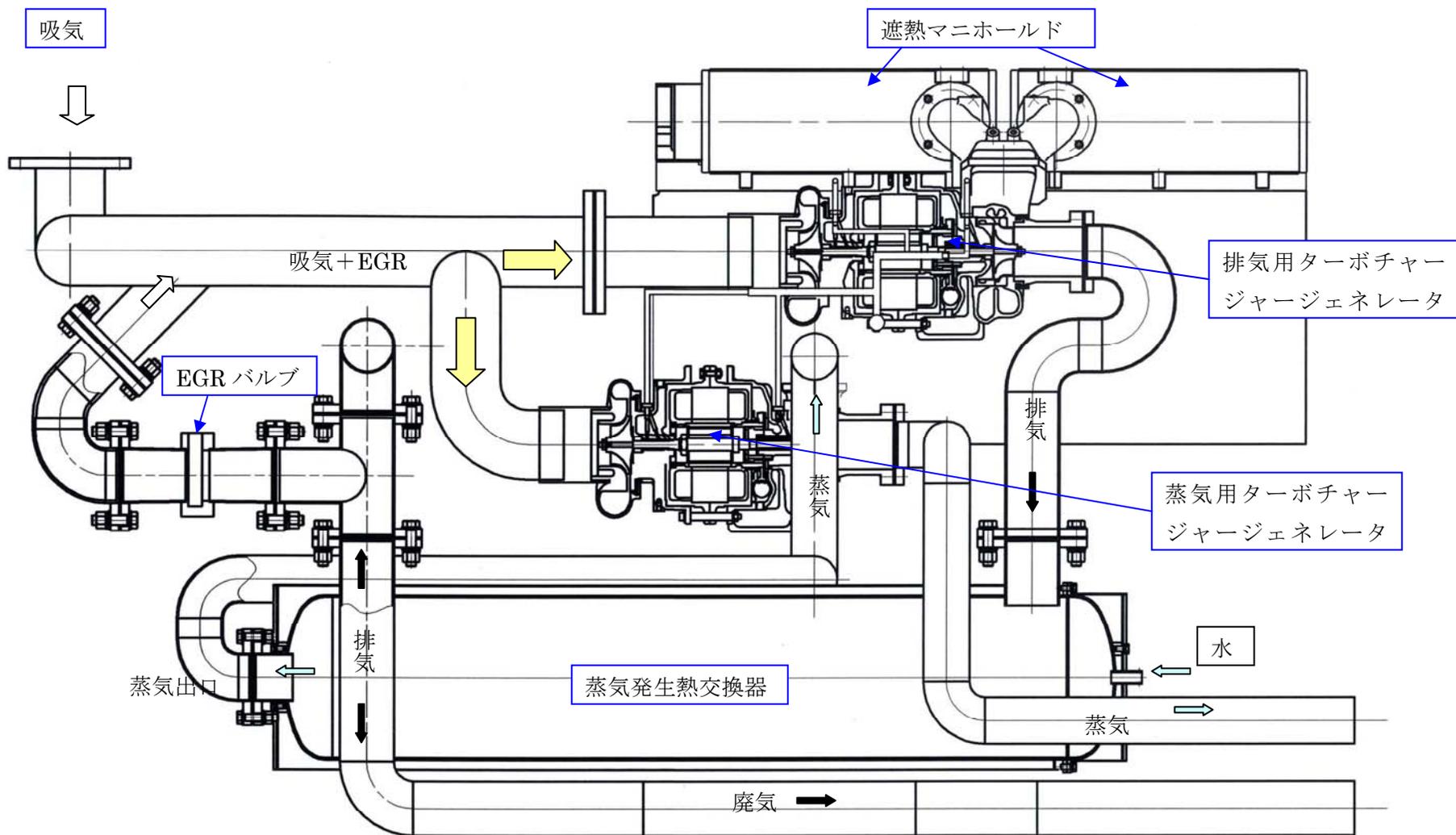


図 4-7. ターボチャージャージェネレーターの配置計画

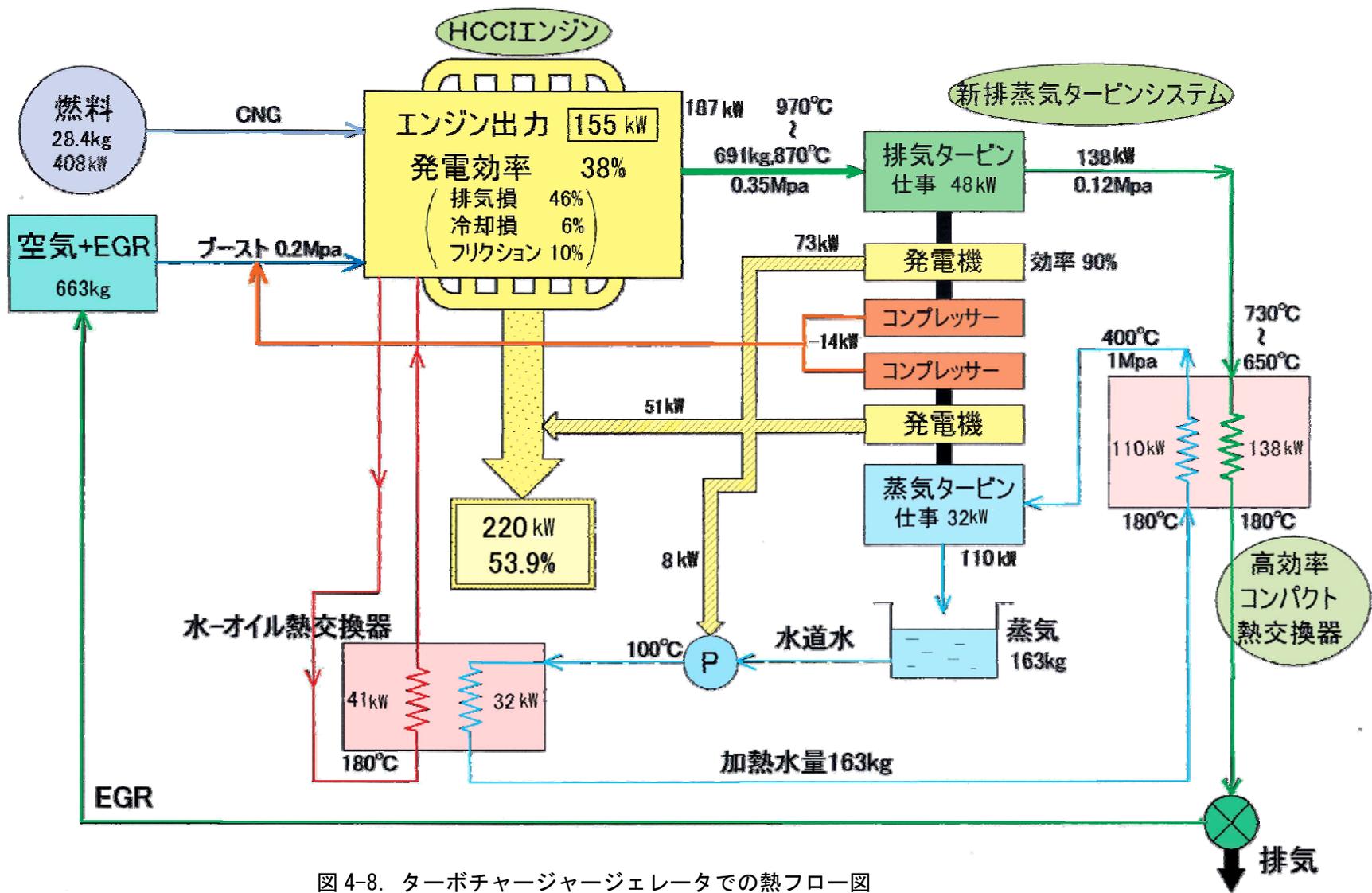


図 4-8. ターボチャージャージェネレータでの熱フロー図

ターボチャージャージェネレーターの組立に関しては、回転数が 60000～80000rpm と高いので、特にシャフトの同軸度とバランスに気を付けた。同軸度で  $\phi 0.005\text{mm}$ 、バランス量で  $0.1\sim 0.2\text{gcm}$  以下に組み立てた。

発電機の性能を左右する巻き線は、図 4-10 に示す形状の中に、図 4-9 に示すパターンにて線径  $\phi 0.6\text{mm}$  の銅線を巻き込む。巻き線の持数が増えれば、抵抗値が小さく、発電性能も良くなるので、設計側は、理論値に近い充填割合を期待するが、実際に巻いていくと、巻き線の充填がうまく行かない場合と、寸法以内に入らない場合が生じた。特に図 4-10 に示す 28mm 以下と記しているコイルエンドと呼ばれている寸法が、高くなる場合が生じる。原因は巻き線の間に入れる絶縁紙の厚みである。この部分が、厚くなると設計値通りの巻き方ができなくなる。今回の巻き線仕様も 5 本持ち 4 ターン 6 層と 5 本持ち 3 ターン 6 層の混合仕様から、5 本持ち 4 ターン 6 層仕様に変更することとした。完成した巻き線部の外観写真を図 4-11 に示す。寸法通りの仕様のものを作ることができた。

完成したターボチャージャージェネレーターの外観写真を図 4-12 に示す。前記巻き線は、ハウジングの中に取り込まれ、外観上は見ることができない。

本システムでは磁束制御機構を盛り込み、電圧の一定化を図った。回転の変動幅が、10000～80000rpm と大きいので、過電圧による制御系の焼損を避けるためである。発電した電力は、ダイオード整流し、クランクシャフトに取り付けた DC モーターを駆動することが最も簡便である。

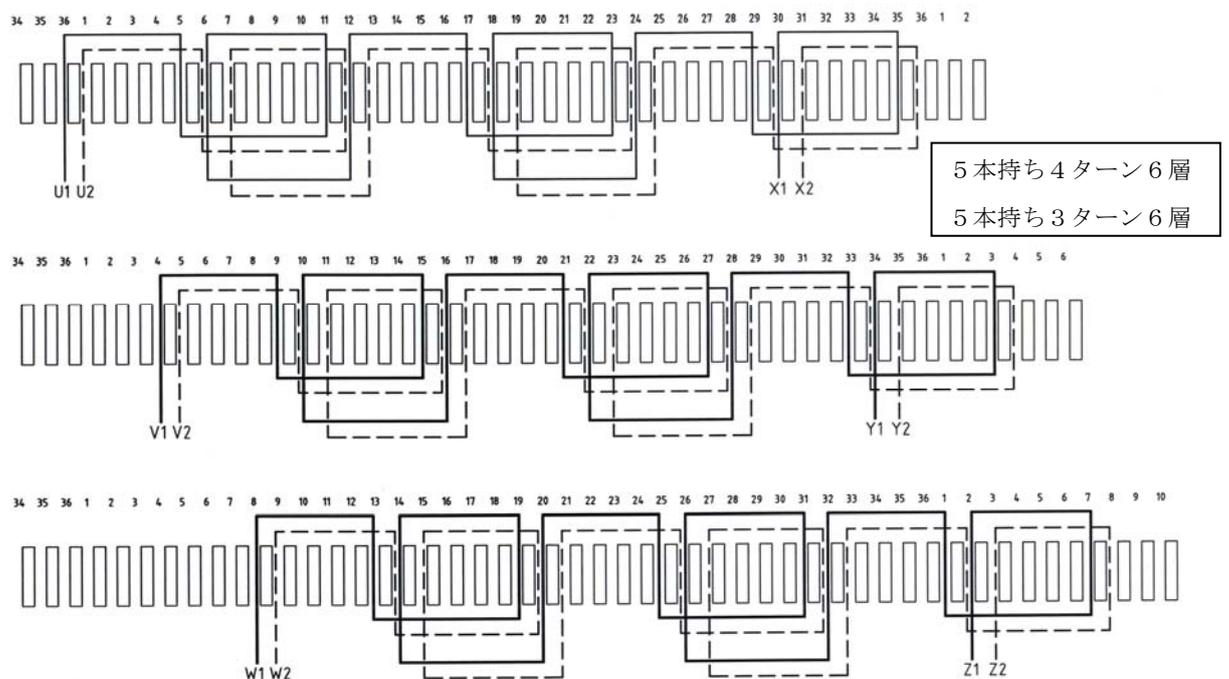


図 4-9. 巻き線コイルパターン

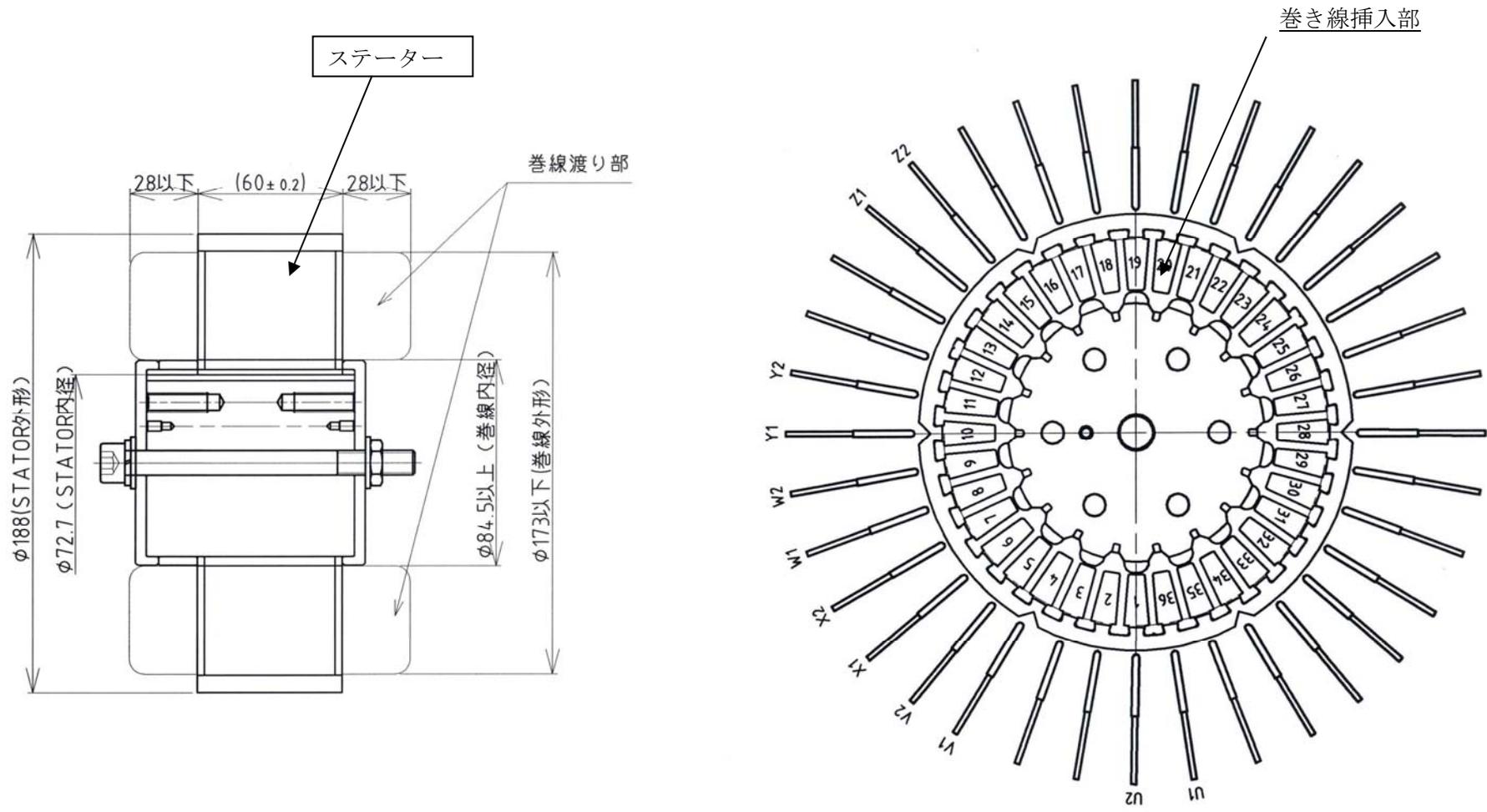


図 4-10. 巻き線部の寸法

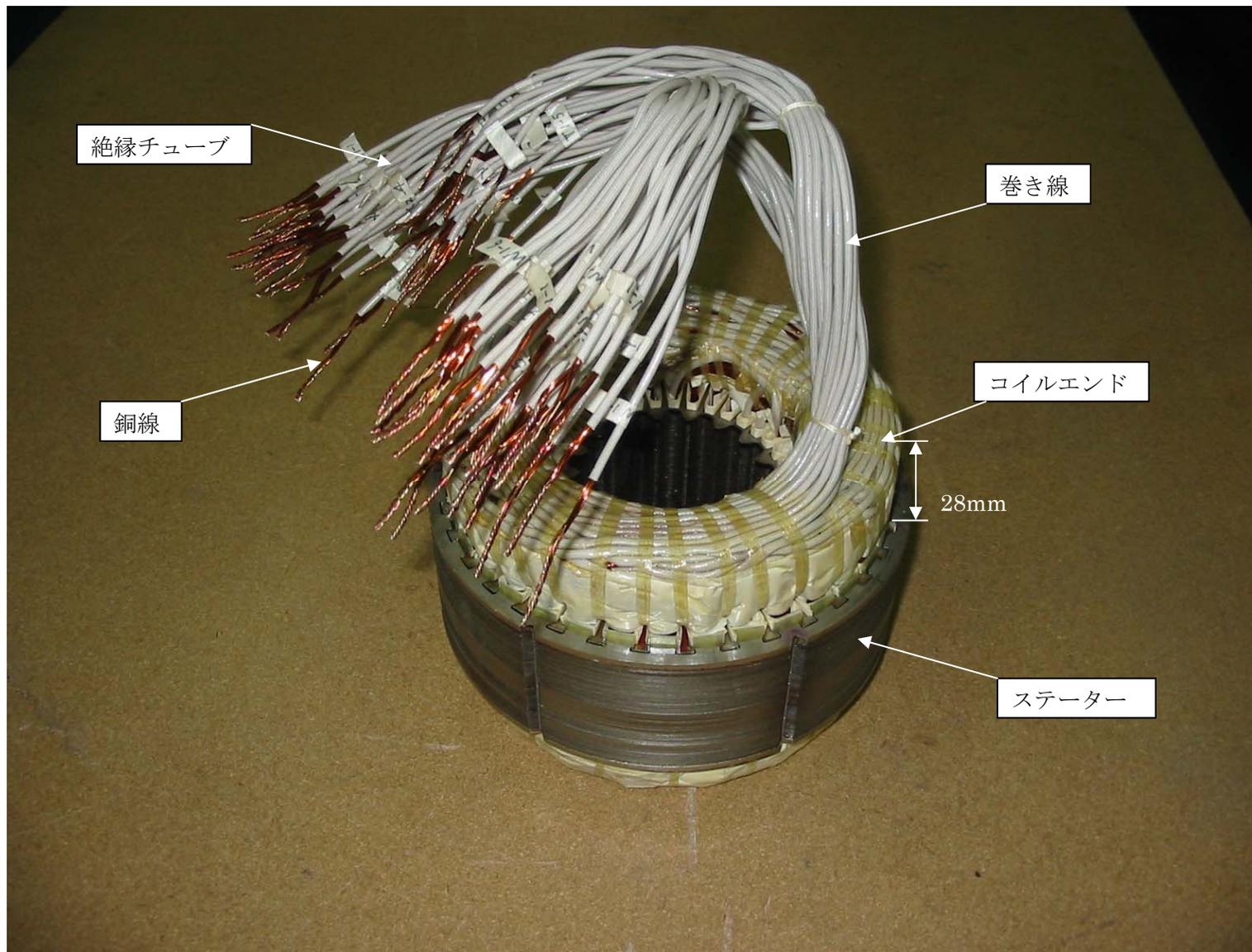


図 4-11. 巻き線部の外観写真

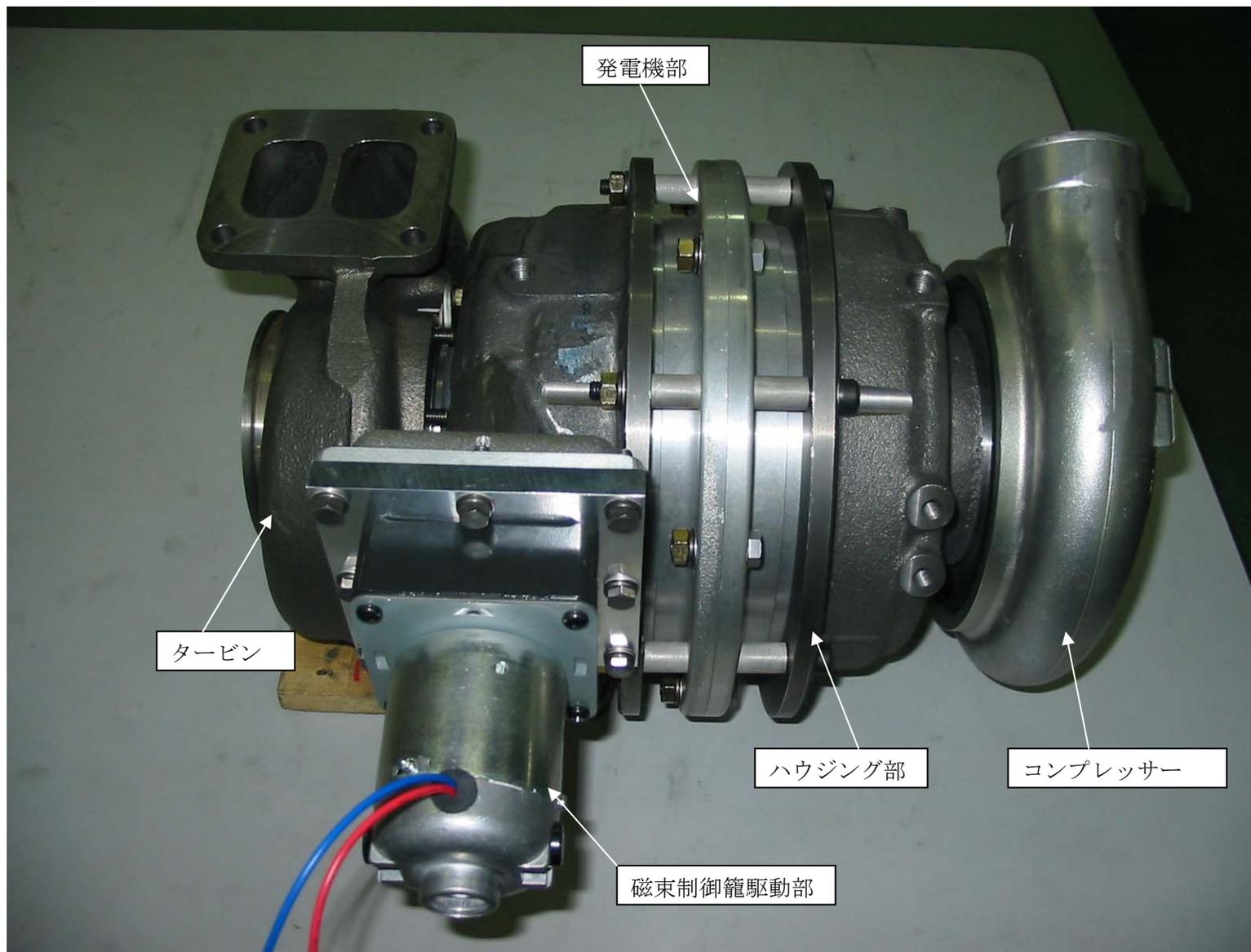


図 4-12. ターボチャージャージェネレーターの外観

## 4-4. 蒸気発生熱交換器の設計と製作

### 4-4-1. 蒸気発生熱交換器の設計

蒸気用ターボチャージャージェネレーターを稼働させる蒸気は、熱交換器にて発生させる。タービンを駆動させる蒸気は圧力と温度が必要であり、温度は排ガスからの熱交換によって得られるが、圧力は熱交換により水が蒸気に変化する際の体積膨張で高める必要がある。高圧になるので容器は耐圧性が高い円筒状の多管式熱交換器を選択する 경우가多く、これまで作製してきた平板積層型の熱交換器では、高圧に耐えることは難しい。多管式熱交換器では、熱伝達面積が小さいので、その仕様ではサイズが巨大となるため、本研究では、多孔質体を利用した熱交換器を用いた。設計諸元を下記に、設計した多孔質体熱交換器を図 4-13 に示す。

排ガス流量	7 5 5	kg/h
排ガス入口温度	6 5 0	℃
排ガス出口温度	1 8 0	℃
蒸気流量	1 0 0	kg/h
水入口温度	1 8 0	℃
蒸気出口温度	4 0 0	℃
伝熱量	4 7	kW
熱交換効率	8 0	%

外観上は、通常の高管式熱交換器と同じであるが、熱交換を行う伝熱管の内外の部分には、金属多孔質体を積層して接合するようにした。伝熱管 1 本の中にも多孔質体を挿入し、接合した。接合はロウ付けにて計画した、平板型の熱交換器の製作に用いているロウ材シートの使用とペースト状のロウ材の塗布する方法は、多孔質体に伝熱管を入れる際に剥れてしまうため使用できない。多孔質体に伝熱管を挿入しても剥れない方法としてメッキ法を選択し、ロウ材と伝熱管の接合強度を高めることとした。メッキは無電解ニッケルメッキ法ならば、ニッケル用ロウ材と近い成分になるため、ロウ付けも可能である。しかし、無電解ニッケルメッキは溶液中での還元反応を利用しているため、伝熱管の内側はメッキすることができない。したがって、伝熱管の内側は多孔質体の表面にメッキを行うこととした。

φ 260mm の大きさの金属多孔質体に φ 40mm の伝熱管が 1 7 本入る。多孔質体の厚みは 10mm のものを 150 枚近く積層する。ロウ材の厚みは 10 μ m であるので、多孔質体の穴の寸法精度と、多孔質体を積層しての通し加工が必要になる。しかし、通常の研削等の加工では、多孔質の足を折ってしまうので、石膏等で複合化してから加工して、石膏を取り除く等の工夫が必要になる。

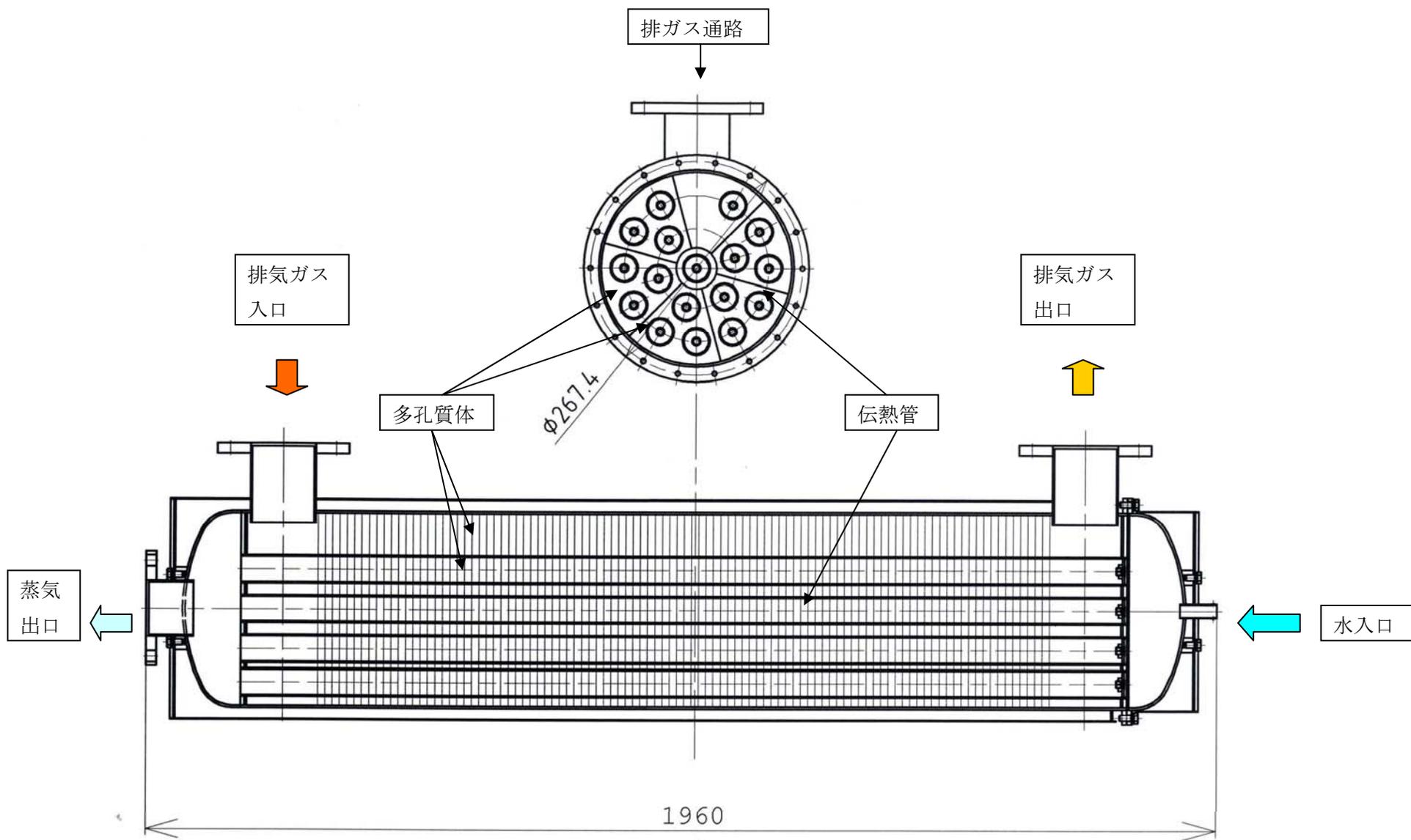


図 4-13. 蒸気発生熱交換器の計画

#### 4-4-2. 蒸気発生熱交換器の製作

排ガス通路側の多孔質体の写真を図 4-14 に、積層して伝熱管を中に入れ、熱交換器の内部を作製した写真を図 4-15 に示す。



図 4-14. 排ガス通路側の多孔質体

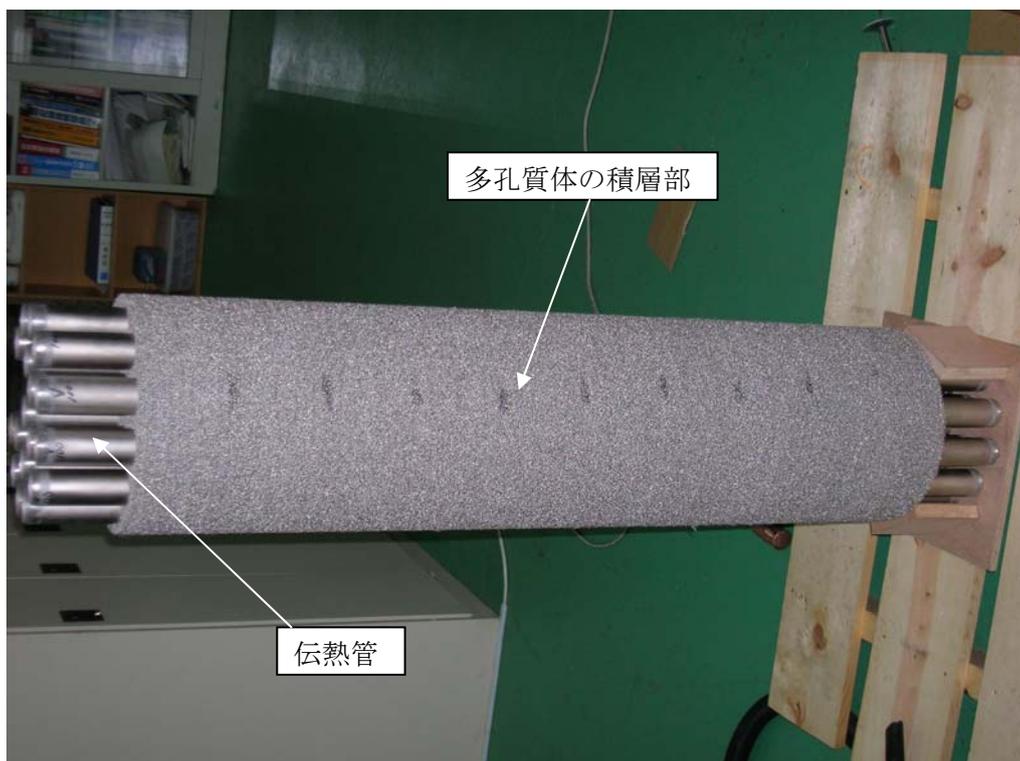


図 4-15. 熱交換器の内部構造

多孔質体を内部に入れたケースの外観を図 4-16 に示す。また、外部から見える内部の多孔質体を図 4-17 に示す。



図 4-16. 熱交換器の外観



図 4-17. 熱交換器の内部

完成した熱交換器とターボチャージャージェネレーターを組み込んだエンジンの排気側を図 4-18 に示す。

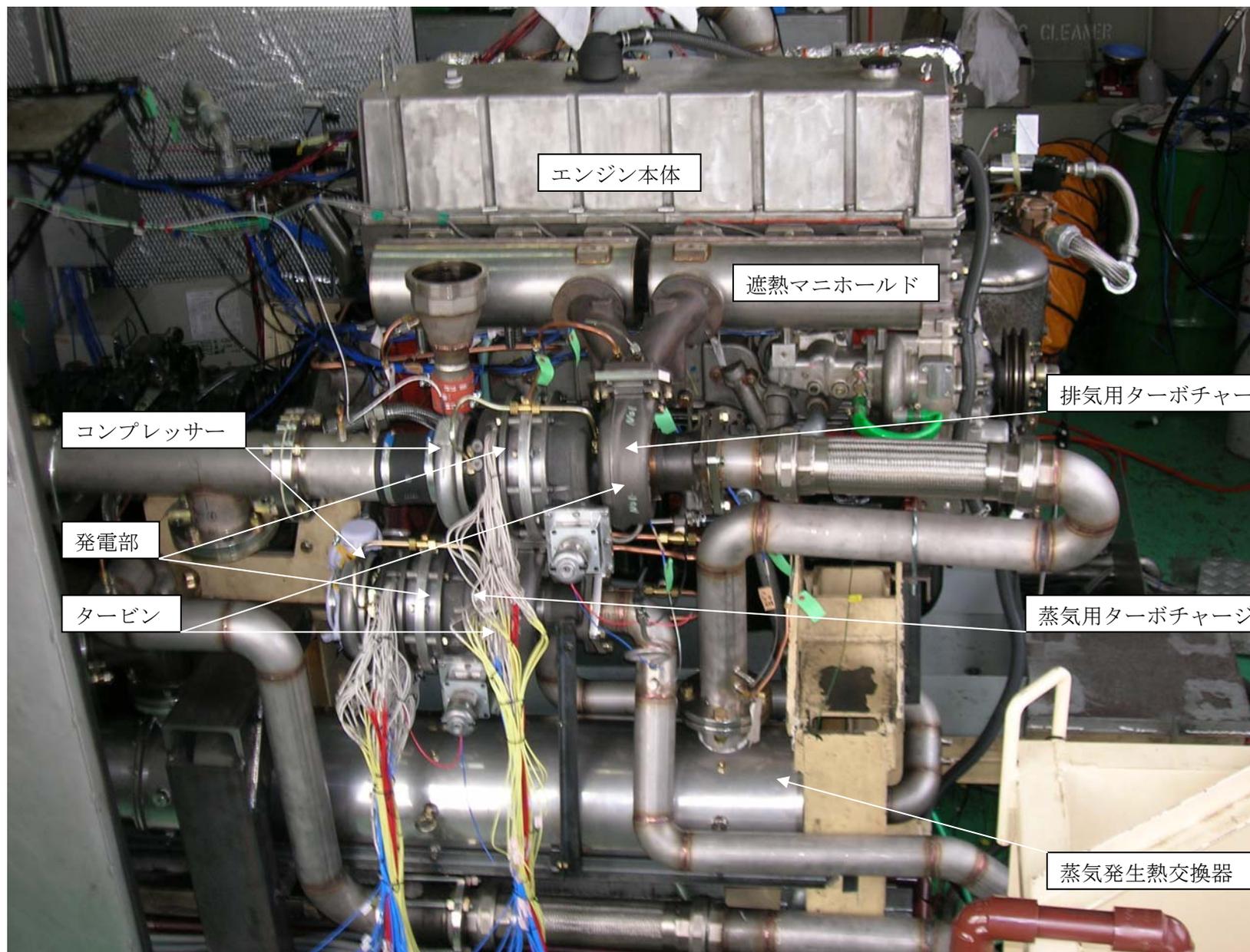


図 4-18. ターボチャージャージェネレーターと熱交換器を組み込んだエンジンの外観

## 4-5. 新ターボコンパウンドエンジンの性能試験

排気ガスのエネルギーを動力に変換するため排気系の後流にタービンを配置した。タービンにはコンプレッサーと回転エネルギーを電気エネルギーに変換する発電機装置を配置した。タービンの設計は前期にその計算内容を示したが本設計では排気ガスの温度を900℃、タービンの入り口圧力を0.35MPaに設定した。この設定ではタービンの膨張比が3.5であり、非常に大きな出力を出す。一方、永久磁石を回転子に取り付けた発電装置はその出力を35kWに設定したので発電機の出力電流が極めて大きくなる。この条件での試験はエンジン負荷が全負荷状態にならなければ実現できない。しかし、これらの装置をエンジンに取り付け、データを読みながら実験することにより、実現に近づけることにした。

### 4-5-1. タービンの試作

排気タービンのタービン膨張比を大きくするためには、入り口部分の外形を大きくし、ノズルの幅を小さくし、その入り口の面積を小さくし、出口部分の面積を大きくすることにより実現できるが、今回の試作ではブレードを新作することが相当困難なので、入り口の面積を絞り、出口部分はそのまま使用した。図4-12にはタービンの完成状態を示した。タービンのノズル部分は、タービンの出力に合わせて、タービンスクロールから絞りが入るように部品を別体に製作した。タービンノズル部分には、ガイドベーンを取り付けたが、製作上の問題から鋳造肌となった。図4-19に示すように相当鋳造肌が粗く、タービンと組み合わせると、ブレードとの隙間が2~3mmあり、ガス漏れが発生した。この状態で組み付けるとタービンの膨張仕事が大きくならないので、駆動力は大きくないと予想された。図4-20にはタービンスクロールとノズルの完成状況を示す。上記に示すように完成度が十分でない。

