

JAERI-Tech

99-062



JP9950536



炉外技術開発試験装置における  
水蒸気改質反応の熱化学解析  
(受託研究)

1999年8月

羽賀勝洋・須山和昌・稻垣嘉之・林 光二・小川益郎

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 滋城県那珂郡東海村）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 滋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, 1999

編集兼発行 日本原子力研究所

炉外技術開発試験装置における水蒸気改質反応の熱化学解析  
(受託研究)

日本原子力研究所大洗研究所核熱利用研究部  
羽賀 勝洋<sup>+</sup>・須山 和昌・稻垣 嘉之・林 光二・小川 益郎

(1999年7月16日 受理)

現在、大洗ではHTTR水素製造システムの1/30スケールモデルである炉外技術開発試験装置の建設が進行中である。この水蒸気改質システムでは、水蒸気改質器側の熱負荷変動が原子炉側に直接影響を与えないように、蒸気発生器を利用して変動分を吸収する仕組みになっているが、この制御が適切に行われるためには、改質反応に関わるパラメータが熱負荷変動にどのように影響するのかを事前に把握しておくことが重要である。そこで本研究では、炉外技術開発試験装置のシステム動特性解析のために製作した熱物質収支解析コードを用いて、水蒸気改質器の性能解析を行い、原料ガス流量、温度、原料組成等をパラメータとしたときの改質器の熱負荷特性を明らかにした。

解析結果より、伝熱促進のためにフィンを外面に加工した触媒管では平滑な触媒管に比べて水素製造量が12.5%増加することがわかった。また、プロセスガスの供給流量の変動は水蒸気改質器の熱消費量変化に最も大きな影響を及ぼし、ヘリウム出口温度は586°Cから718°Cまで変化すること等がわかった。

Thermal and Chemical Analysis on Steam Reforming in an Out-of-Pile Test Facility  
(Contract Research)

Katsuhiro HAGA<sup>+</sup>, Kazumasa SUYAMA, Yoshiyuki INAGAKI,  
Kohji HAYASHI and Masuro OGAWA

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

(Received July 16, 1999)

An out-of-pile test facility of a hydrogen production system whose scale is 1/30th of the HTTR hydrogen production system is presently under construction at the Oarai Establishment of the Japan Atomic Energy Research Institute. In this system, a steam generator works as a thermal buffer for mitigating the heat consumption fluctuation in a steam reformer so as not to affect an operation of the reactor system. To control the thermal buffer system properly, it is important to evaluate the effect of the steam reforming parameters on the heat fluctuation in advance. So, using the mass and thermal balance analysis code developed for a simulation of the out-of-pile test facility, the heat consumption fluctuation in the steam reformer was analyzed by various changes of the process gas flow rate, the process gas inlet temperature, the process gas composition etc. From the analytical results, it was found that the heat transfer augmentation of the reformer tube by using repeated fins was effective in increasing the hydrogen production rate of up to 12.5%. Also, the fluctuation of the process gas flow rate tended to greatly affect the heat consumption rate for the steam reforming reaction, so that the helium gas temperature increased from 586 °C to 718 °C.

Keywords : Code Analysis, Steam Reforming, Out-of-pile Test Facility, HTTR,  
Hydrogen Production, Heat Consumption

---

+ Center for Neutron Science, Tokai Research Establishment

## 目 次

1	緒 言.....	1
2	炉外技術開発試験装置の水蒸気改質器の仕様.....	2
3	水蒸気改質器のコード解析.....	4
	3.1 水蒸気改質器本体解析モデル.....	4
	3.2 伝熱計算の基礎式.....	6
	3.3 熱伝達率の計算式.....	8
	3.4 圧力分布の計算式.....	10
	3.5 水蒸気改質器接続配管内の流動解析.....	11
	3.6 化学反応の計算式.....	12
4	解析条件.....	14
	4.1 水蒸気改質器形状・物性値.....	15
	4.2 ガス物性値.....	15
	4.3 ヘリウムガス流動条件.....	15
	4.4 プロセスガス流動条件.....	16
	4.5 改質反応条件.....	16
	4.6 蒸気発生器の最大熱容量.....	17
5	解析結果.....	17
	5.1 定格運転時の水蒸気改質器内の状態.....	17
	5.2 スチーム・カーボン比(S/C比)をパラメータとした場合.....	18
	5.3 プロセスガスの水蒸気改質器入口圧力をパラメータにした場合.....	19
	5.4 プロセスガスの供給流量をパラメータにした場合.....	21
	5.5 プロセスガスの水蒸気改質器入口温度をパラメータにした場合.....	22
	5.6 改質反応の頻度因子をパラメータにした場合.....	22
	5.7 シフト反応の頻度因子をパラメータにした場合.....	23
	5.8 改質反応の活性化工エネルギーをパラメータにした場合.....	23
	5.9 シフト反応の活性化工エネルギーをパラメータにした場合.....	25
	5.10 過渡変動に対する熱消費量変化の追随性.....	26
6	熱物質収支解析コードの高度化.....	27
7	まとめ.....	28
	謝 辞.....	28
	参考文献.....	29
	記号一覧.....	30

## Contents

1. Introduction .....	1
2. Specifications of the Steam Reformer of the Out-of-Pile Test Facility .....	2
3. Analytical Code of the Steam Reformer .....	4
3.1 Analytical Model of the Steam Reformer .....	4
3.2 Fundamental Equations of the Heat Transfer .....	6
3.3 Calculation of the Heat Transfer Rate .....	8
3.4 Calculation of the Pressure Distribution .....	10
3.5 Hydraulic Analysis in the Pipelines Connected to the Steam Reformer .....	11
3.6 Fundamental Equations of the Chemical Reactions .....	12
4. Analytical Conditions .....	14
4.1 Geometry of the Steam Reformer and the Material Properties .....	15
4.2 Properties of the Gases .....	15
4.3 Hydraulic Conditions of the Helium Gas .....	15
4.4 Hydraulic Conditions of the Process Gas .....	16
4.5 Chemical Reaction Condition of the Steam Reforming .....	16
4.6 Maximum Heat Capacity of the Steam Generator .....	17
5. Analytical Results .....	17
5.1 Status of the Steam Reformer under the Rated Operation Condition .....	17
5.2 Analytical Parameter : Steam/ Carbon Ratio .....	18
5.3 Analytical Parameter : Process Gas Pressure at the Steam Reformer Inlet .....	19
5.4 Analytical Parameter : Flow Rate of the Process Gas .....	21
5.5 Analytical Parameter : Process Gas Temperature at the Steam Reformer Inlet .....	22
5.6 Analytical Parameter : Frequency Factor of the Steam Reforming Reaction .....	22
5.7 Analytical Parameter : Frequency Factor of the Shift Reaction .....	23
5.8 Analytical Parameter : Activation Energy of the Steam Reforming Reaction .....	23
5.9 Analytical Parameter : Activation Energy of the Shift Reaction .....	25
5.10 Thermal Responsiveness of the Heat Consumption to the Transient Condition .....	26
6. Improvement of the Analytical Code for Heat and Mass Balance .....	27
7. Concluding Remarks .....	28
Acknowledgements .....	28
References .....	29
Nomenclature .....	30

## 1 緒 言

平成10年11月、高温工学試験研究炉(HTTR)は我が国初の高温ガス炉(HTGR)として臨界を達成した。HTTRはヘリウムを冷却材とし、主要構造材及び減速材に黒鉛を用いることで、原子炉出口の冷却材温度を950°Cまで高めることが可能な原子炉であり、発生する高温の熱を発電のみならず、化学工業等の分野に広く利用する熱利用システムの実証が計画されている。

日本原子力研究所(原研)ではHTTRに接続する最初の熱利用系としてメタンの水蒸気改質反応(以下、「改質反応」)を用いた水素製造システムの設計検討を進めてきた<sup>(1)</sup>。水蒸気改質による水素製造法は既に商業規模で実用化されており、熱源に燃焼ガス等を用いて800°C以上の高温条件で改質反応が行われている。HTTRに接続するシステムは、一般化学プラント用のシステムに比べて改質反応条件が高圧、低温であり、かつ反応に必要な熱の供給源として原子炉を用いるという特殊なシステムである。このため、システムの安全性、制御性を確保するのに必要な工学因子を明確にし、将来の大型HTGRに接続する熱利用システムの基盤技術を確立することを目的としている。そこで、熱利用システムの基盤技術を開発・検討して、将来の安全審査、設工認時のデータベースを整えるために、HTTR水素製造システムの1/30スケールモデルである炉外技術開発試験装置の建設計画が立案され、現在、原研大洗研究所で装置の建設が進行している。

熱利用システムの設計に当たっては、HTTR炉心入口のヘリウム温度が通常値より15°C以上上昇すると炉心スクラムを生じるため、HTTRに接続する熱利用システム、特にメタンの水蒸気改質による水素製造法では、水蒸気改質器側の熱負荷変動の影響が原子炉側に外乱となって直接及ぶことを避ける必要がある。そこで、水蒸気改質器に反応熱を供給した後の高温ヘリウムを蒸気発生器に導き、改質反応のための水蒸気を発生させるとともに、ヘリウム温度を水の飽和温度近くまで下げることで水蒸気改質器での熱消費量の変動分を吸収する方式を取り、蒸気発生器出口のヘリウム温度変動幅を±10°C以内に抑えることを目標としている。この目標を達成する上で解明すべき課題の一つとして、改質反応に関わるパラメータの変動と改質反応の変動、すなわち水蒸気改質器の熱消費量の変動の関係がある。水蒸気改質器は水素製造システムの心臓部であり、ここで生ずる熱消費量の変動はシステム全体に大きな影響を及ぼすため、炉外技術開発試験装置による詳細な試験／運転計画を作成するためには、改質反応に関わるパラメータと水蒸気改質器の熱消費量の関係を、事前に把握しておく必要がある。

このような課題を解決するために、特に重要な水蒸気改質器の性能解析を熱物質収支解析コードを用いて行った。ここで用いた熱物質収支解析コードは、蒸気発生器、給水タンク、放熱器等、炉外技術開発試験装置の様々な機器及び制御系を含む炉外技術開発試験装置のシステム全体をシミュレーションするコードであり、将来のHTTR接続用水蒸気改質プラントの設計をより高度化する上で極めて重要な計算コードである。本報告では水蒸気改質器単体の動特性解析に注目し、これに接続する機器及び制御系の応答については次のステップで解析評価することとした。既報の炉外技術開発試験用水蒸気改質器の基本設計<sup>(2)</sup>では化学反応の計算に平衡計算を用いたが、本報告ではより精度の高い解析を目指して反応速度計算を行い、プロセスガスの流量、温度、圧力、組成、また改質反応の反応速度式に関わる頻度因子、活性化エネルギー等をパラメータとしたときの水蒸気改質器の熱負荷応答特性を明らかにした。

なお、本研究は科学技術庁から原研への委託により実施された電源特会「核熱利用システム技術開発」の「水素製造システムの技術開発」の成果である。

## 2 炉外技術開発試験装置の水蒸気改質器の仕様

炉外技術開発試験装置の水蒸気改質器の構造をFig. 2.1に示す。触媒反応装置としては自己熱交換式固定層に分類され、触媒充填層で加熱されたプロセスガスを内管に通して熱を再度、内側から触媒充填層に与えることにより熱効率の向上を図っている。ノズルN1より水蒸気改質器に流入したプロセスガス（天然ガスと水蒸気の混合ガス）は、触媒管と内管で構成された環状の触媒充填層を通過しながら、改質反応で生成した水素と未反応プロセスガスの混合した生成ガスとなる。生成ガスは触媒層最下部で折り返し、内管を上昇しながら熱を触媒層に与えノズルN2から流出する。一方ヘリウムガスはノズルN3から水蒸気改質器に入り、触媒管とガイド管で構成される環状流路を触媒管に熱を供給しながら上昇し、ノズルN4から流出する。触媒管のヘリウム側表面には伝熱促進のための直交フィンが加工されている。また、ガイド管周りは断熱材で覆い、さらに補償ヒータブロックを設けて熱損失を抑制する設計となっている。水蒸気改質器の主な仕様を以下に示す。

### 1) 本体

交換熱量	: 109kW
設計温度	: 圧力容器 400°C
設計圧力	: 圧力容器 ヘリウムガス 4.42MPa プロセスガス 4.91MPa
材 質	: 圧力容器 SCMV4
補償ヒータ容量	: 30kW
水素製造量	: 110 Nm <sup>3</sup> /h

### 2) 触媒管

設計温度	: 920°C
設計差圧	: 外圧 0.5MPa、内圧 1.0MPa
直交フィン	: 高さ 2mm、幅 1mm、ピッチ 3mm
材 質	: NCH800HTF
設計寿命	: 20,000 時間
触媒充填長	: 6000mm
充填触媒	: ニッケル触媒

### 3) ヘリウムガスの熱流動条件

入口圧力	: 4.0 MPa
入口／出口温度	: 880°C / 650°C
流量範囲	: 0 ~ 120 g/s、定格運転時 91 g/s

### 4) プロセスガスの熱流動条件

入口圧力	: 4.3 MPa
入口／出口温度	: 450°C / 600°C
天然ガス流量範囲	: 0 ~ 16 g/s、定格運転時 12 g/s
水蒸気流量範囲	: 0 ~ 58 g/s、定格運転時 47 g/s

