技術報告

動特性解析コードを用いた高温ガス炉に接続する 水素製造システムの評価

佐藤 博之^{1,*}, 大橋 弘史¹, 稲葉 良知¹,
西原 哲夫¹, 林 光二¹, 稲垣 嘉之¹

Evaluation of Hydrogen Production System Coupling with HTTR Using Dynamic Analysis Code

Hiroyuki SATO^{1,*}, Hirofumi OHASHI¹, Yoshitomo INABA¹,
Tetsuo NISHIHARA¹, Koji HAYASHI¹ and Yoshiyuki INAGAKI¹

¹Japan Atomic Energy Agency, 4002 Narita-cho, Oarai-machi, Higashi-ibaraki-gun, Ibaraki 311-1393, Japan

(Received March 29, 2006 and accepted in revised form July 13, 2006)

The Japan Atomic Energy Agency (JAEA) was entrusted "Development of Nuclear Heat Utilization Technology" by Ministry of Education, Culture, Sports, Science and Technology. In this development, the JAEA investigated the system integration technology to couple the hydrogen production system by steam reforming with the High Temperature Engineering Test Reactor (HTTR). Prior to the construction of the hydrogen production system coupling with the HTTR, a dynamic analysis code had to be developed to evaluate the system transient behaviour of the hydrogen production system because there are no examples of chemical facilities coupled with nuclear reactor in the world. This report describes the evaluation of the hydrogen production system coupling with HTTR using analysis code, N-HYPAC, which can estimate transient behaviour of the hydrogen production system by steam reforming. The results of this investigation provide that the influence of the thermal disturbance caused by the hydrogen production system on the HTTR can be estimated well.

KEYWORDS: nuclear heat utilization technology, system integration technology, steam reforming, HTTR, hydrogen production system, dynamic analysis code, transient behaviour, N-HYPAC, thermal disturbance

I. 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、1,000℃近い原子炉出口冷却材温度を達成することができるため、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。特に水素は、近年の燃料電池自動車の実用化に向けての開発研究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あり、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、水素製造には発電と同様に、エネルギーを必要とする。したがって、将来予想される水素需要に対しては、水素製造に必要な大量のエネルギーを環境への負荷をかけずに供給することが重要課題となる。高温ガス炉を水素製造の熱源とする水素製造システムは化石燃料を使わないことから、CO₂の排出が少ないため、将来の水素製造システムとして有望である。

日本原子力研究開発機構(以下、「原子力機構」と呼ぶ)

では、将来の水素利用社会への貢献を目指し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⁾。国内唯一の高温ガス炉である高温工学試験研究炉 HTTR (High Temperature Engineering Test Reactor)では、2004年4月に世界で初めて原子炉出口冷却材温度950℃の核熱を炉外に取り出すことに成功しており²⁾、HTTR に水素製造設備を接続した実証試験を計画している。原子力機構は文部科学省より平成8年度から平成17年度にかけて HTTR と天然ガスの水蒸気改質法による水素製造設備との接続について技術開発を行った。熱利用系として水素製造設備等のような化学プラントを原子炉に接続したことは世界的に例がないため、HTTR と水素製造設備の接続に当たって、ヘリウムガスおよび水素製造設備の過渡挙動を評価するための動特性解析コードが必要であった。原子力機構では、HTTR と水蒸気改質法による水素製造設備とを接続したシステム(以下、「水素製造システム」と呼ぶ)において、水素製造設備に起因する熱過渡を抑制するために蒸気発生器-放熱器を用いた冷却システムを提案しており、動特性コード開発においては、この冷却システムでの沸騰・凝縮を含む蒸気/水の二相流の熱流動計算および水蒸気改質器での化学反応計算を可能とすることが課題であった。そのため、新たに動特性解析コードを開発し、N-HYPAC³⁾

¹ 日本原子力研究開発機構

* Corresponding author, E-mail: sato.hiroyuki09@jaea.go.jp

(Nuclear Hydrogen Production Analysis Code)と名付けた。また、水素製造システムの模擬試験装置(以下、「試験装置」と呼ぶ)を完成させ⁴⁾、本装置の定常時および非定常時の試験結果を用いて、本解析コードの解析結果と試験結果の比較を行った。

