

# 熱化学法 IS プロセス水素製造実証試験装置の 設計検討

Design Consideration on Hydrogen Production Demonstration Plant  
of Thermochemical IS Process

岩月 仁 野口 弘喜 寺田 敦彦 久保 真治  
坂場 成昭 小貫 薫 日野 竜太郎

Jin IWATSUKI, Hiroki NOGUCHI, Atsuhiko TERADA, Shinji KUBO  
Nariaki SAKABA, Kaoru ONUKI and Ryutaro HINO

原子力基礎工学研究部門  
IS プロセス技術開発グループ

IS Process Technology Group  
Nuclear Science and Engineering Directorate

March 2009

本レポートは独立行政法人日本原子力研究開発機構が不定期に発行する成果報告書です。  
本レポートの入手並びに著作権利用に関するお問い合わせは、下記あてにお問い合わせ下さい。  
なお、本レポートの全文は日本原子力研究開発機構ホームページ (<http://www.iaea.go.jp>)  
より発信されています。

独立行政法人日本原子力研究開発機構 研究技術情報部 研究技術情報課  
〒319-1195 茨城県那珂郡東海村白方白根 2 番地 4  
電話 029-282-6387, Fax 029-282-5920, E-mail:ird-support@jaea.go.jp

This report is issued irregularly by Japan Atomic Energy Agency  
Inquiries about availability and/or copyright of this report should be addressed to  
Intellectual Resources Section, Intellectual Resources Department,  
Japan Atomic Energy Agency  
2-4 Shirakata Shirane, Tokai-mura, Naka-gun, Ibaraki-ken 319-1195 Japan  
Tel +81-29-282-6387, Fax +81-29-282-5920, E-mail:ird-support@jaea.go.jp

© Japan Atomic Energy Agency, 2009

熱化学法 IS プロセス水素製造実証試験装置の設計検討

日本原子力開発機構 原子力基礎工学研究部門  
核熱応用工学ユニット

岩月 仁、野口 弘喜<sup>※</sup>、寺田 敦彦、久保 真治、  
坂場 成昭、小貫 薫、日野 竜太郎<sup>+</sup>

(2008 年 12 月 22 日受理)

高温ガス炉の熱利用系の候補である IS プロセスについて、高温高圧の実用プロセス条件下、原子炉を模擬した電気ヒータで加熱したヘリウムガスによって供給される熱を用いた水素製造試験を行なうために必要な実用材料製水素製造試験装置に関する予備的な設計検討を行った。HTTR の基本仕様、水蒸気改質プロセスによる炉外試験の経験などを考慮して暫定的な基本設計条件を定め、それに基づき、IS プロセス技術の現状を踏まえて、新規技術実証に必要な主要単位操作及び主要系統構成を明らかにした。さらに、装置材料の耐食性に配慮しつつ、主要機器の型式を選定するとともに、製作に向けての課題を抽出した。また、適用法令についても、調査・検討を行い、結果をとりまとめた。

---

大洗研究開発センター(駐在)： 〒311-1393 茨城県東茨城郡大洗町成田町 4002

※出向職員（科学技術振興機構）

+原子力基礎工学研究部門 研究推進室

Design Consideration on Hydrogen Production Demonstration Plant  
of Thermochemical IS Process

Jin IWATSUKI, Hiroki NOGUCHI<sup>※</sup>, Atsuhiko TERADA, Shinji KUBO,  
Nariaki SAKABA, Kaoru ONUKI and Ryutaro HINO<sup>+</sup>

Nuclear Applied Heat Technology Division  
Nuclear Science and Engineering Directorate  
Japan Atomic Energy Agency  
Oarai-machi, Higashiibaraki-gun, Ibaraki-ken

(Received December 22, 2008)

Preliminary design study was carried out on the hydrogen production demonstration plant of thermochemical IS process. In the pilot test, hydrogen production will be examined under prototypical condition using an apparatus made of industrial materials, which is driven by the sensible heat of helium gas heated by an electric heater that simulates the High Temperature Engineering Test Reactor (HTTR). Tentative system condition was defined considering the HTTR specification and the experience on the construction and the operation of the mock-up test facility using methane reforming for hydrogen production. The process condition and the system flow diagram were discussed to meet the system condition. Based on the defined process condition, types of the main components were discussed taking the corrosion resistance of the structural materials into consideration. Applicable rules and regulations were also surveyed regarding the plant construction and operation.

Keywords : Thermochemical Cycles, IS Process, Hydrogen Production

---

※ Research Staff on Loan (Japan Science and Technology Agency)

+ Research Co-ordination and Promotion Office, Nuclear Science and Engineering  
Directorate

目 次

1. 緒言	-----	1
2. ISプロセス水素製造実証試験装置	-----	7
2. 1 基本設計条件	-----	7
2. 2 プロセス仕様	-----	14
2. 3 主要系統構成	-----	20
2. 4 主要機器仕様	-----	32
3. 結言	-----	53
参考文献	-----	54

Contents

1. Introduction	-----	1
2. Hydrogen Production Demonstration Plant of IS Process	-----	7
2.1 System Condition	-----	7
2.2 Process Condition	-----	14
2.3 System Diagram	-----	20
2.4 Component Specifications	-----	32
3. Conclusion	-----	53
References	-----	54

This is a blank page.

## 1. 緒言

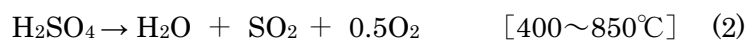
水素社会の実現に向けて、大量の水素需要に応える大規模水素製造技術の開発が重要な技術課題となっている。これに対し、高温ガス炉から得られる 1000℃近い高温の熱を利用した水からの水素製造は、水素源及び水素製造のエネルギー源の両面において、化石資源に依存しないシステムであり、温暖化ガスである炭酸ガス排出の極めて少ない大規模水素製造が期待できるため、大きな期待が寄せられている。高温ガス炉による水からの水素製造を効果的に実現する方法の有力候補は、熱化学水素製造法である。なかでも、ヨウ素 (I) と硫黄 (S) の化合物を循環物質とする IS プロセス (あるいは SI プロセス) は、最も有望なプロセスのひとつである。

IS プロセスでは、原料である水をヨウ素 (I) 及び硫黄 (S) 化合物 (二酸化硫黄) と反応させてヨウ化水素及び硫酸を生成し、これらの熱分解によって水素と酸素を製造する。熱分解に伴ってヨウ素と二酸化硫黄が再生するので、プロセス全体としてヨウ素と硫黄について閉じたサイクルとなっている (閉サイクル性)。

- ・ブンゼン反応 (発熱反応)



- ・硫酸分解反応 (吸熱反応)



- ・ヨウ化水素分解反応 (吸熱反応)



ここで、原料水からヨウ化水素と硫酸を生成する反応 (ブンゼン反応と呼ばれる) は、発熱的に進行する。硫酸分解反応は、400～500℃における硫酸から水と三酸化硫黄への分解と 750～850℃での三酸化硫黄から二酸化硫黄と酸素への分解の 2 段階で進行する。これらの反応は、高温ガス炉に適合した温度域で、大きな吸熱を伴い、副反応もなく、高い反応率で進むなど、熱化学水素製造法の高温吸熱反応に適した特性を持っている。水素を発生させるヨウ化水素分解反応も吸熱的である。このように、要素反応がすべて熱化学反応で構成され、また、固体を含まない全流体プロセスであるため、スケール効果が期待でき、大規模化に適している。

IS プロセスは、1970 年代以降、各国で、研究されてきた。IS プロセスにおいては、ブンゼン反応で生成する硫酸とヨウ化水素の分離が基本的な技術課題であり、日本では化学技術研究所の土器屋ら<sup>(1)</sup>がイオン交換膜を組み込んだ電気化学セルを用いてブンゼン反応を行う方法を、欧州原子力共同体イストラ研究所の De Beni ら<sup>(2)</sup>は有機溶媒によるブンゼン反応生成物の抽出分離を研究した。米国では、General Atomics (GA 社) が 70 年代初頭から 80 年代半ばにかけて活発な研究を展開した。同社の Norman らは、ブンゼン反応生

成液がヨウ素過剰共存下で硫酸溶液と  $\text{HI}_x$  溶液 ( $\text{HI}-\text{I}_2-\text{H}_2\text{O}$  溶液) に分離することを見出して、有力な酸分離法を考案するとともに、硫酸溶液に純ヨウ素と二酸化硫黄を接触させてブンゼン反応を進ませて硫酸濃度を高める方法、リン酸を利用した抽出蒸留法による  $\text{HI}_x$  溶液の分離法などを考案し、プロセス化学に関する基礎的知見を充実させ要素技術研究を大きく進展させた<sup>(3-10)</sup>。GA 社は、これらの知見をもとに、全体プロセスの検討を行い、硫酸濃縮工程に対する蒸気再圧縮法の適用をはじめとする徹底的な熱回収ネットワークを組み込んだ水素製造熱効率 (生成水素の高燃焼量とプロセス投入熱量の比) 48%のフローシートを提示するとともに、主要機器を組み込んだベンチ試験装置を製作し、工程毎の機能試験を試みた<sup>(11-14)</sup>。加えて、大型機器製作に向けて、腐食性の強いプロセス環境を考慮して、特に知見の少ないヨウ素環境における装置材料の耐食データを取得している<sup>(15-16)</sup>。また、この間、 $\text{SO}_3$  分解及びヨウ化水素分解に対する触媒に関する研究も進められた。 $\text{SO}_3$  分解反応については、Westinghouse プロセス、イスプラ Mark13 プロセス、NIS プロセスなどの硫黄系サイクルに共通する反応であることから各所で研究が行われ、白金、酸化鉄などが高活性を示すことが明らかにされた<sup>(17-20)</sup>。ヨウ化水素分解については、マグネシウム-ヨウ素サイクルの研究の一環として、化学技術研究所で探索研究が行われ、白金、活性炭などの触媒作用が明らかにされた<sup>(21-22)</sup>。

80 年代半ばから 90 年代にかけて、アーヘン工科大の Knoche らは、硫酸分解工程のフローシートを検討し、濃縮工程に多重効用蒸発法を適用することにより所要熱量低減が可能であることを示した<sup>(23)</sup>。また、常圧以上の気液平衡データの全くなかった  $\text{HI}_x$  溶液について、擬共沸以下の組成、最高温度 280°C、最高圧力 64 気圧までの領域における蒸気圧データを取得し、その結果をもとに、高圧蒸留塔 1 基で  $\text{HI}_x$  溶液から水素発生を行える可能性 (一種の反応蒸留) を指摘した<sup>(24-29)</sup>。同時期、モントリオール理工科大の Bilgen らは、硫酸分解工程への熱供給媒体として空気を用いて最も過酷な硫酸蒸発器を既存技術 (耐火ブロックを内張りとする断熱型反応器) で製作できるようにするというイスプラ研究所のアイデアを発展させて、酸素を熱媒体とする硫酸分解工程のフローシートを提示した<sup>(30-32)</sup>。表 1-1 に、これらの原子力機構における IS プロセス研究の成果を示す。

原子力機構では、80 年代後半から、閉サイクル水素製造に必要なブンゼン反応条件と生成物組成の関係及び反応生成物の精製条件などを調べ、実験室規模で IS プロセスによる閉サイクル水素製造を検証した<sup>(33-38)</sup>。その後、要素反応の知見を深めるとともに、ブンゼン反応の計測制御の自動化に向けた研究を進め、超音波を用いた組成計測、閉サイクルプロセス制御を考案して、2005 年、175 時間、約 30L/h の連続水素製造に成功した<sup>(39-46)</sup>。耐食装置材料については、候補材料の腐食試験を進め、得られた知見<sup>(47-63)</sup>をもとに、(株)東芝と共同で炭化ケイ素ブロックを熱交換部材とする硫酸分解器 (濃硫酸蒸発器と同義。蒸発とともに  $\text{H}_2\text{SO}_4$  から  $\text{H}_2\text{O}$  と  $\text{SO}_3$  への分解も進むため、硫酸分解器と呼んだ) を考案し、30m<sup>3</sup>/h プラント規模のブロックの試作及び気密性の検証を行い、製作性を検証した<sup>(64-67)</sup>。また、ヨウ化水素分解工程への分離膜技術の適用を検討し、電解電気透析による  $\text{HI}_x$  濃縮の可能



性を指摘した<sup>(68-69)</sup>。

現在、米国では、GA社及び Sandia National Laboratories (SNL) がフランス原子力庁(CEA)と共同で IS プロセスによる 100L/h 規模の水素製造試験に向けた装置の製作を進めている<sup>(70-72)</sup>。この中で、硫酸分解工程を担当する SNL は、高温シールを不要とした炭化ケイ素製バイオネット型熱交換器で硫酸蒸発・分解・SO<sub>3</sub>分解・再生熱交換を行う一体型反応器、及び Bilgen らのアイデアを発展させた硫酸濃縮と硫酸分解ガス凝縮熱回収のための直接接触熱交換器(DCHX)を考案している<sup>(73-74)</sup>。また、アイダホ研究所(INL)では、分離膜(パーバレーション法)による HIx 溶液の濃縮<sup>(75)</sup>、また、SO<sub>3</sub>分解触媒の耐久性<sup>(76)</sup>に関する研究を精力的に進めている。フランスでは、CEA が、プロセス解析、ブンゼン反応研究、HIx 溶液の気液平衡測定、硫酸分解器設計など、幅広く研究を進めている<sup>(77-81)</sup>。CEA は、また、前述の米仏協力に加えて、英・独・伊・スペインの研究グループと協力し、HYTHEC と名づけた研究プログラムを立ち上げ、IS プロセス研究を展開している<sup>(82)</sup>。イタリアでは、ENEA が、太陽熱利用の観点から、IS プロセス研究を積極的に進めており、高濃度のヨウ化水素酸と硫酸の液液相平衡組成を解明するなど、新たな知見を得ている<sup>(83-85)</sup>。韓国でも、韓国原子力研究所(KAERI)を中心に、韓国エネルギー研究所(KIER)、韓国科学技術研究院(KIST)が協力して、高温ガス炉-IS プロセス技術開発に着手している<sup>(86-88)</sup>。

今後の計画として、前述の米国における IS プロセス研究を支援している米国エネルギー省(DOE)は、原子力水素製造に関して、2011年に IS プロセス、高温水蒸気電解などからパイロット規模の水素製造試験を行うプロセスを選定し、2013年にパイロット試験着手、2019年には原子力水素実証試験装置を完成させる計画を発表している<sup>(89)</sup>。フランスの CEA も、2010年までに、IS プロセス、Westinghouse プロセス及び高温水蒸気電解の中から大型化技術開発に進むプロセスを選定し、パイロット装置あるいは実証試験装置の設計に着手するとしている<sup>(81)</sup>。

なお、原子炉と水素製造プラントとの接続に関する技術課題について、原子力機構では、すでに、高温工学試験研究炉(HTTR)に水蒸気改質による水素製造システムを接続するために必要な技術開発項目をシステム全般にわたって摘出し、原子炉施設として国による安全審査、さらに引き続き設計および工事の方法の認可等を受けるためのデータベースを整備するための炉外試験を実施しており、貴重な知見を蓄積している<sup>(90-91)</sup>。

このような技術開発の現状を踏まえ、我々は、IS プロセス技術の確証を目指して、効率、材料・機器、プロセス制御に係わる研究を進めるとともに、高温高圧の実用プロセス条件下、原子炉を模擬した電気ヒータで加熱したヘリウムガスによって供給される熱を用いた水素製造試験を行うことのできる実用材料製反応器で構成する試験装置(IS プロセス水素製造実証試験装置と呼ぶ)の設計検討を進めている。IS プロセス水素製造実証試験装置による水素製造試験では、ヘリウム加熱による閉サイクル連続水素製造を実証する。また、高温ガス炉の核熱による水素製造の実証に向けては、高温ガス炉に接続する水素製造装置を非

原子力級で製作する<sup>(92)</sup>ことが経済性の観点から重要となるが、HTTR の核熱を利用した水素製造システム (HTTR-IS システム)<sup>(93)</sup>の IS プロセスを高圧ガス設備として国の許認可を受けるためのデータベースを整備することが大きな目的である。原子力機構における IS プロセス研究の流れを表 1.2 に示す。

本稿では、IS プロセス水素製造実証試験装置に要求される基本的な設計条件、適用法令、熱物質収支等のプロセス仕様、主要な系統構成、並びに、主要機器仕様に関して、予備的な検討を行った結果を述べる。

表1.1 原子力機構におけるISプロセス研究の成果

第1段階(～平成10年度)	第2段階(～平成17年度)
<p>(1) 反応条件の解明</p> <p>① 反応・分離阻害要因の抽出 ブンゼン反応工程における酸濃度、ヨウ素濃度低下による2液相分離消失。ヨウ化水素濃度低下、ヨウ素濃度増大による固体ヨウ素析出、ヨウ素濃度低下による副反応(硫黄生成)生起、等。</p> <p>② 反応条件の解明 ブンゼン反応系における反応条件(温度、組成)と生成系の相状態との関連、また、副反応生起条件を定量的に解明し、閉サイクル水分解のための反応条件を明らかにした。</p> <p>③ 水素製造試験(毎時1リッター規模)により上記条件を検証した。</p> <p>(2) 耐食材料の選定 代表的環境について、市販材料を対象とした最長1000時間レベルの等温腐食試験により、候補材を選定した。</p>	<p>(1) 計測制御技術の開発</p> <p>① ブンゼン反応溶液組成計測: ブンゼン反応組成を特定する変数として、簡便かつ非接触連続監視可能なセンサの適用性を考慮して、温度、圧力、液密度、ヨウ素溶解度を選び、超音波によるヨウ素飽和状態監視と差圧計測による密度監視を組み合わせた組成計測手法を開発した。</p> <p>② プロセスの定常維持 硫酸分解生成物が気体であることを考慮して、硫酸処理速度で水分解速度を調節し、水素・酸素比の変動に、ヨウ化水素処理速度の調節によって対処する手法を案出した。</p> <p>③ 水素製造試験(毎時30リッター規模)により上記手法を検証した。</p> <p>(2) 耐食材料の選定、耐食機器の開発 強腐食性硫酸沸騰環境で用いるヘリウム加熱型硫酸分解器について、炭化ケイ素製ブロック型熱交換器を組み込んだ反応器構造を考案し、主要構造体(毎時30m<sup>3</sup>規模)の試作に成功するとともに、シール性能を確認した。</p> <p>(3) 効率に関する要素技術の開発 ヨウ化水素濃縮のための電解電気透析法を考案し、濃縮可能性を確認した。</p>

表1.2 原子力機構におけるISプロセス研究の流れ

	第1段階	第2段階	第3段階	第4段階
課題	(1) 反応条件の 説明 (2) 耐食材料の 選定	(1) 計測制御技術の開発 (2) 耐食機器の開発 (3) 効率要素技術の開発	(1) 水素製造技術の確証 (2) HTTR-ISシステム許認可申請データの 取得	(1) 原子炉接続ISプロセ スの非原子力級化 (2) 核熱による水素製造 の実証
内容	(1) 反応条件 ① 阻害要因 (副反応等) の摘出 ② 反応条件域 (組成、温 度)の解明 (2) 耐食材料 腐食試験に よる耐食候 補材料の選 定	(1) 計測制御技術 ① 反応状態計測手法の 開発 ② ISプロセス制御手法の 開発 (2) 耐食機器 強腐食性の酸性溶液 (硫酸、ヨウ化水素酸) 沸騰環境で用いる脆 性材料を耐食部材とす る複合反応器の開発 (3) 効率要素技術 ヨウ化水素分解工程の 効率化技術の開発	(1) 水素製造技術 効率技術並びに耐食材料・機器の確 証、シミュレーションによるヘリウム加 熱ISプロセス制御方法の確証、他。 (2) HTTR-ISシステム許認可申請データ 一般工業規格が適用できる規模の試 験装置(ヘリウム熱交換型、実用材料 製、高圧)を用いた試験の実施。 ① 動特性解析コードの検証データ: 定 格時、起動停止、過渡変化や異常事 象を想定した試験時の各機器の出入 口の流体の温度、流量、圧力、組成 ② 信頼性、健全性データ(材料腐食等)	(1) 非原子力級化 HTTR-ISシステムの 許認可取得 (2) 核熱水素実証 HTTR-ISシステムの 運転

