

JAERI - M
87-007

高温ヘリウムガスによって加熱される熱交換器型
水蒸気改質器の基本特性・第2報
—シミュレーションモデルによる解析(2)—

1987年2月

奥山 邦人

JAERI-M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、日本原子力研究所技術情報部情報資料課（〒319-11茨城県那珂郡東海村）あて、お申しこしてください。なお、このほかに財団法人原子力弘済会資料センター（〒319-11茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費頒布をおこなっております。

JAERI-M reports are issued irregularly.

Inquiries about availability of the reports should be addressed to Information Division
Department of Technical Information, Japan Atomic Energy Research Institute, Tokai-
mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 319-11, Japan.

©Japan Atomic Energy Research Institute, 1987

編集兼発行 日本原子力研究所
印刷 いばらき印刷株

高温ヘリウムガスによって加熱される熱交換器型
水蒸気改質器の基本特性・第2報
——シミュレーションモデルによる解析(2)——

日本原子力研究所東海研究所高温工学部

奥山 邦人

(1987年1月19日受理)

高温ガス炉の核熱を利用した熱交換器型水蒸気改質器の基本特性を解析するためのシミュレーションモデルを開発した。本モデルは加熱ガスであるヘリウムガスからプロセスガスへの熱伝達及び反応速度を考慮した1次元モデルである。

前報告において、解析モデル、数値計算手法及び計算例を示し、その特徴について述べた。

本報告では、このシミュレーションモデルに基づき、改質器内部のガス温度、反応速度、熱流束、水素生成量等に対する運転条件（入口ガス温度、圧力、流量）、触媒活性、ヘリウムガスからプロセスガスへの熱伝達、そして反応管の大きさが及ぼす効果について調べた結果を報告する。

Basic Characteristics of Heat-Exchanger Type Steam Reformer
Heated by High Temperature Helium Gas (2)

- Analysis by Simulation Model (2) -

Kunito OKUYAMA

Department of High Temperature Engineering
Tokai Research Establishment
Japan Atomic Energy Research Institute
Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken

(Received January 19, 1987)

A computer simulation model has been developed to analyze the basic characteristics of heat-exchanger type steam-methane reformer which is the key component to produce hydrogen using the nuclear process heat from high temperature gas cooled reactor. This model is based on the one-dimensional one taking account of heat transfer and reaction kinetics.

In the previous report, the analytical model and the solution procedure have been described, and an example of calculation result has been shown compared with the experimental data in reference.

This report describes simulation results of the dependencies of the characteristic quantities such as heat flux, reaction rates and hydrogen production rate in reformer tube on selected parameters, namely, the operating conditions (inlet gas temperatures, pressure and flow rates), the activities of the catalyst, the heat transfer rate and the dimensions of reaction tube.

Keywords : HTGR, Nuclear Process Heat, Steam Reformer,
Heat-Exchanger Type, Simulation Model, Heat Transfer,
Reaction Kinetics, Chemical Equilibrium Attainment,
Numerical Solution

目 次

1. 緒 言	1
2. 計算結果 (パラメータによる変化)	3
2.1 ヘリウムガス入口温度	3
2.2 プロセスガス入口温度	5
2.3 プロセスガス圧力	5
2.4 ヘリウムガス質量流量	6
2.5 プロセスガス質量流量	7
2.6 スチーム・カーボン比	8
2.7 触媒の頻度因子 a_1	9
2.8 触媒の活性化エネルギー E_{a1}	9
2.9 触媒の頻度因子 a_2	10
2.10 触媒の活性化エネルギー E_{a2}	10
2.11 触媒充填密度	11
2.12 総括熱伝達率	11
2.13 反応管内径	12
2.14 反応管長	13
3. パラメータの整理	98
4. 結 言	100
謝 辞	100
参考文献	100

Contents

1. Introduction	1
2. Simulation results (Dependencies on parameters)	3
2.1 Helium gas inlet temperature	3
2.2 Process gas inlet temperature	5
2.3 Process gas pressure	5
2.4 Helium gas mass flow rate	6
2.5 Process gas mass flow rate	7
2.6 Steam carbon ratio	8
2.7 Frequency factor of catalyst a_1	9
2.8 Activation energy of catalyst E_{a1}	9
2.9 Frequency factor of catalyst a_2	10
2.10 Activation energy of catalyst E_{a2}	10
2.11 Bulk density of catalyst	11
2.12 Over-all heat transfer coefficient	11
2.13 Inner radius of reaction tube	12
2.14 Length of reaction tube	13
3. Correlation of parameters	98
4. Conclusion	100
Acknowledgement	100
References	100

記号表

- a : 触媒形状及び活性に依存する頻度因子 $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kg}(\text{catal.}) \cdot \text{atm}}\right)$
 C_p : ヘリウムガスの定圧比熱 $\left(\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}\right)$
 c_p : プロセスガスの定圧比熱 $\left(\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}\right)$
 D_m : ドライモル%
 E_a : 反応の活性化エネルギー $\left(\frac{\text{J}}{\text{mol}}\right)$
 G : みかけの質量速度 $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}\right)$
 I : 反応前に含まれている各成分ガスのメタン1モルあたりのモル数
 K_{eq} : 平衡定数 (温度の関数)
 k : 反応速度定数 $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kg}(\text{catal.}) \cdot \text{atm}}\right)$
 L : 反応管長さ (m)
 P : プロセスガスの全圧 (atm)
 q : 反応管を横切ってヘリウムガス側からプロセスガス側へ伝わる熱流束 $\left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2}\right)$
 R : 反応管内径 (m)
 r : 反応速度 $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{kg}(\text{catal.}) \cdot \text{s}}\right)$
 S_c : 反応による発熱量 $\left(\frac{\text{J}}{\text{m}^3 \cdot \text{s}}\right)$
 S_c^* : S_c を前報(42)式により熱流速に換算したものの $\left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2}\right)$
 S_{cr} : スチーム・カーボン比
 T : 絶対温度(K) (化学計算), 摂氏温度(°C) (図面表示)
 U : 総括熱伝達率 $\left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}\right)$
 W : ヘリウムガスの質量流量 $\left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)$
 w : プロセスガスの質量流量 $\left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)$
 x : 反応前のメタン1モルあたりの(1)式の反応によるメタンの分解モル数
 x_j : プロセスガスの各成分のモル分率 (wet)
 y : 反応前のメタン1モルあたりの(2)式の反応による二酸化炭素の生成モル数
 z : プロセスガス入口より反応管軸に沿う距離 (m)

ギリシャ文字

ζ : 無次元距離 ($= z/L$)

ξ : プロセスガス単位質量あたりの反応モル数 $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{kg}}\right)$

ρ_c : 触媒充填密度 $\left(\frac{\text{kg (catal.)}}{\text{m}^3}\right)$

添字

ap : アプローチ温度 (又は組成)

eq : 平衡状態

He : ヘリウムガス

H₂ : 水素ガス

i : 反応の種類 (i = 1 : (1)式の反応, i = 2 : (2)式の反応)

in : 反応部入口

j : プロセスガスの成分

out : 反応部出口

P : プロセスガス

1. 緒 言

高温ガス炉の核熱利用系としてのメタンの水蒸気改質器は、従来の加熱炉型水蒸気改質器と異なり高温ヘリウムガスからの対流によって加熱される熱交換器の構造を有しており、また反応管内部では触媒による著しい吸熱反応が起きるため通常の熱交換器とも大きく異なっていることからその開発にあたっては、あらかじめ伝熱や反応に基づく基本特性を十分に把握しておく必要がある。

前報⁽¹⁾において、高温ヘリウムガスによって加熱される向流熱交換器型メタン水蒸気改質器について、熱伝達及び反応速度を考慮した1次元シミュレーションモデルを作成した。

化学反応は次の2反応とした。

○反応1—メタンの分解反応



○反応2—シフト反応



これらの反応に対する反応速度式は、各成分のモル分率を用いて次式のように表わされる。

○反応1

$$r_1 = k_1 \cdot P \left(x_{\text{CH}_4} - \frac{x_{\text{H}_2} \cdot x_{\text{CO}} \cdot P^2}{K_{\text{eq}1} \cdot x_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \quad (3)$$

○反応2

$$r_2 = k_2 \cdot P \left(x_{\text{CO}} - \frac{x_{\text{CO}_2} \cdot x_{\text{H}_2}}{K_{\text{eq}2} \cdot x_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \quad (4)$$

ここで、

r_i : 反応速度 (kmol/(kg (catal.)·s))

k_i : 反応速度定数 (kmol/(s·kg (catal.)·atm))

P : プロセスガス全圧 (atm)

x_j : j 成分のガスのモル分率 (wet)

$K_{\text{eq}i}$: 平衡定数 (温度の関数)

また供給されるメタン1モル当たりの反応1によるメタンの反応モル数を x 、供給メタン1モル当たりの反応2による二酸化炭素の生成モル数を y とすると、反応後の混合(乾燥)ガス中に含まれる生成水素の割合、すなわち水素のドライモル% D_{mH_2} と x 及び y との関係は、前報表1より次式で表わされる。

$$D_{mH_2} = \frac{I_{H_2} + 3x + y}{1 + I_{CO} + I_{H_2} + I_{CO_2} + 3x + y} \times 100, \quad x \geq y \quad (5)$$

ここで I_{CO} , I_{H_2} , I_{CO_2} は供給メタン1モルあたりの各成分の反応前に含まれているモル数を表わす。

いま I_{CO} , I_{H_2} , I_{CO_2} がいずれもゼロの場合について x と D_{mH_2} の関係を図 1.1 に示す。図から x が大きくなるほど D_{mH_2} の増加はゆるやかになることがわかる。

前報では本モデルに基づいて、反応管に沿うガス温度、反応速度、平衡到達度、熱流束^{*}及び水素生成量等の変化を計算より求めて反応管内部の基本的諸特性を明らかにした。またナフサを原料とする他の試験結果に対して、等価な入口ガス組成を与えて計算を行い、両者の間に比較的良好な一致が見られた。

本報では、さらに上述の特性量の改質器内部及び改質器出口での値について、ガス入口温度、圧力、流量等の運転条件、触媒活性、ヘリウムガスからプロセスガスへの伝熱特性、反応管寸法等のパラメータによる変化を調べ、その特徴を定性的に明らかにした。さらにこれらのパラメータを整理して熱交換器型水蒸気改質器の基本特性を支配する因子の導出を試みた。

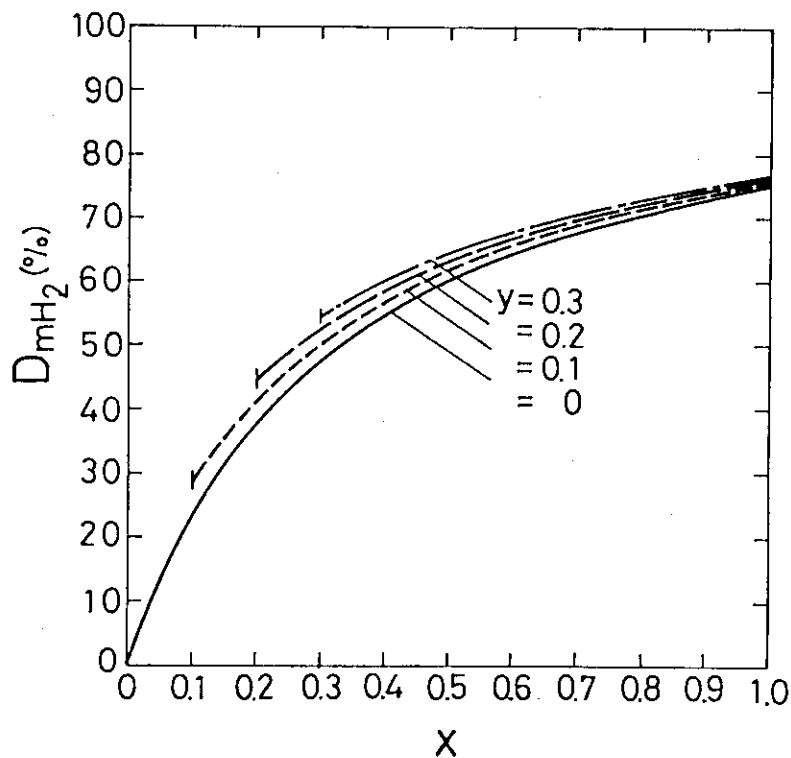


図 1.1 供給メタン1モルあたりの反応1,2の反応モル数 x, y と水素のドライモル% D_{mH_2} の関係

* 伝熱特性だけでなく、反応管内に生じる熱応力の面から反応管寿命に密接に関係している。

2. 計算結果 (パラメータによる変化)

本計算では表2.0に示すパラメータを独立に変化させて、それぞれが改質器内部の特性量や改質器出口での水素生成量に及ぼす影響等について調べた。表中、パラメータ(1)~(6)は運転条件に関するもの、(7)~(11)は触媒の特性に関するもの、(12)はヘリウムガスからプロセスガスへの伝熱特性に関するもの、(13)と(14)は反応管の寸法に関するものである。パラメータの値は、通商産業省大型プロジェクトにおける試験条件(前報文献(1))及び加熱炉型水蒸気改質器のプラントデータ(前報文献(2))を参考にして表に示す3条件^{*}について計算を行った。

以下に各パラメータによる結果について述べる。

2.1 ヘリウムガス入口温度

ヘリウムガス入口温度 T_{Hein} を3条件変化させたときの結果を表2.1及び図2.1.1~図2.1.9に示す。図2.1.1~図2.1.8は、プロセスガス入口を原点として反応管軸に沿う座標 z に対する諸特性量の変化を示したもので、図2.1.1はヘリウムガス温度 T_{He} 及びプロセスガス温度 T_p を、図2.1.2は供給されるメタン1モル当たりの反応1によるメタンの反応モル数 x 及び反応2による二酸化炭素の生成モル数 y を、図2.1.3は反応1及び反応2の反応速度 r_1, r_2 を、図2.1.4は反応管に伝えられる熱流束 q 及び反応熱量 S_c^{*+} を、図2.1.5は反応1と反応2のアプローチ温度 T_{ap1}, T_{ap2} を、図2.1.6は反応1と反応2のアプローチ組成を、図2.1.7はメタンと一酸化炭素のドライモル%を、図2.1.8は水素と二酸化炭素のドライモル%をそれぞれ表わす。

図2.1.9はパラメータの T_{Hein} による反応管のプロセスガス側出口での諸量の変化を示したもので、上図はプロセスガス温度 T_p を、中図はアプローチ温度 T_{ap1}, T_{ap2} を、下図はメタンの供給単位モル当たりの反応1によるメタンの反応モル数 x 及び反応2による二酸化炭素の生成モル数 y をそれぞれ表わす。 x, y と水素のドライモル%の関係については1節で述べた通りである。

T_{Hein} の上昇 (750 → 800 → 850°C) に伴い、

- 図2.1.1より、 T_p, T_{He} ともに上昇する。
- 図2.1.2より、 x は増加、 y は上流で増加、下流で同程度となる。
- 図2.1.3より、 r_1 は反応管軸方向距離 z の全域で一様に増加、 r_2 は上流で高く、下流で低くなる。
- 図2.1.4より、 q は z 全域で一様に増加、 S_c^* も z 全域で一様に増加する。
- 図2.1.5より、反応1は平衡からのずれが増加、反応2はより上流で平衡に近づく。
- 図2.1.6より、 x, y の平衡からのずれは $z \geq 5$ m で0.01以下とかなり小さくなる。
- 図2.1.7及び図2.1.8より、ドライモル%の最も大きく変化するのはメタン(反応管出口で約

* 表中、*印の付いた値は文献中の値もしくはそれと同程度の値を示す。

+ ただし、前報(2)式で表わされる量(熱流束換算量)

表2.0 パラメータと計算条件

Parameters	Conditions
(1) Helium Gas Inlet Temperature ; T_{Hein} ($^{\circ}C$)	750, 800, 850*
(2) Process Gas Inlet Temperature ; T_{pin} ($^{\circ}C$)	300, 400*, 500
(3) Process Gas Pressure ; P(ata)	5, 10*, 20
(4) Helium Gas Mass Flow Rate ; W_{He} (g/s)	21.5, 43.1*, 86.2
(5) Process Gas Mass Flow Rate ; W_p (g/s)	1.79, 3.59*, 7.17
(6) Steam Carbon Ratio ; Scr	1.5, 3*, 6
(7) Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))	2.23×10^{-4} , 1.12×10^{-3} , 1.12×10^{-2} *
(8) Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)	3.68×10^7 *, 5.51 10 ⁷ , 7.35 × 10 ⁷
(9) Frequency Factor ; a_2 (kmol/s·kg(catal.)·atm))	5.34×10^{-3} , 2.67×10^{-2} , 2.67×10^{-1} *
(10) Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)	5.82×10^7 *, 7.27×10^7 , 1.02×10^8
(11) Catalyst Bulk Density ; ρ (kg(catal.)/m ³)	400, 1200*, 2400
(12) Over-all Heat Transfer Coefficient ; U (W/m ² ·K)	100, 300*
(13) Reformer Tube Radius ; R(mm)	10, 25*
(14) Reformer Tube Length ; L(m)	3, 6, 9*

50%の減少)で、水素のドライモル%の増加は8%程度である。

- 図 2.1.9 上図より、出口での T_p の上昇は T_{Hein} の上昇より小さく、両ガスの温度差が増加し、反応管に加えらるる熱流束が増加することがわかる。また図 2.1.9 中図より、 T_{ap} は T_p の著しい上昇にもかかわらず僅少であるといえる。したがって図 2.1.9 下図からは、プロセスガス出口温度の上昇による平衡組成の変化分だけ x が増加したとみなすことができる。また y の変化が小さいのは、i) 反応 2 は発熱反応であり、かつプロセスガス温度が T_{Hein} とともに上昇すること、ii) 反応 1 で生成する水素のモル数は一酸化炭素の 3 倍と多く、水素の分圧が高くなるため反応 2 の右向きの反応が抑えられることによると考えられる。

2.2 プロセスガス入口温度

プロセスガス入口温度 T_{pin} を変化させたときの計算結果を表 2.2 及び図 2.2.1 ~ 図 2.2.9 に示す。各図の示す物理量は前節の表 2.1.1 ~ 表 2.1.3 及び図 2.1.1 ~ 図 2.1.9 と全く同様である。

T_{pin} の上昇 (300 → 400 → 500 °C) に伴い、

- 図 2.2.1 より、プロセスガス温度分布の変化は (プロセスガスの) 下流にいくほど小さくなり、出口付近の温度変化は僅少となる。ヘリウムガス温度の上昇は出口で最も大きく、 T_{pin} の上昇 100 K に対して 14 K 程度である。
- 図 2.2.2 より、 x 、 y の分布の変化も下流ほど小さくなる。
- 図 2.2.3 より、反応速度のピークがプロセスガスの上流側に移動する。すなわちプロセスガス入口付近の反応がさかんになる。
- 図 2.2.4 より、熱流束は減少し、この減少はプロセスガス入口付近で著しい。反応熱量は $z \leq 0.5$ m で著しい増大がみられ、 $z > 0.5$ m では T_{pin} が高い方がむしろ小さくなる。
- 図 2.2.5 及び図 2.2.6 より、平衡状態からのずれはあたかも上流側へ平行移動したかのような変化を示す。 $z \geq 6$ m では T_{pin} の影響はほとんど消滅している。
- 図 2.2.7 及び図 2.2.8 より、 T_{pin} の影響はプロセスガス入口付近から次第に減少し、出口付近でほとんど消滅している。
- 図 2.2.9 より、プロセスガス入口温度が 200 K 変化しても出口ガス温度、組成などはほとんど変化しないことがわかる。

2.3 プロセスガス圧力

プロセスガス圧力 P を変化させたときの計算結果を表 2.3 及び図 2.3.1 ~ 図 2.3.9 に示す。各図の示す物理量は、2.1 節の場合と全く同様である。

P の増加 (5 → 10 → 20 ata) に伴い、

- 図 2.3.1 より、 T_p 、 T_{He} とともに上昇する。このことは反応量が減少することを示唆している。
- 図 2.3.2 より、 x は減少し、 y は上流側で増加、下流側で減少となる。
- 図 2.3.3 より、反応速度のピークが上流側へ移動する。
- 図 2.3.4 より、プロセスガス入口部での q のピークは増加、下流側の q は減少し、 S^* は全域で

減少する。

- 図 2.3.5 及び図 2.3.6 より、平衡状態からのずれは大きく減少する。
- 図 2.3.7 及び図 2.3.8 より、 $z \geq 2$ m で水素の z に対する増加割合及びメタンの減少割合が減少する傾向を示す。
- 図 2.3.9 より、出口での T_p は 5 ata 付近で最小値を示し、平衡からのずれは 5 ata 以下で急増、また T_{ap} の絶対値と x は圧力の増加とともに単調に減少することがわかる。

プロセスガスの圧力の増加は、(3)式からわかるように反応 1 の反応速度を低下させる。この点でメタンの水蒸気改質反応量 (x) を高めるためにはプロセスガスを低圧にする方がよい⁺といえる。

2.4 ヘリウムガス流量

ヘリウムガス質量流量 W_{He} を変化させたときの計算結果を表 2.4 及び図 2.4.1 ~ 図 2.4.9 に示す。各図の示す物理量は、2.1 節と同様である。

ヘリウムガス流量は、通産省大型プロジェクトの試験における流量を W_{He}^* とし、この前後で変化させた。このときヘリウムガスからプロセスガスへの総括熱伝達率 U はヘリウムガス流量によって多少変化するはずであるが、 U にはさらにプロセスガス側の化学反応の効果など定量的表現の難しい効果も含まれるため、簡単のため U は流量によらず一定と仮定した。

W_{He} の増加 ($0.5 W_{He}^* \rightarrow W_{He}^* \rightarrow 2 W_{He}^*$) に伴い、

- 図 2.4.1 より、 T_p 、 T_{He} ともに上昇するが、ヘリウムガスの温度上昇割合の方がプロセスガスの温度上昇割合より大きい。また T_p 、 T_{He} ともに z に対して次第に上に凸となる傾向を示す。
- 図 2.4.2 より、 x は増加する。 y はより上流側で増加する傾向を示すがプロセスガス出口での変化は小さい。
- 図 2.4.3 より、 r_1 、 r_2 ともに極大点が上流側に移動し、その高さが高くなる。逆に W_{He} が減少すると、 r_1 は上流側で減少して極大値が消え、下流側で増加してプロセスガス出口でピークを示すようになる。
- 図 2.4.4 より、 W_{He} の減少にしたがい q 、 S_c ともに上流側で減少して下流側で増加する。そして、ともに z に対して減少から増加に転じる傾向を示す。
- 図 2.4.5 より、アプローチ温度でみると反応 1 は W_{He} が少ないほど平衡状態に近く、反応 2 は W_{He} が少ないほど平衡状態からのずれが大きい。
- 図 2.4.6 より、アプローチ組成でみると反応 1 は W_{He} が少ないほど平衡状態からのずれが大きく ($z \geq 1.5$ m) アプローチ温度と異なる傾向を示す。これは図 2.4.1 からプロセスガス温度が W_{He} によって大きく変化すること、プロセスガス温度が低いほど平衡状態での温度に対する x の増加率 $(dx/dT_p)_{eq}$ が大きいことによる。
- 図 2.4.7 及び図 2.4.8 より、 W_{He} を W_{He}^* より減少させると、反応管上流での z に対する水素生成割合が小さくなるが、この生成割合は下流まである程度維持されるので、出口での値は W_{He} の

+ ただし反応 1 と反応 2 のみを考えた場合に限る。

大きい場合にくらべ大きな減少はみられない。

- 図 2.4.9 より, W_{He} が減少するとプロセスガス出口温度が著しく低下し, およそこの変化に対応した平衡組成の変化分程度メタンの反応量 (x) もまた著しく減少するといえる。

2.5 プロセスガス質量流量

プロセスガス質量流量 w_p を変化させたときの計算結果を表 2.5 及び図 2.5.1 ~ 図 2.5.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

プロセスガス流量は, 通産省大型プロジェクトの試験におけるナフサ流量を同炭素原子数のメタンに換算し, このときのプロセスガス流量を w_p^* としてその前後で変化させた。ヘリウムガスからプロセスガスへの総括熱伝達率 U はプロセスガス流量によって多少変化するはずであるが, 前節で述べた理由により簡単のため U は流量によらず一定と仮定した。

w_p の増加 ($0.5 w_p^* \rightarrow w_p^* \rightarrow 2.0 w_p^*$) に伴い,

- 図 2.5.1 より, T_p , T_{He} ともに低下する。両ガスの温度差は流量小のときプロセスガス入口側の方が大きい。流量大になるにしたがって出口側の方が大となる。
- 図 2.5.2 より, x は減少する。 y はより下流で増加する傾向を示すがプロセスガス出口での変化は小さい。
- 図 2.5.3 より, r_1 , r_2 ともに極大点が下流側に移動し r_1 についてはさらに極大点が消失し, z に対して単調増加する傾向を示す。
- 図 2.5.4 より, q_1, S_c^* ともに上流側で減少し, 下流側は増加するようになる。そして次第に z に対して減少から増加に転じる傾向を示す。
- 図 2.5.5 より, 反応 1 は下流で平衡状態からのずれが増加し, 反応 2 は平衡状態からのずれが増大する。
- 図 2.5.6 より, 反応 1, 2 ともにより下流側で平衡からずれるようになる。しかしプロセスガス出口付近では差は僅少となる。
- 図 2.5.7 及び図 2.5.8 より, CH_4 , CO , H_2 , CO_2 いずれも下流に吹き流されるような傾向を示す。
- 図 2.5.9 は横軸にメタン流量をとって⁺各量を示したものであるが, メタン流量の増加に伴い出口での T_p は低下する。 T_{ap1} は $-5K$ 付近を保っており, T_{ap2} は T_p の低下にしたがい負から正へ転じる。 T_p が著しく低下するため x もまた著しく減少する。一方, 上図の T_p と下図の x が流量の少ないところで飽和する傾向を示しているがこれは T_p が T_{Hein} に近づくためである。

w_p の増加の効果は W_{He} の減少の効果と定性的に同じであることがわかる。つまり w_p と W_{He} の相対的な大きさによって 2.4 節又は 2.5 節で記述した傾向を示すといえる。

+ プロセスガス流量を横軸にとった場合と同様の定性的変化を示す。

2.6 スチーム・カーボン比

スチーム・カーボン比 S_{cr} を変化させたときの計算結果を表 2.6 及び図 2.6.1 ~ 図 2.6.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

スチーム・カーボン比をパラメータとする場合、(1)メタンの質量流量を一定にして水蒸気の質量流量を変化させる方法、(2)プロセスガスの質量流量を一定にしてメタンの質量流量を変化させる方法、(3)水蒸気の質量流量を一定にしてメタンの質量流量を変化させる方法の 3 通りが考えられる。通常スチーム・カーボン比は、3 ~ 8 と広い範囲がとられるため、(1)の場合スチーム・カーボン比によってプロセスガス全体の流量も同時に大きく変化してしまう。本解析ではプロセスガス流量に依存した総括熱伝達率 U を一定にしていることも考え合わせ、メタンと水蒸気の混合ガスの質量流量を一定とする(2)の場合について計算を行った。

スチーム・カーボン比 S_{cr} の増加 (1.5 → 3 → 6) に伴い、

- 図 2.6.1 より、 T_p 、 T_{He} ともに上昇する。
- 図 2.6.2 より、 x 、 y ともに著しく増加する。 $S_{cr} = 6$ のとき x は z とともに急激に増加し、下流で飽和していく傾向がある。
- 図 2.6.3 より、反応 1 は上流での反応速度が増し下流では減少してゼロに近づく。
- 図 2.6.4 より、熱流束、反応熱量ともに上流で高くなり下流でゼロに近づく。
- 図 2.6.5 より、 $S_{cr} = 6$ の場合、反応 1 は上流側で平衡状態から大きくずれ、出口に近づくにつれて平衡に近づく傾向を示す。出口では S_{cr} による差は小さい。
- 図 2.6.6 より、平衡からのずれが大きくなるが、 $z \geq 4$ m ではかなり小さくなり、 S_{cr} による差は僅少となる。
- 図 2.6.7 及び図 2.6.8 より、上流側での反応が著しく進行し、 H_2 の増加は下流へいくにしたがい飽和するようになる。
- 図 2.6.9 上図より、出口の T_p は上昇し T_{Hein} に一致するようになる。これは反応がほぼ終了している ($x \approx 1$) ことを示している。中図より、組成は平衡状態に近づく。下図より、 x 、 y ともに著しく増加し、 $S_{cr} \geq 5$ で x は飽和して 1 に近づく傾向を示す。

本解析のパラメータ範囲において、メタンの水蒸気改質反応量 x がほぼ 1 の高い値を示すのは上述のスチーム・カーボン比が大、すなわち水蒸気の高圧が高い場合とプロセスガス圧力が低い ($P \leq 1$) 場合である。これらの場合、平衡状態ならば x 大となることが平衡定数の表式 (前報 (14) 式) からわかる。しかし、前者の場合、プロセスガス入口から 6 m 付近で反応がほぼ終了し平衡に近づいているのに対し、後者の場合、プロセスガス出口に近づくほど平衡からのずれが増大する点が異なっている。また、前者はスチーム・カーボン比を上げる際、メタンの供給量を減らしていることに注意が必要である。(x はメタンの供給モル数に対する反応モル数を表わしているため。)

スチーム・カーボン比を高くすることは反応上は好ましいものの、工業的には大量の水蒸気を供給しなければならなくなる等の理由から通常 $3 \leq S_{cr} \leq 6$ とされている。

2.7 触媒の頻度因子 a_1

触媒の形状や活性に依存する頻度因子のうち反応1に対するもの a_1 を変化させたときの計算結果を表 2.7 及び図 2.7.1 ~ 図 2.7.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

a_1 は、前報文献(9)に示された値を通常値 a_1^* として、 $a_1^* \rightarrow \frac{1}{10} a_1^* \rightarrow \frac{1}{50} a_1^*$ の順に減少させて計算を行った。

a_1 を減少させるに伴い、

- 図 2.7.1 より、 T_p 、 T_{He} とともに上昇する。これは反応速度が減少したこと及びプロセスガスの熱容量がヘリウムガスに比べて小さいことによる。
- 図 2.7.2 より、 x 、 y とともに減少する。しかし a_1 の著しい低下にもかかわらず x の減少はゆるやかである。
- 図 2.7.3 より、プロセスガス入口付近の r_1 、 r_2 の減少が著しい。 r_2 の減少は反応成分の量が反応1に依存しているため、 r_1 の減少により必然的に誘起される効果と考えられる。
- 図 2.7.4 より、プロセスガス入口付近の熱流束が高くなる。これは反応量が管全体に減少するとプロセスガス入口付近のヘリウムガスとプロセスガスの温度差が増大するためである。下流では両ガスの温度差は小さくなるため熱流束も減少する。
- 図 2.7.5 より、アプローチ温度はその絶対値が増加する。 T_{ap2} の増加は反応1の反応の遅れに依存したものと考えられる。
- 図 2.7.6 より、アプローチ組成も増加する。
- 図 2.7.7 及び図 2.7.8 より、 a_1 の著しい減少にもかかわらず、出口での H_2 の生成量の減少は15%程度と小さい。
- 図 2.7.9 より、出口における T_p は a_1 のひろい範囲にわたって影響をほとんど受けていない。また x は a_1 が通常値の $1/10 \sim 1/100$ のオーダーで低下してはじめて顕著な減少を示すようになることがわかる。

触媒活性の著しい低下にもかかわらずかなりの H_2 生成量(ドライモル%)を得ることができるのは、(3)式において反応速度定数の減少分を()の項が増加することによってある程度補うことができるからである。この()の項の増加は、反応量の減少により(i)反応成分であるメタンの分圧が高くなること、(ii)プロセスガス温度の上昇により平衡定数 K_{eq1} が著しく増加することによっている。

2.8 触媒の活性化エネルギー E_{a1}

触媒の反応1に対する活性化エネルギー E_{a1} を変化させたときの計算結果を表 2.8 及び図 2.8.1 ~ 図 2.8.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

E_{a1} の値は前報文献(9)に示された値を E_{a1}^* として、 $E_{a1}^* \rightarrow 1.5 E_{a1}^* \rightarrow 2 E_{a1}^*$ の順に増加させた。

E_{a1} の増加に伴い、

- 図 2.8.1 ~ 図 2.8.8 より、 a_1 を減少させた場合と同様の効果がみられる。しかし E_{a1} の増加は反応速度定数の絶対値を低めるだけでなく温度に対する依存性を強めるため高温では高い活性

を示しうる。このため $E_{a1} = 1.5 E_{a1}^*$ の場合 T_p と x はプロセスガス出口に近づくにつれて僅かながら $E_{a1} = E_{a1}^*$ の場合に近づこうとする傾向がみられ、この点が a_1 の減少の場合と異なる。

- 図 2.8.9 より、 E_{a1} の T_{ap1} と x への依存性は極めて強いことがわかる。高活性化エネルギーでの T_p の上昇は反応量の減少によっている。

2.9 触媒の頻度因子 a_2

触媒の反応 2 に対する頻度因子 a_2 を変化させたときの計算結果を表 2.9 及び図 2.9.1 ~ 図 2.9.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

a_2 は前報文献(12)に示された値を通常値 a_2 として、 $a_2^* \rightarrow \frac{1}{10} a_2^* \rightarrow \frac{1}{50} a_2^*$ の順に減少させて計算を行った。

a_2 を減少させるに伴い、

- 図 2.9.1 より、 T_p 、 T_{He} ともにほとんど変化しない。
- 図 2.9.2 より、 x の変化は特に出口付近では僅少である。
 y は反応が遅れ下流に吹き流されたようになる。
- 図 2.9.3 より、反応 1 にくらべ反応 2 の反応速度が著しく減少し下流へ吹き流されたようになる。
- 図 2.9.4 より、変化は僅少である。
- 図 2.9.5 及び図 2.9.6 より、反応 2 のアプローチ温度、アプローチ組成はその絶対値が著しく増加する。
- 図 2.9.7 及び図 2.9.8 より、反応管軸に沿う CH_4 の減少、 H_2 の増加は途中では差異が出るものの、管出口ではほとんど変化がない。
- 図 2.9.9 より、出口での T_p 、 x はほとんど変化しない。 T_{ap2} は減少から増加に転じ負から正になる。これは図 2.9.3 と考え合わせるにより理解できる。

上述の結果から、基本的には反応 1 が支配的であるので反応 2 の頻度因子の影響は僅少といえる。

2.10 触媒の活性化エネルギー E_{a2}

触媒の反応 2 に対する活性化エネルギー E_{a2} を変化させたときの計算結果を表 2.10 及び図 2.10.1 ~ 図 2.10.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

E_{a2} の値は前報文献(12)に示された値を E_{a2}^* として $E_{a2}^* \rightarrow 1.25 E_{a2}^* \rightarrow 1.75 E_{a2}^*$ の順に増加させた。

図 2.10.1 ~ 図 2.10.8 より、 E_{a2} を増加させた場合の変化は頻度因子 a_2 を減少させた場合と定性的に同様な傾向を示す。また図 2.10.9 より、 T_{ap2} が負から正に転じる付近から y が急減することがわかる。

2.11 触媒充填密度

触媒充填密度 ρ_c を変化させたときの計算結果を表 2.11 及び図 2.11.1 ~ 図 2.11.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

触媒充填密度は加熱炉型水蒸気改質器のプラントデータ（前報文献(12)に示された値（約1200kg (catal.)/m³））を参考にして、2400 → 1200 → 400 kg (catal.)/m³ の順に減少させて計算を行った。

触媒充填密度の減少に伴い、

- 図 2.11.1 より、 T_p 、 T_{He} ともにほとんど変化しない。
- 図 2.11.2 より、 x 、 y ともに減少するが x の減少は僅かである。
- 図 2.11.3 より、 r_1 、 r_2 ともに反応管全長にわたり著しく増加する。
- 図 2.11.4 より、 q 、 S_c^* ともにほとんど変化しない。
- 図 2.11.5 より、 T_{ap1} 、 T_{ap2} ともに反応管全長にわたりその絶対値が増加、すなわち平衡からずれる。
- 図 2.11.6 からも平衡からのずれが増加する。
- 図 2.11.7 及び図 2.11.8 より、ガス組成は反応管中ほどでは若干の差異が出るものの、出口に近づくにつれてその差は僅少となり、出口ではほとんど変化がなくなる。
- 図 2.11.9 からは、上図より出口での T_p は ρ_c のひろい範囲にわたりほぼ一定であること、中図より ρ_c が 400 kg (catal.)/m³ 以下の極端に低い値になると平衡からのずれが著しくなること、しかし下図より x の低下は僅かであることがわかる。

以上の結果から ρ_c を変化させた場合の特徴を次のように解釈することができる。 ρ_c の減少により反応速度 r_1 、 r_2 が著しく増加し、しかもその結果反応熱量がほとんど変化しない。これは質量保存式（前報(24)式）及びエネルギー保存式（前報(25)式）の発生項に含まれる反応管内単位体積あたりの反応速度（ $\rho_c \cdot r_i$ ）において、 ρ_c の減少分を r_1 、 r_2 の増加によって補い切ることができるためである。つまり(3)式からわかるように、充填密度が低くなると反応量（ x ）が減少するが、反応成分の濃度が僅かに高くなることで反応速度が著しく増加させられ、結果として単位体積あたりの反応速度はほとんど変化しなくて済むことになる。

ρ_c の効果は、上述の（ $\rho_c \cdot r_i$ ）の観点から前節で述べた頻度因子 a_1 、 a_2 を同時に変化させた場合の効果と同様であるが a_1 、 a_2 は反応速度中に含まれるから反応速度の変化の傾向は異なる。

2.12 総括熱伝達率

総括熱伝達率 U は、ヘリウムガス側の熱伝達、反応管内の熱伝導及びプロセスガス側の触媒充填層内熱伝達の3つによって規定されるが、前報で述べたように水蒸気改質器の場合プロセスガス側熱伝達率が化学反応により通常の充填層熱伝達相関式の値よりもかなり大きくなる（1.3 ~ 2倍）ことが文献において指摘されている。しかしこの効果を定量的に表現したものは現在のところ見当たらない。そこで本解析ではガス流量条件等の比較的近い通産省大型プロジェクトの試

験結果（前報文献(1)）（ $260 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \leq U \leq 380 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ ）を参考にして値を選び、反応管全長にわたって一定の値を用いて計算を行った。

Uを変化させたときの計算結果を表 2.12 及び図 2.12.1 ~ 図 2.12.9 に示す。各図の示す物理量は 2.1 節と同様である。

Uの減少（ $500 \rightarrow 300 \rightarrow 100 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ ）に伴い、

- 図 2.12.1 より、 T_p と T_{He} の局所での温度差は反応管全体にわたり増加する。
- 図 2.12.2 より、 x , y はともに減少する。しかし出口での y の変化は小さい。
- 図 2.12.3 より、 r_1 , r_2 とともに減少し、ピークが下流側に移動する。
- 図 2.12.4 より、Uが増加するほどプロセスガス入口側の q 及び S_c^* の増加が著しくなる。
- 図 2.12.5 及び図 2.12.6 より、反応 1 は平衡からのずれがわずかに増加する。
- 図 2.12.7 及び図 2.12.8 より、 CH_4 の z に対する減少はゆるやかになり、 H_2 の生成量は減少する。
- 図 2.12.9 より、出口での T_p は著しく低下し、このとき T_p の平衡組成にほぼ対応して x は減少するとみなすことができる。

高い反応量すなわち水素生成量を得るためには先ずプロセスガス温度特に反応管出口温度が高いことが必要である。反応管出口温度は上述のように総括熱伝達率によって大きく影響される。またこの総括熱伝達率はプロセスガス出口温度に強い影響を与えるヘリウムガス流量及びプロセスガス流量の関数でもある。化学反応を伴う触媒充填層内の伝熱の影響を強く受ける総括熱伝達率の精確な予測は、その現象の複雑さのために困難な点もあると考えられるが、上述の理由から水蒸気改質器の基本特性を把握する上で今後明らかにしていかなければならない重要な課題といえることができる。

2.13 反応管内径

反応管内径をパラメータとして変化させるとき、ヘリウムガス流量とプロセスガス流量を一定とすると、質量速度 G が半径の 2 乗に逆比例して変化するため、同時に質量速度の影響をも含んでしまうことになる。そこで、ここでは質量速度 G を一定にして反応管内径を変化させた計算を行った。反応管内径は通産省大型プロジェクトの試験装置の値（ $R = 25 \text{ mm}$ ）を参考にして、 $R = 60 \rightarrow 25 \rightarrow 10 \text{ mm}$ の順に変化させた。結果を表 2.13 及び図 2.13.1 ~ 図 2.13.9 に示す。

反応管内径の減少に伴い、

- 図 2.13.1 より、 T_p は上昇し、局所の T_p と T_{He} の差は減少する。
- 図 2.13.2 より、 x は増加し、 y はより上流で増加するようになる。
- 図 2.13.3 より、 r_1 , r_2 とともに上流側で増加するが下流側ではむしろ減少する傾向を示す。
- 図 2.13.4 より、 q , S_c^* とともに反応管全長にわたり減少する。
- 図 2.13.5 及び図 2.13.6 より、アプローチ温度からみると反応 1 は反応管のほぼ全長にわたり平衡からのずれが増加するが、アプローチ組成からみると平衡からのずれは上流側で大きくなる。
- 図 2.13.7 及び図 2.13.8 より、 CH_4 の反応量が増し H_2 の生成量が増加する。

- 図 2.13.9 より、反応管出口での T_p は著しく上昇する。これは反応管内径の減少とともに管内単位体積あたりの入熱の割合が反応速度の増加による反応熱量の増加を越える著しい増加を示したためである。x は T_p の上昇に伴う平衡組成の変化にほぼ対応して、増加しているといえる。

2.14 反応管長

反応管長 L を変化させたときの計算結果を表 2.14 及び図 2.14.1 ~ 2.14.9 に示す。各図の物理量は前節と同様である。

反応管長は、通産省大型プロジェクトの試験装置の寸法である 9 m から 6 m、3 m と順に短くさせて計算を行った。

反応管長が短くなるに伴い、

- 図 2.14.1 より、局所の T_p と T_{He} の温度差が増加する。 T_p は同じ z の位置では上昇するが出口での値は低下する。
- 図 2.14.2 より、 x 、 y ともに同じ z の位置での値は増加するが出口での値は x は減少し y の変化は小さい。
- 図 2.14.3 より、 r_1 は増加し r_2 も極大点の値が増加するが、同じ z の位置での r_1 と r_2 のプロファイルの変化は著しい L の変化にもかかわらず僅少である。
- 図 2.14.4 より、 q 、 S_c ともに増加する。
- 図 2.14.5 より、反応 1 は平衡からのずれが増大し、反応 2 は平衡に達することができなくなる ($L = 3$ m)。
- 図 2.14.6 より、同じ z の位置での変化は小さい。
- 図 2.14.7 及び図 2.14.8 より、同じ z では CH_4 は減少、 H_2 は増加する。出口での値は L が短いと CH_4 残量が多くまた H_2 生成量が小さい。しかし L の変化の大きさから考えると出口での H_2 生成量の減少は僅少といえる。
- 図 2.14.9 より、出口での T_p は低下し x も減少するが、いずれも L に対して上に凸であり管長が短くなっても高い値を維持しようとする。これは T_p 、 T_{He} の温度差が増加するためにヘリウム側から伝達される熱流束が増大することによっている。

表 2.1 ヘリウムガス入口温度 T_{Hein} を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)	750	800	850
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH_4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H_2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	583.3	603.8	623.9
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	700.2	736.8	774.8
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-1.30	-2.01	-3.16
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	0.60	-0.37	-0.83
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	16.45	20.89	24.85
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	3.74×10^{-6}	4.65×10^{-6}	5.29×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	2.73×10^{-7}	-2.65×10^{-7}	-8.97×10^{-7}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.00	-1.27	-1.47
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.579	0.679	0.776
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.338	0.338	0.327
Dry Mol % of CH ₄ ;	13.7	9.53	6.13
Dry Mol % of CO ;	7.84	10.1	12.3
Dry Mol % of H ₂ ;	67.5	70.4	72.6
Dry Mol % of CO ₂ ;	11.0	10.0	8.94
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.48	2.72	2.95
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.46	1.38	1.31
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.95	4.11	4.26

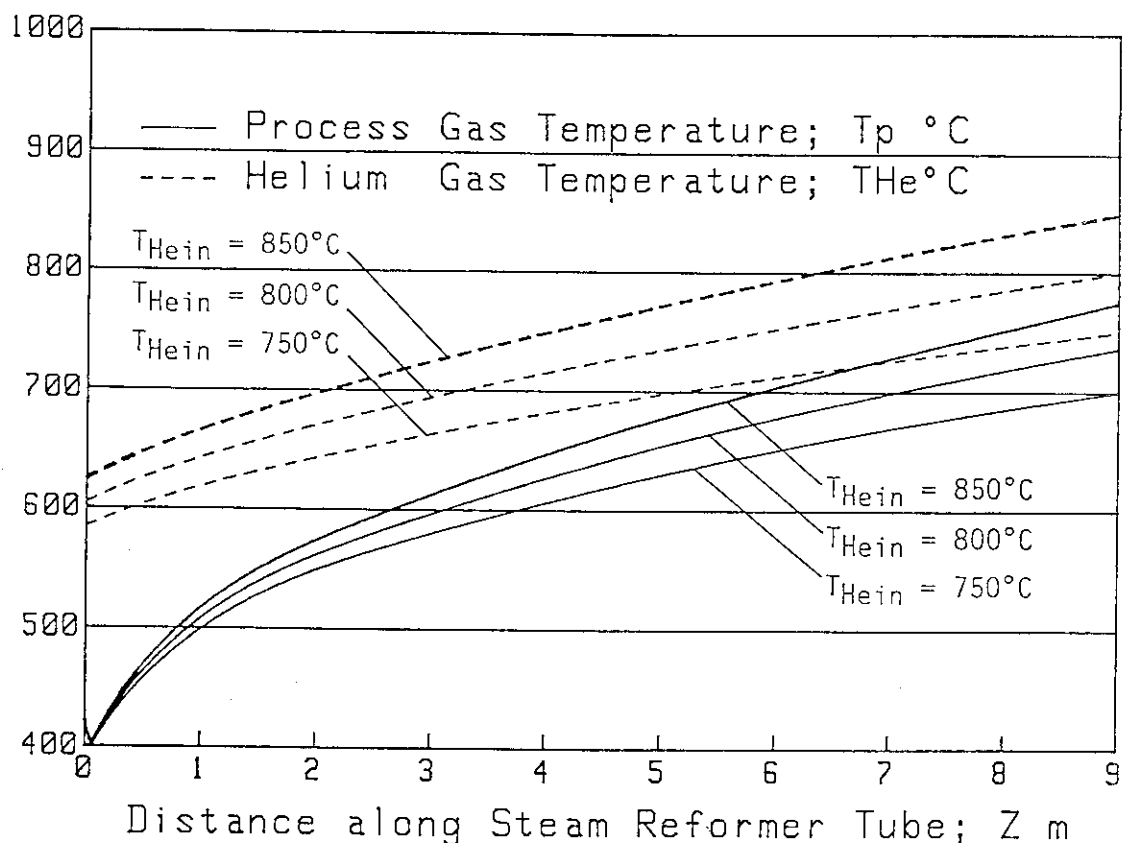


図 2.1.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (T_{Hein} を変化させた場合)

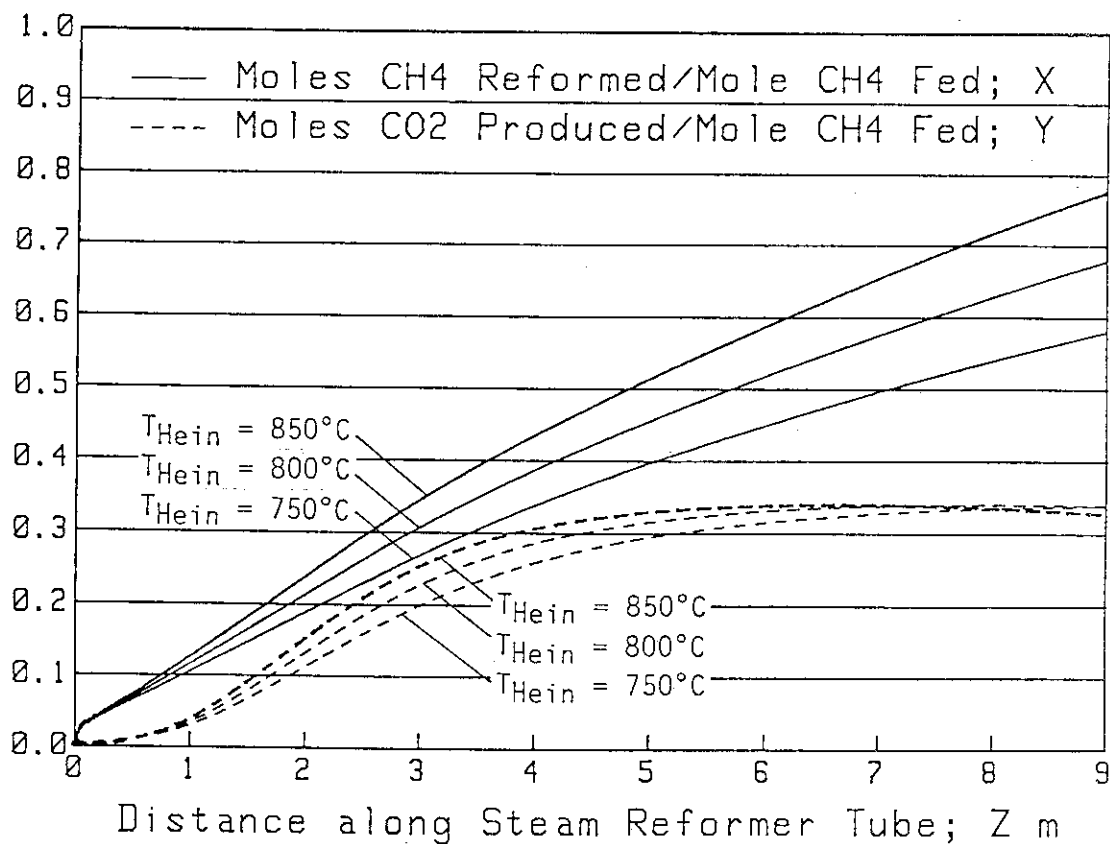


図 2.1.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (T_{Hein} を変化させた場合)

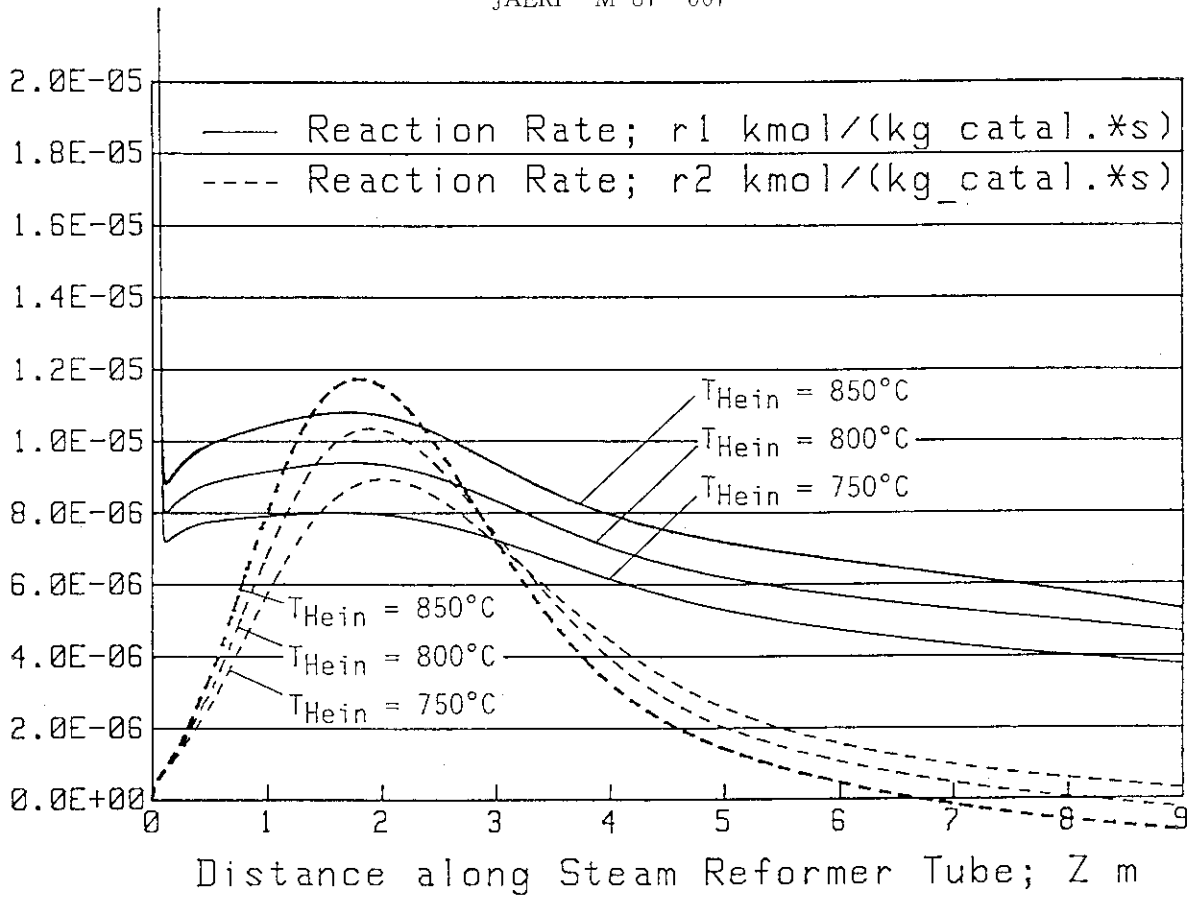


図 2.1.3 反応速度 (T_{Hein} を変化させた場合)

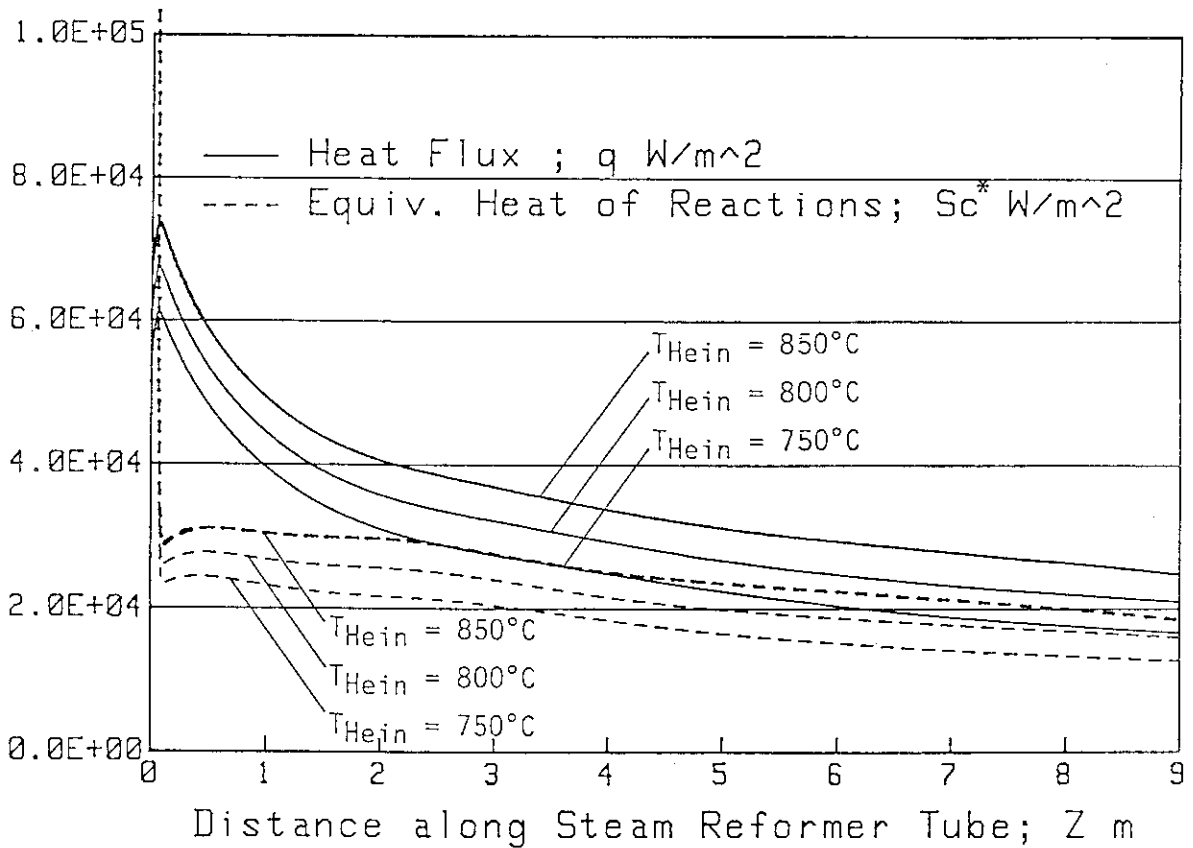


図 2.1.4 熱流束と反応熱 (T_{Hein} を変化させた場合)