本報では、本解析コードの概要、解析結果と試験結果の比較および水素製造システムの解析結果について述べる。

II. 水素製造システムの概要

水素製造システムの系統図を Fig. 1 に示す。水素製造システムは原子炉、中間熱交換器、水素製造設備から構成され、原子炉と中間熱交換器の間を1次ヘリウムガス、中間熱交換器と水素製造設備との間を2次ヘリウムガスが循環している。原子炉で950℃に加熱された1次ヘリウムガスは、中間熱交換器で2次ヘリウムガスと熱交換し(熱交換量 10 MW)、2次ヘリウムガスは水素製造設備の水蒸気改質器等の熱源として供給される。水素製造設備は(1)式に示す水蒸気改質反応により、原料ガス(天然ガス)と水蒸気を反応させて水素を製造する。

$$\Delta H(298 \text{ K}) = 206 \text{ kJ/mol} \quad (1)$$

水蒸気改質器には水蒸気改質反応を行わせるため、触媒を充填した反応管が設置されており、反応管の外側を2次ヘリウムガス(圧力: 4.1 MPa、水蒸気改質器入口温度: 880℃)、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: 4.5 MPa、水蒸気改質器入口温度: 450℃)が流れて熱交換を行う。水素製造システムの主要諸元を Table 1 に示す。また、水素製造システムでは HTTR のスクラムを防止する観点から、2次ヘリウムガスの温度変動を±10℃以内に制御することを目標としている⁵⁾。そこで、水蒸気改質器の負荷変

動による原子炉への戻りヘリウムガスの熱過渡変化を抑制するため、水蒸気改質器の下流に蒸気発生器と放熱器を設置し、蒸気発生器の保有水の潜熱により2次ヘリウムガスの熱過渡を吸収する冷却システムを採用している。

III. 動特性解析コードの概要

1. 動特性解析コードの特長

水素製造システムの蒸気発生器-放熱器を用いた冷却システムを取り扱う動特性解析コードとして、RELAP5のように蒸気/水の二相流の熱流動計算が可能であるコードがあるが、水蒸気改質器での化学反応計算を行うことはできない。また、化学プラントの解析コードにおいては、蒸

Table 1 Design specifications of mock-up test facility and HTTR hydrogen production system by steam reforming of methane

Items	HTTR hydrogen production system	Mock-up test facility
Pressure (process-gas/helium-gas)	4.5/4.1 MPa	
Temperature at inlet of steam reformer (process-gas/helium-gas)	450/880℃	
Temperature at outlet of steam reformer (process-gas/helium-gas)	580/585℃	600/650℃
Methane (natural gas) feed	0.3889 kg/s	0.012 kg/s
Helium gas circulation	2.519 kg/s	0.091 kg/s
Mole ratio of steam to carbon (S/C)	3.5	
Hydrogen production ability	4,240 m ³ /h	110 m ³ /h
Heat source	Reactor (10 MW)	Electric heater (0.42 MW)

Fig. 1 Conceptual flow diagram of HTTR hydrogen production system by steam reforming of methane

気発生器-放熱器を用いた冷却システムでの自然循環時の挙動の解析が可能であるコードはない。このように、原子炉に化学プラントを接続した新しい原子炉システムの動特性を評価できる解析コードは存在しない。N-HYPACでは、水素製造システムでの原子炉本体を除く、1次ヘリウムガス系、2次ヘリウムガス系および水素製造設備を構成する機器・配管、弁および制御系を対象とし、その温度、圧力、流量および制御特性等の動特性が計算できる。また、使用流体として、天然ガス、窒素ガス、生成ガス(水素、二酸化炭素、一酸化炭素)、水、水蒸気(二相流を含む)およびヘリウムガスを取り扱うことができる。なお、詳細については参考文献^{3,6)}を参照されたい。

2. 解析モデルの概要

(1) ヘリウム系、プロセスガス系解析モデル

N-HYPACの開発において、水素製造システムの化学反応器である水蒸気改質器での化学反応計算、ヘリウムガス系およびプロセスガス系の各熱交換器、配管での熱流動計算を行う解析モデルを開発した。以下に、その概要を述べる。

(a) 配管

配管は、流体の熱流動計算を1次元でモデル化し、基礎式には質量、運動量およびエネルギーの各保存式、気体の状態方程式を用いた。また、伝熱については1次元で取り扱った。

(b) 水蒸気改質器

水蒸気改質器の解析モデル概要図をFig. 2に示す。水蒸気改質器では、質量保存式およびエネルギー保存式を基礎式として熱収支式と物質収支式を解くことにより、水蒸気改質器内の温度分布、濃度分布を算出した。水蒸気改質器はヘリウムガスとプロセスガスとの熱交換のほか、プロ

セスガスの再生熱交換を行うバイネット型であるため、伝熱モデルに関しては2次元とし、触媒層内のプロセスガス、内管内の生成ガス、ヘリウムガス相互の管壁を介したモデルとした。また、流れに関しては1次元として扱った。触媒層内の化学反応計算には定数型反応速度式を用い、反応速度定数は一般的なアレニウス型の式で記述した。(2)から(4)式に主要な反応である水蒸気改質反応およびシフト反応の反応速度式を示す。

$$r_1 = k_1 \cdot \left(P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}^3}{K_{P,1}} \right) \quad (\text{水蒸気改質反応式}) \quad (2)$$

$$r_2 = k_2 \cdot \left(P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2}}{K_{P,2}} \right) \quad (\text{シフト反応式}) \quad (3)$$

$$k = k_0 \cdot \exp \left(\frac{-E}{R \cdot T} \right) \quad (4)$$

ここで、 r : 触媒重量あたりの反応速度 (mol/s/kg-cat)

k : 反応速度定数 (mol/s/kg-cat/Pa²)