水蒸気／天然ガス供給比 (S/C 比) : 2.0 ~ 4.0、定格運転時 3.5

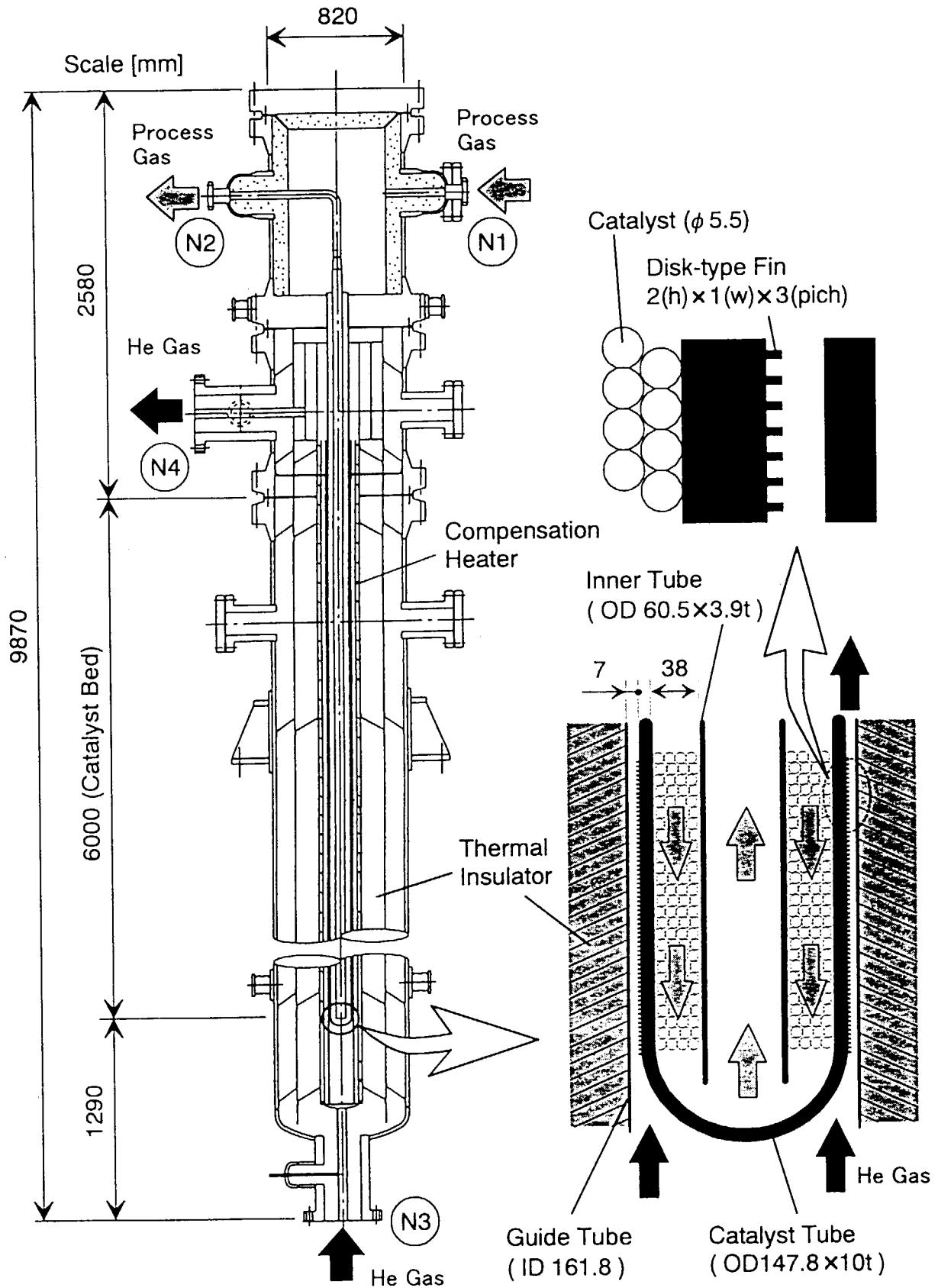
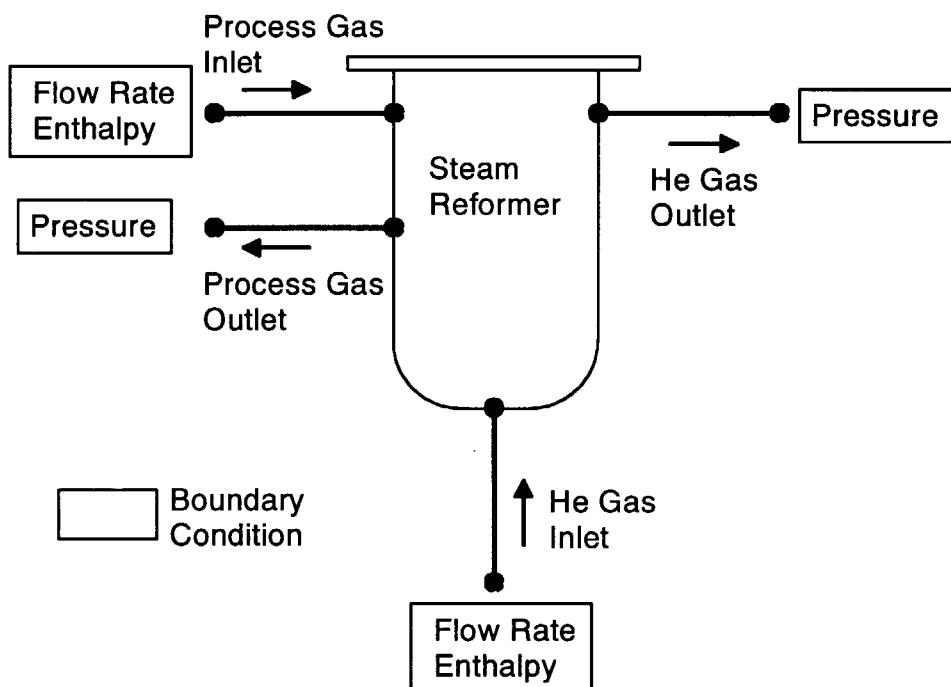


Fig.2.1 Structure of the Steam Reformer of the Out-of-Pile Test Facility

### 3. 水蒸気改質器のコード解析

計算で用いたモデルはFig. 3.1に示すように、水蒸気改質器とそれに接続するヘリウム、プロセスガス配管より成る。水蒸気改質器本体については後述する解析セルごとにヒートマスバランスを計算し、ヘリウム及びプロセスガスの出入口流動条件を算出するために、それぞれの接続配管について質量・運動量・エネルギー保存式を解く流動計算を行った。また、触媒管のヘリウム側表面については平滑な場合、及びヘリウムガス側の伝熱促進をはかるために直交フィンを加工した場合の2種類について解析し、伝熱促進の効果等について結果の比較を行った。本章ではモデル及び計算の基礎式を以下に記す。

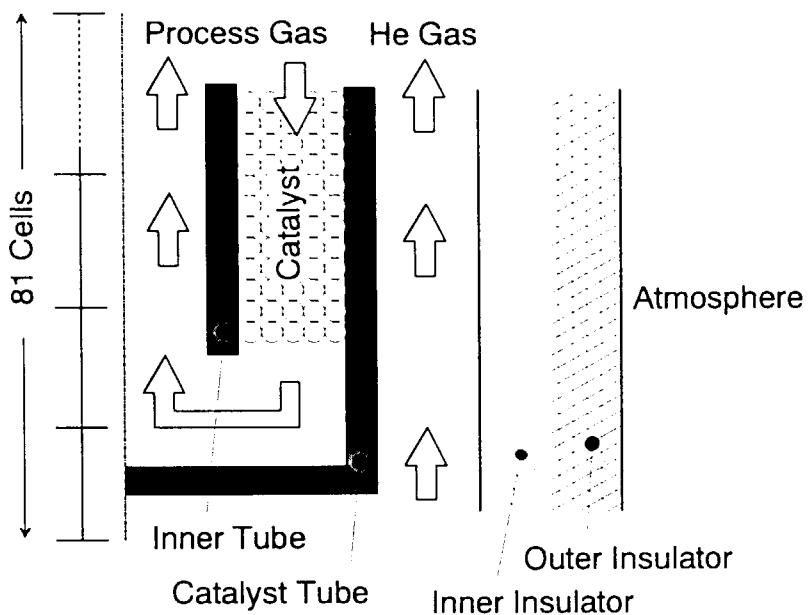
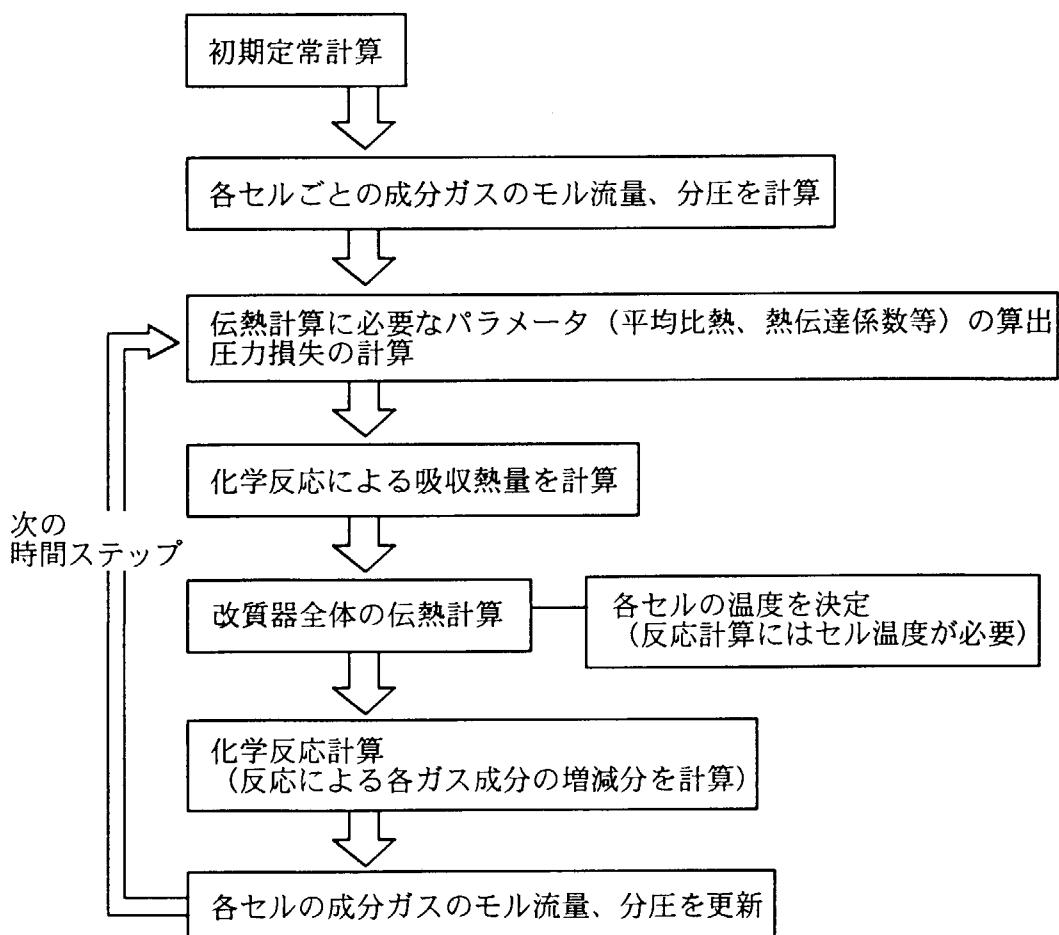


**Fig.3.1 Outline of an Analytical Model**

#### 3.1 水蒸気改質器本体解析モデル

解析は炉外技術開発試験装置を対象としているため、水蒸気改質器は触媒管1本をモデル化して行った。Fig. 3.2に解析モデルの概要を示す。モデルは、触媒層での化学反応を伴うプロセスガス、生成ガス、ヘリウム相互の配管を介した伝熱モデルであり、流れ方向に1次元の熱・物質収支計算を行う。なお、水蒸気改質器実機ではヘリウム流路を形成するガイド管が存在するが、その外側に設けた補償ヒータによりガイド管での熱伝導による熱移動の効果がほとんど現れず、断熱条件となるためガイド管はモデルに含めていない。また、断熱材は実機と同じく内側（高温用）と外側（低温用）の2層構造としている。

Fig. 3.3に解析手順を示す。触媒層を流れるプロセスガスはヘリウム及び内管を流れる生成ガスから熱を供給され、改質反応によって水素、一酸化炭素、二酸化炭素を生じる。この過程を上流側の解析セルから順にヘリウムガス、プロセスガス、生成ガス、各管壁についての

**Fig.3.2 Analytical Model of a Reformer Tube****Fig.3.3 Analytical Procedure for the Steam Reforming System**

エネルギー保存式を解析して各セルの温度を求め、セルのガス組成から化学反応計算を行って新しいガス組成と反応熱を計算していく。解析セルは触媒管軸方向に81分割した。また、本解析に当たっては以下のようない仮定を置いた。

- 1) 管材内においては、管軸方向の熱移動は無視して管軸に垂直な方向の熱移動のみを考慮する。
- 2) 内管を流れる生成ガス中の化学反応は無視する。
- 3) 改質反応器から大気中への放熱は無視する。
- 4) 触媒粒子層では、壁面から与えられる熱は全てプロセスガスが受け取り、触媒粒子はプロセスガスとのみ熱の交換を行うものとする。

### 3.2 伝熱計算の基礎式

Fig. 3.4 に解析セル（計算格子）とそれに割り当てた変数名を示す。水蒸気改質器各部のヒートバランスの解析は一次元計算であるため、内管、触媒管内の熱伝導等による効果は考慮せず、壁面を通して熱伝達により出入りする熱のバランスのみを考える。

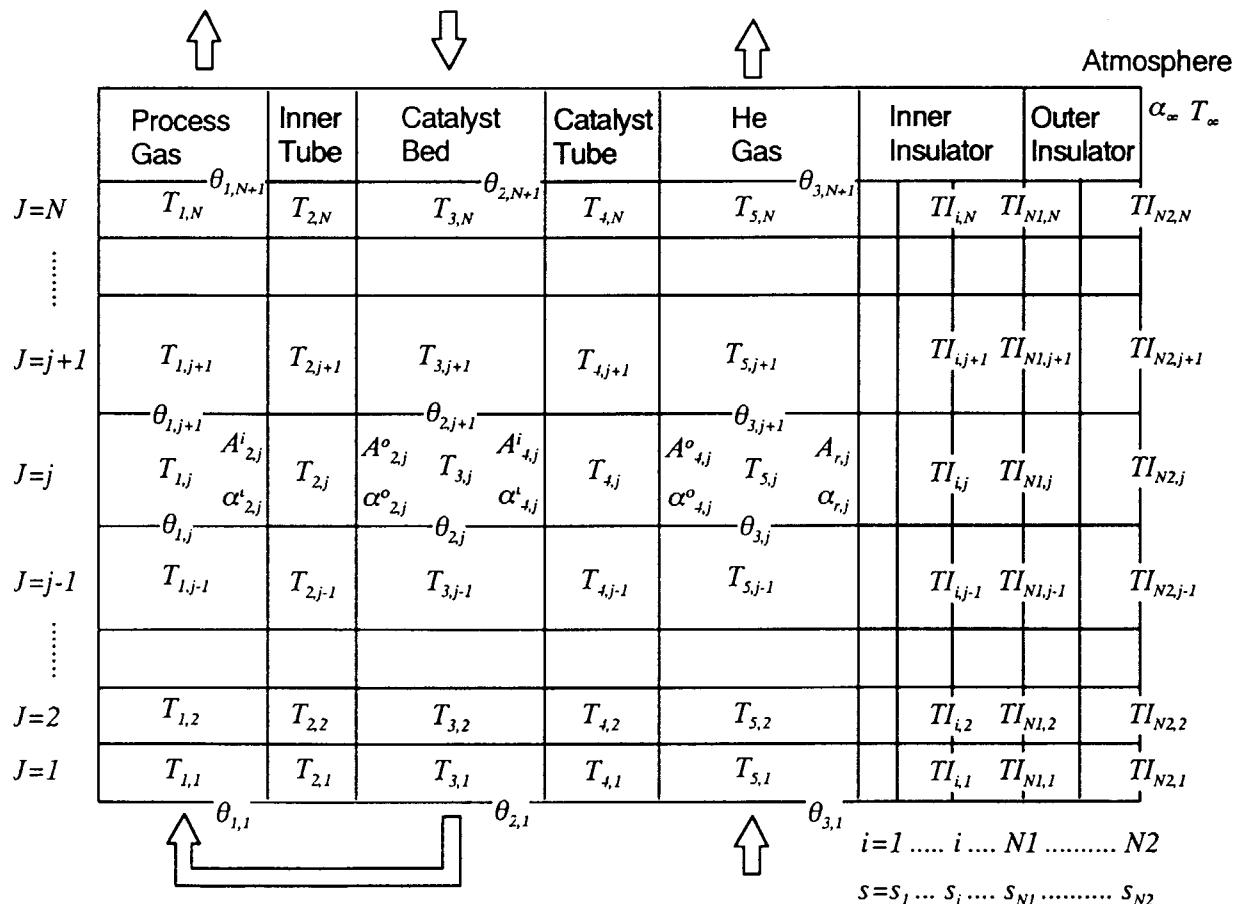


Fig.3.4 Variables Allocated in Cells

水蒸気改質器内のヒートバランス式は以下のとおりである。

$$\text{生成ガス: } C_{1,j} W_{1,j} \frac{dT_{1,j}}{dt} = A_{2,j}^i \alpha_{2,j}^i (T_{2,j} - T_{1,j}) + C_{1,j} G_{1,j} (\theta_{1,j} - \theta_{1,j+1}) \quad (3.2.1)$$