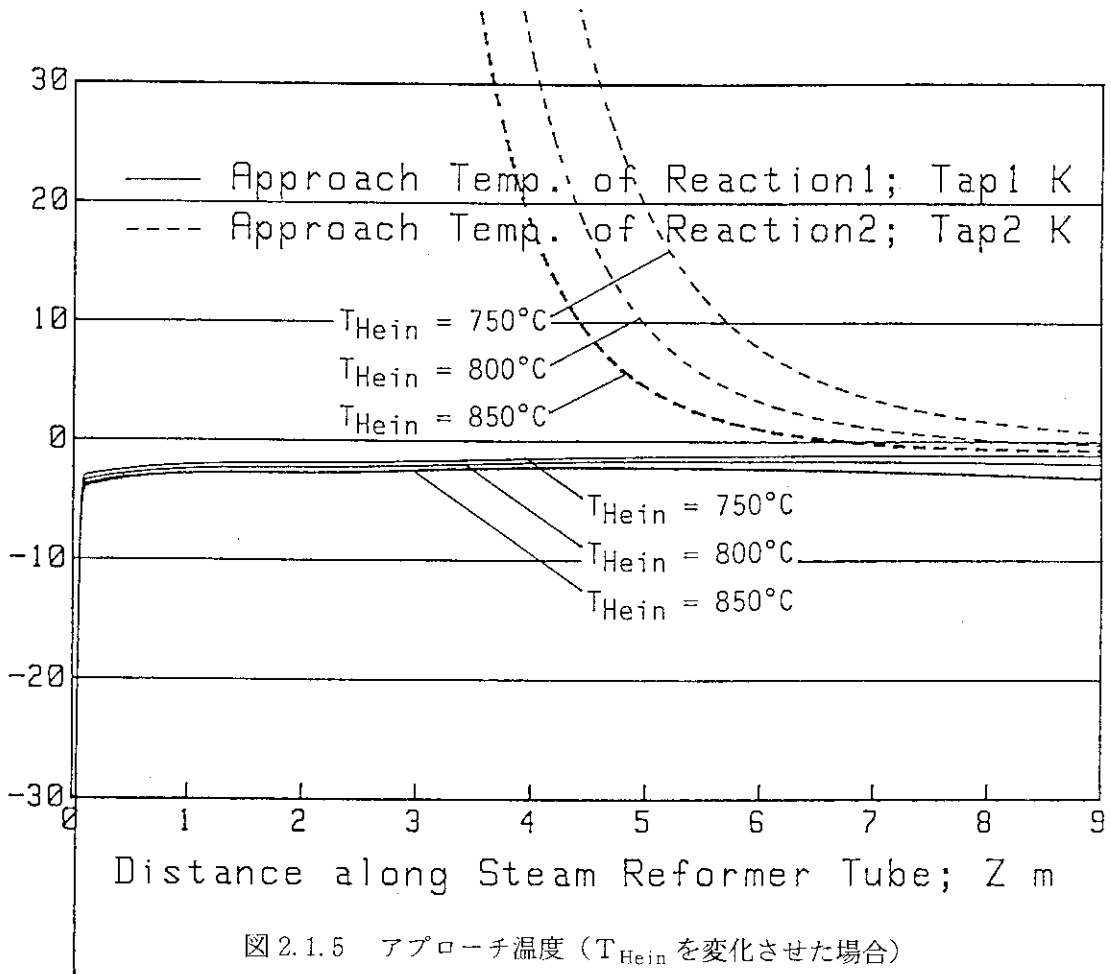


図 2.1.5 アプローチ温度 (T_{Hein} を変化させた場合)

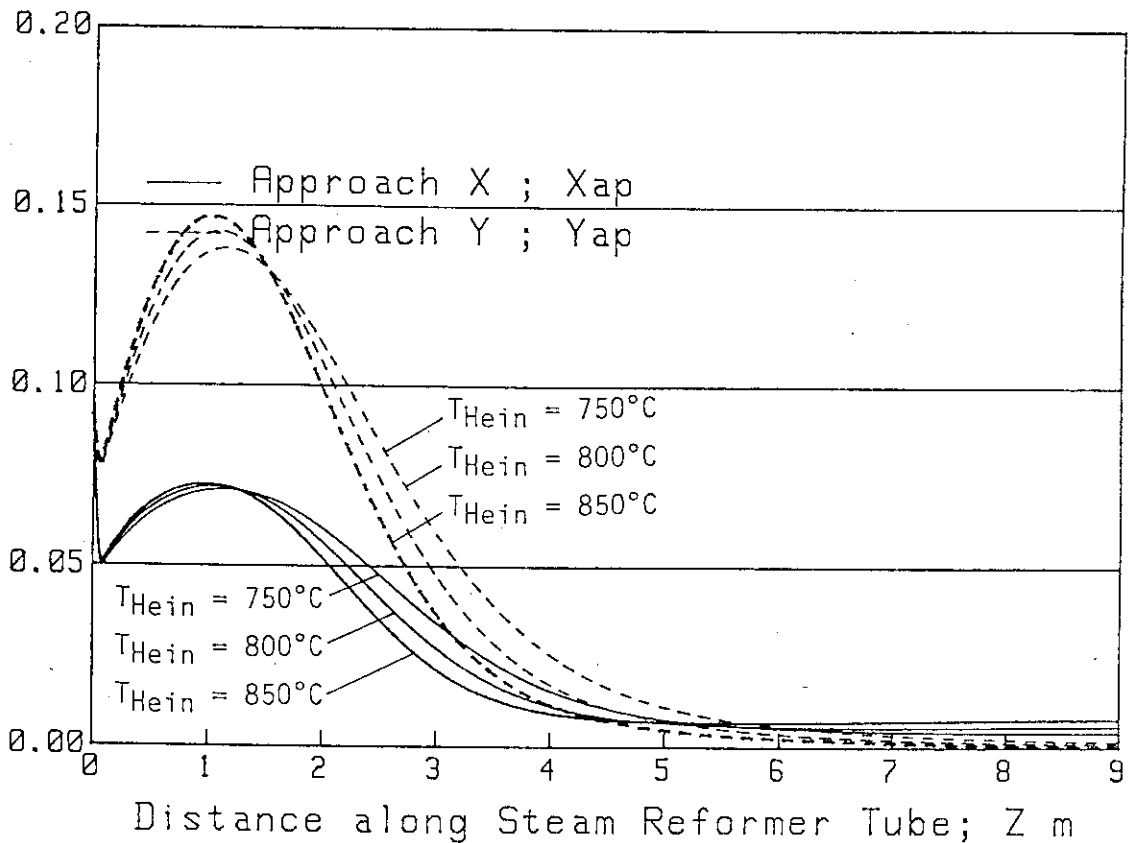


図 2.1.6 アプローチ組成 (T_{Hein} を変化させた場合)

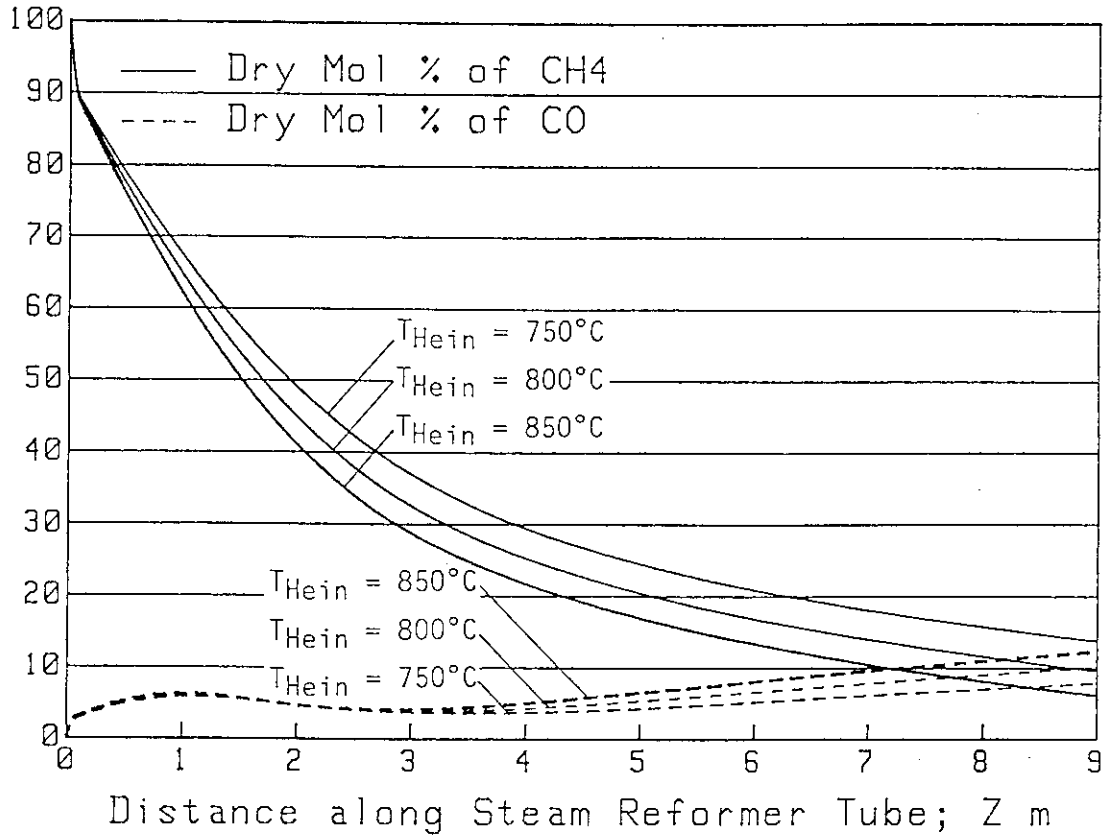


図 2.1.7 CH₄とCOのドライモル% (T_{Hein} を変化させた場合)

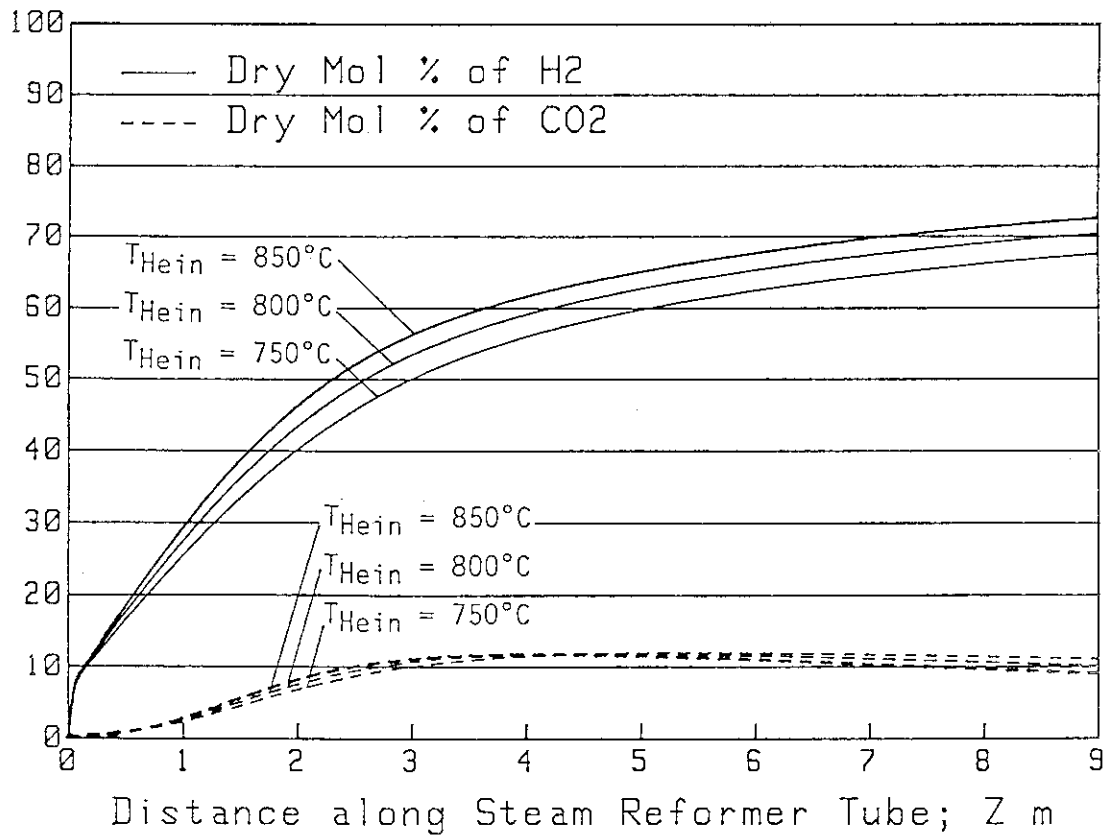


図 2.1.8 H₂とCO₂のドライモル% (T_{Hein} を変化させた場合)

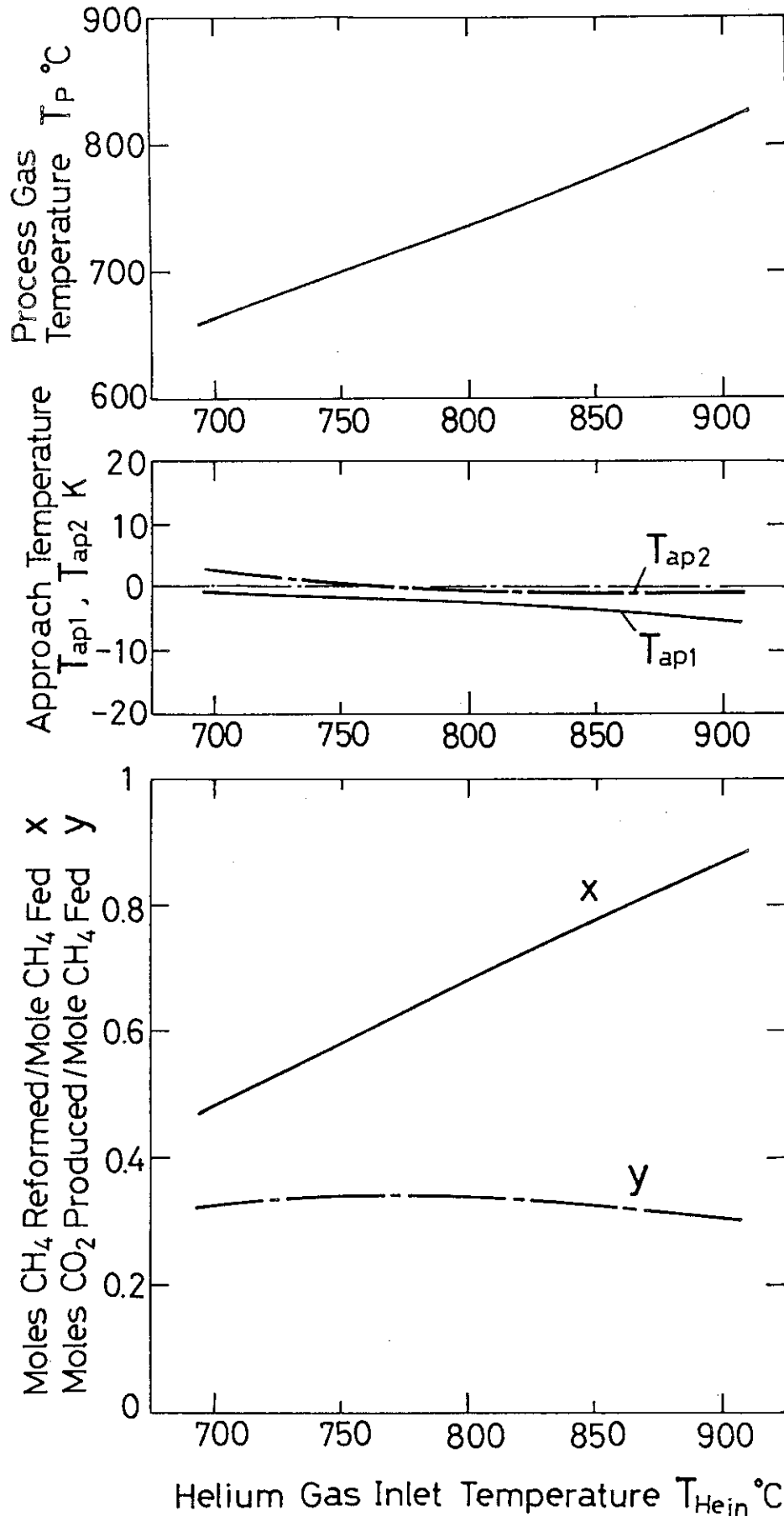


図 2.1.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (T_{Hein} を変化させた場合)

表 2.2 プロセスガス入口温度 T_{pin} を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)	300	400	500
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH_4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H_2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; w_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	616.2	629.9	644.1
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	790.5	792.9	795.9
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-3.93	-3.90	-3.86
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	-0.97	-0.94	-0.91
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	27.2	26.4	25.4
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	5.62×10^{-6}	5.43×10^{-6}	5.20×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	-1.20×10^{-6}	-1.20×10^{-6}	-1.19×10^{-6}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.58	-1.52	-1.46
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.812	0.817	0.824
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.320	0.319	0.317
Dry Mol % of CH ₄ ;	5.02	4.85	4.65
Dry Mol % of CO ;	13.1	13.2	13.4
Dry Mol % of H ₂ ;	73.4	73.5	73.6
Dry Mol % of CO ₂ ;	8.52	8.45	8.37
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.03	3.04	3.06
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.29	1.29	1.28
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.32	4.33	4.34

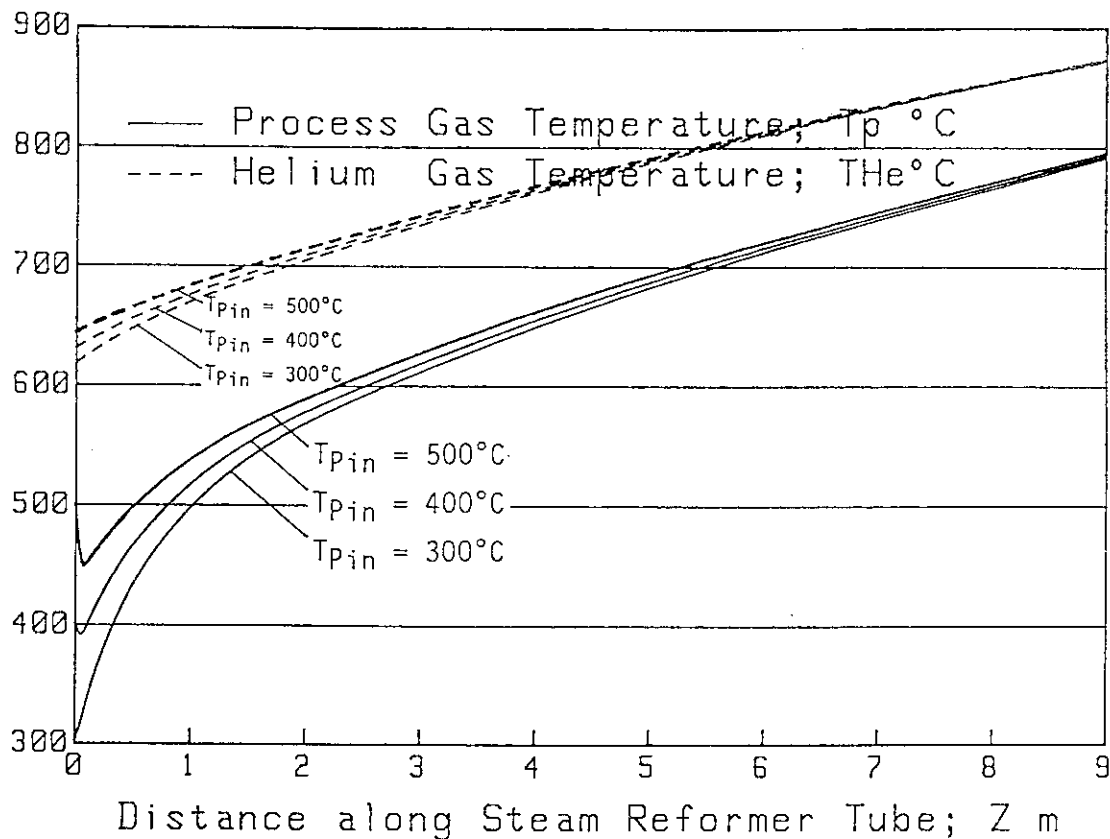


図 2.2.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (T_{Pin} を変化させた場合)

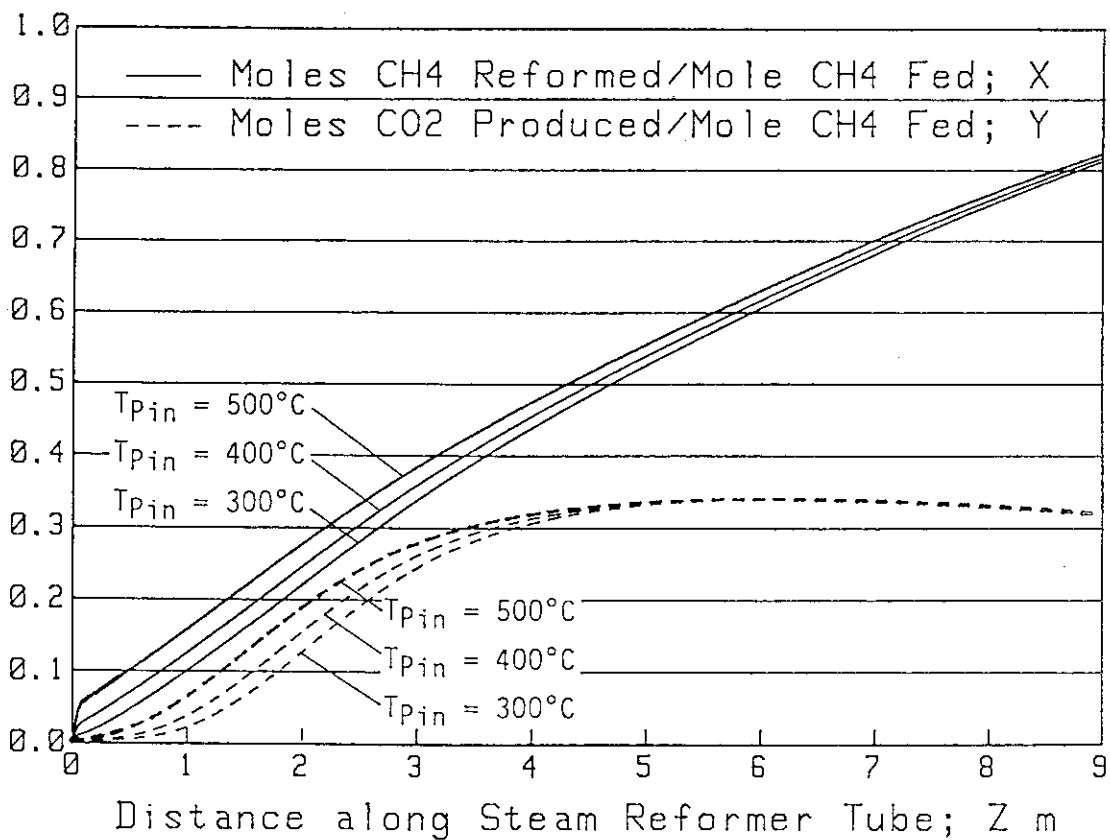


図 2.2.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (T_{Pin} を変化させた場合)

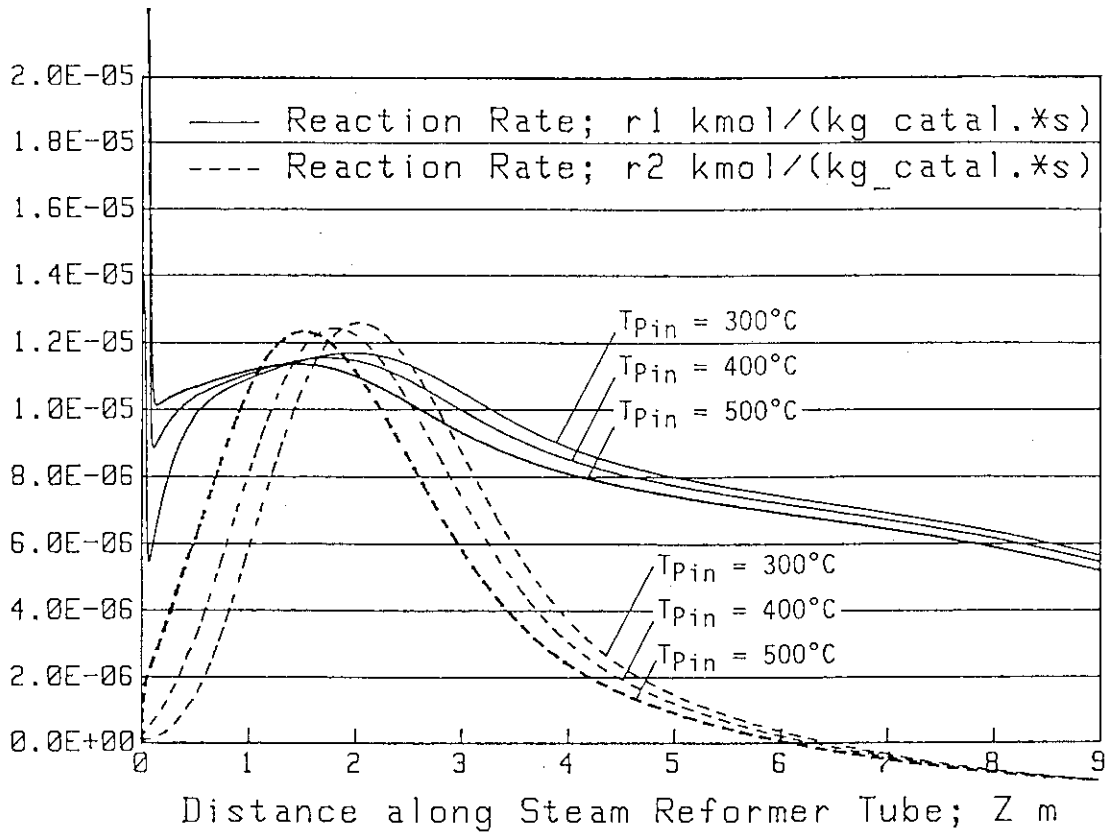


図 2.2.3 反応速度 (T_{pin} を変化させた場合)

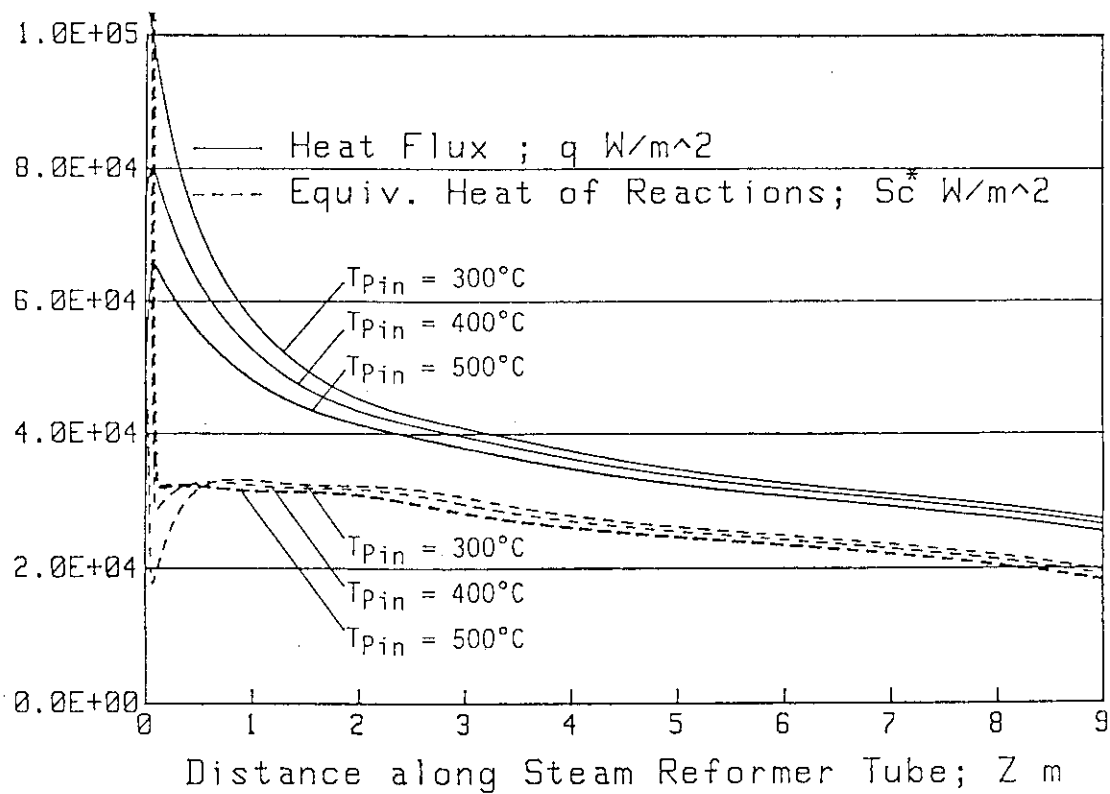


図 2.2.4 熱流束と反応熱 (T_{pin} を変化させた場合)

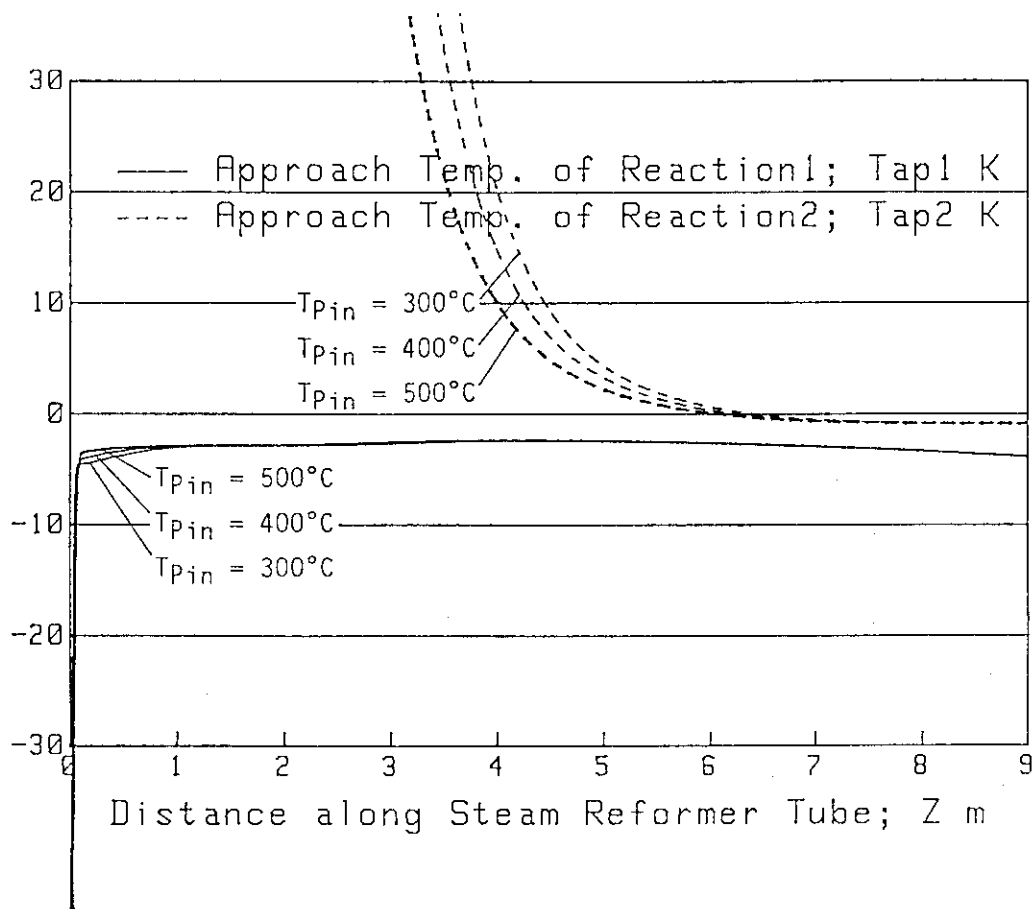


図 2.2.5 アプローチ温度 (T_{Pin} を変化させた場合)

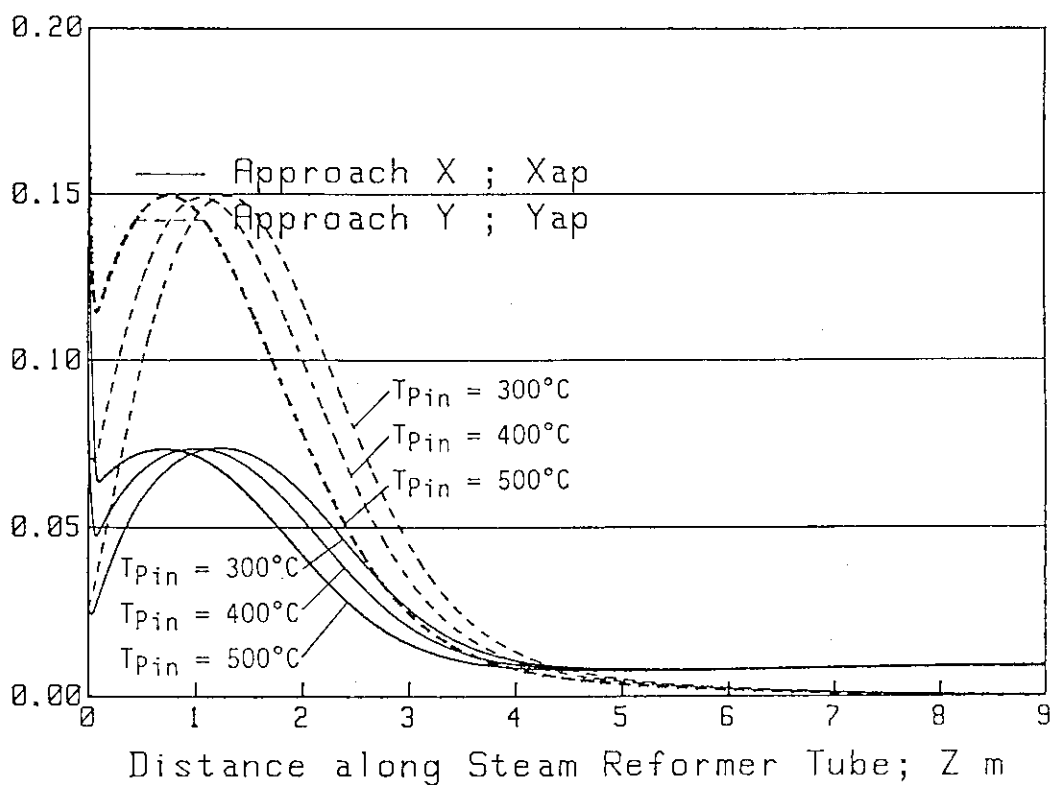


図 2.2.6 アプローチ組成 (T_{Pin} を変化させた場合)

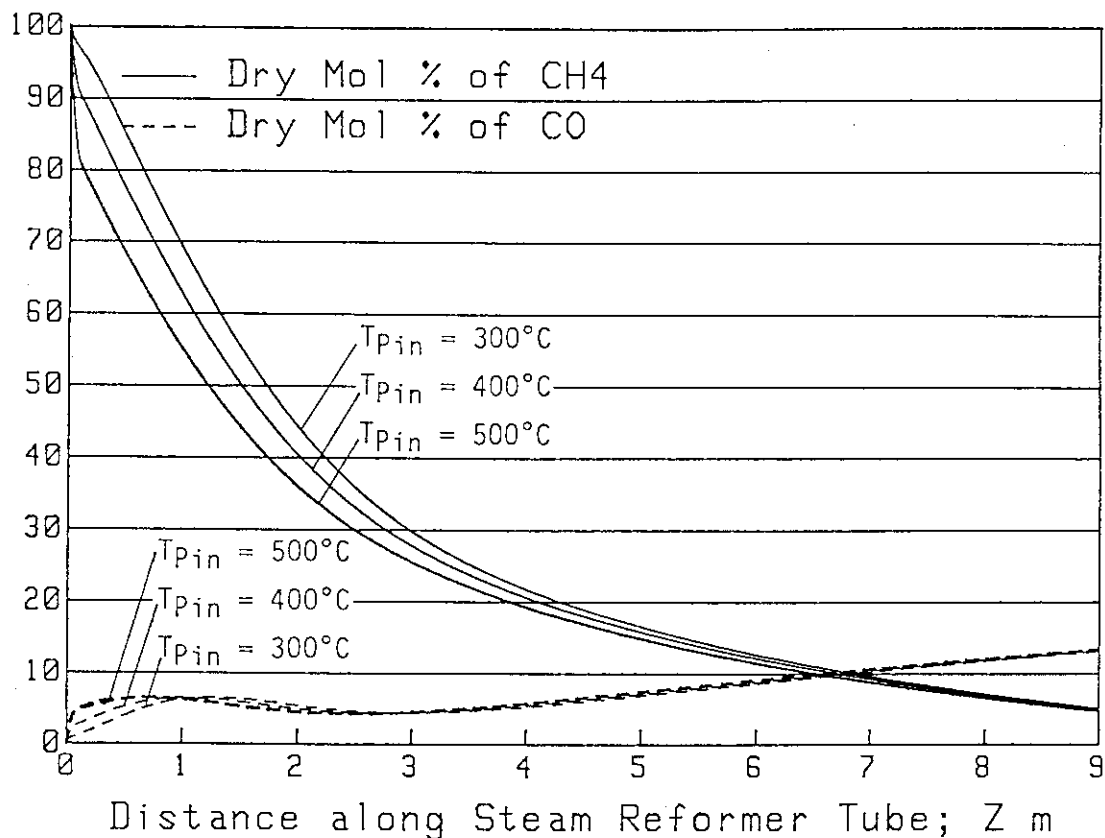


図 2.2.7 CH₄とCOのドライモル% (T_{Pin}を変化させた場合)

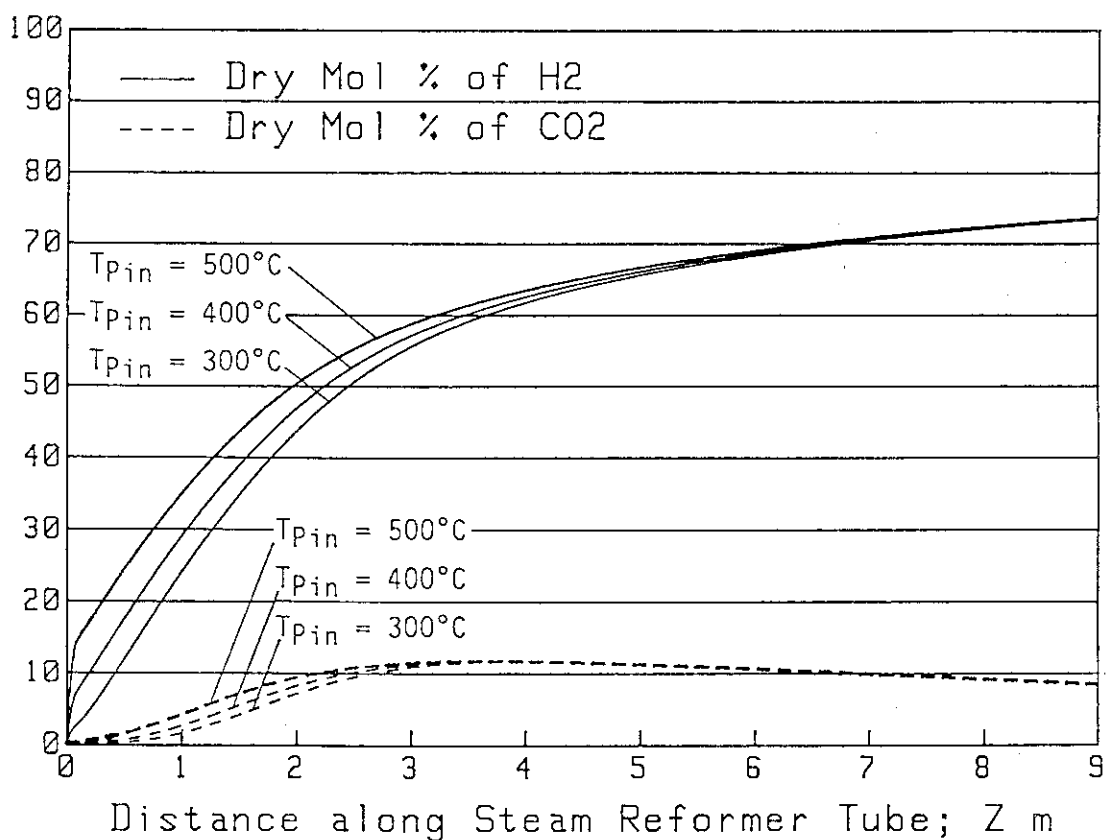


図 2.2.8 H₂とCO₂のドライモル% (T_{Pin}を変化させた場合)

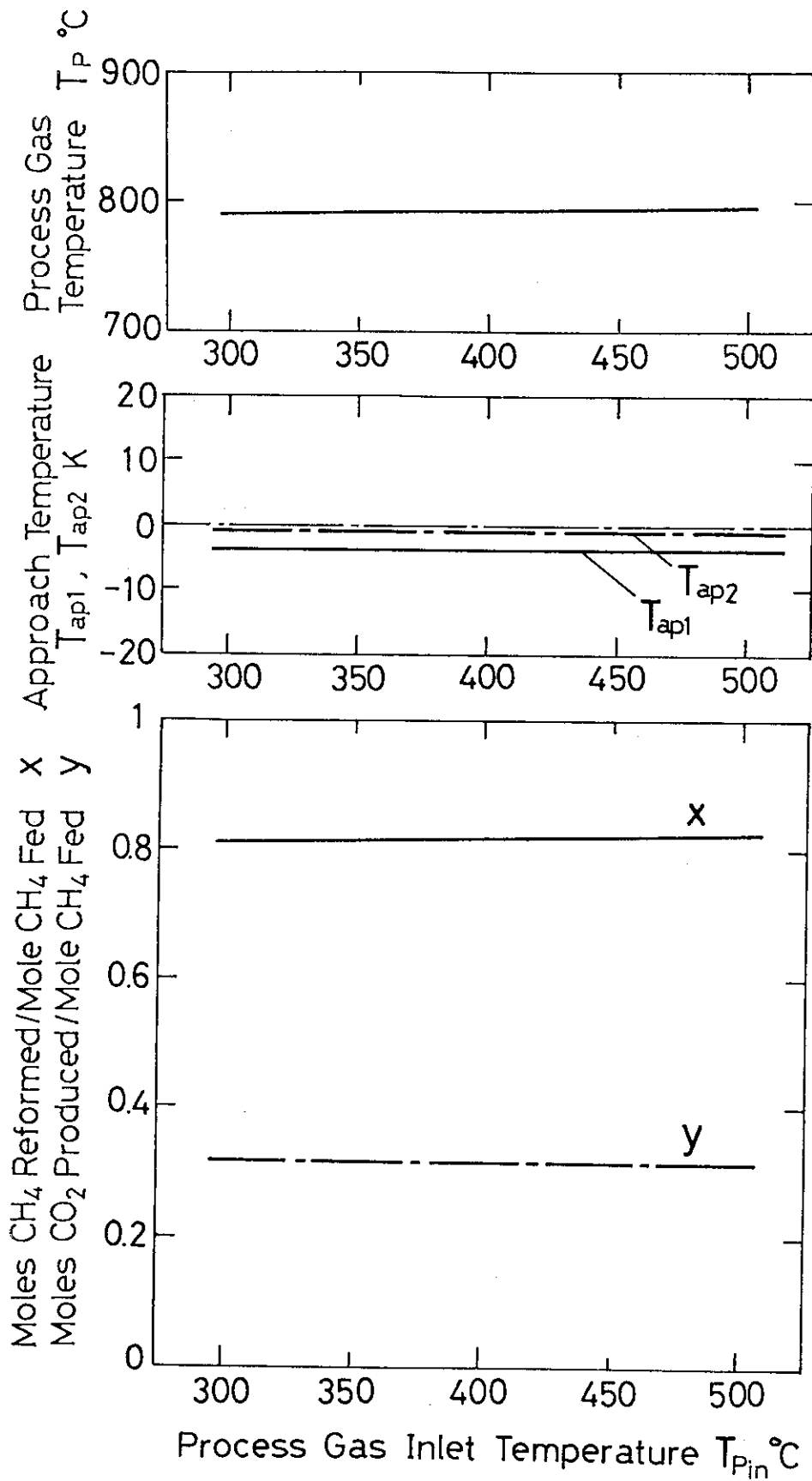


図 2.2.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (T_{Pin} を変化させた場合)

表2.3 プロセスガス圧力Pを変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a ₁ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10 ⁻²	
Activation Energy ; E _{a1} (J/kmol)		3.68×10 ⁷	
Frequency Factor ; a ₂ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10 ⁻¹	
Activation Energy ; E _{a2} (J/kmol)		5.82×10 ⁷	
Bulk Density of Catalyst ; ρ(kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T _{Hejn} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T _{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))	5.0	10.0	20.0
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W _{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G _{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w _{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w _{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W _p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G _p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T _{He} (°C)	614.7	632.9	652.9
Process Gas Temperature ; T _p (°C)	787.6	793.4	807.1
Approach Temperature of Reaction 1 ; T _{ap1} (K)	-11.1	-3.89	-1.38
Approach Temperature of Reaction 2 ; T _{ap2} (K)	-2.07	-0.94	-0.35
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	28.2	26.2	21.7
Rate of Reaction ; r ₁ (kmol/(kg(catal.)·s))	5.07×10 ⁻⁶	5.39×10 ⁻⁶	4.63×10 ⁻⁶
Rate of Reaction ; r ₂ (kmol/(kg(catal.)·s))	-2.06×10 ⁻⁶	-1.20×10 ⁻⁶	-5.68×10 ⁻⁷
Heat of Reaction ; S _c (MJ/(s·m ³))	-1.46	-1.51	-1.28
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.905	0.818	0.716
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.325	0.318	0.303
Dry Mol % of CH ₄ ;	2.35	4.81	8.22
Dry Mol % of CO ;	14.4	13.3	12.0
Dry Mol % of H ₂ ;	75.3	73.5	71.0
Dry Mol % of CO ₂ ;	8.05	8.44	8.79
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.26	3.05	2.79
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.21	1.29	1.38
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.47	4.33	4.17

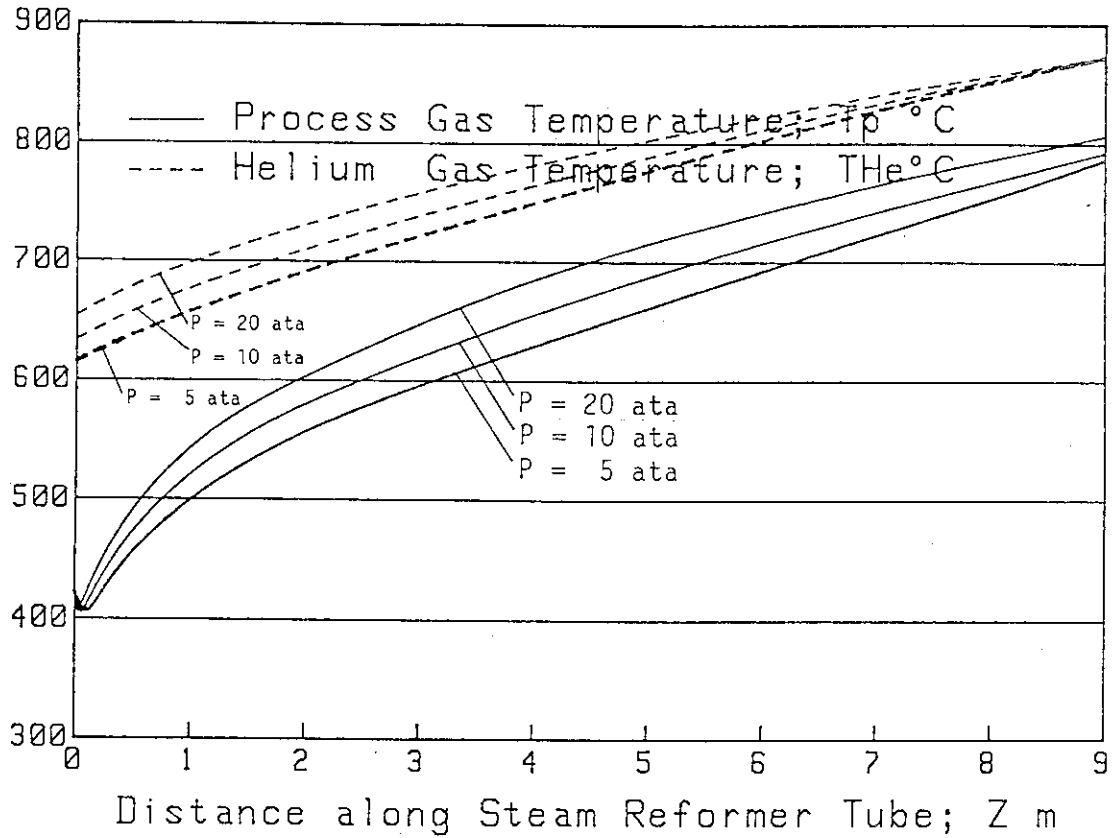


図 2.3.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (Pを変化させた場合)

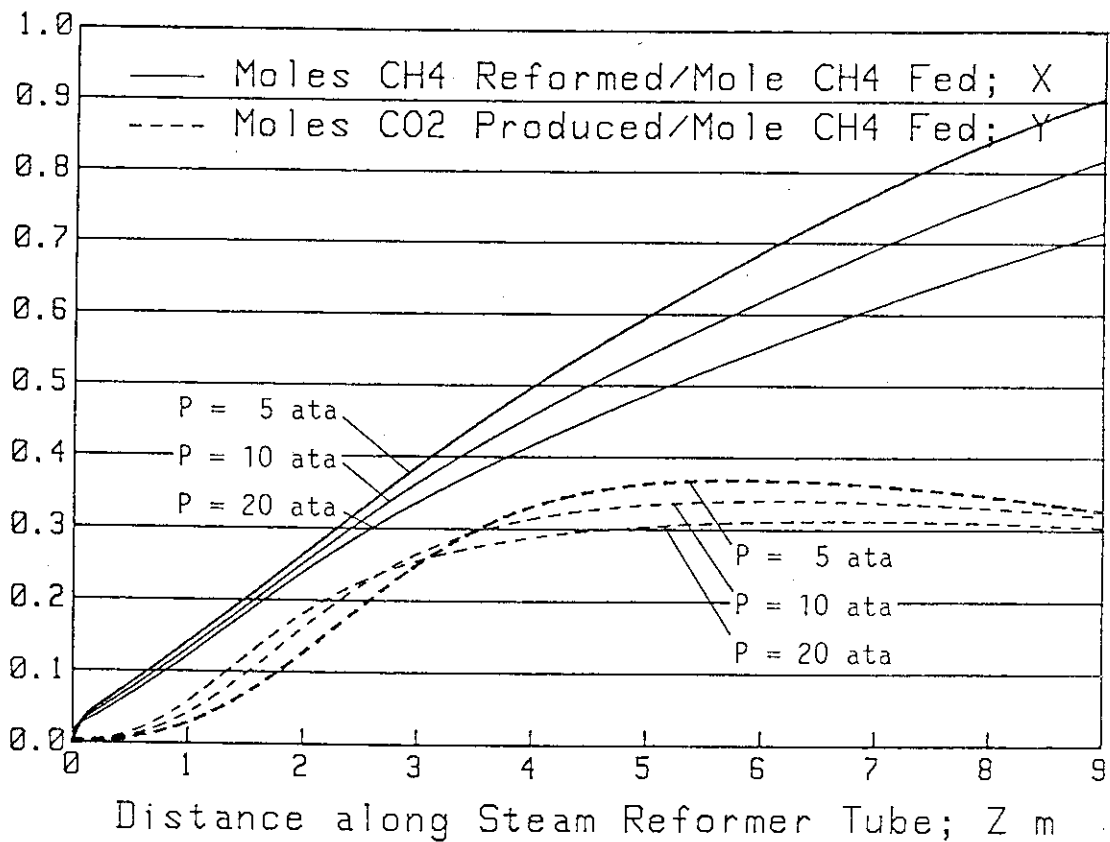


図 2.3.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (Pを変化させた場合)

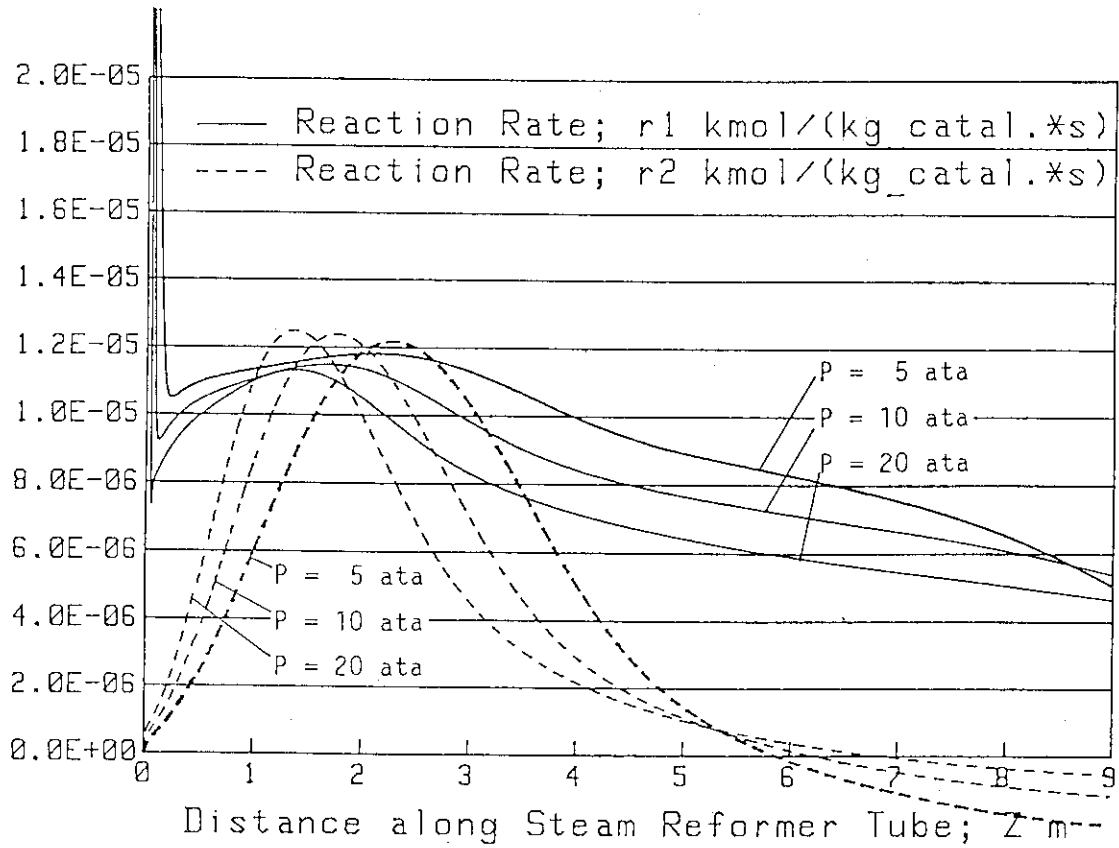


図 2.3.3 反応速度 (Pを変化させた場合)