P_i : i 成分の分圧 (Pa)

K_P : 圧平衡定数 (Pa*)

(*: 水蒸気改質反応では2, シフト反応では0)

k_0 : 頻度因子 (mol/s/kg-cat/Pa²)

E : 活性化エネルギー (J/mol)を表す。

また、原料となる天然ガスには数種類の低級炭化水素を含んでいるため、これらの熱分解反応を考慮した。本解析コードで使用した化学反応式および反応速度式をTable 2に示す。

化学反応は触媒層内のプロセスガスのみに対して考慮し、(5)式に示す物質収支式を用いた。

$$\frac{dG}{dz} = (\rho_c \cdot A) \sum v \cdot r \quad (5)$$

ここで、 G_i : i 成分の物質流量 (mol/s),

Fig. 2 Numerical analysis model of the steam reformer

Table 2 Chemical equations and reaction rate equations using in the analytical model of the steam reformer

Chemical equation	Reaction rate equation
$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = 3\text{H}_2 + \text{CO}$	$k_{0,1} \exp(-E_1/RT) (P_{\text{CH}_4} P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^3 / K_{P,1})$
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{H}_2 + \text{CO}_2$	$k_{0,2} \exp(-E_2/RT) (P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2} / K_{P,2})$
$\text{C}_4\text{H}_{10} = \text{C}_4\text{H}_8 + \text{H}_2$	$k_{0,3} \exp(-E_3/RT) P_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$
$\text{C}_4\text{H}_{10} = \text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_2\text{H}_4$	$k_{0,4} \exp(-E_4/RT) P_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$
$\text{C}_4\text{H}_{10} = \text{C}_3\text{H}_6 + \text{CH}_4$	$k_{0,5} \exp(-E_5/RT) P_{\text{C}_4\text{H}_{10}}$
$\text{C}_4\text{H}_8 + \text{H}_2 = \text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_2\text{H}_4$	$k_{0,6} \exp(-E_6/RT) P_{\text{C}_4\text{H}_8}$
$\text{C}_3\text{H}_8 = \text{C}_2\text{H}_4 + \text{CH}_4$	$k_{0,7} \exp(-E_7/RT) P_{\text{C}_3\text{H}_8}$
$\text{C}_3\text{H}_8 = \text{C}_3\text{H}_6 + \text{H}_2$	$k_{0,8} \exp(-E_8/RT) P_{\text{C}_3\text{H}_8}$
$\text{C}_3\text{H}_8 = \text{C}_2\text{H}_6 + 0.5\text{C}_2\text{H}_4$	$k_{0,9} \exp(-E_9/RT) P_{\text{C}_3\text{H}_8}$
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{H}_2 = \text{C}_2\text{H}_4 + \text{CH}_4$	$k_{0,10} \exp(-E_{10}/RT) P_{\text{C}_3\text{H}_6} P_{\text{H}_2}$
$\text{C}_2\text{H}_6 + \text{H}_2 = 2\text{CH}_4$	$k_{0,11} \exp(-E_{11}/RT) P_{\text{C}_2\text{H}_6} P_{\text{H}_2}$
$\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2 = \text{C}_2\text{H}_6$	$k_{0,12} \exp(-E_{12}/RT) P_{\text{C}_2\text{H}_4} P_{\text{H}_2}$

ρ_c : 触媒充填密度 (kg-cat/m³),

A : 流路断面積 (m²),

ν : 反応式における化学量論係数を表す。

水蒸気改質器内の熱伝達係数は、生成ガスと内管間およびヘリウムガスとガイド管間については(6)式に示す Kays の式、触媒層内のプロセスガスと内管および反応管間については(7)、(8)式に示す矢木・国井の式、ヘリウムガスと反応管間については(9)式に示す Knudsen の式を用いた。

$$Nu = 0.022 Re^{0.8} Pr^{0.5} \quad (6)$$

$$Nu = (D_p/D_t) \cdot (\lambda_e/\lambda_g) \cdot (a + \Phi/\gamma) \quad (7)$$

$$\gamma = 4(D_p/D_t) \cdot (L/D_t) \cdot (\lambda_e/\lambda_g) \cdot (P_r \cdot R_e) \quad (8)$$

$$Nu = 0.039 \cdot Re^{0.87} \cdot Pr^{0.4} \cdot \left(\frac{S_p}{D}\right)^{0.4} \cdot \left(\frac{H_f}{D}\right)^{-0.19} \quad (9)$$

ここで、 D_p : 触媒粒径 (m)

D_t : 充填層径 (m)

λ_e : 半径方向の充填層有効熱伝導率 (W/m/K)