## 2. IS プロセス水素製造実証試験装置

### 2. 1 基本設計条件

熱化学水素製造法 IS プロセス水素製造実証試験装置（以下、水素製造実証試験装置）は、HTTR-IS システムを構成する機器（ベンゼン反応器、二相分離器、硫酸分解器、SO<sub>3</sub>分解器、HI 分解器等）の性能及び健全性に関するデータを取得する実証試験、並びに、水素製造能力に応じた定格時、起動停止、過渡変化や異常事象を想定したシステム特性データを取得する動特性解析コードの検証試験を行い、HTTR-IS システムの許認可申請データを取得することを目的とする試験装置である。

上記目的を達成するため、水素製造実証試験装置を用いた試験では、以下の試験項目及び試験内容を計画している。

#### (1) IS プロセス系（ベンゼン反応系、硫酸分解系、HI 分解系）の反応特性試験

通常運転時の流路構成を図 2.1 に示す（系統構成については 2.2 節及び 2.3 節を参照のこと）。ヘリウムガス加熱器で加熱されたヘリウムガスは、高温隔離弁を介して IS プロセス側へ循環熱交換し、水蒸気発生器にて冷却後、再びヘリウムガス加熱器へ循環する。通常運転時においては、ヘリウムガスの流量及び温度、IS プロセス系の原料供給量、流量、温度等を試験パラメータとし、以下の項目に関する試験を行う。

- a)ベンゼン反応工程における反応特性
- b)硫酸分解反応工程における反応特性
- c)ヨウ化水素分解反応工程における反応特性
- d)水素製造能力（原料供給量に対する水素製造量）

#### (2) IS プロセス系の機器健全性試験

通常運転時の流路構成において、1000 時間以上の定格運転性能を保持し、IS プロセス装置の健全性を確認する。あわせて、実流動環境下における装置材料腐食データを取得する。

#### (3) 過渡応答試験

通常運転時の流路構成において、HTTR の過渡挙動に対応して、ヘリウムガスの流量及び温度を変化させ、IS プロセス系の過渡応答特性を明らかにする。

#### (4) 異常時における受動的冷却試験

IS プロセス系に異常が生じた場合（IS プロセス系の配管破断、誤動作による弁閉等）には、系全体を停止する必要がある。このとき、IS プロセス系において化学反応が行われないうえにヘリウムガスの除熱が不可能となる。この異常時には、図 2.2 に示すように蒸気発生器とその上部に設けた放熱器との間で蒸気と凝縮水の自然循環流路を形成し、蒸気発生器のみでヘリウムガスの冷却を行い、HTTR をスクラム停止させない受動的冷却システムで対処する。この実証試験を行い、IS プロセス系の過渡挙動、蒸気発生器による受動的冷

却特性等を明らかにする。

以上の試験目的及び試験内容を前提とし、HTTRの基本仕様、水蒸気改質プロセスによる炉外試験の経験、及び炉外試験装置活用の可能性を考慮して、暫定的に、水素製造実証試験装置の基本設計条件を以下のように定めた。

(1)水素製造方式

ISプロセス方式

(2) 水素製造設備設計条件

- ・水素製造能力 30Nm<sup>3</sup>/h 程度
- ・プロセス側圧力 運転圧力 4.0MPaG 以下
- ・温度 最高運転温度 880℃

(3) ヘリウムガス定格流動条件

- ・ヘリウムガス入口温度 880℃
- ・ヘリウムガス戻り温度 150℃
- ・ヘリウムガス圧力 4.0MPaG
- ・電気ヒータ容量 400kW 程度

(4) プラント運転条件

a)起動・停止時間

- ・起動時間 : 2 日
- ・停止時間 : 2 日

b)熱過渡想定条件

- ・起動停止回数 : 10 回／3 年
- ・トリップ回数 : 10 回／3 年

ここで、プロセス側圧力は、ヘリウムガス圧力より低圧とした。これは、ISプラント側で、万一、システム事故が生じて、腐食性の強いプロセス流体がヘリウム側（実用プラントでは、原子炉建屋側に相当する）へ流出することを防ぐことに重点をおいたものである。

なお、水素製造実証試験装置では、硫酸、ヨウ素、ヨウ化水素酸等の有害な薬品を使用することから、試験研究の実施に際しては安全性に対する配慮が重要である。

表 2.1 に、本装置に係わる法令とその適用項目、規制内容を整理した。表は、各法令に対する規制項目、設備や取扱物質に対する規制内容、手続き内容等から、適用の可否を示したものである。

表2.1 I Sプロセスパイロットプラント試験装置：適用法令及び規制内容（1/2）

法令名	規制項目	関連条項	設備等の規制	取扱い物質上の規制（-：該当しない）						適用	規則・手続き内容等	備考
				硫酸 (200kg以上)	S03 排出物類 (200kg以上)	二酸化 硫黄 (200kg以上)	ヨウ素 (200kg以上)	ヨウ化 水素	水素			
消防法	貯蔵量等の届出	法第9条の二 第10条の二 第11条の三 第12条の三	届出物類 (200kg以上)	ヨウ素 (200kg以上)	ヨウ化 水素	水素	硫化水素	○	消防活動用車輦等である可燃物（無水硫酸を含有）及びピロウ素をそれぞれ200kg以上保有するため、所轄消防長または消防署長（消防防所長）に対して、貯蔵量、貯蔵場所等を届出する必要がある。	届出物類・危険物第一号の十及び別表第二（系統1） 消防法の危険物に該当する物質は取り扱わない。		
	消防設備等設置届（変更）	法第17条の三 第31条の三	消防設備	○	○	○	○	○	現状の消防設備を改造、または新設する可能性がある場合は、消防設備の設置変更届を所轄消防長または消防署長（消防防所長）に対して、設置変更内容を届出する必要がある。			
労働安全衛生法 （特別化学設備） 予防規則（特化則）	届出の届出（特定化学設備）	法第36条2 第37条第6項 第38条第6項	特定化学設備	特定化学物質第三類	特定化学物質第三類	特定化学物質第三類	特定化学物質第二類	○	本設備は特定化学物質（硫酸、二酸化硫黄）を扱うことから、特定化学設備として、業務上の危険物の原因となる物質を貯蔵する装置と見なす必要がある。また、特定化学設備は法第38条1項の届出対象の種類に該当しないが、同条2項の運用規定が該当する。	特定化学設備（施行令第3条）を製造し又は使用する業務用設備（特定化学設備）を、工場開始30日前までに届出する。		
	技術基準の適用（危険物施設）	法第10条	危険物施設	○	○	○	○	○	消防法の規則に定める政令で定められた危険物、施設に関する技術基準は適用除外。			
労働安全衛生法 労働安全衛生規則 （安衛則）	届出の届出（特定化学設備）	法第13条 26、29-38条（一部を除く）	特定化学設備	特定化学物質第三類	特定化学物質第三類	特定化学物質第三類	特定化学物質第二類	△	特定化学設備のうち、発熱反応が行われる反応槽等で異常化学反応等（特化則18条2）は「管理特定化学設備」としての技術基準も適用することになる。	特定化学設備（施行令第3条）を製造し又は使用する業務用設備（特定化学設備）を、工場開始30日前までに届出する。		
	技術基準の適用（化学設備）	法第15条 安衛則第268-278条（一部を除く）	化学設備	○	○	○	○	○	労働安全衛生法施行令で定められる危険物（水素）を製造することから、「化学設備」に該当する。このため、当該設備に関する技術上の基準を適用する。	化学設備とは、危険物を製造し取扱う設備で、移動式以外のものをいう。		
労働安全衛生法 労働安全衛生規則 （安衛則）	技術基準の適用（特殊化学設備）	法第14条 安衛則第208-278条	特殊化学設備	○	○	○	○	○	特殊化学設備のうち、発熱反応が行われる反応槽等異常化学反応等（特化則18条2）は「管理特定化学設備」としての技術基準も適用することになる。	特殊化学設備に該当する場合、予備電源の確保、原料緊急遮断装置等が必要となる。アンセン反応や水素生成反応設備がこれに相当するものが必要。		
	ボイラー設置届（変更届）	ボイラー則第10条	ボイラー	○	○	○	○	○	既設の蒸気発生器を再使用する場合は、本体及び付属設備の改造が必要であることから、ボイラー明細書、図面等を所轄労働基準監督署長に届出（変更届）を行う必要がある。新規に設置する場合にも同様。	ボイラーの範囲はボイラー本体のほかこれに附属された弁、本体と弁との間の配管（蒸気管、給水管等）等を含む。		
労働安全衛生法 労働安全衛生規則 （安衛則）	安全規則（ボイラー）の適用	ボイラー則第18-21、28条	ボイラー	○	○	○	○	○	上記によりボイラーに関する安全規則を適用する。			
	ボイラー落成検査 （変更検査）申請	法第38条 ボイラー則第14条（同42条）	ボイラー	○	○	○	○	○	蒸気発生器を使用する場合には、再使用する場合も含めて、使用前の所に所轄労働基準監督署の検査を受ける必要がある。			
労働安全衛生法 労働安全衛生規則 （安衛則）	第1種圧力容器設置届（変更届）	ボイラー則第56条	第1種圧力容器	○	○	○	○	○	第1種圧力容器（PV0.02小型圧力容器を除く）に該当する容器等（蒸気発生器、圧縮機等）を設置する可能性があるため、労働基準監督署に対して配管、構造等に関する届出を受ける必要がある。但し、高圧ガス保安法の適用を受ける場合は適用除外（ボイラー則125条）。	圧力容器本体の範囲はボイラーと同様である。既設設備（放熱器、給水パイパス制御設備）を使用するために改造を行う場合にも適用（変更届）される。		
	安全規則（圧力容器）の適用	ボイラー則第65、85-87条	第1種圧力容器	○	○	○	○	○	上記により第1種圧力容器（第2種圧力容器を含む）に関する安全規則を適用する。			
労働安全衛生法 労働安全衛生規則 （安衛則）	第1種圧力容器落成検査 （変更検査）申請	法第38条 ボイラー則第59条（同第77条）	第1種圧力容器	○	○	○	○	○	第1種圧力容器（PV0.02小型圧力容器を除く）に該当する容器等（蒸気発生器）を設置する可能性があるため、使用前の所に所轄労働基準監督署の検査を受ける必要がある。但し、高圧ガス保安法の適用を受ける場合は適用除外（ボイラー則125条）。	既設設備（放熱器、給水パイパス制御設備）を使用するために改造を行う場合にも適用（変更届）される。		
	作業主任者の選任	法第14条 令第6条 （4、17、18項）	ボイラー 第1種圧力容器	○	○	○	○	○	ボイラー及び第1種圧力容器（5m <sup>3</sup> ）を扱うことから、施行令第6条18項に基づき作業主任者の選任を行う必要がある。	特定化学設備を扱う場合にも作業主任者の選任を行う必要があるが、この場合、試験研究のための取扱は適用除外されているため該当なし。		
高圧ガス保安法 （一般則）	高圧ガス製造の許可 （変更申請）	法第11条 保安規則第14条	製造施設 （第1種製造者）	○	○	○	○	○	パイロットプラント試験装置では、1MP（ゲージ圧）以上の高圧ガスを取り扱う。また、ガス製造能力が100m <sup>3</sup> /時以上となることから、製造施設の変更工事に関する届出を受ける必要がある。	高圧ガス製造設備は大規模開発センターに設置されているため、変更申請となる。		
	技術基準の適用（高圧ガス設備等）	一般則第6条	高圧ガス設備、可燃性ガス設備、毒性ガス設備	○	○	○	○	○	高圧ガス設備、可燃性ガス設備等（第1種製造者）に係る技術基準を適用する必要がある。	高圧ガスは圧縮ガスに換算すると膨大な圧力を生じるので、0.2MPa以上を規制している。		
高圧ガス保安法 （特定制備則）	完成検査申請	法第20条 一般高圧ガス保安規則第32条	製造施設 （第1種製造者）	○	○	○	○	○	高圧ガス製造施設の工事完成後、車の完成検査を受け、技術基準に適合していると認められる必要がある。	特定設備検査との関係：昭和51年5月6日通達 通達基初代359号		
	変更時規定届出（変更）	法第26条 保安規則第63条	製造施設 （第1種製造者）	○	○	○	○	○	変更時規定届出することから、依舊存時規定に変更がある場合には届出事項に届出する必要がある。	大規模開発センター内設備を一括して届出がなされておらず、規定内容の変更はないが、実施体間等個別事項の変更がありうる。		
高圧ガス保安法 （特定制備則）	高圧ガス保安技術者等の届出	法第33条の二 一般高圧ガス保安規則第67条	製造施設 （第1種製造者）	○	○	○	○	○	高圧ガス保安技術者を変更する場合、選任/解任に関して届出事項に届出する必要がある。	高圧ガス保安技術者が変更の場合		
	高圧ガス保安主任者等の届出	法第34条 一般高圧ガス保安規則第71条	製造施設 （第1種製造者）	○	○	○	○	○	新たに高圧ガス保安主任者を選任するため、選任/解任に関して届出事項に届出する必要がある。			
高圧ガス保安法 （特定制備則）	技術基準の適用（特定設備）	法第56条の三 特定制備則第10-45条	特定設備	○	○	○	○	○	パイロットプラントの運転圧力が1MPaを超えるため高圧ガス保安法の適用を受ける。さらに、PV>0.00MPa可であることから「特定設備」に該当する。このため、当該設備に関する技術基準を適用する。	特定設備は高圧ガス状態にあるガスと認識している部分に限られる（通達基初代359号）		
	設計特認申請	法第56条の三 特定制備則第51条	特別な設計・製造方法、使用材料	○	○	○	○	○	高圧ガス保安法の技術基準にはない設計・製造方法、材料を採用することとなるので、別途申請手続きを行い、経済産業大臣の認可を事前に取得しておく必要がある。申請には高圧ガス保安協会の事前審査が必要。	材料関係では、セラミクス材料を用いた熱交換器、hを有する圧力容器の設計・製作方法がある。		
特定制備検査の申請	法第56条の三 特定制備則第51条	特定制備検査の申請	○	○	○	○	○	「特定設備」に該当するため、省令で定められる設計・製造工程の各段階で、高圧ガス保安協会の検査を受け、技術基準に適合していることと認められる必要がある。				

○：適用対象、△：自主規制・基準等の有無を含め調査中、×：適用除外

表2.1 I Sプロセスパイロットプラント試験装置：適用法令及び規制内容（2 / 2）

大気汚染防止法	排出基準の適用	令第2条 別表第一	ばい煙発生施設	ばい煙(物の燃焼に伴い発生する場合)	ばい煙(物の燃焼に伴い発生する場合)	—	—	—	—	—	×	本試験装置は、政令で定める「ばい煙発生施設」の規制に該当しない。ばい煙施設で求められる排煙基準の規制は受けない。	ばい煙施設等の規模等：施行令第2条別表第一
毒物及び劇物規制法	事故時通報	法17条	特定物質	特定物質	特定物質	△	—	—	—	—	△	故障、破損、その他の事故が発生し特定物質が大気中に多量に排出されたときは、その事故の状態を都道府県知事に通報する。	特定物質：施行令第10条で規定する。一方、全量環境に放出しても、輻射境界では適用外と考える必要検討
	劇物管理、事故時の措置等の措置等	法第22条5項	劇物	劇物	劇物	△	—	—	—	—	△	但し、劇物の表示、施設、事故時の措置等の業務上の管理については準用規定がある（法第22条5項）	【添付2 その2】
水質汚濁防止法 茨城県公害防止条例	業務上取扱者の届出	法第22条1項 令第11条	劇物	劇物	劇物	×	—	—	—	—	×	本試験装置は同法で定められた劇物を扱うが、政令で定められた事業（金属メッキ業、金属熱処理業等）に該当しないため届出は適用外（施行令第11条）	水酸化ナトリウムも劇物に該当する。 (毒物：法第2条別表第一) (劇物：同別表第二)
	排出基準の適用	排出基準の適用	—	—	—	△	—	—	—	—	△	政令で定める有害物質の取扱いはない。	茨城県条例の調査要する（横出し/上乗せ基準）
悪臭防止法	排出基準の適用	法第7条 令第1条 施行規則第2条	—	—	—	△	—	—	—	—	△	硫化水素が「特定悪臭物質」に該当するが、通常時に硫化水素の排出はない。万一、発生した場合、規制地域についての規制基準を遵守しなければならない。	法では、硫化水素に対する敷地境界線規制基準範囲は0.02~0.2ppmと定められている。
	事故時通報	法第10条	—	—	—	△	—	—	—	—	△	規制基準に適合しない、又は適合しないおそれが生じたときは、直ちに、その事故について応急措置を講じ、かつ、その事故を速やかに復旧しなければならない。	
化学物質管理促進法 (P.R.T.R法)	環境排出量の届出	法第5条 令別表第1,2	—	—	—	×	—	—	—	—	×	政令で定める化学物質の取扱いはない。	
	防護基準の適用	令第88条	架橋等	架橋等	架橋等	○	—	—	—	—	○	建築物上部分の防護基準が定められているので、高圧ガス保安法で規制される設備を除く設備についてはこれを適用する。	高圧ガス保安法で規制されている設備については、同法及び高圧ガス保安法との防護基準とを比較して、より厳しい方を採用する。
建築基準法	避難設備	法第33条	20m高層の構築物	20m高層の構築物	20m高層の構築物	△	—	—	—	—	△	高さ20mを超える建築物には避難設備を設ける必要がある。ただし、周囲の状況によって安全上支障がない場合において、この限りでない。	H.T.T.R開閉機の高さは20m未満。既存の設備で対応可能なかの調査を要する。
	建築確認申請	法第6条 施行令第1条 の三	架橋工事 建築改築工事	架橋工事 建築改築工事	架橋工事 建築改築工事	○	—	—	—	—	○	建築の改築、架橋工事に際しては建築確認申請を行う必要がある。	