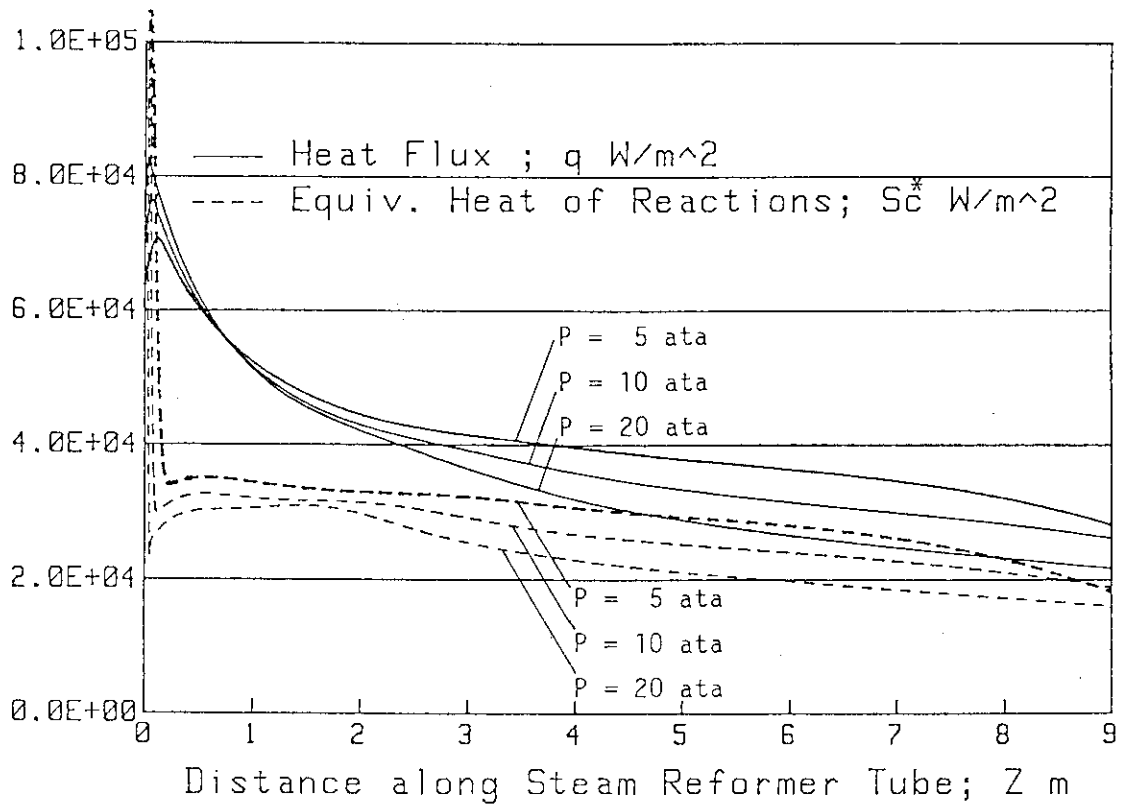


図 2.3.4 熱流束と反応熱 (Pを変化させた場合)

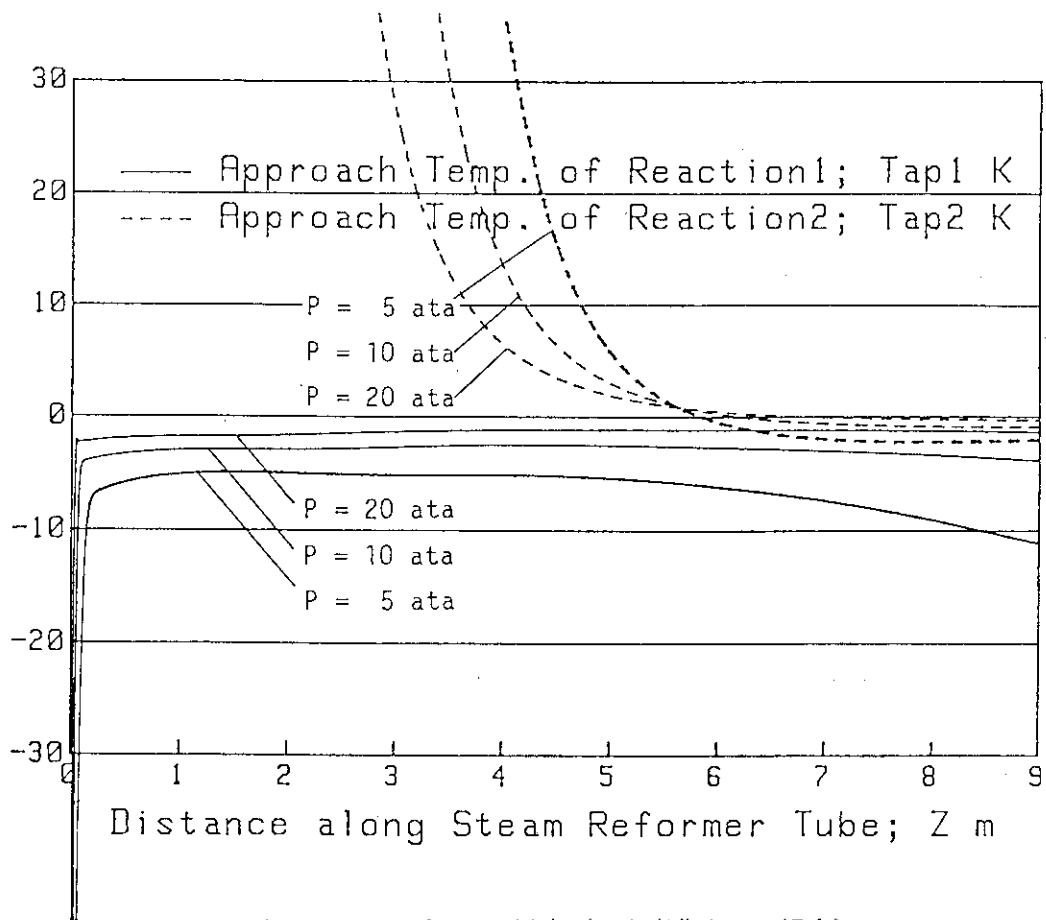


図 2.3.5 アプローチ温度 (Pを変化させた場合)

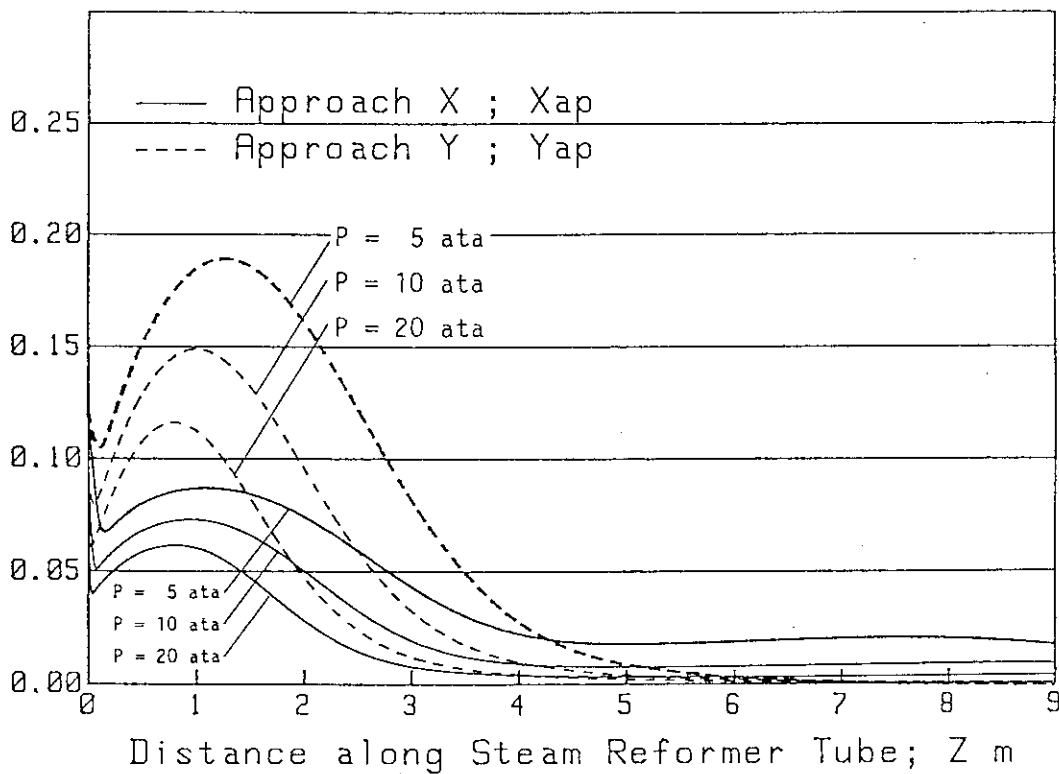


図 2.3.6 アプローチ組成 (Pを変化させた場合)

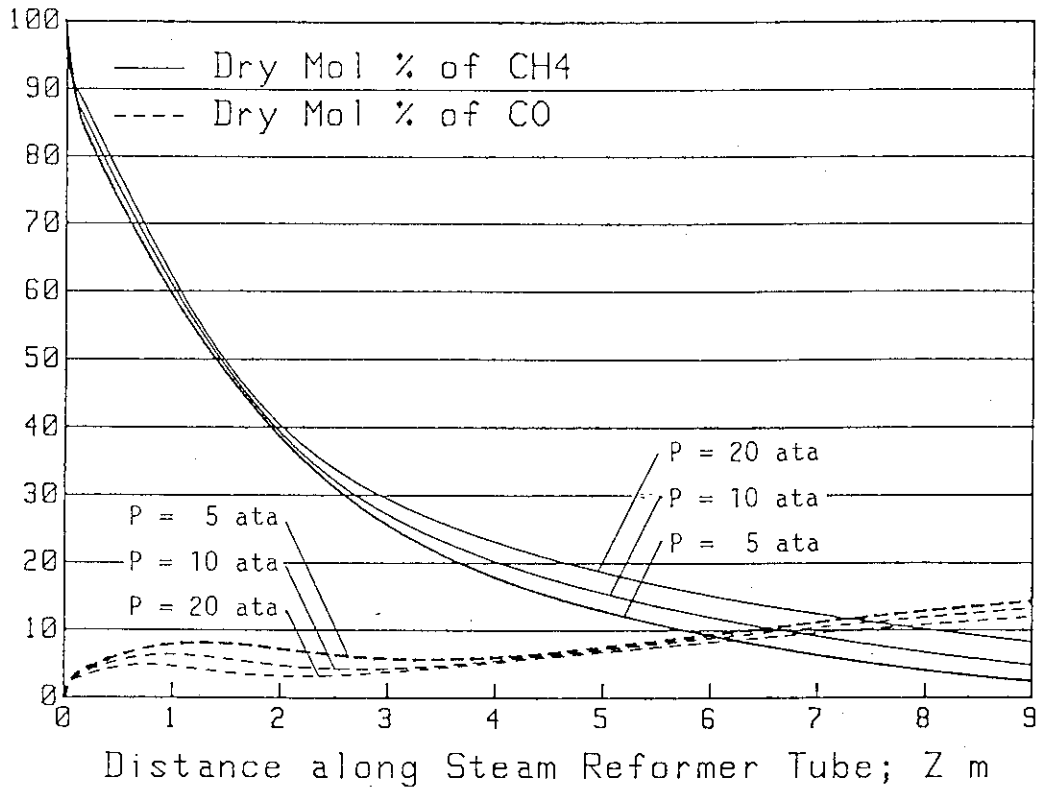


図 2.3.7 CH₄とCOのドライモル% (Pを変化させた場合)

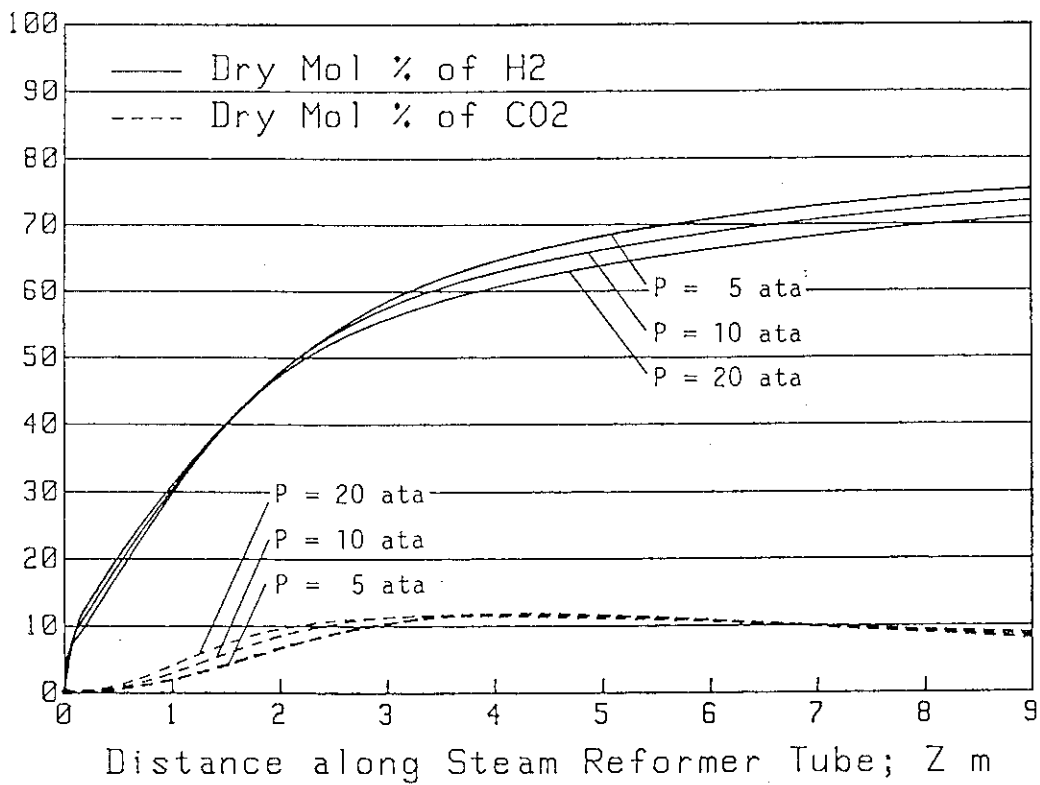


図 2.3.8 H₂とCO₂のドライモル% (Pを変化させた場合)

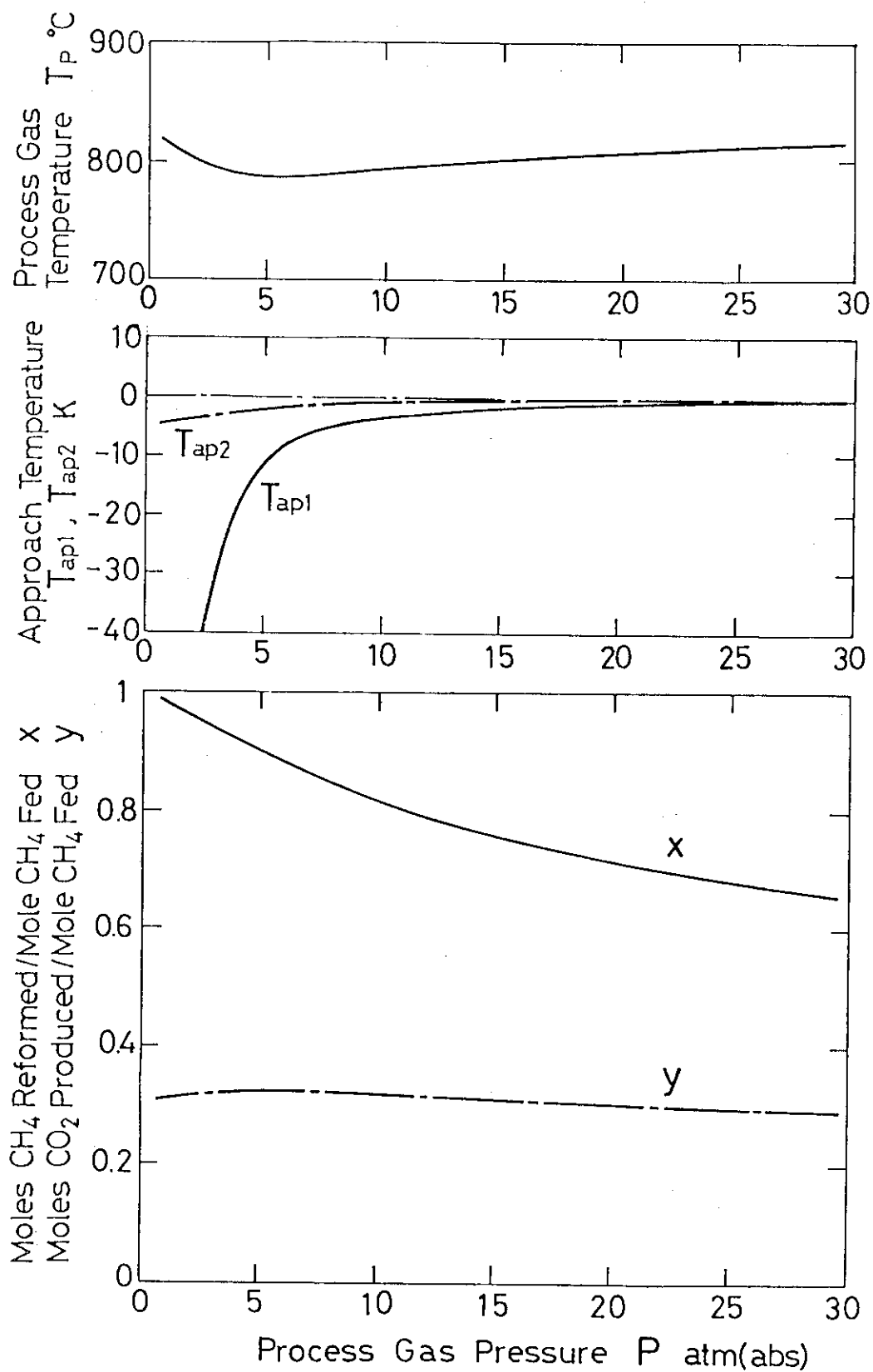


図 2.3.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (Pを変化させた場合)

表 2.4 ヘリウムガス質量流量 W_{He} を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hejn} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)	21.5	43.1	86.2
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))	11.0	21.9	43.9
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; w_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	498.1	632.9	741.1
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	727.8	793.4	828.3
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-4.37	-3.89	-3.07
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	-0.36	-0.94	-0.54
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	47.7	26.2	14.7
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	1.06×10^{-5}	5.39×10^{-6}	2.75×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	-2.09×10^{-7}	-1.20×10^{-6}	-9.03×10^{-7}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-2.89	-1.51	-0.783
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.647	0.818	0.889
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.338	0.318	0.300
Dry Mol % of CH ₄ ;	10.8	4.81	2.81
Dry Mol % of CO ;	9.42	13.3	14.9
Dry Mol % of H ₂ ;	69.5	73.5	74.8
Dry Mol % of CO ₂ ;	10.3	8.44	7.56
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.65	3.05	3.20
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.41	1.29	1.24
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.05	4.33	4.44

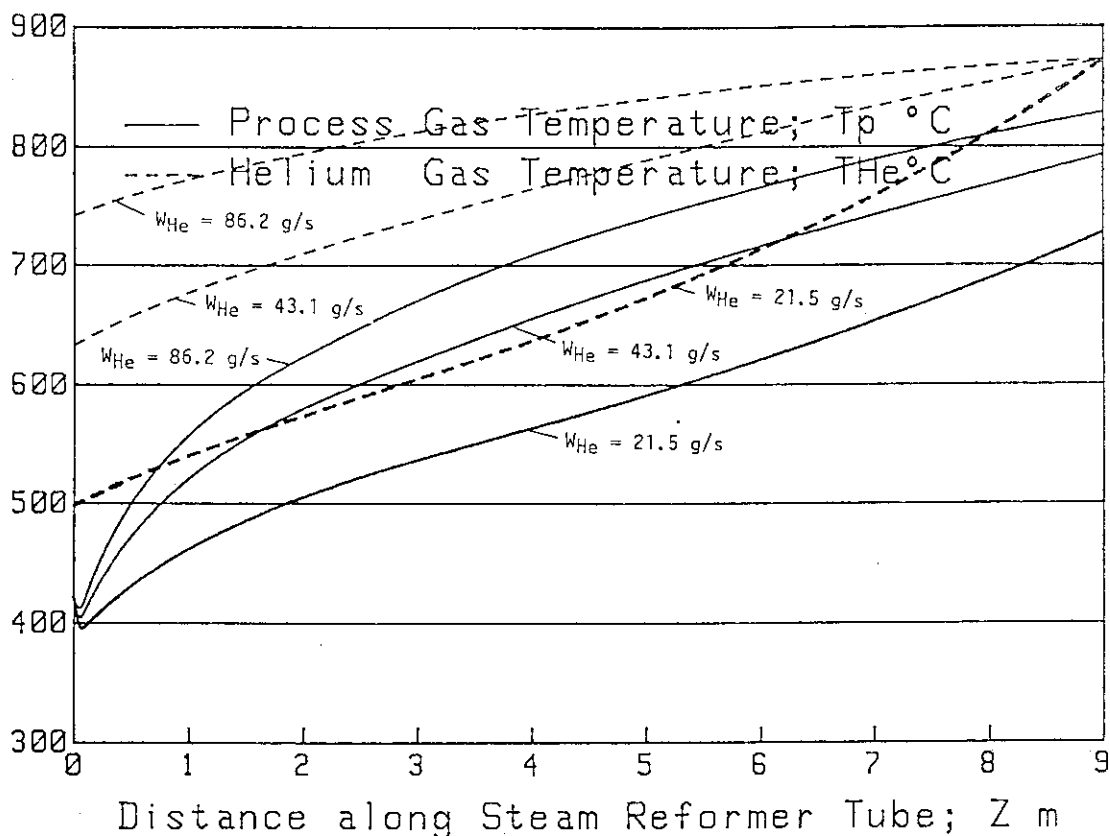


図 2.4.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (W_{He} を変化させた場合)

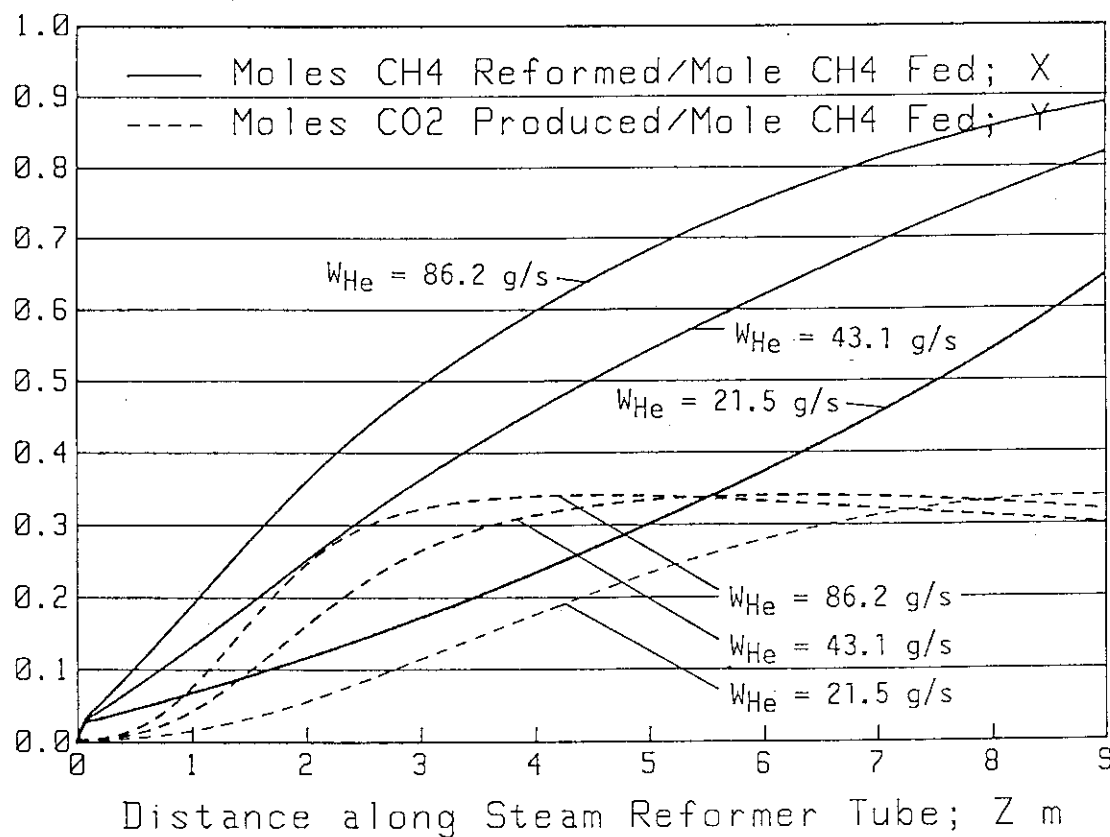


図 2.4.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (W_{He} を変化させた場合)

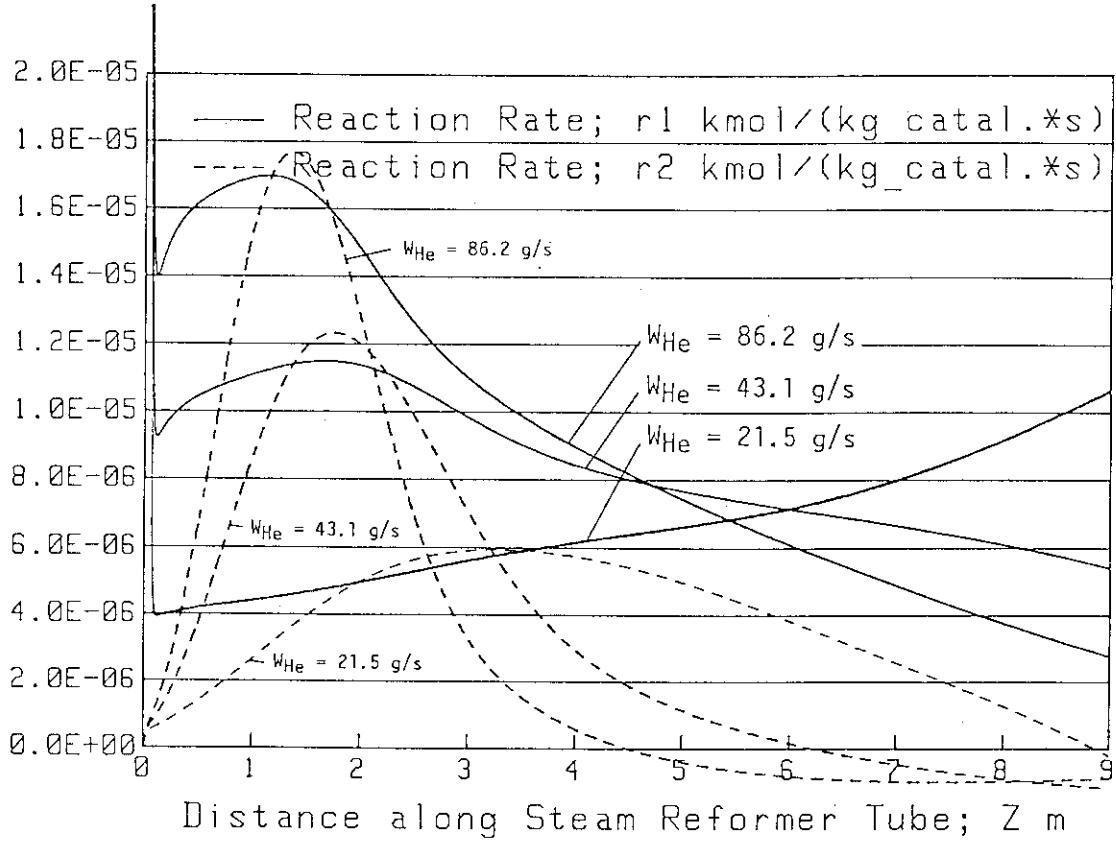


図 2.4.3 反応速度 (W_{He} を変化させた場合)

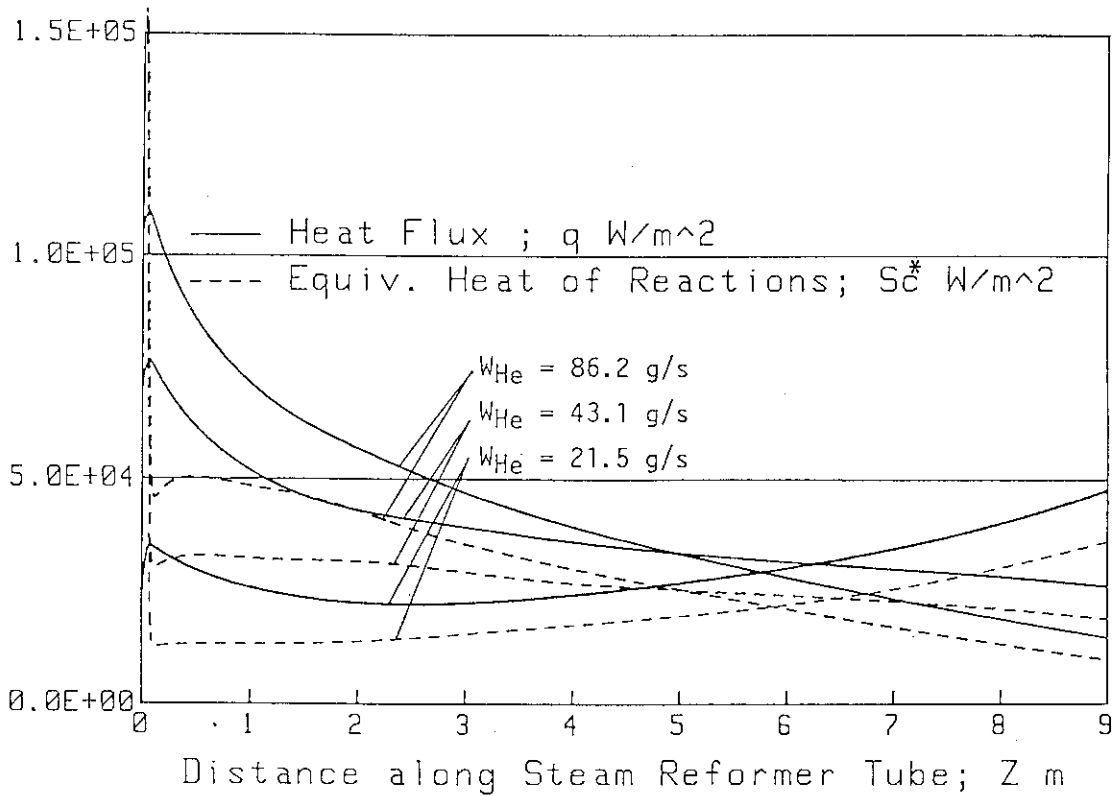


図 2.4.4 熱流束と反応熱 (W_{He} を変化させた場合)

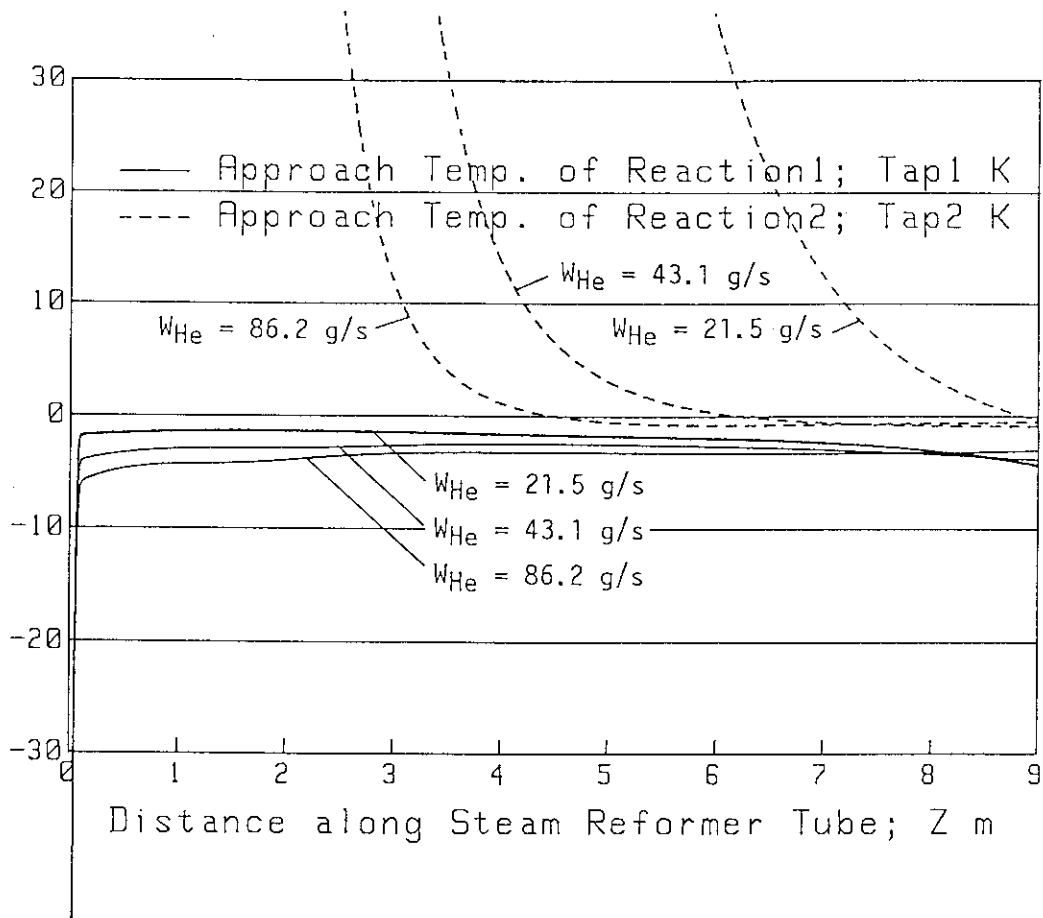


図 2.4.5 アプローチ温度 (W_{He} を変化させた場合)

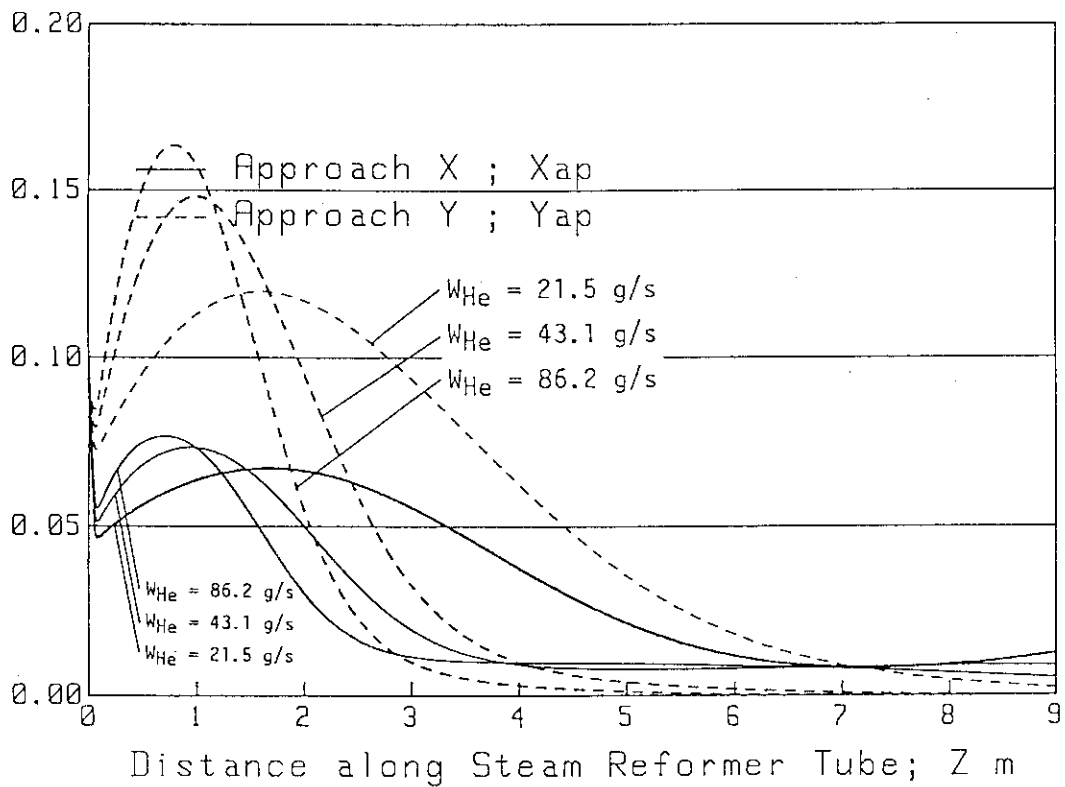


図 2.4.6 アプローチ組成 (W_{He} を変化させた場合)

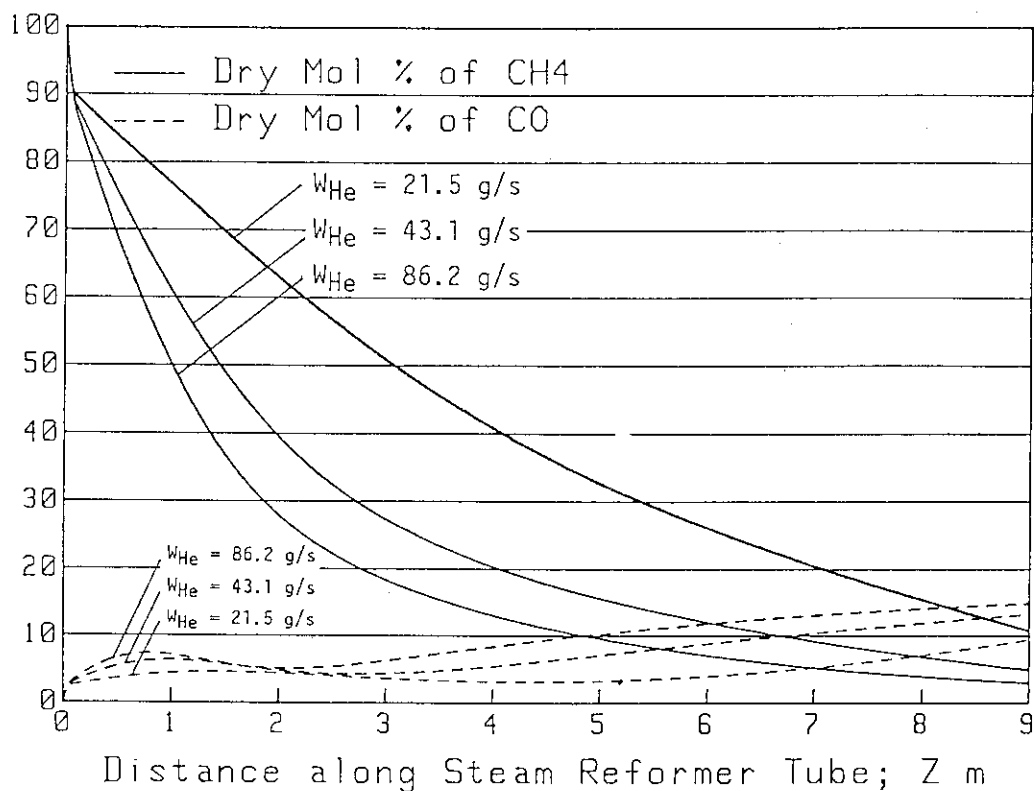


図 2.4.7 CH₄とCOのドライモル% (W_{He}を変化させた場合)

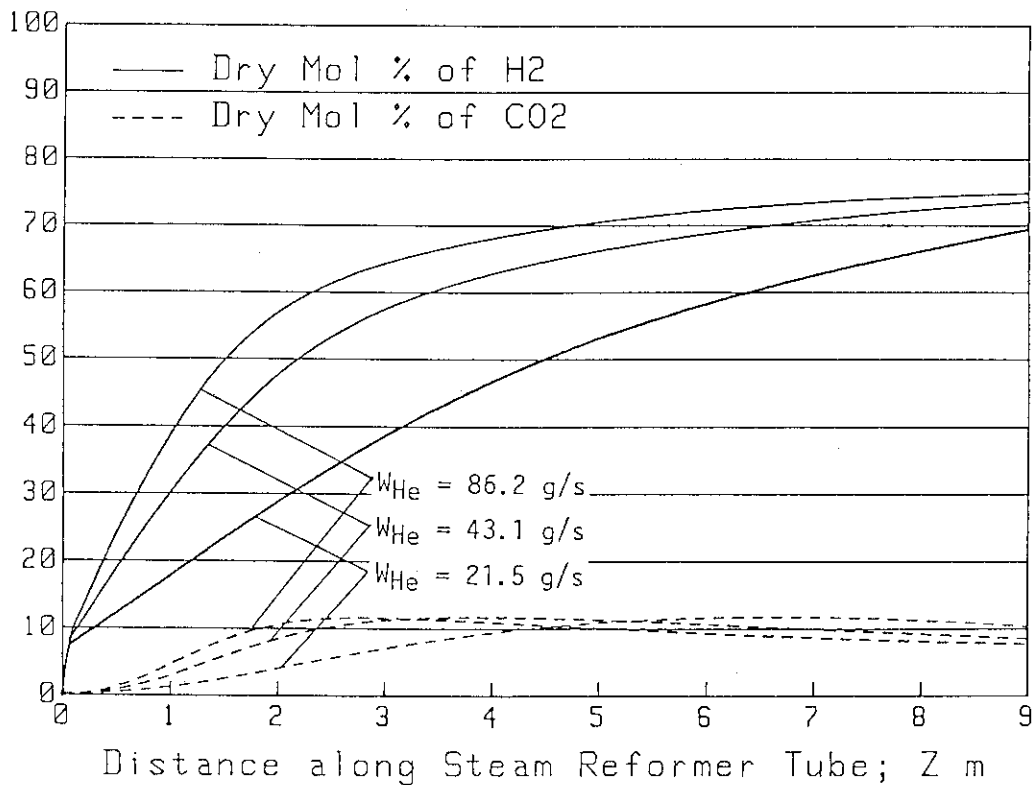


図 2.4.8 H₂とCO₂のドライモル% (W_{He}を変化させた場合)

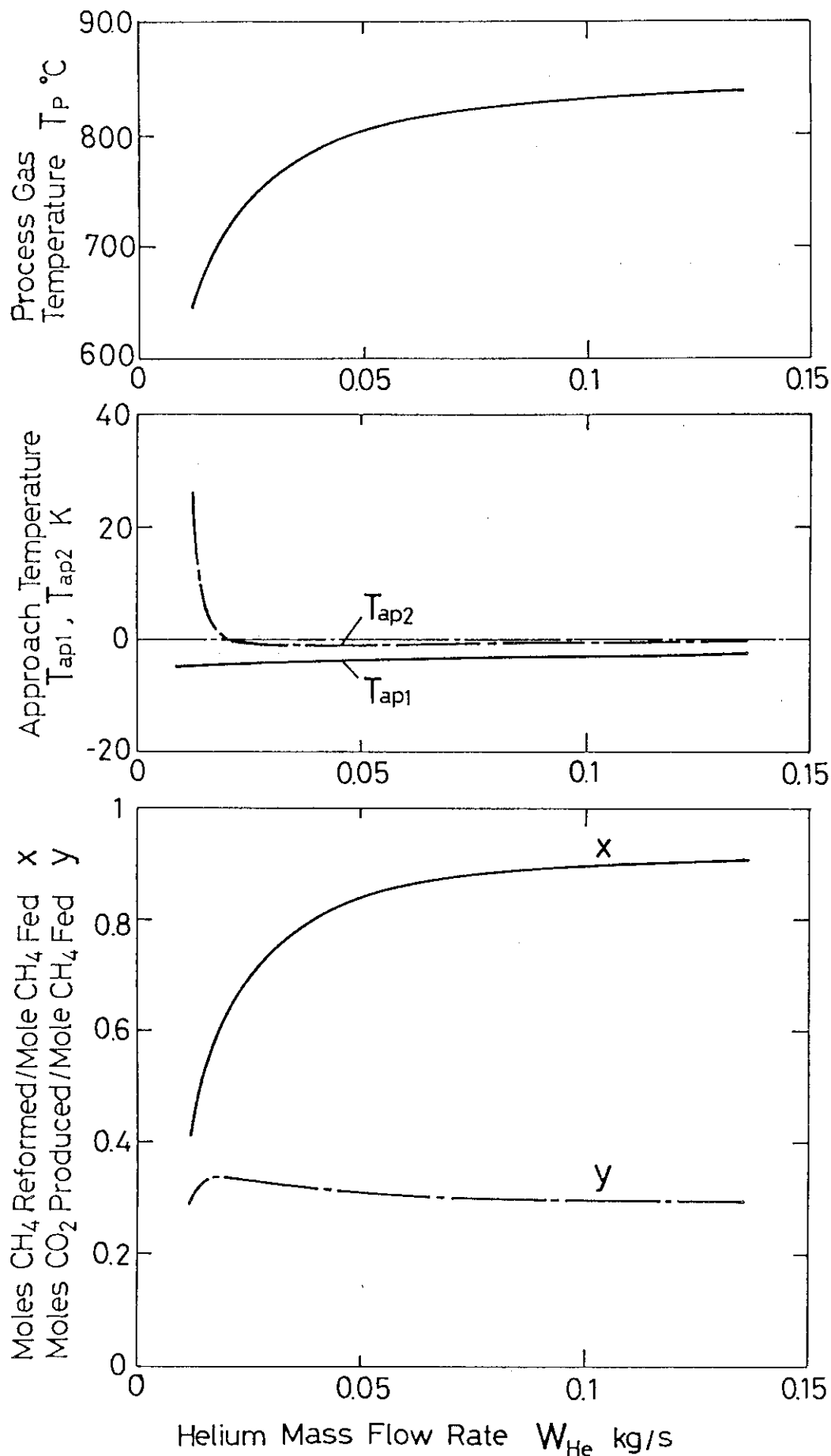


図 2.4.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (W_{He} を変化させた場合)

表 2.5 プロセスガス質量流量 w_p を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH_4} (g/s)	1.79	3.59	7.17
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H_2O} (g/s)	5.51	11.0	22.0
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)	7.30	14.6	29.2
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))	3.72	7.44	14.9
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	729.9	633.0	563.5
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	870.7	793.5	687.7
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-0.21	-3.89	-4.66
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	-0.02	-0.94	+6.86
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	68.8	26.2	60.9
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	1.01×10^{-7}	5.39×10^{-6}	1.40×10^{-5}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	-5.45×10^{-8}	-1.20×10^{-6}	2.47×10^{-6}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-0.0297	-1.51	-3.66
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.946	0.819	0.535
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.276	0.318	0.329
Dry Mol % of CH ₄ ;	1.31	4.81	15.8
Dry Mol % of CO ;	16.3	13.3	7.03
Dry Mol % of H ₂ ;	75.7	73.5	65.9
Dry Mol % of CO ₂ ;	6.72	8.44	11.2
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	1.66	3.05	4.74
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	0.61	1.29	3.01
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.27	4.33	7.75

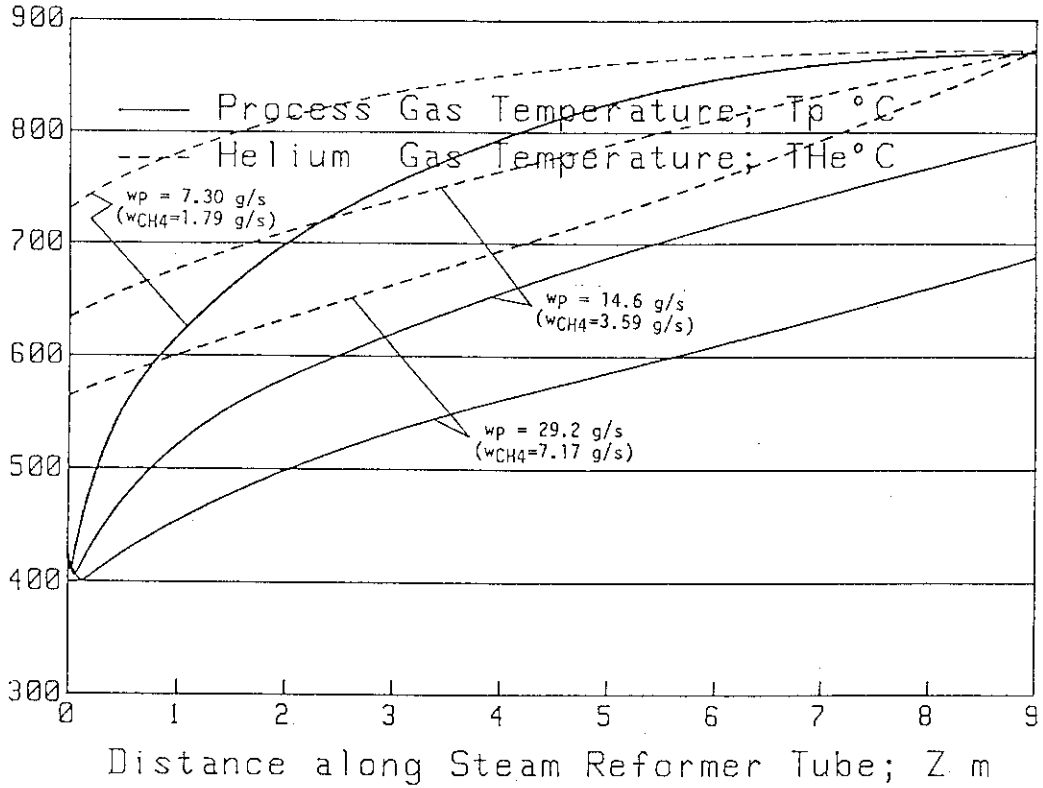


図 2.5.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (w_p を変化させた場合)

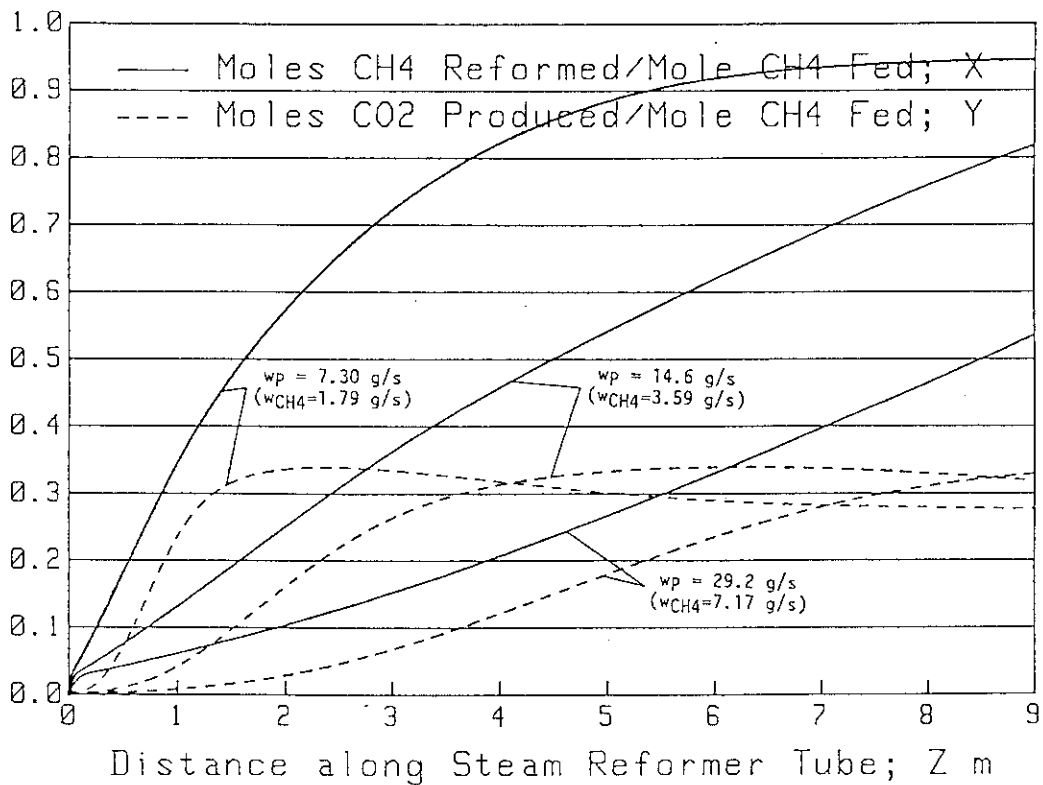


図 2.5.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (w_p を変化させた場合)

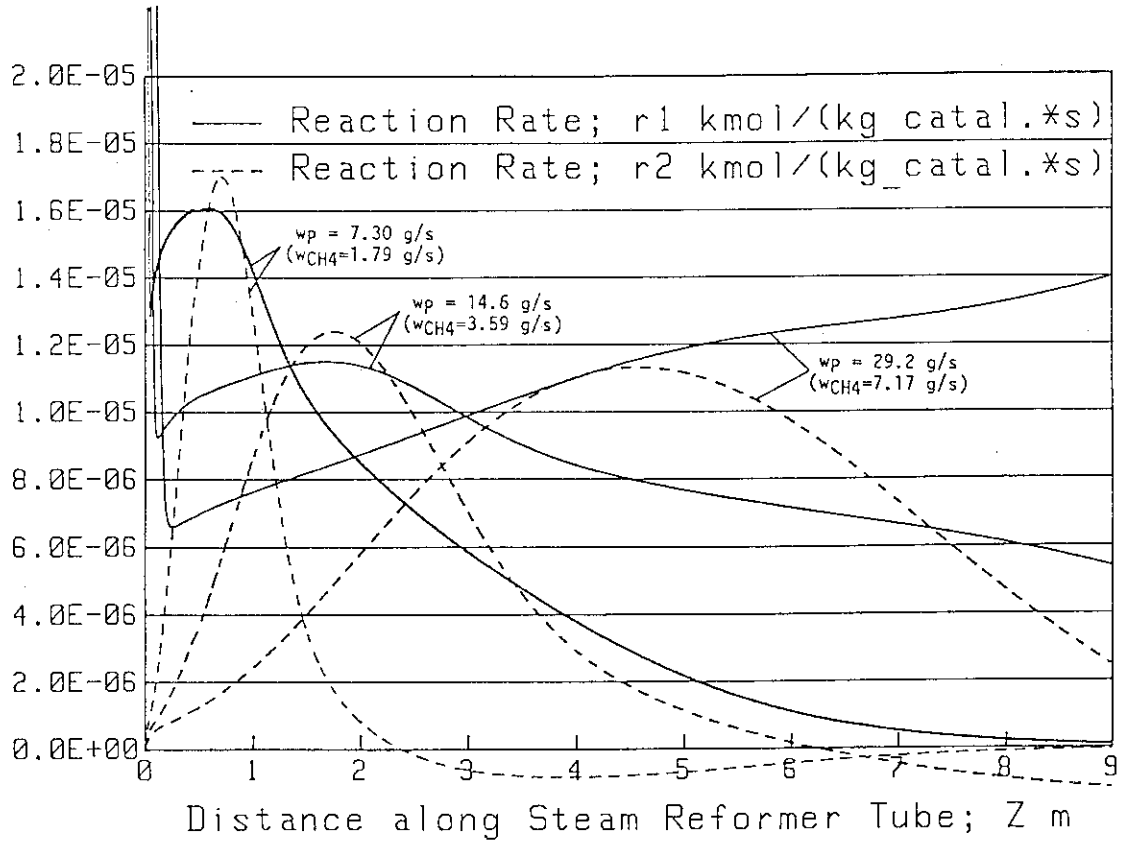


図 2.5.3 反応速度 (w_p を変化させた場合)

