

JAERI-Tech

2003-034



JP0350225



HTTR水素製造システム
実規模単一反応管試験装置の機能試験結果報告
(受託研究)

2003年3月

稻垣 嘉之・林 光二・加藤 道雄・藤崎 勝夫・会田 秀樹
武田 哲明・西原 哲夫・稻葉 良知・大橋 弘史・片西 昌司
高田 昌二・清水 明・森崎 徳浩・榎 明裕・前田 幸政
佐藤 博之・重本 雅光*・岩月 仁*・真野 多喜夫*

日本原子力研究所
Japan Atomic Energy Research Institute

本レポートは、日本原子力研究所が不定期に公刊している研究報告書です。
入手の問合わせは、日本原子力研究所研究情報部研究情報課（〒319-1195 茨城県那珂郡東海村）あて、お申し越しください。なお、このほかに財団法人原子力弘済会資料センター（〒319-1195 茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費領布をおこなっております。

This report is issued irregularly.

Inquiries about availability of the reports should be addressed to Research Information Division, Department of Intellectual Resources, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 〒319-1195, Japan.

©Japan Atomic Energy Research Institute, 2003

編集兼発行 日本原子力研究所

HTTR 水素製造システム
実規模単一反応管試験装置の機能試験結果報告
(受託研究)

日本原子力研究所大洗研究所核熱利用研究部

稻垣 嘉之・林 光二・加藤 道雄・藤崎 勝夫・会田 秀樹・武田 哲明・西原 哲夫
稻葉 良知・大橋 弘史・片西 昌司・高田 昌二・清水 明・森崎 徳浩・榎 明裕
前田 幸政・佐藤 博之・重本 雅光*・岩月 仁**・真野 多喜夫***

(2003 年 1 月 31 日受理)

高温核熱利用技術の確立並びに将来の水素利用社会への貢献を目指して、HTTR にメタンの水蒸気改質法（反応式： $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{H}_2 + \text{CO}$ ）による水素製造システムを接続するための研究開発を進めている。実規模単一反応管試験装置は、HTTR 水素製造システムの水蒸気改質器反応管（30 本収納）の 1 本を実寸大で模擬した試験装置で、HTTR 水素製造システムと同じ温度、圧力条件でシステム制御性、水素製造性能等の試験を行うことができる。本試験装置は平成 9 年度より設計・製作を開始し、平成 13 年 9 月に機器の据え付けを完了した。そして、平成 13 年 10 月から平成 14 年 2 月まで実施した機能試験において、各設備の性能確認を行うとともに、高温ヘリウムガスを熱源として $120\text{m}^3\text{N/h}$ の水素製造を達成した。

本報告書は、実規模単一反応管試験装置の機能試験において確認した各設備の性能、水素製造能力、並びに機能試験において発生した主な不具合事項とその対策について述べたものである。

本報告書は、文部科学省の受託研究「核熱利用システム技術開発」の成果である。

大洗研究所：〒311-1394 茨城県東茨城郡大洗町成田町新堀 3607

* 原子力エンジニアリング株式会社

** 石川島播磨重工業株式会社

*** 株式会社日立製作所

**Performance Test Results of Mock-up Model Test Facility with a Full-scale
Reaction Tube for HTTR Hydrogen Production System
(Contract Research)**

Yoshiyuki INAGAKI, Koji HAYASHI, Michio KATO, Katsuo FUJISAKI,
Hideki AITA, Tetsuaki TAKEDA, Tetsuo NISHIHARA, Yoshitomo INABA,
Hiroshi OHASHI, Shoji KATANISHI, Shoji TAKADA, Akira SHIMIZU,
Norihiko MORISAKI, Akihiro SAKAKI, Yukimasa MAEDA, Hiroyuki SATO,
Masamitsu SHIGEMOTO*, Jin IWATSUKI** and Takio MANO***

Department of Advanced Nuclear Heat Technology
Oarai Research Establishment
Japan Atomic Energy Research Institute
Oarai-machi, Higashiibaraki-gun, Ibaraki-ken

(Received January 31, 2003)

Research on a hydrogen production system by steam reforming of methane, chemical reaction; $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{H}_2 + \text{CO}$, has been carried out to couple with the HTTR for establishment of high-temperature nuclear heat utilization technology and contribution to hydrogen energy society in future. The mock-up test facility with a full-scale reaction tube test facility, a model simulating one reaction tube of a steam reformer of the HTTR hydrogen production system in full scale, was fabricated to perform tests on controllability, hydrogen production performance etc. under the same pressure and temperature conditions as those of the HTTR hydrogen production system. The design and fabrication of the test facility started from 1997, and the all components were installed until September in 2001. In a performance test conducted from October in 2001 to February in 2002, performance of each component was examined and hydrogen of $120\text{m}^3/\text{N}/\text{h}$ was successfully produced with high-temperature helium gas.

This report describes the performance test results on components performance, hydrogen production characteristics etc., and main troubles and countermeasures.

Keywords: Nuclear Heat Utilization, HTTR, Hydrogen Production System, Steam Reforming,
Mock-up Model, Full-scale Reaction Tube, Performance Test

Present study is entrusted from Ministry of Education, Culture, Sports, Science and Technology.

* Nuclear Engineering Co., Ltd.

** Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd.

*** Hitachi, Ltd.

目 次

1. 緒 言	1
2. 試験装置の概要	3
3. 機能試験の概要	10
4. 機能試験の結果	12
4. 1 ヘリウムガス供給設備	12
4. 1. 1 機器構成と機能	12
4. 1. 2 試験項目と結果	13
4. 1. 3 まとめ	18
4. 2 水蒸気供給設備	30
4. 2. 1 機器構成と機能	30
4. 2. 2 試験項目と結果	31
4. 2. 3 まとめ	35
4. 3 原料ガス供給設備	40
4. 3. 1 機器構成と機能	40
4. 3. 2 試験項目と結果	40
4. 3. 3 まとめ	43
4. 4 後処理設備	55
4. 4. 1 機器構成と機能	55
4. 4. 2 試験項目と結果	55
4. 4. 3 まとめ	57
4. 5 不活性ガス供給設備	67
4. 5. 1 機器構成と機能	67
4. 5. 2 試験項目と結果	68
4. 5. 3 まとめ	69
4. 6 水素製造性能	76
4. 6. 1 概要	76
4. 6. 2 触媒還元時の挙動	78
4. 6. 3 原料ガス供給時の挙動	79
4. 6. 4 水素製造性能	82
4. 6. 5 試験装置の熱物質収支	85
4. 6. 6 緊急停止時の挙動	86
4. 6. 7 まとめ	87
4. 7 主な不具合事項	98
4. 7. 1 水封ドラムの液位計異常	98
4. 7. 2 原料ガス過熱器からの可燃性ガス漏えい	99

4. 7. 3 フレアスタックからの異音発生	103
5. 結 言	123
謝 辞	123
参考文献	124
付 錄	125
A. 1 蒸気発生器の伝熱性能評価.....	125
A. 2 水素製造量の計算手順.....	126

Contents

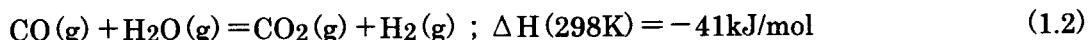
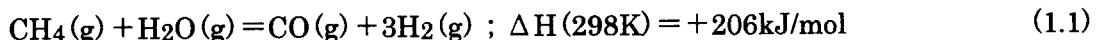
1. Introduction	1
2. Outline of Full-scale Single Reaction Tube Test Facility	3
3. Outline of Performance Test	10
4. Performance Test Results	12
4.1 Helium Gas Supply System	12
4.1.1 Component Arrangement and Function	12
4.1.2 Test Items and Results	13
4.1.3 Conclusion	18
4.2 Steam Supply System	30
4.2.1 Component Arrangement and Function	30
4.2.2 Test Items and Results	31
4.2.3 Conclusion	35
4.3 Raw Gas Supply System	40
4.3.1 Component Arrangement and Function	40
4.3.2 Test Items and Results	40
4.3.3 Conclusion	43
4.4 Product Gas Treatment System	55
4.4.1 Component Arrangement and Function	55
4.4.2 Test Items and Results	55
4.4.3 Conclusion	57
4.5 Inert Gas Supply System	67
4.5.1 Component Arrangement and Function	67
4.5.2 Test Items and Results	68
4.5.3 Conclusion	69
4.6 Hydrogen Production Performance	76
4.6.1 Summary	76
4.6.2 Transient Behavior at Reduction of Catalyst	78
4.6.3 Transient Behavior at Raw Gas Supply	79
4.6.4 Hydrogen Production Performance	82
4.6.5 Heat and Mass Balance of Test Facility	85
4.6.6 Transient Behavior at Emergency Shut-down	86
4.6.7 Conclusion	87
4.7 Main Troubles	98
4.7.1 Failure of Water Level Meter of Water Seal Drum	98
4.7.2 Combustible Gas Leakage from Raw Gas Super heater	99
4.7.3 Noise from Flare Stack	103

5. Concluding Remarks	123
Acknowledgments	123
References	124
Appendix	125
A.1 Estimation of Heat Transfer Performance of Steam Generator	125
A.2 Calculation Method of Hydrogen Production Rate	126

1. 緒 言

高温ガス炉は、冷却材にヘリウムガス、主要構造材並びに減速材に黒鉛を用いることにより、原子炉出口で冷却材温度 950°C を達成することができ、発電のほか、水素製造、化学工業の熱源等、多用途にわたる利用が可能となる。特に水素については、近年の燃料電池自動車への期待の高まりに見られるように、近い将来において需要の急増が予想される。しかし、自然界において単独で存在する水素はごく少量で、ほとんどが水や化石燃料等の化合物の状態で存在していることから、電気と同様に何らかのエネルギーを与えて水素を製造する必要がある。したがって、今後の水素の需要に対しては、環境へ負荷をかけずに大量のエネルギーを確保することが重要な課題となっている。高温ガス炉による水素製造は、熱源として化石燃料を使わないので、CO₂ の排出が少ないので、環境に優しい水素製造システムとして有望である。

日本原子力研究所（以下、「原研」と呼ぶ）では、将来の水素利用社会への貢献を目指して、我が国初の高温ガス炉、高温工学試験研究炉（HTTR : High Temperature Engineering Test Reactor）を用いて、高温ガス炉水素製造システムの研究開発を進めている⁽¹⁾。HTTR 水素製造システムは、高温ガス炉と水素製造システムを安全に接続するための技術開発を目的としたもので、水素製造法は以下に示すメタンの水蒸気改質法である。



ここで、 ΔH : 標準生成熱、添字 g : 気相状態を表す。(1.1)式の反応に必要な熱は、工業界の水素製造システムでは燃焼ガスで供給しているが、HTTR 水素製造システムでは、原子炉から供給される高温のヘリウムガスを利用する。

HTTR 水素製造システムについてはこれまで概念・詳細設計が進められており、Fig. 1.1 に示す系統構成が定められた。原子炉で 950°C に加熱された 1 次ヘリウムガスは、中間熱交換器で 2 次ヘリウムガスへ熱交換されて（熱交換量 10MW）、水蒸気改質器、蒸気発生器等に熱源として供給される。水蒸気改質器には改質反応を行わせるため、触媒を充填した触媒管が設置されており、触媒管の外側をヘリウムガス（圧力：4.1MPa、水蒸気改質器入口温度：880°C）、内側をプロセスガス（メタンと水蒸気の混合ガス並びに反応後の生成ガスの総称、圧力：4.5MPa、水蒸気改質器入口温度：450°C）が流れて熱交換を行う。

この HTTR と水素製造システムの接続の前に、水素製造システムの動特性挙動、制御特性等を明らかにすることを目的として、炉外試験を計画し、実規模単一反応管試験装置（以下、「試験装置」と呼ぶ）の建設を進めてきた。試験装置は平成 9 年度より設計・製作を開始し、平成 13 年 9 月に製作を完了した。そして、平成 13 年 10 月から平成 14 年 2 月まで機能試験を行い、高温ヘリウムガスを熱源として 120m³N/h の水素製造に成功した。原料ガスにはアラスカ産の LNG（液化天然ガス：メタンの成分割合が 99% 以上）を使用した。本報は、この機能試験の結果について報告するものである。

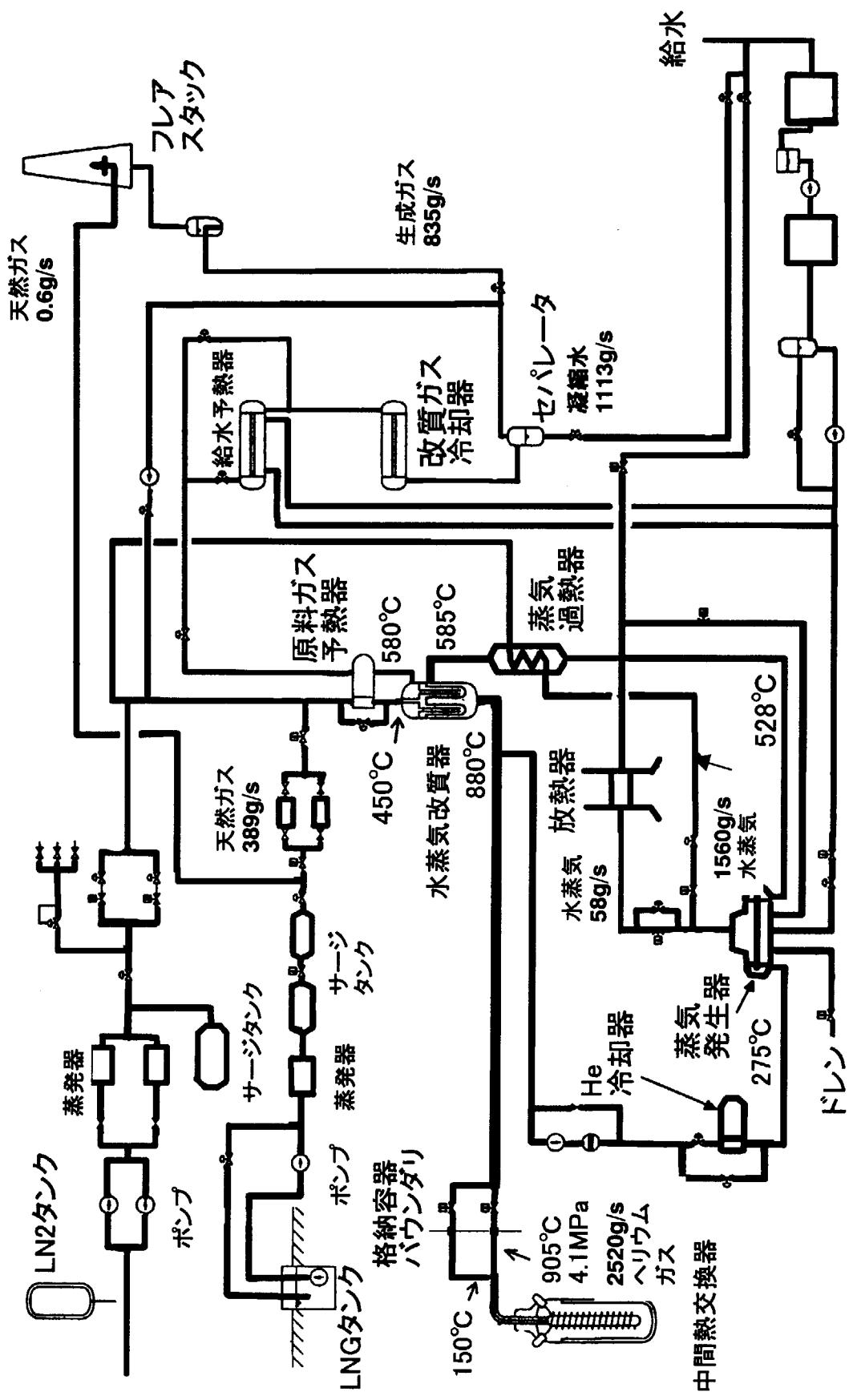


Fig. 1.1 Schematic flow diagram of HTTR hydrogen production system.

2. 試験装置の概要

試験装置は、HTTR水素製造システムの動特性挙動、制御特性等を明らかにし、安全審査対応のデータ取得、並びに解析コードの検証を目的として、平成16年度まで以下の試験を実施する計画である^(2, 3)。

- ①水素製造システムの静的・動的挙動の把握。
- ②原子炉への外乱抑制、触媒管差圧制御等の運転制御技術の確立。
- ③高温機器（水蒸気改質器等）の開発・実証。
- ④水素製造システムの運転技術の習得。

試験装置は、HTTR中間熱交換器から下流の水素製造システムの主要機器を模擬したものである。Table 2.1にHTTR水素製造システムと試験装置の主要諸元、Fig. 2.1に試験装置の系統構成、Fig. 2.2に試験装置の機器配置図を示す。試験装置は、原料ガスと水蒸気を反応させて水素を製造するための水蒸気改質器、熱源となるヘリウムガスを水蒸気改質器に供給するヘリウムガス供給設備、水蒸気改質器に原料を供給するための原料ガス供給設備及び水蒸気供給設備、起動及び停止時に水蒸気改質器に窒素ガスを供給するための不活性ガス供給設備、水蒸気改質器で製造された水素等の生成ガスを燃焼処分するための後処理設備の他、冷却水設備、計測制御設備、電気設備等で構成している。

ヘリウムガス供給設備は、ヘリウムガス循環機、原子炉に相当してヘリウムガスの加熱源となる電気ヒータを内蔵したヘリウムガス加熱器、ヘリウムガス冷却器等から成る主循環設備とヘリウムガス中の不純物を除去するヘリウムガス精製設備、ヘリウムガス供給設備の供給、回収、圧力調整を行うヘリウムガス圧力調整設備で構成される。

原料ガス供給設備は、液化天然ガス（LNG）の状態で貯蔵するLNGタンク、LNGポンプ、LNGを気化するためのLNG蒸発器、原料ガス加熱器、原料ガス過熱器等から成る。

水蒸気供給設備は、純水を貯蔵するための給水受入タンク、水精製器、脱気装置、給水タンク、供給ポンプ、水予熱器、蒸気発生器、蒸気過熱器等から成る。

後処理設備は、水蒸気改質器で生成した生成ガスを燃焼処分するためのフレアスタック、生成ガス冷却器等で構成した。反応に使用されなかった余剰水蒸気は、生成ガス冷却器で水に凝縮し、反応の原料として再利用する。

不活性ガス供給設備は、水素製造システムの起動・停止時において、水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度が600°C以下のときに、原料ガスの代わりに窒素ガスを供給するための設備で、液体窒素（LN₂）の状態で貯蔵するLN₂タンク、LN₂ポンプ、LN₂蒸発器、サージタンク等から成る。試験装置の起動及び停止時に、600°C以下の温度域で原料ガスを供給すると触媒に炭素が析出する可能性があるため、起動時にはヘリウムガス温度の上昇とともに窒素ガスから原料ガスへ、停止時にはヘリウムガス温度の降下とともに原料ガスから窒素ガスへ徐々に置換できる構成にした。また、触媒の使用開始時に触媒を還元するための水素供給系を併せて設けてある。

試験装置の熱流動条件については、温度、圧力についてはHTTR水素製造システムと同じ条件下で試験を行えるものとした。ヘリウムガスやプロセスガスの流量については、水蒸気改質器の

触媒管内外の熱伝達特性、圧力損失特性、改質反応特性を明らかにする上で必要な最小限とし、できること、すなわち、HTTR 水素製造システムの 1/30 とした。

試験装置の定格運転条件を以下に示す。ここで定格運転条件とは、HTTR 水素製造システムと同じ温度、圧力であり、各ガスの流量については上述したように HTTR 水素製造システムの 1/30 である。

(a) ヘリウムガスの定格運転条件

- ・水蒸気改質器入口圧力 : 4.0 MPa
- ・水蒸気改質器入口温度 : 880°C
- ・水蒸気改質器出口温度 : 650°C
- ・ガス循環機入口温度 : 150°C
- ・循 環 流 量 範 囲 : 0~100 g/s、定格運転時 91 g/s

(b) 原料ガス（天然ガス）の定格運転条件

- ・水蒸気改質器入口圧力 : 4.3 MPa
- ・水蒸気改質器入口温度 : 450°C
- ・水蒸気改質器出口温度 : 600°C
- ・供 給 流 量 範 囲 : 0~16 g/s、定格運転時 12 g/s

(c) 水蒸気の定格運転条件

- ・水蒸気改質器入口圧力 : 4.3 MPa
- ・水蒸気改質器入口温度 : 450°C
- ・供 給 流 量 範 囲 : 0~58 g/s、定格運転時 47 g/s

(d) 反応条件及び水素製造量

- ・水蒸気／原料ガス供給比 (S/C 比) : 2.5~3.5 、定格運転時 3.5
- ・水素製造量 : 110 m³N/h

Table 2.1 Design specifications of HTTR hydrogen production system and test facility.

項目	HTTR 水素製造システム	実規模単一反応管試験装置
圧 力 プロセスガス / ヘリウムガス	4.3 / 4.1 MPa	4.3 / 4.1 MPa
水蒸気改質器入口温度 プロセスガス / ヘリウムガス		450 / 880°C
水蒸気改質器出口温度 プロセスガス / ヘリウムガス	580 / 585°C	600 / 650°C
天然ガス供給量	389g/s (24mol/s)	12g/s (0.75mol/s)
ヘリウムガス循環量	2520g/s	91g/s
水蒸気/天然ガス供給比(S/C)	3.5	2.5~3.5
水素製造量	4200m ³ _N /h	110Nm ³ _N /h
熱 源	原子炉 (10MW)	電気ヒーター (420kW)

This is a blank page.

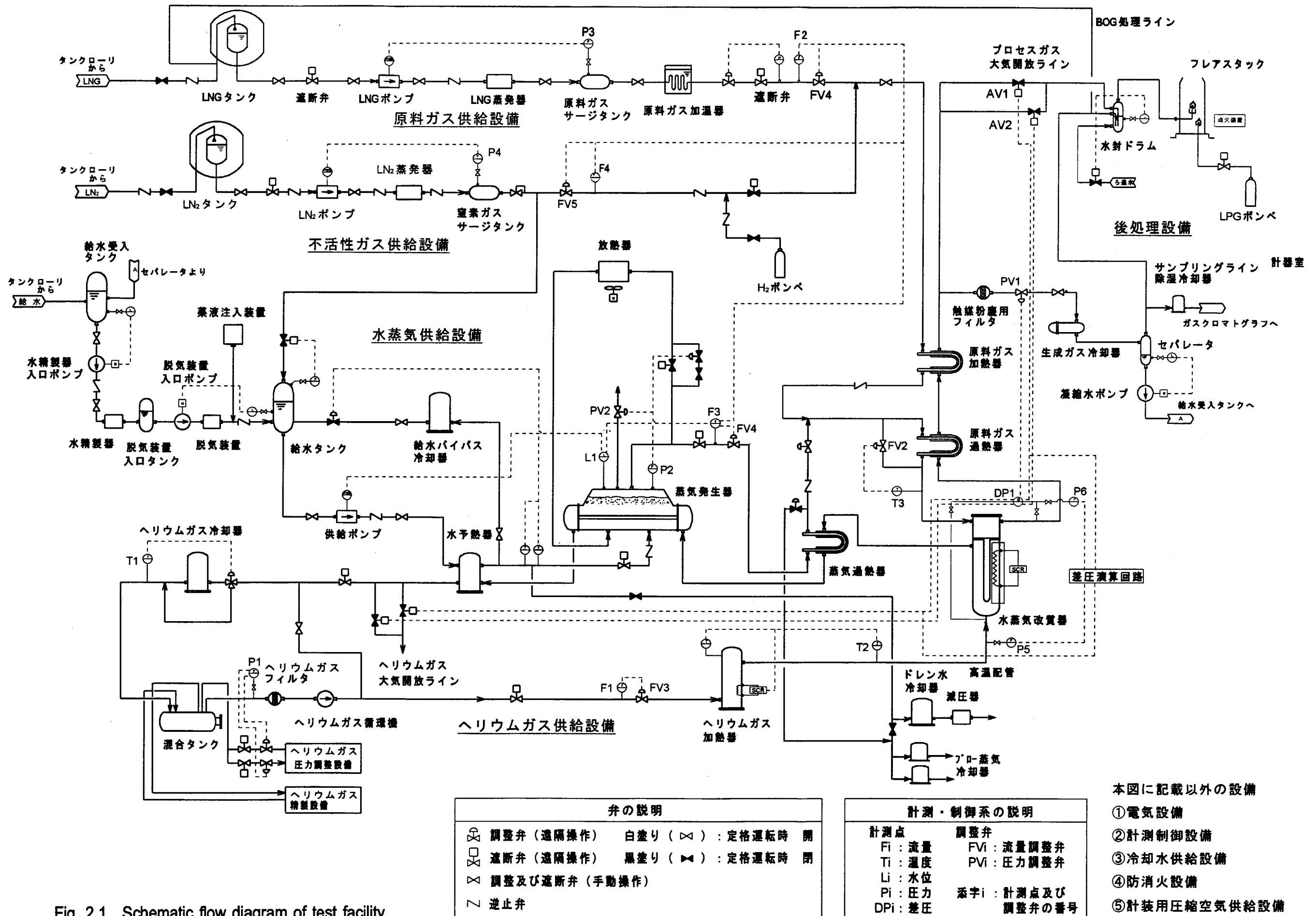


Fig. 2.1 Schematic flow diagram of test facility.

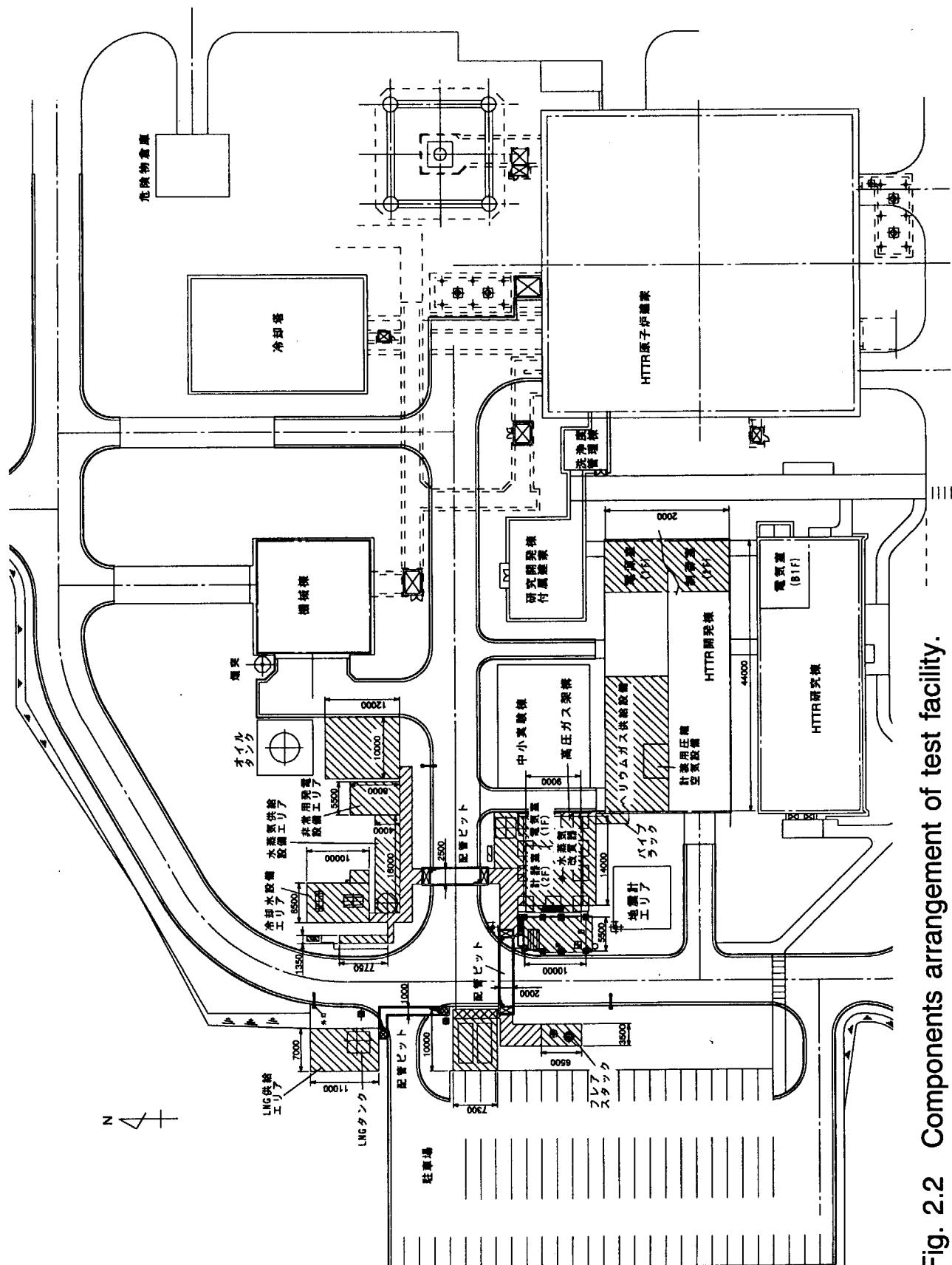


Fig. 2.2 Components arrangement of test facility.

3. 機能試験の概要

試験装置は、設備工事完了後、ユーティリティ設備を稼働させて電気、計装用空気、冷却水等を供給し、ヘリウムガス、不活性ガス、天然ガス等の実ガスを通気させたうえで動作試験を行い、所定の性能が達成できることを確認して完成となる。しかし、動作試験は各設備単独で実施できるものと、例えば水蒸気供給系のように蒸気を発生させる試験にはヘリウムガス供給設備が正常に稼働した後でなければ実施できない等、複数の設備を連携動作させてはじめて実施できる性質のものとがある。そこで、試験を各設備単独で実施できる項目(単体機能試験)と連携させて実施する項目(総合機能試験)に分類し、実施した。また、計測制御設備のうち、特に各設備の制御器の制御定数については各設備単独に仮設定しておき、各設備を連携して運転するときに調整することとした。

機能試験スケジュールを Fig. 3.1 に示す。単体機能試験の大部分は 10 月までに終え、11 月から翌年の 2 月中旬までの間に残りの単体機能試験並びに総合的な機能試験を実施した。11 月からはヘリウムガスの昇圧、循環を開始し、プロセスガス側には窒素を通気しながら、段階的に昇温して、水蒸気供給設備のクリーン・アップを実施した。12 月にはヘリウムガス温度を 700℃まで昇温し、蒸気製造や水素ガスによる触媒還元、水蒸気供給設備の放熱器の機能試験を実施し、一旦試験を終了させた。翌 1 月に試験を再開し、1 月末に水素製造量試験を実施し、試験装置が所定の性能を有することを確認して、一連の機能試験を終了した。

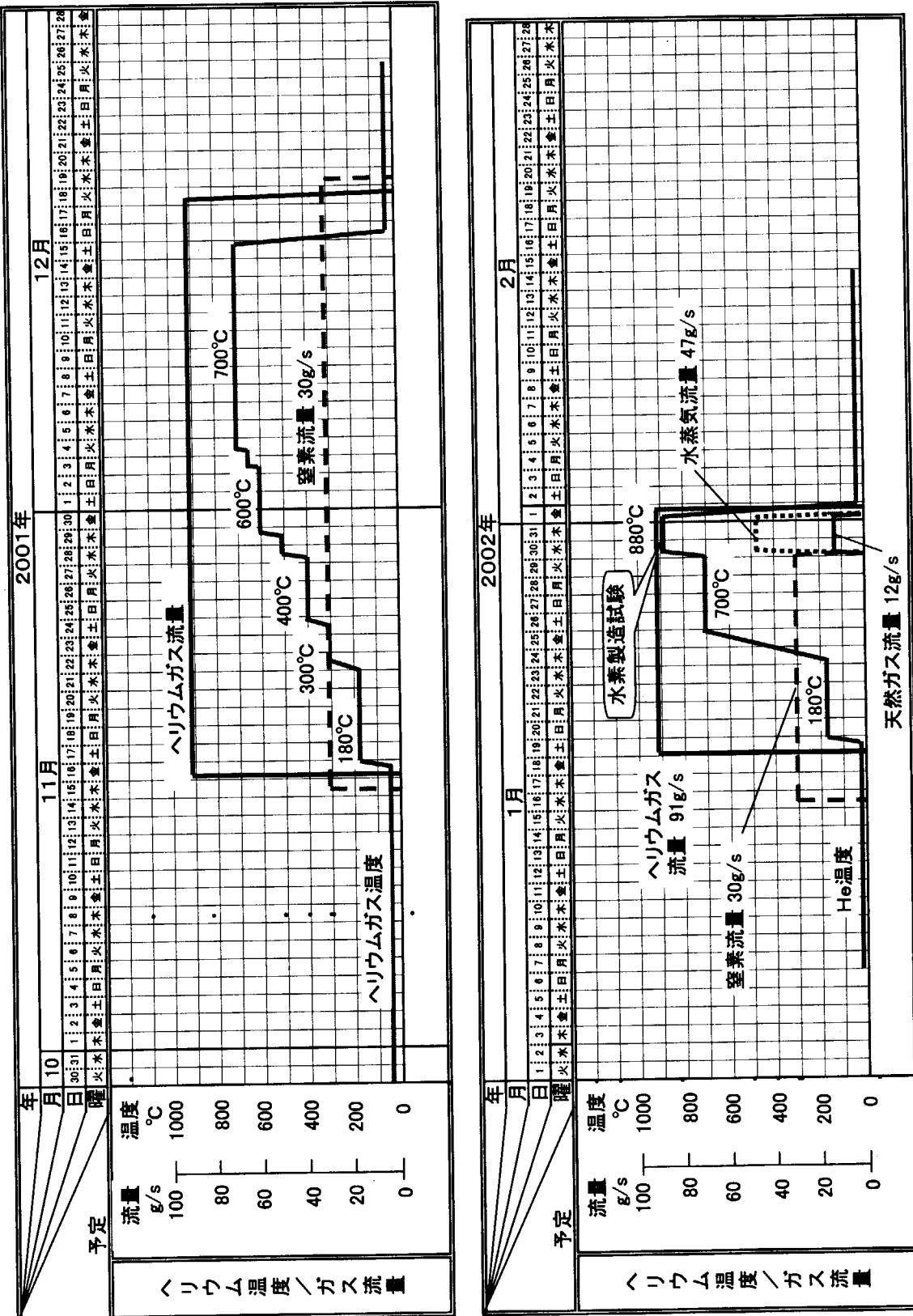


Fig. 3.1 Schedule of performance test.

4. 機能試験の結果

4. 1 ヘリウムガス供給設備

4. 1. 1 機器構成と機能

ヘリウムガス供給設備は、水蒸気改質器に所定の流量、温度、圧力でヘリウムガスを供給する設備で、高温・高圧のヘリウムガスを循環する主循環設備、ヘリウムガスの圧力を制御するヘリウムガス圧力調整設備、ヘリウムガス中の不純物を除去するヘリウムガス精製設備で構成される。

(1) 主循環設備

Fig. 4.1.1 に主循環設備の系統図を示す。ヘリウムガス循環機で昇圧されたヘリウムガスは、ヘリウムガス加熱器（電気ヒータ式）内の黒鉛製ヒータで約 900°C 以上に加熱されて水蒸気改質器へ供給される。水蒸気改質器では、ヘリウムガスはメタンと水蒸気から水素を製造するための加熱源として使用され、さらに蒸気過熱器、蒸気発生器、水予熱器の加熱源として使用された後、ヘリウムガス冷却器を通過して混合タンク、フィルターを経由してヘリウムガス循環機へ戻る。

ヘリウムガス循環機は、大型構造機器実証試験装置（HENDEL）で使用されていたものを本試験装置へ移設したものであり、ヘリウムガス循環機を流れるヘリウムガス流量の設計値は 400g/s である。これに対し、本試験装置で水蒸気改質器へ供給するヘリウムガスの定格流量で 91g/s と設計流量に比べて少量であり、この定格流量でヘリウムガス循環機を運転した場合には、サージングによりヘリウムガス循環機を損傷する可能性がある。そこで、ヘリウムガス循環機出口からヘリウムガス冷却器へ流れるバイパスラインを設置し、ヘリウムガス循環機には設計流量に近い大流量のヘリウムガスを流せるようにした。したがって、ヘリウムガスの流量制御は、ヘリウムガス循環機を流れる流量及びヘリウムガス加熱器を流れる流量の 2ヶ所で行うこととした。ヘリウムガス循環機についてはサージングの防止並びに最高許容回転数 12,000rpm 以下に回転数を制限するため、250g/s～400g/s の範囲で流量の設定目標値を設定し、ヘリウムガス循環機の回転数を自動的に変えることでヘリウムガス循環機の通過流量 (FIC3H) を設定目標値に保つことができるようになった。また水蒸気改質器を流れるヘリウムガス流量は、流量調節弁 CV2H の開度調整で本流側とバイパス側の流量配分を変え、本流側水蒸気改質器入口流量 (FIC8H) を所定の値（試験条件に応じ 40g/s～100g/s、定格流量は 91g/s）で制御できるようにした。

ヘリウムガスの温度制御は、水蒸気改質器入口を制御点 (TIC18H) とし、ヘリウムガス加熱器の入力電力を変化させて水蒸気改質器入口で温度が設定値（定格温度：880°C）になるように制御している。

ヘリウムガス冷却器は、ヘリウムガス循環機入口の温度を一定に保持し、温度変動による流動変動を防止するために設置したもので、温度制御 (TIC47H) はヘリウムガス冷却器入口に設けた三方弁 CV5H により、冷却器を通る流量とそれをバイパスする流量比を調整して、合流後のヘリウムガス温度を制御するようにした。

(2) ヘリウムガス圧力調整設備

ヘリウムガス圧力調整系の系統図を Fig. 4.1.2 および Fig. 4.1.3 に示す。ヘリウムガスを貯蔵するカードル、主循環設備の混合タンクにヘリウムガスを補給する補給弁 CV23U、混合タンクからヘリウムガスを回収する回収弁 CV2U、回収したヘリウムを一時貯蔵するレシーバタンク、レシーバタンクのヘリウムガスを圧縮し高圧にしてカードルに戻すためのヘリウムガス圧縮機から構成される。主循環設備の圧力制御に関しては、系全体の圧力の代表として、混合タンクの圧力 (PIC51H) を制御する方式とした。混合タンクにヘリウムガス圧力調整系が接続し、補給弁 CV23U と回収弁 CV2U をスプリット制御（目標値に近いときは両方とも閉める。偏差が大きくなればどちらか一方の弁を開けヘリウムガスを混合タンクに補給またはそこから回収する方式）により主循環設備の圧力を目標値に制御した。

(3) ヘリウムガス精製設備

ヘリウムガス精製系は、ヘリウムガス供給設備内の内部断熱材、ヘリウムガス加熱器の黒鉛ヒータなどから発生する不純物ガス (H_2 , CO , CH_4 , N_2 , O_2 , CO_2 , H_2O) を吸着除去するためのもので、酸化銅ベッド、モレキュラーシーブベッド、コールドチャコールベッド、ガス循環器、ヘリウムガス加熱器、再生ガス加熱器、熱交換器等の各機器から構成される。概略の系統を Fig. 4.1.4 に示す。本設備は、HENDEL のヘリウムガス精製装置を移設して使用している。

ヘリウムガス供給系との取り合いは混合タンクで行い、タンク中のヘリウムガスを取り入れ、不純物のうち特に水分濃度を 10ppm 以下にしたのちに混合タンクへ戻す方式としている。これは、ヘリウムガス中の水分によりヘリウムガス加熱器の黒鉛ヒータが酸化し、それによる性能低下及び破損を懸念したもので、水分濃度が 10ppm を越える場合にはヘリウムガス昇温インターロックを設定している。精製装置には A 系統と B 系統の 2 系統が有り、各系統ともに不純物を除去する精製運転と不純物の吸着に使われた各ベッド内の触媒を再生する再生運転を個別に行うことができる。つまり片方の系統で精製運転をしながら、もう片方の系統にて再生運転を同時に行い、それを交互に切替ながら長時間の精製運転が可能である。精製－再生運転の切替、選択は手動で行い、以降の精製、再生の各工程は自動で進行する。

ヘリウムガス供給設備の主要な機能を以下に示す。

- 1) 水蒸気改質器へ供給するヘリウムガス流量を 40g/s～100g/s (定格流量 91g/s) の範囲内で制御できる機能を有する。
- 2) 水蒸気改質器入口の温度を制御点とし、ヘリウムガスを所定の温度 (定格温度 880°C) へ昇温できる機能を有する。
- 3) 主循環設備の混合タンクの圧力を制御点とし、ヘリウムガスを所定の圧力 (定格圧力 4MPa) へ設定できる機能を有する。
- 4) ヘリウムガス中の不純物を除去 (水分濃度については 10ppm 以下) できる機能を有する。

4. 1. 2 試験項目と結果

機能試験では主に以下の試験を実施して、各機能の確認を行った。

1) 流量制御試験

水蒸気改質器へ供給するヘリウムガス流量を、定格流量 (91g/s) に対して±2% (±1.8g/s) の変動幅（目標）で制御できること。

2) ヘリウムガス加熱器温度制御試験

水蒸気改質器へ供給するヘリウムガスの温度を、水蒸気改質器入口において定格温度 (880°C) に対して±0.2% (±2°C) 以内の変動幅（目標）で制御できること。

3) ヘリウムガス冷却器温度制御試験

ヘリウムガス冷却器下流のバイパスとの合流点 (TE47H) において、ヘリウムガス温度を設定温度に対して±2°C以内の変動幅（目標）で制御できること。

4) 圧力制御試験

定格運転時において混合タンクの圧力を設定圧力 (3.9MPa) に対して±1% (±0.04MPa) 以内の変動幅（目標）で制御できること。また、昇圧時に 0.4MPa/h の昇圧速度が確保できること。

5) 不純物除去確認試験

HENDEL から移設したヘリウムガス精製設備が正常に作動し、ヘリウムガス中の不純物を除去できること。

以下に試験結果について述べる。

(1) 流量制御試験

水蒸気改質器へ供給するヘリウムガス流量は、前述したようにヘリウムガス加熱器入口に設置したオリフィス式流量計(FIC8H)と流量調節弁(CV2H)を用いて制御している。Fig. 4.1.5 に He ガス加熱器入口流量制御 (FIC8H) の運転実績例を示す。定格流量に到達後、流量設定値 (SV) を約 2g/s 変化させても約 1 分の時間遅れで新しい設定値にプロセス値が追従できた。また整定後の流量は、91g/s の目標値に対し、実績値は 90.7g/s~91.1g/s で±0.3%以内の変動幅であり、目標値である±2%以内の変動幅で制御できることを確認できた。

また、ヘリウムガス循環機を流れる流量については、サージング防止のために水蒸気改質器へ供給する流量の約 3~4 倍とし、水蒸気改質器へ供給しない残りのヘリウムガスはバイパスラインへ流した。このとき、バイパスラインにはヘリウムガス加熱器、水蒸気改質器、蒸気発生器等での圧力損失に相当する高差圧を与える必要があるため、バイパスラインの手動弁 NV7H は半回転の微開で開度を固定した。ヘリウムガス循環機を流れる流量の制御性に関しては、循環機の回転数を調節しているので応答性がよく、また定常状態では Fig. 4.1.1 に示すように流量の目標値 350g/s に対して実測値は 349.7g/s であり、ほぼ設定値通りの制御ができることが確認した。

(2) ヘリウムガス加熱器温度制御試験

Fig. 4.1.6 及び Fig. 4.1.7 に水蒸気改質器入口温度制御の運転実績を示す。昇温過程において、実測値はほとんど時間遅れなく温度設定値 (SV) に追随し、また、定格温度 (880°C) 到達後は、SV に対して実測値は±0.04% (±0.3°C) 程度の変動幅であり、目標値±0.2%を十分満足する制御性を有することが確認できた。

(3) ヘリウムガス冷却器出口温度制御 (TIC47H)

水冷式のヘリウムガス冷却器入口に設けた三方弁 CV5H で冷却器を通る流量とそれをバイパスする流量比を変えることで、合流後のヘリウムガス温度を一定値に制御する。ヘリウムガス冷却器出口温度の実測値を Fig. 4.1.8 に示す。水予熱器を流れる水の流量が変動するためにヘリウムガス冷却器の入口温度が 2°C～3°C 程度の振幅で約 3 時間の周期をもって変動しているが、CV 5H の開度が自動的に変化することで、ヘリウムガス冷却器下流のバイパスとの合流点(TE47H)の温度は設定値 106°C から変化しておらず、目標の変動幅 ($\pm 2^\circ\text{C}$) を十分満足する制御性を有することが確認できた。

(4) 圧力制御試験

ヘリウム圧力調整設備のについては、当所、CV23U で減圧と CV24U で流量制御といった 2 弁を使ったヘリウムガスの補給を実施したが、流量が振動して弁開度が静定せず、制御性が問題があった。そのため機能試験の段階で、制御方式を CV23U 単独で流量制御を行うこととし、CV24U は全開とする方式に変更した。その結果、安定して制御ができることが確認した。初期充填時の制御は Fig. 4.1.2 に示すように混合タンクの圧力を検出しながら CV23U の開度調整で圧力を制御し、またヘリウムガス供給設備の主循環設備を通常運転するときの圧力制御は、CV23U での補給と CV2U での回収をスプリット制御（設定値と運転値の偏差が小さければ両弁とも全閉、偏差が大きければどちらかの弁を開いて補給または回収する制御）する Fig. 4.1.3 で示す制御方法とした。

初期充填時の圧力の追従性を Fig. 4.1.9 に示す。昇圧速度を 0.4MPa/h にしたときに圧力の実測値は $\pm 0.1\text{ MPa}$ の変動幅を有しているが、設定値に対して追従性が良いことが確認できた。制御定数は $P=330\%$ 、 $I=15$ 秒とすると追従性が良く、大きなオーバーシュートもないことを確認した。定格運転時のスプリット制御の結果を Fig. 4.1.10 に示す。ヘリウムガス He 供給設備の圧力変動はほとんどなく、設定圧力に対する変動幅は $\pm 0.3\% (\pm 0.01\text{ MPa})$ であり、目標の変動幅 ($\pm 1\%$) を十分満足する制御性を有することが確認できた。この場合の弁開度は流量を遮断する場合は全閉、補給または回収するため弁を開ける場合は急激な圧力変動が起こらないよう、開度が 4 %以下の微開になるように制御定数を調整した。

(5) 不純物除去確認試験

(1) 不純物除去確認試験

機能試験において初めてヘリウムガスの昇温を行ったときのヘリウムガス中不純物濃度の挙動を Fig. 4.1.11～4.1.13 に示す。ヘリウムガスのサンプリング点は、ヘリウムガス精製設備の入口と出口の 2箇所に設けており、この 2箇所を切り替えてガスクロマトグラフ及び水分計で不純物の濃度を測定した。各図に示す不純物濃度は、ヘリウムガス精製設備の入口における濃度変化を示したもので、途中で急激な濃度変化を示していることがあるが、これはサンプリング点をヘリウムガス精製設備の出口へ切り替えたことによるものである。

1) 水分濃度

平成 13 年 11 月 16 日から第 1 回のヘリウムガス温度の上昇を開始したが、Fig. 4.1.11

に示すように水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度が 90°C 近辺まで上昇したときに急激な上昇が見られ 8ppm までに達した。その後、一時減少傾向を見せ、150°C 付近にて再度 9ppm までの上昇が見られた。その後、180°C まで温度を上昇する過程では水分濃度は順調に減少し、ヘリウムガス温度が 180°C に静定された後は検知されなかった。

次にヘリウムガス温度を段階的に上昇させたときは、Fig. 4.1.12 に示すようにヘリウムガス温度 300°C にて約 3ppm、400°C にて約 2ppm、500°C 及び 600°C にてそれぞれ約 0.5ppm が検知されたが、その後次第に減少し、いずれも数時間で検知されなくなった。ヘリウムガスの段階的な温度上昇とともに水分が検知されているが、時間の経過とともにその濃度は減少しており、ヘリウムガス精製設備の水分除去性能は充分に機能していると判断できる。なお、Fig. 4.1.13 に示すように平成 14 年 1 月に行った第 2 回のヘリウムガス昇温では水分はほとんど検知されておらず、第 1 回の昇温過程で水分は除去されたと考えられる。

2) 水素濃度

水素濃度は、Fig. 4.1.12 に示すようにヘリウムガス温度が 400°C までに上昇したときに初めて検知された。温度の上昇とともに増加傾向が見られるが、除去速度は緩やかであるものの水素の除去は確実に行われており、ヘリウムガス精製設備の不純物除去機能が正常に作動していることを確認した。水素の発生は、断熱材や黒鉛ヒータに吸着していたものと、温度上昇に伴いヘリウムガス中の水分が熱分解したものとによると推測される。したがって、第 2 回の昇温時には断熱材や黒鉛ヒータ等に吸着していた水分が第 1 回の昇温過程でほぼ除去されていたことから、水素濃度はほとんど検知されなかった。また、Fig. 4.1.14 に示すように定格運転時における水素製造中には 4~6ppm の水素が検知されたが、これは水蒸気改質器での水素透過によるものと考えられる。

3) その他の不純物濃度

窒素濃度はヘリウムガス温度によらず常に 0.4ppm 程度検知されている。運転期間中に増加も減少も見られなかったことから、ガスクロマトグラフの計測誤差による数値と推定される。また、メタン、CO、CO₂ はほとんど検知されず、検知したとしても濃度は 0.5ppm 以下であり、これらはすぐにヘリウムガス精製設備で除去された。

以上、ガスクロマトグラフ及び水分計で測定した各不純物の濃度変化より、ヘリウム精製設備の不純物除去が確実に行われていることを確認した。

(d) 精製－再生切替運転

精製運転を行っている系統を再生運転に切替え、一方の待機中の系統を精製運転にする精製－再生切替運転試験を実施した。弁及び加熱器等の機器類など一連の動作切替は支障なく行なえたが、再生運転行程時の再生ガス供給中に A 系、B 系ともに、モレキュラーシーブベッド (MB) の内部温度が規定の 200°C まで到達せず、再生運転のタイマーが作動しなかった。このため再生工程が進行しなくなった。さらに、MB ヒータは規定温度到達まで最大出力で温度上昇を続け、ついにはヒータ温度高の警報(500°C)が発報してヒータトリップに至った。

た。そこでこの対応策として、一部の操作を手動にするとともに設定値を見直すことにした。手動操作については、今後、手動操作による運転状態を監視し、操作の妥当性を確認し操作要領を確定していくこととした。以下にこの異常の推定原因と手動操作の内容及び設定値の見直しについて示す。

1) 推定原因

MB 内部温度が規定温度に達しないのは、MB に流入する再生ガス温度が低かったために、ヒータが内部の再生ガス温度を 200°Cまで昇温できなかつたためと考えられる。Fig.4.1.15 は再生時における再生ガスの流れを示したもので、再生工程が開始されると再生ガス（常温）が No.1 再生ガス加熱器→コールドチャコールベッド(CB)→No.2 再生ガス加熱器→MB の順に供給される。実績では Fig.4.1.16 に示すように 14:53 に再生工程の開始とともに、再生ガスの供給と二基の再生ガス加熱器の起動を同時にを行い、再生ガスを約 140~180°Cに加熱する。MB については再生ガス供給前に予熱を開始し、この時点では MB 内に再生ガスの流れが無いため、一時的に 180~200°C程度に達する。

2 基の再生ガス加熱器及び MB に設置されたヒータの起動後、当初は再生ガスの温度上昇は緩やかで、設定温度まで到達するのに時間を要し、その間 CB 槽内には液体窒素がレベルで約 140mm 残留した状態が続き、CB を通過した再生ガスは -100°Cまで冷却され、まだ充分に加熱されていない No.2 再生ガス加熱器を経由して MB へ過冷却された状態で供給された。Fig.4.1.17 に示すように、-100°C以下のガスの流入により MB 内の温度が急激に下がり始め、ヒータ出力が最大値でもヘリウムガスを 200°Cまで昇温できなかつた。ヒータ出力を最大値にすると熱流束が極めて大きくなるため、熱伝達率が低いガス流動条件下ではヒータ温度が高くなる。ヒータ温度が温度高の警報点 500°Cに達したものと思われる。

2) 対応策

a) 手動操作による運用の変更

MB 温度の低下を防ぐために再生ガスが冷却される間、窒素ガス側の流量(FIC5501 の SV 値)を規定値 2.78g/s から約半分の 1.42g/s に一時的に減らすことで対応する。

No.1 再生ガス加熱器及び No.2 再生ガス加熱器が設定温度に達して安定した温度制御状態にあること、かつ、CB 内の残留液体窒素レベルがほぼ 0 になった状態を確認した後、窒素流量を規定の 2.78g/s に戻して再生運転を継続する。ここまでに要する時間は、実績から判断して再生ガス供給開始から約 4 時間である。このとき MB 内温度が大きく下がるようであれば MB の温度変化を監視しながら窒素流量を 0.5g/s ずつ段階的に下げて対応する。

再生ガスの窒素側流量を減少させることは MB 及び CB の再生効率を多少低下させることになるが、この操作を行ったこれまでの試験運転実績において一ヶ月間の連続運転(片系のみの運用)ではヘリウムガス中の不純物濃度をほぼ 0ppm に維持しており、この流量減少操作は不純物除去性能に影響しないと考えられる。

b) 設定値の変更

CB 液体窒素回収終了レベルを現状の 140mm から 110mm に変更し、再生ガスを

冷却している液体窒素の残留量を極力減らすこととする。ただし、液体窒素と回収ノズルとの接液面レベルは 100mm であるためそれ以上の回収は不可能である。

以上の操作の妥当性は、今後の試験運転で確認していくこととした。

4. 1. 3 まとめ

機能試験において、以下示す機能を確認した。

- 1) 水蒸気改質器へ供給するヘリウムガスの流量制御については、定格流量 (91g/s) に対して実測の変動幅は約±0.3%であり、目標値である±2%以内の変動幅で制御できることを確認できた。
- 2) ヘリウムガス加熱器の温度制御については、水蒸気改質器へ供給するヘリウムガスの温度を、定格温度 (880°C) に対して実測の変動幅は約±0.04%であり、目標値である±0.2%以内の変動幅で制御できることを確認できた。
- 3) ヘリウムガス冷却器の温度制御については、ヘリウムガス冷却器下流のバイパスとの合流点 (TE47H) において、設定温度 106°C に対して温度変動がなく、目標値である±2°C 以内の変動幅で制御できることを確認できた。
- 4) 圧力制御試については、混合タンクでの設定圧力 3.9MPa に対して実測の変動幅は約±0.03%であり、目標値である±1%以内の変動幅で制御できることを確認できた。
- 5) ヘリウムガス精製設備によりヘリウムガス中の不純物を除去できることを確認した。しかし、ヘリウムガス精製設備の精製－再生切替運転による精製装置連続運転において、再生運転中のモレキュラーシーブベッド温度が規定温度まで上昇できずに、再生工程の進行が停止した。この対策として、再生ガス流量を一部手動調整する等の対応策を実施した。今後の試験運転においてその妥当性を検証していく予定である。

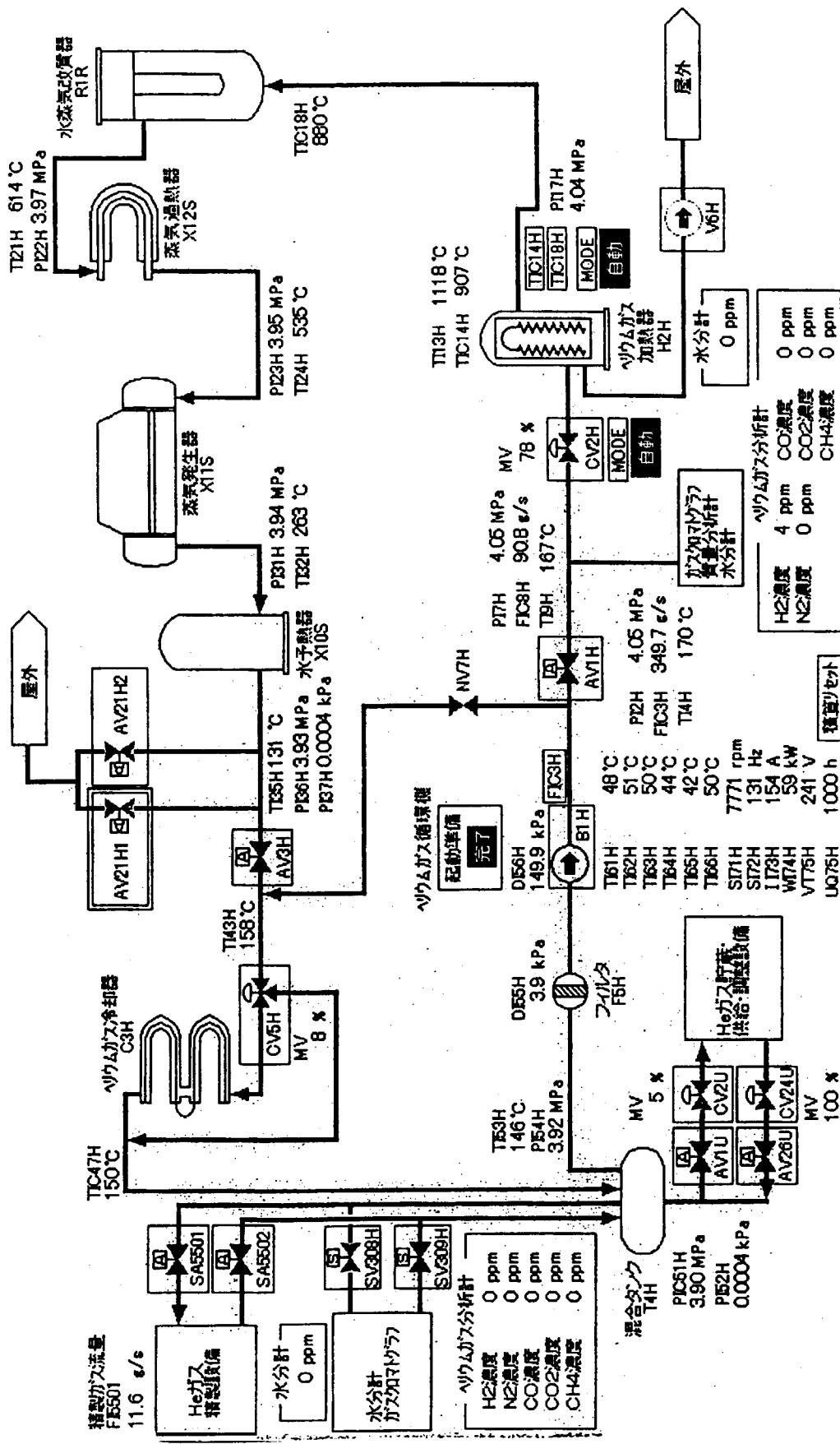


Fig. 4.1.1 Flow diagram of helium gas circulation system.