λ_g : 流体熱伝導率 (W/m/K)

a および Φ : $(1/2) \cdot (D_t/D_p) \cdot (\alpha_w D_p/\lambda_g) / (\lambda_e/\lambda_g)$ の関数

α_w : 管内壁表面におけるみかけの熱伝導率 (W/m²/K)

L : 充填層長さ (m)

D : 相当直径 (m)

S_p : フィン間隔 (m)

H_f : フィン高さ (m) を表す。

また、圧力損失の推算式は、生成ガス流路については(10)式に示す Blasius の式、触媒層内については(11)式に示す Burke-Plummer の式、ヘリウムガス流路については(12)式に示す Knudsen の式を用いた。

$$\Delta P = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}, f = \frac{0.3164}{Re^{1/4}} \quad (10)$$

$$\Delta P = f \cdot \frac{L_p}{d_p} \cdot \frac{\rho \cdot u_0^2}{2g_c} \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}, f = 150 \frac{(1-\varepsilon)}{Re_p} + 1.75 \quad (11)$$

$$\Delta P = 4f \cdot \frac{G^2}{2g_c \cdot \rho} \cdot \frac{L}{D} \cdot \left(\frac{uw}{\mu}\right)^{0.14} \quad (12)$$

ここで、 L : 管長 (m)

D : 相当径 (m)

u : 線速度 (m/s)

L_p : 充填層高さ (m)

d_p : 相当粒子径 (m)

u_0 : 層内みかけ線速度 (m/s)

g_c : 重力加速度 (m/s²)

ε : 層内空隙率

Re_p : 粒子レイノルズ数

G : 質量速度 (kg/m²/s)

μ_w : 管壁温度における流体の粘度 (kg/m/s)

μ : 流体の粘度 (kg/m/s) を表す。

(c) 原料ガス過熱器、原料ガス加熱器

原料ガス過熱器はプロセスガスと生成ガスの熱交換を行う機器であり、U字型二重管式の熱交換器である。解析モデルではプロセスガスおよび生成ガスの流路をそれぞれ、直管としてモデル化した。内側の円管流路であるプロセスガス流路の熱伝達係数の推算式には Dittus-Boelter の式 ($Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$)、外側の環状流路である生成ガス流路の熱伝達係数の推算式には環状流路の平滑管の伝熱式である Wiegant の式⁷⁾ ($Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} (D_2/D_1)^{0.45}$) を用いた。

ここで、 D_1 : 内管外径 (m)

D_2 : 外管内径 (m) を表す。

(2) 水蒸気系解析モデル

水素製造システムの蒸気発生器、放熱器および蒸気過熱器の解析モデル概要図を Fig. 3 に示す。蒸気発生器、放熱器、蒸気過熱器の解析には沸騰・凝縮計算を行うことが可能である RELAP5 を使用した。蒸気発生器のヘリウムガス側および放熱器の空気側の伝熱流動計算については、今回使用した RELAP5/MOD2 では単相の非凝縮ガスにより満たされたボリュームについて計算を行うことができないため、新規にモジュールを開発し、RELAP5 に追加した。RELAP5 はノードジャンクション法を用いた解析コードであり、基礎式は気液各相の連続の式、各相の運動量の式、各相のエネルギー式で構成される。また、蒸気発生器の伝熱管等の固体境界を表す要素である Heat structure⁶⁾を用いることにより、気液を内包するボリュームとの間を移動する熱量を計算できる。流体とエネルギーは、1次元のモデルで近似され、流路、体積、流路断面積等で構成される物理的なシステムは、ジャンクションでつながれたコントロールボリュームのネットワークを構成する⁶⁾。

Fig. 3 Nodalization scheme of the cooling system for the helium gas with steam generator and radiator of mock-up test facility including steam superheater

(a) 蒸気発生器

蒸気発生器は横置き直管式ケトル型蒸気発生器である。本解析モデルでは大きく分けて上部プレナム部、伝熱管部、下降流領域、下部プレナム部に分割した。上部プレナム部は気液分離と再循環流れの観点から気相領域、気液境界領域、液相領域に3分割した。また、蒸気発生器の液面が各解析セルの境界を通過すると数値計算上の圧力振動や流量振動を生じる恐れがあるため、気液境界領域の高さは液面が上下した場合でも液面が気液境界領域内に収まるような高さとした。蒸気発生器液相の水平方向の温度分布は比較的小さいと考えられるが、ヘリウムガスの温度分布を考慮し、伝熱管水側は高温部と低温部として水平方向2分割とした。また、垂直方向には水の温度分布および熱伝達率の分布を考慮し3分割とした。伝熱管ヘリウムガス側(新規モジュール)は27本の伝熱管内の流れを1チャンネルでモデル化した。ヘリウムガスの出入口温度差は非常に大きいため、温度分布を考慮し、1チャンネルをヘリウムガスの流れ方向に10分割した。伝熱管水側の熱伝達式はRELAP5で用意されている熱伝達パッケージを使用した。また、ヘリウムガス側の熱伝達式はDittus-Boelterの式を使用した。

