

高温高速炉を用いた水素製造法 に関する検討

1991年9月

動力炉・核燃料開発事業団
大洗工学センター

複製又はこの資料の入手については、下記にお問い合わせください。

〒311-13 茨城県東茨城郡大洗町成田町4002

動力炉・核燃料開発事業団

大洗工学センター システム開発推進部・技術管理室

Enquires about copyright and reproduction should be addressed to: Technology Management Section O-arai Engineering Center, Power Reactor and Nuclear Fuel Development Corporation 4002 Narita-cho, O-arai-machi, Higashi-Ibaraki, Ibaraki-ken, 311-13, Japan

動力炉・核燃料開発事業団 (Power Reactor and Nuclear Fuel Development Corporation)

高温高速炉を用いた水素製造法に関する検討

大坪 章¹⁾, 羽賀 一男¹⁾

要 旨

高温高速炉を熱源として利用し得る水素製造法である、熱化学法の1つであるUT-3法と、水を効率良く電気分解する固体電解質高温水蒸気電解法について、検討を行った。前者については水素製造プラントシステムの概念検討を行い、水素製造コストの試算を行った。後者については、研究現状を調査した。前者は高温高速炉の熱の有効利用の点から魅力的な水素製造法であるが、材料問題等実用化迄に解決すべき大きな課題が存在する。後者は改良水電解法の1つであり、高温高速炉の熱の有効利用の点からは前者程の魅力に欠けるが、技術的な課題は前者より少ないと考えられる。

1) 大洗工学センター、技術開発部、フロンティア技術開発室

Study on Hydrogen Production Methods Using High Temperature Fast Reactor

Akira Otsubo* , Kazuo Haga *

ABSTRACT

Study was performed on UT-3 thermochemical method and a high temperature steam electrolysis method using a solid electrolyte which were hydrogen production methods to use effectively thermal energy from a high temperature fast reactor(HTFR). For the former, the concept of hydrogen production plant system was studied for the first time and hydrogen production cost was calculated by using the concept. Present status of research was studied for the latter.

The former is a very attractive hydrogen production method from the point of effective use of the thermal energy produced by the HTFR but it has big problems to be solved before commercialization. The latter, which is one of improved electrolysis methods, does not have attractiveness as large as the former in the point of thermal energy utilization, but it seems not to have unsolved problems as difficult as the former.

* Frontier Technology Development Section, Technology Development Division,
O-arai Engineering Center, PNC

目 次

1. はじめに	1
2. 熱化学 (UT-3 プロセス) 法を用いた水素製造	2
2.1 UT-3 プロセス概念設計	2
2.1.1 プロセス原理	2
2.1.2 設計基本概念	2
2.1.3 プロセス工程	4
2.2 機器概要と機器配置	5
2.2.1 カルシウム反応器と鉄反応器	5
2.2.2 熱交換器	5
2.2.3 計装システム	6
2.2.4 プラント機器配置	6
2.3 プロセス効率	6
2.4 水素製造コスト試算	6
2.4.1 経済性評価手法	6
2.4.2 プラントコストデータ等の選定	7
2.4.3 経済性評価	8
3. 固体電解質高温水蒸気電気分解	9
4. 検 討	10
5. おわりに	11
謝 辞	
参考文献	

表一覽表

表 1	全物質収支	14
表 2	熱収支	16
表 3	変動費算出用基礎データ	17
表 4	競合プロセスの水素価格算出用基礎データ	18
表 5	水素製造コスト	19

図一覧表

図1	UT-3プロセスの基本構成	20
図2	UT-3反応サイクル	21
図3	廃熱回収システム	22
図4	UT-3熱化学法水素プラントのフローシート	23
図5	ハニカム成型物	24
図6	反応器概念図	25
図7	機器配置図(平面図)	26
図8	機器配置図(立面図)	27
図9	高温高速炉・UT-3熱化学法水素プラントの完成予想図	29
図10	プロセス効率	31
図11	高温ガス炉による水素製造コスト	32
図12	理論水分解電圧と温度の関係	33
図13	固体電解質高温水蒸気電解法の原理及び研究開発項目	34
図14	多段電解セル	35
図15	高温高速炉・固体電解質高温水蒸気電解プラントシステム図	36

1. はじめに

水素エネルギーは、21世紀のクリーンエネルギーとして期待されている。即ち現時点で次のような利用法が予想される。

(1) 電力貯蔵

原子力発電の発電量が現在よりずっと増加すると、夜間の発電電力の有効利用の問題が深刻化してくる。水素製造による夜間の発電電力の貯蔵は、この問題の解決手段の一つの方法である。

(2) 航空機用燃料

我が国においても、スペースプレーン（宇宙往還機）用に大気中をCO₂で汚染しない水素エンジンを、現在航空宇宙研究所で開発中である。

(3) その他の用途

石油枯渇対策及びCO₂汚染対策として水素が期待されている。大型貨物船、大型トラック、製鉄及びアンモニア等の化学物質生産用の用途が予想される。

フロンティア新原子動力研究グループでは、高温高速炉による水素製造法に関して、調査及び検討を行ってきた^{(1) (2) (3)}。本報告書はこの調査及び検討の一応の最終報告書である。

高温高速炉を熱源として利用し得る水素製造法としては、熱化学法の一つであるUT-3プロセス、高温の水蒸気を効率良く電気分解する固体電解質高温水蒸気電気分解法、及び熱化学プロセスと電気分解プロセスの両方を利用する、ハイブリッド法と呼ばれるリチウム-リチウム水素化プロセスがある。これらの方法のうち、リチウム-リチウム水素化プロセスは、独のア-ヘン工科大学で精力的に研究が行われてきたが⁽⁴⁾、この研究活動の中心となっていた教授が退官されてからは研究は中断されたままであり、又この方法の実用化迄には、まだ解決すべき多くの困難が横たわっているということである。

従って本報告書では、UT-3プロセスと固体電解質高温水蒸気電気分解法について検討を行った。このうち特にUT-3プロセスについては、現在までも重点的に検討を行ってきたが、本報告書では高温高速炉とUT-3プロセスを組み合わせた水素製造プラントシステムの概念検討を行い、水素製造コストの試算を行った。

2. 熱化学（UT-3プロセス）法を用いた水素製造

2.1 UT-3プロセス概念設計

2.1.1 プロセス原理

UT-3プロセスの基本構成を図1に、反応サイクルを図2に示す。この反応サイクルは4つの気-固反応からなり、運転に際して固体を動かさずにガスの切替えのみにより、サイクルを完結させることを特徴としている。反応の最高温度は約730℃と低い。図1に示す4つの反応を矢印方向に行った後、矢印と反対方向に反応を行わせると、反応器が最初の状態に戻り、1サイクルの反応が終了する。1サイクルの反応が2時間内で行えるように、東京大学吉田研究室⁽⁵⁾を中心に、東京農工大⁽⁶⁾及び原研⁽⁷⁾で研究が続けられている。

2.1.2 設計基本概念

概念設計を行うに当たり、次のように設計基本方針を設定する。

(1) 設計基本方針

現状における熱交換器1基当たりの製作限界を考慮し、UT-3水素プラント1系統当たりの製造能力を、製品水素で20,000Nm³/hとする。高温高速炉との組み合わせでは、UT-3水素プラント2系統を用いるが、必要とされる熱量は高温高速炉360MWt 1基でまかなわれるものとする。UT-3水素プラントに入る冷却材ナトリウムの温度は770℃、また水素プラントへ熱を供給後高温高速炉へ返る冷却材ナトリウムの温度は640℃とする。

冷却材ナトリウムにより導入される核熱は、UT-3サイクル反応の熱源として使用されるが、UT-3サイクル反応器ユニットの下流で発生するプロセス廃熱は、経済性が成り立つ程度まで回収されるものとする。

プラントの主要単位操作は、UT-3サイクル反応、水素分離操作、酸素分離操作、熱回収操作である。

概念設計で適用される分離・熱回収技術は、現時点で実用化されている技術とする。即ち、水素及び酸素の水蒸気からの分離は深冷分離法で行い、廃熱スチームは出来る限りプラントの循環機用動力源として利用し、余剰スチームはプラント外の利用設備に送り出すものとする。プロセス廃熱回収システムを図3に示す。

プラントの材料は、原則として従来の化学プラントでの材料選択基準をベースとする。

(2) 主要設計前提条件

水素プラントの主要設計前提条件を下記に示す。

- | | |
|-----------|---------------------------|
| 1) 水素製造能力 | 20,000 Nm ³ /h |
| 2) 年間稼働率 | 7,200時間 |

3) UT-3 反応サイクル

反応ユニットの構成 カルシウム反応器ユニット一式
(アルコキシド法固体反応物を採用する。)

鉄反応器ユニット一式

反応器の形式 外熱式について検討を行う。

固体反応物

主要成分	カルシウム反応器	CaO
	鉄反応器	Fe ₃ O ₄

形状、主要寸法	ハニカム状	
	ピッチ	4.5 mm
	シート厚み	2 mm

反応圧力 (高温鉄反応器出口)	20 kg/cm ² G
-----------------	-------------------------

反応サイクル

操作ステップ	高温反応、冷却 低温反応、加熱
--------	--------------------

サイクル時間	2時間 / 1サイクル
--------	-------------

4) 製品、原料

製品水素	圧力 25 kg/cm ² G、 温度 30℃
------	------------------------------------

副製品酸素	圧力 18 kg/cm ² G、 温度 30℃
-------	------------------------------------

原料水	常温、必要圧力にて供給されるものとする。
-----	----------------------

5) ユーティリティ条件

電力	水素プラント外より導入する。
----	----------------

スチーム	プロセス回収熱による副生スチーム
------	------------------

冷却水	供給温度 25℃、返送温度 40℃
-----	-------------------

純水	通常圧力にて供給されるものとし、ボイラー水として必要な圧力までの昇圧はプラント内で行われるものとする。
----	---

6) 主要単位操作

水素、酸素分離	凝縮法
---------	-----

熱回収	凝縮水減圧再沸法
-----	----------

(3) プロセスフロー

UT-3 水素プラントのプロセスフローシートを図4に示す。反応の主要温度、圧力条件はこのシートの中に示されている。また、UT-3 水素プラントの物質収支を表1に、熱収支を表2に示す。

UT-3 プロセスは、反応工程および凝縮法水素・酸素分離工程より構成され、ガス循環はガス循環機により行われる。反応に必要な熱は高温高速炉の冷却材ナトリウムにより供給される。製品水素の原料となる純水は酸素分離工程へ供給される。