○：適用対象、△：自主規制・基準等の有無を含め調査中、×：適用除外



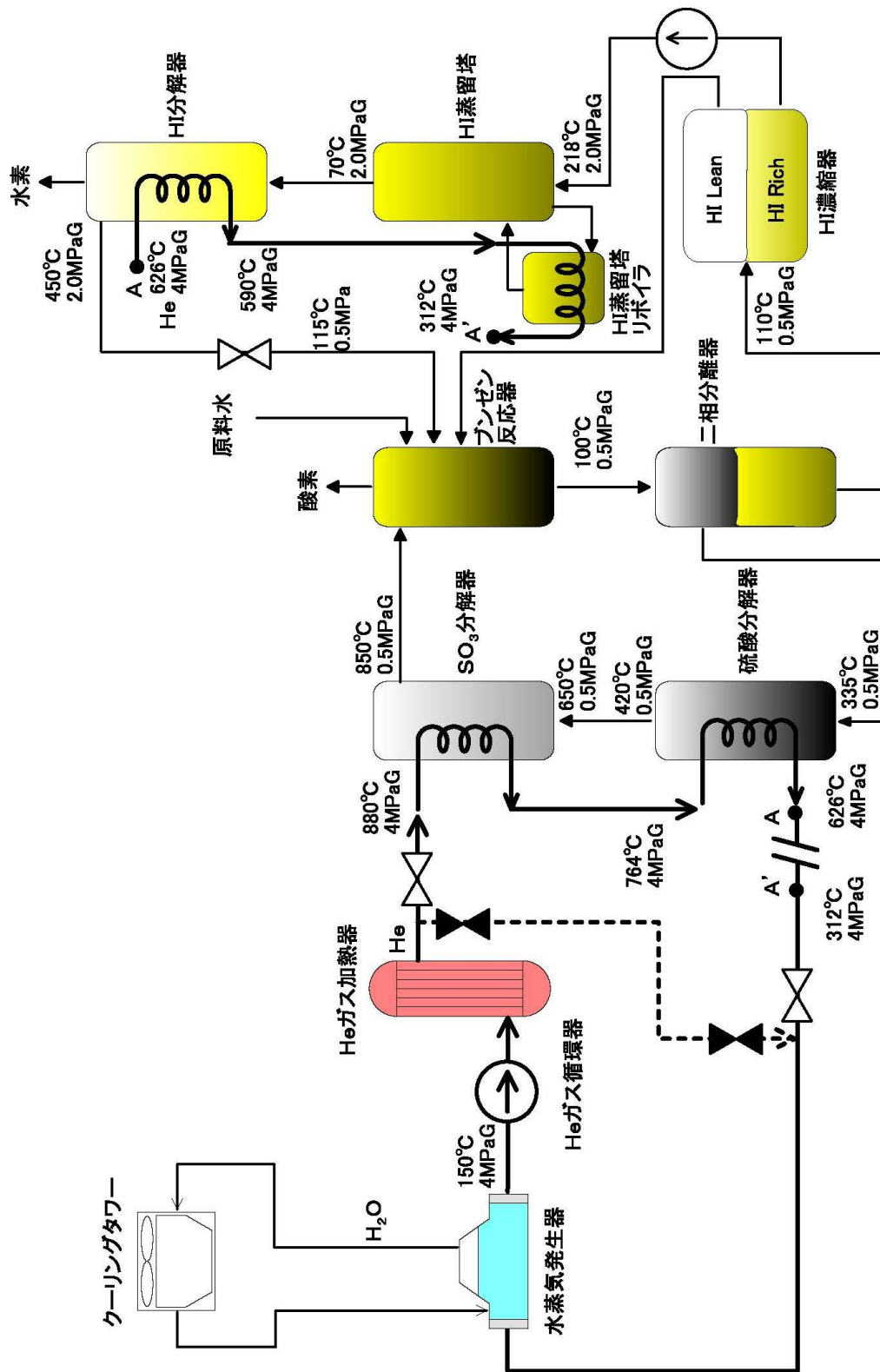


図2.1 パイロットプラント試験装置の流路構成: 通常運転時

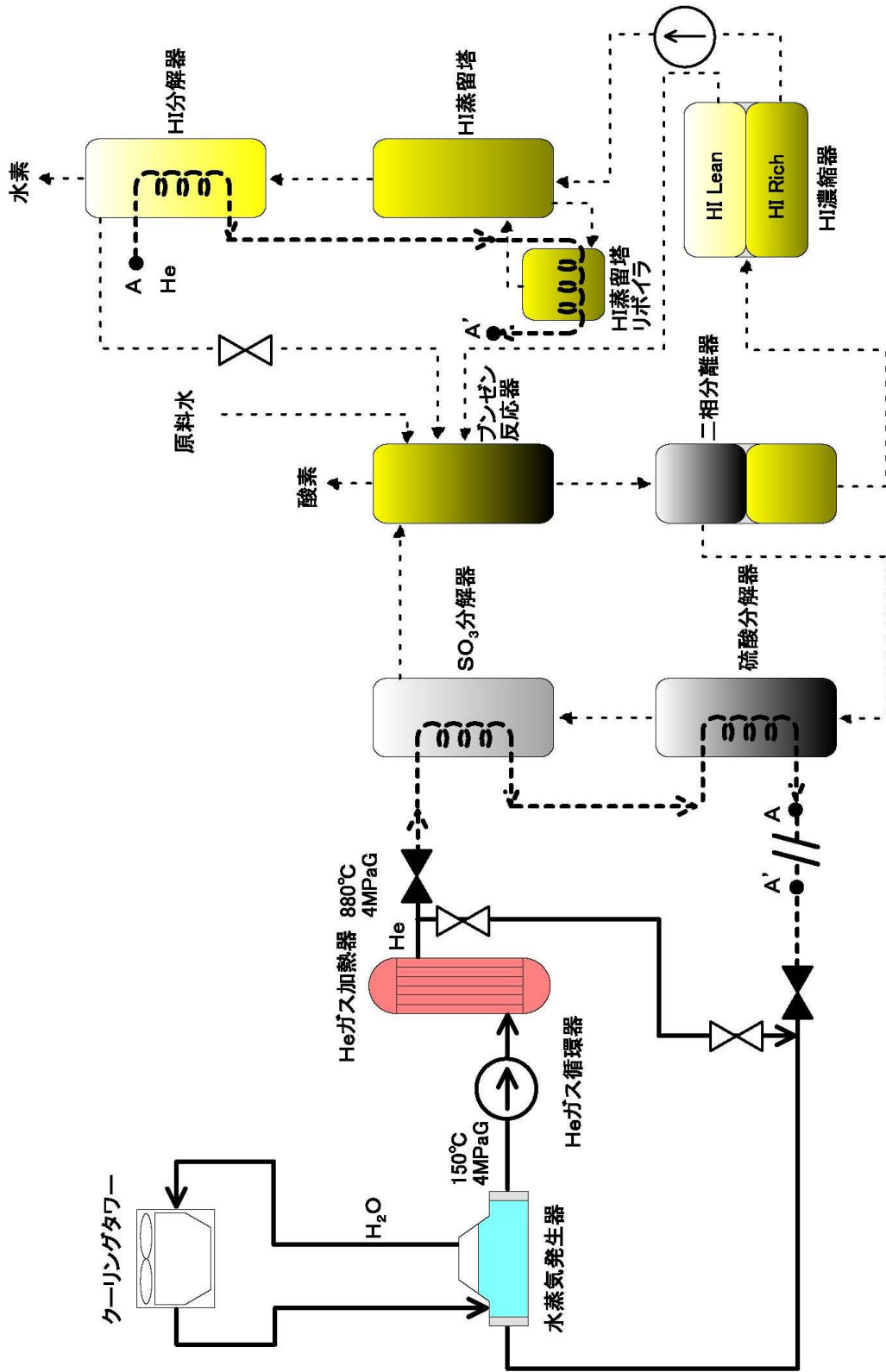


図2.2 パイロットプラント試験装置の流路構成: 水蒸気発生器による受動的冷却時

## 2. 2 プロセス仕様

実用炉においては、当然ながら、IS プロセスが他の水素製造技術に対して、優位な競争力を有する必要がある。その技術的指標のひとつに水素製造の熱効率が挙げられる。図 2.3 に、液液相分離を組み込んだ IS プロセスにおける基本的な化学変化を示す。図中の数値は、1 mol の水素生成を基準として、各化学変化における始状態と終状態の標準状態エンタルピーの差を示したものである。図中の化学変化には通常の操作条件下でギブス自由エネルギー変化が正の値を有するものも含まれているが、高い反応率、効率的な生成物分離、効率的な熱回収などが達成できれば、高効率な水分解が可能であることが理解される。熱効率の目標値として、現時点の知見の範囲から、熱効率 40%を考えているが、水素製造実証試験装置では、HTTR-IS システムにおける新規技術レベルの実証を目標として、化学工業プラントで技術的に実証されている既存技術、および熱、電力の回収プロセス等は極力削減し、基本構成を簡素化する方針とした。また、本検討では、工学基礎試験装置等におけるこれまでの研究実績をベースに、開発コストの低減、信頼性、製作性を優先させることとし、斬新なアイデアに基づく研究途上の機器、技術は、要素試験による装置性能の確証を経て段階的に採用するものとし、現段階ではできるだけ採用しない方針とした。このような方針の下、水素製造実証試験装置の IS プロセス反応系における主要な単位操作を以下のように定めた。

図 2.4～図 2.6 に、液液相分離を用いた IS プロセスに関して、IS プロセス技術の現状を踏まえて定めた水素製造実証試験装置のプロセスフロー（温度、圧力条件）および熱物質収支を示す。熱物質収支の計算は、OLI Systems 社製の混合溶媒系電解質熱力学モデルを汎用定常プロセス解析コード PRO/II に統合し、フローシートを構築し定常プロセス計算を行った。

IS プロセスにおいて反応物質に固体を含まないことは原理的に大規模化に適するという長所に繋がる。しかし、技術的な観点からは反応生成物の分離が課題となる。特に、ブンゼン反応生成物の分離方法の選択が最も基本的な問題である。ブンゼン反応で生成するヨウ化水素と硫酸は水溶液として生成するが、通常の蒸留操作では逆反応が生起するため分離できないためである。この問題について、本検討では、現在のところ最も効果的と考えられる GA 社の Norman ら<sup>(3-10)</sup>が見いだした液液相分離現象を利用する方法を採用することとした。この現象は、過剰なヨウ素をブンゼン反応生成液に共存させることによって生起し、結果として、硫酸を主成分とする溶液（硫酸に微量の HI 及び I<sub>2</sub> が混入した比重がより小さな溶液。以後、軽液と呼ぶ）とヨウ素を溶解したヨウ化水素酸の溶液（HI/I<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O 混合溶液に微量の H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> が混入した比重がより大きな溶液。以後、重液と呼ぶ）が得られるものである。

ブンゼン反応で生成した重液及び軽液は、各々、微量混入する未分離の H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>、及び I<sub>2</sub>、HI などの不純物成分を除去するための精製操作に供する。この操作は、後続する操作において単体硫黄などを生成する副反応が起こることを防ぎ、閉サイクル性を確保することが

目的である。ブンゼン反応の逆反応を起こさせて不純物成分を二酸化硫黄及びヨウ素とした後、それらを気化させて溶液から分離し、ブンゼン反応器に回収することにより、閉サイクル化できる。具体的な精製操作は、ストリッピングあるいはフラッシュ操作などにより実施でき、これまでの水素製造試験で実証済みである。本装置でもこの精製操作を組み込むこととした。

軽液を精製して得た硫酸は、90%程度に濃縮した後、蒸発させ、最高 850℃の高温で固体触媒を用いて吸熱的に熱分解し、酸素を得る。濃縮操作を組み込むことにより、高温のガス循環量を低減できるほか、多重効用缶などの既存の熱回収方策の組み込みが可能となり熱収支向上を図ることができる。また、蒸発機能と分解機能を一体化させた反応器など、高機能機器の設計検討も行われている。しかし、本検討では、前述の方針に沿って、濃縮、蒸発、分解の個別の単位操作を実現する基本的な機器を用いることとした。

一方、重液を精製して得た  $\text{HI}_x$  溶液は、電解電気透析により濃縮した後、蒸留により、ヨウ化水素(HI)と擬共沸組成の  $\text{HI}_x$  溶液に分離する。次いで、HI を気相にて熱分解する。 $\text{HI}_x$  溶液からの HI 分離を蒸留で行う場合、蒸留挙動を支配する  $\text{HI}_x$  溶液の気液平衡関係に共沸と呼ばれる現象が存在するため、通常の蒸留では大量の水の蒸発が起こり、熱収支を悪化させる。これに対して、リン酸を用いて共沸を破壊する方法(抽出蒸留)、蒸留を高圧下で行い共沸組成をシフトさせるとともに塔頂部で分解反応も併せて行う方法(反応蒸留)、分離膜を活用した電解電気透析法などが研究されている。現時点では、これらの方法の優劣が定かでないこと、及び、電解電気透析法について原子力機構に多くのノウハウが蓄積されてきていることから、電解電気透析法を取り上げることとした。HI 分解については、気相分解、液相分解などの提案があるが、前述の方針に沿って、触媒に関する多くの報告があり、かつ原子力機構で実績がある気相分解を組み込むこととした。

プロセスの操作圧力については、高圧ほど熱物質収支上有利な HI 蒸留、及び、蒸留に引き続く操作であり、反応平衡が圧力の影響を受けない HI 分解の2つの操作については、高圧で操作することとした。

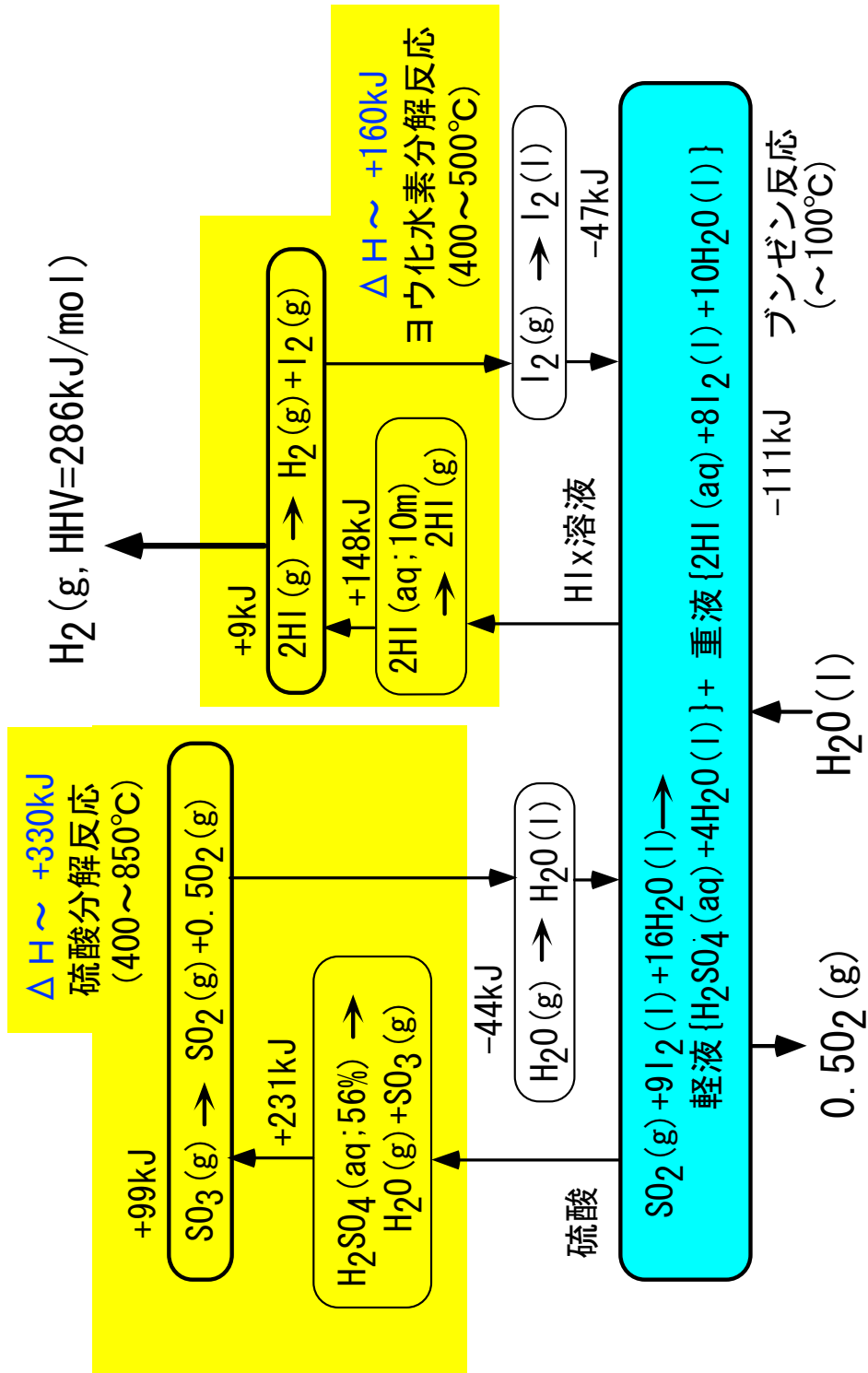
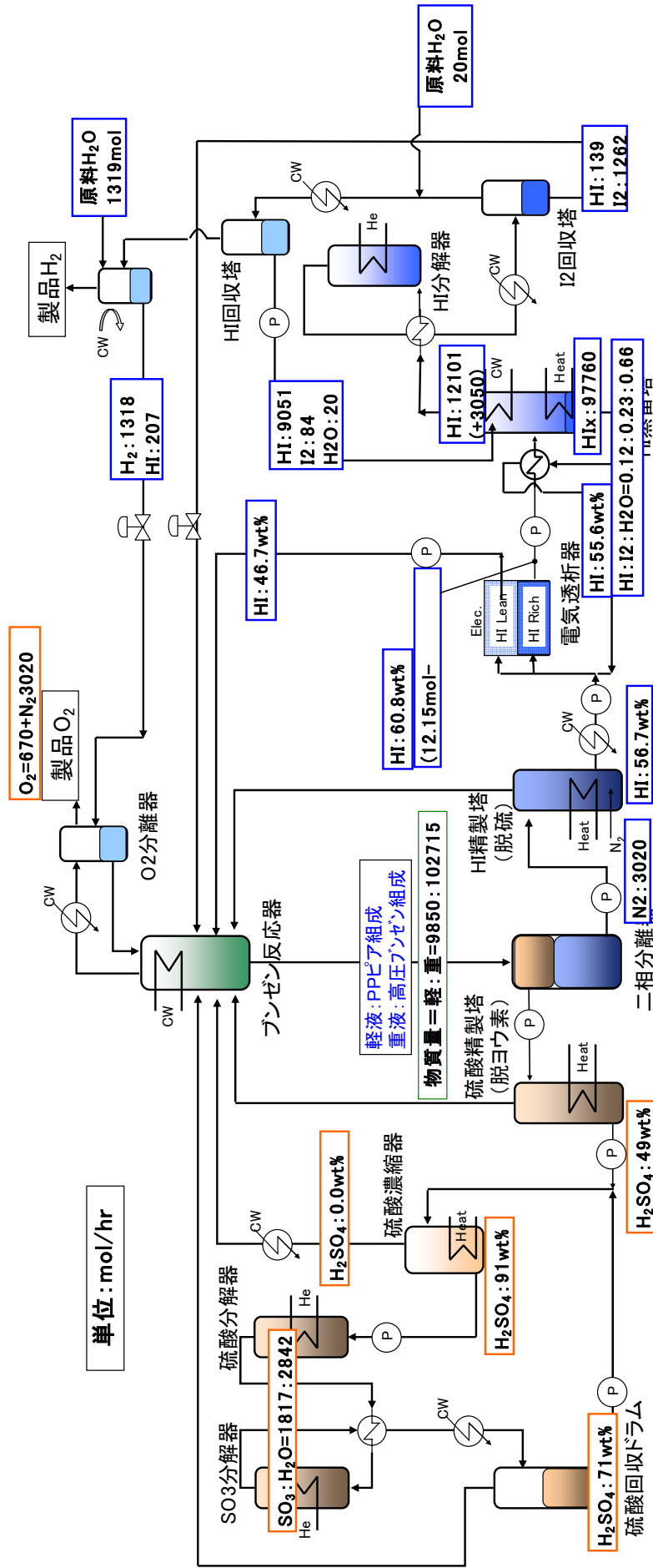


図 2.3 液液相分離を組み込んだ IS プロセスの基本的な化学変化及びエンタルピー変化(標準状態)





注) HI濃度はI<sub>2</sub>フリーベース

図 2.5 パイロットプラント試験装置: 定格運転時の物質収支

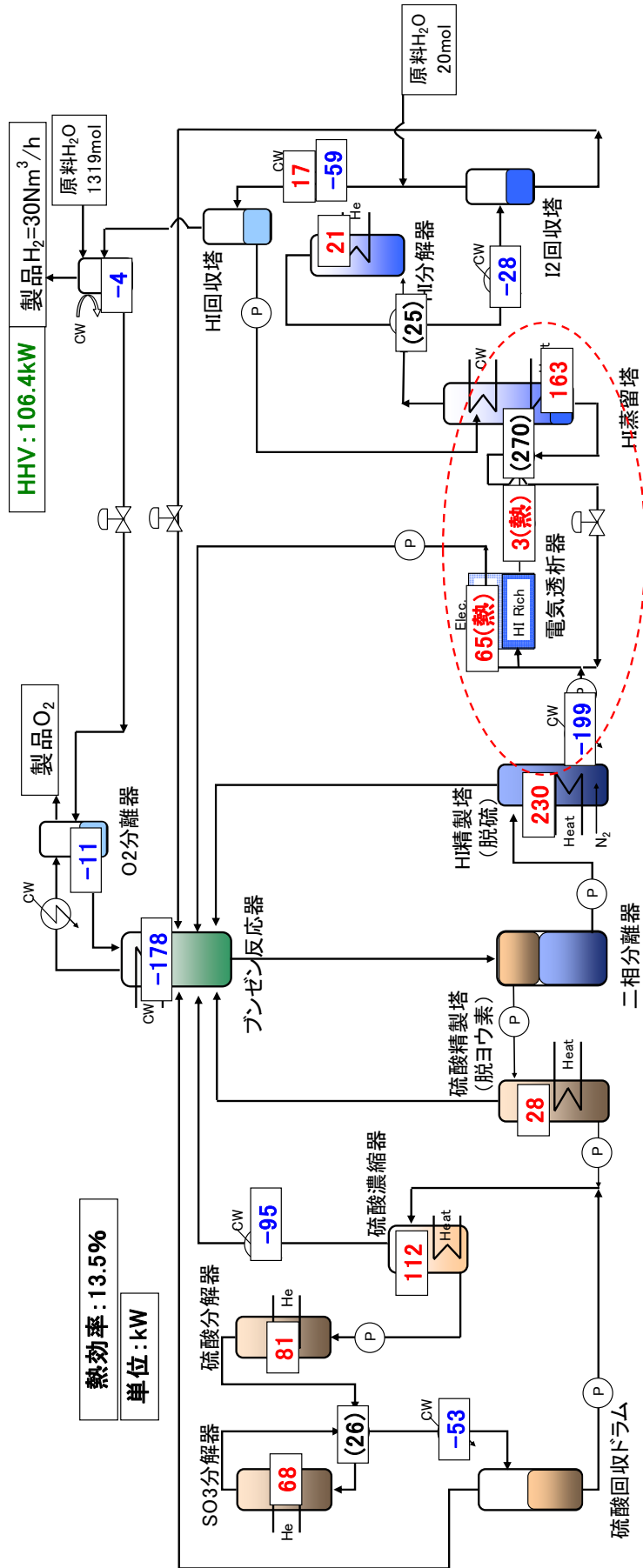


図 2.6 パイロットプラント試験装置：定格運転時の熱収支



### 2. 3 主要系統構成

前項の議論に基づき、水素製造実証試験装置における IS プロセス反応系の主要系統構成を図 2.7 のように定めた。また、表 2.2 に、主要機器の定格操作条件を示す。IS プロセス反応系における主な操作の流れは以下の通りである。

