

JAERI-Tech
2004-057



JP0450781



核熱利用システムによる水素及びDME製造の経済性評価Ⅱ

2004年 9月

椎名 保顕・西原 哲夫

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

本レポートは、日本原子力研究所が不定期に公刊している研究報告書です。
入手の問い合わせは、日本原子力研究所研究情報部研究情報課（〒319-1195 茨城県那珂郡東海村）あて、お申し越してください。なお、このほかに財団法人原子力弘済会資料センター（〒319-1195 茨城県那珂郡東海村日本原子力研究所内）で複写による実費頒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, 2004

編集兼発行 日本原子力研究所

核熱利用システムによる水素及びDME製造の経済性評価 II

日本原子力研究所大洗研究所核熱利用研究部

椎名 保顕・西原 哲夫

(2004年7月23日受理)

水素エネルギーは、2020年から30年頃の普及を目指して開発研究が行われているが、現在のガソリンやディーゼルあるいは都市ガスと同じように、社会の隅々まで水素エネルギーが普及するためのインフラ整備を進めるには、かなり長い時間がかかると考えられる。それまでの間、CO₂放出の少ない液体燃料と水素が併行して使われるものと考えられる。近年、DMEが注目されているが、これは天然ガスの水蒸気改質から製造される水素と一酸化炭素の合成ガスから作ることができるため、水素とともに高温ガス炉の核熱を利用した化学プロセスの候補になる可能性がある。

本研究では、昨年(2002年)に引き続き水素とDMEに着目し、高温ガス炉の核熱をトータルに利用してそれらを製造するシステムを検討して経済性評価を行い、商用プラントで生産する場合との比較を行った。

その結果、水素製造に関しては、高純度ガスを生産するPSAの段数を増やして回収率を高めること等により、商用プロセスと比べて高純度水素ガスの製造単価を約17%、また、間接法によるDMEの生産の場合にも高純度水素を回収する等の工夫を加えることにより、商用プロセスに比べて約17%安く生産できることが示された。しかし、DME生産に関しては産油国で生産する方が安価であり、現在のところ核熱を用いても国内で生産する経済的優位性はない。また、DMEに関しては直接法による生産の経済性評価の試算も行った。

本評価から、天然ガスからの水素製造に関しては核熱を利用すると経済的であること、さらにCO₂削減効果も併せると核熱の有効性はさらに高まることが示された。

Cost Estimation of Hydrogen and DME Produced by Nuclear Heat Utilization System II

Yasuaki SHIINA and Tetsuo NISHIHARA

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

(Received July 23, 2004)

Utilization and production of hydrogen has been studied in order to spread utilization of the hydrogen energy in 2020 or 2030. It will take, however, many years for the hydrogen energy to be used very easily like gasoline, diesel oil and city gas in the world. During the periods, low CO₂ release liquid fuels would be used together with hydrogen. Recently, di-methyl-ether (DME), has been noticed as one of the substitute liquid fuels of petroleum. Such liquid fuels can be produced from the mixed gas such as hydrogen and carbon oxide which are produced from natural gas by steam reforming. Therefore, the system would become one of the candidates of future system of nuclear heat utilization.

Following the study in 2002, we performed economic evaluation of the hydrogen and DME production by nuclear heat utilization plant where heat generated by HTGR is completely consumed for the production.

The results show that hydrogen price produced by nuclear heat was about 17% cheaper than the commercial price by increase in recovery rate of high purity hydrogen with increased in PSA process. Price of DME in indirect method produced by nuclear heat was also about 17% cheaper than the commercial price by producing high purity hydrogen in the DME producing process. As for the DME, since price of DME produced near oil land in petroleum exporting countries is cheaper than production in Japan, production of DME by nuclear heat in Japan has disadvantage economically in this time. Trial study to estimate DME price produced by direct method was performed.

From the present estimation, utilization of nuclear heat for the production of hydrogen would be more effective with coupled consideration of reduction effect of CO₂ release.

Keywords: Hydrogen Production, DME, HTGR, Cost Evaluation, Steam Reformer, Nuclear Heat

目次

1. はじめに	1
2. 水素製造の経済性評価	2
2.1 核熱を利用する水素製造のフローシート	2
2.1.1 前年（2002年）度の検討	2
2.1.2 核熱を完全に利用するフローシート	2
2.1.3 経済性の検討	3
2.2 CO ₂ 削減効果	16
2.3 核熱利用水素製造に関する比較・検討	23
3. DME製造の経済性評価	25
3.1 核熱を利用するDME製造のフローシート	25
3.1.1 前報の検討	25
3.1.2 核熱を完全に利用するフローシート	25
3.1.3 経済性の検討	26
3.2 CO ₂ 削減効果	46
3.3 核熱利用DME製造に関する比較・検討	48
4. まとめ	50
謝辞	51
参考文献	51

Contents

1. Introduction.....	1
2. Economical Estimation of Hydrogen Production	2
2.1 Flow Sheet of Hydrogen Production System by Nuclear Heat	2
2.1.1 Study in the Year 2002.....	2
2.1.2 Flowsheet of the System Which Uses Total Heat of HTGR.....	2
2.1.3 Study of Economical Estimation.....	3
2.2 Reduction Effect of CO ₂ Release.....	16
2.3 Comparison and Discussion of the Results for Hydrogen Production by Nuclear Heat.....	23
3. Economic Estimation of DME Producing	25
3.1 Flow Sheet of DME Production System by Nuclear Heat.....	25
3.1.1 Study in the Year 2002.....	25
3.1.2 Flowsheet of the System Which Uses Total Heat of HTGR.....	25
3.1.3 Study of Economical Estimation.....	26
3.2 Reduction Effect of CO ₂ Release.....	46
3.3 Comparison and Discussion of the Results for DME Production by Nuclear Heat.....	48
4. Conclusions.....	50
 Acknowledgement	 51
References	51

1.はじめに

近年、地球温暖化問題の観点から CO₂ 放出低減化が世界的な課題となっている。そのため CO₂ を放出しない新しいエネルギー源として水素が注目され、燃料電池の開発の進展と相まって、水素への期待が急速に高まっている。燃料電池自動車の試作車が製作されており、水素エネルギーの需要も今後急速に高まるものと思われる。

このように、将来の水素社会の到来が確実視されるなか、水素需要に応えることが必要となってくる。現在工業的に行われている水素製造法では、化石燃料の燃焼を用いて、天然ガスから水蒸気改質により水素を製造する方法が一般的である。この方法は化石燃料の燃焼熱を用いているため、CO₂ 削減に適さない方法である。そこで、化石燃料の燃焼熱の代わりに、高温ガス炉の核熱を用いると、CO₂ 放出削減に大きく貢献することになる。そのため、核熱を用いた水素製造への期待が高まっており、日本原子力研究所においては、2020～2030 年頃の高温ガス炉水素製造システムの実用化を目指し、HTTR を用いた原子炉技術、原子炉と熱利用系（メタン水蒸気改質プロセス）の接続技術、水から水素を製造する IS プロセス技術の開発を行っている。

一方、近年ジメチルエーテル（DME）等の液体燃料の需要が高まっている。これは、水素エネルギーが社会の隅々に普及し、現在のガソリンや LPG 並みにどこでも使えるようになるにはかなりの時間がかかると考えられ、しばらくの間は水素と併行して液体燃料が使われる可能性が大きいこと、及び取り扱いの容易な液体燃料の需要は簡単には無くならないと考えられるからである。特に石油代替の合成液体燃料として DME（ジメチルエーテル）は、CO₂ や有害ガスの排出の少ない燃料であること及び既存の LPG 等のインフラが利用可能なこともあって特に注目され、将来の需要の急速な伸びが予測されている。この DME 等は、メタンの水蒸気改質で得られる合成ガス（水素と CO）から製造できることから、前述の接続技術の開発によって、核熱利用システムとして早期に実現可能な有力候補となる可能性がある。

昨年（2002 年度）は商用水素製造システム及び商用 DME 製造システム（間接法）において各プロセスにおけるヒートマスバランスを明らかにするとともに、商用のシステム構成をそのまま利用し、熱源のみを核熱で置き換えた場合のシステムを想定して、水素及び DME 製造の経済性評価を行った。そのため、核熱利用の水素製造システムでは 950℃～732℃までの温度を、また、DME 製造システムでは 950℃～744℃までの温度のみ利用するにとどまった。

今回の研究では、水素及び DME 製造とも高温ガス炉の 950℃～400℃のトータルの熱を利用するようなシステム構成を構築することにより経済性評価を行った。また、現在までのところ実用化されていない DME 製造における直接法を用いた場合の経済性に関して検討・評価を行った。得られた結果について 2002 年度及び商用システムの結果との比較・検討を行った。

2. 水素製造の経済性評価

2.1 核熱を利用する水素製造のフローシート

2.1.1 前年(2002年)度の検討⁽¹⁾

2002年度度は、一般産業における水素製造プロセス(商用プロセス)として代表的な「CH₄からH₂を製造するプロセス」を選び⁽²⁾、リフォーマー部分に高温ガス炉の核熱を適用することによって核熱を利用して水素を製造するプロセス(核熱利用プロセス)と商用プロセス間の比較を行った。

核熱を適用する際、熱回収系は商用のプロセスに従った。すなわち、リフォーマーが必要とする熱は全て核熱から与え、生成ガス(870℃)の熱は、商用リフォーマーと同じく、高圧スチーム発生により熱回収した。この結果、核熱利用は950℃～732℃にとどまった。

図2-1に検討した商用プロセスのフローシートを示す。また同図に、核熱利用により変更となる部分を併せて示す。なおここでの設備容量は、ベースとした商用プロセス資料⁽²⁾に基づき、水素製造量が約31万Nm³/hである。図2-2に図2-1で枠に囲った核熱利用により変更となる部分の拡大図を示す

2.1.2 核熱を完全に利用するフローシート

高温ガス炉からのヘリウムガスは、熱利用プロセスに熱を与えた後、400℃程度で炉側に戻ることが炉側の要件等から設定されており、熱利用プロセス側で400℃程度までの熱を使いきることは全体システムから見て重要なポイントとなる。

従って本年度の検討では、既存のプロセスでの熱回収方式にとらわれず、核熱利用を950℃～400℃に拡大することに主眼を置いてプロセス構築を行った。

図2-3に核熱完全利用リフォーマーのフローシートを示す。設備容量は商用プロセスの場合と同じく、水素製造量として約31万Nm³/hである。また、図2-4に図2-3で枠に囲った核熱利用により変更となる部分の拡大図を示す。

2.1.2.1 プロセスの説明

リフォーマー反応条件(入口538℃、出口870℃、触媒量)は商用プロセスと同じであり、従って反応生成物も変わらない。以下に商用プロセスと異なる主要な点を記す。

(1) リフォーマーをReformer A、Reformer B、Reformer Zと分割した。Reformer Bは反応生成ガスの熱(870℃～600℃)を利用する。Reformer A、Reformer Zは核熱利用である。Reformer Zは、核熱(950℃)の温度レベルが必要な高温領域である。

(2) 商用リフォーマーの反応管は、径100mm、長さ12m、本数1,190本、触媒量117m³である。これに対し核熱利用リフォーマーは、径を細くして径50mm、長さ10m、本数5,800本、触媒量は変わらず117m³と考えた。本数の割り振りは、Reformer A 53%、

Reformer B 30%、Reformer Z 17%である。Reformer Zは、反応管を短くして、本数5倍、長さ $1/5 = 2\text{m}$ の設計となる。総括伝熱係数は $280 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$ レベルとなり達成可能範囲である。

- (3) 核熱ヘリウム(950°C)は Reformer Z (出口 878°C) → Reformer A (出口 634°C) → Feed Preheater (出口 519°C) → Boiler A (出口 400°C)と流れる。
- (4) 商用リフォーマーでは、スチーム発生は反応生成ガスの熱回収で全量をまかなう(E-104 Heat Recovery Boiler)。一方、核熱利用リフォーマーでは、反応生成ガスの熱をリフォーマー反応に利用し、残りをスチーム発生に使う(Boiler B)ので足りなくなり、不足分は核熱から供給される(Boiler A)。回収スチームは中圧である。商用リフォーマーと同じように高圧スチームを発生しても過熱に使う廃熱源がないからである。

2.1.2.2 物質収支

物質収支は、商用プロセスと概ね同じであり、図 2-3 中に示す。

なお同図中に純度 99.99%の H_2 を得る目的で PSA(Pressure Swing Adsorption)装置を設置した場合の PSA 部分の流量についても示す。

なおここでの核熱利用量は $327,149,000 \text{ kcal/h}$ (380 MWt) である。

2.1.3 経済性の検討

2.1.3.1 用役消費と建設費

商用プロセス(2002年度報告⁽¹⁾)からの変更というかたちで、表 2-1 に用役消費と建設費を示す。*印が商用プロセスからの変更点である。*印に付した番号により、以下、説明する。

- (1) Fuel CH_4 はゼロになり、代わりに核熱 He $327,149,000 \text{ kcal/h}$ ($950\text{°C} \rightarrow 400\text{°C}$) を使う。商用 H_2 製造プロセスの場合、エネルギーも原料であるとしているので、核熱も原料の欄に掲げた。
- (2) 商用プロセスは、廃熱を使って過熱高圧スチームを製造し、外部に動力源として供給して圧を下げ、中圧スチームとして受け入れてリフォーマーに使う。核熱利用プロセスでは、廃熱がないので過熱高圧スチームは作らずに、中圧スチームを回収し、そのままリフォーマーに使う。
- (3) CH_4 燃焼がないので、燃焼用の空気と排気の送風機(K-101, K-102)と排ガススタック(M-103)を機器リストから削除し、電力消費を差し引いた。
- (4) リフォーマーは Furnace タイプから、熱交換器タイプになる。触媒量は不変、反応