タービン軸には発電機用のローターと、タービンの反対側にコンプレッサーを取り付けた。図4-21にはタービンシャフトの完成状況を示す。タービン軸の中心には永久磁石を組み込んだ発電ローターを取り付けたが、発電機の回転数が大きいので、発電周波数が大きい。その為、極数は6極、回転半径を60mmとした。発電機の諸元を表4-1に示す。この発電機は出力を35kW-300VDCとした。この諸元通りに出力すると、3相巻き線では、1相当りの発電電流が73Aと非常に大きい。したがって、巻き線を増やして発電電流の銅線の通過面積を大きくする必要がある。その為、ステーターのスロット面積を大きくし、各相の巻き線は2分割にし、1スロットずらして、配置した。巻き線の配線図は図4-9に示す。発電機に取り付けたステーターの完成図を図4-11に示す。

表 4-1. タービン発電機の諸元

1	電圧	200V, DC
2	出力	35000W / 60000 rpm
3	出力	10000W / 20000 rpm
4	ローター仕様	6 極、外径 58mm、長さ 141mm
5	巻線	φ0.75、4 ターン+3 ターン(5 スロット跨ぎ)
6	スロット面積	390 mm
7	磁石仕様	NEOMAX-35VH
8	耐熱性	130 °C



図 4-19. タービンノズルの完成図



図 4-20. タービンスクロールとノズル



図 4-21. タービンシャフト

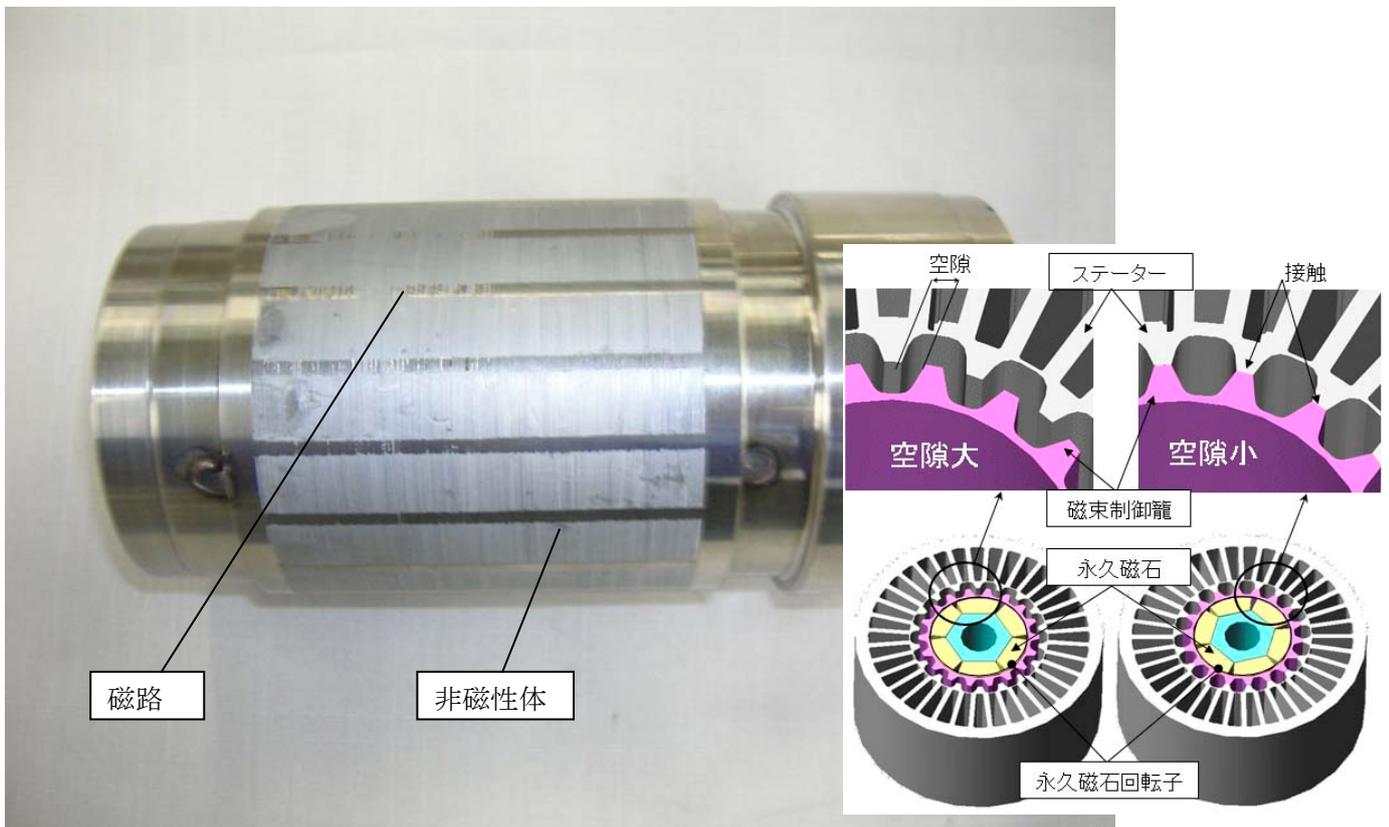


図 4-22. 磁束制御装置の概観

#### 4-5-2. タービン発電機の電力制御装置

高速発電機ではローター回転数が大きいので発電電力が極めて大きい。発電機の出力は下記に示す。

$$E_0 = 4.44 \cdot \Phi \cdot f \cdot W_s \quad \text{----- (1)}$$

$E_0$  : 無負荷電圧、 $\Phi$  : 磁力強さ、 $f$  : 周波数、 $W_s$  : 巻き線数

例えばローターの回転数が 60,000 r p m だとすると、周波数は 3,000 H z で同一サイズの発電機の 10 倍の電圧になる。発電機の電圧を設定電圧に抑え、発電電力を回転数の増加にあわせて増加させるためには、電圧調整を実施する必要がある。これを実現するためには巻き線数を切り替えることが有効である。次式に発電電圧の大きさを示す。

$$E_0 = I \cdot (R^2 + (2\pi f L / 1000))^{1/2} \quad \text{----- (2)}$$

$R$  : 巻き線の電気抵抗、 $f$  : 周波数、 $L$  : 巻き線のインダクタンス

この式より明らかなように、電圧が 300 V の場合、巻き線のインダクタンスを小さくする必要があり、その為には巻き線数を極めて少なくする必要がある。

この発電機では低速で 10,000 r p m ほどから電圧 300 V D C を出力させると 60,000 r p m では 1,800 V になり、巻き線間の耐電圧が限界を超える。そこで電圧を調整する機構として電圧調整装置が必要になる。電圧調整機構として有効な方法は、巻き線の切り替えである。原理は式 (1) に示すように回転数が大きくなったら巻き線の巻き数を少なくすると発電電圧が小さくなるので、この機構を用いて電圧を低減させる。さらに電圧を調整するために、フジセラテック㈱で開発した空気制御式電圧調整機構を用いる。この発電機では回転子とステーター間に空隙を増減する機構を持つ磁束制御装置を設け、電圧が高くなったとき空隙を大きくし、磁力がステーター側に流れないようにし、電圧上昇を抑制した。この装置と発電した電力を使って駆動力に変換する電動機を用いると、排気ガスの動力を効率よく仕事に変換できる。図 4-22 は磁束制御装置の外観を示す。

図 4-23 は、排気タービンによって駆動される出力性能を示す。図 4-24 は巻線切り替えによって調節した電圧特性を示す。また、発電電力によって出力される 2 段切替え発電機の出力特性を図 4-25 に示す。

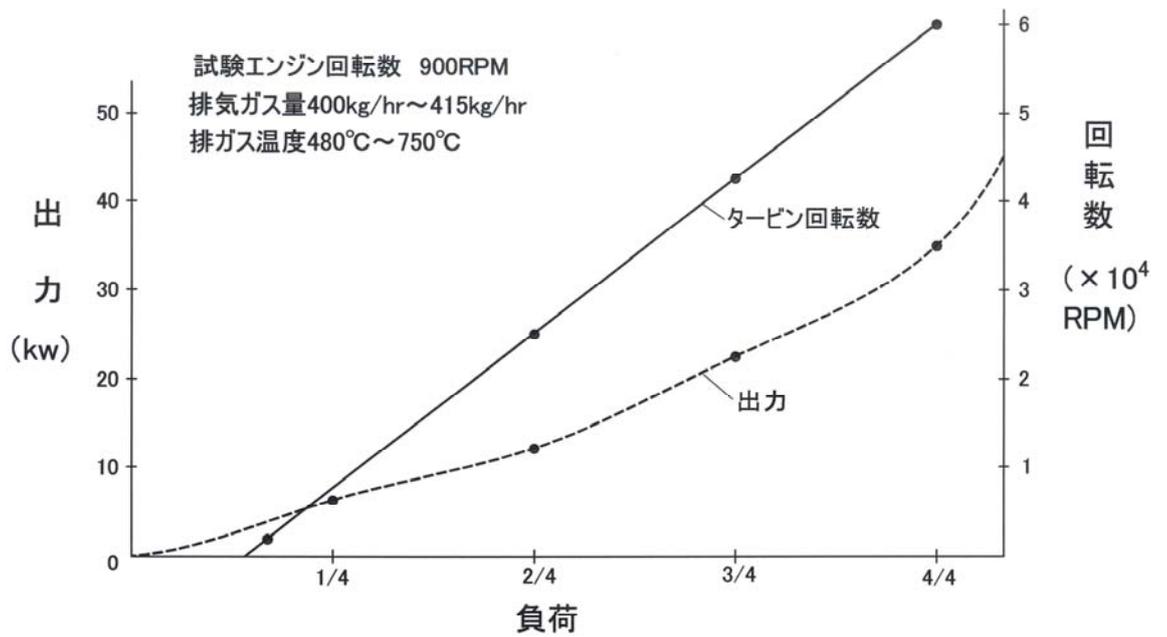


図 4-23. 排気タービンの出力特性

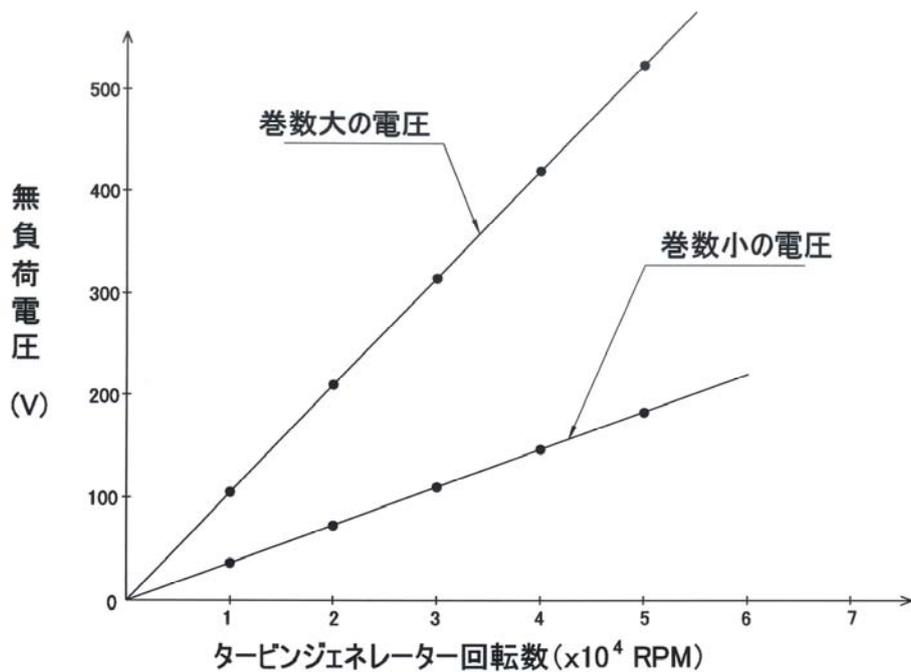


図 4-24. タービンジェネレーターの電圧特性

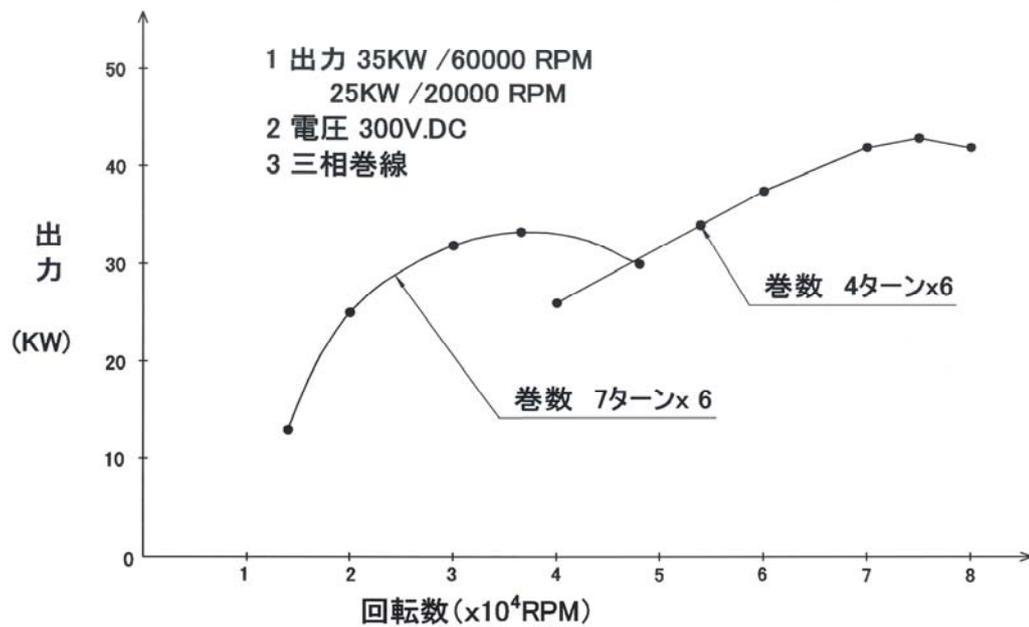


図 4-25. 巻線の 2 段切替発電機の性能



図 4-26. 発電電力の熱吸収水槽

### 4-5-3. タービン装置の実験

通常、タービンの試験は高温、高圧の空気容器にタービンを接続し、タービン入り口と出口に設けた圧力、温度センサーからの信号を基に断熱熱落差を求め、一方、タービン軸に設けられた発電機の出力を測定し、タービン、発電効率を得る。図 4-18 にはエンジンに取付たこれらの装置を示す。実験では、ガスエンジンの出力を上げ、排気ガスの温度と圧力を増加させ、発電電力を得た。発電機の出力は発電機の 3 相に接続した抵抗値を出力に相当するレベルに設定し、出力により得られる熱を放散するため、水槽を設け冷却することにした。図 4-26 にはその冷却水槽の状態を示す。実験ではエンジンの排気ガス温度が 480°C、タービン入り口の圧力が 0.15MPa であった。この状態の排気ガスエンタルピは 600kcal/kmol であった。この排気ガスが断熱膨張して得られる仕事は 9.5kW であるが、発電機の出力は 2,900W で発電効率は 52% であった。これは初期に問題として考えたタービンブレードとタービンスクロールガイド部分の隙間が大きすぎることによるタービン出力の不足と考えられる。そこで早速、タービンスクロールの再作製、加工を行うことにした。図 4-27 には計算によるタービンの出力と、実験値の比較を示す。発電機の出力特性については、発電効率を図 4-28 に示すとおり、ほとんどが 90% 以上を実現している。また、回転数の増加による発電電圧の上昇については図 4-24 に示す。この発電機は、回転数 10,000rpm 以上から出力し、60,000rpm が最大出力点であるから、この間を全て所定電圧 300V ± 50V に設定した。そこで、巻き線切り替えを 2 段とし、初段での出力電圧を 350V / 25,000rpm、ここで巻き線を初段の 1/2 にすると、電圧は 175V まで低下し、60,000rpm で 420V に達する。そこで磁束制御機構を用いて電圧調整を行うと 300V にすることが出来る。

図 4-29 には磁束制御装置の考え方を示し、図 4-30 には磁束制御機構を用いた電圧制御の状態を示す。永久磁石式発電機の出力特性は図 4-32 に示すように、発電機の回転数によって得られる垂下特性を示す。この発電機の出力を動力に変換させるためには直流モーターが最適である。直流モーターの出力特性は図 4-31 に示すように、回転数と出力トルクの関数であるので、発電機によりえられた電圧を負荷すると、巻き線抵抗によって電流が決まり、出力が決まる。発電機の出力特性が 2 段巻き線によって構成されているので、電動機の巻き線を 2 段にし、初段の巻き線は大きくし、抵抗値を大きくし、電流を小さくする。この電動機の垂下回転数は小さくなり、2 段目の電動機の巻き線を小さくすると、巻き線抵抗は小さくなり、同一電圧での電流が大きくなり、垂下回転数が増加する。以上の電動機ではエンジンの回転数に応じて回転トルクを与えるので、低速では大きなトルクを高速では駆動トルクが小さくなるが、その出力特性は発電機の出力に応じて変化するので、制御系が極めて簡単に出来る。

本実験では排気タービンに付け加えて蒸気タービンを取り付けた。蒸気タービンはその圧力を大きくし、断熱膨張率を大きくすれば大きな性能を得ることが出来る。しかし、専用のタービンを作製することが困難であるため、排気タービンを改修して用いた。蒸気タービンでは断熱膨張後の蒸気圧を出来るだけ小さくしたほうが、断熱熱落差は大きく、取り出す出力が大きくなるのでコンデンサーを取り付け、蒸気圧を減少させる必要がある。このコンデンサーを取り付けた場合、大型冷却装置と冷却水が必要になる。この装置の大型化を防ぐため、今回は全蒸気を巡回式にせず、1 部循環、1 部は新しい水を追加する方式にした。図 4-33 にその概略を示す。蒸気発生装置は金属多孔質体を用いた高効率熱交換器とし、排気ガスの熱量に応じて新規の水を投入する方式とした。図 4-16 には熱交換器の外観図を示す。金属多孔質体をレーザーにて加工し、円筒にはめ込み、排気ガス、水側の熱交換エレメントとした。隔壁となる金属パイプは外周の大きな円形のエレメントにはめ込まれ、その積層された円形エレメントの積層材を容器に収納する構造とした。中心部の円管は両端で集合され、水の噴射装置により水が供給され、蒸発され、その蒸気が加温と共に圧力を大きくし、加熱蒸気となる。

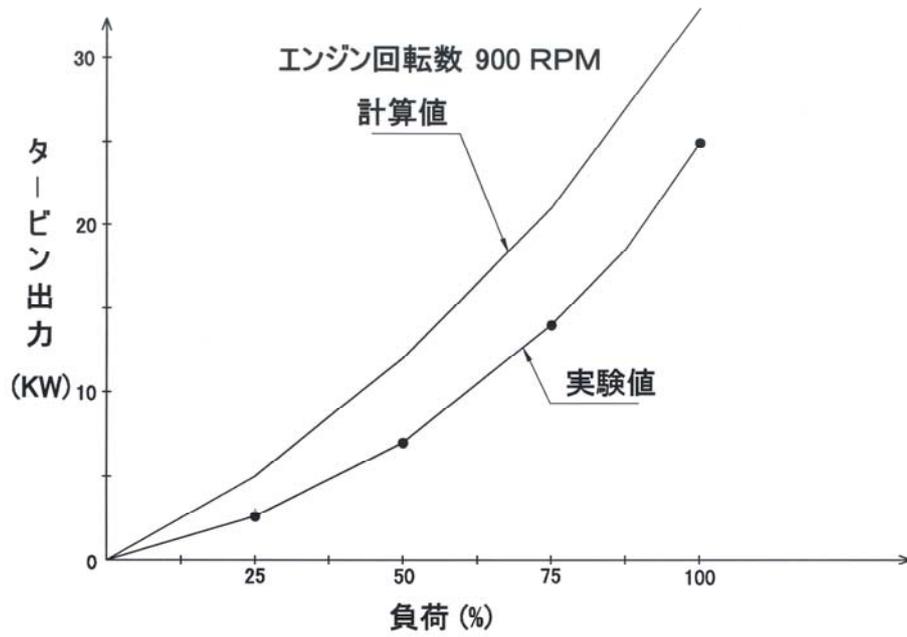


図 4-27. 排気タービンの出力—計算値と実験値

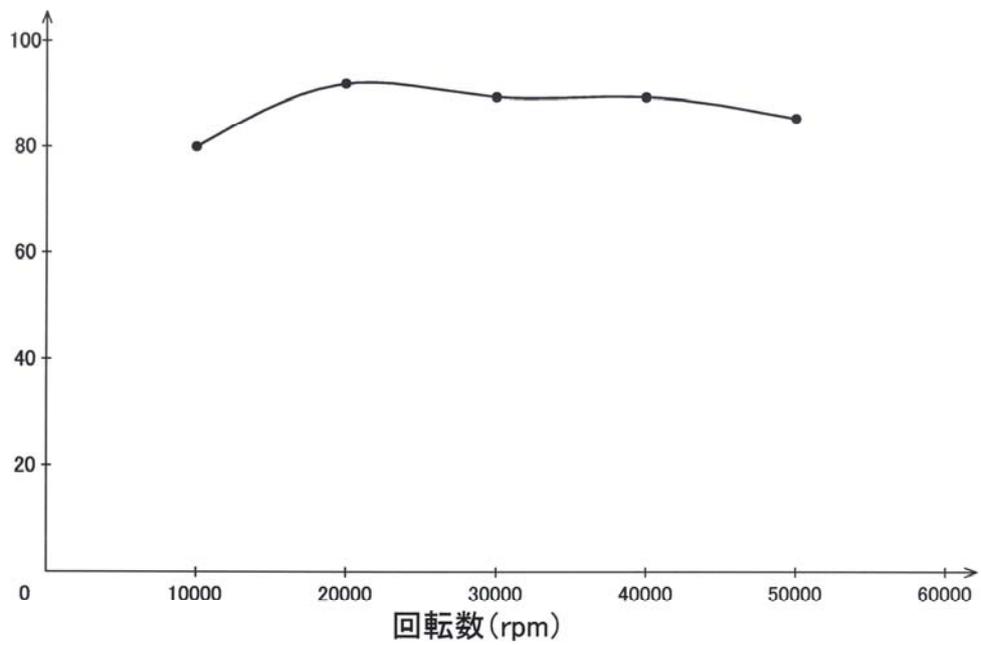


図 4-28. タービンジェネレーター発電効率

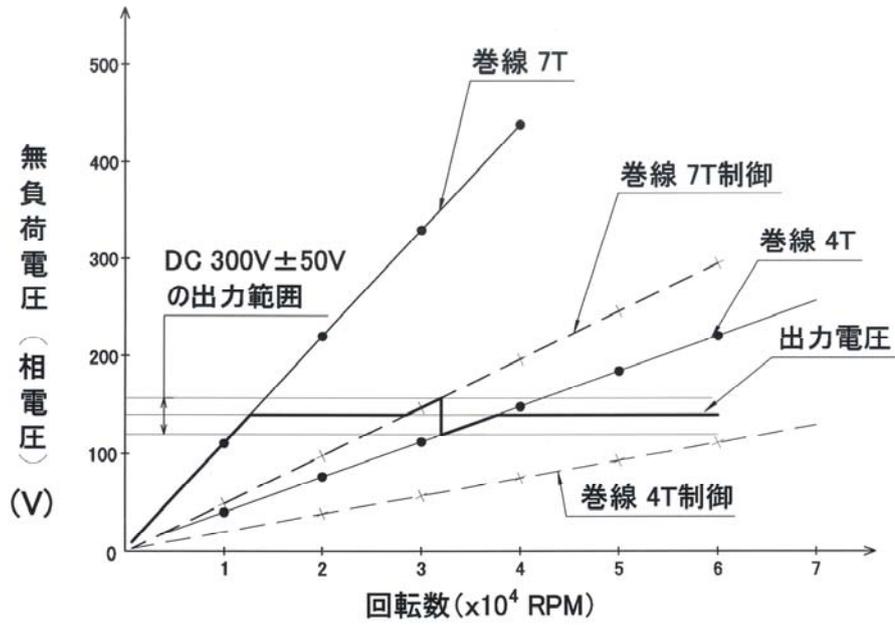


図 4-29. 巻線切替により電圧変化

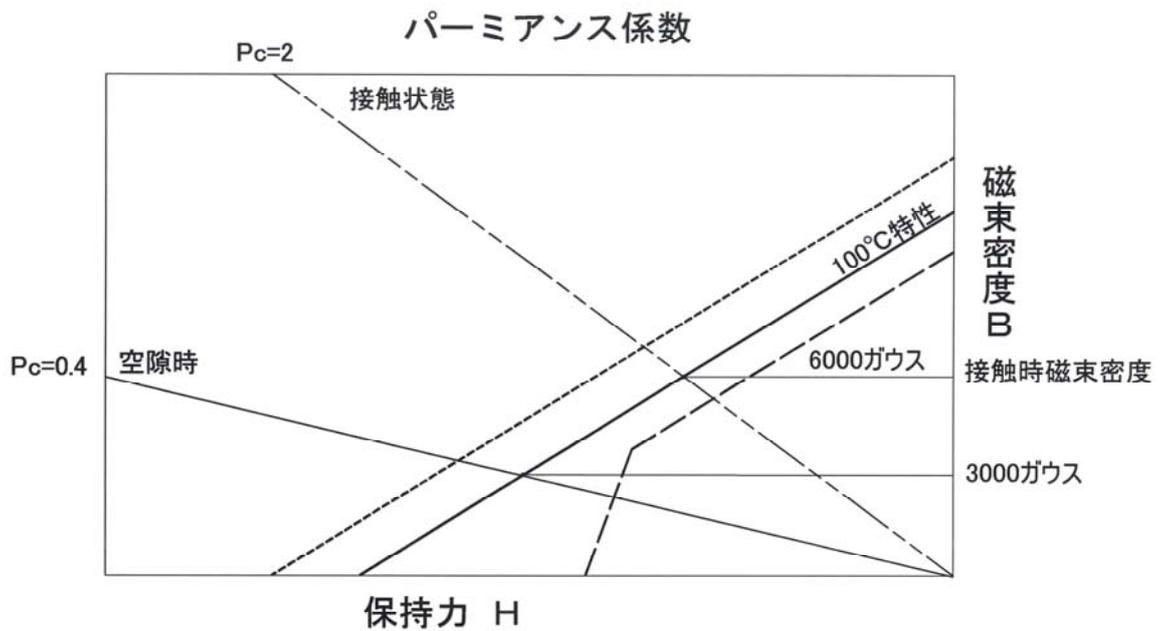


図 4-30. 磁束制御装置の考え方

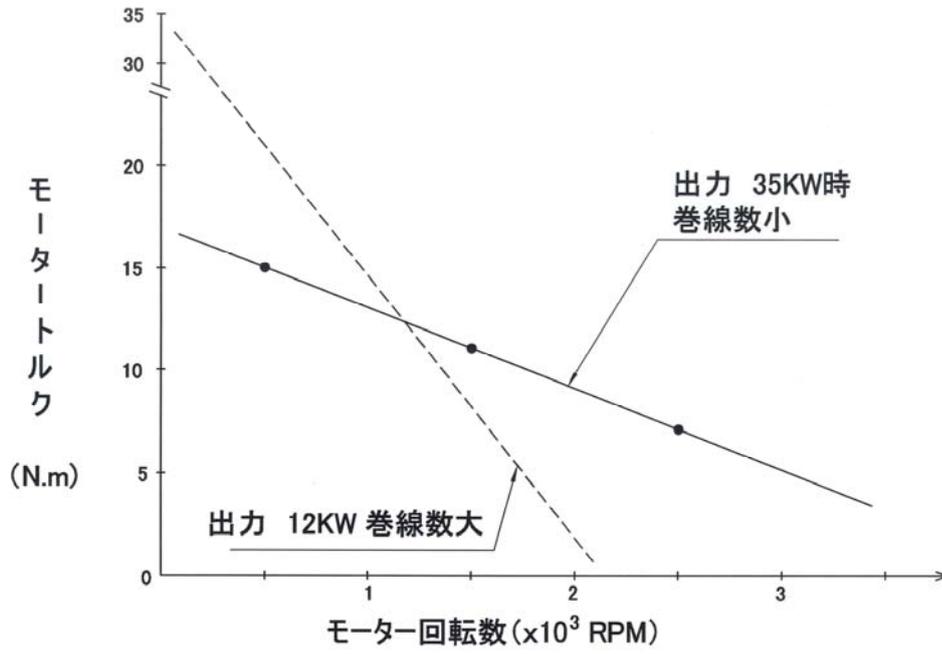


図 4-31. モーターの出力特性

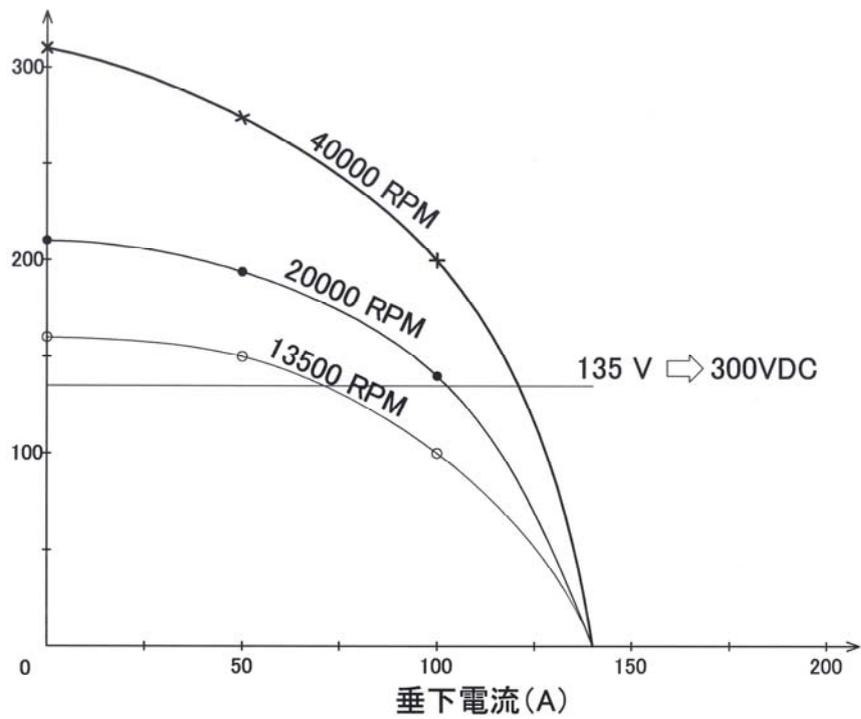


図 4-32. タービンジェネレーターの発電特性 (垂下特性)

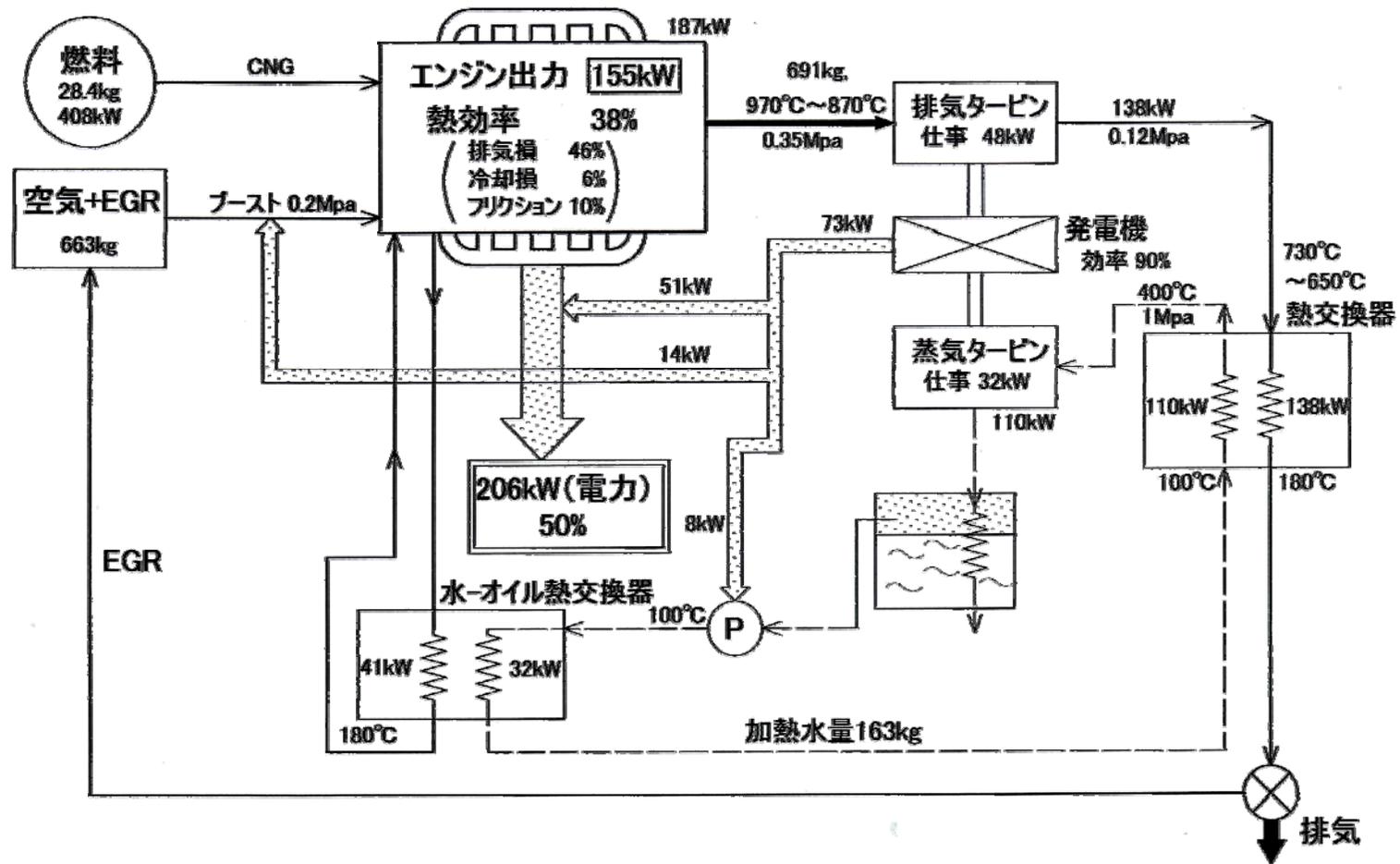


図 4-33. 蒸気タービンの水の循環経路

#### 4-5-4. まとめ

- ① 断熱膨張比を大きくしたターボコンパウンド用タービンとスクロール、を製作した。タービンブレードとスクロール壁面間に隙間が出来、十分な性能が得られなかった。
- ② タービンの出力を動力に変換するため、タービン軸に発電機を取り付けた。発電機は永久磁石式ローターとその外周に空気制御式電圧調整機構を取り付けた。
- ③ 発電機は巻き線の巻き数を切り替え、低速から高速まで所定電圧  $350\text{V} \pm 50\text{V}$  に収まる様にした。空気制御による磁束制御装置は速度変化、最高速での電圧の異常上昇を防止するために取り付けた。
- ④ タービンをエンジンに取り付け、その性能を評価したところ、発電効率は  $52\%$  であった。タービン翼とスクロール壁の間に数ミリの隙間が出来ているのでここからガス漏れが発生している為と推測した。
- ⑤ 蒸気駆動のタービン発電機と蒸気発生器を製作した。蒸気発生器は金属多孔質体を熱交換エレメントとし、作製した。蒸気発生器と蒸気タービンは密閉、循環式ではなく、1部、水を供給する方式とした。

## 5. 実用コンパクト熱交換器の開発

### 5-1. 経緯

熱交換器の基盤技術は、排気ガス回収多気筒エンジンシステムのキーテクノロジーである。水-オイル熱交換器、水-排気ガス、燃料改質装置のすべてに用いる骨格技術である。コンパクト化、高熱交換効率化を図るため、3次元網目状の金属多孔質体を用いてガスから固体への伝熱面積を大きくし、高温ガス側固体から低温側ガスへの伝熱部となる隔壁に多孔質体を確実に密着接合させることが重要である。従来の熱交換器研究で、多孔質金属材を隔壁に密着接合させる構造の熱交換器を試作し、蒸気、排気ガスの熱交換試験を実施したところ、熱通過率が目標値  $280\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$  に対し、 $211\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$  となり、コンパクト高効率熱交換器の定義である  $200\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$  を上回った。しかし、試験後、多孔質体の接合面を観察すると、接合欠陥が残っている等改良の余地があった。そこで、金属多孔質体の表面にアルミニウムをコーティングし、伝熱材の熱伝導率を高くすることと、コーティングにより接合欠陥を埋めることを対策として考案した。アルミニウムをコーティングするため、熔融アルミニウムメッキ法を採用し、アルミニウム溶湯中に浸漬させたところ、従来作製したニッケルベースの金属多孔質体では溶解するという問題が生じ、金属多孔質体の材質をニッケルから溶解しないことを確認したニッケル-クロームに変更することとした。ニッケル-クロームでの金属多孔質体にて接合体の作製を試みたところ、従来のニッケル基多孔質体に比べて金属が酸化し易く、従来のロウ付け法では接合できなかった。また、熔融アルミニウムメッキにおいても、金属多孔質への目詰まりという新たな課題が見つかった。本年度は、新た接合方法の検討を実施し、ニッケル-クローム多孔質体と隔壁の接合体の完成を目指す。