$$\text{内管: } C_{2,j} W_{2,j} \frac{dT_{2,j}}{dt} = A_{2,j}^o \alpha_{2,j}^o (T_{3,j} - T_{2,j}) + A_{2,j}^i \alpha_{2,j}^i (T_{1,j} - T_{2,j}) \quad (3.2.2)$$

$$\begin{aligned} \text{プロセスガス: } C_{3,j} W_{3,j} \frac{dT_{3,j}}{dt} &= A_{4,j}^i \alpha_{4,j}^i (T_{4,j} - T_{3,j}) + A_{2,j}^o \alpha_{2,j}^o (T_{2,j} - T_{3,j}) \\ &\quad + A_{c,j} \alpha_{c,j} (T_{c,j} - T_{3,j}) + C_{3,j} G_{3,j} (\theta_{2,j+1} - \theta_{2,j}) - Q_{3,j} \end{aligned} \quad (3.2.3)$$

$$\text{触媒粒子: } C_{c,j} W_{c,j} \frac{dT_{c,j}}{dt} = A_{c,j} \alpha_{c,j} (T_{3,j} - T_{c,j}) \quad (3.2.4)$$

$$\text{触媒管: } C_{4,j} W_{4,j} \frac{dT_{4,j}}{dt} = A_{4,j}^o \alpha_{4,j}^o (T_{5,j} - T_{4,j}) + A_{4,j}^i \alpha_{4,j}^i (T_{3,j} - T_{4,j}) \quad (3.2.5)$$

$$\begin{aligned} \text{ヘリウムガス: } C_{5,j} W_{5,j} \frac{dT_{5,j}}{dt} &= A_{r,j} \alpha_{r,j} (TI_{1,j} - T_{5,j}) + A_{4,j}^o \alpha_{4,j}^o (T_{4,j} - T_{5,j}) \\ &\quad + C_{5,j} G_{5,j} (\theta_{3,j} - \theta_{3,j+1}) \end{aligned} \quad (3.2.6)$$

$$\text{内側断熱材: } \frac{1}{a_1} \frac{\partial TI}{\partial t} = \frac{\partial^2 TI}{\partial s^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial TI}{\partial s} \quad (3.2.7)$$

$$\text{外側断熱材: } \frac{1}{a_2} \frac{\partial TI}{\partial t} = \frac{\partial^2 TI}{\partial s^2} + \frac{1}{s} \frac{\partial TI}{\partial s} \quad (3.2.8)$$

断熱材の境界条件は以下のように与える。

$$\text{ヘリウム側内壁: } -\lambda_1 \left. \frac{\partial TI}{\partial s} \right|_{s=s_1} = \alpha_{r,j} (T_{5,j} - TI_{1,j}) \quad (3.2.9)$$

$$\text{内側・外側断熱材境界: } -\lambda_1 \left. \frac{\partial TI}{\partial s} \right|_{s=s_{N1}} = -\lambda_2 \left. \frac{\partial TI}{\partial s} \right|_{s=s_{N1}} \quad (3.2.10)$$

$$\text{大気側外壁: } -\lambda_2 \left. \frac{\partial TI}{\partial s} \right|_{s=s_{N2}} = \alpha_\infty (TI_{N2,j} - T_\infty) \quad (3.2.11)$$

また、格子間の温度  $T$  は格子上の温度  $\theta$  の平均値で以下のように与える。

$$\text{生成ガス: } T_{1,j} = \frac{\theta_{1,j+1} + \theta_{1,j}}{2} \quad (3.2.12)$$

$$\text{プロセスガス: } T_{3,j} = \frac{\theta_{2,j+1} + \theta_{2,j}}{2} \quad (3.2.13)$$

$$\text{ヘリウムガス: } T_{5,j} = \frac{\theta_{3,j+1} + \theta_{3,j}}{2} \quad (3.2.14)$$

式 (3.2.1), (3.2.3), (3.2.6)において定常状態を仮定すると左辺の時間微分項は零になり、これと式 (3.2.12), (3.2.13), (3.2.14) から  $\theta$  は次のように表される。

$$\theta_{1,j+1} = T_{1,j} + \frac{\alpha_{2,j}^i A_{2,j}^i}{2G_{1,j} C_{1,j}} (T_{2,j} - T_{1,j}) \quad (3.2.15)$$

$$\begin{aligned} \theta_{2,j} &= T_{3,j} + \frac{\alpha_{4,j}^i A_{4,j}^i}{2G_{3,j} C_{3,j}} (T_{4,j} - T_{3,j}) - \frac{\alpha_{2,j}^o A_{2,j}^o}{2G_{3,j} C_{3,j}} (T_{3,j} - T_{2,j}) \\ &\quad - \frac{Q_{3,j}}{2G_{3,j} C_{3,j}} - \frac{\alpha_{c,j} A_{c,j}}{2G_{3,j} C_{3,j}} (T_{3,j} - T_{c,j}) \end{aligned} \quad (3.2.16)$$

$$\theta_{3,j+1} = T_{5,j} + \frac{\alpha_{r,j} A_{r,j}}{2G_{5,j} C_{5,j}} (T_{5,j} - T I_{1,j}) - \frac{\alpha_{4,j}^o A_{4,j}^o}{2G_{5,j} C_{5,j}} (T_{5,j} - T_{4,j}) \quad (3.2.17)$$

### 3.3 热伝達率の計算式

Fig. 3.5に热伝達係数及び圧力損失の算出に用いた式をまとめて示す。各計算式の詳細は以下のとおりである。

#### 3.3.1 触媒層の総括熱伝達係数 <sup>(3)(4)</sup>

$$\frac{\alpha_e d_p}{\lambda_f} = \left( \frac{d_p}{D} \right) \left( \frac{\lambda_{er}}{\lambda_f} \right) \left\{ z_1^2 + \frac{\Lambda_{(b)}}{y} \right\} \quad (3.3.1)$$

$$\lambda_{er} = \lambda_e + \lambda_f \Delta \text{Pr} \text{Re} \quad (3.3.2)$$

$$y = \frac{4 \left( \frac{d_p}{D} \right) \left( \frac{L_p}{D} \right) \left( \frac{\lambda_{er}}{\lambda_f} \right)}{\text{Pr} \text{Re}_p} \quad (3.3.3)$$

$$b = \frac{1}{2} \Gamma_1 \left( \frac{D}{d_p} \right) \left( \frac{\lambda_{er}}{\lambda_f} \right) \quad (3.3.4)$$

$$\lambda_{ew} = \lambda_e + \frac{1}{\left( \frac{1}{0.02 \text{Pr} \text{Re}_p} + \frac{2}{\Gamma_2} \right)} \quad (3.3.5)$$

$$\Gamma_1 = \frac{2}{\frac{\lambda_f}{\lambda_{ew}} - \frac{\lambda_f}{\lambda_{er}}} \quad (3.3.6)$$

$$\Gamma_2 = 4 \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \text{Re}_p^{\frac{1}{2}} \quad (3.3.7)$$

$z_1^2$ ,  $\Lambda(b)$  :  $b$  の値により決定される。→ 参考文献(3), (4)

$\Delta$  :  $d_p/D$  の値により決定される。→ 参考文献(3), (4)

### 3.3.2 ヘリウム流路の熱伝達係数

平滑触媒管の場合：

Gnielinski の式<sup>(5)</sup>

$$\frac{\alpha D}{\lambda_f} = \frac{f}{2} \frac{(Re - 1000)Pr}{1 + 12.7 \sqrt{\frac{f}{2}} \left( Pr^{\frac{2}{3}} - 1 \right)} \quad (3.3.8)$$

$(3000 < Re < 10^6, 0.5 < Pr < 2000)$

$$f = (3.64 \log_{10} Re - 3.28)^{-2} \quad (3.3.9)$$

フィン付き触媒管の場合：

Knudsen の式<sup>(6)</sup>

$$\frac{\alpha D}{\lambda_f} = 0.039 Re^{0.87} Pr^{0.4} \left( \frac{S}{D} \right)^{0.4} \left( \frac{H_f}{D} \right)^{-0.19} \quad (3.3.10)$$

$$1 < H_f / S < 2$$

この場合、伝熱面積は下の式で求める有効伝熱面積を使用した。フィン効率は長方形断面の環状フィンに対する式を用いた。<sup>(7)</sup>

$$A_{eff} = A_p + \phi A_f \quad (3.3.11)$$

$$\phi = \frac{2}{u_b \left[ 1 - \left( \frac{u_e}{u_b} \right)^2 \right]} \left[ \frac{I_1(u_b) - \beta K_1(u_b)}{I_0(u_b) + \beta K_0(u_b)} \right] \quad (3.3.12)$$

$$\beta = \frac{I_1(u_e)}{K_1(u_e)} \quad (3.3.13)$$

$$u_b = \frac{H_f \sqrt{\frac{\alpha}{\lambda y_b}}}{\frac{x_e}{x_b} - 1} \quad (3.3.14)$$

$$u_e = u_b \left( \frac{x_e}{x_b} \right) \quad (3.3.15)$$

実際のプログラム中では変形ベッセル関数を求める関数が見つからなかったので、上記の式を用いてフィン効率と熱伝達係数の関係をグラフ化し、フィッティングして求めた下記の式を用いた。

$$\phi = 8.733 \times 10^{-9} \alpha^2 - 1.133 \times 10^{-4} \alpha + 0.9935 \quad (3.3.16)$$

$\alpha$  : 热伝達係数 [kcal/m<sup>2</sup>/K/h]

### 3.3.3 生成ガス流路（内管）の熱伝達係数<sup>(8)</sup>

Dittus-Boelter の式

$$\frac{\alpha D}{\lambda_f} = 0.023 \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4} \quad (3.3.17)$$

## 3.4 圧力分布の計算式

管軸方向の圧力分布は、各セルでの圧力損失を順次計算し、それをガスの入口圧力から差し引いて与える。各セルの圧力損失は、下記の式を用いて計算する。

### 3.4.1 触媒層内のプロセスガスの圧力損失<sup>(9)</sup>

Burke-Plummer の式

$$\Delta P = 6fL_p \rho \frac{u_0^2}{g_c d_p} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \quad (3.3.18)$$

$$f = \frac{5}{\text{Re}_d} + \frac{0.4}{\text{Re}_d^{10}} \quad (3.3.19)$$

$$\text{Re}_d = \frac{\text{Re}}{6(1-\varepsilon)} \quad (3.3.20)$$

### 3.4.2 生成ガス流路（内管）の圧力損失<sup>(10)</sup>

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho u^2}{2} \quad (3.3.21)$$

$$f = \frac{0.3164}{\text{Re}^{\frac{1}{4}}} \quad (\text{Blasius の式}) \quad (3.3.22)$$

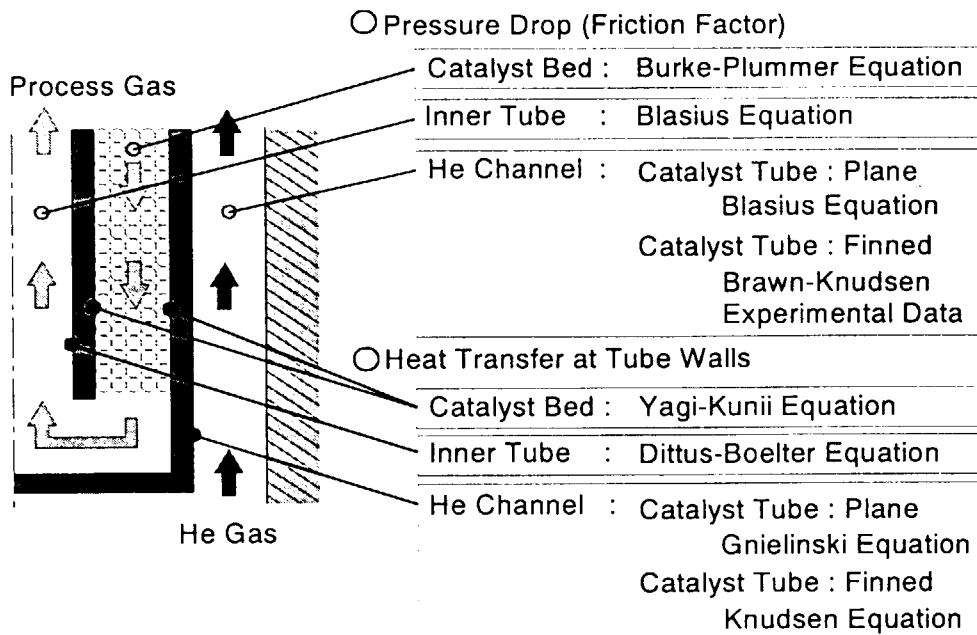
### 3.4.3 ヘリウム流路の圧力損失

平滑触媒管の場合 : 3.4.2 節と同じ。

直交フィン付き触媒管の場合<sup>(11)</sup>: 参考文献に示されているグラフからレイノルズ数と摩擦損失係数の関係を指數関数でフィッティングした以下の式を用いた。

