

高温高速炉を用いた水素製造法に関する検討（Ⅱ）
（固体電解質高温水蒸気電気分解）

1992年11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（Ⅱ）

（固体電解質高温水蒸気電気分解）

大坪 章¹⁾、羽賀 一男¹⁾

要 旨

〔目的〕

来世紀にクリーンエネルギー源としての実用化が期待されている水素を、高温高速炉を熱源として製造する方法を検討する。

〔方法〕

高温高速炉の熱及び、夜間余剰電力を使用して、水を効率良く電気分解するための固体電解質高温水蒸気電解法の解析検討を行う。

〔結果〕

高温高速炉の炉容器出口冷却材温度を700℃及び880℃として、システムの検討を行ったところ電解効率はおおの91.6%及び92.2%となる。ここでこの場合の電解効率は、次式で表される。

$$\text{電解効率} = \frac{\text{製造された水素の燃焼時の発熱量}}{\text{高温高速炉よりの熱量} + \text{電気分解用電気量}}$$

このシステムは原理的には炉容器出口冷却材温度を550℃でも設計可能であるが、システム中に約900℃の水蒸気及び空気の熱交換器を必要とするため、難点がある。

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 Otsubo¹⁾, Kazuo Haga¹⁾

ABSTRACT

[Objective]

To study hydrogen production methods using a high temperature fast reactor as its heat source. The hydrogen is expected to be clean energy source in the next century.

[Method]

Study was performed on a high temperature steam electrolysis method using a solid electrolyte, which is a hydrogen production method studied elsewhere.

[Results]

Assuming that hydrogen production system study was operated at 700 and 880°C of reactor vessel outlet coolant temperature of the HTFR, electrolysis efficiencies were determined to be 91.6 and 92.2 %, respectively. In this case, the electrolysis efficiency is shown as the following equation.

$$\text{Electrolysis efficiency} = \frac{\text{Heat generated by combustion of produced hydrogen}}{\text{Heat from HTFR} + \text{Electric power used for electrolysis}}$$

The system can also be operated at 550°C with an additional heating system up to 900°C. However technical feasibility of the heat exchangers used in the hydrogen production system is not clear.

¹⁾ Frontier Technology Development Section, Technology Development Division,
O-arai Engineering Center, PNC

目 次

1. はじめに	1
2. 高温水蒸気電気分解の原理と基本構造	2
2.1 システム原理	2
2.2 電解セルの原理	2
2.3 電解セルの作動電圧	3
2.4 電解セルの温度分布	4
2.5 セル構成例と構成材料	4
3. 高温水蒸気電気分解装置の概念検討	6
3.1 検討システム	6
3.2 S O S E 運転パターン	6
3.3 検討条件	7
3.4 検討結果	7
3.5 装置設備	8
3.6 現状 F B R 対応システム	9
4. おわりに	10
謝辞	11
参考文献	12

表一覽表

表 3. 1	S O S E 運転パターン一覧	32
表 3. 2	全体系統検討条件 (1 / 2)	33
表 3. 2	全体系統検討条件 (2 / 2)	34
表 3. 3	全体系統検討結果	35

図一覽表

図2.1	高温水蒸気電気分解システム原理	13
図2.2	S O S E原理図	14
図2.3	$H_2O = H_2 + 1/2 O_2$ 反応の平衡定数	15
図2.4	理論水分解電圧	16
図2.5	セル構成例	17
図3.1	システム系統図(ケース1)	18
図3.2	システム系統図(ケース2)	19
図3.3	S O S E作動温度と素子抵抗	20
図3.4	マスヒートバランス(ケース1)	21
図3.5	マスヒートバランス(ケース2)	22
図3.6	S O S Eセルにおける作動電圧分布	23
図3.7	S O S Eセルにおける所要電力分布	24
図3.8	S O S Eセルにおける温度分布	25
図3.9	S O S E電解モジュール概念図	26
図3.10	S O S E電解システム概念図	27
図3.11	S O S Eプラント平面図例(ケース1)	28
図3.12	S O S Eプラント平面図例(ケース2)	29
図3.13	S O S Eプラント側面図例	30
図3.14	現状F B R対応システム系統図	31

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次のような利用法が期待されている。

(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に対するニーズが増々強くなっていく。電力を水素製造に利用することは、そ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、航空宇宙研究所で開発中であり、製造した水素はこれに有効利用できる。

(3) その他の用途

製造した水素は石油枯渇対策及びCO₂汚染対策としての利用が期待されている。また大型貨物船、大型トラック、製鉄及びアンモニア等の化学物質生産などの用途が期待される。

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) (4)}。そこでは、高温高速炉と組み合わせて使用できる水素製造法として、UT-3プロセスと固体電解質高温水蒸気電気分解法の検討を行ってきたが、これ迄の重点はUT-3プロセスに置かれていた。本報告書は、残された固体電解質高温水蒸気電気分解法について更に検討を行い、これまでの検討不十分の点を補ったものである。

2. 高温水蒸気電気分解の原理と基本構造

2.1 システム原理

図2.1に高温水蒸気電気分解システム原理を示す。本システムは、水の電気分解を高温高速炉の熱を利用した高温条件下で、原子力発電所からの夜間余剰電力を用いて効率的に行うものである。

キャリアーガスの空気中に含まれた供給水は、ガス-水熱交換器で予熱された後にNa-水熱交換器で約670℃まで加熱される。その後ガス-水蒸気熱交換器で更に900℃近くまで加熱され電気分解装置に入る。

電気分解装置で生成された高温の水素及び酸素は、前述のガス-水蒸気熱交換器及びガス-水熱交換器で冷却された後、製品として回収される。

2.2 電解セルの原理

高温水蒸気電気分解法は燃料電池用に開発された。その原理は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の反応を起こして、水蒸気の高効率の電気分解を行うものである。

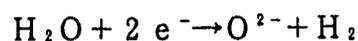
固体電解質電解セルS O S E (Solid Oxide Steam Electrolysis Cell)はジルコニア等の固体電解質膜の両面に電極を付けたものであり、固体電解質燃料電池セルS O F (Solid Oxide Fuel Cell)と同じである。

図2.2にS O S Eの原理図を示す。ここで電解質は酸素イオン(O^{2-})のみを通し、電子やガスは通さない。また、燃料電極は電子を通し、ガスも通る多孔質の導電体である。

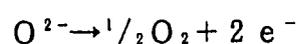
電解質を隔てて、水蒸気と空気を供給し、外部より電流をかけると、水蒸気の O^{2-} イオンのみが電解質中を移動し、その結果燃料電極側には水素のみが残る。

移動した O^{2-} イオンは電子を出し、酸素となるため空気電極側は、酸素富化空気となる。

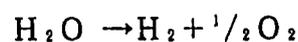
この反応は燃料電極側で



空気電極側で



であり、全体の反応は、



である。

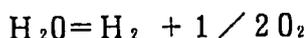
2.3 電解セルの作動電圧

S O S E は水の電気分解であり、反応が進むにつれて空気電極側と燃料電極側に酸素分圧が生じ、そのために起電力が起こる。この起電力はN e r n s t の式⁽⁵⁾ で与えられる。ここでは、理論的バックグラウンドとして、この式を紹介するに止める。

$$E_o = \frac{RT}{4F} \ln \frac{P_{O_2A}}{P_{O_2F}}$$

但し	E_o	: 起電力		[v]
	R	: 気体定数	8.314	[J/mol·k]
	T	: 絶対温度		[k]
	F	: ファラデー定数	9.684×10000	[c/mol]
	P_{O_2A}	: 空気電極側酸素分圧		[atm]
	P_{O_2F}	: 燃料電極側酸素分圧		[atm]

陰極側酸素分圧 P_{O_2F} は、水蒸気中の次の平衡をみたすように決まる。



$$KPH = \frac{P_{H_2} \cdot P_{O_2F}^{1/2}}{P_{H_2O}}$$

但し KPH : 平衡定数 (図 2. 3 参照)

作動電圧 E は、起電力 E_o に I R 分を加えた電圧となる。

$$E = E_o + I R$$

但し I : 素子電流

R : 素子抵抗

E_o の値を 1 気圧の場合に図示すると図 2. 4 のようになる。室温ではこの値は 1.23 V 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。

2.4 電解セルの温度分布

電解セルの温度分布は次のように求める。

- (1) まずセル投入水蒸気及び、空気の温度を設定し、その時のエンタルピを求める。
- (2) 次に、ガス流れ方向にそって第1素子出口の燃料極側及び、空気極側それぞれのガス組成を設定する。
- (3) 設定したガス組成と、水蒸気分解の平衡定数とNernstの式により、第1素子の起電力を求める。
- (4) 起動力と電流ガス温度に於ける素子抵抗より作動電圧を求め、所要電力を求める。
- (5) 求まった所要電力をセル入口エンタルピに加味して、第1素子出口のエンタルピとする。
- (6) 第1素子出口ガス組成に於いて、このエンタルピが成り立つ温度を求める。
- (7) 次は、ガス流れ方向にそって第2素子出口の燃料極側及び、空気極側それぞれのガス組成を設定し、順次これを第32素子まで繰り返す。

2.5 セル構成例と構成材料

セル構成例を図2.5に示す。この例は、基体管上に燃料電極／電解質／空気電極の三層の有効電解部を構成し、それをインタコネクタで直列接続したものである。

各構成材料が必要とする特性は次のようである。

燃料電極

ガス透過性が高いこと、電子導電性が高いこと、及び高温還元雰囲気安定であること等が必要となる。材料としては、Ni/ZrO₂ サーメットが挙げられる。

電解質

イオン導電性が高いこと、電子導電性が極小であること、ガス透過性が極小である緻密薄膜が成膜できること、及び高温酸化・還元両雰囲気安定であること等が必要となる。材料例としては、イットリア安定化ジルコニア (ZrO₂/Y₂O₃)が挙げられる。

空気電極

電子導電性が高いこと、及び高温酸化雰囲気で安定であること等が必要となり、またイ

オン導電性も持つことが望ましい。材料例としては、 LaCoO_3 、 LaMnO_3 等が挙げられる。

インタコネクタ

これは有効電解部間を電氣的に接続するとともに、燃料と空気の両ガスを隔離する機能を持つ。必要とされる特性としては、電子導電性が高いこと、ガス透過性が極小であること、及び高温酸化・還元両雰囲気安定であること等が挙げられる。材料例としては、Ni Al, NiCr, AlO_3 , ZrO_2 とのサーメットが挙げられる。

基体管

これは有効電解部を支持し、水蒸気と水素ガスの通路となるものである。必要とされる特性としては、十分な通気性があること、高温雰囲気安定であること、及び電子導電性が極小であること等が挙げられる。材料例としては、カルシア安定化ジルコニア (ZrO_2/CaO) 等が挙げられる。

構成材料全体

必要特性としては、構成材相互間で熱膨張が整合すること、及び層間反応により絶縁物を生成しないこと等が挙げられる。

3. 高温水蒸気電気分解装置の概念検討

3.1 検討システム

21世紀には原子力発電が普及し、そのため夜間に余剰電力が多量に発生することが想定される。本報告書ではこの様な軽水炉よりの余剰電力と、高温高速炉（HTFR）よりの高温熱エネルギーを組み合わせた、高温水蒸気電気分解装置について検討する。

HTFRの炉容器出口冷却材温度を、700℃（ケース1）と880℃（ケース2）の2ケースについて検討を行った。ケース1の700℃というのは、鉄ニッケル基合金を炉容器構造材に使用して達成出来るかもしれない理想的な最高温度であり、ケース2の880℃というのは、Ta、Nb等の超耐熱合金を使用した場合に達成可能な温度である。従って後者の場合は、高価な金属を使用するので経済性の達成は難しくなる。