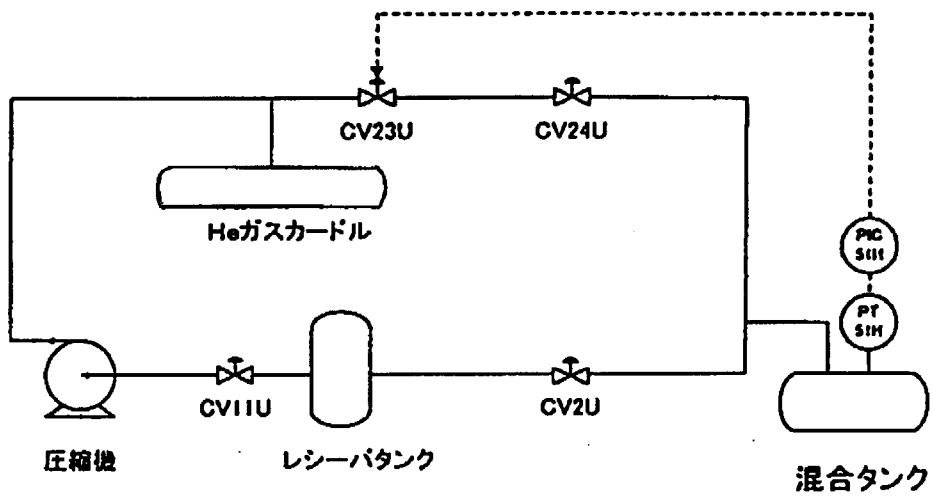


Fig. 4.1.2 Flow diagram of pressure control system for initial charging.

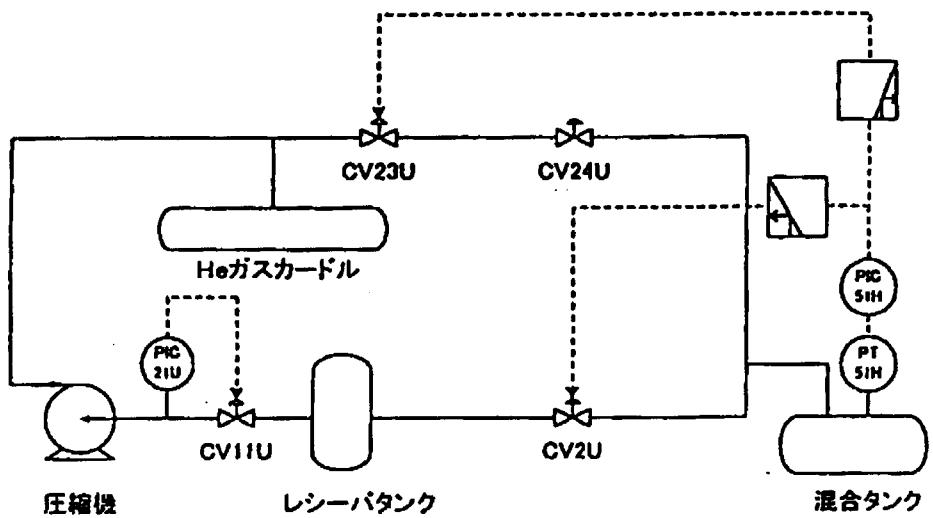


Fig. 4.1.3 Flow diagram of pressure control system for split control.

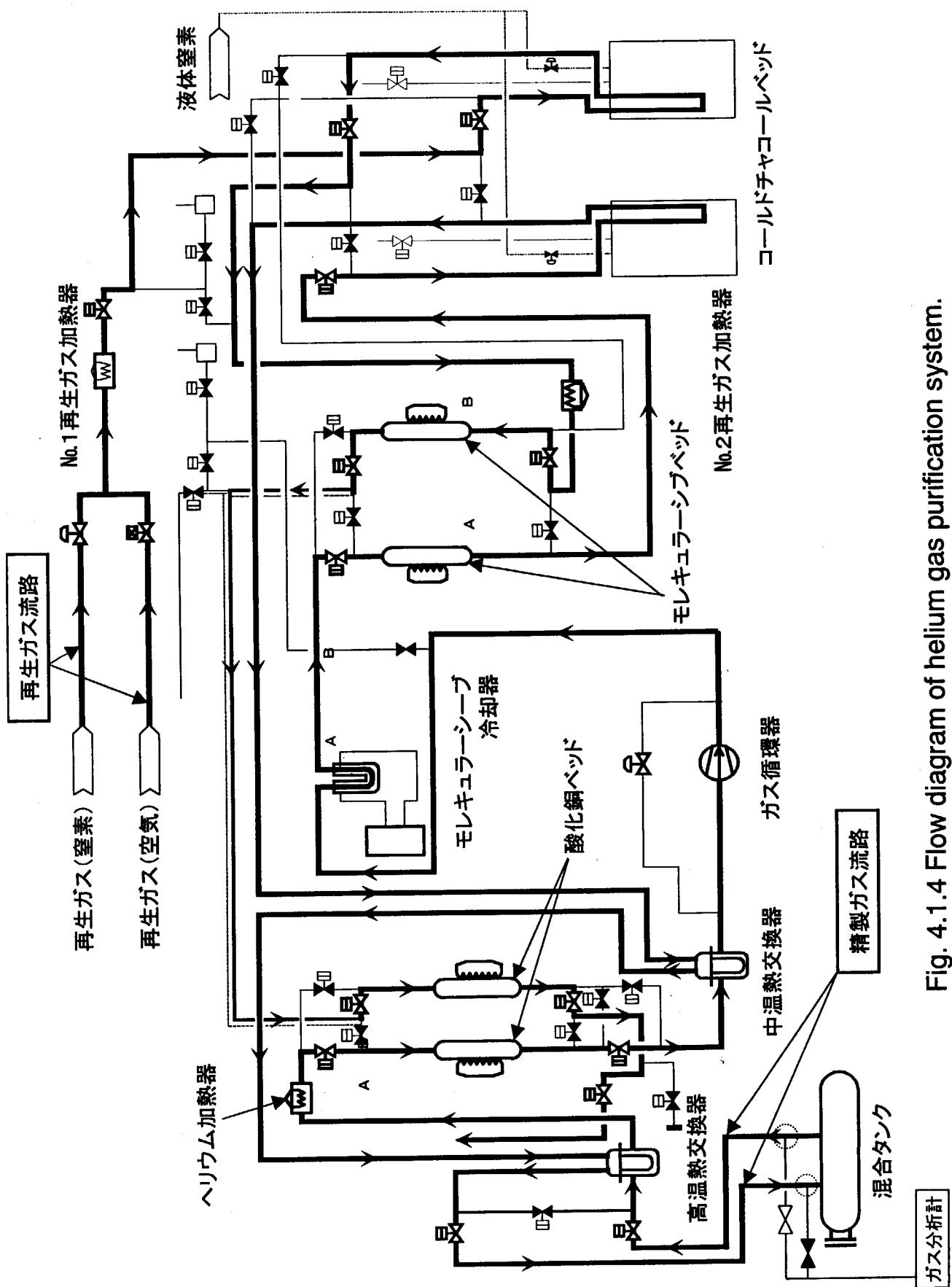


Fig. 4.1.4 Flow diagram of helium gas purification system.

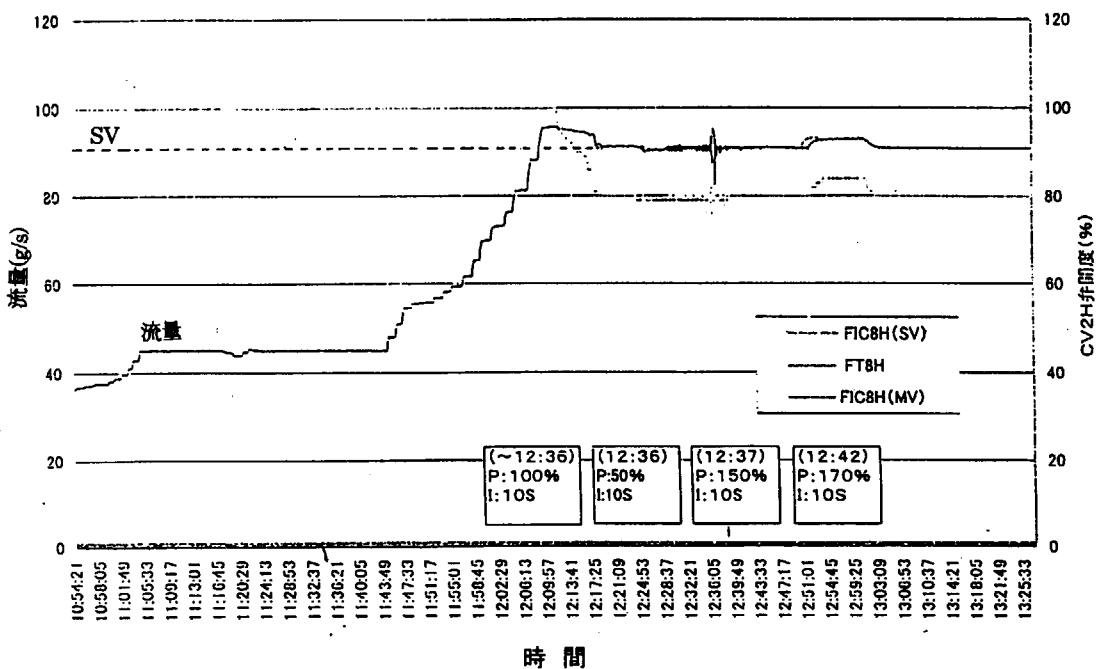


Fig. 4.1.5 Test results of flow rate control.

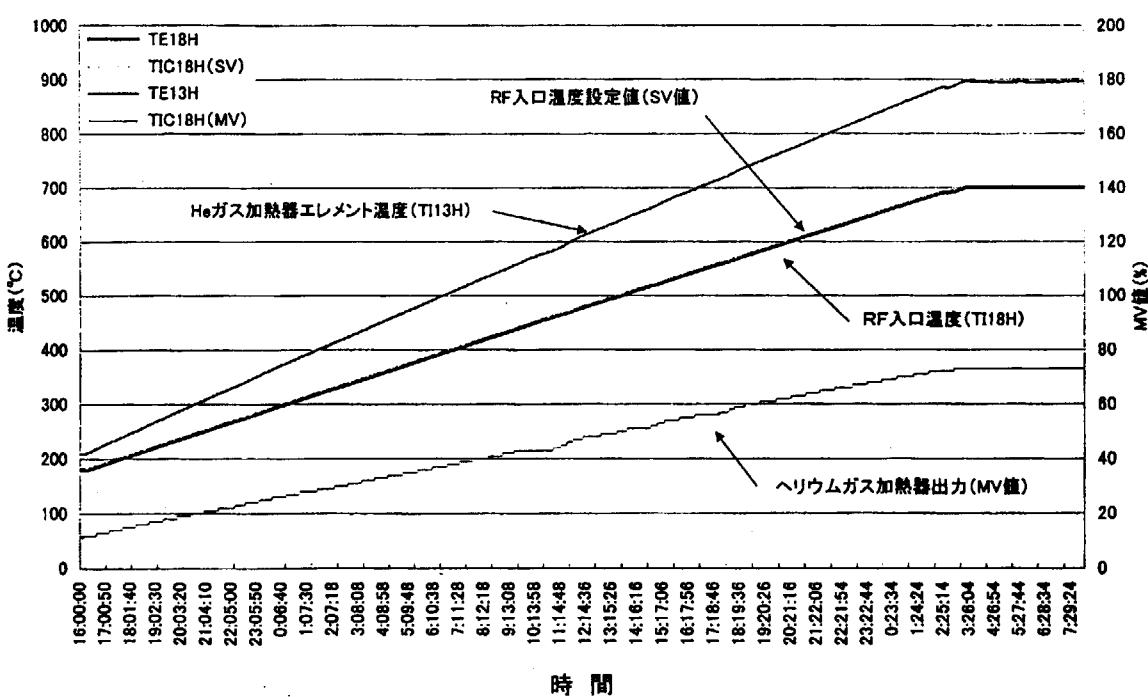


Fig. 4.1.6 Test results of temperature control at steam reformer inlet from 180°C to 700°C.

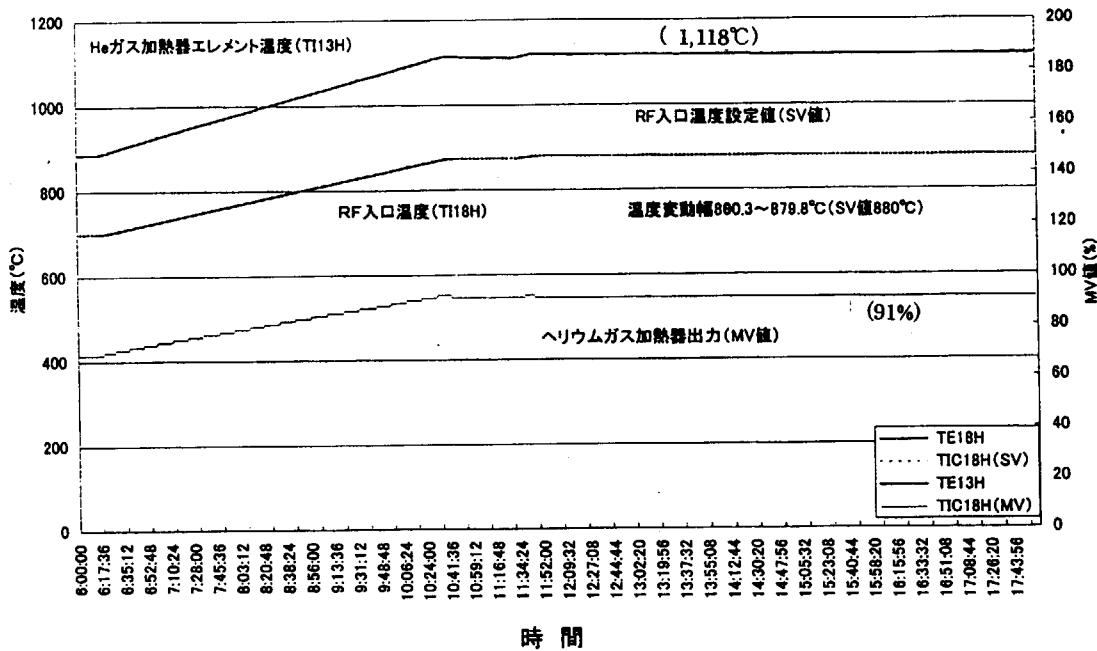


Fig. 4.1.7 Test results of temperature control at steam reformer inlet from 700°C to 880°C.

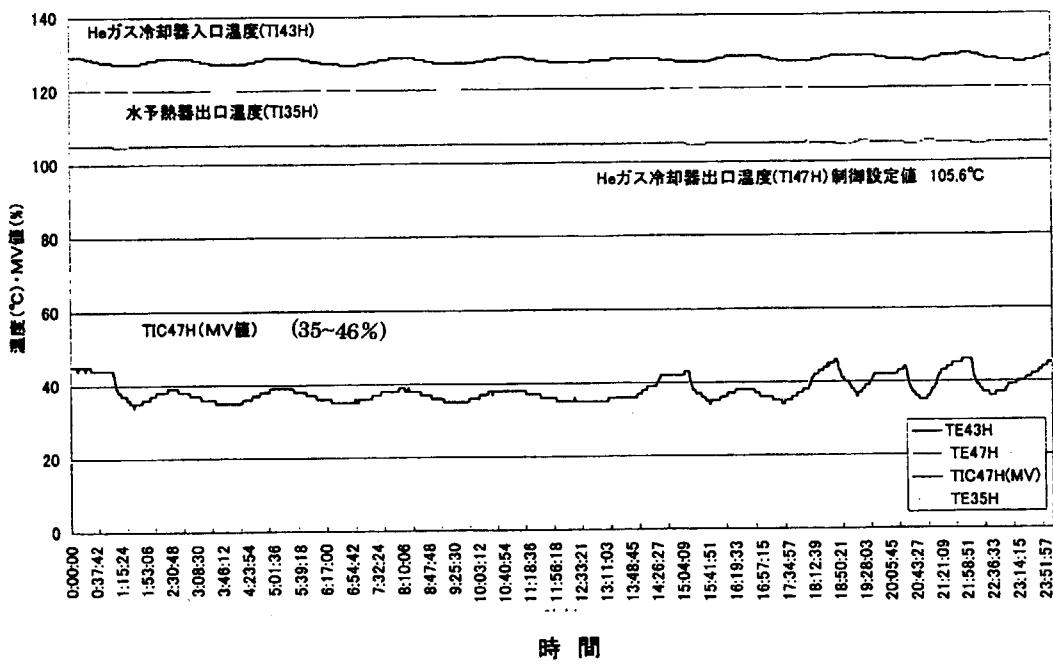


Fig. 4.1.8 Test results of temperature control of helium gas cooler.

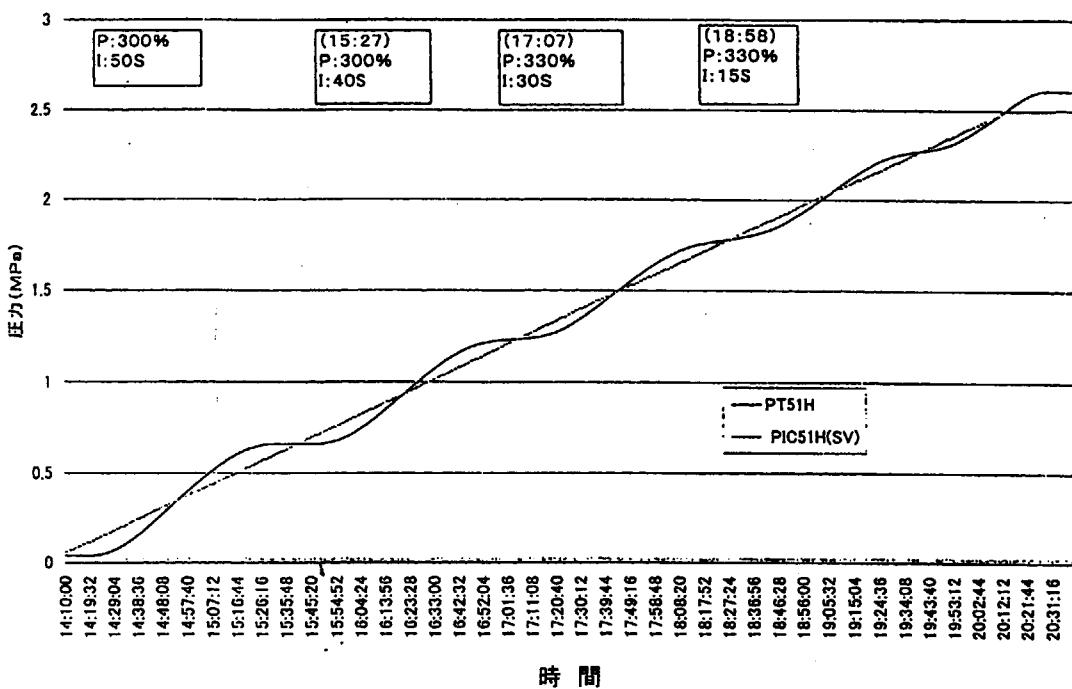


Fig. 4.1.9 Test results of pressure control at charge.

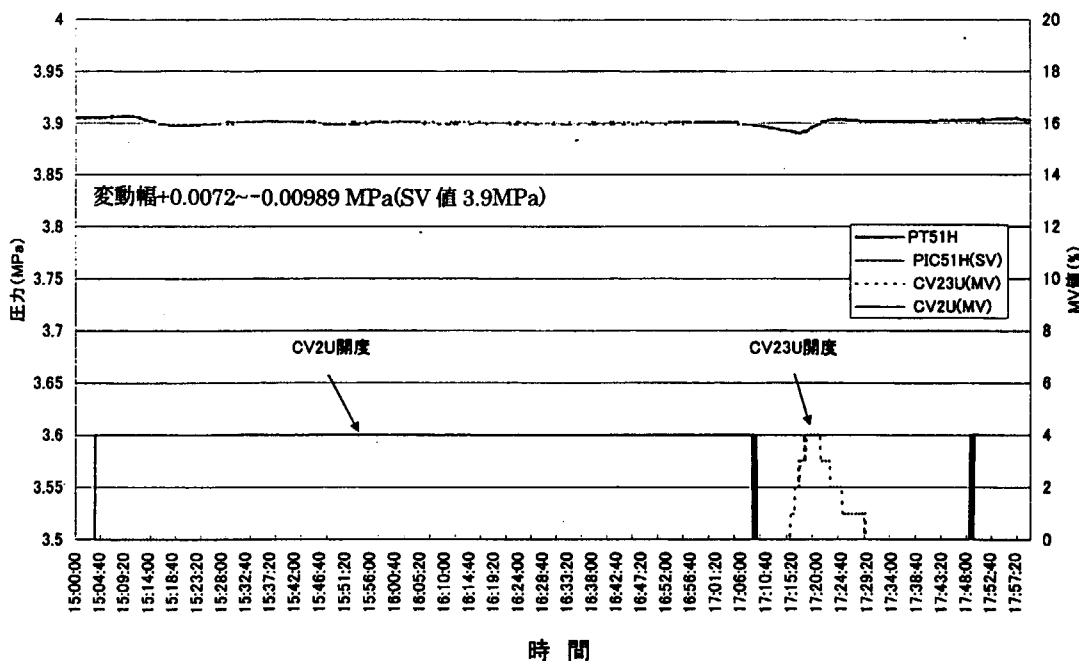


Fig.4.1.10 Test results of pressure control at rated operation.

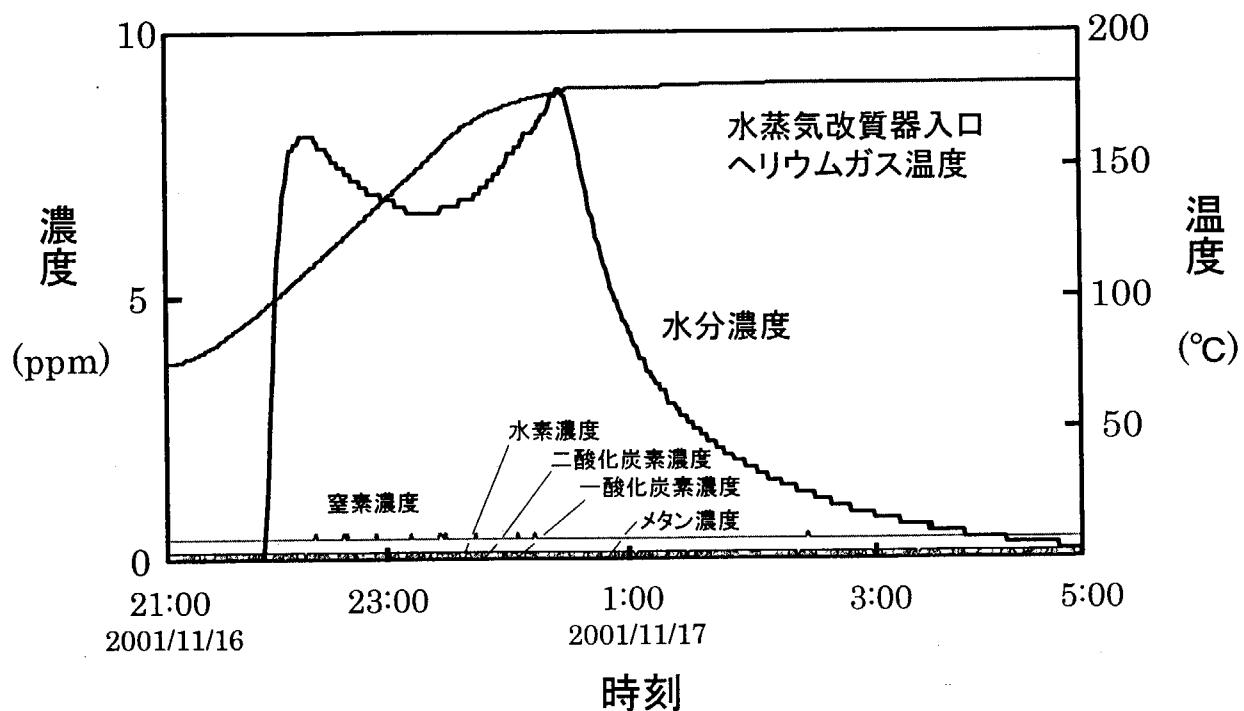


Fig 4.1.11 Change of helium gas temperature and impurity gas compositions (Helium gas temperature 80°C to 180°C).

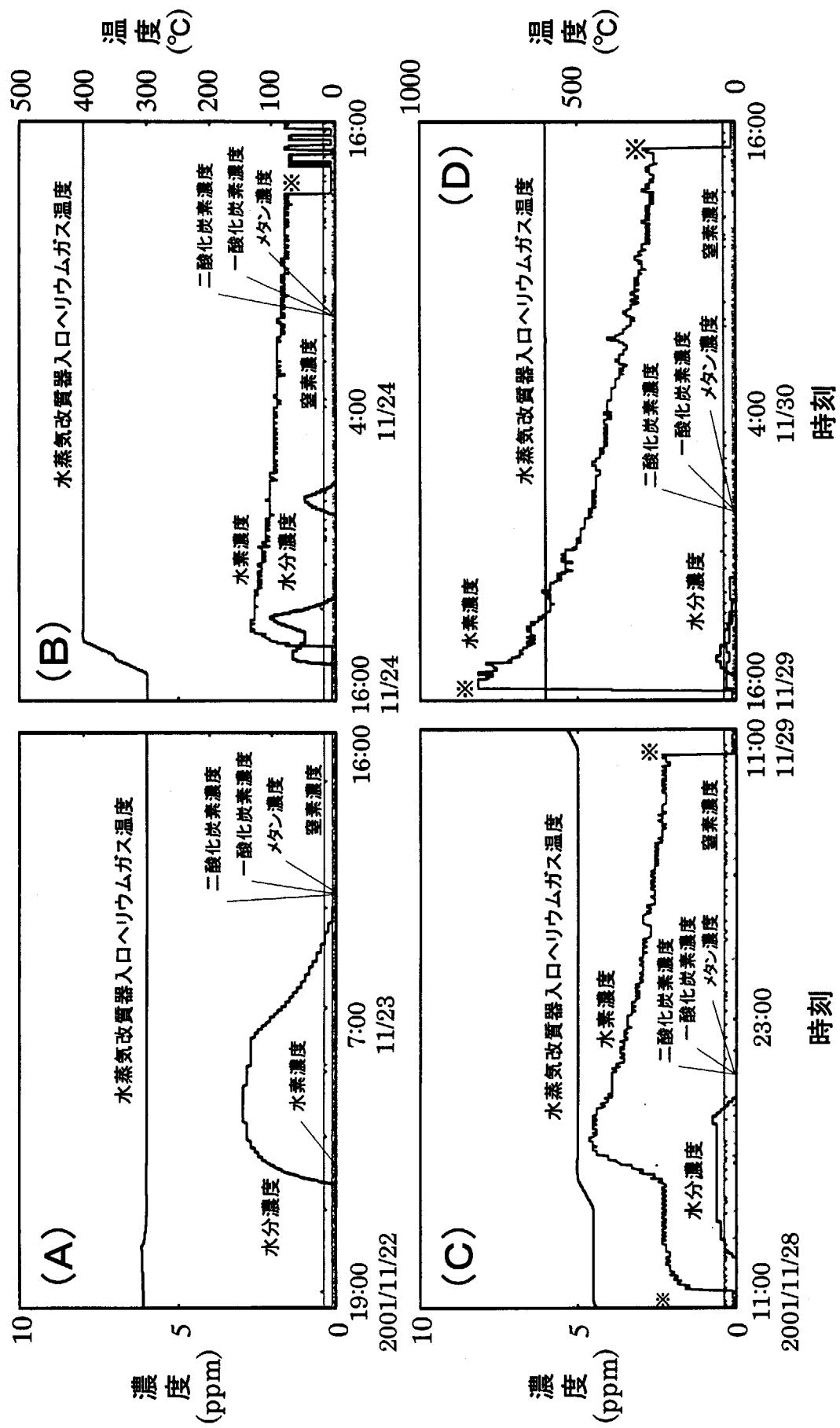


Fig. 4.1.12 Change of helium gas temperature and impurity gas compositions
(Helium gas temperature 300, 400, 500, 600°C).

※サンプリング点出入口切替

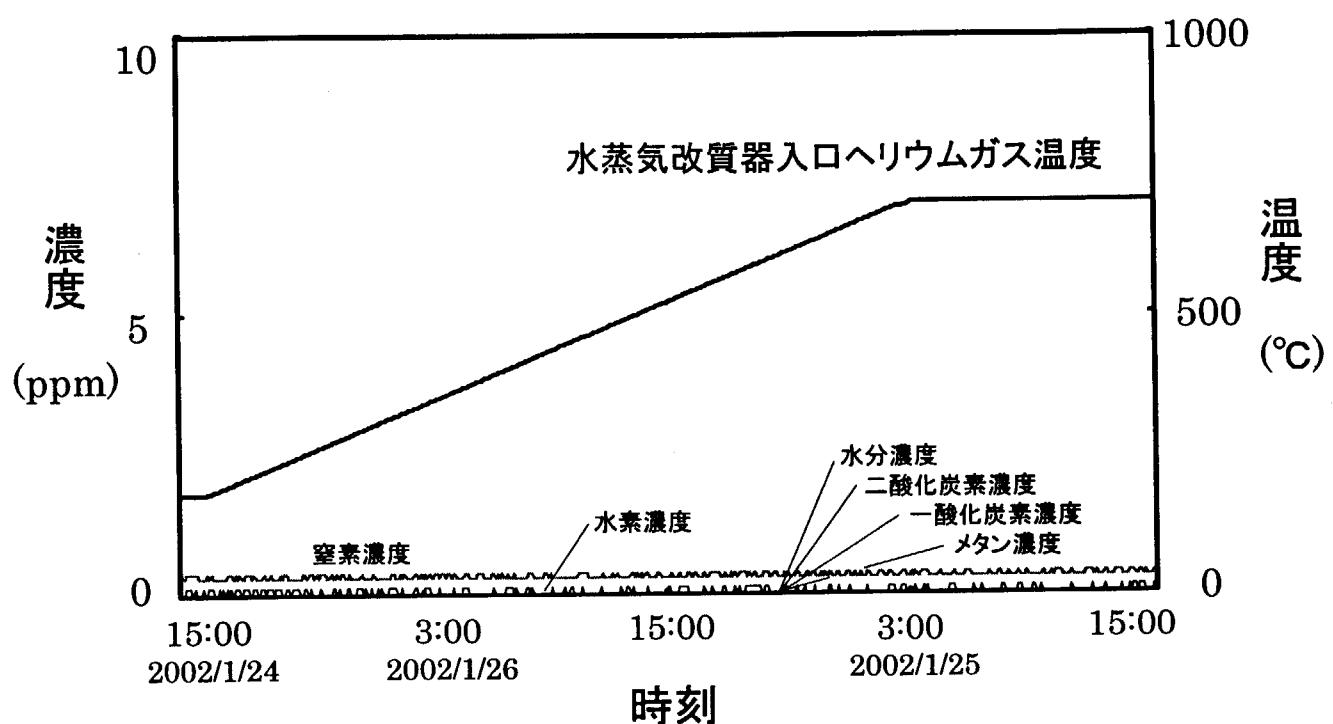


Fig 4.1.13 Change of helium gas temperature and impurity gas compositions at second heat-up.

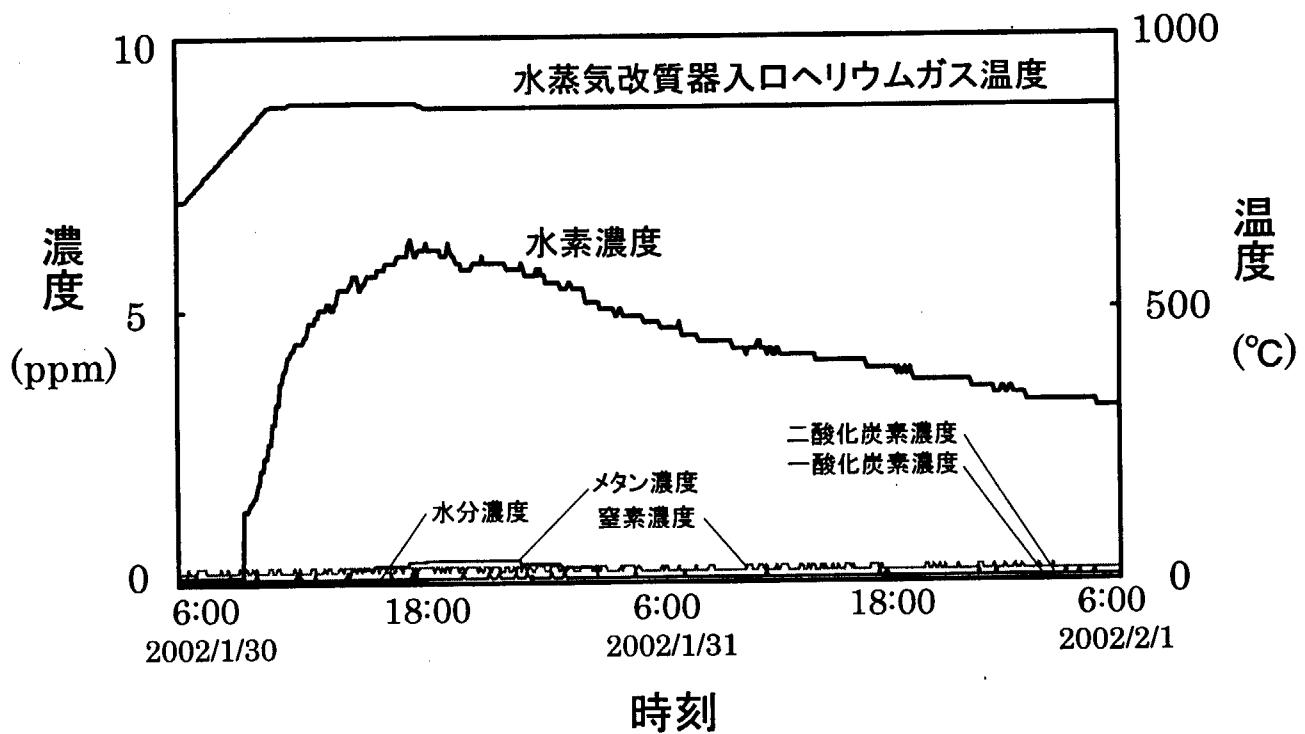


Fig 4.1.14 Change of helium gas temperature and impurity gas compositions at rated operation.

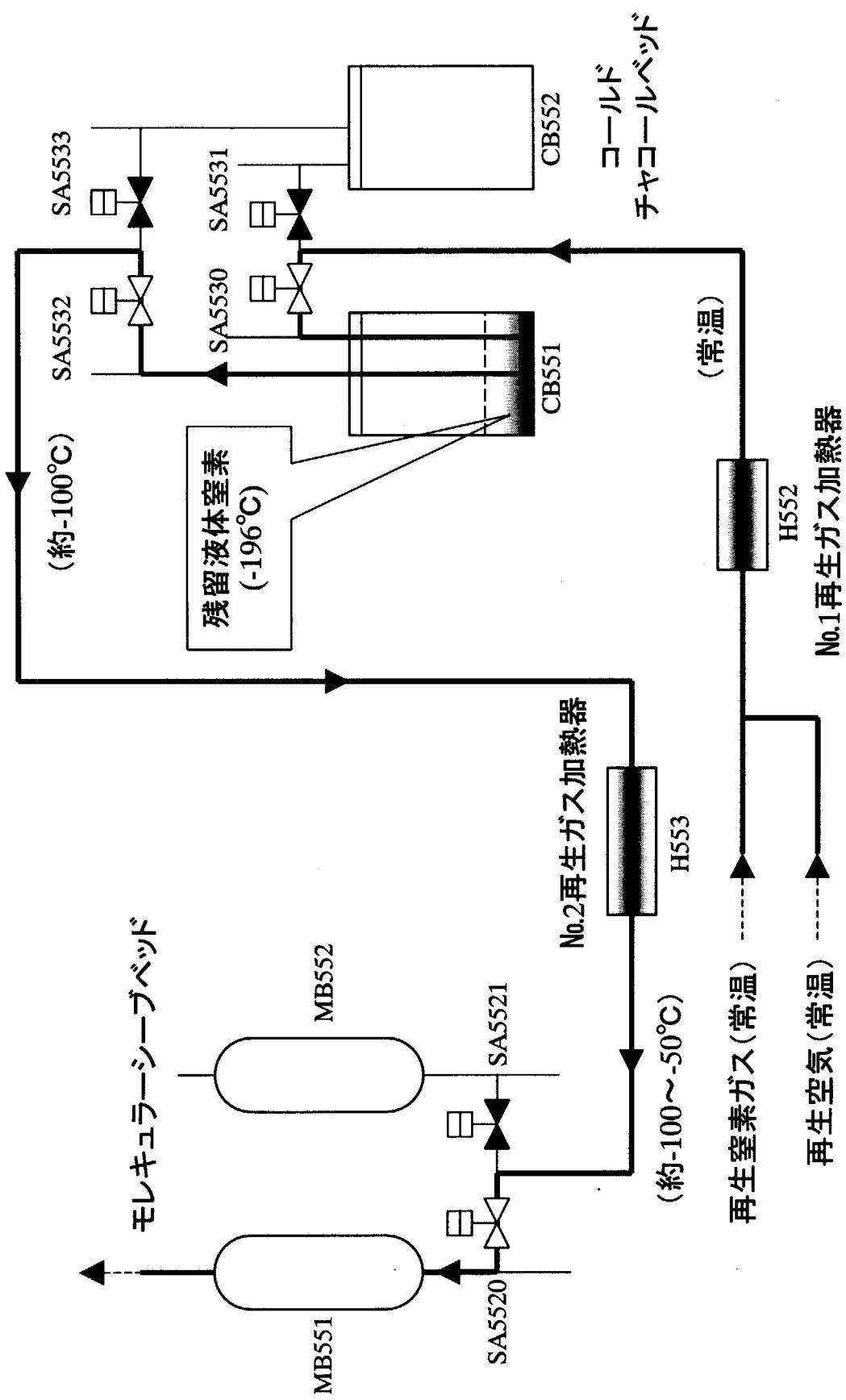


Fig. 4.1.15 Flow diagram of helium gas purification system for regeneration.

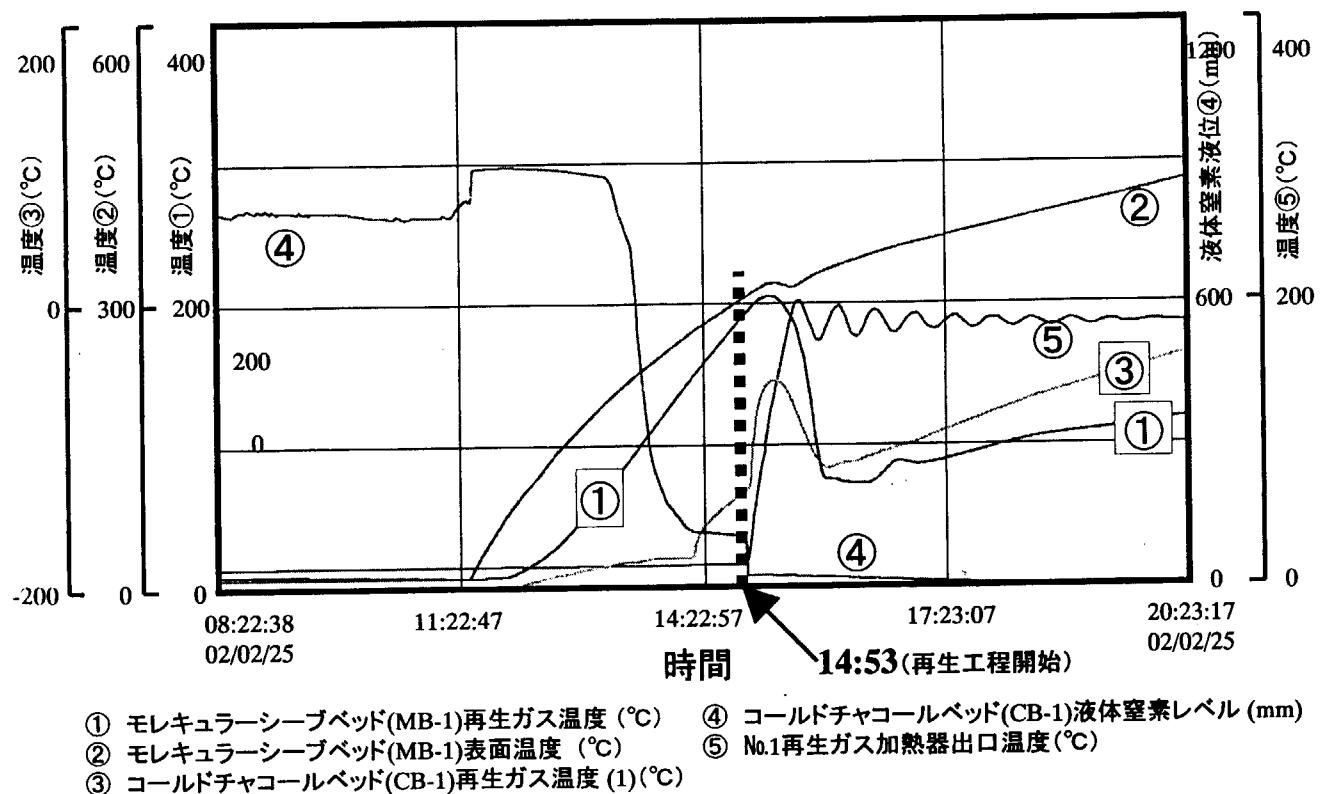
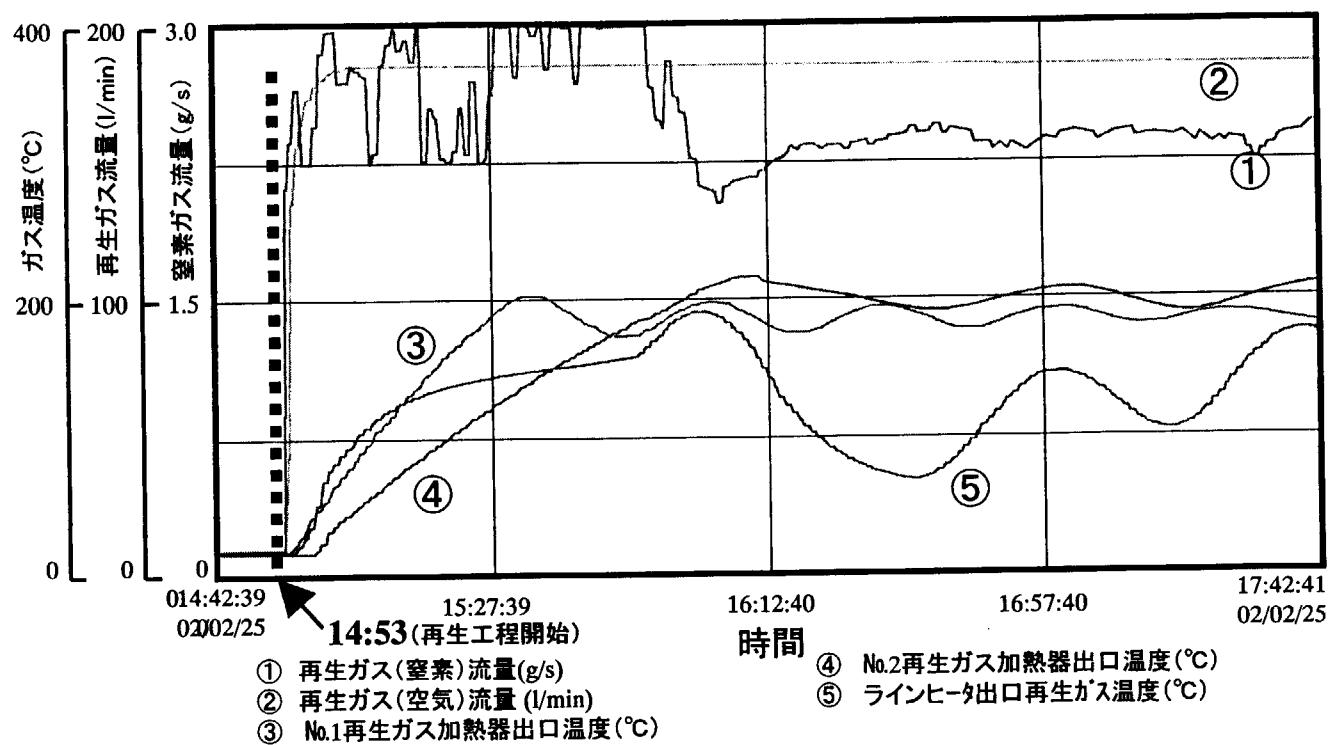


Fig. 4.1.17 Change of gas temperature and liquid nitrogen level at regeneration.