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho u^2}{2} \quad (3.3.23)$$

$$f = \frac{0.16}{\text{Re}^{0.0818}} \quad (3.3.24)$$



**Fig.3.5 Names of Equations for Analyzing the Heat Transfer Rate and the Pressure Drop**

### 3.5 水蒸気改質器接続配管内の流動解析

水蒸気改質器本体に接続する配管内の流動に関しては、以下に示す一次元の圧縮性流体に関する方程式を解き、水蒸気改質器入口、出口配管におけるヘリウムガス及びプロセスガスの流速、圧力、エンタルピーを計算する。ただし、配管内での化学反応はなく成分組成は一定とする。

$$\text{連続の式} : \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} = 0 \quad (3.3.25)$$

$$\text{運動方程式} : \rho \left( \frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} \right) = - \frac{\partial P}{\partial x} - \rho F - \rho g \sin \theta \quad (3.3.26)$$

$$\text{エネルギー方程式} : \frac{\partial \left[ \rho \left( e + \frac{u^2}{2} \right) \right]}{\partial t} + \frac{\partial \left[ \rho u \left( h + \frac{u^2}{2} \right) \right]}{\partial x} = Q - \rho u g \sin \theta \quad (3.3.27)$$

$$\text{状態方程式} : P = RT\rho \sum \frac{m_k}{M_k} \quad (3.3.28)$$

ここで  $F, e, h$  は以下のように表される。

$$F = \frac{1}{L} \left[ f \frac{u^2}{2} \left( \frac{L}{D} \right) + \zeta \frac{u^2}{2} \right] \quad (3.3.29)$$

$$e = \sum m_k C_{v_k} T \quad (3.3.30)$$

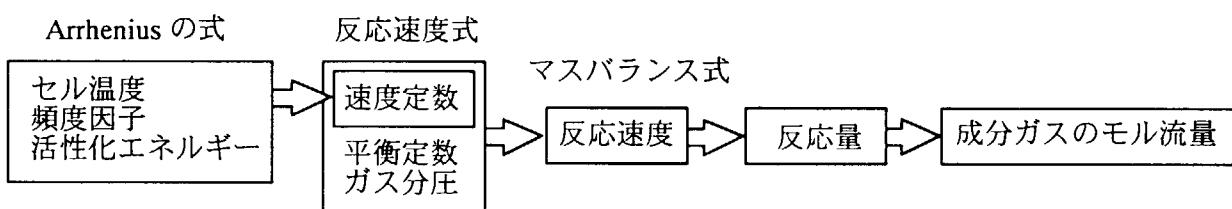
$$h = \sum m_k C_{p_k} T = e + \frac{P}{\rho} \quad (3.3.31)$$

また、 $g \sin \theta$  は重力項であり、 $\theta$  は配管の流れ正方向と水平線とのなす角度である。

## 3.6 化学反応の計算式

### 3.6.1 計算手順

化学反応計算は水蒸気改質器の性能評価にとって最も重要な部分であるが、計算に必要なパラメータに不確定なものが多々、それらの値を決定するには実際の反応器を用いた広範囲な条件下での実験データの蓄積等が必要である。特に速度定数を決定する頻度因子、活性化工エネルギーは化学反応計算の精度を左右する因子であるが、圧力や温度等、反応条件の影響を受けやすく、実験によるデータの整備が重要である。Fig. 3.6 に計算手順を示す。伝熱計算で決定したセル温度とあらかじめ与えられている頻度因子、活性化工エネルギーからArrheniusの式を用いて速度定数を計算する。次に、セルの各ガス成分の分圧、平衡定数、及び算出した速度定数から反応速度式を用いて反応速度を決定し、マスバランス式より化学反応によるガス成分の増減量が計算できる。即ち、セル内の各ガス成分のモル流量が分かるので、Fig. 3.3 に従つて次の計算ステップへ移る。



**Fig.3.6 Calculation Procedure for the Chemical Reaction**

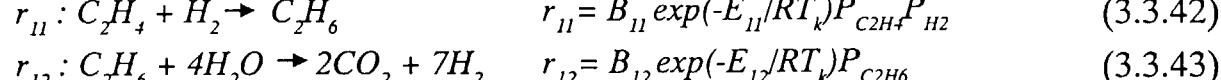
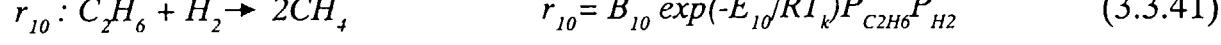
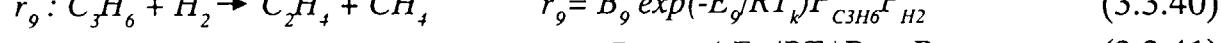
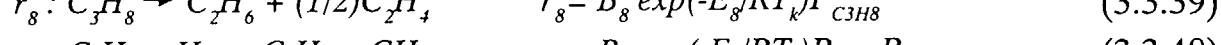
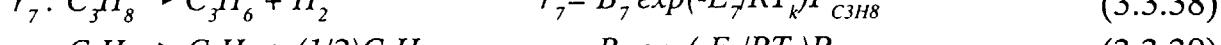
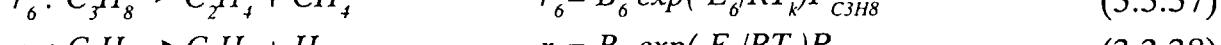
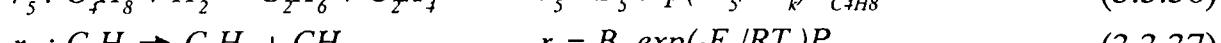
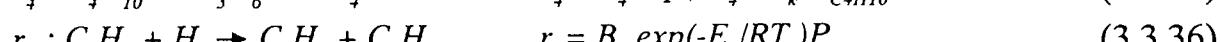
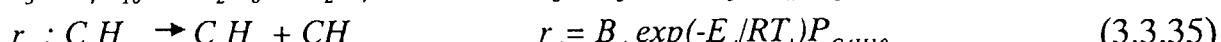
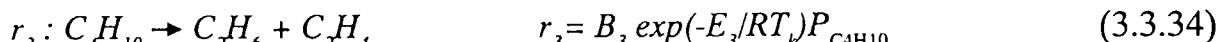
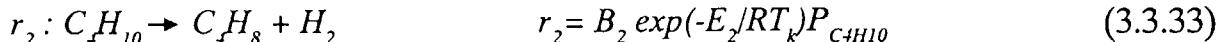
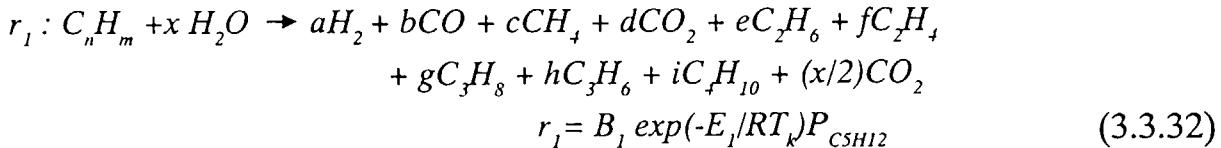
### 3.6.2 反応速度式

熱物質収支解析コードでは、触媒充填層で起こる化学反応として以下に示す18種類の反応を考慮している。これらの反応は複数の反応が同時に進行する複合反応であり、更に固体触媒内への拡散、吸着、離脱なども考慮に入れる必要があるため反応速度式の導出は複雑になる。基本的に化学量論式の形と反応速度式とは直接的な関係はなく、反応速度式を決定するためには反応経路を解明することにより複合反応を素反応に分解し、実際の反応器で得られたデータと照らし合わせながら近似式を求め、更に経験的な改良を加えることになる<sup>(12)</sup>。特に反応速度定数でArrheniusの式が適用できるのは個々の素反応であり、複合反応の速度定数をArrheniusの式の形で表した場合、条件によって実際の温度依存性からずれることもあるので注意が必要である。ここでは、幾つか提案されている反応速度式<sup>(13)</sup>を参考にしつつ、事前検討のための反応速度式として次のような式を用いた。なお、反応1～反応14の頻度因子B、活性化工エネルギーE、平衡定数Kは、これまでの化学工業プラントの開発・運転で得られている経験的な値をプログラム中で与えてある。反応15～反応18についての頻度因子と活性化工エネルギーは入力ファイル中で与える。

天然ガスの主成分はメタンであることから、本解析では(3.3.44)式で表される改質反応と、(3.3.45)式のシフト反応が主反応となる。

化学量論式

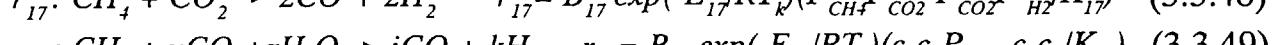
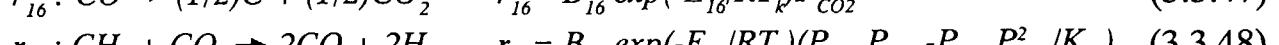
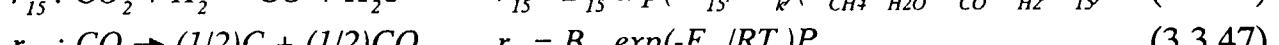
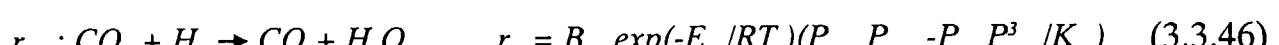
反応速度式



改質反応



シフト反応



### 3.6.3 各ガス成分のマスバランス

各ガス成分のセル  $j$  におけるモル流量  $G_j^j$  は、セル  $j+1$  のモル流量  $G^{j+1}$  に化学反応による増減分を加えて算出する。すなわち前節の反応速度式を用いて以下のように表される。

$$G_{H2}^j = G_{H2}^{j+1} + W_c (0.0853r_1 + r_2 - r_5 + r_7 - r_9 - r_{10} - r_{11} + 7r_{12} + 4r_{13} - r_{14} + 3r_{15} + 2r_{17} + 2r_{18}) \quad (3.3.50)$$

$$G_{CO}^j = G_{CO}^{j+1} + W_c (r_{14} + r_{15} - 2r_{16} + 2r_{17} + 2r_{18}) \quad (3.3.51)$$

$$G_{CH4}^j = G_{CH4}^{j+1} + W_c (0.0417r_1 + r_4 + r_6 + r_9 + 2r_{10} - r_{13} - r_{15} - r_{17} - r_{18}) \quad (3.3.52)$$

$$G_{CO_2}^j = G_{CO_2}^{j+1} + W_c(-0.038r_1 + 2r_{12} + r_{13} - r_{14} + r_{16} - r_{17} - r_{18}) \quad (3.3.53)$$

$$G_{C_2H_6}^j = G_{C_2H_6}^{j+1} + W_c(0.0071r_1 + r_3 + r_5 + r_8 - r_{10} + r_{11} - r_{12}) \quad (3.3.54)$$

$$G_{C_2H_4}^j = G_{C_2H_4}^{j+1} + W_c(0.0175r_1 + r_3 + r_5 + r_6 + 0.5r_8 + r_9 - r_{11}) \quad (3.3.55)$$

$$G_{C_3H_8}^j = G_{C_3H_8}^{j+1} + W_c(0.0395r_1 - r_6 - r_7 - r_8) \quad (3.3.56)$$

$$G_{C_3H_6}^j = G_{C_3H_6}^{j+1} + W_c(0.0106r_1 + r_4 + r_7 - r_9) \quad (3.3.57)$$

$$G_{C_4H_{10}}^j = G_{C_4H_{10}}^{j+1} + W_c(0.2r_1 - r_2 - r_3 - r_4) \quad (3.3.58)$$

$$G_{C_4H_8}^j = G_{C_4H_8}^{j+1} + W_c(r_2 - r_5) \quad (3.3.59)$$

$$G_{C_5H_{12}}^j = G_{C_5H_{12}}^{j+1} - W_c r_1 \quad (3.3.60)$$

$$G_{H_2O}^j = G_{H_2O}^{j+1} - W_c(0.402r_1 + 4r_{12} + 2r_{13} - r_{14} - r_{15}) \quad (3.3.61)$$

### 3.6.4 化学反応による吸収熱量の計算

セル j における反応に伴う吸収熱量  $Q_j$  [kcal/h] は、成分ガスが全て反応した場合の反応熱量  $q_j$  [kcal/h] を用いて次式で計算した。

$$q_j = (-G_{CH_4}^j * 49.27 - G_{CO_2}^j * 9.838 - G_{C_3H_6}^j * 83.0 - G_{C_3H_8}^j * 118.969 - G_{C_4H_{10}}^j * 155.344 - G_{C_5H_{12}}^j * 193.837) * 1.10 \quad (3.3.62)$$

$$Q_j = q_j - q_{j+1} \quad (3.3.63)$$

## 4 解析条件

水蒸気改質器の解析モデルの寸法は炉外技術開発試験装置に使われる触媒管と同一である。設計では触媒管の外側表面に伝熱促進用のフィンを設けているが、ここでは平滑管の場合についても比較のために伝熱計算を行った。なお、水蒸気改質器接続配管表面、及び水蒸気改質器外表面は断熱条件とした。ガスの流動条件はヘリウム側の温度、圧力、流量等を一定とし、触媒層側の入口プロセスガス流量、圧力、温度、組成を変えてヘリウムガスの入口及び出口エンタルピーの差、すなわち水蒸気改質器の熱消費量を計算した。このとき、化学反応の頻度因子、活性化エネルギーの値をパラメータに取り、水蒸気改質器熱消費量への影響を調べた。

本解析に用いた熱物質収支解析コードはシステムの動特性変化を時系列で計算することができる。本解析ではパラメータを入力データとして与えた後、システムが定常になるまで計算を行い、その定常値をグラフ化した。

解析条件を次に示す。

#### 4.1 水蒸気改質器形状・物性値

内管 : 外径 60.5mm、肉厚 3.9mm、SUS304  
           密度 7940kg/m<sup>3</sup>、比熱 460.5J/kg/K、熱伝導率 22.8W/m/K

触媒管 : 外径 147.8mm、肉厚 10mm、NCF800H (触媒充填部長さ : 6m)  
 (平滑管) 密度 7940kg/m<sup>3</sup>、比熱 460.5J/kg/K、熱伝導率 22.8W/m/K

内側断熱材 : 内径 : 161.8mm  
           密度 160kg/m<sup>3</sup>、比熱 1046.5J/kg/K、熱伝導率 0.104W/m/K

外側断熱材 : 内径 520mm、外径 820mm  
           密度 160kg/m<sup>3</sup>、比熱 1046.5J/kg/K、熱伝導率 0.639W/m/K

触媒粒子 : 充填率 0.55、粒子径 5.5mm、アルミナ担持Ni触媒、  
           密度 1100kg/m<sup>3</sup>、比熱 3767J/kg/K、熱伝導率 1.05W/m/K

ヘリウム円環流路ギャップ : 7mm

触媒管本数 : 1本

水蒸気改質器接続配管 : 長さ 10m、内径 50mm、摩擦損失係数 0.025、補正係数 0.01  
 配管傾斜角度 0°、放熱量 0 J/s

#### 4.2 ガス物性値

ガスの物性値で定数として扱ったものを Table1 に示す。

Table 1 Property of the Gases

Gas	Molecular Weight	Specific Heat [J/kg/K]
H <sub>2</sub>	2.016	14300
CO	28.01	1050
CH <sub>4</sub>	16.043	2210
CO <sub>2</sub>	44.009	820
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	1720
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.097	1530
I-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.124	1520
H <sub>2</sub> O	18.016	4180
He	4.003	5190