ケース1とケース2のシステム系統図を図3.1及び図3.2に示す。S O S Eには軽水炉からの電力と、水蒸気加熱器（SH）からの水蒸気と、空気加熱器（AH）からの空気（キャリアーガス）が供給される。水蒸気の一部がS O S E内で水素と酸素に電気分解されて、前者はSHに後者はAHに戻る。

ここでSHに供給される水蒸気は供給水が熱交換器（IH X 1）で加熱されたものであり、AHに供給される空気は、コンプレッサで取り込まれた空気が熱交換器（IH X 2）で加熱されたものである。

更にSHから出ていく水蒸気を含む製品の水素は、エキスパンダーで動力を回収され、熱交換器（HE 1）で熱回収される。一方水の電気分解により酸素富化となった空気もエキスパンダーで動力を回収され、熱交換器（HE 2及び3）で熱回収される。これらのエキスパンダーで発生した電力は、S O S E必要電力の一部として使用される。

3.2 S O S E 運転パターン

S O S E 運転のパターンは、アロサーマルモードとオートサーマルモードがある。

アロサーマルモードはS O S E 入口ガス温度と出口ガス温度が同温となるように外部電流をかける運転パターンである。即ち、電解に必要な電力プラス電解による吸熱反応分を補うための電力のみで運転するものである。一般に、アロサーマルモードは低電流運転のため無駄な電力がなく、それに伴い電解効率は良い。しかし低電流運転のため必要セル本数が増加する。

一方、オートサーマルモードはSOSE入口ガス温度に比べ出口ガス温度が上昇するように、外部電流をかける運転パターンである。

オートサーマルモードはアロサーマルモードに比べ高電流運転を行うため、セル温度上昇を伴い電解効率は若干悪い。しかし、必要セル本数は少なく、コンパクトとすることができる。

本スタディーは、HTFRよりの温度により、SOSEの運転パターンをそれぞれ選択した。これを表3.1に示す。

3.3 検討条件

SOSEを含めた全体システムの検討条件を表3.2に示す。

CASE1であるオートサーマルモードでは、670℃の水蒸気と空気をSOSEの排ガスにより、900℃まで再加熱し、SOSEに投入した。SOSEで電解された水素、残水蒸気、酸素富化空気は950℃で排出され、熱交換器に熱回収される。

尚、SOSEセル性能は、現状のSOFCセルと同程度とした。(図3.3)

CASE2であるアロサーマルモードは、CASE1より高効率電解を目的としたケーススタディーである。IHXで850℃に加熱された水蒸気、空気はSOSEに投入され、電解された水素、残水蒸気、酸素富化空気は投入温度と同じ850℃で排出される。このため、熱交換器は不要となり、またSOSEセルについては電解質が薄膜化したと仮定し性能が向上したものとした。(図3.3)

3.4 検討結果

検討結果を表3.2に、マス・ヒートバランス図を図3.4、図3.5に示す。

セル入口出口ガス温度差が50℃あるオートサーマルモードのCASE1と、セル入口出口ガス温度差が無いアロサーマルモードのCASE2を比べると、CASE2の方が電流密度を40mA/cm²高くとることができた。これは、アロサーマルモード運転にもかかわらず、セル抵抗を低く設定したためである。

また、これにより電解効率はさほど変化はしなかったが、電力効率は13%程度向上した。

逆に、IHXでの交換熱量は、CASE1よりCASE2が4000Mcal/H程度増加したため、熱消費率は50%程度低下した。

まとめると、

オートサーマルモード……… 熱よりも電力の必要性大 (SH、AH必要)

アロサーマルモード ………… 電力よりも熱の必要性大 (SH、AH必要)

となる。

さらに、SOSEセルに於ける作動電圧分布、所要電力分布、温度分布を図3.6、図3.7、図3.8に示す。

SOSEセルは、ガス流れ方向にそって燃料電極側の水素濃度及び、空気電極側の酸素濃度は増加していく。そのため、両極間の酸素分圧差も増加し、各素子の起電力も増加する。

SOSEの場合、この起電力に一定の電圧を加えて作動することとなり、この時の電圧を作動電圧とする。

また、所要電力は、作動電圧増加に伴い増加する。

SOSEの電気分解は吸熱反応であり、そのため、セルのガス入口直後に於いてはガス温度が下がる。しかし、ガス流れ方向にそって作動電圧が上昇し、所要電力も増加する事により、セルの抵抗熱による温度上昇が、やがて吸熱反応による熱降下よりも大きくなる。そのために、全体でガス温度は上昇してくる。

3.5 装置設備

本スタディーの対象とするモジュールは、その運転性、メンテナンス性を考慮すると円筒型SOSE (全長1,000mm, 32素子) を20,000本使用したモジュールが適当と考えられる。このモジュールは、主に水蒸気供給室、水素収集室、反応室より構成されており、そのモジュール概念図を図3.9に示す。

① 水蒸気供給室

水蒸気はユニット上部より水蒸気供給室に投入され、そこでセルおのおのへの分配供給される。またSOSEで必要な電気を分配し、セルおのおのへ分配供給する分電機能も備えている。

② 水素収集室

SOSEより製造された水素には、水蒸気が含まれており、温度も850～950℃程度である。この水素は一箇所に集められユニット上部より外部へ供給される。

③ 反応室

S O S Eは燃料電極側に水蒸気を、空気電極側に空気をそれぞれ供給する事で直接水素を発生させるシステムであり、反応室はその反応の場である。そのためセルそれぞれの性能を均一化するには、均一ガス流量、均一温度が必要となってくる。それには、反応室をブロック分割し、セルを同一間隔で並べガス供給条件を良好にすると共に、反応室を断熱材で囲み室内温度差を小さくする事が大切である。

円筒型S O S Eを用いたモジュールはユニット上部より水蒸気を投入し、セルに分配供給される。電解後の製造水素は、ユニット上部より外部に供給される。空気についてはユニット下部より投入することで、反応室に供給され、電解後の O_2 富化空気はユニット下部より外部へ排出される。

このモジュールを2台1組として水蒸気供給・排出ライン並びに空気供給・排出ラインに接続する。

このS O S Eシステムの大きさは幅15m、高さ6mとなる。その概念図を図3.10に示す。大容量電解プラントでは、モジュール2台を1組としたS O S Eシステムを集積してS O S E電解プラントとする。

本概念設計である水素発生量 $20,000\text{Nm}^3/\text{h}$ の場合、S O S EシステムをCASE1の場合で14組、CASE2の場合で12組設置する事になる。 $20,000\text{Nm}^3/\text{h}$ S O S E電解プラントの構造例をCASE1、CASE2それぞれ図3.11、図3.12、図3.13に示す。

3.6 現状FBR対応システム

前節までのシステム検討では、原子炉出口の冷却材ナトリウム温度を 700°C 及び 880°C と、現状FBRよりも高温に設定した。しかし図3.1のケース1の場合の系統図から分かるように、SH及びAHに入る水蒸気及び空気の温度をより低温に設定する事にすれば、現状のFBRの原子炉出口の冷却材ナトリウム温度 550°C でもシステムの設計は可能である。この様な考えで設計したシステムを図3.14に示す。但し、この場合 700°C の場合と比較して数%の水素製造効率の低下は予想される。

しかし本質的な問題は図3.1のシステムでも図3.14のシステムでも、SH及びAHで 900°C の水蒸気及び空気の熱交換を行っている事であって、このような熱交換器の製造が、鉄-ニッケル基合金では主に腐食の点で技術的に不可能な事である。

4. おわりに

固体電解質高温水蒸気電気分解法は、原研で研究が細々と続けられている方法である⁽⁵⁾。本報告書ではこの方法の高温高速炉への利用法について検討したが、第3章6節で説明したようにシステム設計の一番の問題点は、約900℃で使用する水蒸気及び空気用熱交換器の技術的可能性の無いことである。従って、動燃でこの方法のR&Dを企画するとした場合、単に基礎研究という立場であれば実施可能であるが、将来プロジェクト化を見込むものという位置づけは不可能となる。

約3年前から熱化学法、特にUT-3プロセス及び固体電解質高温水蒸気電気分解法を中心として、水素製造法に関して精力的に調査検討作業を続けて来たが、一応本報告書で終わりとする。今後は水素エネルギーに関する雑誌を年に1-2度調べて、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することにする。

謝 辞

高温水蒸気電気分解法の検討に当たりご協力頂いた、三菱重工株式会社内田聡氏に感謝
します。

打合せに出席して頂き、いろいろコメントを頂いた関口信忠氏に感謝します。

参考文献

- (1) 動燃報告書 PNC I9420 89-003、水素製造 R & D に関する調査、大坪 章
- (2) 動燃報告書 PNC I9430 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 I9410 90-074、高温高速炉と U T - 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) 動燃報告書 PNC ZN9410 91-256 、高温高速炉を用いた水素製造法に関する検討、大坪 章 他
- (5) "Present Status of HTGR Research & Development," August 1992, JABRI.