プロセス排熱は副生スチームとして回収される。

反応工程はカルシウム反応器ユニットと鉄反応器ユニットより構成され、またそれぞれの反応器ユニットは、反応サイクルを連続化させるために4基の反応器より成り立っている。両反応器ユニットでの反応サイクルは高温反応操作、反応層冷却操作、低温反応操作、反応層加熱操作より構成される。反応層の加熱操作と冷却操作は、それぞれ高温反応中の反応器より出る反応ガスおよび、低温反応中の反応器より出る反応ガスにより行われる。

2.1.3 プロセス工程

まず、高温反応工程は次のようである。

UT-3サイクル反応は図2のように進行する。水素製造用スチームは、過剰の状態循環機により高温カルシウム反応器に供給される。供給スチームは、高温カルシウム反応器出口ガスで予熱された後、高温高速炉の冷却材ナトリウムにより730℃まで予熱される。高温カルシウム反応器内での反応は吸熱反応であり、また固体反応物の操作温度に制限があるので、反応器中間に於いて反応ガスを再加熱する。反応ガスはカルシウム反応器中間熱交換器にて730℃まで再加熱され、再び反応器に供給され、(2)式の反応が進行する。

高温カルシウム反応器を出る反応ガスは、反応器供給ガスにより所定の温度に調整された後、高温鉄反応器に供給される。高温鉄反応器では(4)式により水素生成反応が進行する。(4)式の反応も吸熱反応であるので、鉄反応器中間熱交換器を設置し、高温高速炉の冷却材ナトリウムにより、反応ガスを所定の温度まで加熱する。生成水素を含んだ反応ガスは、高温カルシウム反応器への供給スチームとの熱交換により冷却される。冷却された反応ガスは循環機により加圧され、凝縮法水素分離工程へ導かれる。

次に凝縮法水素分離工程および熱回収工程につき説明する。

循環ガス中に含まれる水素ガスを分離するために凝縮された H_2O と HBr の凝縮液は、凝縮法水素分離工程に入る高熱量を有する反応ガスにより再沸騰され、次の低温鉄反応へ供給される。プロセス凝縮液再沸器で分離される濃縮水素ガスは、蒸気発生器およびボイラー水予熱器において冷却され、 H_2O と HBr 蒸気は更に冷却分離され、最終的に冷却水クーラーで精製され、製品水素が取り出される。

また低温反応工程は次の様である。

水素分離工程を出る水素が分離された循環ガスは、低温反応器へ導かれ(3)式の反応が進行する。(3)式の反応を終えた循環ガスは、低温カルシウム反応器を出る反応ガスにより予熱され、低温カルシウム反応器へ供給される。低温カルシウム反応器では(1)式の反応により酸素ガスが生成される。生成酸素ガスを含んだ反応器を出る循環ガスは、酸素ガスを分離するために凝縮法酸素分離工程に送られる。

凝縮法酸素分離工程および熱回収工程は次の様である。

酸素ガスを含んだ循環ガスは、プロセス凝縮水再沸器および廃熱ボイラー等におい

て凝縮分離される。プロセス凝縮水には、U T - 3 反応で消費される量の純水が補給される。プロセス凝縮水および補給水はプロセス凝縮水再沸器にて再沸されカルシウム反応器へ供給される。循環ガスより分離される酸素ガスは、精製されプラント外へ排出される。余剰のプロセス廃熱はスチームとして回収される。

U T - 3 反応サイクルを連続化させるために、カルシウム反応器ユニットおよび鉄反応器ユニットは、それぞれ4基の反応器によって構成されている。それぞれの反応サイクルは、高温反応操作、冷却操作、低温反応操作、加熱操作により構成される。反応器の冷却操作、加熱操作はそれぞれ低温反応器、高温反応器を出る反応ガスにより行われる。

2.2 機器概要と機器配置

2.2.1 カルシウム反応器と鉄反応器

本報告書のU T - 3 プロセスでは、ハニカム状のカルシウム系固体反応物および鉄系固体反応物を使用している。図5にハニカム成型物を図示する。

カルシウム反応器および鉄反応器は3つの固体反応物層からなる。図6に反応器概念図を示す。第1固体反応物層から出た温度の降下した反応ガスは反応器外の熱交換器で加熱される。熱交換器で加熱されたガスは再び反応器の第2固体反応層に入る。また同様に、第2固体反応層から出た反応ガスも加熱され、第3固体反応層に供給される。

反応器の構造上の信頼性を向上させるため、反応器内部に固体反応物保持用内筒（Basketと呼ぶ）を設けた。系内圧力に耐える反応器シェルすなわち耐圧シェルとBasketとのすき間には、冷却用スチームを流す。これにより耐圧シェルの温度を下げ、耐圧シェルの材料を通常鋼とする。

プロセス流体（反応ガス）はBasketの内側と接するが、Basketの外側のスチームの圧力と同一にしておく、Basketには固体反応物の重量のみが荷重として加わる。

反応器の胴の片側には全開出来る胴フランジ継手を設けた。このフランジ構造によりBasketを一体で抜き出すことが出来るため、耐圧シェルの内部点検が行い易くなり、また固体反応物の交換時にはクレーンの持ち込みやトラックの近づき易い場所にBasketのみを輸送し、交換作業の能率を向上させることができる。

2.2.2 熱交換器

熱交換器の形式に関しては、信頼性と保守性、伝熱面積、熱交換器サイズを考慮して多管式熱交換器を採用した。E A 1 0 2 および E A 1 0 4 は、大量の気体を扱う気体-気体熱交換器である。両流体ともに低圧力損失が要求されており、温度が大きく交差しているのでShell側は長手方向流れの設計とし、管側も1パスとして完全向流タイプで設計した。

蒸発器の形式には、循環タイプとプール沸騰タイプがあるが、E A 3 0 1、E A 4 0 1、E A 4 0 4 には、圧力条件および過渡条件を考慮し、より経済的な後者のタイプを選定した。

2.2.3 計装システム

熱化学法水素製造プロセスを計装制御の観点より区分すれば、反応器切替えのためのシーケンス制御部とプロセス蒸気循環機、プロセスガス循環機以降の再沸騰器、分離器の液面制御等よりなる連続制御の部分に大別出来る。これらの計測点、制御部（Control Valve、Sequence Valve等）のプロセス状態は、概して高温且つ臭素による腐食雰囲気下であり、また一般プロセスプラントに比較して制御ループ数は少なめである。

このようなプロセス状態を考慮し、小規模分散型計装制御システムによりシーケンスおよび連続制御を行うこととした。

2.2.4 プラント機器配置

反応器は横置きとし、固体反応物の交換は反応器を固定したままで可能とする。

UT-3水素プラントの機器配置図を図7と図8に示す。

高温高速炉・UT-3熱化学法水素プラントの完成予想図を図9とする。

2.3 プロセス効率

回収スチーム熱の動力への変換効率をパラメータとして算出する。熱損失は考慮しない。プロセス効率を次式で算出する。

$$\eta_T = \frac{H_{H_2} + H_R \times \eta_{SP} \times 1 / 100}{H_N}$$

H_{H_2} : 水素製造理論熱量

H_N : 冷却材ナトリウムによるインプット熱量

H_R : 廃熱回収熱量（回収スチームの熱量）

η_{SP} : 回収スチームの動力への変換効率

回収スチームの動力への変換効率は、回収されるスチームの圧力により大きく変わる。これはまた回収スチームの圧力は、プロセス側の設定圧力によって変わる。最適圧力の設定は今後の課題であるが、ここでは本概念設計での圧力設定値に基づき、 $\eta_{SP} 25\%$ を想定している。

プロセス効率を回収スチーム熱の動力変換効率（ η_{SP} ）をパラメータとして図10に示す。

2.4 水素製造コスト試算

2.4.1 経済性評価手法

UT-3水素プラントの経済性評価においては、本プラントの実用化が21世紀後半以降と見込まれること、および事業期間が30年にもおよび長期なものであるため、

技術面、経済・経営環境面での不確定要素があることはやむを得ない。

ここでは、下記の基本的視点と経済性評価の手法により、現時点での投資収益性を明らかにする。

- (1) 水素製造コスト見通しを得るため、各コスト項目の積み上げによる静態的価格算定を行う。
- (2) 競合プロセス（水電解法）について同一手法で計算をし、両者の比較をする。
- (3) 経済性を左右する主要条件を明らかにするため、主な要因について感度分析を行う。

2.4.2 プラントコストデータ等の設定

本プラントの建設期間は3年間、事業期間は約30年間とし、これをもって経済性の評価期間とする。

プラントの製造能力は20,000Nm³/h、また年間稼働時間を7,200h（稼働率82%）とし、製品水素は全量販売可能とする。設備投資額、製造コスト等の諸データは次の通りとした。

(1) 投資関係

プラント建設費は109.8億円と計算された。建設初年度より3年間で、各年20、55、25%の割合で投資されるものとする。

スタートアップコスト（創業費、操業準備費）は、プラント建設費の10%が建設完了年に支出されるものとする。

建設期間中の金利は、年利率10%として計算する。

耐用年数は、プラント15年、スタートアップコスト30年として、定額法（残存簿価=0）で減価償却計算を行う。

(2) 固定費

公租公課は、プラント取得簿価に評価率70%および税率（資産税）1.4%を乗ずる。

保険料は、プラント取得簿価に評価率50%および料率1.2%を乗ずる。

補修費は、プラント取得簿価に補修費率3%を乗ずる。

人件費はGrade 別人員数、単価を次の通りとして算出する。

		(人員数)	(単価)
Grade I	(管理者)	: 1名	1,050万円/年
Grade II	(技術者)	: 1名	700万円/年
Grade III	(オペレーター)	: 11名	530万円/年

(3) 変動費

表3の基礎データにより算出する。副産物は変動費より控除するものとする。

2.4.3 経済性評価

静態的価格算定を行った。比較プロセスとしては、熱化学法プロセスが実用化される時点で、競合プロセスと予想される改良水電解法プロセスを選ぶ。この両プロセスの実用化時期は各々異なるだろうが、総て現在ベースの価格で比較する。

競合プロセスの水素価格算出用基礎データを表4に示す。

以上の条件に基づき、計算した結果を表5に示す。

図11^(b)に高温ガス炉による水素製造コストを示すが、水素製造コストは高温高速炉の場合の方が安くなっている。但し、 1Nm^3 の水素の発熱量は、 3Mcal である。

3. 固体電解質高温水蒸気電気分解

この方法は燃料電池用に開発された、高温で酸素イオン導電性を示す固体電解質を用いて、水素と酸素から水を生成する燃料電池とは逆方向に反応を起こして、水蒸気の高効率の電気分解を行うものである。