### 5-2. 新しい接合方法の検討

目指している金属多孔質体と隔壁の接合体の構造を図 5-1 に示す。ニッケル-クロームの金属多孔質体の表面には、アルミニウムと反応した合金層が存在し、徐々にアルミニウム層に移行する。最外層には、アルミニウムの酸化皮膜が生成する。蒸着等による皮膜と異なり、基盤金属との中間に反応層があるので、熱膨張による剥離現象が生じ難い構造である。また、最外層に酸化皮膜のアルミナ層が存在するので、改質装置作製時にコーティングする比表面積の大きいγ-アルミナの付着性も良好と予想される。また、合金層の生成により、耐熱温度が向上するという利点もある。このような構造を作製するためには、前記の熔融アルミニウムメッキ法が有効である。約  $700^\circ\text{C}$  のアルミニウム溶湯に浸漬中に、ニッケル-クロームとアルミニウムの合金層が生成するからである。この構造を作製する方法の調査を実施した。

金属に金属をコーティングする方法で良く知られている方法はメッキである。メッキは化学反応を用いて、金属表面に別の金属を薄くコーティングする方法であり、亜鉛メッキなどが一般的である。アルミニウムの場合にも薬品を使って、メッキすることは可能であるが、前記の熔融アルミニウムメッキの方が安価であるため、メッキ品の用途が

無く、メッキ処理を実施している会社も存在しなかった。その他に、アルミニウムをコーティングする方法としては、蒸着法がある。

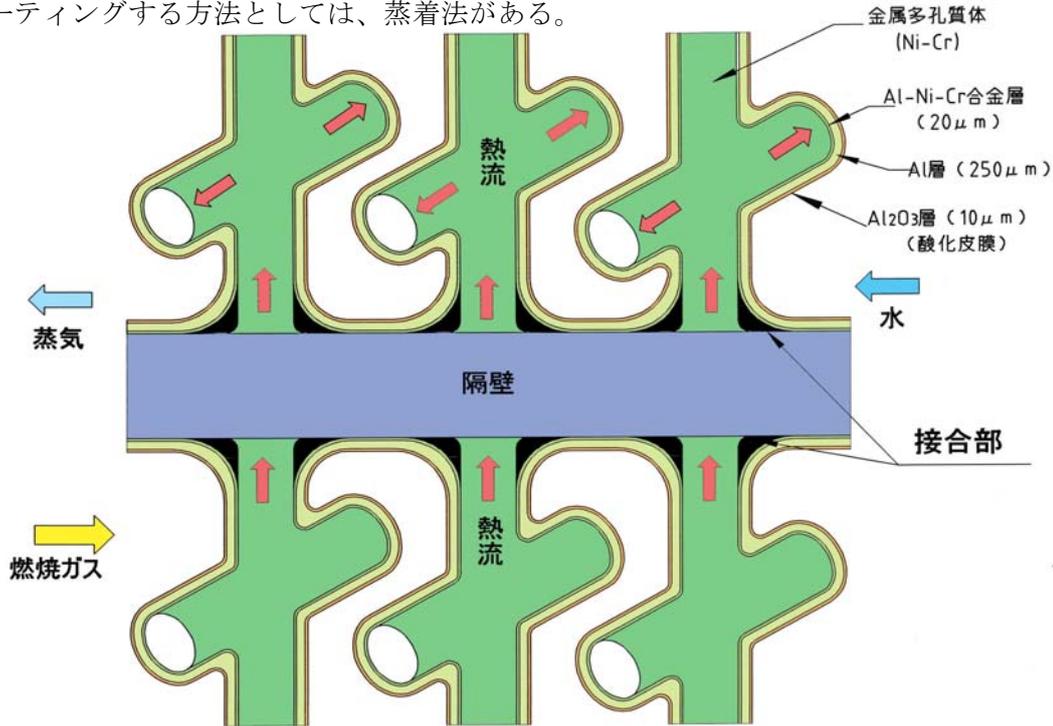


図 5-1. 目標とする熱交換器の内部構

蒸着法は、アルミニウムを気化させて低温の物質にコーティングする方法であり、アルミニウムを気化させるための方法の違いによって、熱蒸着、スパッタ、イオンプレーティングなどの呼び名がある。一般的には、フィルム等の有機素材にコーティングすることに用いられている。気化させたアルミニウムを取り扱うため、真空または不活性ガス雰囲気で行われている。金属多孔質体への適用を考えた場合には、アルミニウムとニッケルクロームの中間の合金層のみが無い状態になる。この合金層は、熱処理により生成可能と考えられるので、この蒸着方法は接合体作製後のアルミニウムコーティング方法のひとつとして用いることが可能である。蒸着法にてコーティング可能な膜厚は1～20 μmであるが、熔融アルミニウムメッキの場合には10～200 μmである。熔融アルミニウムメッキの場合、この膜厚の厚みを利用すれば、金属多孔質体と隔壁の接合を、熔融アルミニウムメッキ実施時に同時に行える可能性がある。

ニッケルクローム多孔質体で、ろう付け接合時に酸化される原因は、金属表面の酸化皮膜層を取り除くために添加するフラックスが強酸性であることの影響が大きい。したがって、雰囲気置換を実施してもフラックスによる酸化があるため、ろう付け接合体の作製が困難になっている。同じ、ろう付け接合の中でも真空中で実施する場合には、酸化防止用フラックス材は不要である。接合方法としては、確実な真空中のろう付け接合を候補として挙げられる。以上のように、熔融アルミニウムメッキ法、蒸着法、真空ろう付け法などの可能性がある方法を見出したが、いずれの方法も組み合わせが必要である。これらの方法を組み合わせて金属多孔質体と隔壁の接合体を作製する流れを図 5-2 に示す。図 5-2 中では、接合工程と後処理工程に分類し、考えられる作製要因も加えた。また、これまでに実施して結果がNGな部分には、×印を記入した。

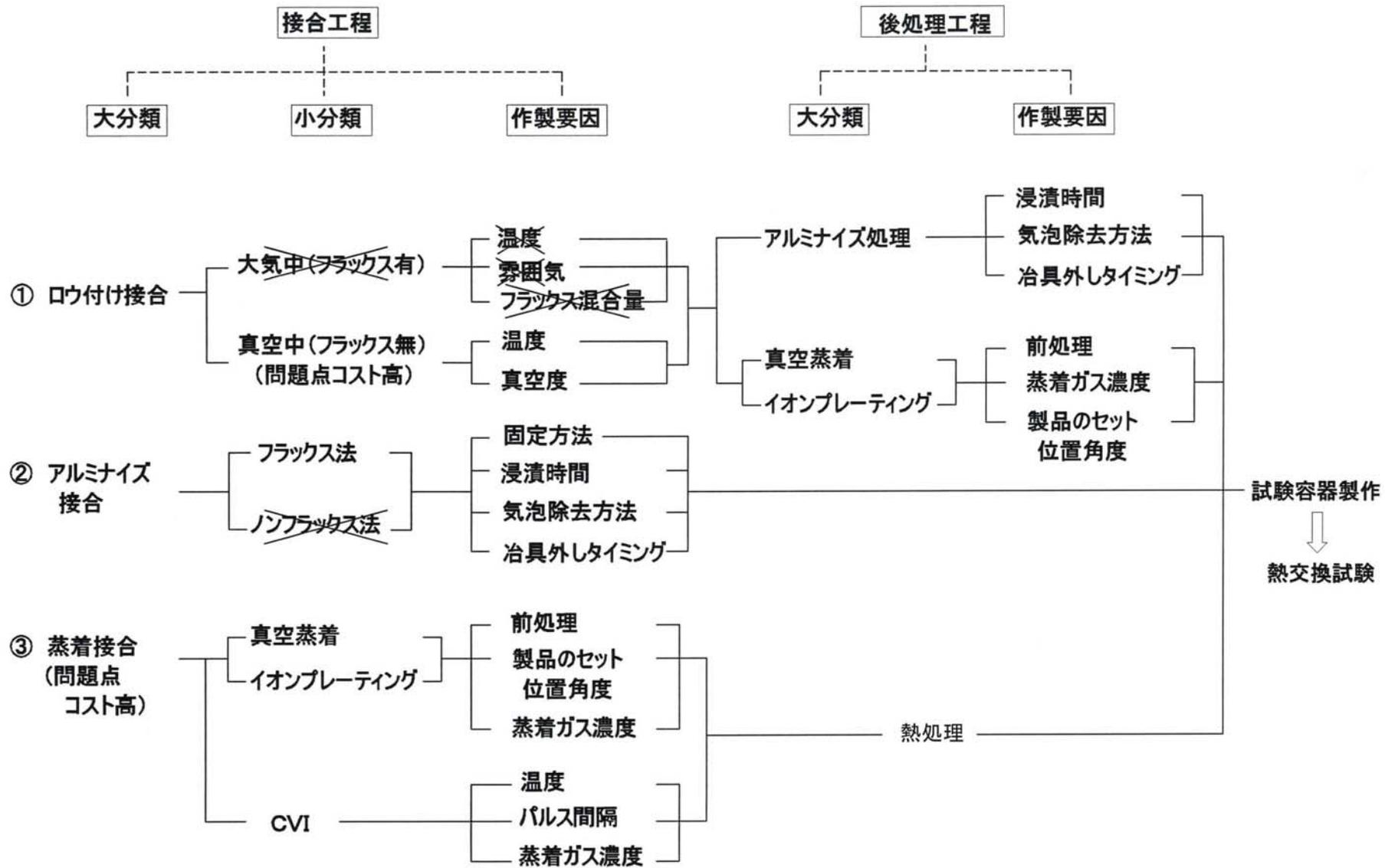


図 5-2. 熱交換器作成フロー

### ①ロウ付け接合法

大気中での接合は、前記のように酸化という問題があるため、この方法では作製できない。残る方法は真空ロウ付け方法である。真空高温炉が必要なため、コストが高い問題がある。ロウ付け接合が完成した後のアルミニウムコーティングは、熔融アルミニウムメッキの熔融アルミニウムメッキ法や、蒸着法などで実施する。

### ②熔融アルミニウムメッキ接合法

熔融アルミニウムメッキ時に、金属多孔質体と隔壁との間を同時に埋めて、接合する方法である。浸漬する前に、予め、金属多孔質体と隔壁の位置を決める治具にて固定する必要がある。熔融アルミニウムメッキ法は、ノンフラックス法とフラックス法があり、前者は溶湯の中に浸漬するのみの方法であるので、溶湯表面の酸化皮膜が浸漬の邪魔をして、コーティングができないという結果であった。フラックス法は、溶湯の上に酸化皮膜を除去可能なフラックス材があるので、酸化皮膜が無くコーティング可能である。

### ③蒸着接合法

蒸着によって、金属多孔質体と隔壁との間を埋めて接合する方法である。蒸着は、気化したアルミニウムが上から降り注ぐのみであるので、上面のみコーティング可能である。同じ蒸着でもイオンプレーティングの場合には、不活性ガス雰囲気で行うので、真空中よりは、気化分子が多少散乱するので、横面までコーティング可能である。この場合には、金属多孔質体と隔壁との間をアルミニウムにより埋める可能性が、真空蒸着法より高まる。

この方法以外には、化学蒸着を利用して浸漬させるC V I (Chemical Vapor Infiltration)法がある。この方法は、化学反応または昇温により気化させた物質を、選択的に浸漬させる方法である。選択的に浸漬させるために、真空中で瞬間的に反応ガスを流すことを繰り返し行う方法であり、また、局部的に高温または低温にして付着し易くする方法である。しかし、この方法は、装置の開発から実施する必要があるため、開発には長期間が必要になる。

金属多孔質体と隔壁の接合体を作製するため、本年度は主として前記①ロウ付け接合法②熔融アルミニウムメッキ接合法を実施することとし、③蒸着接合法に関しては、蒸着によって多孔質体がどのようにコーティングされるかを確認した後に、方策を再度検討することとした。以下、実施した試験結果について報告する。

### 5-3. ロウ付け接合法

真空ロウ付け法では、ニッケル-クロム金属多孔質体を酸化させるフラックス材は使用しない。真空中で実施するので飛散が無いように、ロウ材も粉末ではなく、シート状のものを使用する。また、真空中なので、同時に両面接合しても、溶解時に下面側のロウ材の流れ落ちも少ないことが予想される。したがって、両面を同じロウ材で接合することとした。使用した材料の構成を表 5-1 に示す。

表 5-1. 接合に使用した材料の成分

分類	合金名		Ni	Cr	B	Si	Fe	C	P	Cu	その他
板材	インコネル600		77.5	15.5			7				
ロウ材	BNi5	min	68.85	18		9.75		0			0
		max	72.25	20		10.5		0.15			0.5
多孔質体	Ni-Cr #1		86.89	10		0.1	3				0.01

後工程の溶融アルミニウムメッキ時に溶解しないように、全使用部品にクロムが添加されているニッケル材を使用した。シート状のロウ材は、表 5-1 に示すBNi5の他にはクロムが含まれているものは無い。BNi5のロウ付け温度範囲は 1150°Cから 1205°Cであり、この温度範囲内で接合を実施した。完成した接合体の全体写真を図 5-3 に示す。

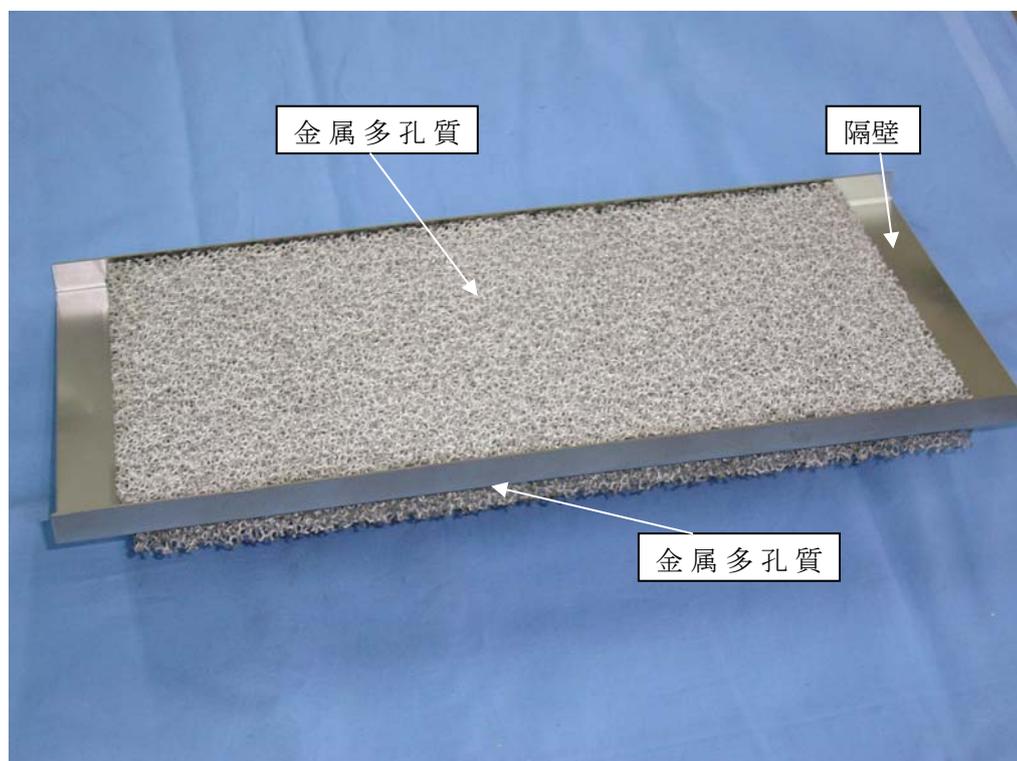


図 5-3. 真空ロウ付け接合体

接合体には、酸化が見られず外観上は問題無い。また、接合体には、熱が加わったことによる変形も無いものであった。接合境界面を観察した結果を図 5-4 に示す。

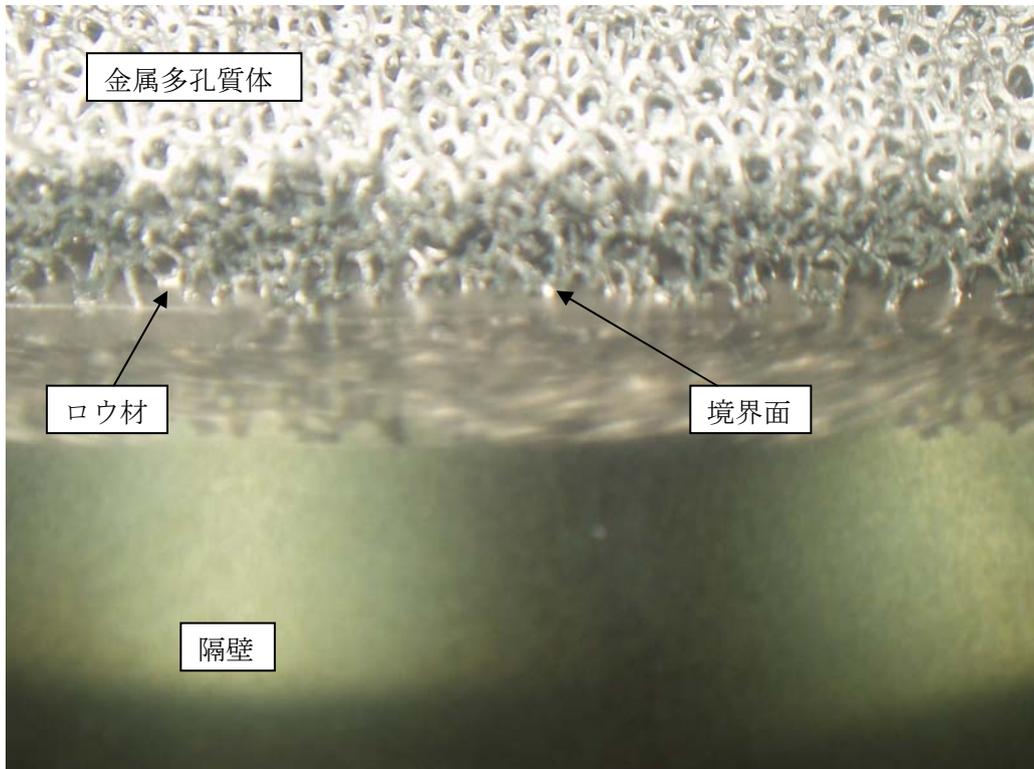


図 5-4. ロウ付け接合体の界面

境界面もロウ材が毛細管現象で多孔質体の足に絡み付いて光っている状態が見られる。反対側の面の接合体の境界面の写真を図 5-5 に示す。

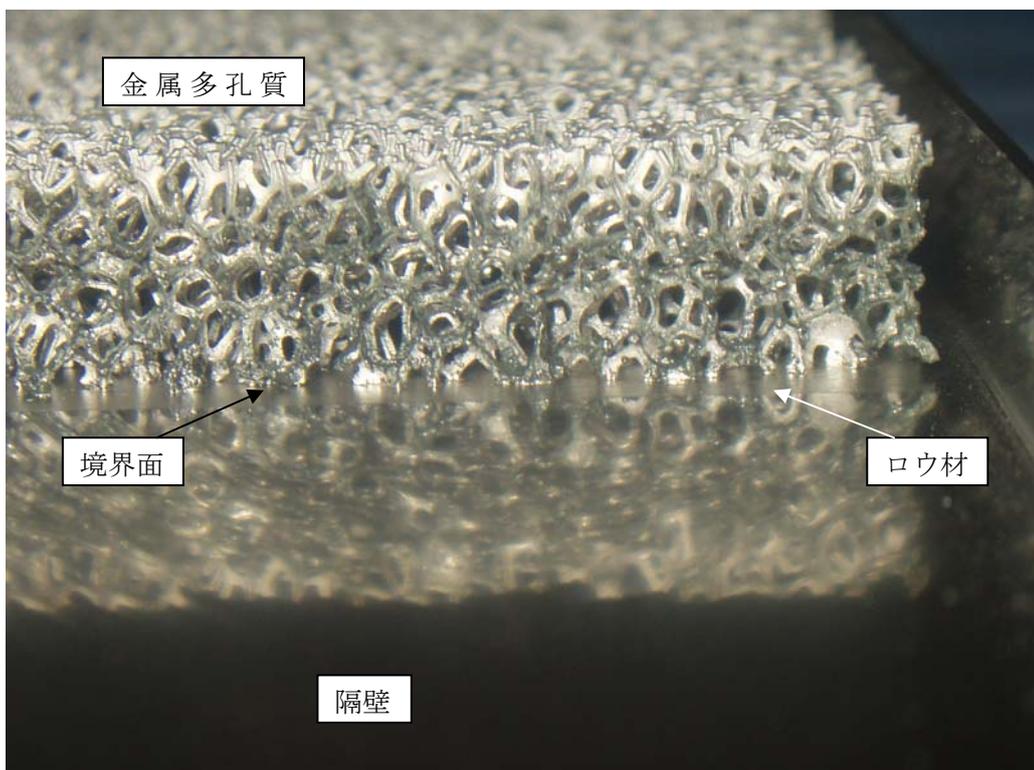


図 5-5. ロウ付け接合体の界面（反対面）

反対側の面の接合状態も同様であり、懸念していた両面同時接合によるろう材の液だれは見られない。写真撮影すると、酸化が無いので隔壁が鏡面となり、多孔質が映し出されているのが特徴的である。したがって、真空ろう付け法にてニッケル-クロム多孔質体を用いた接合体を作製することができた。

## 5-4. 溶融アルミニウムメッキ

### 5-4-1. 接合体へのコーティング

ニッケル-クロムの多孔質体の接合体では、ニッケルよりも熱伝導率が低いため、熱交換性能の目標値を達成することは困難である。図 5-1 に示す構造にするため、アルミニウムをコーティングし、熱伝導率を高くすることが目的である。このコーティング法として、溶融アルミニウムメッキ法を、前記真空ろう付け接合体に実施した。この方法は、金属の酸化皮膜を除去するフラックス材が上面にあるアルミニウム溶湯中に浸漬させる方法である。この方法にて実施した結果を図 5-6 に示す。外観上は問題無く見えるが、重量の増加が大きく、アルミニウムが多く付着しすぎている。また、変色している部分も見られた。

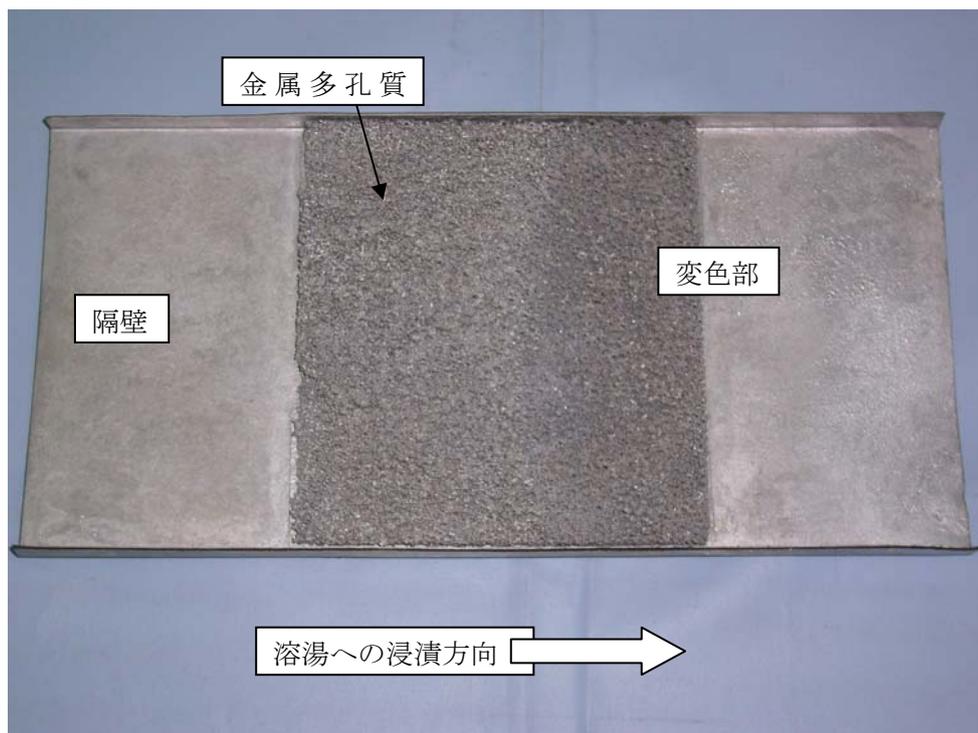


図 5-6. 溶融アルミニウムメッキ処理をした接合体

溶融アルミニウムメッキ処理をした接合体を側面から観察した結果を図 5-7 に示す。隔壁の変形と多孔質体の欠損が見られた。また、金属多孔質体を単独で溶融アルミニウムメッキ処理したものと接合体を溶融アルミニウムメッキ処理したものを比較した結果を図 5-8 に示す。多孔質体単独で処理したものより接合体で処理したものの多孔質体の厚みが太くなっていた。したがって、接合体に処理したものは、アルミニウム溶湯への浸漬時間が超過し、アルミニウムと多孔質体のニッケル-クロムの反応が促進し、

付着量が多くなるとともに、脆化が進行したものと推測した。

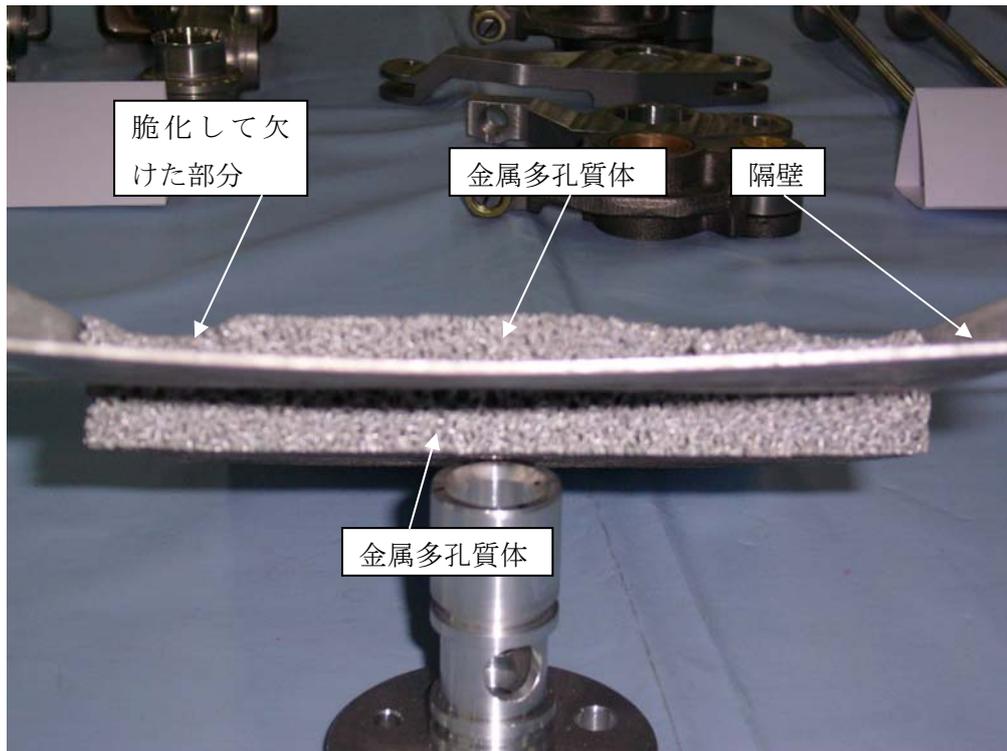


図 5-7. アルミナズ処理した接合体の側面

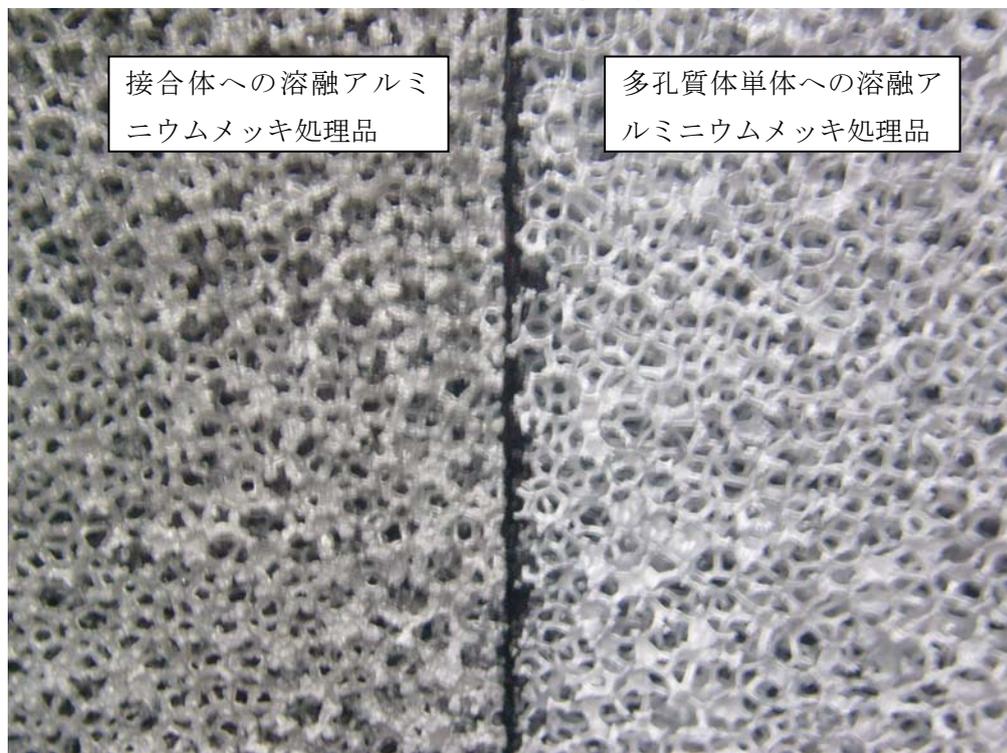


図 5-8. 熔融アルミニウムメッキ処理品の比較

また、浸漬はアルミニウム溶湯の流れ落ちを考慮して、図 5-6 に示す方向で浸漬した。浸漬時間が長くなる矢印方向が変色していることから、浸漬時間の要因が影響していると推測される。

したがって、浸漬時間を短くして再度実施した。浸漬時間を短くした溶融アルミニウムメッキ処理の結果を図 5-9 に示す。また、図 5-10 には図 5-9 の裏面の写真を示す。

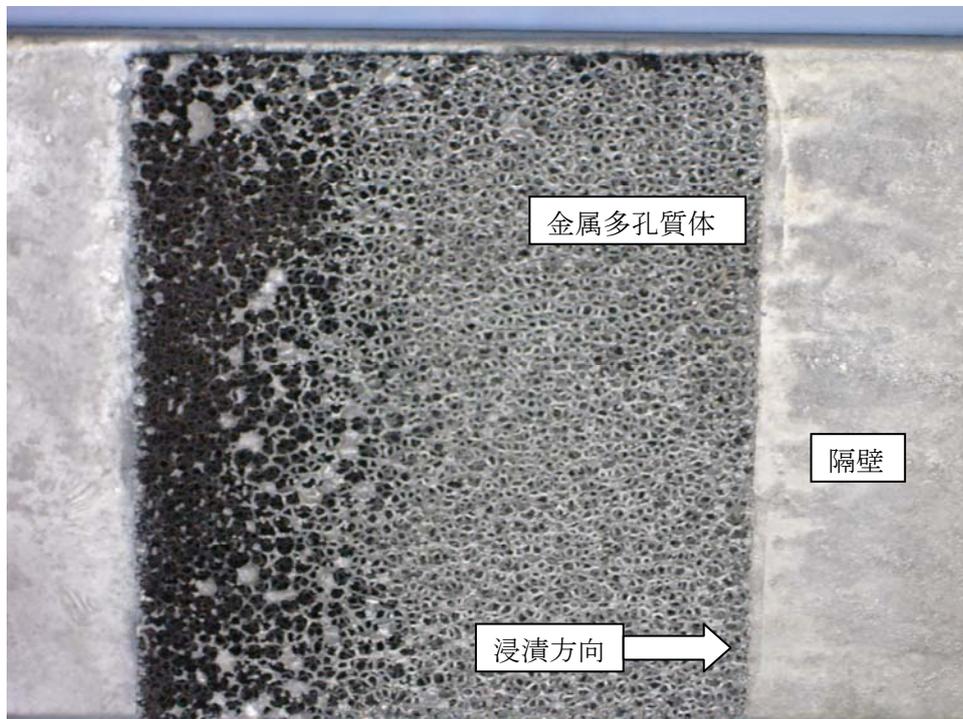


図 5-9. 溶融アルミニウムメッキ処理をした接合体(その 2)

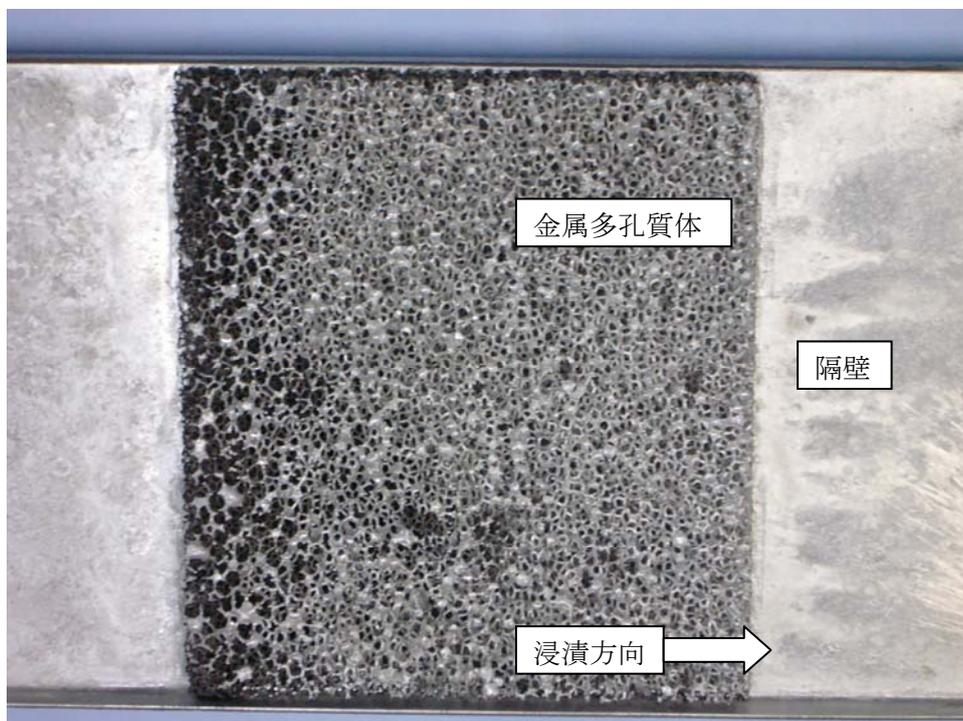


図 5-10. 溶融アルミニウムメッキ処理をした接合体の裏面(その 2)

アルミニウムの付着量は減少したが、黒く変色した部分が見られる。また、前回同様に、隔壁の変形が見られた。この黒色部分は、アルミニウムとニッケル-クロムの反応合金層のみで有り、その上にアルミニウムがさらに付着すると、アルミニウム単独層が生成する。この黒色部分は、浸漬方向の上部に見られることから、浸漬時間が短いため生じたと考える。黒色以外の箇所は、前記の多孔質体単独で実施した場合と同様であり、黒色部分を無くすことと隔壁の変形を防ぐことが必要である。

溶融アルミニウムメッキ処理は、高温のアルミニウム溶湯中に浸漬し、すぐに引き上げる方法である。浸漬は機械を用いているため、時間の制御が困難な方法でもある。この他に、溶湯温度を低くする方法も実施したが、この黒色の部分を除くことはできなかった。

これまではアルミニウム溶湯の流れ落ちを考慮した長手方向での浸漬を行ってきた。秒単位の短時間の制御が必要な場合には、熱伝導性も考慮する必要がある。長手方向の場合には、隔壁部分が長いので、隔壁への熱伝導も影響したと考えられる。よって、横方向で浸漬を行い、隔壁の要因を少なくした方法で、再度溶融アルミニウムメッキ処理を実施したが、結果は同じであった。

#### 5-4-2. フラックスを変えた場合の結果

これまで、主として、浸漬時間の制御と溶湯温度を変えて試験を実施したが、均一にコーティングが困難であった。対策として、アルミニウム溶湯の上にあるフラックスの成分を変え、アルミニウム溶湯の流れ落ち易さを改良した条件にて試験を実施した。溶融アルミニウムメッキした接合体の観察写真を図 5-11～5-14 に示す。

図 5-11 に示すように、フラックスの成分を変えて実施した場合には、色の異なる部分が無く均一にコーティングすることが可能となった。図 5-12 に示す多孔質体単体への処理品と今回のコーティング品を比較すると色が異なるが、これは酸化皮膜の生成処理も行ったためである。図 5-13 の拡大写真に示すように、アルミニウム溶湯による多孔質体の目詰まりも無い状態である。しかし、さらに拡大して比較した図 5-14 を見ると、多孔質体単体で処理したものに比べ、今回の処理品は多孔質体の格子が太くなっている。同じ格子間隔の多孔質体で比較しているので、今回の処理品はコーティング厚みが多い状態である。