#### 4.3 ヘリウムガス流動条件

ガス流動の境界条件は水蒸気改質器出口圧力一定という実験条件を満足するために、水蒸気改質器入口では流量、温度（エンタルピー）を設定し、水蒸気改質器出口では圧力のみを設定した。入口流量・温度は定格運転時の値である。また、この出口圧力の場合には入口圧力は約 4.0MPa になる。

水蒸気改質器入口流量 : 91g/s (22.75mol/s)  
 水蒸気改質器入口温度 : 880°C (1153.15K)

水蒸気改質器出口圧力 : 3.99MPa

上記の条件でヘリウム流路内の流速及びレイノルズ数 (Re) は、以下のようになる。

平滑管の場合 : 流速 16m/s, Re = 9047

フィン付き管の場合 : 流速 22m/s, Re = 8943

#### 4.4 プロセスガス流動条件

原料となる天然ガスはメタン以外の成分をある程度含んでおり、その含有量は産地により異なる。本解析ではメタンの他にエタン ( $C_2H_6$ )、プロパン ( $C_3H_8$ )、 $C_4H_{10}$  のような極微量の不純物を含む天然ガスを想定し、S/C比はメタン及び水蒸気の成分比により調節した。定格運転時 (S/C比 : 3.5) の水蒸気を含んだプロセスガスの重量成分組成は以下のとおりである。

$H_2O$	: 79.7 wt%
$CH_4$	: 20.0 wt%
$C_2H_6$	: 0.113 wt%
$C_3H_8$	: 0.11 wt%
$C_4H_{10}$	: 0.0728 wt%

解析におけるプロセスガスの流動条件をTable2に示す。パラメータの変動範囲は、S/C比及び流量については炉外技術開発試験装置の試験範囲に合わせた。入口圧力、入口温度は、ここに示したほど大きく変動することは無いと思われるが、事前解析のために変動幅を大きく取って解析した。解析では一つのパラメータを変化させている時は、その他のパラメータは定格値を使用した。

**Table 2 Analytical Parameters of the Process Gas**

Parameter	Range	Rated Value
Steam / Carbon Ratio	2.0 ~ 4.0	3.5
Inlet Pressure [MPa]	3.3 ~ 5.3	4.3
Flow Rate [g/s]	20 ~ 80	60
Inlet Temperature [°C]	300 ~ 600	450

#### 4.5 改質反応条件

反応速度式中の頻度因子及び活性化工エネルギーの値は、触媒の担持金属及び担持量、担体、触媒の形状、反応圧力等に依存し、反応速度式も触媒の種類によって異なる。そこで、定格条件に対して頻度因子と活性化工エネルギーの値を変化させて改質反応に及ぼす影響、即ち、水蒸気改質器の熱消費量に及ぼす影響を把握することとした。この感度解析評価の設定条件をTable3に示す。

**Table 3 Analytical Parameters of the Chemical Reaction**

Chemical Reaction	Parameter	Range	Rated Value
Reforming Reaction	Frequency Factor [mol/g/h/atm <sup>3</sup> ]	1.0 ~ 20.0	4.0
	Activation Energy [kJ/mol]	83 ~ 418	95.5
Shift Reaction	Frequency Factor [mol/g/h/atm <sup>2</sup> ]	0.5 ~ 5.0	2.5
	Activation Energy [kJ/mol]	40 ~ 170	47.9

#### 4.6 蒸気発生器の最大熱容量

蒸気発生器の定格運転条件は、

定格容量	: 135kW
He 入口温度	: 568°C
He 出口温度	: 281°C
He 流量	: 91g/s

であるが、異常時にはHe出口温度を300°C以下に抑える設計になっている。最も厳しい過渡条件として蒸気発生器入口温度が880°Cまで上昇するとした場合、He出口温度を300°Cまで冷却するのに必要な蒸気発生器の熱吸収量（以下、最大熱容量と呼ぶ。）は273kWになる。水蒸気改質器での熱消費量の変動は、そのまま蒸気発生器の熱負荷変動となるので、以下の解析では、この蒸気発生器の最大熱容量を基準として水蒸気改質器の熱消費量の変動幅を表すこととする。

### 5 解析結果

#### 5.1 定格運転時の水蒸気改質器内の状態

Fig. 5.1に定格運転時のパラメータを用いて定常状態における、触媒管軸方向のプロセスガス及びヘリウムガスの温度分布と、プロセスガス中の水素及びメタン成分流量を計算した結果を示す。図中には平滑管とフィン付き管の結果をそれぞれ破線及び実線で表してある。

このときの水蒸気改質器内の流速、レイノルズ数は以下の通りである。

内 管（圧力 4MPa、平均温度 700°Cとして計算）

プロセスガス流速 : 3.3m/s

レイノルズ数 : 41000

触媒層（圧力 4MPa、平均温度 600°Cとして計算）

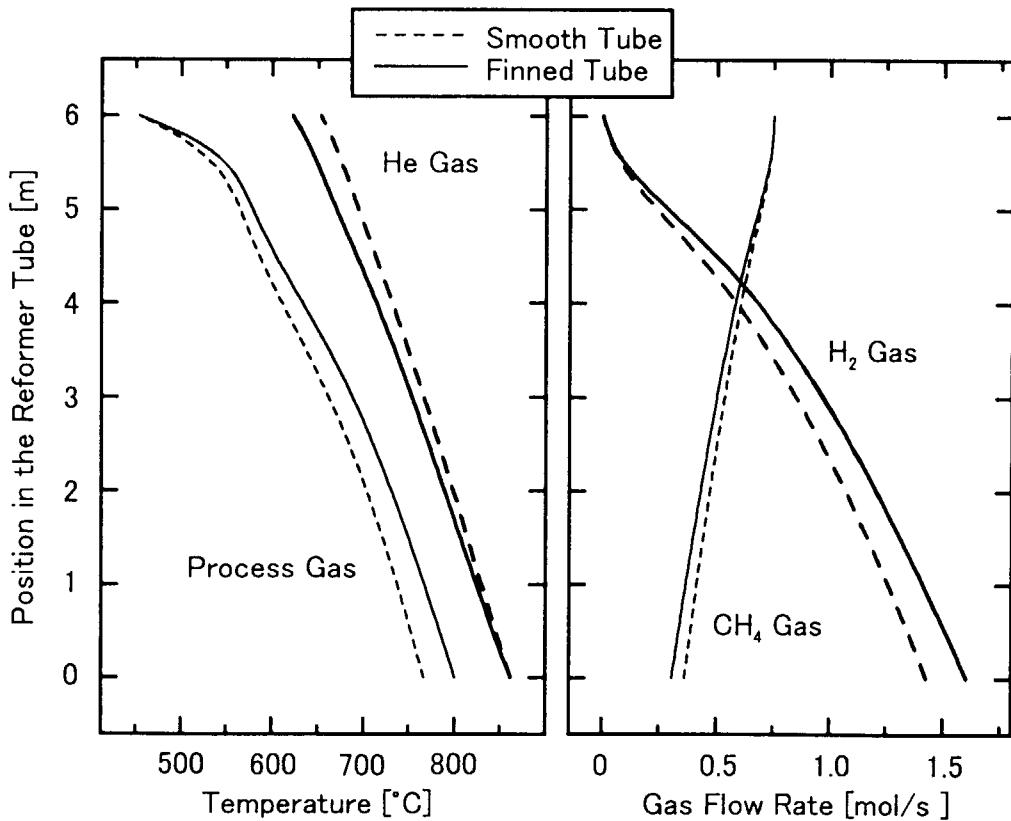
プロセスガス空塔速度 : 0.62m/s

粒子レイノルズ数 : 1053

ヘリウム流路（圧力 4MPa、平均温度 765°Cとして計算）

平 滑 管 ヘリウムガス流速 : 14.4m/s

レイノルズ数 : 8134



**Fig.5.1 Gas Temperature and Flow Rate Profile along the Vertical Axis**

フィン付き管 ヘリウム流速 : 19.9m/s  
レイノルズ数 : 8025

図に見られるように、ヘリウムは触媒層の下部から860°Cで流入し、上昇するに従い触媒層に熱を与えて温度が低下する。一方、プロセスガスは触媒層の上部から450°Cで流入し、下降しながら温度が上昇し、それとともに改質反応が進んで水素流量が増え、メタン流量が減少している様子が分かる。また、フィン付き管は平滑管に比べて熱伝達係数が大きいため、触媒層への伝熱量が増加するため、ヘリウムガスの出口温度は平滑管よりも6%低くなり、プロセスガス温度は5%ほど高くなっている。これにより改質反応が促進されて触媒層出口での水素流量が平滑管より12.5%増加している。定格条件で計算した水蒸気改質器の熱消費量は平滑管で98kW、フィン付き管で112kWであり、平滑管に比べてフィン付き管は約14%大きな値になる。5.2節以降では、ここで計算したフィン付き管の熱消費量等を基準として、前述したようにパラメータを変動させたときの水蒸気改質器の熱消費量変化を計算した。4章で述べたように、以下の解析においては、変化させるパラメータ以外の解析条件は全てTable2、Table3に示す基準値を用い、ヘリウムガスの流动条件は4.3節に示した値で一定とした。

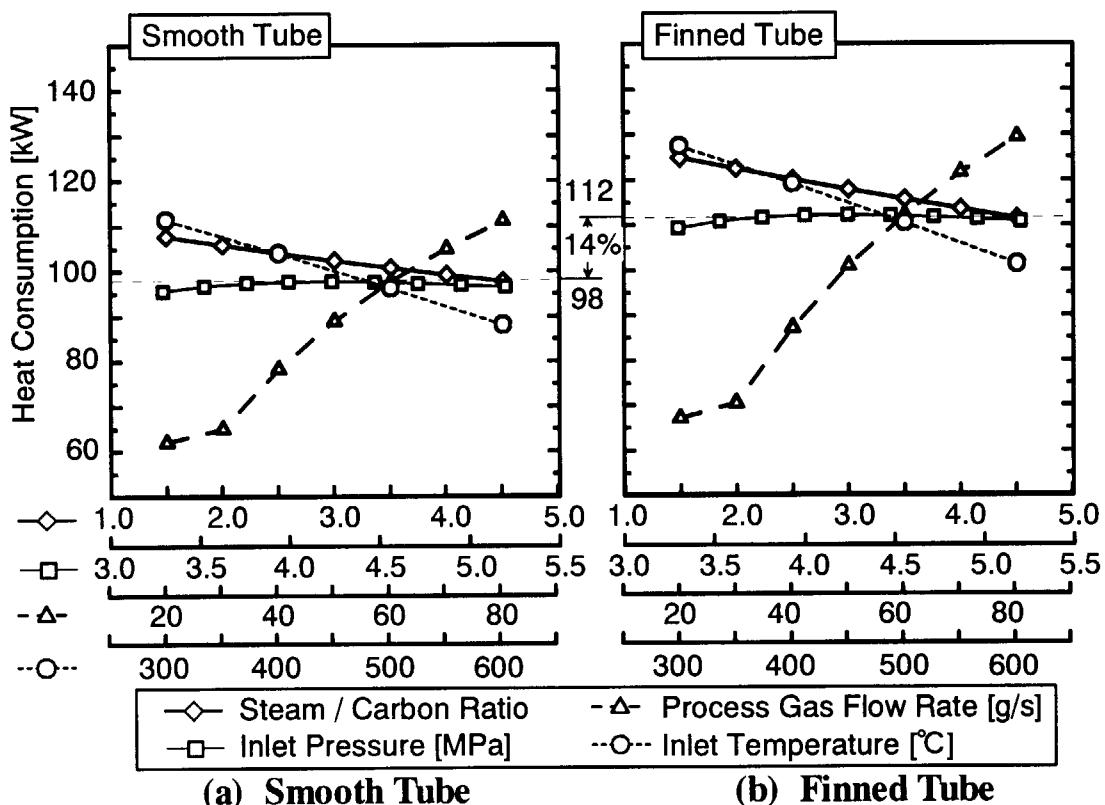
## 5.2 スチーム・カーボン比（S/C比）をパラメータとした場合

Fig. 5.2にプロセスガスのスチーム・カーボン比（S/C比）を2.0～4.0の範囲で変化させたときの水蒸気改質器の熱消費量を計算した結果を示す。最上段の横軸がS/C比を表してい

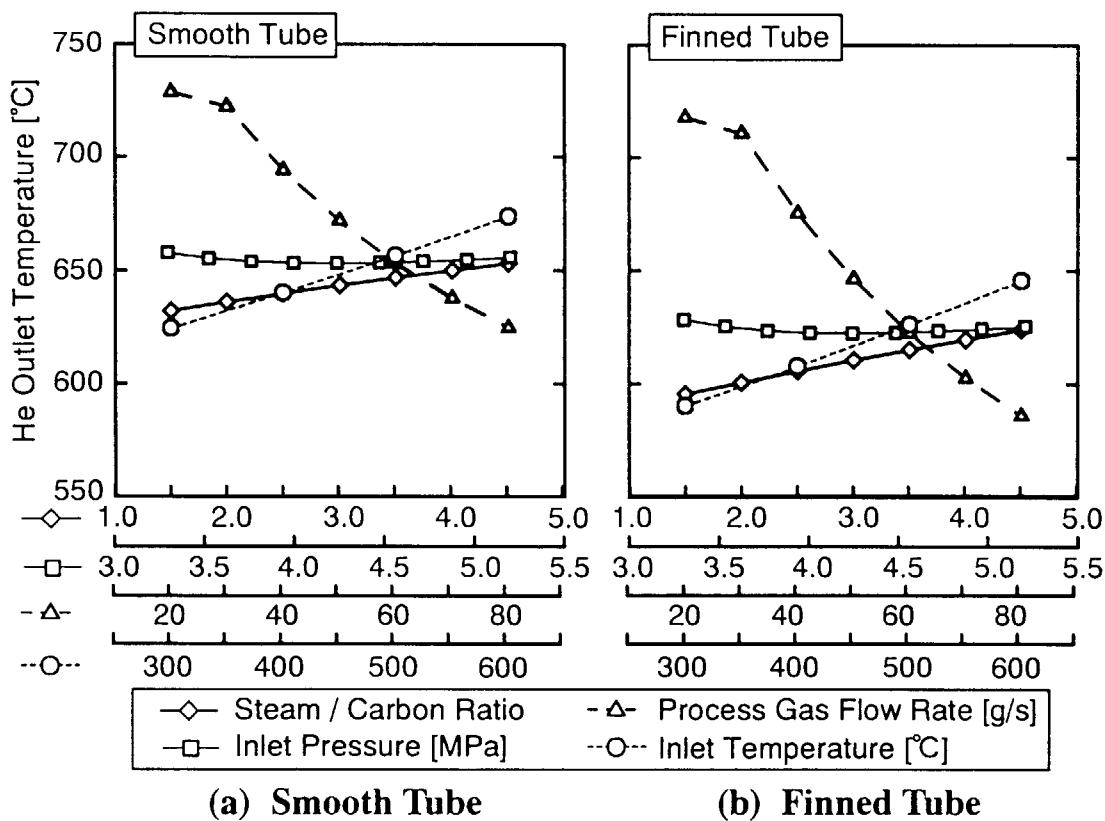
る。また、点線の横棒は定格値で計算した場合の値を示す。ここではプロセスガスの質量流量を60g/sに固定しているので、S/C比が増加することにより蒸気量が増加し、メタン量が減少する。反応物質であるメタン量が減少するので改質反応量も減少し、Fig. 5.4に示すように水素生成量も減少し、それに伴って水蒸気改質器の熱消費量が減少することになるが、Fig. 5.5から分かるように蒸気割合が大きいとメタン転換率は向上する。熱消費量の最大変動幅は平滑管、フィン付き管でそれぞれ4.6節に示した蒸気発生器の最大熱容量の3.6%及び4.9%であるので、炉外技術開発試験装置で計画されている試験範囲内(Table2)では、S/C比が熱消費量に大きな影響を及ぼすことはないと考えられる。これを水蒸気改質器出口のヘリウムガス温度で示したのがFig. 5.3である。水蒸気改質器での熱消費量が減るとヘリウムのエンタルピーロスが減少するため、S/C比が増加するほど水蒸気改質器出口のヘリウム温度は高くなる。ただし、このようにS/C比が大きく変化してもヘリウムガスの温度変動は20~30°Cであり、蒸気発生器出口の温度変動幅の目標値20°Cと同程度である。