図12に理論水分解電圧と温度の関係を示す。室温ではこの値は1.23Vであるが、この図より温度上昇とともに理論水分解電圧は小さくなるのが分かる。固体電解質高温水蒸気電気分解の原理、及び実用化に当たって必要な研究開発項目を図13⁽⁹⁾に示す。固体電解質について、安定化ジルコニアを中心に材料の最適組成の選定試験、及び高温安定性試験が行われている。また、多段電解セルの試作及び高温水蒸気電解特性試験も実施されている。図13に試作された多段電解セルを示す。

1987年及び1988年の報告によれば、 $ZrO_2-Yb_2O_3$ 系の電解セルを用いることにより、従来のセルよりも電気抵抗は大幅に低下し、電解作業下限温度を従来の800℃から、600℃に下げることが可能になったということである。高温高速炉の冷却材ナトリウムの温度は640℃から770℃であるので、この固体電解質高温水蒸気電気分解法を使用することは可能である。原研の場合高温ガス炉を使用するので、電気分解温度は800℃以上が可能であり、高温高速炉の場合の約750℃と比較すると、理論水分解電圧の点では前者が有利であるが、一方固体電解質の耐久性の点からは温度の低い後者が有利である。

図13では高温水蒸気を核熱で発生させることになっているが、生成された水素ガス及び酸素ガスも高温状態であるので、これらのガスの顕熱をも利用したほうが、水素製造効率は向上する。この考えに従って水素製造システムを作成し、図15とする。

4. 検 討

本報告書では高温高速炉と組み合わせて、水素製造を行ない得る可能性のあるUT-3プロセスと、固体電解質高温水蒸気電気分解法について検討を行った。

UT-3プロセスについては、既に2、3度検討を行っているが、本報告書ではその最終検討としてUT-3プロセスの概念設計から始めて、水素製造コストの試算まで行い、参考文献(8)に発表されている高温ガス炉による水素製造コストより、安い製造コストになることを確認した。

このような結果が得られたのは、主に次のような理由による。

まず参考文献(3)で説明したように、高温ガス炉の場合は一次冷却材ヘリウムの温度範囲400-950℃のうち、750-950℃しかUT-3プロセスの水素製造に使用出来ず、400-750℃の熱エネルギーは発電にまわしているのだが、この電力を製造コストより安い価格で売電するからである。もう一つの理由としては、高温高速炉設計⁽¹⁰⁾が現在の高速炉設計と比較しかなり合理化された設計で、発熱コストが安くなっている事である。

このようにUT-3プロセスと高温高速炉の組み合わせは非常に好ましいものであるが、今後のこのシステムの実用化の可能性については、大きな疑問が存在する。技術的にいって高温高速炉よりも、UT-3プロセスの方に大きな課題がある。特に大きな課題は構造材料である。

UT-3プロセスでは700℃という高温のHBr及びBr₂というガスを用いているが、このようなガスに腐食しないような構造材料を見出すのは、非常に困難である。東大の小規模の試験では1気圧での試験であるので、構造材料として石英ガラスを用いているが、石英ガラスでガス圧が20気圧の実際のプラントを制作するのは不可能である。本報告書作成に際しコンサルタントをお願いした会社に、数気圧のガスを用いる試験装置の見積りをお願いしたところ、社内で激論されたということで、その結果引き受けられないという返事をいただいた。

一方固体電解質高温水蒸気電気分解法については、将来経済性が確立し実用化出来るかどうか判断するのは現時点で不可能であるが、UT-3プロセスの場合と異なって実験装置の制作に問題は無い。また小規模試験を行う事で、実用化に対するかなりの見通しが得られそうである。この研究は現在原研で行われているが、関係しているメーカーの人から聞いた話では、試験体の制作が研究の中心であり、原研は単に試験しているのだという事であった。

5. おわりに

約2年前から熱化学法、特にUT-3プロセスを中心として、水素製造法に関して精力的に調査検討作業を続けてきたが、一応本報告書で終了とする。今後は、動燃で購入し始めた水素エネルギーに関する雑誌を中心に、新たな水素製造法に関する研究が発表されていないか、調査を継続する。

謝 辞

UT-3プロセスの検討に当たりご協力いただいた、東洋エンジニアリング株式会社山口俊雄氏に感謝します。

打合せに出席していただき、いろいろコメントをいただいた関口信忠氏及び宮原信哉氏に感謝します。

参考文献

- (1) 動燃報告書 PNC 19420 89-003、水素製造R & Dに関する調査、大坪 章
- (2) 動燃報告書 PNC 19430 89-004、高温高速炉に関する予備検討、大坪 章
- (3) 動燃報告書 PNC 19410 90-074、高温高速炉とUT-3プロセスを用いた水素製造に関する予備検討、大坪 章 他
- (4) "The Lithium - Lithium Hydride Process for the Production of Hydrogen : Comparison of Two Concepts for 950 and 1300 °C HTR Helium Outlet Temperature," M. Oertel et al., Int. J. Hydrogen Energy, Vol. 12, No. 4, pp 211-217, 1987
- (5) "Reaction Improvement in the UT-3 Thermochemical Hydrogen Production Process," M. Aihara, M. Sakurai and K. Yoshida, HYDROGEN ENERGY PROGRESS VIII VOL. 2 (Proceedings of the 8th World Hydrogen Energy Conference, Honolulu and Waikoloa, Hawaii, U. S. A., 22-27 July 1990)
- (6) "Design of Solid Reactants and Reaction Kinetics Concerning the Fe-Compounds in the UT-3 Thermochemical Cycle," R. Amir et. al., 同上
- (7) "Cycle Simulation of the 'UT-3' Thermochemical Hydrogen Production Process," Y. Tadokoro et. al., 同上
- (8) 原子力ポケットブック 1990年版、日本原子力産業会議
- (9) 高温工学試験研究の現状、1987年、日本原子力研究所
- (10) 動燃報告書 PNC ZN9410 91-126、高温高速炉概念検討、大坪 章 他

表1 全物質収支 (その1)

水素製造能力 20,000 Nm³/h

ストリーム番号・ 名称 STREAM	1				2		3		4		5		6	
	原料水		回収凝縮水		高温カルシウム 反応器供給 スチーム		高温カルシウム 反応器出口 反応ガス		高温鉄反応器 供給ガス		高温鉄反応器 出口反応ガス		凝縮分離循環 ガス	
	kg·mol/h	vol. %	kg·mol/h	vol. %	kg·mol/h	vol. %	kg·mol/h	vol. %	kg·mol/h	vol. %	kg·mol/h	vol. %	kg·mol/h	vol. %
H ₂											892.3	2.00		
O ₂														
HBr							1,784.6	4.26	1,784.6	4.26	7,138.4	16.00	7,138.4	16.33
Br ₂														
H ₂ O	892.3		40,153.5		41,045.8		40,153.5	95.74	40,153.5	95.74	36,584.3	82.00	36,584.3	83.67
Wet Gas Total	892.3		40,153.5		41,045.8		41,938.1	100.00	41,938.1	100.00	44,615.0	100.00	43,722.7	100.00
温度, °C	30		—		730		700		650		620		234	
圧力, kg/cm ² G	25		—		—		—		—		20		19.9	

表1 全物質収支
UT-3熱化学法水素製造プラント(その2)

水素製造能力 20,000 Nm³/h

ストリーム番号・ 名称 STREAM	7		6		8		9		10		11		12	
	製品水素		低温鉄反応器 供給ガス		低温鉄反応器 出口反応ガス		低温カルシウム 反応器供給ガス		低温カルシウム 反応器出口 反応ガス		プロセススチーム 循環機出口		副生酸素	
	kg·mol/h	vol.%	kg·mol/h	vol.%	kg·mol/h	vol.%	kg·mol/h	vol.%	kg·mol/h	vol.%	kg·mol/h	vol.%	kg·mol/h	vol.%
H ₂	892.3													
O ₂									446.2	1.49			446.2	
HBr			7,138.4											
Br ₂					892.3	2.94	892.3							
H ₂ O			36,584.3		40,153.5	97.06	40,153.5		40,153.5	98.51	41,045.8			
Wet Gas Total	892.3		43,722.7		41,045.8	100.00	40,599.7		40,599.7	100.00	41,045.8		446.2	
温度, °C	30		234		369		550		592		-		30	
圧力, kg/cm ² G	25		-		-		-		-		-		18	

表2 熱収支 (25°C基準)

水素プラント水素製造能力 20,000 Nm³/h

入 熱		出 熱	
項 目	熱 量 (10 ⁶ kcal/h)	項 目	熱 量 (10 ⁶ kcal/h)
原料補給水 (30°C)	0.080	H ₂ ガス (30°C)	60.990
		O ₂ ガス (30°C)	0.016
Compressor Power		O ₂ 分離工程 Cooler にて冷却水へ	1.864
O ₂ 分離工程 (12,000 kW)	10.327	H ₂ 分離工程 Cooler にて冷却水へ	1.176
H ₂ 分離工程 (21,800 kW)	18.761		
ボイラー供給水 (30°C)	0.936	回収可能動力 ($\eta_{SP}=0.25$ ベース)	30.289
冷却材ナトリウム 供給熱量 (770°C → 640°C)	155.096	動力変換ロス (タービンコンデンサー等)	90.865
合 計	185.200	合 計	185.200

表3 変動費算出用基礎データ

摘 要	原単位 *1	単 価 *2	単位原価 *3
(a) 核熱コスト	7,745.8 千kcal	2.5 円/千kcal *5	19,364.5 円
(b) 副原料 (触媒)	1.84 ℓ	1,800 円/ℓ	3,312 円
(c) ユーティリティー			
・ 純 水	0.804 ton	250 円/ton	210 円
・ 冷 却 水	303 ton	5 円/ton	1,515 円
・ 電 力	4.0 kWh	11.5 円/kWh	46 円
・ その他 *4			製造コストの 2%
(d) 副 産 物			
・ 酸 素	-500 Nm ³	10 円/Nm ³	-5,000 円
・ 蒸 気	-0.294 ton	2,600 円/ton	-764.4 円

注) *1 : 水素1,000 Nm³ 当り消費量

*2 : 初年度価格, ただし値は現在(1991年)ベース

*3 : 水素1,000 Nm³ 当りコスト (=原単位 × 単位)

*4 : 計装空気, 補助電力等 (動態的分析に対してのみ)