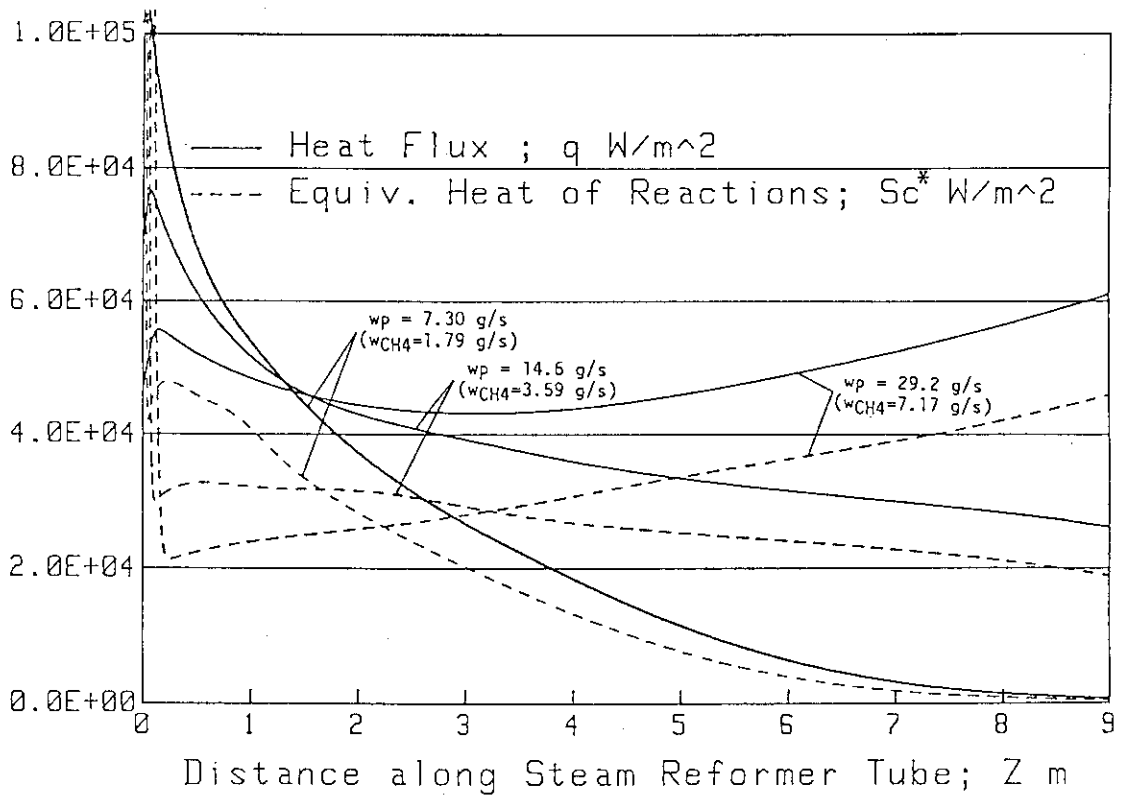


図 2.5.4 熱流束と反応熱 (w_p を変化させた場合)

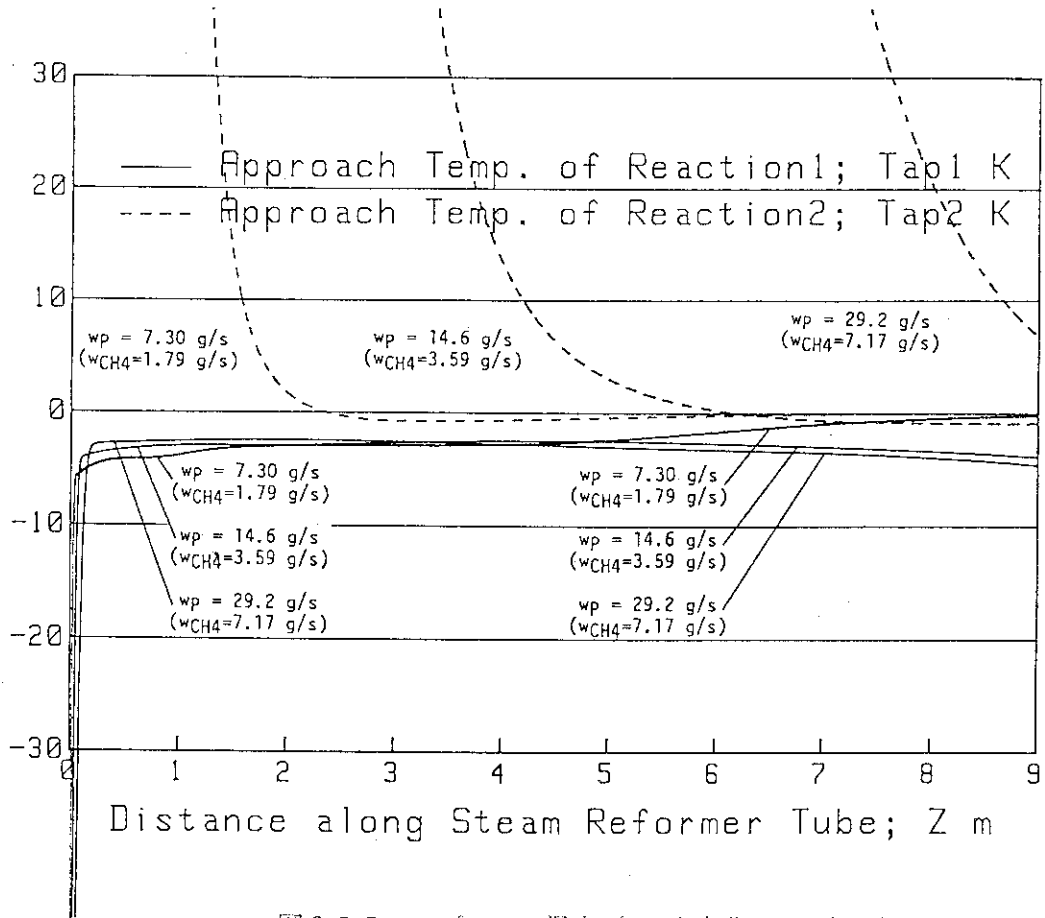


図 2.5.5 アプローチ温度 (w_p を変化させた場合)

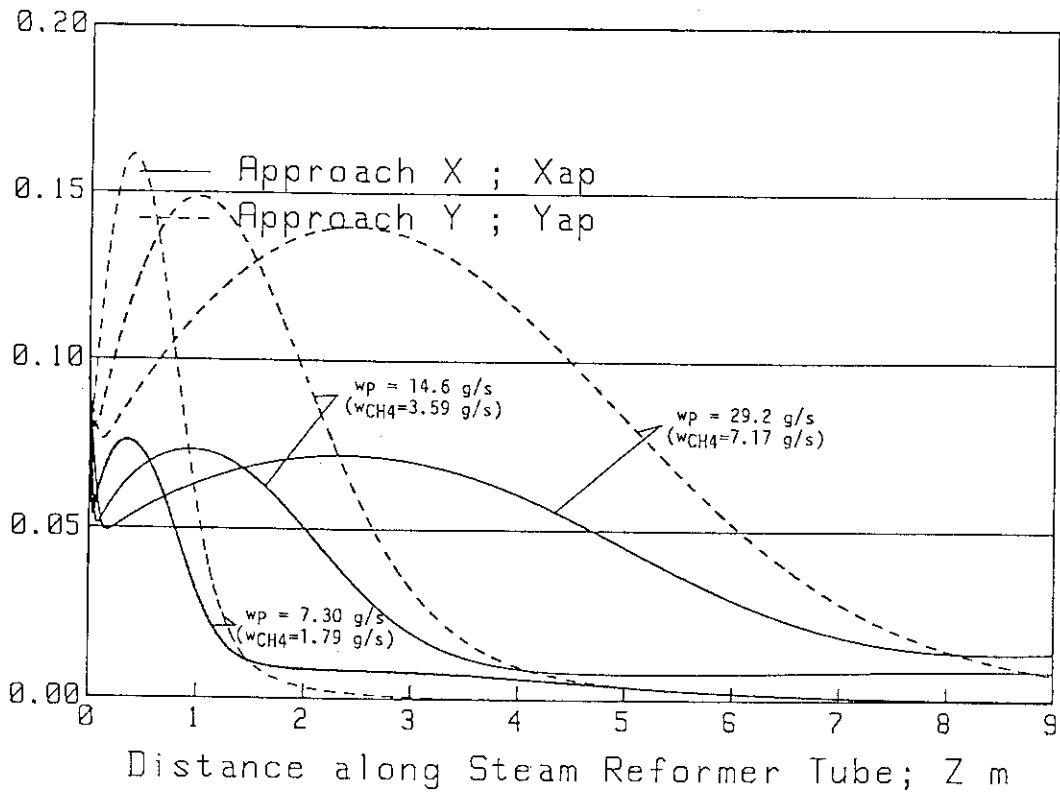


図 2.5.6 アプローチ組成 (w_p を変化させた場合)

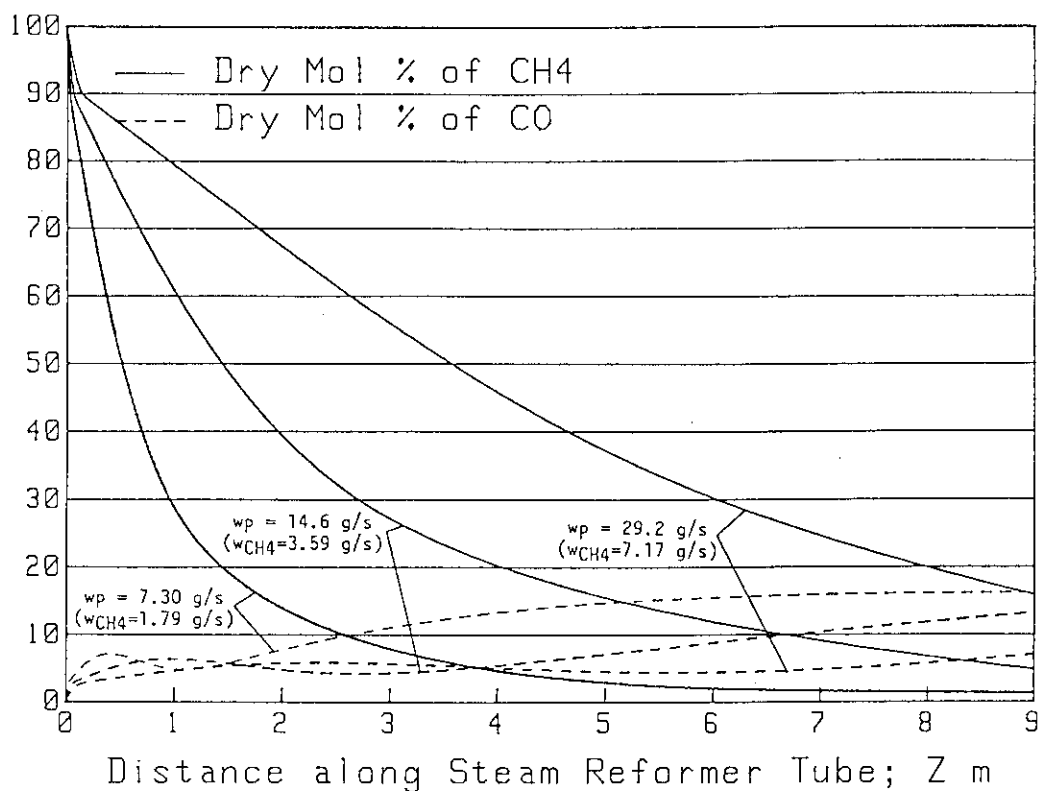


図 2.5.7 CH₄とCOのドライモル% (w_p を変化させた場合)

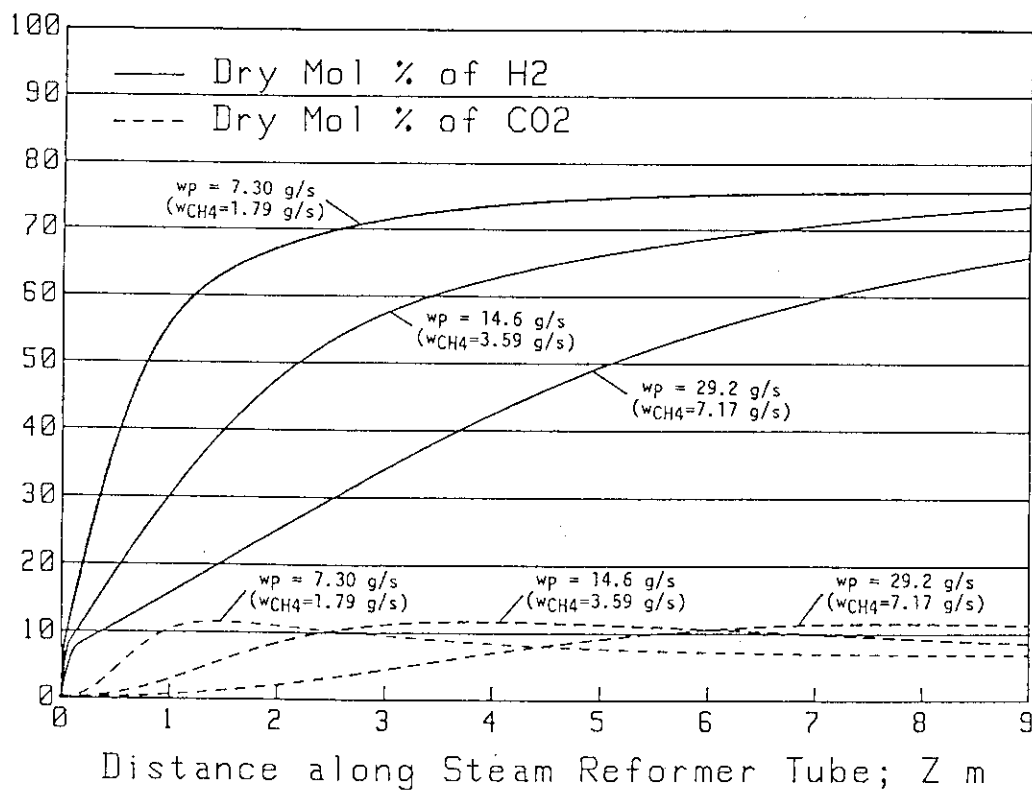


図 2.5.8 H₂とCO₂のドライモル% (w_p を変化させた場合)

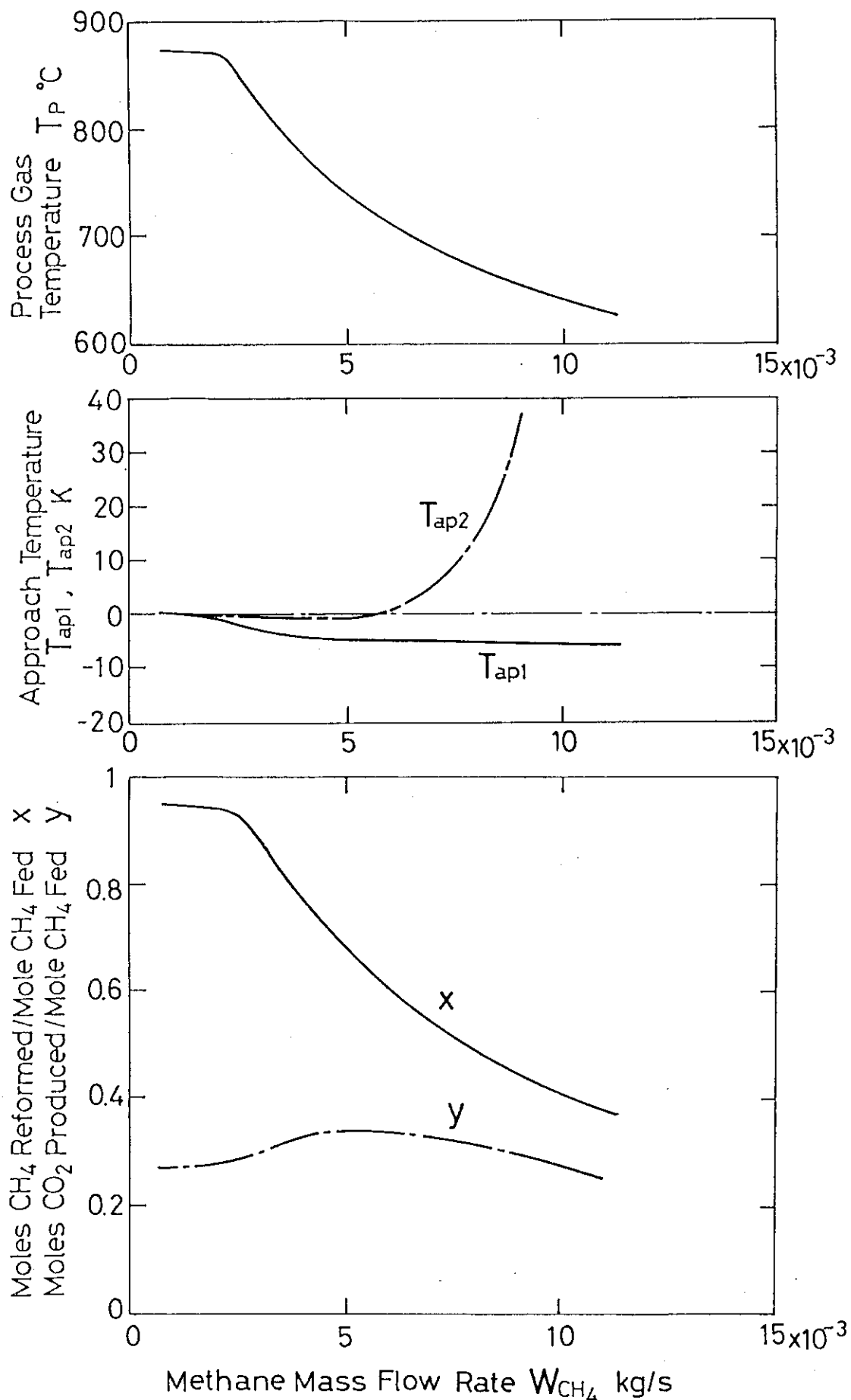


図 2.5.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (w_p を変化させた場合)

表 2.6 スチームカーボン比 Scr を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a ₁ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10 ⁻²	
Activation Energy ; E _{a1} (J/kmol)		3.68×10 ⁷	
Frequency Factor ; a ₂ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10 ⁻¹	
Activation Energy ; E _{a2} (J/kmol)		5.82×10 ⁷	
Bulk Density of Catalyst ; ρ(kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T _{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T _{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W _{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G _{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr	1.5	3.0	6.0
Mass Flow Rate of Methane ; w _{CH4} (g/s)	5.43	3.34	1.88
Mass Flow Rate of Steam ; w _{H2O} (g/s)	9.17	11.3	12.7
Mass Flow Rate of Process Gas ; W _p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G _p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T _{He} (°C)	620.2	636.3	690.4
Process Gas Temperature ; T _p (°C)	763.9	802.1	870.4
Approach Temperature of Reaction 1 ; T _{ap1} (K)	-1.83	-4.42	-0.56
Approach Temperature of Reaction 2 ; T _{ap2} (K)	-1.23	-0.92	-0.09
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	35.9	23.4	81.3
Rate of Reaction ; r ₁ (kmol/(kg(catal.)·s))	8.29×10 ⁻⁶	4.51×10 ⁻⁶	2.22×10 ⁻⁸
Rate of Reaction ; r ₂ (kmol/(kg(catal.)·s))	-1.59×10 ⁻⁶	-1.18×10 ⁻⁶	-8.75×10 ⁻⁸
Heat of Reaction ; S _c (MJ/(s·m ³))	-2.31	-1.27	-0.00955
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.575	0.859	0.993
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.186	0.342	0.519
Dry Mol % of CH ₄ ;	14.6	3.59	0.16
Dry Mol % of CO ;	13.4	13.2	10.5
Dry Mol % of H ₂ ;	65.7	74.5	77.8
Dry Mol % of CO ₂ ;	6.4	8.73	11.5
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.56	2.94	1.91
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	0.90	1.35	1.90
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.46	4.29	3.81

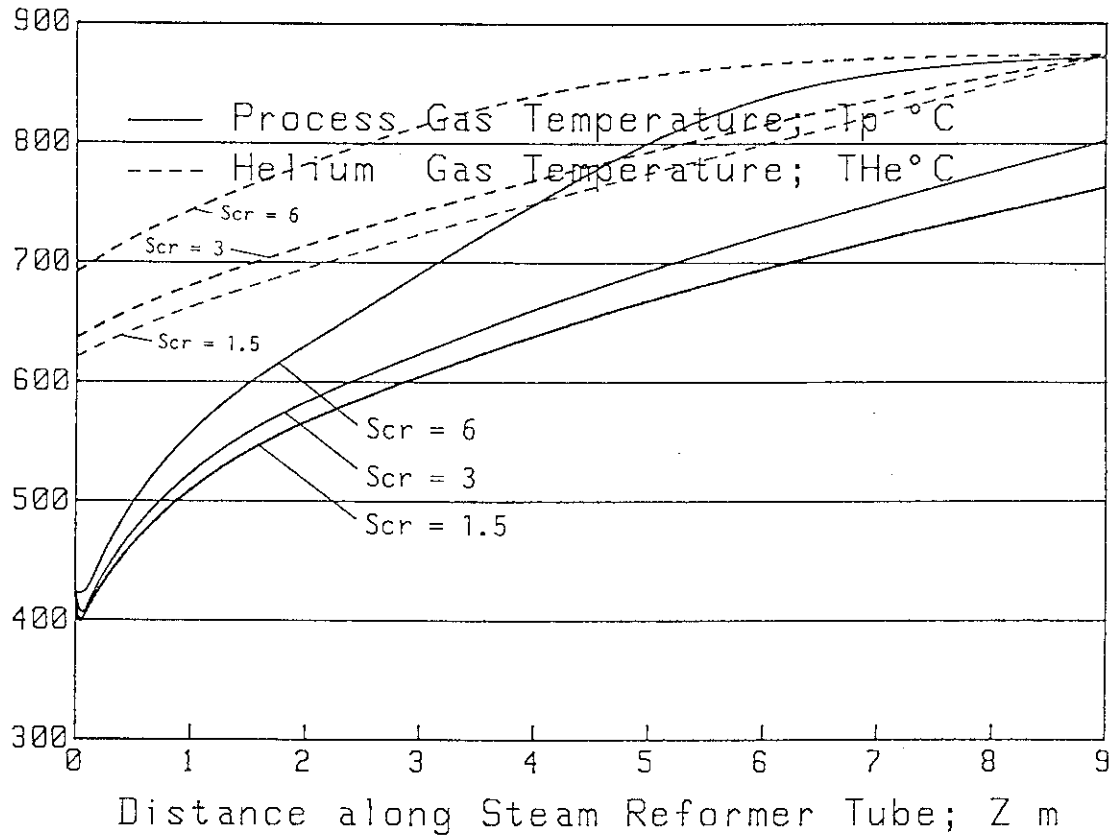


図 2.6.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (Scr を変化させた場合)

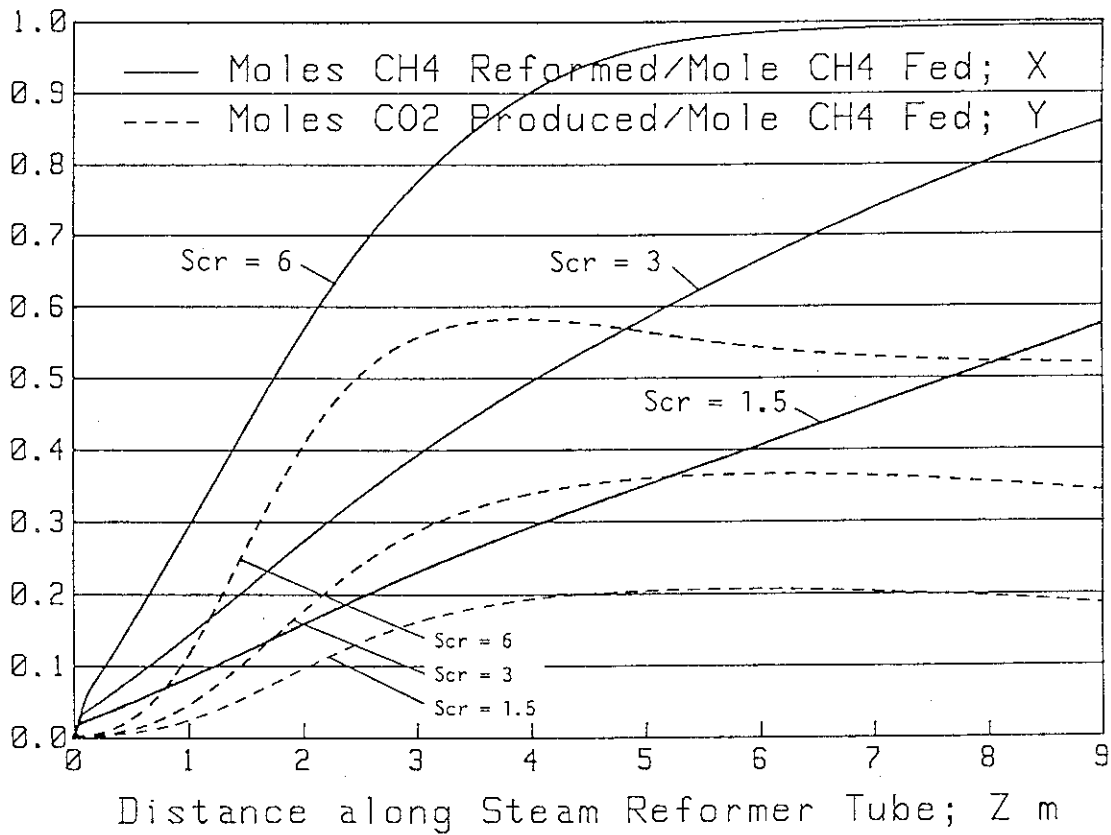


図 2.6.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (Scr を変化させた場合)

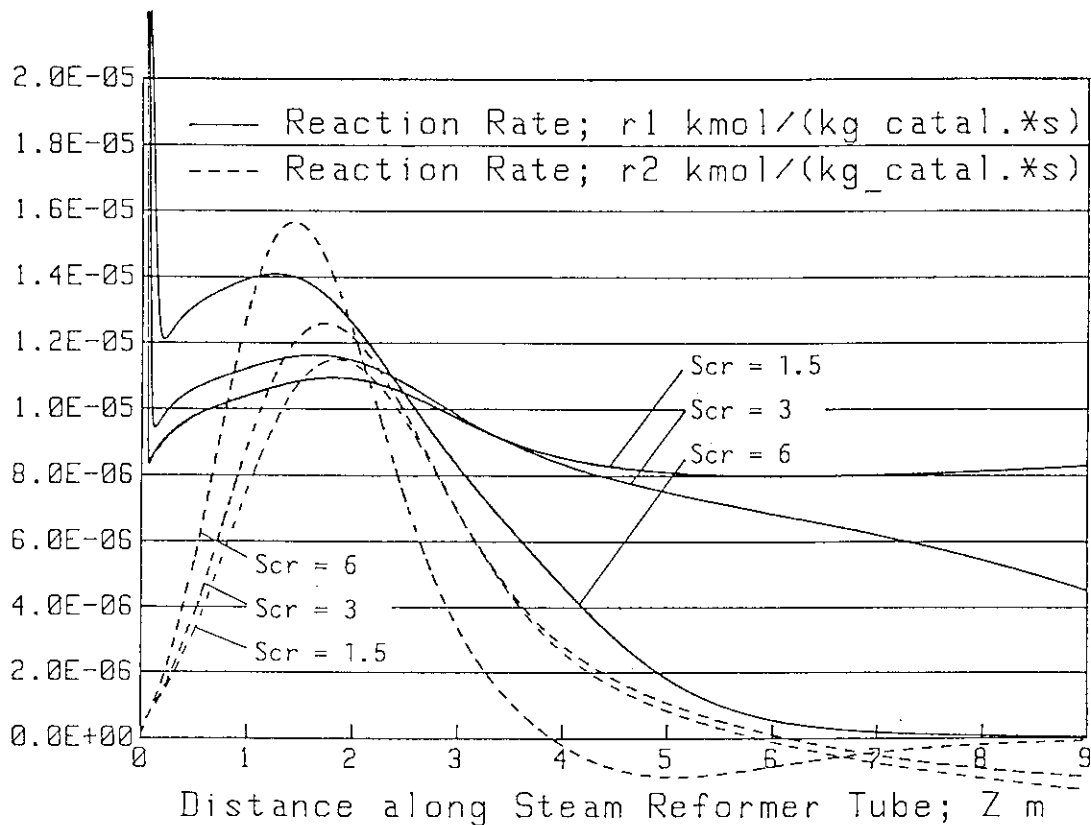


図 2.6.3 反応速度 (Scr を変化させた場合)

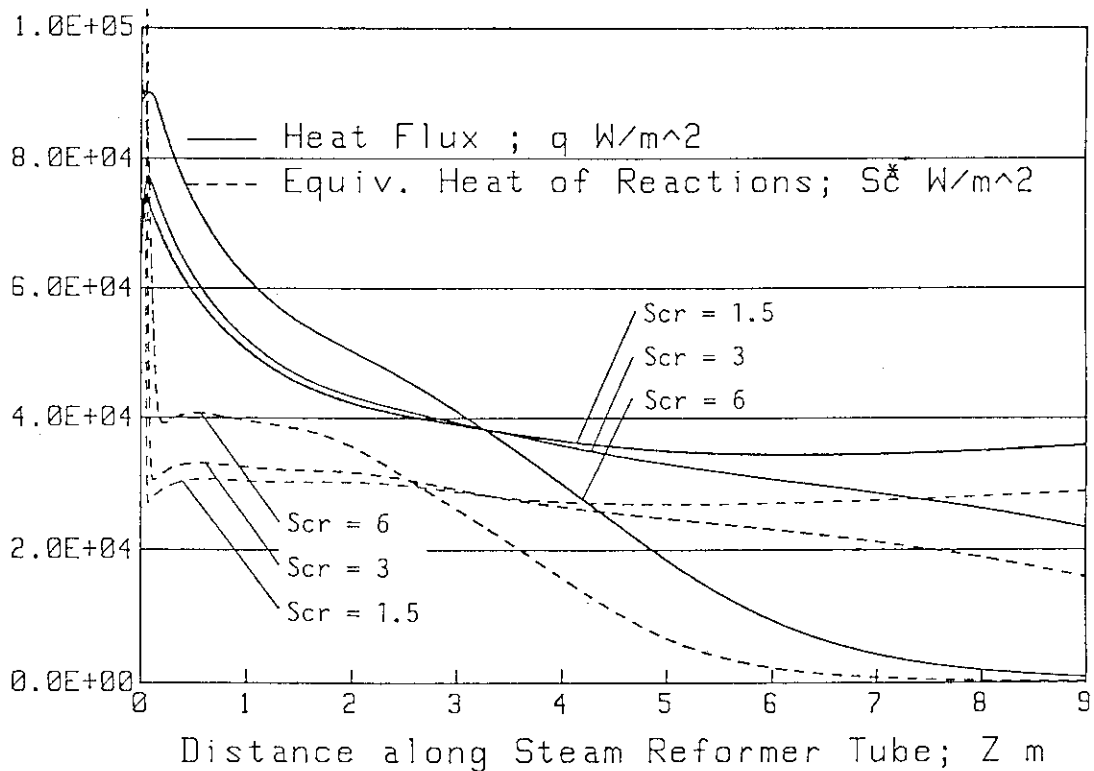


図 2.6.4 熱流束と反応熱 (Scr を変化させた場合)

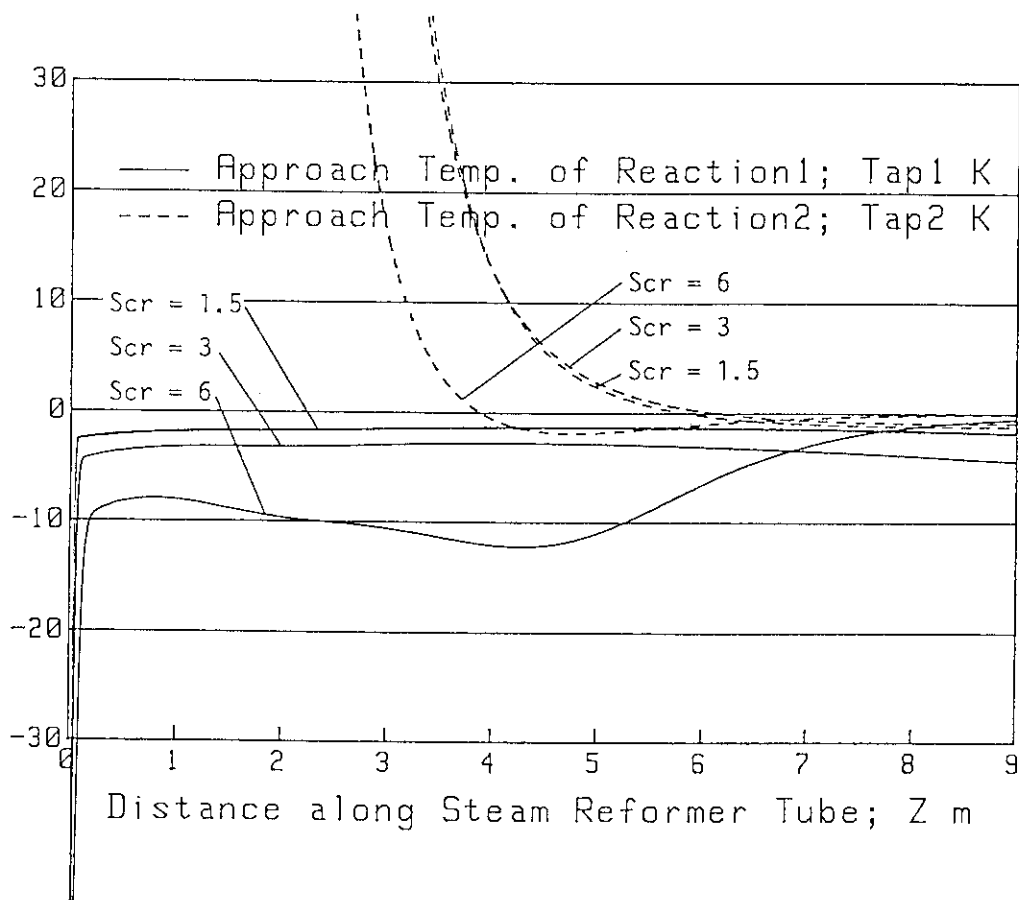


図 2.6.5 アプローチ温度 (Scr を変化させた場合)

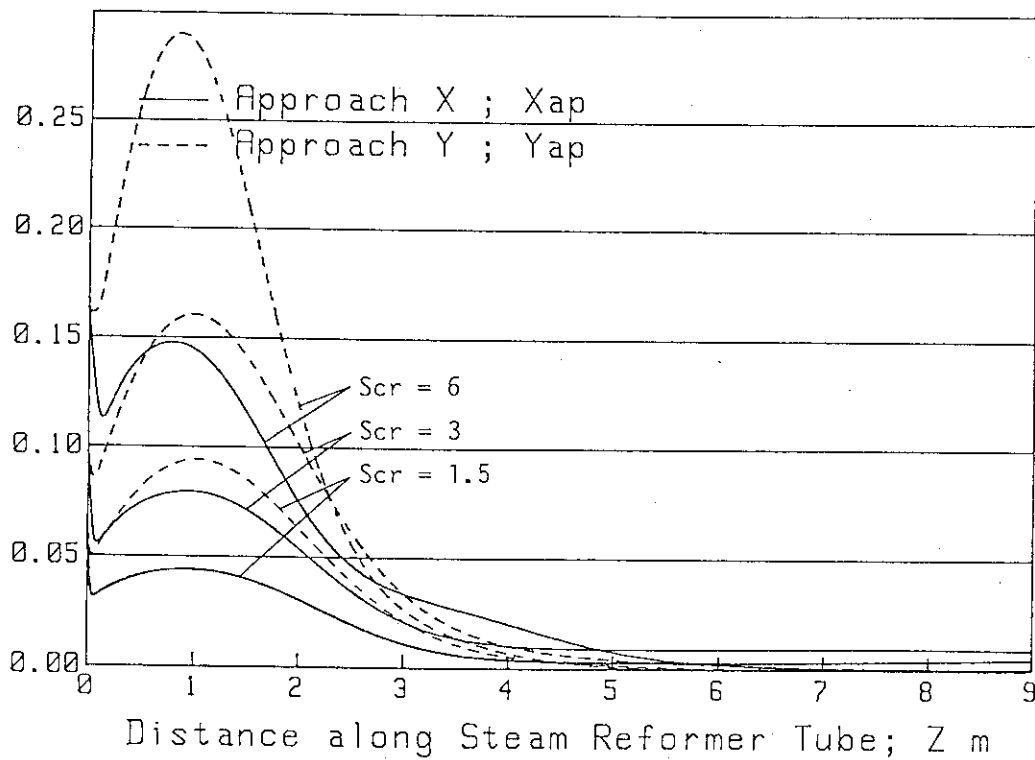


図 2.6.6 アプローチ組成 (Scr を変化させた場合)

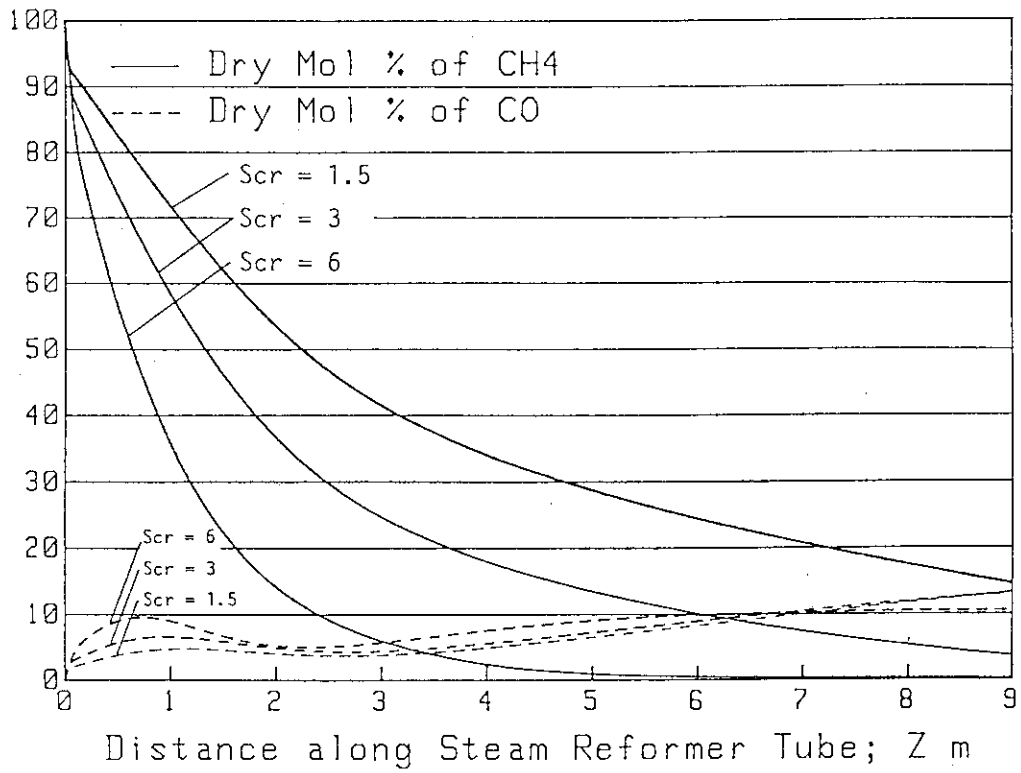


図 2.6.7 CH₄ と CO のドライモル% (Scr を変化させた場合)

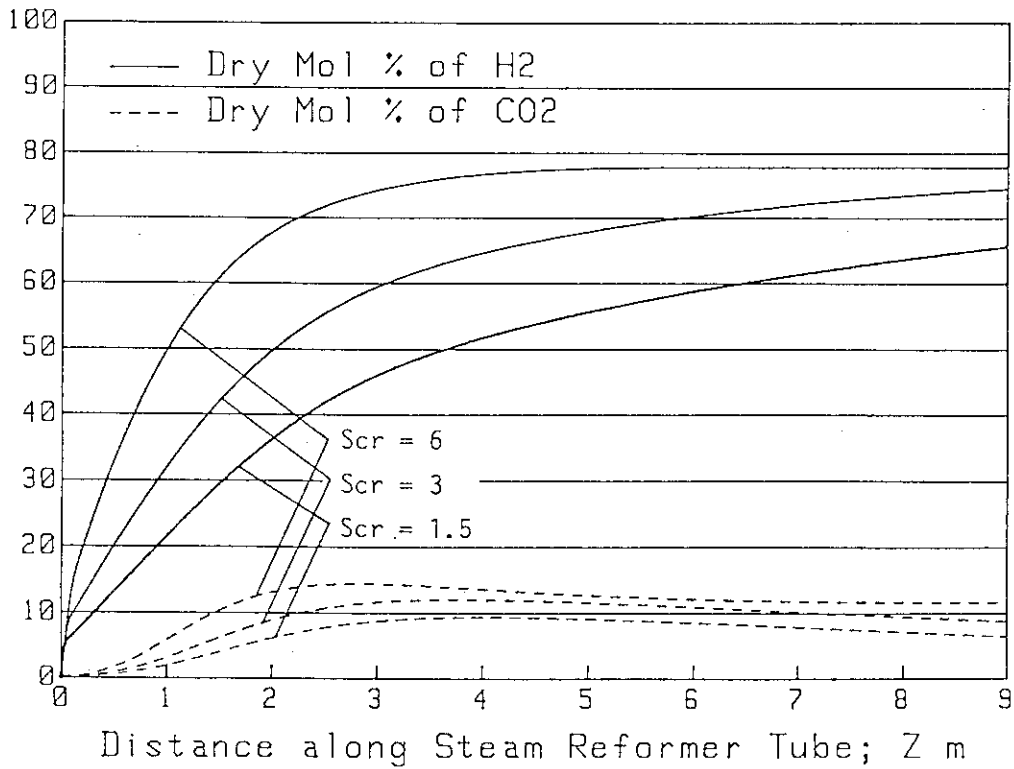


図 2.6.8 H₂ と CO₂ のドライモル% (Scr を変化させた場合)

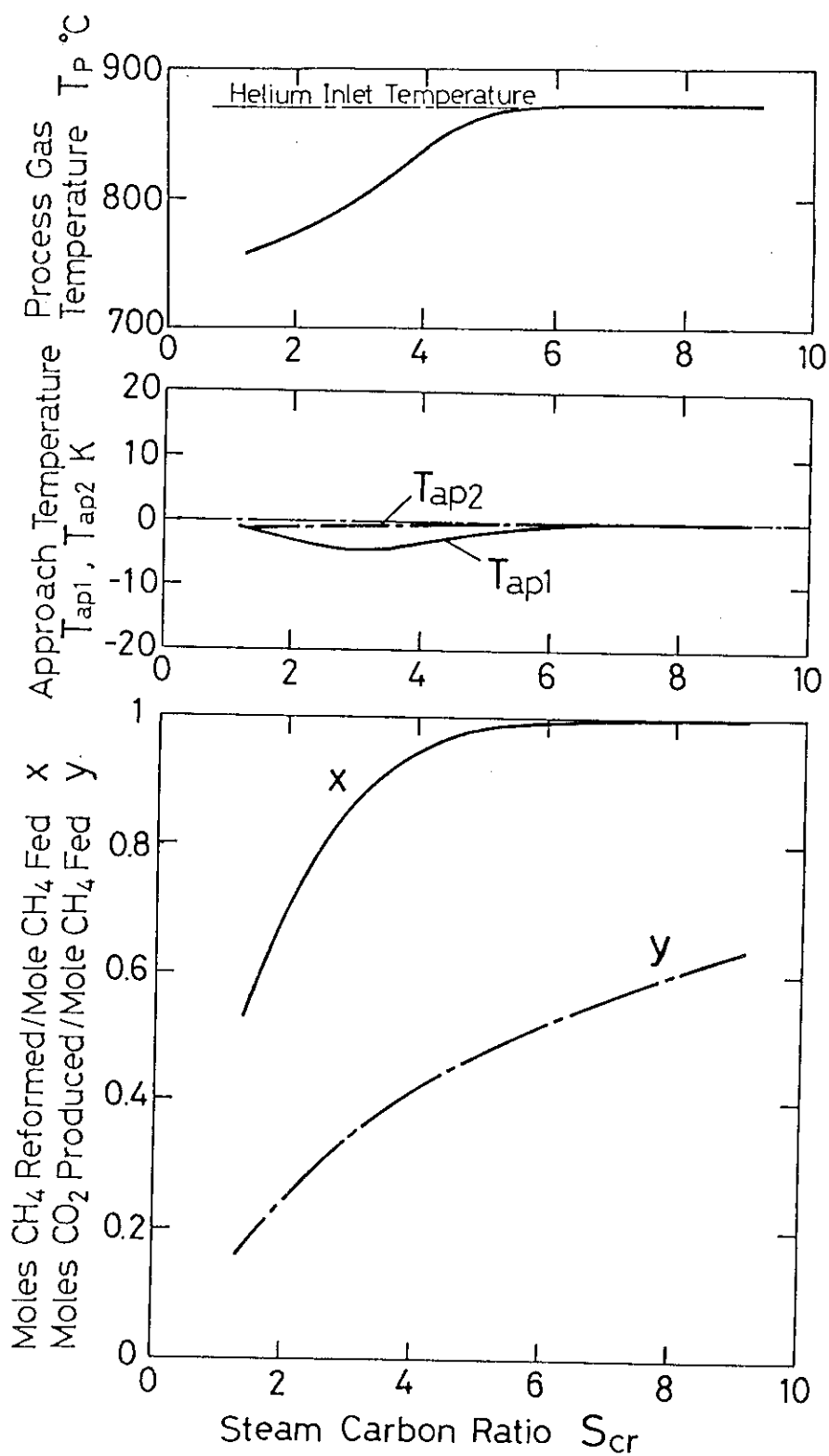


図 2.6.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (S_{cr} を変化させた場合)

表 2.7 触媒の頻度因子 a_1 を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))	2.23×10^{-4}	1.12×10^{-3}	1.12×10^{-2}
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	707.7	647.2	633.0
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	815.5	798.4	793.5
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-154	-36.5	-3.89
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	+1.01	-0.72	-0.94
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	18.9	24.6	26.2
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	4.41×10^{-6}	5.13×10^{-6}	5.39×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	$+6.66 \times 10^{-7}$	-8.45×10^{-7}	-1.20×10^{-6}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.17	-1.43	-1.51
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.460	0.750	0.819
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.256	0.311	0.318
Dry Mol % of CH ₄ ;	20.5	7.02	4.81
Dry Mol % of CO ;	7.75	12.3	13.3
Dry Mol % of H ₂ ;	62.1	71.9	73.5
Dry Mol % of CO ₂ ;	9.71	8.74	8.44
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.13	2.87	3.05
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.63	1.35	1.29
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.75	4.22	4.33

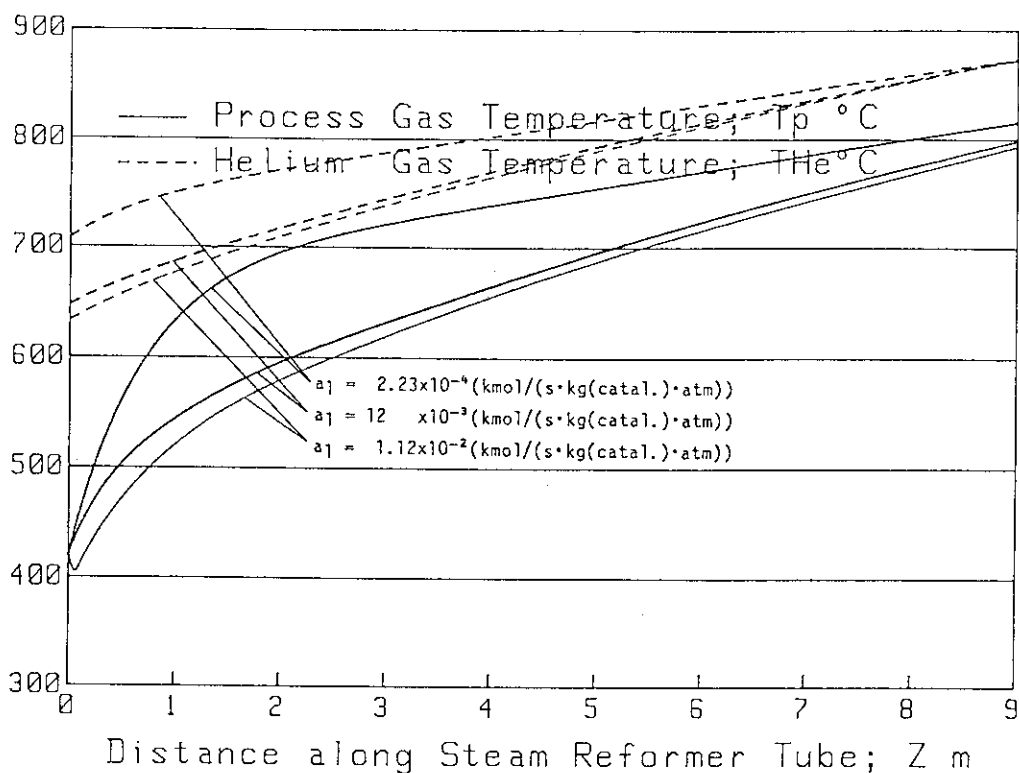


図 2.7.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (a_1 を変化させた場合)

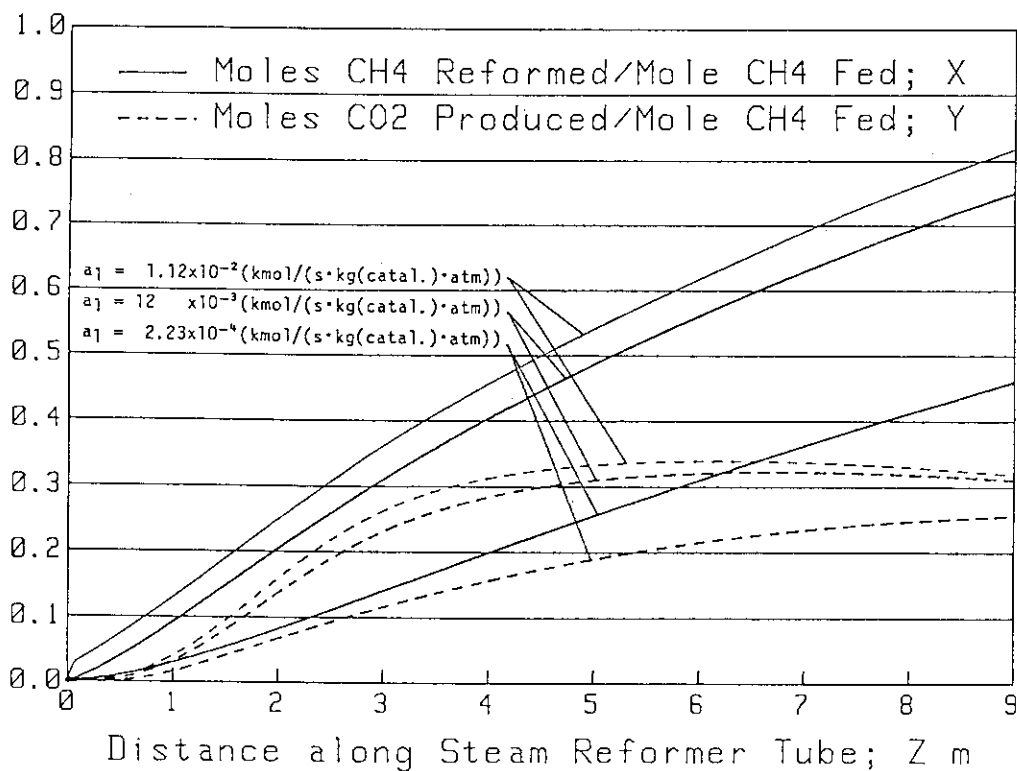


図 2.7.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (a_1 を変化させた場合)

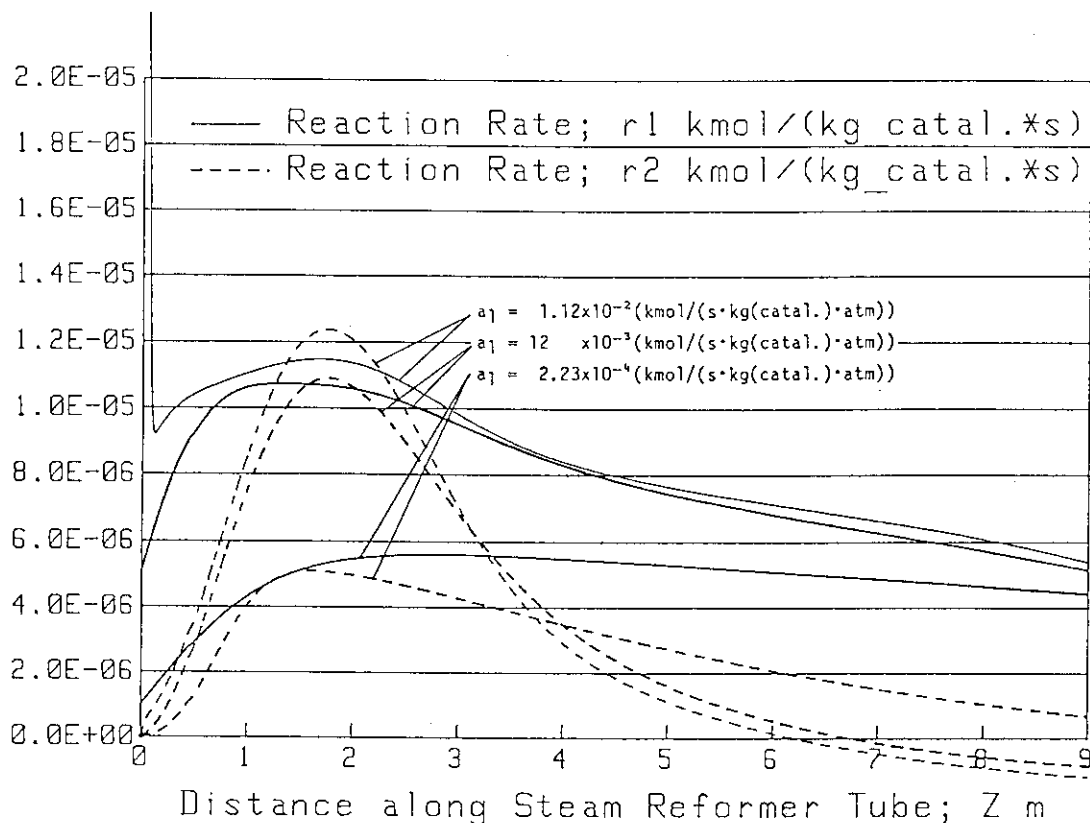


図 2.7.3 反応速度 (a_1 を変化させた場合)