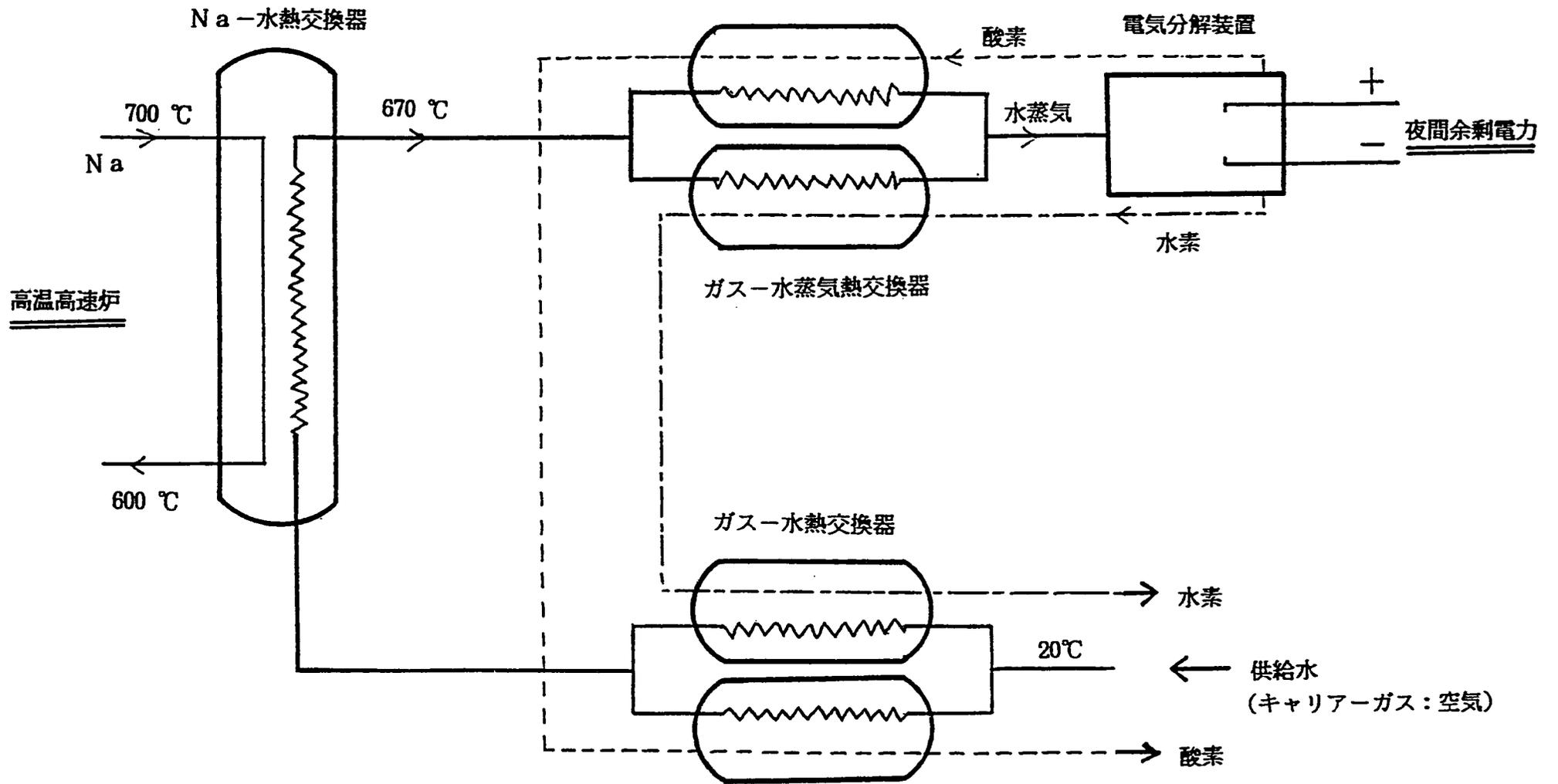


図 2.1 高温水蒸気電気分解システム原理

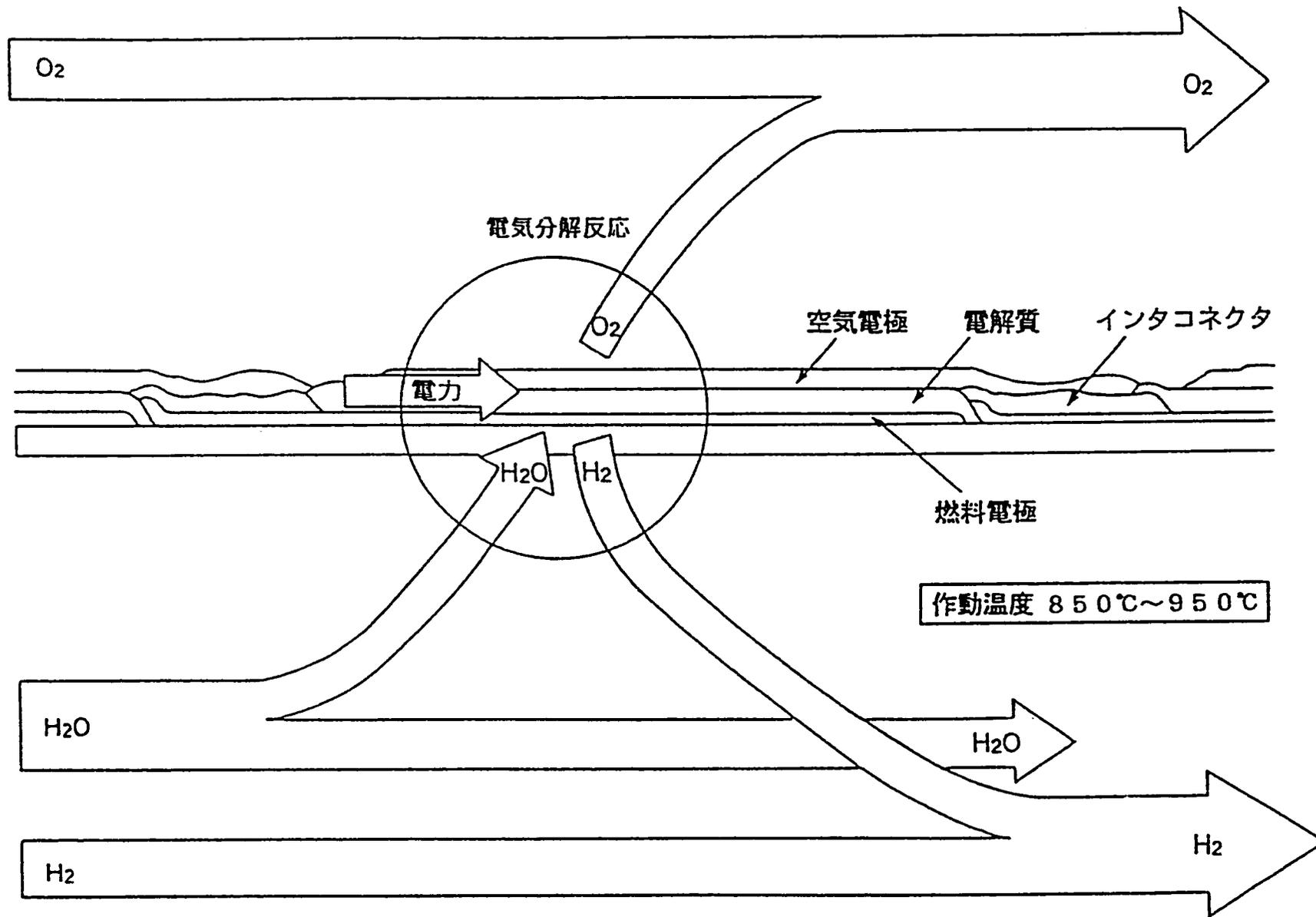


図 2.2 SOFC 原理図

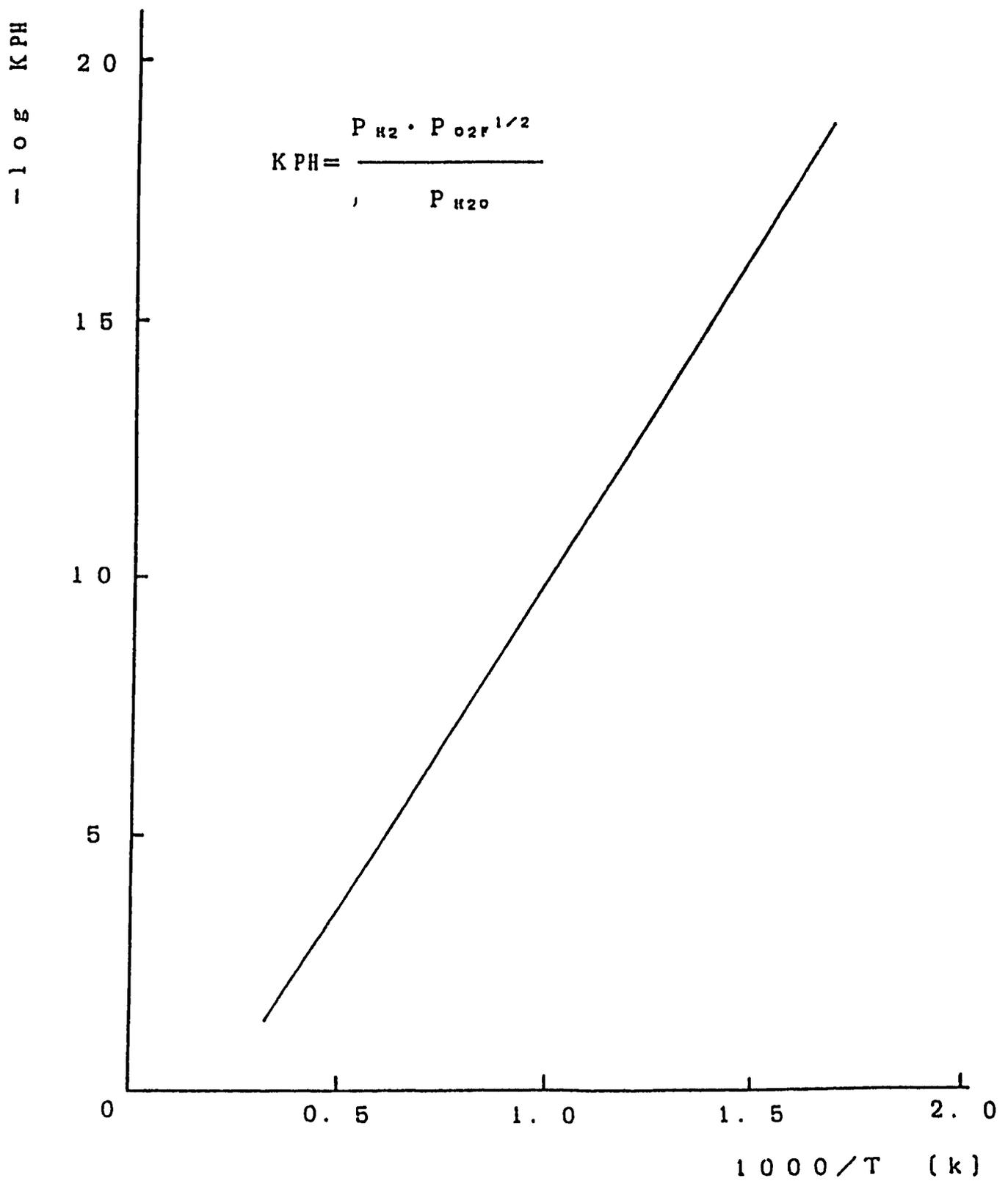


図2.3 H₂O = H₂ + 1/2O₂反応の平衡定数 (K PH)