*5 : 高温高速炉の年間稼働時間を7,200時間としている。

表4 競合プロセスの水素価格算出用基礎データ

水素製造能力： $1.44 \times 10^8 \text{ Nm}^3/\text{年}$

	単 位	改良水電気分解法
プラント建設費	億円	109.0
原料使用量	MMkcal/h	—
ユーティリティーズ		
燃 料	MMkcal/h	—
ボイラー供給水量	ton/h	—
冷 却 水	ton/h	—
電 力	kWh/h	97.400
備 考	年間稼働時間	7,200時間

表5 水素製造コスト

項 目	プラント	U T - 3 プロセス	改良水電解法
		ケース I	
計 算 条 件	プラント建設費	109.8億円	109.0億円
	建設期間	3年	3年
	プラント簿価 (建設期間中金利を含む)	126.5億円	125.6億円
	資産取得総額 (創業費を含む)	137.4億円	137.0億円
	平均耐用年数	プラント15年	プラント15年
計 算 結 果	減価償却費	879.8百万円	875.3百万円
	金 利	687.3	685.0
	公 租 公 課	61.3	61.5
	諸 保 険 料	37.5	37.7
	資 本 費 計	1665.9	1659.5
	人 件 費	75.8	75.8
	補 修 費	379.5	376.8
	核 熱 費	2788.5	
	材料副資材費他	715.6	8111.0
	副産物控除	▲830.1	▲720.0
	運 転 費 計	3129.3	8743.6
	管 理 費 (資本費および運転費合計の10%)	479.5	950.3
	合 計	5274.7	10453.4
製 品 量	$1.44 \times 10^8 \text{ Nm}^3/\text{年}$	$1.44 \times 10^8 \text{ Nm}^3/\text{年}$	
製品単位数当りコスト	36.6 円/Nm ³	72.6 円/Nm ³	