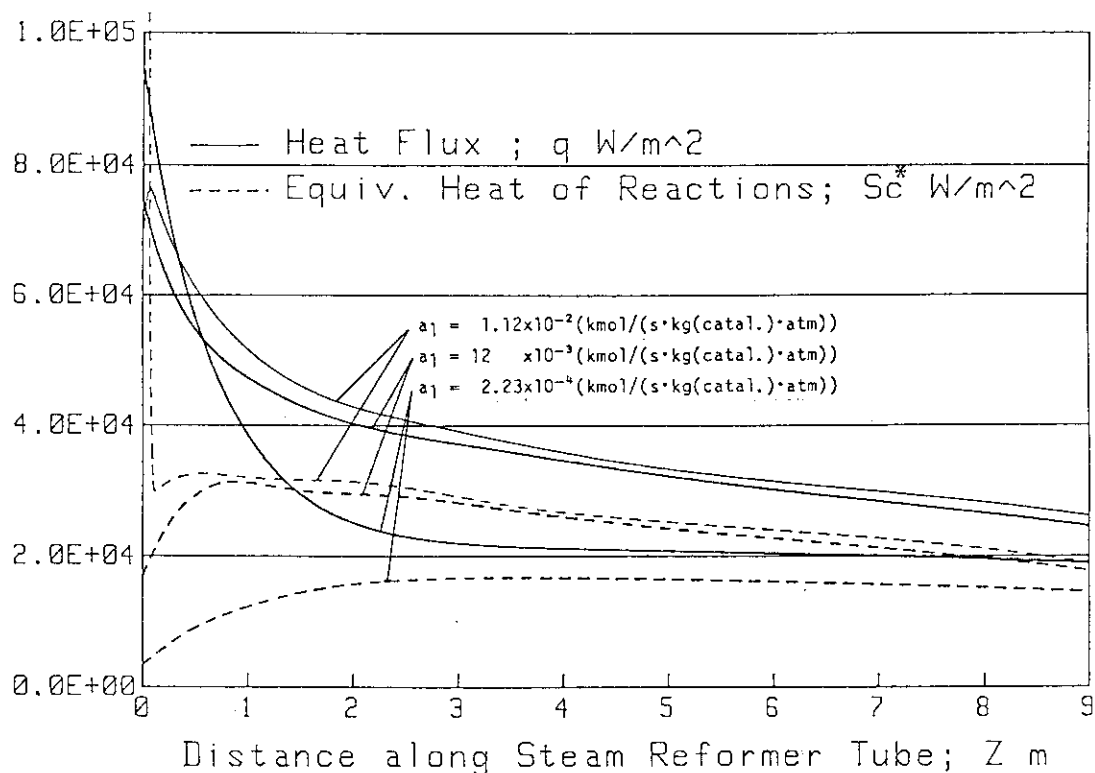


図 2.7.4 熱流束と反応熱 (a_1 を変化させた場合)

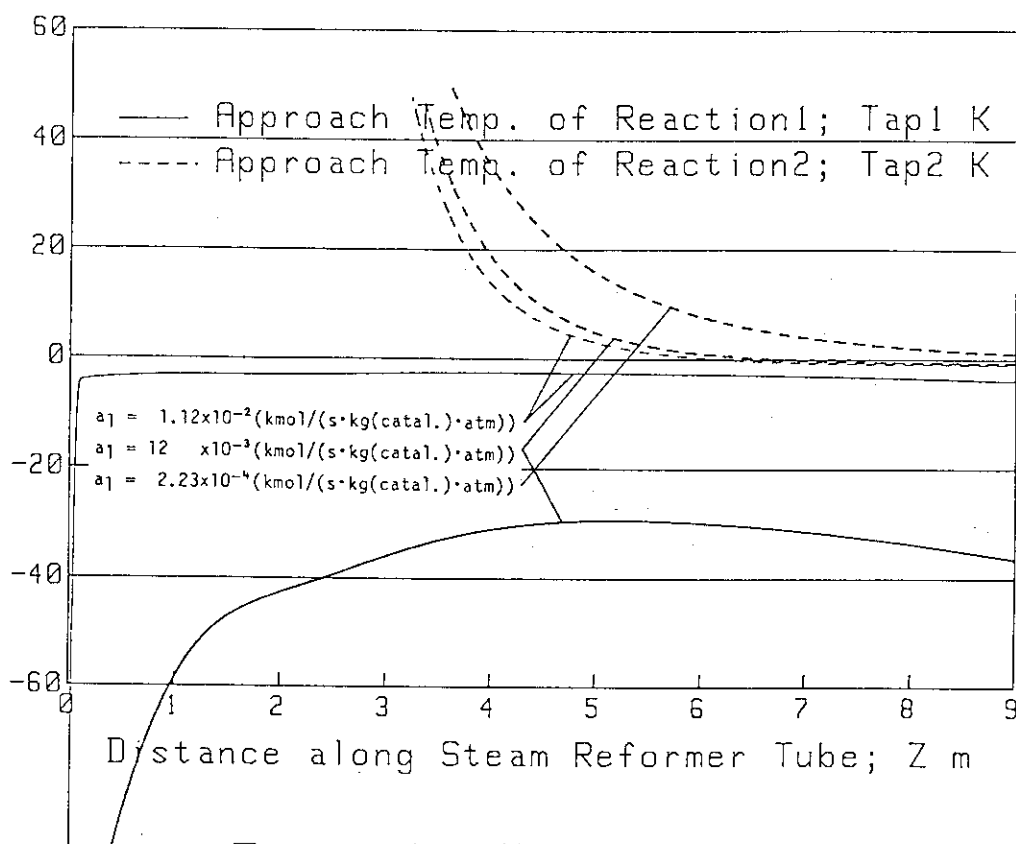


図 2.7.5 アプローチ温度 (a_1 を変化させた場合)

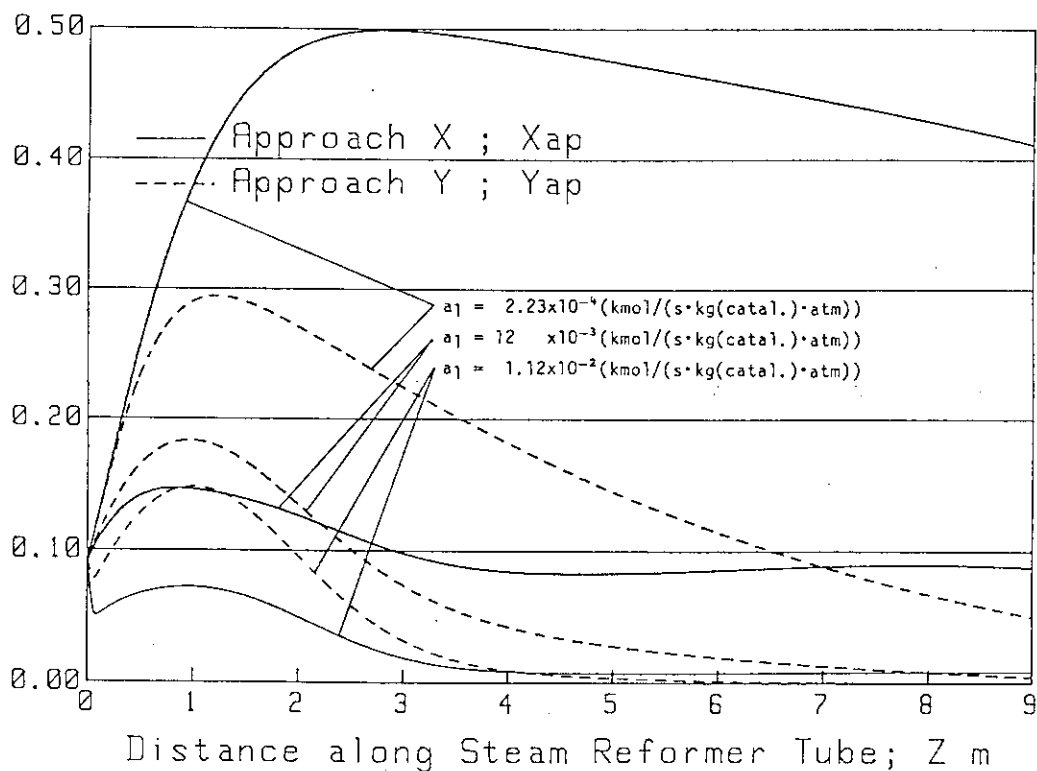


図 2.7.6 アプローチ組成 (a_1 を変化させた場合)

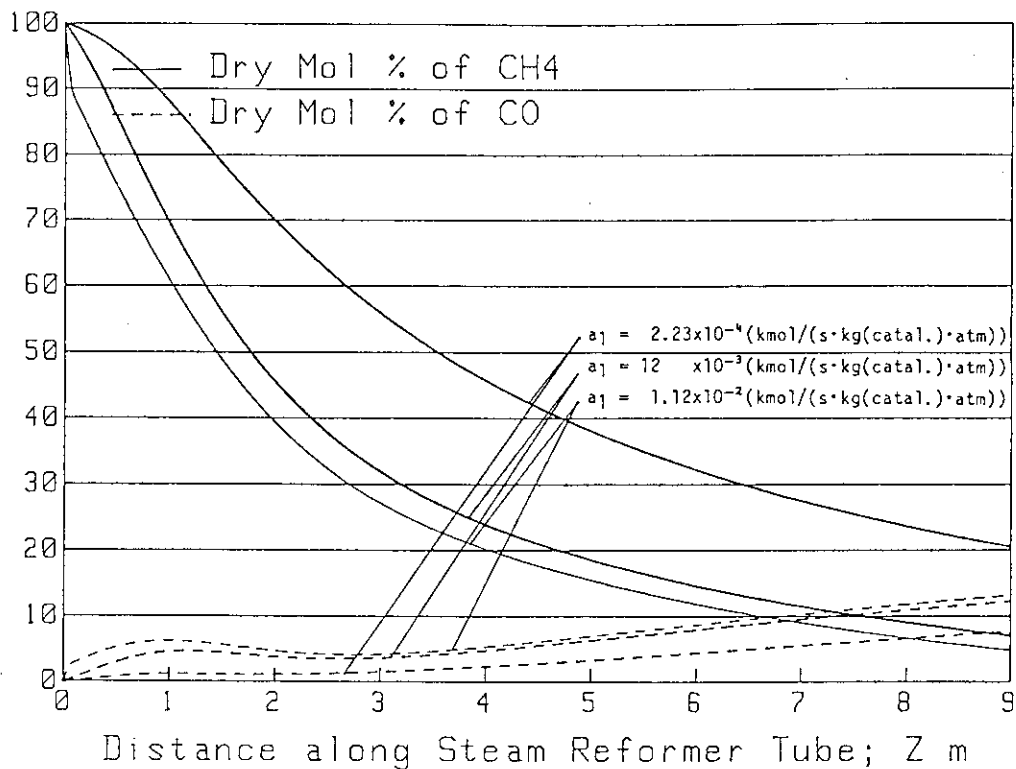


図 2.7.7 CH₄とCOのドライモル% (a_1 を変化させた場合)

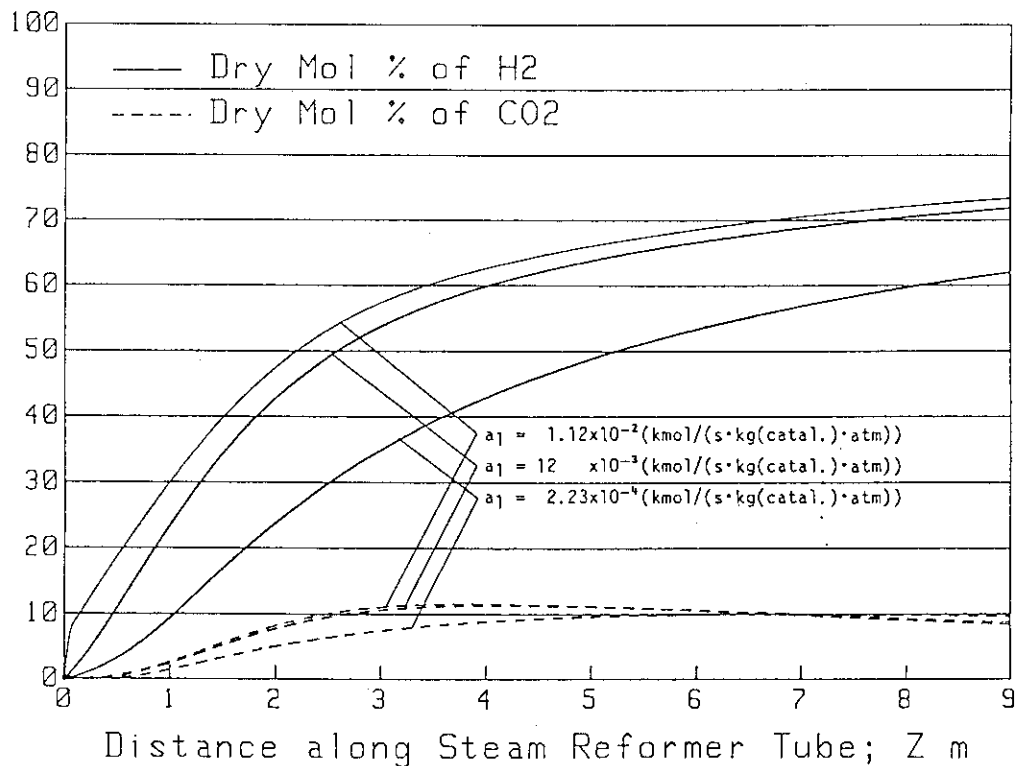


図 2.7.8 H₂とCO₂のドライモル% (a_1 を変化させた場合)

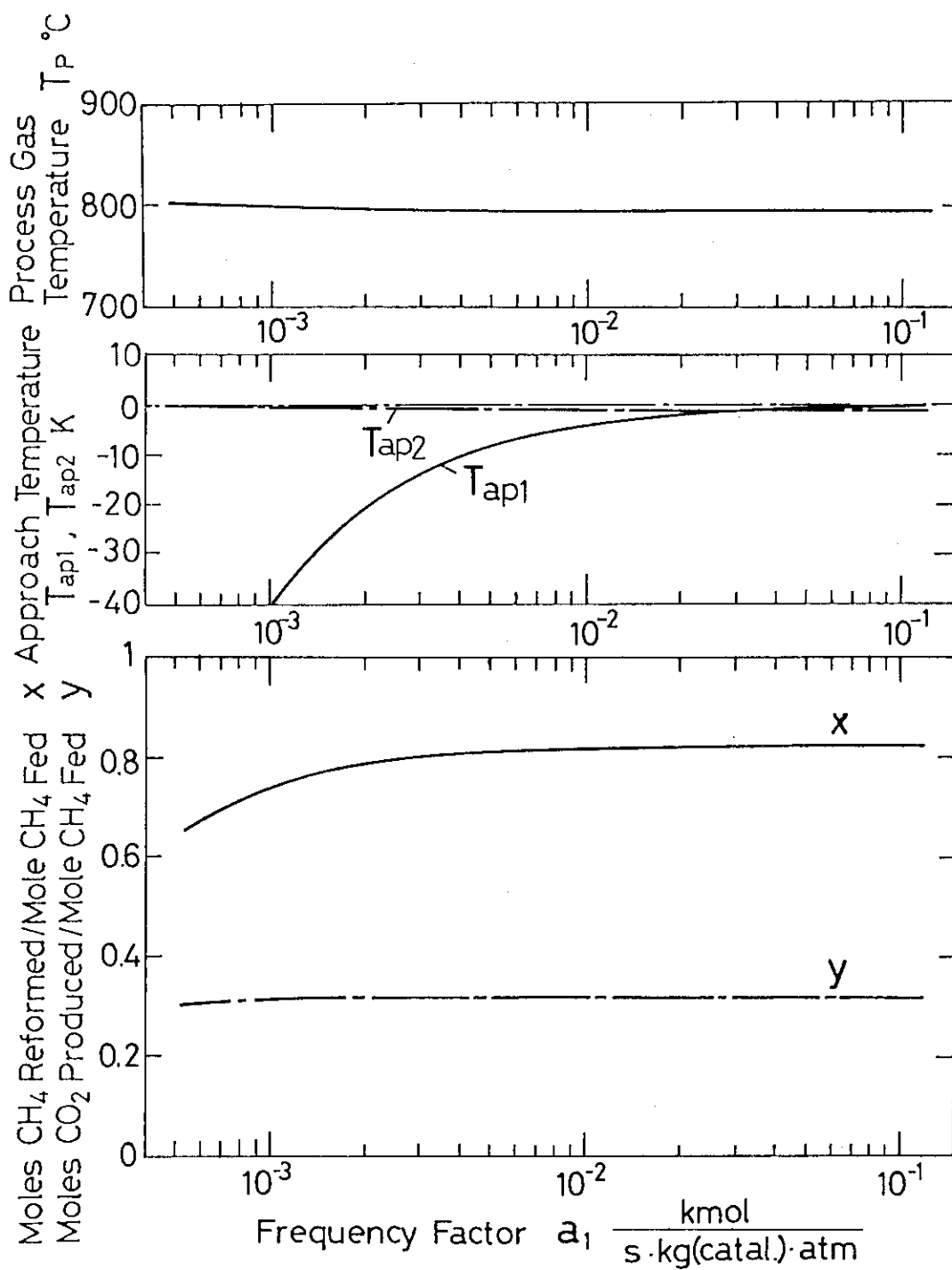


図 2.7.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (a_1 を変化させた場合)

表 2.8 触媒の活性化エネルギー E_{a1} を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))	3.68×10 ⁷	1.12×10 ⁻²	7.35×10 ⁷
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		5.51×10 ⁷	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10 ⁻¹	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10 ⁷	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	633.0	649.1	724.8
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	793.5	791.8	816.7
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-3.89	-30.8	-186
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	-0.94	-0.75	+2.5
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	26.2	26.8	18.5
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	5.39×10 ⁻⁶	5.70×10 ⁻⁶	4.61×10 ⁻⁶
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	-1.20×10 ⁻⁶	-8.43×10 ⁻⁷	1.24×10 ⁻⁶
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.51	-1.58	-1.20
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.819	0.748	0.380
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.318	0.315	0.232
Dry Mol % of CH ₄ ;	4.81	7.08	26.1
Dry Mol % of CO ;	13.3	12.2	6.27
Dry Mol % of H ₂ ;	73.5	71.9	57.9
Dry Mol % of CO ₂ ;	8.44	8.84	9.76
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.05	2.87	1.91
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.29	1.35	1.71
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.33	4.22	3.62

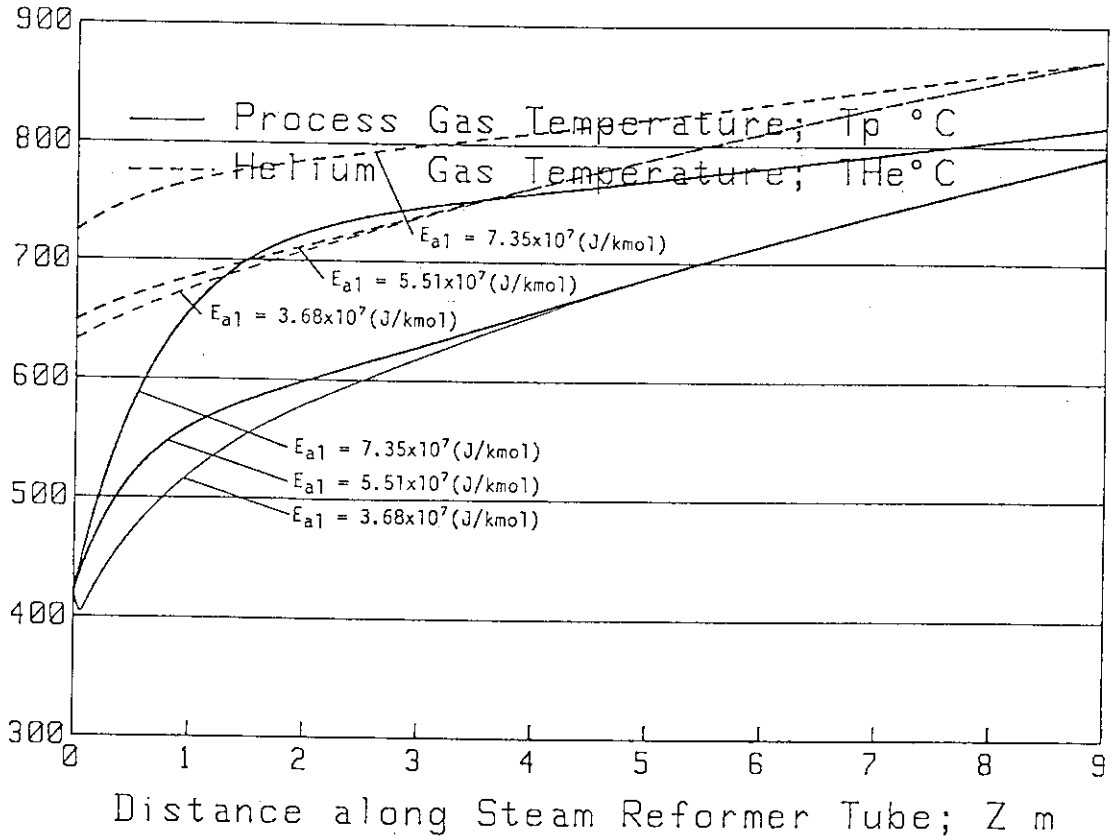


図 2.8.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (E_{a1} を変化させた場合)

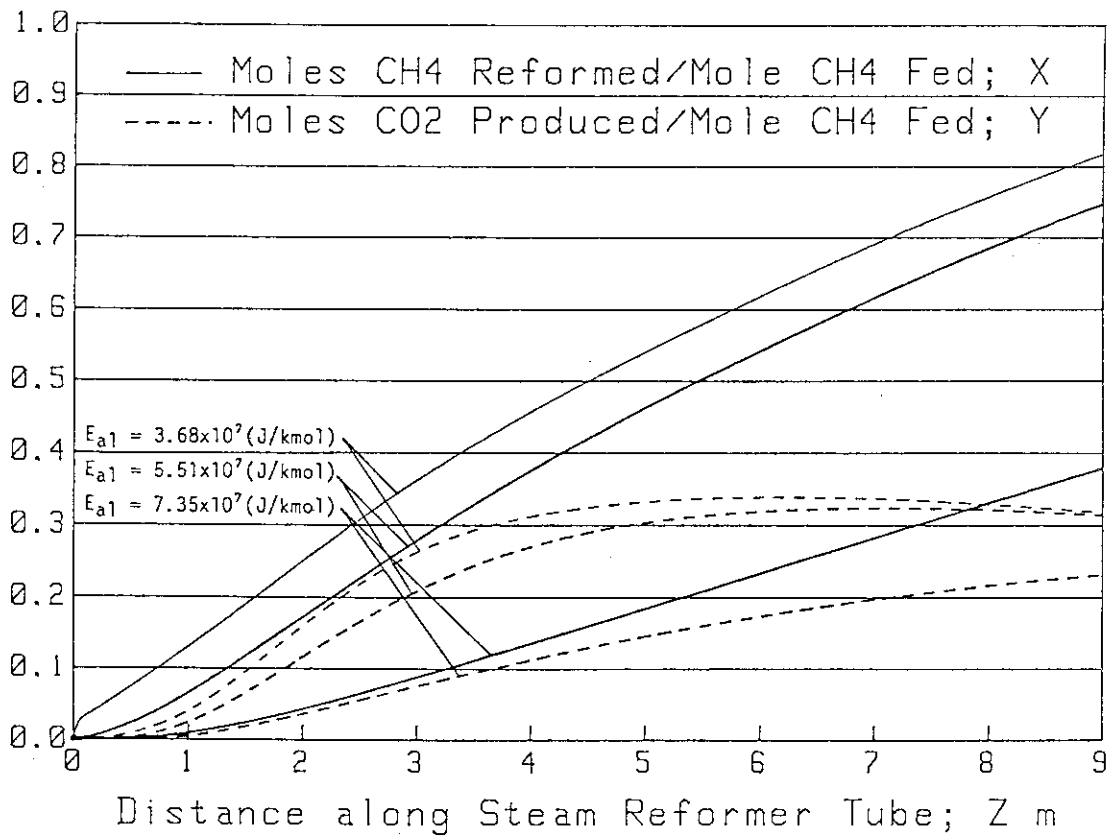


図 2.8.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (E_{a1} を変化させた場合)

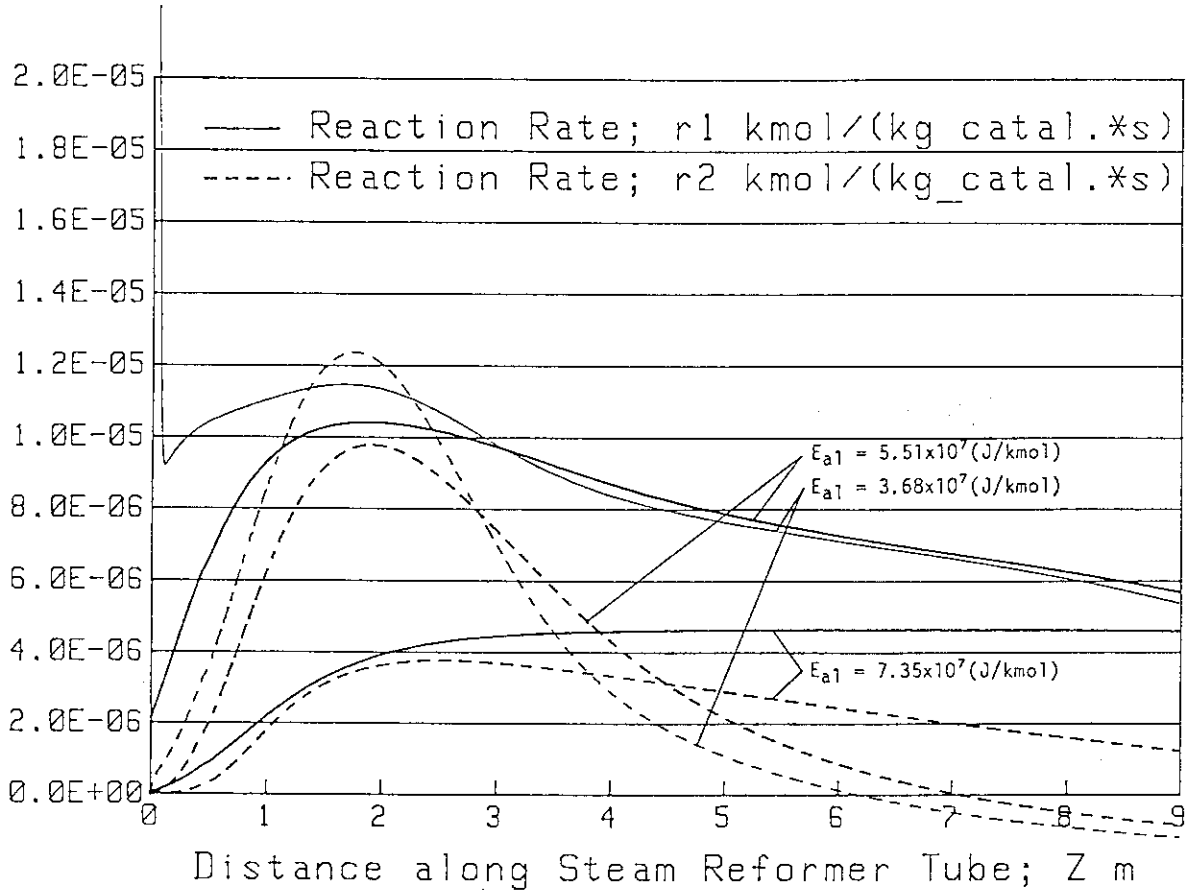


図 2.8.3 反応速度 (E_{a1} を変化させた場合)

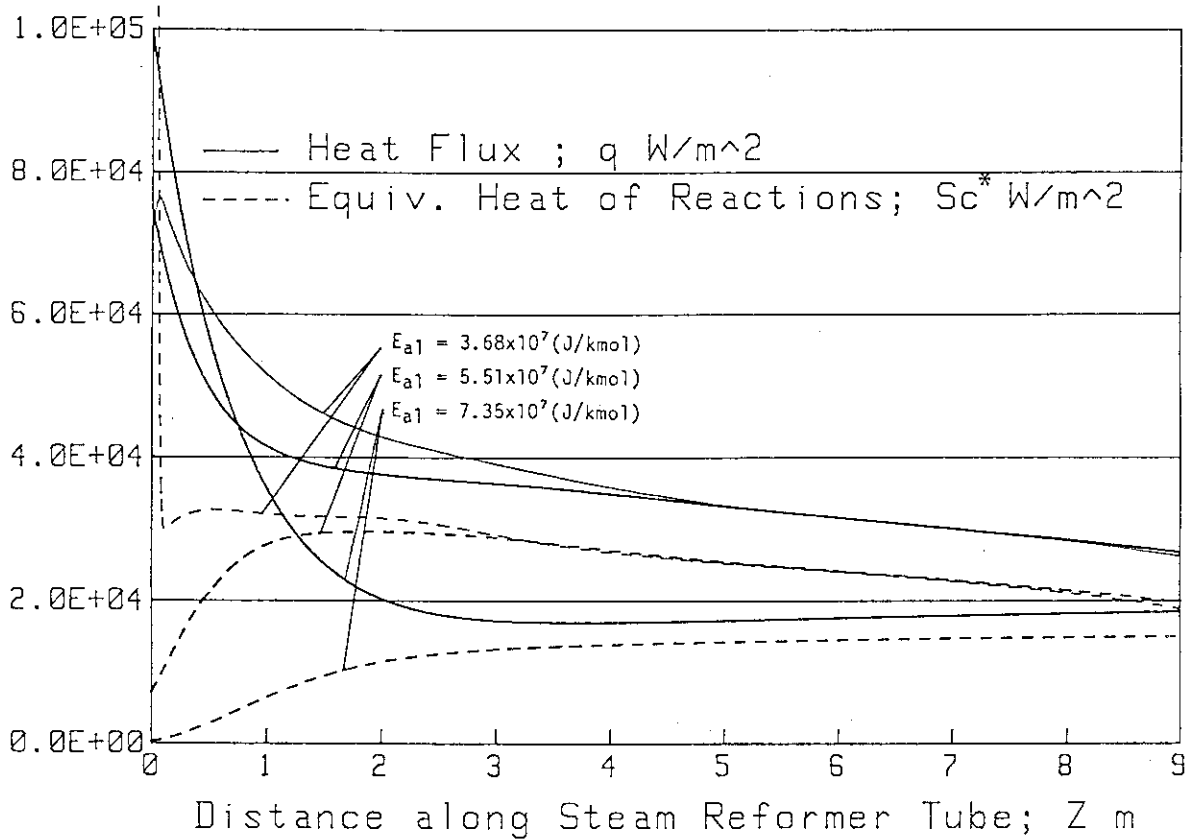


図 2.8.4 熱流束と反応熱 (E_{a1} を変化させた場合)

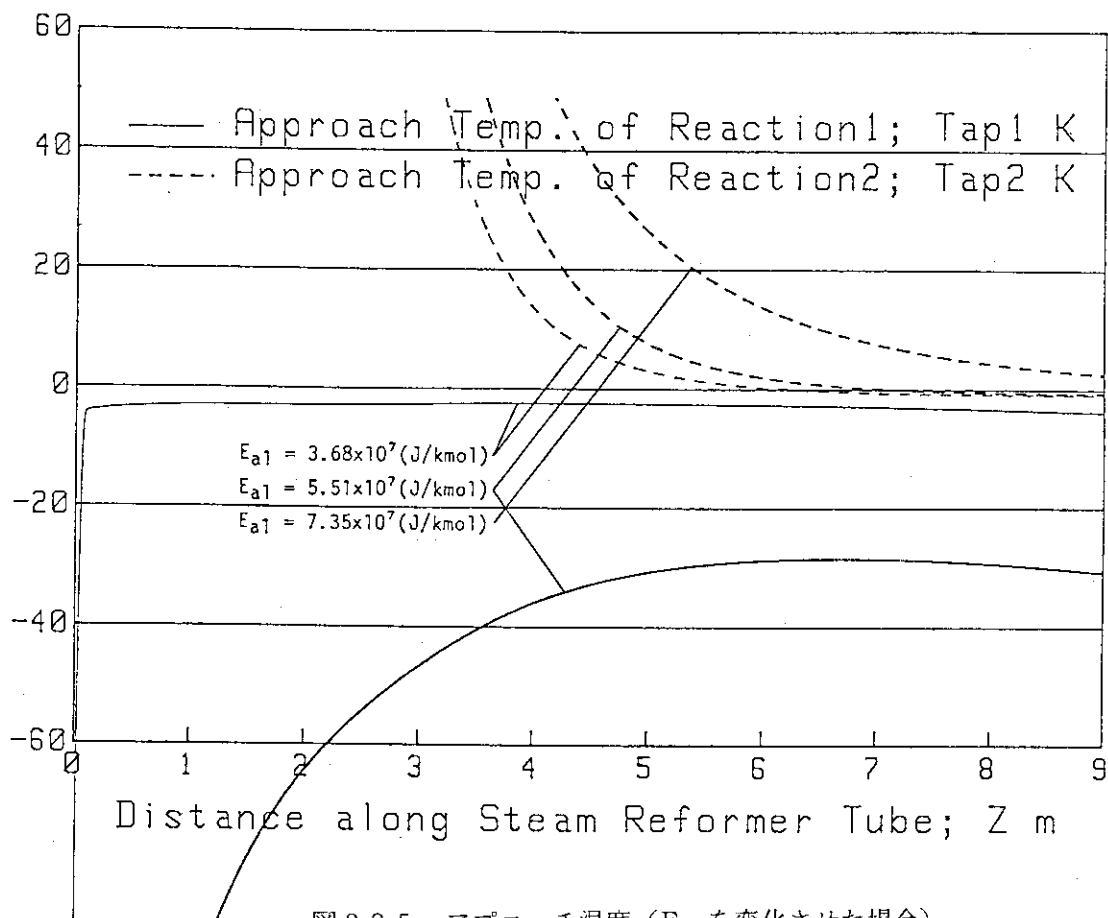


図 2.8.5 アプローチ温度 (E_{a1} を変化させた場合)

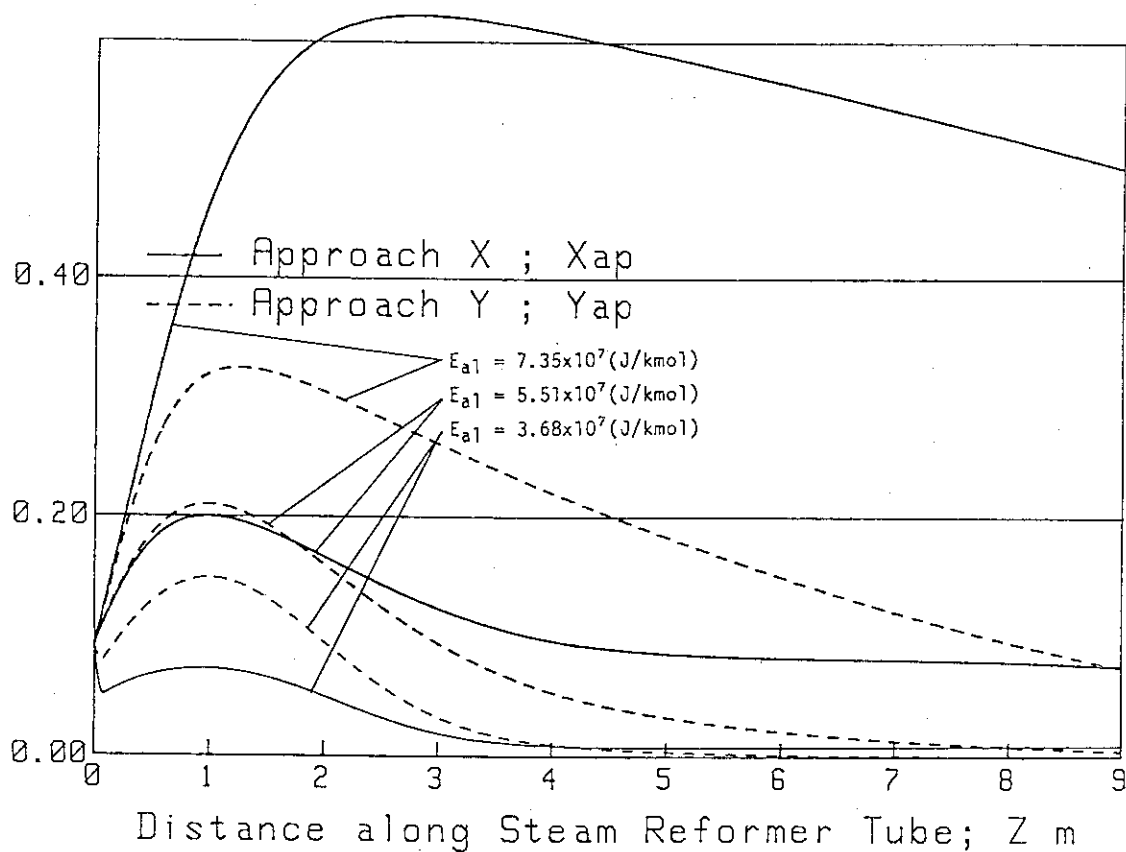


図 2.8.6 アプローチ組成 (E_{a1} を変化させた場合)

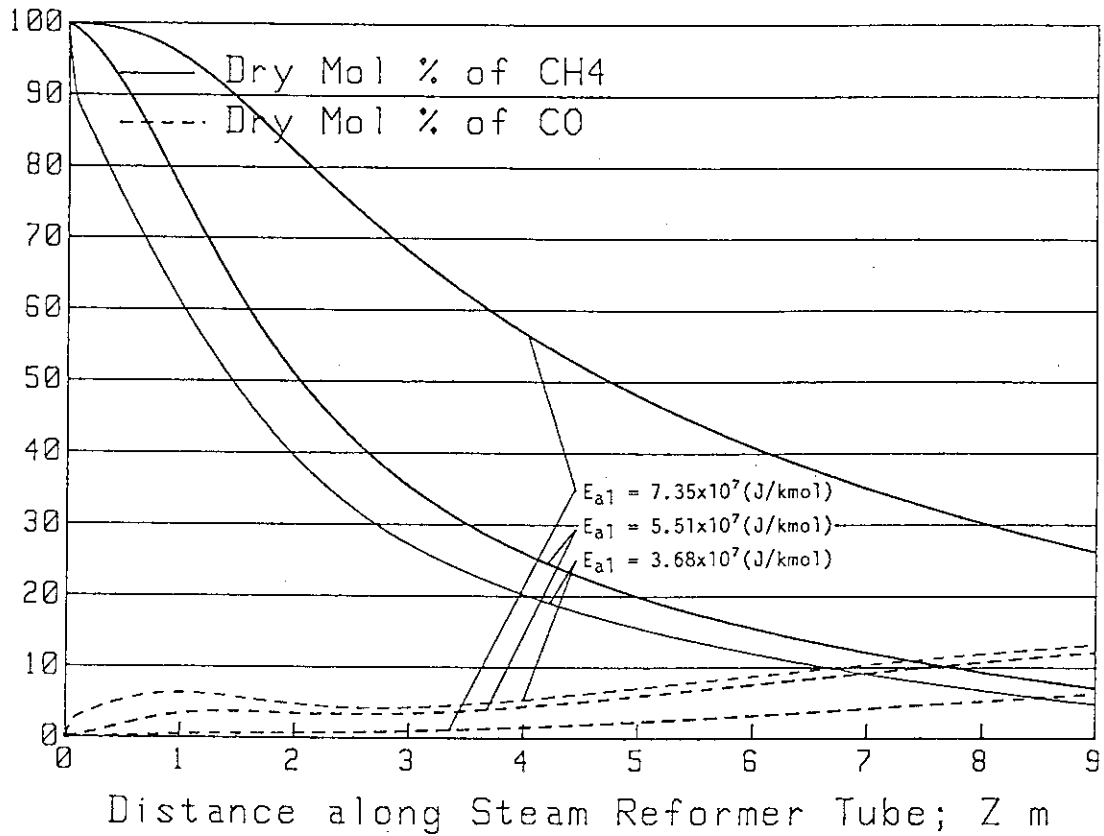


図 2.8.7 CH₄とCOのドライモル% (E_{a1} を変化させた場合)

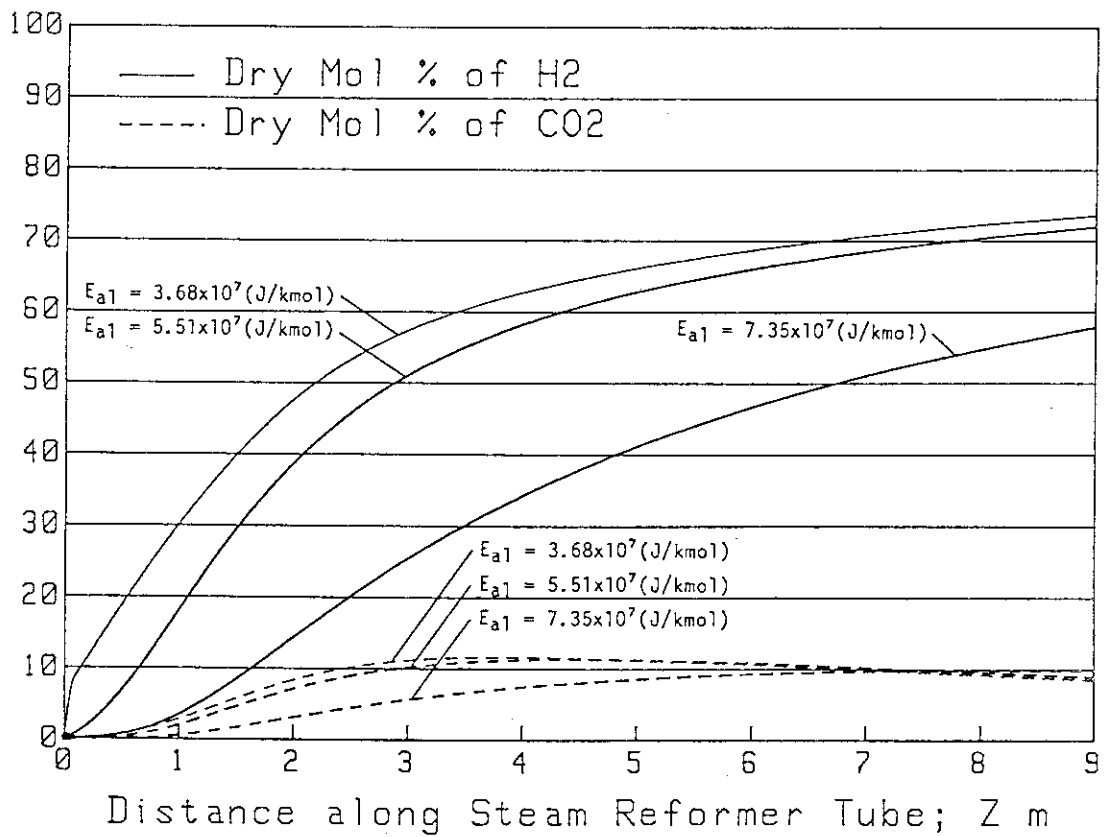


図 2.8.8 H₂とCO₂のドライモル% (E_{a1} を変化させた場合)

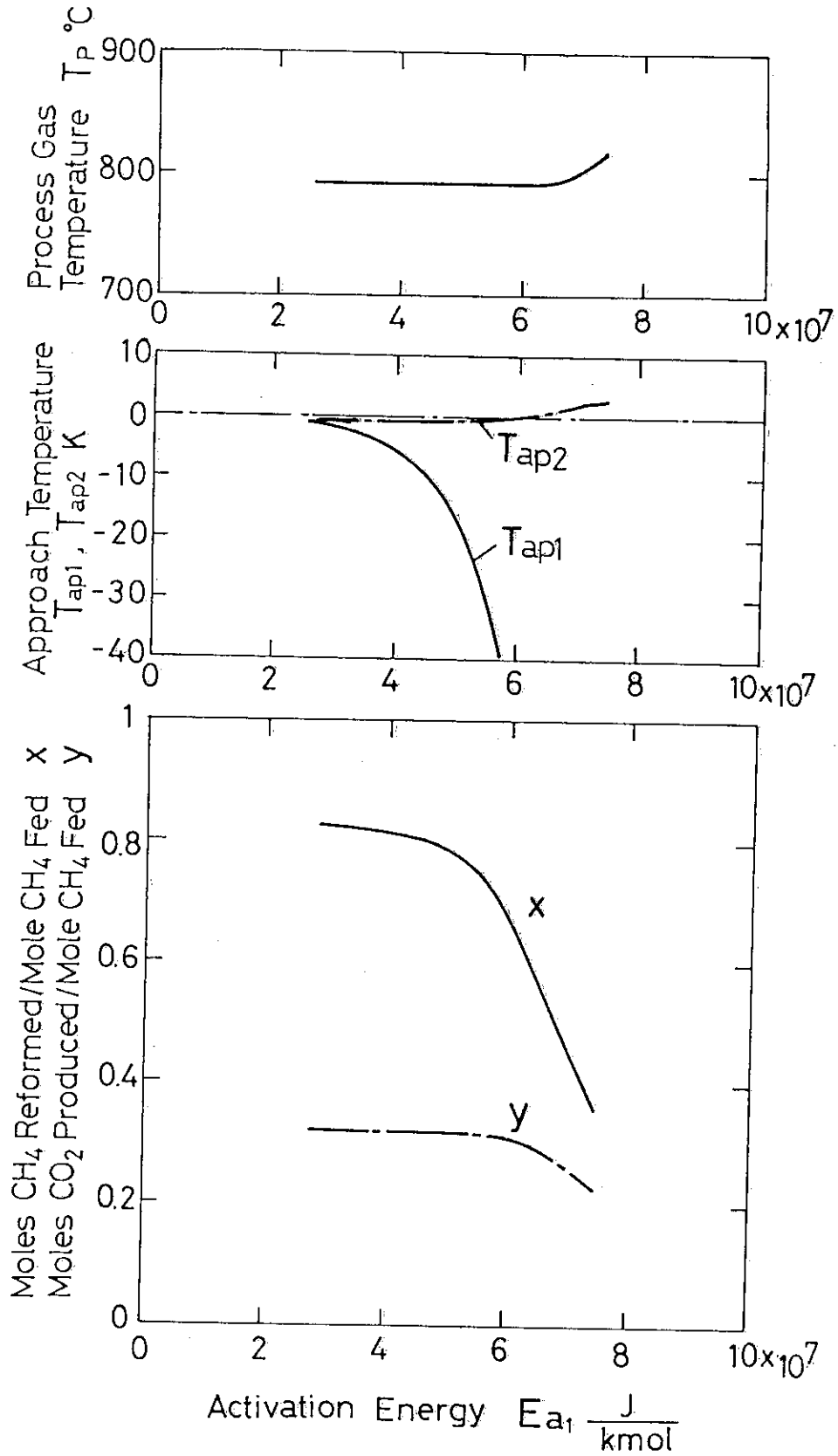


図 2.8.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (E_{a1} を変化させた場合)

表 2.9 触媒の頻度因子 a_2 を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))	5.34×10^{-3}	2.67×10^{-2}	2.67×10^{-1}
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	630.9	633.2	633.0
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	792.7	793.3	793.5
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-4.29	-3.91	-3.89
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	>+50	-8.43	-0.94
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	26.5	26.3	26.2
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	6.04×10^{-6}	5.41×10^{-6}	5.39×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	3.62×10^{-6}	-1.08×10^{-6}	-1.20×10^{-6}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.49	-1.51	-1.51
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.815	0.818	0.819
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.230	0.323	0.318
Dry Mol % of CH ₄ ;	5.04	4.81	4.81
Dry Mol % of CO ;	15.9	13.1	13.3
Dry Mol % of H ₂ ;	72.8	73.5	73.5
Dry Mol % of CO ₂ ;	6.26	8.55	8.44
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.97	3.05	3.05
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.36	1.28	1.29
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.33	4.33	4.33

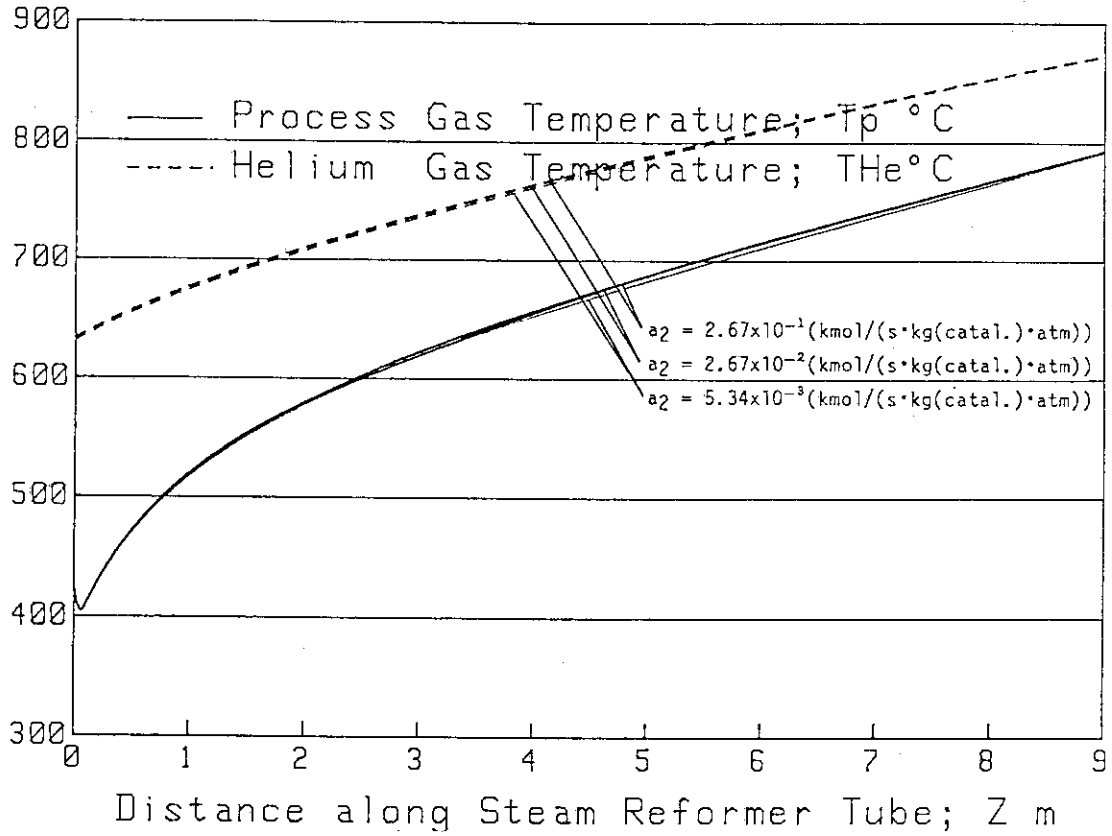


図 2.9.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (a_2 を変化させた場合)

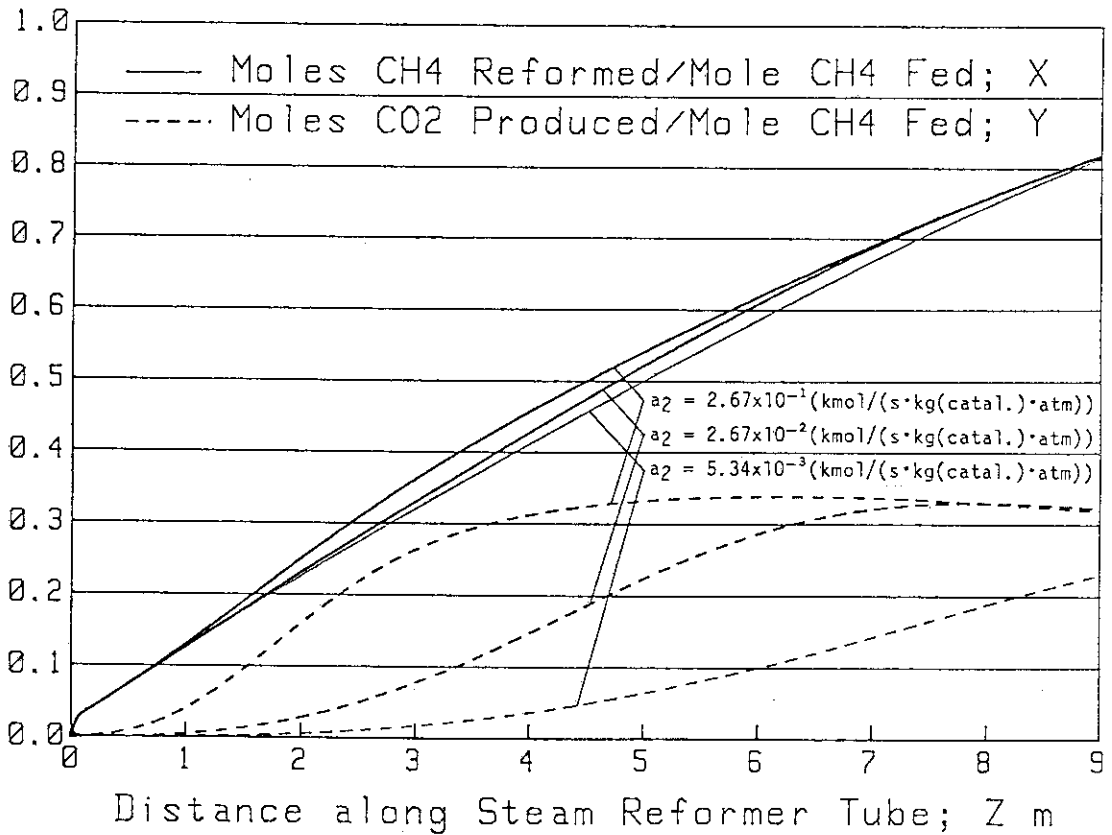


図 2.9.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (a_2 を変化させた場合)

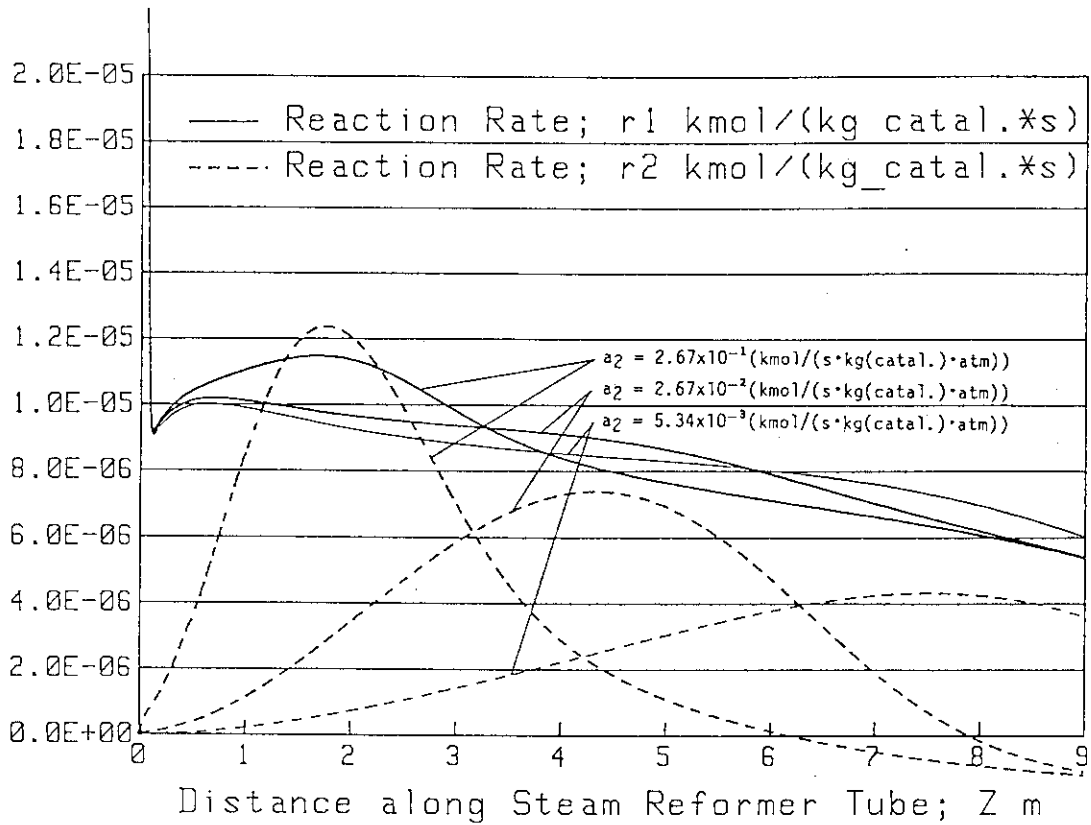


図 2.9.3 反応速度 (a_2 を変化させた場合)