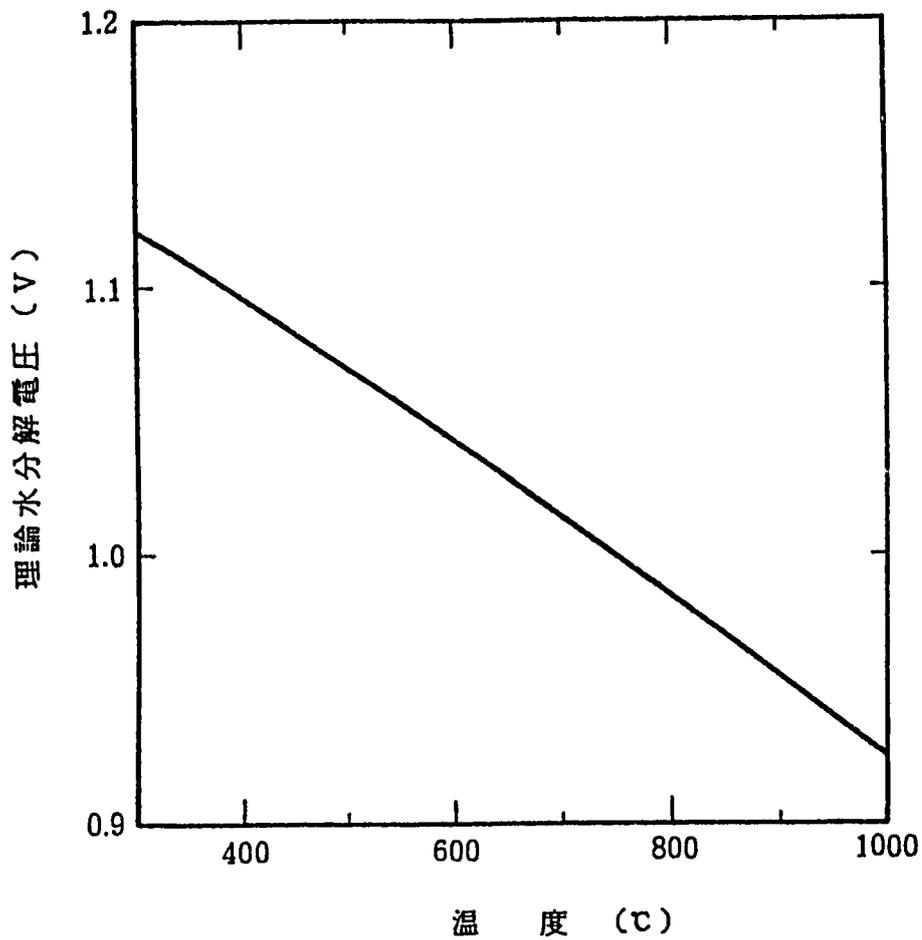


図2.4 理論水分解電圧

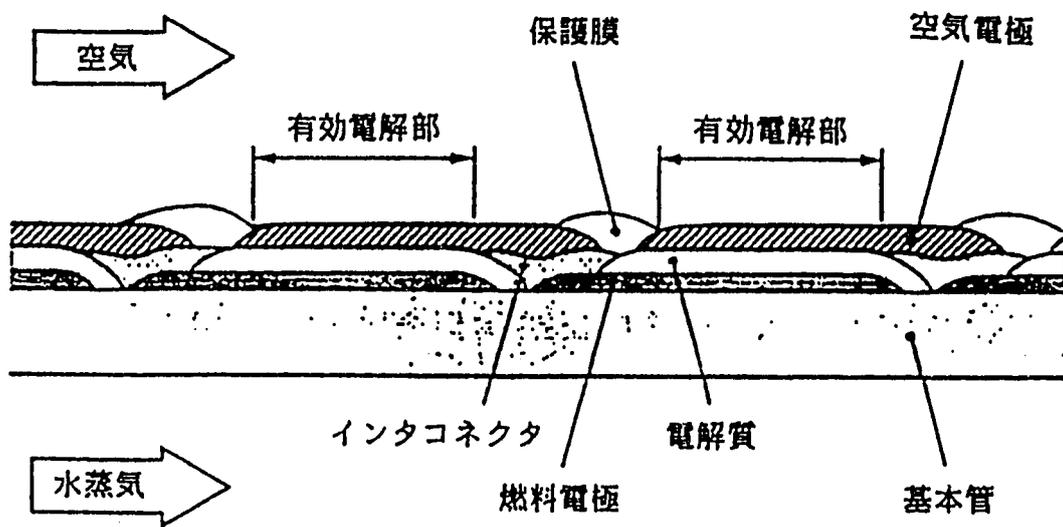


図2.5 セル構成例

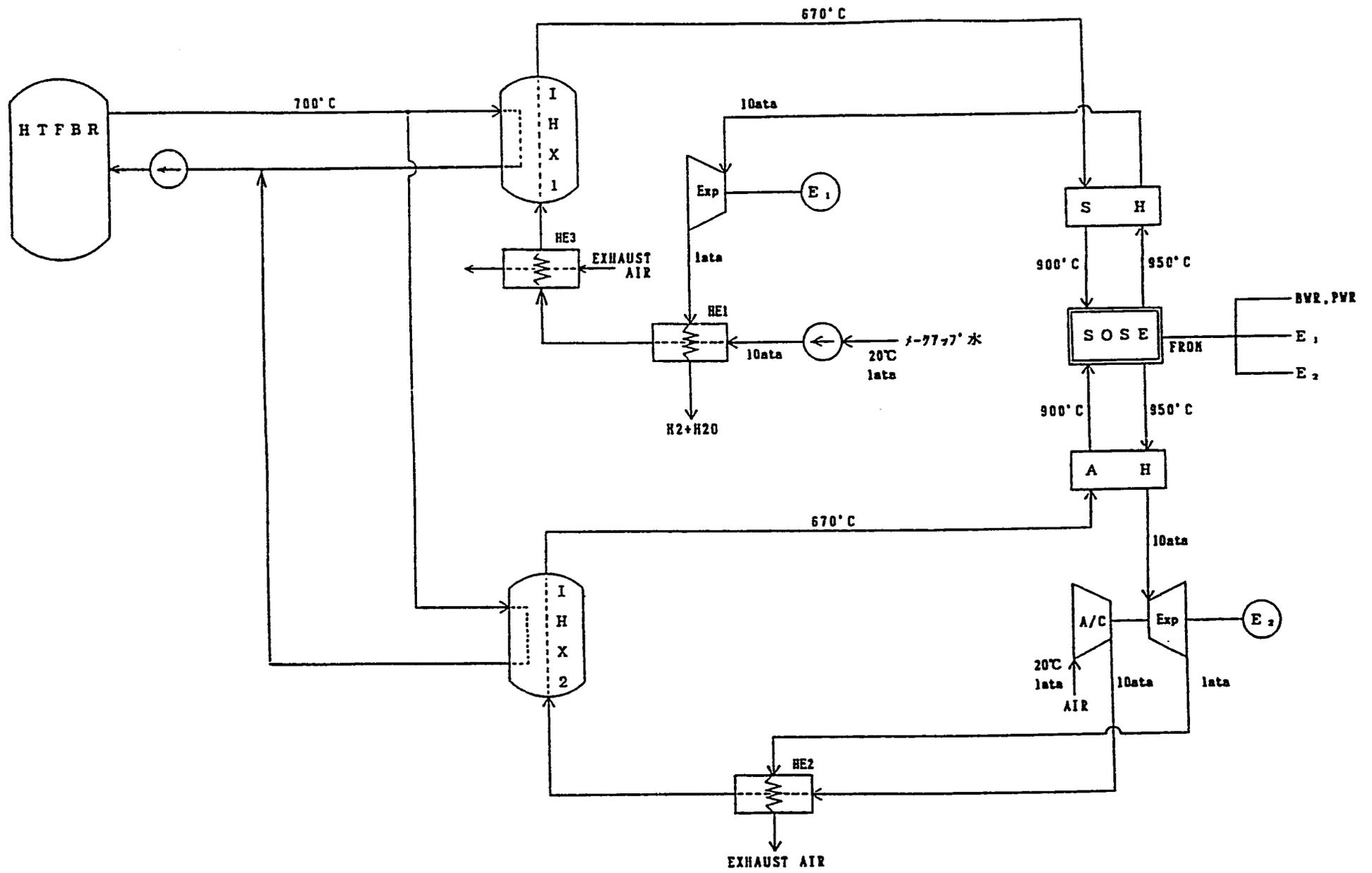


図 3.1 システム系統図 (ケース 1)

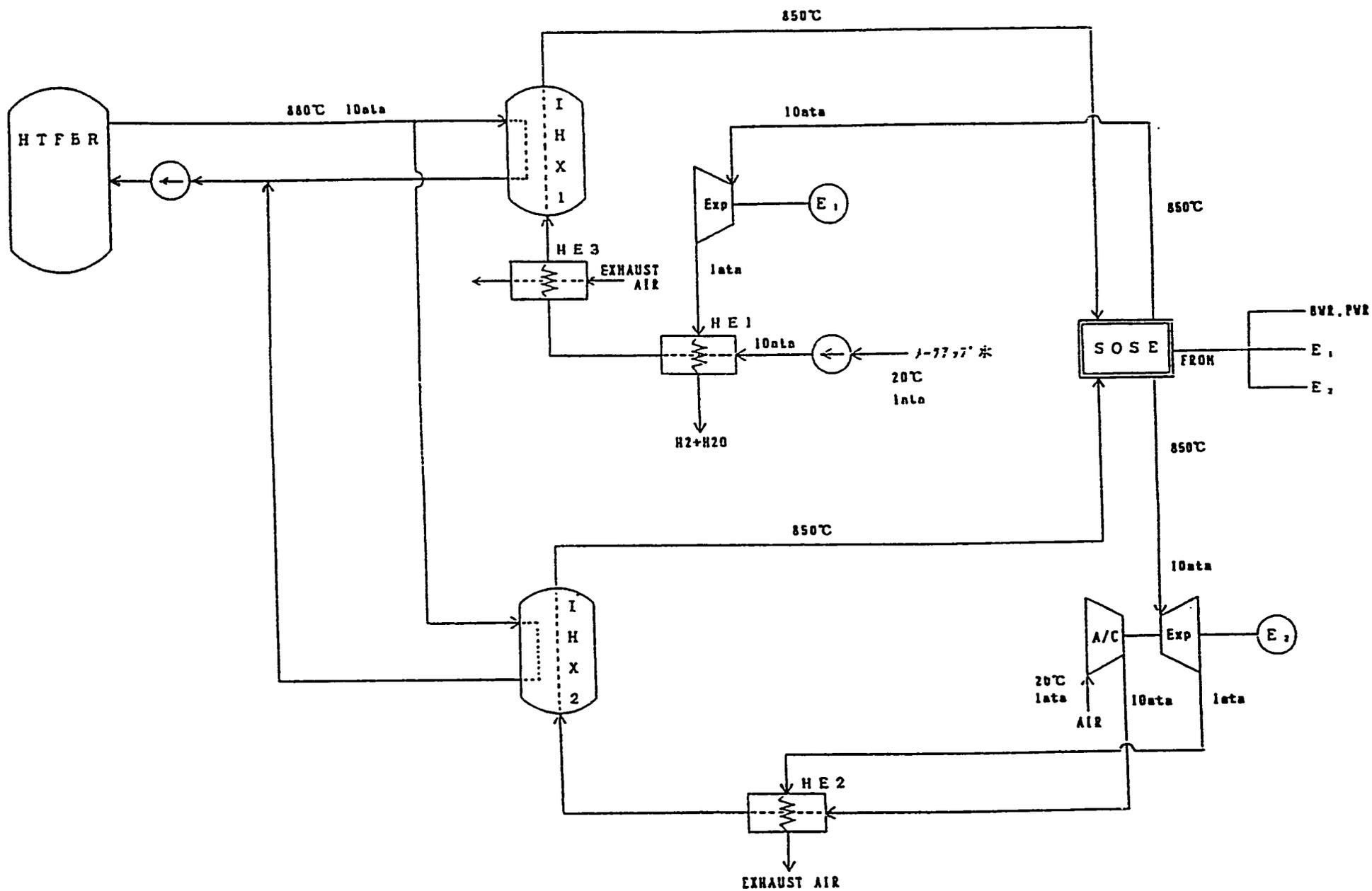


図 3.2 システム系統図 (ケース 2)