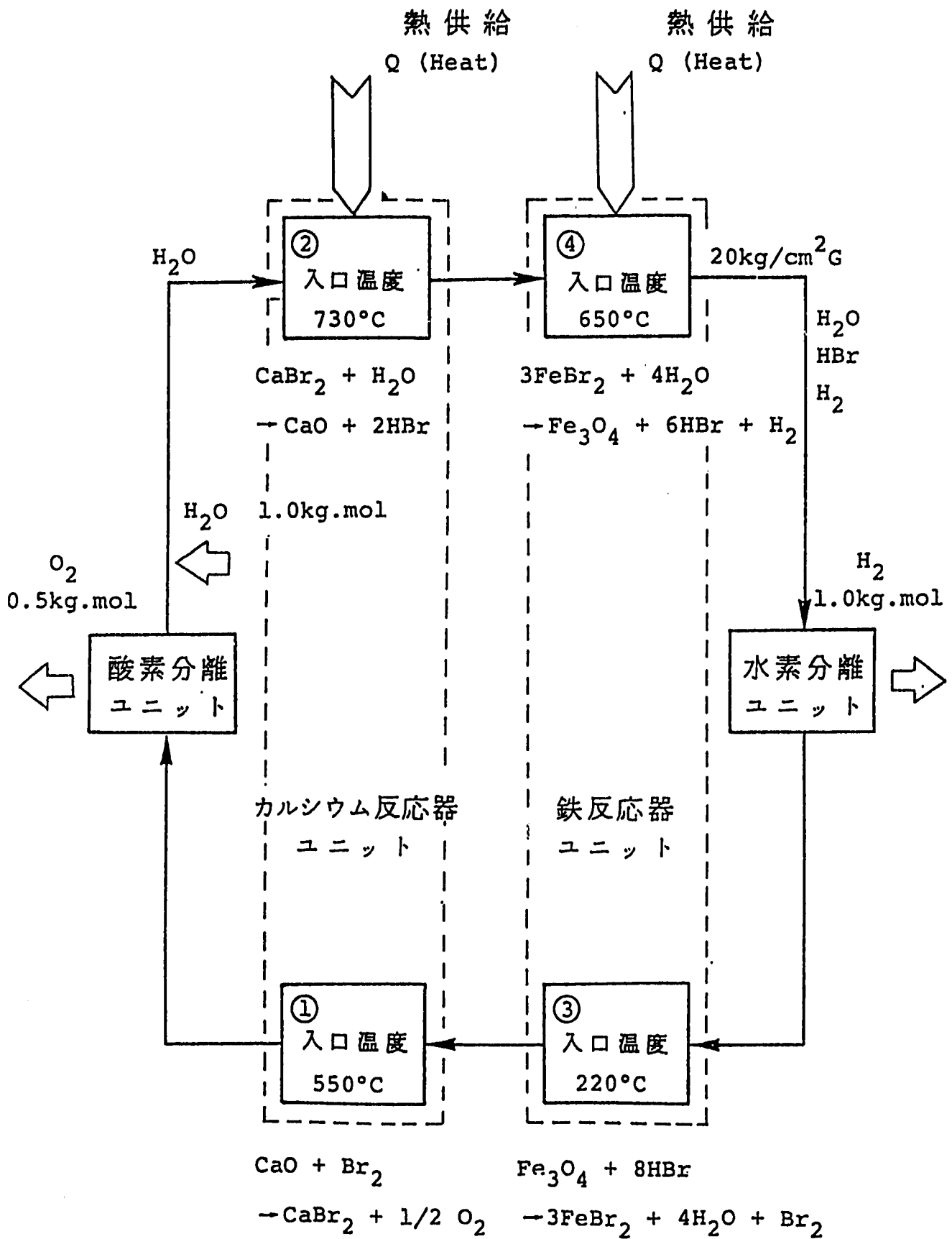


図1 UT-3プロセスの基本構成

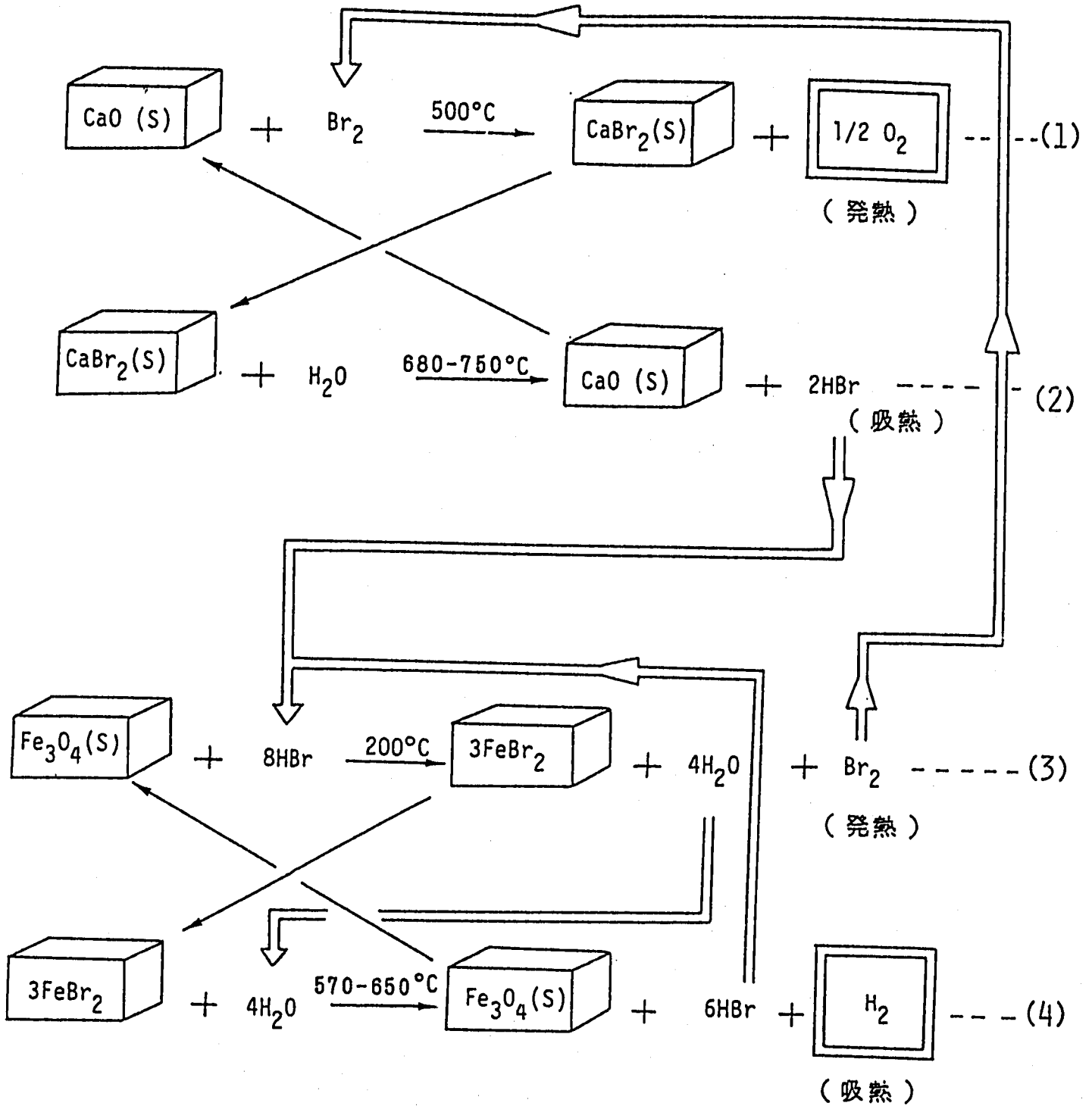


図2 UT-3反応サイクル

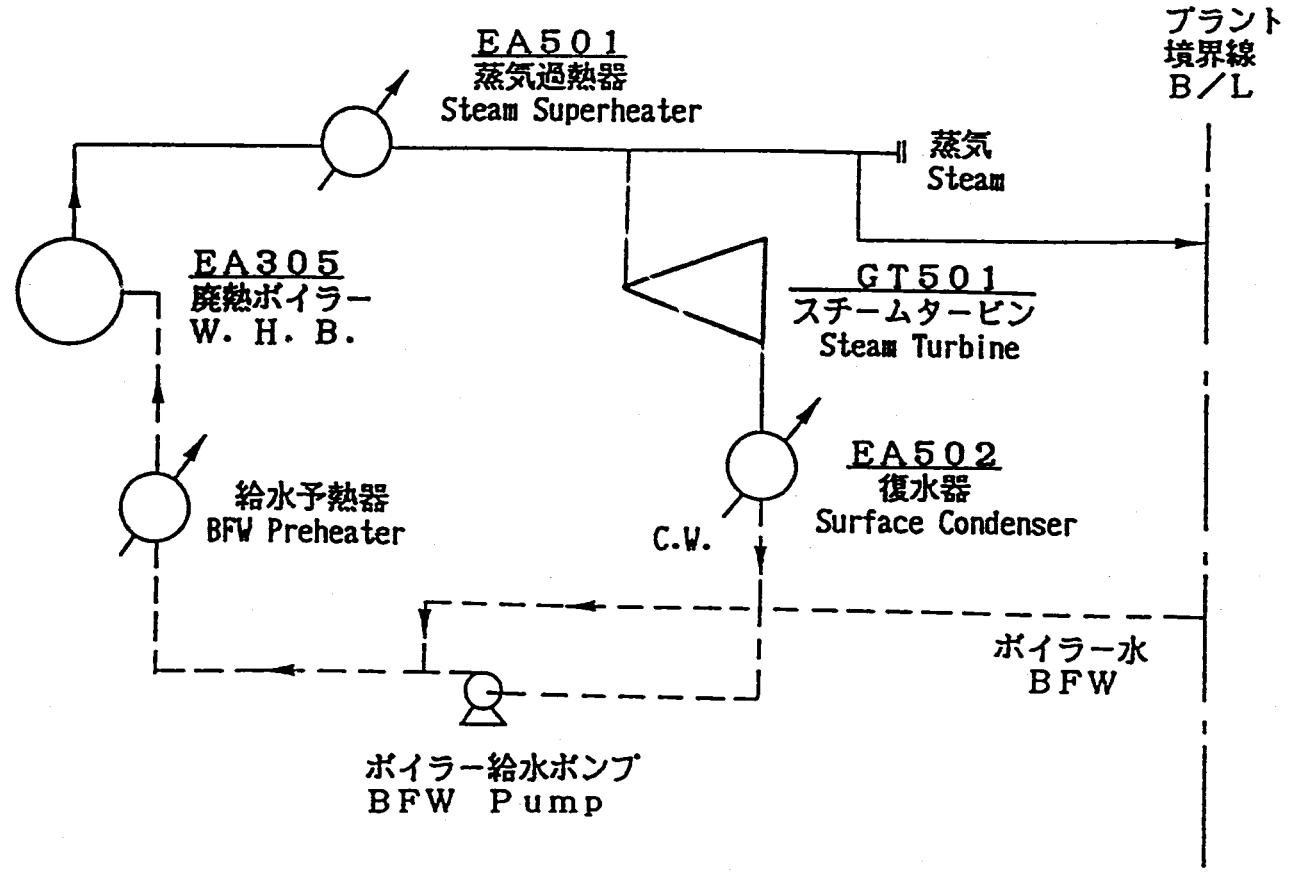


図3 廃熱回収システム

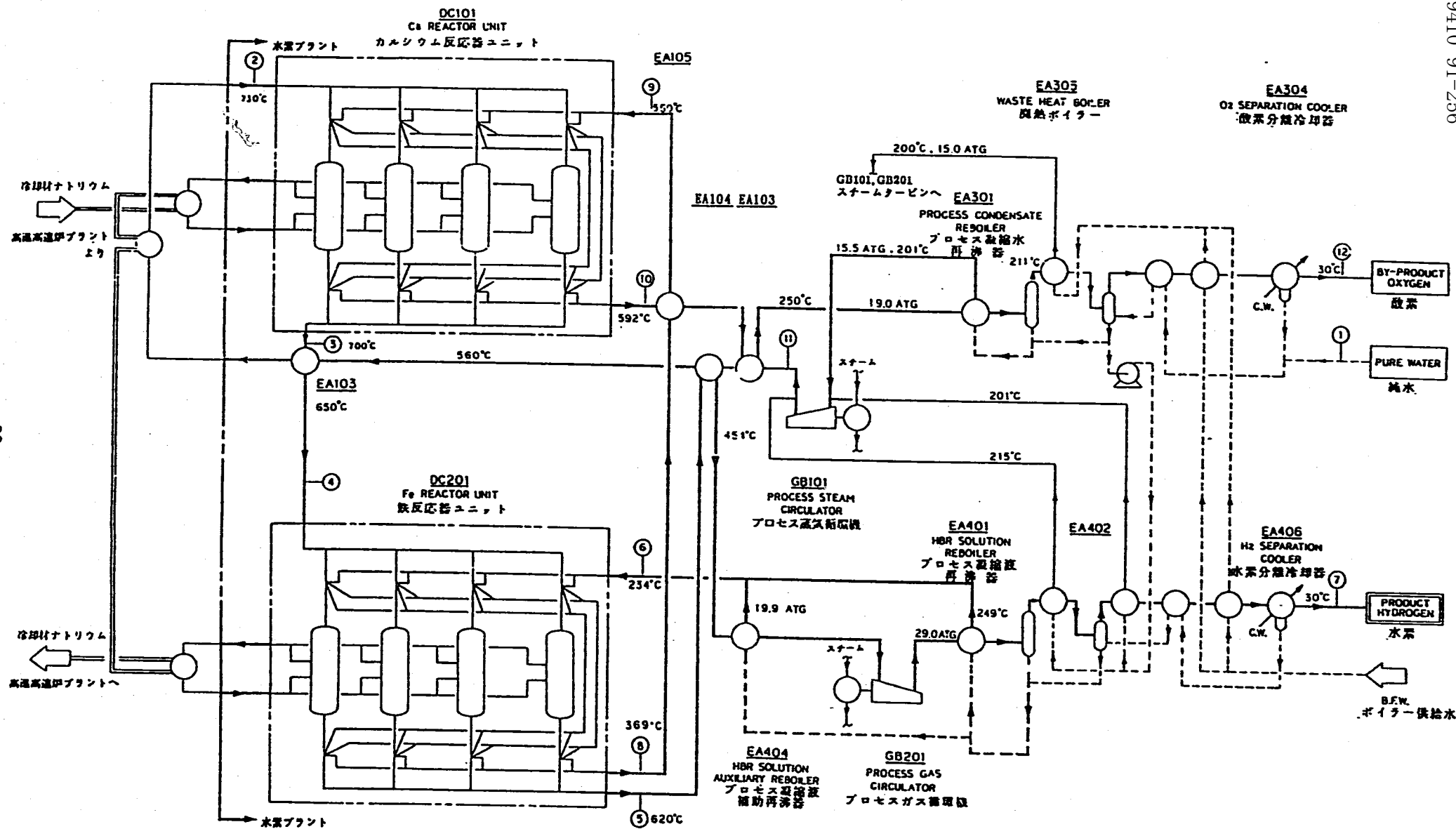


図4 UT-3熱化学法水素プラントのフローシート