4. 2 水蒸気供給設備

4. 2. 1 機器構成と機能

水蒸気供給設備は、水蒸気改質器からのヘリウムガスを熱源として、水予熱器、蒸気発生器、及び蒸気過熱器により過熱蒸気を発生させて水蒸気改質器へ供給する設備である。また、HTTR 水素製造システムの設計では、原料ガスの供給停止により水蒸気改質器で全く改質反応が行われなくなった場合には、蒸気発生器のみでヘリウムガスを冷却することとしている。このとき、蒸気発生器とその上部に設けた放熱器との間で水蒸気を循環させる。本試験装置においても、この放熱器を用いた冷却特性試験を行えるように蒸気発生器の上部に放熱器を設置している。

(1) 水蒸気（過熱蒸気）供給機能

Fig. 4.2.1 に水蒸気供給設備の系統図を示す。この図には定格運転時における温度、圧力、流量の実測値も示している。給水受入タンクに受け入れられた純水は水精製機、脱気装置、薬液注入装置を経由し、所定の水質に保持された後、一時的に給水タンクに蓄えられる。そして供給ポンプにより水予熱器へ供給されて予熱された後、蒸気発生器にて飽和蒸気（約 259°C）となる。さらに蒸気過熱器にて過熱され、原料ガス供給系合流点において約 330°C の過熱蒸気として供給される。原料ガス供給系への蒸気供給開始は水蒸気改質器入口ヘリウム温度が 700°C になった時点で行われ、それまでは蒸気過熱器で過熱された蒸気は、ブロー蒸気冷却器で冷却してドレン水として系外に排出している。原料ガス供給系へ供給する蒸気流量は、蒸気過熱器入口流量調節弁を制御して調整する。また、蒸気発生器の蒸気側圧力は、蒸気発生器圧力調節弁により余剰蒸気を大気放出して圧力を一定に制御する。水予熱器への給水流量は、その出口給水温度が飽和温度未満となる流量を流し、水予熱器出口給水温度が高くなった場合には、給水バイパスラインを経由して給水バイパス冷却器により降温して給水タンクへ戻す。これにより給水温度を調整している。また、生成ガス冷却器で発生した凝縮水を回収し、蒸気発生器への給水として再利用する凝縮水回収機能をも持たせている。

脱気装置入口タンク及び給水タンクの水位を一定範囲に保持するために、脱気装置入口タンクのレベルスイッチ信号により水精製器入口ポンプを、給水タンクのレベルスイッチ信号により脱気装置入口ポンプを ON-OFF 制御させている。また、給水流量を連続的に測定し、その流量に応じた薬液（アンモニア水）が注入されるように薬液注入ポンプの吐出制御を行っている。

蒸気発生器については、蒸気発生器水位を一定に維持するために、その水位により供給ポンプの回転数を制御して給水流量を調整している。また、蒸気発生器内圧力は、蒸気発生器圧力調整弁制御を行い、大気放出する蒸気量を調整することで器内圧力を一定に保持させている。蒸気発生器から蒸気過熱器への蒸気の供給量は、制御目標値を入力するか、原料ガスとの S/C（蒸気とメタンの混合比）値の選定によって制御される。S/C 値を維持するために、原料ガス供給系からの信号により蒸気過熱器入口蒸気流量調節弁を制御して、原料ガス供給系への供給蒸気流量を調整している。そのときの蒸気供給は、開度指令信号により原料ガス供給系入口切替弁と蒸気過熱器出口ブローカー切替弁を約 30 分間かけて一定速度で開閉し、蒸気過熱器出口ブローカーから原料ガス供給系側へ切り替えている。その後、蒸気過熱器入口蒸気流量調節弁を制御して約 10 分間で蒸気定格流量まで増加させている。

水予熱器では運転中の流動変動及び冷却特性試験に伴う水予熱器出口給水の沸騰を避けるために、水予熱器出口温度と圧力により水予熱器出口給水温度調節弁を制御して、給水バイパス流量を調整している。

(2) 放熱器を用いたヘリウムガス冷却機能

放熱器を用いた冷却特性試験では、蒸気発生器から水蒸気改質器への水蒸気の供給流路、並びに蒸気発生器の給水流路を遮断し、蒸気発生器と放熱器間の流路のみを形成する。蒸気発生器と放熱器間に形成された流路では外部との水、蒸気の出入りが遮断され、蒸気発生器のヘリウム側からの熱によって発生した蒸気は放熱器へ供給される。供給された蒸気は放熱器によって冷却された後、凝縮水となって蒸気発生器へ戻り、自然循環流路を形成する。このとき、水予熱器はヘリウムガス加熱による給水の沸騰を防止するために給水の供給を継続し、水予熱器で加熱された給水は給水バイパス冷却器で除熱され、給水タンクへ戻る再循環運転が行われている。

一方、蒸気過熱器はヘリウムガスで加熱され続けているが、水蒸気の供給は遮断されており、この状態で蒸気過熱器の伝熱管内外差圧を一定範囲内に保持するために、蒸気過熱器出口逆止弁バイパスラインを通して不活性ガスを蒸気過熱器水蒸気側へ供給する。これにより伝熱管の内外の差圧を設計値内に保持している。

4. 2. 2 試験項目と結果

機能試験では主に以下の試験を実施して、各機能の確認を行った。

1) 水蒸気製造試験

定格運転時において 47g/s 以上の水蒸気を製造できること。

2) 蒸気発生器水位制御試験

蒸気発生器内の水位を定格水位 (0.7m) に対して ±5% ($\pm 0.035\text{m}$) 以内の変動幅 (目標) で制御できること。

3) 圧力制御試験

蒸気発生器内の圧力を定格圧力 (4.51MPa) に対して ±1% ($\pm 0.04\text{MPa}$) 以内の変動幅 (目標) で制御できること。

4) 流量制御試験

水蒸気改質器へ供給する水蒸気流量 (蒸気過熱器入口流量) を、定格流量 (47g/s) に対して ±2% ($\pm 0.9\text{g/s}$) の変動幅 (目標) で制御できること。

5) 放熱器を用いた冷却特性試験

放熱器と蒸気発生器の間で、水蒸気／凝縮水の自然循環ができること。

(1) 水蒸気製造試験

蒸気発生器の水蒸気製造量について設計値と実績値の比較を行った。設計ではヘリウムガスの蒸気発生器入口温度 536.4°C、出口温度 278.9°C、流量 91g/s のときに 55.2g/s の水蒸気を製造している。試験装置の定格運転時の実測値である蒸気発生器入口温度 535.7°C、出口温度 263.2°C、流量 91g/s を考慮すると、水蒸気製造量は 57.9g/s となる。これに対して水蒸気製造量の実績値

は 54.9g/s で、設計に対して約 5 %低い値であった。定格運転時における水蒸気量は、蒸気過熱器に流れる流量（流量計 FE22S の測定値：46.8g/s）と蒸気発生器圧力調節弁 CV20S から放出される蒸気量の和である。CV20S から放出される蒸気量は計測していないため、弁開度と弁を流れる流量の設計式(4.2.1)から蒸気流量 W を求めたると 8.1g/s と推測される。

以上から設計値より 5 %程度低い蒸気製造量推定されるが、水蒸気改質器の定格量 47g/s 以上の蒸気を製造できることが確認できた。

$$W = 19.4Cv\sqrt{P_2(P_1 - P_2)} \quad (4.2.1)$$

Cv ：バルブ Cv 値 0.22

P_1 ：流入圧力 45.89 [kg/cm²]

P_2 ：流出圧力 1.033 [kg/cm²]

なお、水側の沸騰伝熱特性等の詳細については、付録 1 に示した。

(2) 蒸気発生器水位制御試験

蒸気発生器の水位は、供給ポンプを三要素（蒸気発生器水位:LIC20S、蒸気発生器入口給水流量:FIC15S、蒸気過熱器入口蒸気流量:FIC22S）制御することで所定の値に調整している。三要素制御では、蒸気発生器入口給水流量と蒸気過熱器入口蒸気流量との差により供給ポンプの給水流量を調整するフィードフォワード制御、蒸気発生器水位信号により供給ポンプの給水流量を調整するフィードバック制御の二つを組み合わせて行っている。

$$f_w = f_s + f_{LC} \quad (4.2.2)$$

フィードフォワード制御 フィードバック制御

f_w ：給水流量

f_s ：蒸気流量

f_{LC} ：蒸気発生器水位調整出力

試験は水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度 730°C、蒸気発生器圧力 4.51MPa のときに、蒸気過熱器入口蒸気流量を 30、40、47g/s の三段階に変化させて実施した。Fig.4.2.2 に示すように、水位変動は 0.690m～0.715m で制御設定値 0.7m に対して ±2.2 %内の変動幅であり、目標値 ±5 %を十分満足する制御性を有することが確認できた。

(3) 蒸気発生器圧力制御

蒸気発生器の圧力は、圧力調節弁である CV20S または CV17S で制御しており、CV20S は蒸気発生器から直接大気へ、CV17S は放熱器へ余剰水蒸気を放出する。試験装置の製作当初は CV20S のみで圧力制御を行う予定であったが、放熱器を用いた冷却特性試験について詳細に検討を進めた結果、放熱器と蒸気発生器の間で水蒸気／凝縮水の自然循環を行う場合、放熱器への水蒸気による熱衝撃を緩和させるために、事前に放熱器を暖機したほうが良いとの結論を得た。そこで、放熱器を用いた冷却特性試験を行う場合、圧力調節のために放出する余剰水蒸気を放熱器へ流して事前に暖機するため、CV20S と同じ仕様の圧力調節弁 CV17S を新たに追加した。CV20S

と CV17S による圧力制御は、ともに高圧の余剰水蒸気（蒸気発生器の定格圧力 4.51MPa）をほぼ大気圧の場所へ放出して行っていることから、両弁の圧力制御特性は同じである。

蒸気加熱器へ流す水蒸気量を変化させた場合の蒸気発生器圧力の変動挙動について、CV17S を用いた試験結果を Fig.4.2.2、CV20S を用いた試験結果を Fig.4.2.3 に示す。ともに圧力の変動は、制御設定値 4.51MPa に対して ±1.2% (±0.05MPa) の範囲内であり、ほぼ目標の変動幅 (±1%) で制御できることを確認できた。

(4) 流量制御試験

蒸気発生器で製造された水蒸気は、水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度が 700°C までは水蒸気改質器へ水蒸気を供給せず、27g/s の水蒸気は蒸気加熱器を通過後、流量調節弁 CV252S を経由して系外へ放出されている。このとき、流量調節弁 CV251S は全閉である。水蒸気改質器への水蒸気の供給は、ヘリウムガスを 700°C から昇温する過程で行う。このとき、CV252S を徐々に閉にし、併せて CV251S を徐々に開にする。その後、流量調節弁 CV11S を調節して定格流量の 47g/s に調節する。Fig.4.2.3 は 27g/s から 47g/s へ供給量を変化させたときの試験結果をしたものである。定格流量に到達後、流量の変動幅は ±2.8% の範囲内であり、ほぼ目標の変動幅 (±2%) で制御できることを確認できた。

(5) 放熱器を用いた冷却特性試験

1)目的

放熱器は水蒸気改質器への原料ガスの供給が停止して、水蒸気改質器と蒸気過熱器でヘリウムガスの除熱ができなくなった場合に、蒸気発生器での除熱量を増やし、HTTR 原子炉の運転に大きな影響を及ぼさずに、原子炉を通常の運転方法で停止させる冷却システムの構成機器である。このときには蒸気発生器で発生した水蒸気の全量が放熱器に送られ、放熱器で空冷された凝縮水は全量が蒸気発生器に戻り、放熱器と蒸気発生器の間で循環する。放熱器を用いた冷却特性試験の目的は、蒸気発生器・放熱器間で蒸気・凝縮水が自然循環することを確認し、またその過渡変化において、蒸気発生器内圧力および出口ヘリウムガス温度に過大な変動を生じない流路切替操作手順を確立することである。試験装置における放熱器と蒸気発生器の流路構成を Fig.4.2.4 に示す。

蒸気発生器と放熱器の間で水蒸気／凝縮水が自然循環するメカニズムは次の通りである。蒸気発生器で生成した水蒸気は、放熱器で凝縮されてその一部が凝縮水となり、気体から液体になるため体積が減少する。このため放熱器内の圧力は蒸気発生器よりも低くなり、この圧力差により、蒸気発生器で生成した水蒸気は放熱器に吸い上げられる。また、放熱器で凝縮した水は弁 D が設置されている配管内に蓄積し、自重によって蒸気発生器に戻り、蒸気発生器と放熱器の間で水蒸気／凝縮水の自然循環が生じる。循環ラインの全部の弁が開いた後は、放熱器で蒸気が冷やされることで放熱器の圧力は蒸気発生器に比べ負圧になり、蒸気発生器から放熱器への行きのラインを通って、蒸気が供給され続ける。また凝縮水は、放熱器伝熱管の勾配により、常に戻り配管側に流れる。試験装置の場合、放熱器は蒸気発生器の上方約 6m に設置されており、自然循環ループ一巡の圧損は水頭で約 0.7m であるので、戻り

配管に溜まった水はその水頭により蒸気発生器に戻り、自然循環をする。

2) 試験結果

実際の試験においては、水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度を 800°C、蒸気発生器での蒸気圧力 4.5MPa で原料ガスを流して水素を流した状態から試験を行うが、今回の機能試験においては、蒸気発生器と放熱器の間で水蒸気／凝縮水の自然循環の確認を目的とした。また、通常状態から放熱器を使用した状態へ初めて切替えを行う試験であるため、水蒸気改質器には原料ガスの代わりに窒素ガスを流し、水蒸気改質器入口ヘリウム温度を 690°C、蒸気発生器内蒸気圧力を 4.0MPa の状態で試験を実施した。

流路の切替え手順を以下に示す。

- a) 止弁 A を閉めて水蒸気改質器への水蒸気供給を停止とともに、止弁 E を閉めて蒸気発生器への給水を停止する。
- b) 圧力調節弁 B の開度を全開にする。
- c) 止弁 C を開け、放熱器へ水蒸気を大量に供給する。
- d) 止弁 D を開け、蒸気発生器に凝縮水を戻して自然循環を開始する。

試験の際の流量、温度、圧力の変化を Fig.4.2.5 に示す。

- ⅰ) 止弁 A の閉止後蒸気過熱器への水蒸気の供給が停止したため、蒸気過熱器での水蒸気とヘリウムガスの熱交換が無くなった結果、蒸気発生器入口のヘリウムガス温度が次第に上昇した。
- ⅱ) 次に圧力調節弁 B を 100% 開としたが、Cv 値が小さいために放熱器へ流れる水蒸気量が少なく、放熱器の圧力上昇は小さかった。
- ⅲ) そこで、圧力調節弁 B と並列に設置されている止弁 C を全開としたところ放熱器の圧力は急激に上昇し、蒸気発生器とほぼ均圧した。
- ⅳ) 均圧した時点で止弁 D を閉から全開とした。このとき蒸気発生器のヘリウムガス出口温度には変動はほとんど見られなかった。また蒸気発生器と放熱器の圧力はほぼ均圧した状態を維持していることから、蒸気発生器と放熱器間で自然循環が生じていると考えられる。蒸気発生器から放熱器に流れる水蒸気量を計測するために、圧力調節弁 B と止弁 C の合流後の放熱器入口側配管に渦流量計を設置していたが、指示値がオーバフローし、水蒸気量の計測ができなかった。これは、飽和蒸気が配管を通過中に放熱により凝縮水が発生し、その凝縮水が水平配管部に設置した渦流量計内に蓄積したためと考えられる。そこで、機能試験終了後に渦流量計の位置を鉛直の配管部に移設することにした。この性能については今後の試験で確認する。
- ⅴ) 自然循環の開始以後は、蒸気発生器と放熱器の圧力が、次第に低下しているが、これは放熱器の冷却ファンの冷却能力が予想よりも大きく、放熱器での凝縮量が蒸気発生器の蒸発量よりも、大きくなつたことによる。放熱器ファンの回転数を次第に少なくしていく結果、蒸気発生器と放熱器の圧力減少速度も次第に小さくなつた。今後、本格的な試験に先立つて予備試験を行い、冷却ファンの特性（回転数と冷却能力の関係）を把握して、試験に適した回転数を設定する計画である。

以上の機能試験を通して、通常運転から冷却特性試験への流路切替えの手順を確認した。また、

切替え後における蒸気発生器と放熱器の間で、蒸気／凝縮水が自然循環していることを確認した。

4. 2. 3 まとめ

機能試験において、以下に示す機能を確認した。

- 1) 定格運転時において 54.9g/s の水蒸気製造量を確認し、目標である 47g/s 以上の水蒸気を製造できることを確認できた。
- 2) 蒸気発生器内の水位については、定格水位 (0.7m) に対して実測の変動幅は約±2.2% (±0.015m) の範囲内であり、目標値である±5%以内の変動幅で制御できることを確認できた。
- 3) 圧力の変動は、制御設定値 4.51MPa に対して±1.2% (±0.05MPa) の範囲内であり、ほぼ目標の変動幅 (±1%) で制御できることを確認できた。
- 4) 流量制御については、定格流量 (47g/s) に対して実測の変動幅は約±2.8% であり、ほぼ目標の変動幅 (±2%) で制御できることを確認できた。
- 5) 放熱器を用いた冷却特性試験に関して、放熱器と蒸気発生器の間で、水蒸気／凝縮水の自然循環ができることを確認できた。

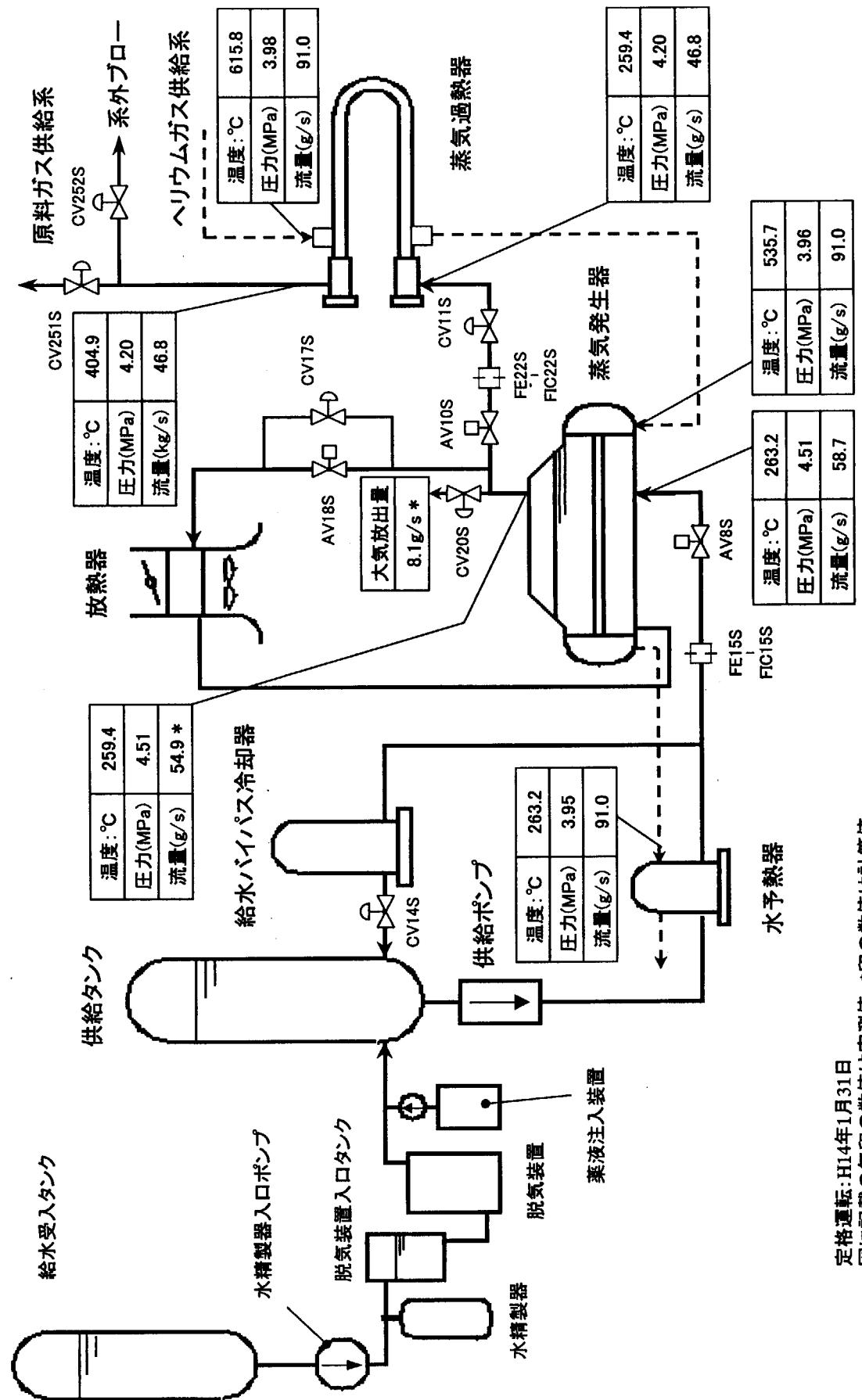


Fig. 4.2.1 Flow diagram of steam supply system.

定格運転:H14年1月31日
図に記載の無印の数値は実測値、*印の数値は計算値

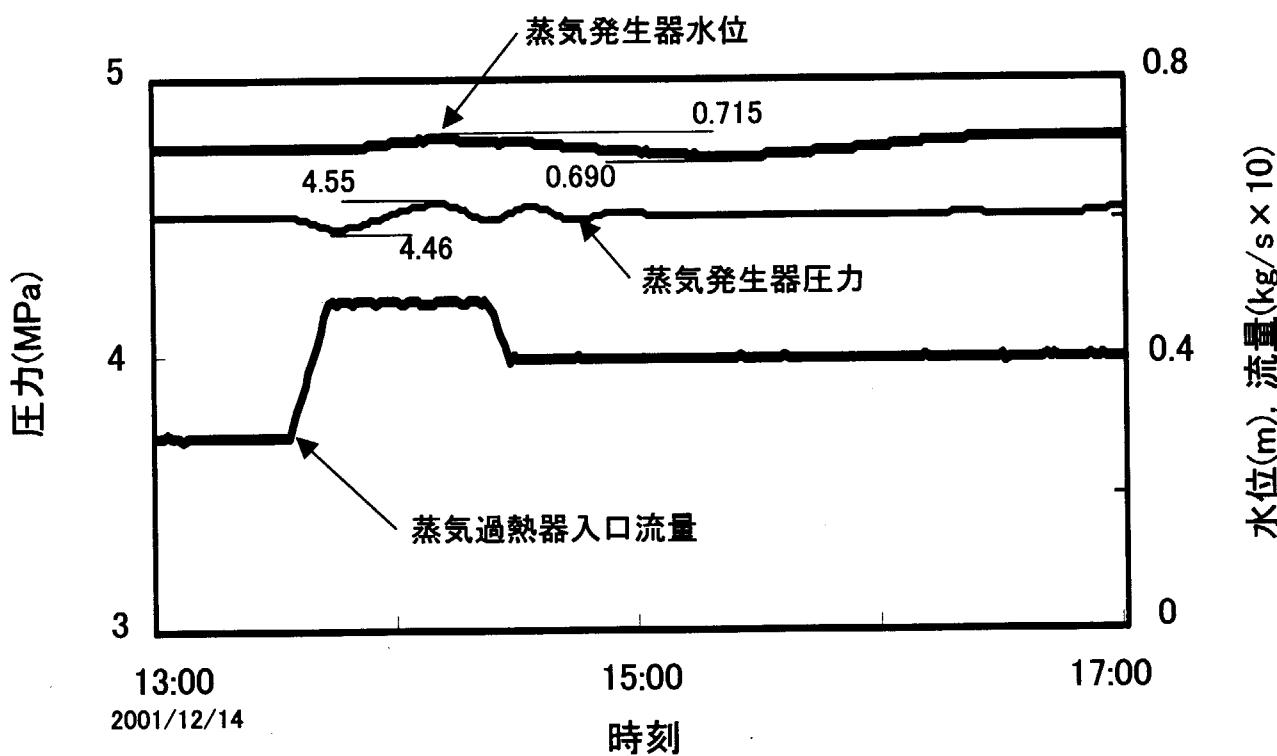


Fig. 4.2.2 Test results of water level and pressure control.

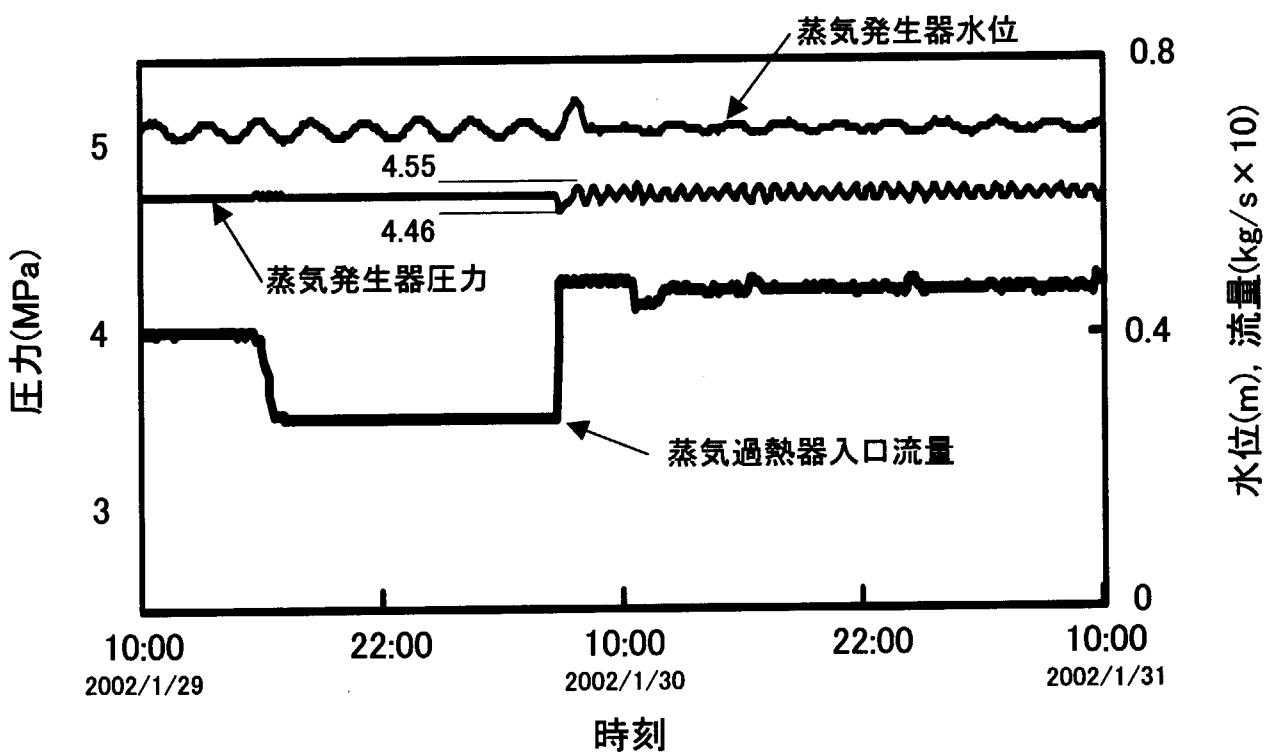


Fig. 4.2.3 Test results of water level, pressure and flow rate control.

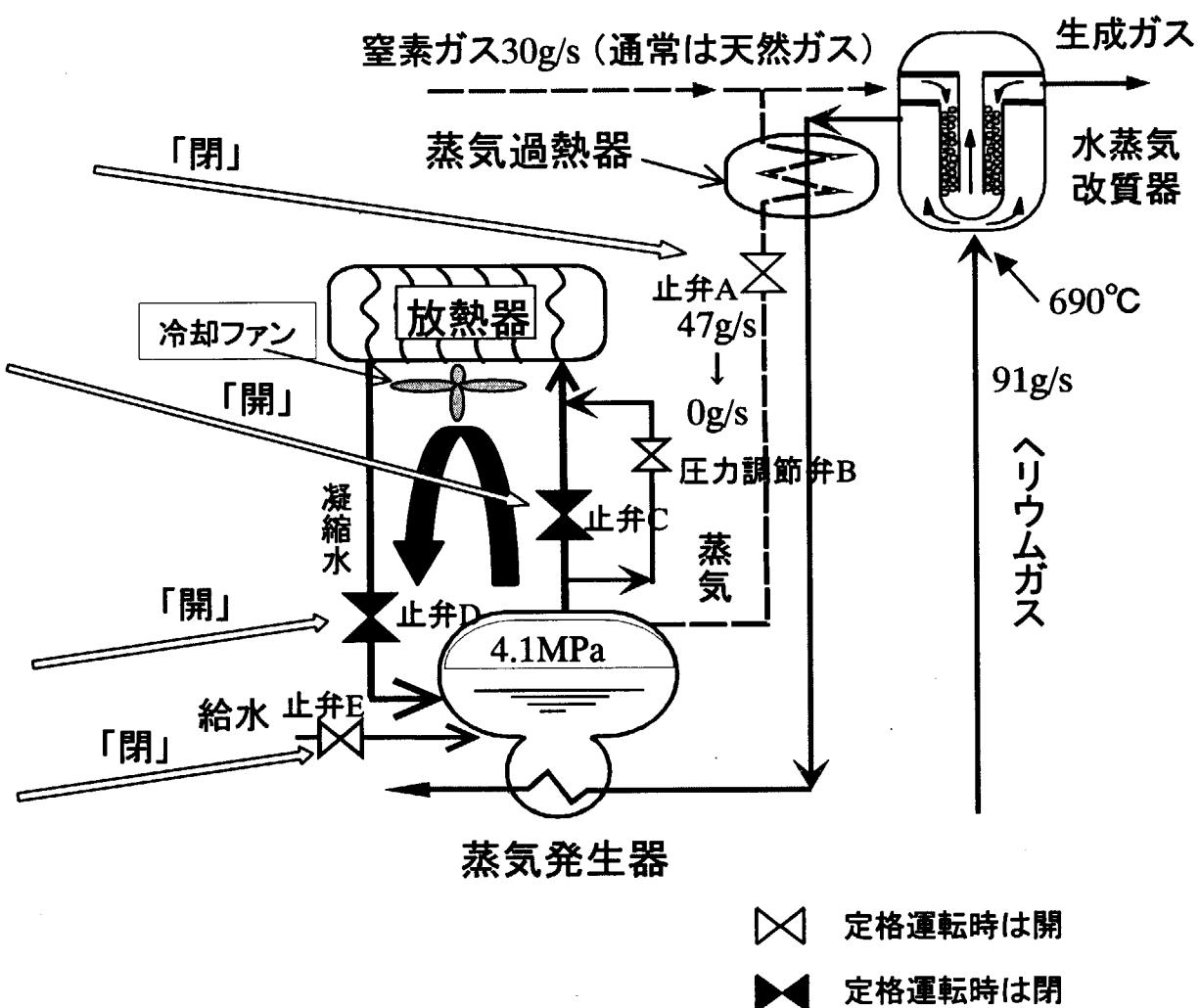


Fig. 4.2.4 Flow diagram of cooling system with radiator.

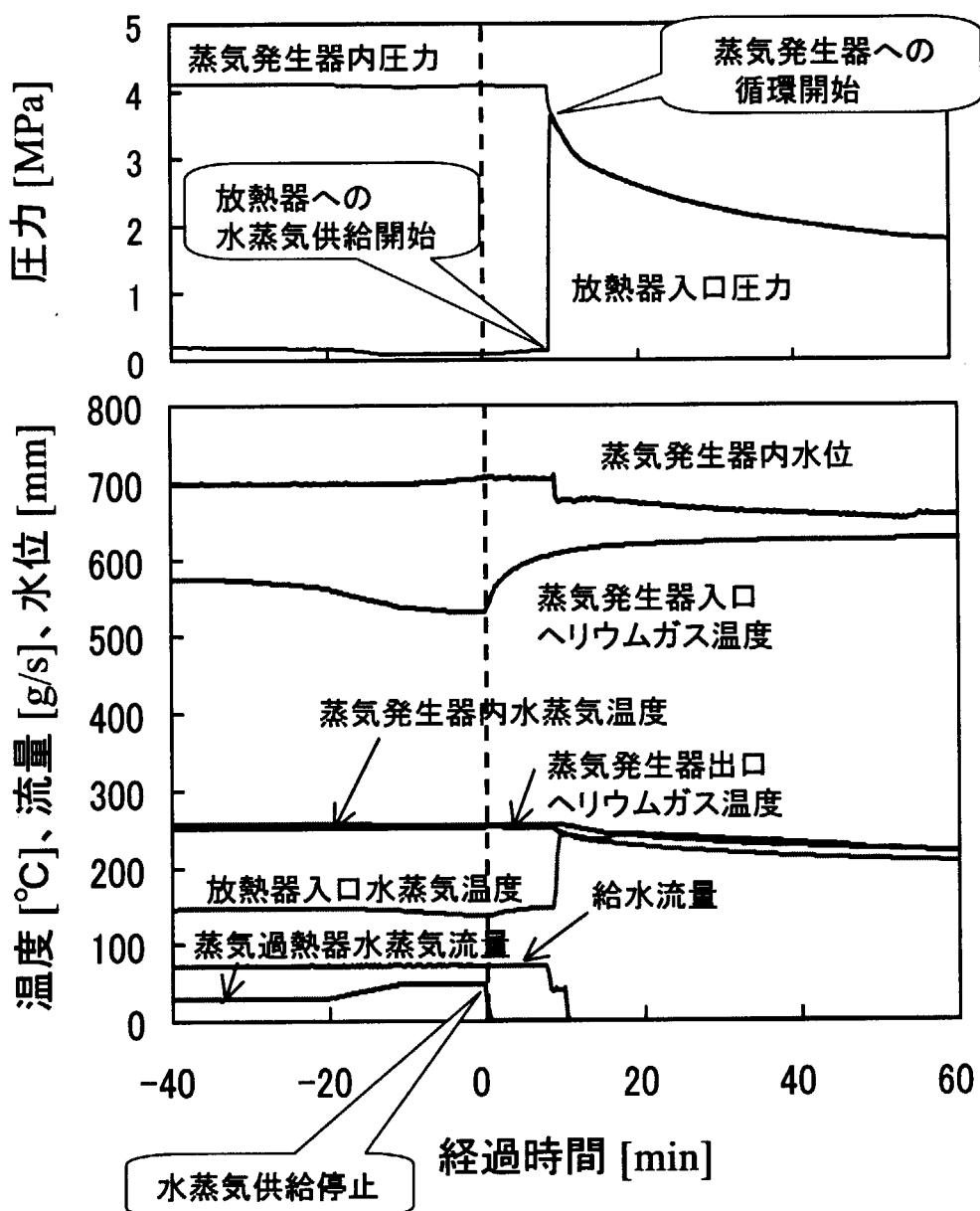


Fig. 4.2.5 Test results of cooling system with radiator.

4. 3 原料ガス供給設備

4. 3. 1 機器構成と機能

原料ガス供給設備は、LNG タンク内に貯蔵した LNG（液化天然ガス）を気化して、水蒸気と混合させ、所定範囲内の圧力、流量及び温度で水蒸気改質器に供給する設備であり、LNG タンク、LNG ポンプ、LNG 蒸発器、原料ガスサージタンク、原料ガス加温器、原料ガス加熱器、原料ガス過熱器等で構成される。系統図を Fig. 4.3.1 に示す。

LNG タンク内に貯蔵した LNG は、LNG ポンプにより LNG 蒸発器へ移送され、そこで気化させる。気化した原料ガス（天然ガス）のうち、一部は水蒸気改質器へ供給され、残りは原料ガスサージタンクに貯蔵される。水蒸気改質器へ供給される原料ガスは、原料ガス加温器で 60°C に昇温後、圧力調節弁及び流量調節弁にて所定の圧力（定格時：約 4.2MPa）及び流量（定格時：12g/s）に調整される。その後、原料ガス加熱器で約 350°C に加熱した後、水蒸気供給設備からの水蒸気と所定の混合比に混合し、その混合ガスを原料ガス過熱器で約 450°C に過熱して水蒸気改質器に供給する。主要な機能を以下に示す。

- 1) LNG 蒸発器は大気との自然対流熱交換方式であるために長時間の連続使用ができない。そこで、LNG ポンプを間欠運転とし、一部を水蒸気改質器へ供給し、一部を原料ガスサージタンクに貯蔵する方式としている。LNG ポンプが間欠運転の停止中もしくは LNG 補給時には、原料ガスサージタンクに貯めた原料ガスを水蒸気改質器に供給することにより、連続での供給運転を可能としている。LNG ポンプの間欠運転の制御方法は、原料ガスサージタンク圧力の低信号（7 MPa）により LNG ポンプを自動起動し、高信号（13MPa）により LNG ポンプを自動停止するように設定している。原料ガスサージタンクは貯槽としての機能と LNG ポンプ運転時の脈動を低減させる機能を有している。
- 2) 原料ガス加温器は、圧力調節弁で原料ガスを減圧するときに、原料ガスの膨張により最大で -60°C の温度低下を起こし、その結果、圧力調整弁を損傷させる可能性があることから、予め温水で原料ガスを加温するために設置したものであり、水槽の温度を 65~75°C の範囲内で制御できる機能を有する。
- 3) 供給する原料ガスの圧力・流量を規定値に制御する機能を有する。
- 4) 原料ガス加熱器並びに原料ガス過熱器により生成ガスの排熱を回収して、水蒸気改質器入口の原料ガス温度を所定の温度（約 450°C）まで昇温する機能を有する。
- 5) 試験装置の起動・停止時には、窒素ガスと原料ガスを入れ替える制御を行う。

4. 3. 2 試験項目と結果

機能試験では主に以下の試験を実施して、各機能の確認を行った。

1) 流量制御試験

水蒸気改質器へ供給する原料ガス流量を、定格流量（12g/s）に対して ±2%（±0.2g/s）の変動幅（目標）で制御できること。

2) LNG ポンプ性能試験

LNG ポンプの吐出能力が 24g/s 以上であること、並びに原料ガスサージタンクの圧力に連動して自動で起動・停止ができること。

3) 昇温試験

原料ガス加熱器並びに原料ガス過熱器により生成ガスの排熱を回収して、水蒸気改質器入口の原料ガス温度を所定の温度（約450°C）まで昇温できること。

(1) 流量制御試験

水蒸気改質器に流す原料ガスは、圧力と流量が所定の値となるように制御しており、制御系は上流側より圧力調節弁、流量調節弁、水蒸気改質器を挟んで差圧調節弁と3つの制御器を直列に並べる構成となっている。制御構成をFig.4.3.2に示す。また、流量制御は、差圧式流量計の値を元に流量調節弁でPID制御する方法としている。なお、流量は圧力、温度を補正したもの要用いている。

起動時の流量調節は、最初に窒素ガスと原料ガスを入れ替えるため、窒素ガス流量を減少させ、原料ガス流量を増加していく操作を行う。また、原料ガスの供給量の変化は、ヘリウムガスの温度変化に連動させており、改質器入口ヘリウムガス温度が730°Cのときに供給を開始し、定格の880°Cに達したときに原料ガスの供給流量が定格の12g/sになるように設定している。この供給手順の詳細は4.6.3項に記述する。

1) 流量制御予備試験

ヘリウムガスの昇温前に流量調節弁の制御定数を定めるためにCase1～Case3の流量試験を行った。流量試験は、圧力調節弁の制御定数をP(%)=200、I(s)=200固定とし、流量調節弁の制御定数を下表のように与えて試験を実施した。

試験	流量調節弁の制御定数		備 考
	P(%)	I(s)	
Case1	120	500	
Case2	250	250	
Case3	250	100	

Case1～Case3の条件で行った流量制御予備試験結果をFig.4.3.3～4.3.5に示す。Case1は、Fig.4.3.3に示すように流量が6g/sに達して保持制御を始めたところから流量が発散する傾向を示し制御できない結果となった。これは、P(%)=120としたことで流量調節弁のゲインが0.83(100/120)と大きいことが原因と考えられた。そこで、Case2ではゲインを0.4(100/250)に下げ、積分時間I(s)を半分にして試験を実施した。この結果、Fig.4.3.4に示すように発散しなくなり安定した制御を行うことができた。なお、流量6g/sの保持制御に対して、圧力調節弁開による流量増加分を流量調節弁で絞る制御が間に合わないために流量は一時増加する傾向を示したが、この後は圧力調節弁が圧力一定制御に入るため、この状態で試験を続ければ、流量調節弁の応答の遅れが追いつき流量制御が可能であると考えられる。

Case3では、Case2より更に積分時間I(s)を短くして流量調節弁の応答を早くしようとし

たものである。この結果、Fig.4.3.5 に示すように Case2 と同様に制御は安定したもの、流量調節弁の応答の遅れについては大きな改善は見られなかった。なお、流量調節は最終的には時間を掛けて 12g/s になるように制御するものであり、流量調節弁の応答が遅くても問題はない。

以上のことから、圧力調節弁の制御定数は変更せず $P=200, I=200$ 、流量調節弁の制御定数は、流量調節弁の積分時間 $I(s)$ を短くすると振動が大きくなる可能性が心配されたため、流量制御予備試験 Case2 の条件に近い $P=250, I=200$ としてヘリウムガス昇温後の流量制御試験を実施した。

2) ヘリウムガス昇温後の流量制御試験

起動時の流量制御試験結果を Fig.4.3.6、定格運転時の流量制御試験結果を Fig.4.3.7 に示す。Fig.4.3.6 の結果より起動運転時の流量は、流量調節弁開度が約 30% 程度開いたところから流れ初め、初期制御最低流量の 6g/s まで短時間で上昇し、その後異常な発散もなく制御目標である ±0.2g/s 以内の振動で 4 時間掛けて 12g/s 近傍まで上昇した。しかし、12g/s の定置制御を始める寸前において ±0.8g/s の大きな振動が発生したため、手動で制御定数を $I=200$ から $I=300$ 、最終的には $I=250$ に変更したところ振動は制御目標の ±0.2g/s 程度に収まった。また、Fig.4.3.7 の結果より定格運転時では、原料ガスサージタンク圧力の上限値と下限値になったときに流量制御値 12g/s に対して -0.4 ~ +0.7g/s の振動が見られた。これは LNG ポンプの起動及び停止直後の時期に対応したものであった。それ以外の状態では、流量の振動幅は目標値の ±0.2g/s を満足していた。

本試験により、試験装置の起動において、原料ガスの供給開始から定格流量へ移行する過程で目標の制御幅内で原料ガスの流量を制御できることを確認できた。しかし、LNG ポンプの起動・停止時に予想以上の流量の振動が発生することが明らかになった。このため今後、圧力調節弁の制御定数の最適化及び圧力調節弁から流量調節弁までの配管体積の増加などの制御性能向上対策を行い、制御性能の向上を図ることとした。

(2) LNG ポンプ性能試験

LNG ポンプの設計上の吐出能力は 24g/s であることから、LNG ポンプの起動時に水蒸気改質器へ 12g/s（定格流量）の原料ガスを供給した場合、残りの 12g/s の原料ガスは原料ガスサージタンクへ貯蔵され、LNG ポンプの停止時には、原料ガスサージタンクから水蒸気改質器へ原料ガスが供給される。したがって、定格運転時には LNG ポンプの起動及び停止の時間が 1 : 1 の割合になることから、この時間を計測すれば吐出能力の実測値を求めることができる。

LNG ポンプの起動・停止時間を示した原料ガスサージタンクの蓄圧結果及び水蒸気改質器への流量結果を Fig.4.3.8 に示す。Fig.4.3.8 の結果から、水蒸気改質器への流量測定値は平均 12.02g/s(最大 12.6g/s、最小 11.6g/s) であり、LNG ポンプは約 3 時間周期で 1 : 1 の間欠運転を行っており、LNG ポンプの吐出能力が 24g/s を満足することが確認できた。また、原料ガスサージタンク圧力が 7 ~ 13 MPa の間で、LNG ポンプは間欠運転を行っており、原料ガスサージタンクの圧力に連動して自動で起動・停止ができることが確認できた。

(3) 昇温試験

原料ガス供給設備では、生成ガスを熱源とした二重管式U字管型熱交換器である原料ガス加熱器及び原料ガス過熱器にて加熱することで水蒸気改質器に約450°Cの原料ガスを供給する必要がある。定格運転の結果より、水蒸気改質器の入口原料ガス温度の計測値は465.5°Cとなり、仕様を満たしていることを確認できた。

また、設計交換熱量は原料ガス加熱器が12kW、原料ガス過熱器が23kWであるが以下に定格運転の測定結果を基にして、実際の交換熱量について検討を行った。定格出力運転時における原料ガス加熱器及び原料ガス過熱器の熱交換の算出結果をFig.4.3.9に示す。計算は、定格運転時における原料ガス加熱器及び原料ガス過熱器の流体出入口部の温度計計測値、流量計計測値及び圧力計計測値を用いており、流体出入口部と温度計設置点が離れている場所については、配管放熱等を考慮した補正計算を行っている。

Fig.4.3.9より、原料ガス加熱器の交換熱量は、原料ガス出入口の計測値による計算で10.7kW、生成ガス出入口の計測値による計算で12.7kWとなった。また、原料ガス過熱器の交換熱量は、原料ガス+水蒸気出入口の計測値による計算で19.8kW、生成ガス出入口の計測値による計算で26.5kWとなった。

なお、原料ガスと生成ガスの計測値による計算結果の違いは、外管を通っている生成ガス側で計算した交換熱量には外気放熱分が見かけ上の大きな値として入っているためである。ここで、設計計算値としての原料ガス加熱器表面からの放熱量は0.8kW、原料ガス過熱器表面からの放熱量は2.6kWであることから、これ以上の差分を示す値、つまり原料ガス加熱器で $12.7\text{kW} - 10.7\text{kW} - 0.8\text{kW} = 1.2\text{kW}$ 、原料ガス過熱器で $26.5\text{kW} - 19.8\text{kW} - 2.6\text{kW} = 4.1\text{kW}$ は、サポート等からの放熱量と考えられる。

4. 3. 3 まとめ

機能試験において、以下に示す機能を確認した。

- 1) 流量制御については、定格流量(12g/s)に対して通常はほぼ目標の変動幅(±2%)で制御できることを確認できた。しかし、LNGポンプの起動・停止時に目標制御幅以上の流量の変動幅(最大で約±6%)が発生することが明らかになり、今後、圧力調節弁から流量調節弁までの配管体積の増加などの制御性能向上対策を行い、制御性能の向上を図ることとした。
- 2) LNGポンプの機能として吐出能力24g/sを満足すること、並びに原料ガスサージタンクの圧力に連動して自動で起動・停止ができるることを確認した。
- 3) 原料ガス加熱器及び原料ガス過熱器により生成ガスの排熱を利用して水蒸気改質器入口の原料ガス及び水蒸気の温度を約450°Cまで昇温できることを確認した。