(b) 放熱器

放熱器の伝熱管部の管内水と管外空気はクロスフロー流れになる。空気側の流路は入口と出口の温度差が大きい

め、各チャンネルを空気の流れ方向(垂直方向)に5分割した。また、水側の流路については分割数を多くした場合、蒸気の凝縮が分割メッシュ境界上で生じ、数値解析上不安定な計算となることがあるため、数値解析的に安定した定常状態が得られる分割数をサーベイし、5分割とした。放熱器伝熱管水側の熱伝達式はRELAP5で用意されている熱伝達パッケージを使用し、伝熱管空気側(新規モジュール)の熱伝達式は設計式であるJamesonの式⁸⁾($Nu = 0.092Re^{0.723}Pr^{0.333}$)を使用した。

(c) 蒸気過熱器

蒸気過熱器はU字型2重管式の熱交換器であるが、簡易的に対向流形の熱交換器を採用し、それぞれ直管の流路を2分割し、熱構造材モデルによりモデル化した伝熱管を介して熱交換を行うモデルとした。蒸気過熱器水側の熱伝達式はRELAP5で用意されている熱伝達パッケージを使用し、ヘリウムガス側の熱伝達式はDittus-Boelterの式を使用した。

IV. 動特性解析コード解析結果と試験結果の比較

試験装置の試験結果のうち、定常状態である定格運転時および非定常状態である化学反応停止時の試験結果を用いて解析を行った。以下に試験装置、化学反応停止試験の概要および解析結果と試験結果の比較について述べる。

1. 試験装置⁹⁾の概要

試験装置は、水素製造システムの中間熱交換器から下流の2次ヘリウムガス系および水素製造設備を模擬したものであり、中間熱交換器の代わりに電気ヒータ(0.38 MW)を用いている。Table 1に水素製造システムと試験装置の主要諸元を示す。ヘリウムガスやプロセスガスの流量については、水蒸気改質器の反応管内外の熱伝達特性、圧力損失特性および水蒸気改質反応特性を明らかにする上で必要最小限とし、水素製造システムにおける水蒸気改質器の設計案による反応管本数30本のうち1本を模擬できること、すなわち、水素製造システムの1/30とした。また、温度、圧力は水素製造システムと同条件で試験を行える。試験装置の系統構成をFig. 4に示す。試験装置は、蒸気発生器を用いた原子炉への熱外乱抑制に関する運転制御技術の確立、水素製造システムの過渡挙動の把握等に関する各種試験を実施することを目的として、ヘリウムガス循環ループにより2次ヘリウムガス系を模擬し、水素製造設備の主要系統構成を水素製造システムと同様とした。

2. 化学反応停止試験の概要

水素製造設備において化学反応停止という水蒸気改質器の完全負荷喪失が生じた場合においても、2次ヘリウムガス除熱量を維持するための蒸気発生器を用いた冷却システムの実証および運転手順を確立するため、定格条件(水蒸

Fig. 4 Schematic flow diagram of mock-up test facility of hydrogen production system by steam reforming coupling with HTTR

気改質器入口のヘリウムガス流量 0.091 kg/s 、温度 880.0°C 、水蒸気改質器入口の原料ガス流量 0.012 kg/s 、温度 450.0°C で水素製造中に原料ガス供給を遮断して水蒸気改質反応を瞬時に停止させ、蒸気発生器と放熱器のみによるヘリウムガスの冷却を行う試験（以下、「化学反応停止試験」と呼ぶ）を行った。化学反応停止時は、水素製造設備で除熱すべき2次ヘリウムガスの熱量は通常運転時に対して2倍以上となるため、蒸気発生器での蒸気生成量が2倍以上となり、給水量も通常運転時の2倍以上が必要となる。このため、化学反応停止時には、蒸気発生器で生成した蒸気を蒸気発生器上部に設置した放熱器で冷却し、凝縮水を蒸気発生器へと戻す閉サイクルを形成し、蒸気発生器への給水制御を不要とする方法を提案している。試験装置の蒸気発生器まわりの系統図を Fig. 5 に示す。システムの切り替え手順は以下の通りである。

- (1) 化学反応停止後、蒸気過熱器および水蒸気改質器への蒸気供給停止 (Valve A を閉)
- (2) 放熱器からの凝縮水系外放出の停止 (Valve B を閉)
- (3) 蒸気発生器への給水停止 (Valve C を閉)
- (4) 放熱器への蒸気量を増加 (Valve D を開)
- (5) 蒸気発生器と放熱器での蒸気/凝縮水の自然循環開始 (Valve E を開)