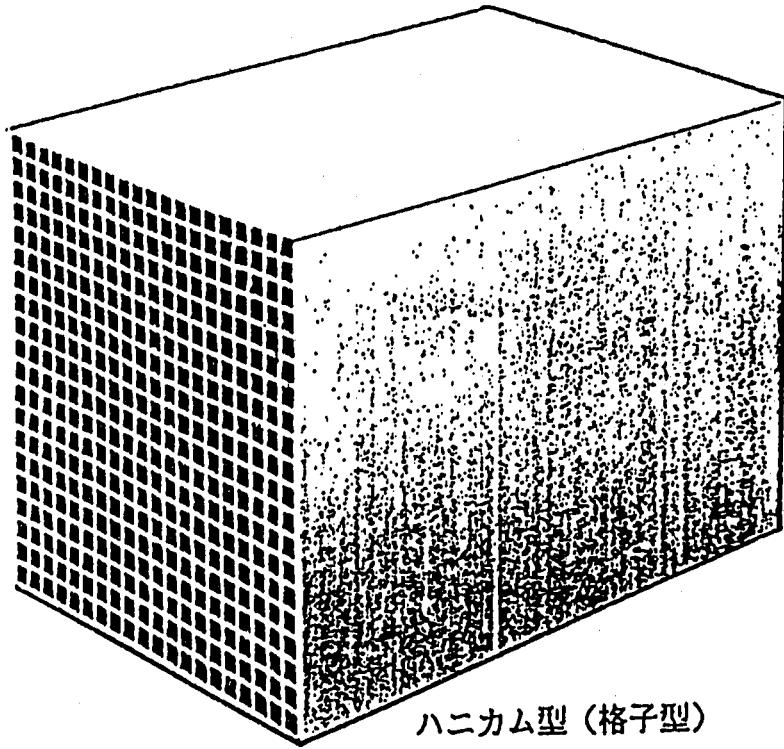


図5 ハニカム成型物

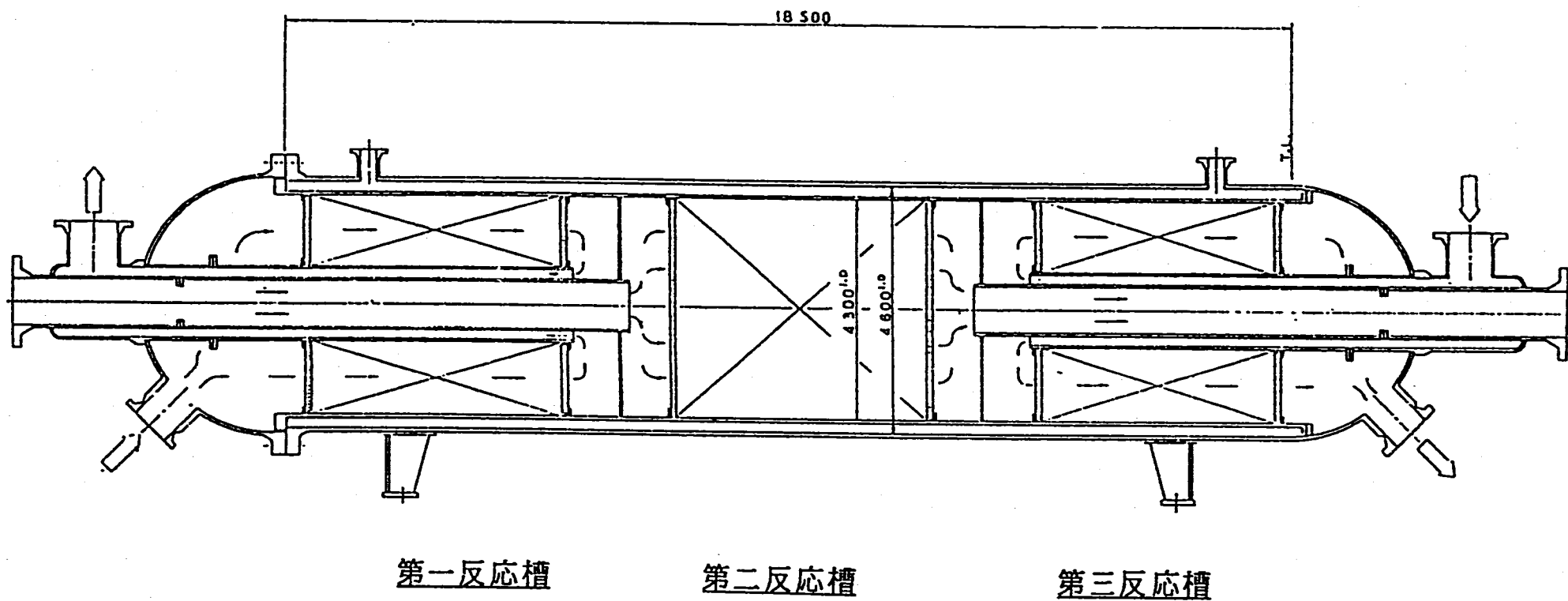


图6 反应器概念图

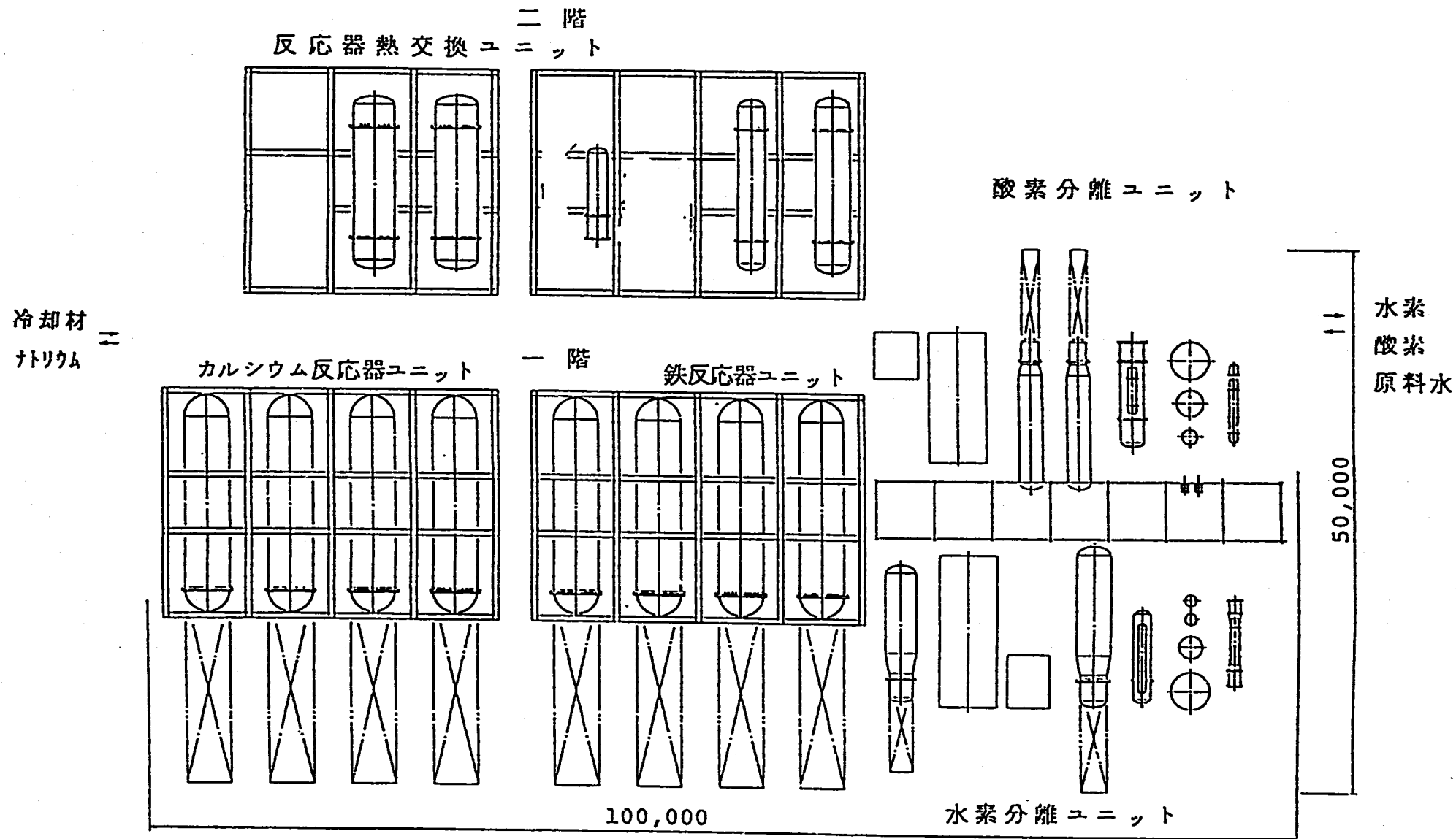
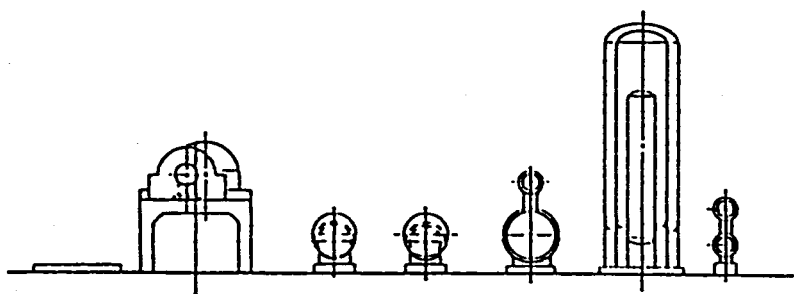
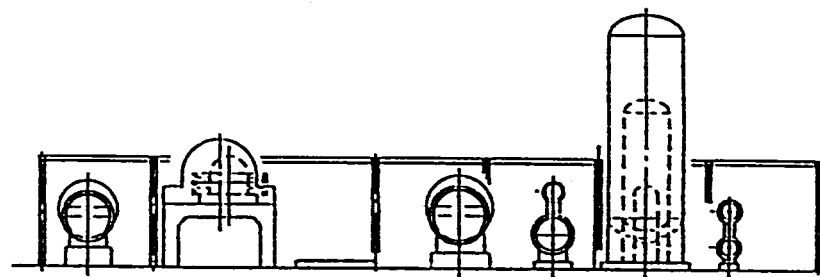


図7 機器配置図 (平面図)