生成物も変わらない。リフォーマー A、リフォーマー B、リフォーマー Zに分割し、リフォーマー A 及びリフォーマー Zは核熱による加熱、リフォーマーBは反応生成ガスの熱による加熱である。伝熱のために反応管の管径は細くなるが、容積は同じ、全体重量も同じとなるので、反応管に関わる建設費は不変とした。炉の部分は熱交換器タイプとなり小型化され、建設費は半減するとした。核熱 He 配管は高温大口径で、プロセス機器類に匹敵するサイズである。この費用として4.5億円を見込み加算した。

- (5) 原料ガスの予熱は、核熱 He との熱交換に変わる。通常は燃焼排ガスからの熱回収による。伝熱係数がよくなり、結果として熱交換器伝熱面積は小さくなった。
- (6) 改質反応に使うスチームは、反応生成ガスからの熱回収による(Boiler B)。不足分は核熱により補う(Boiler A)。伝熱温度差が小さくなり、熱交換器 m^2 は若干大きくなった。
- (7) 熱交換器伝熱面積の合計は小さくなり、それに応じて建設費は少なくなった。
- (8) CH_4 燃焼がなくなったので Compressor は使わない。
- (9) 「その他機器」には、煙突と原料 CH_4 の H_2S Adsorber があり、この内煙突が不要になった (表 2-1 参照)。
- (10) 機器コスト集計は、上記に伴い変わる。
- (11) 機器コストに掛ける倍数を同じとした。
- (12) 係数 20%を同じとした。
- (13) 総集計した。

2.1.3.2 経済諸元と経済計算

経済計算に用いる数値を経済諸元にまとめ、これに単価を掛けて、 H_2 のコストを算出した。核熱 He のコストを 2.50 円/1000kcal とし、ROI (利益率) = 8% とおいて、 H_2 のコストは 11.5 円/ Nm^3 となった。算出結果を表 2-2 に示す。

商用水素製造プロセスでの評価値は 12.4 円/ Nm^3 (2002 年度検討結果より表 2-3 に示す) であるから、1 割減のコスト水準である。

2.1.3.3 水素純度 99.99%の場合の経済諸元・経済計算

前項の結果は、通常の商用 H₂ Process と同じく、製品 H₂ の純度は 97% (Dry basis) レベルである。固体高分子型燃料電池用の水素とするためには 99.99% レベルの純度が必要とされ、PSA 装置の付設が必要となる。

2002 年度報告⁽¹⁾では、高純度 H₂ 回収率を 65%、残りは燃料ガスとして設定したが、本報告は、PSA を 3 段階とし、燃料ガス再圧縮により H₂ 回収率を 93.8% に上げて計画した。残ガスは 2002 年度同様外販した。これらを経済諸元、経済計算にまとめた結果を表 2-4、表 2-5 に示す。

高純度 H₂ のコストは 12.2 円/Nm³ となり、商用 H₂ Process、H₂ 純度 97% の場合と同一水準となった。

2.1.3.4 核熱消費 600 MWt の場合の経済諸元・経済計算

これまでは、商用 H₂ Process との関係上、H₂ 生産量 217,270 トン/年で議論を進めて来て、その結果、核熱所要量は、327,149,000 kcal/h (380 MWt) となった。所定の 600 MWt は、これの 1.577 倍にあたる。そこで、建設費は 1.577 の 0.7 乗倍として、経済諸元を整理し、経済計算を行った。結果を表 2-6 に示す。

600 MWt 核熱利用において、高純度 H₂ 生産量 32 万 2 千トン/年、建設費 467 億円、H₂ コスト 11.9 円/Nm³ となった。大型化により 4% 減となった。

表2-1 核熱完全利用H2プロセス(水素純度 97%)の用役・機器リスト・建設費(1/3)

原料・用役消費量		1時間あたり消費量					
製品	H2		308,653 Nm3				
Raw materials	CH4	feed CH4	82,193 Nm3	核熱利用により変更のあるもの			
		<u>fuel CH4</u>	<u>0 Nm3</u>		* (1)		
		sum	82,193 Nm3				
		核熱He	327,149 Mkal	* (1)		950→400C	
	Catalysts, adsorbent	50,822 yen					
	Misc. chemicals, utilities	14,521 yen					
	Reformer steam	284 ton					
Byproducts	HP steam		0 ton	* (2)			
Utilities	Cooling water		8,739 m3				
	Steam		70 ton				
	Process water		294 m3				
	Electricity		3,910 kwh	* (3)			
					Calculation		
					通常	修正	
					10,472	-6,562	核熱利用
							3,910

表2-1 核熱完全利用H2プロセス(水素純度 97%) の用役・機器リスト・建設費(2/3)

機器リスト

		Mcal/h				
F-101	Natural Gas Reformer Furnace			*	(4)	
	Reformer A		145,202	*	(4)	
	Reformer B		62,824	*	(4)	
	Reformer Z		42,895	*	(4)	
			<u>250,921</u>			
		m2	Mcal/h		通常, m2	
E-101	Feed preheater	1,170	68,174	*	(5)	1,329
E-102	Steam superheater			*	(2)	3,948
E-103	Air preheater			*	(3)	3,725
E-104	Heat recovery boiler			*	(6)	660
	Boiler A	426	70,878	*	(6)	
	Boiler B	350	56,613	*	(6)	
E-105	Absorber feed cooler	1,895	49,130			1,895
E-106	Boiler feed heater	548	32,754			548
E-107	Demin. Water heater	362	22,172			362
	小計	<u>4,751</u>		*	(7)	<u>12,468</u>
E-201	CO2 stripper reboiler-1	1,839	45,351			
E-202	CO2 stripper reboiler-2	1,551	35,273			
E-203	Lean amine cooler	3,279	23,431			
E-204	Amine interchanger-I	6,587	20,156			
E-205	Amine interchanger-II	5,481	18,896			
E-206	Absorber intercooler	1,663	62,988			
E-207	Stripper condenser	1,096	60,468			
E-301	Methanator preheater-1	1,226	17,637			
E-302	Methanator preheater-2	174	8,566			
E-303	H2 product cooler	855	13,857			
		m3				
M-101	H2S adsorber		15.6			
M-102	H2S adsorber		15.6			
		height, m	dia, m			
C-201	Amine absorber	21	5.6			
C-202	Amine stripper	18	6.6			
C-301	High temp CO sh	9	6.2			
C-302	Low temp CO sh	9	5.8			
C-303	Methanator	8	3.4			
		m3				
T-201	Amine storage		341			
V-101	Steam drum		242			
V-201	Reflux drum		61			
V-202	Condensate-I		114			
V-203	Condensate-II		95			
V-204	Flash vessel		189			

表2-1 核熱完全利用H2プロセス(水素純度 97%)の用役-機器リスト-建設費(3/3)

建設費 億円	Total	CO2		CO Shift and			Reforming		核熱利用
		Reforming	Separatio	Methanation	通常		修正		
Battery limits equipment, fob									
Columns	17.9		3.7	14.2					
Vessels and tanks	4.6	0.9	3.7	0.0					
Exchangers	13.7	3.7	7.8	2.2	*	(7)	9.8	x 0.38	3.7
Reformer	45.4	45.4			*	(4)	48.1	-2.8	45.4
Compressors					*	(8)	7.3		0
Miscellaneous equipment	0.3	0.3			*	(9)	0.5		0.3
Pumps	2.1	0.5	1.6					ratio	
Total	83.9	50.8	16.7	16.4	*	(10)	67.2		50.8
Battery limits equipment installed	147.0	93.6	36.6	16.8	*	(11)	123.7	1.84	93.6
Contingency, 20%	29.4	18.7	7.3	3.4	*	(12)	24.7		18.7
BATTERY LIMITS INVESTMENT	176.4	112.3	44.0	20.2	*	(13)	148.4		112.3
Off-sites, installed									
Cooling tower	11.4	4.1	6.4	0.9					
Process water treatment	0.4	0.4							
Steam generation	6.8		6.8						
Utilities and storage	18.6	4.5	13.2	0.9					
General service facilities	39.1								
Waste treatment	9.8								
Total	67.5								
Contingency, 20%	13.5								
OFF-SITES INVESTMENT	81.0								
TOTAL FIXED CAPITAL	257.4				*	(13)			

表2-2 核熱完全利用H2プロセスの経済諸元・経済計算(H2純度 97% の場合)

経済諸元		H2		479 10 ⁶ Lb/y		mw		2	
		217,270 ton/y		27,558 kg/h		operation		7884 h/y	
		308,653 Nm ³ /h							
経済計算									
Raw materials	Raw materials	単位	Consumption /kg-H2	/hour	単位	Consumption /kg-H2	/hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h 億円/年 Yen/kg-H2
*	Natural gas feed	Nm ³	2.98	82,193	Nm ³	2.98	82,193	21.4	1,759
	核熱He	Mcal	11.87	327,149	Mcal	11.87	327,149	2.50	818
	Catalysts, adsorbent	Yen	1.8	50,822	Yen	1.8	50,822		51
	Misc. chem, utilities	Yen	0.5	14,521	Yen	0.5	14,521		15
	Reformer steam	ton	0	0	ton	0	0	2.0	0
				Mcal					208.3
Byproducts	Byproducts	ton	0	0	ton	0	0	2.4	0
	HP steam								0.0
Utilities	Utilities	m ³	0.32	8,739	m ³	0.32	8,739	9.5	83
	Cooling water	kg	2.55	70,274	kg	2.55	70,274	2.0	141
	Steam	m ³	0.01	294	m ³	0.01	294	234.0	69
	Process water	kwh	0.14	3,910	kwh	0.14	3,910	9.0	35
	Electricity								25.8
									11.9
Investment	Fixed Costs	Battery limits	176.4 億円		Total Investment	257.4 億円		25.7	
*	Off-sites		81.0		10 %/年 of Total Investment	119.6		11.8	
*	Total fixed capital		257.4		ROI	8 % of Total Investment		20.6	
					H2 Sales	129.1 Yen/kg		9.5	
						11.5 Yen/Nm ³		280.5	

表2-3 商用H2プロセスの経済諸元・経済計算(水素純度97%の場合)

経済諸元		Operation		7884 h/y		経済計算	
H2		217,270 ton/y		308,653 Nm3/h			
Raw materials	単位	Consumption /kg-H2	/hour	Cost 単価	Consumption /kg-H2	/hour	10 ³ ¥/h 億円/年 Yen/kg-H2
Natural gas feed	Nm3	2.98	82,193	21.4	2.98	82,193	1,759 138.7 63.8
Natural gas fuel	Nm3	1.78	48,925	21.4	1.78	48,925	1,047 82.5 38.0
Catalysts, adsorbent	Yen	1.8	50,822		1.8	50,822	51 4.0 1.8
Misc. chem, utilities	Yen	0.5	14,521		0.5	14,521	15 1.1 0.5
Reformer steam	ton	10.32	284	2.0	10.32	284	1 44.8 20.6
							271.2 124.8
Byproducts	単位	Consumption /kg-H2	/hour	Byproducts	単位	Consumption /kg-H2	/hour
HP steam	ton	-10.32	-284	HP steam	ton	-10.32	-284
							-1 -53.8 -24.8
Utilities	単位	Consumption /kg-H2	/hour	Utilities	単位	Consumption /kg-H2	/hour
Cooling water	m3	0.32	8,739	Cooling water	m3	0.32	8,739
Steam	kg	2.55	70,274	Steam	kg	2.55	70,274
Process water	m3	0.01	294	Process water	m3	0.01	294
Electricity	kwh	0.38	10,472	Electricity	kwh	0.38	10,472
							83 6.5 3.0
							141 11.1 5.1
							69 5.4 2.5
							94 7.4 3.4
							30.5 14.0
Investment	Battery limits	212.6 億円		Total Investment	293.6 億円		29.4 13.5
	Off-sites	81.0		10 %/年 of Total Investment	277.2		127.6
	Total fixed capital	293.6		ROI	8 % of Total Investment		23.5 10.8
					H2 Sales		300.7 138.4 Yen/kg
							12.4 Yen/Nm3

表2-4 核熱完全利用H2プロセス(水素純度 99.99%)の用役・機器リスト・建設費(1/3)

原料・用役消費量		1時間あたり消費量							
製品									
	H2	Nm3	308,653						
Raw materials	CH4	Nm3	82,193						
	feed CH4	Nm3	0						
	fuel CH4	Nm3	0						
	sum	Nm3	82,193						
	核熱He	Mcal	327,149						
	Catalysts, adsorbent	yen	50,822						
	Misc. chemicals, util	yen	14,521						
	Reformer steam	ton	284						
Byproducts				PSA	合計				
	HP steam	ton	0						
Utilities									
	Cooling water	m3	8,739	601	9,340				
	Steam	ton	70						
	Process water	m3	294						
	Electricity	kwh	3,910	10,299	14,210	*	(3)	Calculation	
								通常	
								修正	
								核熱利用	
								10,472	-6,562
									3,910

表2-4 核熱完全利用H2プロセス(水素純度 99.99%) の用役・機器リスト・建設費(2/3)