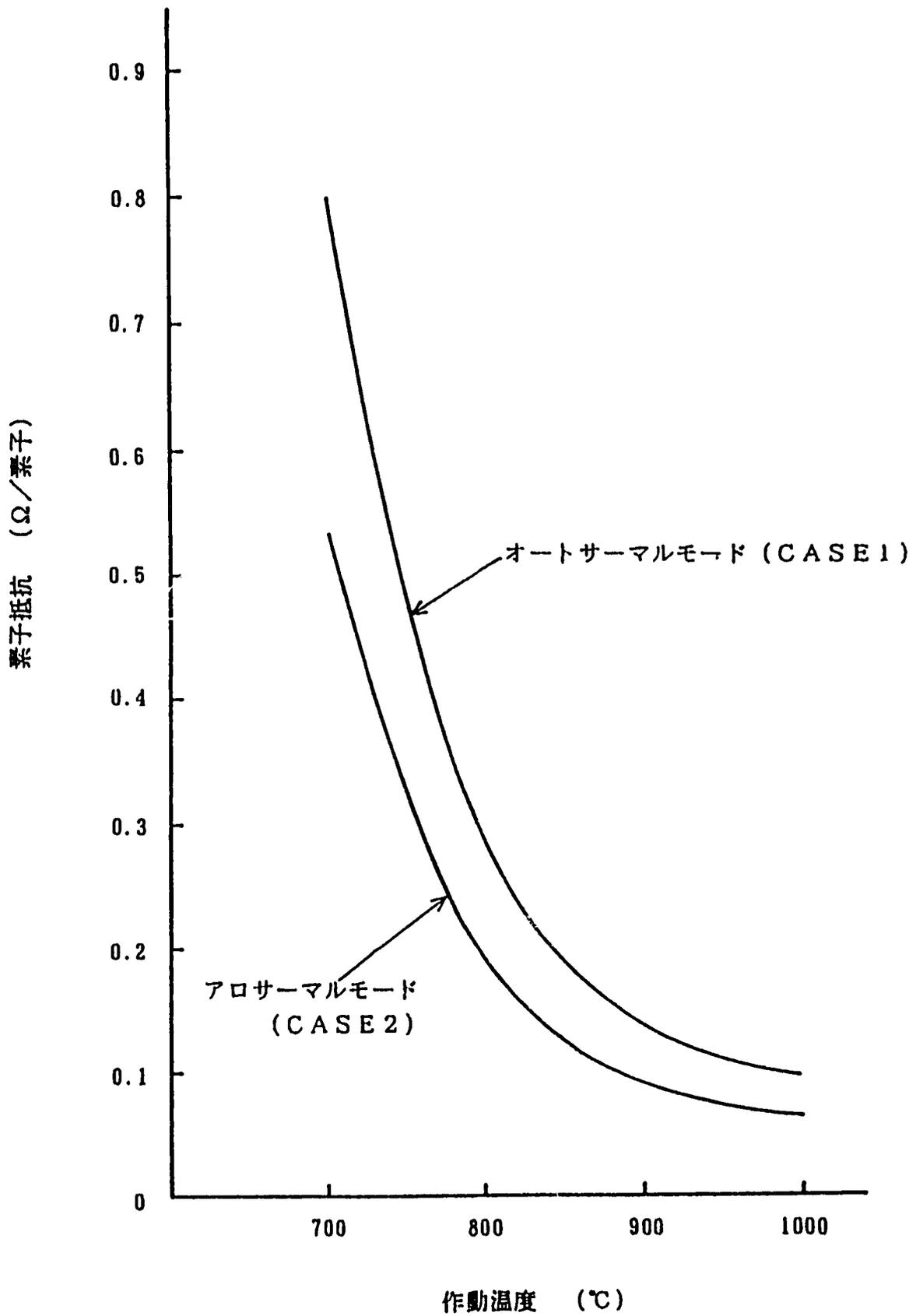


図3.3 SOSE作動温度と素子抵抗

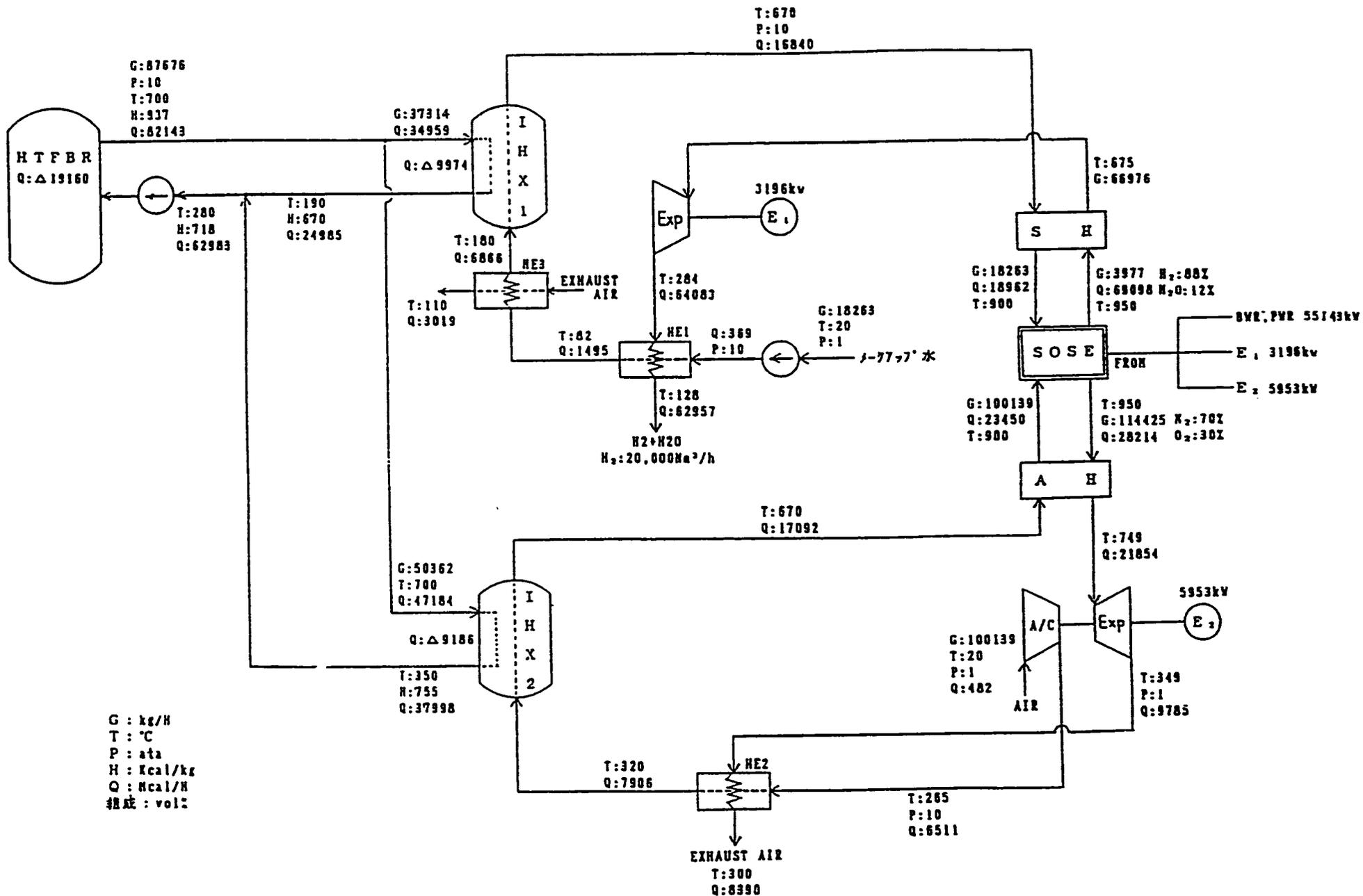


図3.4 マスヒートバランス (ケース1)

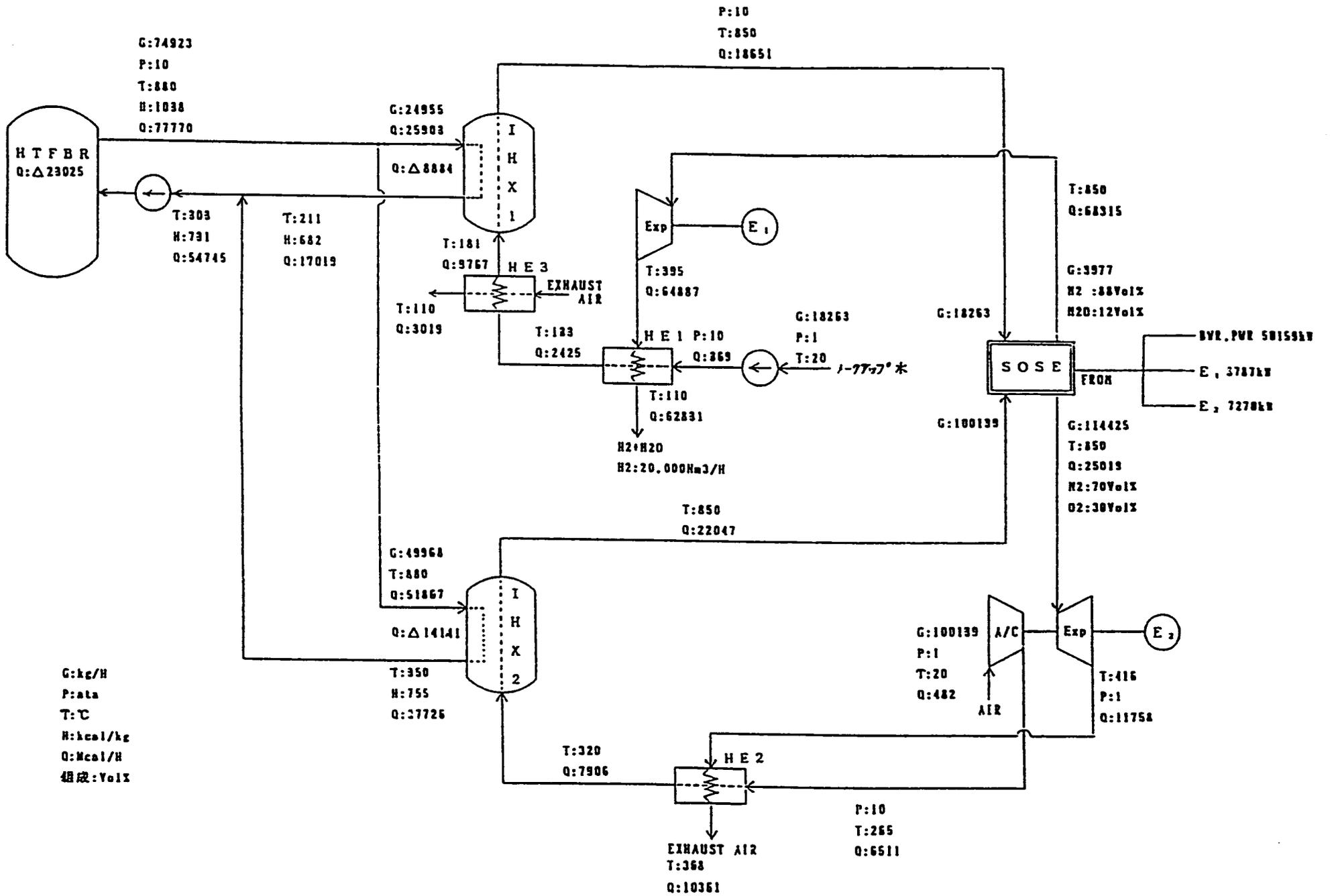


図3.5 マスヒートバランス (ケース2)