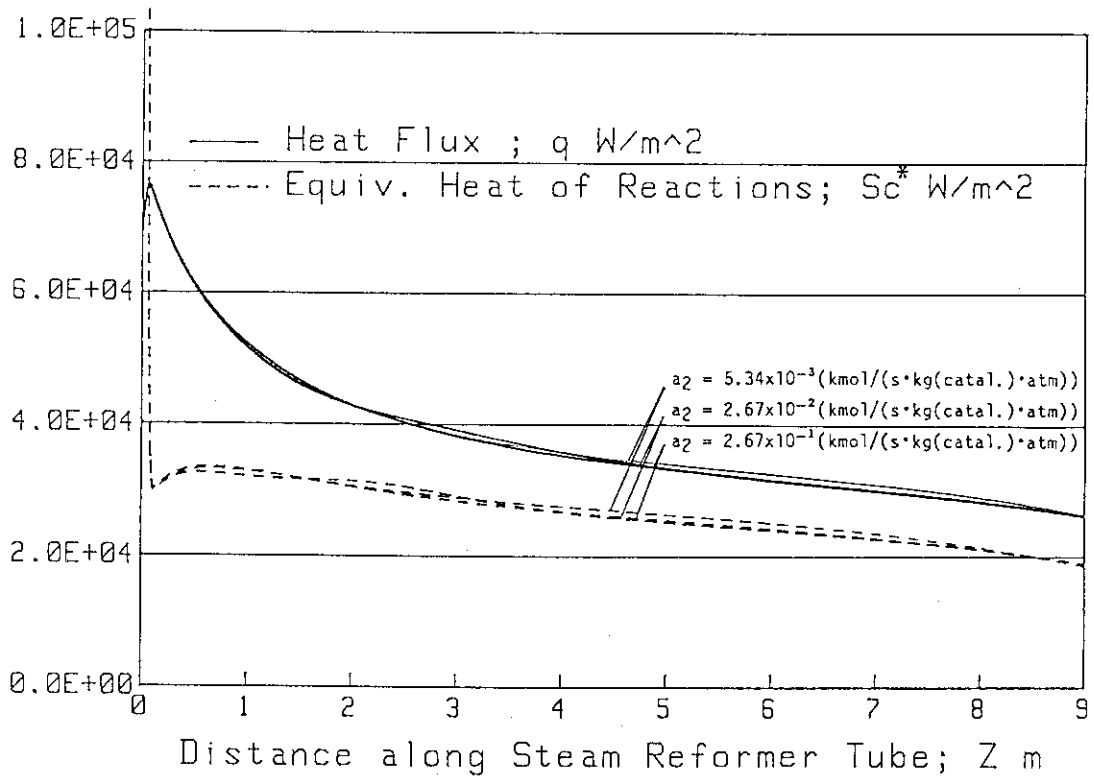
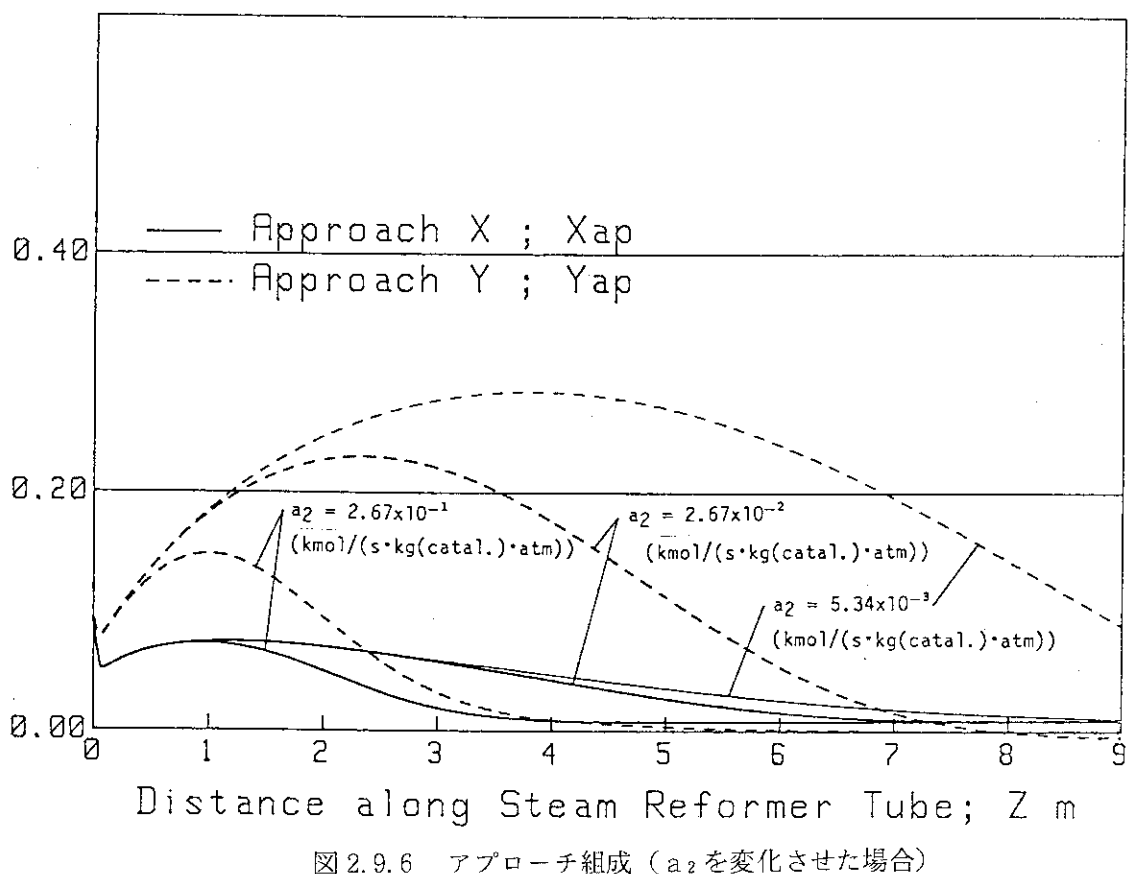
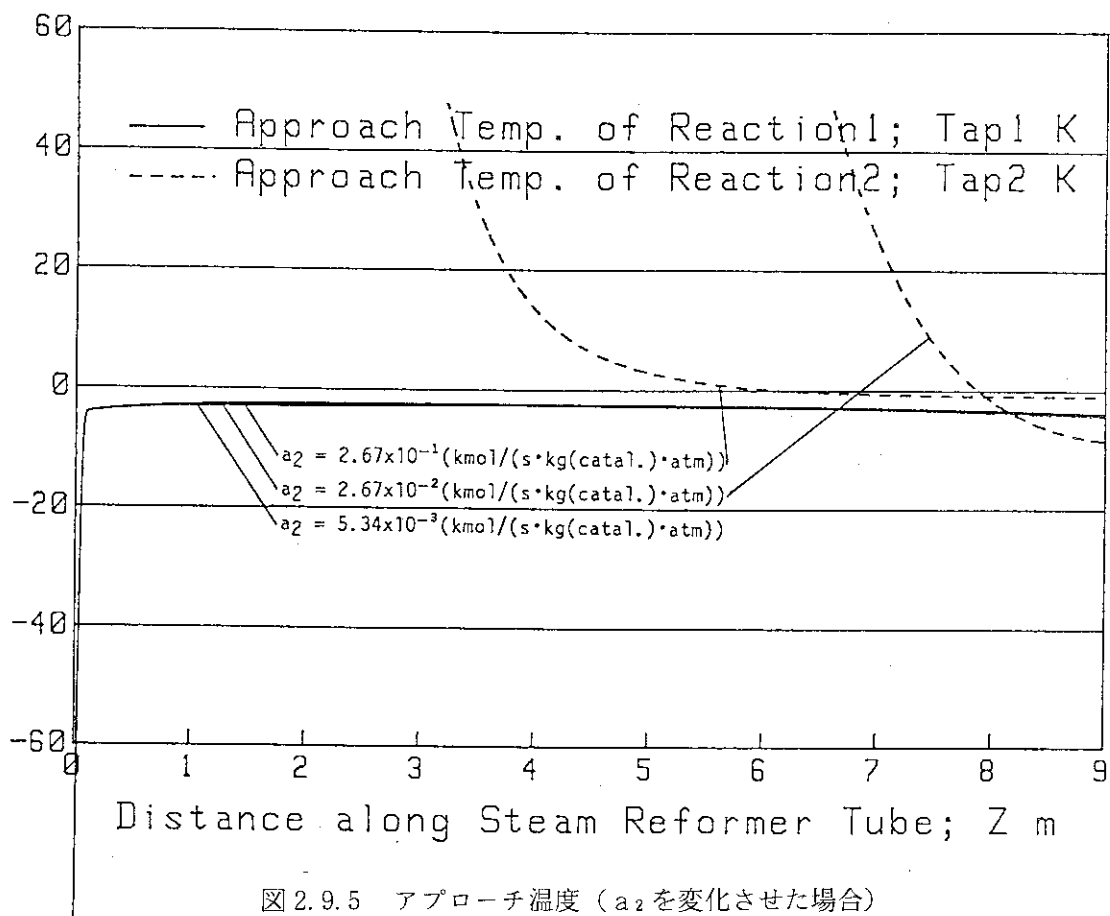


図 2.9.4 熱流束と反応熱 (a_2 を変化させた場合)



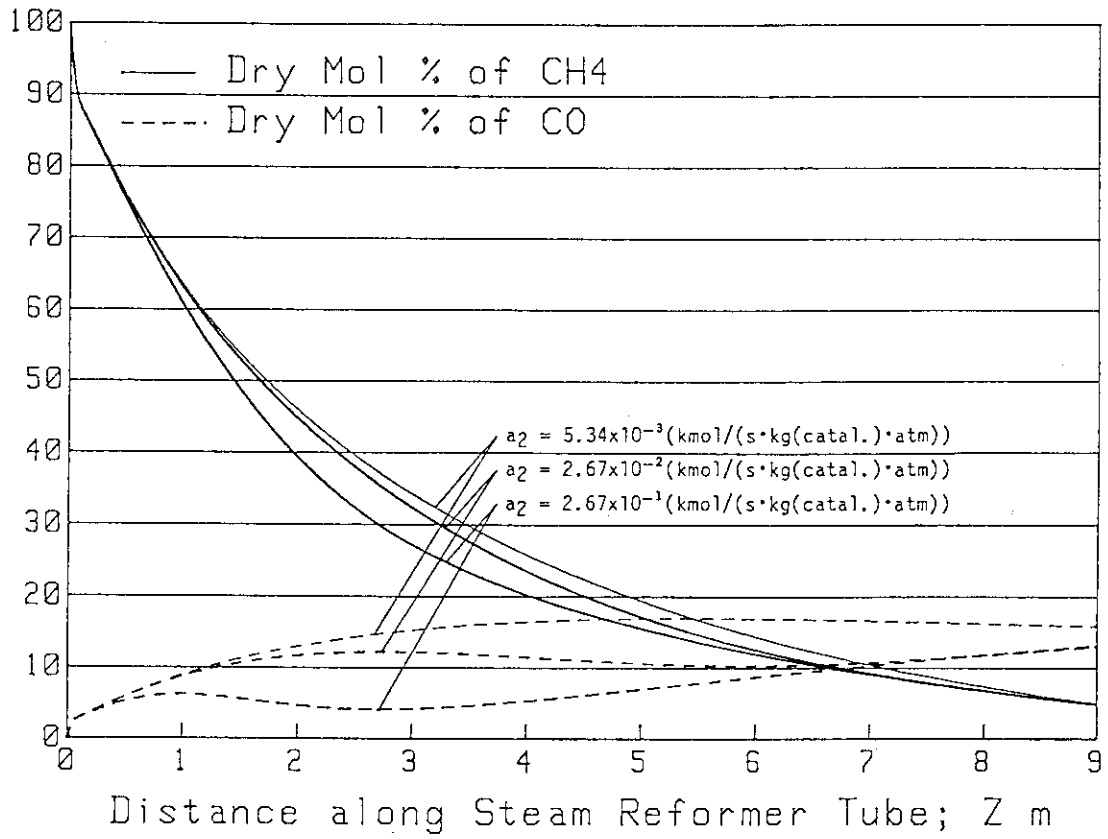


図 2.9.7 CH₄とCOのドライモル% (a_2 を変化させた場合)

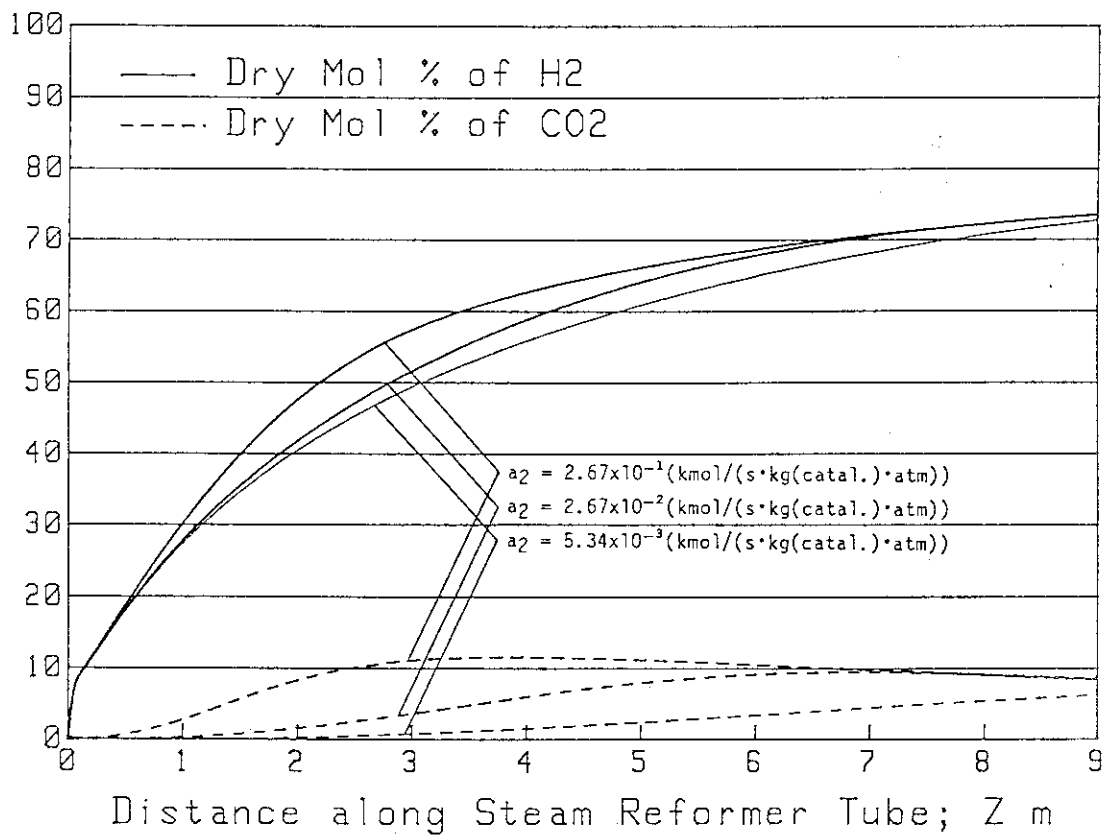


図 2.9.8 H₂とCO₂のドライモル% (a_2 を変化させた場合)

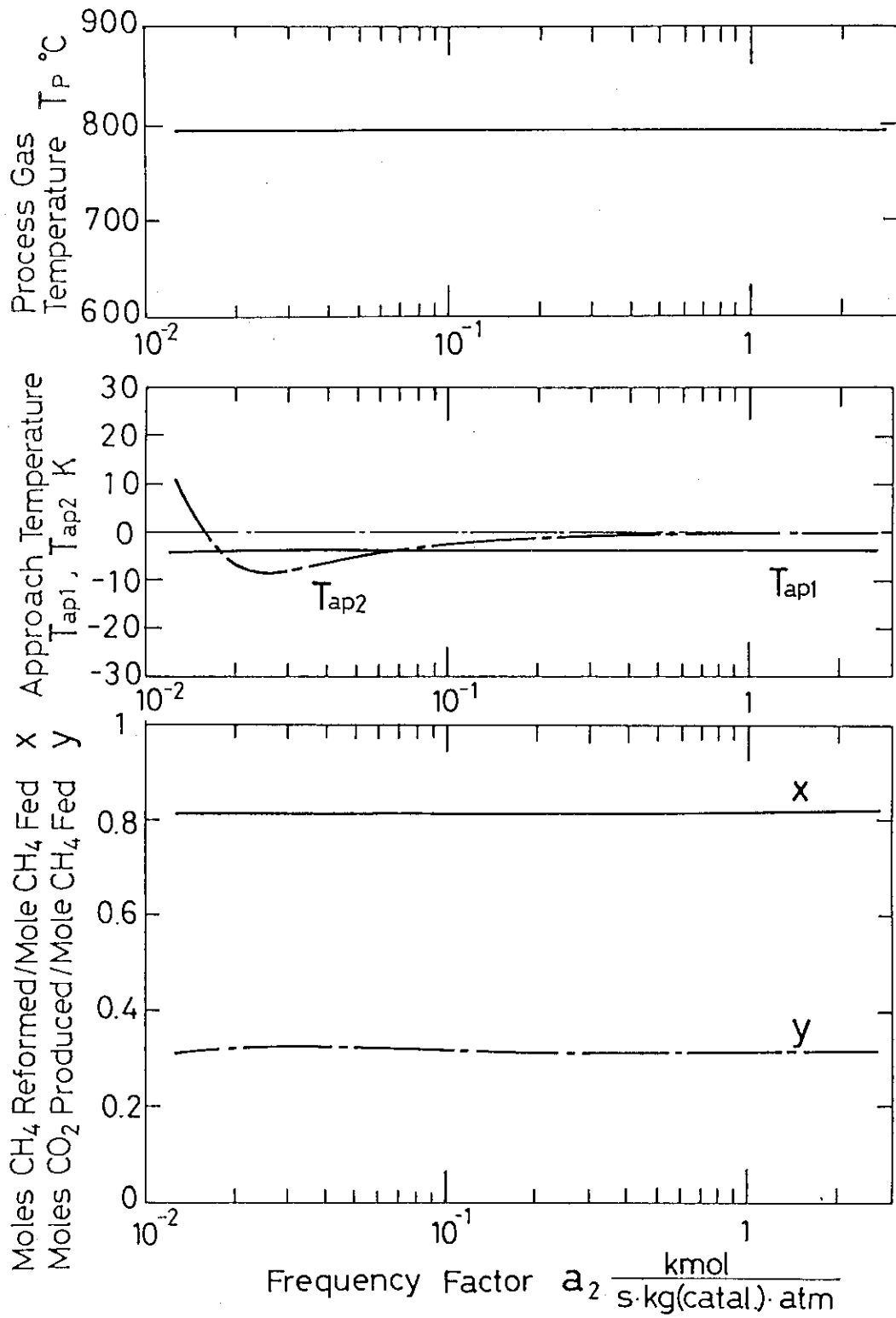


図 2.9.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (a_2 を変化させた場合)

図 2.10 触媒の活性化エネルギー E_{a1} を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)	5.82×10^7	7.27×10^7	1.02×10^8
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T_{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T_{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	633.0	633.3	629.0
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	793.5	793.0	787.6
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-3.89	-3.90	-4.36
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	-0.94	-4.90	>+50
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	26.2	26.4	28.2
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	5.39×10^{-6}	5.42×10^{-6}	6.39×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	-1.20×10^{-6}	-1.21×10^{-6}	3.00×10^{-6}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.51	-1.52	-1.61
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.819	0.818	0.805
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.318	0.321	0.082
Dry Mol % of CH ₄ ;	4.81	4.83	5.57
Dry Mol % of CO ;	13.3	13.2	20.7
Dry Mol % of H ₂ ;	73.5	73.5	71.4
Dry Mol % of CO ₂ ;	8.44	8.51	2.36
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.05	3.05	2.82
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.29	1.28	1.49
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.33	4.33	4.31

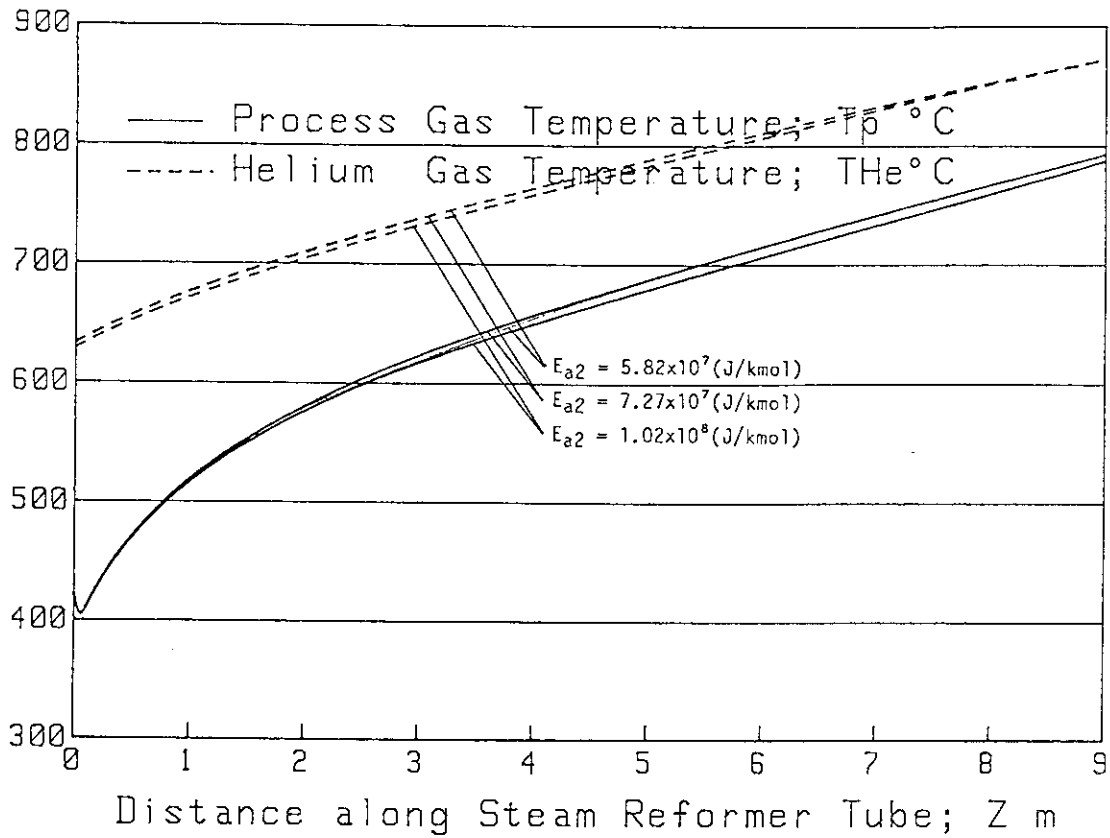


図 2.10.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (E_{a2} を変化させた場合)

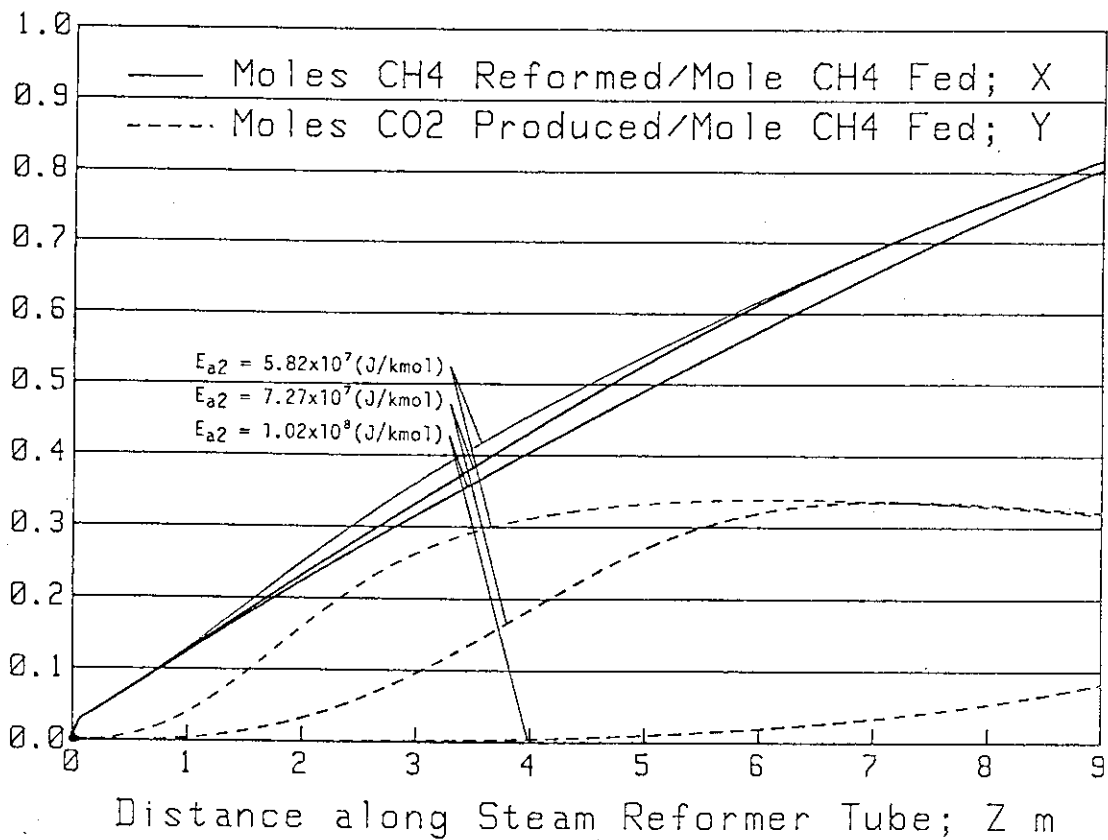


図 2.10.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (E_{a2} を変化させた場合)

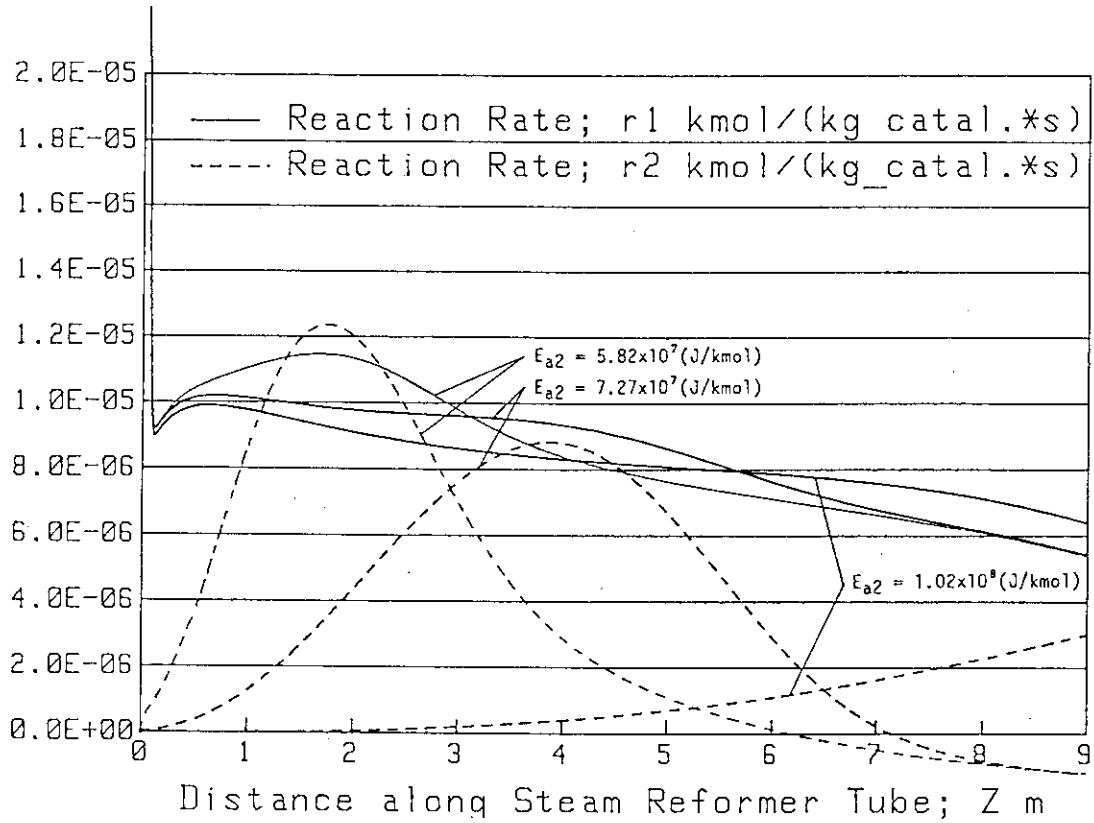


図 2.10.3 反応速度 (E_{a2} を変化させた場合)

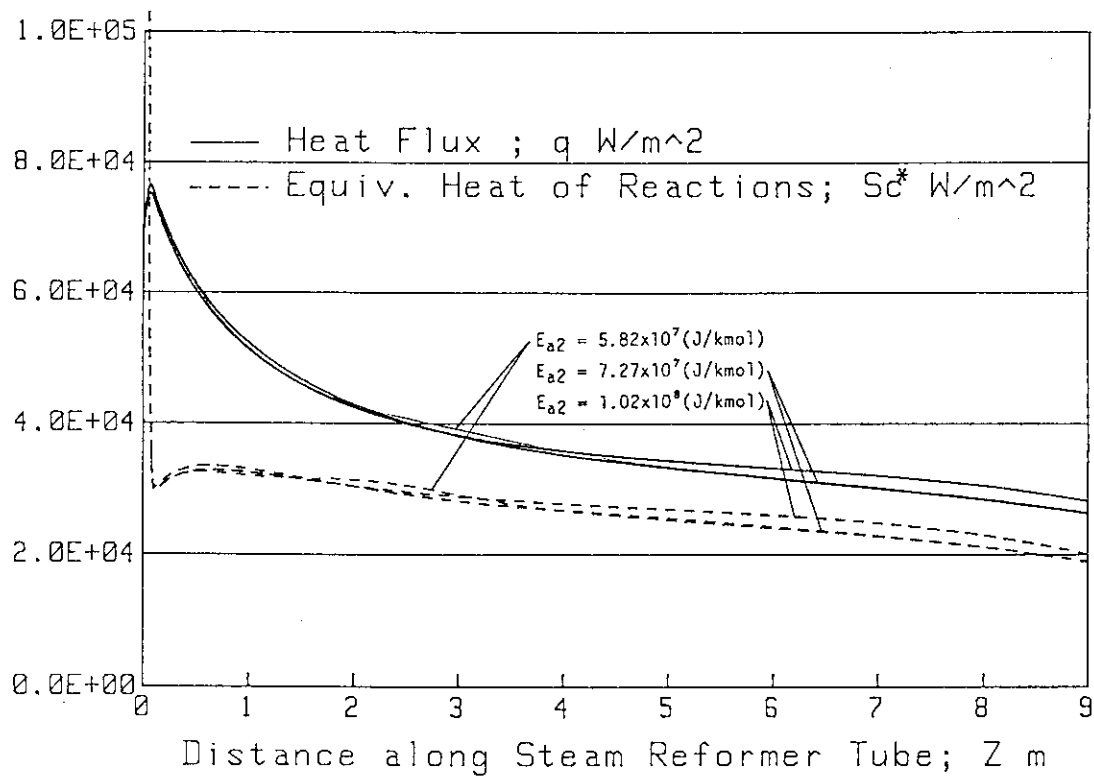


図 2.10.4 熱流束と反応熱 (E_{a2} を変化させた場合)

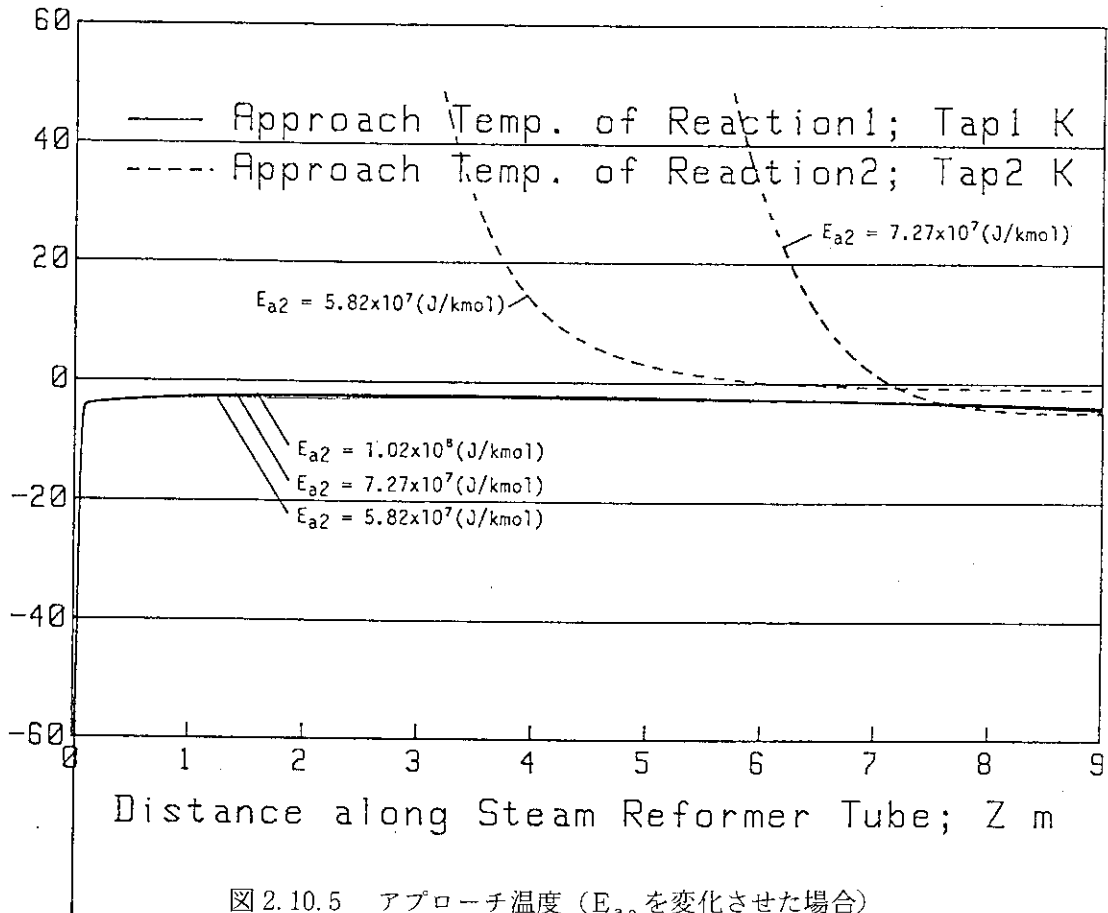


図 2.10.5 アプローチ温度 (E_{a2} を変化させた場合)

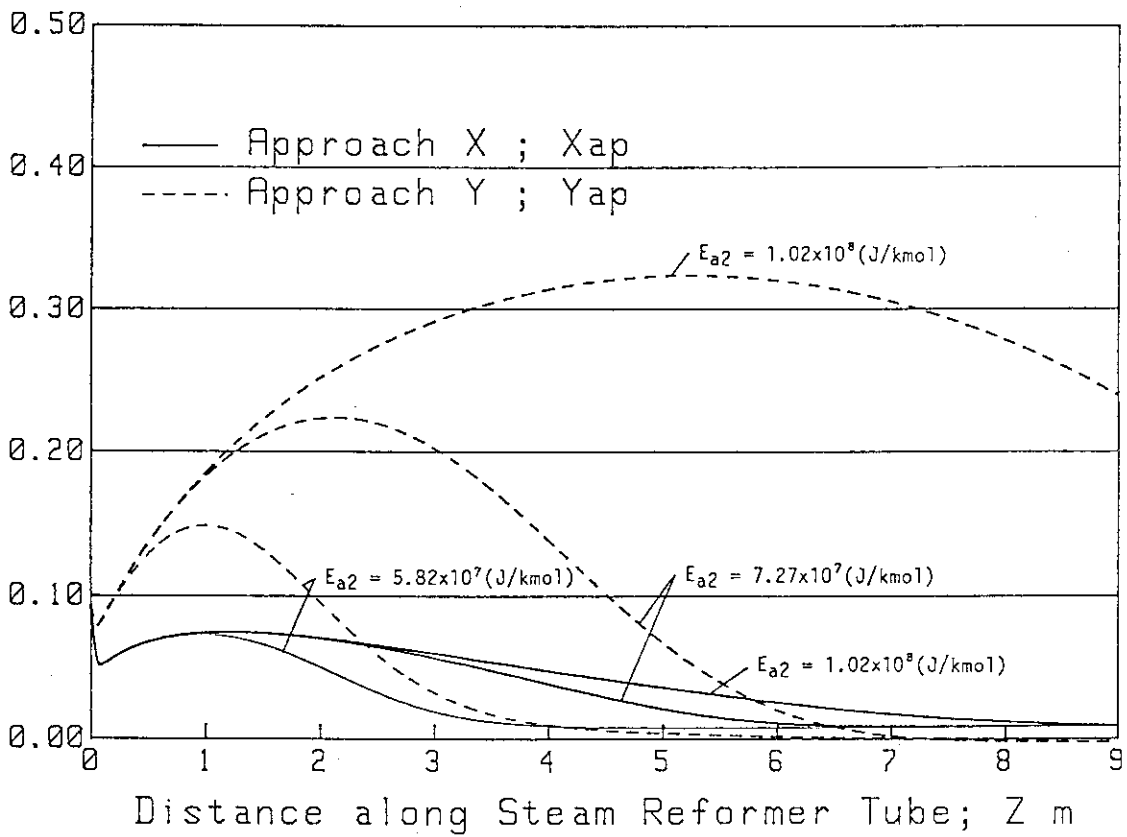


図 2.10.6 アプローチ組成 (E_{a2} を変化させた場合)

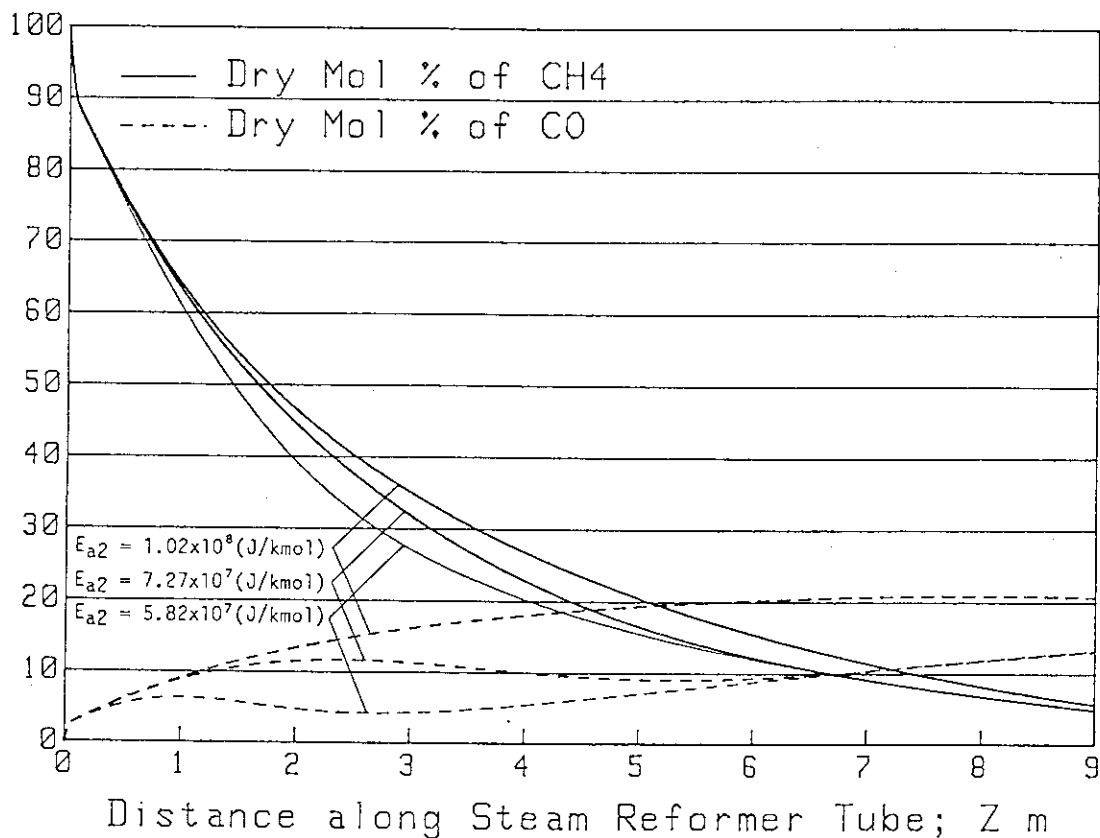


図 2.10.7 CH₄とCOのドライモル% (E_{a2} を変化させた場合)

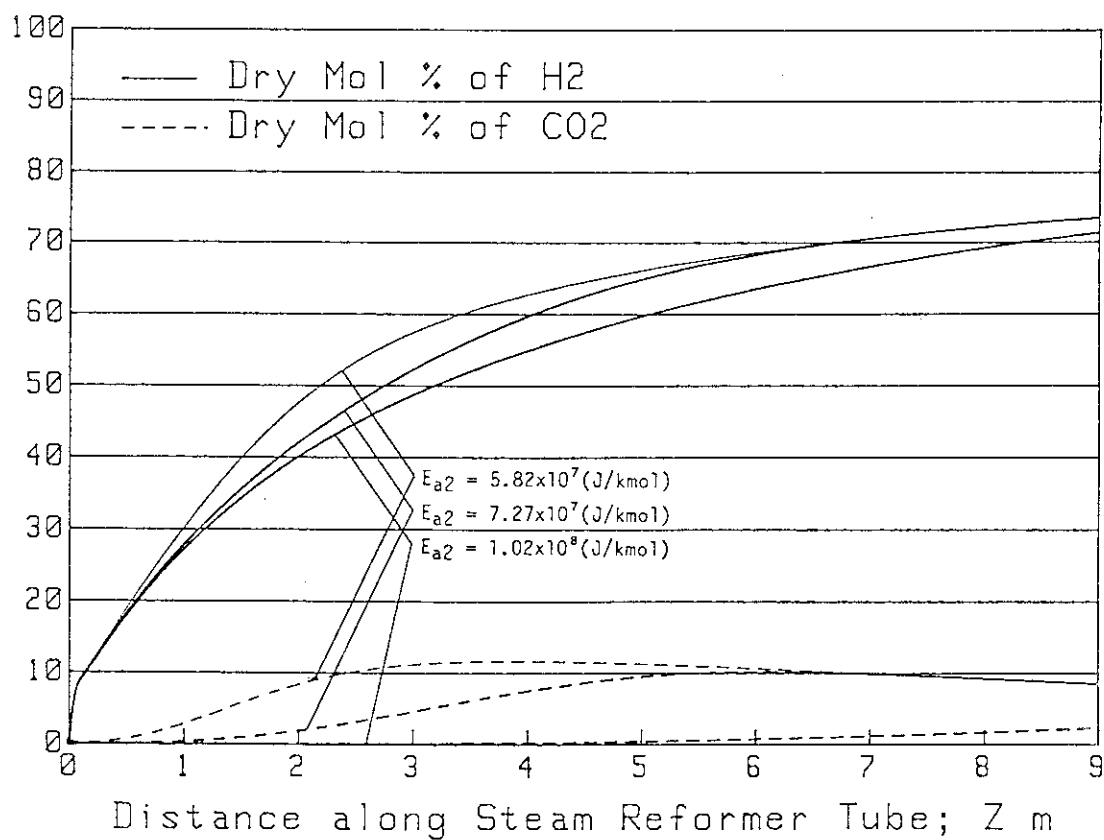


図 2.10.8 H₂とCO₂のドライモル% (E_{a2} を変化させた場合)

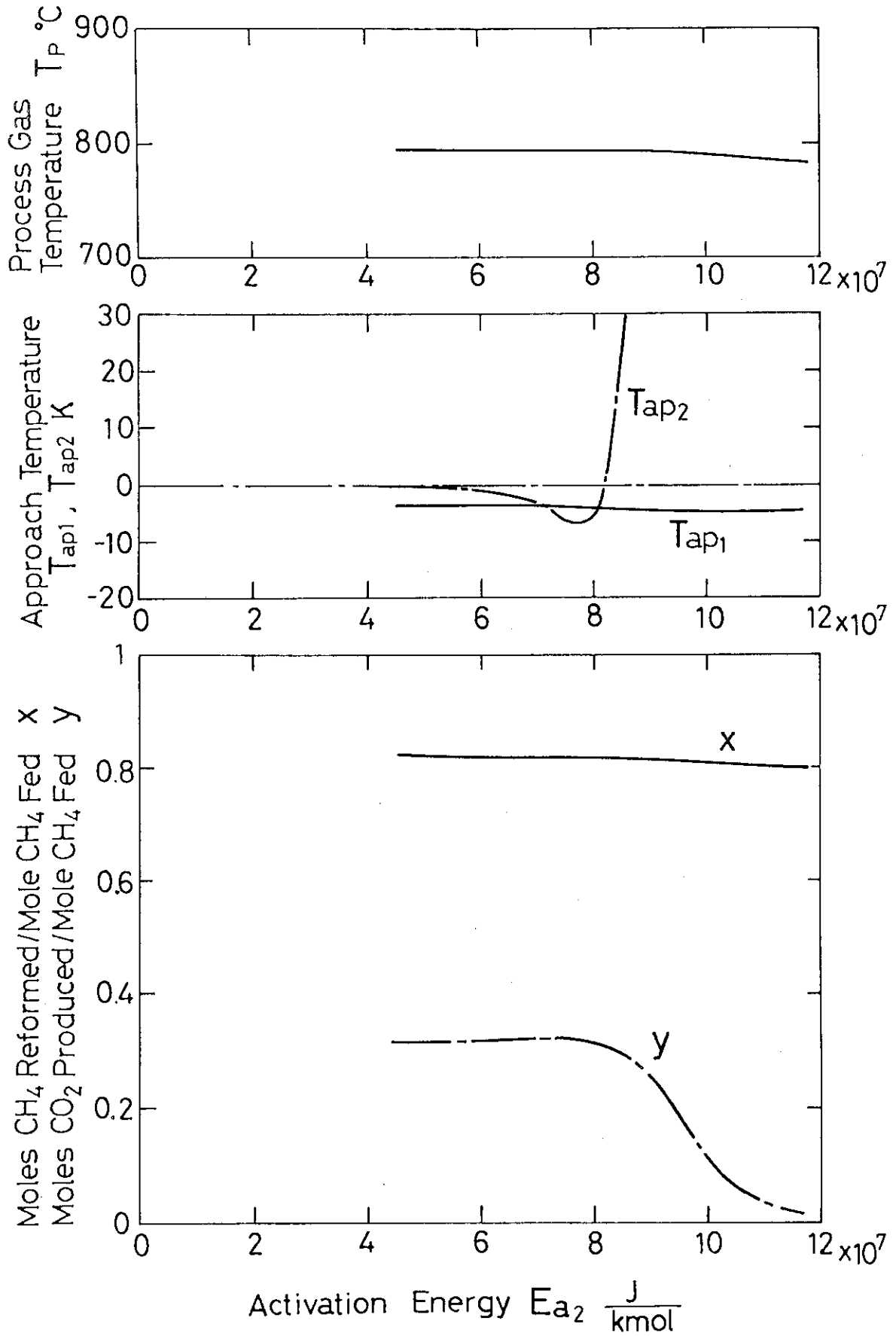


図 2.10.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (E_{a2} を変化させた場合)

表 2.11 触媒充填密度 ρ_c を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a_1 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10^{-2}	
Activation Energy ; E_{a1} (J/kmol)		3.68×10^7	
Frequency Factor ; a_2 (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10^{-1}	
Activation Energy ; E_{a2} (J/kmol)		5.82×10^7	
Bulk Density of Catalyst ; ρ (kg(catal.)/m ³)	400	1200	2400
Inlet Temperature of Helium Gas ; $T_{He,in}$ (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; $T_{p,in}$ (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W_{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G_{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w_{CH_4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w_{H_2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W_p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G_p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T_{He} (°C)	636.2	632.9	631.9
Process Gas Temperature ; T_p (°C)	794.6	793.4	793.5
Approach Temperature of Reaction 1 ; T_{ap1} (K)	-11.5	-3.89	-1.95
Approach Temperature of Reaction 2 ; T_{ap2} (K)	-2.69	-0.94	-0.47
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	25.9	26.2	26.2
Rate of Reaction ; r_1 (kmol/(kg(catal.)·s))	1.60×10^{-5}	5.39×10^{-6}	2.69×10^{-6}
Rate of Reaction ; r_2 (kmol/(kg(catal.)·s))	-3.37×10^{-6}	-1.20×10^{-6}	-6.06×10^{-7}
Heat of Reaction ; S_c (MJ/(s·m ³))	-1.49	-1.51	-1.51
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.803	0.818	0.823
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.318	0.318	0.318
Dry Mol % of CH ₄ ;	5.27	4.81	4.67
Dry Mol % of CO ;	13.0	13.3	13.3
Dry Mol % of H ₂ ;	73.2	73.5	73.6
Dry Mol % of CO ₂ ;	8.53	8.44	8.40
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.01	3.05	3.06
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.30	1.29	1.28
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	4.31	4.33	4.34

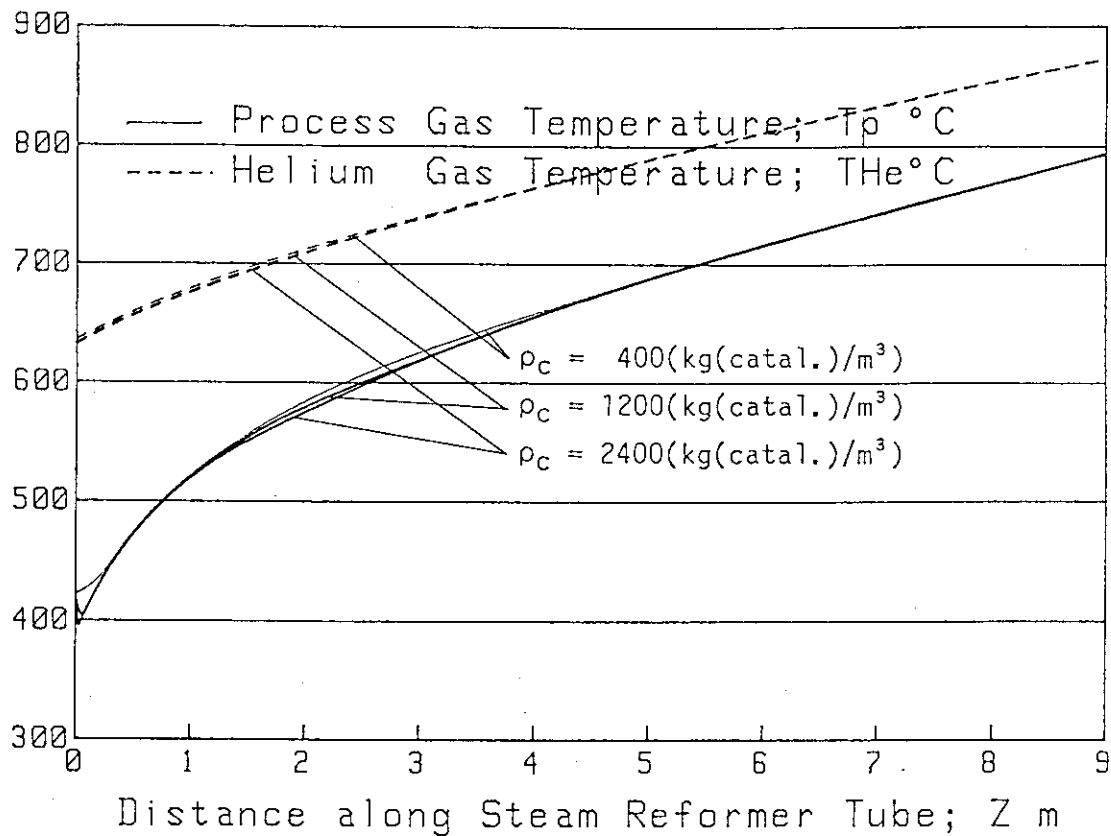


図 2.11.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (ρ_c を変化させた場合)

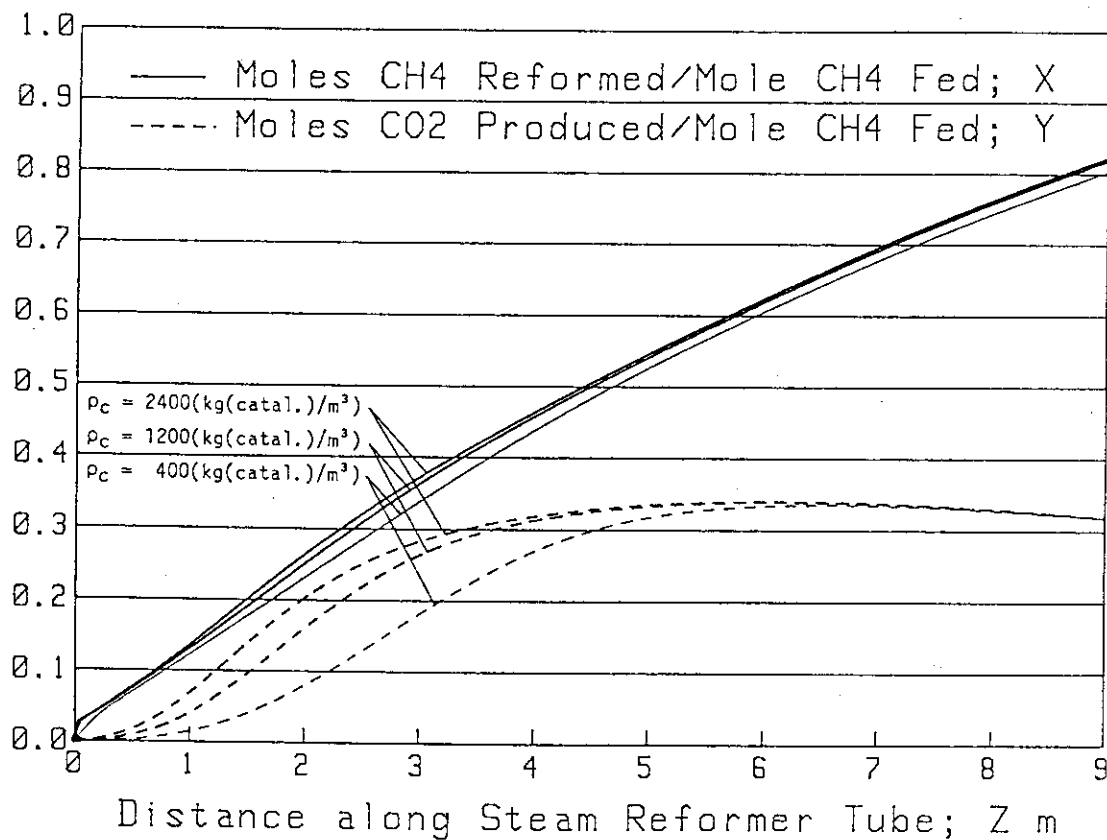


図 2.11.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (ρ_c を変化させた場合)