原料水から硫酸とヨウ化水素を生成するブンゼン反応は発熱的に進行する。この反応で生成するヨウ化水素と硫酸の分離は、過剰なヨウ素を共存させて、硫酸を主成分とする溶液（硫酸相溶液）とヨウ素を溶解したヨウ化水素酸の溶液（HIx 溶液と呼ばれる HI/I<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O 混合溶液に微量の硫酸が混入した溶液）との液液相分離現象を生起させて行う。これらの操作は、約 100℃前後の温度領域で行う。ブンゼン反応工程の主要機器は、二酸化硫黄（SO<sub>2</sub>）ガスとヨウ素（I<sub>2</sub>）水溶液の気液接触反応を行わせるブンゼン反応器（V-101）、及び、密度比による液体の分離操作を行う二液相分離器（V-103）であり、0.5MPaG で操作される。

二相分離器から抜き出した硫酸相溶液、及び HIx 溶液は、逆ブンゼン反応を伴う放散処理によって、精製する。ここで、精製とは、硫酸相に微量混入するヨウ素成分の完全分離（硫酸精製塔：V-203）、また、HIx 溶液に微量混入する硫黄成分の完全分離（脱硫塔：V-303）、を意味する。精製操作で分離された微量成分は、ブンゼン反応器にフィードバックして、循環させる。

精製した HIx 溶液は、HI 濃縮器（電気透析：V-304）で濃縮した後、昇圧ポンプで 2MPaG に加圧され、HI 蒸留塔（V-305）に供給される。HI 蒸留塔では、塔頂留出物として、ヨウ化水素（HI）を得る。HI ガスは触媒を充填した HI 分解器（E-304）で分解され、製品水素を得るとともに、再生ヨウ素はブンゼン反応器にリサイクルする。なお、HI 分解器及び HI 蒸留塔はヘリウムガスで加熱する熱交換型の機器である。

一方、精製硫酸は、約 90wt%に濃縮後、硫酸分解器（E-203：0.5MPa、入口温度 350℃）に供給される。硫酸分解器では、濃硫酸の蒸発とともに、硫酸（H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>）から水（H<sub>2</sub>O）と三酸化硫黄（SO<sub>3</sub>）への自発的熱分解が起こる。これらの混合ガスは、硫酸蒸気加熱器（E-204）で過熱され、固体触媒を充填した SO<sub>3</sub> 分解器（E-205）に供給され、約 850℃で、SO<sub>3</sub> は二酸化硫黄（SO<sub>2</sub>）と酸素（O<sub>2</sub>）に熱分解される。なお、硫酸分解器及び SO<sub>3</sub> 分解器はヘリウムガスで加熱される。

水素製造実証試験装置は、以上の IS プロセス反応系（ブンゼン反応系、硫酸分解系、ヨウ化水素（HI）分解系）に加えて、硫酸分解器、SO<sub>3</sub> 分解器、HI 分解器などに熱源となる高温ヘリウムガスを供給するヘリウムガス供給系、ヘリウムガスを冷却するための水蒸気発生系、さらに、ヘリウム精製設備等に窒素ガスを供給するための不活性ガス供給系、生成した水素を燃焼処分するための後処理系、水素製造実証試験装置の運転制御及び試験データの取得を行うためのプラント・試験計測計装系、ヘリウムガス加熱器等の制御を行うための電気設備等から構成される。

ヘリウムガスの流れは以下の通りである。まず、ヘリウムガス循環機によって、ヘリウムガス加熱器に供給され、880℃まで加熱されたのち、SO<sub>3</sub>分解器、硫酸分解器、HI分解器、HI蒸留塔へと、順次、流動し、反応熱を供給した後、蒸気発生器に送られ、所定の温度まで冷却されて、ヘリウムガス循環機へ戻る。

なお、ヘリウムガス供給系、水蒸気発生系など、主要なISプロセス反応系以外の系統については、可能な限り、既設の炉外試験装置の設備を流用することとした。この蒸気発生器は、ISプロセス異常時におけるヘリウムガスの冷却除熱機能を果たす能力を有している。

水素製造実証試験装置全系の鳥瞰図を図 2.8 に示す。

表2.2 パイロットプラント試験装置：主要機器の定格操作条件(1/4)

系統	機器 No.	機器名称	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPaA)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	物質収支推算の条件・仮定 (OLI:物性データベースによる)
ブンゼン反応系	V-101	ブンゼン反応器	100	0.6	-178	out V: 116 L: 10565	out V: 22199 L: 3805	Mix	反応後 L / V S02 : 1.1 / 0.0 H2S04 : 1.2 / 0.0 H2 : 0.0 / 0.0 O2 : bit / 16.9 H20 : 11.7 / 8.3 I2 : 73.5 / 7.9 HI : 12.5 / bit NI2 : bit / 66.9	・SO2は分解生成分(1339mol)に加え、精製塔(主に重液)から1750mol戻るが、この分は反応液中に溶解し、精製塔との間を循環すると仮定。(OLIではより多くのSO2が反応し(SO2の状態はVapへ移行せず)、未反応分の多くはVapへ移行(1750のうち1334) ) ・他成分はO2分離との間でOLI-VLE計算。
	V-102	O2ガス分離槽	25	0.6	—	out V: 106 L: 70.6	out V: 15261 L: 44	Mix	L / V out : bit / 20.2 O2 : 48.3 / 0.2 I2 : 14.1 / bit HI : 37.6 / bit NI2 : bit / 79.6	・25°Cフラッシュとし、#2HI回収塔の洗浄後水を洗浄水・原料水として入れる。 ・ブンゼンとの間でOLI-VLE計算 ・ブンゼン仮定により、SO2ガスは入って来ないものとした
	V-103	二相分離器	100	0.6	保温	軽: 293 重: 10259	軽: 217 重: 3545	Liq	軽液 / 重液 S02 : 0.0 / 1.1 H2S04 : 45.5 / 0.0 H20 : 51.9 / 10.5 I2 : 0.9 / 75.5 HI : 1.7 / 12.9	
	E-101	OHコンデンサー	H: 100-25 C: 20	H: 0.6 C: 0.1	-11	in V: 116	in V: 22199	Vap→Mix x Liq(GCW)	in : 16.9 O2 : 8.3 H20 : 7.9 HI : bit NI2 : 66.9	冷却負荷は考慮していない。

表2.2 パイロットプラント試験装置：主要機器の定格操作条件(2/4)

系統	機器 No.	機器名称	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPaA)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	物質収支推算の条件・仮定 (OLI:物性データベースによる)
硫酸分解系	V-201	硫酸フイードタンク (2相分離軽液)	100	0.6	保温	L: 293	L: 217	Liq	H2SO4: 45.5 H2O: 51.9 I2: 0.9 HI: 1.7	
	V-202	軽液相回収タンク (2相分離後ドレン)	100	0.6	保温	ドレン	ドレン	Liq	H2SO4: 45.5 H2O: 51.9 I2: 0.9 HI: 1.7	
	V-203	硫酸精製塔	180	0.6	28	out V: 21 L: 272	out V: 4692 L: 216	Liq→Mix	L / V S02: bit / 5.3 H2SO4: 48.3 / 0.0 H2O: 51.3 / 62.7 I2: 0.2 / 31.9 HI: bit / bit	・N2ストリップング無しで約90%以上精製を考慮し、180°Cとした。 ・精製率は89.5%。残りは全て濃縮塔で除去。
	V-204	リサイクル水回収タンク (濃縮塔頂凝縮後)	100	0.6	—	L: 141	L: 146	Liq	S02: 0.3 H2SO4: bit H2O: 99.2 I2: 0.5 HI: 0.1	
	V-205	硫酸濃縮塔	335-186	0.6	—	in L: 338 out L: 197	in L: 265 out L: 125	Liq→Mix	L / out S02: 0.1 / 0.0 H2SO4: 52.8 / 90.6 H2O: 46.9 / 9.4 I2: 0.2 / 0.0 HI: bit / bit	・Vap側にほとんどSAが流出しないように、2段濃縮とした(2段蒸留塔(還流なし)を想定) ・濃縮後濃度は、90wt%固定。
	E-202	硫酸濃縮リボイラー	335	0.6	112	L: 197	L: 125	Liq→Mix	H2SO4: 90.6 H2O: 9.4 HI: bit	・電気加熱を想定
	E-201	蒸気凝縮器 (硫酸濃縮塔頂)	H: 202-100 C: 40	H: 0.6 C: 0.1	-95	in V: 141	in V: 49505	Vap→Liq x Liq(CW)	S02: 0.3 H2SO4: bit H2O: 99.2 I2: 0.5 HI: 0.1	・100°C(=ベンゼン温度)に下げて凝縮とした
	E-203	硫酸分解器	He: 746-585 SA: 335-420	He: 4.1 SA: 0.6	81	in/out L/V: 197	in/out V: 36704	Liq→Vap x Vap(He)	(He) : 100 He (SA) : in/out H2SO4 : 90.6 H2O : 9.4 HI : bit	・出口温度は露点+20°C程度とした。 ・Duty計算上、硫酸分解率は40mol%程度で設定。 ・Heとの熱交換#2
	E-204	硫酸蒸気加熱器 (再生蒸気)	H(SA): 850-470 C(SA): 420-650	H: 0.5 C: 0.5	26	Hot/Cold V: 197	Hot in 81035 out 53614 cold in 36704 out 58991	Vap x Vap	H / C S02: 43.6 / 0.0 S03: 19.4 / 74.0 (H2SO4) O2: 10.9 / 0.0 H2O: 26.0 / 26.0 HI: bit / bit	・ΔT=50°Cで分解後ガス出口温度を決定 ・Duty計算上、出口で硫酸分解率100%で設定。
	E-205	SO3分解器	He: 880-746 SA: 650-850	He: 4.1 SA: 0.6	68	V: 197	in V: 58991 out V: 81035	Vap x Vap(He)	(He) : 100 He (SA) : in / out S02: 43.6 / 0.0 S03: 19.4 / 74.0 O2: 10.9 / 0.0 H2O: 26.0 / 26.0 HI: bit / bit	・ギブスリアクタによりSO3分解率計算。 ・温度は850°C固定。 ・Heとの熱交換#1
	E-206	硫酸分解ガス凝縮器	H: 470-200 C: 40	H: 0.6 C: 0.1	-53	in V: 197	in V: 53614	Vap→Mix x Liq(CW)	in : 43.6 S02 : 19.4 S03 : 10.9 O2 : 26.0 H2O : bit HI : bit	・硫酸がVapにほとんど移行しない範囲で高温が良いが、分離器材料GLの上限として200°Cにした。
	V-206	硫酸分離器	200	0.6	—	V: 131 L: 66	V: 21446 L: 52	Mix	L / V S02: 0.4 / 65.4 H2SO4: 71.1 / bit O2: bit / 16.4 H2O: 27.4 / 18.3 HI: 0.0 / bit	同上

表2.2 パイロットプラント試験装置：主要機器の定格操作条件(3/4)

系統	機器 No.	機器名称	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPaA)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	物質収支推算の条件・仮定 (OLI:物性データベースによる)
H I 分解系	V-301	HIxフィードタンク (2相分離重液)	100	0.6	保温	L : 10259	L : 3545	Liq	S02 : 1.1 H2O : 10.5 I2 : 75.5 HI : 12.9	
	V-302	重液相回収タンク (2相分離後ドレン)	100	0.6	保温	ドレン	ドレン	Liq	S02 : 1.1 H2O : 10.5 I2 : 75.5 HI : 12.9	
	V-303	脱硫酸塔	170	0.6	230 (電気)	out V : 460 L : 9884	out V : 63878 L : 3402	Liq→Mix	L / V S02 : 0.0 / 24.1 H2O : 10.0 / 19.9 I2 : 77.0 / 30.0 HI : 13.1 / 7.6 N2 : 0.0 / 18.4	・170°C-N2=3mol%ストリップニング条件。精製率は85.9%。HI口スは、2.7/103mol。
	V-304	HI濃縮器(電気透析)	110	0.6	32.7 (電気)	in L : 9626 out L : 9526	in L : 3391.7 out L : 3262.7	Lean Liq	H2O : 11.9 / 13.4 I2 : 72.9 / 80.2 HI : 15.2 / 9.5	・精製後重液を110°Cに除熱して Feed。 ・HI輸率t=0.7、電気浸透係数β=2.0 ・Rich-LearnのHI molality 差=5 ・重液、蒸留塔底戻りが、それぞれ0.5~0.5の比でRich-Learnに分配した。 ・発電効率50%として熱量で評価。
	V-311	HI Rich液回収タンク	110	0.6	保温	L : 9727	L : 3493	Liq	H2O : 13.4 I2 : 65.8 HI : 20.8	
	V-305	HI蒸留塔	65-239	2.1	-	Feed L : 9727 Bottom L : 9357 Top V : 1548 Reflux L : 1179	Feed L : 3590 Bottom L : 3559 Top V : 13428 Reflux L : 409	Liq & Vap	Feed / Bottom H2O : 13.4 / 13.9 I2 : 65.8 / 68.6 HI : 20.8 / 17.5 Top / Reflux H2 : 0.0 / bit H2O : bit / bit I2 : 0.0 / 1.8 HI : 100 / 98.2	・塔底は、Engels擬共沸組成とし、過剰HI分がpureHIとして塔頂から溜出として強制分離。(蒸留計算は実施せず) ・HI回収塔からは、I2(H2O)を含んで蒸留塔上部段に長る(還流)とした。還流HIによる還流比は3.0
	E-302	HI蒸留塔リボイラー	239	2.1	163	Bottom L : 9357.7	Bottom L : 3559	Liq→Mix X Vap(He)	H2O : 13.9 I2 : 68.6 HI : 17.5	・Heとの熱交換 #4を想定
	V-306	I2回収塔	115	2.1	-	V : 1210 L : 338	V : 15010 L : 90	Mix	L / V H2 : bit / 0.2 H2O : bit / 0.0 I2 : 94.7 / 1.8 HI : 5.2 / 98.0	・可能な限り低温としてI2の凝固点+αの115°Cフラッシュ
	V-307	HI回収塔	-10	2.1	-	V : 29 L : 1179	V : 1627 L : 409	Mix	L / V H2 : bit / 9.2 H2O : bit / 0.0 I2 : 1.8 / bit HI : 98.2 / 90.8	・-10°Cフラッシュ。 ・HI=207mol(未分解HIの2%)がロス。
	V-308	HI Lean液フィードタンク	110	0.6	保温	L : 9626	L : 3392	Liq	H2O : 11.9 I2 : 72.9 HI : 15.2	・精製後HIxと蒸留塔底戻りの混合
V-309	HI Rich液フィードタンク	110	0.6	保温	L : 9626	L : 3393	Liq	H2O : 11.9 I2 : 72.9 HI : 15.3	・精製後HIxと蒸留塔底戻りの混合	
V-310	第2HI回収塔	25	2.1	-4	V : 3 L : 50	V : 1605 L : 31	Mix	L / V H2 : bit / 99.5 H2O : 47.2 / bit I2 : bit / 0.0 HI : 52.8 / bit	・残りのH2O(1319mol)で製品H2を洗浄しHIを回収 ・25°Cとした。ガスは-10°Cで来るがHIの溶解発熱のため？温度は上昇(計算123°C)。冷却負荷は考慮していない。 ・製品H2への他成分は、H2O=0.77molのみ。HI流出なし。	

表2.2 パイロリットプラント試験装置：主要機器の定格操作条件(4/4)

系統	機器 No.	機器名称	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPaA)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	物質収支推算の条件・仮定 (OLI:物性データベースによる)
H I 分解系	E-301	HI蒸留予熱器 (再生熱交)	H(HI): 239-130 C(HI): 110-218	2.1	Hot L: 9357 Cold L: 9727	Hot in L: 3559 out L: 3449 Cold in L: 3493 out L: 3590	Liq x Liq	H20 / Cold : 13.9 / 13.4 I2 : 65.6 / 68.8 HI : 17.5 / 20.8	・ΔT=20°Cで蒸留塔底液出口温度を決定	
	E-303	HI分解器予熱器 (再生熱交)	H(HI): 450-220 C(HI): 70-297	H: 2.0 C: 2.1	26 V: 1548	Hot in V: 34199 out V: 22316 Cold in V: 13428 out V: 26444	Vap x Vap	Hot / Cold : 0.2 / 0.0 bit / bit : 22.1 / 0.0 : 77.8 / 100	・ΔT=50°Cで分解前ガス出口温度を決定 ・分解後ガス出口温度は、凝縮を選び220°C固定	
	E-304	HI分解器	He: 585-545 C(HI): 297-450	H: 4.1 C: 2.1	21 V: 1548	in V: 26444 out V: 34199	Vap x Vap(He)	(He) He in / out (HI) H2 : 0.0 / 0.2 H20 : bit / bit I2 : 0.0 / 22.1 HI : 100 / 77.8	・ギブスリアクタによりHI分解率計算。 ・温度は450°C固定。 ・Heと熱交換#3	
	E-305	I2凝縮器	H(HI): 220-115 C: 40	H: 2.1 C: 0.1	-28 V: 1548	V: 22316	Vap→Mix x Liq(CW)	Hot H2 : 0.2 H20 : bit I2 : 22.1 HI : 77.8	・分解後ガス220°Cから可能な限り低温としてI2の凝固点+αの115°C	
	E-306	HIx溶液冷却器 (精製-EED間)	H(HI): 170-110 C: 40	H: 0.6 C: 0.1	-199 L: 9884	in L: 3401 out L: 3350	Liq x Liq(CW)	H20 : 10.0 I2 : 77.0 HI : 13.1	・EED入口温度を110°Cに設定するために冷却	
	E-307	HI回収塔コンデンサー	H(HI): 115-40 (40-(10)) C: -30	H: 2.1 C: 0.1	-59 in (17) Mix: 1209	in Mix: 15035	Vap→Mix x Liq(CCW)	in V H2 : 0.2 H20 : bit I2 : 1.8 HI : 98.0	・40°C以下は負荷として、-10°Cまでのエンタルピー差を必要Dutyとした。 ・HI凝縮までの冷却過程でI2凝縮を避けるため、冷却前にH2O=20molを蒸加	