図 5-11. フラックスを変え処理した接合体の外観写真

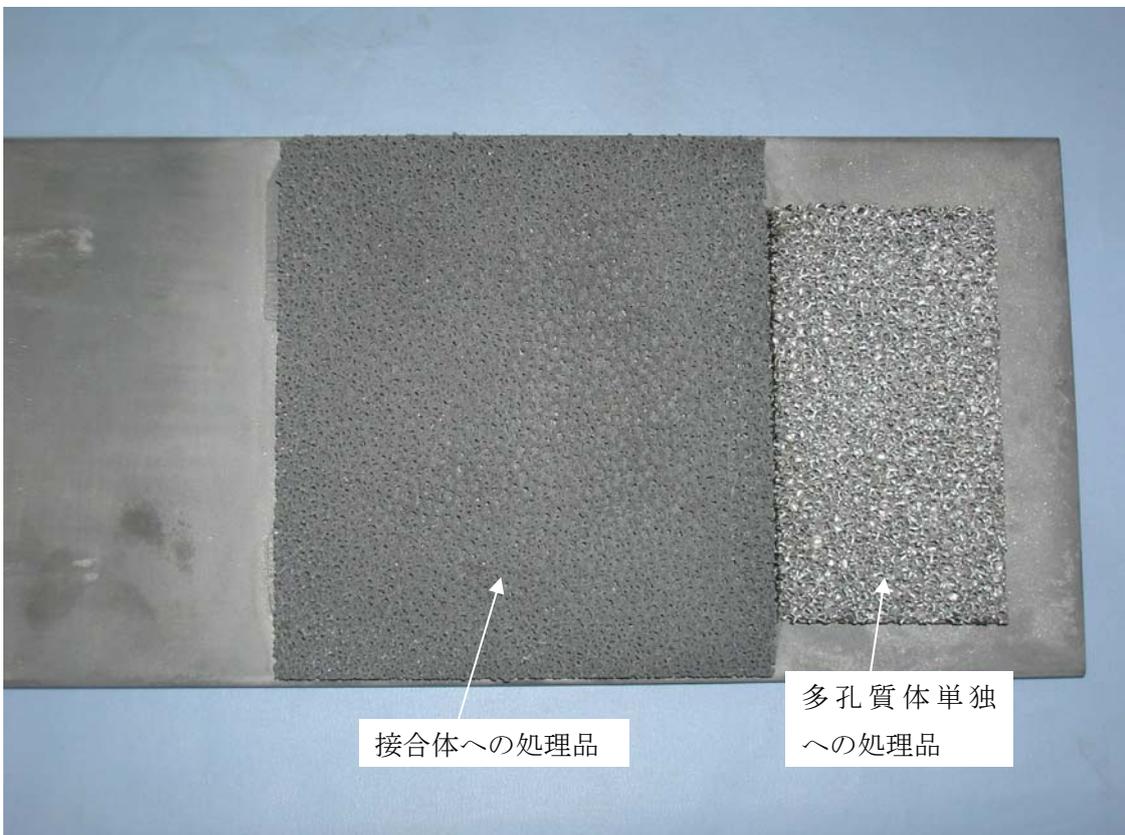


図 5-12. 多孔質体単体と接合体の比較

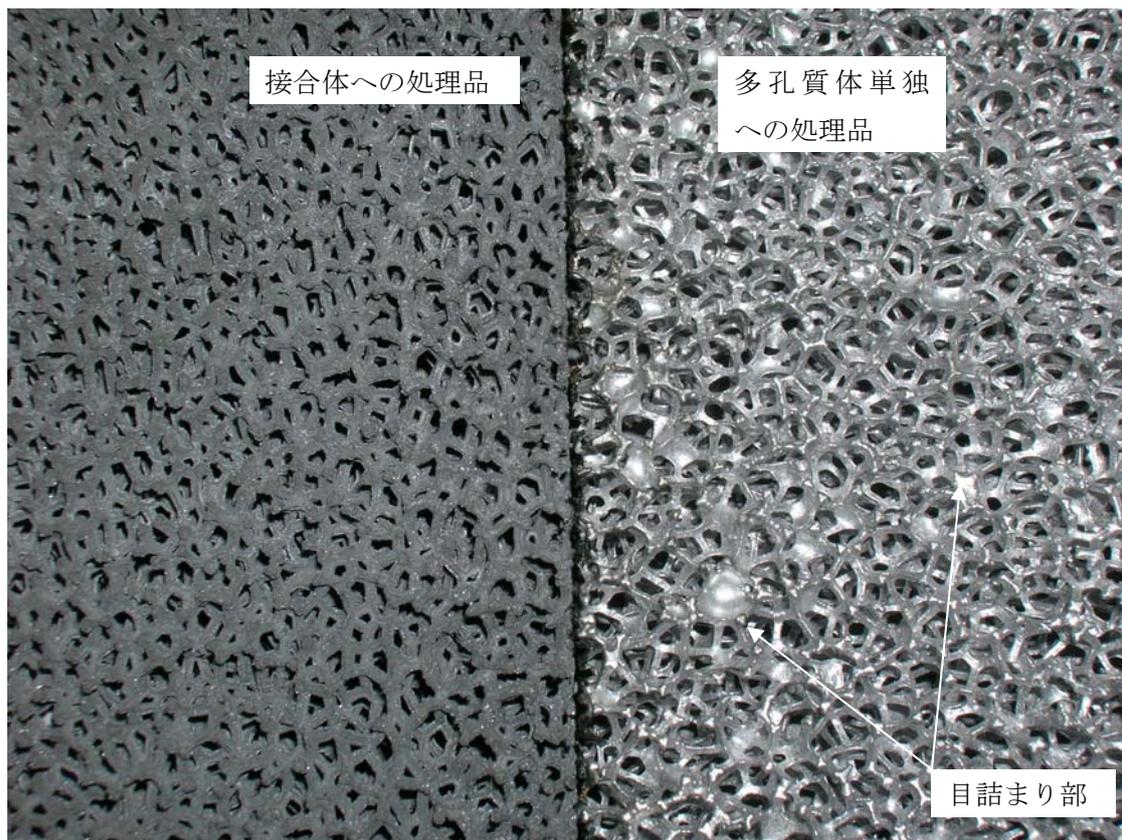


図 5-13. 多孔質体単体と接合体の比較（拡大）その 1

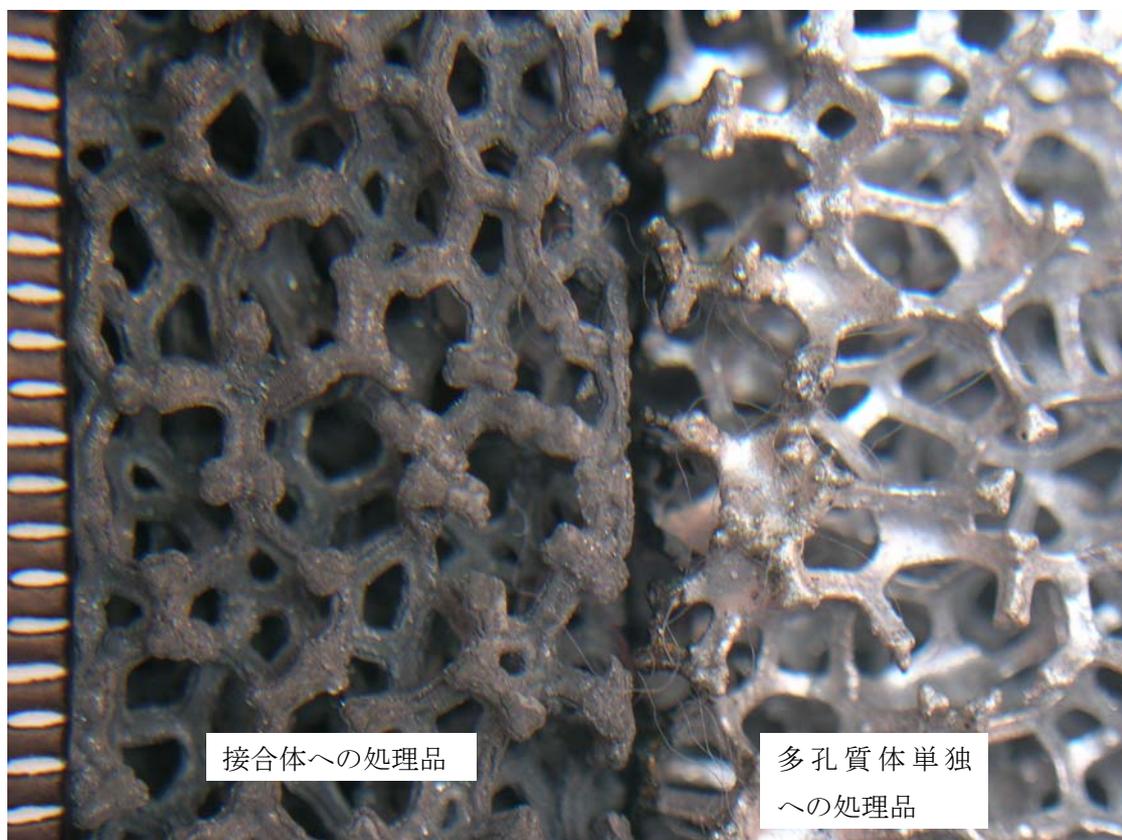


図 5-14. 多孔質体単体と接合体の比較（拡大）その 2

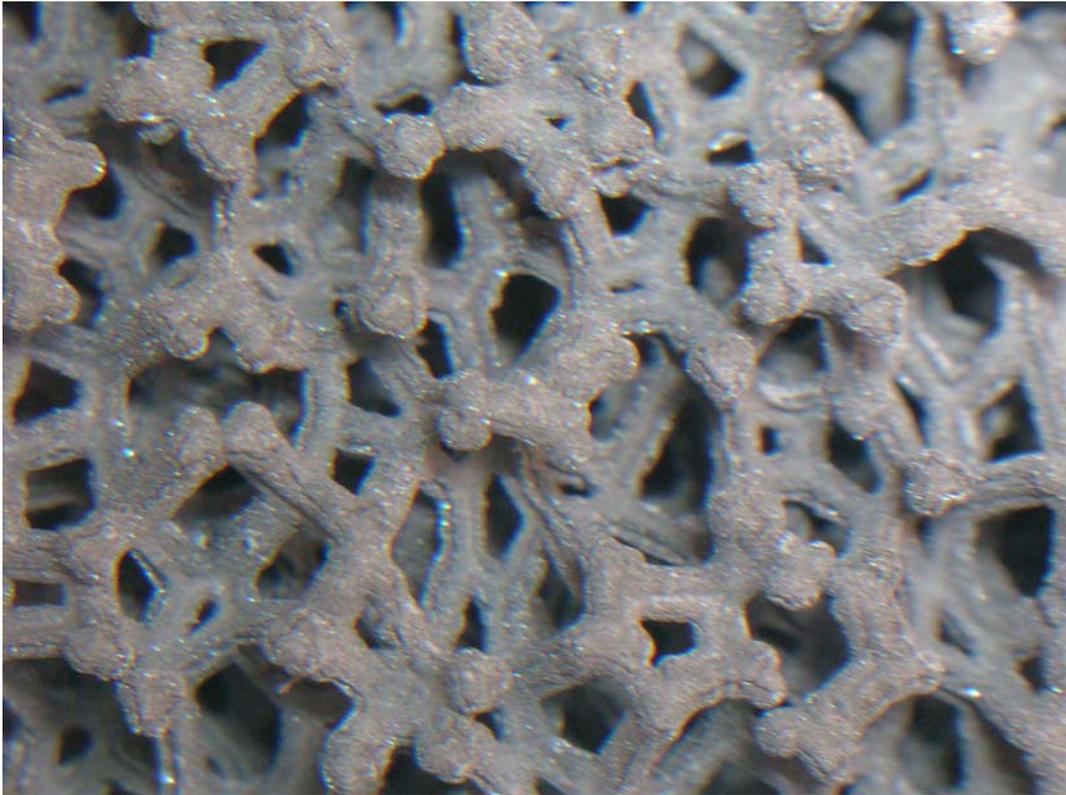


図 5-15. 表面の拡大写真

また、図 5-15 に示すように、酸化皮膜の生成処理を行ったためか、表面に滑らかさが無く、脆化しているように見える。

今後、内部構造を調査する必要があるので、別途SEM写真により構造観察する。また、コーティング層が厚いため、圧力損失が大きくなる可能性がある。しかし今回、フラックス成分を変えたことにより、これまで問題であった均一化と目詰まりの問題を解決することができた。

#### 5-4-3. 溶融アルミニウムメッキ品の分析

溶融アルミニウムメッキした多孔質体のSEM写真を図 5-16 に示す。溶解していないニッケル-クロムの多孔質体の骨格にアルミニウム層が存在する。アルミニウム層は、 $100\mu\text{m}$  程度である。EPMAによるX線による成分分析の結果を図 5-17 に示す。素材の主成分であるニッケル(Ni)、クロム(Cr)、アルミニウム(Al)の他に、カーボン(C)、酸素(O)、珪素(Si)、鉄(Fe)が見られる。カーボン(C)、珪素(Si)、鉄(Fe)は、溶融アルミニウムメッキ時のアルミニウム溶湯内に残存していたものが、混在したものとする。

図 5-18 にはEPMAの分析結果を示す。アルミニウム(Al)の成分は多孔質体の骨格の中には見られないが、多孔質体の成分であるニッケル(Ni)、クロム(Cr)は、アルミニウム(Al)層の中にも多く見られる。したがって、アルミニウム-ニッケル-クロムの合金層は、初期の計画のように独立した層では無く、アルミニウム層全体が合金層になっている。この構造が伝熱上問題無いか、温度交換した場合剥離しないか、拡散層ができていないかに

ついて検証する。また、熱交換性能を確認する。

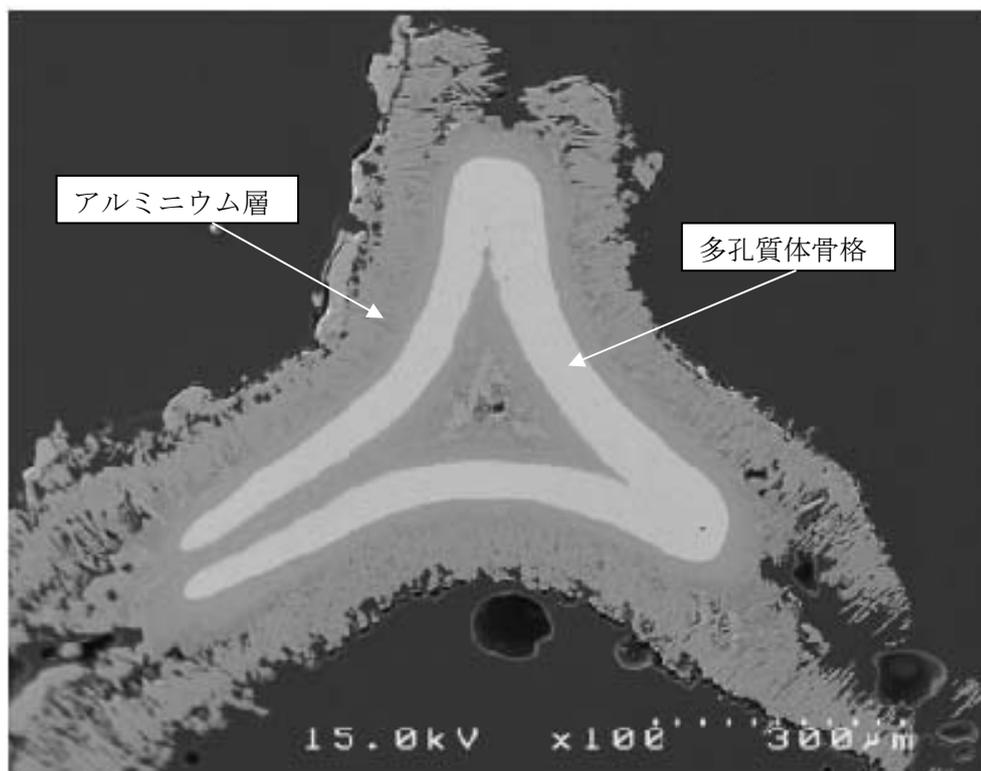


図 5-16. コーティング品SEM写真

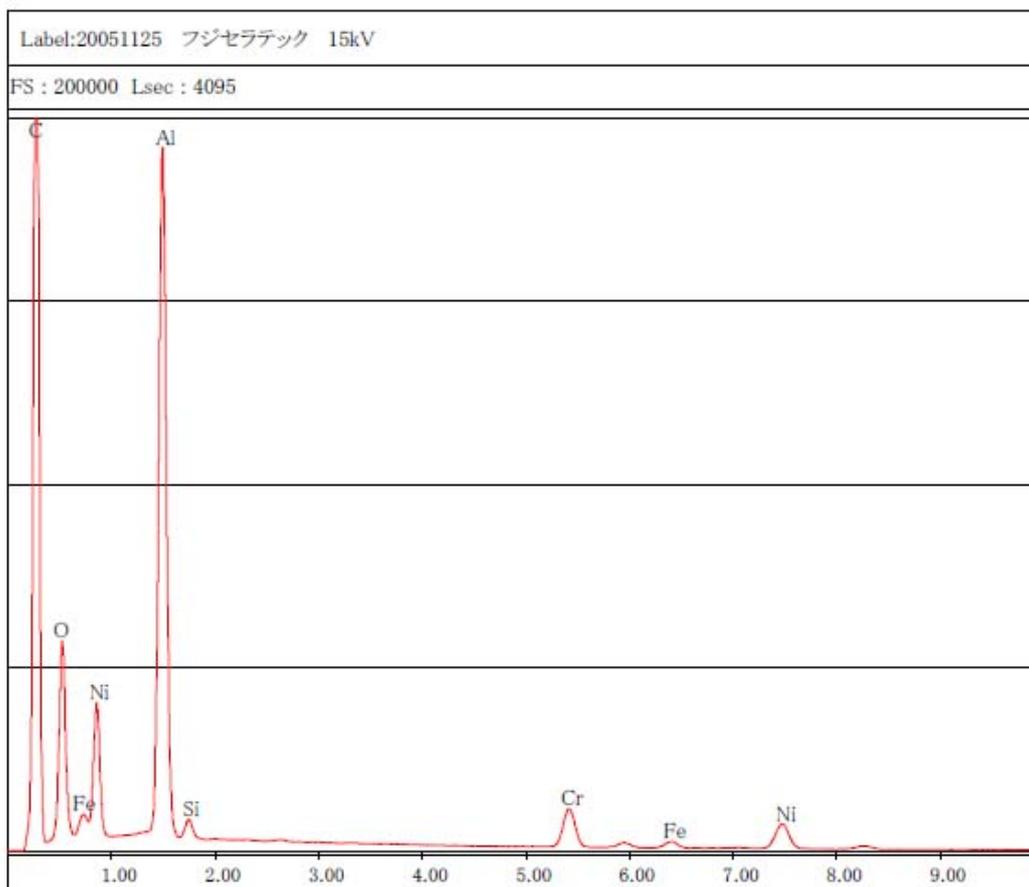


図 5-17. X線成分分析結果

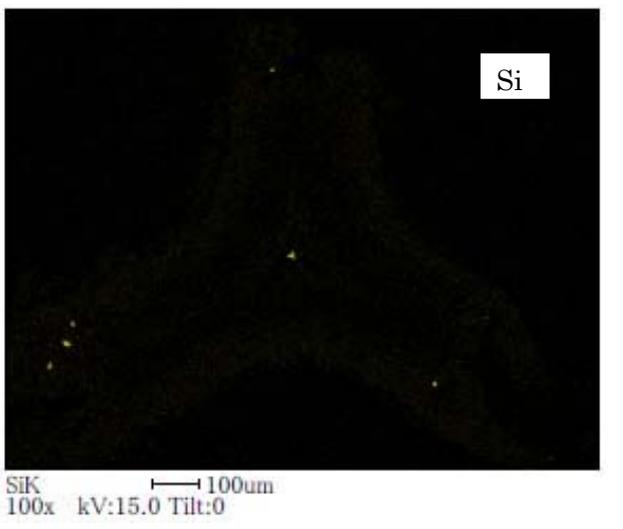
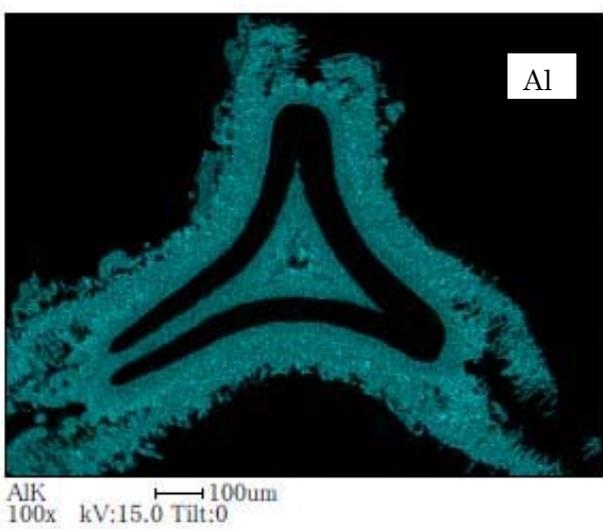
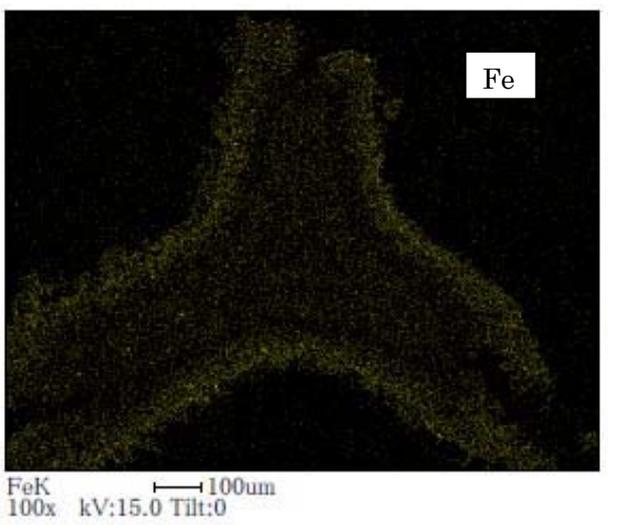
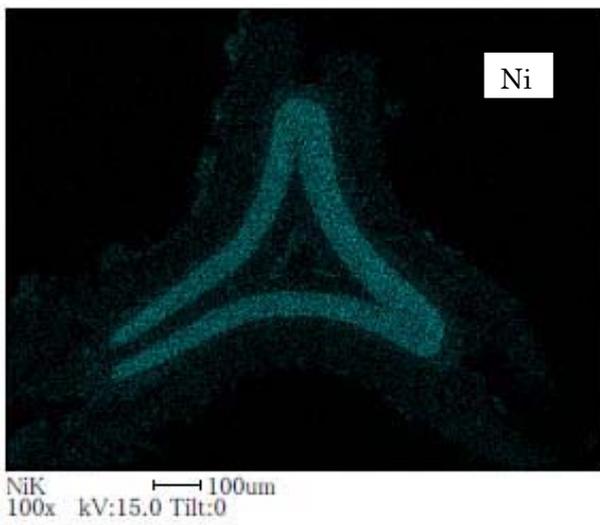
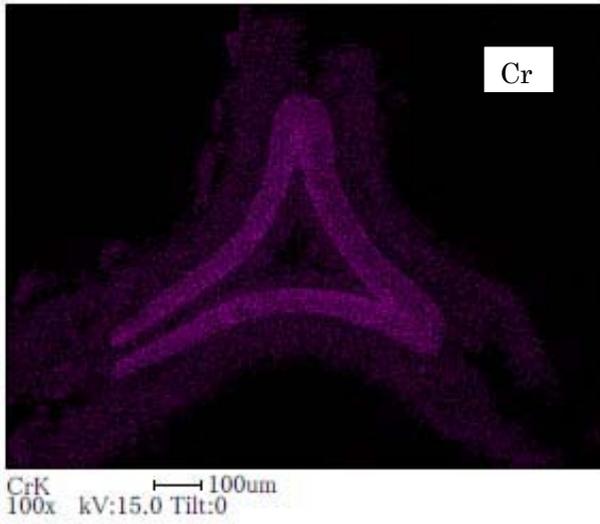


図 5-18. EPMA分析結果

#### 5-4-4. 溶融アルミニウムメッキでの隔壁接合

溶融アルミニウムメッキ接合法は、考案した前記3種の接合体作製方法の中で、一番簡潔な方法である。他の方法と異なり、工程数が少なく、真空などの雰囲気制御が無いことから、低コストと考えられる。この方法で接合体を作製するためには、金属多孔質体と隔壁を予め固定する治具が必要である。治具として必要な要件は、アルミニウム溶湯の流れ込みと流れ落ちが良いことと、固定部分の接触面積が小さいことと、隔壁と多孔質体の密着性が保てることである。以上の要件を満たすように考案し、作製した治具の写真を図5-19に示す。

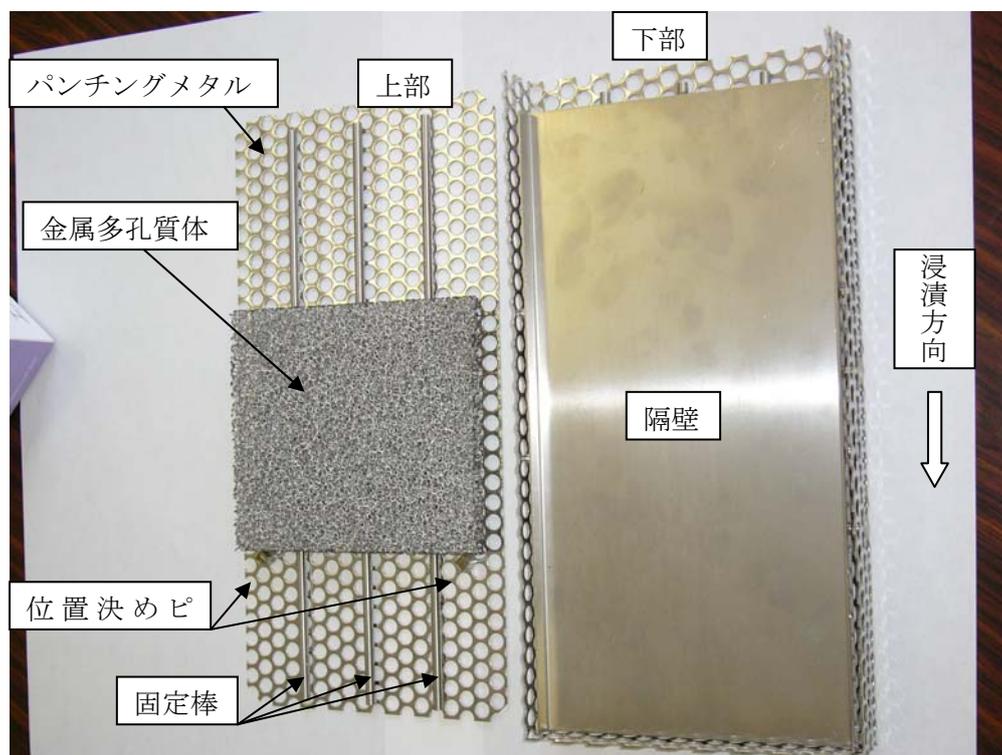


図 5-19. 溶融アルミニウムメッキ接合用治具

治具の骨格は、溶湯の流動性を考慮してパンチングメタルを用いた。多孔質体との接点は丸棒等を用い接触面積を最小減にして、アルミニウム溶湯が溜まらないように配慮した。密着性を保つためには、ボルトなどで応力を加えたいが、ネジ部にもアルミニウム溶湯が浸漬し、引き上げ後に外すことができなくなるため、上部と下部を重ね合わせて、取り外し容易な針金で固定することとした。写真の治具を使用して試験した結果を図5-20～5-23に示す。

接合条件は、フラックスを変える前の均一にコーティングできない条件にて実施した。

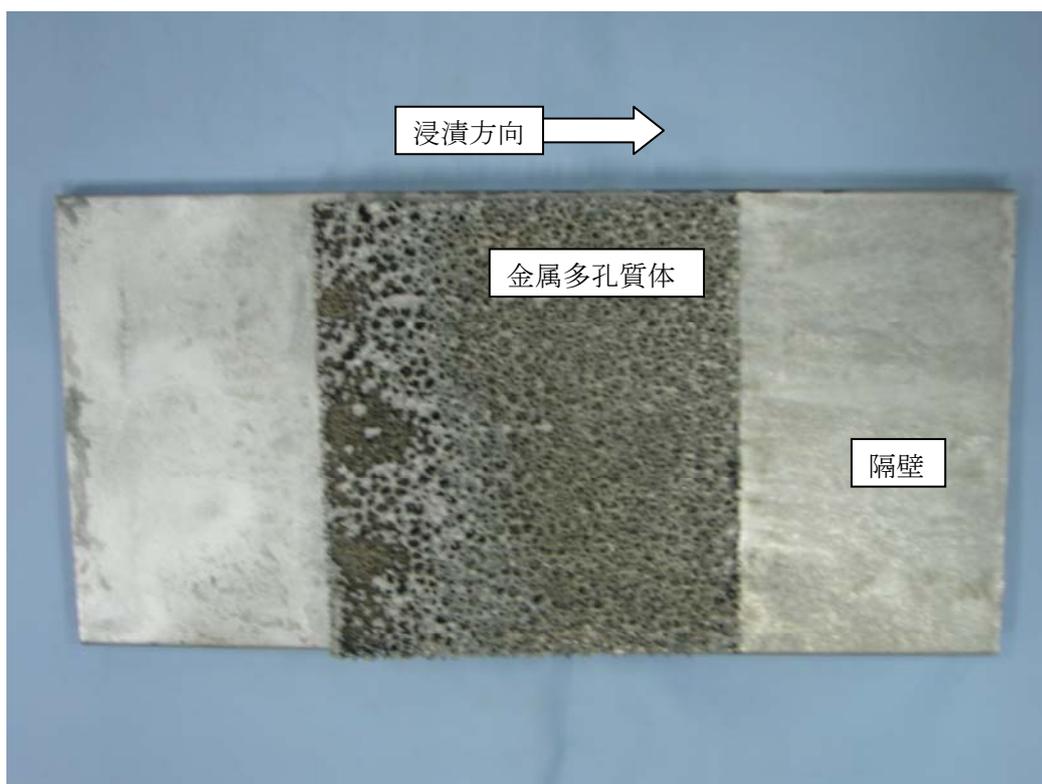


図 5-20. 溶融アルミニウムメッキ接合試験品の外観

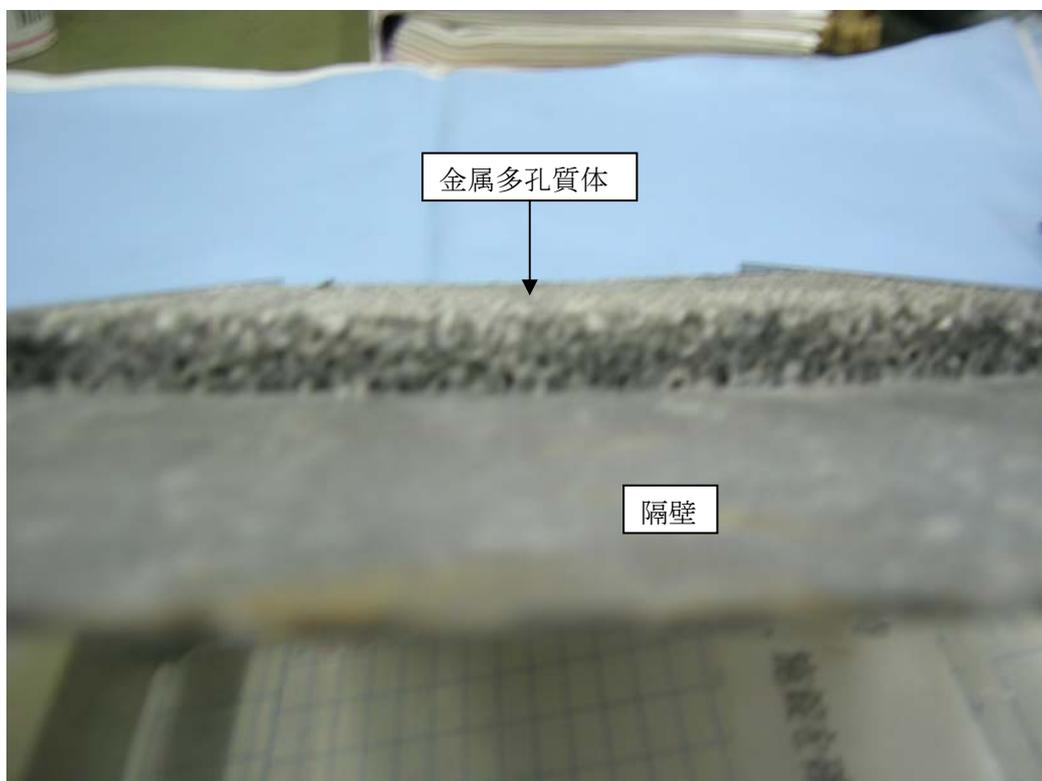


図 5-21. 溶融アルミニウムメッキ接合試験品の側面

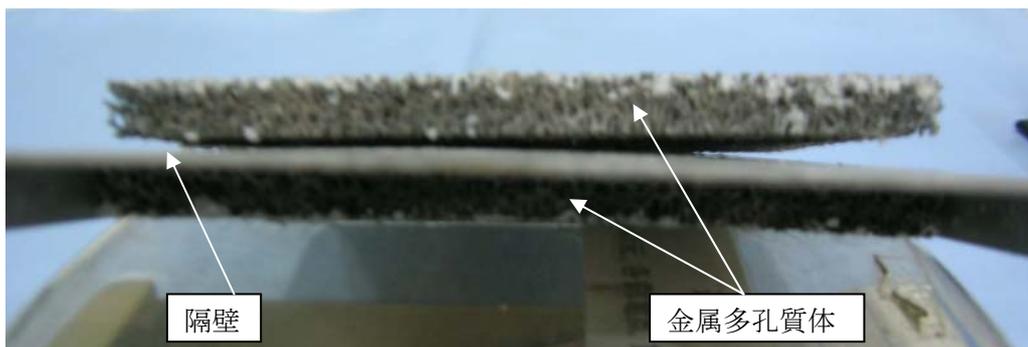


図 5-22. 溶融アルミニウムメッキ接合試験品の側面(裏側)

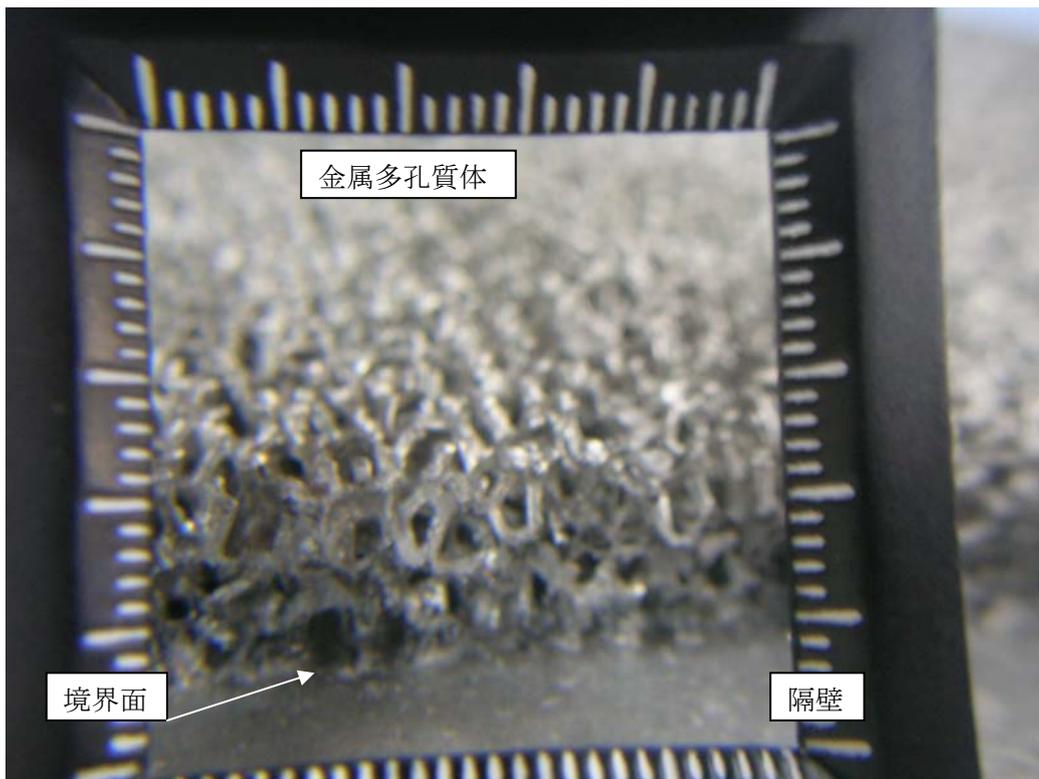


図 5-23. 溶融アルミニウムメッキ接合試験品の接合部の拡大

図 5-20 に示すように外観は、真空ろう付け接合品を溶融アルミニウムメッキ処理した場合と同様に、アルミニウム層が無い黒色部分が見られる。図 5-21 に示すように片側は接合できたが、裏面は、図 5-22 に示すように多孔質体の変形が見られる。接合できた側の境界面を拡大しても、金属多孔質体の各々の足と隔壁の間にアルミニウムが浸漬し、接合できていることが確認できる。治具の接点部に付着したアルミニウムは、問題とする大きさではなかった。したがって、溶融アルミニウムメッキ処理と同時に金属多孔質体と隔壁を接合することは可能性がある。問題点は、真空ろう付け接合品を溶融アルミニウムメッキ処理した場合と同様に多孔質体に均一にアルミニウムがコーティングされないことと、金属多孔質体と隔壁の変形である。変形に関しては、隔壁が自由の状態になっているので、接合体よりは変形しやすい状態となり、片面のみが接合するのみで、両面同時に接合することは、困難である。多管式熱交換器のパイプと多孔質体の接合のほうが、まだ可能性がある。よって今後は、この方法での接合は中止し、パイプと多孔質体の接合法として検討する。

## 5-5. 蒸着でのアルミニウムコーティング

### 5-5-1. イオンプレーティング法

蒸着はアルミニウムを気化させて、低温の物質に付着させてコーティングする方法である。一般に真空蒸着と呼ばれる熱分解法とイオンプレーティングと呼ばれる方法がある。主として、アルミニウムを気化させる方法で呼称が決まるが、両者の違いは実施する雰囲気である。前者は真空中で実施し、後者は不活性ガス雰囲気で行われる。蒸着は基本的には、コーティングされるものへ上から降りかけるだけなので、多孔質体のような複雑な構造の場合には、上から見える範囲にのみコーティングされることが予想される。真空中の場合にはよりこの傾向が強いが、不活性ガス雰囲気の場合には多少の散乱が期待でき、多孔質の側面までコーティングされる可能性が高まる。また、蒸着装置には、コーティングされる品物を乗せる台を稼動させ、散乱を増幅させるものもある。コーティングの膜厚を、蒸着時間によって制御することができることも特徴のひとつである。多孔質体に蒸着して、接合することが可能か検証するため、多孔質体単体への蒸着を、台を動かすことが可能なイオンプレーティング法で試みた。膜厚は $3\ \mu\text{m}$ として実施した結果を図 5-24~5-26 に示す。