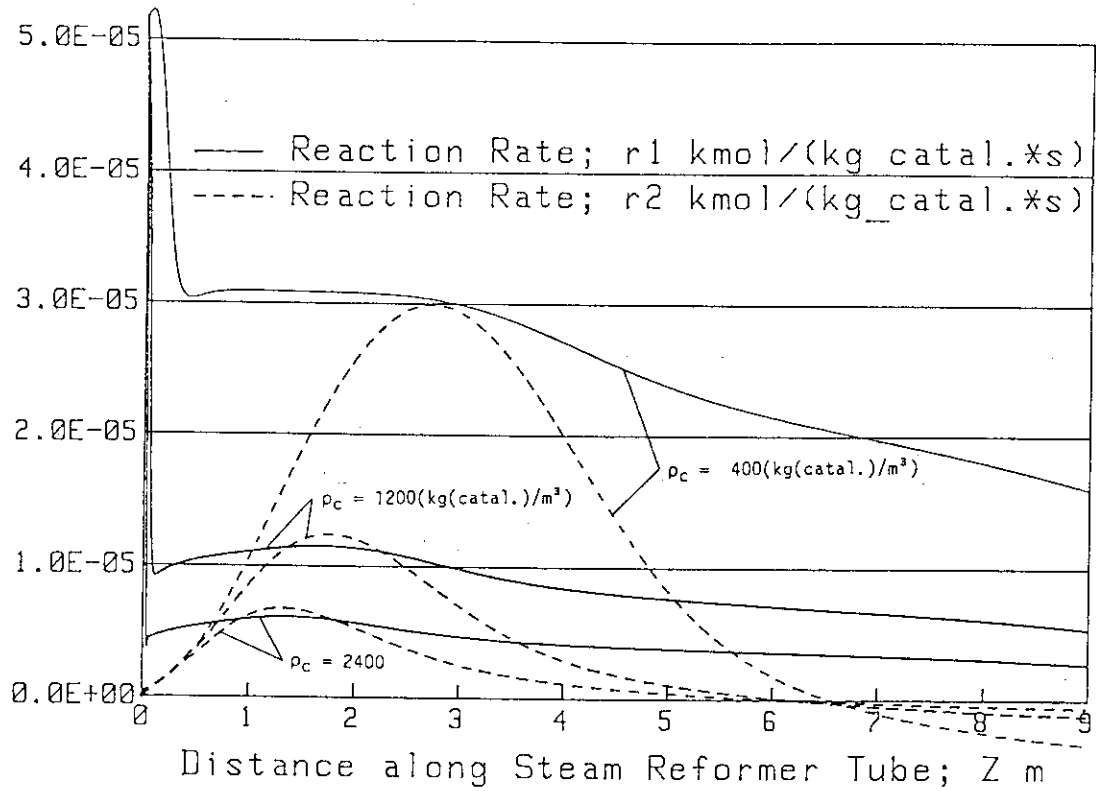


図 2.11.3 反応速度 (ρ_c を変化させた場合)

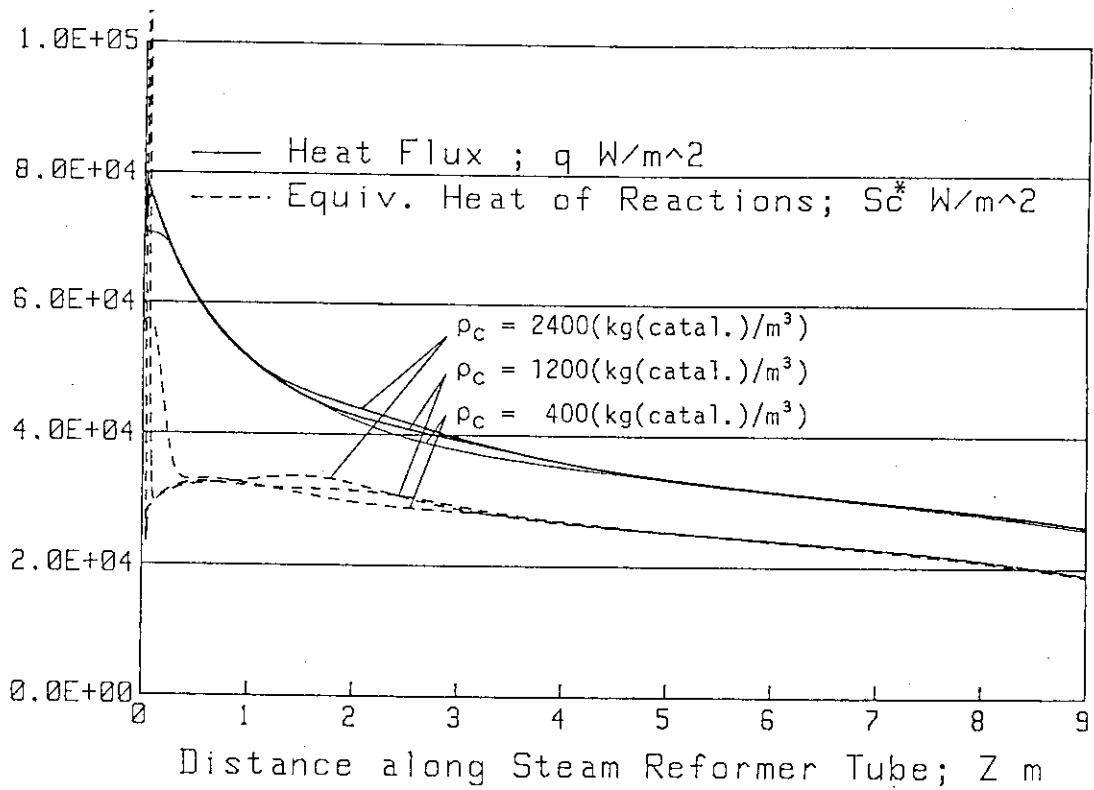


図 2.11.4 熱流束と反応熱 (ρ_c を変化させた場合)

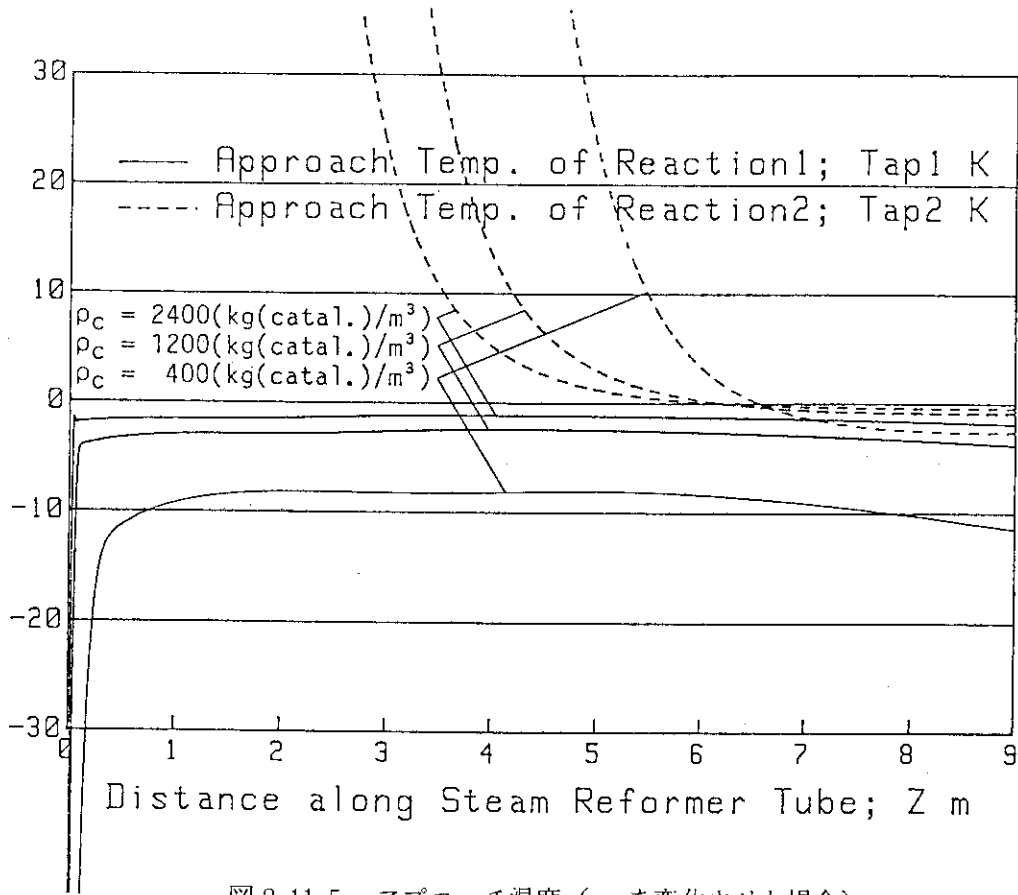


図 2.11.5 アプローチ温度 (ρ_c を変化させた場合)

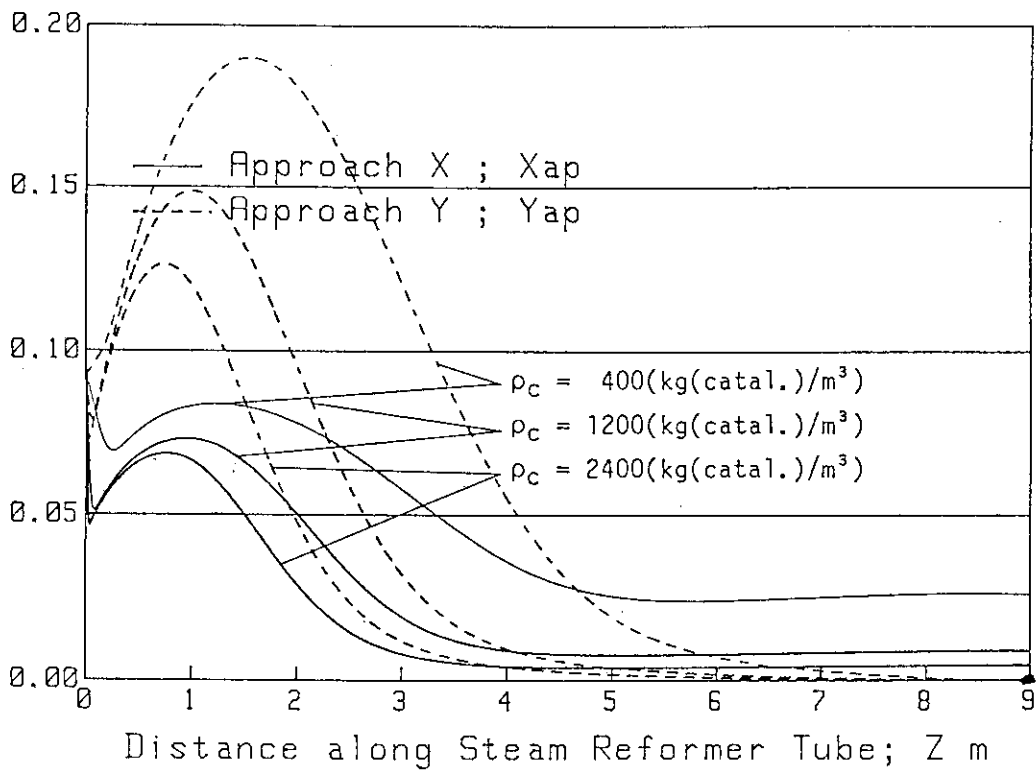


図 2.11.6 アプローチ組成 (ρ_c を変化させた場合)

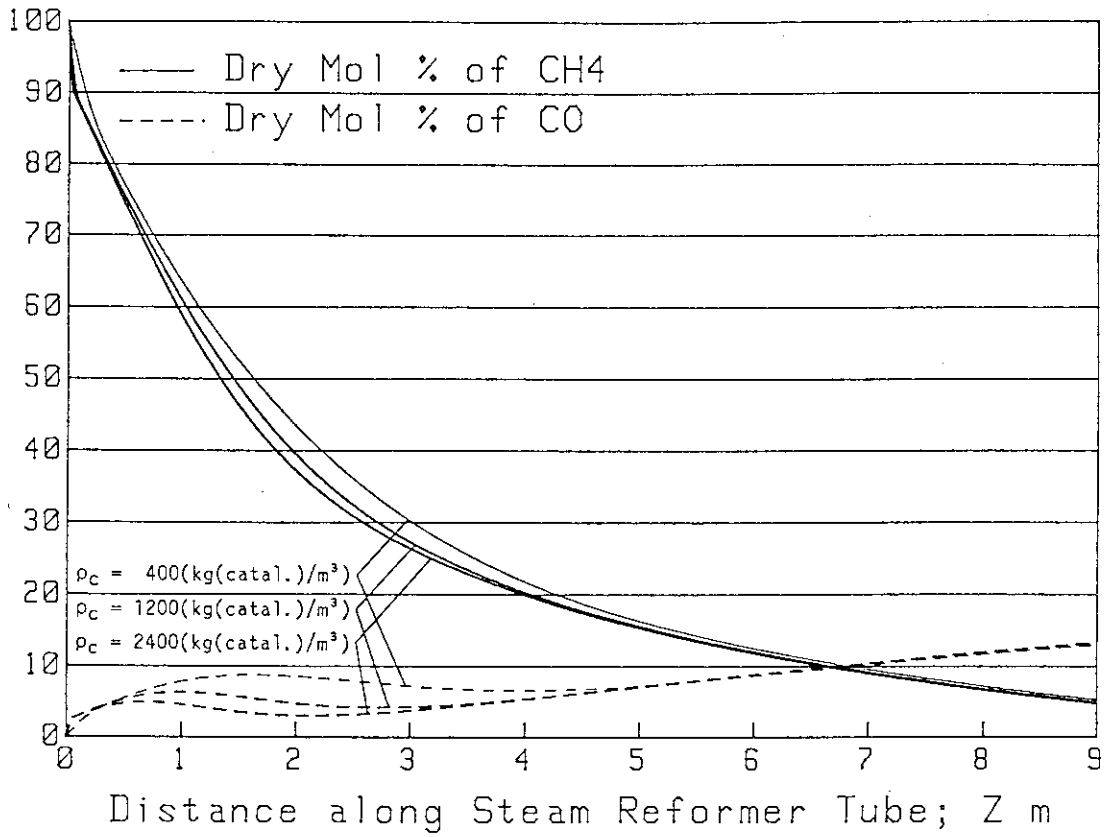


図 2.11.7 CH₄とCOのドライモル% (ρ_c を変化させた場合)

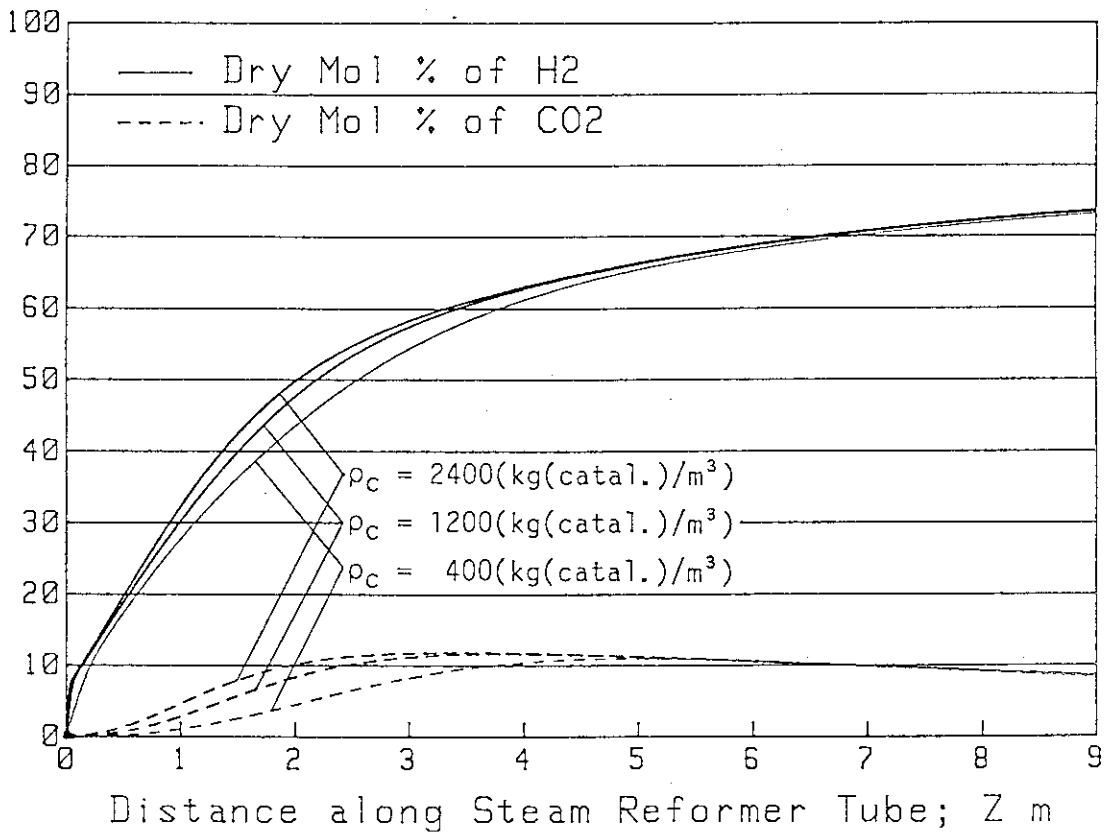


図 2.11.8 H₂とCO₂のドライモル% (ρ_c を変化させた場合)

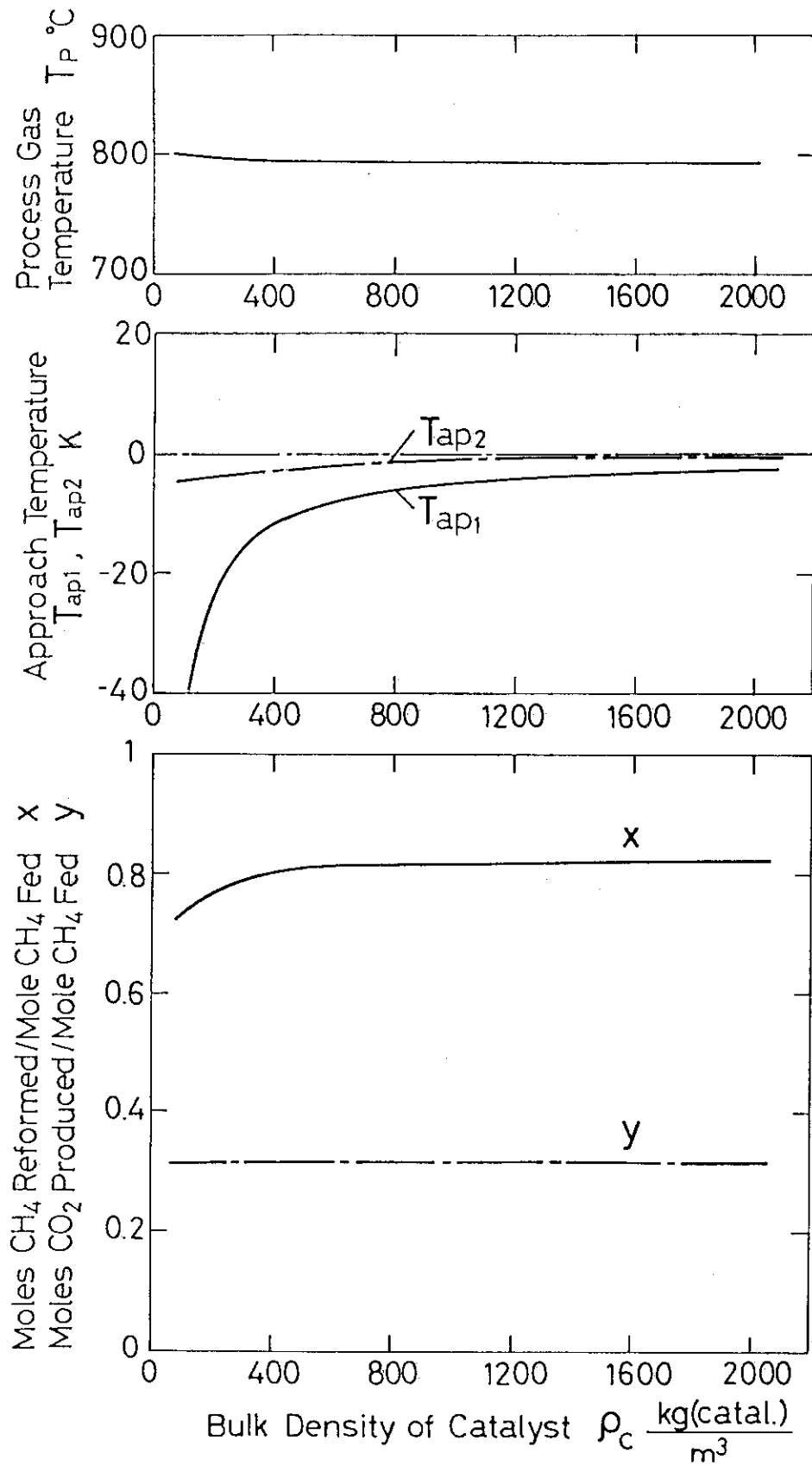


図 2.11.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (ρ_c を変化させた場合)

表 2.12 総括熱伝導率 U を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)	100	300	500
Frequency Factor ; a ₁ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10 ⁻²	
Activation Energy ; E _{a1} (J/kmol)		3.68×10 ⁷	
Frequency Factor ; a ₂ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10 ⁻¹	
Activation Energy ; E _{a2} (J/kmol)		5.82×10 ⁷	
Bulk Density of Catalyst ; ρ(kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T _{He,in} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T _{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W _{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G _{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w _{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w _{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W _p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G _p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T _{He} (°C)	725.0	639.3	609.5
Process Gas Temperature ; T _p (°C)	676.4	784.8	829.2
Approach Temperature of Reaction 1 ; T _{ap1} (K)	-1.41	-3.64	-4.53
Approach Temperature of Reaction 2 ; T _{ap2} (K)	2.61	-0.92	-0.80
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	19.7	26.4	21.9
Rate of Reaction ; r ₁ (kmol/(kg(catal.)·s))	4.50×10 ⁻⁶	5.53×10 ⁻⁶	4.06×10 ⁻⁶
Rate of Reaction ; r ₂ (kmol/(kg(catal.)·s))	8.07×10 ⁻⁷	-1.09×10 ⁻⁶	-1.35×10 ⁻⁶
Heat of Reaction ; S _c (MJ/(s·m ³))	-1.18	-1.55	-1.16
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.515	0.799	0.887
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.330	0.323	0.299
Dry Mol % of CH ₄ ;	16.9	5.40	2.84
Dry Mol % of CO ;	6.43	12.8	14.8
Dry Mol % of H ₂ ;	65.2	73.1	74.8
Dry Mol % of CO ₂ ;	11.5	8.67	7.56
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.32	3.00	3.20
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.52	1.30	1.25
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.84	4.30	4.44

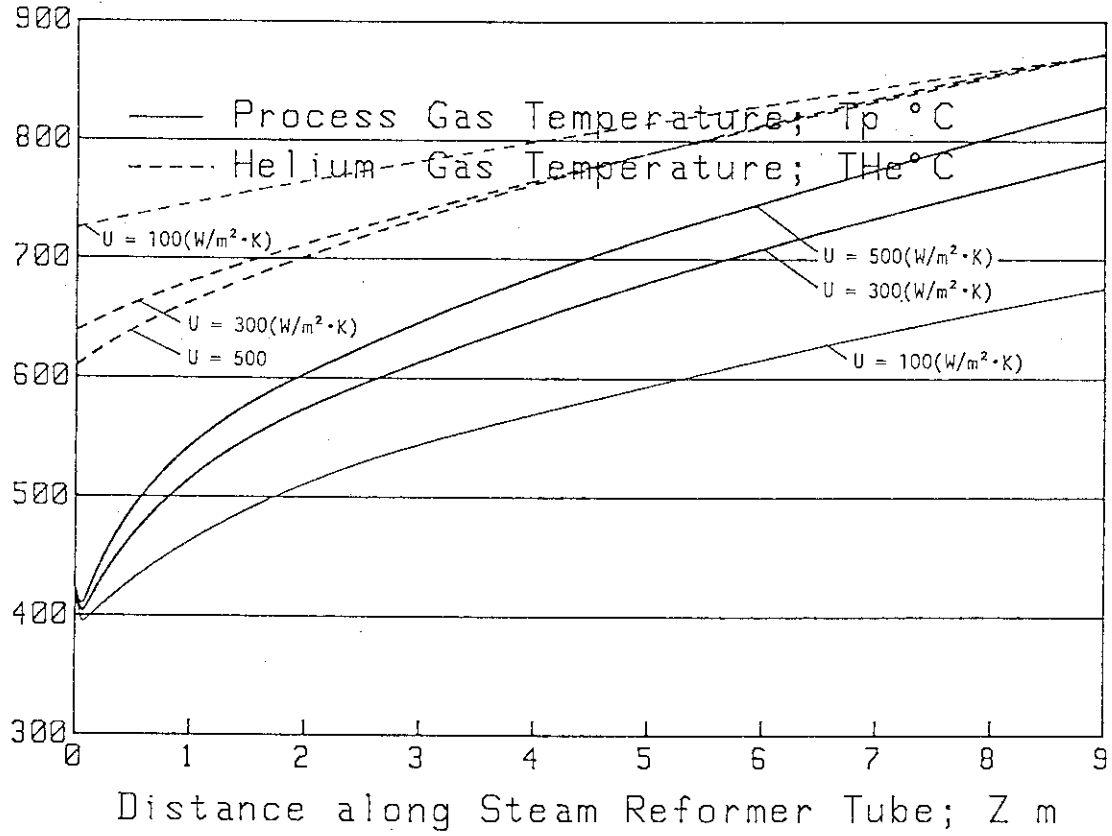


図 2.12.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (Uを変化させた場合)

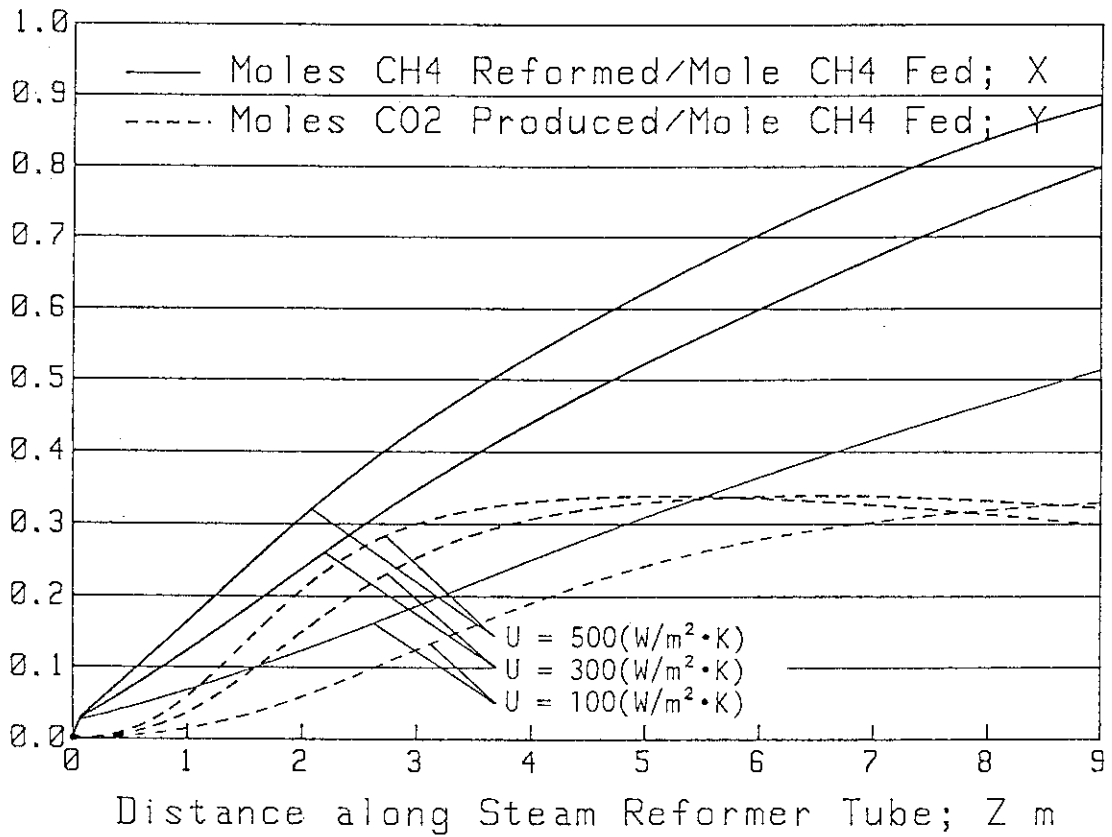


図 2.12.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (Uを変化させた場合)

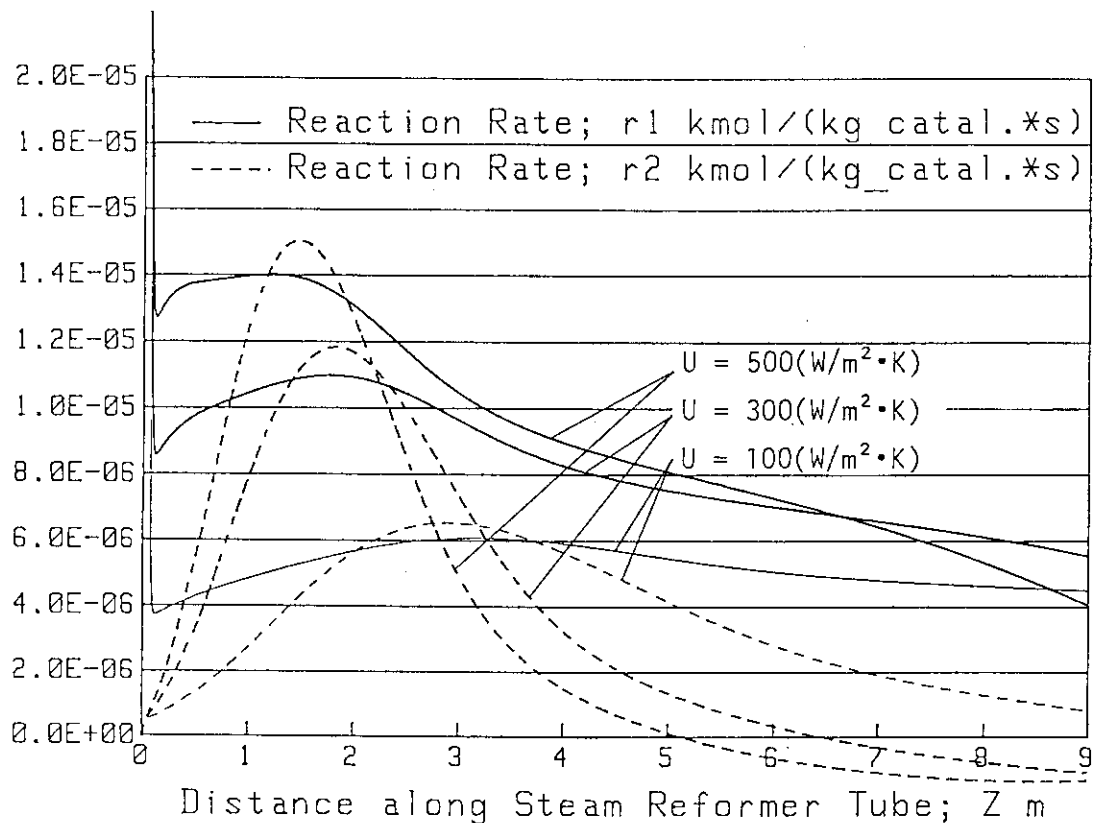


図 2.12.3 反応速度 (Uを変化させた場合)

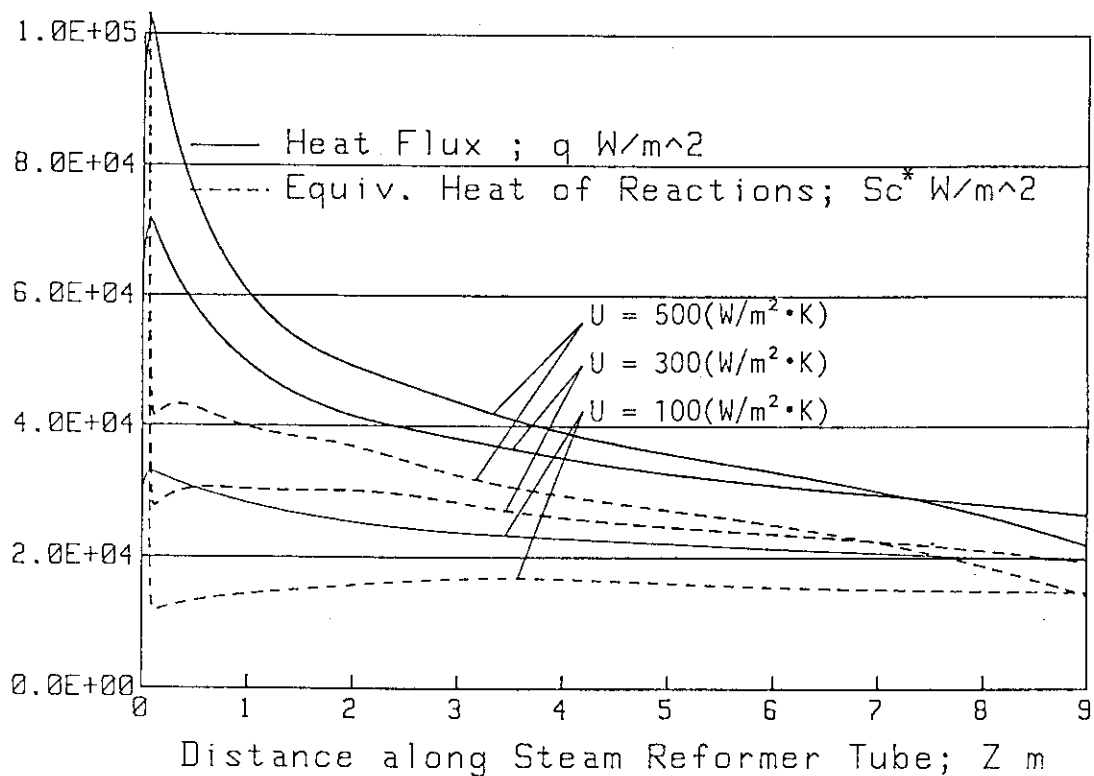


図 2.12.4 熱流束と反応熱 (Uを変化させた場合)

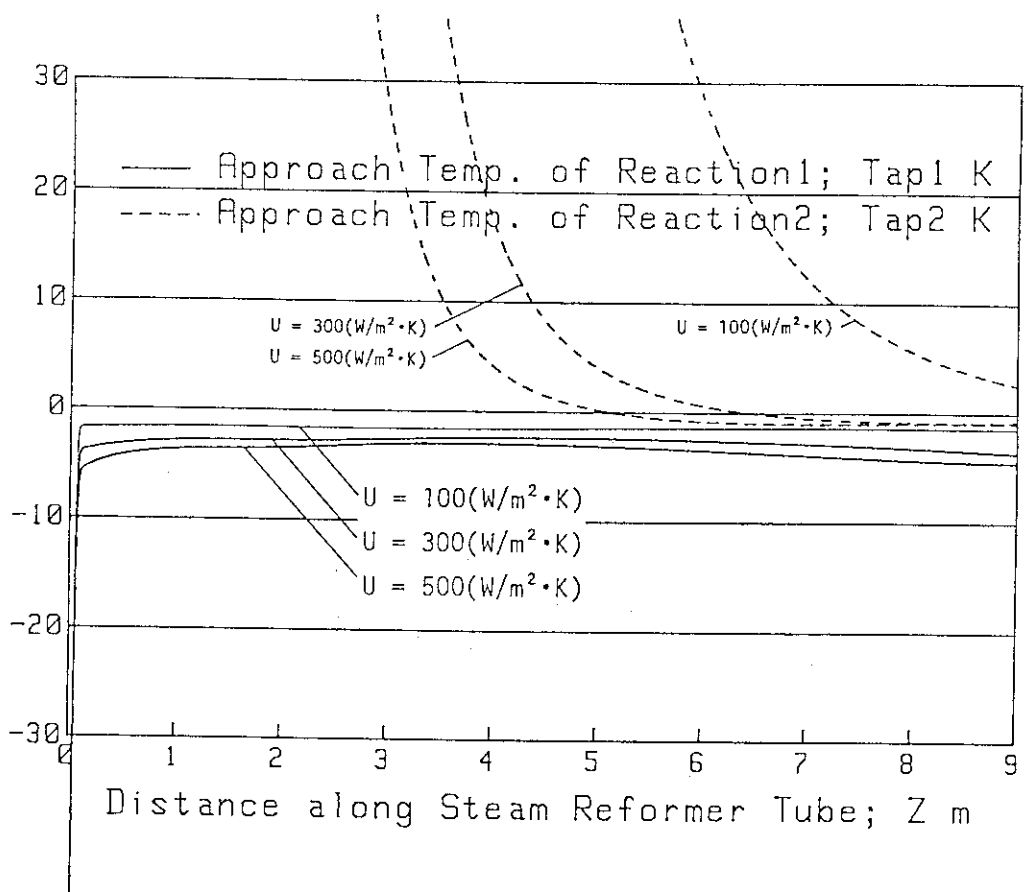


図 2.12.5 アプローチ温度 (Uを変化させた場合)

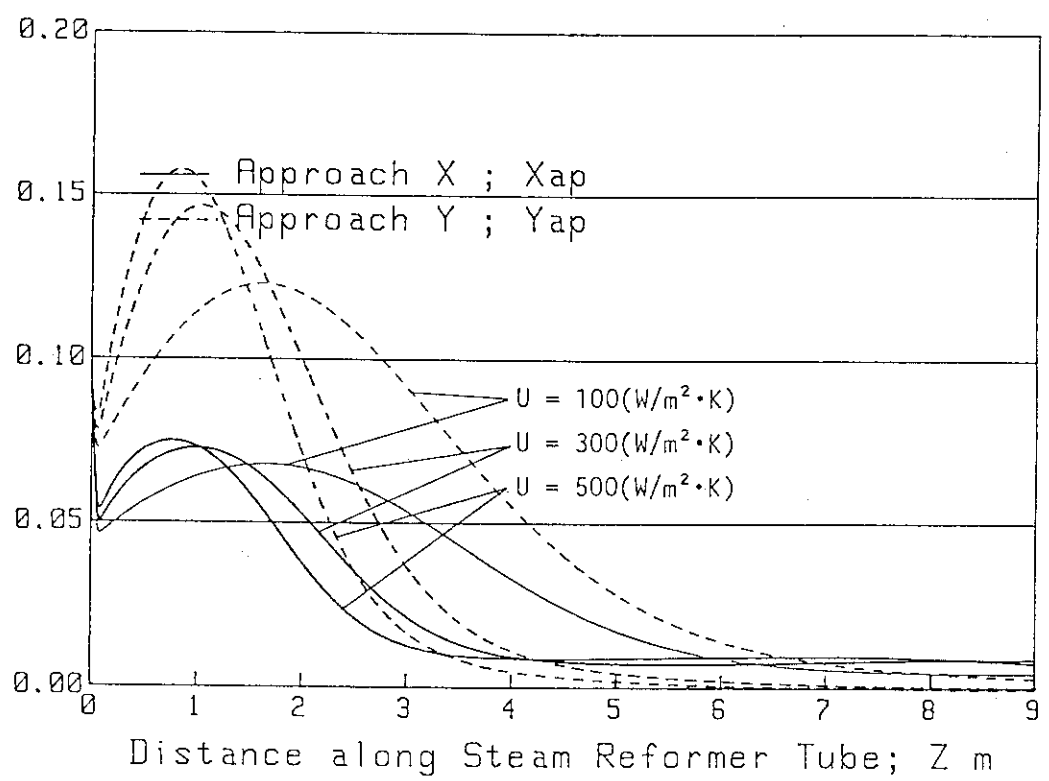


図 2.12.6 アプローチ組成 (Uを変化させた場合)

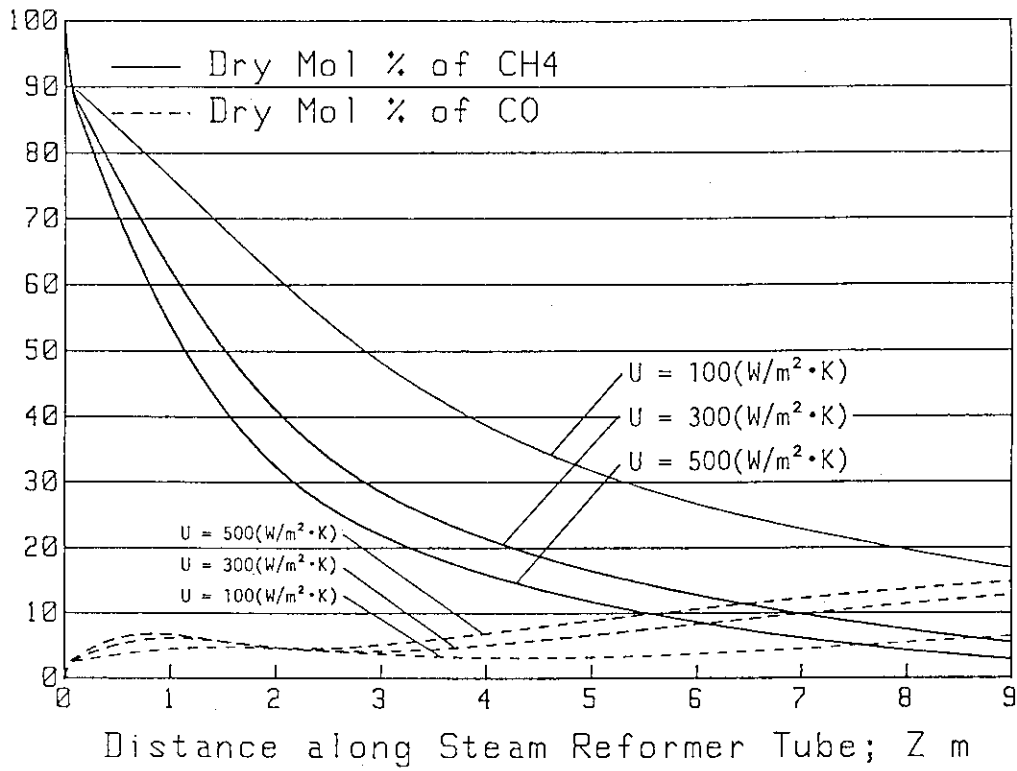


図 2.12.7 CH₄とCOのドライモル% (Uを変化させた場合)

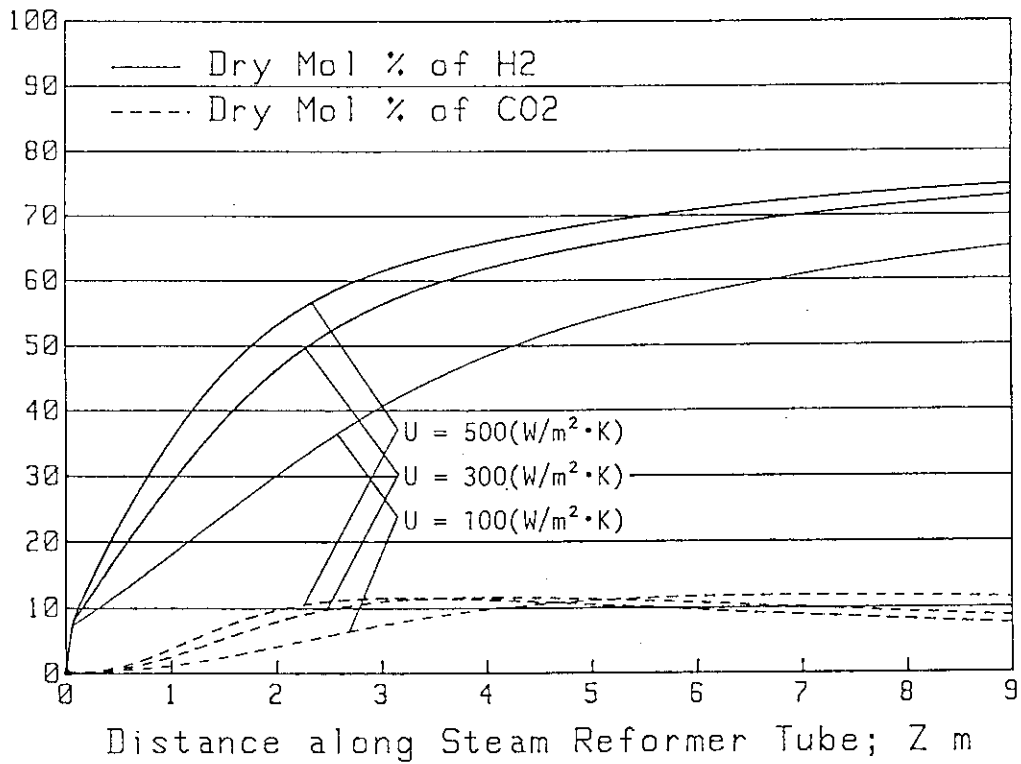


図 2.12.8 H₂とCO₂のドライモル% (Uを変化させた場合)

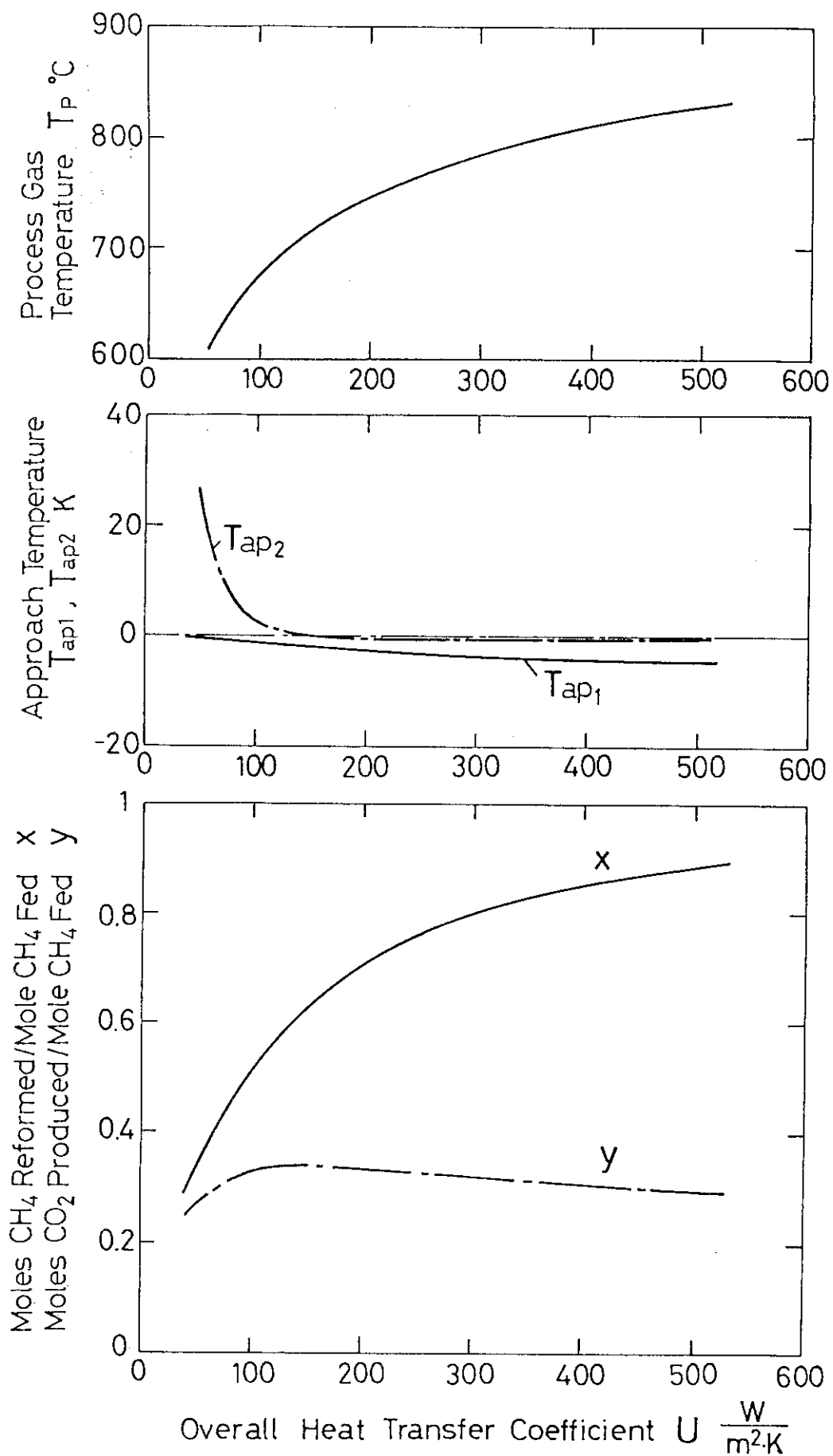


図 2. 12.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (U を変化させた場合)

表 2.13 反応管内径 R を変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)		9	
Reformer Tube Radius ; R(mm)	10	25	60
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a ₁ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10 ⁻²	
Activation Energy ; E _{a1} (J/kmol)		3.68×10 ⁷	
Frequency Factor ; a ₂ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10 ⁻¹	
Activation Energy ; E _{a2} (J/kmol)		5.82×10 ⁷	
Bulk Density of Catalyst ; ρ(kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T _{Hein} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T _{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W _{He} (g/s)	6.89	43.1	248.2
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G _{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w _{CH4} (g/s)	0.57	3.59	20.7
Mass Flow Rate of Steam ; w _{H2O} (g/s)	1.76	11.0	63.5
Mass Flow Rate of Process Gas ; W _p (g/s)	2.34	14.6	84.1
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G _p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T _{He} (°C)	591.8	632.9	699.2
Process Gas Temperature ; T _p (°C)	861.4	793.4	709.2
Approach Temperature of Reaction 1 ; T _{ap1} (K)	-2.72	-3.89	-1.85
Approach Temperature of Reaction 2 ; T _{ap2} (K)	-0.34	-0.94	+0.40
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	3.78	26.2	54.0
Rate of Reaction ; r ₁ (kmol/(kg(catal.)·s))	1.52×10 ⁻⁶	5.39×10 ⁻⁶	5.10×10 ⁻⁶
Rate of Reaction ; r ₂ (kmol/(kg(catal.)·s))	6.97×10 ⁻⁷	-1.20×10 ⁻⁶	2.09×10 ⁻⁷
Heat of Reaction ; S _c (MJ/(s·m ³))	-0.442	-1.51	-1.37
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.934	0.818	0.602
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.282	0.318	0.339
Dry Mol % of CH ₄ ;	1.61	4.81	12.6
Dry Mol % of CO ;	16.0	13.3	8.37
Dry Mol % of H ₂ ;	75.5	73.5	68.2
Dry Mol % of CO ₂ ;	6.89	8.44	10.8
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	0.53	3.05	14.6
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	0.20	1.29	8.31
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	0.72	4.33	22.9

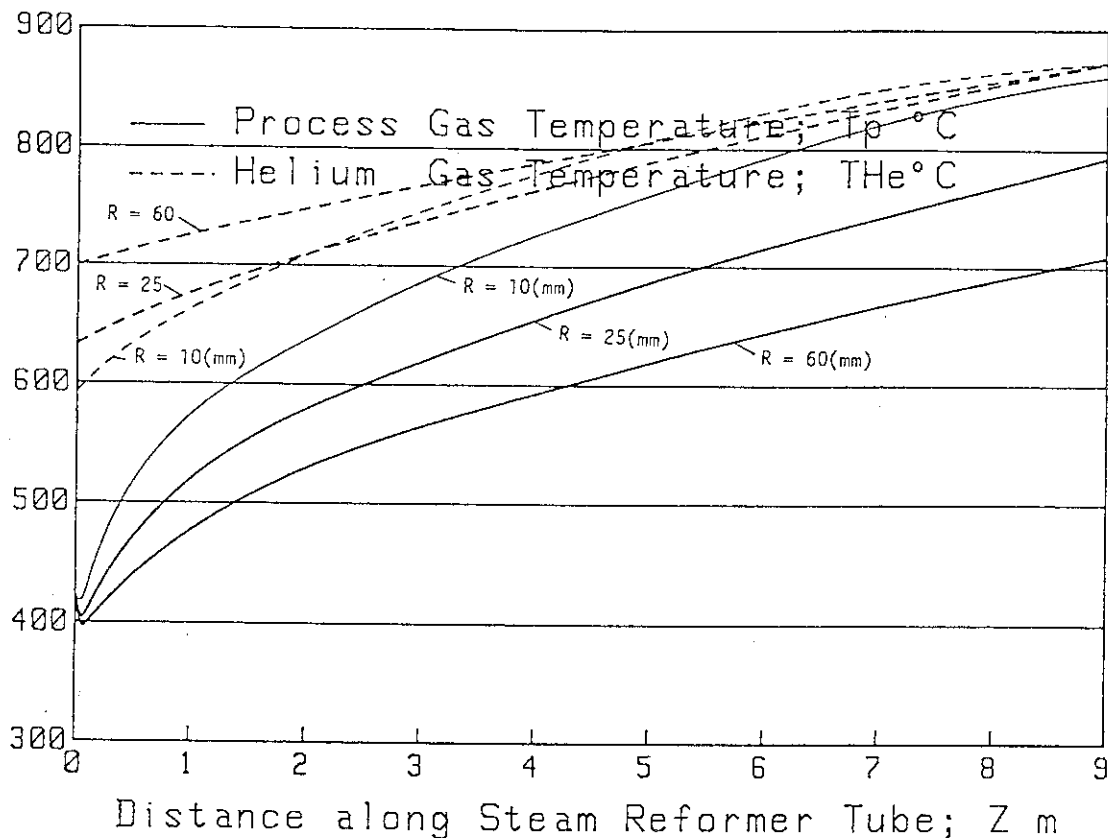


図 2.13.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (Rを変化させた場合)

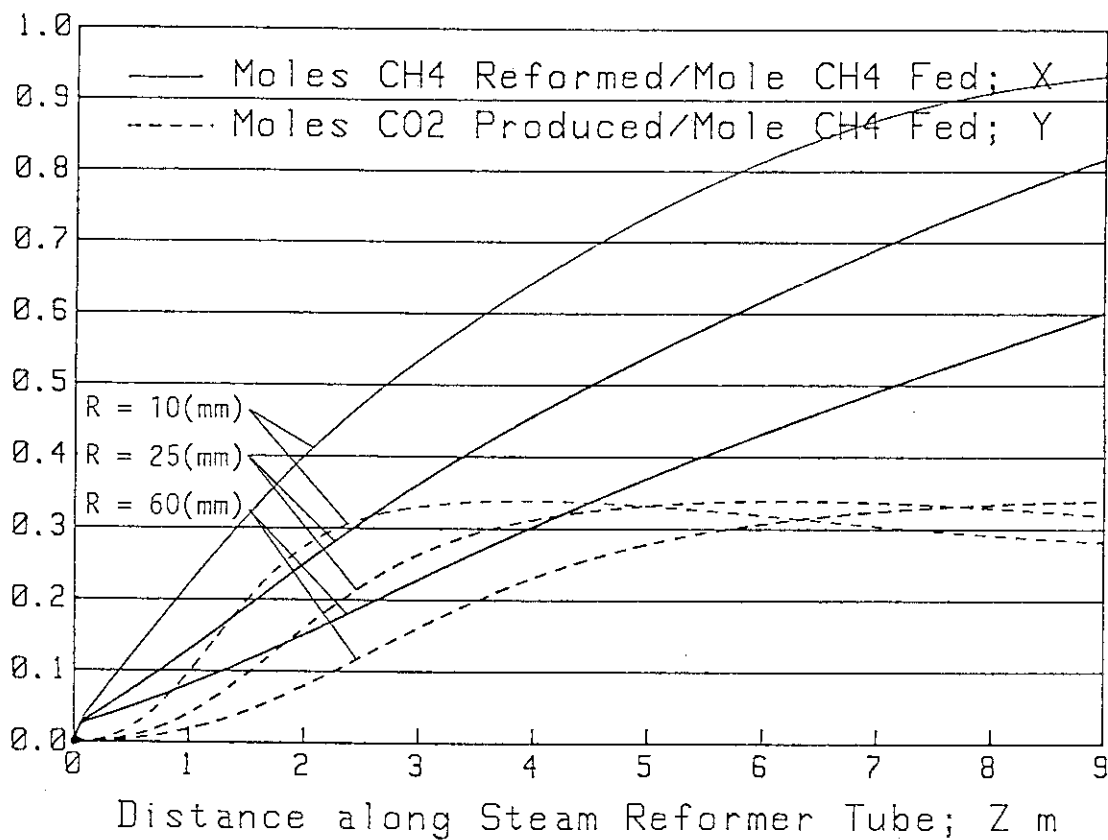


図 2.13.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (Rを変化させた場合)