3. 試験結果と解析結果の比較

(1) 蒸気発生器-放熱器モデル

本解析モデルの中で特に留意すべき機器として、蒸気発生器および放熱器が挙げられる。そのため、Fig. 3 で示し

た蒸気発生器-放熱器の解析モデルについて、試験結果と解析結果の比較を行った。

(a) 定常時

定常時の試験結果と解析結果の比較として、Fig. 6 に化学反応停止後の蒸気発生器-放熱器間の蒸気/凝縮水の自然循環時に、放熱器入口空気流量をパラメータとした場合の蒸気発生器熱交換量、蒸気発生器圧力、蒸気発生器液相温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度、放熱器入口圧力および放熱器出口蒸気/凝縮水温度の試験結果および解析結果（破線）の関係、Fig. 7 に蒸気発生器入口ヘリウムガス温度をパラメータとした場合の蒸気発生器熱交換量、蒸気発生器圧力、蒸気発生器液相温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度、放熱器入口圧力および放熱器出口蒸気/凝縮水温度の試験結果および解析結果（破線）の関係を示す。試験結果では、放熱器入口空気流量の増加に伴い、蒸気発生器での熱交換量が増加し、それに伴い、蒸気発生器圧力、蒸気発生器での熱交換量、蒸気発生器液相温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度、放熱器入口圧力および放熱器出口蒸気/凝縮水温度は下降する。蒸気発生器および放熱器での圧力および温度の解析結果は試験結果の傾向をほぼ模擬できている。しかし、蒸気発生器の熱交換量の解析結果は試験結果より若干大きい。また、圧力および温度の解析結果は試験結果よりも小さくなっている。このことから、解析モデルでは試験結果に比べ放熱器で過冷却となっていることがわかった。空気側熱伝達の設計式である Jameson の式はフィン付き管群を用いた実験の結果を整理したものである。フィン付伝熱管群の熱伝達特性につい

Fig. 5 Detailed flow diagram of the cooling system for helium with the steam generator and the radiator of the mock-up test facility

では、後列に行くに従い前方の管で作られた乱れの影響を受けるため、管群の列数が少なくなるほど、熱伝達係数が減少するという結果が得られている¹⁰⁾。Jameson の試験では 8 列の管群を採用しているが、試験装置の放熱器の伝熱管は 3 列の管群であるので、(13)式で示すように、空気側の熱伝達係数の相関係数 K を用い、評価を行った。

$$Nu = K \cdot 0.092 Re^{0.723} Pr^{0.333} \quad (13)$$

ここでは、蒸気発生器から放熱器間で蒸気、凝縮水が安定に自然循環している状態において、放熱器空気流量および蒸気発生器入口ヘリウムガス温度をパラメータとし、蒸気発生器熱交換量、蒸気発生器圧力、蒸気発生器液相温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度、放熱器入口圧力および放熱器出口蒸気/凝縮水温度を対象として、試験結果と解析結果の相対誤差(= {(試験結果) - (解析結果)} / (試験結果))を算出した。その結果、Fig. 8 に示すように、相関係数が 0.75 の時において、相対誤差の 2 乗和が最小となり、試験結果と解析結果が最も一致することがわかった。本結果から求めた放熱器空気側熱伝達式の実験による評価式を(14)式に示す。

$$Nu = 0.069 Re^{0.723} Pr^{0.333} \quad (14)$$

この場合の各条件における解析結果(実線)を Fig. 6 および Fig. 7 に示す。設計式を用いた場合の相対誤差が 12% であったのに対し、実験による評価式を使用した相対誤差

は 4% まで減少し、解析精度を向上させることができた。

(b) 非定常時(反応停止時)

蒸気発生器-放熱器解析モデルについて非定常計算を行った。解析の境界条件は、蒸気発生器入口のヘリウムガス流量および温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス圧力、放熱器入口空気流量、温度および圧力であり、化学反応停止試験時の試験結果を用いた。解析結果と試験結果の比較を Fig. 9 に示す。試験結果では、水蒸気改質器での化学反応停止後、蒸気発生器入口ヘリウムガス温度が上昇するため、蒸気発生器の蒸気製造量が増加し、蒸気発生器圧力が上昇した。その後、放熱器入口遮断弁の開操作により蒸気発生器での蒸気が放熱器へと流入するため、蒸気発生器での圧力はいったん下降するが、蒸気発生器入口ヘリウムガス温度は上昇を続けるため、蒸気発生器圧力は上昇に転じた。その後、放熱器出口遮断弁の開操作により蒸気発生器-放熱器での蒸気/凝縮水の自然循環が始まるため蒸気発生器圧力は下降し、蒸気発生器と放熱器での交換熱量がバランスする点にて静定した。蒸気発生器出口ヘリウムガス温度は蒸気発生器内の保有水温度、つまり蒸気発生器圧力の影響を受けるため、蒸気発生器圧力と同様な変動傾向を示した。また、蒸気発生器から放熱器への蒸気流量の試験結果は放熱器の出入口の遮断弁の開操作によりそれぞれ、ピークが発生するが、蒸気/凝縮水の自然循環状態では循