### 5.3 プロセスガスの水蒸気改質器入口圧力をパラメータにした場合

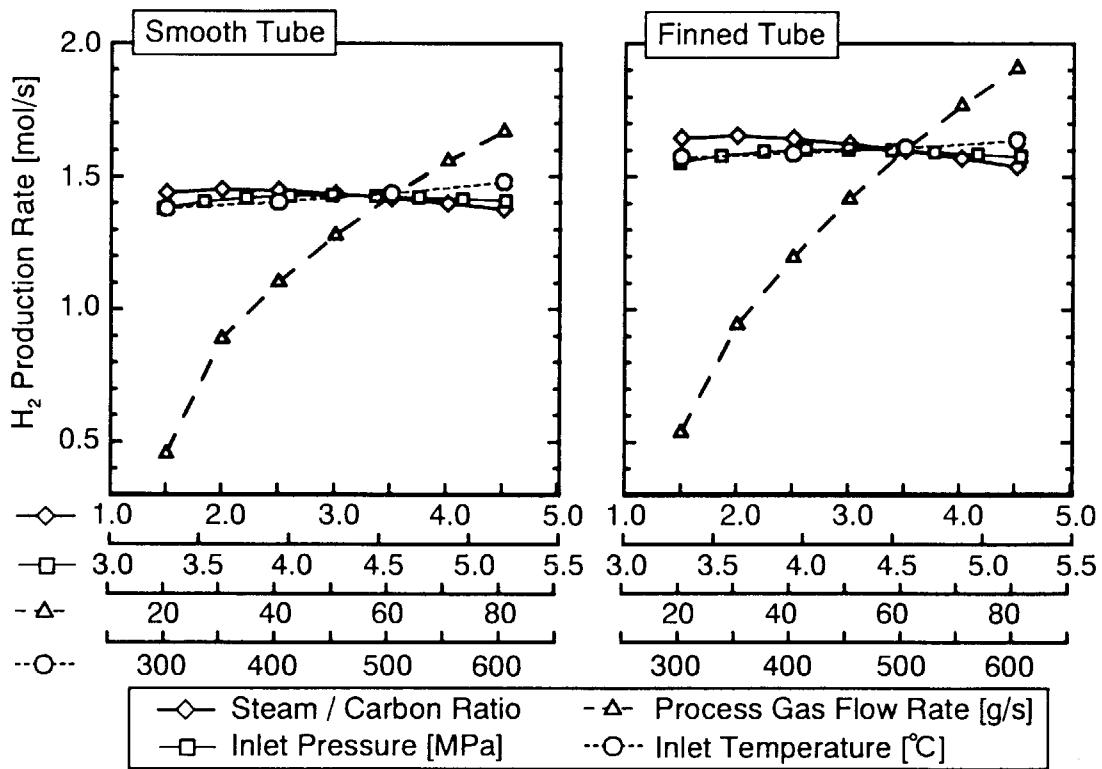
Fig. 5.2においてプロセスガスの水蒸気改質器入口圧力をパラメータにしたときの熱消費量の変化はグラフの上から2段目の横軸で表される。図に見られるように、プロセスガス入口圧力が変化しても水蒸気改質器の熱消費量はほとんど変化せず、熱消費量のプロセスガス圧力に対する依存性は非常に小さいことが分かる。ただし詳細に見ると、僅かながら上に凸の山なりの傾向を示しており、圧力が低い場合と高い場合でごく僅かであるが、熱消費量が低くなる



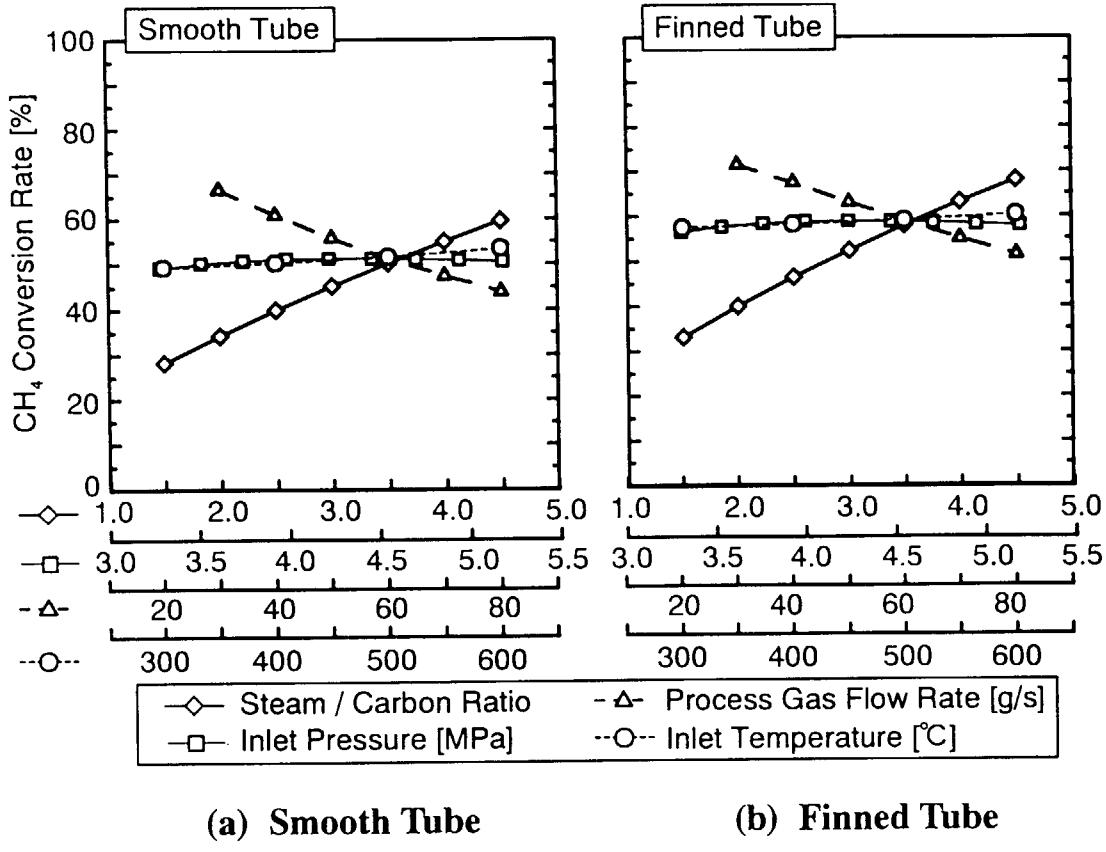
**Fig.5.2 Relations of the Heat Consumption of a Steam Reformer with the Process Gas Parameters**



**Fig.5.3 Relations of the Helium Outlet Temperature with the Process Gas Parameters**



**Fig.5.4 Relations of the Hydrogen Production Rate with the Process Gas Parameters**



**Fig.5.5 Relations of the Methane Conversion Rate with the Process Gas Parameters**

傾向がある。この傾向はヘリウム温度を表すFig. 5.3では下に凸のグラフとなって現れている。これは、圧力の低い場合は成分ガスの分圧値も低いので反応速度が遅くなり改質反応量が減ったためと考えられる。また圧力の高い場合については、プロセスガスの入口条件は質量流量とエンタルピーで与えているため、同じエンタルピーなら圧力が高いと温度が低くなり、反応速度が低下して熱消費量が減少する傾向になったと考えられる。Fig. 5.4、Fig. 5.5を見るとFig. 5.2の熱消費量の変化傾向と同じように低圧側と高圧側で水素生成量、メタン転換率ともに減少しており、改質反応速度が低下していることが分かる。

#### 5.4 プロセスガスの供給流量をパラメータにした場合

プロセスガスの供給流量をパラメータにしたときの熱消費量の変化はFig. 5.2のグラフの3段目の横軸で表される。図に見られるようにプロセスガスの供給量は、他のパラメータに比較して熱消費量に対する影響が特に大きく、プロセスガス供給量を定格条件に対して-66%～+33%の範囲で変化させたときの熱消費量の変動は、平滑管、フィン付き管それぞれ蒸気発生器の最大熱容量(273kW)の18%及び23%である。この時の熱消費量の変動によりヘリウムガスの温度は、Fig. 5.3に示すように平滑管で111°C、フィン付き管で134°C変動している。プロセスガス供給流量が少ない場合は温度が高いので反応性が高くなり、Fig. 5.4では低流量の部分でグラフの勾配が急になっている。プロセスガスの供給量が増えるにつれ反応物質量が増

加するので全体の水素生成量は増加するが、熱消費量が増えて反応温度が低下するので、Fig. 5.5から分かるようにメタン転換率は減少する。プロセスガス流量がここで示したように大きく変動する過渡状態では、ヘリウムガス温度の変動も極めて大きいため、ヘリウム流路の構造材に生じる熱応力の過渡的な変化に注意する必要がある。

## 5.5 プロセスガスの水蒸気改質器入口温度をパラメータにした場合

Fig. 5.2及びFig. 5.3に見られるようにプロセスガス入口温度が低いほど熱の消費量は増大し、ヘリウム出口温度は低下するが、水素の生成量はFig. 5.4に見られるようにプロセスガス入口温度が高いほど増大している。これは、プロセスガス入口温度が低いとヘリウムとプロセスガスの温度差が大きいためにプロセスガスへの入熱が増大すること、またプロセスガス入口温度が高いと入口側から高い反応速度が実現するので水素生成量が増大したためである。Fig. 5.5のメタン転換率も水素生成量と同様に、プロセスガス入口温度が高いと反応速度が上がり転換率も向上する。熱消費量についてはプロセスガス入口温度に比例して減少しており、その変動幅はプロセスガスの供給流量を除いたパラメータの中で最も大きく、ここで評価した300°C～600°Cまでのプロセスガス入口温度の変化に対して熱消費量の変動幅は、平滑管では蒸気発生器の最大熱容量(273kW)の8.4%、フィン付き管で9.6%である。また、Fig. 5.4に示すようにこのようなプロセスガス入口温度の変動に対して水素生成量の変動幅は、フィン付き管の場合は4.1%、平滑管の場合には、フィン付き管の定格値の6.9%と比較的小さな変動に収まっている。ただし、この計算はプロセスガス流量を定格運転条件の60g/sで行っているため、前述したプロセスガス流量の変化する条件がプロセスガス入口温度の変化に重なるような場合は、水素生成量はその分変動することになる。

## 5.6 改質反応の頻度因子をパラメータにした場合

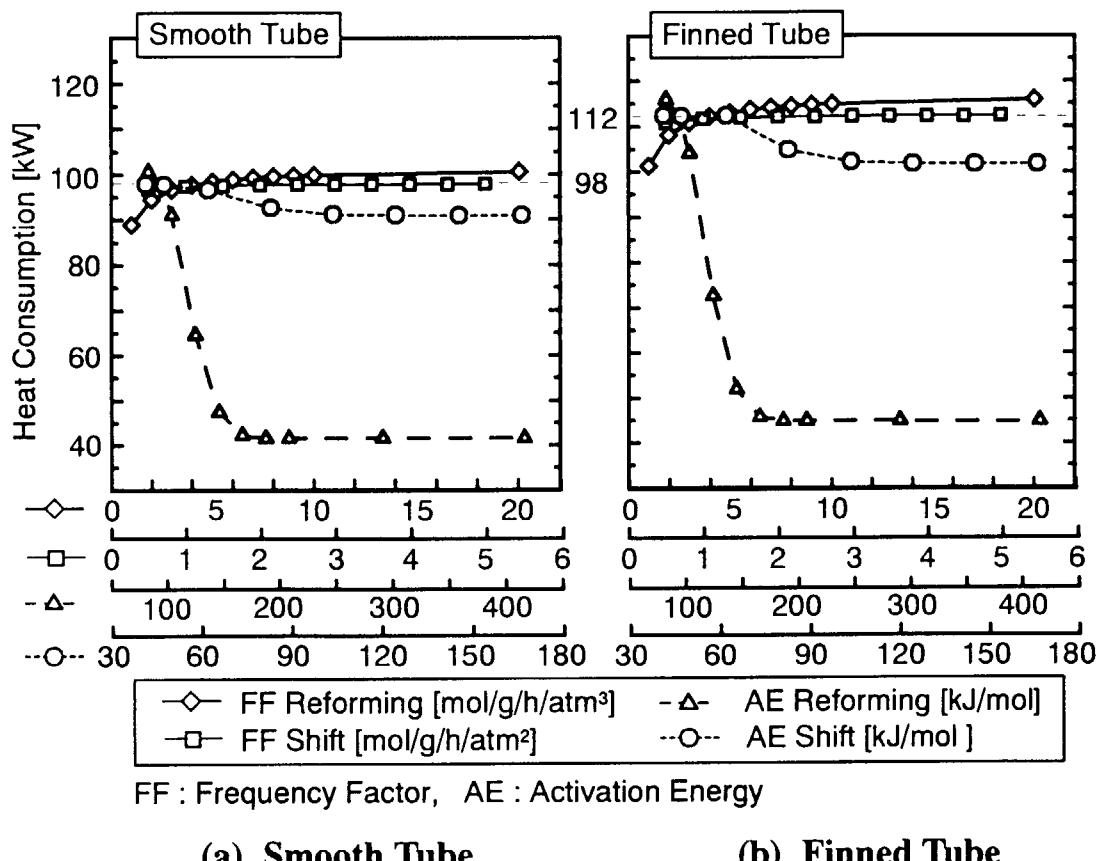
Fig. 5.6に改質反応、シフト反応の頻度因子と活性化工エネルギーをパラメータにした場合の水蒸気改質器の熱消費量を示す。改質反応の頻度因子は最上段の横軸で表される。基準値4.0 [mol/g/h/atm<sup>3</sup>]より頻度因子の値が大きなところでは、熱消費量は若干増加した後にはほぼ一定になる。基準値より値の小さなところでは、頻度因子の低下とともに急速に熱消費量が減少し、これに伴いFig. 5.7ではヘリウム出口温度が上昇している。また、Fig. 5.8、Fig. 5.9の水素生成量、メタン転換率の変化も同様な傾向を示している。反応速度は頻度因子に比例することから、頻度因子が大きいほど反応速度が速くなつて改質反応が進むものと予想されるが、改質反応が進行するとメタン分圧及び水蒸気分圧が低下して反応速度式中の分圧成分が減少し反応の進行が遅くなる。このため、これらのバランスが拮抗したところで熱消費量が一定になったと考えられる。ここで計算した頻度因子の範囲1.0～20.0に対する熱消費量の変動幅は、平滑管で蒸気発生器の最大熱容量の4.2%、フィン付き管で5.3%である。通常、触媒は初期装荷時から徐々に活性が劣化するので、それに伴い頻度因子も低下すると考えられる。前述したように頻度因子は触媒形状や反応条件に影響を受けるので、正確な値の決定は今後の試験データの蓄積に依るが、本計算結果から頻度因子が基準値よりも50%低下(頻度因子:2.0の場合)するような極端な場合でも熱消費量の大きな変動は無いものと考えられる。なお、基準値は比較的安全側の値であり、ここで述べた頻度因子:2.0のケースは触媒反応器において触媒の活性が相当に劣化した場合のケースと言える。