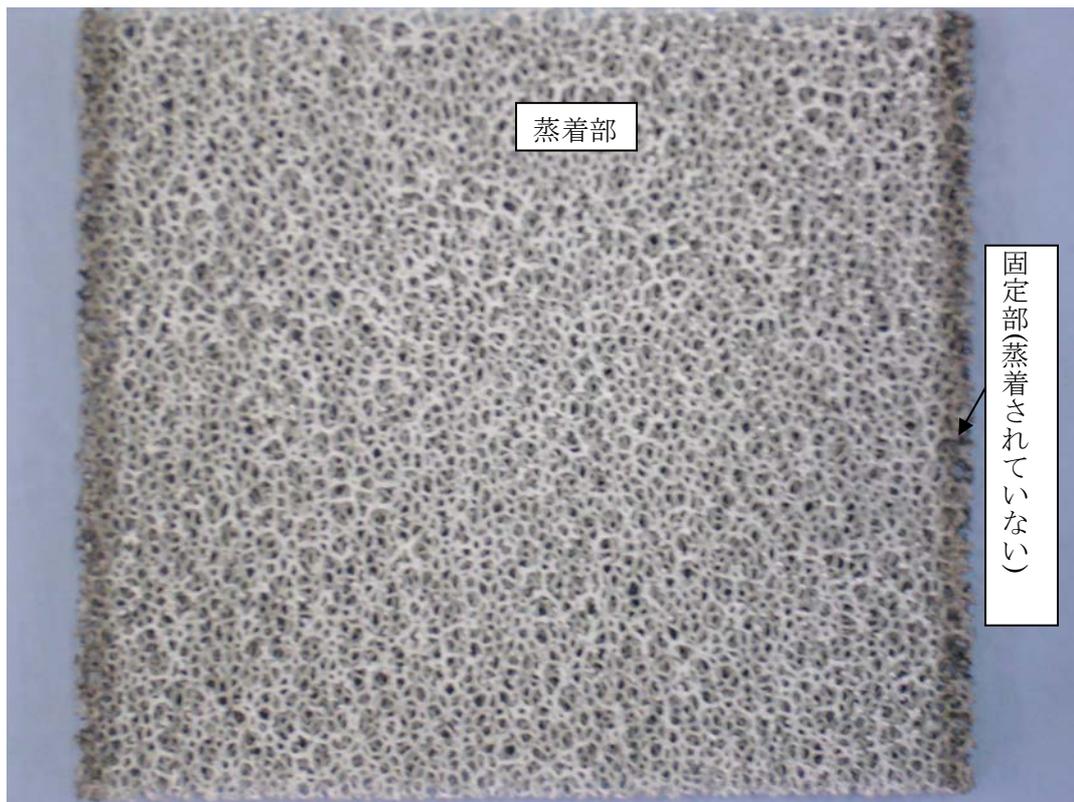


図 5-24. イオンプレーティングした多孔質体の表面

図 5-24 に示すように、上から見える範囲にコーティングされている。両サイドの色の異なる部分は、稼動する台に固定するために使用した部分で、コーティングされていない部分である。図 5-25 に示す裏面はコーティングされてなく、元の多孔質体と同じ色を呈していた。図 5-26 に示す切断面を見ると、真ん中位の多孔質体側面まで、コーティングされているように見えた。したがって、イオンプレーティングによる蒸着では、

目に見える範囲のコーティングが可能である。



図 5-25. イオンプレーティングした多孔質体の裏面

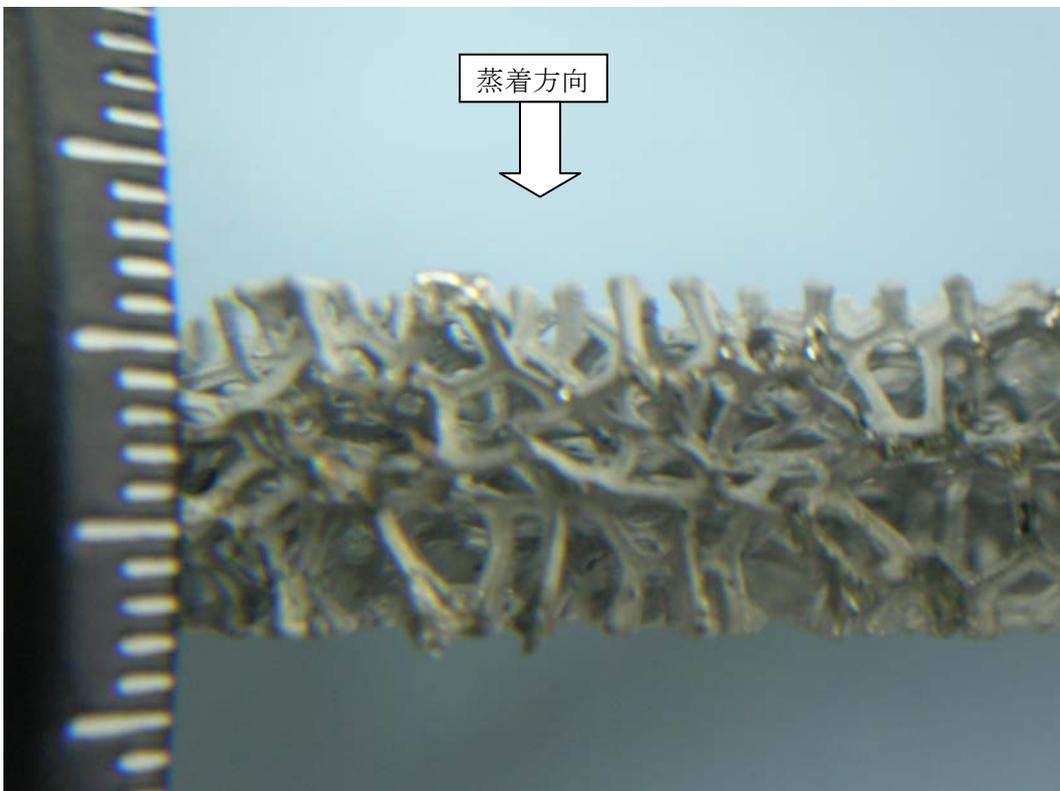


図 5-26. イオンプレーティングした多孔質体の切断

蒸着法は、表面のみコーティングされるので、隔壁との接合は不可能である。多孔質体全面にコーティングするためには、裏表の両面にコーティングする必要があるので、ロウ付け接合体へのコーティングもできないことが判った。しかし、多孔質体と隔壁の両者の両面にコーティングを施し、アルミニウムでロウ付けして、接合体を作製することが可能である。ロウ付けする時に高温になるので、アルミニウムとニッケルクロームの界面に合金層が生成することも期待できる。

#### 5-5-2. 蒸着品の隔壁への接合

前記のように、コーティングは良好な状態であったので、多孔質体の表裏の両面にコーティングを行うとともに、隔壁にもコーティングしたものをアルミニウムロウ付けすることとした。コーティング膜厚を $10\ \mu\text{m}$ として、両面にコーティングした多孔質体を図5-27に示す。始めに処理した面と後から処理した面で、色の違いが生じているが、成分上の問題は無い。

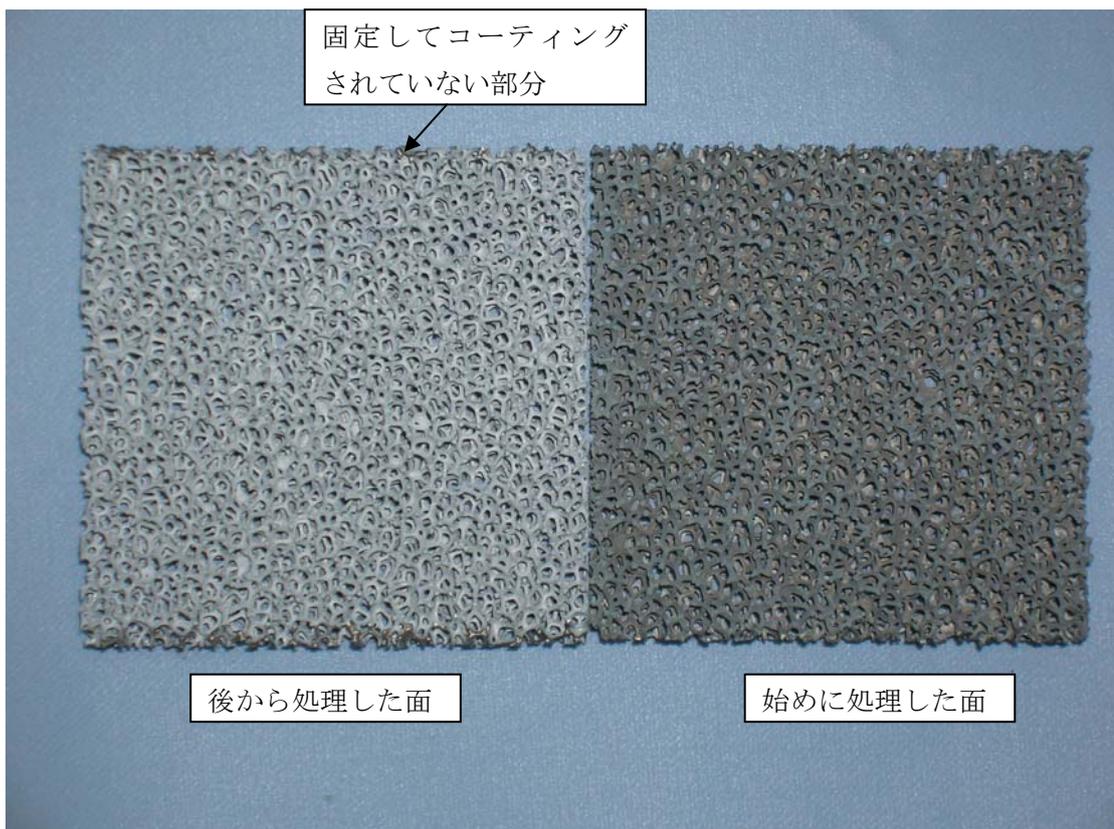


図 5-27. 両面コーティングした多孔質体の比較

アルミニウムロウは接合温度が低いので、隔壁であるニッケルクローム成分ではロウ付けはできない。したがって、隔壁にもアルミニウムを蒸着処理したものをアルミニウムロウ付け接合することにした。隔壁に両面コーティングしたものの写真を図5-28に示す。多孔質体と同様に色の違いが生じている。

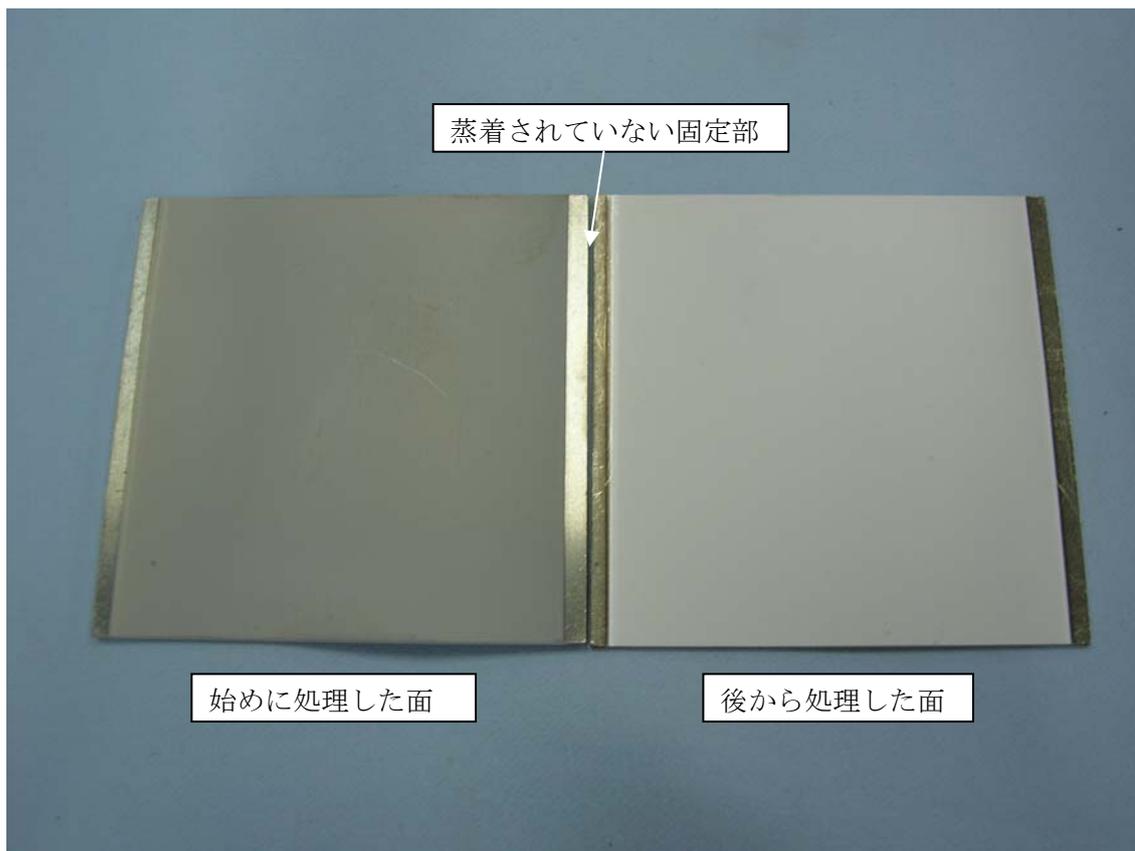


図 5-28. 両面コーティングした隔壁

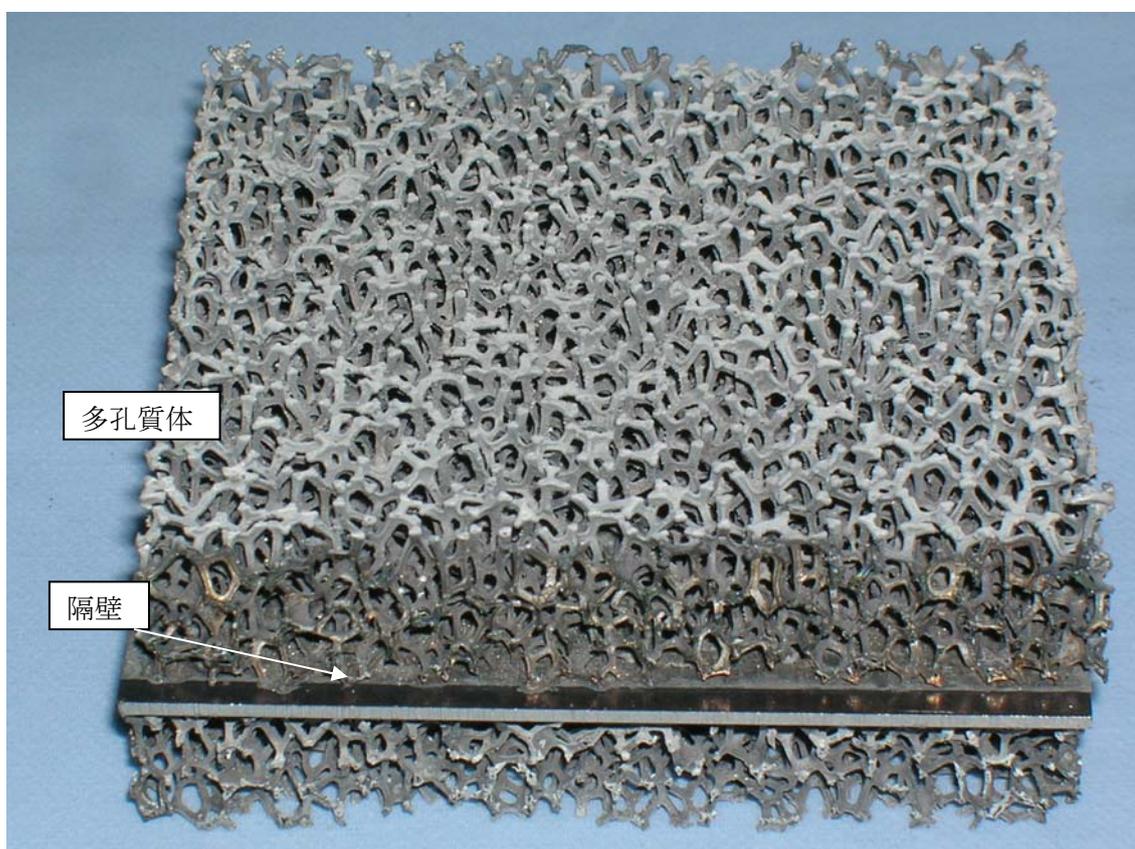


図 5-29. ロウ付けしたコーティング品



図 5-30. 剥離した接合体の隔壁部

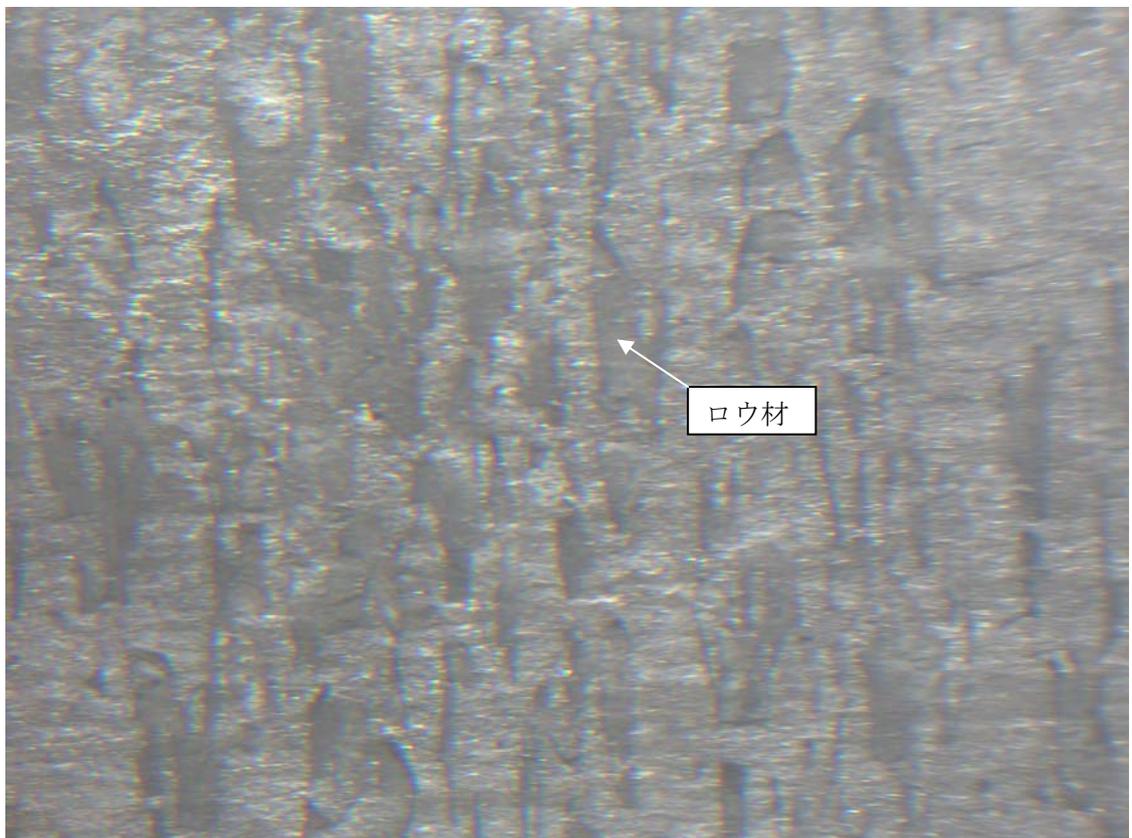


図 5-31. 剥離した隔壁の拡大写真

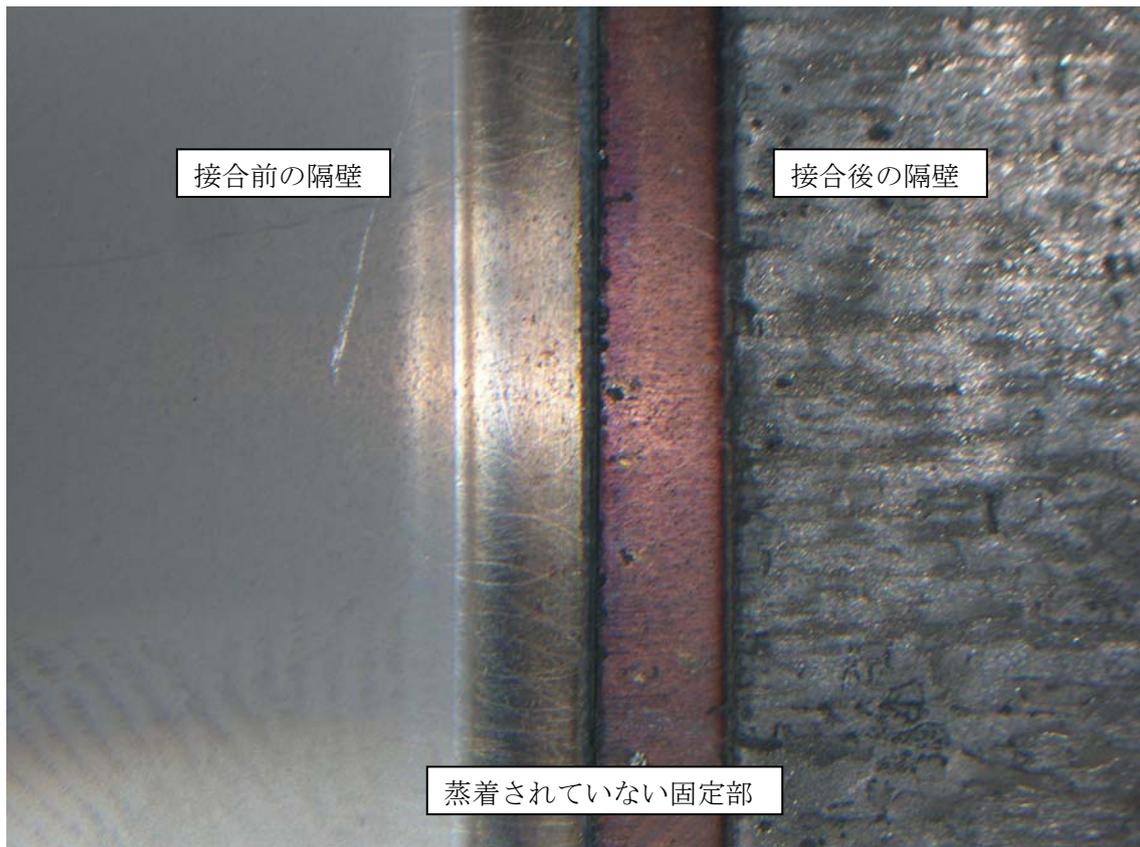


図 5-32. 接合前後での隔壁の比較

この2つをロウ付けしたものの写真を図 5-29 に示す。ロウ付け接合は可能であったが接合強度が低く、せん断力を加えると接合体は分解してしまった。剥離した隔壁の写真を図 5-30 に、拡大写真を図 5-31 に示す。ロウ付けはシート状のロウ材を使用しているが、シート面と見られる部分が剥れているように見える。

蒸着層が剥離して、隔壁の金属面が見えるならば、蒸着層と金属面の接合の問題であるが、蒸着層は残り、シート状のロウ材が剥れていることから、ロウ材がロウ付け時に何らかの問題が生じたと推測した。図 5-32 に接合前後の隔壁を比較した写真を示す。蒸着後の隔壁の蒸着されていない固定部が変色している。この変色はロウ付け時にガスが発生し、酸化したものと推測した。蒸着した隔壁をロウ付けと同条件で、熱処理したところ、このような変色は見られなかった。したがって、金属多孔質体からガスが発生したものである。金属多孔質体から発生したガスにて、ロウ材が酸化して接合強度が低下したものと推測した。その後、金属多孔質体に熱処理を行い、ガスを予め発生させた多孔質体に蒸着処理を行い、その後再度ロウ付け接合を行ったが、改善されなかった。熔融アルミニウムメッキ法でのコーティングが、成功していることから、この方法の試験は中断することとした。

## 5-6. 熱交換試験容器の製作

溶融アルミニウムメッキを行うと、次工程で溶接が必要な隔壁まで、アルミニウムがコーティングされた。コーティングされると、溶接が困難となることから、溶接前にコーティング層を一部取り除いて溶接する方法を選択した。隔壁は多孔質体と同じニッケル・クロームのインコネル 600 を用いてTIG溶接を実施した。アルミニウムコーティングした隔壁から、面取りのように削り下地のインコネル 600 層を露出させて溶接を試みたが、困難であった。アルミニウムコーティング層を全体的に落とすことによって再度溶接を試みたが、インコネル 600 同士の溶接に比べて溶接し難く、溶接してもリーク箇所が多発して、修正を何度もやり直す結果となった。この方法にて作製した熱交換試験容器の外観写真を図 5-33 に示す、この熱交換器のハウジングの端面の溶接が困難であった。原因はアルミニウム成分が、隔壁内に拡散したためである。拡散を防止するには、マスキングなどの方法が考えられるが、高温溶湯中に浸漬するため困難である。SUS310等は溶融アルミニウムメッキをしてもアルミニウム層が剥れ落ちるので、このような材料を選択して溶接し易くする必要がある。

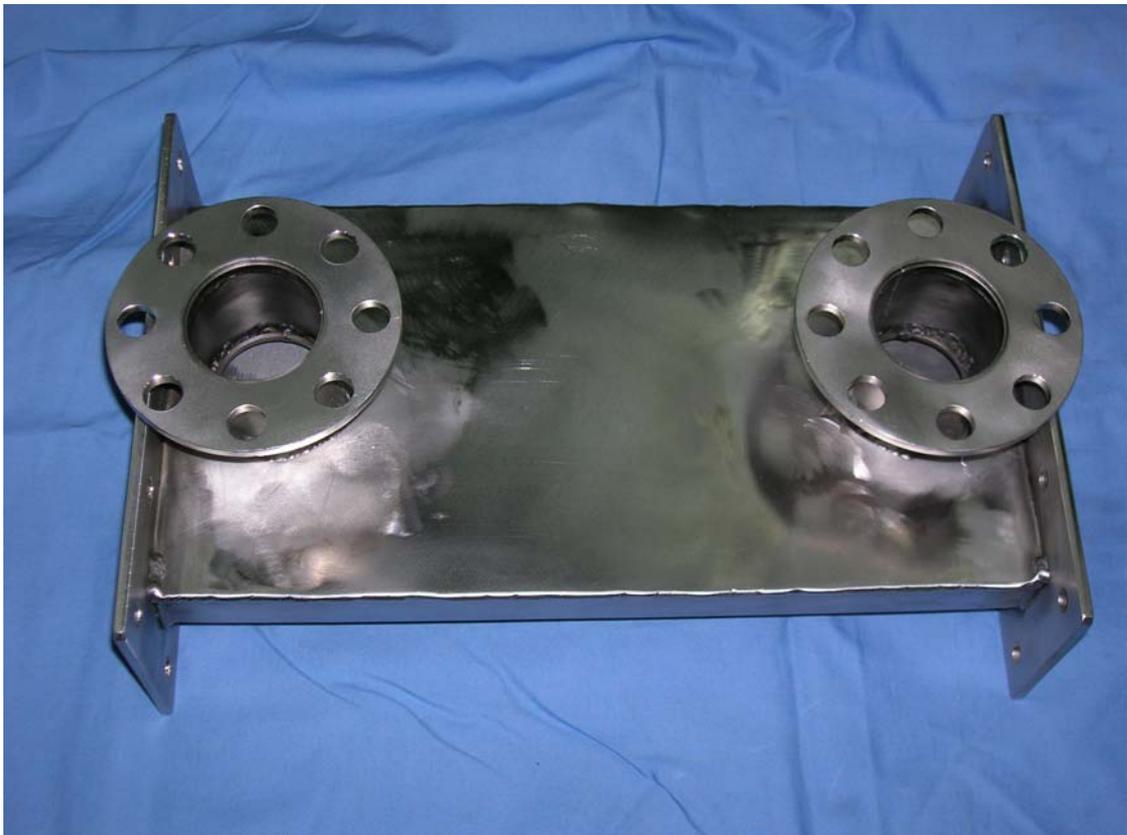


図 5-33. 溶融アルミニウムコーティング接合体品が入った熱交換試験容器

## 5-7. 熱交換試験結果

前記、熱交換試験容器を既存の試験装置(図 5-34)に取り付け、試験した結果を表 5-2 に示す。

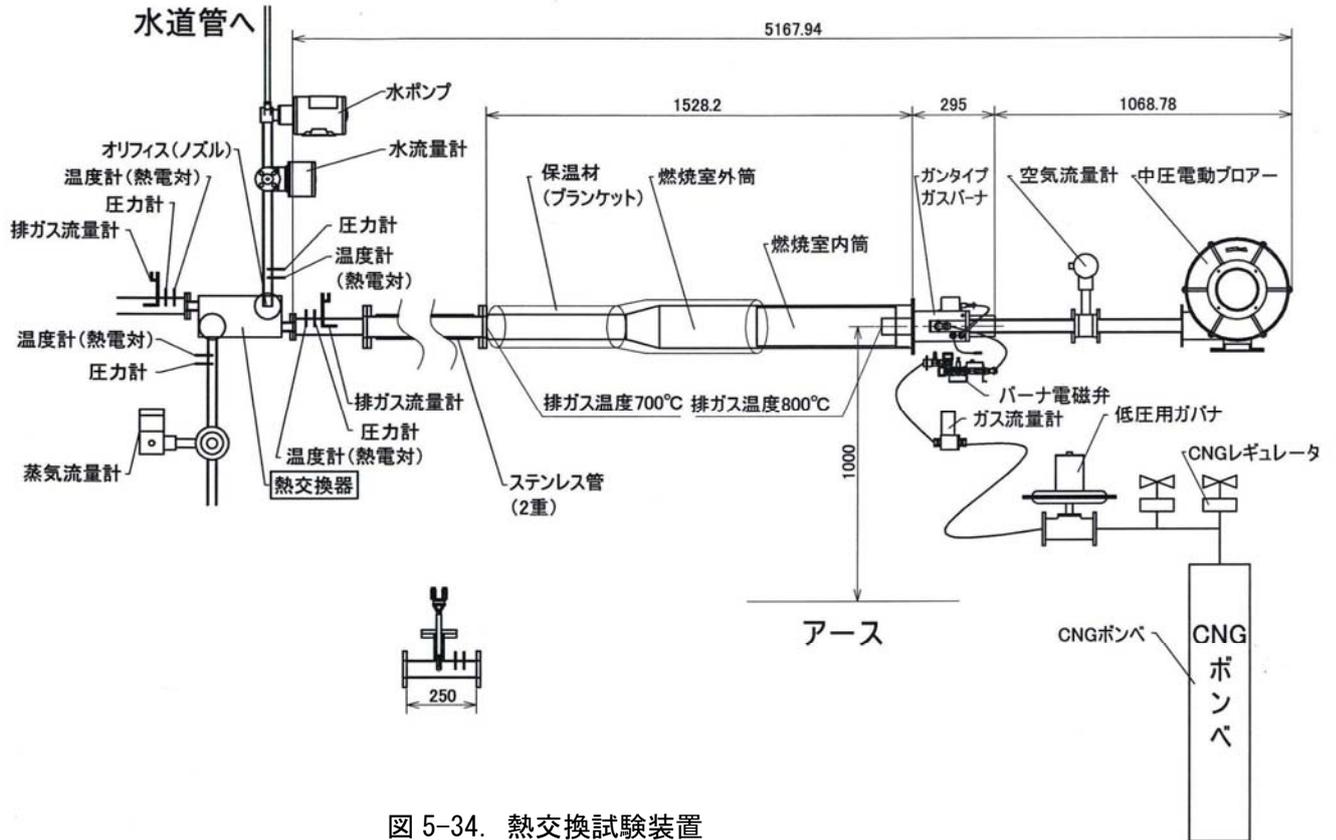


図 5-34. 熱交換試験装置

前記のように、今回の溶融アルミニウムメッキは付着量が多く、試験すると、圧力損失が大きくなり、試験するためには、流量を減らす必要があった。流量を減らしたため、熱通過率は、従来データよりも低くなった。しかし、熱交換効率は従来結果より 10%も高くなり、91.7%となった。これは、初期の目的であるアルミニウムコーティングによる母材の熱伝導率を高くした効果である。今後、流量を多く流せる、アルミニウム付着量の少ない容器を試作し、熱通過率の目標達成を図る。

表 5-2. 試作熱交換器の評価試験結果

項目		設計目標値	従来結果	今回結果	備考	
バーナー部	ガス流量 (m <sup>3</sup> N/h)	1.3~2.15	1.6	1.17		
	空気流量 (m <sup>3</sup> N/h)	47.3	38	23.5		
	熱量 (kW)	17~27.5	19.7	13.0		
熱交換器部	排ガス入口	ガス流量 (kg/h)	61.2	57.3	31.7	
		ガス流速 (m/s)	25 以上	17.8	11.3	
		ガス温度 (°C)	350~500	555.4	530.0	
		圧力 (kgf/cm <sup>2</sup> )	1.0	1.7	1.5	
	排ガス出口	ガス流量 (kg/h)	61.2	56.8	31.3	
		ガス流速 (m/s)	25 以上	7.3	6.0	
		ガス温度 (°C)	250	336.4	325.0	
	水入口	水流量 (kg/h)	5.421	3.65	2.10	
		吐出圧力 (kgf/cm <sup>2</sup> )	1.0	1.0	1.0	
		水温度 (°C)	20	20.6	78.0	
	蒸気出口	蒸気流量 (kg/h)	5.46	3.65	2.6	
		蒸気温度 (°C)	200~250	232.4	291.5	
	算出値	排ガス側伝熱量 (kW)	4.505	3.69	1.89	
		熱交換効率 (%)	80 以上	80.5	91.7	
交換熱量 (kW)		4.505	3.01	1.56		
平均温度差 (°C)		239.8	319.4	242.7		
熱通過率 (W/m <sup>2</sup> ・K)		280	211.5	144.6		

## 6. 燃料改質装置の開発

### 6-1. 経緯

平成14年度の研究開発において、改質反応は二酸化炭素（CO<sub>2</sub>）と水蒸気（H<sub>2</sub>O）を用いることとし、その反応における触媒選定を実施した。その選定結果を図6-1、6-2に示す。

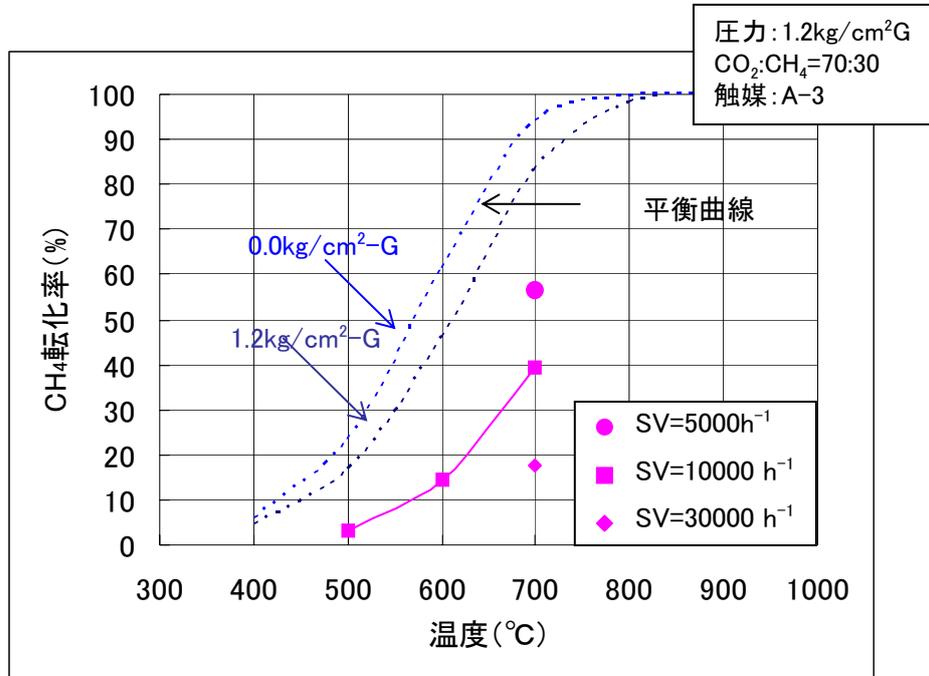


図 6-1. CO<sub>2</sub> 改質試験結果

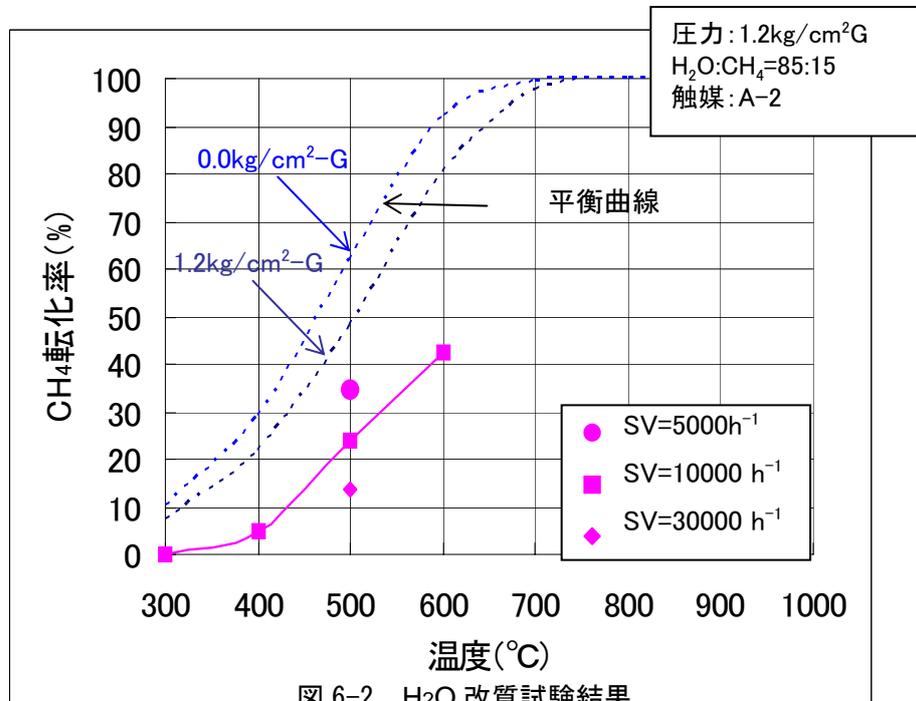


図 6-2. H<sub>2</sub>O 改質試験結果

選定した触媒は、下記の通りで、SV 値=3200h<sup>-1</sup>以下にて、トータル改質率 80% を達成出来ると推定した。

H<sub>2</sub>O 改質 : 5wt%Ru-3wt%MgO-10wt%CeO<sub>2</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