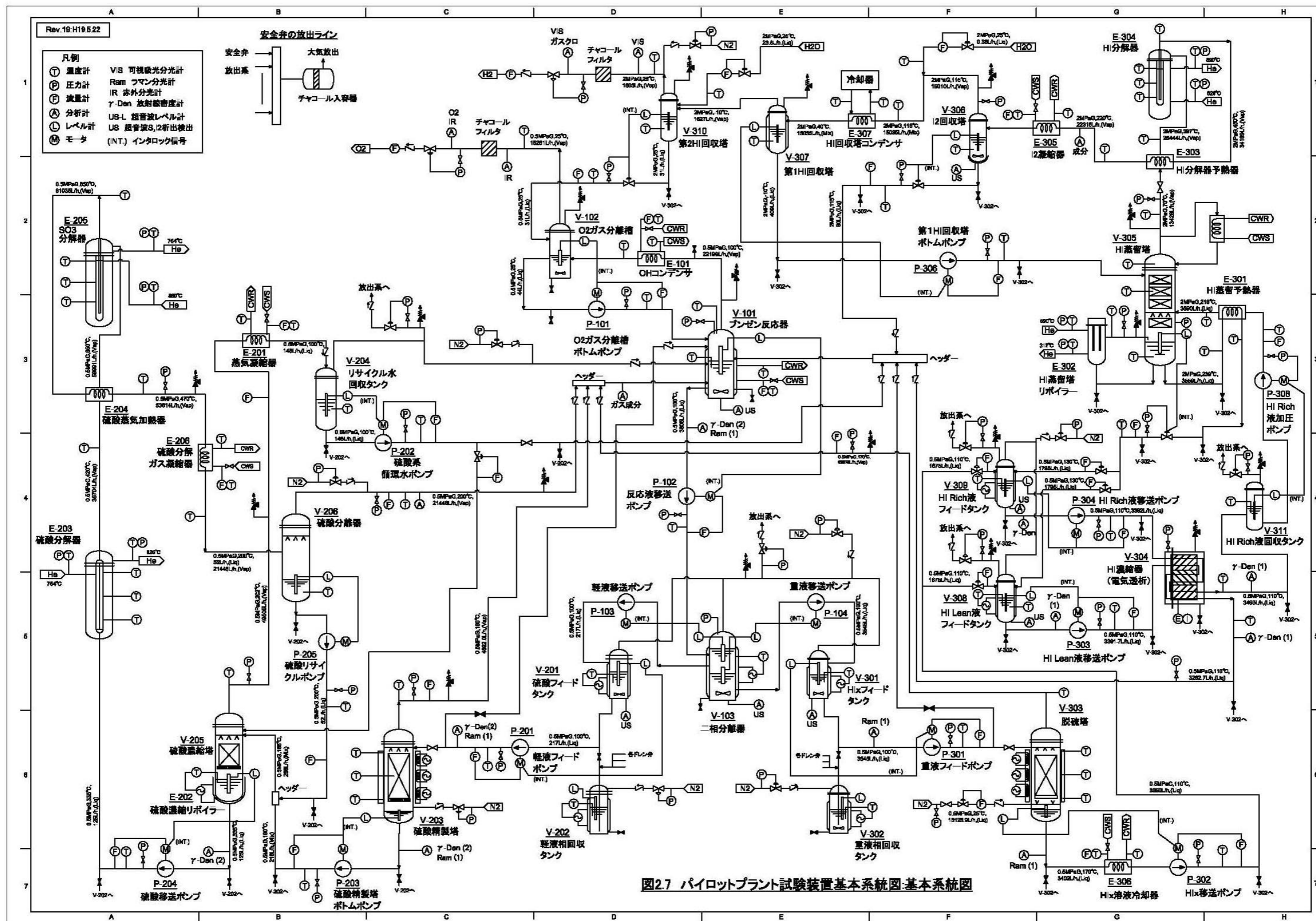


図2.7 パイロットプラント試験装置基本系統図-基本系統図

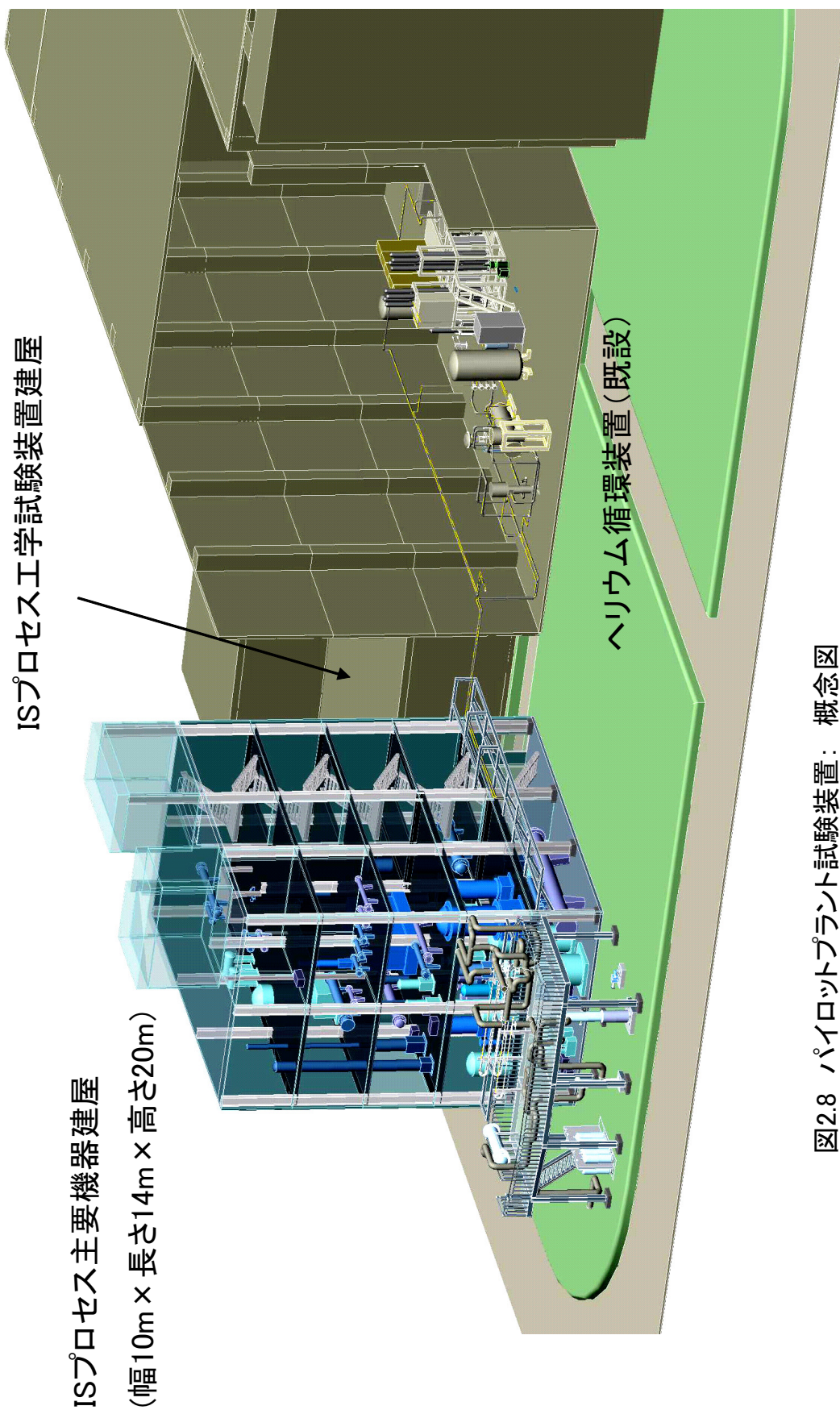


図2.8 パイロットプラント試験装置：概念図



## 2. 4 主要機器仕様

水素製造実証試験装置の IS プロセス反応系の主要機器について、定格操作条件をもとに、装置材料の耐食性を考慮しつつ、機器の型式検討を行った。表 2.3 に、選定理由とともに、型式選定結果を示す。また、機器製作における安全性及び性能に係わる技術課題を抽出し、対策を検討した。同表には、これらの検討結果も併せて示した。

### 2. 4. 1 ブンゼン反応系

ブンゼン反応系は、硫酸及びヨウ化水素を生成し、硫酸が濃厚な軽液を硫酸分解系へ、ヨウ化水素が濃厚な重液を HI 分解系へ供給する機能を有し、ブンゼン反応器、二相分離器、酸素ガス分離槽、反応液移送ポンプなどで構成される。

#### (1) ブンゼン反応器

硫酸分解工程、及び HI 分解工程からの戻り流体を混合し、反応させ、反応生成液を二相分離器に、酸素などのガスを酸素ガス分離槽へ送り出す反応器。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (冷却器内蔵)
数量	: 1 基
流体	: SO <sub>2</sub> , I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HI, H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>
交換熱量	: 178 kW (定格)
流量	: [In]3.5427 m <sup>3</sup> /hr(liq), 90.016 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [Out]3.805 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	: 100°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング
備考	: a)ブンゼン反応は発熱反応であり、反応温度を約 100°Cに制御するための温度調整機能を有する。

#### (2) 二相分離器

ブンゼン反応器から供給されるブンゼン反応生成液を軽液と重液に分離する機器。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数量	: 1 基
流体	: I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HI, H <sub>2</sub> O, SO <sub>2</sub>
流量	: [In] 3.805 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格) [Out]軽液 : 0.217 m <sup>3</sup> /h(liq) / 重液 : 3.545 m <sup>3</sup> /h(liq) (定格)
運転温度	: 100°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

## (3) OH コンデンサ

ブンゼン反応器から出る酸素、窒素、ヨウ素蒸気、水蒸気などを冷却・分縮させる熱交換器。

型式	: 気泡塔
数量	: 1台
流体	: 冷却側: 冷却水 被冷却側: H <sub>2</sub> O (微量 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HIx)、I <sub>2</sub> (liq), O <sub>2</sub> , N <sub>2</sub> (g)
交換熱量	: 11 kW (定格)
流量	: [In]被冷却側: 22.199 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [Out]被冷却側: 15.261 m <sup>3</sup> /h(vap), 0.044 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	: 100-25°C
運転圧力	: 被冷却側: 2.0 MPaG / 冷却側: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

## (4) 酸素ガス分離槽

OH コンデンサで冷却分縮された凝縮液と酸素ガス (及び窒素ガス) を分離する機器。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器
数量	: 1基
流体	: H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> , N <sub>2</sub> (微量 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HIx)
流量	: [In/Out]15.261 m <sup>3</sup> /h(vap), 0.044 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	: 25°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

## 2. 4. 2 硫酸分解系

硫酸分解系は、ブンゼン反応により生じた硫酸と高温ヘリウムガスを熱交換させ、硫酸を二酸化硫黄、水、及び酸素に熱分解し、生成した二酸化硫黄、酸素、及び水を再びブンゼン反応系へ供給するもので、硫酸精製塔、硫酸濃縮塔、硫酸分解器、SO<sub>3</sub>分解器などで構成される。

## (1) 硫酸精製塔

軽液中に含まれる不純物 (ヨウ化水素、ヨウ素) を分離除去するための機器。

本体型式	: 多管式縦型蒸発器 (加熱機構付属)
数量	: 1基

交換熱量	:	28 kW (定格)
流 体	:	I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> O, SO <sub>2</sub>
流 量	:	[In]0.217 m <sup>3</sup> /hr (定格) [Out]4.692 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.216 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	180°C
運転圧力	:	0.5 MPaG
主要材質	:	SS400+グラスライニング

### (2) 硫酸濃縮塔

軽液の精製で得られた硫酸(52.8wt%)を 90.6wt%まで濃縮する機器。

本体型式	:	充填塔式蒸留塔
数 量	:	1 基
流 体	:	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> , I <sub>2</sub> , HI
流 量	:	[In]0.265 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格) [Out]0.125 m <sup>3</sup> /hr(liq), 49.505 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格)
運転温度	:	186-335°C
運転圧力	:	0.5 MPaG
主要材質	:	HastelloyB2+SiC+Au コーティング

### (3) 硫酸分解器

高温のヘリウムガスから熱が受けて、濃硫酸を沸騰蒸発させる機器。硫酸の一部は、蒸発に際して自発的に SO<sub>3</sub> と H<sub>2</sub>O に吸熱分解する。

本体型式	:	セラミックスブロック型熱交換器
数 量	:	1 基
流 体	:	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (liq), H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (g) (被加熱流体) ヘリウムガス (加熱流体)
交換熱量	:	81 kW (定格)
流 量	:	[In/out]加熱側 : 200 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [In]被加熱側 : 0.125 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格) [Out]被加熱側 : 36.704 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格)
運転温度	:	764-626°C (加熱側) / 335-420°C (被加熱側)
運転圧力	:	4.0 MPaG (加熱側) / 0.5 MPaG (被加熱側)
主要材質	:	熱交換部 : 常圧焼結 SiC 入口プレナム : HastelloyB2+Au コーティング 出口プレナム : HastelloyB2+Au コーティング 圧力容器胴 : アロイ 800H

内部断熱材：カオウール

## (4) 硫酸蒸気加熱器

SO<sub>3</sub>分解ガスの顕熱を回収して、硫酸分解器出口ガスを過熱する再生熱交換器。

本体型式	: 多管式円筒型熱交換器
数量	: 1基
流体	: SO <sub>3</sub> , SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> (加熱流体) SO <sub>3</sub> , SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> (被加熱流体)
交換熱量	: 26 kW (定格)
流量	: [In]被加熱側: 36.704 m <sup>3</sup> /hr / 加熱側: 81.035 m <sup>3</sup> /hr (定格) [Out]被加熱側: 58.991 m <sup>3</sup> /hr / 加熱側: 53.614 m <sup>3</sup> /hr (定格)
運転温度	: 850-470°C (加熱側) / 420-650°C (被加熱側)
運転圧力	: 0.5 MPaG (加熱側) / 0.5 MPaG (被加熱側)
主要材質	: 熱交換部: アロイ 800H プレナム部: アロイ 800H 圧力容器胴: アロイ 800H
内部断熱材	: カオウール

(5) SO<sub>3</sub>分解器高温のヘリウムガスから熱が受けて、硫酸蒸気加熱器からの硫酸蒸気を 850°C で触媒と接触させ SO<sub>2</sub> と O<sub>2</sub> に吸熱的に分解する熱交換型反応器。反応促進のため固体触媒を備える。

本体型式	: バイヨネット型熱交換器 (触媒内蔵)
数量	: 1基
流体	: SO <sub>3</sub> , SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> (被加熱流体) ヘリウムガス (加熱流体)
交換熱量	: 68 kW (定格)
流量	: [In/out]加熱側: 212 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [In]被加熱側: 58.991 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [Out]被加熱側: 81.035 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格)
運転温度	: 880-764°C (加熱側) / 650-850°C (被加熱側)
運転圧力	: 4.0 MPaG (加熱側) / 0.5 MPaG (被加熱側)
主要材質	: 熱交換部: アロイ 800H 圧力容器胴: アロイ 800H 内部断熱材: カオウール 触媒: SiC + Pt

## (6) 硫酸フィードタンク

二相分離後の軽液を貯蔵供給するバッファータンク。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数量	: 1基
流体	: I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
運転温度	: 100°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

## (7) 軽液相回収タンク

硫酸系統のドレンタンク。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数量	: 1基
流体	: I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
運転温度	: 100°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

## (8) 蒸気凝縮器

硫酸濃縮塔頂からの蒸気を冷却する熱交換器。

型式	: ジャケット型熱交換器
数量	: 1台
流体	: 冷却側: 冷却水 / 被冷却側: H <sub>2</sub> O, SO <sub>2</sub> , I <sub>2</sub> , HI
交換熱量	: 95 kW (定格)
流量	: [In]被冷却側: 49.505 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [Out] 被冷却側: 0.146 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	: 202-100°C
運転圧力	: 被冷却側: 0.5 MPaG / 冷却側: 0.5 MPaG
主要材質	: SUS316L+HastelloyB2

## (9) リサイクル水回収タンク

冷却凝縮された硫酸濃縮器の蒸気を貯蔵する機器。ガス (微量)、液ともにブンゼン反応器に戻す。

型式	: 縦型円筒容器
数量	: 1基
流体	: H <sub>2</sub> O、H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>

流量	: [In/Out]0.146 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転圧力	: 0.5 MPaG
運転温度	: 100 °C
主要材質	: SUS316L+テフロンライニング

#### (10) 硫酸分解ガス凝縮器

硫酸蒸気加熱器を出た硫酸分解ガスを冷却し、未分解硫酸を凝縮する熱交換器。

本体型式	: ジャケット型熱交換器
数量	: 1基
流体	: 冷却側: 冷却水/被冷却側: SO <sub>3</sub> , SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub>
交換熱量	: 53 kW (定格)
流量	: [In]被冷却側: 53.614 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格) [Out]被冷却側: 21.446 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.052 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	: 470-200°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SUS316L+HastelloyB2+SiC+Au コーティング

#### (11) 硫酸分離器

硫酸分解ガス凝縮器により冷却凝縮された分解ガスの中から硫酸を分離する機器。

本体型式	: 縦型円筒容器 (デミスター付属)
数量	: 1基
流体	: H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , SO <sub>3</sub> , SO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub>
流量	: [In/Out]: 21.446 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.052 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	: 200°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

### 2. 4. 3 HI 分解系

HI 分解系は、ブンゼン反応により生じたヨウ化水素を水素及びヨウ素に熱分解し、生成したヨウ素を再びブンゼン反応系へ供給するもので、脱硫塔、HI 蒸留塔、HI 分解器、HI 回収塔等から構成される。

#### (1) 脱硫塔

重液中に含まれる不純物 (硫酸、二酸化硫黄) を取り出す機器。

本体型式	: 充填塔式蒸留塔 (加熱機構付属)
------	--------------------

数 量	:	1 基
流 体	:	I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O, SO <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>
交換熱量	:	230 kW (定格)
流 量	:	[In]3.545 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格) [Out]63.878 m <sup>3</sup> /hr(vap), 3.402 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	170°C
運転圧力	:	0.5 MPaG
主要材質	:	容器 : SS400+グラスライニング 充填材 : SiC, ガラス

## (2) HI 蒸留塔

HI<sub>x</sub> 溶液をヨウ化水素と (擬共沸組成の) HI<sub>x</sub> 溶液に分離する機器。塔頂よりヨウ化水素、塔底より HI<sub>x</sub> 溶液を得る。

本体型式	:	充填塔式蒸留塔
数 量	:	1 基
流 体	:	I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
流 量	:	[In]3.590 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格) [Out]13.428 m <sup>3</sup> /hr(vap), 3.559 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	70-239°C
運転圧力	:	2.0 MPaG
主要材質	:	MAT21+Ta ライニング

## (3) HI 分解器

HI 分解予熱器からの HI 分解ガスを触媒と接触させ、水素とヨウ素に分解するための熱交換器。吸熱反応であり、必要な反応熱は高温のヘリウムガスから供給する。

本体型式	:	バイヨネット型熱交換器 (触媒内蔵)
数 量	:	1 基
流 体	:	He (加熱側) / I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O (被加熱側)
交換熱量	:	21 kW (定格)
流 量	:	[In/Out]加熱側 : 185 m <sup>3</sup> /hr (定格) [In]被加熱側 : 26.444 m <sup>3</sup> /hr (定格) [Out]被加熱側 : 34.199 m <sup>3</sup> /hr (定格)
運転温度	:	626-590°C (加熱側) / 297-450°C (被加熱側)
運転圧力	:	4.0 MPaG (加熱側) / 2.0 MPaG (被加熱側)
主要材質	:	MAT21

## (4) I<sub>2</sub> 回収塔

I<sub>2</sub>凝縮器で分縮した液化 I<sub>2</sub> と気体成分 (HI、H<sub>2</sub>O) を分離する機器。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (保温器内蔵、デミスタ付属)
数 量	: 1 基
流 体	: I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub>
流 量	: [In/Out]0.090 m <sup>3</sup> /hr(liq), 15.010 m <sup>3</sup> /hr(vap) (定格)
運転温度	: 115°C
運転圧力	: 2.0 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

(5) 重液相回収タンク

HI 分解系統のドレンタンク。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数 量	: 1 基
流 体	: I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
運転温度	: 100°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

(6) HI<sub>x</sub> フィードタンク

二相分離後の重液を貯蔵供給する機器。

本体型式	: 攪拌槽式縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数 量	: 1 基
流 体	: I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O, SO <sub>2</sub>
運転温度	: 100°C
運転圧力	: 0.5 MPaG
主要材質	: SS400+グラスライニング

(7) HI 濃縮器

HI<sub>x</sub> 溶液を擬共沸組成以上に濃縮する電解電気透析装置。

本体型式	: 電気透析 (EED) セルスタック方式 (ユニットセル連結型)
数 量	: 1 基
流 体	: I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O (Lean 側/Rich 側)
電気容量	: 32.7 kW (定格)
流 量	: [In]3.470 / 3.470 m <sup>3</sup> /hr(liq) (Lean 側/Rich 側) [Out]3.3917 / 3.392 m <sup>3</sup> /hr(liq) (Lean 側/Rich 側)
運転温度	: 110°C (Lean 側/Rich 側)