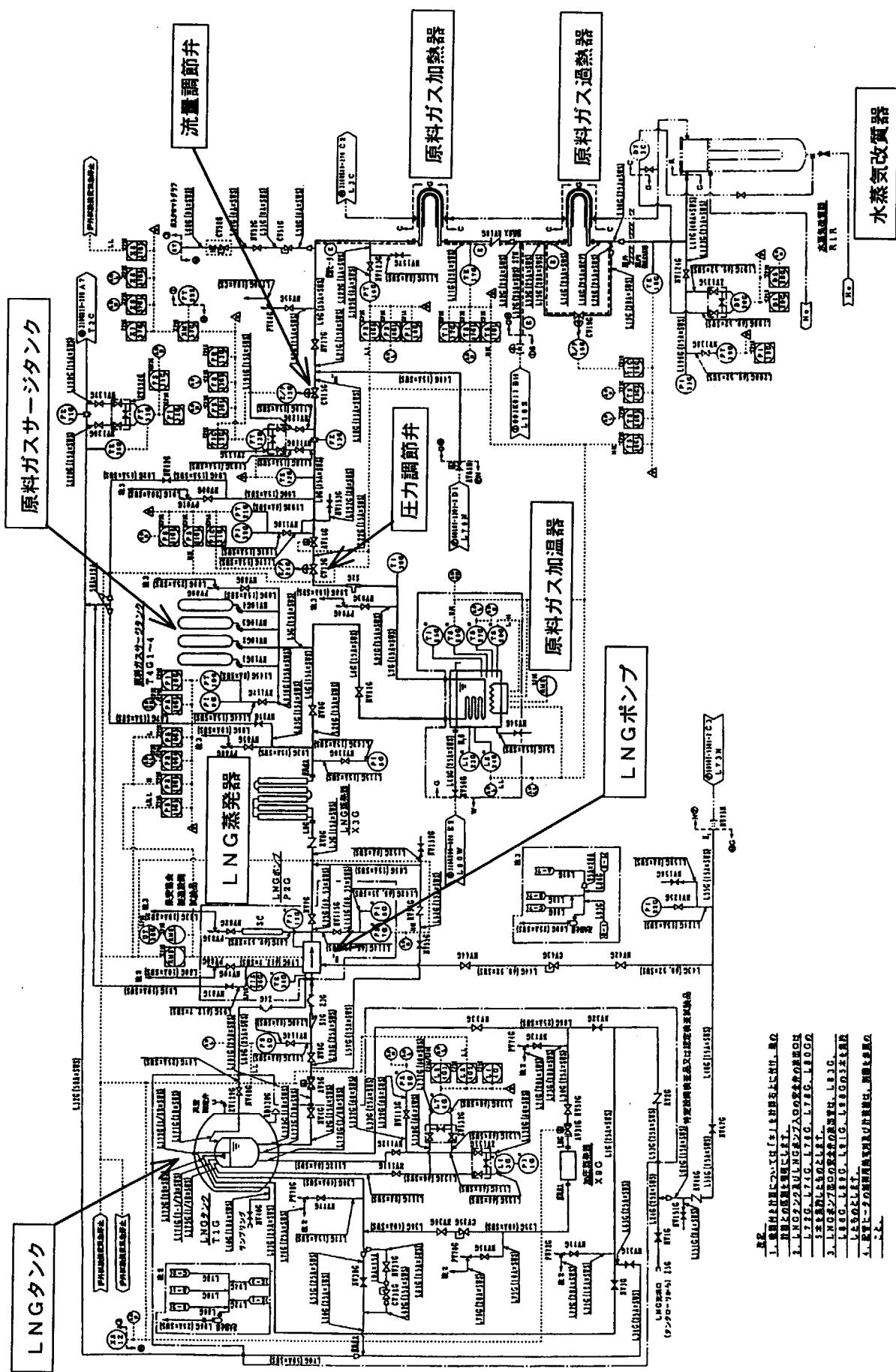


Fig. 4.3.1 Flow diagram of raw gas supply system

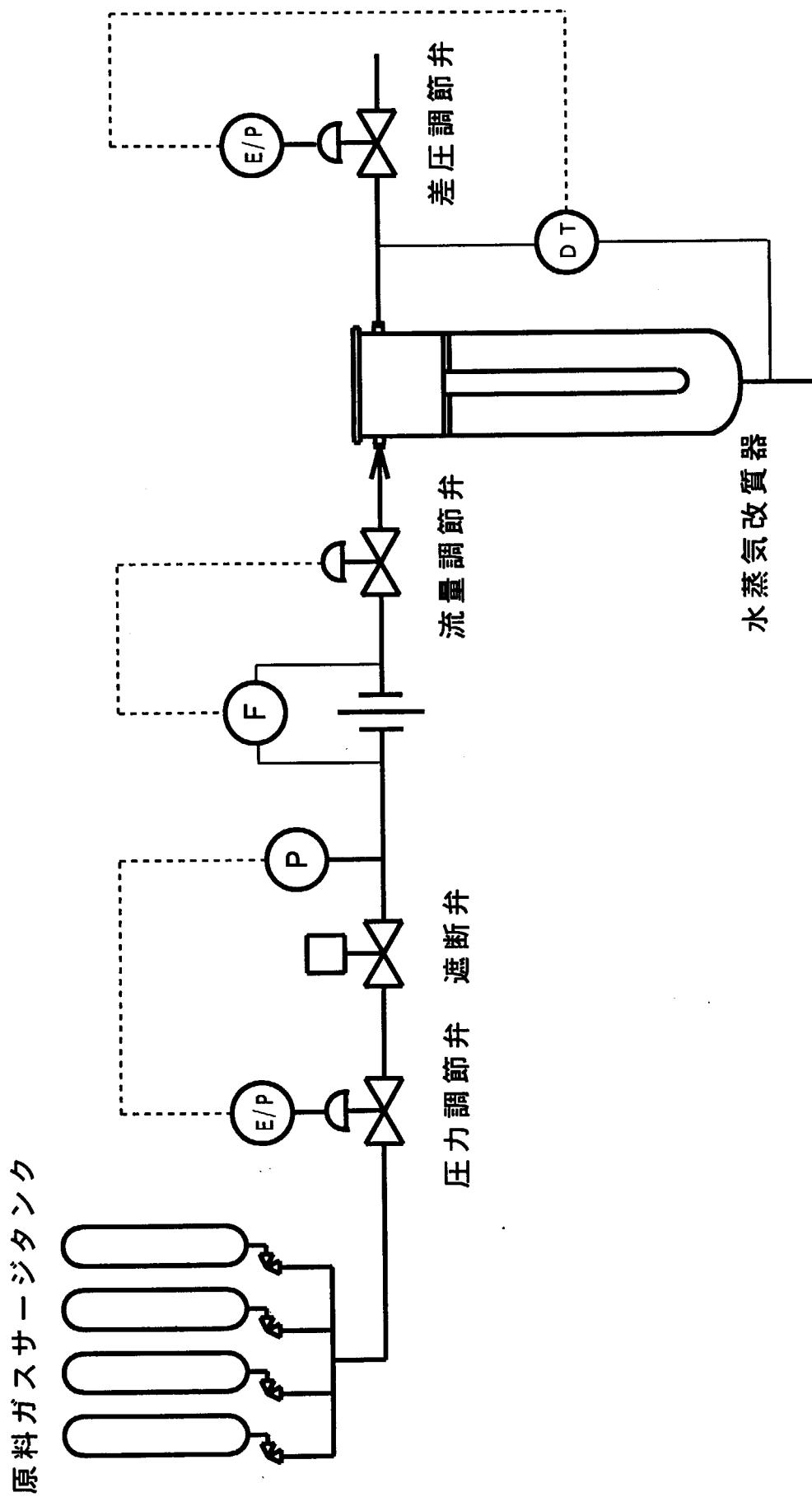


Fig.4.3.2 Flow diagram of flow rate control system

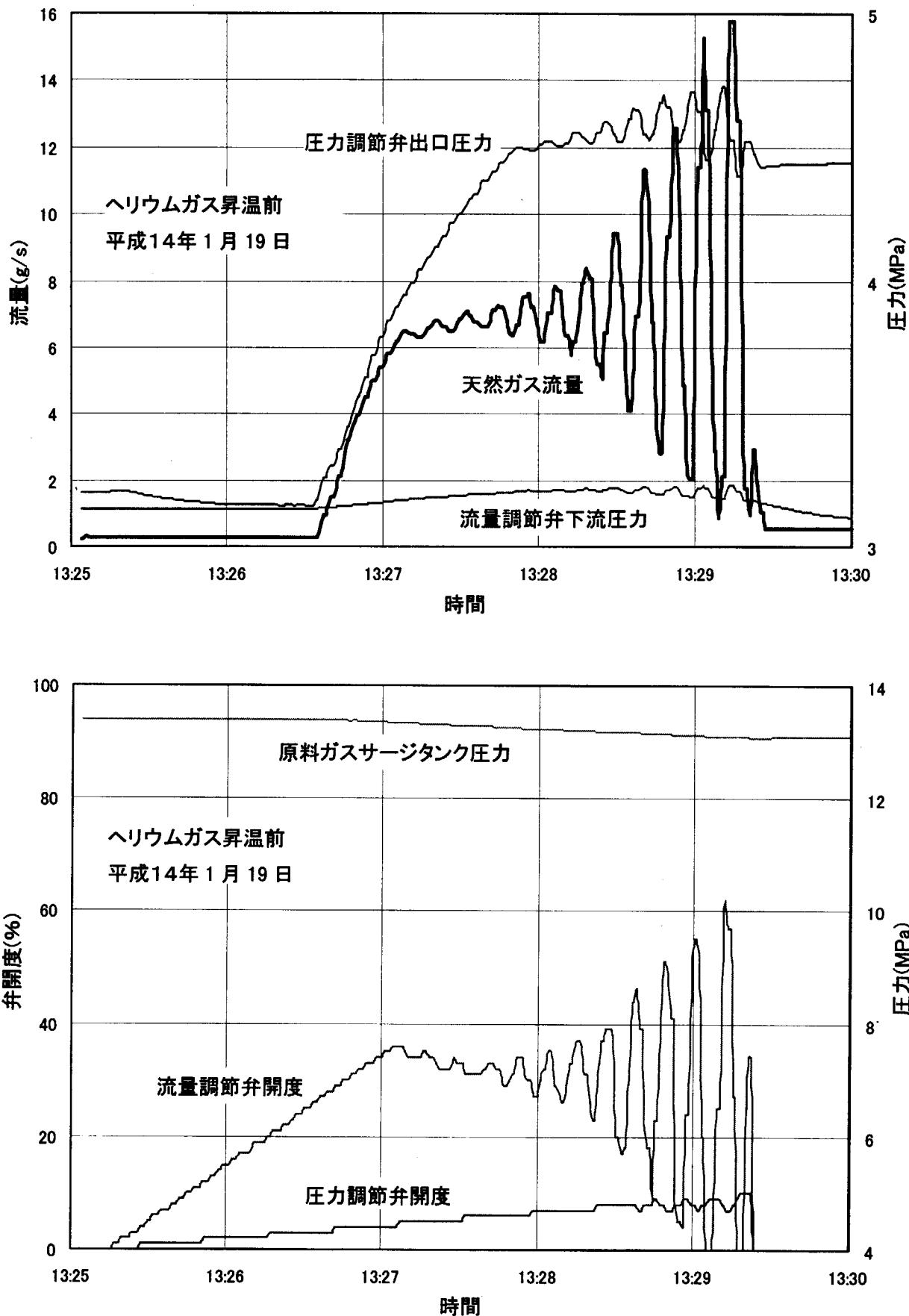


Fig. 4.3.3 Test results of flow rate control in Case 1

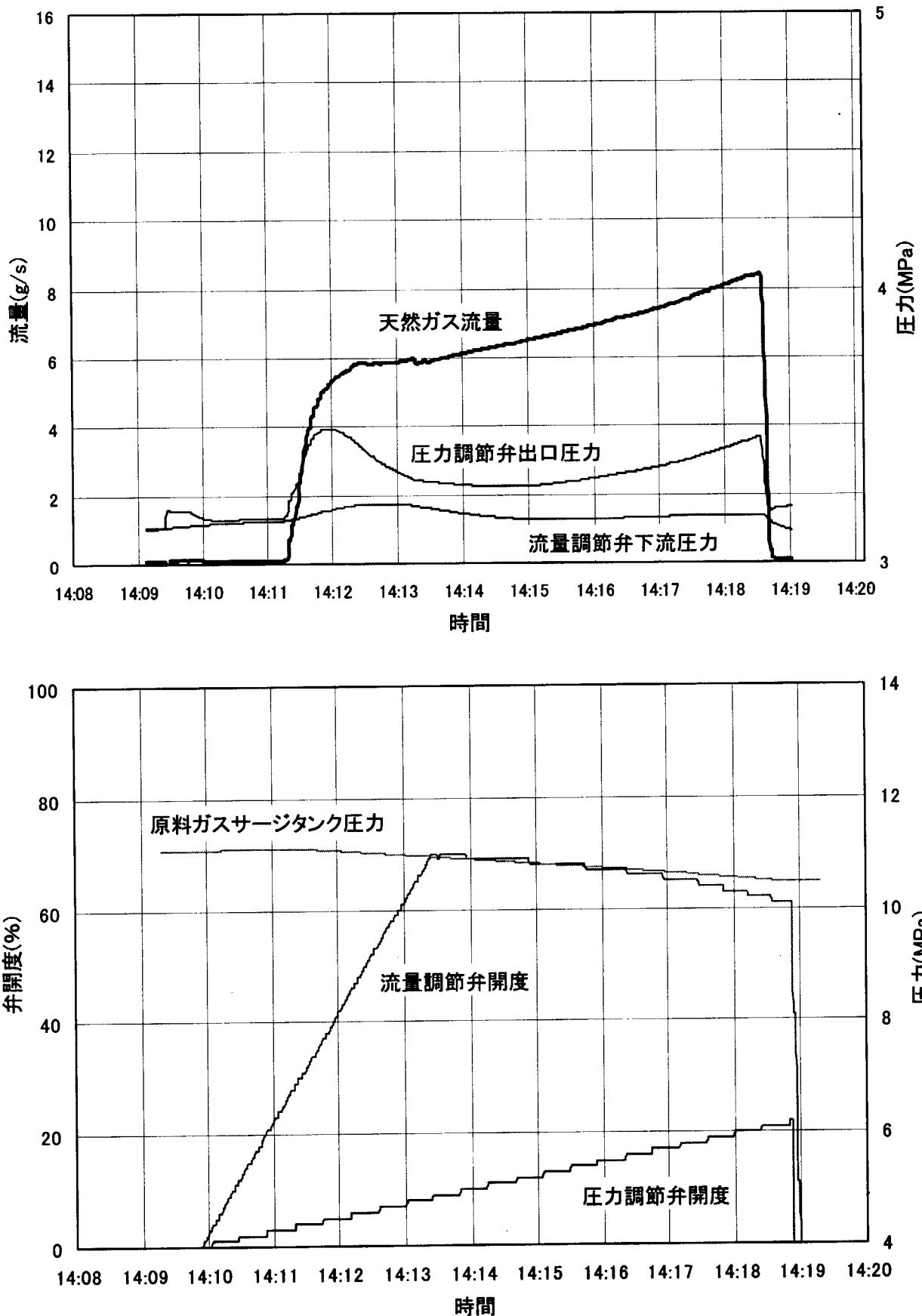


Fig. 4.3.4 Test results of flow rate control in Case 2

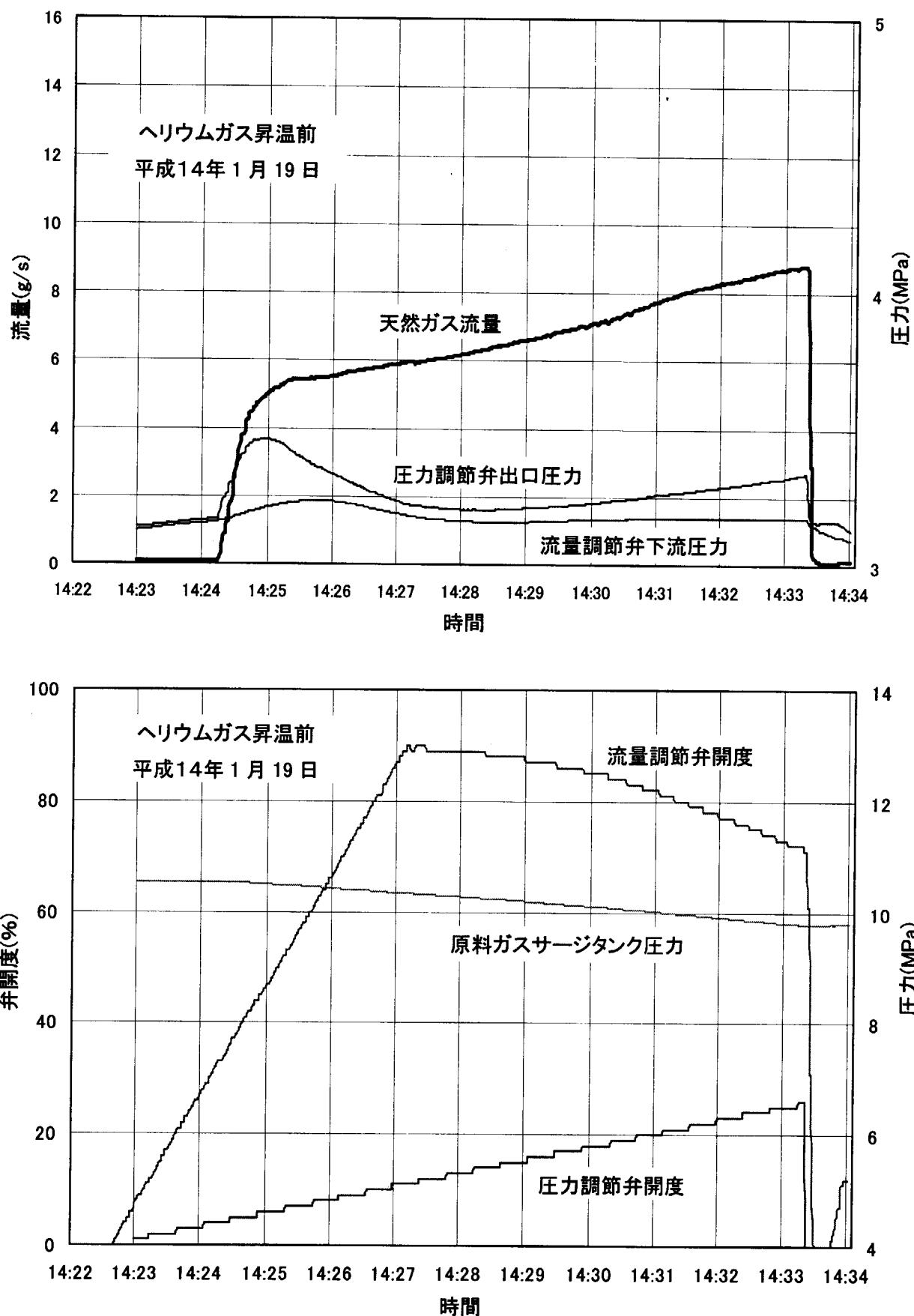


Fig. 4.3.5 Test results of flow rate control in Case 3

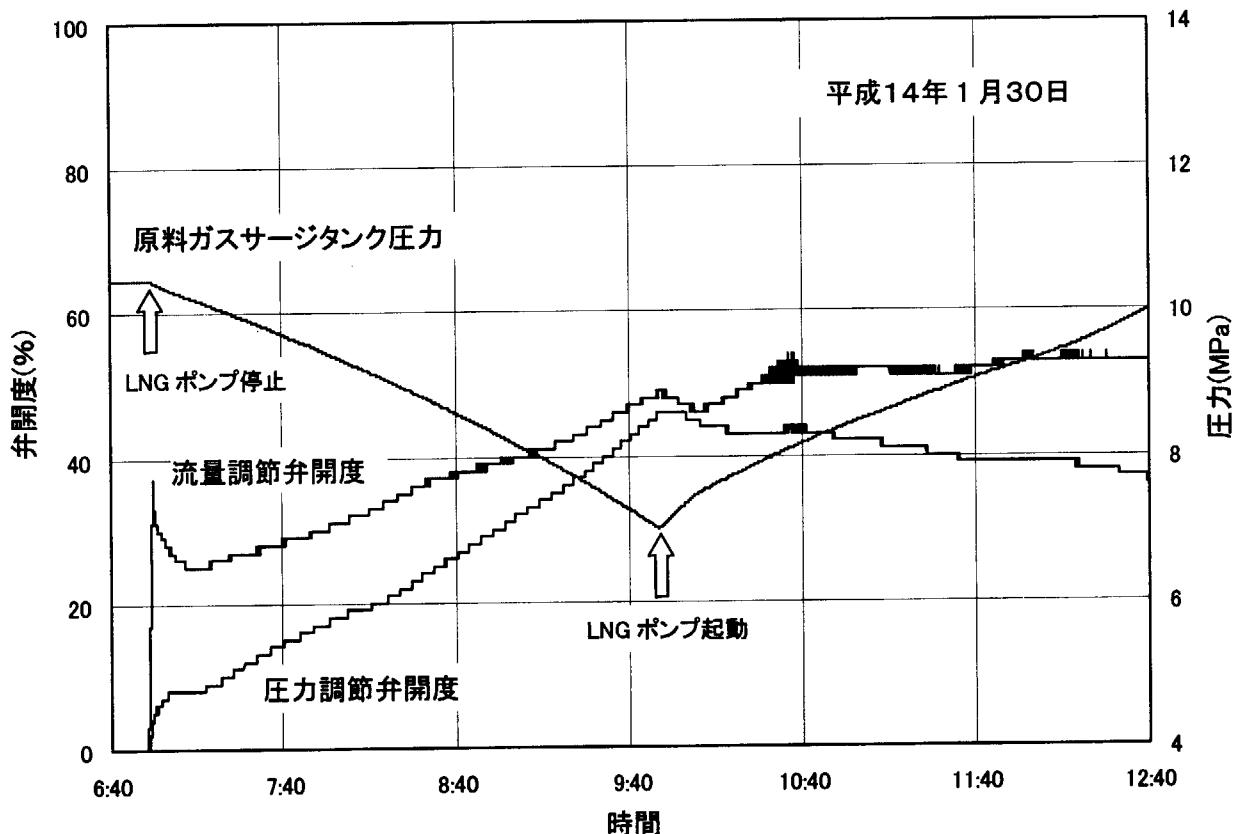
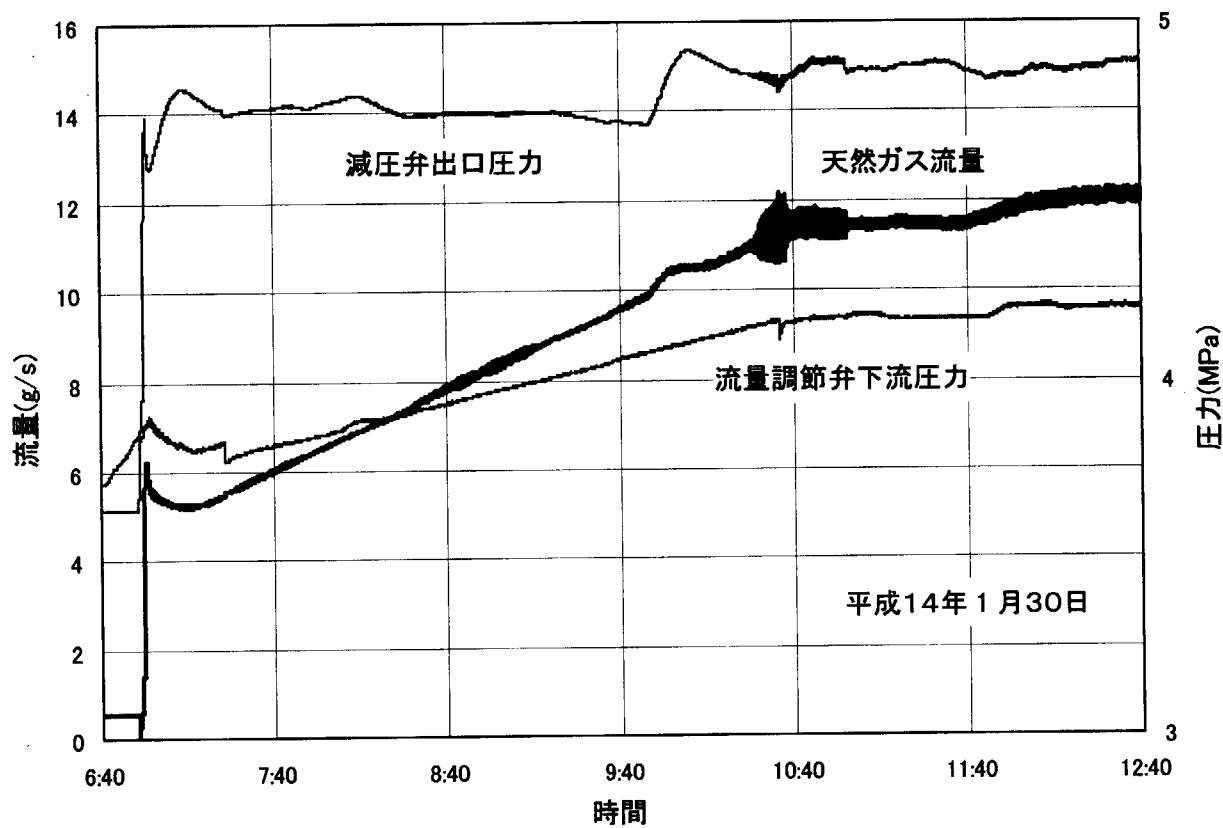


Fig. 4.3.6 Test results of flow rate control at start-up of raw gas supply

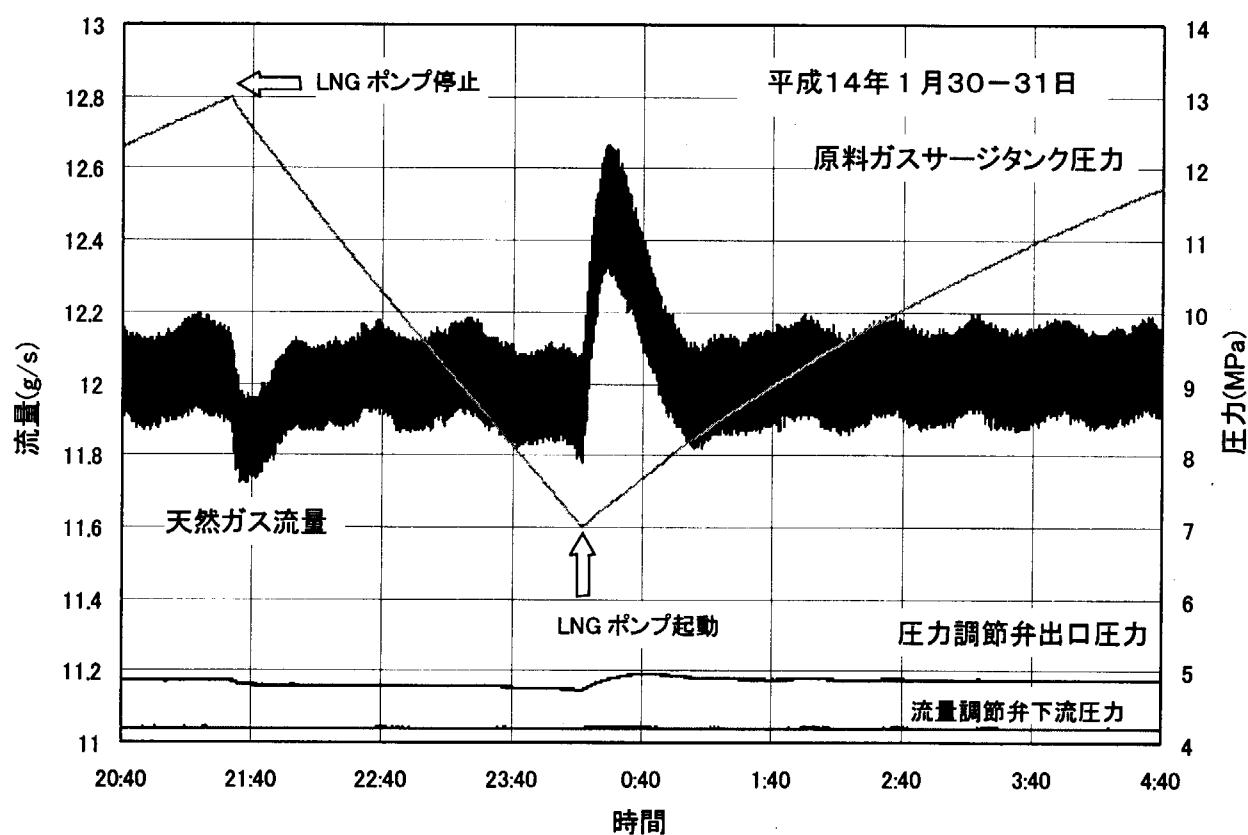
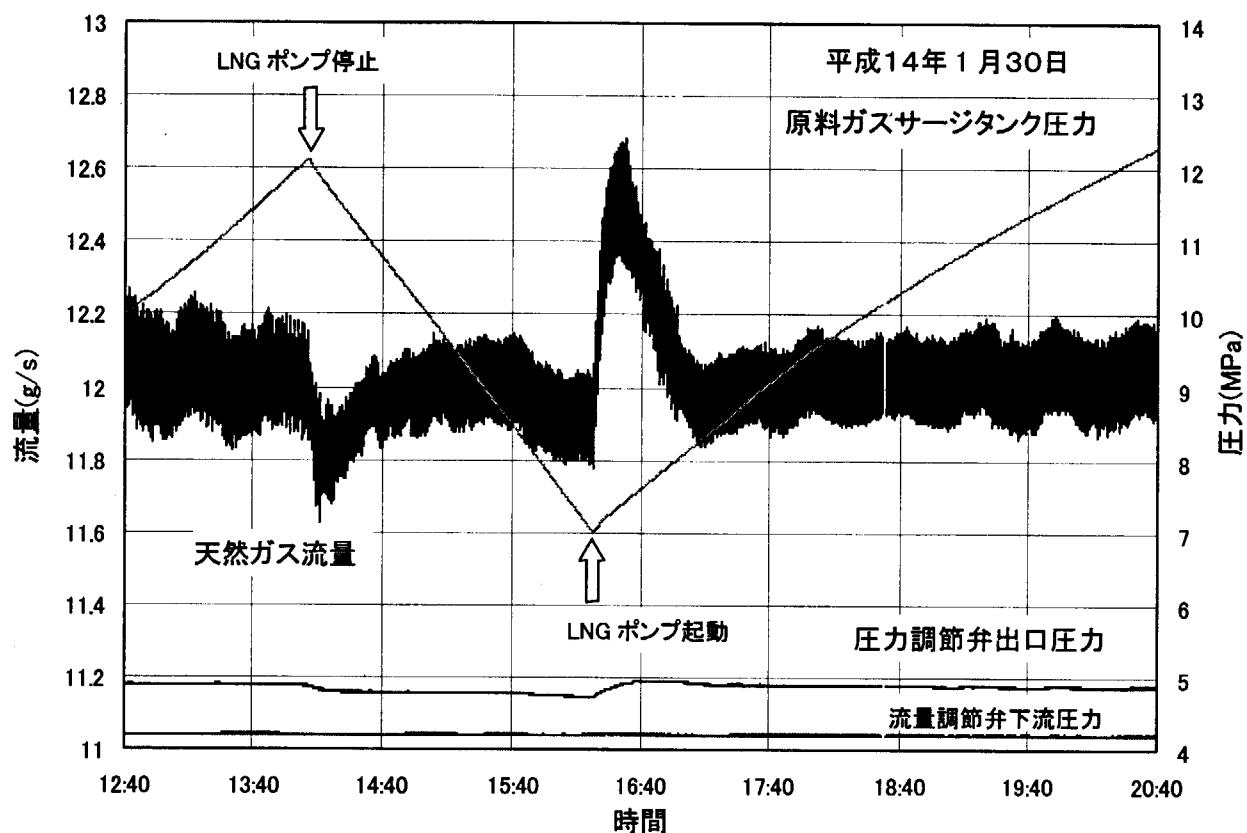


Fig. 4.3.7(1/3) Test results of flow rate control at rated power operation

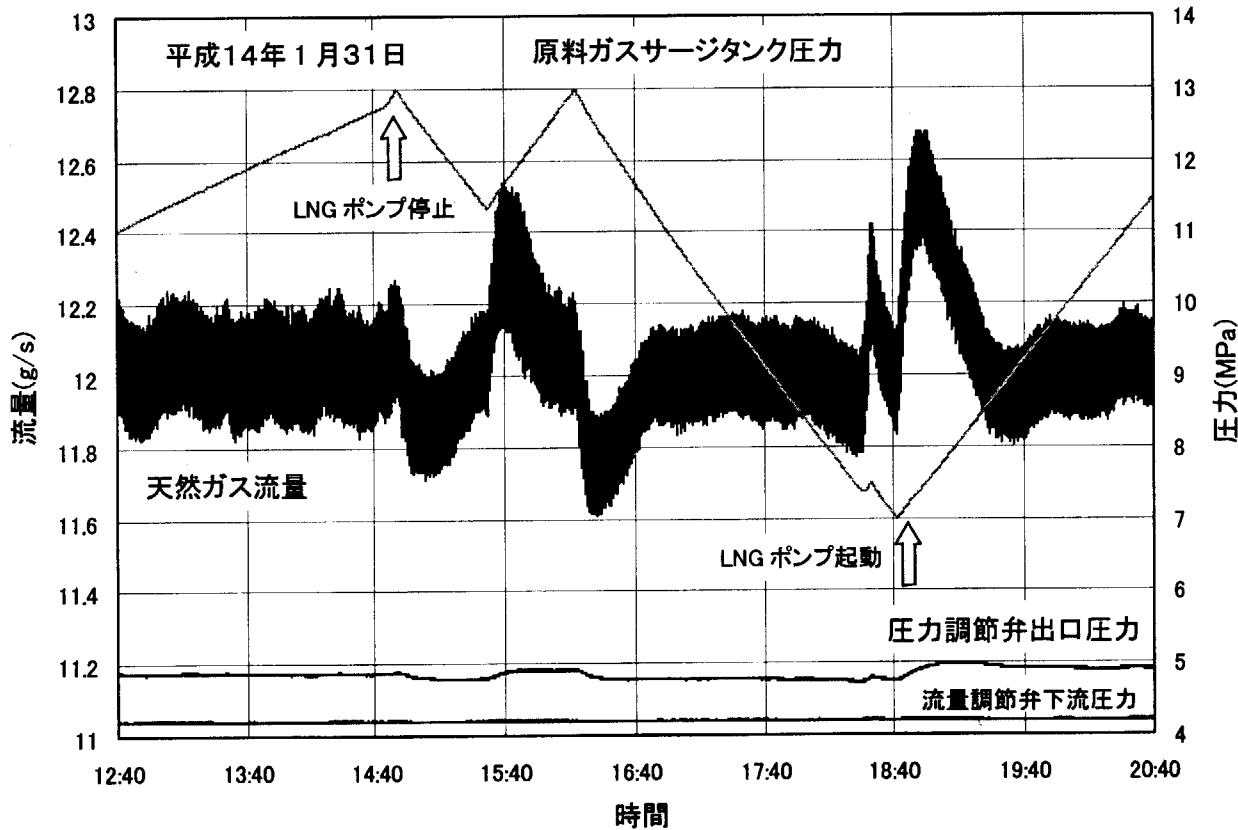
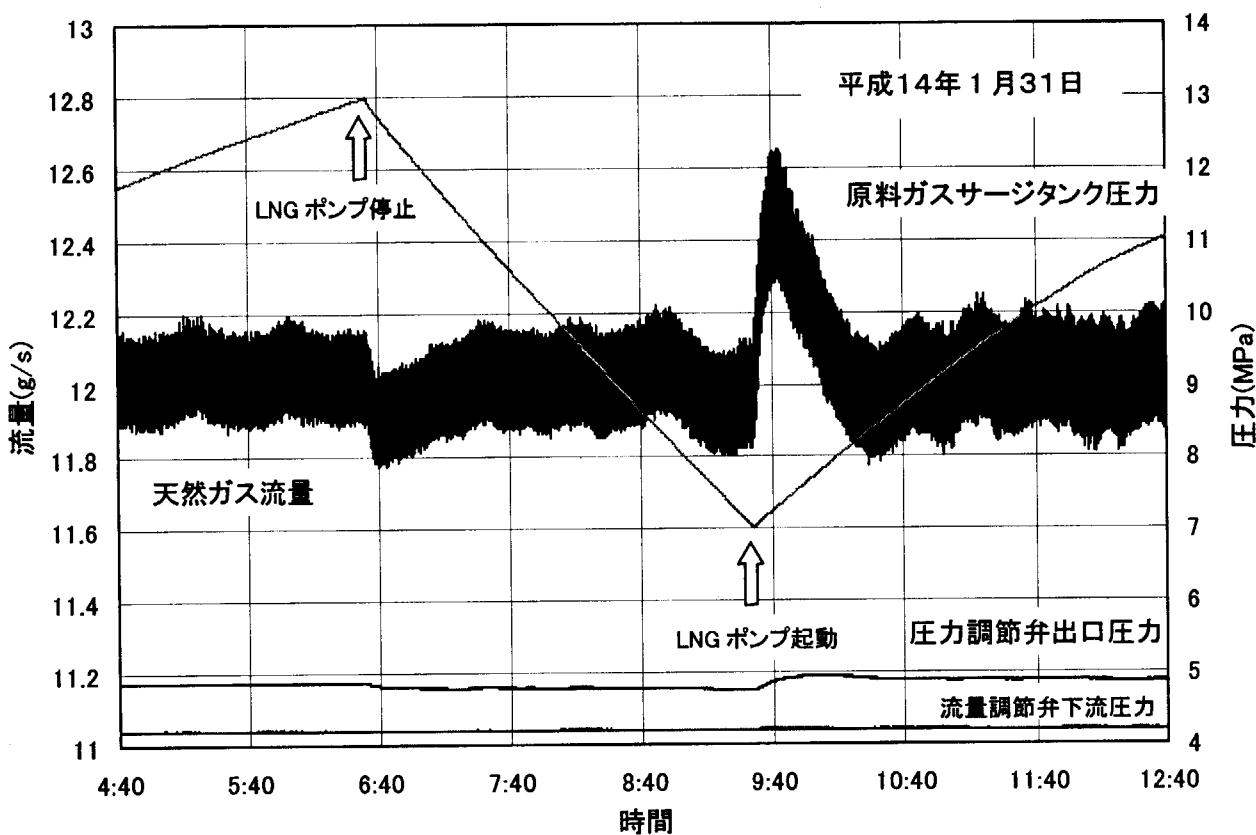


Fig. 4.3.7(2/3) Test results of flow rate control at rated power operation

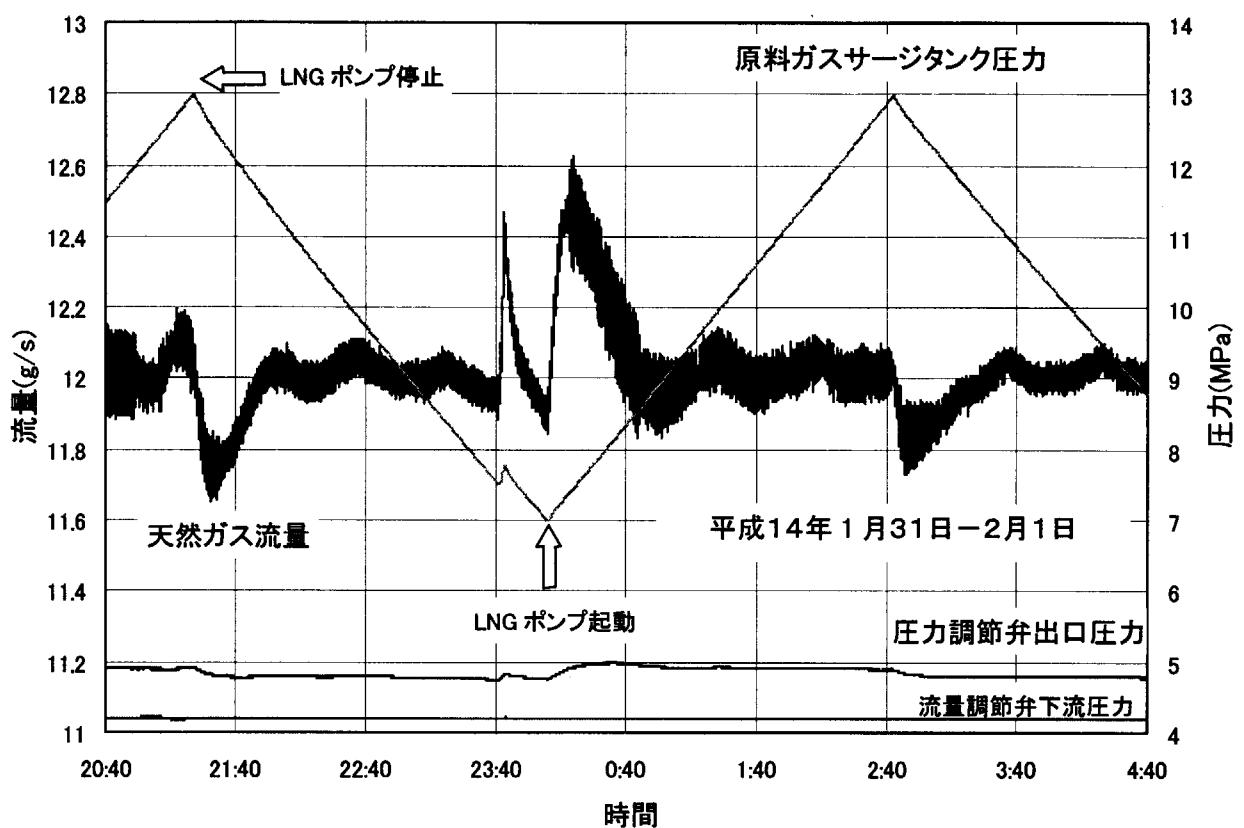


Fig. 4.3.7(3/3) Test results of flow rate control at rated power operation

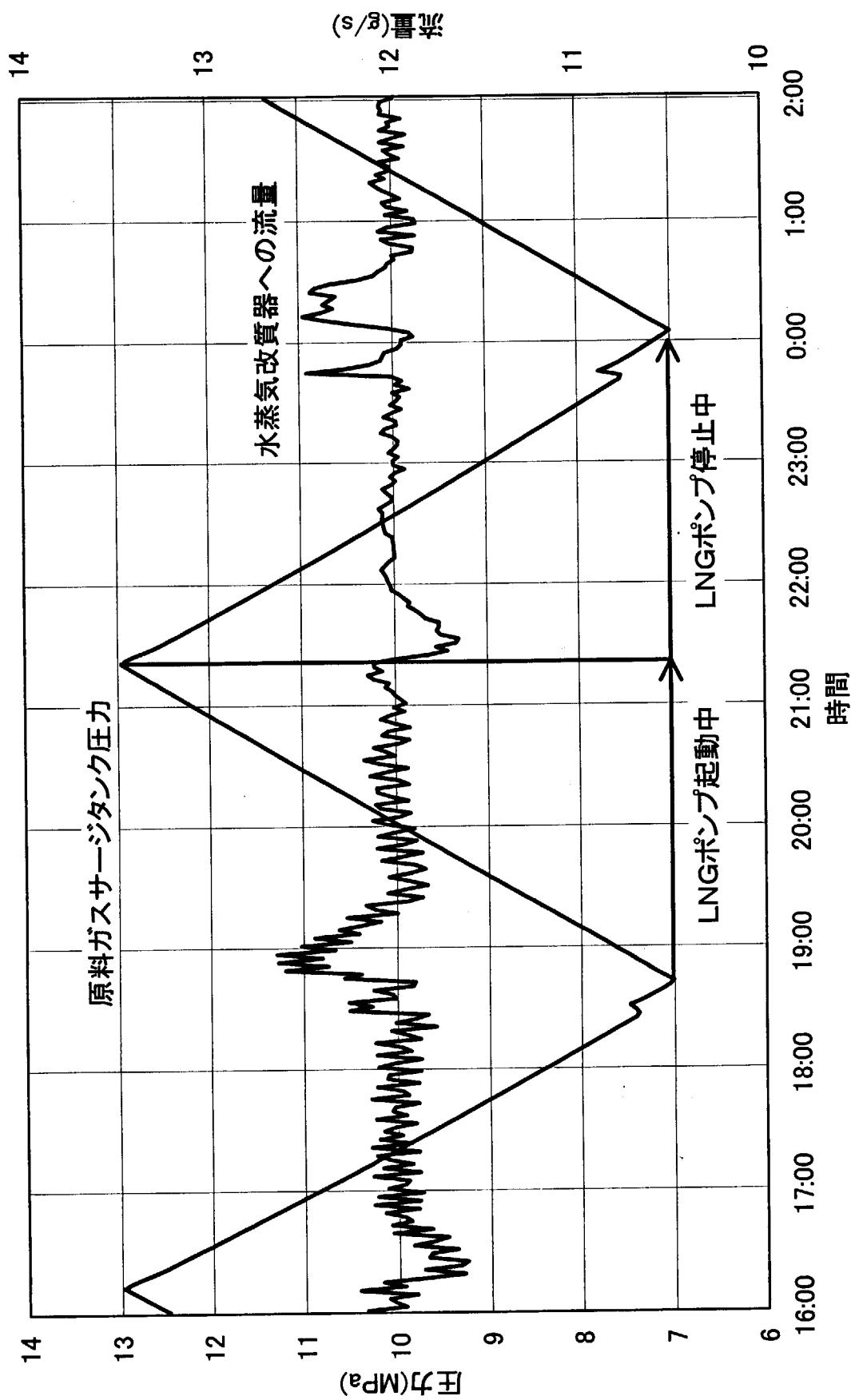


Fig. 4.3.8 Test results of LNG-pump operation

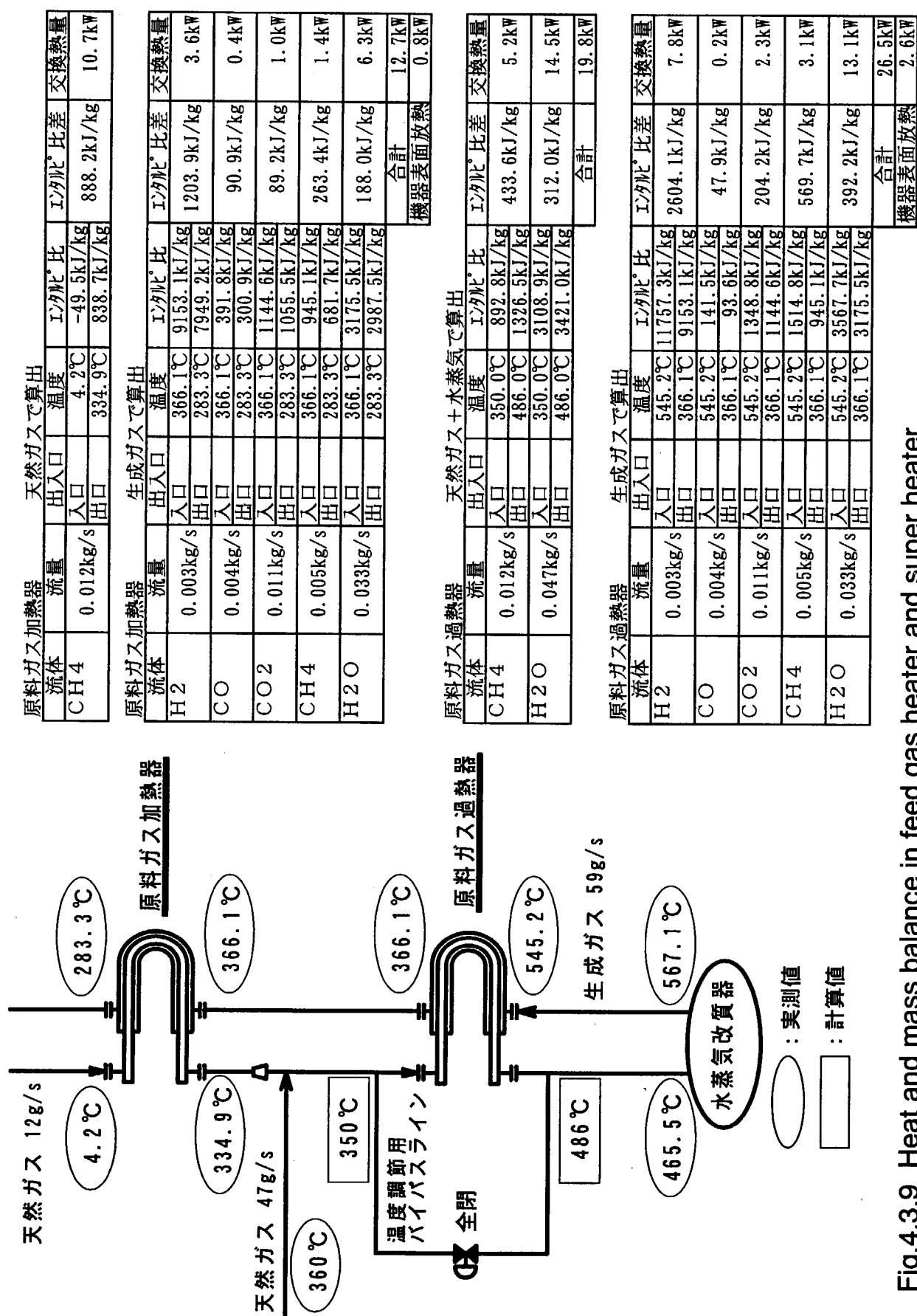


Fig.4.3.9 Heat and mass balance in feed gas heater and super heater

4. 4 後処理設備

4. 4. 1 機器構成と機能

後処理設備は、水蒸気改質器触媒管の内外差圧（プロセスガスとヘリウムガス間の差圧）を所定の範囲内に保持する差圧制御、水蒸気改質器からの可燃性生成ガスの燃焼処分、並びに高温の生成ガスを冷却して未反応水蒸気の凝縮・回収を目的とした設備であり、差圧調節弁、生成ガス冷却器、セパレータ、凝縮水ポンプ、水封ドラム、フレアスタック、LPG供給ユニット、大気開放弁等で構成される。ここでプロセスガスとは、触媒管内を流れる、原料ガス、水蒸気、生成ガス等の総称である。系統図を Fig. 4.4.1 に示す。

定格運転時において、水蒸気改質器から出た約 600°C、4.04MPa の生成ガスは、原料ガス過熱器及び原料ガス加熱器において、水蒸気改質器へ供給する原料ガス及び水蒸気と熱交換を行って約 300°C まで降温した後、水蒸気改質器から出る触媒粉を除去するための触媒粉塵フィルタを通気し、差圧調節弁で約 0.07MPa まで減圧し、更に生成ガス冷却器で約 40°C まで冷却して、フレアスタックで燃焼処分される。後処理設備の主要機能を以下に示す。

- 1) 水蒸気改質器触媒管はヘリウムガスとプロセスガスの差圧を所定の範囲内で保持する設計となっていることから、差圧調節弁はヘリウムガスの圧力に一定差圧でプロセスガスの圧力を追従させる制御機能を有する。万一、ヘリウムガスと生成ガスの差圧が異常を示し、設計値を超えた場合には、ヘリウムガス供給設備と後処理設備に設けた大気開放弁が作動して、ヘリウムガスとプロセスガスの圧力を大気圧とする構成になっている。
- 2) 生成ガス冷却器で冷却した生成ガスはセパレータで気液分離し、凝縮水は、セパレータから凝縮水ポンプを用いて水蒸気供給設備の給水受入タンクに回収し、再利用する機能を有する。
- 3) 凝縮水ポンプは、セパレータに溜まった凝縮水をセパレータ液位高信号により自動起動して、水蒸気供給設備の給水受入タンクに回収し、セパレータ液位低信号により凝縮水ポンプを自動停止する制御機能を有する。
- 4) セパレータ下流には、サンプリングライン及び成分解析を行うためのガスクロマトグラフを設けており、サンプリングラインには、ガスクロ保護用の除湿冷却器を設けている。
- 5) フレアスタックでは、種火としてパイロットバーナを設けており、パイロットバーナの燃料にはLPGを使用している。また、フレアスタックには、安全性を考慮した紫外線式失火検出器を設け、失火検出信号により再着火を自動で行う。再着火ができなかった場合には、再着火失敗信号により試験装置を緊急停止する。
- 6) フレアスタックの上流には、安全装置として逆火防止性能をもつ水封ドラムを設置している。水封ドラムは、封水の液位が所定の範囲内になるように、液位低信号で水封ドラム給水弁を自動開として水の補給を行い、液位高信号で給水弁を自動閉として補給を停止する制御機能を有する。

4. 4. 2 試験項目と結果

機能試験では主に以下の試験を実施して、各機能の確認を行った。

1) 差圧制御試験

試験装置の起動・停止過程において、触媒管内外差圧を後述する警報設定値の範囲内に制

御すること、並びに水素製造の安定時には差圧設定値 (+0.04MPa) に対して±0.04MPa の変動幅（目標）で制御できること。

2) 生成ガス冷却器の冷却特性試験

生成ガス冷却器出口で生成ガスの温度を 40°C 以下に冷却できること。

3) フレアスタック燃焼試験

定格運転時において黒煙発生、失火等の異常が発生しないこと。

(1) 差圧制御試験

触媒管には高圧のヘリウムガス（外圧 4.0MPa）及びプロセスガス（内圧 4.3MPa）が流れるが、各ガスの全圧を考慮して触媒管の設計を行った場合には肉厚が過大となり、製作が不能となる。そこで、肉厚を薄くする対策として、運転時のヘリウムガスとプロセスガスの差圧を考慮して肉厚を定める差圧設計とした。設計差圧は -0.5 ~ +1.0MPa である。ここで、- は外圧（ヘリウムガス圧力）が内圧（プロセスガス圧力）よりも高い状態を示し、+ は逆に内圧が外圧よりも高い状態を表す。触媒管内外差圧を設定値に保持するために、ヘリウムガス圧力の変化にプロセスガスの追従させる方式とし、差圧調節弁を設けている⁽¹⁾。差圧制御は +0.04MPa を設定値として、外圧側には -0.32MPa で警報、-0.44MPa で緊急停止、内圧側には +0.4MPa で警報、+0.52MPa で緊急停止とした。

試験装置の起動は、①原料ガス供給設備・後処理設備への窒素ガスの供給とヘリウムガス昇圧、②ヘリウムガス循環機の起動とヘリウムガス加熱器による昇温、③窒素ガスから水蒸気・原料ガスへの供給切り替えの手順で行われる。各手順において差圧調節弁の制御性能を調べた。その結果を以下に示す。

1) 原料ガス供給設備・後処理設備への窒素ガスの供給とヘリウムガス昇圧

原料ガス供給設備・後処理設備への窒素ガスの供給とヘリウムガス昇圧時の差圧制御の特性を Fig.4.4.2 に示す。窒素ガス供給開始時には±0.1MPa 程度の差圧変動が見られたが、窒素ガス流量が安定した後は約±0.005MPa の振れ幅に落ち着いており、ヘリウムガスの昇圧過程によく追随してプロセスガス系の圧力を制御できることを確認した。

2) ヘリウムガス循環機の起動とヘリウムガス加熱器による昇温

ヘリウムガス循環機の起動からヘリウムガス加熱器による昇温(700°Cまで)時の差圧制御の変特性を Fig.4.4.3 に示す。ヘリウムガス循環機の起動時には差圧の変動はほとんど見られなかったが、ヘリウムガス温度が 70°Cまで上がったところから、原因が不明であるが差圧が変動し始めた。ヘリウムガス圧力には変動が見られなかったこと及び窒素ガス流量の変動も無かったことから、差圧制御系の問題と考えられたので、P I 制御定数を P = 120 → 100、I = 10 → 40 に変更して様子をみたところ、制御が安定に向かった。そこで、P I 制御定数を P = 100、I = 40 に変更した。

3) 窒素ガスから水蒸気・原料ガスへの供給切り替え

原料ガス設備・後処理設備へ供給するガスを窒素ガスから原料ガス及び水蒸気へ切り替え、水素を製造していくときの差圧制御の特性を Fig.4.4.4 に示す。最初に窒素ガスへ水蒸気を

入れていくことで+0.03MPa 程度上昇し、その後、窒素ガスと原料ガスを置換するときに瞬時に-0.08～+0.06MPa の変動が生じたが、警報条件である外圧側-0.32MPa、内圧側+0.4MPa に比べると小さな変動で差圧を制御できることを確認できた。原料ガス流量が定格流量の 12g/s に到達し、水蒸気と原料ガス流量の混合比 (S/C) を一定に保持する制御を開始した後、差圧が-0.03MPa 程度低下する現象が生じた。これは原料ガス流量が定格に達したときに大きく変動したことを受け、S/C 一定制御により水蒸気流量が下がって低警報が発生し、制御が一時中断したことが原因である。

定格運転において水素を製造しているときの差圧制御の特性を Fig.4.4.5 に示す。定格運転中の差圧変動は、LNG ポンプの起動時には変動幅が±0.05MPa まで達したが、それ以外は目標値である±0.04MPa の範囲内であった。

(2) 生成ガス冷却器冷却機能確認

冷却器の設計冷却性能は、交換熱量 140 kW であり生成ガス入口温度 305°C を生成ガス出口で 40°C 以下に冷却する仕様である。冷却水は、各機器とクーリングタワーの間を循環し、クーリングタワー入口の冷却水温度が 30°C を越えた場合には、クーリングタワーが間欠運転することにより冷却される。設計外気温度は、湿球温度 27°C (乾球温度例では 35°C、54%RH 相当) である。

定格運転時の生成ガス冷却器の冷却実績を Fig.4.4.6 に示す。Fig.4.4.6 の結果により、約 1 日の運転実績において生成ガス出口温度は 30.4～38.4°C の範囲であり、40°C 以下を満足することを確認できた。なお、10:00～16:00 の間で生成ガス出口温度が変動しているが、これは冷却水温度がクーリングタワーの間欠運転制御により変化したためである。

(3) フレアスタックでの生成ガス燃焼処理

フレアスタックは、設計燃焼総熱量が 2947MJ/h であり、水素製造運転時の生成ガス流量になると 0.0317kg/s(228.6m³N/h : 定格運転条件の 1.2 倍) の燃焼が可能である。フレアスタックの燃焼設計条件を Table 4.4.1 に示す。

本試験では、生成ガス流量を平均 190m³N/h で 24 時間流したときのフレアスタック燃焼状態を目視により確認した。燃焼状態については、異常燃焼やメインバーナの失火等の異常は発生しなかった。燃焼炎の色はオレンジ炎を一部含むほぼ無色であった。これは水素の燃焼色は無色でありオレンジ炎は生成ガス中にある未反応メタンが分解してその炭素が燃焼するときに発色したものである。また、時々ではあるが燃焼中にうなりを伴う低周波の異常音が発生したが、4.7.2 項にて詳細を述べる対策を行ったことで問題を解消できた。

4. 4. 3 まとめ

機能試験において、以下に示す機能を確認した。

- 1) 触媒管内外の差圧制御については、試験装置起動の原料ガス・後処理設備への窒素ガスの供給開始時において±0.1MPa の差圧変動が発生したが、警報設定値の範囲内 (-0.32～+0.4MPa) であることを確認した。また、定格運転時では、LNG ポンプの起動時には変動幅が±0.05MPa まで達したが、それ以外は目標値である±0.04MPa の範囲内であることを確

認できた。

- 2) 生成ガス冷却器の設計仕様である出口温度 40℃以下を満足することを確認できた。
- 3) フレアスタックでの生成ガス燃焼処理が正常にできることを確認した。ただし、燃焼中にうなりを伴う低周波の異常音が時々発生したが、4.7.3 項にて詳細を述べる対策を行ったことで問題を解決することができた。

Table 4.4.1 Specifications of flare-stack

	単位	水素製造時 *1	大気放出時 *1	LNGタンク 補給時
設計燃焼総熱量	MJ/h		2947	
総質量流量	kg/s	0.0317	0.0713	0.0160
H ₂	kg/s	0.0036	0.0036	—
CO	kg/s	0.0061	0.0061	—
CO ₂	kg/s	0.0132	0.0132	—
H ₂ O	kg/s	0.0024	0.0420	—
CH ₄	kg/s	0.0064	0.0064	0.0160
N ₂	kg/s	—	—	—
平均分子量	—	11.18	14.16	16.00
計算低位発熱量	MJ/m ³ (N)	12.89	7.26	36.10
燃焼総熱量	MJ/h	2947	2947	2911

*1：本運転で燃焼、放出処理するガス仕様は、可燃性ガス H₂, CO, CH₄以外に不燃性ガス H₂O, CO₂も含めるものである。

また、この時の流量、燃焼総熱量等は定格条件の流量の 20% 増の値である。

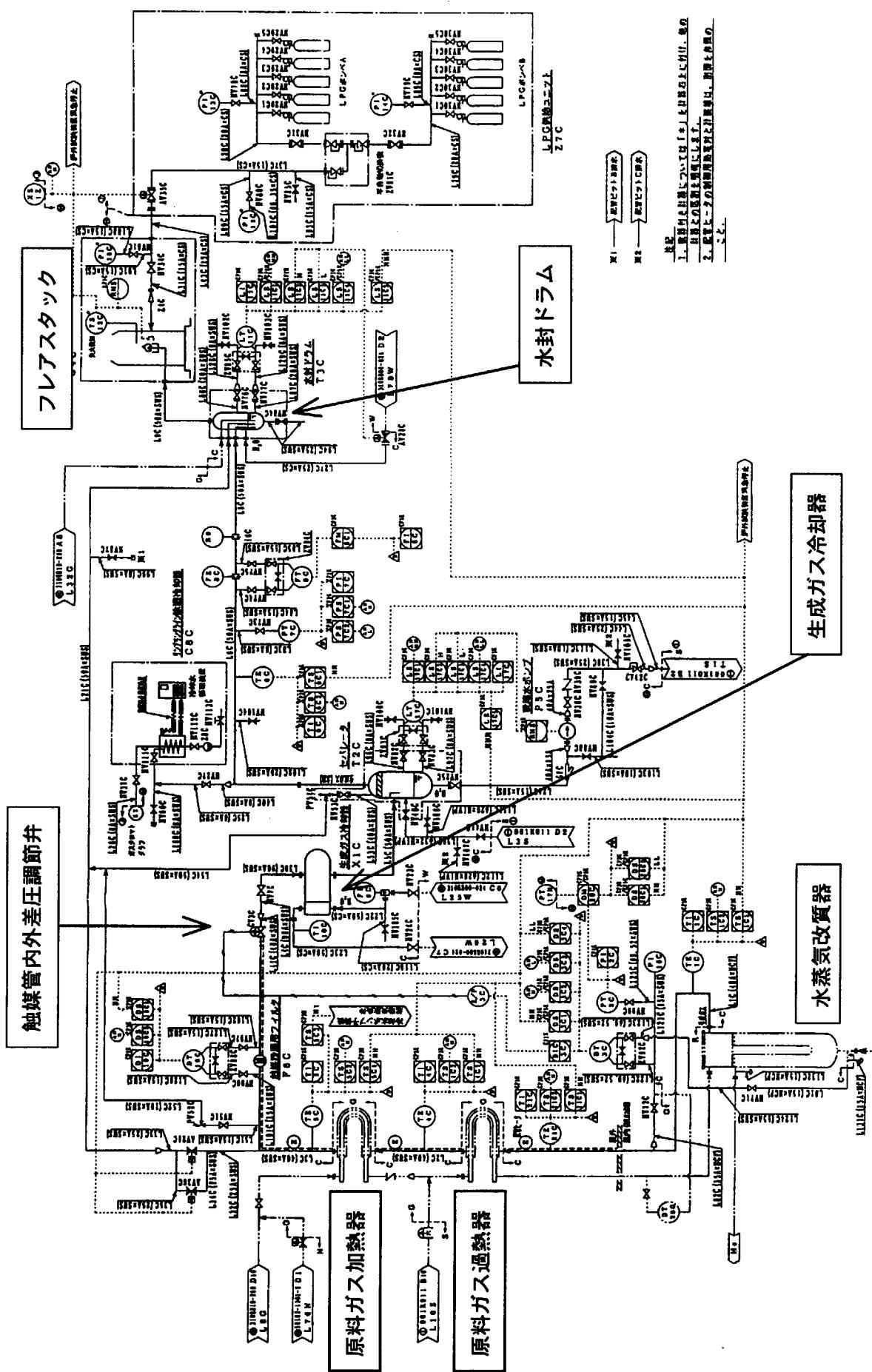
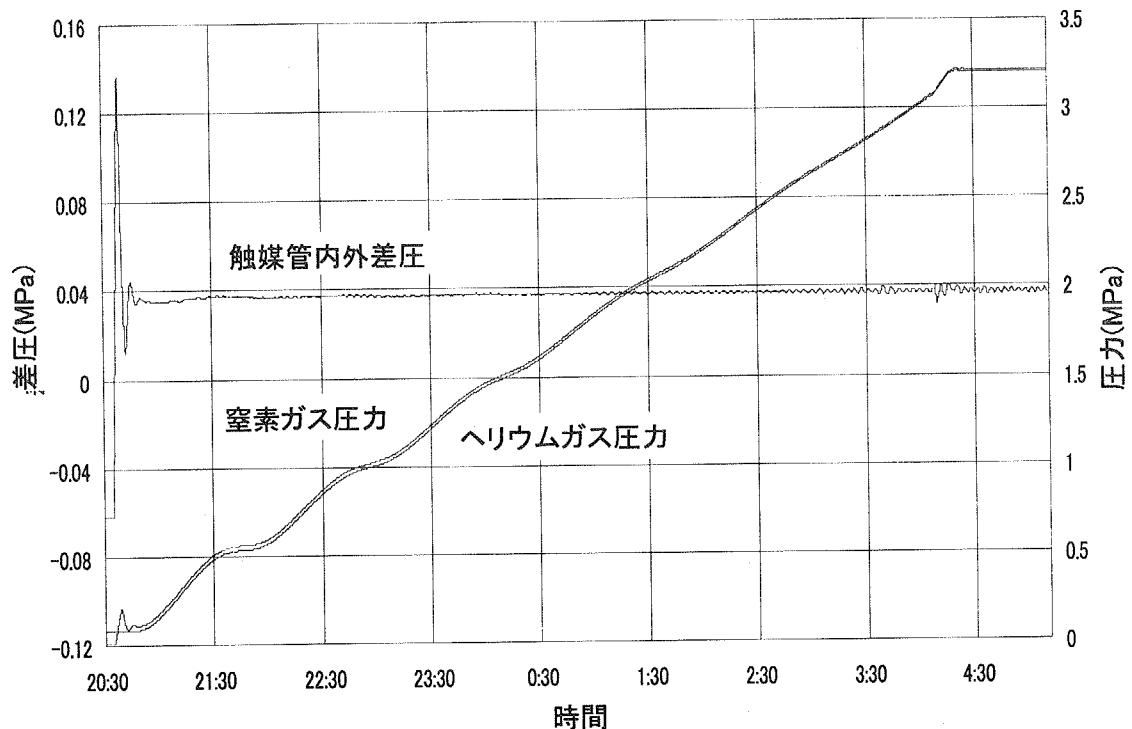