機器リスト		Mcal/h					
F-101	Natural Gas Reformer Furnace			*	(4)		
	Reformer A		145,202	*	(4)		
	Reformer B		62,824	*	(4)		
	Reformer Z		42,895	*	(4)		
			<u>250,921</u>				
		m2	Mcal/h			通常, m2	
E-101	Feed preheater	1,170	68,174	*	(5)	1,329	
E-102	Steam superheater			*	(2)	3,948	
E-103	Air preheater			*	(3)	3,725	
E-104	Heat recovery boiler			*	(6)	660	
	Boiler A	426	70,878	*	(6)		
	Boiler B	350	56,613	*	(6)		
E-105	Absorber feed cooler	1,895	49,130			1,895	
E-106	Boiler feed heater	548	32,754			548	
E-107	Demin. Water heater	362	22,172			362	
	小計	4,751		*	(7)	12,468	ratio
E-201	CO2 stripper reboiler-1	1,839	45,351				
E-202	CO2 stripper reboiler-2	1,551	35,273				
E-203	Lean amine cooler	3,279	23,431				
E-204	Amine interchanger-I	6,587	20,156				
E-205	Amine interchanger-II	5,481	18,896				
E-206	Absorber intercooler	1,663	62,988				
E-207	Stripper condenser	1,096	60,468				
E-301	Methanator preheater-1	1,226	17,637				
E-302	Methanator preheater-2	174	8,566				
E-303	H2 product cooler	855	13,857				
		m3					
M-101	H2S adsorber	15.6					
M-102	H2S adsorber	15.6					
		height, m	dia, m				
C-201	Amine absorber	21	5.6				
C-202	Amine stripper	18	6.6				
C-301	High temp CO shift	9	6.2				
C-302	Low temp CO shift	9	5.8				
C-303	Methanator	8	3.4				
		m3					
T-201	Amine storage	341					
V-101	Steam drum	242					
V-201	Reflux drum	61					
V-202	Condensate-I	114					
V-203	Condensate-II	95					
V-204	Flash vessel	189					

表2-4 核熱完全利用H2プロセス(水素純度 99.99%) の用役・機器リスト・建設費(3/3)

建設費 億円	Total *	CO2 Reforming *	CO Shift Separatio Methanation	PSA	Reforming			
					* 通常	修正	核熱利用	
Battery limits equipment, fob								
Columns	17.9		3.7	14.2				
Vessels and tanks	4.6	0.9	3.7	0.0				
Exchangers	13.7	3.7	7.8	2.2	* (7)	9.8 x 0.38	3.7	
Reformer	45.4	45.4			* (4)	48.1 -2.8	45.4	
Compressors	3.0				* (8)	7.3	0	
Miscellaneous equipment	68.6	0.3			* (9)	68.4	0.3	
Pumps	2.1	0.5	1.6					
Total	155.2	50.8	16.7	16.4	71.3		ratio	
Battery limits equipment installed	225.5	93.6	36.6	16.8	78.5	* (10)	67.2	50.8
Contingency, 20%	29.4	18.7	7.3	3.4		* (11)	123.7	1.84
BATTERY LIMITS INVESTMENT	254.9	112.3	44.0	20.2	78.5	* (12)	24.7	18.7
						* (13)	148.4	112.3
Off-sites, installed								
Cooling tower	12.2	4.1	6.4	0.9	0.8			
Process water treatment	0.4	0.4						
Steam generation	6.8		6.8					
Utilities and storage	19.3	4.5	13.2	0.9	0.8			
General service facilities	39.1							
Waste treatment	9.8							
Total	68.3							
Contingency, 20%	13.7							
OFF-SITES INVESTMENT	85.0				3.0			
TOTAL FIXED CAPITAL	339.9					* (13)		

表2-5 核熱完全利用H2プロセスの経済諸元・経済性(H2 99.99%の場合)

経済諸元		経済計算	
	450 10 ⁶ Lb/y	mw	2
H2	204,059 ton/y		
+	25,883 kg/h	operation	7884 h/y
+	289,886 Nm ³ /h		

Raw materials	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Raw materials	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h	億円/年	Yen/kg-H2
Natural gas feed	Nm ³	3.18	Natural gas feed	Nm ³	82,193	21.4	1,759	138.7	68.0
* 核熱He	Mcal	12.64	核熱He	Mcal	327,149	2.50	818	64.5	31.6
Catalysts, adsorbent	Yen	2.0	Catalysts, adsorbent	Yen	50,822	2.0	51	4.0	2.0
Misc. chem, utilities	Yen	0.6	Misc. chem, utilities	Yen	14,521	0.6	15	1.1	0.6
Reformer steam	ton	0.0	Reformer steam	ton	0	2.0	0	0.0	0.0
								208.3	102.1

Byproducts	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Byproducts	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h	億円/年	Yen/kg
HP steam	ton	0	HP steam	ton	0	2.4	0	0.0	0.0
Fuel Gas	Mcal	-4.59	Fuel Gas	Mcal	-118,693	2.5	-297	-23.4	-11.5

Utilities	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Utilities	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h	億円/年	Yen/kg
Cooling water	m ³	0.36	Cooling water	m ³	9,340	9.5	89	7.0	3.4
Steam	kg	2.72	Steam	kg	70,274	2.0	141	11.1	5.4
Process water	m ³	0.01	Process water	m ³	294	234.0	69	5.4	2.7
Electricity	kwh	0.55	Electricity	kwh	14,210	9.0	128	10.1	4.9
								33.6	16.5

Investment	254.9 億円	Fixed Costs	339.9 億円
* Battery limits	85.0	Total Investment	34.0
* Off-sites	339.9	10 % of Total Investment	252.5
* Total fixed capital			27.2
		8 % of Total Investment	279.7
		H2 Sales	137.1
			12.2

表2-6 核熱完全利用H2プロセスの経済諸元・経済計(600 MWt, H2 99.99% の場合) 核熱消費量 516,000 Mkal/h 1.577 倍

経済諸元		経済計算	
H2	710 10 ⁹ Lb/y	mw	2
+	321,855 ton/y	operation	7884 h/y
+	40,824 kg/h		
+	457,226 Nm ³ /h		

Raw materials	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Raw materials	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h	Yen/kg-H2
Natural gas feed	Nm ³	3.18	Natural gas feed	Nm ³	3.2	21.4	2,774	218.7
* 核熱He	Mcal	12.64	核熱He	Mcal	12.6	2.50	1,290	101.7
Catalysts, adsorbent	Yen	2.0	Catalysts, adsorbent	Yen	2.0	80	80	6.3
Misc. chem, utilities	Yen	0.6	Misc. chem, utilities	Yen	0.6	23	23	1.8
Reformer steam	ton	0.0	Reformer steam	ton	0	2.0	0	0.0
							328.6	102.1

Byproducts	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Byproducts	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h	Yen/kg
HP steam	ton	0	HP steam	ton	0	2.4	0	0.0
+ Fuel Gas	Mcal	-4.59	Fuel Gas	Mcal	-4.6	2.5	-468	-36.9
								-11.5

Utilities	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Utilities	単位	Consumption /kg-H2 /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h	Yen/kg
Cooling water	m ³	0.36	Cooling water	m ³	0.36	9.5	140	11.0
Steam	kg	2.72	Steam	kg	2.72	2.0	222	17.5
Process water	m ³	0.01	Process water	m ³	0.01	234.0	109	8.6
* Electricity	kwh	0.55	Electricity	kwh	0.55	9.0	202	2.7
							53.0	16.5

Investment	単位	Value	Fixed Costs	単位	Value
* Battery limits	350.7 億円	350.7	Total Investment	467.6 億円	467.6
* Off-sites	116.9	116.9	10 % of Total Investment		
* Total fixed capital	467.6	467.6			

ROI	8 % of Total Investment	H2 Sales
	37.4	11.6
	428.8	133.2 Yen/kg
		11.9 Yen/Nm ³

2.2 CO₂削減効果

本報告で検討した核熱完全利用水素製造プロセスにおける CO₂ 削減効果は以下の通りである。

- (1) 商用 H₂ Process は、CH₄ 燃焼をリフォーマー熱源とし、大量の CO₂ を発生している。これをやめて核熱にすることによりプロセス内 CO₂ 発生はゼロになる。
- (2) CH₄ の水蒸気改質プロセスでは、プロセス自体から CO₂ が排出される。これは CH₄ の C に起因する本質的なものであるから、核熱利用によっても発生し変わらない。
- (3) プロセスでは用役(スチーム、電力)を消費しており、これに相当して、プロセス外で CO₂ 発生がある。核熱利用により、スチーム消費は不変、電力消費は少なくなり、その分、プロセス外 CO₂ 発生は減る。
- (4) 核熱利用は商用よりもプラント建設費が小さく、プラント建設に伴う CO₂ 発生が少ない。

以上をまとめて表 2-7 に示す。CO₂ 削減効果は、全体で 76 万トン/年、その内、CH₄ 燃焼なしが圧倒的で 69 万トン/年、用役減は 3 万トン/年、建設費減は 4 万トン/年の削減効果がある。これは、核熱 380MWt の場合である。600MWt の場合は、1.577 倍して、全体で 119 万トン/年の削減効果となる。

水素純度 99.99% の場合は、PSA 装置と水素回収率を上げるためのガス再圧縮の電力とコストが加わってくる。このため、表 2-8 に示すように、電力増、建設費増により CO₂ 削減効果が減殺され、表中の Off Gas Quality の項と合わせ、全体で 72 万トン/年の CO₂ 削減効果となった。600MWt の場合は、1.577 倍して、114 万トン/年の削減効果となる。

PSA 装置から発生する残ガスは外販するが、この残ガス中には H₂ を多く含み、1000kcal あたり CO₂ 発生量が CH₄-Fuel よりも少ない。これを CO₂ 削減効果と見て加算した。

表2-7 CO2削減効果まとめ 380 MWT Basis

水素純度 97% のとき

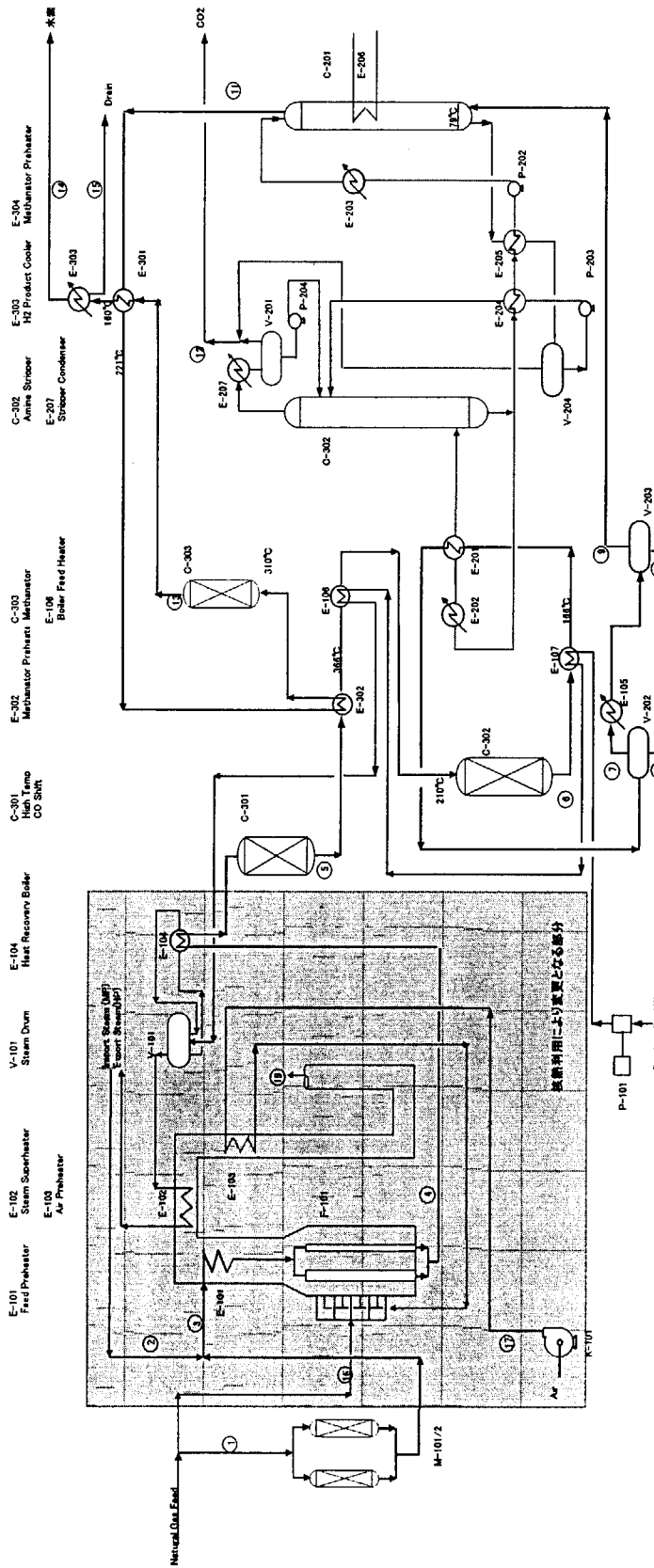
CO2 発生要因	unit	商用 H2 97%	核熱完全利用 H2 97%	換算係数	CO2発生量		削減量 Nm3/h 万吨/年
					商用 Nm3/h	核熱完全利用 Nm3/h	
Inside							
Reformer 排煙	CO2 Nm3/h	44,762	0	1	44,762	0	69
CO2 Stripper *1	CO2 Nm3/h	79,139	79,139	1	79,139	79,139	0
Outside							
電力	kW	10,472	3,910	0.25 Nm3/h/kw	2,618	978	3
スチーム	ton/h	70	70	73 Nm3/ton	5,130	5,130	0
建設費	億円	294	257	67 Nm3/h/億円	19,671	17,247	4
合計					151,320	102,494	76