運転圧力	:	0.5 MPaG (Lean 側/ Rich 側)
主要材質	:	容器 : SS400+グラスライニング 隔膜 : ナフィオン膜

## (8) HI 蒸留予熱器

HI 蒸留塔底からの戻り液と HI 蒸留塔への供給液を熱交換して、供給液を予熱する再生熱交換器。

本体型式	:	多管式円筒型熱交換器
数量	:	1 基
流体	:	冷却側 : I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O / 被冷却側 : I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
交換熱量	:	270 kW (定格)
流量	:	[In]被加熱側 : 3.493 m <sup>3</sup> /hr / 加熱側 : 3.559 m <sup>3</sup> /hr (定格) [Out]被加熱側 : 3.590 m <sup>3</sup> /hr / 加熱側 : 3.590 m <sup>3</sup> /hr (定格)
運転温度	:	239-130°C (被冷却側) / 110-216°C (冷却側) (定格)
運転圧力	:	2.0 MPaG (被冷却側) / 2.0 MPaG (冷却側)
主要材質	:	MAT21+Ta ライニング
備考	:	a) フランジ接続+O リング (黒鉛)

## (9) HI 分解予熱器

HI 分解ガスと、HI 蒸留塔頂 HI ガスを熱交換して、未分解ガスを予熱する再生熱交換器。

型式	:	多管式円筒型熱交換器
数量	:	1 基
流体	:	被加熱流体 : HI、加熱流体 : I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , HI
交換熱量	:	26 kW (定格)
流量	:	[In]被加熱側 : 13.428 m <sup>3</sup> /hr / 加熱側 : 34.199 m <sup>3</sup> /hr [Out]被加熱側 : 26.444 m <sup>3</sup> /hr / 加熱側 : 22.316 m <sup>3</sup> /hr (定格)
運転温度	:	450-220°C (被加熱側) / 70-297°C (加熱側) (定格)
運転圧力	:	2.0 MPaG (被加熱側) / 2.0 MPaG (加熱側)
主要材質	:	MAT21
備考	:	a) フランジ接続+O リング (黒鉛)

(10) HI<sub>x</sub> 溶液冷却器

脱硫塔から出る HI<sub>x</sub> 溶液を冷却する熱交換器。

本体型式	:	GL 二重管式熱交換器
数量	:	1 基

流 体	: 冷却側：冷却水／被冷却側：I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
交換熱量	: 199 kW（定格）
流 量	: [In]被冷却側：3.402 m <sup>3</sup> /hr(liq)（定格） [Out]被冷却側：3.350 m <sup>3</sup> /hr(liq)（定格）
運転温度	: 170-110℃
運転圧力	: 0.5 MPaG（被冷却側）／0.5 MPaG（冷却側）
主要材質	: SS400＋グラスライニング

(11) I<sub>2</sub>凝縮器

HI 分解予熱器からの HI 分解ガスを冷却し、ヨウ素を凝縮させるための熱交換器。

本体型式	: GL 二重管式熱交換器
数 量	: 1 基
流 体	: 被冷却側：I <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , HI／冷却側：冷却水
交換熱量	: 28 kW（定格）
流 量	: [In]被冷却側：22.316 m <sup>3</sup> /hr(vap)（定格） [Out]被冷却側：15.010 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.090 m <sup>3</sup> /hr(liq)（定格）
運転温度	: 220-115℃
運転圧力	: 2.0 MPaG（被冷却側）／0.5 MPaG（冷却側）
主要材質	: SS400＋グラスライニング

## (12) HI 回収塔コンデンサ

I<sub>2</sub> 回収塔からの H<sub>2</sub>、HI 混合ガスを冷却し、HI を凝縮分離するための熱交換器。

型 式	: 二重管式熱交換器（冷却機構付属）
数 量	: 1 基
流 体	: 冷却側：冷媒ガス 被冷却側：H <sub>2</sub> , HI
交換熱量	: 59 kW（定格）
流 量	: [In]被冷却側：15.035 m <sup>3</sup> /hr(vap)（定格） [Out]被冷却側：1.627 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.409 m <sup>3</sup> /hr(liq)（定格）
運転温度	: 115-(-10)℃
運転圧力	: 被冷却側：2.0 MPaG／冷却側：0.5 MPaG
主要材質	: MAT21

## (13) 第 1 HI 回収塔

HI 回収塔コンデンサにより冷却された HI と H<sub>2</sub> ガスを分離する機器。

本体型式	: 縦型円筒容器（冷却機構、デミスタ付属）
------	-----------------------

数量	:	1基
流体	:	H <sub>2</sub> , HI
流量	:	[In/Out]1.627 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.409 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	-10°C
運転圧力	:	2.0 MPaG
主要材質	:	SUS304L+ガラスライニング

## (14) 第2 HI 回収塔

HI 回収塔で分離できなかった HI を大量の水により吸収させ、水素を分離する機器。

本体型式	:	充填塔式吸収塔 (デミスタ付属)
数量	:	1基
流体	:	H <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
流量	:	[In]1.627 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.024 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格) [Out]1.605 m <sup>3</sup> /hr(vap), 0.031 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	25°C
運転圧力	:	2.0 MPaG
主要材質	:	SS400+ガラスライニング

## (15) HI Rich 液回収タンク

HI 蒸留塔での昇圧ポンプの直前にあり、圧力を切り替えるために必要となるバッファータンク。

本体型式	:	縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数量	:	1基
流体	:	I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
流量	:	[In/Out]3.493 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	110°C
運転圧力	:	0.5 MPaG
主要材質	:	SS400+ガラスライニング

## (16) HI Lean 液フィードタンク

HI 濃縮器の HI Lean 側に入る溶液を貯蔵するバッファータンク。

本体型式	:	縦型円筒容器 (保温器内蔵)
数量	:	1基
流体	:	I <sub>2</sub> , HI, H <sub>2</sub> O
流量	:	[In/Out]3.392 m <sup>3</sup> /hr(liq) (定格)
運転温度	:	110°C

運転圧力 : 0.5 MPaG  
主要材質 : SS400+ガラスライニング

(17) HI Rich 液フィードタンク

HI 濃縮器の HI Rich 側に入る溶液を貯蔵するバッファータンク。

本体型式 : 縦型円筒容器 (保温器内蔵)  
数 量 : 1 基  
流 体 : I<sub>2</sub>, HI, H<sub>2</sub>O  
流 量 : [In/Out]3.393 m<sup>3</sup>/hr(liq) (定格)  
運転温度 : 110°C  
運転圧力 : 0.5 MPaG  
主要材質 : SS400+ガラスライニング

This is a blank page.

表2.3 パイロットプラント試験装置：主要機器の型式と材料(1/4)

系統	機器 No.	機器名称	役割	候補材料	型式 (案)	付加機構	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPa)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	選定理由	課題		課題に対する対処方針
															安全性	性能	
ブンゼン反応系	V-101	ブンゼン反応器	各工程からの戻り流体を混合し、ブンゼン反応させ、反応液を2相分離器に、O <sub>2</sub> 等のガスをO <sub>2</sub> ガス分離槽へ分離する反応器  ブンゼン反応 SO <sub>2</sub> +H <sub>2</sub> +H <sub>2</sub> O → HI+H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	GL	攪拌付き円筒容器 (循環配管混合)	ジャケット型 除熱機能付き	100	0.6	-178	out V: 116 L: 10565	out V: 22199 L: 3805	Mix	反応後 L / V SO <sub>2</sub> : 1.1 / 0.0 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> : 1.2 / 0.0 H <sub>2</sub> : 0.0 / 0.0 O <sub>2</sub> : bit / 16.9 H <sub>2</sub> O : 11.7 / 8.3 I <sub>2</sub> : 73.5 / 7.9 HI : 12.5 / bit N <sub>2</sub> : bit / 66.9	多種の腐食性流体が混合、反応するため、耐食性を有するガラスライニング材 (以下、GL) を適用する。構造が単純であり、GLで製作できる。大型化する可能性があるがパイロットプラント試験装置 (以下、PP) サイズでは適当。ベンチ試験装置での実績より、循環配管混合器を設けた構造とする。	(a)GL構造物 (循環配管、混合器含む) の製作性、ISI性 (b)攪拌構造による軸シール (c)除熱性能の確保	(d)循環配管混合器の構造、材質、反応速度の検討 ・ストリッピングガスが多い場合の混合器構造 (e)循環配管で反応する場合の除熱 (反応度に応じ) (f)容器除熱性能、攪拌混合性、ガス気泡拡散性などの確認	循環配管混合器、容器等の概念構造を定める。 (a)(b)メーカ検討 (c)(e)(f)除熱性能と混合性: 熱流動解析 (d)反応速度: 要素試験反映または実流動試験
	V-102	O <sub>2</sub> ガス分離槽	凝縮冷却されたブンゼン反応器から出る蒸気からO <sub>2</sub> ガス (およびN <sub>2</sub> ガス) を分離させる機器。 (OHコンデンサとの一体化も可能)	GL	静置容器 (密度差分離)	O <sub>2</sub> ガス分離槽との一体化により回収容器 同伴飛沫の回収装置	25	0.6	-	out V: 106 L: 70.6	out V: 15261 L: 44	Mix	out L / V O <sub>2</sub> : bit / 20.2 H <sub>2</sub> O : 48.3 / 0.2 I <sub>2</sub> : 14.1 / bit HI : 37.6 / bit N <sub>2</sub> : bit / 79.6	構造が単純であり、GLで製作可能 (金属でも可能)。O <sub>2</sub> ガスの精製率が十分ではない場合は、O <sub>2</sub> ガス分離槽も吸収塔にし、精製率を向上させる	-	-	-
	V-103	二相分離器	ブンゼン反応器からの反応液を、軽液と重液に分離する機器	GL	縦型円筒静置容器	予加熱及び保温 (ジャケット)	100	0.6	保温	軽: 293 重: 10259	軽: 217 重: 3545	Liq	軽液 / 重液 SO <sub>2</sub> : 0.0 / 1.1 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> : 45.5 / 0.0 H <sub>2</sub> O : 51.9 / 10.5 I <sub>2</sub> : 0.9 / 75.5 HI : 1.7 / 12.9	多種の腐食性流体を扱うため、GLを適用する。構造が単純であり、GLで製作できる。大型化する可能性があるがPPサイズでは適当。	(a)GL構造物の製作性、ISI性	(b)ブンゼン反応液が流入しつづつ分離・静置させるための容量、時間の確認。 (c)各ノズル位置の最適化 (d)流入ノズルの形状最適化	容器等の概念構造を定める。 (a)メーカ検討 (b)要素試験反映、実流試験 (c)(d)流動解析
	E-101	OHコンデンサー	ブンゼン反応器から出る酸素及び窒素ガスに随伴するヨウ素蒸気の凝縮、及び、放出ガスの冷却を行う熱交換器 (O <sub>2</sub> ガス分離槽との一体化も可能)	GL	気泡塔	O <sub>2</sub> ガス分離槽との一体化 同伴飛沫の回収装置	H: 100-25 C: 20	H: 0.6 C: 0.1	-11	in V: 116	in V: 22199	Vap→Mix x Liq(CGW)	in O <sub>2</sub> : 16.9 H <sub>2</sub> O : 8.3 I <sub>2</sub> : 7.9 HI : bit N <sub>2</sub> : 66.9	ブンゼン反応器からの蒸気を冷却することを目的としている。冷却によりヨウ素の析出が懸念されるため吸収塔式を採用。吸収液を第2HI回収塔からの溶液を利用することによりO <sub>2</sub> ガス分離槽との一体化が図れる。吸収器型式は単純構造でメンテナンス性がよく、原料水のバフアタンクも兼ねることが出来る気泡塔を選択。	(a)ライニング容器の耐圧性確認	(b)減圧気泡ノズルの性能確認 (c)ヨウ素の回収能力の評価	(a)(b)メーカ検討、設計検討 (c)実験により確認

表2.3 パイロットプラント試験装置：主要機器の型式と材料(2/4)

系統	機器 No.	機器名称	役割	候補材料	型式 (案)	付加機構	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPa)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	選定理由	課題		課題に対する対処方針	
															安全性	性能		
硫酸分解系	V-201	硫酸フィードタンク (2相分離軽液)	二相分離後の軽液をいったん貯蔵する機器	GL	バッファータンク		100	0.6	保温	L: 293	L: 217	Liq	H2SO4 : 45.5 H2O : 51.9 I2 : 0.9 HI : 1.7	-	-	-	-	
	V-202	軽液相回収タンク (2相分離後ドレン)	硫酸系統のドレンタンク	GL	バッファータンク		100	0.6	保温	ドレン	ドレン	Liq	H2SO4 : 45.5 H2O : 51.9 I2 : 0.9 HI : 1.7	-	-	-	-	
	V-203	硫酸精製塔	軽液中に含まれる不純物(ヨウ化水素、ヨウ素)を取り出すための機器 逆ブンゼン反応 HI+H2SO4 → SO2+I2+H2O	GL	多管式縦型蒸発器	予加熱(熱交換器)及び外套加熱(ジャケット)		180	0.6	28	out V: 21 L: 272	out V: 4692 L: 216	Liq→Mix	out L / V SO2 : bit / 5.3 H2SO4 : 48.3 / 0.0 H2O : 51.3 / 62.7 I2 : 0.2 / 31.9 HI : bit / bit	N2ガスを用いず蒸気圧のみでI2, HIを取り出すため、放散塔より、蒸発器が適する。多種の腐食性流体を扱うため、GLを適用する。GLの製作性を考慮すると多管式蒸発器が最適と考えられる。	(a)GL構造物の製作性、ISI性 (b)熱伝達相関式の確認 (c)液分配構造の策定 (d)副反応の発生条件不明のため、精製目標が設定不可	(a)(c)メーカ検討 (b)多成分系伝熱相関式を調査、仮定 (d)要素試験反映、精製実験	
	V-204	リサイクル水回収タンク (濃縮塔頂凝縮後)	冷却凝縮された硫酸濃縮器の蒸気を貯蔵する機器。ガス(微量)、液ともにブンゼン反応へ戻す。(ほぼ水)	MAC276、SUS304、SUS316L	静置容器(密度差分離)	同伴飛沫の回収装置		100	0.6	-	L: 141	L: 146	Liq	SO2 : 0.3 H2SO4 : bit H2O : 99.2 I2 : 0.5 HI : 0.1	ほぼ水であり、金属で耐食性もよいと考えられる。耐食性に不安があるときには、GLで製作	(a)耐食性	-	(a)腐食試験により確認
	V-205	硫酸濃縮塔	精製された軽液(硫酸50wt%)を90wt%まで濃縮する機器	GL SiC 金メッキ	充填塔式蒸留塔			335-186	0.6	-	in L: 338 out L: 197	in L: 265 out L: 125	Liq→Mix	L in / out SO2 : 0.1 / 0.0 H2SO4 : 52.8 / 90.6 H2O : 46.9 / 9.4 I2 : 0.2 / 0.0 HI : bit / bit	硫酸は腐食性流体であるため、腐食性流体向けの充填塔式蒸留塔を選定した。蒸留塔底ではGLの適用範囲を超えるため金メッキ、SiCなどの材料を適用する	(a)蒸留塔底の耐食材料、構造	-	(a)腐食試験より確認 材料決定後、装置構造検討
	E-202	硫酸濃縮リポイラー	硫酸濃縮器へ硫酸蒸気を供給するために使用されるポイラー	SiC 金メッキ	一体型リポイラー			335	0.6	112	L: 197	L: 125	Liq→Mix	H2SO4 : 90.6 H2O : 9.4 HI : bit	蒸留塔底は温度的に厳しい環境となる。耐食材料は限られSiCまたは金メッキとなる。PPではある程度小型であり、耐食材料を制限するために一体型とした。	(a)耐食性に優れた熱交換器構造の策定	-	(a)腐食試験より確認 材料決定後、装置構造検討
	E-201	蒸気凝縮器 (硫酸濃縮塔頂)	硫酸濃縮塔塔頂からの蒸気を冷却する熱交換器	MAT21、MAB2、Alloy800H、MAC276、SUS304(冷却部)	金属製ジャケット型熱交換器			H: 202-100 C: 40	H: 0.6 C: 0.1	-95	in V: 141	in V: 49505	Vap→Liq x Liq(CW)	SO2 : 0.3 H2SO4 : bit H2O : 99.2 I2 : 0.5 HI : 0.1	ほぼ水の領域であるため、金属を使用する。型は単純構造でメンテナンス性のよいジャケット型熱交換器を選択した。ジャケット型は比較的大型になりやすいがPPでは適用可能	(a)耐食性の確認 (b)伝熱特性の確認	(a)腐食試験により確認 (b)文献調査、仮定	
	E-203	硫酸分解器	硫酸溶液を沸騰させる機器であり、その沸騰蒸気の一部をSO3と水に分解する機器 高温のHeから熱が供給される H2SO4(liq.) → H2SO4(vap.), H2O+SO3(vap.一部)	SiC 金メッキ	セラミックスブロック型熱交換器			He: 764-626 SA: 335-420	He: 4.1 SA: 0.6	81	in/out L/V: 197	in L: 125 out V: 36704	Liq→Vap x Vap(He)	(He) SA : 100 (He) in/out H2SO4 : 90.6 H2O : 9.4 HI : bit	硫酸沸騰環境となり腐食が厳しくSiCを適用する。試作も良い、製作性の目処が付いているためセラミックスブロック型を採用。プレナム部にはGLまたは金メッキを採用する。	(a)プレナム構造(金メッキ、グラスライニング)の策定 (d)分解による熱伝達率への影響	(a)腐食試験より確認 (b)圧力による強度、伝熱面積の関係: 解析or計算(プロセス側へ反映のため) (c)4倍耐圧試験 (d)文献調査、熱伝達率仮定	
	E-204	硫酸蒸気加熱器 (再生熱交)	SO3分解ガス(850°C)と、硫酸分解器出口ガス(400~500°C)を熱交換して、硫酸分解器出口ガスを予熱する再生熱交換器	ALLOY800H MA-B2	多管円筒型熱交(シェル&チューブ)	SO3分解器バイネット型により削除可能		H(SA): 850-470 C(SA): 420-650	H: 0.5 C: 0.5	26	Hot/Cold V: 197	Hot in 81035 out 53614 cold in 36704 out 53614	Vap x Vap	SO2 : 43.6 / 0.0 SO3 : 19.4 / 74.0 (H2SO4) O2 : 10.9 / 0.0 H2O : 26.0 / 26.0 HI : bit / bit	耐食性、保守性、耐熱性より多管円筒型熱交換器を選択。補修融通性が低い耐熱性が高いコイル型は、大型化により製作性良くなり有力となる。	(a)高温・温度分布に対する熱交構造成立性 (b)耐食性 (c)シール材料	(d)熱伝達相関式の確認	(a)構造解析 (b)(c)要素試験、腐食試験により評価 (d)文献調査、仮定
	E-205	SO3分解器	硫酸蒸気加熱器からの硫酸分解ガスを850°Cで触媒と接触させSO2とO2に分解する熱交換器。吸熱反応であり、必要な反応熱は高温Heから供給する。 SO3 → SO2+O2	ALLOY800H SiCチューブ	バイネット型熱交換器	硫酸蒸気加熱器と一体化		He: 880-764 SA: 650-850	He: 4.1 SA: 0.6	68	V: 197	in V: 58991 out V: 81035	Vap x Vap(He)	(He) He (SA) : 100 SO2 : in / out SO3 : 43.6 / 0.0 SO3 : 19.4 / 74.0 O2 : 10.9 / 0.0 H2O : 26.0 / 26.0 HI : bit / bit	水蒸気改質でも実績のあるバイネット型を選択した。バイネット型は高温での継ぎ手を回避でき、プロセスガスの再生熱交も兼ねることができる。	(a)高温クリーブを考慮した耐圧性能の確保	(b)熱伝達率の評価 (c)熱回収を有効に行うための装置設計	(a)(b)(c)充填物を挿入することにより、耐圧性能及び伝熱性能の向上を図る。基本設計は解析で対応可能と考えられる。
	E-206	硫酸分解ガス凝縮器	硫酸蒸気加熱器を出た硫酸分解ガスを冷却し、未分解硫酸を凝縮する熱交換器	MAT21、MAB2、Alloy800H、MAC276、SUS304(冷却部)	金属製ジャケット型熱交換器	ガス出口には硫酸デミスタ		H: 470-200 C: 40	H: 0.6 C: 0.1	-53	in V: 197	in V: 53614	Vap→Mix x Liq(CW)	in SO2 : 43.6 SO3 : 19.4 O2 : 10.9 H2O : 26.0 HI : bit	硫酸分解ガスの凝縮液と接触するために腐食が厳しいが、伝熱面温度を低下させ、金属を適用する。単純構造でメンテナンス性を考慮し、ジャケット型熱交換器を選択した。ジャケット型は比較的大型になりやすいがPPでは適用可能	(a)耐食性の確認 (b)伝熱特性の確認	(a)腐食試験により確認 (b)文献調査、仮定	
	V-206	硫酸分離器	硫酸分解ガス凝縮器により冷却凝縮された分解ガス(SO3、H2O(H2SO4)、SO2、O2)の中からH2SO4を分離する機器	GL	静置容器(密度差分離)	同伴飛沫の回収装置		200	0.6	-	V: 131 L: 66	V: 21446 L: 52	Mix	SO2 : L / V H2SO4 : 0.4 / 65.4 O2 : bit / 16.4 H2O : 27.4 / 18.3 HI : 0.0 / bit	構造が単純であり、GLで製作可能	(a)ミストの同伴抑制(材料腐食、性能低下防止) (b)保温構造の策定	(a)デミスタ等の気液分離器を設置 (b)設計により対応	