Fig. 6 Relationship between the flow rate of the cooling air and the experimental and the numerical analysis results of the heat exchange duty of steam generator, the helium gas temperature at steam generator outlet, the water pressure in steam generator, the steam pressure at the radiator inlet, the water temperature in steam generator and the condensed water temperature at the radiator outlet

環流量は安定した。

本試験結果に対して解析結果は、試験結果である化学反応停止時における蒸気発生器出口ヘリウムガス温度、蒸気発生器圧力および放熱器入口蒸気/凝縮水流量の変動傾向をよく模擬できることを確認した。また、蒸気発生器ヘリウムガス出口温度および蒸気発生器圧力の試験開始前の定常値に対する試験結果の変動幅はそれぞれ、 $-1.2 \sim +2.0$ °C, 4.26~4.48 MPa に対し、解析結果は $+8.4$ °C, 4.35~4.83 MPa であった。このことから、蒸気発生器出口ヘリ

ウムガス温度および蒸気発生器圧力の試験結果と解析結果はほぼ一致することを確認した。

(2) 全体系モデル

試験装置全体系の解析モデルについて、定常時および非定常時の計算を試験装置の試験結果と解析結果の比較を行った。試験装置全体の解析モデル図を **Fig. 10** に示す。なお、解析モデル中の水蒸気改質器および蒸気発生器まわりについては、**Fig. 2** および **Fig. 4** の解析モデルを使用している。

Fig. 7 Relationship between the helium gas temperature at steam generator inlet and the experimental and the numerical analysis results of the heat exchange duty of steam generator, the helium gas temperature at steam generator outlet, the water pressure in steam generator, the steam pressure at the radiator inlet, the water temperature in steam generator and the condensed water temperature at the radiator outlet

(a) 定常時

定常解析として、定格条件を対象とした解析を行い、試験結果と比較を行った。解析の境界条件は、水蒸気改質器入口のヘリウムガス流量、温度 (0.091 kg/s, 880.0°C)、蒸気発生器出口ヘリウムガス圧力 4.03 MPa、原料ガス加熱器入口の原料ガス流量、温度 (0.012 kg/s, 12.0°C)、原料ガス加熱器出口生成ガス圧力 4.19 MPa である。試験装置の各温度計測点における解析結果と試験結果の比較を Fig. 10 中に示す。ヘリウムガス、プロセスガスおよび生

成ガス温度の解析結果は試験結果とはほぼ一致していることが確認できる。例えば、水蒸気改質器出口および蒸気発生器出口におけるヘリウムガス温度の試験結果 632.4°C および 262.5°C に対し、解析結果は、634.5°C および 262.7°C であった。

(b) 非定常時 (反応停止時)

解析の境界条件は、水蒸気改質器入口のヘリウムガス流量および温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス圧力、原料ガス加熱器入口の原料ガス流量および温度、原料ガス加熱器

Fig. 8 Relationship between the sum of squares of the relative error of the numerical analysis results against the experimental results and correlation coefficient for the heat transfer coefficient between the cooling air and the heat exchanger tube in the radiator

出口生成ガス圧力であり、化学反応停止試験時の試験結果を用いた。解析結果と試験結果の比較を Fig. 11 に示す。水蒸気改質器出口ヘリウムガス温度の試験結果は、原料ガス遮断後約1.2時間後に最大値まで上昇し、その後緩やかに変化し静定した。これに対し、解析結果は同様な変動傾向を示した。また、蒸気発生器入口ヘリウムガス温度、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度および蒸気発生器圧力の解析結果の変動傾向は蒸気発生器-放熱器単体モデルでの解析結果と同様な変動傾向を示し、試験結果とほぼ一致した。また、原子炉への熱外乱抑制の観点から特に着目すべき蒸気発生器出口ヘリウムガス温度について、試験開始後(化学反応停止後)2,160 sにおいて、解析結果は試験結果に対して最大5.9℃ほど高くなるものの、解析による過渡事象の挙動は試験結果を精度良く模擬できており、本解析モデルが妥当であると判断できる。

4. 水素製造システムの解析

Fig. 1 に示す、水素製造システムでは水蒸気改質器での化学反応停止時が最大の過渡変動となることから、このときの原子炉への戻りヘリウムガス温度の評価が重要である。水素製造システムの解析では、化学反応停止時の原子炉への戻りヘリウムガス温度が所定の値に制御できることの確認を目的として、定常解析および非定常解析を行った。水素製造システムの解析モデル図を Fig. 12 に示す。なお、全系モデル中の蒸気発生器および水蒸気改質器の解析モデルは Fig. 2 および Fig. 3 を用いている。

(1) 定常解析

定常解析として、定格条件を対象とした解析を行い、熱

Fig. 9 Comparison between experimental and numerical analysis results of helium gas temperature at the outlet of steam generator, pressure of steam generator and radiator and steam flow rate at the inlet of radiator in the mock-up test facility at loss of chemical reaction test