CO<sub>2</sub> 改質 : 1wt%Ni-3wt%Ru-3wt%MgO-10wt%CeO<sub>2</sub>-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

CO<sub>2</sub>改質において約80時間の試験では、若干の性能変動見られたことから、わずかではあるがカーボンが析出している。従って、本触媒については長期的な耐久性を確認する必要があるが、再生により対応できる。H<sub>2</sub>O改質条件では約80時間の試験を行ったが、活性に変化はなく、安定であることが確認された。

平成14年度に実施した試験は、一定温度に触媒を保った状態での試験である。実際の改質装置では、温度勾配が有る条件下になるため、平成14年度の試験結果とは、異なる可能性がある。したがって、実機に近い条件にて改質試験が可能な試験機を設計、試作する必要がある。

## 6-2. 改質試験装置の設計

### ①前提条件

改質装置は、排気-蒸気タービンの下流に設置する計画で、内部の熱フローを図6-3に示すように計画している。改質装置の改質割合と触媒の耐久性を確認することが、本年度の目標であるので、小型の試験装置を作製し試験できるように設計を実施した。

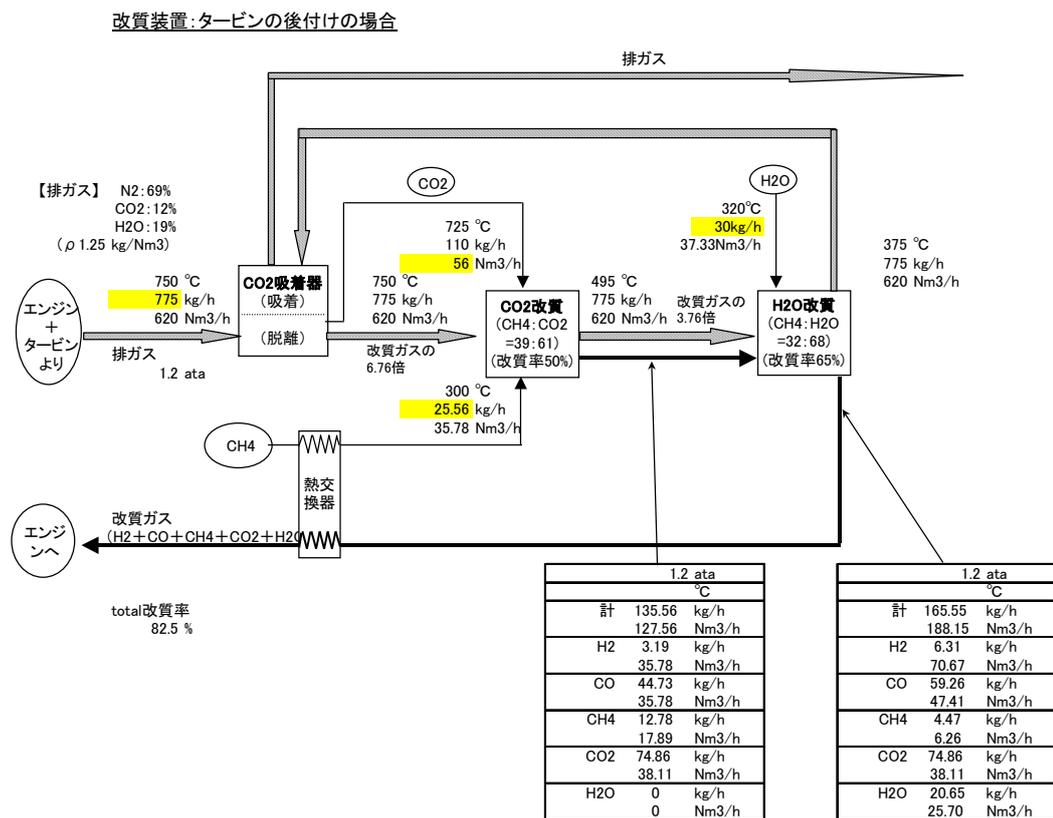


図 6-3. 実機の改質装置の熱フロー

計画した改質試験装置の構成を図6-4に示す。熱源は、バーナーの燃焼ガスを用いることとし、小型の熱交換試験装置を改良して作製することとした。また、CO<sub>2</sub>改質、H<sub>2</sub>O改質が連続しても、単独でも試験可能なように設計することとした。また、熱交換の試験結果を反映した改質装置を設計することとした。

小型 熱交換試験装置を流用

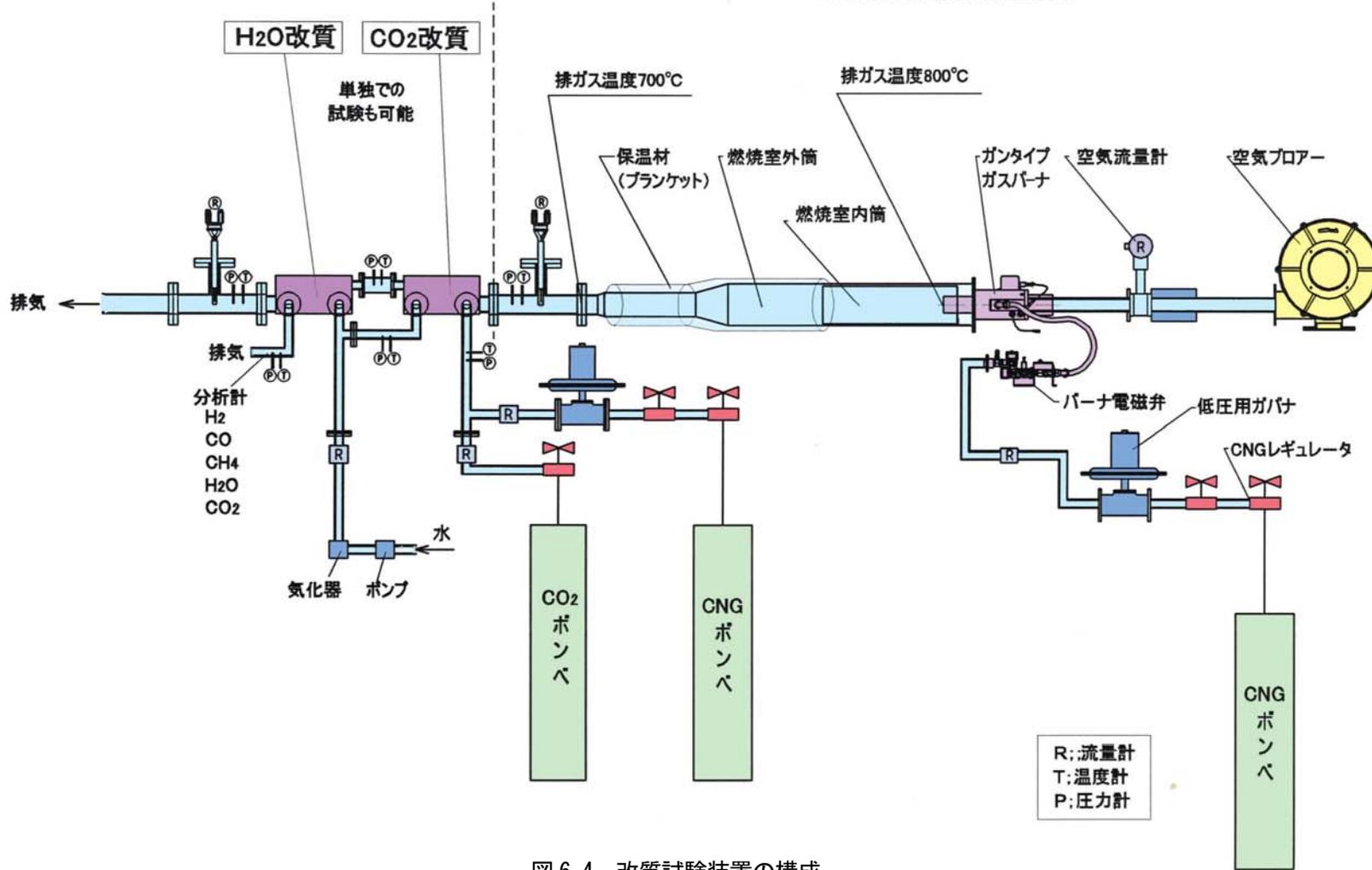


図 6-4. 改質試験装置の構成

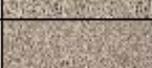
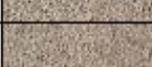
## ②熱交換試験装置からの制約条件と多孔質体の長さ

熱交換試験装置は、小型の熱交換試験を対象にしているため、燃焼の成立条件範囲内で改質反応が成立するように設計する。熱交換用ガスを生成させるための燃焼の成立条件で重要な項目は、空燃比と多孔質体による圧力損失が空気量を減少させることである。熱交換試験時の燃焼成立条件を下記する。

CNG流量：	1.5 m <sup>3</sup> /h：	1.1 kg/h
空気流量：	38.0 m <sup>3</sup> /h：	47.6 kg/h
合計：	39.5 m <sup>3</sup> /h：	48.7 kg/h
空燃比：	24.8	(空気過剰率：2.63)
燃料熱量：	17.8 kW	
圧力損失：	1.47 kPa	(流速 4.85m/s)

圧力損失は、多孔質体の目の粗さと長さによって変化する。多孔質体の目の粗さは、触媒の比表面積に影響するパラメータである。表 6-1 には、多孔質体の呼称と比表面積を示す。熱交換試験時に使用した多孔質体は # 2 タイプのものである。流速一定で長さを変えた時の多孔質体の圧力損失を比表面積違いで整理した結果を図 6-5 に示す。燃焼成立時の圧力損失を上限とすると、使用可能な多孔質体は、# 2 と # 1 の 2 種類だけとなる。改質装置は温度勾配が欲しいので、長さが十分に取れる # 1 の多孔質体にて設計することとした。

表 6-1. 多孔質体の名称と比表面積

品番	セル数 (ケ/インチ)	孔径社写真 (mm)	比表面積 (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
#1	6~10		500
#2	11~16		1,000
#3	17~23		1,700
#4	27~33		2,500
#5	37~43		3,700
#6	47~53		5,600
#7	48~52		7,500

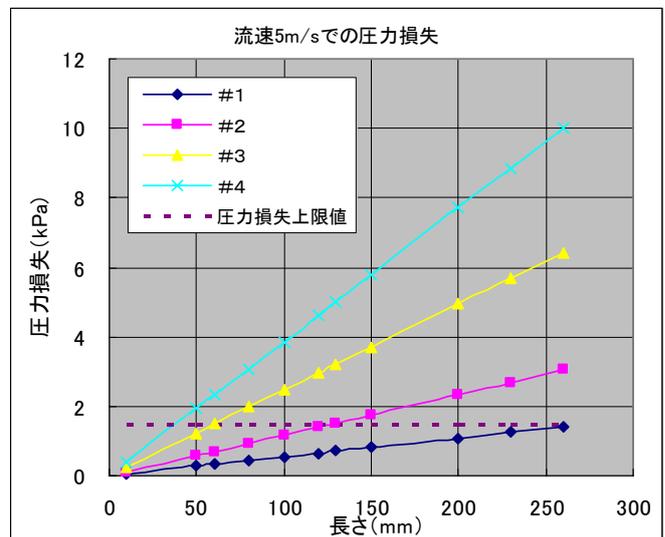


図 6-5. 多孔質体の長さで圧力損失

図 6-5 より、前記圧力損失の上限値以下となる # 1 の多孔質体の長さは 280mm となる。これは、CO<sub>2</sub> 改質と H<sub>2</sub>O 改質合せた多孔質体の長さである。実機的设计長さは、CO<sub>2</sub> 改質が 520mm で、H<sub>2</sub>O 改質が 260mm であるので、試験装置も同じ長さの比率にすると、CO<sub>2</sub> 改質は 187mm で、H<sub>2</sub>O 改質が 93mm となる。

## ③交換熱量と伝熱寸法

熱交換試験装置にて、燃焼ガスと蒸気の熱交換をした時の熱交換効率は80%である。この交換効率を用い、燃焼ガスから改質部への伝熱量を算出した。また、温度条件は、実機と同じ条件とし、CO<sub>2</sub>改質とH<sub>2</sub>O改質が直列に並んだ状態で、伝熱量を計算した。計算に用いる燃焼ガスの流量は、前記合計流量(48.7 kg/h)を用いた。前記のように熱交換器の製作において、アルミニウムコーティングで問題が生じているので、従来のNiベースの多孔質体を用いた熱交換器をベースに設計を行った。

#### CO<sub>2</sub>改質部

入口温度目標値	: 750°C
入口熱量	: 8.98kW
出口温度目標値	: 495°C
出口熱量	: 5.84kW
使用熱量	: 3.14kW (使用熱量=入口熱量-出口熱量)
改質熱量	: 2.51kW (改質熱量=使用熱量×熱交換効率)

#### H<sub>2</sub>O改質部

入口温度目標値	: 495°C
入口熱量	: 5.84kW
出口温度目標値	: 375°C
出口熱量	: 4.37kW
使用熱量	: 1.48kW (使用熱量=入口熱量-出口熱量)
改質熱量	: 1.18kW (改質熱量=使用熱量×熱交換効率)

熱交換試験時の単位面積当りの伝熱量を算出する。面積は多孔質体の比表面積を用いて算出した。

入口温度(燃焼ガス)	: 553°C
出口温度(燃焼ガス)	: 334°C
伝熱量	: 2.87kW
伝熱寸法	: t10 × w145 × L130mm
伝熱体積	: 0.000189m <sup>3</sup>
伝熱表面積(#2)	: 0.188500m <sup>2</sup>
単位面積当りの伝熱量	: 15.24kW/m <sup>2</sup>

前記数値は、向流型熱交換器の場合である。改質装置は並流型熱交換器であるので、効率は低下する。熱交換試験結果より、熱通過率を一定として、向流と並流式での伝熱面積の違いを計算し、その比を効率低下分とする。

入口温度(蒸気ガス)	: 51°C
出口温度(蒸気ガス)	: 230°C
対数平均温度差(向流)	: 307°C
対数平均温度差(並流)	: 261°C
熱通過率	: 210.7W/m <sup>2</sup> K

伝熱面積(向流)	: 0.0444m <sup>2</sup>
伝熱面積(並流)	: 0.0522m <sup>2</sup>
伝熱面積比	: 1.18 (並流/向流)

したがって、並流式伝熱面積は、向流式の1.18倍必要となる。

上記計算の、各改質装置の伝熱量と、単位表面積当りの伝熱量と、向流と並流の伝熱面積比と、多孔質体の比表面積より、改質部の伝熱寸法を算出した。

多孔質体は、厚みは10mm、長さは圧力損失より決めているので、幅を算出した。

#### CO<sub>2</sub> 改質部

伝熱量	: 2.51kW
多孔質体長さ (# 1)	: 187mm
必要表面積	: 0.165m <sup>2</sup> (伝熱量/単位表面積当りの伝熱量)
比表面積に応じた体積	: 0.00033m <sup>3</sup> (表面積/比表面積)
多孔質体面積	: 0.038m <sup>2</sup> (体積/厚み×伝熱面積比)
多孔質体の幅	: 207mm

#### H<sub>2</sub>O 改質部

伝熱量	: 1.18kW
多孔質体長さ (# 1)	: 93mm
必要表面積	: 0.078m <sup>2</sup> (伝熱量/単位表面積当りの伝熱量)
比表面積に応じた体積	: 0.00016m <sup>3</sup> (表面積/比表面積)
多孔質体面積	: 0.018m <sup>2</sup> (体積/厚み×伝熱面積比)
多孔質体の幅	: 196mm

多孔質体の幅を200mmに統一すると、伝熱量等の諸元は以下のようになった。

#### CO<sub>2</sub> 改質部

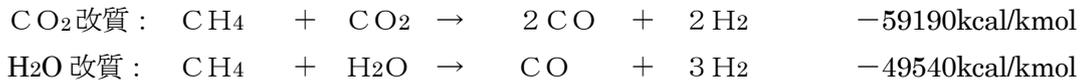
伝熱部寸法	: t 10 × w200 × L187mm
伝熱面積	: 0.374m <sup>2</sup>
伝熱体積	: 0.000374m <sup>3</sup>
表面積	: 0.187m <sup>2</sup>
伝熱量	: 2.85kW
圧力損失	: 0.97 k Pa

#### H<sub>2</sub>O 改質部

伝熱部寸法	: t 10 × w200 × L97mm
伝熱面積	: 0.186m <sup>2</sup>
伝熱体積	: 0.000186m <sup>3</sup>
表面積	: 0.093m <sup>2</sup>
伝熱量	: 1.42kW
圧力損失	: 0.48 k Pa

#### ④改質側の条件

改質反応は以下に示すとおりで、吸熱反応である。反応式では、CO<sub>2</sub>改質反応はメタンと同モル必要であるが、2.3倍を増やすと反応が促進されるとの報告に基づき、CO<sub>2</sub>の量を増加させる。H<sub>2</sub>O改質でも同様に5.7倍流量を増加させた。



上記反応式と前記伝熱量より、改質反応に利用可能な流量を算出した。また、SV値を算出した。

##### CO<sub>2</sub>改質

伝熱量	: 2.51kW=2159kcal/h
吸熱量	: 59190kcal/kmol
反応流量	: 36.5mol/h=817.0L/h (伝熱量/吸熱量)
触媒体積	: 0.000374m <sup>3</sup>
SV値	: 2549h <sup>-1</sup> (通過面積×流速/触媒体積)
CH <sub>4</sub> 流量	: 18.2mol/h=408.5L/h
CO <sub>2</sub> 流量	: 42.5mol/h=953.1L/h (2.3倍)

##### H<sub>2</sub>O改質

伝熱量	: 1.18kW=1016kcal/h
吸熱量	: 49540kcal/kmol
反応流量	: 20.5mol/h=459.3L/h (伝熱量/吸熱量)
触媒体積	: 0.000186m <sup>3</sup>
SV値	: 6997h <sup>-1</sup> (通過面積×流速/触媒体積)
CH <sub>4</sub> 流量	: 10.3mol/h=229.7L/h
H <sub>2</sub> O流量	: 58.1mol/h=1301L/h (5.7倍)

算出したSV値は、CO<sub>2</sub>改質の場合には目標の3200h<sup>-1</sup>以下を満足しているが、H<sub>2</sub>O改質では同時に流すH<sub>2</sub>Oの流量が多いので、目標値以上となる。また、CO<sub>2</sub>改質とH<sub>2</sub>O改質を直列につないだ場合には、CO<sub>2</sub>改質からのガスも加わるので、流量はさらに増加してSV値は増加する。文献情報とSV値(510000)を比較した場合には、従来の試験でのSV値(5000~10000)はかなり低い。使用している多孔質体の比表面積を考慮すると約50倍となりSV値10000h<sup>-1</sup>は500000h<sup>-1</sup>となり、文献の数値に近くなる。よって、今後SV値の定義に関しては見直しを行うこととし、H<sub>2</sub>O改質は前記数値のSV値で試験機を製作することにした。

### ⑤熱交換試験装置の改造箇所

現在の熱交換試験装置は、熱交換器入口の燃焼ガス温度を 500℃にしている。改質反応の入口温度は 750℃を計画している。したがって、燃焼ガスの入口温度を 750℃に設定可能なように改造する必要がある。図 6-6 に現在の熱交換試験装置の計画図を示す。

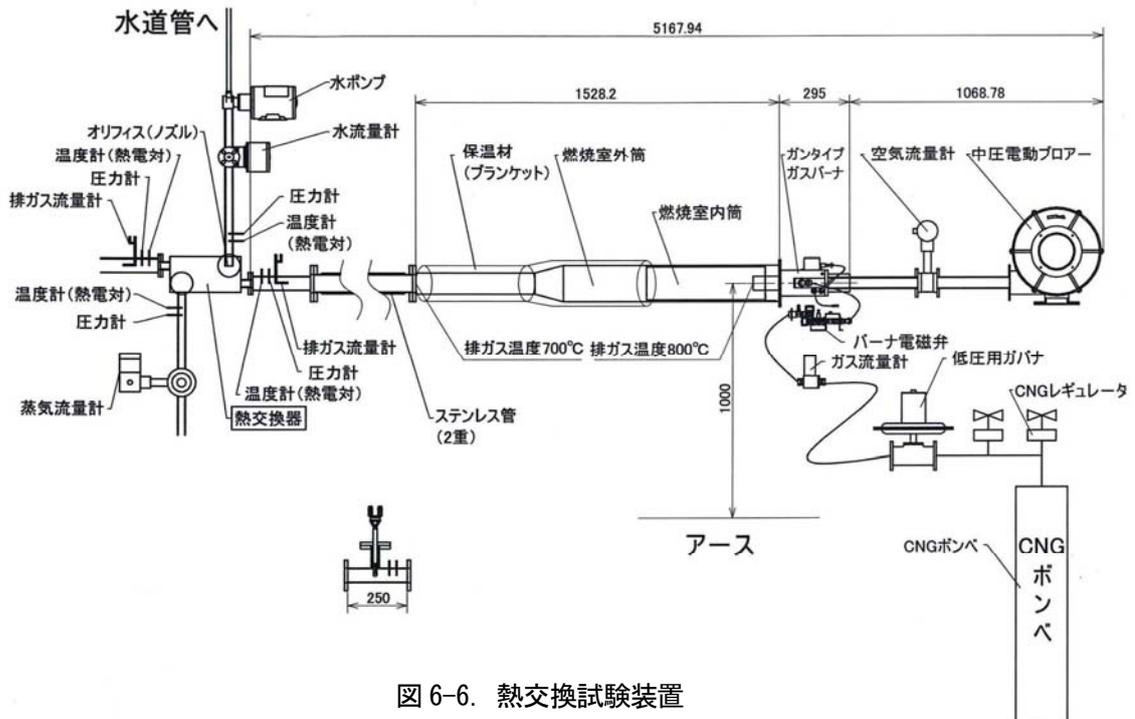


図 6-6. 熱交換試験装置

計画では、熱交換バーナーの燃焼筒の出口で 700℃であるので、燃焼筒を短くする必要がある。配管の外には空気層が 1mm あり、表面温度を 200℃と仮定し、計算を実施した。

配管内径	: 0.0891m
配管外径	: 0.0849m
厚み	: 0.0021m
入口温度	: 750℃
出口温度	: 700℃
燃焼ガス流量	: 48.7kg/h
比熱 (725℃空気)	: 0.273kcal/kgK
熱量	: 0.75kW
表面温度	: 200℃ (仮定)
SUSの熱伝導率	: 16.2W/mK
空気の熱伝導率	: 0.0318W/mK
単位長さ当りの放熱量	: 4.93kW/m
切断長さ	: 152.7mm

よって、バーナーの燃焼筒の長さを 152mm 短くすると入口温度を 750℃にできる。

⑥改質試験による生成ガス量

前記計算により、計画した改質試験装置の計画図を図 6-7 に示す。燃焼ガスの流れと並流に改質反応が進む。始めに CO<sub>2</sub> ボンベと CH<sub>4</sub> が供給され、750～495℃の温度勾配の中で 2.85kW の熱量で、CO<sub>2</sub> 改質反応が進行する。次に 495～375℃の温度勾配の中で、H<sub>2</sub>O が水蒸気として供給され、1.42kW の熱量で、H<sub>2</sub>O 改質反応が進行する。

当初の計画では、CO<sub>2</sub> 改質は CH<sub>4</sub> の全流量の 50% 反応が進行し、H<sub>2</sub>O 改質では 33% 改質反応が進行する。この計算通りに反応する場合の反応ガスの生成量を計算した結果を下記に示す。

CO<sub>2</sub> 改質

投入 CH<sub>4</sub> : 36.5mol/h=817.0L/h  
 反応 CH<sub>4</sub> : 18.2mol/h=408.5L/h  
 投入 CO<sub>2</sub> : 42.5mol/h=953.1L/h

表 6-2. CO<sub>2</sub> 改質での生成量

	mol/h	L/h	%
CO	36.5	817.0	31.6
H <sub>2</sub>	36.5	817.0	31.6
CO <sub>2</sub> 残	24.3	544.6	21.0
CH <sub>4</sub> 残	18.2	408.5	15.8

H<sub>2</sub>O 改質

投入 CH<sub>4</sub> (CO<sub>2</sub> 改質残) : 18.2 mol/h=408.5L/h  
 反応 CH<sub>4</sub> : 10.3 mol/h=229.7L/h  
 投入 H<sub>2</sub>O : 58.1 mol/h=1301.5L/h

表 6-3. H<sub>2</sub>O 改質での生成量

	mol/h	L/h	%
CO	10.3	229.7	10.6
H <sub>2</sub>	30.8	689.0	31.8
CH <sub>4</sub> 残	8.0	178.8	49.4
H <sub>2</sub> O 残	47.8	1071.8	8.2

連続改質の場合には、表 6-2 と 6-3 の合計となる。生成量の合計を表 6-4 に示す。

表 6-4. 連続改質の場合の生成量

	mol/h	L/h	%
CO	46.7	1046.6	24.1
H <sub>2</sub>	67.2	1506.0	34.6
CH <sub>4</sub> 残	8.0	178.8	4.1
CO <sub>2</sub> 残	24.3	544.6	12.5
H <sub>2</sub> O 残	47.8	1071.8	24.6
合計	212.3	4756.4	100

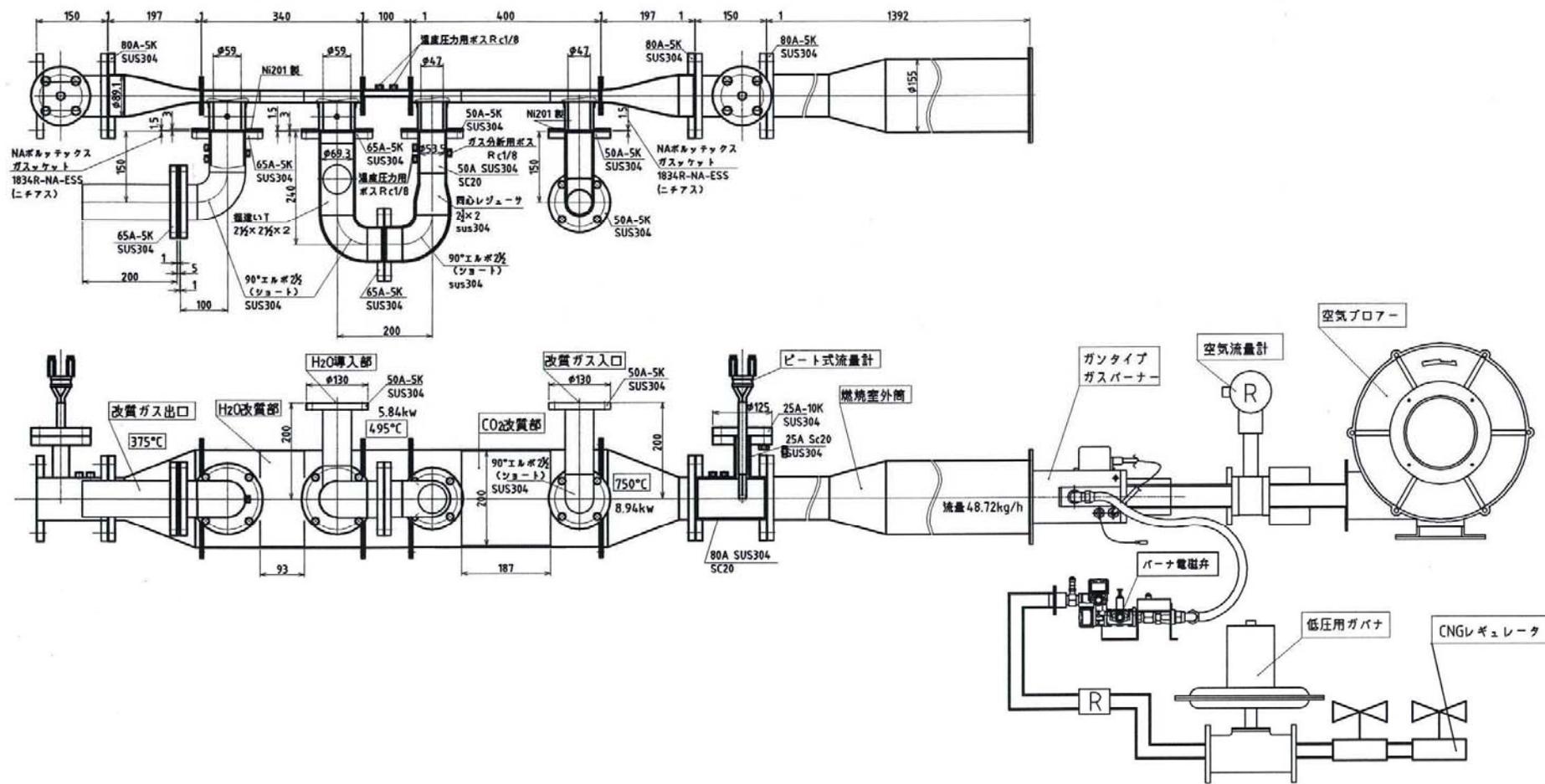


図 6-7. 改質試験装置詳細計画図

### 6-3. 生成ガスの分析装置

表 6-4 に示す成分のガスを分析するためには、ガスクロマトグラフィーを用いるのが有効である。ガスクロマトグラフィーは、カラムと呼ばれる触媒や、距離を長くしたキャピラリーカラムを通して成分ガスを分離し、成分を定性分析し、精度は低いが定量する方法である。また、分析する成分ガスによって、検出器を選択する必要がある、カラムの選択と合せると専門的な知識を有するマニアックな分析法である。ガスクロマトグラフィーはカラムの切り替えや分析成分ガスに応じたバルブの切り替え作業が有り、非常に手間が掛かる分析手法でもある。今回の場合のように、成分ガスが固定されている場合には、バルブの切り替え作業は、プログラミングによる自動化が可能である。改質装置をエンジンシステムに組み込んだ場合にも、分析が可能のように、今回分析に使用するガスクロマトグラフィーは、自動化ガスクロマトグラフィーとすることにした。ガス

クロの検出器には、熱伝導度検出器 (TDC) や水素炎イオン化検出器 (FID) があるが、分析対象のガスが無機成分ガスと軽分子量の有機ガス成分のため、熱伝導度検出器 (TDC) のみで分析可能である。図 6-8 にガスクロ内部の流路図を示す。バルブ 1 では、標準ガスと分析対象ガスの切り替えに用いる。バルブ 2 では、分析対象ガスをキャリアガス (アルゴン) 中に入れるようにする。

1 つ目のカラム (MC1) で分析対象ガスを有る程度分離し、不要なガス成分を排気する。そして、バルブ 3 で分析対象に応じたカラムにそれぞれ分離して導入し、熱伝導度検出器 (TDC) にて、分析を行う。これらのバルブの切り替えをガス導入からの時間によって、切り替え可能にし、分析器へ導入可能にするのが、自動化ガスクロマトグラフィーである。

カラム 2 (MC2) では、モレキュラシーブ 13X カラムを使用し、 $H_2, CO, CH_4$  ガスを分離し、カラム 3 (MC3) では、ポラパック Q,N カラムを使用し、 $CO_2, H_2O$  を分離し、検出器に導入する予定である。但し、 $H_2$  と  $H_2O$  に関しては、キャリアガスと混合し易いため、測定範囲に下限値が生じる。

本年度は、熱交換の試験が長引いたため、十分な試験が出来なかったが、初期試験を実施し、従来と同じレベルの活性が得られた。次年度には、十分な改質反応試験を実施し、同時に  $H_2O$  のみによる改質についても、試験を実施する予定である。

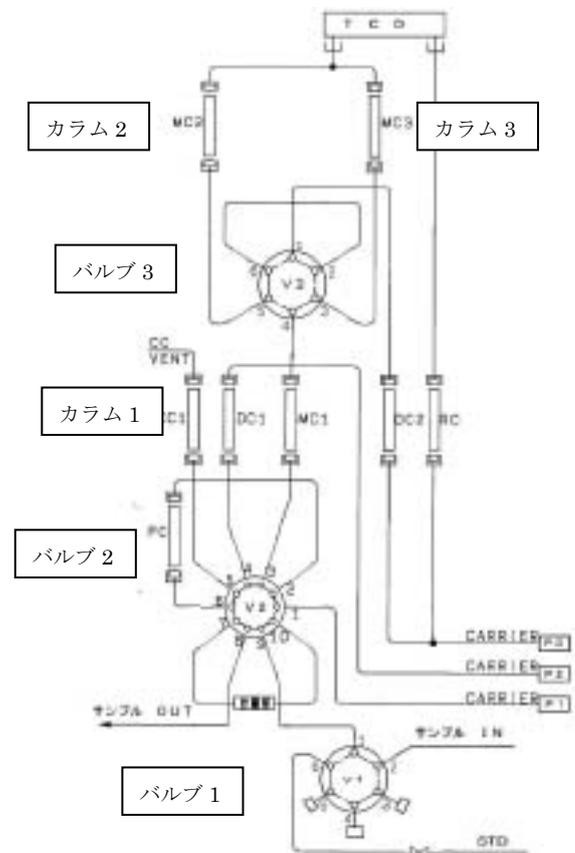


図 6-8. ガスクロ内流路図

## 7. CO<sub>2</sub>吸着、脱離装置の開発

### 7-1. 経緯

CNG燃料は、二酸化炭素（CO<sub>2</sub>）を濃縮したガスによる改質と、水蒸気（H<sub>2</sub>O）を使った改質反応により、一酸化炭素（CO）と水素（H<sub>2</sub>）を取り出す予定である。したがって、CO<sub>2</sub>を濃縮する技術が必要となる。これまでの研究の中で、CO<sub>2</sub>を吸着、脱離する物質を調査し、高温でもCO<sub>2</sub>の吸着、脱離が可能なリチウムジルコネート(Li<sub>2</sub>ZrO<sub>3</sub>)を選択し、下記手順（図7-1）で研究を実施した。

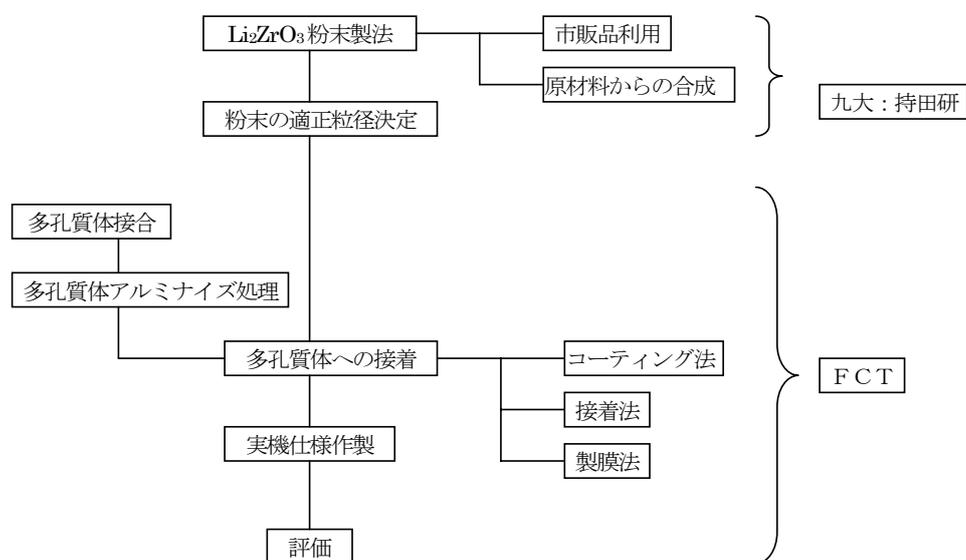


図7-1. CO<sub>2</sub>吸着、脱離剤開発のフローチャート

その結果、作製したリチウムジルコネート粉末は、作製粉末に K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> が添加されていないので、CO<sub>2</sub>吸収による重量増加が、文献情報に対して低かった。また、各種コーティングをしたが、CO<sub>2</sub>吸収による重量増加がさらに低下する等、開発までの困難が予想された。また、この物質は文献情報にあるだけなので、同じ性能を持つ市販品を入手することが困難である。また、開発過程にある物質なので、最新情報を得るため、再度調査を実施する必要があった。

### 7-2. リチウムジルコネート系物質の最新情報

以前の調査結果では、同じように高温でCO<sub>2</sub>吸着、脱離する物質として、下表7-1の物質があった。その中でも、低温で脱離が可能なリチウムジルコネートを選択した。

表7-1. CO<sub>2</sub>吸収量の比較

物質名	重量増加割合	吸収温度	脱離温度
ジルコニウム酸リチウム	23%	300℃以上	700℃以上
リチウムオルトシリケート	35%	700℃以下	720℃以上