Fig. 4.4.1 Flow diagram of product gas treatment system

1月16日 ヘリウムガスと窒素ガスの圧力、差圧



1月16日 窒素ガス流量

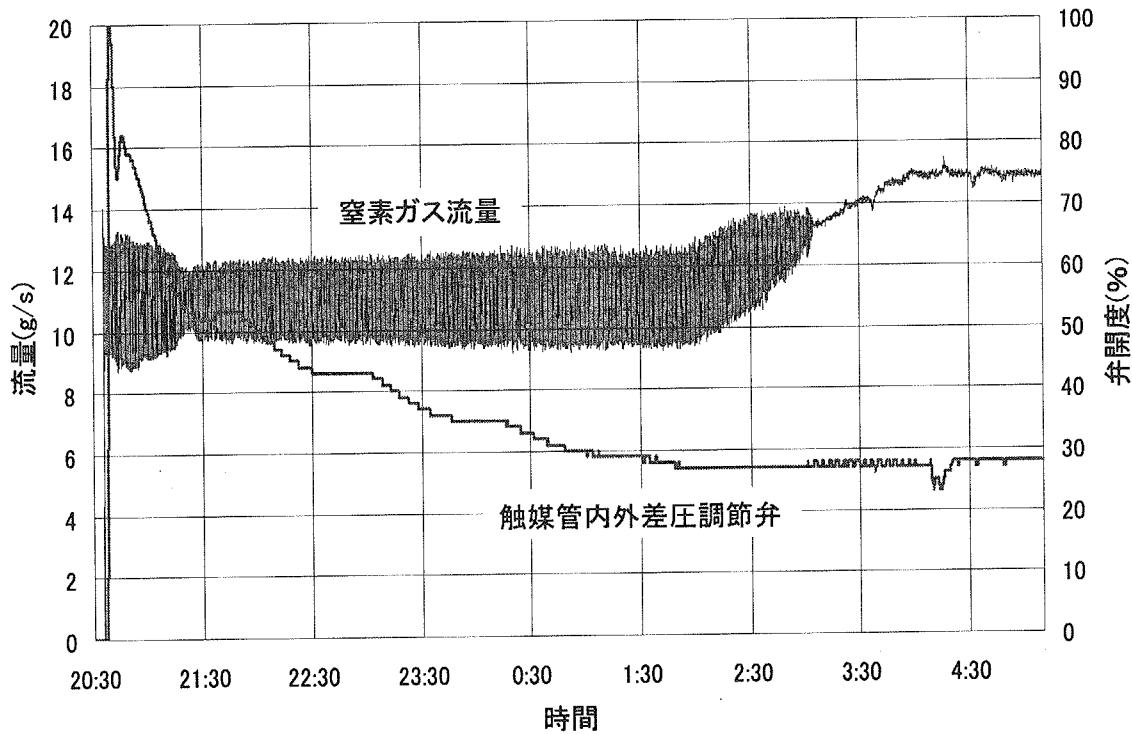


Fig. 4.4.2 Test results of differential pressure control at pressure rise

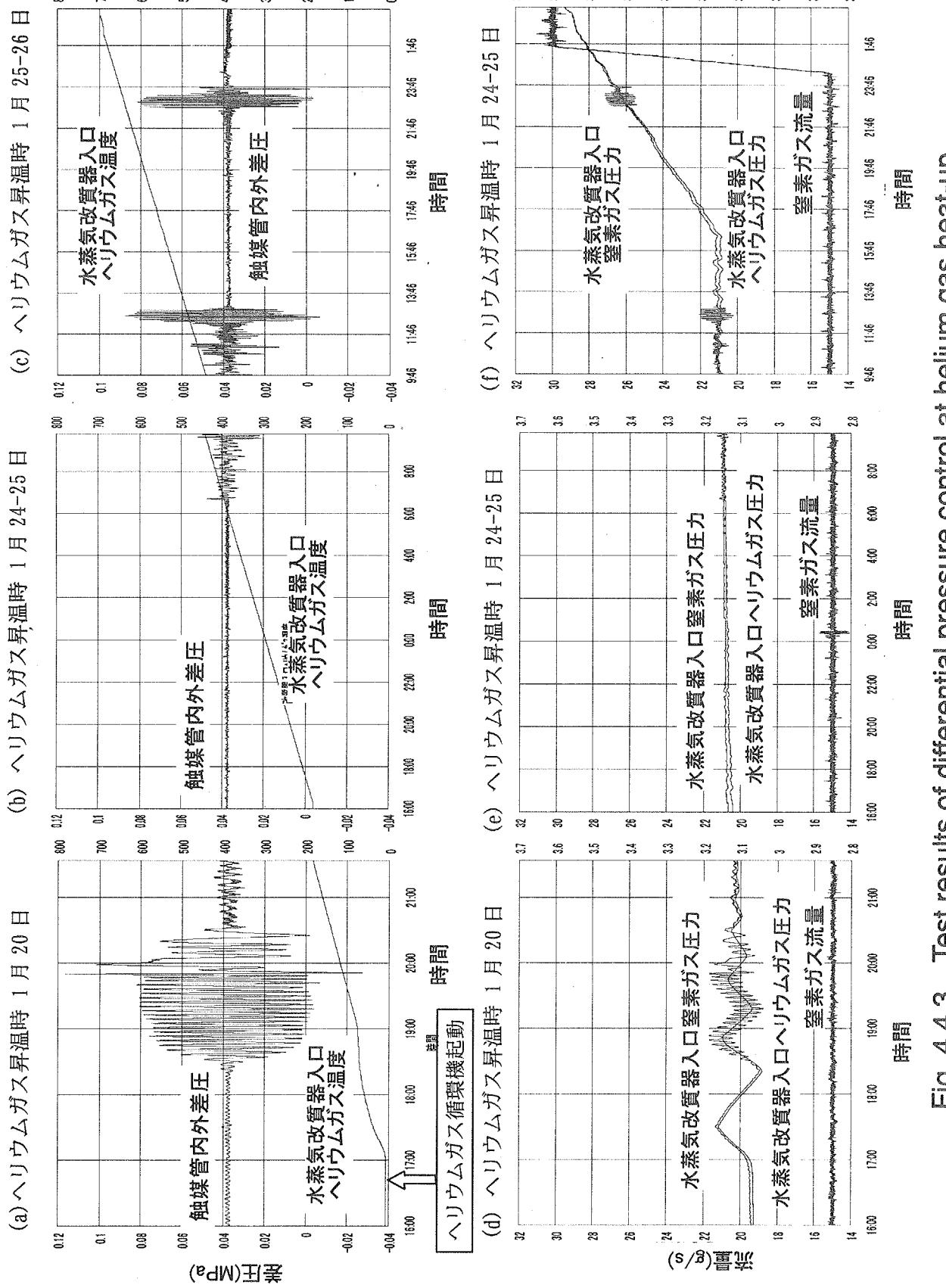


Fig. 4.4.3 Test results of differential pressure control at helium gas heat-up

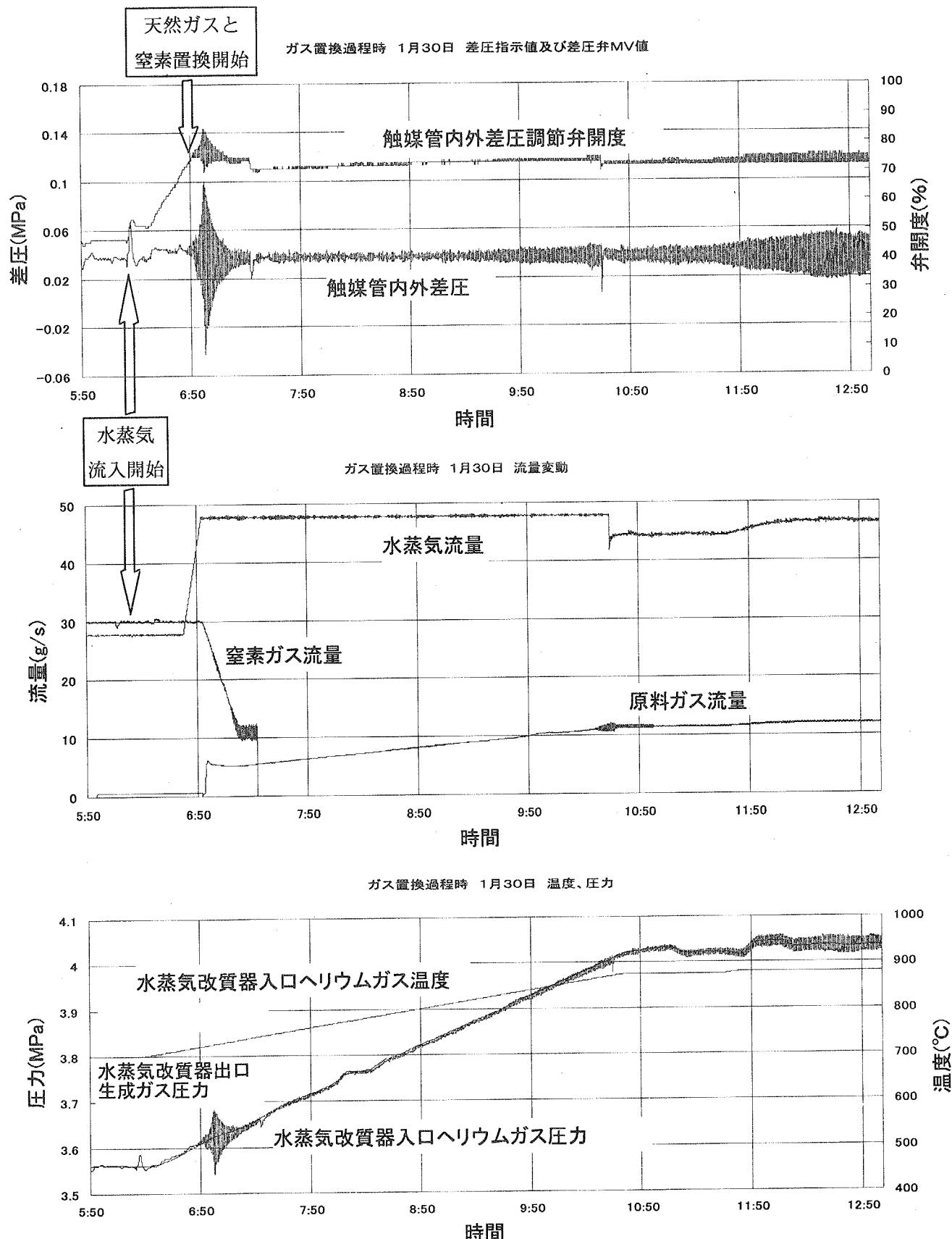
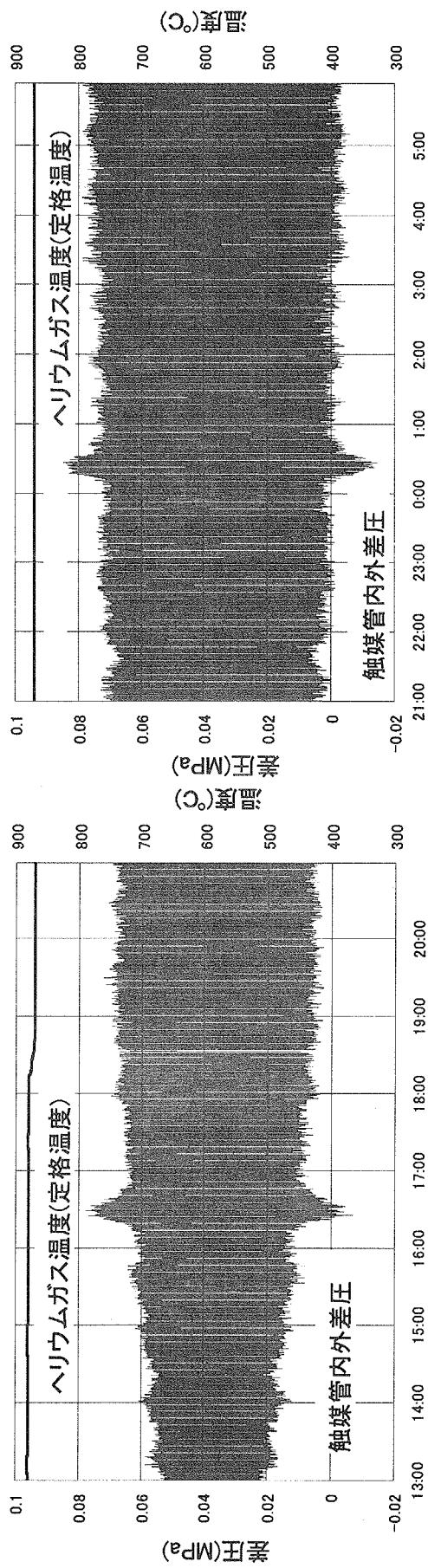
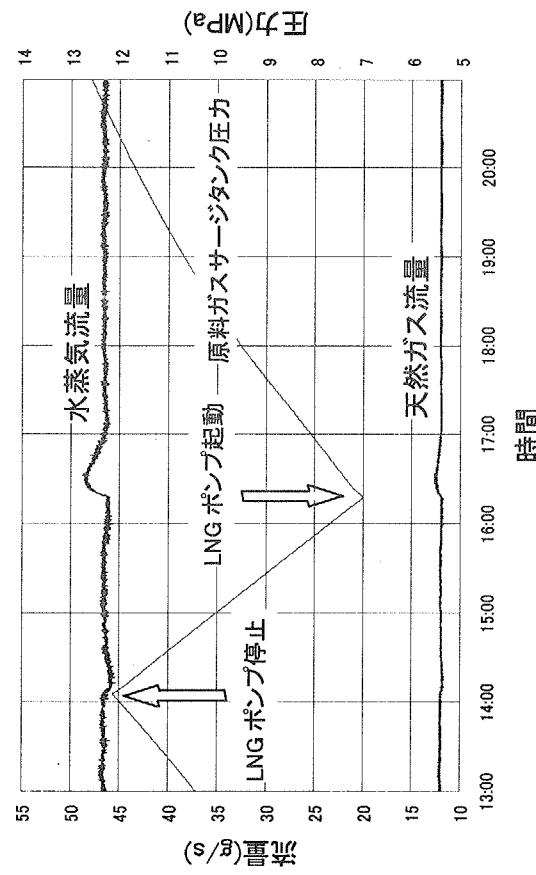


Fig. 4.4.4 Test results of differential pressure control at start-up of raw gas supply

1月30日 定格運転時の触媒管内外差圧



1月30日 水蒸気、天然ガス流量とLNGポンプ起動停止時期



1月30—31日 水蒸気、天然ガス流量とLNGポンプ起動停止時期

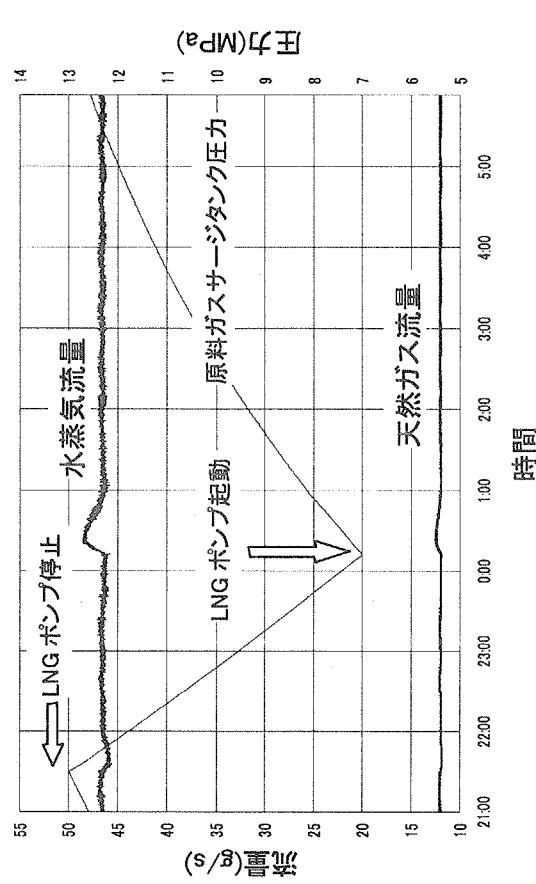
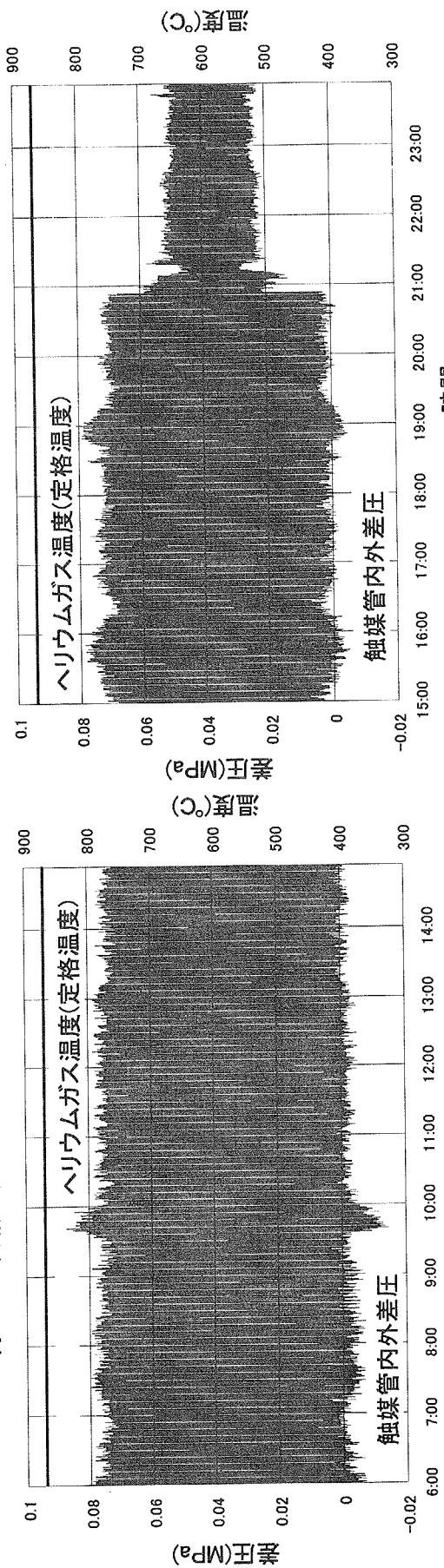
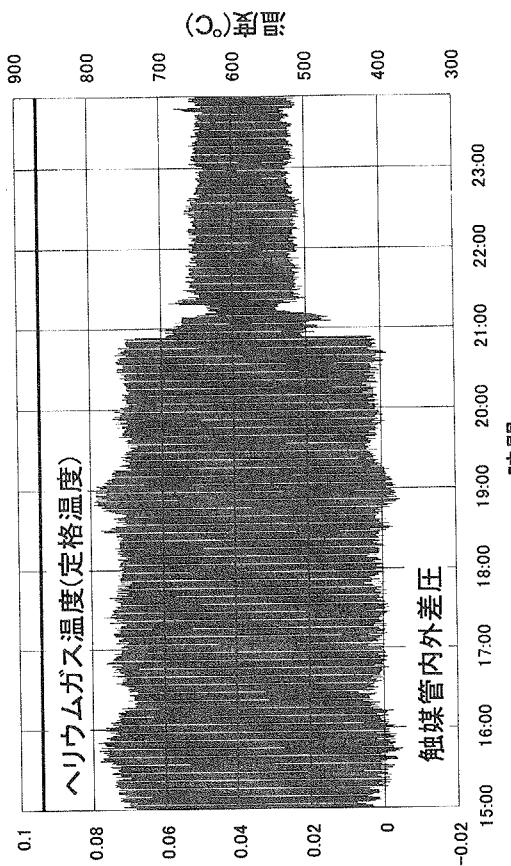


Fig. 4.4.5(1/2) Test results of differential pressure control at rated power operation

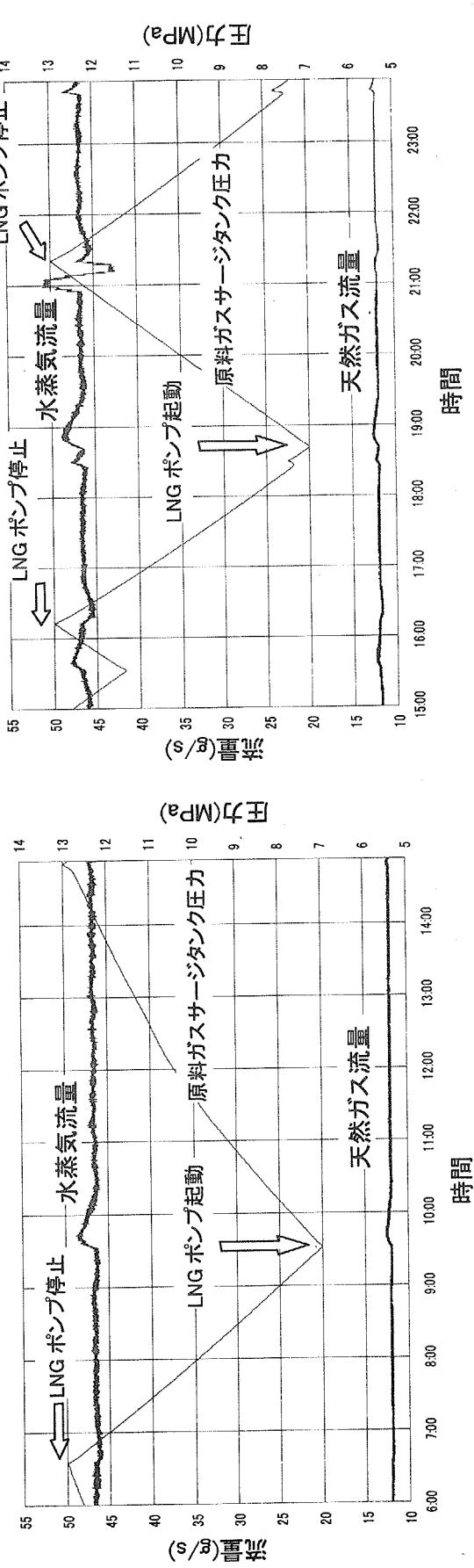
1月31日 定格運転時の触媒管内外差圧



1月31日 定格運転時の触媒管内外差圧



1月31日 水蒸気、天然ガス流量とLNGポンプ起動停止時期



1月30日 水蒸気、天然ガス流量とLNGポンプ起動停止時期

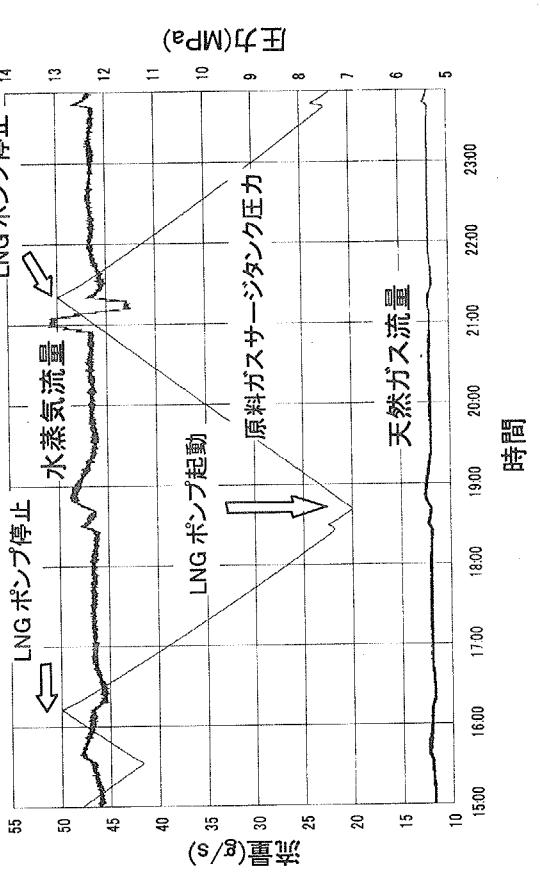


Fig. 4.4.5(2/2) Test results of differential pressure control at rated power operation

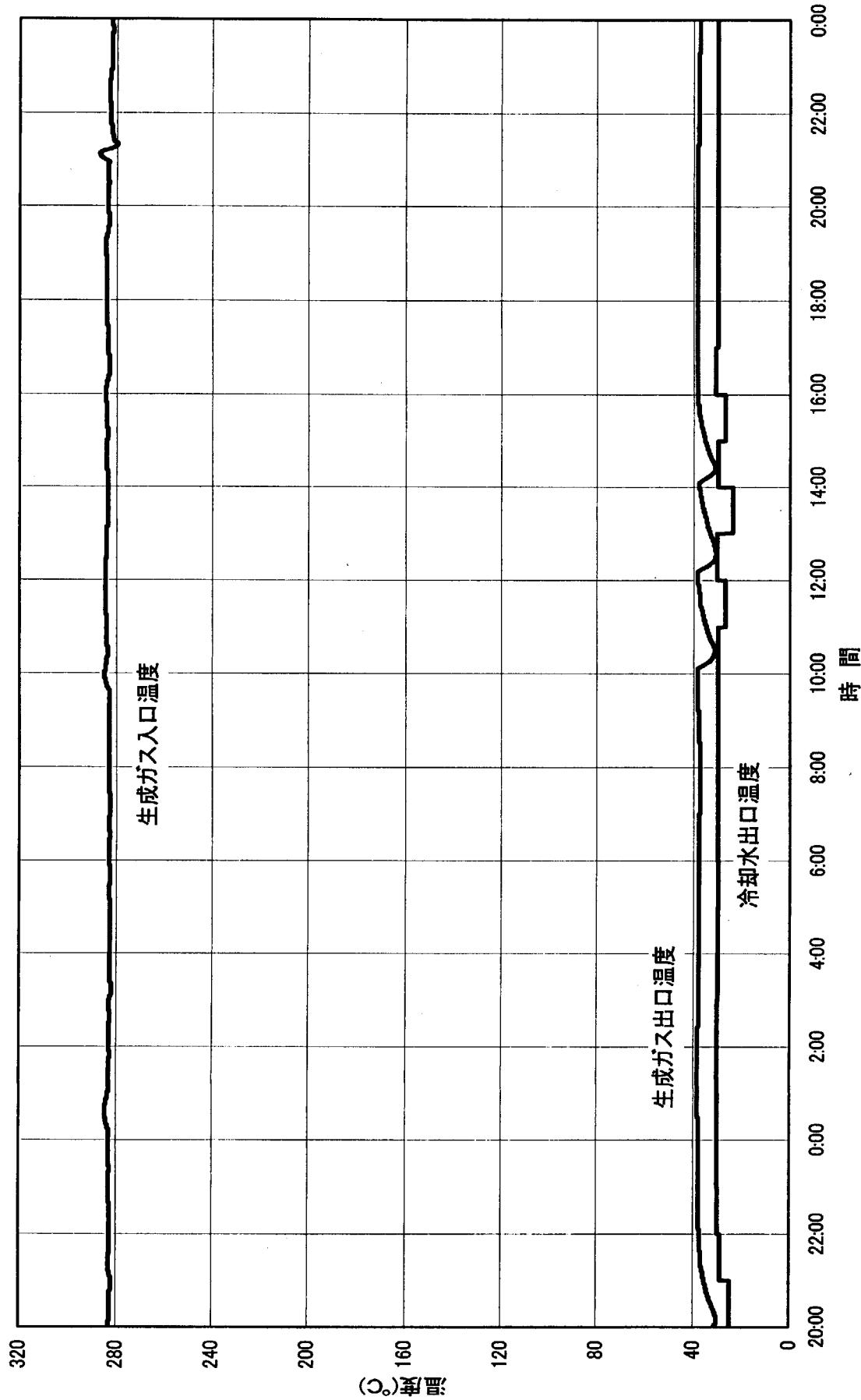


Fig.4.4.6 Test results of cooling performance of product gas cooler

4. 5 不活性ガス供給設備

4. 5. 1 機器構成と機能

不活性ガス供給設備は、LN₂（液化窒素）タンク内に貯蔵された LN₂を気化させ、所定の圧力及び流量に調整し、各設備へ供給する設備である。

不活性ガス供給設備は、試験装置の起動・停止時に原料ガス供給設備、水蒸気改質器、後処理設備へ原料ガスの代わりに窒素ガスを供給する設備である。原料ガス及び水蒸気が 700°C 程度よりも低い温度域では水蒸気改質反応が安定して行われないため、起動・停止時においては加熱源であるヘリウムガスの温度の上昇（700°C以上）とともに窒素ガスから原料ガスへ、停止時にはヘリウムガス温度の降下（700°C以下）とともに原料ガスから窒素ガスへ徐々に置換する。

また、原料ガス供給設備（LNG タンクエリア）及び水蒸気供給設備に系統バージ及び圧張り用の窒素ガスを供給するとともに、ヘリウムガス精製設備へは冷却用の液体窒素及び再生運転に必要な窒素ガスの供給も行う。さらに、不活性ガス供給設備は、水蒸気改質器内で使用するニッケル触媒を還元するための水素を供給する。

不活性ガス供給設備は、タンクローリーから供給された LN₂（液化窒素）を貯蔵する LN₂タンク、LN₂を昇圧して LN₂蒸発器に供給する LN₂ポンプ、LN₂を気化させる LN₂蒸発器、気化した窒素ガスを貯蔵する窒素ガスサージタンク、水蒸気改質器触媒還元用水素を貯蔵する水素ポンベ、及び弁、配管類から構成される。不活性ガス供給設備の系統図を Fig.4.5.1 に示す。

LN₂タンク内の LN₂は LN₂ポンプにより所定の圧力（19.6MPa）に昇圧され、LN₂蒸発器により気化させ、窒素ガスサージタンクに充填された後、原料ガス供給系、水蒸気供給系の各系統へ供給される。LN₂ポンプは間欠運転とし、窒素の消費により窒素ガスサージタンク内の圧力が低下した場合、圧力低信号により LN₂ポンプを自動起動して LN₂を LN₂蒸発器へ送り出し気化させ、窒素ガスサージタンクへ充填し圧力の回復を図る。窒素ガスサージタンクの圧力が所定の圧力に達すれば、圧力高信号により LN₂ポンプを自動停止し、LN₂の供給を停止する。

試験装置の異常時には、原料ガス供給設備、水蒸気改質器及び後処理設備内の可燃性ガスを窒素ガスによりバージするため、窒素ガスサージタンクから窒素ガスを供給する。また、商用電源や計装用空気が喪失した場合であっても、試験装置を緊急停止させるために必要な窒素ガスの供給を可能とする必要がある。そのため、不活性ガス供給設備の遮断弁及び制御弁（窒素ガス供給減圧弁 CV63N、窒素ガス供給流調弁 CV64N、窒素ガス供給遮断弁 AN66N）はフェイルオープン仕様を選択した。これにより、商用電源或いは計装用空気源遮断時には各々の弁は自動的に開放となり、窒素ガスサージタンク内の圧力により窒素ガスが供給出来る構成となっている。

本系統は以下の機能を有している。

- 1) 試験装置の起動時に、原料ガス及び水蒸気が供給されるまでの間、原料ガス供給設備／後処理設備内の圧力を保持するため、窒素ガスを供給する。同様に、試験装置の停止時に、原料ガス及び水蒸気の供給が停止した後、原料ガス供給設備／後処理設備内の圧力を保持するため、窒素ガスを供給する。
- 2) 水蒸気供給設備の供給タンクを所定の圧力に保つため、窒素ガスを供給する。
- 3) LNG ポンプシールド用として窒素ガスを原料ガス供給系に供給する。
- 4) LNG タンク充填時に、充填ラインをバージするための窒素ガスを供給する。

- 5) ヘリウムガス精製設備へ冷却用の液体窒素及び再生運転に必要な窒素ガスを供給する。
- 6) 試験装置の異常時に、原料ガス設備及び後処理設備内の可燃性ガスをバージするため、窒素ガスを供給する。商用電源喪失時及び計装用空気源喪失時にも動作できるように設計上の配慮を行う。
- 7) 試験装置の停止保管用として系統内に窒素ガスを供給する。
- 8) 水蒸気改質器内触媒の還元用として、水素ガスを供給する。

4. 5. 2 試験項目と結果

機能試験では主に以下の試験を実施して、各機能の確認を行った。

1) 流量制御試験

水蒸気改質器へ供給する窒素然ガス流量を、定格流量（30g/s）に対して±2%（±0.6g/s）の変動幅（目標）で制御できること。

2) LN₂ポンプ性能試験

LN₂ポンプの吐出能力が 135m³N/h 以上であること、並びに原料ガスサージタンクの圧力に連動して自動で起動・停止ができること。

(1) 流量制御試験

不活性ガス供給設備は、試験装置の起動時に、原料ガス及び水蒸気が供給されるまでの間、原料ガス供給設備／後処理設備内の圧力を保持するため、15~30g/s の窒素ガスを供給する。温度上昇後、原料ガスの供給開始と同時に、窒素ガス流量は次第に減少させ、約 30 分で 0g/s にする。停止時には、原料ガス及び水蒸気の減少させると同時に、窒素ガスの供給を開始する。原料ガス及び水蒸気の供給が停止した後は、原料ガス供給設備／後処理設備内の圧力を保持するため、窒素ガスを供給し続ける。窒素ガス流量は、供給開始及び供給停止時を除けば基本的に一定流量制御である。

窒素ガスの供給を開始したときの流量制御特性を Fig.4.5.2 に示す。窒素ガスは、最低流量（11g/s）で流し始め、約 5.3 時間保持し、その後流量を増加させて供給開始から 7.4 時間で 15g/s となるように制御している。窒素ガス流量は 0g/s から流し始めるのが理想であるが、減圧弁や流量調節弁の特性のため、最低流量は約 11g/s とした。13g/s 以下の範囲では流量に±1.5g/s 程度の変動（振動）が見られる。これは、系統の圧力（=窒素供給圧力）が低く、かつ、流量も少ないために、減圧弁の開度がほとんど全閉付近で調整を行っているためと考えられる。窒素供給圧力が上昇しているには、ヘリウム系の昇圧に伴い、原料ガスラインの圧力が上昇しているためである。水蒸気改質器入口ヘリウム温度が 650°C を越えると、窒素ガス流量を 15g/s から 30g/s に約 1.3 時間かけて増加させる。このときの特性を Fig.4.5.3 に示す。流量設定値に対して良く追従しており、触媒管差圧の大きな変動も見られない。窒素供給圧力が上昇しているには、ヘリウム系の昇圧に伴う原料ガスラインの圧力上昇のためである。

窒素ガス流量が 15g/s 及び 30g/s の時の特性を Fig.4.5.4 及び Fig.4.5.5 に示す。いずれの場合もサージタンク圧力が最大あるいは最小となる付近で±0.5g/s 程度の流量変動が見られる。これは LN₂ポンプの起動及び停止により減圧弁と流量調節弁との間の圧力が変動するためである。窒

素ガス流量 15g/s の状態を約 210 時間、30g/s の状態を約 40 時間保持したが、LN₂ ポンプの起動時及び停止時に最大で ±0.5g/s の流量変動が発生したが、それ以外のほぼ設定値の流量で制御できており、定格流量（30g/s）に対して目標の変動幅 ±2%（±0.6g/s）内で制御できることを確認できた。

（2）LN₂ ポンプ性能試験

窒素ガスを連続的かつ安定に供給するために、窒素ガスサージタンク圧力は所定の範囲内で制御される。動作としては、窒素ガスサージタンク圧力が 15.2MPa 以下になったときに LN₂ ポンプが起動し、18.2MPa 以上で LN₂ ポンプが停止する。Fig.4.5.2～Fig.4.5.4 に示すように、各運転状態において窒素ガスサージタンク圧力は 15.2MPa～18.2MPa の範囲で制御されており、原料ガスサージタンクの圧力に連動して LN₂ ポンプが自動で起動・停止できることが確認できた。

LN₂ ポンプは、窒素ガスサージタンク圧力が 15.2MPa 以下になったときに LN₂ ポンプが起動し、18.2MPa 以上で LN₂ ポンプが停止することから、この運転間隔より LN₂ ポンプの性能を評価した。Table 4.5.1 にポンプの運転間隔と吐出性能を示す。窒素流量が 15g/s と 30g/s のとき、それぞれタンク液位が高い場合と低い場合の測定結果を示す。LN₂ タンクの液位が低い場合は、液位が高い場合に比べてポンプの吐出性能が低下していることが分かる。液位が低い場合であっても表に示すように、LN₂ ポンプの吐出能力が設計値 135m³N/h 以上であることを確認した。

4. 5. 3 まとめ

機能試験において、以下に示す機能を確認した。

- 1) 流量制御については、定格流量（30g/s）に対して目標の変動幅（±2%）内で制御できることを確認できた。
- 2) LN₂ ポンプの機能として吐出能力 135m³N/h を満足すること、並びに原料ガスサージタンクの圧力に連動して自動で起動・停止ができるることを確認できた。

Table 4.5.1 Test results of LN₂ pump operation

	ポンプ動作	時刻	圧力(MPa)	流量(g/s) ①	液位(m)	ポンプ運転時間	サージタンク流入量 ②	ポンプ性能 (Nm ³ /h) ①+②
窒素流量 15g/s	起動	8:16:00	15.18	15.1	2.55			
	停止	8:35:04	18.20	15.1	2.53	0:19:04	96.97	140.46
	起動	9:14:32	15.18	15.0	2.52			
	停止	9:33:12	18.19	14.9	2.49	0:18:40	98.72	141.64
窒素流量 15g/s	起動	12:01:28	15.19	15.1	5.05			
	停止	12:15:20	18.19	15.1	5.03	0:13:52	132.46	175.94
	起動	12:52:00	15.19	15.0	5.02			
	停止	13:05:52	18.19	15.1	5.01	0:13:52	132.46	175.94
窒素流量 30g/s	起動	4:29:40	15.16	30.0	2.74			
	停止	5:08:02	18.19	30.1	2.68	0:38:22	48.35	135.04
	起動	5:28:48	15.16	30.0	2.68			
	停止	6:05:52	18.19	30.1	2.63	0:37:04	50.05	136.74
窒素流量 30g/s	起動	14:13:52	15.16	30.0	4.97			
	停止	14:36:16	18.20	29.9	4.94	0:22:24	83.09	169.20
	起動	14:54:40	15.16	30.1	4.93			
	停止	15:17:12	18.19	30.1	4.90	0:22:32	82.33	169.02

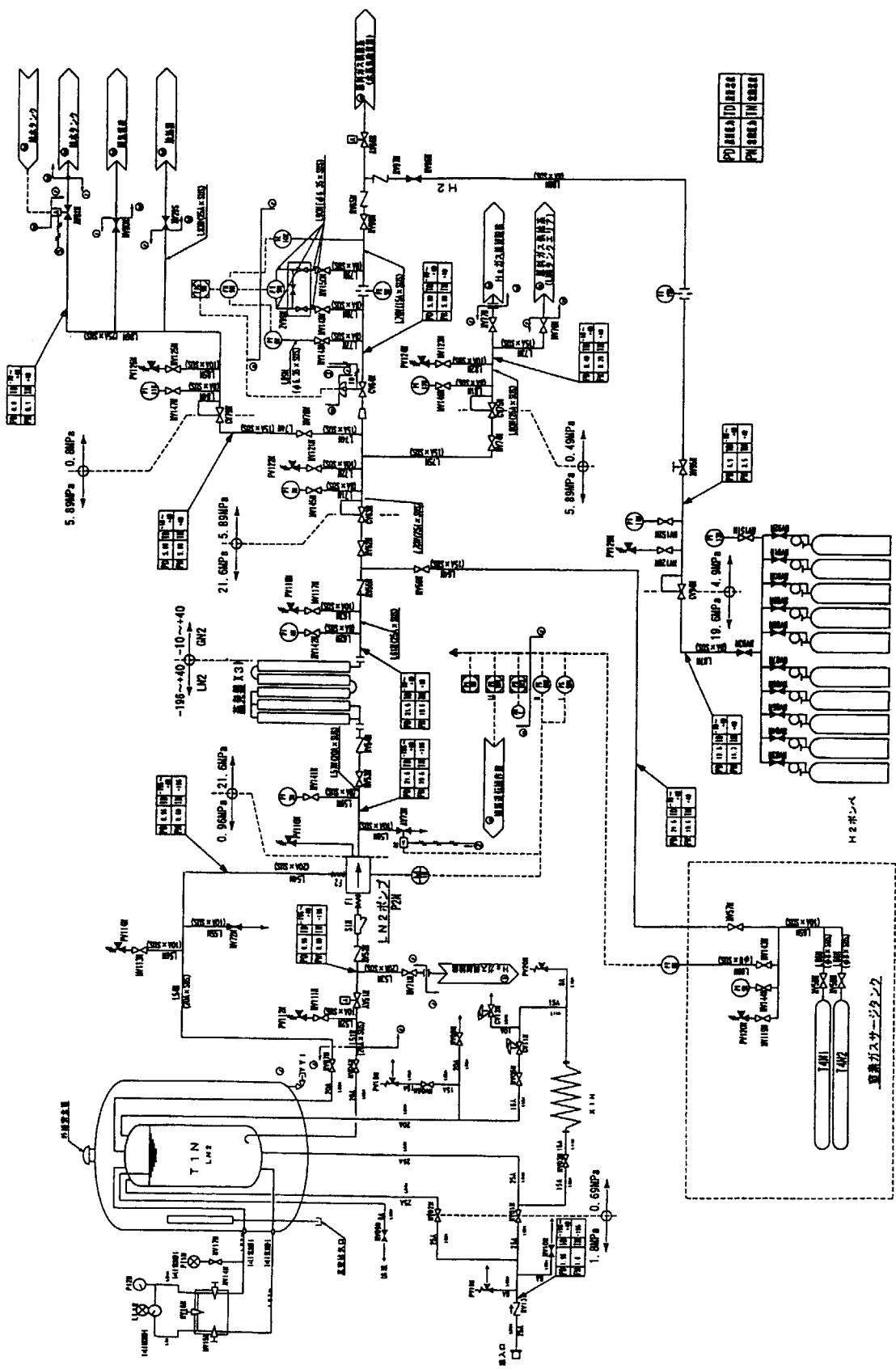


Fig. 4.5.1 Flow diagram of inert gas supply system

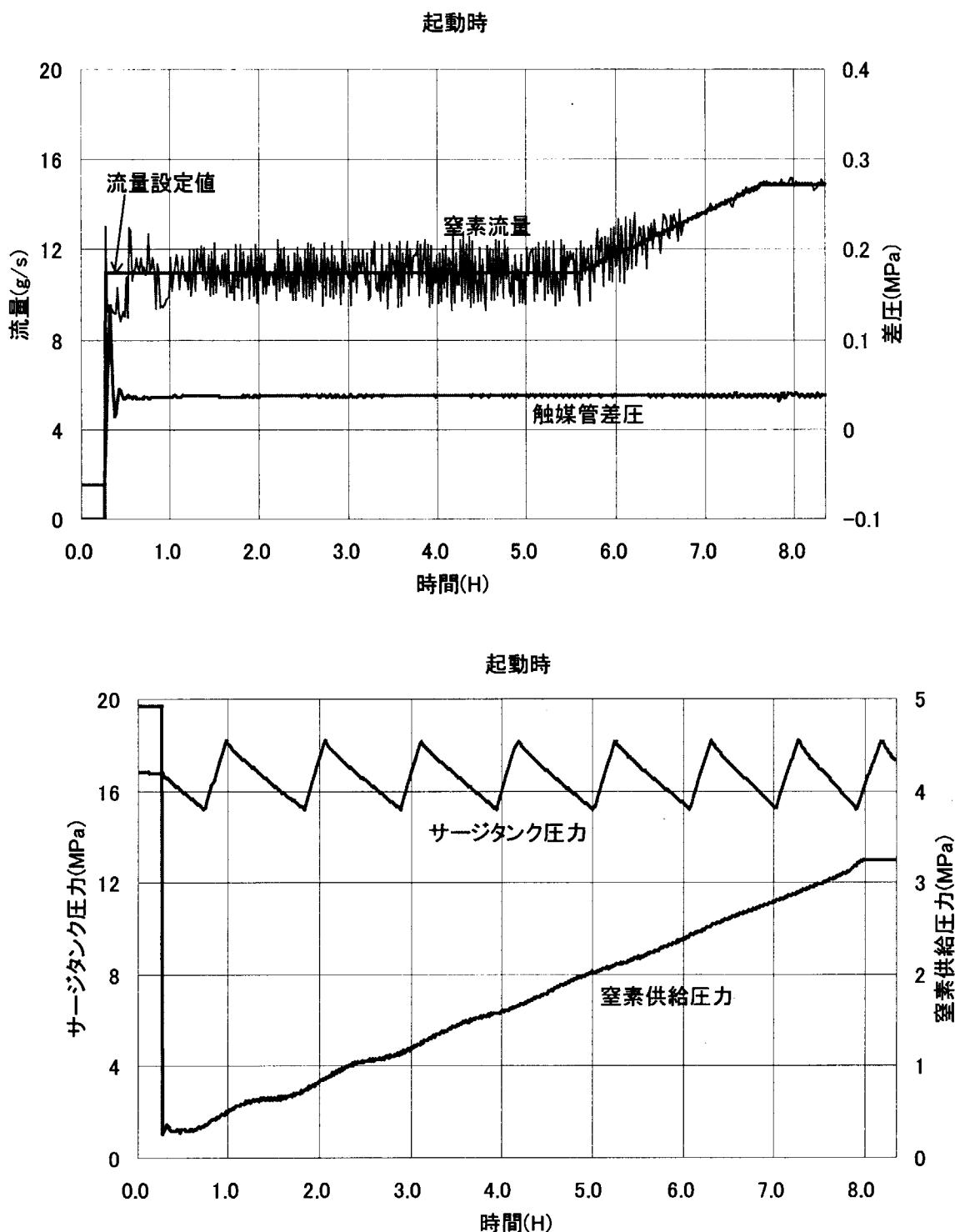


Fig.4.5.2 Test results of nitrogen gas flow control at start up

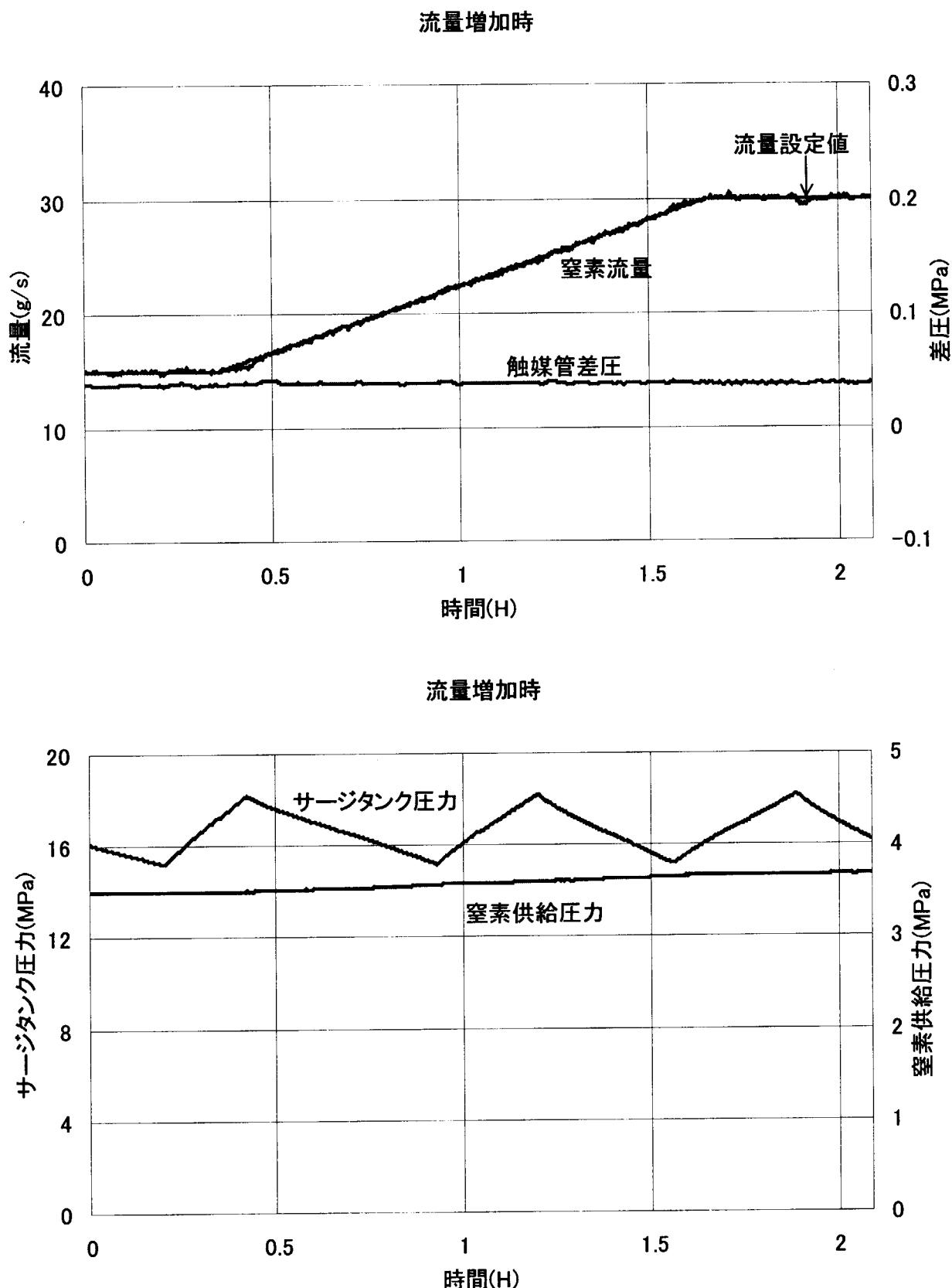


Fig.4.5.3 Test results of nitrogen gas flow control at flow increase

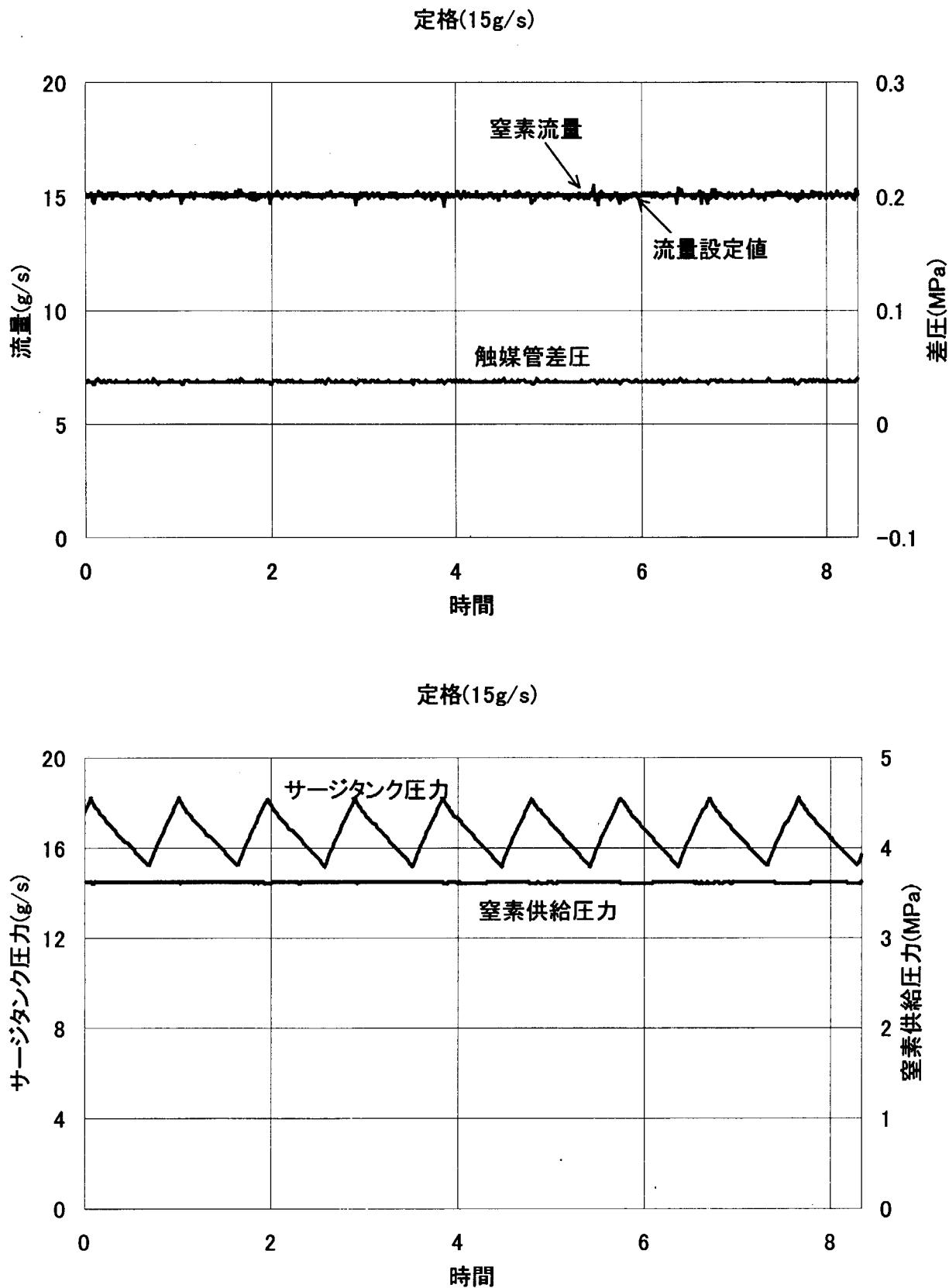


Fig.4.5.4 Test results of nitrogen gas flow control at steady state (15g/s)

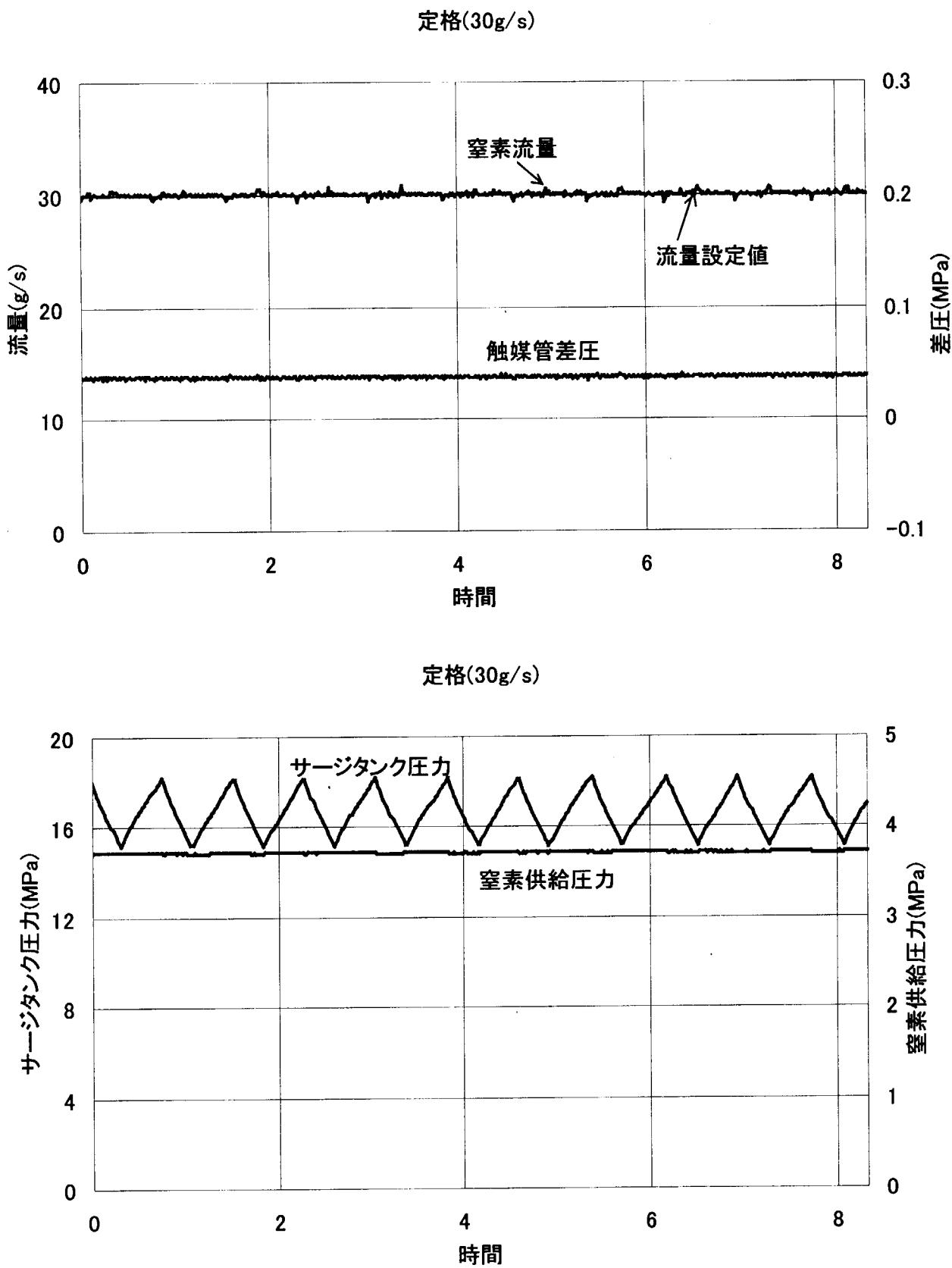


Fig.4.5.5 Test results of nitrogen gas flow control at steady state (30g/s)

4. 6 水素製造性能

4. 6. 1 概要

本節では、水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度が 700 から 880°C の定格運転状態へ移行するときの挙動について述べる。この過程において、水蒸気改質器へ微量の水素を流した触媒還元、水蒸気改質器へ水蒸気の供給開始並びに窒素ガスから原料ガス（天然ガス）への置換を行い、水素を製造する。このときの確認項目は以下の通りである。