物質収支を確認した。解析の境界条件は原料ガス加熱器入口プロセスガス流量および温度、原料ガス加熱器出口プロセスガス圧力、蒸気発生器入口給水温度、放熱器入口空気温度、放熱器出口空気圧力、中間熱交換器入口1次ヘリウムガス温度、流量および圧力およびヘリウムガス冷却器入口冷却水流量および温度であり、それぞれ、Table 1 に示す水素製造システムの設計値を用いた。解析結果を Fig. 12 中に示す。定常時の解析を行った結果、温度、圧力および流量の計算結果は静定することを確認した。

(2) 非定常解析

非定常解析として水素製造システムの化学反応停止時の解析を行った。解析の境界条件は定常時と同じであり、水

Fig. 10 Comparison between the experimental and the numerical analysis results of test facility at rated condition of hydrogen production

素製造システムの設計条件を用いた。Fig. 13に2次ヘリウムガス系の温度の解析結果を示す。水蒸気改質器での化学反応停止に伴い、水蒸気改質器での除熱能力が喪失して、蒸気発生器入口のヘリウム温度は定格530°Cであったものが約850°Cまで上昇するが、蒸気発生器の保有水によりこの温度変動が緩和され、蒸気発生器出口ヘリウムガス温度の変動は小さくなるため、原子炉側への戻りヘリウムガス温度は所定の値に制御可能であることを確認した。本結果から、水素製造システムの全体系の解析モデルについて、定常時および非定常時の計算を行い、本解析コードを用いて原子炉への熱過渡を予測することができることを確認した。

V. 結 言

水素製造システムの過渡挙動を把握するために動特性解析コード開発を行った。以下に本研究の成果を示す。

- (1) 試験装置の試験結果を用いて解析結果との比較を行った結果、原子炉への熱外乱抑制の観点から特に着目すべき蒸気発生器出口ヘリウムガス温度について、解

析結果の変動傾向は試験結果とはほぼ一致しており、化学反応停止時の試験結果での定常値262.5°C、温度変動幅-1.2~+2.0°Cに対して試験結果と解析結果の温度差の最大値は+5.6°Cであり、現象をよく模擬できることを確認できた。

- (2) HTTRに接続する水蒸気改質法による水素製造システムの動特性を予測できるコードを開発し、水素製造システムの過渡挙動を予測できることを確認した。本成果は、高温ガス炉と水分解熱化学法ISプロセス¹¹⁾による水素製造設備の接続技術の開発に寄与するものである。

本研究は、電源開発促進対策特別会計法に基づく文部科学省からの受託事業として、日本原子力研究開発機構(旧日本原子力研究所)が実施した平成9年度、12年度、13年度、14年度、15年度、16年度、17年度「核熱利用システム技術開発」の成果です。

本試験および評価に多大なるご協力を頂いた新型炉技術開発㈱の岸田雅子氏、三菱重工業㈱の森崎徳浩氏、㈱日立

Fig. 11 Comparison between the experimental and the numerical results of helium gas temperature at the inlet and outlet of the steam generator, outlet of the steam reformer and steam generator pressure in the mock-up test facility at loss of chemical reaction test

製作所の前田幸政氏に感謝いたします。また、本研究の遂行に当たり、有益なご助言を頂いた日本原子力研究開発機構原子力基礎工学研究部門核熱応用工学ユニット長の小川益郎氏に感謝いたします。

— 参考文献 —

- 1) 宮本喜晟, 他, 水素エネルギー研究の現状と高温ガス炉水素製造システムの将来展望, JAERI-Review 2001-006, (2001).
- 2) S. Fujikawa, *et al.*, "Achievement of reactor-outlet coolant temperature of 950°C in HTTR," *J. Nucl. Sci. Technol.*, **41**[12], 1245-1254 (2004).
- 3) 前田幸政, 他, HTTR 水素製造システム動特性解析コード N-HYPAC の開発 (受託研究), JAERI-Tech 2005-001, Japan Atomic Energy Research Institute (2005).
- 4) H. Ohashi, *et al.*, "Performance test results of mock-up test facility of HTTR hydrogen production system," *J. Nucl. Sci. Technol.*, **41**[3], 385-392 (2004).
- 5) 羽田一彦, 他, 高温ガス炉-水素製造システムの汎用性を有する安定な制御設計概念, 日本原子力学会誌, **38**, 834 (1996).
- 6) V. H. Ransom, *et al.*, *RELAP5/MOD2 Code Manual*, NUREG/CR-4312, EGG-2796, Idaho National Engineering Laboratory, (1985).
- 7) J. H. Wiegand, "Discussion of paper by McMillen and Larson," *Trans. AIChE*, **41**, 147 (1945).
- 8) S. L. Jameson, *et al.*, "Tube spacing in finned-tube banks,"