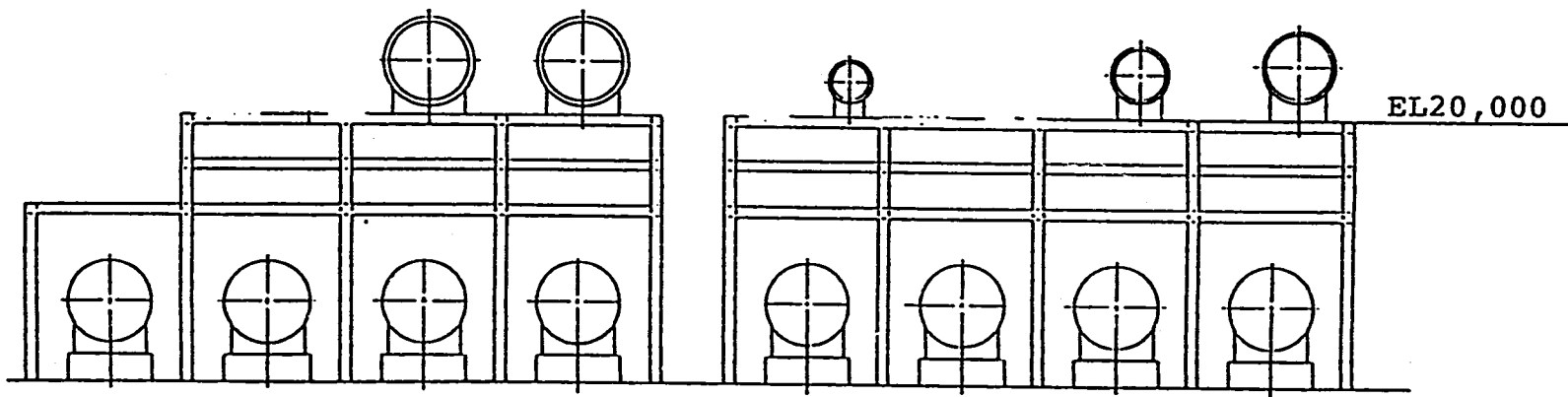


酸素分離ユニット



水素分離ユニット

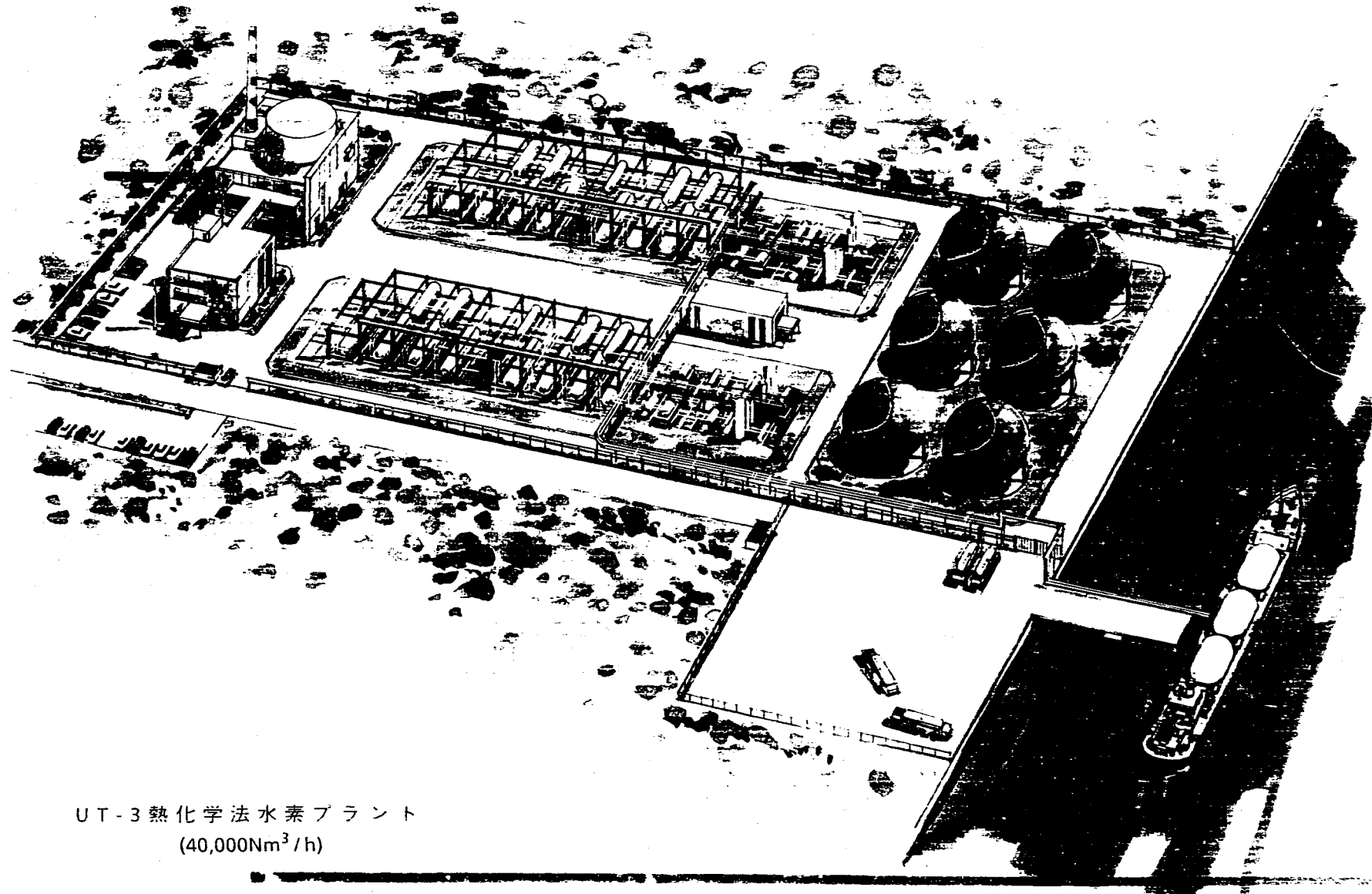
反応器熱交換ユニット



カルシウム反応器ユニット

鉄反応器ユニット

図8 機器配置図(立面図)



UT-3 熱化学法水素プラント
(40,000Nm³/h)

図9 高温高速炉・UT-3 熱化学法水素プラントの完成予想図

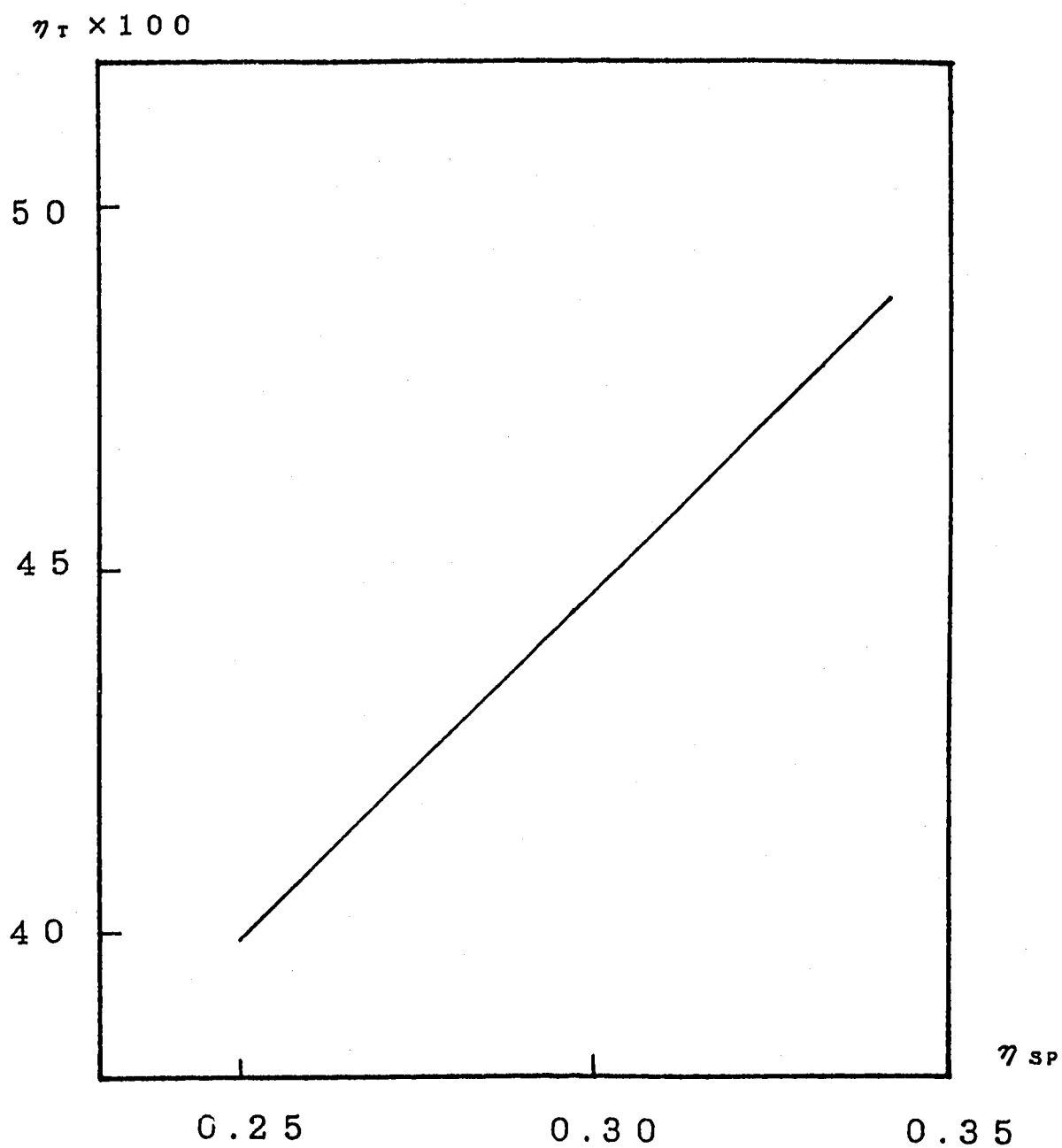
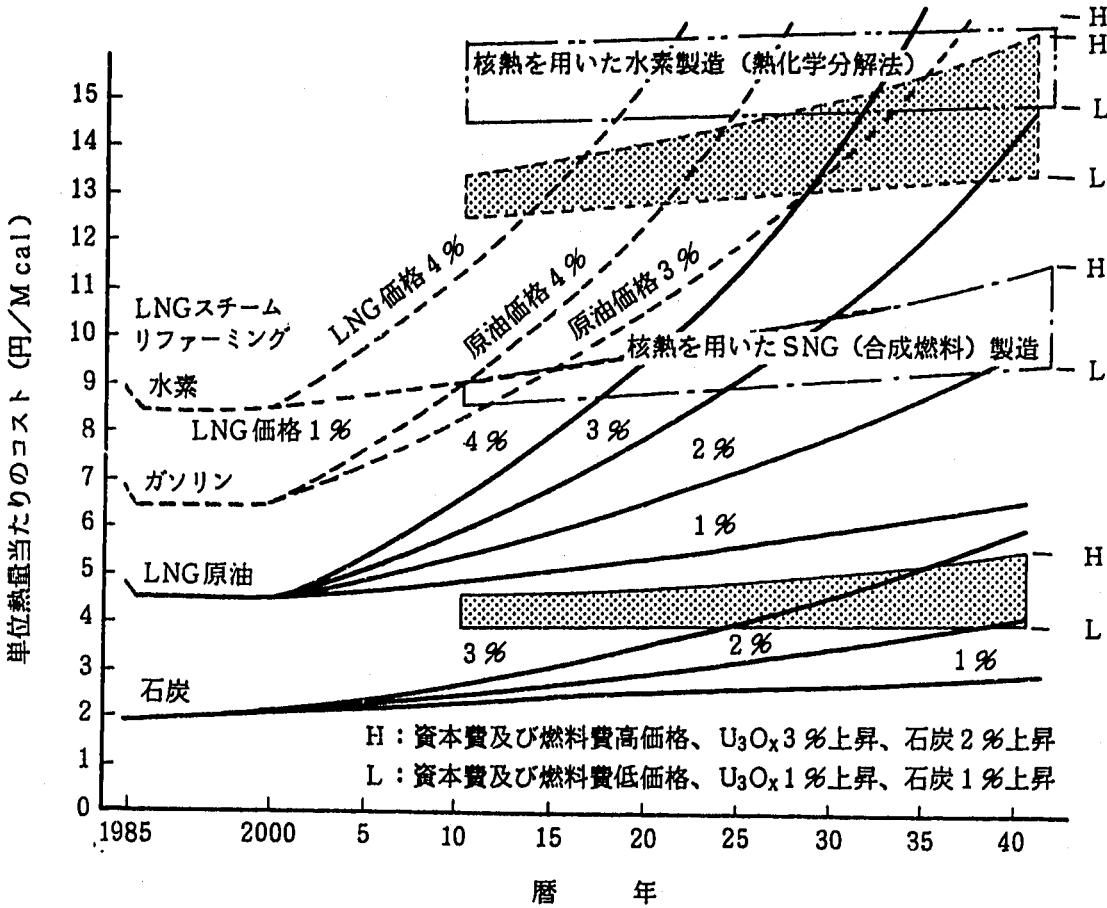


図10 プロセス効率

(2) 各種化石燃料と核熱との単位熱量当たりのコスト比較



(注) ・核熱及びそれを用いた燃料のコストについては、高温ガス炉 250MWt × 8基の使用を前提に試算。
 ・現在価格換算均等化コスト法により原価試算(価格評価年 1985年)。
 (原子力局原子力開発機関監理管室調べ)