1) 触媒管の差圧制御機能

水蒸気改質器への水蒸気の供給開始並びに窒素ガスから原料ガスへの置換時には、水蒸気改質器内を流れるプロセスガスの体積が変化し、その結果、プロセスガスの圧力が急激に変動する。このときに、差圧制御系により触媒管の内外差圧を警報設定値（-0.32～+0.4MPa）内にできること。

2) 蒸気発生器による熱外乱吸収機能

起動時に窒素ガスから原料ガスへ置換を開始した場合、水蒸気改質器内での改質反応により、ヘリウムガスからの急激な吸熱が生じ、その結果、水蒸気改質器の出口で急激なヘリウムガスの温度降下が発生する可能性がある。このときに蒸気発生器でこの熱外乱を吸収し、蒸気発生器出口のヘリウムガスの温度をほぼ一定に保持できること。温度変動幅の目標値は ±10°C 以内である。

3) 水素製造能力

本試験装置の水素製造量が 110m³N/h 以上であること。

機能試験において、定格運転に到達後に 24 時間以上の水素製造を行ってところ、原料ガス過熱器からの可燃性ガスの漏えいが検知されたため、緊急停止操作により試験装置を停止させた。この停止時における試験装置の挙動についても本節で述べる。なお、可燃性ガス漏えいの状況並びに今後の対応については 4. 7 節に記述する。

水蒸気改質反応により水素を製造する水蒸気改質器⁽⁴⁾の構造を Fig.4.6.1 に示す。水蒸気改質器はバイヨネット型触媒管を 1 本収納している。熱源となるヘリウムガス（設計入口温度：880°C、圧力：4.0MPa）は、圧力容器下端のノズルから入り、触媒管とガイド管間の環状流路を流れてプロセスガスと熱交換を行った後、上部ノズルから流出する（設計出口温度：650°C、圧力：3.98MPa）。プロセスガス（原料ガス及び水蒸気、設計入口温度：450°C、圧力：4.29MPa）は上部ノズルから入り、触媒層を下方向へ通過しながら水蒸気改質反応を行った後、触媒管先端部で折り返し、触媒管内の内管を通って上部ノズルから流出する（設計出口温度：600°C、圧力：4.04MPa）。触媒層を出た直後の生成ガス温度は 800°C 近い高温であり、内管を通るときに触媒層内のプロセスガスへ熱を供給する。以下に本水蒸気改質器の仕様を示す。本器は、高圧ガス保安法に則って設計・製作している。

(a) 本体型式：バイヨネット触媒管収納縦置円筒型

数 量：1 基

流 体：触媒管内 プロセスガス／胴側 ヘリウムガス

流 量：触媒管内 プロセスガス 59 g/s / 胴側 ヘリウムガス 91 g/s

入口／出口温度：ヘリウムガス 880/650°C

プロセスガス 450/600°C

交換熱量：109 kW

設計温度：圧力容器 400°C

設計圧力：圧力容器 ヘリウムガス 4.42 MPa

プロセスガス 4.91 MPa

材 質：圧力容器 SCMV4-1

管 板 SFVAF22A

補償ヒータ容量：32 kW

(b) 触媒管：

数 量：1 本

設計温度：1193K

設計差圧：外圧 0.5MPa、内圧 1.0MPa

材 質：NCF800HTF

寸 法： $147.8^{\text{O.D.}} \times 10^{\text{t}} \times 7,300 \text{ mm}$

設計寿命：20,000 時間

充填触媒：ニッケル触媒（担持量 11wt%）

$\phi 5 \times 5 \text{mm}$ ペレット状

充填量 83.4kg

充填率 0.60

触媒管の内外径、長さ等はHTTR水素製造システムで設計検討中の触媒管と同寸法とした。HTTR水素製造システムでは、触媒管の材質にハステロイ XR を予定しているが、本材料は高圧ガス保安法の認定材料ではないために特認が必要であること、また、素材を含む製作費が高いことから、試験装置では触媒管の材質に 900°C 以上の高温雰囲気における高圧ガス保安法の唯一の認定材料である NCF800HTF を用いた。従来の化石燃料水素製造システムは、燃焼ガス（約 1200°C）からの放射伝熱を利用し、触媒管の熱流束は 70,000~87,000W/m² に達する。一方、HTTR水素製造システムでは、ヘリウムガスの対流伝熱を利用するが、原子炉から水蒸気改質器に至るまでの熱損失により 950°C から 880°C へ低下し、ヘリウムガスと触媒管の温度差は平均で約 60°C と小さい。したがって、触媒管外を流れるヘリウムガスの伝熱促進は、水蒸気改質器をコンパクトに設計するために重要な課題であり、化石燃料水素製造システムと同等の熱流束を得るためにには、ヘリウムガスの熱伝達率を $1,170 \sim 1,450 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ まで向上させる必要がある。このため、ヘリウムガスの伝熱促進法として、触媒管の外周に直交フィン（高さ：2mm、幅：2mm、ピッチ：2mm）を設けている。当初の目的であるヘリウムガスの熱伝達率 $1,450 \text{W}/\text{m}^2\text{K}$ を満足するためには、流路隙間が 7 mm 以下であればよいが、試験装置ではさらなる伝熱促進を目指し、かつ製作可能な流路隙間として 5mm を選定した。この他、触媒管の周囲に円筒状のガイド管を設置し、触媒管とガイド管で形成する環状流路に流れるヘリウムガスの流速を上昇させる方式を用いた。触媒充填部は外径 127.8mm、内径 60.5mm の円管環状流路、生成ガスの円管内流路は

内径 52.7mm である。また、触媒管の中には、 $\phi\ 5\times5\text{mm}$ のペレット状ニッケル触媒を約 6m 充填した。さらに、プロセスガスとの熱交換を促進させる目的から、触媒充填部の上部約 1.3m の区間には $\phi 5\text{mm}$ のアルミナボールを充填した。また、熱交換特性を精度よく測定するために、ガイド管まわりを断熱材で覆い、更に補償ヒーターブロックを設けることによって熱損失を抑制する設計とした。

4. 6. 2 触媒還元時の挙動

使用前のニッケル触媒は、酸化ニッケル (NiO) の状態にあり、このままでは触媒としての機能を有していない。このため、水素製造の前に触媒を還元し、水蒸気改質反応に対する活性化を行う必要がある。以下に触媒還元運転の手順及び結果について述べる。

(1) 手順

水蒸気改質器内の触媒層温度が約 700°C の状態において、触媒層に供給している窒素ガスに水素ガスを混合し、触媒の還元を行った。還元運転時の温度は、水素の発火点 (560°C) 以上の温度であることと、還元反応をより進行させるために高温条件が望ましいとの観点から決定した。このとき生じる還元反応は、触媒表面上に存在する酸化ニッケル (NiO) の O 基と水素が反応する発熱反応である。酸化状態にある触媒に対して、大量の水素を供給した場合、発熱反応により温度が急激に上昇する恐れがある。このため、供給量を大きく 3 段階に分け、段階的に増加させることとした。Fig.4.6.2(a) 中の点線で示すのが、水素供給流量の計画値であり、一般産業界での実績を基にし、窒素ガス供給流量 $40\text{m}^3\text{N/h}$ に対して、還元開始後 10 時間は $0.5\text{m}^3\text{N/h}$ 、10~15 時間では $1.5\text{m}^3\text{N/h}$ 、15~20 時間では $3.5\text{m}^3\text{N/h}$ の水素を供給することとした。また、還元の挙動を把握するために、水蒸気改質器触媒層内温度及び水蒸気改質器出入口における水素濃度の監視を行った。

(2) 還元運転時の挙動

Fig.4.6.2 (a) 中の実線で水素及び窒素ガスの供給流量の実績を示す。窒素ガス供給流量は $40\text{m}^3\text{N/h}$ の一定値制御を行った結果、流動範囲が $38.9\sim41.7\text{m}^3\text{N/h}$ であった。また、水素ボンベ圧力の変化より算出した水素ガス供給流量の平均値は、還元開始後 5 時間では約 $0.38\text{m}^3\text{N/h}$ であった。ここで流量の微調整を行った結果、5~10 時間半では約 $0.53\text{m}^3\text{N/h}$ となった。その後、還元開始から 10 時間半後及び 18 時間 15 分後に流量変更を行い、22 時間半後まで還元を行った。この結果、水素供給流量の平均値は、10 時間半~18 時間 15 分では約 $1.30\text{m}^3\text{N/h}$ 、18 時間 15 分~22 時間半では約 $2.33\text{m}^3\text{N/h}$ であり、水素ガスの全供給量は $21.3\text{m}^3\text{N}$ であった。Fig.4.6.2

(b) に示すのが水蒸気改質器出入口における水素濃度のガスクロ分析結果である。入口における水素濃度は水素ガス供給流量の増加に伴い増加した。なお、このときの水素濃度は、窒素ガス及び水素供給流量から算出した濃度とほぼ一致していた。一方、出口における水素濃度は還元開始約 8 時間半までは、ほぼ 0 であった。これは供給した水素の全てが還元により消費されたためと考えられる。その後、出口水素濃度は徐々に増加し、約 10 時間半以降は入口水素濃度とほぼ等しくなった。これより、触媒の還元は約 10 時間半でほぼ終了したと考えられる。この時点までの水素の消費量は、約 $4.8\text{m}^3\text{N}$ であった。さらに、このときの触媒層出入口におけるガス温度

を示したのが Fig.4.6.2 (c) である。入口及び出口のガス温度はともにほぼ一定値を示し、当初に予想していた還元による温度増加は確認できなかった。

触媒の還元に要する水素ガス流量及び時間は、酸化の状態によって異なると考えられるが、本手順に従い、水蒸気改質器出入口における水素濃度を監視することによって触媒還元運転の終了が判断可能であると考えられる。

4. 6. 3 原料ガス供給時の挙動

水素製造を行うにあたり、ヘリウムガスを定格条件 (880°C, 4.0MPa) まで昇温、昇圧する起動操作を行った。昇温過程においては、水蒸気改質器へ供給している窒素ガスから水蒸気及び原料ガスへのガス供給切替操作を行ったが、いくつかの制約条件を考慮した上でこの操作手順を定めている。また、起動時においては、このガス供給切替操作が水蒸気改質器触媒管の差圧及び蒸気発生器出口ヘリウムガスに対して最も大きな外乱源となると考えられる。このため、その影響を把握し、システムとして問題のないことの確認を行った。以下に操作方針及び原料ガスの供給時における挙動について述べる。

(1) 供給方法

1) 制約条件

本試験装置の起動においては、以下の制約条件がある。

①ヘリウムガスの昇温

a) 昇温速度

ヘリウムガス加熱器出口の温度変化率は、HENDEL の同様の構造を有するヘリウムガス加熱器の使用実績より 40°C/h 以内とする。ただし、この制約条件は HTTR の 650°C 以上における昇温速度 15°C/h 以内を十分に満足しており、HTTR 水素製造システムの起動手順を模擬する上で問題はない。

②ヘリウムガスの昇圧

a) 初期圧力

ヘリウムガス循環機の回転数を 10000rpm 以下で運転する必要があるため、ヘリウムガス供給系を起動初期に 2.5MPa まで昇圧する。

③水蒸気及び原料ガスの供給

a) 水蒸気と原料ガスの供給開始順序

水蒸気の供給開始前に原料ガスを供給すると触媒上に炭素が析出するため、原料ガスの供給前に十分な量の水蒸気を供給する。

b) 水蒸気の供給開始温度

水蒸気の凝縮が発生すると S/C (水蒸気と原料ガスの混合比) が低下し、炭素析出が生じるため、水蒸気改質器入口プロセスガス温度が露点 +30°C 以上において、水蒸気の供給を開始する。

c) 原料ガスの供給開始温度

水蒸気改質器内での水素発生に伴う吸熱反応による温度低下で、水蒸気改質器内の反応が不安定となるため、一般産業界での実績を基にし、触媒層の温度が 700°C 以上にお

いて原料ガスの供給を開始する。したがって、水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度が700°C以上の時に原料ガスを供給することとする。

d) 水蒸気供給開始から原料ガス供給開始までの時間

高温の水蒸気雰囲気下で長時間運転した場合、水蒸気改質器内の触媒が酸化して酸化ニッケル (NiO) となり、その後、触媒の担体であるアルミナ (Al_2O_3) と反応しニッケルアルミネート (NiAl_2O_4) が形成され、触媒としての活性を失う。このため、一般産業界での実績を基に、水蒸気供給開始から原料ガス供給開始までの時間を 45 分以内とする。

④水蒸気改質器触媒管差圧

水蒸気改質反応の開始時等にプロセスガスの圧力変動が生じたとしても、水蒸気改質器触媒管の設計差圧である外圧に対して 0.5MPa、内圧に対して 1.0MPa を越えないように差圧調節系で制御する。

2) 手順

上記の制約条件を考慮し、今回の手順を以下のように定めた。

①ヘリウムガスの昇温速度 : 40°C/h

②ヘリウムガスの昇圧は水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度を基準にして以下のように行う。

常温 : 微正圧 → 3.0MPa (循環機起動時の初期圧力)

180°C : 3.0MPa

700°C : 3.5MPa 到達

880°C : 3.9MPa 到達

③窒素ガスから水蒸気及び原料ガスの供給切替操作は、水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度を基準にして以下のように行う。

700°C : 水蒸気の供給開始 (0 → 47g/s)

↓ 45 分以内

730°C : 原料ガスの供給開始、窒素ガスの供給停止 (30 → 0g/s)

880°C : 原料ガス定格流量到達 (12g/s)

④触媒管差圧制御設定値 : +0.04MPa (内圧高)

3) 起動時の確認項目

上記の手順に従った起動時における確認項目としては、以下が挙げられる。

①計画通りのガス供給切替操作が実施できること。

②触媒管差圧が設計値内 (-0.5MPa (外圧高) ~ 1.0MPa (内圧高)) であること。

③蒸気発生器出口ヘリウムガス温度変動が ±10°C 以内であること。

(2) 原料ガス供給時の挙動

1) ガス流量

Fig.4.6.3 (a) に水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度 700°C から定格条件 880°C までの昇温時におけるガス流量変化を示す。ここでは、ヘリウムガス温度 700°C からの昇温開始時刻を時間 0 としている。ヘリウムガスの昇温速度は、計画値通りの 40°C/h であった。また、昇

温前のプロセスガス系には、窒素ガスのみを約 30g/s 供給していた。図中に示す水蒸気流量は、水蒸気改質器の上流に設置されている蒸気過熱器の入口における流量である。700°Cからの昇温前においても、約 28g/s の流量指示値がでているが、これは、系統内のクリーンアップのために、水蒸気を蒸気過熱器出口から系外へブローしていたためであり、水蒸気改質器への供給流量は 700°Cからの昇温開始前では 0g/s である。そして、水蒸気改質器へ水蒸気を供給するため、700°Cからの昇温開始と同時に、系外へのブローラインから水蒸気改質器への流路切替操作を開始し、約 28 分後にこの操作を終了した。この時点で水蒸気改質器への水蒸気供給流量は、図中の指示値と等しい約 28g/s に達したことを意味する。その後、流量をさらに増加させ、昇温開始から約 35 分後に定格流量 47g/s に達した。この水蒸気の定格流量到達後、原料ガスの供給及び窒素ガスの停止操作が開始した。窒素ガスは、昇温開始から約 29 分後に流量 0g/s となった。一方、原料ガスは、弁の特性から供給開始と同時に流量 5.9g/s を示したが、その後は、水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度 880°C 到達時に定格流量 12g/s に到達するように流量を増加させた。しかし、昇温開始から約 4 時間 22 分後（水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度 871.6°C）の時点で、原料ガス流量の変動幅の最大値が定格流量 12g/s を越えてしまった。この原料ガスの定格流量到達によって、水蒸気流量を原料ガス流量に追従させて制御するという S/C 制御が開始してしまったため、原料ガス流量の振動に伴い水蒸気流量も振動し始め、44g/s を下回った時点で水蒸気流量低のインターロックによって起動操作が中断してしまった。この結果、水蒸気流量は定格流量から急激に減少し、昇温操作が中断した時点での流量約 44g/s で保持されてしまった。このため、原料ガス流量制御の再調整を行った後、起動操作を再開した。この結果、昇温開始から約 5 時間 40 分後に水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度は 880°C、原料ガス流量は 12g/s に到達した。水蒸気流量は、これよりも約 35 分遅れて、定格流量 47g/s に復旧した。

2) 触媒管の差圧制御機能

Fig.4.6.3 (b) に水蒸気改質器触媒管の差圧を示す。差圧は振動を繰り返しており、その振動周期は、約 14 秒であったが、ここでは 1 分間隔のデータを Fig.4.6.3 (b) に記載した。水蒸気の供給開始時において、プロセスガス系の流量が増加したため、差圧は急激に増加し最大値 0.065MPa を示したが、その後、直ちに制御値 0.04MPa 近傍へと減少した。さらに、昇温開始から約 40 分後以降に差圧の振動幅は大きく増加し始め、昇温開始から約 42 分後にその振動幅は最も大きくなつたが、その後、振動幅は減少し、制御値 0.04MPa 近傍で安定した。これは、原料ガスの供給開始操作及び窒素ガスの供給停止操作の開始時における変動であり、この操作時におけるプロセスガス系流量の変化が差圧に対して最も大きな外乱であることが確認できた。しかし、このときの差圧の最小値は -0.042MPa、最大値は 0.10MPa であり、制御目標値 (-0.32~+0.4MPa) よりも充分小さい値であった。

3) 水素製造量

Fig.4.6.3 (b) に水素製造量を示す。水素製造量は、12 分間隔で行うガスクロマトグラフによる分析結果と、生成ガス流量の測定値より算出した。詳細な算出手順を附録に示す。ここでは、ガスクロマトグラフによる分析開始から分析結果出力までの時間 12 分を時間遅れとして考慮した。最初に確認できた水素製造量は、原料ガスの供給開始から約 11 分後にお

ける生成ガス濃度より算出した $68.3 \text{ m}^3\text{N/h}$ であった。その後、図からも明らかなように、原料ガス流量及びヘリウムガス温度の増加に伴い、水素製造量は増加し続け、水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度が定格（880°C）に達した時には約 $122\text{m}^3\text{N/h}$ を示した。水素製造量がある時点から急激に増加する様な傾向を示さなかったことより、事前に行つた触媒還元運転によって触媒が充分な活性を有していたと考えられる。また、定格到達後のシステムが安定した状態での水素製造量に関しては、後述する。

4) 蒸気発生器による熱外乱吸収機能

Fig.4.6.3 (c) に水蒸気改質器及び蒸気発生器における出入口ヘリウムガス温度を示す。昇温開始前に約 668°C であった水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度は、水蒸気の供給開始後、緩やかに減少したが、その後、原料ガスの供給開始時に水蒸気改質反応による吸熱が開始するため、さらに大きく減少し、水蒸気供給前の温度に対して約 86°C の温度低下がみられた。この吸熱反応による温度変化は、原料ガス流量が供給開始時に 0g/s から約 6g/s へと急激に増加するために、比較的大きく現れたと考えられる。その後、水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度は増加したが、その増加は水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度と比較して緩やかであった。これは、入口ヘリウムガス温度の増加に伴い、反応による吸熱量も増加していることを意味している。また、蒸気発生器入口ヘリウムガス温度は、水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度から約 75~80°C 低い状態でほぼ同様の傾向を示した。一方、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度は、昇温前に比較して約 1.5°C の温度低下にとどまっており、温度制御幅の目標値 ±10°C 内であった。すなわち、起動時において蒸気発生器により熱外乱を緩和できることが確認できた。

4. 6. 4 水素製造性能

定格条件時における水素製造量の設計値は $110\text{m}^3\text{N/h}$ であるが、本試験装置がこの設計値を満足する水素製造性能を有していることの確認を行つた。以下に水素製造量及び水蒸気改質器内熱収支について述べる。

(1) 水素製造量

定格到達後のシステムが安定した状態における 24 時間の水素製造量の変化を Fig.4.6.4 に示す。この時の水蒸気改質器入口における温度、圧力の平均値は図に示す値であり、ほぼ安定していた。一方、流量は若干振動しており、原料ガス流量は平均値 12.0g/s に対して $-0.4 \sim +0.6\text{g/s}$ 、水蒸気流量は平均値 46.6g/s に対して $-1.3 \sim 2.2\text{g/s}$ 、ヘリウムガス流量は平均値 91.0g/s に対して $-0.8 \sim +0.7\text{g/s}$ の変動幅であった。水素製造量に関しては、付録に示す手順で算出した後、修正トンプソン - τ 法を用いて、異常値の排除を行つた。この結果、水素製造量の平均値は $120.2\text{m}^3\text{N/h}$ で、常に安定した値を示した。また、このときの測定誤差は、 $\pm 6\text{m}^3\text{N/h}$ であった。測定誤差の詳細については、同様に付録に示す。また、生成ガス冷却器出口、すなわち未反応の水蒸気を除去した生成ガスのガスクロ分析結果の平均値は、H₂ が 0.663、CO が 0.069、CO₂ が 0.115 及びメタンが 0.152 であった。この数値と以下の式で算出した水蒸気改質反応におけるメタン転化率は 0.548、シフト反応における CO 転化率は 0.625 であった。

$$\text{メタン転化率} = (\text{水蒸気改質反応によるメタンの反応量}) / (\text{メタン供給量})$$

$$= (\text{生成ガス CO 濃度} + \text{生成ガス CO}_2 \text{濃度})$$

$$/ (\text{生成ガス CO 濃度} + \text{生成ガス CO}_2 \text{濃度} + \text{生成ガスメタン濃度}) \quad (4.6.1)$$

$$\text{CO 転化率} = (\text{シフト反応による CO の反応量}) / (\text{水蒸気改質反応による CO の生成量})$$

$$= (\text{生成ガス CO}_2 \text{濃度}) / (\text{生成ガス CO 濃度} + \text{生成ガス CO}_2 \text{濃度}) \quad (4.6.2)$$

定格条件における水素製造量の設計値は $110\text{m}^3\text{N/h}$ であるが、水蒸気改質器入口温度が約 10°C 低いにもかかわらず、今回の結果は、これを約 $10\text{m}^3\text{N/h}$ 上回る値であった。この理由としては、触媒による反応速度が設計値以上に大きいことが考えられるが、詳細な反応速度に関しては、今後行う反応特性試験で明らかにしていく計画である。

(2) 水蒸気改質器内熱収支

水蒸気改質器内には、Fig.4.6.5 に示すように内管内生成ガス温度 (●) 4点、触媒管内原料ガス温度 (■) 5点、ヘリウムガス温度 (◆) 5点、及び触媒管外壁温度 (△) 5点の温度測定用熱電対が設置されている。また、この他、管板温度 (○) 1点及び補償ヒータ制御用としてガイド管外壁温度 (▽) 5点、補償ヒータ取付管外壁温度 (×) 5点、更に補償ヒータ監視用として補償ヒータ表面温度 (◇) 1点の測定を行っている。

図の右側には、内管内生成ガス温度、触媒層内プロセスガス温度及びヘリウムガス温度の分布を示す。入口温度 870.4°C で水蒸気改質器内へ供給された熱源であるヘリウムガスの温度は、触媒管先端部に相当する内部下端の測定点 (TE5R) における 851.2°C から上端の測定点 (TE1R) における 621.8°C まで減少したが、水蒸気改質器下方の比較的温度の高い領域での温度減少が大きかった。その後、水蒸気改質器出口における 615.7°C まで温度が減少した。入口温度 880°C の定格条件における水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度の設計値は、 650°C であるが、今回の結果はこれよりも約 35°C 低い値であった。この原因としては、以下が考えられる。

①定格条件よりも入口温度が約 10°C 低い条件での試験であった。

②水蒸気改質器入口から下端の測定点 (TE5R) までの区間での温度減少が約 20°C と大きく、想定外であった。

③補償ヒータ側への放熱が比較的大きく、想定外であった（具体的な数値は後述する）。

一方、プロセスガス温度は、入口温度 464.8°C から上端の測定点 (TE6R) における 504.7°C まで増加し、その後、触媒層出口での測定点 (TE10R) における 755.7°C まで増加した。しかし、下方の領域における温度増加は、他と比較して小さかった。さらに生成ガス温度は、原料ガスと熱交換するために、内管内を流れるに伴い、上端の測定点 (TE11R) における 613.5°C まで減少した。しかし、温度減少割合は、最上部での温度測定区間を除いてヘリウムガスと比較して緩やかであった。これは、プロセスガスの昇温には、生成ガスよりもヘリウムガスからの熱交換の寄与が大きいことを意味している。なお、生成ガスの水蒸気改質器出口温度の設計値は、 600°C であるが、今回の結果は、これよりも約 34°C 低い値であった。

Fig.4.6.6 に、このときの水蒸気改質器内熱収支を示す。ヘリウムガスに関しては、水蒸気改質器入口での 870.4°C から水蒸気改質器内部下端の測定点 (TE5R) における 851.2°C まで温度が減少したが、これは水蒸気改質器の圧力容器側への放熱によると考えられ、放熱量は 9.1kW であつ

た。また、水蒸気改質器内部下端 (TE5R) から上端の測定点 (TE1R) の間では、原料ガスとの熱交換量が 104.5kW、断熱材側への放熱量が 3.8kW であった。更に、上端の測定点 (TE1R) における 621.8°C から水蒸気改質器出口での 615.7°C まで温度は減少したが、この交換熱量は 2.9kW であり、上端測定点 (TE1R) より上部における原料ガスとの熱交換、及び管板への放熱によると考えられる。これより、ヘリウムガスの水蒸気改質器における交換熱量の合計は、放熱分を含めて 120.3kW であった。

プロセスガスに関しては、水蒸気改質器入口での 464.8°C から水蒸気改質器内部上端の測定点 (TE6R) における 504.7°C まで温度が増加したが、この昇温に使用された熱量は、7.8kW であった。また、上端 (TE6R) から下端の測定点 (TE10R) の間では、504.7°C から 755.7°C まで温度が増加したが、ここではヘリウムガス及び生成ガスとの熱交換による昇温の他に、水蒸気改質反応による吸熱及びシフト反応による発熱が生じている。水蒸気改質反応におけるメタンの 1mol 当たりの反応熱を +206.2kJ/mol (吸熱)、シフト反応における CO の 1mol 当たりの反応熱を -41.1kJ/mol (発熱) とし、温度に依らず反応熱が一定であると仮定すると、転化率より算出した水蒸気改質反応による吸熱量は 84.9kW、シフト反応による発熱量は 10.6kW となり、合計では 74.3kW の吸熱となった。一方、昇温に使用された熱量は、60.1kW であった。さらに、触媒層を出たプロセスガスが生成ガスとして内管内上端の測定点 (TE11R) までを流れる間に、29.9kW の熱量をプロセスガスへと与えていた。また、上端での測定点 (TE11R) における温度は 613.5°C であり、水蒸気改質器出口における 566.2°C まで温度が減少した。この降温に伴う熱量は 9.6kW であり、上端の測定点 (TE11R) 以降のアルミナビーズ充填部 (約 845mm) でプロセスガスと熱交換していると考えられる。水蒸気改質器内部上端の測定点 (TE1R, TE6R, TE11R) より上部での熱収支を考えると、プロセスガス及びヘリウムガスから管板等の構造物への放熱量等により、4.7kW の熱量が外部へ流出していることとなる。これより、水蒸気改質器における外部への放熱量の合計は、17.6kW (=9.1+3.8+4.7) であり、ヘリウムガスの交換熱量に対する放熱量の割合は、14.6% であった。また、プロセスガスとしては、水蒸気改質器入口における 464.8°C から出口における 566.2°C まで温度が増加しており、このエンタルピーの増加は 28.4kW であった。

一方、低位発熱量は入口組成における 603.2kW から出口組成での 677.5kW まで増加した。この出入口差は 74.3kW であり、反応による吸熱量に相当している。これが低位発熱量基準の反応によるエネルギーの増加量である。また、高位発熱量は、入口組成での 669.4kW から出口組成での 773.1kW まで増加した。この差は 103.7kW であり、これが高位発熱量基準の反応によるエネルギーの増加量である。高位発熱量基準と低位発熱量基準のエネルギー増加量との差は、水蒸気改質反応及びシフト反応における H₂O の反応量分の蒸発潜熱 29.4kW (= 0.669mol/s × 44.0kJ/mol) に相当している。すなわち、高位発熱量基準でエネルギー増加量を考えた場合には、蒸気発生器において蒸気製造のために加えた蒸発潜熱に相当する熱量のうち、反応で消費された水蒸気の蒸発潜熱を生成ガスのエネルギーとして取り出していることとなる。ここで、水蒸気改質器の熱利用率を以下の式で定義した場合、水蒸気改質器では蒸気製造のための熱量を加えていないので、反応によるエネルギーの増加量としては、低位発熱量基準を用いるのが妥当と考えられる。これより、下式で定義する水蒸気改質器の熱利用率は 61.8% であった。

$$\text{水蒸気改質器の熱利用率} = \frac{\text{(反応によるエネルギーの増加量 (低位発熱量基準))}}{\text{/ (水蒸気改質器におけるヘリウムガスの交換熱量)}} \times 100 \quad (4.6.3)$$

これらより、水蒸気改質器におけるヘリウムガスの交換熱量 120.3kW の熱収支内訳をまとめると以下のようになる。

- ①水蒸気改質反応の熱量 : 74.3kW
- ②プロセスガスのエンタルピー上昇 (温度上昇) による熱量 : 28.4kW
- ③水蒸気改質器からの放熱量 : 17.6kW

水蒸気改質器内部における詳細な熱伝達係数に関しては、今後行う熱流動特性試験等で明らかにしていく計画である。

なお、水蒸気改質器出入口におけるヘリウムガスの圧力損失は 0.056MPa、プロセスガスの圧力損失は 0.121MPa であった。

4. 6. 5 試験装置の熱物質収支

Fig.4.6.7 に水素製造試験時における試験装置全体の熱物質収支を示す。図中には定格条件下における設計値もあわせて示す。水蒸気改質器への供給流量の平均値は、前述のように、ヘリウムガス 91g/s、原料ガス 12g/s 及び水蒸気 46.7g/s であり、ほぼ定格条件であった。また、熱源であるヘリウムガスの熱収支に着目すると、ヘリウムガス加熱器での入熱量は、設計値 377.9kW に対して 345.8kW と低い値であった。

この理由としては、以下のことが考えられる。

- ①ヘリウムガス循環器での入熱量が設計値 16.6kW よりも高い 45.6kW であるために、ヘリウムガス加熱器入口ヘリウムガス温度が高かったこと。
- ②水蒸気改質器入口ヘリウムガス温度を定格条件 880°C より 10°C 低い 870°C で制御したこと。
- ③ヘリウムガス加熱器から水蒸気改質器までの配管における放熱量が設計値 28.3kW よりも低い 13.9kW であったこと。

水蒸気改質器での放熱を含む交換熱量は、前述のように 120.3kW であった。また、蒸気過熱器、蒸気発生器及び水予熱器における機器放熱を含む交換熱量は、各々、設計値である 32.6kW、127.5kW 及び 59.1kW とほぼ等しい 31.9kW、127.5kW、60.3kW であった。これより、ヘリウムガス加熱器での入熱量 345.8kW に対して、水蒸気改質器で約 35%、蒸気過熱器で約 9%、蒸気発生器で約 37%、水予熱器で約 17% の熱量を熱交換していたことになる。なお、残りの約 2% (=5.8kW) とヘリウムガス加熱器入口と水予熱器出口での温度差分に相当する 15.2kW との合計 21.0kW が、ヘリウムガス加熱器出口から水予熱器入口間におけるヘリウムガス配管からの放熱量である。ここで、システムの熱効率を以下の式で定義すると、今回の機能試験時におけるシステムの熱効率は 30.0% であった。

$$\text{システムの熱効率} = \frac{\text{(反応によるエネルギーの増加量 (高位発熱量基準))}}{\text{/ (ヘリウムガス加熱器での入熱量)}} \times 100 \quad (4.6.4)$$

4. 6. 6 緊急停止時の挙動

今回の機能試験では、可燃性ガス漏えいのため、緊急停止操作により試験装置を停止させた。以下に試験装置における緊急停止の方針及び緊急停止時の挙動について述べる。

(1) 緊急停止の方針

試験装置には、機器及び配管の温度、圧力が設計値を越える可能性がある場合、可燃性ガスの漏えいを検知した場合、地震を検知した場合、停電が発生した場合等の運転中の異常に対応して、試験装置を緊急停止させるシステムを設けている。この緊急停止については、①火災の可能性低減を目的とした安全性の確保、②機器の損傷を防止して再使用を行う財産保護の観点から以下の方針を定めた。

①安全性の確保

a) 加熱源の停止

ヘリウムガス加熱器を停止する。

b) 試験装置内の可燃性ガスの除去

試験装置内の可燃性ガスを貯蔵場所である LNG タンクエリア内に留めるため、LNG タンク、原料ガスサージタンクの配管に設けた緊急遮断弁を閉じるとともに、試験装置内へ窒素ガスを供給し、可燃性ガスを除去する。

c) 水蒸気改質器触媒管及び蒸気過熱器伝熱管の健全性確保

水蒸気改質器触媒管及び蒸気過熱器伝熱管はヘリウムガスとプロセスガスの圧力境界を構成する。両者は 700°C 以上の高温、4MPa 以上の高圧の環境下で使用されるために差圧設計としている。そこで、緊急停止時には水蒸気改質器触媒管及び蒸気過熱器伝熱管の内側に窒素ガスを流して設計差圧を維持する。もし、維持できない場合には、ヘリウムガス系及びプロセスガス系を大気開放とする。

②財産保護

a) 触媒の保護

触媒への炭素析出防止のため、緊急停止開始後も水蒸気を 45 秒間供給する。

(2) 緊急停止時の挙動

Fig.4.6.8 (a) に緊急停止時におけるガス流量及び触媒管差圧の変動を示す。ここでは、緊急停止開始時刻を時間 0 としている。緊急停止開始後、直ちにヘリウムガス循環機が停止、及び原料ガスサージタンクの配管に設けた緊急遮断弁が閉となり、原料ガス及びヘリウムガスの流量は減少し、各々約 6 秒後、約 1 分 40 秒後に流量がほぼ 0g/s となった。また、水蒸気流量は、方針通りの緊急停止から 45 秒後に減少し始め、緊急停止から約 1 分 30 秒後に流量がほぼ 0g/s となった。さらに、窒素ガスは、緊急停止から約 20 秒後から流量が確認され、緊急停止から約 2 分後には定格流量 15g/s にほぼ達した。一方、触媒管の差圧は、原料ガス及び水蒸気から窒素ガスへの置換に伴い、プロセスガス系の体積流量が減少するために大きく減少し、緊急停止から約 1 分 40 秒後で最低値 -0.24MPa を示した。その後、差圧は大きく増加し、緊急停止から約 6 分後に最大値 0.13MPa を示したが、その後は減少し、差圧制御の設定値 0.04MPa 付近で安定した。

差圧の設計値は -0.5 MPa ～ 1.0 MPa であり、今回の緊急停止時における差圧変動は、この範囲内であった。また、Fig.4.6.8 (b) には水蒸気改質器出入口及び蒸気発生器出入口におけるヘリウムガス温度の変化を示す。緊急停止後のヘリウムガス循環器及びヘリウムガス加熱器の停止に伴い、水蒸気改質器入口のヘリウムガス温度は減少し、緊急停止から 25 分後において約 300°C 減少した。これらより、緊急停止時において本試験装置の各機器は方針通りに動作し、所定の性能を有していることが確認できた。また、水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度は、原料ガスの供給停止によって水蒸気改質器内での反応による吸熱が生じないにもかかわらず、ヘリウムガスの流動がなくなるため減少した。しかし、水蒸気改質器入口温度よりも低温であるため、その温度減少は小さく、緊急停止から 25 分後で約 110°C の減少であった。さらに、蒸気発生器入口ヘリウムガス温度は、蒸気及びヘリウムガスの流量が 0 g/s に達するまでの間、蒸気過熱器において水蒸気と熱交換するために、他と比較して大きく減少するが、流量が 0 g/s に達した後は、水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度とほぼ同様の温度減少となった。一方、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度の減少は非常に緩やかであり、緊急停止から 25 分後で約 24°C 減少した。

4. 6. 7 まとめ

機能試験において以下に示す機能を確認した。

- 1) 触媒管の差圧制御機能については、差圧の変動が最も大きくなる窒素ガスから原料ガスへの置換時においても変動幅は $-0.042\sim+0.10\text{ MPa}$ であり、差圧制御系により触媒管の内外差圧を警報設定値 ($-0.32\sim+0.4\text{ MPa}$) 内にできることを確認できた。
- 2) 蒸気発生器による熱外乱吸収機能については、窒素ガスから原料ガスへの置換する過程において、水蒸気改質器内での吸熱反応等により水蒸気改質器出口のヘリウムガス温度は約 86°C 低下したが、蒸気発生器出口では約 1.5°C の温度低下であり、温度変動幅の目標値は $\pm 10^\circ\text{C}$ 以内であった。このことより、起動過程において蒸気発生器が十分な熱外乱吸収機能を有することを確認できた。
- 3) 水素製造能力については、水素製造量は目標値 ($110\text{ m}^3\text{ N/h}$) を満足する $120.2\text{ m}^3\text{ N/h}$ を示し、本試験装置が十分な水素製造性能を有していることが確認できた。また、水蒸気改質器における熱利用率（ヘリウムガスの交換熱量に対する反応によるエネルギー増加量の割合）は 61.8% であった。

このほか、

- 4) 触媒還元については、安全に触媒の還元が実施できる手順を確立した。また、還元の終了が確認できた時点までの水素消費量は約 4.8 Nm^3 であった。
- 5) 試験装置の熱物質収支については、ヘリウムガス加熱器での入熱量に対する各機器での交換熱量の割合は、水蒸気改質器が約 35% 、蒸気過熱器が約 9% 、蒸気発生器が約 37% 、水予熱器が約 17% であり、ほぼ設計通りであった。また、本試験装置における熱効率（ヘリウムガス加熱器での入熱量に対する反応によるエネルギー増加量の割合）は、 30.0% であった。
- 6) 緊急停止については、各機器は方針通りの正常な動作を示した。また、触媒管差圧変動 ($-0.24\sim+0.13\text{ MPa}$) は設計値内であることが確認できた。

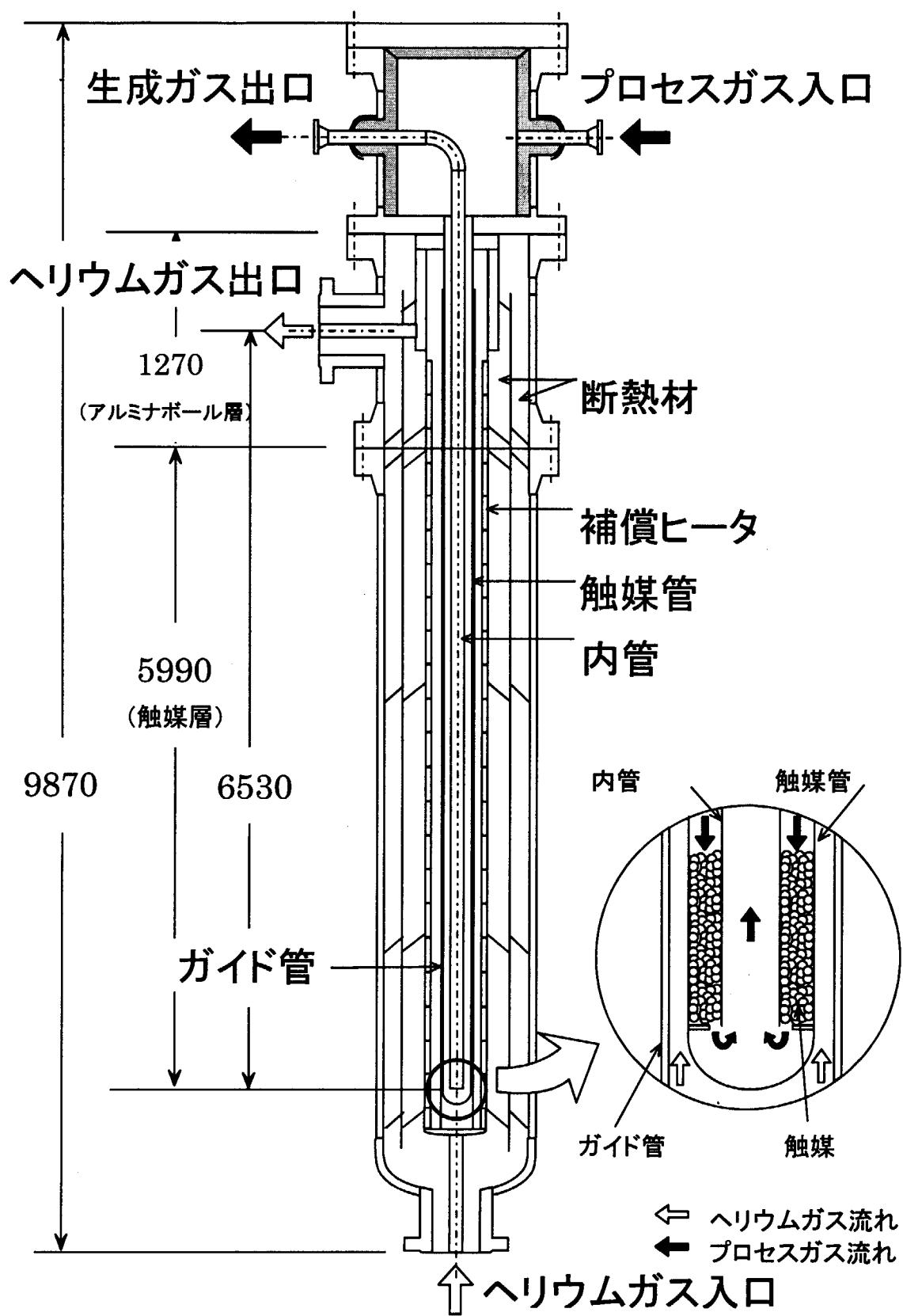


Fig.4.6.1 Schematic view of steam reformer.

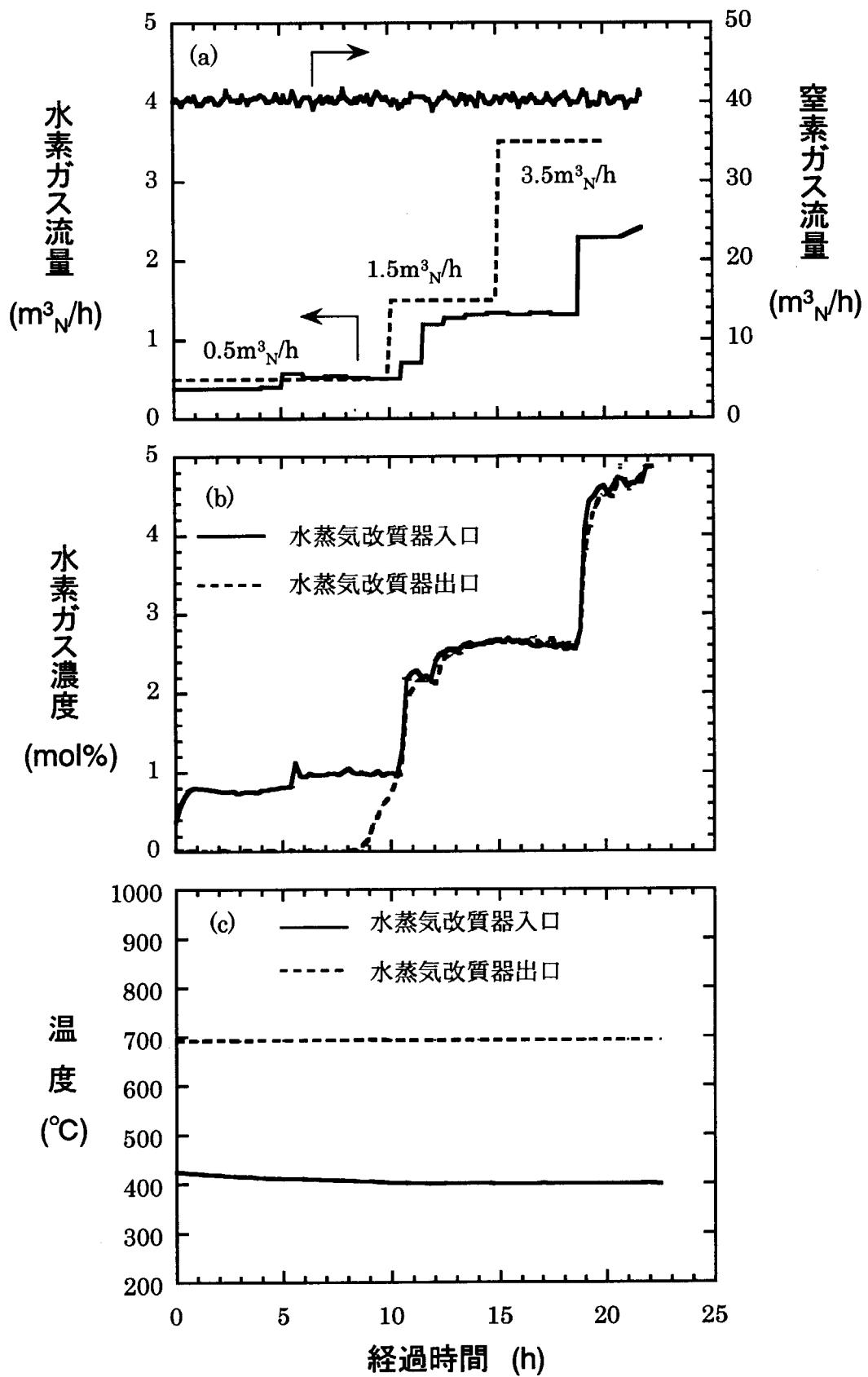


Fig.4.6.2 Experimental results of reduction of steam reforming catalyst

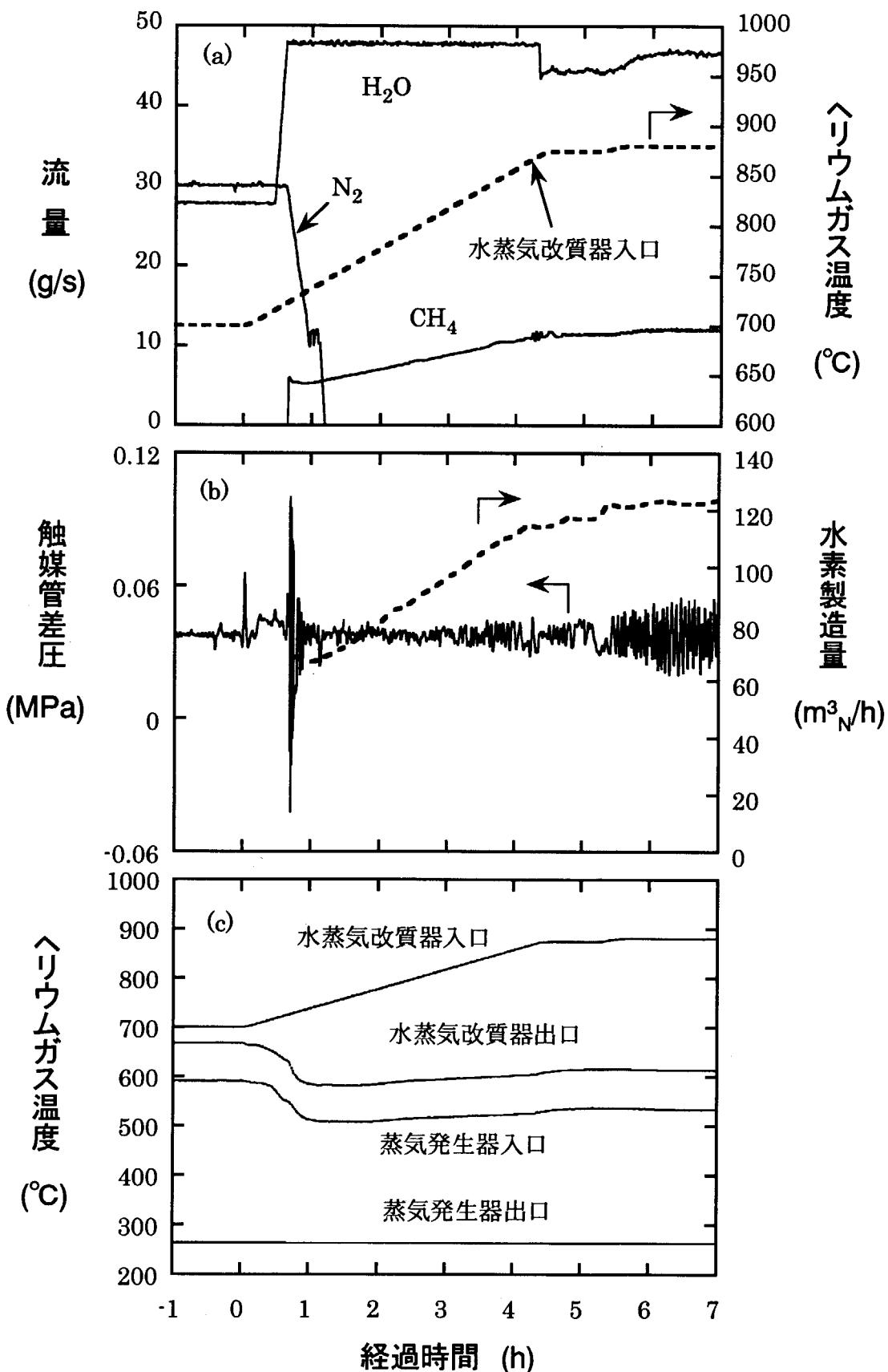


Fig.4.6.3 Experimental results of start-up of test facility.

	プロセスガス	ヘリウムガス
水蒸気改質器入口温度 [°C]	465.2	870.4
水蒸気改質器入口圧力 [MPa]	4.26	4.14
ガス流量 [g/s]	CH ₄ 12.0 H ₂ O 46.6	91.0
S/C	3.45	—

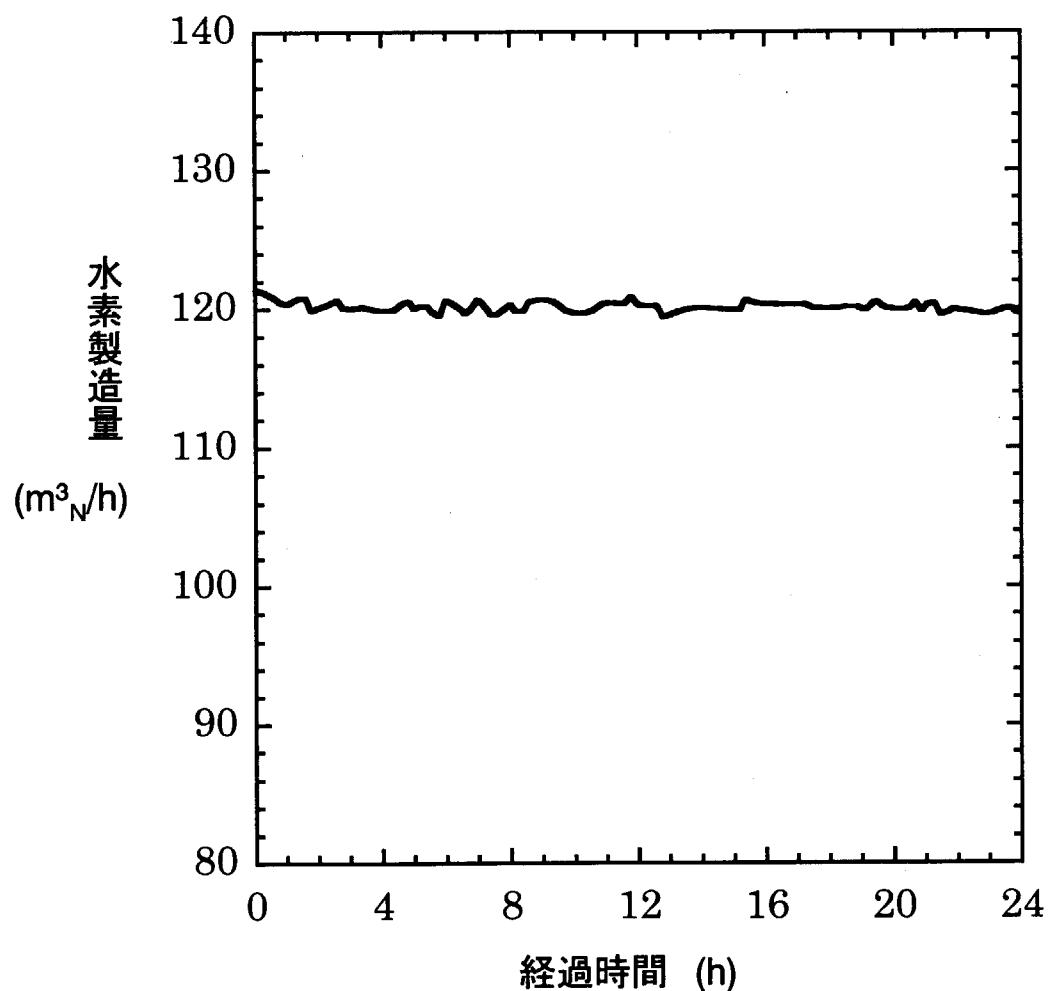


Fig.4.6.4 Experimental results of hydrogen production rate.