最新の情報では、研究対象は重量増加割合が大きく、安価に作製できるリチウムオルトシリケートが、研究対象になっている。そして、研究は適用プロセスの研究を経て、実用化プラントの研究段階に達している。そして、高温でCO<sub>2</sub>を回収できることから、熱の再利用を考慮したシステムに適用可能という評価を受けている。しかし、現在開発対象と進められているプラントは精製前の天然ガスからCO<sub>2</sub>を回収するプラントである。このプラントでは、温度を上げて吸着する必要があるため、熱収支を考慮すると、不利なはずである。したがって、吸着脱離の基本性能に何らかの問題がある可能性があり、調査を行った。

### ①吸着、脱離の温度と濃度

リチウムオルトシリケートにて示差熱分析計を用い、CO<sub>2</sub>濃度 100%の雰囲気、650℃で吸着させ、吸着後にCO<sub>2</sub>濃度を 20%に減らし、脱離温度を 750、800、850℃と変えて、脱離させた時の重量増加割合の変化とその時の温度上昇を図 7-2 に示す。

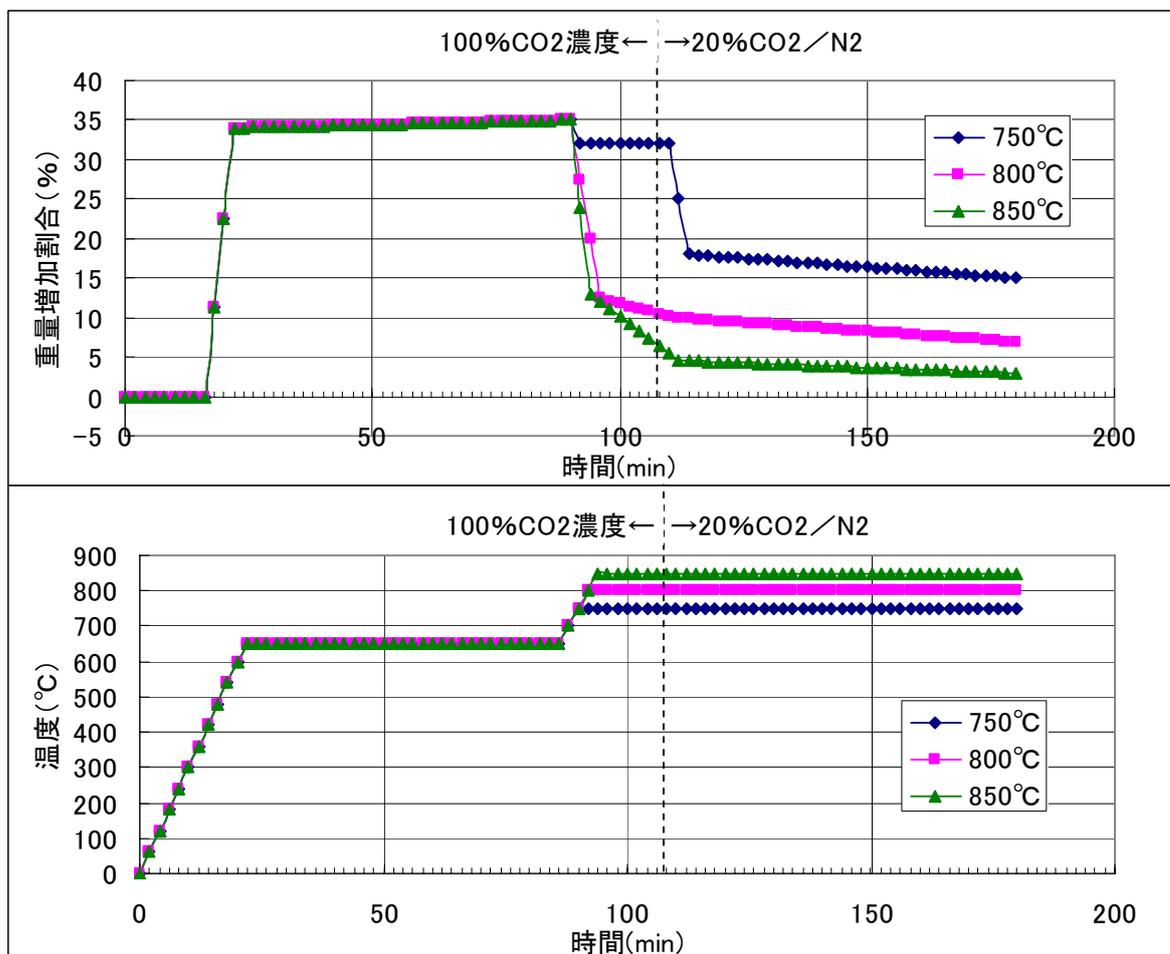


図 7-2. 脱離温度を変化させた時、重量変化割合

吸着反応を 650℃で約 60 分間行わせてから、パラメータとなっている脱離温度まで、上昇させている。所定の温度に到達後に約 10 分後に、雰囲気を 20%CO<sub>2</sub>濃度に調節させている。この脱離開始から雰囲気を変えるまでの、CO<sub>2</sub>の脱離による重量変化割合を

みると、脱離温度 750℃の場合には、CO<sub>2</sub>濃度を変えるまでの重量減少は2~3%であり、CO<sub>2</sub>濃度を変えた後は、15%程度急激に減少している。脱離温度 800、850℃の場合には、CO<sub>2</sub>濃度が高い条件でも、20%以上の急激な重量減少が見られている。急激な重量減少が収まった後、150分程度の重量減少をみると、脱離温度が高いほど重量が減少している。この結果より、濃度等に影響なく脱離が可能な条件は、800℃以上である。表 7-1 に示す脱離温度 720℃に比べて、80℃以上高くなっており、この 800℃の条件では、排気-蒸気タービンの下流に装着予定の改質装置を上流に設置する等の変更が必要になる。また、800℃以上では、触媒を入れる反応容器は、耐熱性金属を用いる必要がある。

### ②吸着、脱離触媒の被毒性に関して

前記のように、燃焼ガスからではなく、天然ガスからCO<sub>2</sub>を吸着することで、実用化を目指していることから、燃焼ガス中の成分により、被毒する可能性が考えられる。一般に固体の吸着剤として用いられているゼオライト、活性炭では、燃焼ガス中に含まれる水蒸気も多く吸収してしまう。リチウムオルトシリケートの場合には、図 7-3 に示すように、水分が含まれていても吸収性能に問題が無いと報告されている。

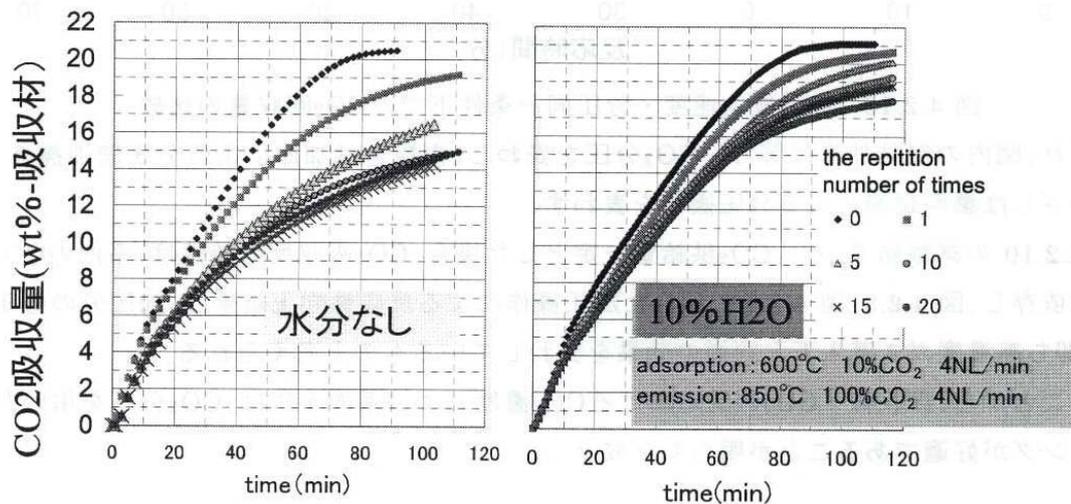


図 7-3. 水分有無での吸収性能比較

その他には、燃焼ガス中に含まれるSO<sub>x</sub>などの硫化物には、1000ppm以上で性能が劣化されると報告がある。燃焼ガス中には、 hidrocarbon等も存在するが、これに関する記述は見つからない。被毒性に関しては、調査を続ける必要がある。

### ③まとめ

今回の調査で、脱離温度が 800℃以上必要なことが分り、当初計画のCO<sub>2</sub>吸着、脱離装置の入口温度 750℃よりも高く、リチウムジルコネートを改質装置のCO<sub>2</sub>吸着、脱離装置に用いる場合には、設置位置をエンジンの直後に設置する必要があることがわかった。また、リチウムジルコネートの製造には、困難が予想されるので、再度、CO<sub>2</sub>の濃度を高める物質について、調査を行うこととした。

### 7-3. CO<sub>2</sub>分離物質の調査

CO<sub>2</sub>の濃度を高くするためには、CO<sub>2</sub>を分離して集める必要がある。分離を行うには分離目的成分と特定の相互作用を持つ第三成分を加える方法が普通である。気体の分離では液体および固体を第三成分とする。以下、液体を用いる方法と固体を用いる方法と分離膜を用いる方法についての調査結果を下記する。

#### ①液体を用いる方法

使用される液により物理吸収の原理によるものと反応吸収の原理によるものとに分類される。水でも炭酸ガスの溶解度は他のガスに比べてかなり大きい。炭酸ガスをさらに選択的に溶解するような溶媒がたくさんみつけれられている。また、一般に気体の溶解度は温度が高いと減少する。炭酸ガスを選択的にかつ大量に溶解できる液体とその温度変化を利用することで分離プロセスが構成される。下表 7-2 に液体に対する各種気体の溶解特性を示す。

表 7-2. 液体 1 L に溶解する気体の体積 (L) (1 気圧)

液体名称	水	メタノール	炭酸プロピレン	ジエタノールアミン	炭酸カリウム 40%水溶液
CO <sub>2</sub> (R T)	0.8	7.6	12.6	42(40°C)	—
CO <sub>2</sub> (100°C)	—	—	—	18	37.4
N <sub>2</sub>	0.016	0.37	0.9	—	—
CH <sub>4</sub>	0.033	1.2	—	—	—

物理吸収ではメタノールやポリエチレングリコールジメチルエーテルが使用される。この場合炭酸ガスの溶解は単純に気相中の分圧に比例する(Henry 法則)ので、溶解炭酸ガスを取り出すには減圧すればよい。

反応吸収法ではアルカリ塩である炭酸カリ水溶液を用いる方法が代表的プロセスである。反応式は： $K_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightleftharpoons 2KHCO_3$  (熱炭酸カリ法は 30%  $K_2CO_3$  水溶液) であり、この溶解反応平衡は温度により移動することを利用して、低温(90°C)で吸収操作、高温(110°C)で再生操作がおこなわれる。

現在は吸収液として有機アミン類 (モノエタノールアミン、ジエタノールアミン) の水溶液(30%程度以下)を用いる方法が多い。アミン類の反応吸収の機構は複雑であるが、 $2RNH_2 + CO_2 + H_2O \rightleftharpoons (RNH_3)_2CO_3$  などの反応で炭酸ガスが選択的に吸収される。アミンと CO<sub>2</sub> は 1 対 1 で反応するため本質的に吸収容量が大きいという特徴がある。

#### ②二酸化炭素の吸着

固体の表面エネルギーは低いので、固体表面は気体を吸着するはたらきがある。体積あたり表面積の大きい多孔質材料はそれだけで気体の吸着材となる。代表的吸着材がゼオライトと活性炭である。凝縮性の大きい気体ほど固体に吸着する傾向は強いので、吸着剤により空気中から炭酸ガスを選択的に吸着捕集できる。例えば 1 kg のゼオライトは室温、1 気圧の CO<sub>2</sub> を 66 L 吸着できる。吸着量は温度と吸着物質の分圧に依存するのでこれを

利用して吸着－脱着をおこなえば、炭酸ガスを分離できる。

ゼオライトは炭酸ガスが低分圧でも多く吸着できる特徴があるので、低濃度炭酸ガスの処理に、活性炭は水蒸気を吸着しないこともあって炭酸ガス高分圧での吸着操作に使用される。吸着容量に達した吸着材は脱着させてCO<sub>2</sub>を取り出す。この脱着操作は吸収の場合と同様に温度ないし圧力（減圧）を利用する。すなわち脱着・再生には加熱再生法、圧力スイング法（PSA）、熱・圧力併用法（PTAS）がある。吸着法では吸着材は塔内に固定されるので、同一の吸着塔について吸着－再生のサイクルを繰り返し替えておこなう。プロセス全体としては複数の吸着塔を交互に操作して、連続的に分離操作が行われる。一般に炭酸ガスを吸着する吸着材は水蒸気もまた多く吸着するので、処理ガス中の水蒸気をあらかじめ除去することが必要となる。前記のリチウムジルコネートはこの分類の中に入るが、化学反応により吸着・脱離を行うので、固体の中でも特殊な存在である。

### ③二酸化炭素の膜分離

膜分離法は高分子などの膜を通して目的成分のみを透過させ分離する方法である。この分離法は圧力のみを利用する連続プロセス（再生操作は不要）なので本質的に省エネルギー的分離操作である。気体分子の大きさは、衝突直径で表せる。気体類は分子量の割には分子の大きさはそれほど変わらない。分子の大きさを分離することが、省エネルギーであるが、下表 7-3 に示すように、大きさを分離することは困難である。したがって、膜分離と言っても、前記の吸着－再生操作を膜の表裏で同時に行わせるものが、主流である。

表 7-3. 気体分子の大きさと生成熱

気体名称	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>
分子量	2	16	28	18	32	44
大きさ(nm)	0.30	0.34	0.37	0.26	0.28	0.40
生成熱(k J/mol)	0	-75	0	-286	0	-393

生成熱が大きい物質は化学反応によりエネルギーが取り出せるが、生成熱の小さい物質はエネルギーを放出した「燃え殻」である。CO<sub>2</sub>はH<sub>2</sub>Oよりさらに生成熱が小さい物質であり、気体のなかで最も保持しているエネルギーが小さい。

膜の材質は、従来は高分子であったが、最近は無機膜の開発が盛んである。高分子膜によるガス分離では孔のない均質膜が用いられ、高分子材料とガス間の溶解性と拡散性がその膜の透過・分離性を支配する。一般に分離性の大きい材料ほど透過性が小さいというトレードオフの関係がある。多くの研究の結果、最近では親水性で剛直な高分子骨格が特徴のポリイミド膜が炭酸ガス分離膜として最も良い性能をもつとされ、さらに改良が進められている。ポリイミド膜は非対象構造の中空糸膜が製造されており、分離膜モジュールとして実用化されている。

最近の研究開発では無機膜が注目されている。ナノメートルオーダーの細孔を持つゼオライト膜、シリカ膜、炭素膜などが次々と開発されている。これは「吸着材」を膜としたものであるから、吸着－再生操作を膜の表裏で同時におこなっているようなものである。

液体膜は吸収の経験を応用して、炭酸ガス吸収液を膜状にして、吸収－再生操作を膜の裏表で同時に連続的にこなうものである。

分離膜に関しては、研究段階のものが多く、詳細な性能情報が乏しいのが現状である。今後も情報収集をする必要がある。

#### ④まとめ

分離膜以外の固体、液体の分離物質について、吸収、脱離性能を比較した結果を下表 7-4 に示す。表は、体積当りの吸収量と重量当りの吸収量を算出した。固体物質に関しては、物質の比表面積を考慮する必要があるため、真比重と嵩比重の2つに分けて計算を行った。但し、リチウムジルコネートの嵩比重はゼオライトと同じ比率とした。

表 7-4. 二酸化炭素吸着、脱離物質のまとめ

吸収物質	比重	吸着温度	脱離温度	吸収量	吸収量	備考
	g/cm <sup>3</sup>			°C	°C	
炭酸カリウム 40%水溶液	1.516	40	100以上	35	27.7	実用中
ジエタノール アミン	1.09	90	110	37.4	34.3	実用中
ゼオライト	0.90(嵩比重)	RT	?	59.9	66.6	H <sub>2</sub> Oも同時に吸収
	2.32(真比重)			154.5		
リチウム ジルコネート	1.397(嵩比重)	300~800	800以上	120.80	86.5	THC被毒性確認未
	3.6(真比重)			311.4		

重量、体積当りの吸収量を比較すると、リチウムジルコネートの性能が一番良い。したがって、リチウムジルコネートを用いると、コンパクトな吸着、脱離装置の作製が可能である。しかし、前記のように、脱離温度が高いという問題と製作の困難さがあるため、使用するに当たっては、装置の配置構成から見直す必要がある。また、製作方法に関しても検討する必要がある。

出典:「セラミック吸着材利用の燃焼前 CO<sub>2</sub>回収プラントの実用化研究」委託業務成果報告書、平成15年度版、独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構  
「セラミックス吸着材を用いた CO<sub>2</sub>回収プロセスに関する先導研究」報告書、平成14年度成果報告書、平成15年度成果報告書、独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構

#### 7-4. 膜分離法の調査結果

CO<sub>2</sub>吸着脱離装置の再調査を実施し、当初使用予定であったリチウムジルコネートの脱離温度が高く、当初計画のCO<sub>2</sub>吸着脱離装置配置では使用困難であることが判った。他の吸着脱離物質のCO<sub>2</sub>吸収量に関しても吸収量の調査を実施したが、リチウムジルコネート系の吸着脱離性能に勝る物質は得られなかった。しかし、調査の中で省エネルギーな膜分離法が新しい吸着脱離物質の候補と考え、調査を実施した。

膜分離法はリチウムジルコネートのような吸着脱離のような温度操作は不要なので、省エネルギーな方法である。膜の材質は、高分子、無機膜、液体膜に分類され、圧力のみを利用する連続プロセスで分離できる。結果を要約した一覧表を表7-5、7-6に示す。

最近の研究開発では無機膜が注目されており、調査結果では全7件中4件を締める。ナノメートルオーダーの細孔を持つゼオライト膜、シリカ膜、炭素膜など種類も豊富である。これは「吸着材」を膜としたものであるから、吸着-再生操作を膜の表裏で同時におこなっているようなものである。

高分子膜によるガス分離は2件ある。主として孔のない均質膜が用いられ、高分子材料とガス間の溶解性と拡散性がその膜の透過・分離性を支配する。一般に分離性の大きい材料ほど透過性が小さいというトレードオフの関係がある。多くの研究の結果、最近では親水性で剛直な高分子骨格が特徴のポリイミド膜が炭酸ガス分離膜として最も良い性能をもつとされ、さらに改良が進められている。ポリイミド膜は非対象構造の中空糸膜が製造されており、分離膜モジュールとして実用化されている。

液体膜は吸収の経験を応用して、炭酸ガス吸収液を膜状にして、吸収-再生操作を膜の表裏で同時に連続的にこなうものであるが研究事例が少ない。

表7-5、7-6の中で一番進んでいるのが、ポリイミド系の高分子膜であるが、バイオガスの脱炭酸などの事例に使用されている。多種のガスが存在する排気ガスでは実績は無く、逆に二酸化炭素の濃度が低く、透過性能が低下する可能性が高い。

いずれの案件も、すべて研究開発段階であり、完成目標を2010年に設定している。また、補助金を受けての研究開発が多く、自社研究では採算性の問題から、開発を中止している場合もある。

したがって、膜分離法は本研究開発に用いるには、時期尚早と考える。リチウムジルコネート系の物質も同様であることから、すでに実用化されているアミン系の液体吸着剤の使用についても調査検討することとする。

出典：独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構 技術情報データベース  
CO<sub>2</sub>削減・回収・貯留・有効利用技術データベースより

表 7-5. 膜分離法の調査結果 (その1)

大分類	小分類	内容	技術概要	CO2削減効果	問題点	国内_民間部門	海外_民間部門	実現性
無機多孔質膜	シリカ系分離膜	シリカ系分離膜製膜プロセス技術 ・ゾルゲル法—シリカ膜—含水ゲル平膜作製技術(多孔膜に薄くゲルを塗布する技術) ・気相法—シリカ膜、ジルコニア膜 ・分相ガラス法—多孔質ガラス分離膜	・多孔質の気体分離膜に燃焼ガスを通し、孔径によるふるい効果および気体の拡散速度の違いによってCO2を選択的に分離する。 ・利点・耐久性 耐熱性が高く。排熱を冷却せずに使用でき、化学的固定の際の再加熱を必要としない。 ・欠点・分離能—ガス分離処理量が他の分離法に比べ低い。	・CO2削減効果:60万トン/年(炭素換算) (ニューサンシャイン計画 2000年報告)・国内総CO2排出量(1995)の約17%を回収可能	室温レベルでの膜分離性能は目標値をクリアしているものの、350°Cでの透過性能、分離性能は未達	・旭硝子:炭化ケイ素基材へのシリカ膜 ・京セラ:細孔径制御型シリカ—ジルコニア膜 ・クボタ:耐水蒸気性シリカ—ジルコニア膜 ・広島大学:ゾルゲル法シリカ膜 ・九州大学:気相法シリカ膜 ゾルゲル法による無機膜の創製	該当なし	2010年以降
無機多孔質膜	ゼオライト系分離膜	ゼオライト膜創製技術 ・水熱合成法 ・気相法	・多孔質の気体分離膜に燃焼ガスを通し、孔径によるふるい効果および気体の拡散速度の違いによってCO2を選択的に分離する。 ・利点・耐久性 耐熱性が高く。排熱を冷却せずに使用でき、化学的固定の際の再加熱を必要としない。 ・欠点・分離能—ガス分離処理量が他の分離法に比べ低い。	・CO2削減効果:60万トン/年(炭素換算) (ニューサンシャイン計画 2000年報告)・国内総CO2排出量(1995)の約17%を回収可能	該当なし	・ノリタケカンパニーリミテッド:MFI型ゼオライト膜 ・九州大学:Y型・A型ゼオライト膜 ・東京大学:FAU型ゼオライト膜	・Media and Process Technology Inc(セラミックス分離膜)	2010年以降
無機多孔質膜	酸化アルミナ系分離膜	陽極酸化アルミナ膜創製技術 ・電極酸化法 ・CVD多孔体修飾法(化学蒸着法)	・多孔質の気体分離膜に燃焼ガスを通し、孔径によるふるい効果および気体の拡散速度の違いによってCO2を選択的に分離する。 ・利点・耐久性 耐熱性が高く。排熱を冷却せずに使用でき、化学的固定の際の再加熱を必要としない。 ・欠点・分離能—ガス分離処理量が他の分離法に比べ低い。	・CO2削減効果:60万トン/年(炭素換算) (ニューサンシャイン計画 2000年報告)・国内総CO2排出量(1995)の約17%を回収可能	該当なし	該当なし	該当なし	2010年以降
無機多孔質膜	炭素系分離膜	炭素膜創製技術 ・インターカレーション(挿入)法: インターカレーション制御—置換固溶制御—前駆体制御技術 炭素材料にボロン・窒素・鉄などを置換固溶させ、マイクロ・ナノスペース形状を制御、ガスの吸着能を向上させる。 (特徴 軽量・任意形状を持ち得る・高い耐熱性・高いヤング率、強度をもたせることも可能・高い比表面積) ・気相法:炭素繊維VGCF	・多孔質の気体分離膜に燃焼ガスを通し、孔径によるふるい効果および気体の拡散速度の違いによってCO2を選択的に分離する。 ・利点・耐久性 耐熱性が高く。排熱を冷却せずに使用でき、化学的固定の際の再加熱を必要としない。 ・欠点・分離能—ガス分離処理量が他の分離法に比べ低い。	・CO2削減効果:60万トン/年(炭素換算) (ニューサンシャイン計画 2000年報告)・国内総CO2排出量(1995)の約17%を回収可能	該当なし	・九州大学(草壁 諸岡):炭素膜、炭化ケイ素膜	該当なし	2010年以降

表 7-6. 膜分離法の調査結果 (その 2)

大分類	小分類	内容	技術概要	CO2削減効果	問題点	国内_民間部門	海外_民間部門	実現性
高分子多孔質膜	ポリマー(高分子)膜創製技術	<ul style="list-style-type: none"> <li>・中性子線処理</li> <li>・スポンジ層—スキン層非対称構造化</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・ポリマー(高分子)膜に中性子線を当て細孔を開け、膜を溶解する溶液につける時間で孔径を制御する技術</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・国内総CO2排出量(1995)の約17%を回収可能</li> </ul>	該当なし	該当なし	該当なし	2010年以降
高分子膜	カルド型ポリマー膜技術	<p>膜素材技術</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・カルド型ポリマー膜に臭素、カルボン酸エステルを導入したカルド型ポリミドを合成開発</li> <li>・ポリマー(高分子)分子膜の形成技術(よりよいCO2透過率の高分子膜素材の開発)</li> </ul> <p>開発されているポリマー膜</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・Polyimide</li> <li>・Cellulose acetate</li> <li>・Polysulfone</li> <li>・Polycarbonate</li> <li>・Naturesal Rubber</li> <li>・Silicone Rubber</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・高分子膜によるガス分離では孔のない均質膜が用いられ、高分子材料とガス間の溶解性と拡散性とその膜の透過・分離性を支配する。</li> <li>利点: 分離性能・ガス透過率が高い</li> <li>欠点: 耐久性 耐熱性に劣る</li> </ul>	<p>CO2分離・液化エネルギーとして、最適化設計により</p> <p>石炭火力から回収: 0.46kW/kg-CO2、セメントプラントから回収: 0.29kW/kg-CO2、鉄鋼プラントから回収: 0.28kW/kg-CO2と試算</p>	<p>高純度の回収に関してはプロセスの多段化などが必要。</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・高濃度CO2排ガスのケース(製鉄排ガス等)でアミン法に対する競争力が出てくる。</li> </ul>	<p>国内_民間部門</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・京都工芸繊維大学(モジュール開発等指導)</li> <li>・新日本製鐵(実証排ガス試験)</li> <li>・住友電気工業(カルド型ポリマー膜)</li> <li>・宇部興産</li> </ul>	<p>海外_民間部門</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・エアプロダクツ社(米): 酢酸セルロース平膜のスパイラル型モジュールによるガス田高圧炭化水素からのCO2分離</li> <li>・E.I. DuPont de Nemours &amp; Co. (Newport, Del.)</li> </ul>	2010年以降
液膜	<ul style="list-style-type: none"> <li>・液膜の創製技術</li> <li>・支持液膜技術</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>・含水ゲル膜構造モジュールの開発</li> <li>・ガス-液膜の接触・分散状態の保持技術</li> <li>・促進輸送膜技術(促進輸送膜: CO2を選択的に輸送する物質であるキャリアを保持した膜で、通常キャリアを多孔膜に保持した液膜の形で用いられる)</li> <li>・実用の際には容易に大きな接触面積を得られる乳化液膜が採用される。</li> <li>・乳化液膜による分離操作は原料となる炭化水素混合物を、乳化剤である親水性の界面活性剤を含む膜液(主成分水)により乳化し、内部の炭化水素(油)滴が10-6mオーダーの安定なO/Wエマルジョンとする。これを溶媒となる第2の炭化水素</li> </ul>	<p>支持液膜(親水性の多孔質固体膜に膜液を含浸させたもの)で液膜を形成。CO2を抽出・輸送し分離する。</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>・水を主成分とする膜液に対する炭化水素成分ごとの分配係数およびその拡散係数の差を利用したもの。</li> <li>・正抽出、逆抽出よりなる溶媒抽出法で分離できる物質は基本的に液膜法で分離できる</li> <li>利点: 分離選択性に優れる。・抽出と逆抽出とを同時に行うことができるので、省装置的である。</li> <li>・液膜相は溶質が蓄積する場ではなく透過する場であるので、抽出剤(担体、キャリアー)、希釈剤が使用量が少ない。</li> <li>・能動輸送機構を利用する汲み上げ輸送により高度濃縮ができる。</li> <li>欠点: 乾燥すると機能が低下する(安定性が悪い)</li> <li>・透過速度が高分子膜より劣る</li> </ul>	該当なし	大容量化に課題	<ul style="list-style-type: none"> <li>・東京工業大学 化学工学科</li> <li>・京都工芸繊維大学 工学部物質工学科</li> </ul>	<p>海外_民間部門</p> <p>該当なし</p>	2010年以降

## 7-5. アミン系の液体吸着剤の調査検討

液体を用いる方法の中で、有機アミン類を用いるものが、吸収量が多い。CO<sub>2</sub>この方法は、一般にアルカノールアミン系プロセスと呼ばれる。有機アミンとしては、モノエタノールアミン(MEA)、ジエタノールアミン(DEA)を主として用いているものが多い。この方法は、既に実用化されている。そして、吸着温度は常温から90℃までと低く、吸収液単位体積当りのCO<sub>2</sub>吸収量はCO<sub>2</sub>の分圧に影響されない。CO<sub>2</sub>分離の温度は100℃から110℃とリチウムジルコネートに比べて低い。CO<sub>2</sub>と同時に吸収されるものはH<sub>2</sub>SやCS<sub>2</sub>であり、吸収液を被毒させるが、天然ガスの燃焼ガスの場合には問題にならない。 hidroカーボンの吸収はほとんど無く、回収されたCO<sub>2</sub>の純度は落ちない。

表7-7にアルカノールアミン系プロセスの代表例の一覧を示す。モノまたは、ジエタノールアミンを単独で使用するだけでなく、混合して用いたり、腐食防止剤を添加したり、各社が様々な工夫し、実用化している。主として石油等の精製プロセスに用いている場合が多い。中には本プロジェクトと同様に、燃焼ガスからのCO<sub>2</sub>除去に用いられている場合もある。単位体積当りのCO<sub>2</sub>の吸収量は16~62Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>であり、この吸収反応は発熱反応である。吸収は常温(RT)から90℃程度で行われる。CO<sub>2</sub>脱離は100~110℃で生じ、スチームを使用して加熱再生する場合が多い。リチウムジルコネートのような開発中の物質では無いので、反応に必要な熱量までわかっている。しかし、使用している各社は、独自の工夫で吸着脱離を行っていることから、本薬品を用いても開発には、時間を要すると考える。

## 7-6. 改質装置への適用検討

アルカノールアミン系プロセスの中から、本プロジェクトのCO<sub>2</sub>吸着脱離と用いる方法を、吸収量の多さと、開発の容易さから、DEA(ジエタノールアミン)法と、モノエタノールアミンとジエタノールアミン両者の混合溶液に腐食防止剤を添加したAmine Guard法と、燃焼ガスからのCO<sub>2</sub>ガス除去に使われているGAS/Spec F T-1(2-アルコキシエチルアミン腐食防止剤の混合水溶液)法の4種を選択し検討した。溶液の吸着脱離剤場合もリチウムジルコネートの場合と同様に、2つの反応容器を持ち、片方が吸着している場合には、もう片方は脱離を行うスイッチング方式により、吸着脱離を連続して行わせることとした。

この4種とリチウムジルコネートを加えて、各々の反応容器の大きさと、脱離時の熱量を算出した結果を表7-8に示す。計算に用いたベースは、目標出力時の排ガス流量から、CO<sub>2</sub>改質(改質率50%)とH<sub>2</sub>O改質(改質率65%)を行わせた場合である。但し、改質反応に必要なCO<sub>2</sub>量は従来の実験結果より、反応量の2.3倍にて算出した。また、排ガスはEGR率55%にて計算した。吸着脱離の反応時間は、従来の計算と同じ仮定で、吸着脱離の反応時間は3min、昇温時間は40secの設定で、計算を行った。リチウムジルコネートに関しては、吸着剤をペレット状にして用いる場合と、金属多孔質体(比表面積1700m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)の上にコーティングする場合の2種類について算出した。また、リチウムジルコネートは、吸着、脱離反応に必要な熱量が不明のため、計算されていない。算出した容器の大きさには、熱交換の放熱側の容積は含めていない。

表7-7. アルカノールアミン系プロセスの一覧

プロセス		MEA法	DEA法	DGA(Econamine)法	MDEA法	Amine Gnard法	GAS/SpecFT-1法	SNPA-DEA
プロセスオーナー		無	無	Flour Eng and Const	Shell International Researchなど	Union Carbide	Dow Chemical	Societe Nationale Elf Aquitaine
吸収液	溶剤名称	MEA (モノエタノールアミン)	DEA (ジエタノールアミン)	DGA (ジグライコールアン)	MDEA(メチルジエタノールアミン)	アルカノールアミン(MDA,DEAなど)に2種の腐食防止剤添加	2-アルコキシエチルアミン腐食防止剤の混合水溶液	DEM (ジエタノールアミン)
	溶剤化学式	OH-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> -NH <sub>2</sub>	(OH-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -NH	OH-CH <sub>2</sub> -O-C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -NH <sub>2</sub>	(OH-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> N-CH <sub>2</sub>			(OH-CH <sub>2</sub> -CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -NH
	溶剤分子量	61	105	105	119	61または105	30	105
	溶剤濃度[wt%]	15~25	25~35	50~70	28~35	30~35	30	50~55
吸収温度 [ °C ]		常温付近	常温付近	40~50	27~60	常温付近	40~50	常温付近
吸収圧力 [ kg/cm <sup>2</sup> ]		3.5~7.0	3.5~7.0	10~20	10~20	3.5~7.0	10~20	10~20
CO <sub>2</sub> 精製度		5~100ppm	5~100ppm	0.1%以下	200ppm	5~100ppm		5~1000ppm
溶液のCO <sub>2</sub> 吸収量 [Nm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]		16~22	30~40	37~52	23.5	32~40	60	53~62
再生	方法	スチーム再生	スチーム再生	スチーム再生	スチーム再生	スチーム再生	加熱再生	加熱再生
	再生熱[kcal/Nm <sup>3</sup> ]	2000~3000	700~1000		330~460	1000~1250	2000~2500	700~1000
CO <sub>2</sub> 以外の除去	H <sub>2</sub> S	100%除去	100%除去	100%除去	100%除去	100%除去		100%除去
	COS,CS <sub>2</sub>	同上	70~80%除去	同上	1部除去	70~80%除去		70~80%除去
	CH <sub>3</sub> SH,C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> SH	45~55、20~25%除去	45~55、20~25%除去	1部除去	1部除去	45~55、20~25%除去		45~55、20~25%除去
化学的劣化反応	CO <sub>2</sub>	1部再生不能化合物生成	なし	1部再生不能化合物生成	なし	1部再生不能化合物生成		なし
	H <sub>2</sub> S	なし	なし	なし	なし	なし		なし
	COS,CS <sub>2</sub>	再生不能化合物生成	微量の再生不能化合物生成	再生可能化合物生成	なし	1部再生不能化合物生成		1部再生不能化合物生成
	CH <sub>3</sub> SH,C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> SH	同上	同上	同上	なし	同上		同上
	リクライマー	必要	不要	必要	不要	必要	不要	不要
吸収熱 [ kcal/Nm <sup>3</sup> ]		900	700	900	630	700~900		700
プロセスの特徴		1.溶剤価格がアルカノールアミン中最も安い。 2.プラントの実績が一番多い。 3.反応性に富むが反面腐食性が強く液濃度に制限がある。 4.蒸気圧が高く損失量が多いのが欠点である。	1.溶剤価格は安価でMEAに比してやや反応性は劣るが劣化しにくく腐食性も弱い。 2.供給ガス中に感知できる程度のCOSが含まれている場合に使用される。	1.反応性に富み、液濃度も高くできる。 2.凝固点が低く寒冷地に適する。 3.COS,CO <sub>2</sub> を含むガスに使用可能である。	1.反応性は弱いだがCO <sub>2</sub> との反応が特におおいことを利用してH <sub>2</sub> Sの選択吸収に使用できる。	1.腐食防止剤の添加によりアミンの濃度を30%以上に高めることができ、溶液の循環量を従来のアミン法の半分にすることができる。 2.供給ガス中に硫黄化合物を含む場合使用できない。	1.燃焼ガスからのCO <sub>2</sub> の除去に適している。	1.腐食性を弱めるなどの処理をしてDEAの濃度を高くして溶剤循環を下げることができる。

表 7-8. 各種吸着脱離剤を改質装置に適用した場合の比較

	単位	DEA ジエタノールアミン (DEA)		Amine Gnard法 MEA or DEA+防触 剤		Gas/SpecFT-1法 2-アルコキシエチ ルアミン		リチウムジルコネート ペレット充填タイプ かさ比重より計算		リチウムジルコネート 多孔質体にコーティ ングした場合		
		min	max	min	max	min	max	min	max	min	max	
基本物性	濃度	%	25	35	15	25	30	30				
	吸収温度	°C	RT	90	RT	90	40	50	300	800	300	800
	吸収量	Nm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	30	40	16	22	60	60	120.8		311.4	105.9
	吸収熱	kcal/Nm <sup>3</sup>	700		800							
	離脱温度	°C	100	110	100	110	100	110	850		850	
	離脱熱量	kcal/Nm <sup>3</sup>	700	1000	2000	3000	2000	2500				
計算結果	吸収液量	m <sup>3</sup> /h	0.82	1.09	1.49	2.05	0.55	0.55	0.27		0.11	0.31
	容器大きさ	m <sup>3</sup>	0.050	0.067	0.091	0.125	0.033	0.033	0.017		0.006	0.019
	吸収熱	kcal/h	22962		26242		—		—		—	
		kW	26.7		30.5		—		—		—	
	離脱熱量	kcal/h	22962	32802	65605	98407	65605	82006	—		—	
		kW	26.7	38.1	76.3	114.4	76.3	95.4	—		—	
	昇温熱量	kcal/h	943.3		943.3		943.3		7861		7861	
		kW	1.1		1.1		1.1		9.1		9.1	
合計熱量	kW	27.8	39.2	77.4	115.5	77.4	96.5					

計算条件

排気ガス：燃料流量408kW、熱効率38%、過給圧200kPa、EGR率55%のときの排出流量

703.4kg/h、562.1m<sup>3</sup>/h

CO<sub>2</sub>ガス濃度：EGR率55%のとき、N<sub>2</sub>：72.4%、O<sub>2</sub>：5.0%、CO<sub>2</sub>：7.2%、H<sub>2</sub>O：14.4%