*1: CH4のリフォーミングでプロセス自体から発生するCO2

表2-8 CO2削減効果まとめ:水素純度 99.99% の場合、但し、商用H2プロセスは水素純度 97%

CO2 発生要因	unit	商用 H2 97%		核熱完全利用 H2 99.99%		換算係数	CO2発生量		削減量
		Nm3/h	Nm3/h	Nm3/h	Nm3/h		商用 Nm3/h	核熱完全利用 Nm3/h	
Inside									
Reformer 排煙	CO2 Nm3/h	44,762	0	0	1		44,762	0	69
CO2 Stripper *1	CO2 Nm3/h	79,139	79,139	79,139	1		79,139	79,139	0
Outside									
電力	kw	10,472	14,210	14,210	0.25 Nm3/h/kw		2,618	3,552	-934
スチーム	ton/h	70	70	70	73 Nm3/ton		5,130	5,130	0
建設費	億円	294	340	340	67 Nm3/h/億円		19,671	22,773	-3,102
Off gas Quality	Mcal/h	0	-119	-119	48 Nm3/Mcal		0	-5,743	9
合計							151,320	104,851	46,469

* 1: CH4のリフォーミングでプロセス自体から発生するCO2



M-101/2 H2S Adsorber
 K-101 Blower
 F-101 Reformer
 E-101 Feed Preheater
 E-102 Steam Superheater
 E-103 Air Preheater
 V-101 Steam Drum
 E-104 Heat Recovery Boiler
 C-301 High Temp CO Shift
 E-105 Biber Feed Heater
 C-302 Mechanator Preheat Mechanator
 E-106 Biber Feed Heater
 C-303 Mechanator Preheat Mechanator
 E-201 Steam Condenser
 E-202 H2 Product Cooler
 E-203 Mechanator Preheater
 C-201 Amine Stripper
 E-204 H2 Product Cooler
 E-205 Mechanator Preheater
 C-202 Amine Stripper
 E-206 Absorber Intercooler
 C-201 Amine Absorber
 V-201 Reflux Drum
 E-202/203 Condensers
 E-107 Water Heater
 V-202/203 Condensers
 E-105 CO Shift Feed Cooler
 C-302 Low Temp Absorber
 V-204 Flash Vessel
 E-204/205 Interheaters
 V-201 Reflux Drum
 E-203 Low Amine Cooler
 E-206 Absorber Intercooler
 C-201 Amine Absorber

Stream No.	①		②		③		④		⑤		⑥		⑦		⑧		⑨		⑩		⑪		⑫		⑬		⑭		⑮	
	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%
CO2	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20
H2	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13
Water	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25
Temp	32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32	
Press	2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14	

Stream No.	①		②		③		④		⑤		⑥		⑦		⑧		⑨		⑩		⑪		⑫		⑬		⑭		⑮	
	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%	kg/h	wt%
CO2	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20	44	20
H2	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13	28	13
Water	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25	54	25
Temp	32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32		32	
Press	2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14		2.14	

図 2-1 水素製造現行商用プロセスフローシート

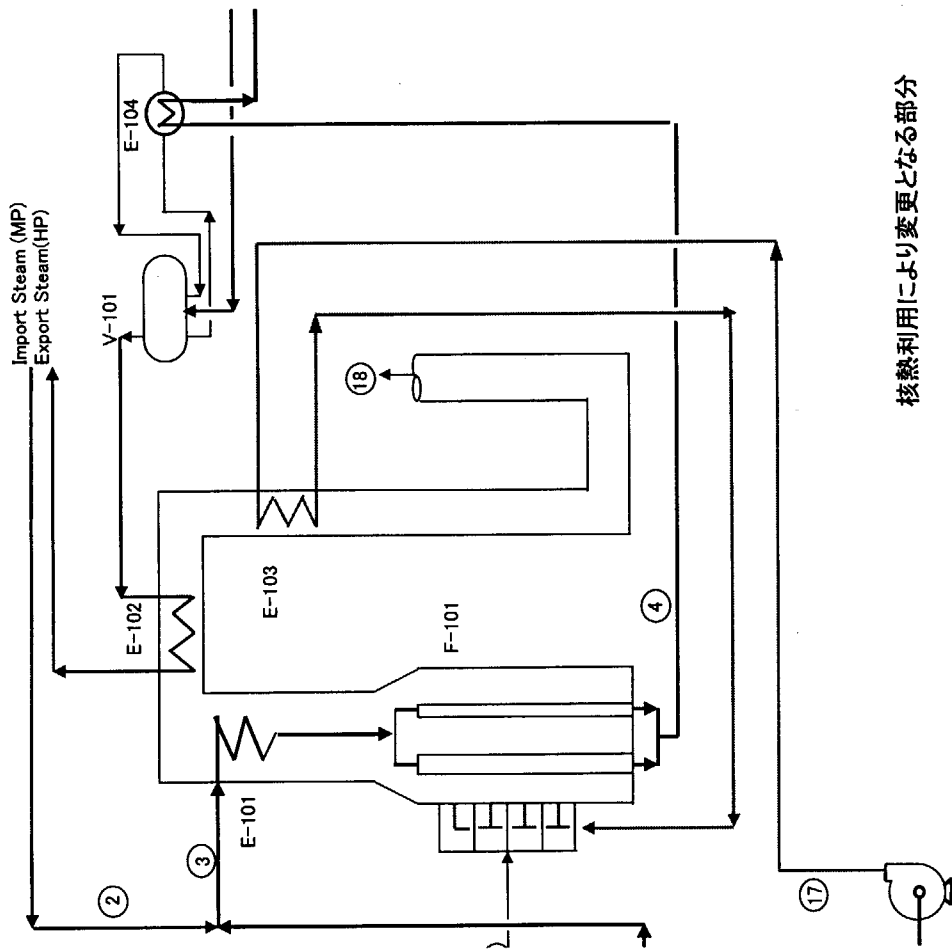


図 2.2 図 2.1 の核熱利用により変更になる部分の詳細

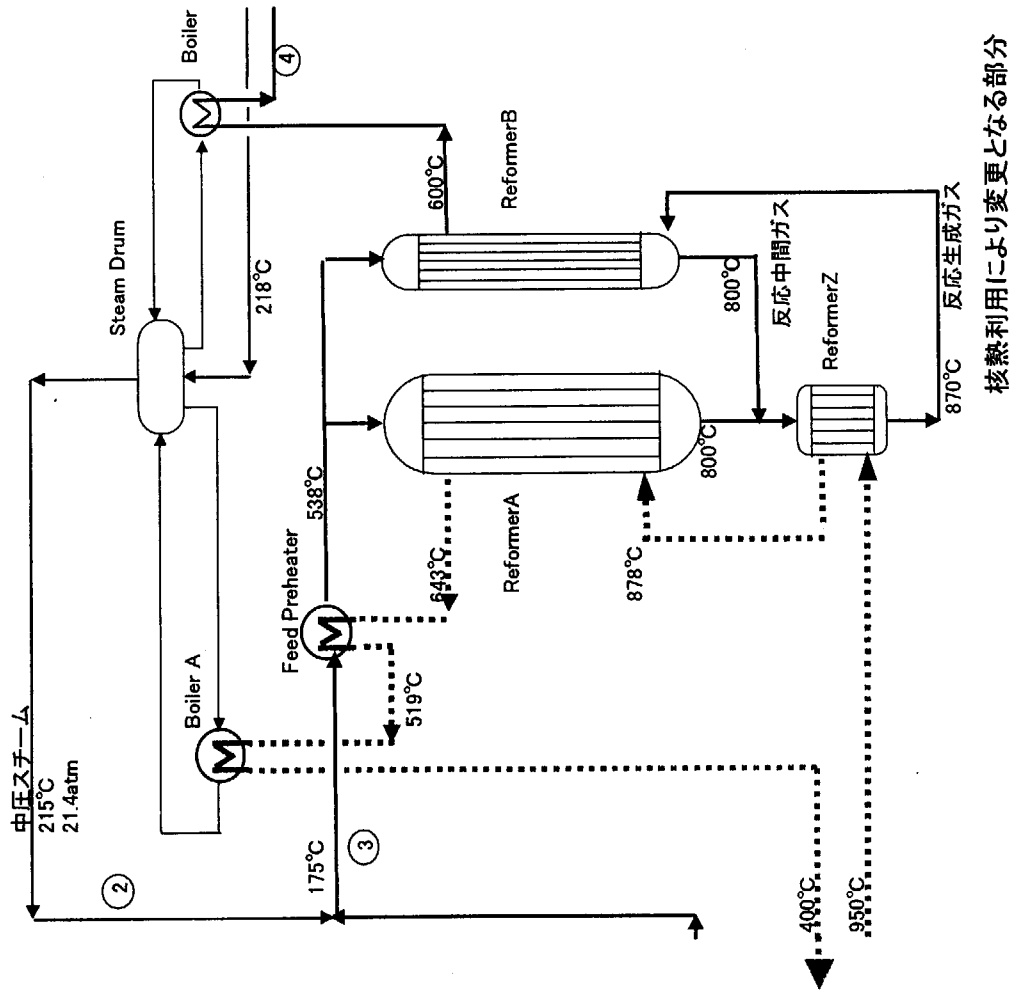


図 2-4 図 2-3 の核熱利用により変更となる部分の拡大図

2.3 核熱利用水素製造に関する比較・検討

前報⁽¹⁾は、代表的な商用 H₂ プロセスを選び、その原型を保ちつつ、核熱利用を施した。本報告では原型を崩してプロセスを組み立て、核熱(950°C~400°C)を完全に利用した。原型を崩したので相応の開発努力は必要となったが、さほどの困難はないと思われる。

(1) 経済性評価

核熱(950°C~400°C)を完全に利用するフローに基づき、経済性評価作業を行い、以下の結果を得た。

表 2-9 水素製造経済性評価結果の比較

核熱利用規模 MWt	380						600
	97			99.99			
水素純度 (vol%)	97			99.99			
商用/核熱	商用	核熱		商用	核熱		
核熱利用温度	—	950— 732(°C)	950— 400(°C)	—	950— 732(°C)	950—400(°C)	
プラント建設費 (億円)	294	258	258	336	300	340	468
製品水素単価 (円/kg) (円/Nm ³)	138 12.4	124.6 11.1	129 11.5	160 14.3	148.6 13.3	137 12.2	133 11.9
比率	1.0	0.90	0.93	1.0	0.93	0.85	0.83
出典	*1	*1	*2	*1	*1	*2	*2

*1 前報⁽¹⁾

*2 本報告

97%水素の価格は核熱利用システムを用いると商用システムの12.4円/Nm³から11.5円/Nm³に低下する。純度97%水素の製造に関しては核熱のトータルシステムを用いた本報告の方が前報の11.1円/Nm³から11.5円/Nm³へと価格が高くなっている。これは前報の評価では、核熱は950°Cから732°Cまでの高温熱しか使わなかったため高温熱を用いて高圧蒸気を生産することができ、余った高圧蒸気を販売することができた。原子炉トータルシステムでは生産した蒸気はすべて原料として使用したため販売に回すことができない。その分原子炉トータルシステムによる水素価格が上昇した。

純度99.99%の水素の価格では、前報はPSAを1段のみ設置したため高純度水素の回収率は65%にとどまった。今回の検討ではPSAを3段階としたため高純度水素の回収率が93.8%となり、その結果PSA設備費の増加分を生産量が上回った。PSAを3段階にすることにより、380MWtの熱出力規模では高純度水素の価格は商用システムの14.3円/Nm³から12.2円/Nm³に約15%低下する。核熱の熱出力を約1.5倍に増やすことにより水素価格は低下するが、

その低下率は約2%である。価格に及ぼすスケールメリットはあまり大きくはない。

これより核熱利用の場合、水素純度 99.99%のコストが商用プロセスの水素純度 97%の場合と同程度以下となり、核熱利用の有利性が認められた。

したがって、核熱による水素製造は商用水素製造システムに十分競合していけると結論づけることができる。

(2) CO₂削減効果

CO₂削減効果について検討を行い削減量を評価した。

前報⁽¹⁾と本報告の比較を表 2-10 に示す。

表 2-10 核熱利用水素製造システムの CO₂削減効果

核熱利用規模 MWt	380		600	380	600
水素純度 (vol%)	97			99.99	
核熱利用温度	950-732(°C)	950-400(°C)	950-400(°C)	950-400(°C)	
プラント建設費 (億円)	258	258	—	340	468
CO ₂ 削減効果 (万トン/年)	72	76	119	72	114
比率	1.0	1.06	1.65	1.0	1.58
出典	*1	*2	*2	*2	*2

□ *1 前報⁽¹⁾

□ *2 本報告

上表から、核熱利用による CO₂削減効果は水素純度、核熱規模に応じて 72 万トン/年から 119 万トン/年の間となる。

3. DME製造の経済性評価

3.1 核熱を利用するDME製造のフローシート

3.1.1 前報⁽¹⁾の検討

前報⁽¹⁾では、代表的な商用プロセスとしてから間接法 DME プロセス (CH₄ からメタノールを合成し、これの脱水によって DME を製造) を選び⁽²⁾、リフォーマー部分に核熱を適用することによって核熱利用プロセスと商用プロセス間の比較を行った。

核熱を適用する際、熱回収系は商用リフォーマー・システムに従った。すなわち、リフォーマーが必要とする熱は全て核熱から与え、生成ガス(870℃)の熱は、商用リフォーマーと同じく、高圧スチーム発生により熱回収した。この結果、核熱利用はその温度範囲として 950℃～732℃にとどまった。

図 3-1(1/4～4/4)に検討した商用プロセスのフローシートを示す。また同図に、核熱利用により変更となる部分を併せて示す。なおここでの設備容量は、ベースとした商用プロセス資料に基づき、DME 製造量として 58 万トン/年である。図 3-2 に図 3-1 に枠で囲った核熱利用により変更となる部分を拡大して示す。

3.1.2 核熱を完全に利用するフローシート

高温ガス炉からのヘリウムガスは、熱利用系に熱を与えた後、400℃程度で炉側に戻ることが炉側の要件等から設定されおり、熱利用プロセス側で 400℃程度までの熱を使いきることは全体システムから見て重要なポイントとなる。