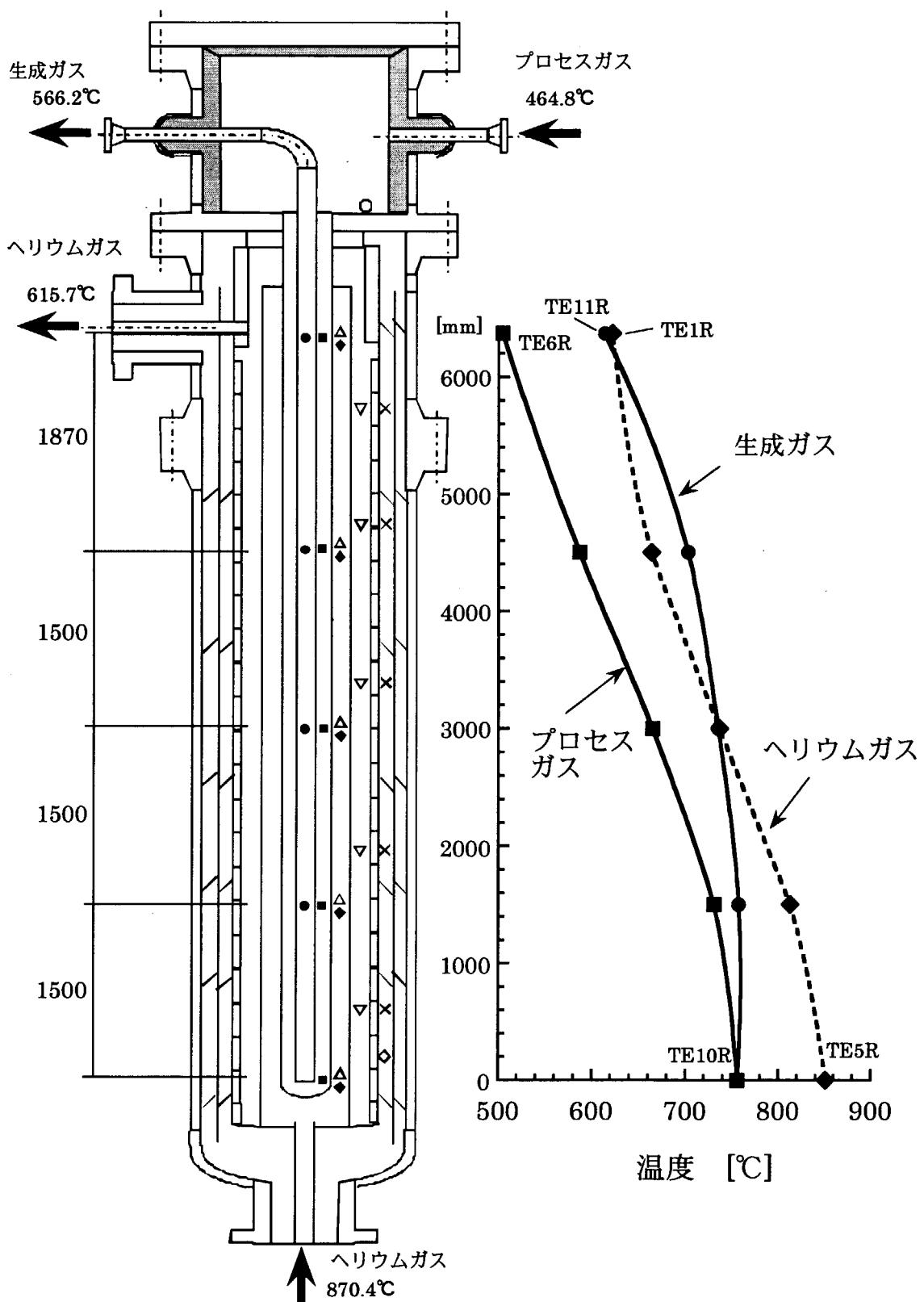


Fig.4.6.5 Experimental results of temperature profile in steam reformer.

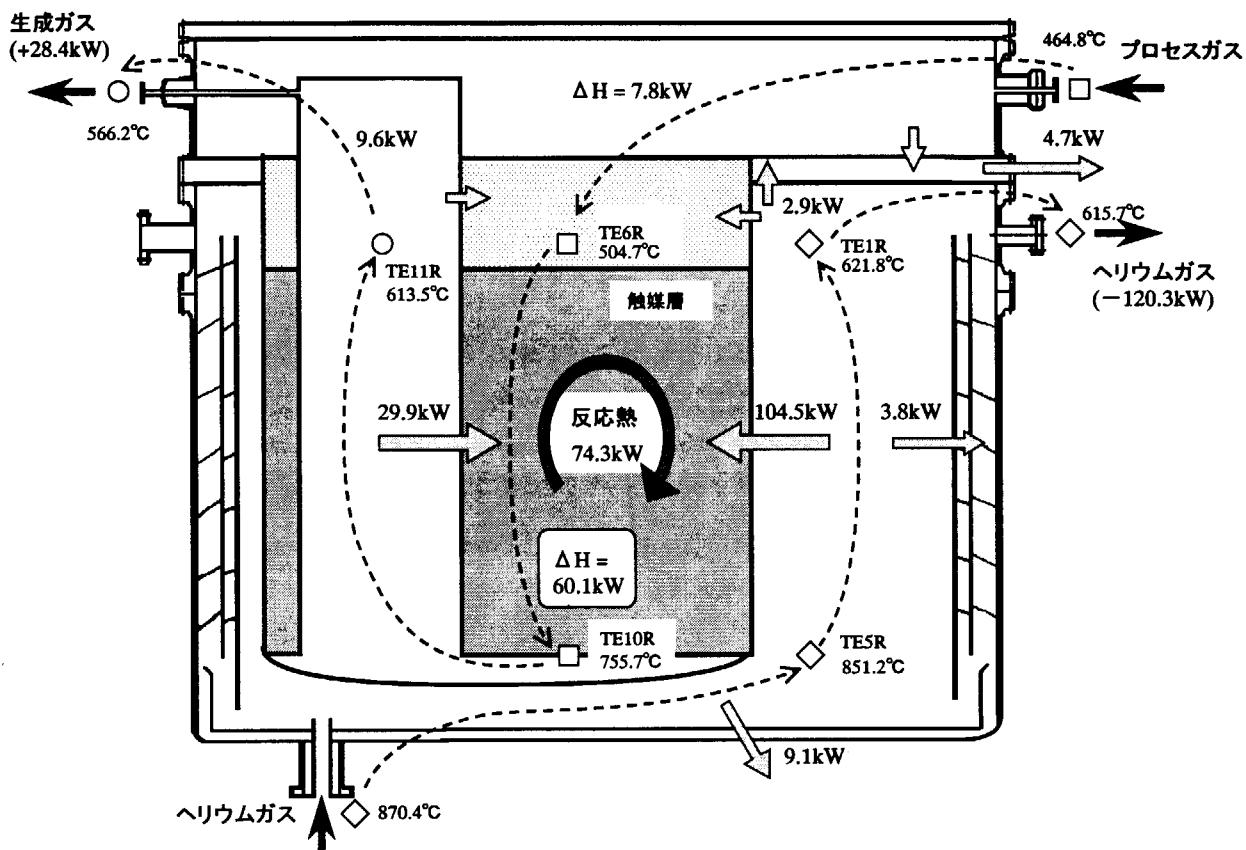


Fig.4.6.6 Schematic view of heat balance of steam reformer.

This is a blank page.

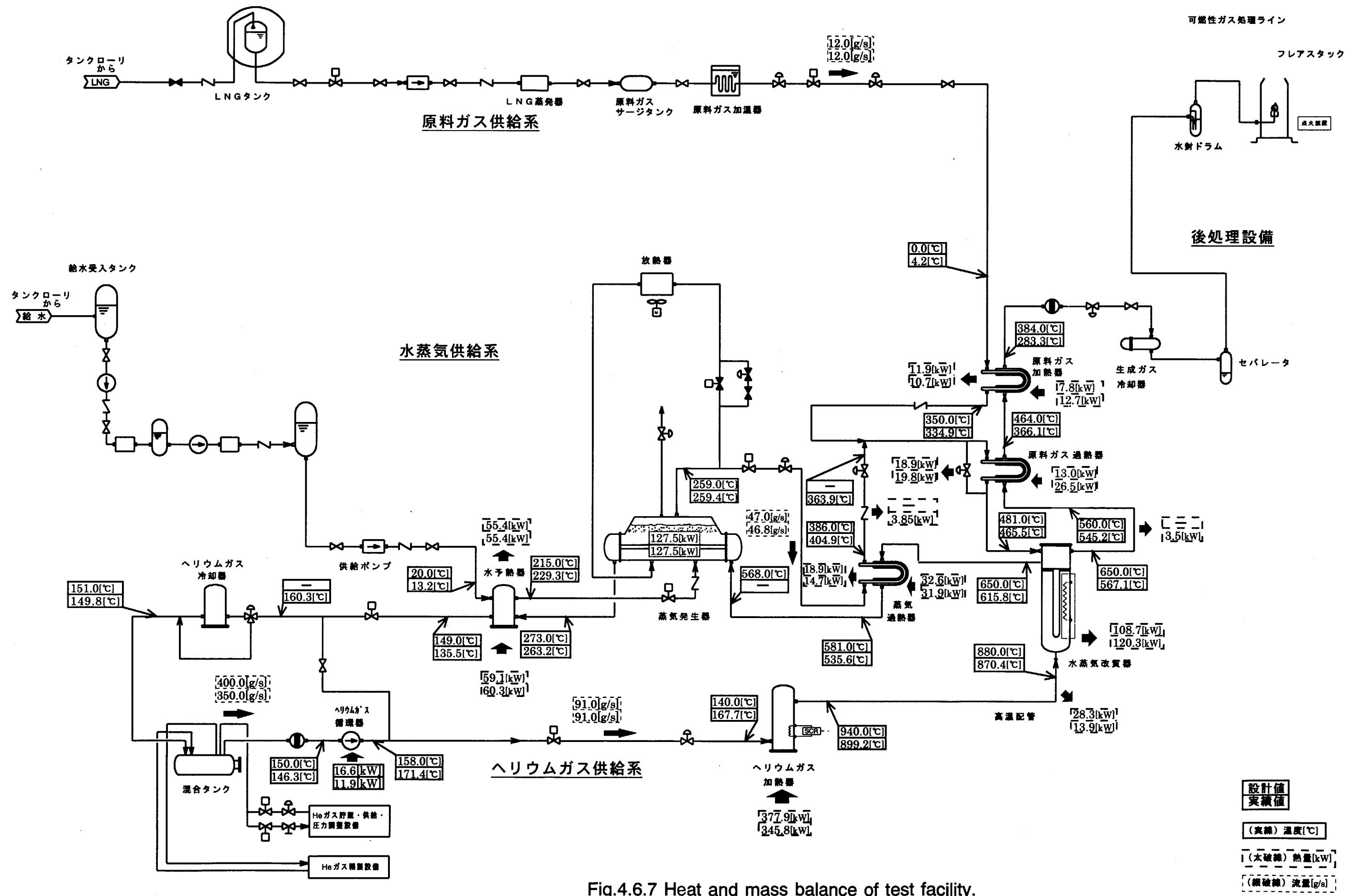


Fig.4.6.7 Heat and mass balance of test facility.

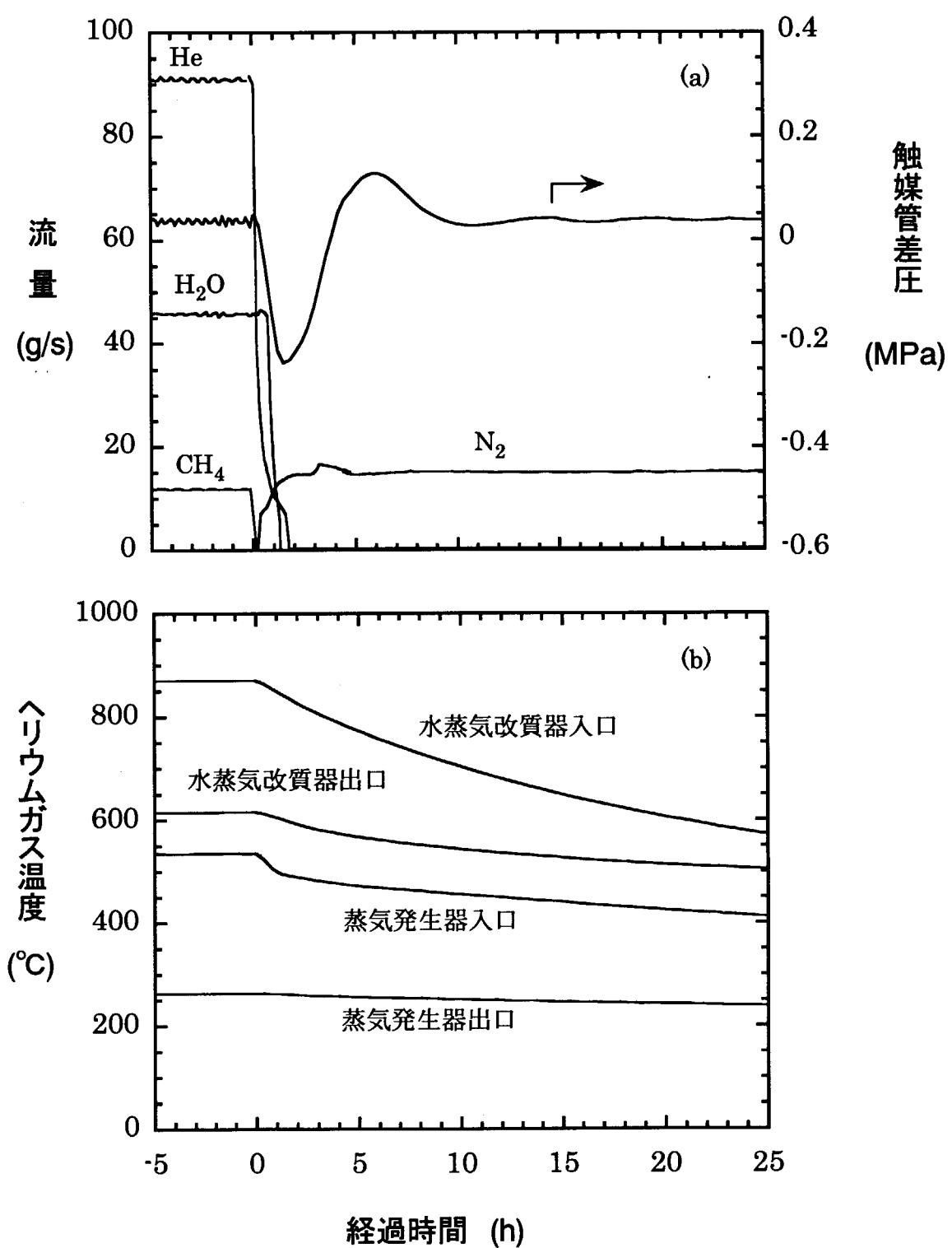


Fig.4.6.8 Experimental results of emergency shutdown of test facility.

4. 7 主な不具合事項

本節では、機能試験において生じた以下に示す主な不具合事項とその対策について述べる。

- ①水封ドラムの液位計異常
- ②原料ガス過熱器からの可燃性ガス漏えい
- ③フレアスタックからの異常騒音発生

4. 7. 1 水封ドラムの液位計異常

(1) 水封ドラムの概要

水封ドラムは、後処理系の生成ガスを燃焼排気するためのフレアスタックの上流に設置されている機器であり、フレアスタックからの逆火現象が起った場合に、上流側に火炎を波及させないことを目的とした安全装置である。水封ドラムの逆火防止性能を守るために、水封ドラム内の水位の制御が重要であり、差圧式の液位計信号により給水バルブを自動で ON-OFF する水位制御及び監視を行っている。水封ドラムに設置の差圧式液位計の計器図を Fig.4.7.1、水位制御及び監視の詳細を Fig.4.7.2 に示す。

(2) 液位計異常の経緯及び調査

平成 13 年 12 月 8 日 蒸気発生器の蒸気クリーンアップ試験(改質器入口ヘリウム温度 600°C)のときに水封ドラム液位計の異常が発生した。この時、水封ドラムに流れる流体は主に窒素ガスであり、このほか LNG タンク内で気化した少量の原料ガスが流れている。水封ドラム周辺の系統構成図を Fig.4.7.3 に示し、液位計異常の時系列での経緯を下記に示す。

- 1) 午前 1 時 30 分頃に制御室にて水封ドラム液位高警報が発報した。調査を実施したが原因が分からず、給水バルブの閉止を確認して経過を観察した。
- 2) 午前 2 時頃に警報が一旦解除され、その後再度警報が発生したが給水バルブの閉止を再度確認して経過を観察した。
- 3) 午前 6 時 41 分頃に制御室にて水封ドラムの液位表示が低下し、給水バルブが自動開となつたが液位は上がらず、逆に水封ドラム液位低警報が発報し、制御室での液位表示が 0mm と表示する異常を示した。そこで、現場で水封ドラムの調査を行ったところ、水中で気泡が発生している音が聞こえ、水封ドラム中には水があると考えられた。また、フレアスタックの種火の確認を行ったが失火等の異常はなかった。
- 4) 午前 6 時 55 分頃に制御室の液位表示がフルスケール値の 500mm を示したことから、液位計の機能が復帰したものと考えられた。午前 8 時 40 分頃に水封ドラムのドレンラインより手動で液位が 350mm になるように排水を行った。

(3) 異常発生の原因及び対策

水封ドラム液位のトレンド、外気温等の分析を行った結果、夜間の外気温が氷点下(-1.4°C 程度)となった最も寒い時間帯に異常が発生しており、かつ外気温の高い日中では異常が一切見られなかった。このことから、水封ドラム液位計の計装配管内の水が凍結したことで液位計指示の異常が発生したものと思われ、凍結防止対策が不十分であったと考えられる。この対策として、水

封ドラム液位計の計装配管に凍結防止用の防爆型配管ヒータを設置した。これ以降は、氷点下記録日でも異常事象の再発は起こっておらず、対策は妥当であったと考えられる。設置した防爆型配管ヒータの仕様を Table 4.7.1 に示す。

4. 7. 2 原料ガス過熱器からの可燃性ガス漏えい

(1) 原料ガス過熱器の概要

原料ガス過熱器は、水蒸気過熱器へ流入する原料ガス（低温側）と水蒸気改質器から排出される生成ガス（高温側）で熱交換を行う再生熱交換器である。原料ガス過熱器及び原料ガス加熱器の概略構造図を Fig 4.7.4 に示す。伝熱管と伝熱管の接続並びに伝熱管と配管との接続は、溶接継手並びにグレイロック継手（7箇所）を使用している。また原料ガス過熱器と同様の構造を有する原料ガス加熱器（グレイロック継手：4箇所）が隣接して設置されている。図中のA～Lの記号で記している箇所がグレイロック継手である。

原料ガス加熱器及び原料ガス過熱器は高圧ガス特定設備であるため、保安検査時には開放点検を実施することがあり、配管と機器との接続は取り外し可能な継手構造とする必要があった。このため化学プラント等において実績のあるグレイロック継手を選定した。

グレイロック継手の構造は Fig 4.7.5 に示すように、突き合わされたハブとハブの間にシールリング（Photo. 4.7.1 及び 4.7.2）を装着し、クランプのボルトの締め付けにより、面圧をシールリングとハブの間に発生させシールするもので、ハブとシールリングリブとの隙間がほぼ 0 になるまで締付たときに所定のシール性が得られる。また、ハブの内圧が高くなるほど面圧によるシール性が高くなるとされている。なお、グレイロックは、一般に使用されている同じ仕様のフランジ継手と比較し、重量において約 20～50%、外径では約 50～80% それぞれ小型軽量で、施工性が良いとされている。今回の可燃性ガスの漏えい箇所は、原料ガス過熱器のグレイロック継手であった。

(2) 可燃性ガス漏えいの経緯

平成 14 年 2 月 1 日午前 7 時頃、当直の運転員が定時の巡視点検を行っている際に、原料ガス過熱器入口生成ガス温度計(TE21C)近傍の保温材外装板の隙間から、蒸気漏れを発見した。当時、試験装置は定格運転条件で水素製造を行っている状態であった。本過熱器には蒸気の他、メタン、水素等の可燃性ガスが流れているため、携帯用の可燃性ガス検知器（GP-88：理研計器株）を用いて測定を行ったところ、原料ガス過熱器上部の保温材外表面で可燃性ガスの漏えいを検知した。このときの可燃性ガス濃度は約 1% であった。このため午前 8 時 21 分に試験装置を停止し、温度が十分に降温した後、漏えい箇所の特定を行うために開放点検を実施した。

(3) 可燃性ガス漏えい箇所特定及び状態調査

1) 漏えい箇所特定調査（溶接部浸透探傷試験、発泡漏えい試験）

漏えい箇所としてはグレイロック継手と溶接部が考えられるため、溶接部は浸透探傷試験を行い、継手部は系内を窒素加圧し、発泡液による漏えいの確認を行った。

溶接部の浸透探傷試験では、原料ガス過熱器の出入口配管の溶接部、及び原料ガス過熱器

入口生成ガス温度計(TE21C)廻りの配管溶接部について 26箇所浸透探傷試験を実施した。その結果、すべての溶接部に異常は確認されなかった。

系内窒素加圧による発泡漏えい試験において、試験範囲は原料ガス過熱器の出入口配管の溶接部、原料ガス過熱器入口生成ガス温度計(TE21C)廻りの配管溶接部、及び原料ガス過熱器のグレイロック継手、さらに水平展開として原料ガス加熱器のグレイロック継手とした。

Table 4.7.2 に示すように、窒素圧力 1.27MPa にて原料ガス過熱器入口生成ガス配管グレイロック継手部(A)、2.00MPa にて原料ガス加熱器出口生成ガス配管グレイロック継手部(E) の漏えいを確認し。以上のことから、可燃性ガスの漏えいは原料ガス加熱器のグレイロック継手から発生したと考えられる。また、今回の試験で原料ガス加熱器のグレイロック継手からも漏えいが確認されたことから、試験装置の運転中において、このグレイロックからも漏えいが生じていた可能性がある。

2) グレイロック継手の状態調査

グレイロック継手からの漏えいが確認されたことを受け、漏えい箇所も含め、すべてのグレイロック継手に対して、その状態を確認するために隙間確認、及びクランプボルトの締め付けトルクの確認を行った。その試験結果を Table 4.7.2 に合わせて示す。

a) ハブーシールリング隙間調査

ハブとシールリングリブとの隙間がほぼ 0 で、所定の締め付けが完了していることを調査するために 0.04mm のシックネスゲージを挿入し、その挿入可否によって判断した。

その結果、原料ガス過熱器に接続されているグレイロック継手（全 7 箇所）のうち、生成ガス入口部(A)、生成ガス上下熱交換器接続部(B)、生成ガス出口部(C)の 3 箇所にシックネスゲージを挿入する事ができた。一方、原料ガス加熱器に接続されているグレイロック継手のシールハブ（全 4 箇所）の隙間にはシックネスゲージは入らなかった。

b) クランプボルト締付トルク調査

グレイロック継手のクランプを締付ているボルトのトルクを、トルクレンチにて据付時の締付トルクの 50% から 10% 刻みで増加させ、各値でレンチが回るかによって調査した。その結果、原料ガス加熱器に接続されているグレイロック継手 4 個のうち 2 個(K, L)は据付時締付トルクの 50% 以下に低下していた。残りの 2 個(H, J)は据付時締付トルクの 50~60% に低下していた。一方、原料ガス過熱器に接続されているグレイロック継手 7 個のうち 3 個(B, C, F)は据付時締付トルクの 50% 以下に低下していた。残りの 4 個(A, D, E, G)においては据付時締付トルクの 50~60% に低下していた。以上よりグレイロック継手すべてにおいて著しいトルク値の低下が見られた。

(4) 原因及び対策

1) 原因

発泡試験による漏えい箇所とハブとシールリング間の隙間及びクランプボルト締め付けトルク低下との間には明確な相関関係を見いだすことはできなかったが、このトルク低下がシールリングの面圧低下を招き、漏えいに至ったものと推定される。

トルク低下のメカニズムとしては次のことが考えられる。グレイロック継手は、ボルトを

締付た際にボルトに発生する推力によりクランプを介してクランプーハブ間の 25° のテーパー面が接触し、応力（面圧）が発生する (Fig 4.7.5 参照)。この応力は、内圧、熱負荷、配管反力が大きく作用するほどに増加する。このテーパー面は鍛造による粗さにより局所的に凸部の面圧が増加し、その凸部の面圧が体力を超過したときに塑性変形が発生する。そして、塑性変形によりテーパー面の凹凸が僅かながらに滑らかになる。この状態で運転が終了し、降温降圧させた場合には、初期締付時に比べて相対的にテーパー面が滑らかになるために、クランプとの面間距離が短くなり、締付トルクが低下するという「なじみ（応力緩和）」現象が発生して、トルク低下が生じたものと考えられる。このため、熱サイクル 2 回程度までは、各サイクルの終了後にグレイロック継手の増し締めを行う必要があった。

2) 対策

今回の漏えいはグレイロック継手の締付トルク不足によるものと判断される。従って、原則として増し締めにて対応した。増し締めは以下の通り段階的に行うこととした。

シールリングとハブとの隙間が 0 になるように徐々に締め付けた（初期締め付け）。隙間 0 はシックネスゲージ 0.03mm が挿入できないことをもって判断した。さらに、隙間が 0 となったときのトルク値の 2 倍をグレイロック継手の最終的締付トルク値とし、段階的に締付することとした。最終締付トルクを Table 4.7.3 に示す。

また、漏えいが確認された原料ガス過熱器生成ガス入口のグレイロック(A)部は、グレイロック継手の中でも最高温部に当たるため、シールリングを交換した。この後、平成 14 年 3 月 1 日～18 日に実施した第 1 回試験運転（改質器入口ヘリウムガス温度：700°C）終了後に再度の漏えい確認試験並びにトルク測定を行った。

(5) 第 1 回試験運転終了後の漏えい確認試験及びトルク測定の結果

増し締めした後の漏えい確認は常温時と高温時と降温後の 3 条件で行った。常温時の確認試験では系統内を窒素ガスで 4.3MPa まで加圧し、グレイロック継手を容器の中に 2 分間以上水没させ、発泡の有無によって確認した。試験の様子を Photo. 4.7.3 に示す。高温時の確認試験では水素を注入して水素の漏えい量を可燃性ガス検知器にて測定することで確認を行い、降温後の漏えい確認試験では水素注入試験、トルク確認試験及び水没試験をそれぞれ実施した。

1) 常温漏えい確認試験（水没試験）

水没試験を行った結果、原料ガス加熱器生成ガス入口(H)、原料ガス加熱器生成ガス出口(J)、原料ガス過熱器原料ガス出口(F)の 3箇所でグレイロック継手より漏えいが確認された。試験結果を Table 4.7.3 に示す。

3箇所のシールリングを交換し、再度常温による水没試験を実施した結果、すべてのグレイロック継手からの発泡は認められず、常温における機密性は確保されていることを確認した。

2) 高温漏えい確認試験（可燃性ガス検知器による水素漏えい試験）

応力緩和によるグレイロック継手の機密性への影響を確認するために、系統を昇温昇圧し、漏えい確認を行った。

a) 試験方法

水蒸気改質器入口ヘリウム温度：700°C	水蒸気改質器補償ヒータ：ON
水蒸気改質器入口ヘリウム温度：4.0MPa	原料ガス後処理配管ヒータ：ON
水蒸気改質器入口ヘリウム流量：91g/s	

試験方法は、窒素に水素を混合させ、グレイロック継手からの漏えいの有無を可燃性ガス検知器によって確認した。注入水素量は、窒素と水素の混合ガスが高圧ガス法規上の可燃性ガスに該当しないよう、混合ガス中の水素濃度が約3%となる0.075g/sとした。なお、水素注入の初期の段階では、水蒸気改質器触媒の還元反応が発生する可能性があるため、徐々に注入量を増加させていくことにした。また、漏えいガスの検出位置については、原料ガス過熱器、及び原料ガス加熱器の生成ガス入口継手部近傍から引き出した銅管に可燃性ガス検出器のガス採取棒を入れて測定した。Photo. 4.7.4に原料ガス過熱器のグレイロック継手の設置状況を、Photo. 4.7.5に漏えいガス検出配管の位置を示す。さらに、保温外装板の継ぎ目にも可燃性ガス検知器のガス採取棒を入れ同様に測定した。

b) 試験結果

水素漏えい量を測定した結果、試験装置を高温雰囲気にした場合、可燃性ガスを流していない状態でも保温材近傍で数10ppmがこれまでにも検出されたが、これは、保温材からの脱ガスによるものと考えられる。水素注入開始後は15~40ppmが検出され、前述のことから、可燃性ガスの漏えいは無いと考えられる。

3) 降温後漏えい確認試験（可燃性ガス検知機による水素漏えい試験）

高温漏えい確認試験終了後、系統を常温まで降温させ、同様に可燃性ガス検知器による水素漏えい試験を実施した。その結果、水素注入前、注入開始後ともに0ppmで漏えいがないことを確認した。

4) 降温後漏えい確認試験（隙間確認、トルク確認及び水没試験）

ハブーシールリング間の隙間、及び締め付けトルク値を測定し、熱サイクルによる影響を確認した。試験結果をTable 4.7.3に示す。

a) ハブとシールリング間の隙間測定

原料ガス過熱器、及び原料ガス加熱器のハブとシールリング間に0.03mmのシックネスゲージを挿入し、隙間の有無を確認した。その結果、総てにおいてゲージは挿入できず、今回の高温運転による隙間の発生は認められなかった。

b) 締め付けトルク測定

原料ガス加熱器では生成ガス出口(J)、及び原料ガス出口(K)において75%以下に、その他は100%を多少下回る程度にトルクが低下していた。一方、原料ガス過熱器では、生成ガス出口(C)、原料ガス入口(G)において75%以下に、その他は100%を多少下回る程度にトルクが低下していた。

トルク低下は高温部ほどその割合が大きくなると考えられたが、今回の高温運転の試験結果では、181~298°Cの定温部位にて25~50%未満のトルク低下が発生しており、最高温部434°Cに達する原料ガス加熱器生成ガス入口(A)ではトルク低下は発生していなかった。この試験における温度範囲181~434°Cではトルク低下に対する温度依存性は見られなかった。

c) 高温漏えい試験後のトルク低下

今回の高温試験（熱サイクル）では 25~50%未満のトルク低下が見られた。可燃性ガス漏えいによる緊急停止後において 50%以上のトルク低下が多数見られたことと比較するとグレイロック継手のなじみ現象が安定してきていると考えられる。しかし、高温漏えい試験における熱サイクルの運転時間はガス漏えい時の定格試験運転時より短く、温度も 100°C 程度低い。定格運転時に原料ガス過熱器生成ガス入口(A)は 560°C、原料ガス加熱器原料ガス出口(D)は 508°C に達し、高温漏えい試験の最高温度 434°C を越えるため、今回の低下量を上回るトルクの低下の可能性がある。

d) 水没漏えい確認試験

トルク測定によって低下が判明したボルトを所定の値まで増し締めを行い、常温による水没試験を実施した。その結果、全てのグレイロック継手において漏えいは確認されなかった。

(5) トルク低下に対する今後の対応

2月1日に発生した原料ガス過熱器グレイロック継手からの可燃性ガス漏えいは、グレイロック継手の熱サイクルによる応力緩和（なじみ）現象によりトルクが低下し、シール性が低下したことによる原因があったと考えられる。トルクの増し締めを行い一部のシールリングを交換した後に、常温、高温及び降温後の各漏えい試験を実施した結果、漏えいがないことが確認できた。

グレイロック継手の保管管理については、今後、運転終了後もしくは運転前にトルクチェックを行うことが重要になる。そこで、原料ガス過熱器、原料ガス加熱器については、配管との接続部を含めて、すべて、溶接構造とすることを検討した。しかし、高圧ガス保安検査時に開放検査を行う必要があるため、開放検査に必要な部分のグレイロック継手 (C, G, J, L) は現状とし、それ以外のグレイロック (A, B, D, E, F, H, K) については溶接継手に変更することとした。

4. 7. 3 フレアスタックからの異音発生

(1) フレアスタックの概要

フレアスタックは、水蒸気改質器で生成した水素、CO、未反応のメタン等の可燃性ガスを燃焼処分する燃焼器で、以下の特徴を有している。

- 1) フレアスタック放出口から炎及び黒煙をださないこと。
- 2) 静寂性を保つこと。
- 3) 処理するガスは、生成ガス（水素、CO、CO₂、未反応のメタンの混合ガス）、LNGタンクからの原料ガスのボイルオフガス (BOG) を燃焼処分するためのものであり、処理流量並びに処理ガスの成分比が運転条件により変化するので、それに対応できるものとすること。
- 4) 失火時などの安全性を考慮すること。

上記の条件を考慮してフレアスタックは、以下の特徴をもつグランドフレア型のものを用いている。Fig.4.7.6 に構造図を、Table 4.7.4 に仕様を示す。

- a) フレアスタックの型式にはエレベート型とグランドフレア型があるが、燃焼炎が見え

無いこと、失火し難いこと、騒音の小さいことからグランドフレア方式とした。

- b) 処理ガス流速が燃焼速度を超えると、燃焼炎はバーナの端面から浮き上がった位置で安定するようになり、処理ガス流速がマッハ数で 0.2~0.25 を超えないことが必要である。このことから、処理ガス流速は $\phi 3.6$ のバーナ孔 116 本から 45m/s で吹き出す仕様とした。
- c) 炭化水素が燃焼すると、炎の中に存在する白熱した炭素粒子のために輝度の大きな炎となるが、ある条件下では、この炭素粒子が輝炎から放出されて黒煙となる。本フレアスタックでは、炭素粒子も燃焼できるように設計しており $\phi 3.6$ の孔の小バーナを多数使用して空気との混合比率を上げることで黒煙発生を防止する仕様とした。
- d) フレアスタックは種火であるパイロットバーナが常に着いていることで、被燃焼ガス(生成ガス)のメインバーナを着火するものであり、屋外仕様となるパイロットバーナは 100mm/h の降水量、50m/s の風速でも失火しない仕様とした。
- e) 安全対策として迅速な失火監視を目的とした紫外線式火炎検出器を設け、失火から 2 秒以内に検出し、5 秒間隔で自動再着火を 5 回行うこととした。もし、失火から 30 秒以内に再着火しない場合には、試験装置を緊急停止させるインターロックを設けた。
- f) 停電時においても BOG 等を燃焼できるように、LPG を燃料とした種火ガス供給装置の点火電源は、無停電電源から供給するようにした。
- g) グランドフレアスタック本体の内側には、耐火・耐熱を目的として断熱材を設置している。

(2) 異音発生の経緯及び調査

平成 14 年 1 月に行われた試運転試験において、定格流量での水蒸気改質運転を行ったところ、燃焼処理を行っていたフレアスタックから不快と感じられるうなりを伴う大きな異音が発生した。このとき、フレアスタックの運転状態は、生成ガス定格流量約 28g/s と LNG タンクからの BOG 流量約 2g/s を合わせた流量約 30g/s を流していた。

そこで異音が発生した状況を再現し、音圧並びに振動の測定を行った。

1) 音圧測定

異音は、生成ガス流量を 0g/s から 28g/s に徐々に上げていく試験中に起こったものであり、28g/s に達した直後から音の大きさがうなりを伴って大きくなつたことから、処理流量の条件に伴うものと考えられた。そこで、BOG 流量を増減させた場合の音圧測定を行い、周波数レベルを可聴域レベル(20Hz~8kHz)と低周波域レベル(1 Hz~50Hz)での A 特性音圧レベル(各周波数成分の和である OA 値)に分けた測定を下記の 3 ケースについて行った。

- ① 生成ガス定格流量：約 28g/s + BOG 流量：無し : 合計 28g/s
- ② 生成ガス定格流量：約 28g/s + BOG 流量：約 2 g/s : 合計 30g/s
- ③ 生成ガス定格流量：約 28g/s + BOG 流量：約 4 g/s : 合計 32g/s

音圧測定は、一般に JIS Z 8731 (騒音レベル測定法) に基づいて、JIS C 1502 (普通騒音計) に規定された騒音計を用いて行っている。騒音計の動特性は、騒音がほぼ一定の場合は、時定数の大きな緩 (Slow) を使い、比較的急激に大幅な変動が起こる場合には、時定数の小さな速 (Fast) を使って測定している。また、測定スケールは、人体に対しての騒音測定の場合には、聴感補正回路の A 特性を使用する。騒音レベルの決め方は、騒音計の指

示値が変動しない場合は、その指示値を騒音レベルとし、変動する場合には、変動毎の指示値の最大値を数回読み、平均値をもって騒音レベルとしている。また、対象物の騒音レベルを測定する場合には、暗騒音の影響を考慮する必要があり、差が 10 dB 程度ある場合には補正を行っている。

本測定では、測定方法は上記の JIS Z 8731（騒音レベル測定法）に基づいて行い、音圧計測器は、リオン社製 NL-02A 及びリオン社製 NA-17（ともに JIS C 1502 規格品）を使用した。また、今回発生した低周波騒音は、比較的に音圧がほぼ一定しており、屋外の暗騒音レベルも測定騒音レベルに比べて 10dB 以上低いものであったため、補正等は行わず簡略的な測定を行った。Fig. 4.7.7 に測定結果を示す。

測定の結果、フレアスタックより発生した異音は低周波帯域での音であり、1Hz～50Hz の周波数帯域で測定した場合に最大 104dB を示した。また、20Hz～8kHz の周波数帯域で測定した場合には音が小さかったことから、異音の周波数は 1 Hz～20Hz の範囲と考えられた。

そこで、(4.7.1)式及び(4.7.2)式でフレアスタックの気柱固有振動数を評価した。なお、評価は単純管路の 1 次モードモデルでの気柱固有振動数の計算式を使用した⁽⁵⁾。

$$a = \sqrt{\left(\frac{K}{\rho}\right) / \left(1 + \frac{K}{E} \times \frac{D}{s}\right)} \quad (4.7.1)$$

$$f = \frac{a}{4L} \quad (4.7.2)$$

ここで、a : 管内の圧力波の速度(m/s)、K : 流体の体積弾性係数(13360Pa)、
 ρ : 密度(0.35kg/m³)、E : 管壁材料の継弾性係数(2×10^{11} Pa)、D : 管の内径(0.94m)、
s : 管壁の厚さ(0.11m)、f : 固有振動数(Hz)、L : フレアスタック全長(5.9m)である。

計算の結果、フレアスタックの気柱固有振動数は約 8.3Hz であり、異音の周波数測定結果(1 Hz～20Hz の範囲)に一致していた。また、窒素のみを流した状態では異音が発生しなかったことから、異音はフレアスタック内の気柱振動と燃焼振動が共鳴して発生したものと考えられる。

2) 振動測定

異常騒音の発生に伴って、フレアスタック全体が振動していたことから、参考として、音圧測定と同様の BOG 流量を増減させた 3 ケースにおいてフレアスタック表面の数点で振動測定を行った。なお、振動測定には、リオン社製 VA-10 を使用した。Fig. 4.7.7 に振動測定の測定結果を示す。表面振動測定を行った結果、メンテナンスハッチ部が 0.3mm で大きく、それ以外は 0.1mm 以下であった。このことから、メンテナンスハッチ部が異音の発生源になっていると考えられる。

(3) 異音発生の対策と結果

異音の発生防止対策としては、フレアスタック内の気柱振動と燃焼振動が共振を防止することが重要である。このためには、気柱振動または燃焼振動のどちらかの周波数を変更する必要がある。前者を変更する場合にはフレアスタックの構造を変更する必要があるため、後者の周波数を

変更することとした。具体的には、空気取り込み口にダンパーを設けて吸込み空気量を変えることで、燃焼振動の周波数を変更できるようにした。また、今後の試験流量の変更や気象条件（温度等）により再び共鳴現象が発生する可能性があることから、ダンパーは可変仕様のものとした。

Fig. 4.7.8 に対策後の測定結果を、Fig. 4.7.9 にダンパーの形状図を示す。

この対策によりうなりを伴う異音が発生しないことを確認した。また、音圧測定の結果によると、対策前には 104dB の騒音が対策後には 93dB にまで減少した。

Table 4.7.1 Specifications of heater (1/2).

ヒータ施工機器明細、放熱量及びヒータ施工量

(*1) 流体がヒーターが範囲に流入するときの温度。

ヒータ系列 番号	系列名称	施工				保温材	配管	配管	手動バルブ	ヒータ型式				
		最高 液体 温度 (C)	最低 保持 温度 (C)	計画 温度 (C)	制御 温度 (C)									
		-10	5	60	無	屋外 ガラス+保溫筒	0.0321	8A ステンレス鋼 /GT	25	2.2 1.1	5.1 1	5.1 0.4	2	3BTVI-CT
		-10	5	60	無	屋外 ガラス+保溫筒	0.0321	20A ステンレス鋼 /GT	25	3.2 1.1	0.6 1	0.6 0.5	1	3BTVI-CT
HTR-01	8A~20A 防爆	合 计								5.7	5.7	7	3	3BTVI-CT

Table 4.7.1 Specifications of heater (2/2).

ヒータ回路仕様

ヒータ系列 番号	系列名称	ヒータ型式	ヒータ長	回路 基 数	電圧 施工 余裕 率 (V)	ヒータ出力 (消費電力算定基準) ヒータ裏面 温度 (°C)	ヒータ出力 (電源設備算定基準) 電源投入時ヒータ 裏面温度 (°C)	ELB : 電源遮断器			MC : 電磁接触器		
								ヒータ出力 (W/a)	ヒータ出力 (W/a)	ヒータ出力 (W/a)	ELB容量 0系統 (A)	ELB容量 0回路 (A)	MC容量 (AC3級) (W/c)
3BTY1-CT	2			1.2	100	5	1.6	0	9.6	-10	0.16A	30	0.5
HTR-01	8A~20A 防爆	3BTY1-CT	11	11	1	1.2	100	5	1.6	0	9.6	-10	0.16A
											130	140	2.4
												2.4	2.7
													2.7

Table 4.7.2 Test results on leak and clamping torque of Grayloc seal
after emergency shut-down.

	位置*1	発泡試験(N ₂ 加圧)*2		隙間*3 0.04mm	トルクの低下*4			初期トルク N·m *5	最終締付トルク N·m *6
		1.27MPa	2.00MPa		50%	60%	70%		
過熱器	A(3G20)	●	●	●	●●○○	●●●●	—	74.6	210.8
	B(3G20)	○	○	●	●●●●	—	—	74.6	210.8
	C(3G20)	○	○	●	●●●●	—	—	74.6	210.8
	D(2G16)	○	○	○	●●○○	●●○○	●●●●	74.6	119.6
	E(2G16)	○	○	○	●●○○	●●●●	—	74.6	119.6
	F(2G16)	○	○	○	●●●●	—	—	74.6	74.6
	G(2G16)	○	○	○	●●●○	●●●●	—	74.6	149.1
加熱器	H(2G20)	○	○	○	○○○○	●●●●	—	74.6	149.1
	J(2G20)	○	●	○	○○○○	●○○○	●●●●	74.6	149.1
	K(11/2G13)	○	○	○	●●●●	—	—	48.1	96.1
	L(11/2G13)	○	○	○	●●●●	—	—	48.1	96.1

* 1 : グレイロックの位置については Fig4.7.4 を参照。() 内はグレイロックの型式を表す。

* 2 : 石鹼水をかけ発泡が見られた場合を●、見られない場合を○と表記。

* 3 : シックネスゲージを差し込み、挿入できた場合を●、できない場合を○と表記。

* 4 : クランプボルト 4 本のうちトルクレンチで回る場合を●、回らない場合を○と表記。

* 5 : 初期据付時の締付トルク (隙間が「0」となるメークの参考値)

* 6 : 応力緩和を考慮した締付トルク。同型式のでも配管の据付状態でトルク値が異なる。

Table 4.7.3 Test results on leak and clamping torque of Grayloc seal
after high temperature leak test.

	位置*1	最終締付トルク	水没試験*3	水素漏洩	隙間(降温後)	降温後トルクの低下*5			水没試験 降温後
		N·m*2	昇温前	高温時／降温後	0.03mm*4	50%	75%	100%	
過熱器	A(3G20)	210.8	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●●●○	○
	B(3G20)	210.8	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●●●●	○
	C(3G20)	210.8	○	無／無	○	○○○○	●●●○	●●●●	○
	D(2G16)	119.6	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●●○○	○
	E(2G16)	119.6	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●○○○	○
	F(2G16)	74.6	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●●●○	○
加熱器	G(2G16)	149.1	○	無／無	○	○○○○	●○○○	●●●●	○
	H(2G20)	149.1	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●●●●	○
	J(2G20)	149.1	○	無／無	○	○○○○	●●●○	●●●●	○
	K(11/2G13)	96.1	○	無／無	○	○○○○	●●○○	●●●●	○
	L(11/2G13)	96.1	○	無／無	○	○○○○	○○○○	●●●●	○

* 1 : グレイロックの位置については Fig4.7.4 を参照。() 内はグレイロックの型式を表す。

* 2 : 同型式のでも配管の据付状態でトルク値が異なる。

* 3 : 最終締付トルクにてボルトを締付た後に実施。

* 4 : シックネスゲージを差し込み、挿入できた場合を●、できない場合を○と表記。

* 5 : クランプボルト 4 本のうちトルクレンチで回る場合を●、回らない場合を○と表記。

Table 4.7.4 Specifications of flare stack.

形 式	グランドフレア式
員 数	1 基
設計流量	0.031kg/s
燃焼流体	水素ガス、一酸化炭素ガス、二酸化炭素ガス、天然ガス、蒸気
設計圧力	0.187MPa
設計温度	150°C (燃焼筒外表面)
主要材質	SS400 SUS304
付属逆火装置	
水封ドラム	
形 式	縦型円筒容器 水封型
員 数	1 基
設計流量	0.031kg/s
ガス流体	水素ガス、一酸化炭素ガス、二酸化炭素ガス、天然ガス、蒸気等
設計圧力	0.187MPa
設計温度	60°C
主要材質	SUS304

燃焼設計条件

	単位	通常運転時	スタートアップ・シャットダウン	緊急放出時	LNGタンク予冷時
総質量流量	kg/s	0.0317	0.0177	0.0713	0.0160
内訳	H2	kg/s	0.0036	—	0.0036
	CO	kg/s	0.0061	—	0.0061
	CO2	kg/s	0.0132	—	0.0132
	H2O	kg/s	0.0024	0.0024	0.0420
	CH4	kg/s	0.0064	0.0003	0.0064
	N2	kg/s	—	0.0150	—
平均分子量		11.18	25.75	14.16	16.00
計算低位発熱量	MJ/m ³ N	12.89	0.98	7.26	36.10
使用温度	°C	−10~40	−10~40	400	−10~40
許容圧力損失(ドラム入口)	MPa	0.05	0.05	0.05	0.05

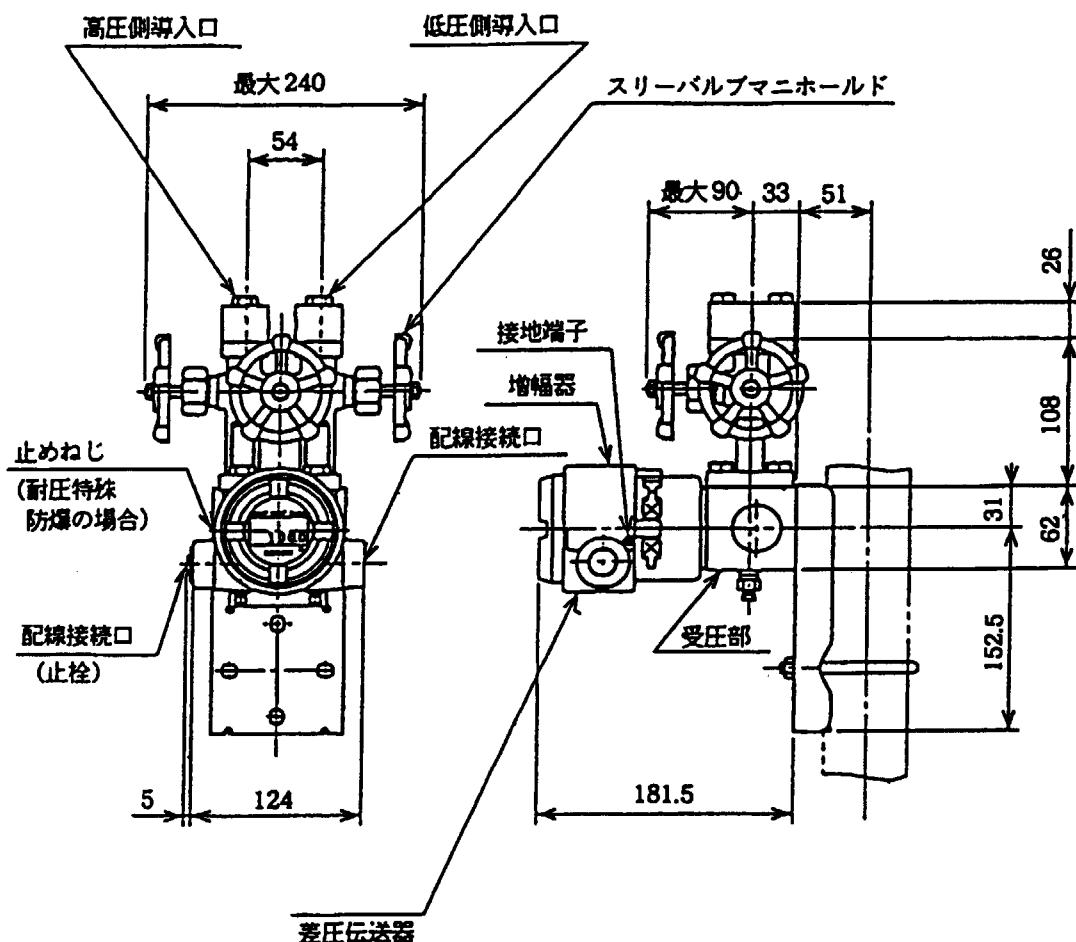
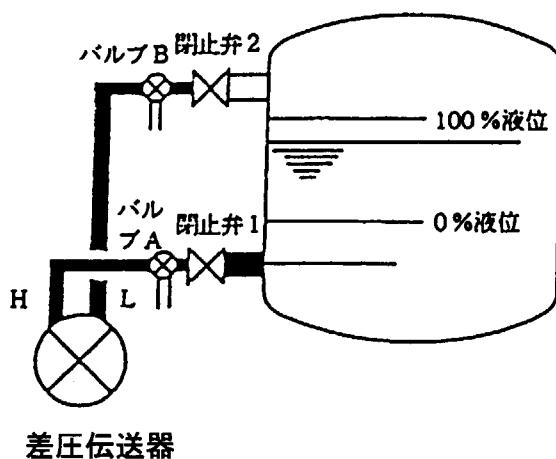


Fig. 4.7.1 Schematic view of water level gauge.

液位低低警報は、液位低低から生成ガス入りノズルの水封限界ライン(液位計測可能な最下限ライン)まで、緊急時高温ガスが約30分流れた場合の蒸発量約30㍑を保持する液位(液高差：100mm)とする。

液位高高は、液位低低と対照となる設定値とするが、自動給水弁の自動開止が失敗して給水が続いた場合に、液位高高警報より水封ドラム内の水が溢れるまでに約30分の余裕を持つものである。

(a) 条件

伝送器誤差：±0.2%F.S

リフトI/O 誤差：±0.6%F.S
液位 F.S. : 500mm
水封ドラム給水流量：約0.05m³/h

(b) 警報及び緊急停止のインターロック設定誤差の算出

制御誤差=(0.2²+0.6²)^{1/2}=±0.64%F.S

液位誤差=500mm×0.064=3.2mm

(c) 警報及び緊急停止のインターロック設定値の選定結果

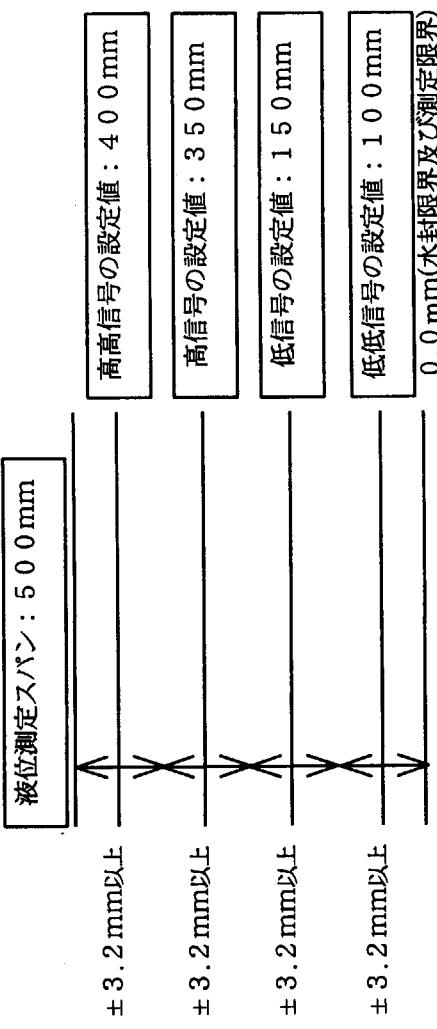


Fig.4.7.2 Control value of water level gauge.

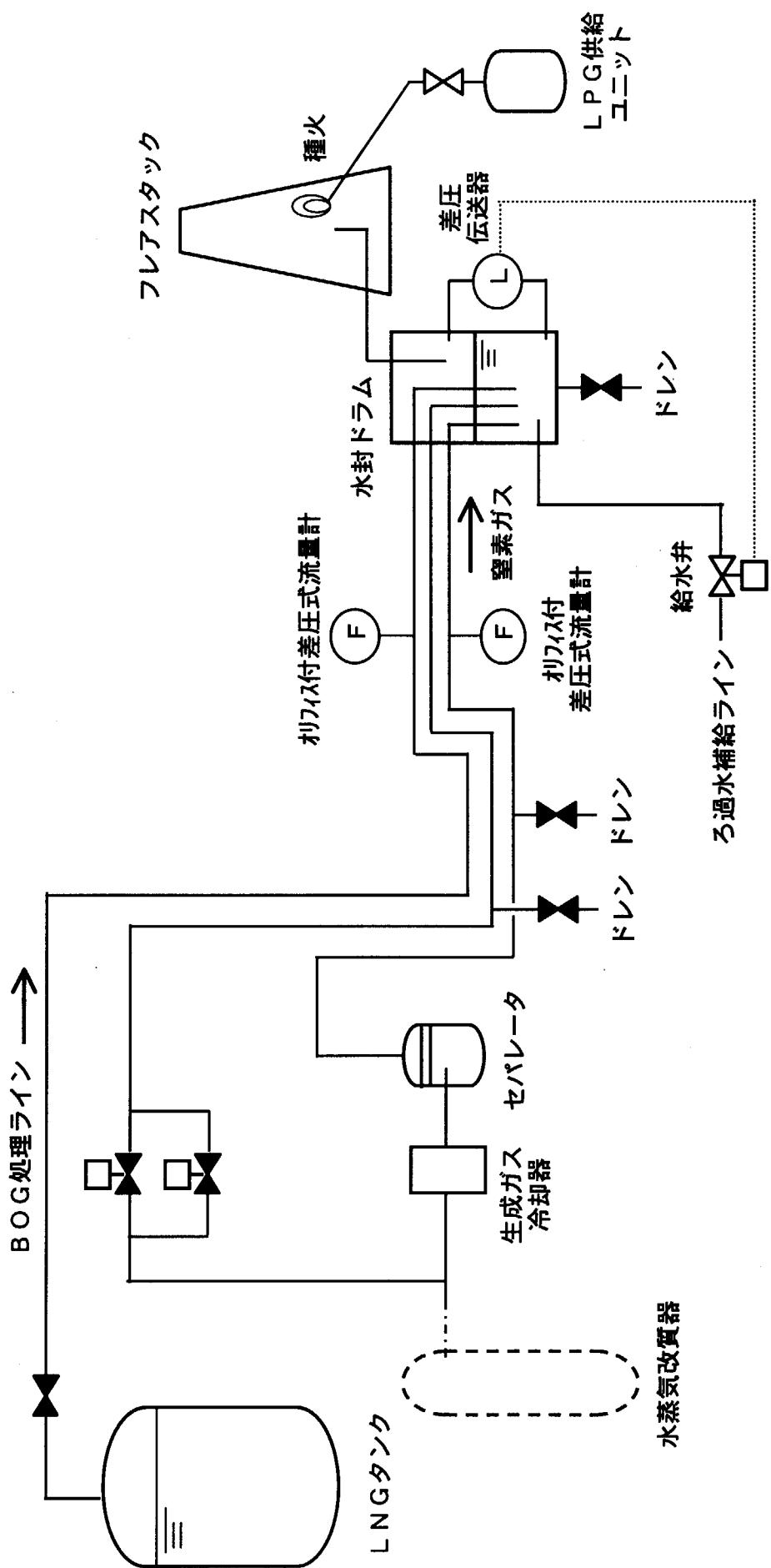


Fig.4.7.3 Schematic flow diagram around water seal drum.