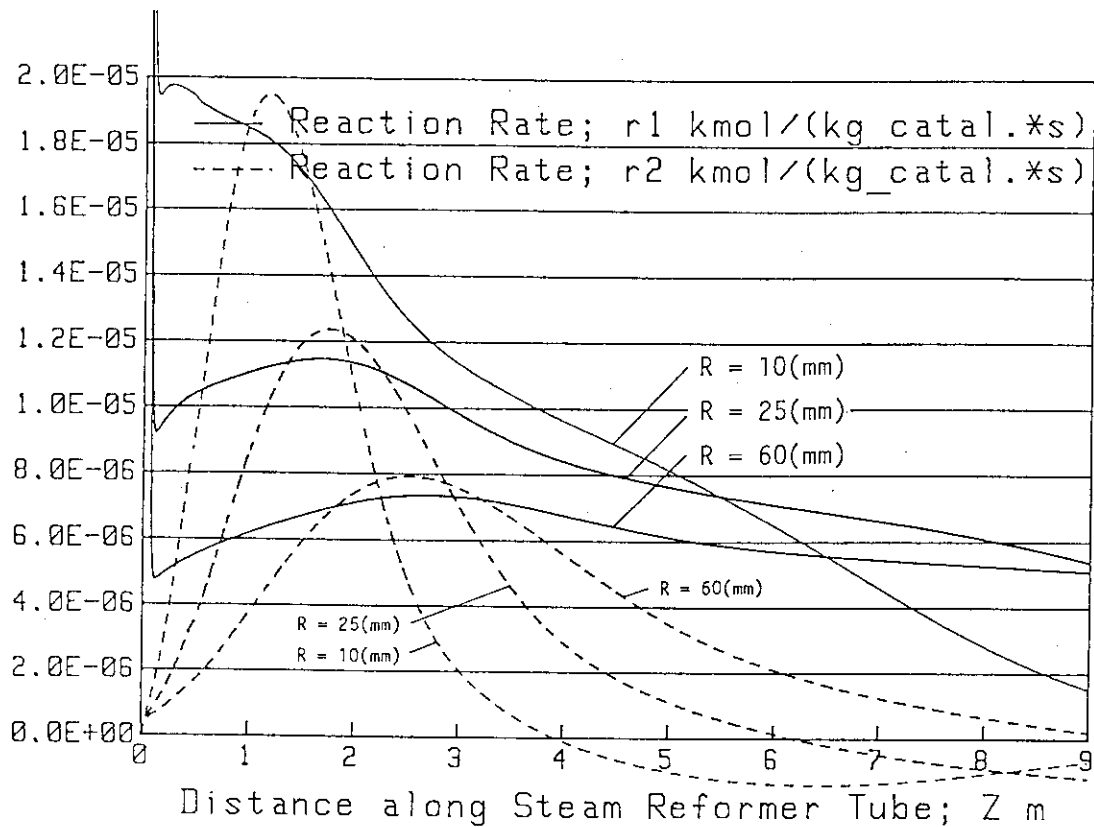


図 2.13.3 反応速度 (Rを変化させた場合)

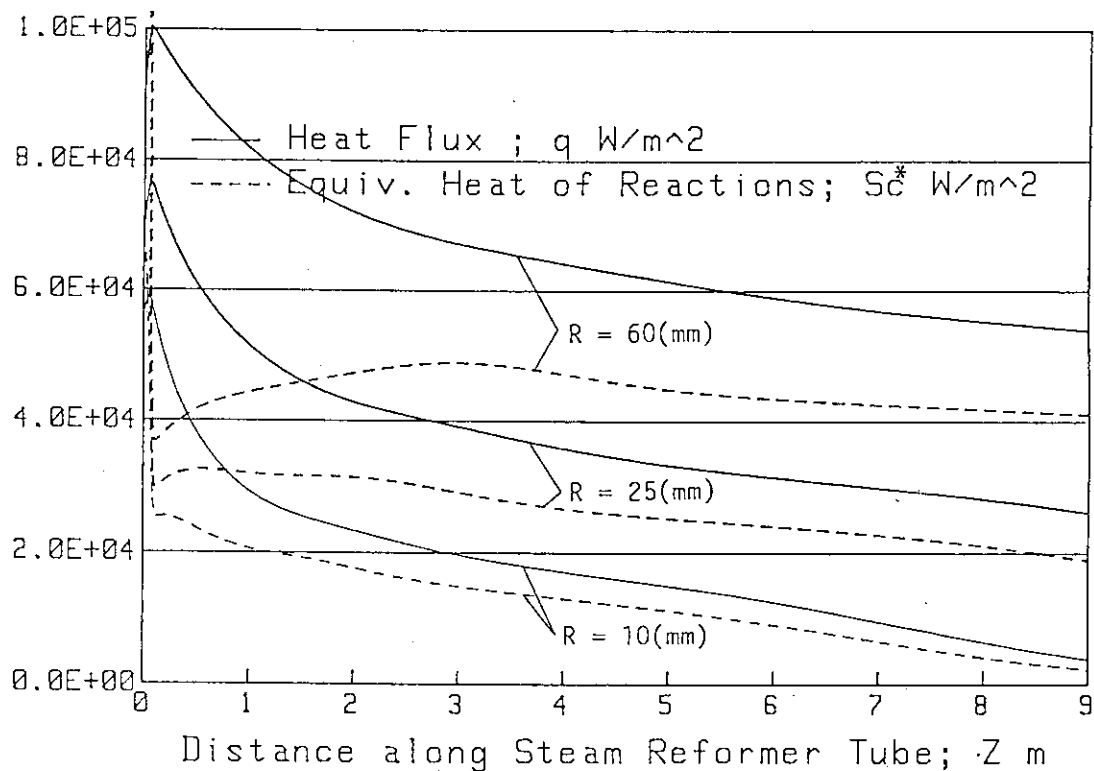


図 2.13.4 熱流束と反応熱 (Rを変化させた場合)

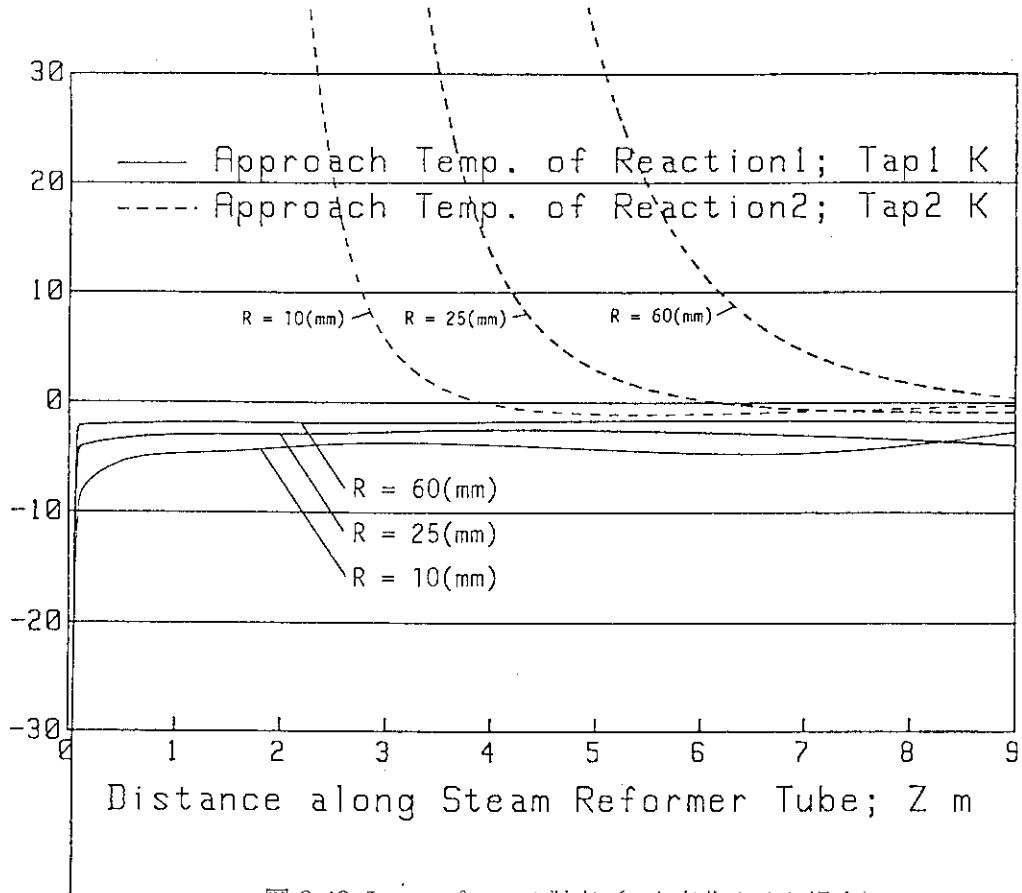


図 2.13.5 アプローチ温度 (Rを変化させた場合)

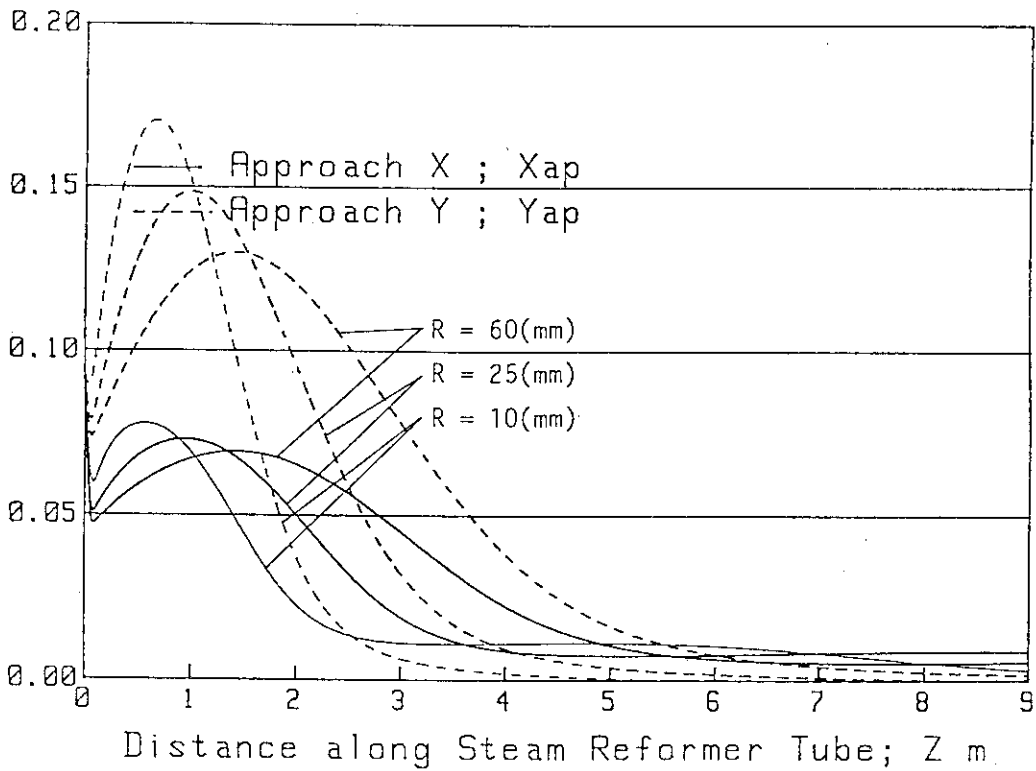


図 2.13.6 アプローチ組成 (Rを変化させた場合)

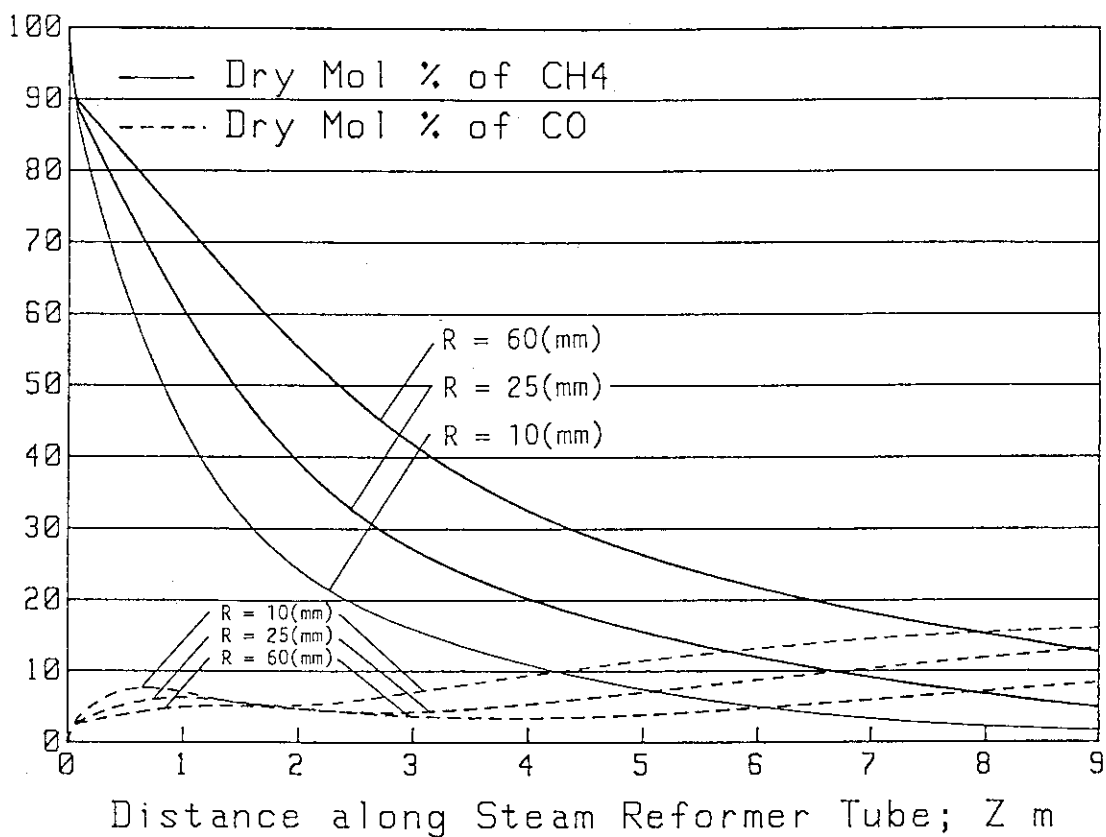


図 2.13.7 CH₄とCOのドライモル% (Rを変化させた場合)

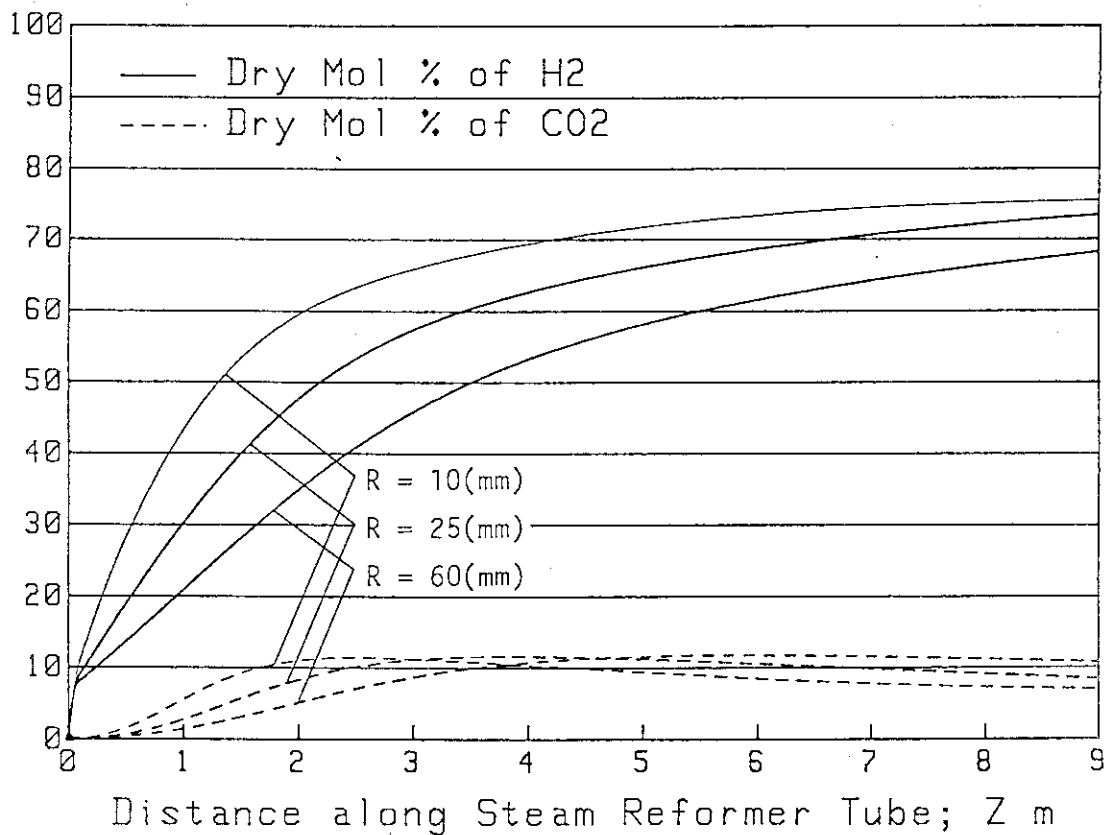


図 2.13.8 H₂とCO₂のドライモル% (Rを変化させた場合)

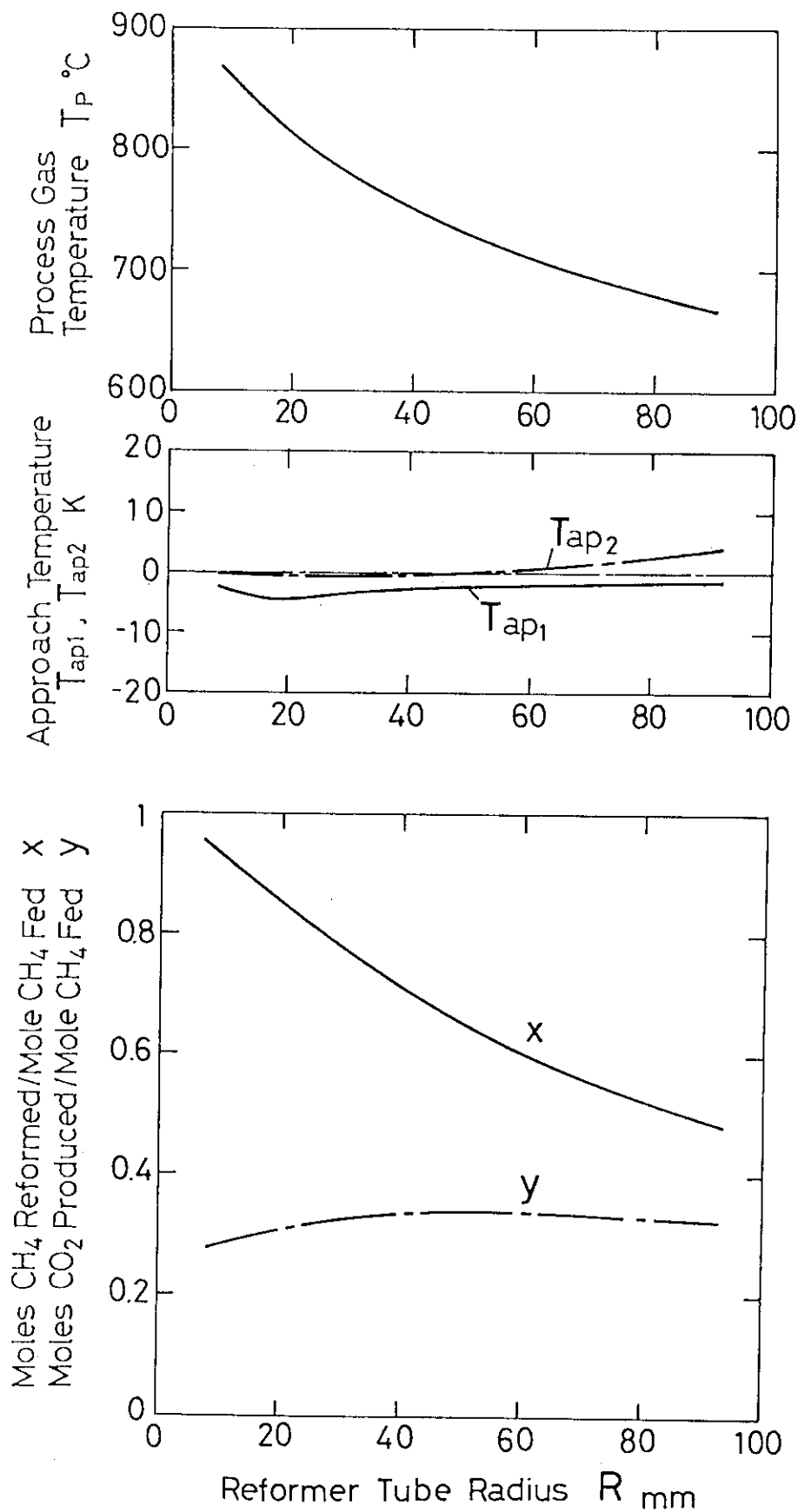


図 2.13.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (R を変化させた場合)

表 2.14 反応管長Lを変化させた場合の計算結果

CONDITIONS	Case 1	Case 2	Case 3
Reformer Tube Length ; L(m)	3	6	9
Reformer Tube Radius ; R(mm)		25	
Over-all Heat Transfer Coefficient ; U(W/m ² ·K)		330	
Frequency Factor ; a ₁ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		1.12×10 ⁻²	
Activation Energy ; E _{a1} (J/kmol)		3.68×10 ⁷	
Frequency Factor ; a ₂ (kmol/(s·kg(catal.)·atm))		2.67×10 ⁻¹	
Activation Energy ; E _{a2} (J/kmol)		5.82×10 ⁷	
Bulk Density of Catalyst ; ρ(kg(catal.)/m ³)		1200	
Inlet Temperature of Helium Gas ; T _{Hejn} (°C)		872.7	
Inlet Temperature Process Gas ; T _{pin} (°C)		421.6	
Pressure of Process Gas ; P(atm(abs))		10.0	
Mass Flow Rate of Helium Gas ; W _{He} (g/s)		43.1	
Superficial Mass Flux of Helium Gas ; G _{He} (kg/(s·m ²))		21.9	
Steam Carbon Ratio ; Scr		2.73	
Mass Flow Rate of Methane ; w _{CH4} (g/s)		3.59	
Mass Flow Rate of Steam ; w _{H2O} (g/s)		11.0	
Mass Flow Rate of Process Gas ; W _p (g/s)		14.6	
Superficial Mass Flux of Process Gas ; G _p (kg/(s·m ²))		7.44	
CALCULATION RESULTS (Values at Outlet)	Case 1	Case 2	Case 3
Helium Gas Temperature ; T _{He} (°C)	718.9	662.4	633.0
Process Gas Temperature ; T _p (°C)	686.9	755.7	793.5
Approach Temperature of Reaction 1 ; T _{ap1} (K)	-4.72	-4.24	-3.89
Approach Temperature of Reaction 2 ; T _{ap2} (K)	+8.33	-1.07	-0.94
Heat Flux through Tube ; q(kW/m ²)	61.4	38.6	26.2
Rate of Reaction ; r ₁ (kmol/(kg(catal.)·s))	1.42×10 ⁻⁵	8.44×10 ⁻⁶	5.39×10 ⁻⁶
Rate of Reaction ; r ₂ (kmol/(kg(catal.)·s))	2.95×10 ⁻⁶	-9.35×10 ⁻⁷	-1.20×10 ⁻⁶
Heat of Reaction ; S _c (MJ/(s·m ³))	-3.71	-2.33	-1.51
[Composition]			
Moles of CH ₄ Reformed per Mole of CH ₄ Fed ; x	0.532	0.724	0.819
Moles of CH ₄ Produced per Mole of CH ₄ Fed ; y	0.328	0.334	0.318
Dry Mol % of CH ₄ ;	16.0	7.88	4.81
Dry Mol % of CO ;	6.99	11.1	13.3
Dry Mol % of H ₂ ;	65.8	71.5	73.5
Dry Mol % of CO ₂ ;	11.2	9.52	8.44
Dry Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	2.36	2.83	3.05
Mol Flow Rate of H ₂ O ;(kmol/hr)	1.51	1.35	1.29
Wet Total Mol Flow Rate ;(kmol/hr)	3.87	4.18	4.33

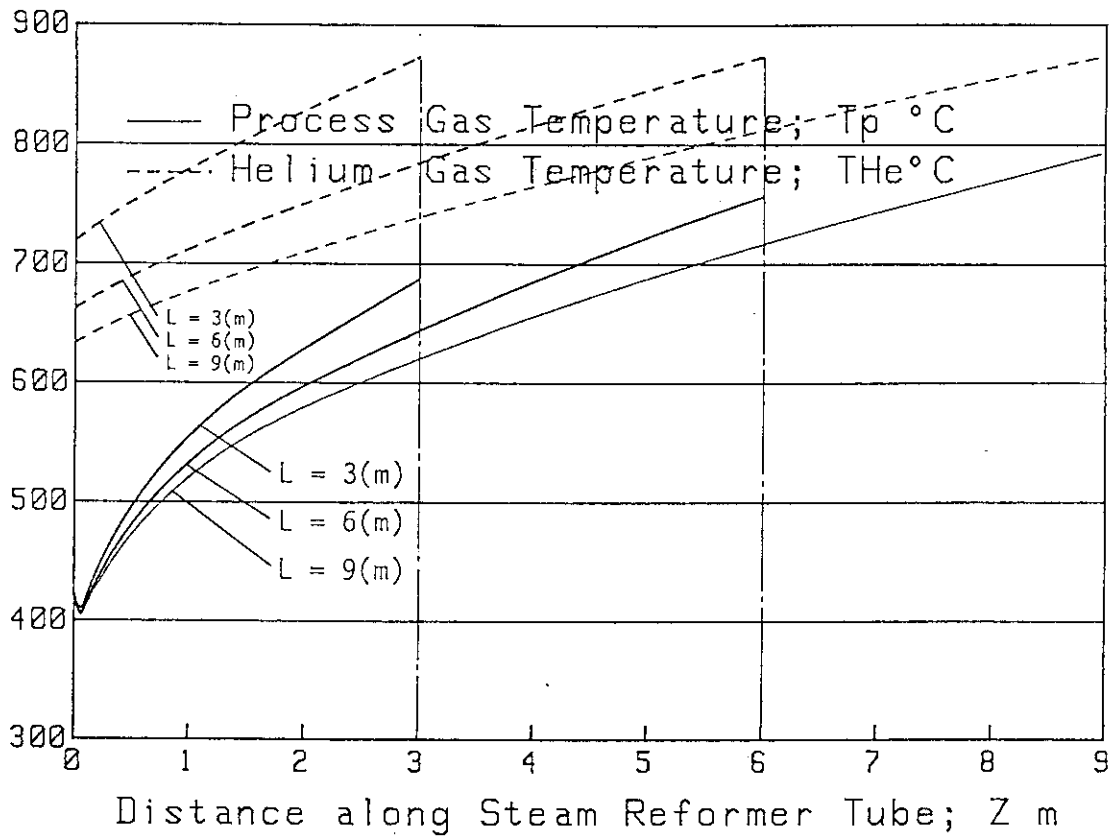


図 2.14.1 ヘリウムガスとプロセスガスの温度 (Lを変化させた場合)

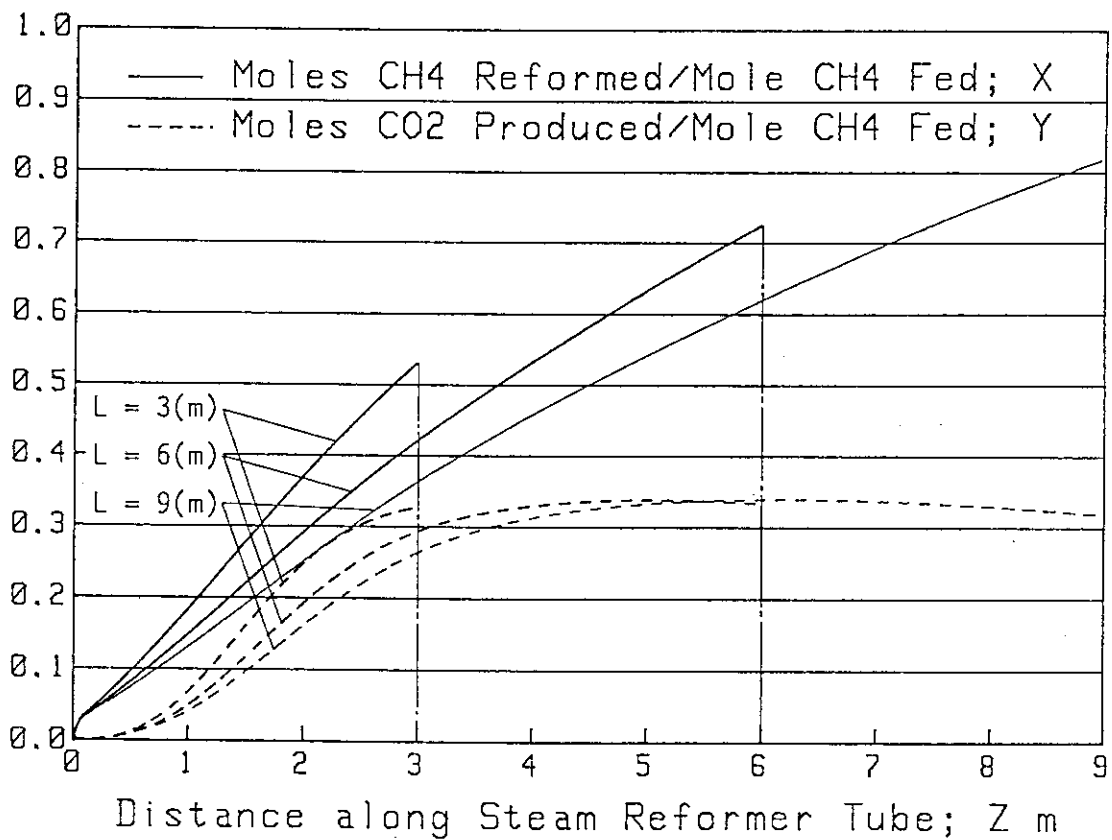


図 2.14.2 メタンの分解量と二酸化炭素生成量 (Lを変化させた場合)

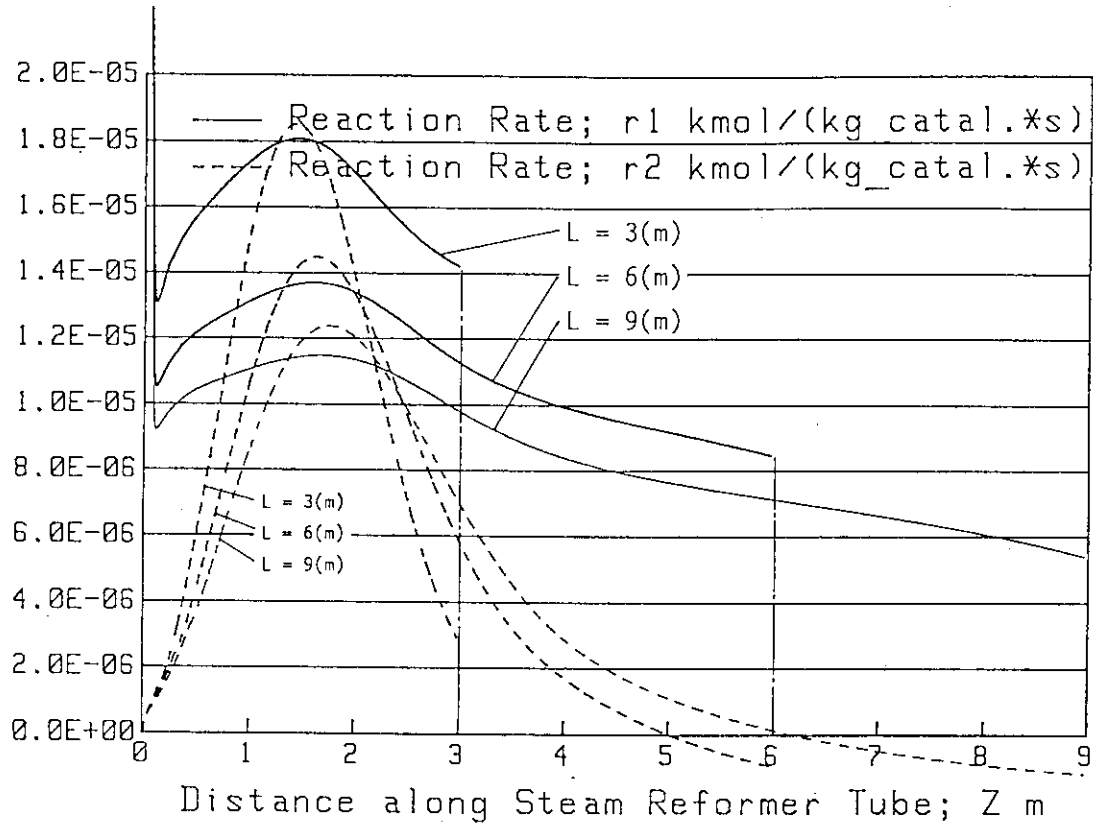


図 2.14.3 反応速度 (Lを変化させた場合)

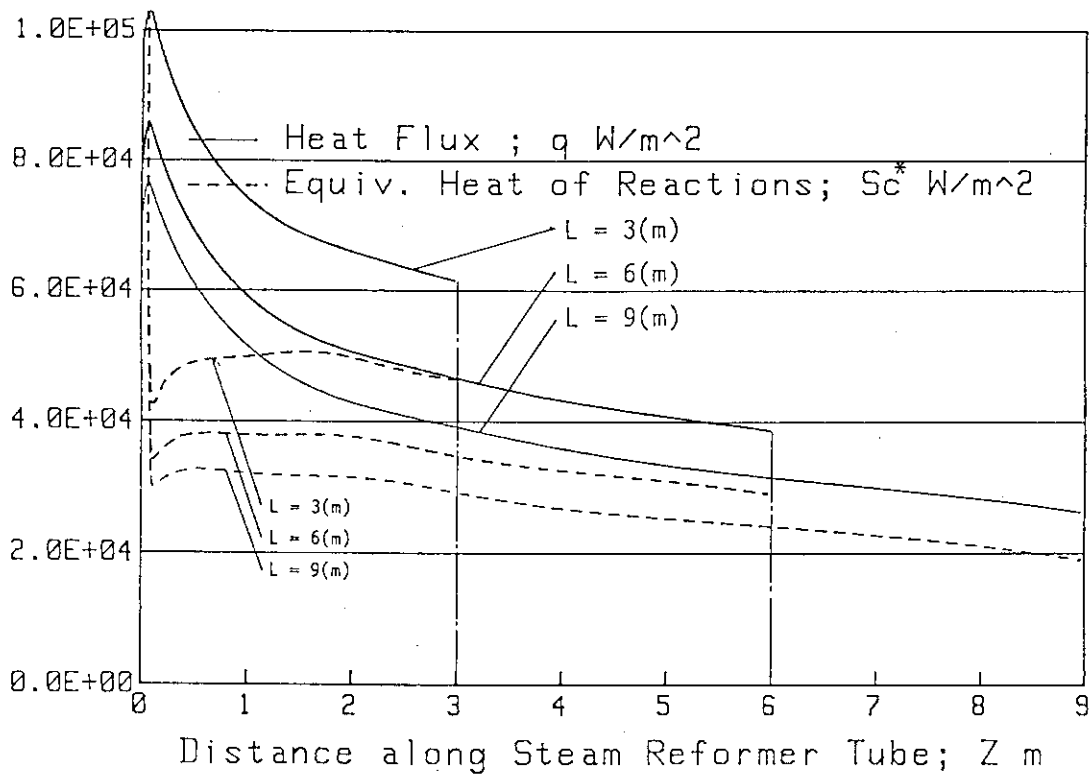


図 2.14.4 熱流束と反応熱 (Lを変化させた場合)

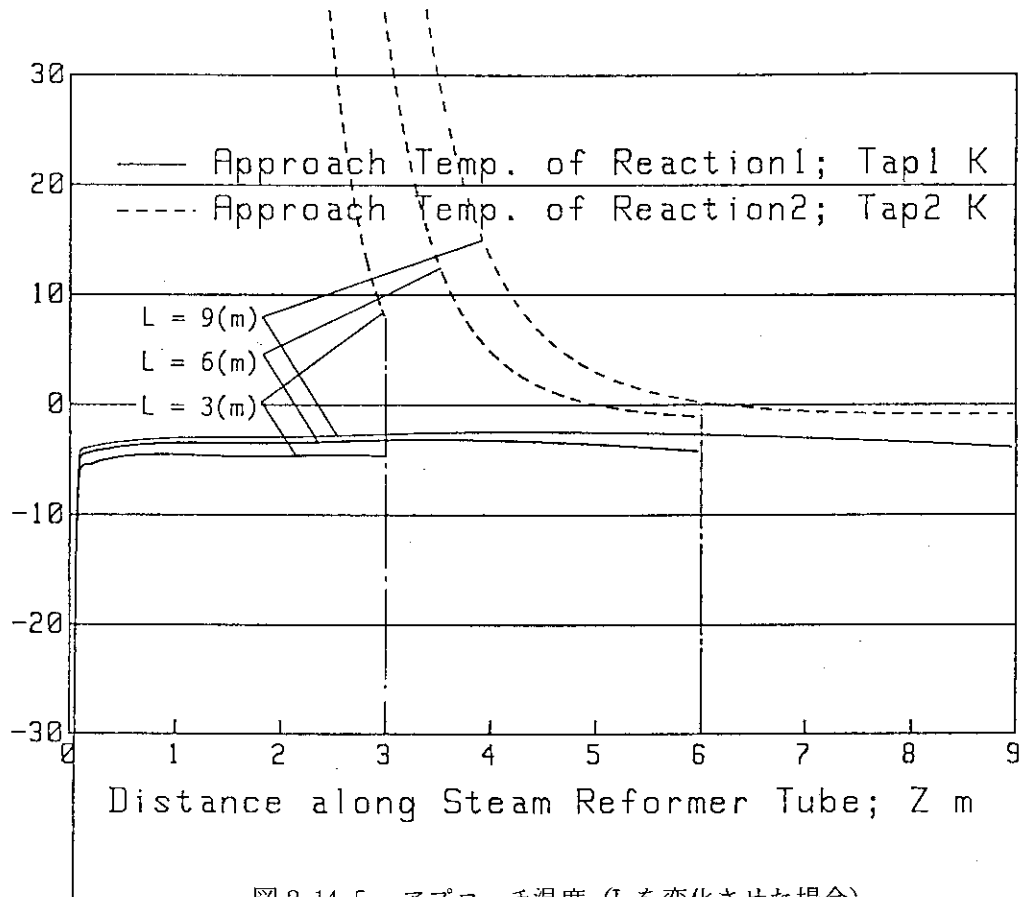


図 2.14.5 アプローチ温度 (Lを変化させた場合)

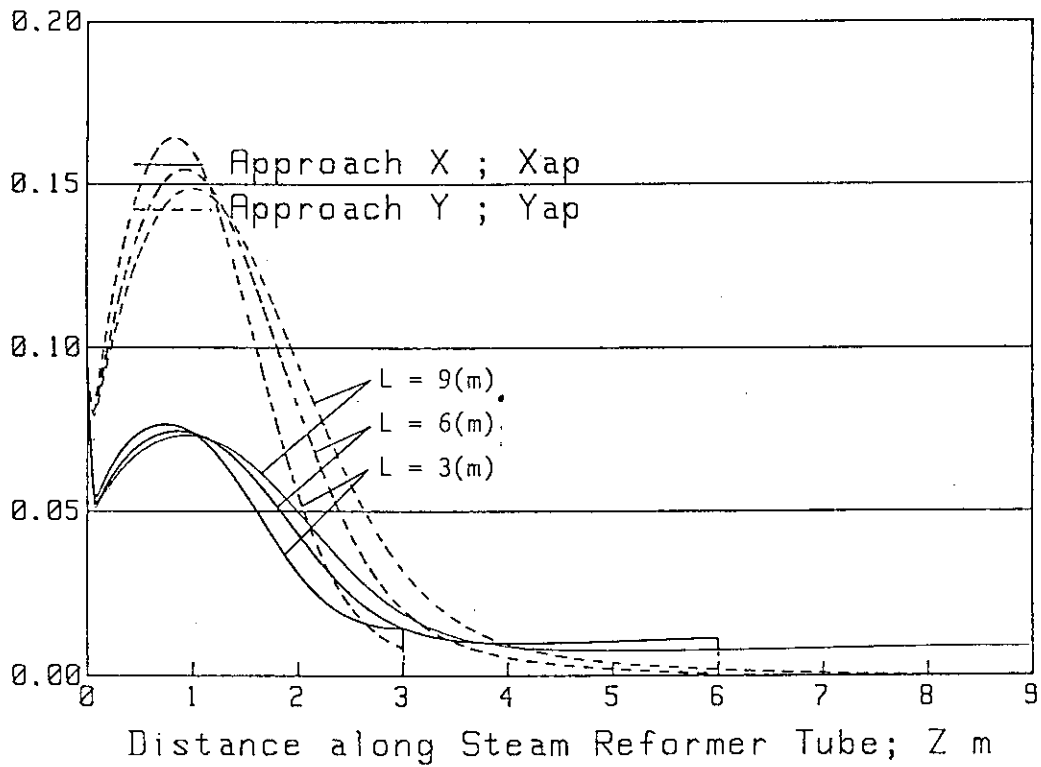


図 2.14.6 アプローチ組成 (Lを変化させた場合)

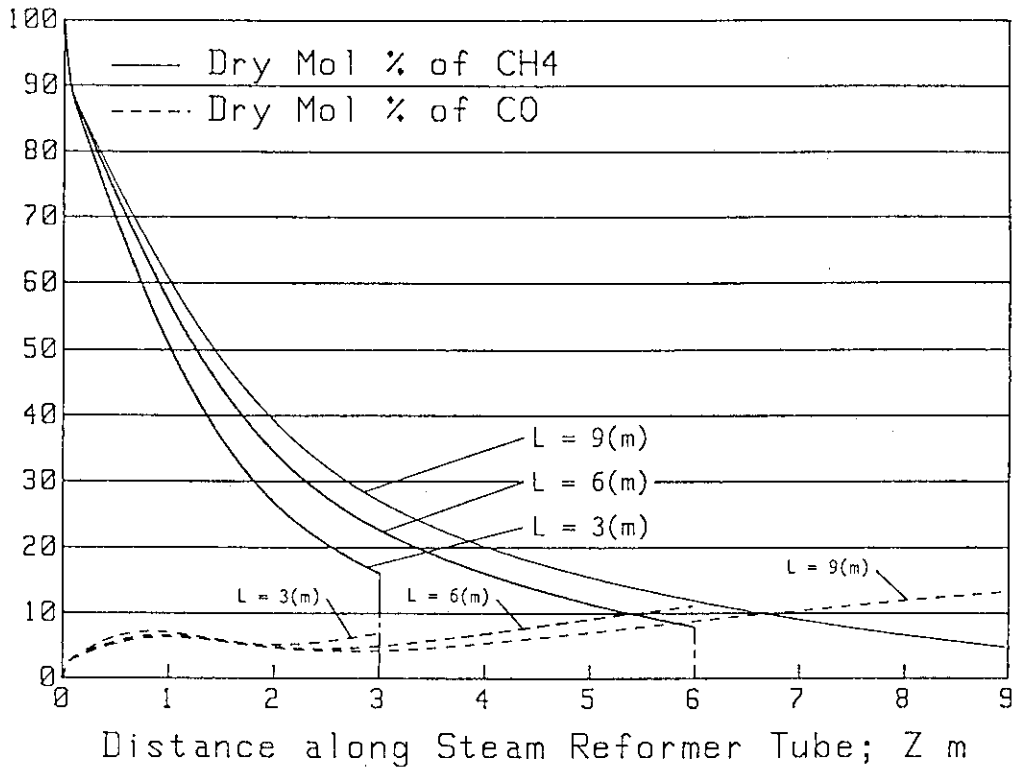


図 2.14.7 CH₄とCOのドライモル% (Lを変化させた場合)

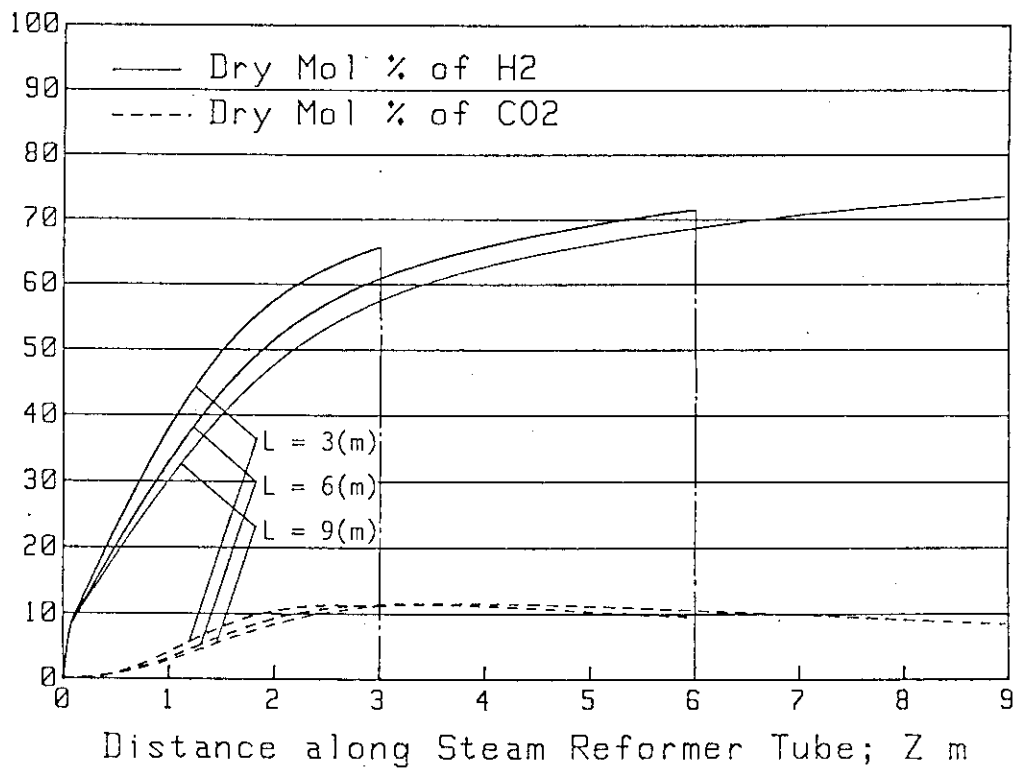


図 2.14.8 H₂とCO₂のドライモル% (Lを変化させた場合)

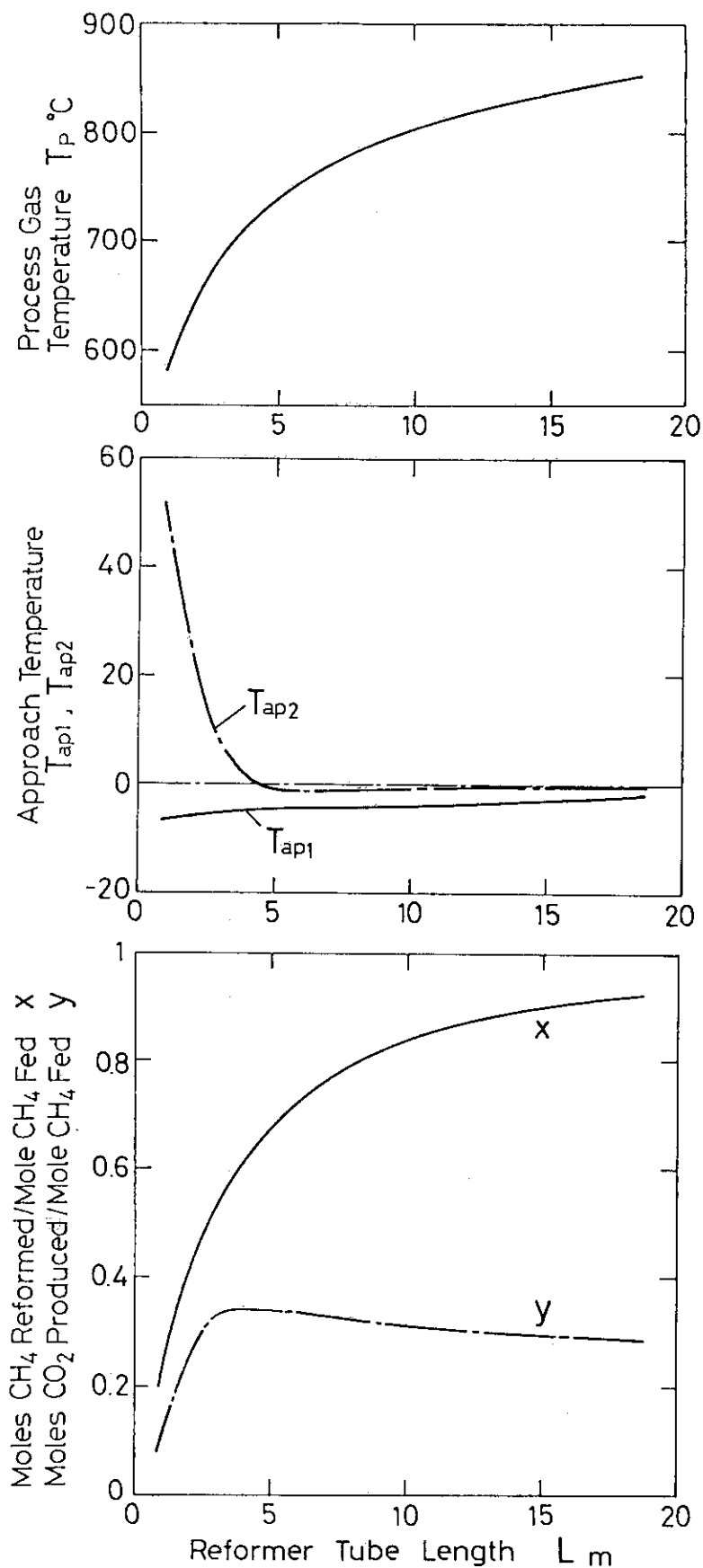


図 2.14.9 プロセスガス出口での諸量の変化 (Lを変化させた場合)

3. パラメータの整理

2節で述べた結果から、パラメータによっては他のパラメータと同様な効果を与えるものがあることがわかる。これらのパラメータを整理することによって熱交換器型水蒸気改質器の基本特性への理解を深めることができると考えられる。本節では前報で示した質量保存式及びエネルギー保存式に基づいて整理を試みた。

質量保存式（前報(4)式）は、無次元距離 ζ ($=z/L$)を用いて次のように書き表わすことができる。

$$\left(\frac{G_p}{L}\right) \frac{d\xi_i}{d\zeta} = \rho_c \cdot r_i \quad (6)$$

またエネルギー保存式は、

$$\text{Helium Gas 側} : \left(\frac{G_{\text{He}}}{L}\right) C_p \frac{dT_{\text{He}}}{d\zeta} = -\frac{2}{R} q \quad (7)$$

$$\text{Process Gas 側} : \left(\frac{G_p}{L}\right) C_p \frac{dT_p}{d\zeta} = \frac{2}{R} q + S_c \quad (8)$$

$$\text{ただし, } q = U(T_{\text{He}} - T_p) \quad (9)$$

$$G_{\text{He}} = W_{\text{He}} / (\pi R^2) \quad (10)$$

$$G_p = W_p / (\pi R^2) \quad (11)$$

(6), (7), (8)式より以下の事実が読み取れる。

(1) ヘリウムガスとプロセスガスの両者の質量速度 G_{He} , G_p をそれぞれ反応管長 L で除した値（ここでは P_1 と名付ける）が同じであれば、無次元座標 ζ に対する組成、温度等の分布も同じである。ただし、質量速度による総括熱伝達率 U の変化が僅少で無視できる場合。

(2) U を反応管半径 R で除した値（ここでは P_2 と名付ける）が等しければ、無次元座標 ζ に対する組成、温度等の分布は同じになる。ただし、 G が一定の場合。

(3) 触媒充填密度 ρ_c と頻度因子 a_j ($j=1,2$) の積（ここでは P_{3j} と名付ける）が一定であれば、無次元座標 ζ に対する組成、温度の分布は同じになる。

ガス入口温度や圧力は(6), (8)式の発生項を複雑に変化させ、また反応がそれらの絶対値によって定まるので独立したパラメータと考えるべきである。

したがって、上述の仮定をふまえた上で、以下の項目を熱交換器型水蒸気改質器の基本特性を支配する因子とみなすことができる。

(1) ヘリウムガス入口温度 T_{Hein}

(2) プロセスガス入口温度 T_{pin}

(3) プロセスガス圧力 P

(4) パラメータ $P_{1i} = \frac{G_i}{L}$ $i = \text{He}, \text{P}$

(5) パラメータ $P_2 = \frac{U}{R}$

(6) パラメータ $P_{3j} = \rho_c \cdot a_j$ $j = 1, 2$

4. 結 言

本報では、向流熱交換器型水蒸気改質器について、前報で開発した1次元シミュレーションモデルを用い、改質器内部のガス温度、反応速度、熱流束、水素生成量等に対する運転条件、触媒活性、ガス間の熱伝達、及び反応管寸法の効果を調べ、基本的な諸特性を明らかにした。その結果、触媒の活性が著しく低下してもかなりの反応量を維持できること、ヘリウムガスからプロセスガスへの熱伝達が反応量に著しく影響することなど特徴ある結果が得られた。またこれらの結果をふまえて同様の効果をもつパラメータを整理し、熱交換器型水蒸気改質器の基本特性を支配する因子を見出した。

しかしながら本モデルにはいくつかの仮定が含まれており、本解析による結果をふまえながらさらに実験によってこのタイプの水蒸気改質器の特性を確認していく必要があると考えられる。

謝 辞

本解析を行うにあたり、ご協力頂いた高温工学部 HENDEL 管理室長下村寛昭氏に感謝の意を表する。

参考文献

- (1) 奥山ほか2名, JAERI - M 86 - 090, (1986).

4. 結 言

本報では、向流熱交換器型水蒸気改質器について、前報で開発した1次元シミュレーションモデルを用い、改質器内部のガス温度、反応速度、熱流束、水素生成量等に対する運転条件、触媒活性、ガス間の熱伝達、及び反応管寸法の効果を調べ、基本的な諸特性を明らかにした。その結果、触媒の活性が著しく低下してもかなりの反応量を維持できること、ヘリウムガスからプロセスガスへの熱伝達が反応量に著しく影響することなど特徴ある結果が得られた。またこれらの結果をふまえて同様の効果をもつパラメータを整理し、熱交換器型水蒸気改質器の基本特性を支配する因子を見出した。

しかしながら本モデルにはいくつかの仮定が含まれており、本解析による結果をふまえながらさらに実験によってこのタイプの水蒸気改質器の特性を確認していく必要があると考えられる。

謝 辞

本解析を行うにあたり、ご協力頂いた高温工学部 HENDEL 管理室長下村寛昭氏に感謝の意を表す。

参考文献

- (1) 奥山ほか2名, JAERI - M 86 - 090, (1986).

4. 結 言

本報では、向流熱交換器型水蒸気改質器について、前報で開発した1次元シミュレーションモデルを用い、改質器内部のガス温度、反応速度、熱流束、水素生成量等に対する運転条件、触媒活性、ガス間の熱伝達、及び反応管寸法の効果を調べ、基本的な諸特性を明らかにした。その結果、触媒の活性が著しく低下してもかなりの反応量を維持できること、ヘリウムガスからプロセスガスへの熱伝達が反応量に著しく影響することなど特徴ある結果が得られた。またこれらの結果をふまえて同様の効果をもつパラメータを整理し、熱交換器型水蒸気改質器の基本特性を支配する因子を見出した。

しかしながら本モデルにはいくつかの仮定が含まれており、本解析による結果をふまえながらさらに実験によってこのタイプの水蒸気改質器の特性を確認していく必要があると考えられる。

謝 辞

本解析を行うにあたり、ご協力頂いた高温工学部 HENDEL 管理室長下村寛昭氏に感謝の意を表す。

参考文献

- (1) 奥山ほか2名, JAERI - M 86 - 090, (1986).