従って本報告の検討では、既存のプロセスでのフロー及び熱回収方式にとらわれず、核熱利用を 950℃～400℃に拡大することに主眼を置いてプロセス構築を行った。

核熱を利用することで変更になる部分は合成ガスを製造するスチームリフォーミングセクションであり、その他は商用 DME 製造プロセスと同じである。図 3-3 に核熱を完全に利用する場合のスチームリフォーミングセクションのフローシートを示す。またこのフローシートでは、通常はリフォーマー加熱炉燃料として利用されるメタノール合成工程からのオフガスから PSA(Pressure Swing Adsorption)によって高純度水素を回収し、副製品とする工程を組み込んだ。従って図 3-3 には PSA で回収される水素及び燃料として外販を想定する燃料ガスの流量も示した。また、図 3-4 に図 3-3 に枠で囲った核熱利用により変更となる部分を拡大して示す。

3.1.2.1 プロセスの説明

リフォーマー反応条件(入口 538℃、出口 870℃、触媒量)は商用プロセスと同じであり、従って反応生成物も変わらない。以下に商用プロセスと異なる主要な点を記す。

- (1) リフォーマーを Reformer A、Reformer B、Reformer Z と分割した。Reformer A、Reformer Z は核熱利用である。Reformer Z は、核熱(950℃)の温度レベルが必要な

高温領域である。Reformer B は生成ガスの熱(870°C~650°C)を回収して反応に利用する。

- (2) 商用リフォーマーの反応管は、径 100mm、長さ 12m、本数 1,080 本、触媒量 106m³ である。これに対し核熱利用リフォーマーは伝熱のために径を細くして、径 50mm、長さ 9m、本数 5,270 本、触媒量は変わらず 106m³ とした。本数の割り振りは、Reformer A 58%、Reformer B 19%、Reformer Z 24%である。Reformer Z は、反応管を短くして長さ $1/3 = 3\text{m}$ 、本数 3 倍の設計となる。総括伝熱係数は 250 kcal/m²・h・°Cレベルとなり達成可能範囲である。
- (3) 核熱 He(950°C)は Reformer Z (出口 878°C) → Reformer A (出口 660°C) → Steam Superheater (出口 619°C) → Feed Preheater (出口 552°C) → Boiler A (出口 400°C)と流れる。
- (4) 商用リフォーマーでは、スチーム発生は反応生成ガスからの熱回収によるものが主であり、排煙からの熱回収が副である。核熱利用リフォーマーは、反応生成ガスの熱をリフォーマー反応に利用して、残りをスチーム発生に使う(Boiler B)ので量的に副となり、排煙に代わる核熱(Boiler A)が主になる。回収スチームは、後段のメタノール反応の動力として利用した後、リフォーマーに戻り、リフォーマー反応に使われる。これは商用、核熱利用とも共通である。スチームの過熱は核熱による。

3.1.2.2 物質収支

物質収支は、商用プロセスと概ね同じである。

商用 DME プロセス(間接法)のリフォーマー部分が核熱に置き換わった。CH₄ 燃焼部分を削除、高純度 H₂ のための PSA を付加して図 3-3 中に示す。DME 合成の部分は、2002 年度報告と同じである。直接法 DME 合成については後述する。

3.1.3 経済性の検討

3.1.3.1 用役消費と建設費

商用プロセス (前報⁽¹⁾) からの変更というかたちで、表 3-1 に用役消費と建設費を示す。*印が商用プロセスからの変更点である。*印に付した番号により、以下、説明する。

- (1) 商用プロセスでは、プロセス排ガスとメタンを燃料に使っているが、それに代わって核熱 He 357,700,000 kcal/h (416 MWt、950 → 400°C) を使う。Fuel CH₄ はゼロである。プロセス排ガスは、PSA 装置により、pure H₂ (純度 99.99%)を分離し、残部は燃料ガスとなり、共に外販する。

- (2) 燃焼用の空気と排気の送風機(K-101, K-102)と排ガススタック(M-103)は不要である。これらの電力消費を差し引いた。PSA 装置では、 H_2 回収率を上げるために残ガスの再圧縮をしており、そのために圧縮機の動力と冷却水が加算される。
- (3) Reformer は Furnace タイプから、熱交換器タイプになる。触媒量は不変、反応生成物も変わらない。Reformer A、Reformer B、Reformer Z に分割し、Reformer A 及び Reformer Z は核熱による加熱、Reformer B は反応生成ガスの熱による加熱である。伝熱のために反応管の管径は細くなるが、容量は同じ、全体重量も同じとなるので、反応管に関わる建設費は不変とした。炉の部分は熱交換器タイプとなり小型化され、建設費は半減するとした。核熱 He 配管は高温大口径で、プロセス機器類に匹敵するサイズである。この費用として 4.5 億円を見込み加算した。
- (4) 原料ガスの予熱、及び、高圧スチームの過熱は、核熱 He との熱交換に変わる。通常は燃焼排ガスからの熱回収による。伝熱係数がよくなり、結果として熱交換器伝熱面積は小さくなった。
- (5) スチーム発生は、商用プロセスでは燃焼排ガスからの熱回収、及び反応生成ガスからの熱回収による。前者は、核熱 He との熱交換に変わる(Boiler A)。後者はリフォーマーにも使うようになり量的に少なくなった(Boiler B)。
- (6) 燃焼がなくなったので、空気と燃料ガスの予熱はなくなった。燃料ガスの予熱はプロセス生成ガスとの熱交換であった(E-108)から、プロセス生成ガスの冷却の負担が多くなった(E-110)。
- (7) 熱交換器伝熱面積合計は小さくなり、それに応じて建設費は少なくなった。
- (8) 「その他機器」には、煙突と Feed CH_4 の H_2S Adsorber があり、この内煙突が不要になった。
- (9) 機器コスト集計は、上記に伴い変わる。
- (10) 機器コストに掛ける係数を同じとした。
- (11) 係数 20%を同じとした。
- (12) 集計した。

(13) 冷却塔は、冷却水増により、少し建設費が増えた。

(14) 総集計し、建設費は（商用プロセスでは 565 億円であるのに対し）556 億円となった。

3.1.3.2 経済諸元と経済計算

経済計算に用いる数値を経済諸元にまとめ、これに単価を掛けて、DME のコストを算出した。核熱 He のコストは 2.50 円/Mcal、 CH_4 は 2.5 円/Mcal (21.4 円/ Nm^3)、副生品であるプロセス排ガスも 2.5 円/Mcal、副生高純度水素は 14 円/ Nm^3 とした。ROI = 8% とおいて、DME のコストは 42.1 円/kg (6.1 円/Mcal) となった。商用プロセスの DME 評価コストは 48.3 円/kg (7.0 円/Mcal) であるから、13% 減のコスト水準である。算出結果を表 3-2 に示す。

3.1.3.3 直接法 DME 合成

上記のプロセスでは、反応器が 2 基あり、先ず CH_3OH と微量の DME を合成し、次いで CH_3OH の脱水反応で DME を得ている。近頃、反応器をひとつにして、DME の得率を上げ、副生する CH_3OH は反応器にリサイクルする開発研究が行われている。そして CH_3OH 合成よりも DME 合成のほうが反応率が高いことから、ガスリサイクルが少なく 10% くらい経済性が上がるという記述が見られる。

そこで、将来に期待し、建設費 10% 減、用役消費 10% 減、とおいて経済計算を行った。DME 40.2 円/kg (5.8 円/Mcal) となった。わずかに 1.9 円/kg (0.3 円/Mcal) の向上である。算出結果を表 3-4 に示す。

3.1.3.4 核熱消費 600 MWt の場合の経済諸元・経済計算

これまでは、商用 DME Process と生産量を同じにして、DME 58 万トン/年で議論を進めて来た。その結果、直接法 DME 合成で、核熱所要量は、339,821,000 kcal/h (395 MWt) となった。所定の 600 MWt は、これの 1.518 倍にあたる。そこで、建設費は 1.518 の 0.7 乗倍として、経済諸元を整理し、経済計算を行った。結果を表 3-5 に示す。

600 MWt においては DME 生産量 88.1 万トン/年、副生高純度水素 6.3 万トン/年である。

DME は、38.1 円/kg (5.5 円/Mcal) となった。商用プロセスの DME 評価コスト 48.3 円/kg と比べて、21% 減のコスト水準である。

3.1.3.5 産油国における DME 製造コスト

産油国での CH_4 コストを 1\$/MMBTU (0.437 円/Mcal) とおいた。建設費は LNG プラン

トの試算例で日本に比べて 1.26 倍という数値があり⁽³⁾、これを採用した。核熱コストは日本で 2.50 円/Mcal)を 1.26 倍して 3.15 円/Mcal とした。用役はエネルギーコスト減と建設費増を勘案して、日本でスチーム 2 円/kg、電気 9 円/kwh のところを、スチーム 0.82 円/kg、電気 5.53 円/kWh とした。結果を表 3-6 に示す。その結果、600 MWt の規模で、DME 28.2 円/kg (4.1 円/Mcal)となった。日本国内ベース DME 38.1 円(5.5 円/Mcal)と比べると、26%減である。

安藤ら⁽⁴⁾は天然ガスからの DME 製造プロセスの経済性試算結果を報告している。採用されているプロセスは、天然ガス改質反応のための反応熱を天然ガスの純酸素燃焼でまかなう、いわゆるオートサーマルリフォーマーである。天然ガスの原単位は 1.114Nm³/kg-DME、年間 DME 生産量が 83 万トン、原料ガス価格が 1US\$/MMBTU (110 円/US\$として 0.44 円/Mcal)の条件で DME の FOB 価格は 4.4\$/MMBTU (1.9 円/Mcal、11.3 円/kg-DME)と報告されており、本検討結果の約 1/3 である。

この試算におけるプラント建設費、固定費の比率、ROI の値等が明らかにされていないので、この試算結果と本検討での検討結果の単純な比較は難しいが、変動費に関しては、本検討では原料費、Byproducts、用役費の合計が 3.8 円/kg-DME に対し (表 3-6 参照)、安藤ら⁽⁴⁾の結果では原料天然ガスのみで 4.2 円/kg-DME であり、絶対額としての大きな差はない。従って両者の試算結果の大きな差は、建設費の見積、固定費及び利益率の取り方に起因するものと考えられる。ただし、本検討で設定した核熱単価 3.15 円/Mcal は天然ガスに対して設定された熱量ベースの単価に比較してかなり割高であることも指摘される。

表 3-1 核熱完全利用DMEプロセスの用役・機器リスト・建設費(2/4)

機器リスト

Reforming		Mcal/h				
F-101	Natural Gas Reformer Furnace	-	-	*	(3)	
	Reformer A	141,987	-	*	(3)	
	Reformer B	42,412	-	*	(3)	
	Reformer Z	46,934	-	*	(3)	
		<u>231,333</u>				
K-101	Air blower	-	-	*	(2)	
K-102	Flue gas extractor	-	-	*	(2)	
		m2	Mcal/h			通常, m2
E-101	Feed preheater	787	43,588	*	(4)	1,672
E-102	Steam superheater	418	26,203	*	(4)	3,103
E-103	Flue gas boiler	-	-	*	(5)	1,839
	Boiler A	807	98,681	*	(5)	
E-104	Air preheater	-	-	*	(6)	4,738
E-105	Reformed gas steam exchanger	-	-	*	(5)	390
	Boiler B	99	20,744	*	(5)	
E-106	Saturator water heater	2,917	24,187			2,917
E-107	Feed water deaerator	2,806	40,312			2,806
E-108	Fuel preheater	-	-	*	(6)	595
E-109	Natural gas feed heater	316	2,016			316
E-110	Reformed gas cooler	<u>877</u>	<u>6,299</u>	*	(6)	<u>632</u>
		9,026				19,008
V-101	Steam drum	246 m3				
V-102	Condensate drum-1	23 m3				
V-103	Condensate drum-2	45 m3				
V-104	Condensate drum-3	4 m3				
V-105	Condensate drum-4	25 m3				
V-106	Boiler feed vessel	227 m3				
		height, m	dia, m			
C-101	Feed saturator	24.4	4.3			
M-101	Hydrogen sulfide adsorber	15.6 m3				
M-102	Hydrogen sulfide adsorber	15.6 m3				
M-103	Flue gas stack	-		*	(2)	
Pumps	100 section	940 kW				
						ratio
						0.47

表 3-1 核熱完全利用DMEプロセスの用役・機器リスト・建設費(3/4)

機器リスト(続)