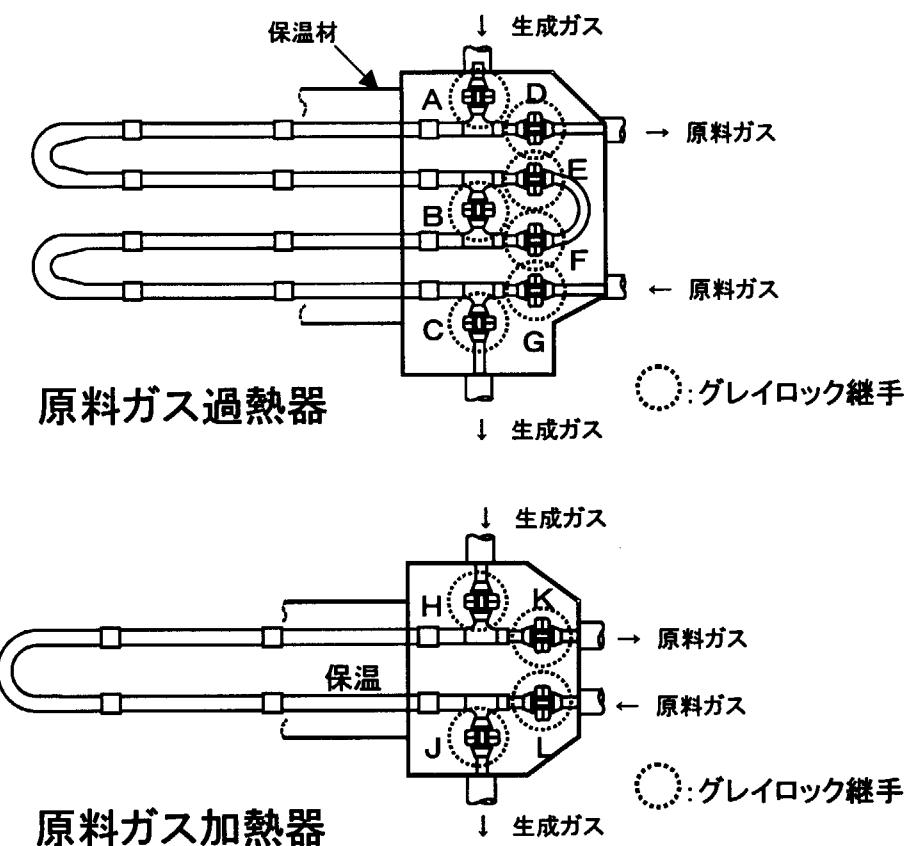


Fig. 4.7.4 Schematic view of raw gas heater and super heater.

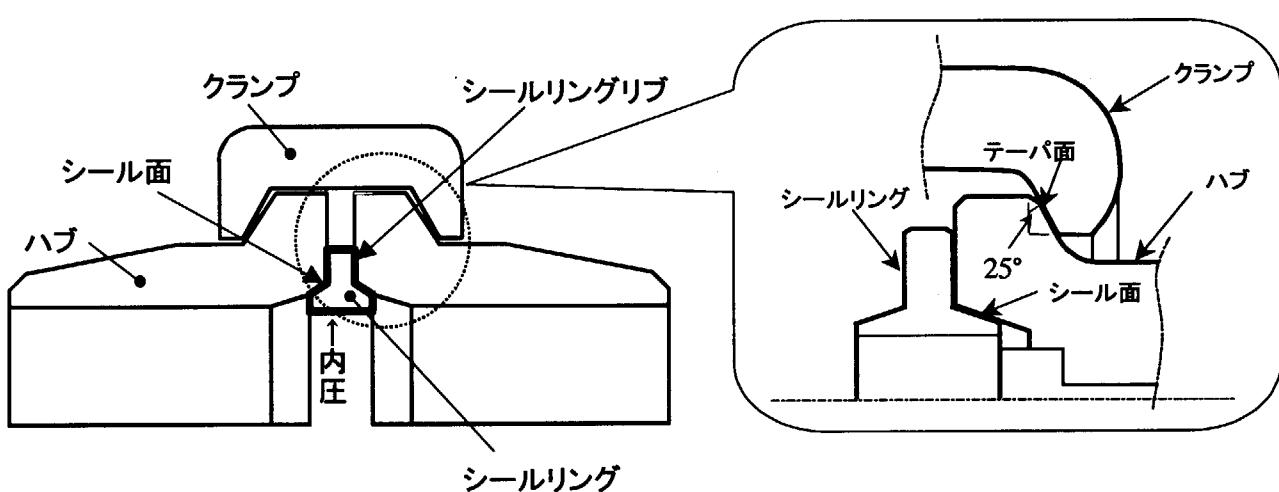


Fig. 4.7.5 Schematic view of Grayloc seal.

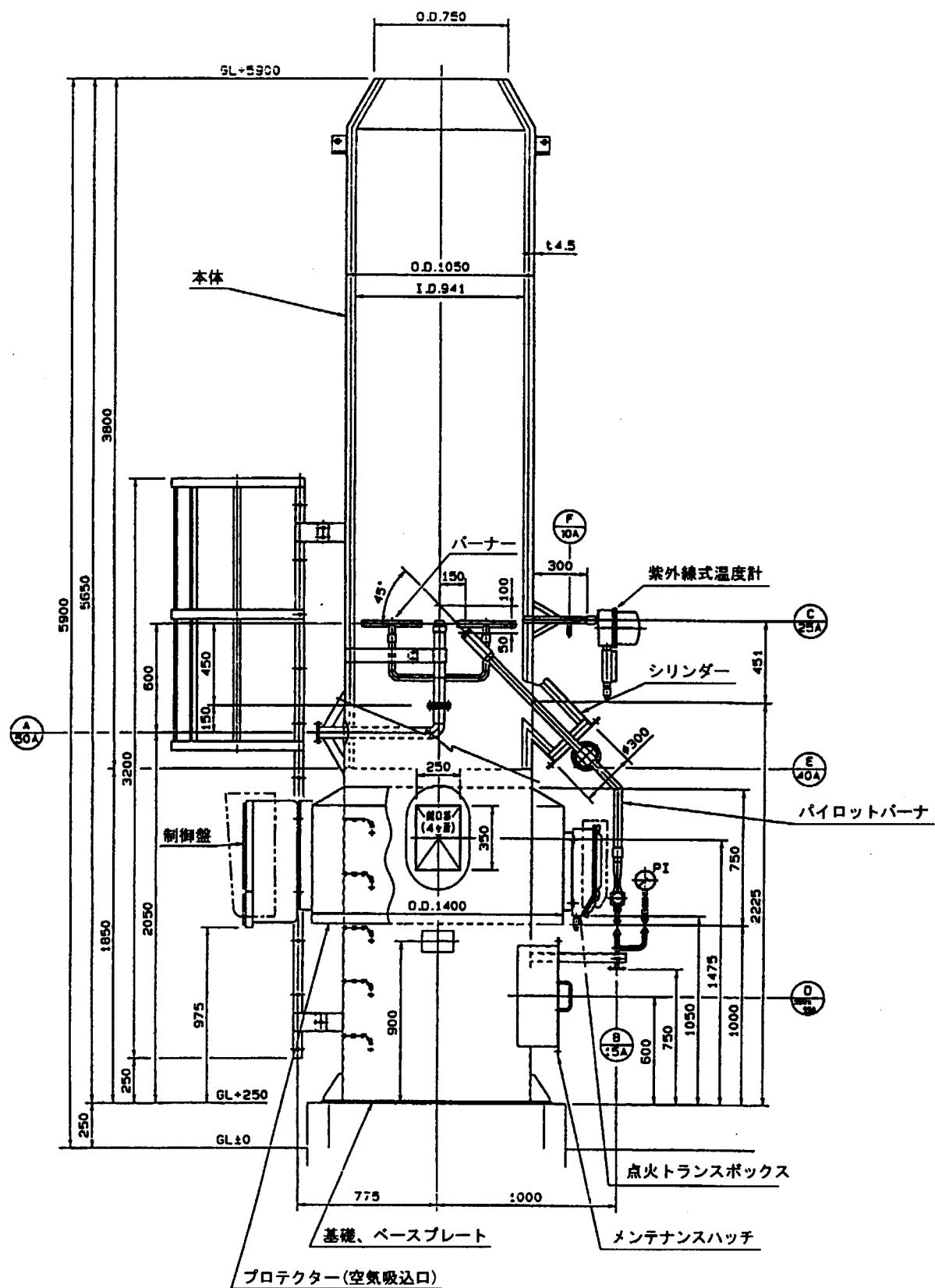


Fig. 4.7.6 Schematic view of flare stack.

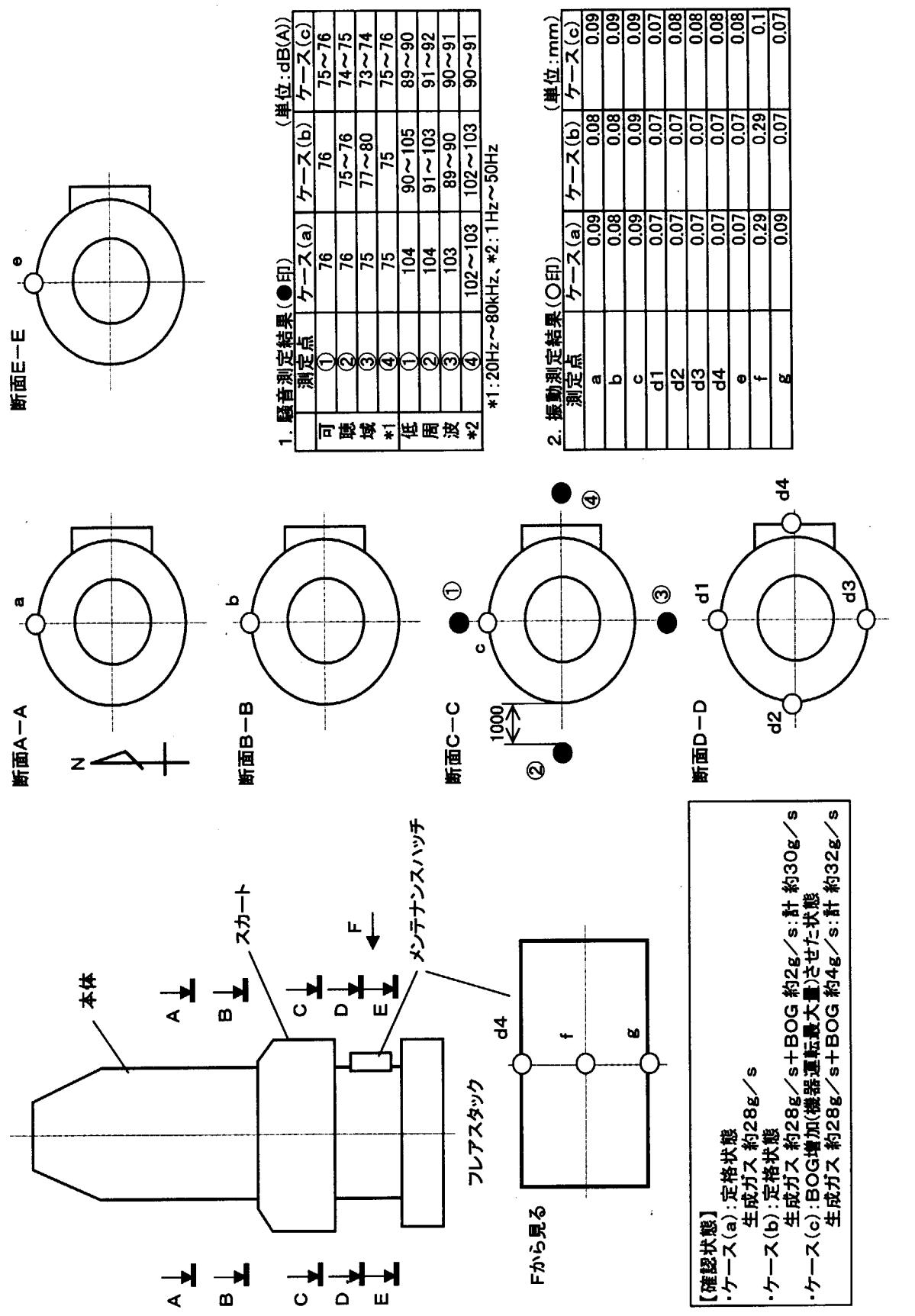


Figure 4.7.7 Measurement results of sound power level.

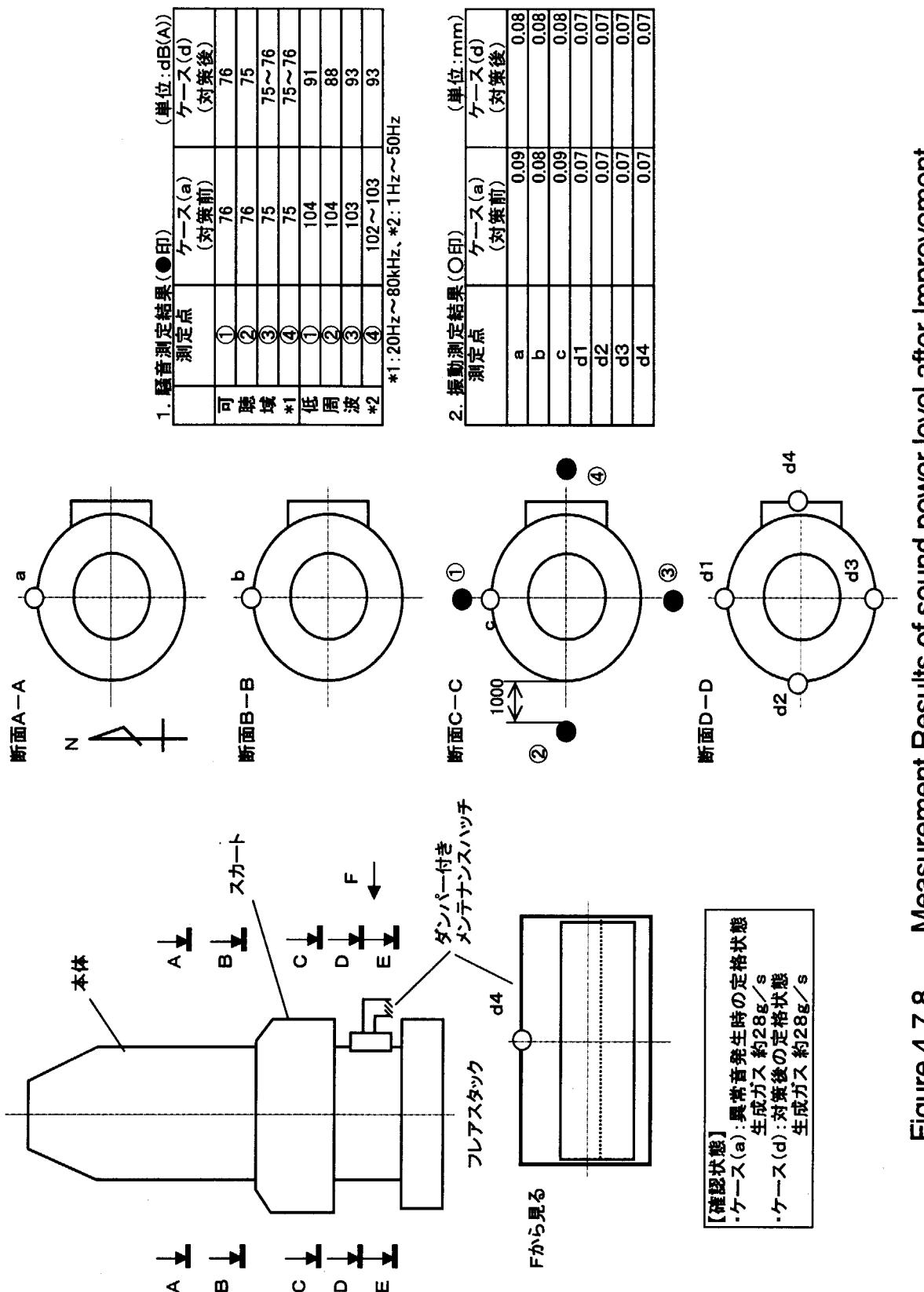
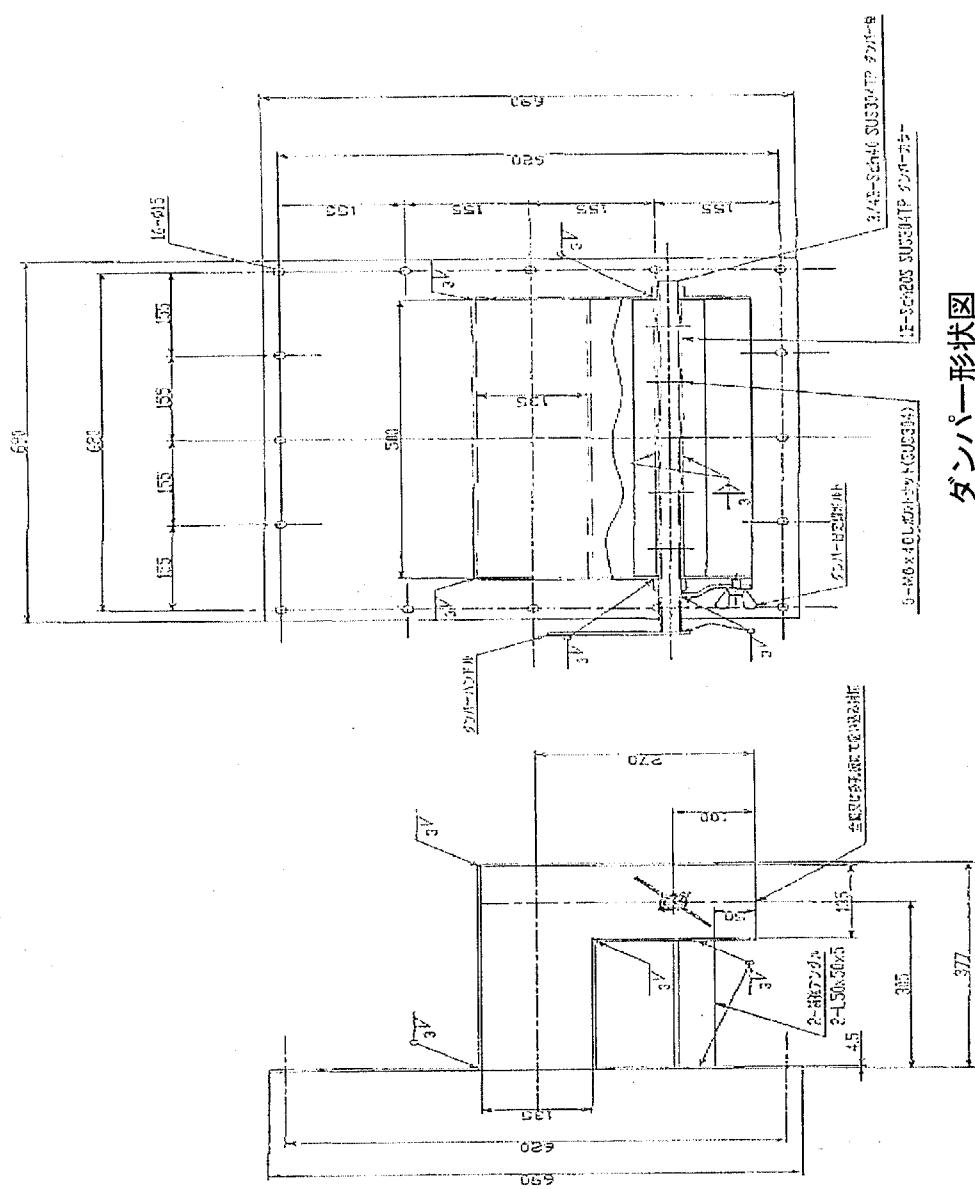


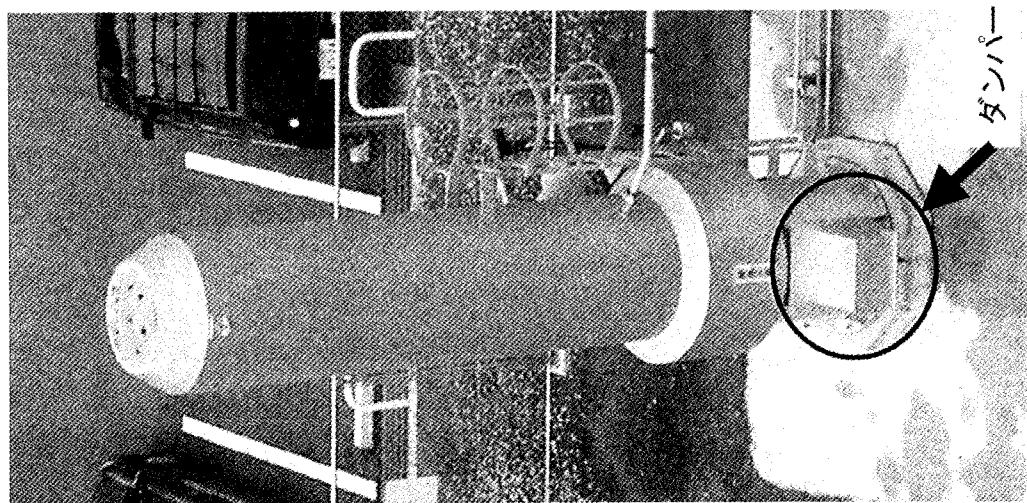
Figure 4.7.8 Measurement Results of sound power level after Improvement.



ダンパー形状図

Fig. 4.7.9 Schematic view of damper.

フレアスタック(ダンパー設置後)



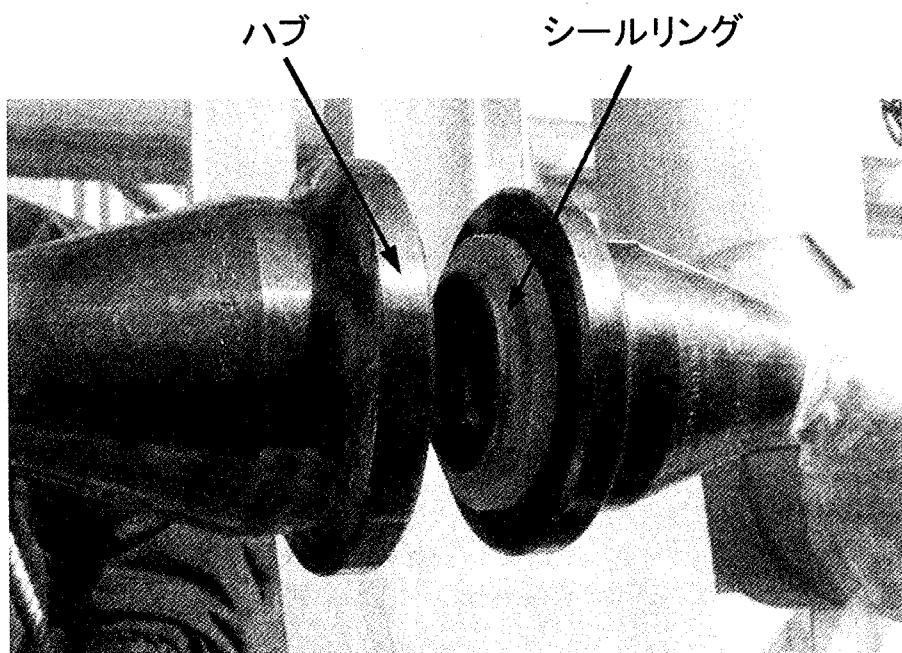


Photo. 4.7.1 Hub and seal ring of Grayloc seal.

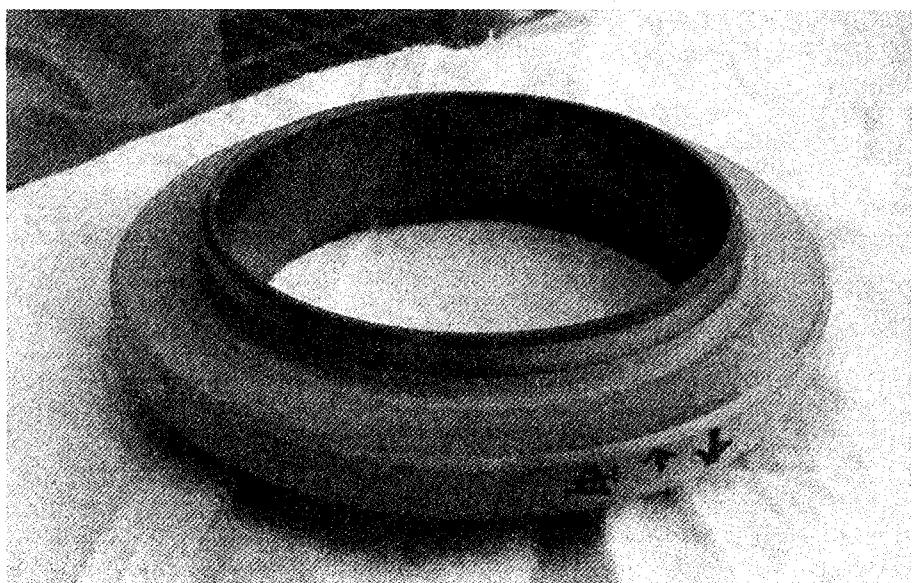


Photo. 4.7.2 Used seal ring.

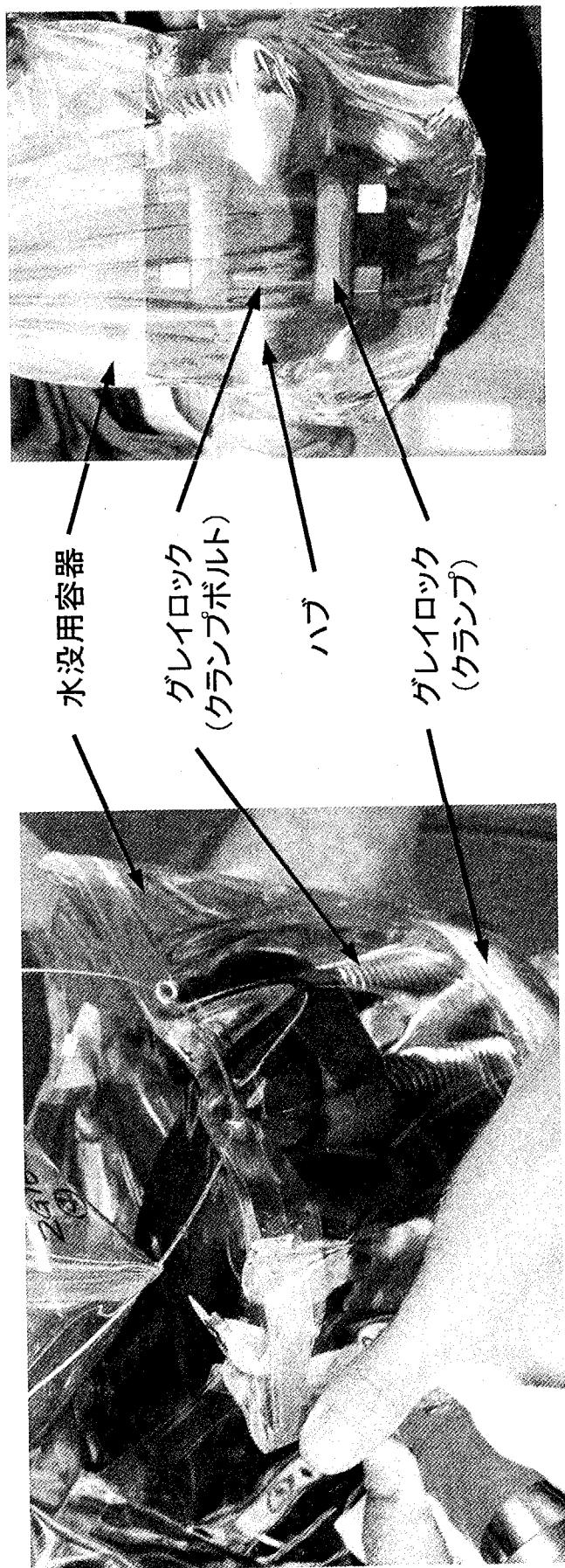
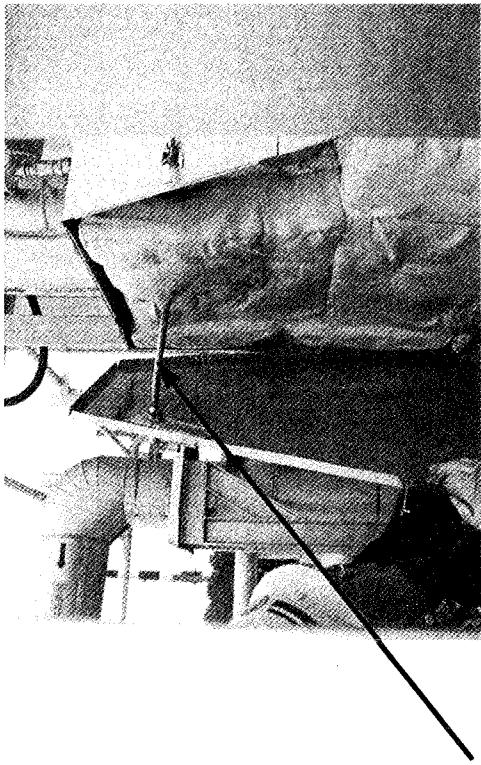
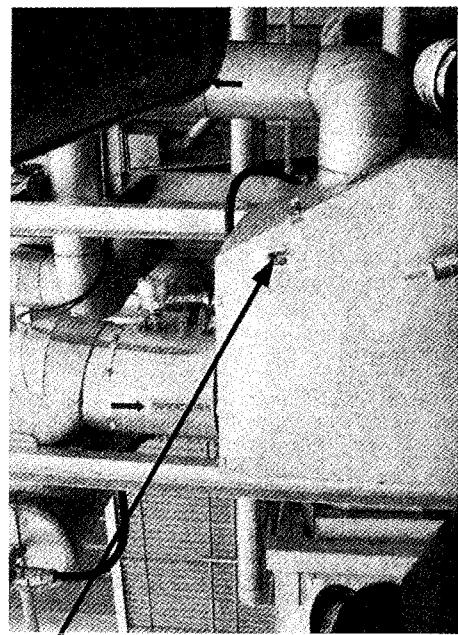


Photo. 4.7.3 Leak test in water cage.



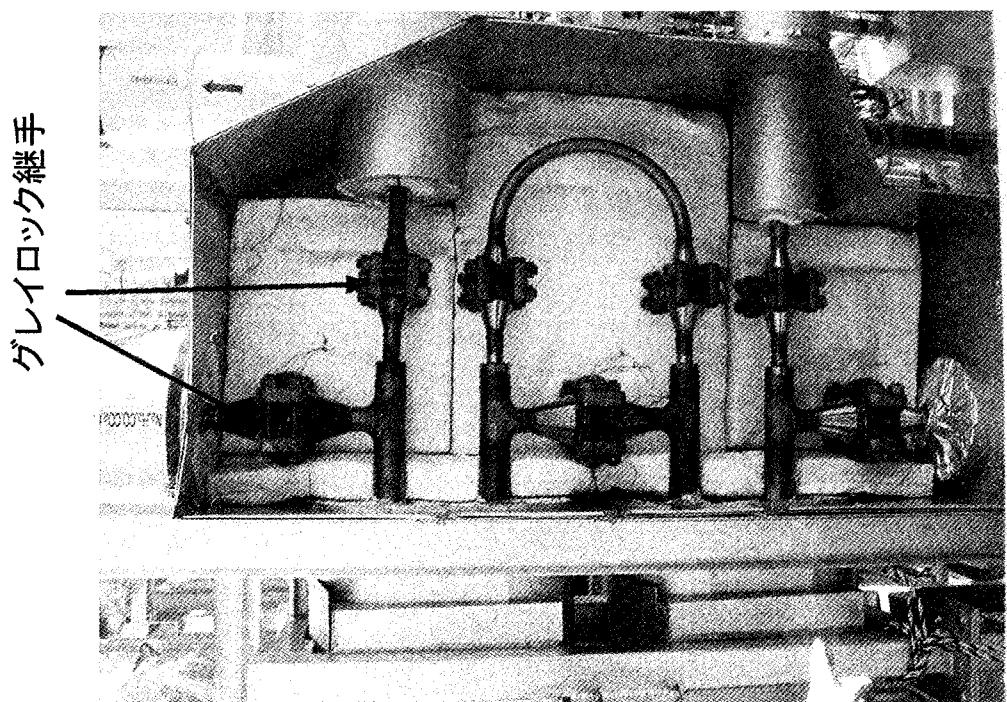
a) Inside view



b) Outside view

Photo. 4.7.4 Grayloc seal of raw gas super heater.

Photo. 4.7.5 Location of leak inspection pipe.



5. 結 言

HTTR 水素製造システムの実規模単一反応管試験装置の建設を完了し、機能試験を行った結果、以下に述べる性能を有することを確認できた。

- 1) ヘリウムガス供給設備、水蒸気供給設備、原料ガス供給設備、後処理設備、不活性ガス供給設備について、試験を行う上で必要な流量、温度、圧力、差圧等を所定の精度内で制御できることを確認した。
- 2) 水素製造については、高温ヘリウムガスを熱源として目標通りの製造能力 $120\text{m}^3\text{N/h}$ を達成することができた。
- 3) 蒸気発生器とその上部に設置した放熱器の間で、蒸気／凝縮水の自然循環を計画通りに行えることを確認した。

また、機能試験において発生した水封ドラムの液位計異常、原料ガス過熱器からの可燃性ガスの漏えい並びにフレアスタックからの異音発生の不具合事項については、各々適切な対策を施し、運転を支障無く行えるようにした。

今後、水素製造システムの運転制御特性、水蒸気改質器における反応特性、放熱器と蒸気発生器を用いた冷却特性等のデータを取得し、その成果を HTTR 水素製造システムの安全審査、建設等へ反映していく計画である。

謝 辞

機能試験の実施に当たり、(株)日立製作所佐藤深一郎、原子力エンジニアリング(株)塙博美、米川日出男、照沼孝志、滑川勝徳、柴田一之の各氏に多大のご協力をいただいた。また、本報告書の作成に当たっては、日本原子力研究所大強度陽子加速器施設開発センター中性子施設開発グループ日野竜太郎サブリーダーに貴重なご助言を頂いた。ここに深く謝意を表する。

参考文献

- (1) Hada, K., Nishihara, T., Shibata, T., Shiozawa, S., "Design of a Steam Reforming System to be Connected to the HTTR", JAERI-CONF, 96-010, 229 (1996).
- (2) 稲垣, 武田, 西原, 羽田, 林, "HTTR 水素製造システムの炉外実証試験計画," 原子力誌, 41, 250 (1999).
- (3) Inagaki, Y., Nishihara, T., Takeda, T., Hada, K., Hayashi, K., "Out-of-Pile Demonstration Test of Hydrogen Production System Coupling with HTTR", Proc. 7th Int. Conf. on Nucl. Eng., ICONE-7101 (1999).
- (4) 稲垣, 大内, 藤崎, 加藤, 宇野, 林, 会田, "HTTR 水素製造システムの炉外技術開発試験水蒸気改質器の構造と製作上の技術課題", JAERI-Tech 99-047 (1999).
- (5) 日本機械学会, 機械工学便覧, (1987).

付 錄

A. 1 蒸気発生器の伝熱性能評価

蒸気発生器の設計においてはメーカー独自の設計コードを使用しており、ヘリウムガス、水の伝熱特性等の詳細な設計仕様が不明であった。そこで既存の式を用いて蒸気発生器の伝熱性能について評価してみた。

ヘリウム側の伝熱特性は、円管内流れであるため次式の Kays の式⁽¹⁾で評価した。

$$Nu_H = 0.022 Re_H^{0.8} Pr_H^{0.5} \quad (0.5 < Pr \leq 1.0) \quad (A.1.1)$$

$$Re_H = \frac{G_H d_i}{S \eta_H} \quad (A.1.2)$$

$$h_H = \frac{Nu_H \lambda_H}{d_i} \quad (A.1.3)$$

ここで、 Re : レイノルズ数 (7125)、 Pr : プラントル数 (0.67)、 G : 流量 (0.091 kg/s)、 S : 流路断面積 (0.0064 m²)、 η : 粘性係数 (3.46×10^{-5} Pa s)、 d_i : 伝熱管内径 (0.0174 m)、 Nu : ヌッセルト数 (21.8)、 λ : 熱伝導率 (0.2697 W/m K) である。添字 H はヘリウムガスを表す。計算の結果、ヘリウムガスの熱伝達率 h_H は 337 W/m² K となった。

次に水側の熱伝達率を求めた。まず設計条件から蒸気発生器におけるヘリウムガスとの交換熱量 Q を次式から求めた。

$$Q = C_p H G_H \Delta T_H - Q_{loss} \quad (A.1.4)$$

また、交換熱量は次式でも表される。

$$Q = K S \Delta T_m \quad (A.1.5)$$

$$\Delta T_m = \frac{(T_{Hin} - T_w) - (T_{Hout} - T_w)}{\ln\left(\frac{T_{Hin} - T_w}{T_{Hout} - T_w}\right)} \quad (A.1.6)$$

ここで、 C_p : 定圧比熱 (5.19 kJ/kg K)、 T_{in} : 蒸気発生器入口温度 (535.6°C)、 T_{out} : 蒸気発生器出口温度 (263.2 °C)、 T_w : 飽和温度 (259.4°C)、 ΔT_m : 対数平均温度差 (63.6°C)、 Q_{loss} : 蒸気発生器からの熱損失 (13.6 kW : 設計値) である。添字 W は水を表す。計算の結果、熱通過率 K を求めると 285 W/m² K となった。

これまでに求めた h_H 及び K 、並びに次式により水の熱伝達率 h_W は 3042 W/m² K であった。

$$\frac{1}{K} = \frac{d_o}{d_i h_W} + \frac{R_f d_o}{d_i} + R_{f_0} + \frac{1}{h_H} \quad (A.1.7)$$

ここで、 d_o : 伝熱管外径 (0.0254 m)、 R_f : 伝熱管内汚れ係数 (0 m² K/W)、 R_{f_0} : 伝熱管外汚れ係数 (6.83×10^{-5} m² K/W) である。

ヘリウムガスは円管内の流れであるため、その熱伝達率は Kays の式に比べて誤差は非常に小さいと考えられる。そこで、管外流れである水の沸騰伝熱について沸騰形体を水平円管外の膜沸騰と考え、次式で表される西川・伊藤⁽²⁾の式を用いて比較検討を行った。

$$Nu_{\infty} = C \left(\frac{Gr^*}{Sp^*} \right)^{1/4} \quad (A.1.8)$$

$$Gr^* = \frac{g \rho_v (\rho_l - \rho_v) d^3}{\eta_v^2} \quad (A.1.9)$$

$$Sp^* = \frac{C_{pv} \Delta T_{sat}}{\Delta h_v' P_{rv}} \quad (A.1.10)$$

$$\frac{\Delta h_v'}{\Delta h_v} = 1 + \frac{Sp}{2} \quad (A.1.11)$$

$$Sp = \frac{C_{pv} \Delta T_{sat}}{\Delta h_v} \quad (A.1.12)$$

$$h_w = \frac{Nu_{\infty} \lambda_v}{d} \quad (A.1.13)$$

ここで、 Nu_{∞} ：対流に対するヌッセルト数（1364.9）、 C ：Bromly の係数⁽³⁾（0.62）、 Gr^* ：修正グラスホフ数（ 8.383×10^9 ）、 Sp^* ：修正無次元過熱度（ 3.569×10^{-4} ）、 Sp ：無次元過熱度（ 4.743×10^{-4} ）、 g ：重力加速度（ 9.81 m/s^2 ）、 ρ_v ：気体密度（ 21.7 kg/m^3 ）、 ρ_l ：液体密度（ 789.5 kg/m^3 ）、 d ：代表寸法（0.0254 m）、 η_v ：粘性係数（ $1.786 \times 10^{-5} \text{ Pa s}$ ）、 C_{pv} ：定圧比熱（3.978 kJ/kg K）、 ΔT_{sat} ：伝熱面過熱度（0.2 K）、 $\Delta h_v'$ ：対流効果を考慮した蒸発熱（ $1.678 \times 10^6 \text{ J/kg}$ ）、 Δh_v ：蒸発熱（ $1.677 \times 10^6 \text{ J/kg}$ ）、 P_{rv} ：プラントル数（1.329）、 λ_v ：熱伝導率（0.05345 W/m K）である。計算の結果、上式から沸騰熱伝達率は 2872 W/m² K となり、実測値から評価した値と約 5 % の誤差であり、ほぼこの式で評価できることを確認した。

A. 2 水素製造量の計算手順

水素製造量の計算手順を以下に示す。

(1) 仮定事項

- ①生成ガス中の H₂、CO、CO₂、CH₄、H₂O 以外の成分は、全て窒素とする。
- ②生成ガス中の H₂O には、全てのガスが溶解しないとする。

(2) 計算に用いるデータ

- ①生成ガス流量計 (FI8C) での流量指示値： G [g/s]
- ②生成ガス圧力計 (PI7C) での圧力指示値+大気圧： P_G [MPa]
- ③生成ガス温度計 (TI6C) での温度指示値： T_G [°C]
- ④ガスクロマトグラフでの分析による計量管内サンプリングガス体積割合

H₂ : XV_{H2} [vol%]

CO : XV_{CO} [vol%]

CO₂ : XV_{CO2} [vol%]

CH₄ : XV_{CH4} [vol%]

N₂ : XV_{N2} [vol%]

(3) 計算手順

①ガスクロマトグラフでの分析による時間遅れを考慮し、分析開始時刻と同時刻での T_G より、以下に示すアントワンの式を用いて生成ガス中の水蒸気分圧 P_{H2O} [MPa]を算出する。

$$\log_{10}(P_{H2O} \times 1000) = 7.07406 - 1657.46/(227.02 + T_G) \quad (A.2.1)$$

②ガスクロマトグラフにおける分析結果より、生成ガス中の各成分濃度を算出する。

$$H_2 : x_{H2} = (1 - P_{H2O} / P_G) \cdot X_{VH2} / (X_{VCH4} + X_{VCO} + X_{VCO2} + X_{VH2} + X_{VN2}) \quad (A.2.2)$$

$$CO : x_{CO} = (1 - P_{H2O} / P_G) \cdot X_{VCO} / (X_{VCH4} + X_{VCO} + X_{VCO2} + X_{VH2} + X_{VN2}) \quad (A.2.3)$$

$$CO_2 : x_{CO2} = (1 - P_{H2O} / P_G) \cdot X_{VCO2} / (X_{VCH4} + X_{VCO} + X_{VCO2} + X_{VH2} + X_{VN2}) \quad (A.2.4)$$

$$CH_4 : x_{CH4} = (1 - P_{H2O} / P_G) \cdot X_{VCH4} / (X_{VCH4} + X_{VCO} + X_{VCO2} + X_{VH2} + X_{VN2}) \quad (A.2.5)$$

$$H_2O : x_{H2O} = P_{H2O} / P_G \quad (A.2.6)$$

$$N_2 : x_{N2} = (1 - P_{H2O} / P_G) \cdot X_{VN2} / (X_{VCH4} + X_{VCO} + X_{VCO2} + X_{VH2} + X_{VN2}) \quad (A.2.7)$$

③各成分の標準状態における密度 ρ_0 [kg/m³]を用いて、標準状態での生成ガス密度 $\rho_{0,mix}$ [kg/m³]を算出する。

$$\rho_{0,mix} = (\rho_{0,H2} x_{H2} + \rho_{0,CO} x_{CO} + \rho_{0,CO2} x_{CO2} + \rho_{0,CH4} x_{CH4} + \rho_{0,H2O} x_{H2O} + \rho_{0,N2} x_{N2}) / 100 \quad (A.2.8)$$

ここで、各成分の ρ_0 は H_2 : 0.0899、 CO : 1.250、 CO_2 : 1.977、 CH_4 : 0.717、 H_2O : 0.804、 N_2 : 1.250 である。

④ガスクロマトグラフにおける分析開始時刻と同時刻での G より、オリフィスにおける ΔP [kPa]を算出し、これを用いて標準状態での生成ガス体積流量 $G_{0,mix}$ [Nm³/h]を算出する。

$$\Delta P = 5.88 \times (G/35)^2 \quad (A.2.9)$$

$$G_{0,mix} = C \cdot \frac{C1}{\sqrt{1 - \beta^4}} \cdot \varepsilon \cdot D2^2 \cdot E2 \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_{0,mix}}} \cdot \frac{P_G}{P_0} \cdot \frac{(T_0 + 273.15)}{(T_G + 273.15)} \quad (A.2.10)$$

ここで、 C : 定数 (0.12645)、 $C1$: 流出係数 (0.60981)、 β : 絞り比 (0.52914)、 ε : 気体の膨張補正係数 (0.99308)、 $D2$: 絞り穴の内径 (= 28.30907mm)、 $E2$: 材質の熱膨張補正係数 (1.0004)、 P_0 : 標準圧力 (0.1013MPa)、 T_0 : 標準温度 (0°C) である。

⑤標準状態での生成ガス体積流量及び生成ガス中の水素濃度より、標準状態での水素の体積流量 $G_{0,H2}$ [Nm³/h]を算出する。

$$G_{0,H2} = G_{0,mix} \cdot x_{H2} / 100 \quad (A.2.11)$$

(4) 水素製造量の測定誤差

水素製造量の測定誤差としては、以下のものが挙げられる。

- 1) 生成ガス流量計 (FI8C) での差圧誤差

- ①オリフィス計器誤差：±2.0%FS
- ②差圧伝送器計器誤差：±0.2%FS
- ③システム入力誤差：±0.7%FS
- ④ルータ計器誤差：±0.01%FS
- ⑤システム出力誤差：±0.3%FS

$$\text{誤差 } (① \sim ③) = \pm \sqrt{(2.0^2 + 0.2^2 + 0.7^2)} = \pm 2.13\% \text{FS} \quad (\text{A.2.12})$$

定格 23g/s 時の差圧 3.245kPa は、測定レンジの 55.2% であるので、

$$\text{誤差 } (① \sim ④) = \pm \sqrt{\left[\frac{2.13}{(2 \times 0.552)} \right]^2 + 0.01^2} = \pm 1.93\% \text{FS} \quad (\text{A.2.13})$$

$$\text{誤差 } (① \sim ⑤) = \pm \sqrt{(1.93^2 + 0.3^2)} = \pm 1.95\% \text{FS} \quad (\text{A.2.14})$$

測定レンジ：0～5.88kPa なので、

$$\text{誤差} = 5.88 \text{kPa} \times (\pm 1.95\%) = \pm 0.115 \text{kPa} \quad (\text{A.2.15})$$

上式で示されるものが、(A.2.10) 式中の ΔP の測定誤差となる。

2) 生成ガス圧力計 (PI7C) での圧力表示誤差

- ①圧力伝送器計器誤差：±0.2%FS
- ②システム入力誤差：±0.7%FS
- ③システム出力誤差：±0.3%FS

$$\text{誤差} = \pm \sqrt{(0.2^2 + 0.7^2 + 0.3^2)} = \pm 0.79\% \text{FS} \quad (\text{A.2.16})$$

測定レンジ：0～1.0MPa なので、

$$\text{誤差} = 1.0 \text{MPa} \times (\pm 0.79\%) = \pm 0.0079 \text{MPa} \quad (\text{A.2.17})$$

上式で示されるものが、(A.2.10) 式中の P_G 及び $\rho_{0, \text{mix}}$ 、並びに (A.2.11) 式中の x_{H_2} の測定誤差となる。

3) 生成ガス温度計 (TI6C) での温度表示誤差

- ①熱電対計器誤差：±0.4%FS
- ②システム入力誤差：±0.7%FS
- ③システム出力誤差：±0.3%FS

$$\text{誤差} = \pm \sqrt{(0.4^2 + 0.7^2 + 0.3^2)} = \pm 0.86\% \text{FS} \quad (\text{A.2.18})$$

測定レンジ：0～100°C なので、

$$\text{誤差} = 100^\circ\text{C} \times (\pm 0.86\%) = \pm 0.86^\circ\text{C} \quad (\text{A.2.19})$$

上式で示されるものが、(A.2.10) 式中の P_G 及び $\rho_{0, \text{mix}}$ 、並びに (A.2.11) 式中の x_{H_2} の測定誤差となる。

4) ガスクロ濃度表示誤差

濃度表示値が

- ①1vol%未満の場合：誤差 = ±0.03vol%

②1~5vol%の場合：誤差=±0.05vol%

③5~25vol %の場合：誤差=±0.15vol%

④25vol%以上の場合：誤差=±0.30vol%

上式で示されるものが、(A.2.10) 式中の $\rho_{0,\text{mix}}$ 、及び (A.2.11) 式中の x_{H_2} の測定誤差となる。

以上の各誤差を用いて、(A.2.10) 式及び (A.2.11) 式により水素製造量を算出し、誤差を考慮しない水素製造量との差を測定誤差とした。

参考文献

- (1) Kays,W.M. and Crawford,M.E., Convective Heat Mass Transfer (2nd ed.)(1980),243,
McGraw-Hill.
- (2) 西川兼康,ほか3名,日本機会学会論文集,38・308 (1972),858.
- (3) Bromly, L.A., Chem. Eng. Prog.,46・5 (1950),221.

This is a blank page.

国際単位系(SI)と換算表

表1 SI基本単位および補助単位

量	名称	記号
長さ	メートル	m
質量	キログラム	kg
時間	秒	s
電流	アンペア	A
熱力学温度	ケルビン	K
物質量	モル	mol
光度	カンデラ	cd
平面角	ラジアン	rad
立体角	ステラジアン	sr

表3 固有の名称をもつSI組立単位

量	名称	記号	他のSI単位による表現
周波数	ヘルツ	Hz	s^{-1}
力	ニュートン	N	$m \cdot kg/s^2$
圧力、応力	パスカル	Pa	N/m^2
エネルギー、仕事、熱量	ジュール	J	$N \cdot m$
功率、放射束	ワット	W	J/s
電気量、電荷	クーロン	C	$A \cdot s$
電位、電圧、起電力	ボルト	V	W/A
静電容量	ファラード	F	C/V
電気抵抗	オーム	Ω	V/A
コンダクタンス	ジーメンス	S	A/V
磁束密度	ウェーバ	Wb	$V \cdot s$
磁束密度	テスラ	T	Wb/m^2
インダクタンス	ヘンリー	H	Wb/A
セルシウス温度	セルシウス度	°C	
光束度	ルーメン	lm	$cd \cdot sr$
照度	ルクス	lx	lm/m^2
放射能	ベクレル	Bq	s^{-1}
吸収線量	グレイ	Gy	J/kg
線量当量	シーベルト	Sv	J/kg

表2 SIと併用される単位

名称	記号
分、時、日	min, h, d
度、分、秒	°, ', "
リットル	L, L
トントン	t
電子ボルト	eV
原子質量単位	u

$$1 \text{ eV} = 1.60218 \times 10^{-19} \text{ J}$$

$$1 \text{ u} = 1.66054 \times 10^{-27} \text{ kg}$$

表5 SI接頭語

倍数	接頭語	記号
10^{18}	エクサ	E
10^{15}	ペタ	P
10^{12}	テラ	T
10^9	ギガ	G
10^6	メガ	M
10^3	キロ	k
10^2	ヘクト	h
10^1	デカ	da
10^{-1}	デシ	d
10^{-2}	センチ	c
10^{-3}	ミリ	m
10^{-6}	マイクロ	μ
10^{-9}	ナノ	n
10^{-12}	ピコ	p
10^{-15}	フェムト	f
10^{-18}	アト	a

(注)

- 表1～5は「国際単位系」第5版、国際度量衡局1985年刊行による。ただし、1eVおよび1uの値はCODATAの1986年推奨値によった。
- 表4には海里、ノット、アール、ヘクタールも含まれているが日常の単位なのでここでは省略した。
- barは、JISでは流体の圧力を表わす場合に限り表2のカテゴリーに分類されている。
- EC閣僚理事会指令ではbar、barnおよび「血圧の単位」mmHgを表2のカテゴリーに入れている。

換算表

力	N($=10^5$ dyn)	kgf	lbf
1	0.101972	0.224809	
9.80665	1	2.20462	
4.44822	0.453592	1	

$$\text{粘度 } 1 \text{ Pa}\cdot\text{s}(\text{N}\cdot\text{s}/\text{m}^2) = 10 \text{ P(ポアズ)}(\text{g}/(\text{cm}\cdot\text{s}))$$

$$\text{動粘度 } 1 \text{ m}^2/\text{s} = 10^4 \text{ St(ストークス)}(\text{cm}^2/\text{s})$$

圧力	MPa($=10$ bar)	kgf/cm ²	atm	mmHg(Torr)	lbf/in ² (psi)
	1	10.1972	9.86923	7.50062×10^3	145.038
力	0.0980665	1	0.967841	735.559	14.2233
	0.101325	1.03323	1	760	14.6959
	1.33322×10^{-4}	1.35951×10^{-3}	1.31579×10^{-3}	1	1.93368×10^{-2}
	6.89476×10^{-3}	7.03070×10^{-2}	6.80460×10^{-2}	51.7149	1

エネルギー・仕事・熱量	J($=10^7$ erg)	kgf·m	kW·h	cal(計量法)	Btu	ft · lbf	eV	1 cal = 4.18605 J(計量法)
	1	0.101972	2.77778×10^{-7}	0.238889	9.47813×10^{-4}	0.737562	6.24150×10^{18}	= 4.184 J(熱化学)
	9.80665	1	2.72407×10^{-6}	2.34270	9.29487×10^{-3}	7.23301	6.12082×10^{19}	= 4.1855 J(15 °C)
	3.6×10^6	3.67098×10^5	1	8.59999×10^5	3412.13	2.65522×10^6	2.24694×10^{25}	= 4.1868 J(国際蒸気表)
	4.18605	0.426858	1.16279×10^{-6}	1	3.96759×10^{-3}	3.08747	2.61272×10^{19}	仕事率 1 PS(仏馬力)
	1055.06	107.586	2.93072×10^{-4}	252.042	1	778.172	6.58515×10^{21}	= 75 kgf·m/s
	1.35582	0.138255	3.76616×10^{-7}	0.323890	1.28506×10^{-3}	1	8.46233×10^{18}	= 735.499 W
	1.60218×10^{-19}	1.63377×10^{-20}	4.45050×10^{-26}	3.82743×10^{-20}	1.51857×10^{-22}	1.18171×10^{-19}	1	

放射能	Bq	Ci	吸収線量	Gy	rad	照射線量	C/kg	R	線量当量
	1	2.70270×10^{-11}		1	100		1	3876	
	3.7×10^{10}	1		0.01	1		2.58×10^{-4}	1	

(86年12月26日現在)

H-T-T-R 水素製造システム 実規模単一反応管試験装置の機能試験結果報告（受託研究）

R100

古紙配合率100%
白色度70%再生紙を使用しています