図11 高温ガス炉による水素製造コスト

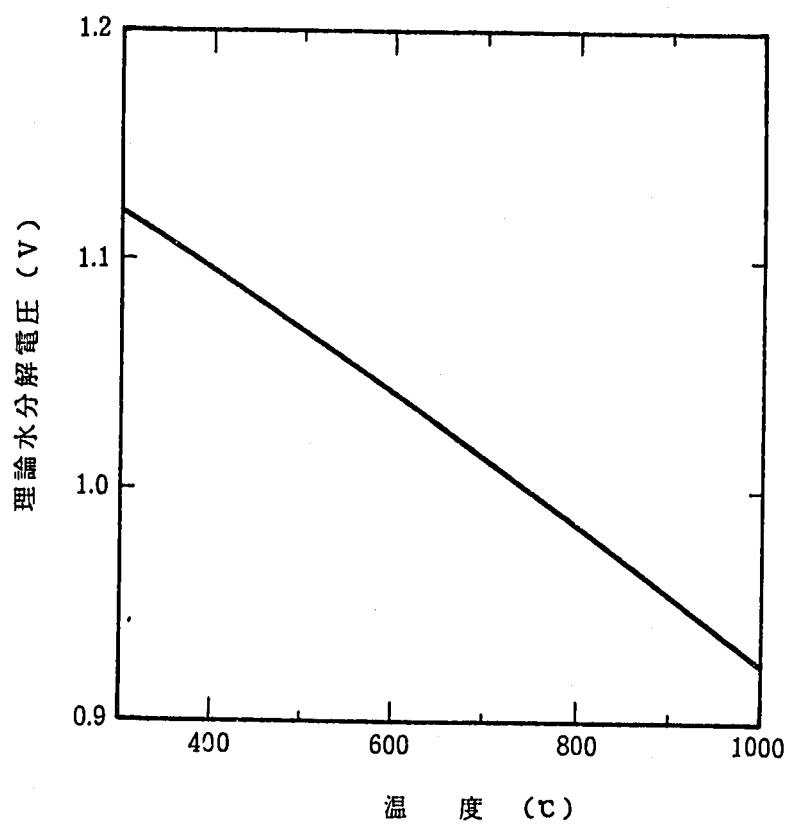
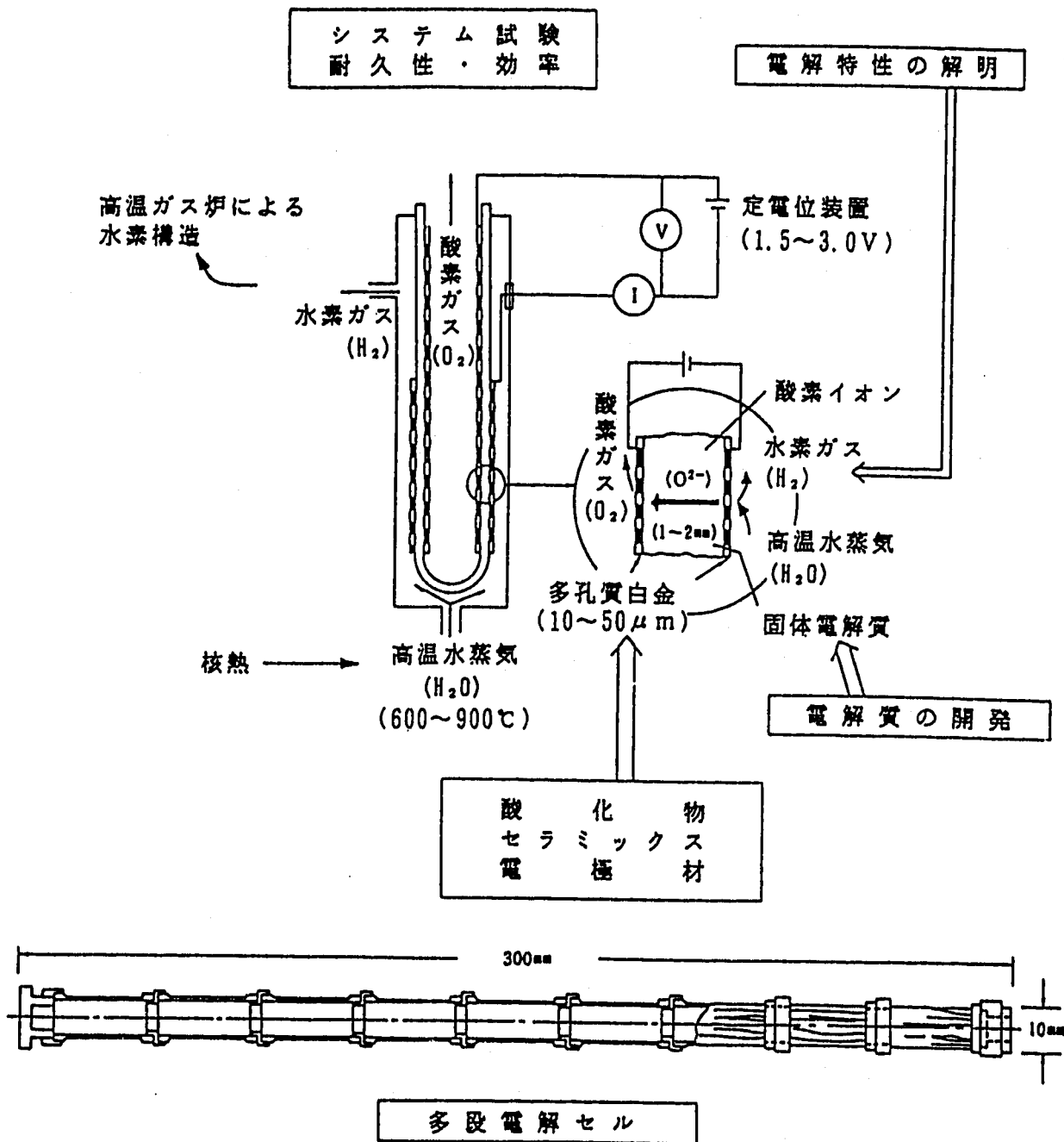


図12 理論水分解電圧と温度の関係



(注) 研究開発項目を で示す。

図13 固体電解質高温水蒸気電解法の原理及び研究開発項目

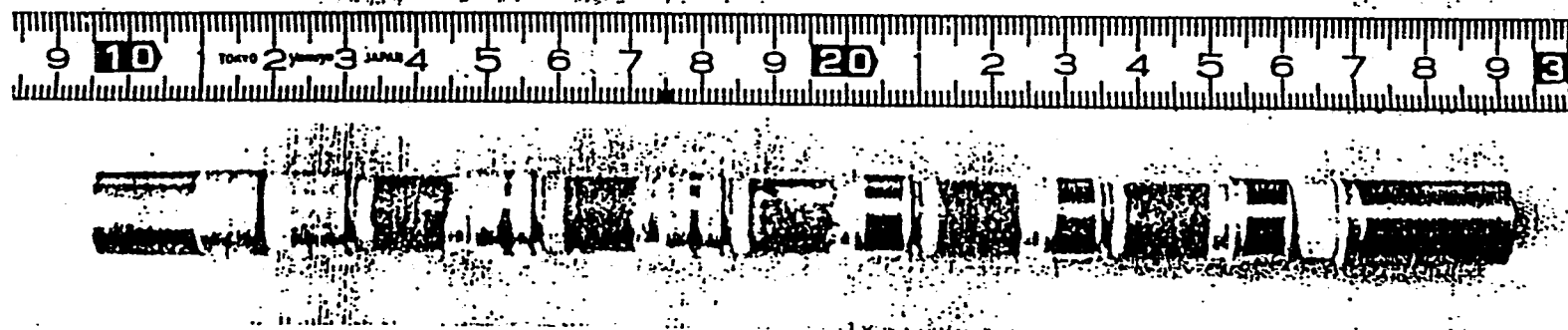


図14 多段電解セル

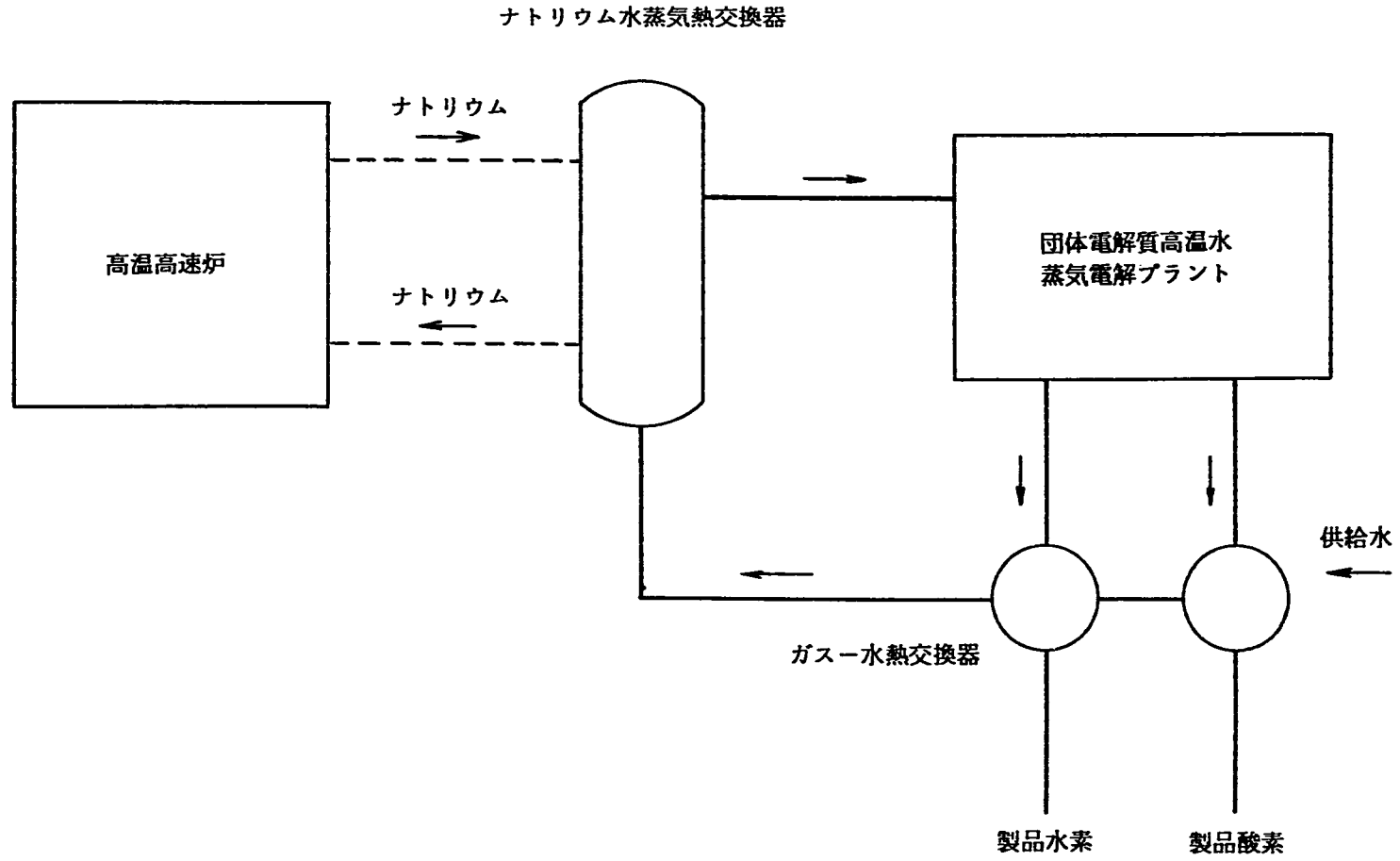


図15 高温高速炉・固体電解質高温水蒸気電解プラントシステム図