DME Synthesis

R-201	Methanol converter		276 m3
K-201	Syngas compressor		33,557 kw
K-202	Recycle gas compressor		7,904 kw
K-203	Liquid turbine drive		-283 kw
K-204	Gas turbine		-5.667 kw
E-201	Turbine condenser	7,154	62,484
E-202	Converter feed preheater	6,039	57,193
E-203	Direct fed interchanger	5,667	42,832
E-204	Converter/wtr exchanger-2	2,787	13,857
E-205	Converter/wtr exchanger-1	1,672	20,156
E-206	Turbine interstage heater	864	5,039
E-207	Converter product cooler	7,061	69,287
E-208	Reaction start-up heater	1,301	8,818
E-301	Methanol crude purf exchanger	344	1,386
E-302	Light ends condenser	195	8,062
E-303	Light ends reboiler	344	11,338
E-304	Finishing reboiler	3,066	41,572
E-305	Recovery reboiler	30	504
E-306	Refining reboiler	855	62,232
E-307	Finishing condenser	1,635	44,343
E-308	Recovery condenser	19	504
T-351	Crude methanol storage	7,571 m3	
T-352	Higher alcohols storage	212 m3	
T-353	Methanol, DME storage	37,853 m3	
V-201	Crude methanol separator	38 m3	
V-202	Crude methanol surge	159 m3	
V-301	Light ends reflux drum	19 m3	
V-302	Refining reflux drum	95 m3	
V-303	Finishing reflux drum	95 m3	
V-304	Recovery reflux drum	2 m3	
		height, m	dia, m
C-201	Purge gas scrubber	9.1	2.1
C-301	Light ends column	16.8	1.8
C-302	Methanol refining column	38.1	5.5
C-303	Methanol finishing column	39.6	4.3
C-304	Methanol recovery column	9.1	0.5
Pumps	300 section		80 kW
		No	height, m
R-101	Methanol converter	9	8.2
			dia, m
K-201	DME blower		3,482 kW
			m2
E-101	Exchanger		2,892
			Mcal/h
E-102	Steam heater		304
			3,921
E-201	Cooler		4
			235
E-202	Cooler		62
			6,431
E-203	Exchanger		405
			4,862
E-204	Reboiler		839
			22,978
E-205	Condenser		969
			22,742
T-201	Methanol recovery tank		283 m3
V-201	Knockout durm		18 m3
		height, m	dia, m
C-201	Methanol absorber		12
			2.4
C-202	Methanol stripper		15
			3.6
Pumps			
	100 section		58 kW
	200 section		182 kW

表3-3 商用DME製造プロセスの経済諸元・経済計算(間接法)

経済諸元		Operation		7884 h/y		経済計算	
DME		580,375 ton/Y					
		73,614 kg/h					
CH3OH (中間製品)		825,080 ton/Y					
		104,652 kg/h					
原料							
		単位	Consumption /kg-DME /hour	単位	Consumption /kg-DME /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h 億円/年 Yen/kg-DME
CH4 feed		Nm3	1.13	CH4 feed	Nm3	21.4	1,776 140 24.1
CH4 fuel		Nm3	0.07	CH4 fuel	Nm3	21.4	107 8 1.5
Active carbon		kg	0.00001	Active carbon	kg	896	0 0 0.0
Reforming catalyst		kg	0.00010	Reforming catalyst	kg	1,054	0 0 0.0
Methanol catalyst		kg	0.00018	Methanol catalyst	kg	2,318	0 2 0.4
							151 26.0
用役							
Cooling water		m3	0.19	Cooling water	m3	9.5	133 10 1.8
Steam		kg	0.66	Steam	kg	2	98 8 1.3
Process water		m3	0.002	Process water	m3	234	28 2 0.4
Electricity		kwh	0.14	Electricity	kwh	9	95 7 1.3
							28 4.8
Investment							
Battery limits		414 億円		Total Investment		565 億円	56.5 9.7
Off-sites		151		10 % of Total Investment			235.3 40.5
Total fixed capital		565					45.2 7.8
				8 % of Total Investment			280.5 48.3
				DME Sales			6,923 kcal/kg 7.0 Yen/Mcal

表3-4 核熱完全利用、DMEプロセスの経済諸元・経済計算 (395 MWt、直接法) *1

経済諸元		Operation		7884 h/y		経済計算			
DME		580.375 ton/Y		73,614 kg/h					
副生高純度H2		41.395 ton/Y		58,805 Nm3/h					
原料	単位	Consumption /kg-DME /hour	原料	単位	Consumption /hour	Cost 単価 /kg-DME	10 ³ ¥/h	徳円/年	Yen/kg-DME
*1	CH4 feed 核熱He Active carbon Reforming catalyst Methanol catalyst	Nm3 Mcal kg kg kg	CH4 feed 核熱He Active carbon Reforming catalyst Methanol catalyst	Nm3 Mcal kg kg kg	1.13 82,987 4.62 339,821 0.00001 7 0.00010 14	21.4 2.50 896 1,054 2,318	1,776 850 0.0 0.0 32	140 67 0 0 2	24.1 11.5 0.0 0.0 0.4
Byproducts		Mcal Nm3	Byproducts	Mcal Nm3	-2.04 -0.80	-2.04 -0.80	-150,086 -58,805	-375 -823	-5.1 -11.2
用役		m3 kg m3 kwh	用役	m3 kg m3 kwh	0.18 0.60 0.002 0.09	0.18 0.60 0.002 0.09	12,924 43,960 118 6,430	123 88 28 58	10 7 2 5
Investment		Battery limits Off-sites Total fixed capital	Fixed Costs	Total Investment 10 % of Total Investment	381 徳円 146 徳円 527 徳円	527 徳円	191.1	52.7	9.1
*3	ROI	8 % of Total Investment DME Sales	ROI	8 % of Total Investment DME Sales	42.2 233.2	42.2 233.2	7.3 40.2	5.8 Yen/Mkcal	

直接DME合成を行う場合、メタノール法との違い

- *1 DME合成の動カスチーム10%減、リフォーマーの核熱消費は変わらない。全体として核熱所要量は5%減。
- *2 用役は10%減。
- *3 DME合成部分の建設費は10%減、リフォーマーまわりは不変、全体として5.2%減。

表3-5 核熱完全利用、DME プロセスの経済諸元・経済計算:600MWt、直接法

核熱消費量 516,000 Mcal/h 1.518 倍

経済諸元		Operation		7884 h/y		経済計算	
DME		881,268 ton/Y					
		111,779 kg/h					
副生高純度H2		62,856 ton/Y					
		89,293 Nm3/h					
原料	原料	単位	Consumption /kg-DME /hour	単位	Consumption /kg-DME /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h 億円/年 Yen/kg-DME
*	CH4 feed	Nm3	1.13	Nm3	1.13	21.4	2,697
	核熱He	Mcal	4.62	Mcal	4.62	2,50	1,290
	Active carbon	kg	0.00001	kg	0.00001	896	0.0
	Reforming catalyst	kg	0.00010	kg	0.00007	1,054	0.0
	Methanol catalyst	kg	0.00018	kg	0.00012	2,318	32
							317
							36
Byproducts	Byproducts	単位	Consumption /kg-DME /hour	単位	Consumption /kg-DME /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h 億円/年 Yen/kg-DME
	Off gas fuel pure H2	Mcal Nm3	-2.04	Mcal Nm3	-2.04	2.5	-570
			-0.80		-0.80	14	-1,250
用役	用役	単位	Consumption /kg-DME /hour	単位	Consumption /kg-DME /hour	Cost 単価	10 ³ ¥/h 億円/年 Yen/kg-DME
	Cooling water	m3	0.18	m3	0.18	9.5	186
	Steam	kg	0.60	kg	0.60	2	134
	Process water	m3	0.002	m3	0.002	234	42
	Electricity	kwh	0.09	kwh	0.09	9	88
							35
							4.0
Investment	Fixed Costs	Battery limits	510 億円	Total Investment	706 億円		70.6
		Off-sites	196 億円	10 %/年 of Total Investment			279.4
		Total fixed capital	706 億円				31.7
	ROI			8 % of Total Investment	DME Sales		56.5
							335.9
							5.5 Yen/Mcal

表3-6 核熱完全利用、DME プロセスの経済諸元・経済計算 (600 MWt、直接法) <産油国立地> 516000 Mkcal/h 1.518 倍
核熱消費量

経済諸元		Operation		7884 h/y		経済計算	
DME	881,268 ton/Y	産油国立地	1 \$/MMBTU				
CH3OH (中間製品)	1,252,840 ton/Y	核熱He	110 ¥/\$				
副生高純度H2	158,909 kg/h	Reforming catalyst	0.437 ¥/Mcal				
	62,856 ton/Y	Methanol catalyst	3.73 ¥/Nm3				
	89,293 Nm3/h						
		原料	Consumption /hour	Cost 単価	Consumption /hour	Cost 単価	Consumption /hour
		CH4 feed	Nm3 1.13	Nm3 3.7	Nm3 1.13	Nm3 3.7	Nm3 1.13
		核熱He	Mcal 4.62	Mcal 3.15	Mcal 4.62	Mcal 3.15	Mcal 4.62
		Active carbon	kg 0.00001	kg 896	kg 0.00001	kg 896	kg 0.00001
		Reforming catalyst	kg 0.00010	kg 1,054	kg 0.00007	kg 1,054	kg 0.00007
		Methanol catalyst	kg 0.00018	kg 2,318	kg 0.00012	kg 2,318	kg 0.00012
		Byproducts					
		Off gas fuel pure H2	Mcal Nm3 -2.04	Mcal Nm3 0.4	Mcal Nm3 -2.04	Mcal Nm3 0.4	Mcal Nm3 -2.04
			Nm3 -0.80	Nm3 14	Nm3 -0.80	Nm3 14	Nm3 -0.80
		冷却水	m3 0.18	m3 9.5	m3 0.18	m3 9.5	m3 0.18
		蒸気	kg 0.60	kg 0.82	kg 0.60	kg 0.82	kg 0.60
		処理水	m3 0.002	m3 234	m3 0.002	m3 234	m3 0.002
		電力	kwh 0.09	kwh 5.53	kwh 0.09	kwh 5.53	kwh 0.09
		用役					
		冷却水	m3 19,625	m3 186	m3 19,625	m3 186	m3 19,625
		蒸気	kg 66,751	kg 55	kg 66,751	kg 55	kg 66,751
		処理水	m3 179	m3 42	m3 179	m3 42	m3 179
		電力	kwh 9,763	kwh 54	kwh 9,763	kwh 54	kwh 9,763
		投資					
		固定費 (産油国)	643 億円	890 億円	890 億円	890 億円	890 億円
		電池限界 (日本)	510 億円				
		オフサイト (日本)	196 億円				
		総固定資本	706 億円				
		ROI	10 % of Total Investment	8 % of Total Investment	10 % of Total Investment	8 % of Total Investment	10 % of Total Investment
		DME Sales	71.2	248.1	71.2	248.1	71.2
		6,923 kcal/kg					

cf. 用役単価

用役単価	Category II (日本)		Category III (産油国)	
	CH4 Nm3	other cost	CH4 cost	other cost
Steam kg	0.073	1.56	0.27	0.552
Electricity kwh	0.25	5.35	0.93	4.60
CH4 Nm3	0.25	21.4	3.73	5.53
Construction Cost Factor		5.73	1.00	1.26
		1		