表2.3 パイロットプラント試験装置：主要機器の型式と材料(3/4)

系統	機器 No.	機器名称	役割	候補材料	型式 (案)	付加機構	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPa)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	選定理由	課題		課題に対する対処方針
															安全性	性能	
H I 分解系	V-301	Hixフィードタンク (2相分離重液)	二相分離後の重液をいったん貯蔵する機器	GL	バッファータンク	保温機構 (ジャケット等)	100	0.6	保温	L : 10259	L : 3545	Liq	S02 : 1.1 H2O : 10.5 I2 : 75.5 HI : 12.9	-	-	-	-
	V-302	重液相回収タンク (2相分離後ドレン)	HI系統のドレンタンク	GL	バッファータンク	保温機構 (ジャケット等)	100	0.6	保温	ドレン	ドレン	Liq	S02 : 1.1 H2O : 10.5 I2 : 75.5 HI : 12.9	-	-	-	-
	V-303	脱硫酸塔	重液中に含まれる不純物(硫酸、二酸化硫黄)を取り出す機器 逆ブレンゼン反応 HI+H2SO4 → SO2+I2+H2O	GL	充填塔式吸収塔	予加熱(熱交換器)及び外置加熱 (ジャケット)	170	0.6	230	out V : 460 L : 9884	out V : 63878 L : 3402	Liq→Mix	L / V S02 : 0.0 / 24.1 H2O : 10.0 / 19.9 I2 : 77.0 / 30.0 HI : 13.1 / 7.6 N2 : 0.0 / 18.4	N2ガスを用いた放散塔を想定しており、多種の腐食性流体を扱うため、GLを適用する。そのためGLの製作性を考慮し、充填塔を選択した。PPでは比較的小型のため充填塔でも適当。	(a)GL構造物の製作性、ISI性	(b)精製条件の決定(圧力、温度) (c)物質移動係数不明であるため運転条件・寸法の決定ができない (d)副反応の発生条件不明のため、精製目標が設定不可。 (e)加熱方法の検討	(a)メーカー検討 (b)(c)(d)(e)要素試験反映、実流試験
	V-304	HI濃縮器(電気透析)	Rich (Cathode)側のHI濃度を擬共沸組成以上に濃縮する電気分解装置	ガラスライニング テフロンライニング ナフィオン膜	ユニットセル連結型	110	0.6	32.7 (電気)	in L : 9626 out L : 9526	in L : 3391.7 out L : 3262.7	Lean Liq	H2O : 11.9 / 10.4 I2 : 72.9 / 80.2 HI : 15.2 / 9.5	どの型式でも電解透析セルはコスト高になってしまう。保守性を重視し、単セル毎にメンテナンスできるため、液漏洩、ガス飛散は最小限に抑えられるユニットセル型を選択した。また、電極間距離の最小化や電極構造に自由度を持たせることができる。	(a)ガラス/テフロンライニングでの製作性 (b)連続運転方法、制御方法確立(スタートアップ、シャットダウン、昇温システム、洗浄システム、HI蒸留塔連結運転)	(f)電極(黒鉛、炭素繊維)構造検討(電極間距離最小化、軽量化、支持方法、給電部シールド) (g)膜(薄膜化、耐久性、補強繊維入膜の必要性)	①基本設計およびコスト試算 (a)ガラスライニングまたはテフロンライニングのメーカー見積による情報収集 (f)電極構造検討およびコスト算出 (g)膜コスト算出 (b)システム設計 連続プロセス化/多段化/付帯機器検討 ②展開設計および小型セル製作 膜面積100cm <sup>2</sup> x4スタック ③試作セル運転および改良 (a)健全性を運転実証 (b)連続プロセスでの運転実証 (f)濃縮性能/電圧性能取得他 (g)膜耐久性実証 ④中型セル製作 0.1m <sup>2</sup> x10スタック (a)健全性を運転実証 (b)運転	
	V-311	HI Rich液回収タンク	HI蒸留塔での昇圧ポンプの直前にあり、圧力を切り替えるために必要となるバッファータンク	GL	バッファータンク	保温機構 (ジャケット等)	110	0.6	保温	L : 9727	L : 3493	Liq	H2O : 13.4 I2 : 65.8 HI : 20.8	-	-	-	-
	V-305	HI蒸留塔	Hix溶液中からHIとI2、水を分離する機器 塔頂よりHI、塔底よりI2と水に分離する	Taクラッド、GL	充填塔式蒸留塔		65-239	2.1	-	Feed L : 9727 Bottom L : 9357 Top V : 1548 Reflux L : 1179	Feed L : 3590 Bottom L : 3559 Top V : 13428 Reflux L : 409	Liq & Vap	Feed / Bottom H2O : 13.4 / 13.9 I2 : 65.8 / 68.6 HI : 20.8 / 17.5 Top / Reflux H2 : 0.0 / bit H2O : bit / bit I2 : 0.0 / 1.8 HI : 100 / 98.2	Taでの製作を考えているため、高価になる。Ta使用量を減らし、腐食性流体向きである充填塔式蒸留塔を選定した。GLの適用も考えられるが圧力が高すぎるため適用性の検討が必要。	(a)耐食性に優れるリポイラー及び塔構造の策定 (b)接続部、バルブ等のガスケット、パッキンの選定(高圧、高温のHix環境に適用できるもの) (c)還流に微量水素が含まれるため水素脆化に対する検討が必要	(d)高圧の気液平衡データ (e)還流液の戻す位置	(a)(b)要素試験、腐食試験より確認 (c)2分割化等の構造検討 (d)要素試験反映 (e)解析により検討
	E-302	HI蒸留塔リポイラー	HI蒸留塔へHix蒸気を供給するために使用されるポイラー	Taクラッド、GL	自然対流型 (縦置サーモサイホン式)		239	2.1	163	Bottom L : 9357.7	Bottom L : 3559	Liq→Mix x Vap(He)	H2O : 13.9 I2 : 68.6 HI : 17.5	腐食の観点よりTaでの製作になる。Taの使用量を減らすために縦置サーモサイホンを選定した。また、この領域におけるポンプも現在は無いため自然対流方式を採用。	(a)耐食材料(Ta,Nb,Zr)が高価(代替材料の策定) (b)ガスケットの選定(カーボン、トライガード、ガイロン等)	(c)HIの沸騰熱伝達率不明	(a)(b)要素試験、腐食試験より確認 (c)熱伝達率仮定(多成分の伝熱式)
	V-306	I2回収塔	I2凝縮器により冷却されたI2とHI、H2を分離する機器	GL	静置容器(密度差分離)	I2凝縮器との一体化 同伴飛沫の回収装置 保温機構 (ジャケット)	115	2.1	-	V : 1210 L : 338	V : 15010 L : 90	Mix	L / V H2 : bit / 0.2 H2O : bit / 0.0 I2 : 94.7 / 1.8 HI : 5.2 / 98.0	構造が単純であり、GLで製作可能	(a)高圧ガス特定設備としての認定 (b)ガスケットの選定(テフロン の湿潤、GLとカーボンの馴染み)	(c)保温構造の策定	(a)メーカー検討、開発、小型化により対応 (b)(c)設計検討で対応
	V-307	HI回収塔	HI回収塔コンデンサにより冷却されたHIとH2ガスを分離する機器。	GL、MAT21、MAB2、MAC276	静置容器(密度差分離)	同伴飛沫の回収装置 保温機構 (ジャケット等)	-10	2.1	-	V : 29 L : 1179	V : 1627 L : 409	Mix	L / V H2 : bit / 9.2 H2O : bit / 0.0 I2 : 1.8 / bit HI : 98.2 / 90.8	構造が単純であり、GLで製作可能(金属でも可能)	(a)高圧ガス特定設備としての認定 (b)ガスケットの選定(テフロン の湿潤、GLとカーボンの馴染み)		(a)メーカー検討、開発、小型化により対応 (b)設計検討で対応
	V-308	HI Lean液フィードタンク	電気透析に入る溶液を貯蔵する容器。ヨウ化水素の薄い溶液となり、I2回収塔へ導かれる。	GL	バッファータンク	保温機構 (ジャケット等)	110	0.6	保温	L : 9626	L : 3392	Liq	H2O : 11.9 I2 : 72.9 HI : 15.2	-	-	-	-
V-309	HI Rich液フィードタンク	電気透析に入る溶液を貯蔵する容器。ヨウ化水素の濃い溶液となり、HI蒸留塔へ導かれる。	GL	バッファータンク	保温機構 (ジャケット等)	110	0.6	保温	L : 9626	L : 3393	Liq	H2O : 11.9 I2 : 72.9 HI : 15.3	-	-	-	-	



表2.3 パイロットプラント試験装置：主要機器の型式と材料(4/4)

系統	機器 No.	機器名称	役割	候補材料	型式 (案)	付加機構	運転温度 (°C)	運転圧力 (MPa)	交換熱量 (kW)	流量 (kg/hr)	流量 (L/hr)	相	流体 (wt%)	選定理由	課題		課題に対する対処方針
															安全性	性能	
H I 分解系	V-310	第2HI回収塔	HI回収塔で分離できなかったHIを大量の水により吸収させ、水素を分離する機器。	GL、MAT21、MAB2、MAC276	充填塔式吸収塔	同伴飛沫の回収装置 保温機構 (ジャケット等)	25	2.1	-4	V : 3 L : 50	V : 1605 L : 31	Mix	H2 : L / V : bit / 99.5 H2O : 47.2 / bit I2 : bit / 0.0 HI : 52.8 / bit	H2の純度を高めるために、原料水を用いた連続式の吸収塔を採用。温度は常温であるため金属を使用した充填塔式吸収塔を選択した。PPサイズでは充填式で適当	(a)高圧ガス特定設備としての認定(GL) (b)HI吸収能力の評価 (c)HIの吸収熱の評価	(a)メーカー検討、開発、小型化により対応 (b)(c)実験により確認	
	E-301	HI蒸留予熱器 (再生熱文)	HI蒸留塔底(200~250°C)と、HI蒸留塔頂HIガス(110°C)を熱交換(熱回収)して、Feed液を予熱する再生熱交換器	GL Ta、Taクラッド SiC	多管円筒型熱交 (シェル&チューブ)		H(HI <sub>x</sub> ): 239-130 C(HI <sub>x</sub> ): 110-218	2.1	270	Hot L : 9357 Cold L : 9727	Hot in L : 3559 out L : 3449 Cold in L : 3493 out L : 34199	Liq x Liq	Hot / Cold H2O : 13.9 / 13.4 I2 : 65.6 / 68.8 HI : 17.5 / 20.8	腐食環境の厳しい領域にある。金属ではTa。製作性、耐環境腐食性確認できればコスト上黒鉛が望ましい。腐食環境に対する保守性より多管円筒型熱交換器を選択。コストと耐食性の兼合いでコンパクト化する黒鉛・Taプレート式も有力候補。	Ta製について (a)耐食性(プレート可否) (b)製作性、高圧ガス対応、ISI (c)シール材料 (d)熱伝達相関式の確認 (e)プレート熱交の適用性検討	(a)(c)要素試験、腐食試験により評価 (b)(e)メーカー検討 (d)文献調査、仮定	
	E-303	HI分解器予熱器 (再生熱文)	HI分解ガス(450~500°C)と、HI蒸留塔頂HIガス(65~150°C)を熱交換(熱回収)して、未分解HIガスを予熱する再生熱交換器	MAT21	多管円筒型熱交 (シェル&チューブ)	HI分解器バイヨネット型により削除可能	H(HI <sub>x</sub> ): 450-220 C(HI): 70-297	H: 2.0 C: 2.1	26	V : 1548	Hot in V : 34199 out V : 22316 Cold in V : 13428 out V :	Vap x Vap	Hot / Cold H2 : 0.2 / 0.0 H2O : bit / bit I2 : 22.1 / 0.0 HI : 77.8 / 100	I2が凝縮しない場合、H2を含むガス熱交換器となるため、Ni合金や黒鉛を使用する。腐食環境であるため、保守補修性より多管円筒型熱交換器を選択。耐食性確保できればプレート式が有力。	(a)高温・温度分布に対する熱交構造成立性 (b)耐食性(プレート可否) (c)シール材料 (d)熱伝達相関式の確認 (e)プレート熱交の適用性検討	(a)構造解析 (b)(c)要素試験、腐食試験により評価 (d)文献調査、仮定 (e)メーカー検討	
	E-304	HI分解器	HI分解予熱器からのHI分解ガスを450°Cで触媒と接触させH2とI2に分解するための熱交換器。吸熱反応であり、必要な反応熱は高温Heから供給する。 2HI → H2+I2	MAT21 SiCチューブ	バイヨネット型熱交換器	HI分解予熱器と一体化	He: 626-590 C(HI): 297-450	H: 4.1 C: 2.1	21	V : 1548	in V : 26444 out V : 34199	Vap x Vap(He)	(He) He (HI) in / out H2 : 0.0 / 0.2 H2O : bit / bit I2 : 0.0 / 22.1 HI : 100 / 77.8	水蒸気改質でも実績のあるバイヨネット型を選択した。バイヨネット型は高温での継ぎ手を回避でき、プロセスガスの再生熱交も兼ねることができる。	(a)高温クリーブを考慮した耐圧性能の確保 (b)熱伝達率の評価 (c)熱回収を有効に行うための装置設計	(a)(b)(c)充填物を挿入することにより、耐圧性能及び伝熱性能の向上を図る。基本設計は解析で対応可能と考えられる。	
	E-305	I2凝縮器	HI分解予熱からのHI分解ガスを冷却し、ヨウ素を凝縮分離するための熱交換器	GL	GL二重管型冷却器		H(HI <sub>x</sub> ): 220-115 C: 40	H: 2.1 C: 0.1	-28	V : 1548	V : 22316	Vap→Mix x Liq(CW)	H2 : 0.2 H2O : bit I2 : 22.1 HI : 77.8	耐食性よりGLを採用するが、高圧における接続構造に課題がある。GLの製作性、単純構造であることから二重円筒式を採用した。	(a)ライニング管の接続方法(2MPa対応) (b)ヨウ素凝固による閉塞対策 (c)配管健全性の監視技術 (c)凝縮ヨウ素の流動速度等の確認	(a)メーカー検討、開発 (b)設計検討で対応 (c)流動特性は試験評価が必要であるが、0次近似として粘性等から推算することも可能。	
	E-306	HI <sub>x</sub> 溶液冷却器 (精製-EED間)	脱硫等から出るHI <sub>x</sub> 溶液を冷却する熱交換器	GL	GL二重管型冷却器		H(HI <sub>x</sub> ): 170-110 C: 40	H: 0.6 C: 0.1	-199	L : 9884	in L : 3401 out L : 3350	Liq x Liq(CW)	H2O : 10.0 I2 : 77.0 HI : 13.1	耐食性よりGL採用。GLの製作性を考慮し、二重円筒式を採用した。二重円筒管式は比較的小型向きであるため、伝熱面積が足りない場合は多管式を採用する	(a)エロージョンによるライニング減肉の有無の確認 (b)配管健全性の監視技術 (c)出口温度の制御性(伝熱特性)の評価	(a)メーカー調査、試験により確認 (b)供用中及び定検時の監視技術は開発課題(アイディアの抽出) (c)設計検討で対応	
	E-307	HI回収塔コンデンサー	I2回収塔からのH2、HI混合ガスを-10°Cまで冷却し、HIを凝縮分離するための熱交換器	MAT21、MAB2	二重管型冷却器	プレ冷却器により40°C付近まで冷却。	H(HI <sub>x</sub> ): 115-40 (40(-10)) C: -30	H: 2.1 C: 0.1	-59	in (17) Mix : 1209	in Mix : 15035	Vap→Mix x Liq(CCW)	in V H2 : 0.2 H2O : bit I2 : 1.8 HI : 98.0	金属材料を選択、耐食性については配管温度低下により対応。-10°Cに冷却する冷却冷媒量を少なくするために二重管型冷却器を採用した。	(a)低温化により材料の延性が低下するため、脆性破壊を考慮した設計が必要 (b)未回収ヨウ素の凝固等の影響確認	(a)低温での材料強度データがあれば基本設計は解析で対応可能 (b)未回収ヨウ素の影響は量に依存するので、前段のI2回収塔の性能を確認する必要がある。	

### 3. 結言

IS プロセスに係わる次期開発段階の目的は、ヘリウム加熱による閉サイクル連続水素製造の実証、並びに、HTTR-IS システム設計に必要なデータベース整備である。このためには、高温高圧の実用プロセス条件下、原子炉を模擬した電気ヒータで加熱したヘリウムガスによって供給される熱を用いた各種試験（反応特性試験、機器健全性試験、過渡応答試験、異常時の受動的冷却試験）が行なうことができる実用材料を素材とする機器、配管類で構成された試験装置が必要である。

本稿では、このような試験装置について、以下の予備的な設計検討を行った。まず、HTTRの基本仕様、水蒸気改質プロセスによる炉外試験の経験、及び炉外試験装置活用の可能性を考慮して、基本設計条件を検討した。次いで、この設計条件を前提に、IS プロセス技術の現状を踏まえて、新規技術の実証を優先課題と設定して、水素製造実証試験装置のIS プロセス反応系における主要単位操作及び主要系統構成を定めるとともに、装置材料の耐食性に配慮しつつ、主要機器の型式を選定し、その製作に向けての課題を抽出した。また、適用法令についても、調査・検討を行い、その結果をとりまとめた。

これらの成果は、今後のIS プロセス研究、特に機器開発、に反映すると同時に、現在進められているIS プロセスに関する要素技術などの研究の進展を随時反映させて、改訂していく予定である。現在、米国、フランス、韓国を始めとする各国において、IS プロセスに関する活発な研究が進められており、新たな知見が報告されている。今後の改訂では、これらの成果にも留意したい。

## 参考文献

- (1) M. Dokiya et al., Thermochemical hydrogen preparation—Part V. A feasibility study of the sulfur iodine cycle, *Int. J. hydrogen Energy*, 4 (1979) pp.267-277.
- (2) G. De Beni, et al., The reaction of sulphur dioxide with water and a halogen. The case of iodine: reaction in presence of organic solvents, *Int. J. hydrogen Energy*, 5 (1980) pp.141-149.
- (3) J.L. Russell et al., Water Splitting – A Progress Report, Proc. 1st World Hydrogen Energy Conf., Miami Beach, Florida, 1-3 March 1976, pp.1A-105 - 1A-124.
- (4) J.H. Norman et al., Water Splitting – The Chemistry of the  $I_2$ - $SO_2$ - $H_2O$  Reaction and the Processing of  $H_2SO_4$  and HI Products, GA-A14746 (1977).
- (5) J.H. Norman et al., Chemical studies on the General Atomic sulfur-iodine thermochemical water-splitting cycle, Proc. 2nd World Hydrogen Energy Conf., Zurich, Switzerland, 21-24 August 1978, pp.513-543.
- (6) J.H. Norman et al., Studies on the sulfur-iodine thermochemical water-splitting cycle, Proc. 3rd World Hydrogen Energy Conf., Tokyo, Japan, 23-26 June 1980, pp.257-275.
- (7) D.R. O'Keefe and J.H. Norman, The liquid hydrogen iodide decomposition process step for water-splitting application, *ibid*, pp.277-295.
- (8) J.H. Norman et al., Thermochemical Water-Splitting for Hydrogen Production. Final Report (January 1975 - December 1980), GA-A16300, GRI-80/0105 (1981).
- (9) J.H. Norman et al., Studies of the sulfur-iodine thermochemical water-splitting cycle, *Int. J. Hydrogen Energy*, 7 (1982) pp.545-556.
- (10) D.R. O'Keefe et al., The application of a homogeneous catalysis concept to the liquid hydrogen iodide decomposition step of the General Atomic sulfur-iodine water-splitting cycle, Proc. 4th World Hydrogen Energy Conf., California, USA, 13-17 June 1982, pp.687-701.
- (11) J.D. de Graaf et al., Engineering and bench-scale studies on the General Atomic sulfur-iodine thermochemical water-splitting cycle, Proc. 2nd World Hydrogen Energy Conf., Zurich, Switzerland, 21-24 August 1978, pp.545-567.
- (12) G.E. Besenbruch et al., Hydrogen production by the GA sulfur-iodine process, A progress report, Proc. 3rd World Hydrogen Energy Conf., Tokyo, Japan, 23-26 June 1980, pp.243-256.
- (13) D.R. O'Keefe et al., Preliminary results from bench-scale testing of a sulfur-iodine thermochemical water-splitting cycle, *Int. J. Hydrogen Energy*, 7 (1982) pp.381-392.
- (14) J.H. Norman et al., Thermochemical water-splitting cycle, Bench-scale