CO<sub>2</sub>ガス流量：40.6m<sup>3</sup>/h

改質反応時の反応CO<sub>2</sub>量：14.1m<sup>3</sup>/h、必要CO<sub>2</sub>流量：32.8m<sup>3</sup>/h (7-7. 改質反応計算参照)

反応サイクル：加熱40sec、反応3min、合計3.7min

昇温熱量：アミン系→入口50°C、出口110°Cで、必要CO<sub>2</sub>流量のみの加熱として算出

：リチウムジルコネート系→入口350°C、出口850°Cで、必要CO<sub>2</sub>流量のみの加熱として算出

出典：化学技術誌 MOL 1990年5月号 P76～84

上記により算出した結果、容器の大きさはリチウムジルコネートで多孔質体を使用した場合、CO<sub>2</sub>を1 kg/h回収するため0.019m<sup>3</sup>に対し、アルカノールアミン系プロセスでは0.033~0.125 m<sup>3</sup>と、1.8~6.6倍大きくなる。その中で一番小さい容器を作製するための物質は、GAS/Spec F T-1法であるが、使用する溶液は入手性が悪く、さらに腐食防止剤との調合が必要になるので、CO<sub>2</sub>の吸着脱離剤として用いるためには、プロセス研究が必要になる。

アルカノールアミン系プロセスの場合には、脱離温度が低いことから、蒸気生成熱交換器の下流の熱を利用する方法がある。しかし、脱離反応の維持に昇温より大きな熱量が必要なので、配置場所は初期の計画通り、排気タービンの下流が良いと考える。リチウムジルコネート系の場合には、反応の維持に必要な熱量は不明であるが、エンジン直後の排気温度と同等な850℃までの加熱が必要であり、初期の計画の排気タービンの下流に設置した場合には、排ガス熱利用以外の加熱が必要になり、出力からのロスが生じる。配置場所をエンジン直後にした場合、排気タービンでの仕事量が20kW程度減少し、加熱(9kW)するよりも損失が大きくなる。したがって、リチウムジルコネートを使用する場合も排気タービンの下流に設置するのが良い。

CO<sub>2</sub>吸着脱離剤として、高温での吸着脱離が可能なリチウムジルコネートを代表とする固体物質、アルカノールアミン系プロセスを代表する液体、膜分離プロセスについて、調査検討を進めてきたが、この分野は地球温暖化対策として着目されているが、研究過程にあるものが多い。実用化されているアルカノールアミン系プロセスでも、各社独自の方法を生み出しており、本プロジェクトにて使用する場合には、プロセス研究が必要不可欠である。特に燃焼ガスからCO<sub>2</sub>を取り出す例は極めて少なく、研究の過程では被毒性や触媒再生方法など、時間を要する研究課題が多く存在する。

本プロジェクトでは、CNG燃料を改質反応により、よりエネルギーの高い燃料にすることが目的のひとつであり、改質率を高めるためにCO<sub>2</sub>改質法を選択しているが、もうひとつの改質方法であるH<sub>2</sub>O改質でも十分に目標の改質率に達する可能性があることから、開発に困難が予想されるCO<sub>2</sub>の吸着脱離とCO<sub>2</sub>改質法を無くし、H<sub>2</sub>O改質法だけで目標を達成する可能性について検証する必要があると考える。

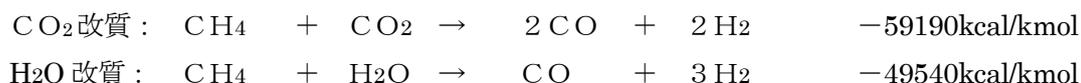
## 7-7. H<sub>2</sub>O 改質での性能検討

改質装置に天然ガス燃料を導入した場合、総燃料の 10%の燃料が副室での着火燃料として使用し、主燃焼室に入る残りの 90%の燃料が、改質装置に送る計画である。改質装置中では改質反応割合によって、残存する元の天然ガス濃度が変化する。したがって、燃料改質による発熱量の増加は、改質割合によって左右されるので、改質割合を変えた場合を計算した。また、改質装置は、天然ガス中のメタン(CH<sub>4</sub>)のみ反応すると仮定して計算を行った。

計算は、初期の計画の CO<sub>2</sub> 改質と H<sub>2</sub>O 改質による連続改質と、改質割合を 65~90%まで変化させた H<sub>2</sub>O 改質について行った。

投入天然ガス燃料	: 408.0 kW	(35.3 Nm <sup>3</sup> /h)	
副室投入分	: 40.8 kW	( 3.5 Nm <sup>3</sup> /h)	
改質装置(主室投入分)	: 367.2 kW	(31.8 Nm <sup>3</sup> /h)	
改質装置(メタンのみ)	: 310.0 kW	(28.1 Nm <sup>3</sup> /h)	1225.2 mol/h(含有割合 88.5%)

改質反応は、以下の化学反応式を用い、反応計算を行った。



CO<sub>2</sub> 改質反応ではメタンと同モルの CO<sub>2</sub> が必要であるが、2.3 倍に増やすと反応が促進されるとの報告に基づき、CO<sub>2</sub> の量を増加させる必要がある。H<sub>2</sub>O 改質でも同様に 5.7 倍流量を増加させる必要がある。連続改質での目標の改質率は、CO<sub>2</sub> 改質で 50%、H<sub>2</sub>O 改質で 65%、合計 83% を目標にした。CO<sub>2</sub> 改質での CH<sub>4</sub> 使用量は、投入の半分の 627.6mol/h となるので、必要な CO<sub>2</sub> 量を算出すると、1464.4mol/h、32.8m<sup>3</sup>/h 必要となる。表 7-8 の脚注に示すように、排出ガス(703.4kg/h、562.1m<sup>3</sup>/h)中の CO<sub>2</sub> ガス濃度は 7.2%で、40.8m<sup>3</sup>/h あるので、改質反応での使用量を賄うことができる。しかし、必要量の 1.24 倍しか無いので、未燃の燃料や EGR 率が高くなると、CO<sub>2</sub> は不足する可能性もある。すなわち、エンジンの燃焼状態により、改質装置への CO<sub>2</sub> 供給が変化するので、CO<sub>2</sub> 改質は必要量を作成できる H<sub>2</sub>O 改質よりもリスクが高い。

改質装置へ流れる前記 CH<sub>4</sub> が、上記反応式で反応した場合の生成ガスの割合を表 7-9~7-10 に示す。表中には、残存する CH<sub>4</sub> と改質反応で使用した CH<sub>4</sub> の合計も記入した。改質装置には、CH<sub>4</sub> 以外の燃料成分も導入される。改質装置の中で反応せずに排出されたと仮定した場合の熱量を表 7-11 に示す。エンジンに投入される燃料は、副燃焼室分の 40.8kW と改質された H<sub>2</sub> と CO<sub>2</sub>、そして未反応の CH<sub>4</sub> とその他の成分となる。これらを合計した結果を表 7-12 と図 7-4 に示す。表中の倍率は、生成した H<sub>2</sub> と CO 燃料の合計熱量を、改質反応した CH<sub>4</sub> 燃料の熱量の比で除した値である。CH<sub>4</sub> を燃焼させた場合の発熱量は 212,400kcal/kmol で、燃料を H<sub>2</sub>O 改質して CO 1 モルと H<sub>2</sub> を 3 モル燃焼させた場合の発熱量は 273,080kcal/kmol で元の CH<sub>4</sub> の 1.29 倍になる。CO<sub>2</sub> 改質の場合には、この比は 1.28 倍となる。

表 7-9. 改質反応生成ガス (mol/h)

	改質率	CO	H2	CH4残	CO2	H2O	使用CH4	CH4合計
		mol/h	mol/h	mol/h	mol/h	mol/h	mol/h	mol/h
CO2、H2O連続	83%	1663.1	2479.0	219.7	836.8	1903.7	1035.5	1255.2
H2O改質	65%	815.9	2447.6	439.3	0.0	3807.4	815.9	1255.2
	70%	878.6	2635.9	376.6	0.0	4100.3	878.6	1255.2
	80%	1004.2	3012.5	251.0	0.0	4686.0	1004.2	1255.2
	90%	1129.7	3389.0	125.5	0.0	5271.8	1129.7	1255.2

表 7-10. 改質反応生成ガス (m<sup>3</sup>/h)

	改質率	CO	H2	CH4残	CO2	H2O	使用CH4	CH4合計
		m3/h	m3/h	m3/h	m3/h	m3/h	m3/h	m3/h
CO2、H2O連続	83%	37.3	55.5	4.9	18.7	42.6	23.2	28.1
H2O改質	65%	18.3	54.8	9.8	0.0	85.3	18.3	28.1
	70%	19.7	59.0	8.4	0.0	91.8	19.7	28.1
	80%	22.5	67.5	5.6	0.0	105.0	22.5	28.1
	90%	25.3	75.9	2.8	0.0	118.1	25.3	28.1

表 7-11. CH<sub>4</sub> 以外の燃料発熱量

	含有量	流量	素材発熱量	発熱量	
	%	m3/h	kcal/Nm3	kcal/h	kW
C2H6	4.6%	1.46	16600	24259	28.2
C3H8	5.4%	1.72	22500	38600	44.9
C4H10	1.5%	0.48	30600	14582	17.0
合計		3.65		77442	90.0

表 7-12. エンジンに投入される燃料の発熱量 (kW)

	改質率	H2	CO	CH4残	改質ガス	倍率	燃料合計
		kW	kW	kW	kW		kW
CO2、H2O連続	83%	130.7	197.5	54.3	472.4	1.28	513.2
H2O改質	65%	64.1	195.0	108.5	457.6	1.29	498.4
	70%	69.0	210.0	93.0	462.0	1.29	502.8
	80%	78.9	239.9	62.0	470.9	1.29	511.7
	90%	88.8	269.9	31.0	479.8	1.29	520.6

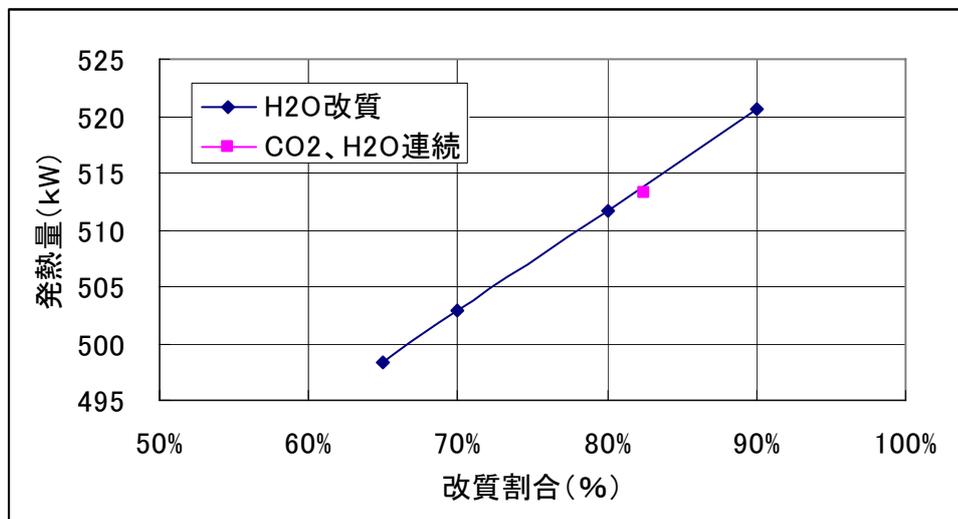


図 7-4. 燃料の改質割合と発熱量

今回計算した CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O 連続改質の燃料の総発熱量は、図 2-2 に示す目標の改質装置付きシステムの熱フロー図のエンジン投入燃料の値 496kW より 17kW 高くなっている。これは、燃料の残存分まで正確に計算したためである。H<sub>2</sub>O 改質には蒸気が必要であり、単独で改質させて改質率を高めると、蒸気をより多く使用することになる。蒸気の使用量を算出した結果を表 7-13 に示す。

表 7-13. 改質反応での蒸気使用量

	改質率	反応量				必要流量			
			気体	重量	液体		気体	重量	液体
		mol/h	m <sup>3</sup> /h	kg/h	L/h	mol/h	m <sup>3</sup> /h	kg/h	L/h
CO <sub>2</sub> 、H <sub>2</sub> O連続	83%	407.9	9.1	7.3	7.4	2311.6	51.8	41.6	41.7
H <sub>2</sub> O改質	65%	815.9	18.3	14.7	14.7	4623.3	103.6	83.2	83.4
	70%	878.6	19.7	15.8	15.8	4978.9	111.5	89.6	89.8
	80%	1004.2	22.5	18.1	18.1	5690.2	127.5	102.4	102.6
	90%	1129.7	25.3	20.3	20.4	6401.5	143.4	115.2	115.4

表中の反応量とは改質反応に使われる分で、必要流量とは反応させるために必要な量で反応量の 5.7 倍である。今期作製した蒸気生成熱交換器の生成量は 100kg/h なので、H<sub>2</sub>O 改質率を 80% に高めると、反応に必要な蒸気が不足することになる。また、蒸気を改質装置に送ると、蒸気をタービンでのエネルギー回収に用いることができない。但し、CO<sub>2</sub> 改質の場合も同じであるが、5.7 倍必要なのは蒸気単独なのか、それとも混成ガスで流量だけなのか、今後の改質反応の試験で、検証する必要がある。いずれにしろ、再循環方式を考える必要がある。

改質反応は吸熱反応であり、この熱を排気タービン下流の熱量 170kW から用いる計画である。改質反応に必要な熱量を算出した結果を表 7-14 に示す。

表 7-14. 改質反応による消費熱量

	改質率	CO <sub>2</sub> 改質		H <sub>2</sub> O改質		合計	残熱量
		反応流量	反応熱量	反応流量	反応熱量		
		mol/h	kW	mol/h	kW		
CO <sub>2</sub> 、H <sub>2</sub> O連続	83%	1255.2	86.4	815.9	47.0	133.4	36.6
H <sub>2</sub> O改質	65%	0.0	0.0	1631.7	94.0	94.0	76.0
	70%	0.0	0.0	1757.3	101.2	101.2	68.8
	80%	0.0	0.0	2008.3	115.7	115.7	54.3
	90%	0.0	0.0	2259.3	130.1	130.1	39.9

改質装置の下流には、蒸気発生熱交換器が有り、55kW 消費する計画であるので、反応で残った熱量がそれ以上でなければならない。したがって、蒸気の消費量と同様に改質率は 70% 程度が良いと考える。

前記のように改質割合を変更すると、下流のシステム設定まで影響を及ぼすことになる。各システムの熱量を考慮して、最終的な出力と効率を計算した結果を表 7-15 に示す。また、改質率と効率の関係を図 7-5 に示す。計算に使用した燃料の発熱量は表 7-12 の値を使用し、効率 38% で、エンジン出力を算出し、それに応じて、排気タービン出力、蒸気タービン出力を簡易的に算出した。発電出力の合計から、コンプレッサー仕事分(14kW)と水ポンプ駆動分

(5kW)を差し引いた。

表 7-15. 燃料改質率と出力、効率

	改質率	エンジン出力	排気T出力	蒸気T出力	合計	補機除く	総出力	効率
		kW	kW	kW	kW	kW	kW	
CO <sub>2</sub> 、H <sub>2</sub> O連続	83%	195.0	56.7	12.5	69.2	50.2	245.2	60.1%
H <sub>2</sub> O改質	65%	189.4	55.0	3.6	58.6	39.6	229.0	56.1%
	70%	191.1	55.5	2.2	57.7	38.7	229.8	56.3%
	80%	194.4	56.5	0.0	56.5	37.5	231.9	56.8%
	90%	197.8	57.5	0.0	57.5	38.5	236.3	57.9%

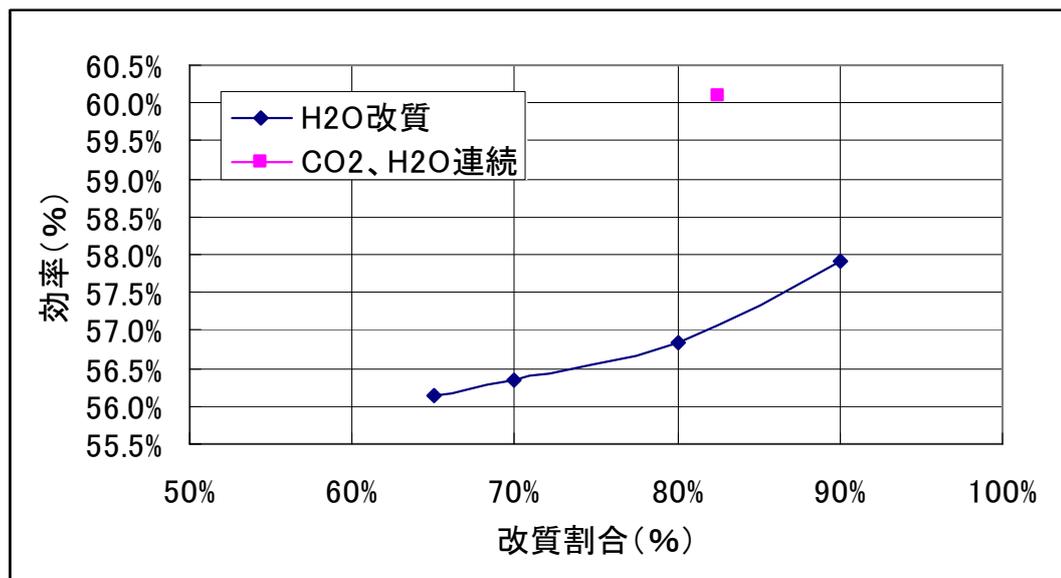


図 7-5. 燃料改質率と最終効率の関係

CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O 連続改質の場合には、蒸気タービンから大きな出力を得られるので、効率も高くなるが、H<sub>2</sub>O 単独改質の場合には、改質割合を高くすると、燃料の総発熱量が高くなる分、効率は高くなるが、反面蒸気タービンからの出力が得られない分だけ、連続改質の場合よりも効率は低下する。前記のように、蒸気生成量と改質装置後の熱量を考慮すると、H<sub>2</sub>O 改質における改質割合の目標は 70%程度が良いと考える。この場合、蒸気タービンの出力は、2.2kW と少ないので、取り除いた場合を考慮すると、システムの総出力は 227.6kW となり、効率は 55.8%となる。改質割合 70%で、蒸気タービンを除いた場合のシステムの熱フローを図 7-6 に示す。

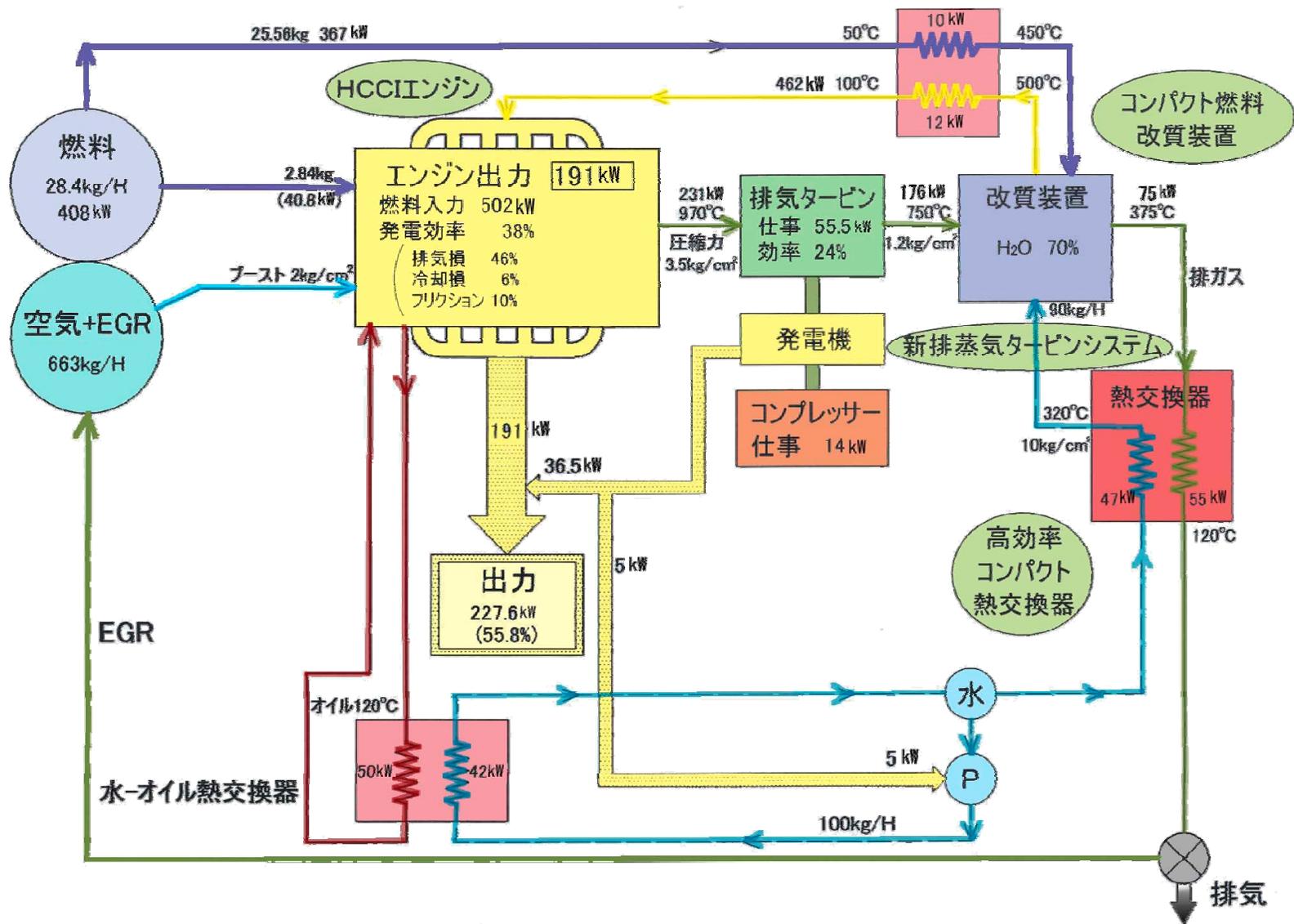


図 7-6. H<sub>2</sub>O 改質単独の場合の熱フロー

## 8. まとめ

### 8-1. 天然ガスを用いたHCCI型多気筒エンジンの開発

平成16年度に開発した6気筒エンジンを用い、予混合圧縮着火（HCCI）燃焼の安定燃焼範囲の拡大を図るべく、燃料流量や吸気温度等を外部から調整可能な方法で制御し、気筒毎に異なる燃焼を均一にすべく、試験を試みて燃料負荷の増加を図った。本システムの基本的な考え方は主室内の均一混合気は自着火させず、副室燃料の燃焼による着火後、穏やかな状態で、主室の燃料を燃焼させることであった。

着火温度が高い天然ガス燃料の始動性を改善し、副室式遮熱エンジンの特徴である着火性の良さをさらに向上させるため、副室に導入する燃料を加熱する燃料加熱ヒーターを設計し、試作した。その結果、着火性を大幅に改善することができた。天然ガスの一部をヒーター加熱し、着火源とすることができたので、HCCIエンジンの基本成立条件を確立できた。即ち、着火用副室燃料の温度を高くし、主室へ導入する均一希薄混合気の温度を低くできるので、主室でのノッキングを避け、副室着火→火炎伝播により、NO<sub>x</sub>が低く熱効率の高い燃焼ができる見通しを得た。今後はEGRにより、燃焼速度を抑えた主室燃焼の領域を大きく増加させる計画である。

### 8-2. 新ターボコンパウンドエンジンの開発

新ターボコンパウンドエンジンの主要部品となる排気-蒸気タービンの設計検討を行い、回転数 60000rpm、48kW 出力の磁束制御式永久磁石発電機を設計した。当初は、排気と蒸気を混合して両軸からエネルギーを回収できるように設計し、市販の電動高過給コンプレッサーについて検討したところ、消費電力が高く、装置も巨大である点と、反転型のタービンのブレード、スクロールの製作に時間と費用を要するので、コンプレッサーとタービン一体型のターボチャージャージェネレーター方式へ変更した。ターボチャージャージェネレーターを2つ取り付けることで、排気-蒸気タービンの出力を電力に変え、コンプレッサー機能を合わせ持つように設計を変更して製作した。また、蒸気発生熱交換器は既存のものではなく、金属多孔質体を使用した多管式熱交換器として、設計し製作した。

これらの装置を取り付け、性能を評価した。発電機のない、ターボチャージャー付きエンジンで実現した性能は 125kW、熱効率 34%であった。次に発電機付きターボチャージャーを取り付けて試験したところ、タービンのブレードとスクロール間の隙間が大きいため性能が十分出ず、タービンの効率は 52%であり、14.9kW の発電であった。このときのエンジン出力は、118.5kW で、システム全体の出力は 133.4kW で、効率は 41%となった。

ブレードとスクロール間の隙間を修正した。この時のエンジン出力で、タービン効率が予定通り 75%を実現した場合、熱効率は 44%になる。残念ながら目標値の 50%を実

現できなかつたが、エンジンの負荷を予定の 100%まで上昇させ、排気ガス温度と圧力を予定の 850℃、0.35MP a にすることが出来れば断熱熱落差が 2600Kcal/Kmol となり、目標値の達成は可能と考える。但し、この場合、負荷上昇と共に壁面温度も上昇するので、今後の試験はエンジンを損傷しないためにも充分慎重な温度管理を進める必要がある。

### 8-3. 実用コンパクト熱交換器の開発

ニッケル-クロム金属多孔質体と隔壁の接合体を真空ロウ付け法により完成させた。アルミニウムのコーティングに関しては、均一にコーティングすることが困難であったが、フラックスの成分を変更することにより克服することができ、目標の内部構造であるニッケル-クロム→アルミ-ニッケル-クロム合金層→アルミニウムの層を作ることができた。しかし、アルミニウム層が計画よりも厚くなったため、熱交換試験において、流量の少ない試験となり、目標の熱通過率に達しなかったが、熱交換効率は従来品の 80.5%から 92%へ高めることができた。

### 8-4. 燃料改質装置の開発

平成 14 年度に選定した基本組成の触媒の性能を調べるため、実機と同じ温度勾配を設定できる小型のガス改質評価装置の設計を行い、試作反応器を完成させた。評価装置のベースになる熱交換試験装置の仕様決定と製作が長引いたため、改質反応について十分な試験が実施出来なかったが、初期試験では従来の活性が得られた。

### 8-5. CO<sub>2</sub>吸着、脱離装置の開発

CO<sub>2</sub>吸着脱離物質の再調査を実施した。当初使用予定であったリチウムジルコネートの脱離温度が高く、当初計画のCO<sub>2</sub>吸着脱離装置配置では使用困難であることが判った。他の吸着脱離物質のCO<sub>2</sub>吸収量に関しても吸収量の調査を実施した。膜分離法の調査を実施したが、開発過程のものばかりで、使用するには時期尚早であった。また、実際に使用されているアミン系の液体吸収剤に関しても、本エンジンシステムに採用するには更なる開発の時間を要することが解かった。

アミン系の液体吸収剤は、リチウムジルコネートで製作する吸着、脱離装置よりも装置の大きさが 1.8~6.6 倍大きくなることと、開発に時間を要することから、CO<sub>2</sub>改質無でH<sub>2</sub>O改質だけとした場合を想定し、その性能予測を行った。

H<sub>2</sub>O改質だけにすると、反応温度を 700℃、滞留時間 4~6 秒として、改質率 80%を達成する時に、水蒸気流が 100kg/hr に達し、生成する蒸気を改質反応に使用してしまうので、蒸気による発電分が少なくなり、効率が低下する。それでも、改質率 70%で、総合効率 56%に達することが予測できた。しかし、H<sub>2</sub>O改質のみの条件では反応温度等の条件を最適化できるので、さらに総合効果は向上できるものと考えられる。

## 9. 目標値との比較と今後の見通し

### 9-1. エンジン本体の出力性能

エンジン本体だけでの出力の目標値は以下の通りである。

出力……………目標値：155kW（1500rpm）

発電効率…目標値：38%（熱効率 40%）

6気筒エンジンでは、燃料流量、圧縮比等を均一化させ、6気筒全ての燃焼を揃えることを目指し、気筒間の差を燃料流量に関しては0.005L/sec以下、吸気温度は3℃以内、圧縮比は±0.2以下に調整し、燃焼の均一化を実現できたので燃料流量を除々に増加した。昨年度の結果と本年度の結果と目標値の比較を表9-1に示す。また、出力と目標値を比較した結果を図9-1に示す。

出力……………現状値：125.2kW（1500rpm）

発電効率…現状値：33.4%（熱効率 35.4%）

表 9-1. エンジン性能試験結果比較

	単位	目標値	昨年度	現状値
出力	kW	155	89.8	125.2
熱効率	%	40	37.7	35.4
燃料流量(1気筒)	L/sec	1.63	1.0	1.4
過給圧	kPa	160	58	102
EGR率	%	60	57	50
NO <sub>x</sub>	g/kW/h	0.10	0.45	0.27
THC	g/kW/h	0.17	2.79	3.48

目標の出力に対して80%の出力が得られるまでに、負荷を向上させることができたが、この場合、熱効率は低下した。熱効率が低くなった原因としては、過給圧が低くEGR率が高いので、空気不足により燃焼が不完全になるものと考えられる。気筒毎の熱発生率を極力揃えているが、主室での均一混合気量、EGR量が気筒毎で異なり、拡散燃焼部分に差が生じていた。吸入空気圧力は単気筒の方が高いが、EGR率は同等である。6気筒の場合には、ターボチャージャーを用いているので、単気筒に比べて吸気圧の選択の自由度が無いため、吸気圧は低下した。本エンジンでの燃焼は、副室燃料で着火し、吸気温度の低い主燃焼室で火炎伝播させ、EGRと水噴射で燃焼を抑制させるのが目標である。単気筒の燃焼波形で観察された、副室着火燃焼のピークに続く拡散燃焼のピークが高くなっている。これは、副室で燃焼した火炎が主燃焼室の希薄混合気に伝播し、一気に燃焼しているためで、現状の主室温度を低くして、この拡散燃焼のピークを下げる必要がある。これによって、燃焼を熱発生率300~400 J/° をクランク角35~40度の目標に近づけ、排気圧力を高くすると吸気圧も上昇するので、燃焼を安定化させることができると考える。

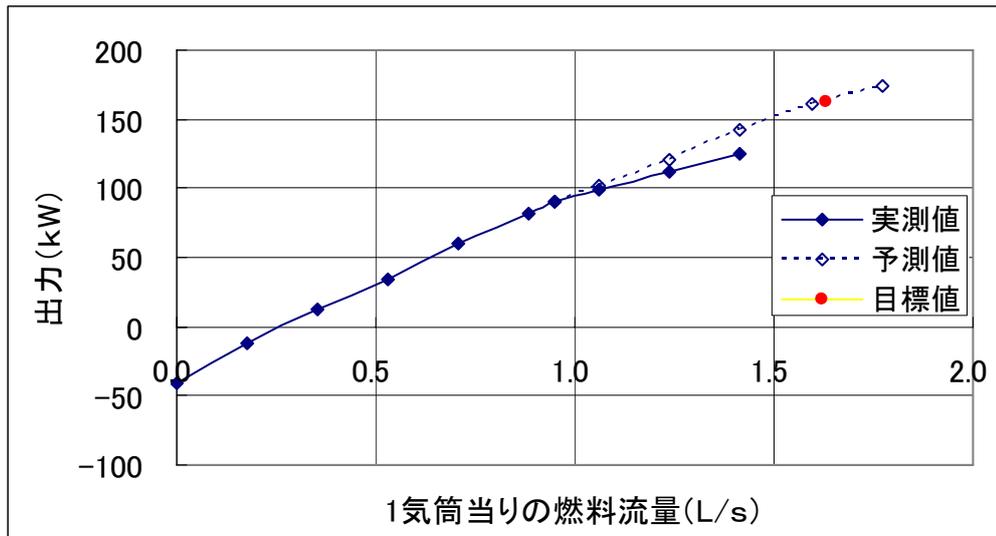


図 9-1. 出力の実測値と予測値

## 9-2. 排ガス性能

当開発に先立って決めた目標値を以下に示す。

NO<sub>x</sub> 排出量……………目標値：0.10g/kWh

H<sub>C</sub> 排出量 ……………目標値：0.17g/kWh

今期中に実施した排気ガス試験の現状値を以下に示す。

NO<sub>x</sub> 排出量……………現状値：0.27g/kWh

H<sub>C</sub> 排出量 ……………現状値：3.48g/kWh

NO<sub>x</sub> は目標値に対して高いが、昨年度より低下させることができた。THCは昨年度より増加し、目標値よりさらに高くなった。

NO<sub>x</sub> に関しては、平成17年10月施行の国が定めた技術指針による1.0 g/kWhの1/3以下であった。他の天然ガスエンジンと比較しても、良いレベルに到達しており、均一混合気（HCCI燃焼）の効果が現れていると考える。NO<sub>x</sub> は主燃焼室での拡散燃焼の安定化により、さらに減少させることができると思われるので、副室制御弁の開弁タイミングを上死点後にし、燃焼開始時期をリタードさせ、燃焼温度を下げることと、EGRの最適化と低吸気温度の低下を進めることによって、目標に達せるものと考えている。

H<sub>C</sub>の目標値は、平成17年10月施行の国の技術指針と同じ値であるが、現状値は、目標値よりかなり高いレベルであった。目標値を達成させるためには、混合気の完全燃焼が困難なピストンとシリンダー間の隙間に侵入し、そのまま完全燃焼せずに排出する未燃焼分を低減させることが有効と思われるので、このデッドスペースに燃料混合気が入らないように、先ず空気だけを吸入し、次いで燃料を導入する方式を検討し、解決を図る。一方、本システムは熱エネルギー利用のため、排気後方に、触媒を付けて酸化させる等の方策も可能であり、これらの対策で対応できるものと考えている。

### 9-3. システム性能

本年度製作したターボチャージャージェネレーターをエンジンに付加した全体システムの目標値は下記のとおりである。

総合出力	206	kW
システムの発電効率	50	%
タービン発電機出力	51	kW

ターボチャージャーク付きエンジンで実現した性能は 125kW、熱効率 34%であった。そして、発電機つきターボチャージャークを取り付けた、システム全体の効率は 41%であった。目標に達しなかった原因は、前述したようにターボチャージャークのタービンのブレードとスクロール間の隙間が大きいため性能が十分出なかったためである。その結果、エネルギー回収効果が十分に発揮できず、本年度のターボチャージャークジェネレータの性能は 52%で終了した。この試験の条件と結果を下記に示す。

・ 燃料流量	1.32	L / s (326kW)
・ 排気ガス温度	680	°C
・ タービン入り口圧力	0.165	MP a
・ 断熱熱落差	1143	kcal/kmol
・ 発電機出力	14.9	kW
・ エンジン出力	118.5	kW (排気仕事 7.2kW)
・ システム出力	133.4	kW
・ システム熱効率	41	%

タービン効率が予定通り 75%を実現した場合の全体システムの熱効率は 44%になる。残念ながら目標値 50%を実現できていないが、エンジンの負荷を予定の 100%まで上昇させ、排気ガス温度と圧力を予定の 850°C、0.35MP a にすることが出来れば、断熱熱落差が 2600kcal/kmol となり、目標値の達成は可能と考える。この場合、負荷上昇と共に壁面温度も上昇するので、今後の試験は発電室等の温度管理に注意し、充分慎重に進める必要がある。

#### 9-4. 熱交換器の性能

当開発に先立って定めた目標値を以下に示す。

熱交換器交換効率……………目標値：80%以上

熱交換器熱通過率……………目標値：280W/m<sup>2</sup>・K

本年度は、熱伝導性の高い材質を金属多孔質体にコーティングした接合体での評価を実施した。現状値はその試験結果で、( )内は材質を変更する前の接合体での性能である。

熱交換器交換効率……………現状値：91.7% (80.5%)

熱交換器熱通過率……………現状値：144.6W/m<sup>2</sup>・K (211W/m<sup>2</sup>・K)

熱交換器交換効率は目標値を達成し、それをさらに10%も上回っているが、熱通過率は目標値に達していない。アルミニウム層が計画よりも厚くなり、流量測定装置の能力以上に圧力損失が高く、流量を下げざるを得なかったため透過率を大きくできなかった。流量を増加させた試験を実施すれば、熱通過率の目標値は達成可能である。圧力損失を低下させるためには、アルミニウムコーティング層を薄くしたものを製作する必要がある。

#### 9-5. 改質装置の性能

目標の改質率を以下に示す。

メタン改質率……………目標値：80%以上 (CO<sub>2</sub>改質:55%、H<sub>2</sub>O改質:35%)

本年度は、試験装置の改造元となる熱交換試験に手間取ったため、十分な試験が出来なかったが初期試験では従来と同じレベルの活性が得られた。現状の結果は、以前に実施した結果である。

メタン改質率……………現状値：80% (CO<sub>2</sub>改質:55%、H<sub>2</sub>O改質:35%)

(SV値=3200h<sup>-1</sup>以下)

現状では目標を達成しているが、試験条件が一定温度に触媒を保った状態での試験である。実際の改質装置では、反応器内に温度勾配が有る条件下になるため、本年度に作製した試験装置にて十分な改質反応試験を実施し、同時にH<sub>2</sub>Oのみによる改質についても、目標の達成を目指す予定である。



この報告書は、競艇交付金による日本財団の助成金を受けて作成しました。

平成17年度 天然ガス改質船用遮熱エンジンの研究開発報告書

平成18年3月発行

発行 海洋政策研究財団（財団法人シップ・アンド・オーシャン財団）

〒105-0001 東京都港区虎ノ門1-15-16 海洋船舶ビル

TEL 03-3502-1828 FAX 03-3502-2033

<http://www.sof.or.jp>

本書の無断転載、複写、複製を禁じます。

ISBN4-88404-176-3