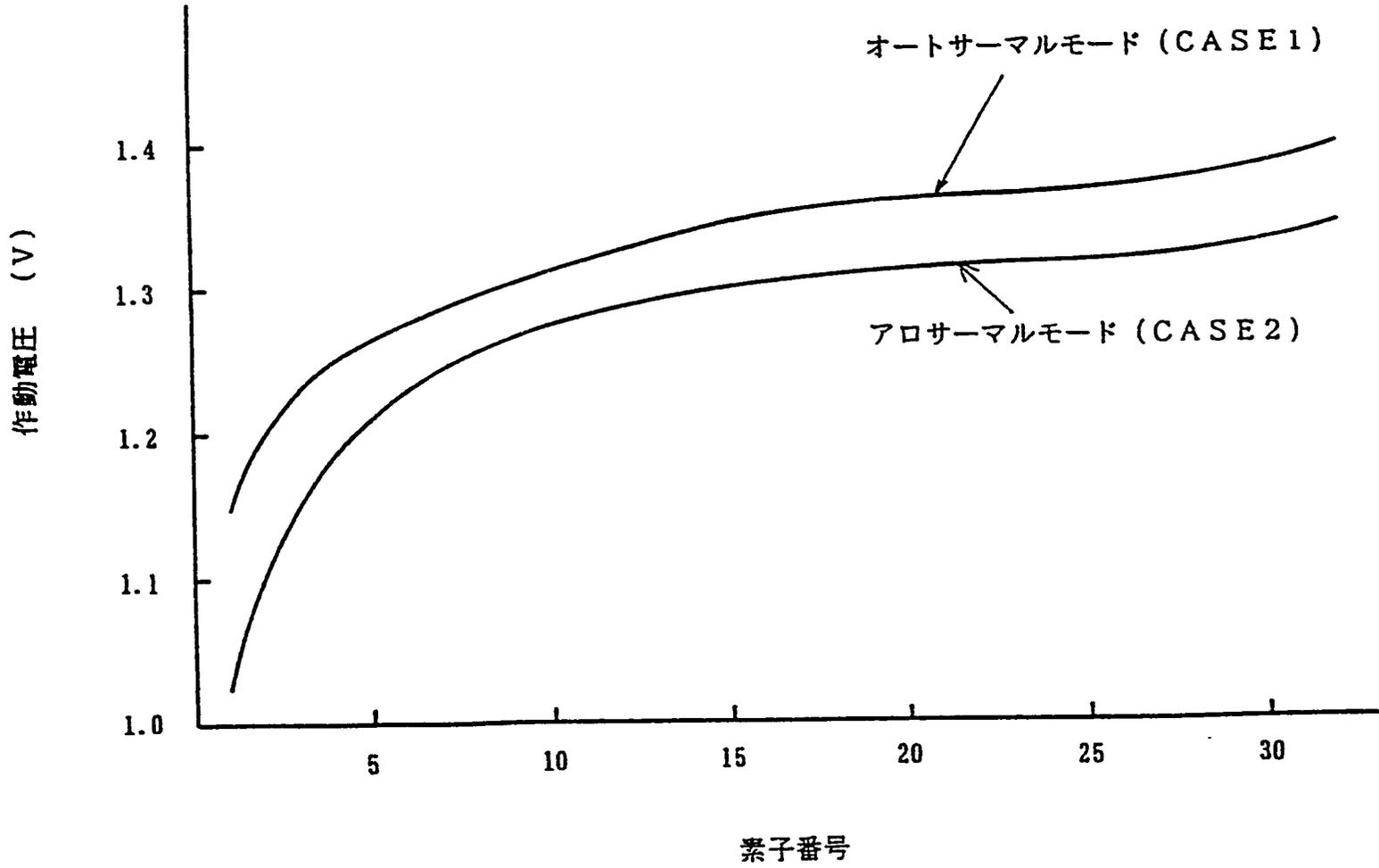
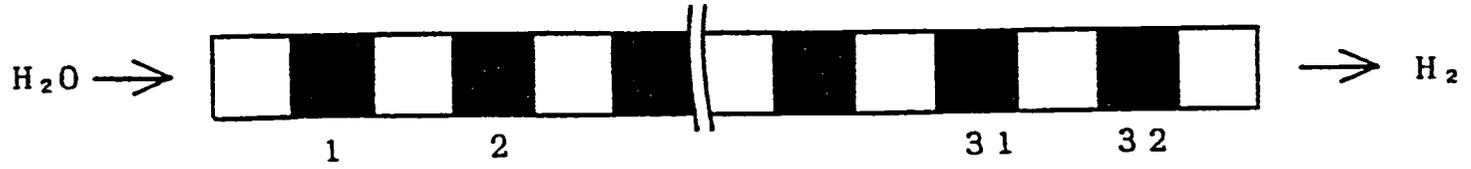


図3.6 SOSEセルにおける作動電圧分布

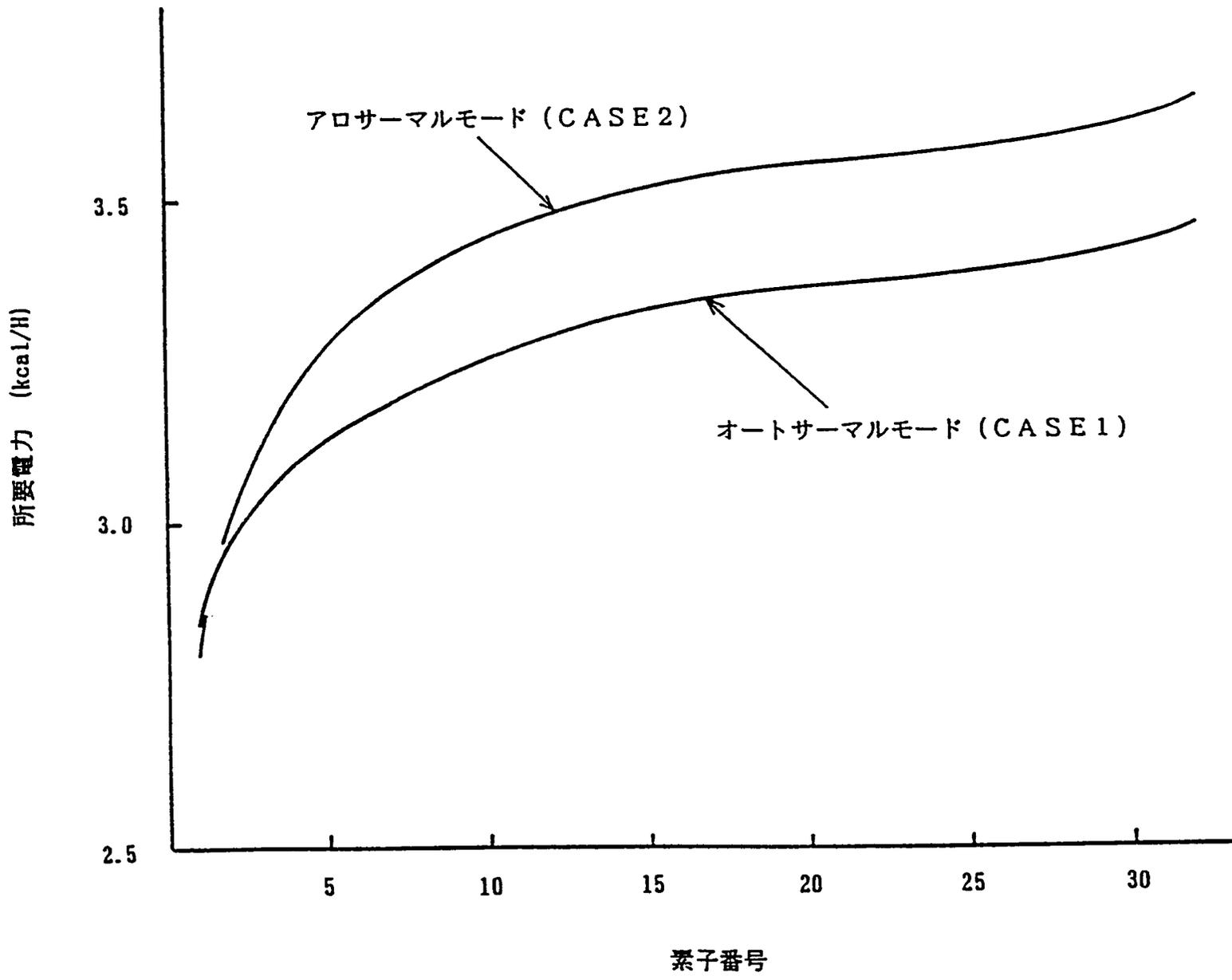


図3.7 SOSEセルにおける所要電力分布

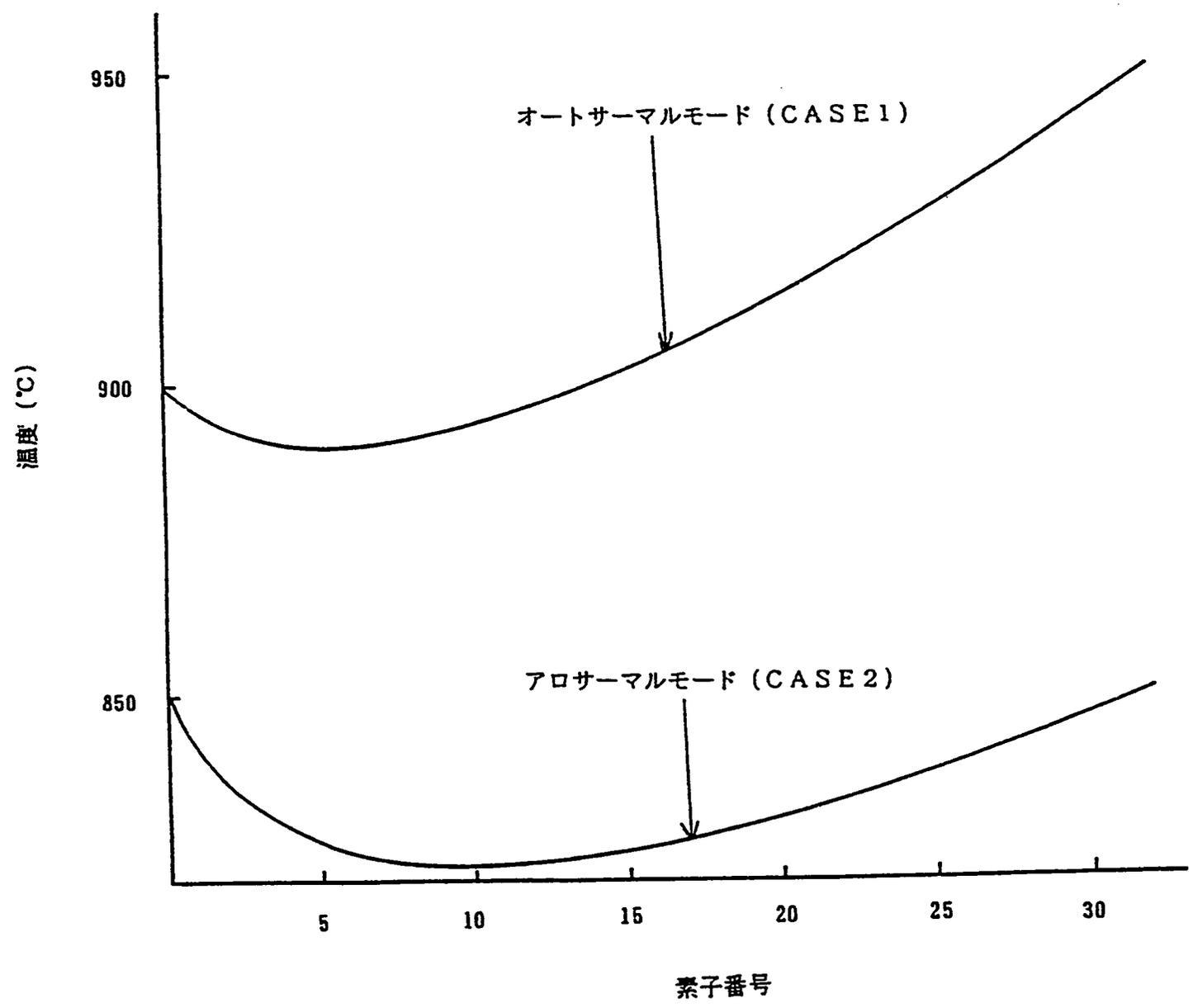


図3.8 SOSEセルにおける温度分布

(仕様)

	CASE 1	CASE 2
モジュール 発生H ₂ 量	710Nm ³ /h	870Nm ³ /h
セル本数	20,000 本	
セル長さ	1,000 mm	
セル性能	37Nl/h (at220mA/cm ²)	44Nl/h (at260mA/cm ²)
作動温度	900~950 °C	850 °C