## 5.7 シフト反応の頻度因子をパラメータにした場合

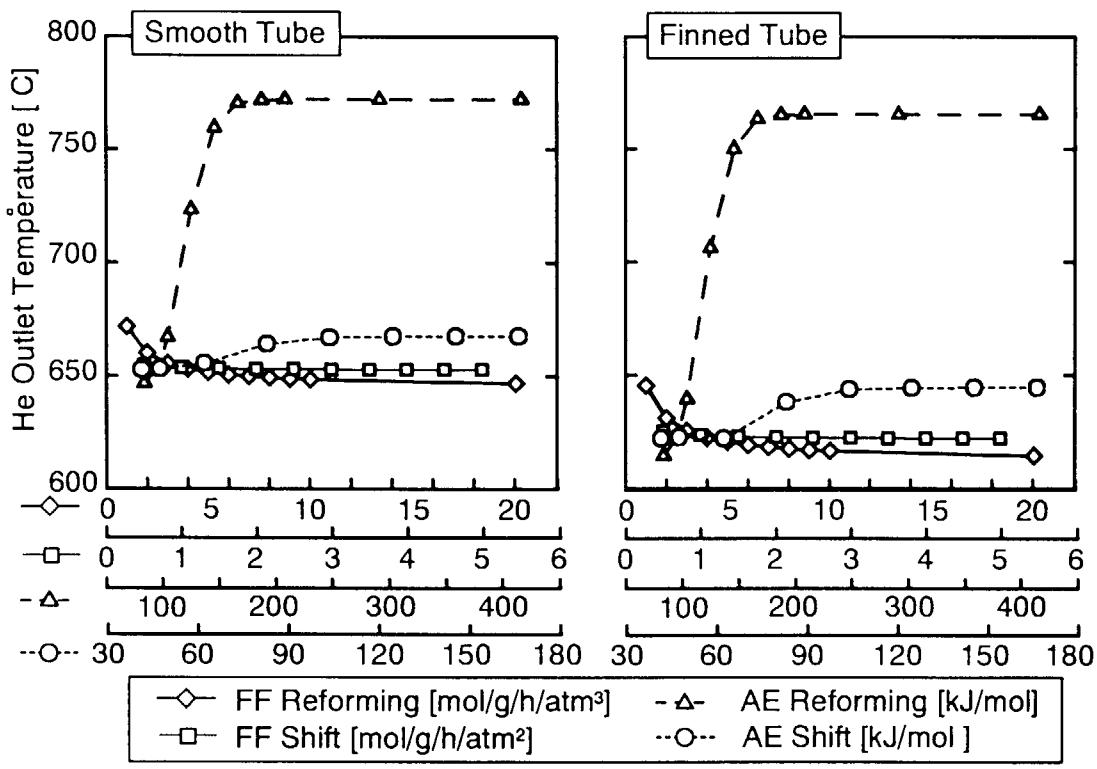
シフト反応の頻度因子はFig. 5.6、Fig. 5.7の2段目の横軸で表される。図に見られるように、このパラメータは熱消費量、ヘリウム温度にほとんど影響しない。Fig. 5.8において水素生成量はほぼ一定であり、シフト反応の頻度因子を変えても全体の水素生成反応はほとんど変化していない。Fig. 5.9のメタン転換率も若干増加傾向が見られるものの、変化はない。シフト反応は改質反応で生ずる一酸化炭素が原系物質であるから改質反応速度が律速となり、熱消費量はシフト反応速度の大小にほとんど影響されないためであると考えられる。

## 5.8 改質反応の活性化工エネルギーをパラメータにした場合

Fig. 5.6に見られるように、このパラメータは化学反応のパラメータの中で最も熱消費量に対する影響が大きく、その変動幅は平滑管で22%、フィン付き管で26%となっている。このときのヘリウムガス出口温度はFig. 5.7より平滑管で126°C、フィン付き管で151°Cとなり、5.4節に示したプロセスガスの供給流量がパラメータの場合より大きな変動を示している。また、Fig. 5.6から分かるように活性化工エネルギーが188kJ/molで熱消費量は最低になり、それ以上活性化工エネルギーが増えても熱消費量は変化していない。これは活性化工エネルギーが高すぎて改質反応が起こらなくなっている状態であり、Fig. 5.8、Fig. 5.9において水素生成量、メ



**Fig.5.6 Relations of the Heat Consumption of a Steam Reformer with the Chemical Reaction Parameters**

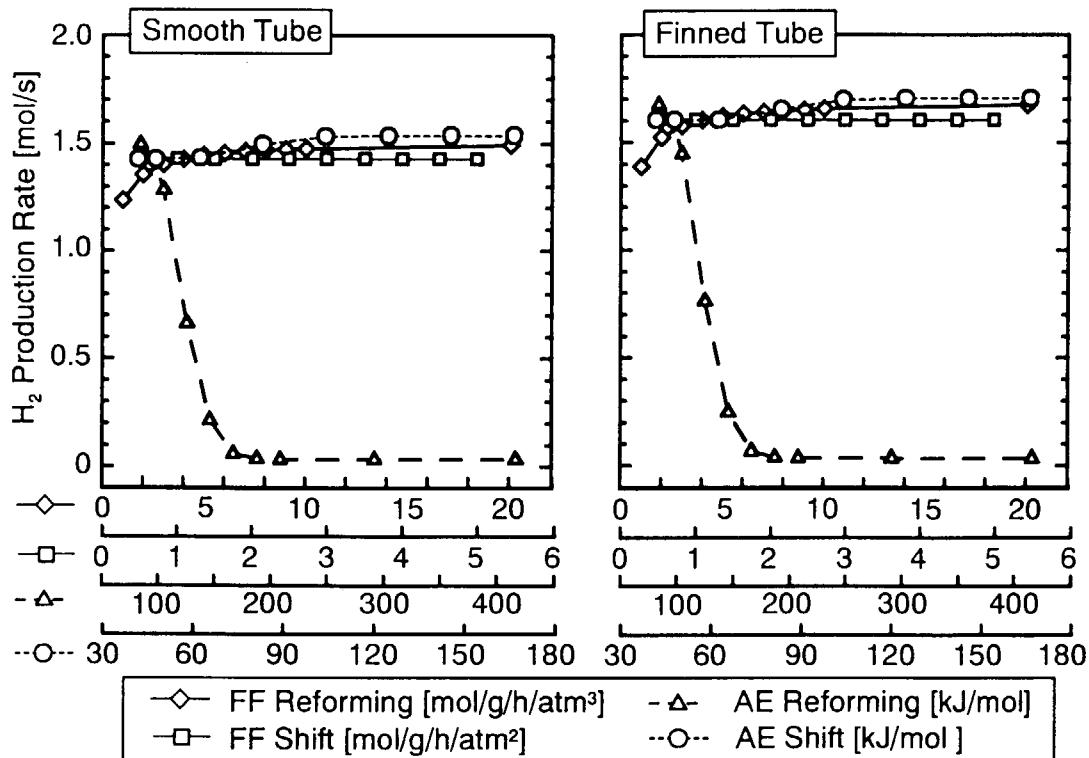


FF : Frequency Factor, AE : Activation Energy

(a) Smooth Tube

(b) Finned Tube

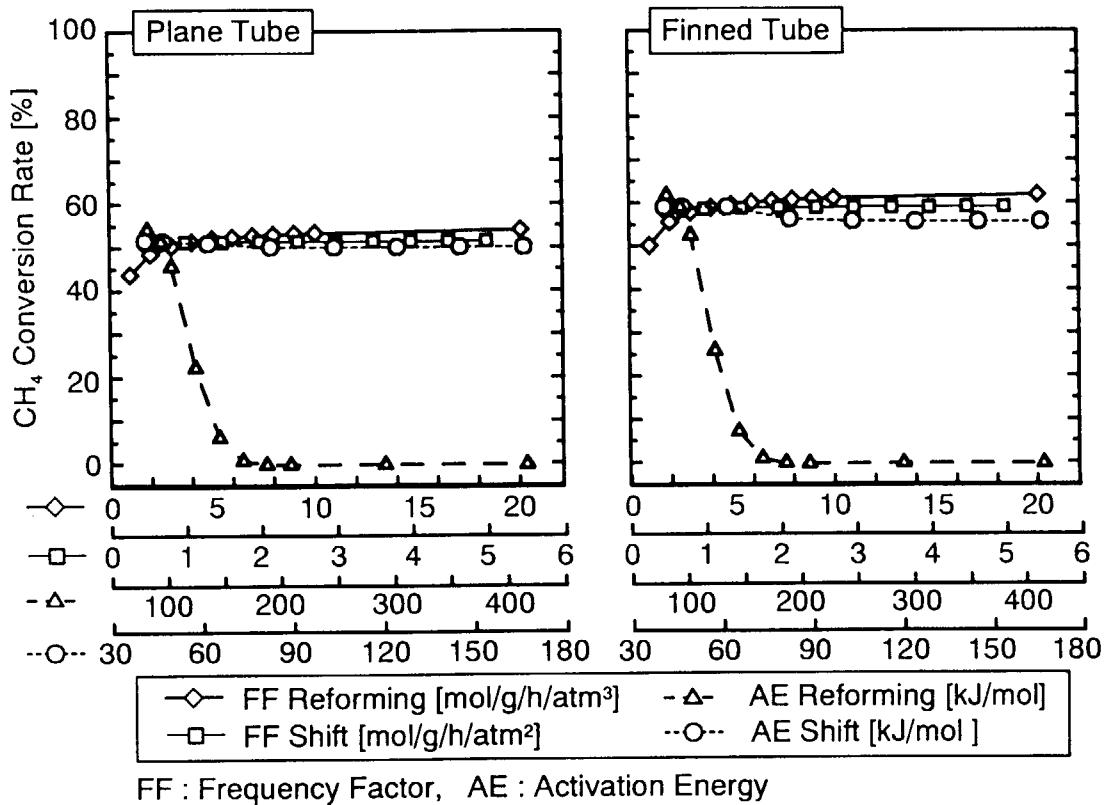
**Fig.5.7 Relations of the Helium Outlet Temperature with the Chemical Reaction Parameters**



(a) Smooth Tube

(b) Finned Tube

**Fig.5.8 Relations of the Hydrogen Production Rate with the Chemical Reaction Parameters**



(a) Smooth Tube

(b) Finned Tube

**Fig.5.9 Relations of the Methane Conversion Rate with the Chemical Reaction Parameters**

タン転換率がほとんど零になっていることからも分かる。この状態は、触媒性能の極端な劣化などにより改質反応が生じなくなり、ヘリウムからの除熱が単なる管壁を介したプロセスガスとの熱交換のみとなった状態に相当する。しかし、触媒性能が劣化して反応が零になるまで使い続けることはないので、反応が零になるほど活性化工エネルギーが高い状態を想定する必要はない。従って、触媒の健全性が保たれている状態では、活性化工エネルギーの値は基準値近傍に収まるものとすれば、熱消費量の変動幅はグラフ中の他のパラメータと同程度であると考えられる。なお、活性化工エネルギーは頻度因子と比べて触媒形状や反応条件の影響を受けにくく、実験室規模の反応装置でその値を決定することが可能なので、あらかじめ実験的に決定しておくのが望ましい。

## 5.9 シフト反応の活性化工エネルギーをパラメータにした場合

パラメータはFig. 5.6、Fig. 5.7、Fig. 5.8及びFig. 5.9の最下段の横軸で表される。シフト反応も活性化工エネルギーが高くなると反応が起こらなくなり、それ以上パラメータを大きくしても熱消費量は変化しなくなるのでヘリウム温度も変化せず、水素生成量も一定値になっている。改質反応の活性化工エネルギーをパラメータとした場合に比べて熱消費量の変動幅は小さく、改質反応の頻度因子をパラメータとした場合と同程度となっている。

### 5.10 過渡変動に対する熱消費量変化の追随性

これまでの解析結果は、入力したパラメータに対して水蒸気改質器システムが定常になるまで計算し、その最終の値をパラメータに対する熱消費量あるいは水素生成量として示したが、システムの運転に際しては、パラメータがある状態から別の状態へ変化した時に、どの程度の速度で水蒸気改質器の熱消費量の変動が追随するのかをあらかじめ把握しておく必要がある。前節までの結果から、熱消費量に最も大きな変動を生じさせるパラメータはプロセスガスの供給流量であることが分かった。そこで、プロセスガスの供給流量が急激に増加あるいは減少した場合の熱消費量の変化を解析し、パラメータ変動に対する追随性を調べた。Fig. 5.10(a)はプロセスガスの供給量60g/sの定格運転状態から1秒の間に80g/sまで増加させた場合の結果、Fig. 5.10(b)は反対に40g/sまで減少させた場合の熱消費量の計算結果である。平滑管、フィン付き管とともに、プロセスガスの供給量が変化し始めると同時に熱消費量も変化し始め、プロセスガス供給量の変化が止まった後、約1秒で熱消費量は定常状態に達している。このことから水蒸気改質器の熱消費量はプロセスガス供給流量の変動に迅速に追随することが分かる。

本解析に用いたプロセスガスのパラメータは全て触媒層入口の条件で決定できるものであるが、化学反応のパラメータ、すなわち頻度因子や活性化工エネルギーは触媒層内各々の場所における条件なので、実際の水蒸気改質器では全体を均一のパラメータにそろえることはできない。このため、触媒層内で反応の活発な場所と、そうでない場所が現れると予想される。さらに、触媒の初期装荷時から時間の経過とともに触媒性能が劣化して、化学反応のパラメータも変化していくことから、水蒸気改質器の熱消費量は低下していくことが予想される。このような状況の極端なケースは、Fig. 5.6において改質反応の活性化工エネルギーが大きな場合の結果に相当し、改質反応が起らなくなってしまった状態である。そのような状態になる前に触媒を交換する必要が生じるため、システムの運転にとってはむしろ触媒寿命が重要になる。現実