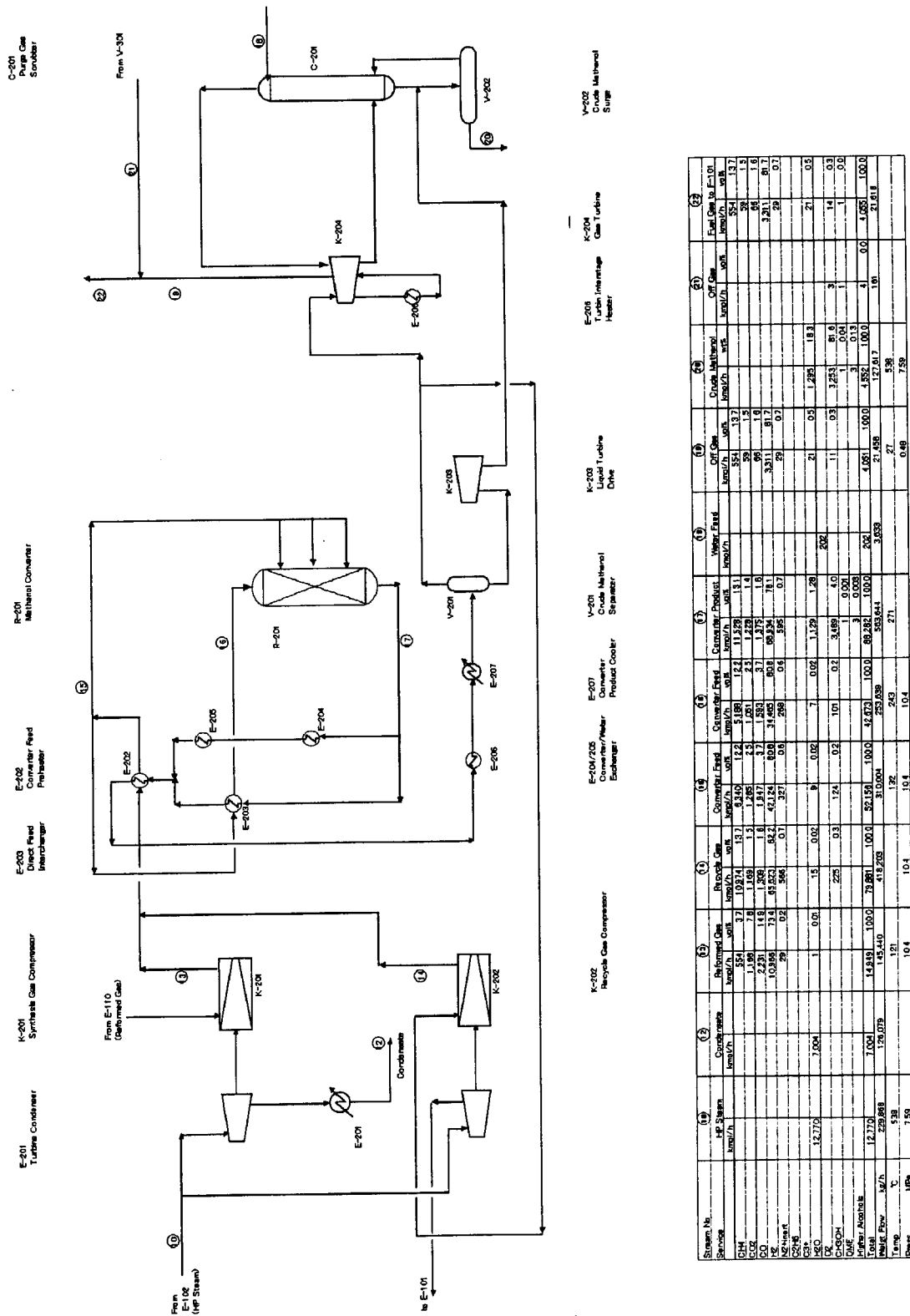
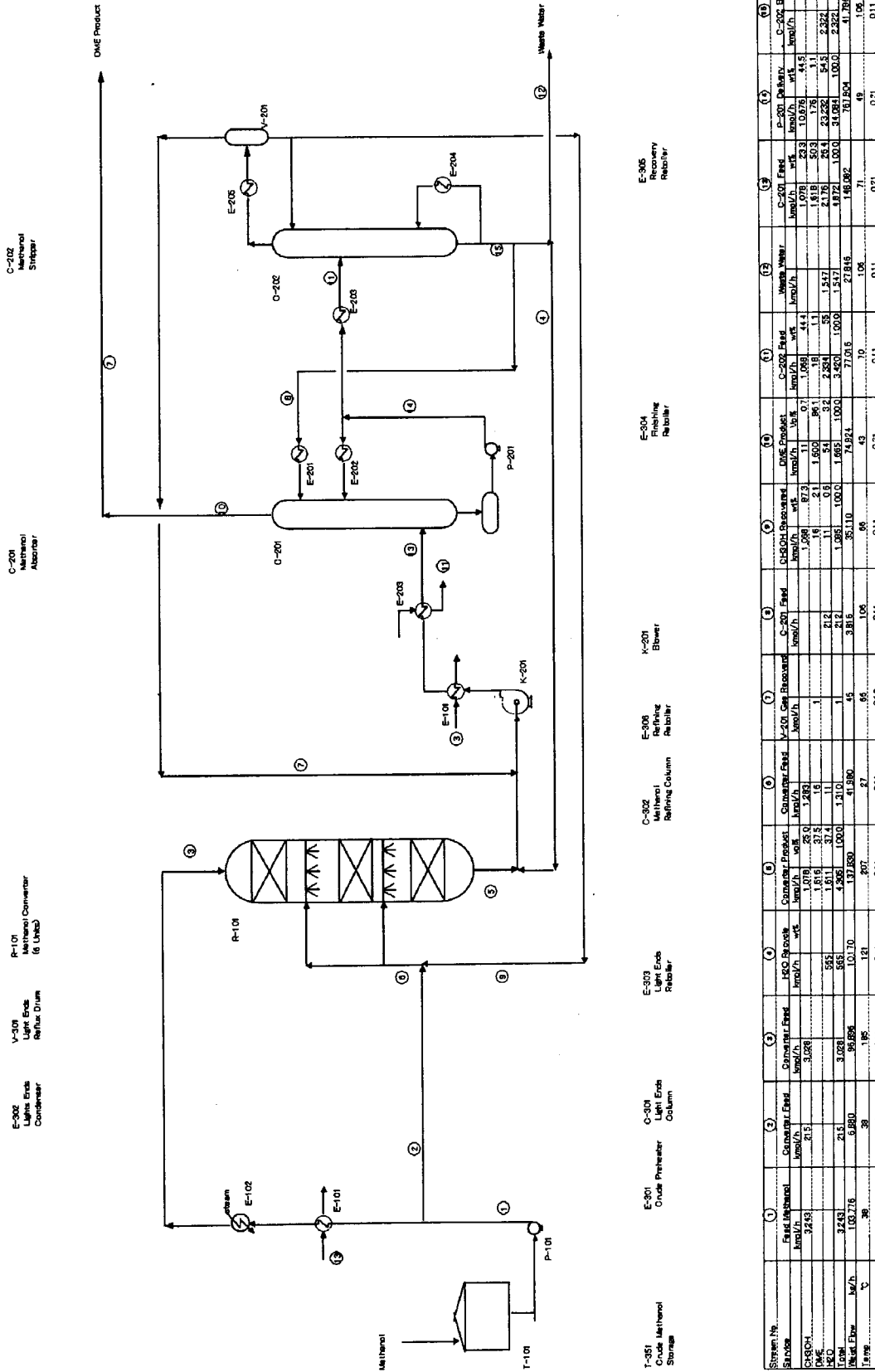


図 3-1 (2/4) DME製造用プロセスフローシート
Methanol Synthesis Section

Stream No.	(1) H ₂ Stream kmol/h	(2) CO ₂ Stream kmol/h	(3) Recycled Gas kmol/h	(4) Recycled Gas kmol/h	(5) Compressor Feed kmol/h	(6) Compressor Feed kmol/h	(7) Compressor Product kmol/h	(8) Crude Methanol kmol/h	(9) Crude Methanol kmol/h	(10) Crude Methanol kmol/h	(11) Crude Methanol kmol/h	(12) Crude Methanol kmol/h
CH ₄	72	19	19	19	19	19	19	19	19	19	19	19
CO	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324	1,324
CO ₂	2,231	148	1,808	1,808	1,808	1,808	1,808	1,808	1,808	1,808	1,808	1,808
N ₂	10,845	134	61,521	61,521	61,521	61,521	61,521	61,521	61,521	61,521	61,521	61,521
CH ₃ NH ₂	99	92	595	595	595	595	595	595	595	595	595	595
CH ₃ O	1	0.01	15	0.02	7	0.02	1,129	1.28	21	0.5	1,252	1.83
CH ₃ OH	12,775	7,004	225	0.3	124	0.2	3,489	4.0	11	0.3	3,253	3.6
DMF	12,775	7,004	14,919	1,000.0	32,156	1,000.0	42,673	1,000.0	4,051	1,000.0	4,852	1,000.0
Water	12,775	7,004	14,919	1,000.0	32,156	1,000.0	42,673	1,000.0	4,051	1,000.0	4,852	1,000.0
Heat Flow	15,440	15,440	418,203	31,004	253,639	583,644	27,458	177,617	27	538	177,617	21,618
Temp	538	121	192	104	243	271	27	538	27	538	177,617	21,618
Press	1.59	10.4	10.4	10.4	10.4	10.4	0.48	7.59	0.48	7.59	7.59	7.59

CH₃OH 製造量
819,193 kmol/y
2,491 ton/d
103,504 kg/h
3,243 t/mol·h



Stream No.	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)	(16)
Storage	Feed Methanol	Compressor Feed	Compressor Feed	HCO Discharge	Compressor Feed	Compressor Feed	Y-201 Gas Recovery	C-201 Feed	CH ₃ OH Recovery	DME Product	C-202 Feed	Water Water	C-201 Feed	P-201 Recovery	C-202 Bottom	
CH ₃ OH	3243	3243	3243	1,078	1,078	1,078	1	212	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078
DME	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078	1,078
CH ₂ O	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243	3243
Water	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716	103,716
Temp	38	38	38	121	121	121	45	38.815	35.110	74.921	71.215	27.815	146.262	49	49	1.05
Press	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.10	0.11	0.11	0.21	0.11	0.11	0.21	0.21	0.21	0.11

CH₃OH Feed 3,243 kgmol/h
 DME Product 1,000 kgmol/h
 CH₂O 73,514 kg/h
 Water 590,375 ton/y

図 3-1 (4/4) DME製造用プロセスフローシート
 Methanol Conversion/Recovery Section

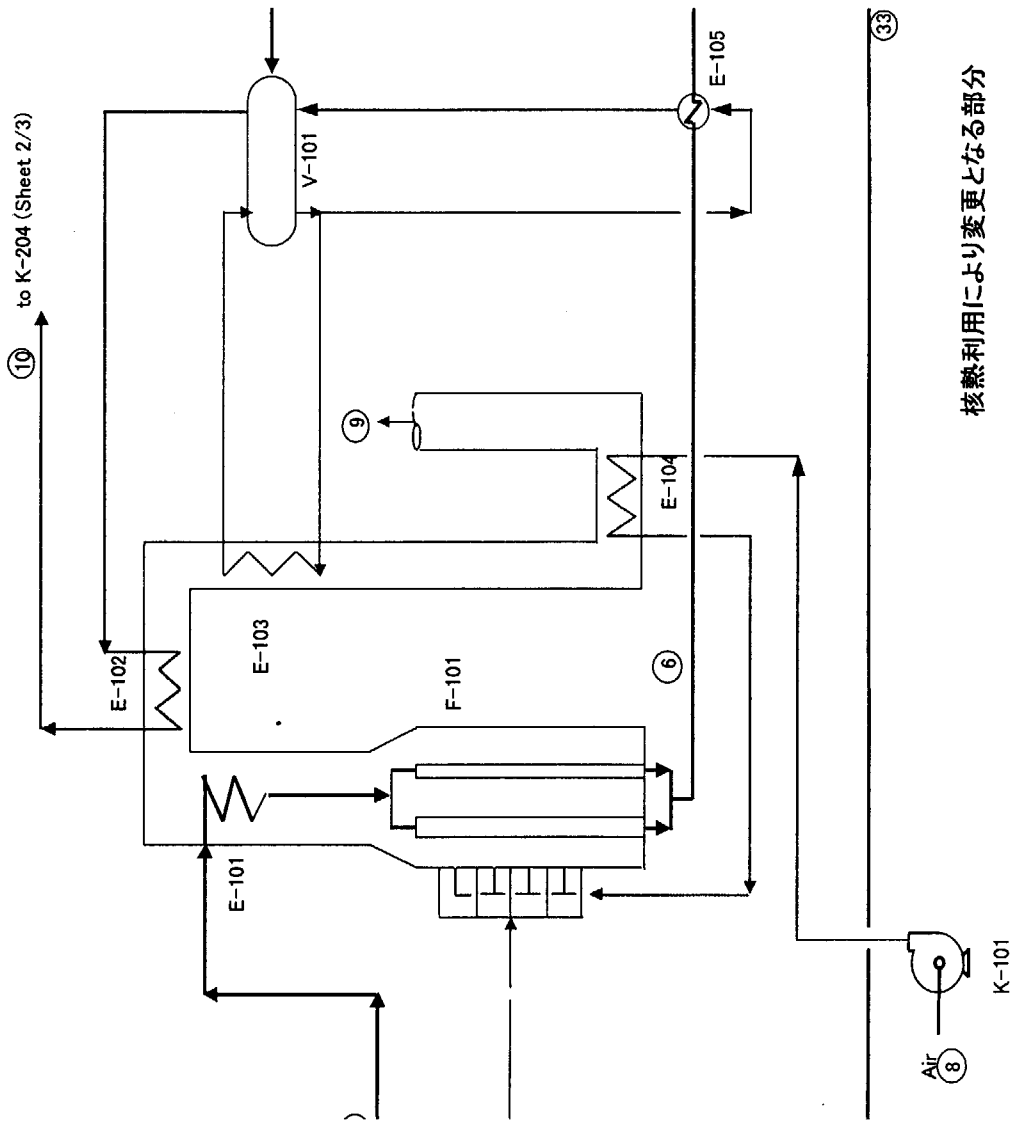
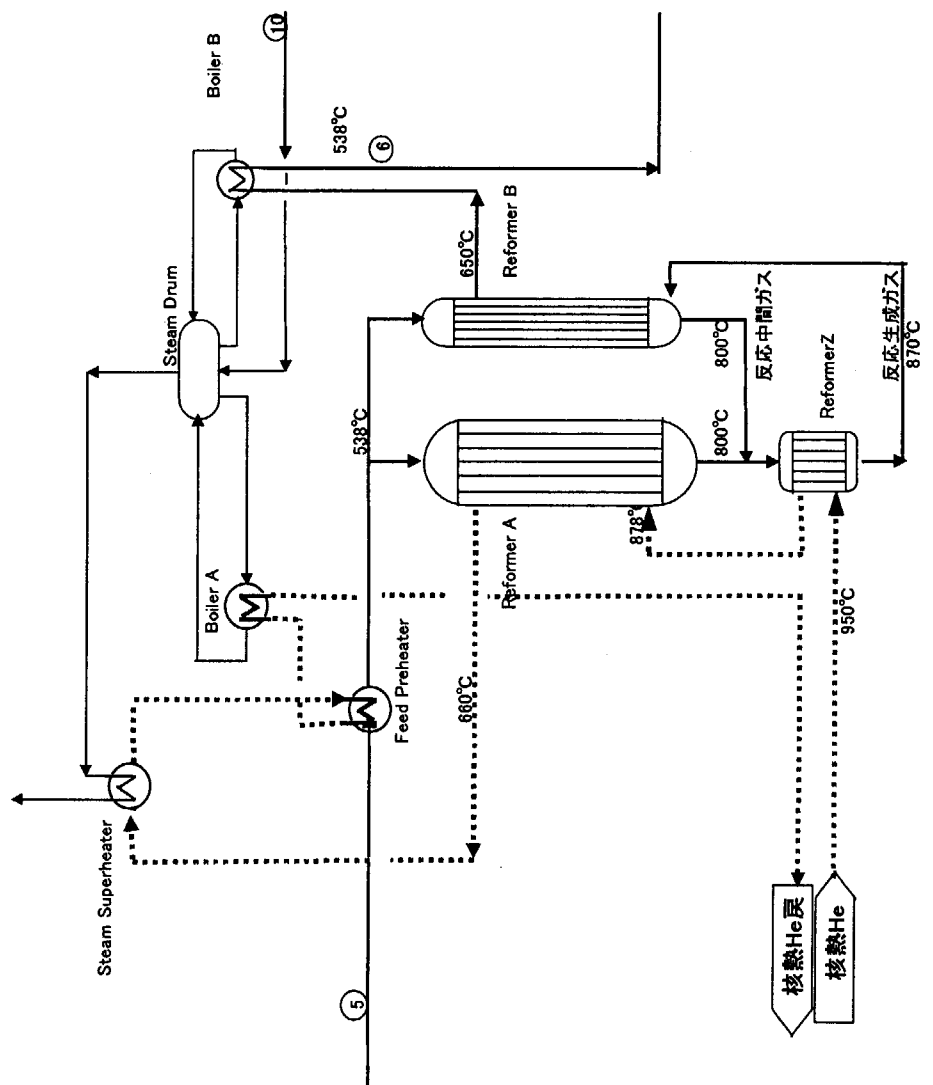