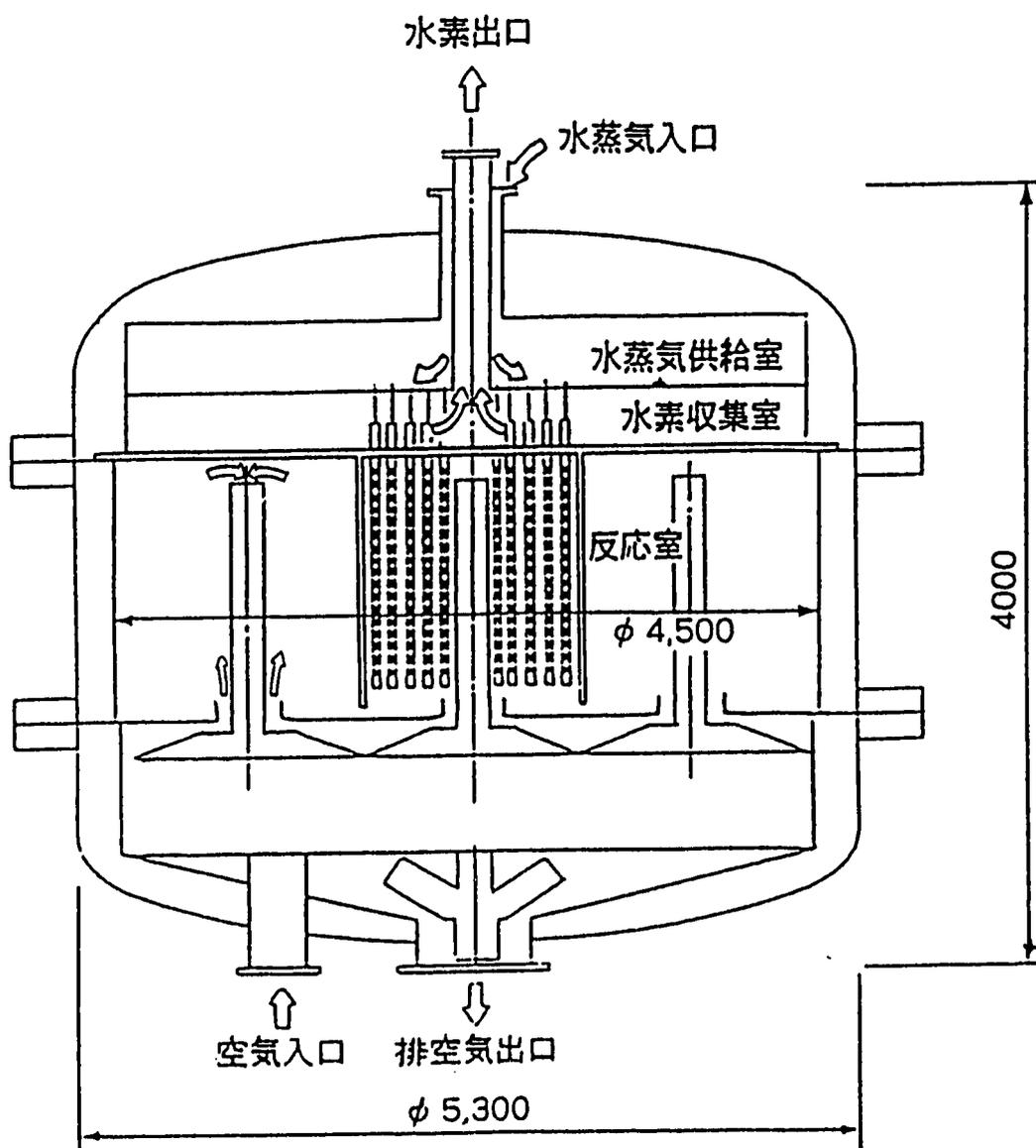


図 3.9 SOSE 電解モジュール概念図

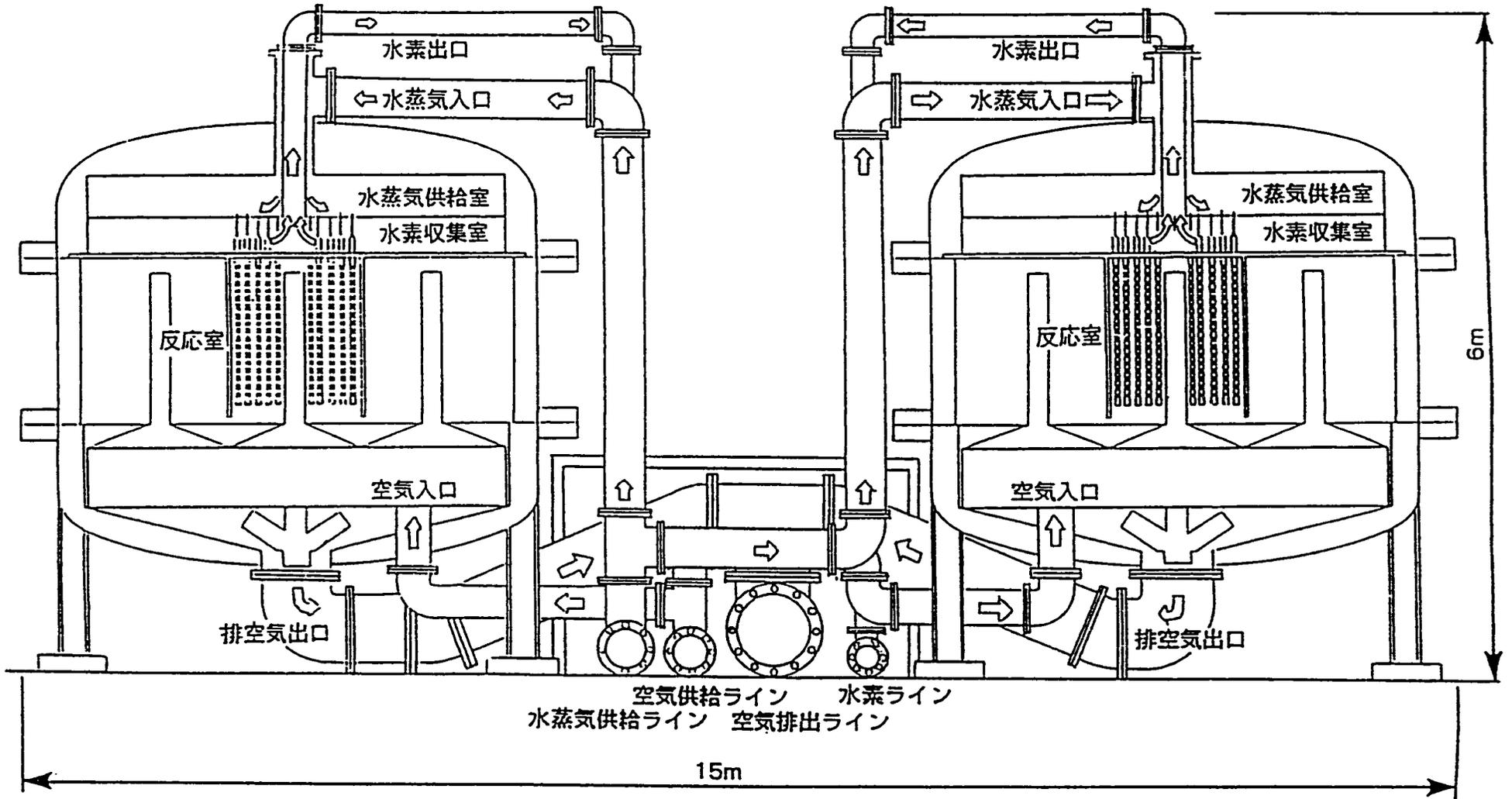


図3.10 SOSE電解システム概念図

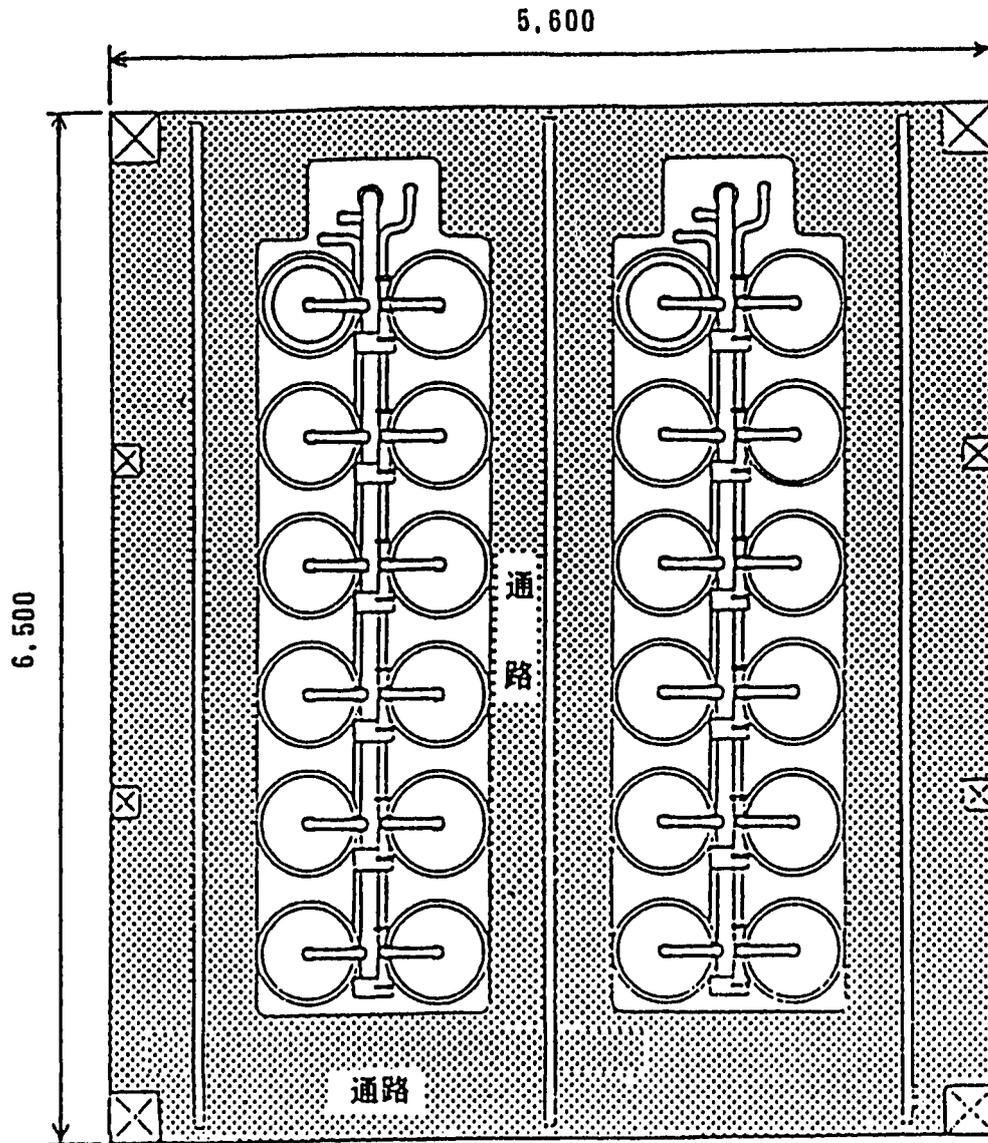


図3.11 SOSEプラント平面図例(ケース1)