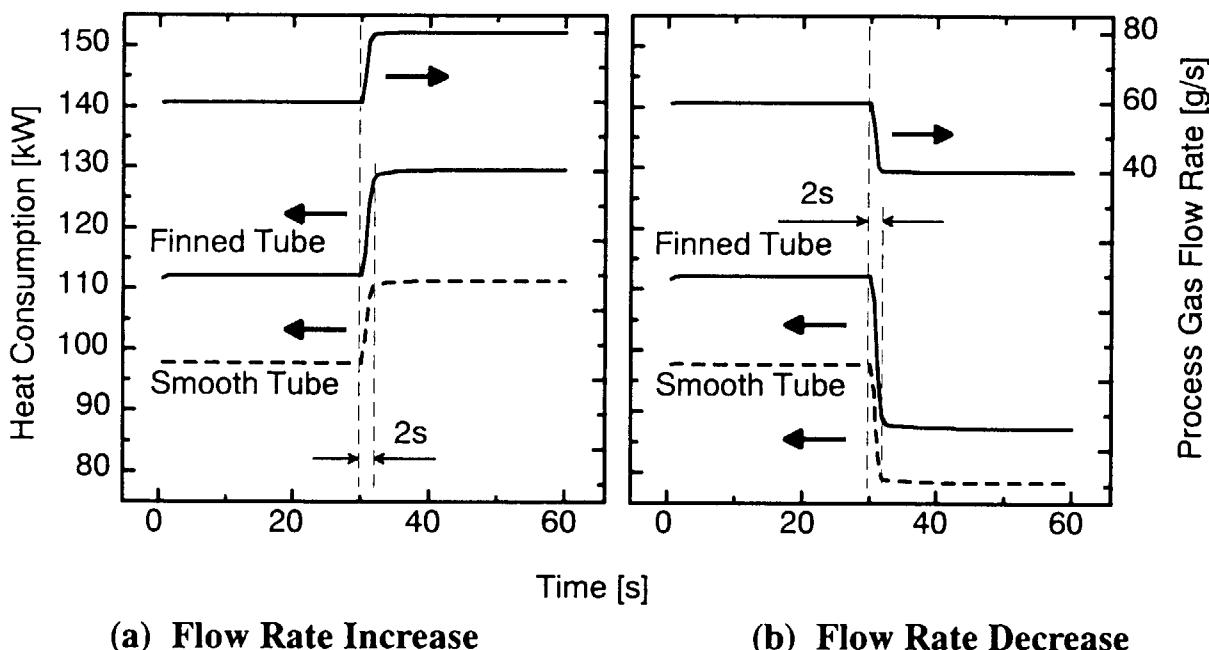


Fig.5.10 Heat Consumption of a Reformer under the Transient Condition of the Process Gas Flow Rate

には、硫黄などの不純物ガスによる劣化を生じやすいプロセスガス入口付近から順に劣化を生じ、また触媒層内の充填密度の違いによって水蒸気欠乏による炭素析出などを生じて、プロセスガス出口側においても触媒の劣化が発生する。このような触媒の劣化が触媒層全体にわたって一時に発生することではなく、時間の経過とともに進行するものと考えられる。このため、改質反応量の変化は本解析結果よりも小さく、それを監視することにより、触媒の交換時期を選定することが可能である。

## 6 热物質収支解析コードの高度化

本解析に使用した熱物質収支解析コードは、伝熱、流動、化学反応について既存の経験式、実験式、あるいは経験値を用いて計算を行っているが、これらの中にはフィン付き管の熱伝達係数や、化学反応速度式、頻度因子・活性化工エネルギーの値など、実際の水蒸気改質器を用いた試験により本システムに適合した値を決定する必要のあるものが含まれている。このため、HTTR 接続用水蒸気改質プラントの設計をより高度化するうえで、本解析コードの改良・高度化は不可欠である。

コード内で使用される式や値の改良に必要な炉外技術開発試験装置による試験項目として、以下のものが挙げられる。

### (1) プロセスガス及びヘリウムガス流路の伝熱・流動試験

内管、触媒管、ガイド管で構成される円管、粒子充填層、円環流路の管壁内外での熱伝達係数、及び流路の圧力損失特性を求め、実験式をコードに組み込む。

### (2) 触媒充填層における反応特性試験

使用する触媒それぞれについて、活性化工エネルギーを実験室規模の試験装置を用いて求め、頻度因子は炉外技術開発試験装置を用いて粒子形状、反応圧力、プロセスガス供給量、スチーム・カーボン比などをパラメータにして試験を行い、データを取得・評価しコードに組み込む。

また、コード自体は、より詳細な解析が可能なように以下の改良が必要である。

### (1) 管壁内の熱伝導効果の組み込み

現在の熱物質収支解析コードでは内管、触媒管の管壁内部のセルごとに、管壁を介した熱伝達による熱移動のみを考慮しているので、管壁材の熱伝導率や厚みの変化を解析に反映し、半径方向の熱伝導効果を計算できるようにする。

### (2) 改質反応、シフト反応の逆反応も反応速度式に組み込み、化学平衡を模擬

化学平衡は正反応と逆反応の速度が等しくなった状態であるが、現在のコードでは正反応の反応速度のみを考慮しているため化学平衡を模擬することができない。そこで、逆反応の反応速度式を求めるために実験室規模の反応装置を用いた実験を実施してデータを取得・評価し、逆反応の反応速度式、頻度因子、活性化工エネルギーなどをコードに組み込む。

## 7 まとめ

HTTRに接続する水素製造システムの通常運転時にはプロセスガス流量、温度、圧力等の、パラメータが変動しないように、定常・安定な運転を基本とするが、万一、外乱による変動が加わってもシステムの安定性を確保するために、システム全体の過渡挙動も把握しておく必要がある。そのために炉外技術開発試験装置ではシステムの運転制御技術の実証、水素製造能力の実証を行うとともに、意図的な外乱を加えて水蒸気改質システムの挙動を調べることを目的としている。

本報告では、炉外技術開発試験装置による試験運転計画を作成するために、熱物質収支解析コードを用いて水蒸気改質器の動特性解析を行い、プロセスガスと化学反応に関するパラメータ変動に対する水蒸気改質器の熱消費量、ヘリウム温度、水素生成量の応答挙動を調べた。以下に主要な結果を記す。

- (1) 触媒管を一般的な平滑管から伝熱促進をはかったフィン付き管にすることより、水蒸気改質器の熱消費量は平滑管より14%上昇し、水素製造量も12.5%増加する。
- (2) プロセスガスの水蒸気改質器入口圧力は、水蒸気改質器の熱消費量、水素製造能力にほとんど影響しない。
- (3) 水蒸気改質器の熱消費量はプロセスガスの供給量に最も大きく影響を受け、供給量を20g/s～80g/sの範囲で変化させると、熱消費量はフィン付き管の場合には蒸気発生器が吸収できる最大熱容量の23%に達する。この場合、水蒸気改質器出口ヘリウムは134°Cの温度変動を生じるので、流路構造材に発生する熱応力に注意する必要がある。
- (4) 頻度因子等の化学反応のパラメータが、反応を促進する方向に変化する場合、熱消費量は急激に変化することなく一定値に近づく。しかし、触媒の劣化等により反応を阻害する方向に変化する場合には、熱消費量が急速に減少するので、触媒の交換時期を誤らないように留意する必要がある。
- (5) 水蒸気改質器の熱消費量はプロセスガス供給流量の変動に迅速に追随し、その遅れ時間は1秒程度である。

HTTR接続用水蒸気改質プラントの設計をより高度化するために、上記の成果をふまえて解析コードの改良・高度化を進めていく計画である。

## 謝 辞

本報告所の作成に当たりご協力いただいた株式会社日立製作所、バブコック日立株式会社の関係各位に深く感謝の意を表する。また本研究を遂行する過程で、ご指導とご助言を賜った日野竜太郎 ターゲット開発室長に深甚なる感謝の意を表する。

## 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) 羽賀勝洋、日野竜太郎、稻垣嘉之、他6名:「HTTR熱利用系炉外技術開発試験用水蒸気改質器の基本設計の検討」、JAERI-Tech 96-053 (1996).
- (3) 日本機械学会編:伝熱工学資料(改訂第4版)、91 (昭 61)
- (4) 日本機械学会編:機械工学便覧、A6-132 (1985)
- (5) 日本機械学会編:伝熱工学資料(改訂第4版)、55 (昭 61)
- (6) 尾花英朗:熱交換器設計ハンドブック(第2版)、674 (1994)
- (7) 日本機械学会編:伝熱工学資料(改訂第4版)、204 (昭 61)
- (8) 日本機械学会編:伝熱工学資料(改訂第4版)、56 (昭 61)
- (9) 日本触媒学会編:触媒工学講座3 触媒装置及び設計、地人書館、118 (昭 40)
- (10) 日本機械学会編:管路・ダクトの流体抵抗、22 (昭 54)
- (11) 尾花英朗:熱交換器設計ハンドブック(第2版)、676 (1994)
- (12) 橋本健治:反応工学、培風館、10 (1979)
- (13) Mezaki, R., Inoue H., "Rate of Equations of Solid-Catalyzed Reactions," Univ. Tokyo Press, 321 (1991)

## 記号一覧

$A_{m,j}^i$	: 内壁面積 [m <sup>2</sup> ]
$A_{m,j}^o$	: 外壁面積 [m <sup>2</sup> ]
$A_{r,j}$	: 断熱材内壁面積 [m <sup>2</sup> ]
$A_{eff}$	: 有効伝熱面積 [m <sup>2</sup> ]
$A_f$	: フィン部分の表面積 [m <sup>2</sup> ]
$A_p$	: フィンを含まない部分の表面積 [m <sup>2</sup> ]
$a_1, a_2$	: 断熱材温度伝導率 [m <sup>2</sup> /s]
$B$	: 頻度因子 [mol/kg/s/Pa*] (コード内の単位は[mol/g/hr/atm*]) *: 圧力の乗数は反応により異なる。
$C_{m,j}$	: 比熱 [J/kg/K]
$c$	: 反応速度計算の係数
$D$	: 流路等価直径 [m]
$d_p$	: 触媒粒子径 [m]
$E$	: 活性化エネルギー [J/mol] (コード内の単位は[cal/mol])
$e$	: 内部エネルギー [J/kg]
$F$	: 配管単位長さ当たりの流体に働く力 [N/m]
$f$	: 摩擦損失係数
$G$	: ガス流量 [mol/s]
$g$	: 重力加速度 [m/s <sup>2</sup> ]
$g_c$	: 力の変換係数 [kg m/kgf/hr <sup>2</sup> ]
$h$	: エンタルピー [J/kg]
$H_f$	: フィン高さ [m]
$I_n(u)$	: n次の第一種変形ベッセル関数
$K$	: 平衡定数
$K_n(u)$	: n次の第二種変形ベッセル関数
$L$	: 流路長さ [m]
$L_p$	: 触媒層長さ [m]
$Mk$	: 成分 k の分子量
$mk$	: 成分 k の質量比
$P$	: ガス分圧 [Pa]
$Pr$	: プラントル数
$\Delta P$	: 圧力損失 [Pa]
$Q$	: 単位体積当たりの伝熱量 [J/s/m <sup>3</sup> ]
$Q_{3,j}$	: 反応に伴う吸収熱量 [J/s]
$R$	: 気体定数 [J/mol/K]
$Re$	: レイノルズ数
$Re_p$	: 粒子レイノルズ数 $Re_p = u_0 d_p / \nu$

$r$	: 反応速度 [mol/kg/s] (単位触媒重量あたりの換算)
$S$	: フィン間隔 [m]
$s_i$	: 断熱材セル半径 [m]
$T_k$	: 反応温度 [K]
$T_{m,j}$	: セル温度 (格子間) [K]
$TI_{ij}$	: 断熱材温度 [K]
$u$	: 流速 [m/s]
$u_0$	: 流体の空塔速度 [m/s]
$W_c$	: 触媒質量 [kg]
$W_{m,j}$	: 質量 [kg]
$x_b$	: 触媒管中心軸より管外面までの長さ [m <sup>2</sup> ]
$x_e$	: 触媒管中心軸よりフィン先端までの長さ [m <sup>2</sup> ]
$y_b$	: フィンの厚さの半分の長さ [m <sup>2</sup> ]

## ギリシャ文字

$\alpha$	: 热伝達係数 [W/m <sup>2</sup> /K]
$\alpha_{m,j}^i$	: 内壁面热伝達係数 [W/m <sup>2</sup> /K]
$\alpha_{m,j}^o$	: 外壁面热伝達係数 [W/m <sup>2</sup> /K]
$\alpha_{r,j}$	: 断熱材内壁面热伝達係数 [W/m <sup>2</sup> /K]
$\alpha_t$	: 総括热伝達係数 [W/m <sup>2</sup> /K]
$\varepsilon$	: 触媒層の空隙率
$\phi$	: フィン効率
$\theta_{m,j}$	: セル温度 (格子上) [K]
$\lambda$	: 管壁材の热伝導率 [W/m/K]
$\lambda_1, \lambda_2$	: 内側・外側断熱材の热伝導率 [W/m/K]
$\lambda_e$	: 流体静止時の触媒層有効热伝導率 [W/m/K]
$\lambda_f$	: 流体の热伝導率 [W/m/K]
$\rho$	: 流体の密度 [kg/m <sup>3</sup> ]
$\nu$	: 流体の動粘度 [m <sup>2</sup> /s]
$\zeta$	: 補正係数

## 下付文字

$i$	: 断熱材の半径方向格子番号 ( $= 1, 2, \dots, NI, \dots, N2$ )
$j$	: 管軸方向の格子番号 ( $= 1, 2, \dots, N$ )
$m$	: 1 生成ガス 2 内管 3 触媒粒子層 4 触媒管 5 He ガス

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	$N \cdot m$
干率、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	$\Omega$	$V/A$
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	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、ヘクト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 <sup>5</sup> dyn)	kgf	lbf
1	0.101972	0.224809	
9.80665	1	2.20462	
4.44822	0.453592	1	

粘度 1 Pa·s(N·s/m<sup>2</sup>) = 10 P(ポアズ)(g/(cm·s))

動粘度 1 m<sup>2</sup>/s = 10<sup>4</sup> St(ストークス)(cm<sup>2</sup>/s)

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

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

放射能	Bq	Ci
1	$2.70270 \times 10^{-11}$	
$3.7 \times 10^{10}$	1	

吸収線量	Gy	rad
1	100	
0.01	1	

照射線量	C/kg	R
1	3876	
$2.58 \times 10^{-4}$	1	

線量当量	Sv	rem
1	100	
0.01	1	

(86年12月26日現在)