図 3-2 図 3-1(1/4)の核熱利用により変更となる部分の拡大図



核熱利用により変更となる部分

図 3-4 図 3-3 の核熱利用により変更となる部分の拡大図

3.2 CO₂削減効果

本調査で検討した核熱完全利用 DME 製造プロセスにおける CO₂ 削減効果は以下の通りである。

- (1) 商用 DME 製造プロセスでは、CH₄ とプロセス残ガスを燃焼してリフォーマー熱源とし、CO₂ を発生している。これをやめて核熱にすることによりプロセス内 CO₂ 発生はゼロになる。
- (2) プロセスでは用役(スチーム、電力)を消費しており、これに相当して、プロセス外で CO₂ 発生がある。核熱利用により、スチーム消費は不変であるが電力消費は少なくなり、その分、プロセス外 CO₂ 発生は減る。
- (3) 核熱利用は商用よりもプラント建設費が小さく、プラント建設に伴う CO₂ 発生が少ない。
- (4) PSA 装置により高純度 H₂ と Off Gas に分離し、共に外販する。Off Gas は H₂ を含んでおり、CH₄ よりも 1000 kcal あたり CO₂ 発生量が少ない。これを CO₂ 削減効果と見て加算した。

以上をまとめて表 3-7 に示す。CO₂ 削減効果は、全体で 44 万トン/年、その内、CH₄ 燃焼なしが圧倒的で 32 万トン/年、用役減は 3 万トン/年、建設費減は 4 万トン/年、Off Gas Quality は、6 万トン/年の削減効果となった。これは核熱 395 MWt の場合である。600MWt の場合は、1.518 倍して、全体で 67 万トン/年の削減効果となる。

表3-7 CO2削減効果まとめ 395 MWt Basis

CO2 発生要因	unit	CO2発生量 Nm3/h		換算係数	CO2発生量 Nm3/h		削減量 Nm3/h 万吨/年
		商用	核熱完全利用 直接DME		商用	核熱完全利用 直接DME	
Inside	Reformer 排煙	20,850	0	1	20,850	0	20,850
Outside	電力	10,565	6,430	0.25 Nm3/h/kw	2,641	1,607	1,034
	入子一ム	49	44	73 Nm3/ton	3,566	3,209	357
	建設費	565	527	67 Nm3/h/億円	37,834	35,322	2,512
	Off Gas Quality	0	-150	24.5 Nm3/Gcal	0	-3,678	3,678
合計					64,891	36,461	28,430

万吨/年 67

1.518 倍

600 MWt

3.3 核熱利用DME製造に関する比較・検討

前報⁽¹⁾では、代表的な商用 DME プロセスを選び、商用リフォーマー加熱の原型を保ちつつ、核熱利用を施した。2003 年度は原型を崩してプロセスを組み立て、核熱(950℃~400℃)を完全に利用した。原型を崩したので相応の開発努力は必要となったが、さほどの困難はないと思われる。

システムでは DME と H₂(純度：99.99%)を併産するプロセスとして検討した。

(1)経済性評価

核熱(950℃~400℃)を完全に利用するフローに基づき、経済性評価作業を行い、表 3-8 に示す結果を得た。表で右端に安藤ら⁽⁴⁾の結果を参考のため示す。

表 3-8 DME 製造経済性評価のまとめ

商用/核熱	核熱				商用	
	間接法		直接法		間接法	
DME 製造量 (万トン/年)	58		88		58	83-333
熱利用規模 (MWt)	375	416	395	600	410	—
核熱温度範囲 (℃)	950-732	950-400(℃)			—	—
生産地	国内			産油国	国内	産油国
プラント建設費 (億円)	526	556	527	706	890	565
DME 製造単価 (円/kg)	44.9	42.1	40.2	38.1	28.2	48.3
(円/Mcal)	6.5	6.1	5.8	5.5	4.1	7.0
比率	0.93	0.87	0.83	0.79	0.59	1.0
出典	*1	*2	*2	*2	*2	*1
						文献(4)

- *1 前報検討結果⁽¹⁾
- *2 本報告
- 文献(4)

今回の経済性評価では核熱による DME 価格は前報の 6.5 円/Nm³ から 5.8 円/Nm³ に低下している。これはメタノール合成過程から得られるオフガス及びオフガスを PSA により高純度水素を回収し、副製産物として販売することによって得られる収益を含んでいるためである。

本報告の評価では直接法による経済性評価を行った。直接法は現在のところ実用化されていないため、直接法による経済性評価は試算であり、直接法と間接法の厳密な比較は将来の検討課題である。スケールメリットは直接法で判断する限り水素同様大きくない。

本検討結果から、DME 製造を日本で行う場合と産油国で行う場合には歴然とした差がついて

おり、3.1.3.5 に記した、天然ガスからの DME 製造プロセスの安藤ら⁽⁴⁾の経済性試算結果である 11.3 円/kg と比較するまでもなく、日本に輸入した天然ガスによる DME 製造は、核熱といえども経済的に不利であると結論づけることができる。

(2) CO₂削減効果

CO₂削減効果について検討した。前報⁽¹⁾と本報告の結果を表 3-9 に示す。

表 3-9 核熱利用水素製造システムの CO₂削減効果

核熱利用規模 MWt	375	395	600
間接法/直接法	間接法		
核熱利用温度	950-744(°C)	950-400(°C)	950-400(°C)
プラント建設費 (億円)	526	527	706
CO ₂ 削減効果 (万トン/年)	64	44	67
比率	1.0	1.06	1.65
出典	*1	*2	*2

*1 前報検討結果⁽¹⁾

*2 本報告

上表で前報⁽¹⁾の CO₂削減効果が本報告の 395MWt の結果と比べて大きいのは、前報⁽¹⁾の DME 製造システムでは DME とともに生産された CO を含む Off-Gas を CO₂削減効果に含めたが、2003 年度のシステムでは、Off-Gas を PSA にかけることにより 99.99% の高純度水素を製造したため Off-Gas による CO₂削減効果が小さく見積もられたためである。

表 2-10 に示すように、核熱を利用して DME を生産した場合の CO₂削減効果は核熱 395MWt を用いた場合が 44 万トン/年、核熱 600MWt の場合が 67 万トン/年となった。

4. まとめ

前報⁽¹⁾及び本報告において核熱を利用して水素及びDMEを生産するシステムの経済性評価を行った。

前報⁽¹⁾では、商用システムの各プロセスのヒートマスバランスを明らかにするとともに、商用システムのシステムをそのまま利用し、熱源のみを核熱で置き換えた場合の経済性評価を行った。本報告では核熱をシステム全体でトータルで利用するように構成した場合の経済性評価を行うとともに、DMEに関しては直接法を用いて生産した場合、及び産油国で直接法を用いて生産した場合の経済性評価を行った。

これらの結果、以下のことが示された。

1. 水素製造に関して

- ① 純度 97%の水素の製品価格は熱利用規模 380MWt の場合、商用システムで約 12.4 円/Nm³、核熱利用システムの場合 11.5 円/Nm³である。純度 99.99%の高純度水素の製品単価は商用システムの場合の 14.3 円/Nm³に対し、核熱利用システムでは 12.2 円/Nm³と約 15%安くなる。これらから、水素製造に関して商用のシステムと比較して核熱利用システムの経済性が示された。熱利用規模 600MWt とした場合の評価では、高純度水素単価が約 11.9 円/Nm³と約 2%の低下にとどまった。
- ② CO₂削減に関しては、熱利用規模約 380MWt の場合には約 76 万トン/年の CO₂削減効果が、また、600MWt の場合には約 114 万トン/年の CO₂削減効果が期待される。

2. DME製造に関して

- ① DME の製造価格は現在行われている間接法による製造の経済性評価を行い、熱利用規模約 410MWt の場合、商用システム 48.3 円/kg に対し核熱利用システムでは 42.1 円/kg となった。現在はまだ実用化されていない直接法を用いた場合、建設費、用役費が 10%低下するという仮定の下に核熱による産油国生産も含めて経済性評価を行った。その結果産油国で生産すると約 28.2 円/kg 程度になることが示された。
将来実用化されるであろう直接法を用いた場合の経済性の詳細評価、産油国生産の経済性詳細評価は今後検討されるべき課題である。
- ② CO₂削減効果に関しては、核熱利用規模 395MWt の場合には約 44 万トン/年、600MWt の場合には約 67 万トン/年の CO₂削減効果が期待される。

3. これらから、核熱を用いた水素製造システムは天然ガスを用いた商用水素製造システムより経済的に有利であり、CO₂削減効果を考慮すると将来の水素社会における水素供給の大きな役割を担うことができると考えられる。

一方、核熱利用DME製造システムは日本国内で生産を行う場合には、産油国におけるDME製造に比べて経済的に不利となる。したがって、このシステムが採用されるかどうかは、今後CO₂削減効果がどのように評価されるかに依存すると考えられる。

謝辞

本研究の遂行に当たり、水素製造及びDME製造に関する資料の提供をいただき、併せて内容に関してもコメントをいただいた塚田隆治氏（千代田化工株式会社）及び石川忠正氏（ユーティックコンサルティング株式会社）に感謝いたします。

参考文献

- (1) 椎名保顕、桜木洋一、西原哲夫、“核熱利用システムによる水素及びDME製造システムの経済性評価”，JAERI-Tech 2003-076 (2003)
- (2) 千代田化工株式会社、私信
- (3) “Assessment of Costs and Benefits of Flexible and Alternative Fuel Use in the US Transportation Sector”,DOE/PE-0093
- (4) 安藤靖人、大野陽太郎、“DME 直接合成技術と発電用燃料としての期待”，火力原子力発電 Vol.54, No.11,pp.24～30(2003)

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·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·m
工率, 放射束	ワット	W	J/s
電気量, 電荷	クーロン	C	A·s
電圧, 起電力	ボルト	V	W/A
静電容量	ファラド	F	C/V
電気抵抗	オーム	Ω	V/A
コンダクタンス	ジーメンズ	S	A/V
磁束	ウェーバ	Wb	V·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	
光照射度	ルクス	lx	cd·sr/m ²
放射線量当量	ベクレル	Bq	s ⁻¹
吸収線量	グレイ	Gy	J/kg
線量当量	シーベルト	Sv	J/kg

表2 SIと併用される単位

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

1 eV = 1.60218 × 10⁻¹⁹ J
 1 u = 1.66054 × 10⁻²⁷ kg

表4 SIと共に暫定的に維持される単位

名称	記号
オンゲストローム	Å
バ	b
バール	bar
ガリ	Gal
キュリー	Ci
レントゲン	R
ラド	rad
レム	rem

1 Å = 0.1 nm = 10⁻¹⁰ m
 1 b = 100 fm² = 10⁻²⁸ m²
 1 bar = 0.1 MPa = 10⁵ Pa
 1 Gal = 1 cm/s² = 10⁻² m/s²
 1 Ci = 3.7 × 10¹⁰ Bq
 1 R = 2.58 × 10⁻⁴ C/kg
 1 rad = 1 cGy = 10⁻² Gy
 1 rem = 1 cSv = 10⁻² Sv

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

換 算 表

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

粘度 1 Pa·s (=1 N·s/m²) = 10 P (ポアズ) (g/(cm·s))

動粘度 1 m²/s = 10⁴ St (ストークス) (cm²/s)

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

エネルギー・仕事・熱量	J (=10 ⁷ erg)	kgf·m	kW·h	cal (計量法)	Btu	ft·lbf	eV
	1	0.101972	2.77778 × 10 ⁻⁷	0.238889	9.47813 × 10 ⁻⁴	0.737562	6.24150 × 10 ¹⁸
	9.80665	1	2.72407 × 10 ⁻⁶	2.34270	9.29487 × 10 ⁻³	7.23301	6.12082 × 10 ¹⁹
	3.6 × 10 ⁶	3.67098 × 10 ³	1	8.59999 × 10 ⁵	3412.13	2.65522 × 10 ⁶	2.24694 × 10 ²⁵
	4.18605	0.426858	1.16279 × 10 ⁻⁶	1	3.96759 × 10 ⁻³	3.08747	2.61272 × 10 ¹⁹
	1055.06	107.586	2.93072 × 10 ⁻⁴	252.042	1	778.172	6.58515 × 10 ²¹
	1.35582	0.138255	3.76616 × 10 ⁻⁷	0.323890	1.28506 × 10 ⁻³	1	8.46233 × 10 ¹⁸
	1.60218 × 10 ⁻¹⁹	1.63377 × 10 ⁻²⁰	4.45050 × 10 ⁻²⁶	3.82743 × 10 ²⁰	1.51857 × 10 ⁻²²	1.18171 × 10 ⁻¹⁹	1

1 cal = 4.18605 J (計量法)
 = 4.184 J (熱化学)
 = 4.1855 J (15 °C)
 = 4.1868 J (国際蒸気表)
 仕事率 1 PS (仏馬力)
 = 75 kgf·m/s
 = 735.499 W

放射能	Bq	Ci
	1	2.70270 × 10 ⁻¹¹
	3.7 × 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 × 10 ⁻⁴	1

線量当量	Sv	rem
	1	100
	0.01	1

核熱利用システムによる水素及びDME製造の経済性評価Ⅱ

R100

西紙産率 100%
白色度 70%再生紙を使用しています