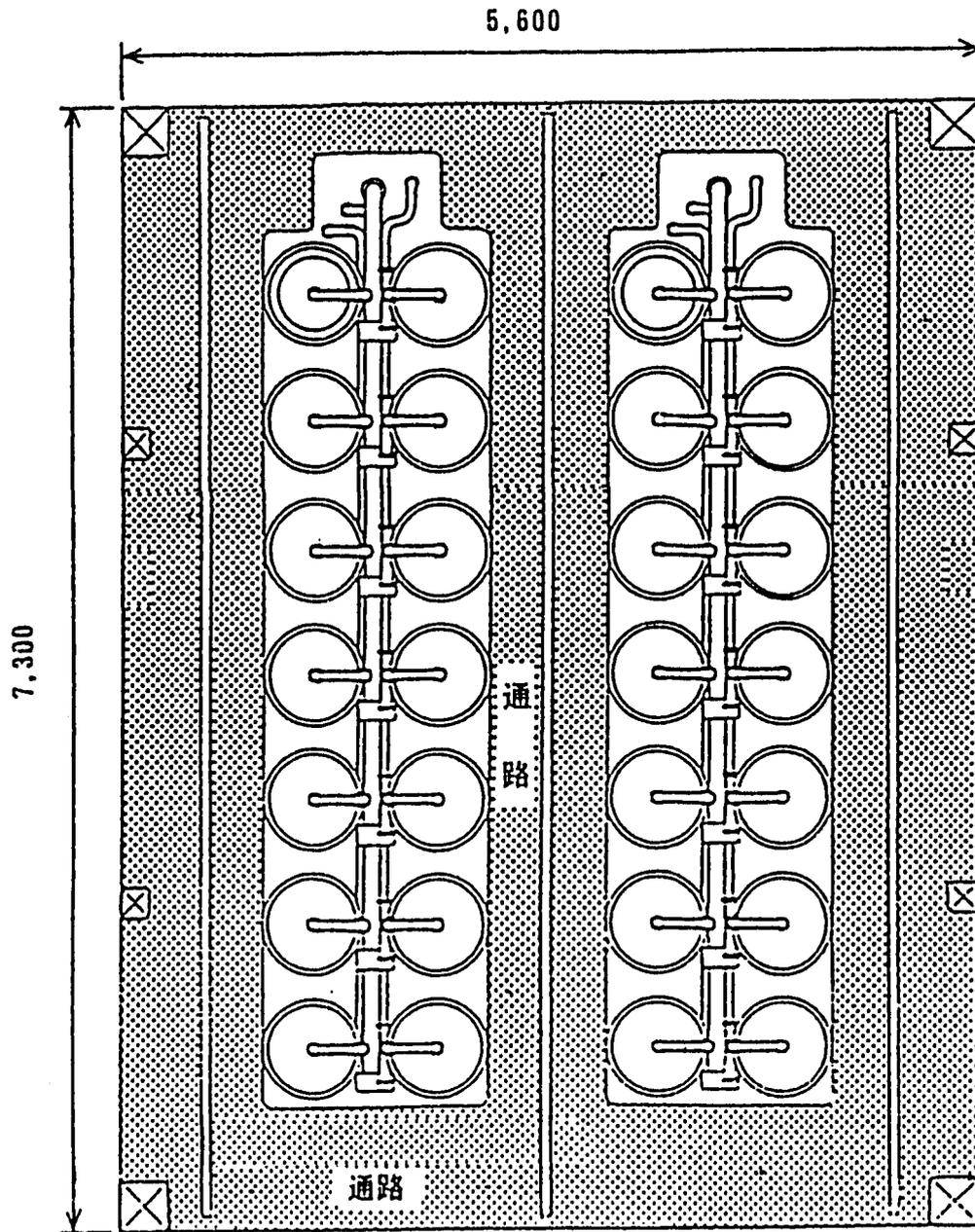


図3.12 SOSEプラント平面図例 (ケース2)

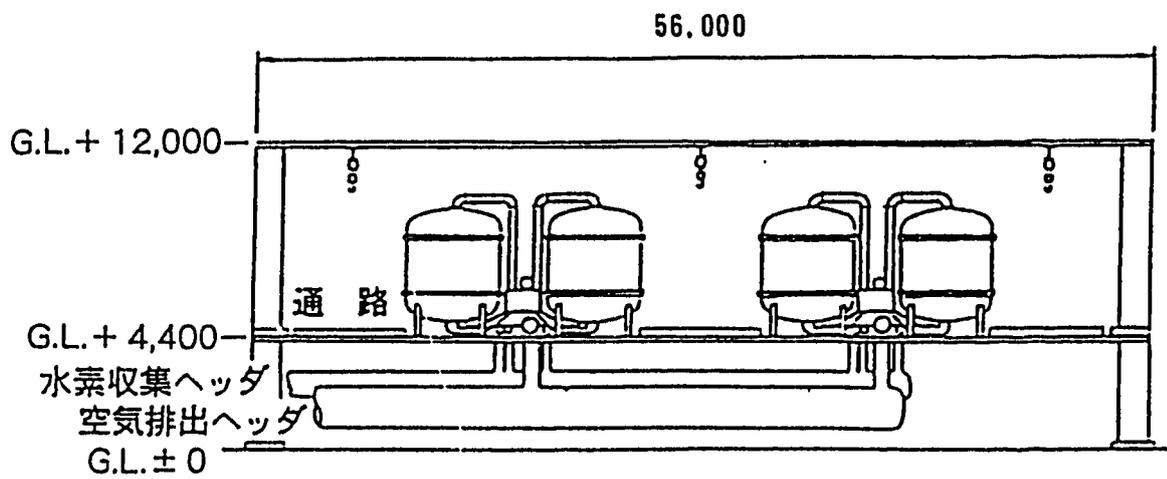


図3.13 SOSEプラント側面図例

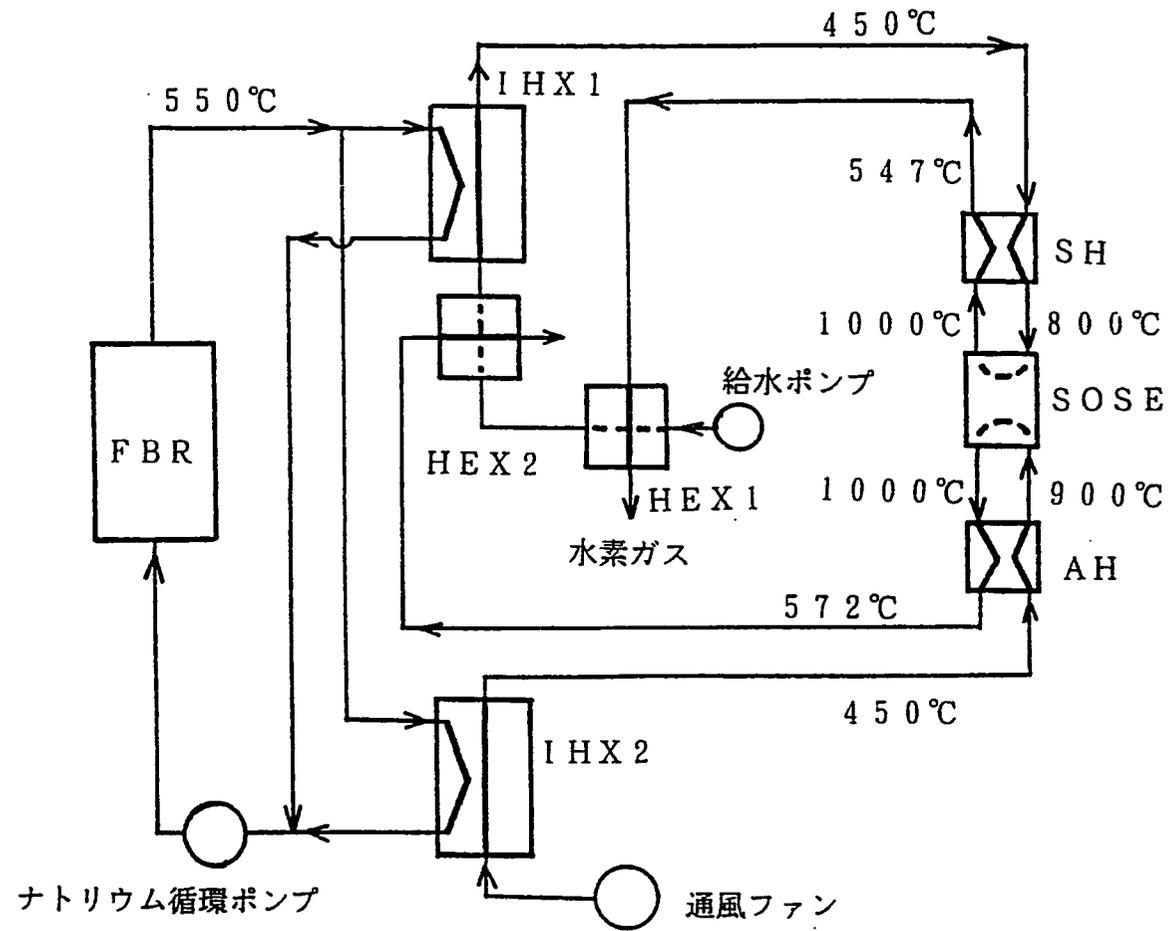


図3.14 現状FBR対応システム系統図

表3.1 SOSE運転パターン一覧

CASE	HTFBRよりの熱源温度	IHX後のガス温度	SOSE入口ガス温度 (SH、AH出口)	SOSE出口ガス温度	運転パターン
1	700℃	670℃	900℃	950℃	オートサーマルモード
2	880℃	850℃	850℃ (SH、AH無)	850℃	アロサーマルモード

表 3.2 全体系統検討条件 (1/2)

	CASE 1	CASE 2
S O S E		
・セル形状	円筒型セル (l=1000mm, 32素子直列)	←
・セル抵抗	図 4. 3 参照	←
・入口水蒸気条件	900℃ 10 a t a	850℃ 10 a t a
・発生水素 (含水蒸気) 条件	950℃ 10 a t a	850℃ 10 a t a
・水蒸気利用率	88%	←
・発生水素量	20,000 Nm ³ /H	←
I H X 1		
・熱源入口温度	700℃	880℃
・熱源出口温度	成行き	←
・発生蒸気温度	670℃	850℃
I H X 2		
・熱源入口温度	700℃	880℃
・熱源出口温度	成行き	←
・出口空気温度	670℃	850℃
A / C		
・入口空気条件	20℃ 1 a t a	←
・出口空気圧力	10 a t a	←
・機械効率	90%	←
・断熱効率	95%	←
・インタークーラ	1 個	←

表 3.2 全体系統検討条件 (2 / 2)

	CASE 1	CASE 2
A / Exp		
・ 入口空気 (O ₂ 富化) 条件	温度成行き 10 ata	850℃ 10 ata
・ 出口空気 (O ₂ 富化) 圧力	1 ata	↑
・ 機械効率	90%	↑
・ 断熱効率	95%	↑
H ₂ / Exp		
・ 入口水素 (含水蒸気) 条件	温度成行き 10 ata	850℃ 10 ata
・ 出口水素 (含水蒸気) 圧力	1 ata	↑
・ 機械効率	90%	↑
・ 断熱効率	95%	↑

表 3.3 全体系統検討結果

	CASE 1	CASE 2
S O S E		
・平均作動電圧	1.327 V	1.289 V
・所要電力	63.6 MW	61.0 MW
・必要セル本数	543,000本	460,000本
・電流密度	220 mA/cm ²	260 mA/cm ²
・電解効率 ※1	91.6 %	92.2 %
・電力効率 ※2	128.7 %	141.4 %
・熱消費率 ※3	318.4 %	264.9 %
I H X 1		
・交換熱量	9974 Mcal/H	8884 Mcal/H
I H X 2		
・交換熱量	9186 Mcal/H	14141 Mcal/H
A / C		
・動力	7381 kW	7381 kW
A / E x P		
・出力	13334 kW	14651 kW
H ₂ / H x P		
・出力	3196 kW	3787 kW

$$\text{※ 1} \quad \text{電解効率} = \frac{\text{発生水素量 (H.H.V)}}{\text{投入熱量} + \text{投入電力}}$$

$$\text{※ 2} \quad \text{電力効率} = \frac{\text{発生水素量 (H.H.V)}}{\text{投入電力}}$$

$$\text{※ 3} \quad \text{熱消費率} = \frac{\text{発生水素量 (H.H.V)}}{\text{投入熱量}}$$