- investigations, and process engineering, Final report for the period February 1977 through December 31, 1981, GA-A16713, DOE/ET/26225-1 (1982).
- (15) P.W. Trester and S.S. Liang, Material corrosion investigations for the General Atomic sulfur-iodine thermochemical water-splitting cycle, Proc. 2nd World Hydrogen Energy Conf., Zurich, Switzerland, 21-24 August 1978, pp.2113-2159.
- (16) P.W. Trester and H.G. Staley, Assessment and investigation of containment materials for the sulfur-iodine thermochemical water-splitting process for hydrogen production: Final report, July 1979 - December 1980, GA-A16328, GRI-80/0081 (1981).
- (17) S. Spewock et al., Proc. 1st World Hydrogen Energy Conf., Miami Beach, USA, 1-3 March 1976, p.9A-53.
- (18) M. Dokiya et al., Bull. Chem. Soc. Jpn., 50 (1977) 2657.
- (19) H. Ishikawa et al., Catalyzed thermal decomposition of  $\text{H}_2\text{SO}_4$  and production of HBr by the reaction of  $\text{SO}_2$  with  $\text{Br}_2$  and  $\text{H}_2\text{O}$ , Proc. 3rd World Hydrogen Energy Conf., Tokyo, Japan, 23-26 June 1980, pp.297-309.
- (20) 佐藤ら, 閉サイクル水素製造法の研究 V - 1980 年度-, JAERI-M9724 (1981).
- (21) 大沢ら, マグネシウム-ヨウ素系熱化学サイクルにおけるヨウ化水素の接触分解反応, 日本化学会誌, 1980, No.7, pp.1081-1087.
- (22) Y. Oosawa et al., Kinetics of the catalytic decomposition of hydrogen iodide in the magnesium-iodine thermochemical cycle, Bull. Chem. Soc. Jpn., 54 (1981) pp.742-748.
- (23) K.F. Knoche et al., Second law and cost analysis of the oxygen generation step of the General Atomic sulfur-iodine cycle, Proc. 5th World Hydrogen Energy Conference, Toronto, Canada, 15-20 July 1984, pp.487-502.
- (24) K.F. Knoche et al., Direct dissociation of hydrogeniodide into hydrogen and iodine from HI,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{I}_2$  - solution, Proc. 5th World Hydrogen Energy Conference, Toronto, Canada, 15-20 July 1984, pp.449-455.
- (25) H. Engels and K.F. Knoche, Vapor pressures of the system HI/ $\text{H}_2\text{O}$ / $\text{I}_2$  and  $\text{H}_2$ , Int. J. Hydrogen Energy, 11 (1986) pp.703-707.
- (26) H. Engels et al., Direct dissociation of hydrogeniodide - An alternative to the General Atomic proposal, Proc. 6th World Hydrogen Energy Conference, Vienna, Austria, 20-24 July 1986, pp.657-662.
- (27) D. Neumann, Pasengleichgewichte von HI/ $\text{H}_2\text{O}$ / $\text{I}_2$  - Loesungen, Diplomarbeit, RWTH Aachen (1987).
- (28) M. Roth and K.F. Knoche, Thermochemical water splitting through direct HI-decomposition from  $\text{H}_2\text{O}$ /HI/ $\text{I}_2$  solutions, Int. J. Hydrogen Energy, 14 (1989)

- pp.545-549.
- (29)C. Berndhaeuser and K.F. Knoche, Experimental investigations of thermal HI decomposition from  $\text{H}_2\text{O}\text{-HI}\text{-I}_2$  solutions, *Int. J. Hydrogen Energy*, 19 (1994) pp.239-244.
- (30)C. Bilgen and E. Bilgen, A hybrid thermochemical hydrogen production producing process based on the Christina-Mark cycles, *Int. J. Hydrogen Energy*, 4 (1986) pp.241-256.
- (31)A. Hammache and E. Bilgen, Exergetic and engineering analysis of sulphuric acid decomposition process, *Chem. Eng. Technol.*, 15 (1992) 331-340.
- (32)I. T. Oeztuerk et al., A new process for oxygen generation step for the hydrogen producing sulphur-iodine thermochemical cycle, *Trans. IChemE*, 72(Part A) (1994) pp.241-250.
- (33)清水ら, ニッケル・ヨウ素・硫黄系熱化学水素製造プロセス IV. ブンゼン反応, *電気化学及び工業物理化学*, 53 (1985) pp.114-118.
- (34)K. Onuki et al., Studies on an iodine-sulfur process for thermochemical hydrogen production, *Proc. 8th World Hydrogen Energy Conf.*, Hawaii, USA, 22-27 July 1990.
- (35)S. Shimizu et al., Iodine-sulfur process for thermochemical hydrogen production, *Proc. 7th Int. Conf. Emerging Nuclear Energy Systems*, Makuhari, Japan, 20-24 September 1993, pp.532-536.
- (36)K. Onuki et al., IS process for thermochemical hydrogen production, *Japan Atomic Energy Research Institute Report JAERI-Review 94-006* (1994).
- (37)中島ら, 熱化学水素製造法 IS プロセスの閉サイクル連続水素製造試験, *化学工学論文集*, 24 (1998) pp.352-355.
- (38)H. Nakajima et al., A study on a closed-cycle hydrogen production by thermochemical water-splitting IS process, *Proc. 7th Int. Conf. Nucl. Eng.*, Tokyo, Japan, April 19-23, 1999, ICONE-7104.
- (39)M. Sakurai et al., Preliminary process analysis for the closed cycle operation of the iodine-sulfur thermochemical hydrogen production process, *Int. J. Hydrogen Energy*, 24 (1999) pp.603-612.
- (40)M. Sakurai et al., Investigation of a 2 liquid phase separation characteristics on the iodine-sulfur thermochemical hydrogen production process, *ibid*, 25 (2000) pp.605-611.
- (41)M. Sakurai et al., Experimental study on side-reaction occurrence condition in the iodine-sulfur thermochemical hydrogen production process, *ibid*, 25 (2000) pp.613-619.
- (42)S. Kubo et al., Construction of apparatus for thermochemical hydrogen production

- process, Proc. 11th Canadian Hydrogen Conf., Victoria, Canada, June 2001.
- (43)S. Kubo et al., A demonstration study on a closed-cycle hydrogen production by the thermochemical water-splitting iodine-sulfur process, Nucl. Eng. Des., 233 (2004) pp.347-354.
- (44)S. Kubo et al., Studies on continuous and closed-cycle hydrogen production by a thermochemical water-splitting iodine-sulfur process, Proc. 3rd Inf. Exchange Meeting on Nuclear Production of Hydrogen, OECD/NEA, Oarai, Japan, 5-7 October 2005.
- (45)S. Kubo et al., A bench scale hydrogen production test by the thermochemical water-splitting iodine-sulfur process, Proc. GLOBAL2005, Tsukuba, Japan, Oct. 9-13, 2005, paper No.474.
- (46)S. Kubo et al., Closed cycle and continuous operation by a thermochemical water-splitting IS process, presented at Int. Conf. Non-Electric Applications of Nuclear Power: Seawater Desalination, Hydrogen Production and other Industrial Applications (IAEA-CN-152), 16-19 April 2007.
- (47)小貫ら, IS プロセス装置材料スクリーニング試験 (I), 水素エネルギーシステム, 18 (1993) pp.49-56.
- (48)小貫ら, IS プロセス装置材料スクリーニング試験 (II), 水素エネルギーシステム, 19 (1994) pp.10-16.
- (49)小貫ら, 熱化学法 IS プロセス装置材料スクリーニング試験, 材料と環境, 46 (1997) pp.113-117.
- (50)井岡ら, 硫酸沸騰環境における Fe-Si 合金の耐食性, 材料, 46 (1997) pp.1041-1045.
- (51)二川ら, 傾斜濃度 Fe-Si 合金の沸騰濃硫酸中耐食性試験, 材料と環境, 46 (1997) pp.669-674.
- (52)二川ら, シリコン含浸型炭化ケイ素に形成された酸化皮膜の沸騰濃硫酸環境下における耐食性, 表面技術, 48 (1997) pp.662-663.
- (53)二川ら, Si-SiC セラミックスに生成した二層構造シリカ皮膜に及ぼす熱処理の影響, 表面技術, 50 (1998) pp.58-62.
- (54)西山ら, 沸騰濃硫酸腐食によるぜい性材料の耐食性評価, 材料, 48 (1999) pp.746-752.
- (55)I. Ioka et al., The Characterization of Passive Films on Fe-Si ally in Boiling Sulfuric Acid, J. Materials. Sci. Lett., 18 (1999) pp.1497-1499.
- (56)井岡ら, 沸騰硫酸中における鉄-シリコン合金の耐食性と表面皮膜の性状, 日本金属学会誌, 63 (1999) pp.609-612.
- (57)倉田ら, 熱化学水素製造装置用 Fe 基及び Ni 基合金の H<sub>2</sub>O+SO<sub>3</sub> 環境における高温腐食, JAERI-Research 2000-011, 2000.
- (58)倉田ら, 硫酸分解ガス環境で腐食した金属材料の高温引張特性, 日本金属学会誌, 66

- (2001) pp.262-265.
- (59)S. Kubo et al., Corrosion test on structural materials for Iodine-Sulfur thermochemical water-splitting cycle, Proc. 2nd Topical Conf. on Fuel Cell Technology, AIChE 2003 Spring National Meeting, New Orleans, USA, April 2003.
- (60)二川ら, 熱化学法水素製造プロセス環境下における構造材料腐食層の力学特性評価, 実験力学, 3 (2003) pp.109-114.
- (61)S. Kubo et al., Corrosion Rate Evaluations of Structural Materials for A Iodine-Sulfur Thermochemical Water-Splitting Cycle, Proc. 2006 Int. Congress on Advances in Nuclear Power Plants (ICAPP '06), 4-8 June 2006, Reno, USA, paper No.6170.
- (62)田中ら, IS プロセス装置材料の高温硫酸中での耐食性 - Alloy 800, Alloy600, SUSXM15J1, SiC の耐食性 -, 材料と環境, 55 (2006) pp.320-324.
- (63)N. Tanaka et al., Study on corrosion resistance of glass lining and gold plating in high temperature sulfuric acid for thermochemical hydrogen production IS process, Proc. 15th Int. Conf. Nucl. Eng., Nagoya, Japan, 22-26 April 2007, ICONE15-10331.
- (64)H. Ota et al., Conceptual design study on sulfuric-acid decomposer for thermo-chemical Iodine-Sulfur Process, Proc. 13th Int. Conf. Nucl. Eng., 16-20 May 2005, Beijing, China, Paper No. 50494.
- (65)寺田ら, 熱化学水素製造法 IS プロセスのための硫酸分解器の開発, 日本原子力学会和文論文誌, 5 (2006) pp.68-75.
- (66)H. Noguchi et al., Development of Sulfuric Acid Decomposer for Thermo-Chemical IS Process, 2006 Int. Congress on Advances in Nuclear Power Plants (ICAPP '06), 4-8 June 2006, Reno, USA, paper No.6166.
- (67)野口ら, 硫酸の流動沸騰実験結果, 日本原子力学会和文論文誌, 6 (2007) pp.1-4.
- (68)K. Onuki et al., Electro-Electrodialysis of Hydriodic Acid in the Presence of Iodine at Elevated Temperature, J. Membr. Sci., 192 (2001) pp.193-199.
- (69)S. Kasahara et al., Flowsheet study of the thermochemical water-splitting iodine-sulfur process for effective hydrogen production, Int. J. Hydrogen Energy, 32 (2007) pp.489-496.
- (70)R. Buckingham, Status of the Sulfur-Iodine Engineering Demonstration Loop, presented at Int. Conf. Non-Electric Applications of Nuclear Power: Seawater Desalination, Hydrogen Production and other Industrial Applications (IAEA-CN-152), 16-19 April 2007.
- (71)E.J. Parma et al., Modeling the sulfuric acid decomposition section for hydrogen production, Proc. Int. Topical Meeting on the Safety and Technology of Nuclear Hydrogen Production, Control, and Management (ST-NH2), Boston, USA, June

- 24-28, 2007, pp.154-160.
- (72) B. Wong et al., Construction materials development in sulfur-iodine thermochemical water-splitting process for hydrogen production, *Int. J. Hydrogen Energy*, 32 (2007) pp.497-504.
- (73) R.C. Moore et al., A laboratory-scale sulfuric acid decomposition apparatus for use in hydrogen production cycle, *Proc. Int. Topical Meeting on the Safety and Technology of Nuclear Hydrogen Production, Control, and Management (ST-NH2)*, Boston, USA, June 24-28, 2007, pp.161-166.
- (74) F. Gelbard et al., Sulfuric acid decomposition experiments for thermochemical hydrogen production from nuclear power, *ibid*, pp.167-171.
- (75) C.J. Orme et al., Pervaporation of water from aqueous HI using Nafion-117 membranes for the sulfur-iodine thermochemical water splitting process, *J. Membr. Sci.*, 252 (2005) pp.245-252.
- (76) D.M. Ginosar et al., Stability of supported platinum sulfuric acid decomposition catalysts for use in thermochemical water splitting cycles, *Int. J. Hydrogen Energy*, 32 (2007) pp.482-488.
- (77) S. Goldstein et al., General comments about the efficiency of the iodine-sulphur cycle coupled to a high temperature gas cooled reactor, *Int. Sci. J. Alternative Energy and Ecology*, 3 (2004) pp.20-27.
- (78) S. Goldstein et al., Upper bound and best estimate of the efficiency of the iodine-sulphur cycle, *Int. J. Hydrogen Energy*, 30 (2005) pp.619-626.
- (79) S. Colette et al., Experimental study of Bunsen reaction in the framework of massive hydrogen production by the sulfur-iodine thermochemical cycle, *Proc. 16th World Hydrogen Energy Conf.*, Lyon, France, 13-16 June 2006.
- (80) D. Doizi et al., Total and partial pressure measurements for the sulphur-iodine thermochemical cycle, *Int. J. Hydrogen Energy*, 32 (2007) pp.1183-1191.
- (81) G. Rodriguez et al., Development program of a key component of the iodine sulfur thermochemical cycle: the SO<sub>3</sub> decomposer, *Proc. 16th World Hydrogen Energy Conf.*, Lyon, France, 13-16 June 2006.
- (82) A. Le Duigou et al., HYTHEC : An EC funded search for a long term massive hydrogen production route using solar and nuclear technologies, *Int. J. Hydrogen Energy*, 32 (2007) pp.1516-1529.
- (83) V. Barbarossa et al., Catalytic thermal decomposition of sulphuric acid in sulphur-iodine cycle for hydrogen production, *Int. J. Hydrogen Energy*, 31 (2006) pp.883-890.
- (84) A. Giaconia et al., Hydrogen/methanol production by sulfur-iodine thermochemical



- cycle powered by combined solar/fossil energy, *ibid*, 32 (2007) pp.469-481.
- (85)A. Giaconia et al., Experimental study of two phase separation in the Bunsen section of the sulfur-iodine thermochemical cycle, *ibid*, 32 (2007) pp.531-536.
- (86)W.J. Lee and J. Chang, Status of nuclear hydrogen project in Korea, Proc. Int. Topical Meeting on the Safety and Technology of Nuclear Hydrogen Production, Control, and Management (ST-NH2), Boston, USA, June 24-28, 2007, pp.25-31.
- (87)S.J. Kim et al., Improvement of Neumann's model for binary and ternary mixtures in the HI section of SI thermo-chemical water splitting cycle, *ibid*, pp.147-153.
- (88)S.D. Hong et al., Evaluation of the membrane properties with changing iodine molar ratio in  $\text{HI}_x$  ( $\text{HI-I}_2\text{-H}_2\text{O}$  mixture) solution to concentrate HI by electro-electrodialysis, *J. Membr. Sci.*, 291 (2007) pp.106-110.
- (89)<http://www.ne.doe.gov/nhi/nenhi.html>
- (90)加藤ら, HTTR 水素製造システム炉外技術開発試験装置の構成と機器仕様, JAEA-Technology 2007-022.
- (91)H. Ohashi et al., Development of control technology for HTTR hydrogen production system with mock-up test facility. System controllability test for loss of chemical reaction, *Nucl. Eng. Des.*, 236 (2006) pp.1396-1410.
- (92)N. Sakaba et al., Development strategy for non-nuclear grade hydrogen production system coupled with Japan's HTTR, Proceedings of 2007 International Topical Meeting on Safety and Technology of Nuclear Hydrogen Production, Control, and Management (ST-NH2), 355-362, 24-28 June 2007, Boston, Massachusetts, US (2007).
- (93)N. Sakaba et al., Conceptual design of hydrogen production system with thermochemical water-splitting iodine-sulphur process utilizing heat from the high-temperature gas-cooled reactor HTTR, *Int. J. Hydrogen Energy*. (in press)

# 国際単位系 (SI)

表1. SI基本単位

基本量	SI基本単位	
	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
物質の量	モル	mol
光度	カンデラ	cd

表2. 基本単位を用いて表されるSI組立単位の例

組立量	SI基本単位	
	名称	記号
面積	平方メートル	m <sup>2</sup>
体積	立方メートル	m <sup>3</sup>
速度	メートル毎秒	m/s
加速度	メートル毎秒毎秒	m/s <sup>2</sup>
波数	毎メートル	m <sup>-1</sup>
密度, 質量密度	キログラム毎立方メートル	kg/m <sup>3</sup>
面積密度	キログラム毎平方メートル	kg/m <sup>2</sup>
比体積	立方メートル毎キログラム	m <sup>3</sup> /kg
電流密度	アンペア毎平方メートル	A/m <sup>2</sup>
磁界の強さ	アンペア毎メートル	A/m
量濃度 <sup>(a)</sup> , 濃度	モル毎立方メートル	mol/m <sup>3</sup>
質量濃度	キログラム毎立方メートル	kg/m <sup>3</sup>
輝度	カンデラ毎平方メートル	cd/m <sup>2</sup>
屈折率 <sup>(b)</sup>	(数字の) 1	1
比透磁率 <sup>(b)</sup>	(数字の) 1	1

(a) 量濃度 (amount concentration) は臨床化学の分野では物質濃度 (substance concentration) ともよばれる。  
 (b) これらは無次元量あるいは次元1をもつ量であるが、そのことを表す単位記号である数字の1は通常は表記しない。

表3. 固有の名称と記号で表されるSI組立単位

組立量	SI組立単位			
	名称	記号	他のSI単位による表し方	SI基本単位による表し方
平面角	ラジアン <sup>(b)</sup>	rad	1 <sup>(b)</sup>	m/m
立体角	ステラジアン <sup>(b)</sup>	sr <sup>(c)</sup>	1 <sup>(b)</sup>	m <sup>2</sup> /m <sup>2</sup>
周波数	ヘルツ <sup>(d)</sup>	Hz		s <sup>-1</sup>
力	ニュートン	N		m kg s <sup>-2</sup>
圧力, 応力	パスカル	Pa	N/m <sup>2</sup>	m <sup>-1</sup> kg s <sup>-2</sup>
エネルギー, 仕事, 熱量	ジュール	J	N m	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup>
仕事率, 工率, 放射束	ワット	W	J/s	m <sup>2</sup> kg s <sup>-3</sup>
電荷, 電気量	クーロン	C		s A
電位差 (電圧), 起電力	ボルト	V	W/A	m <sup>2</sup> kg s <sup>-3</sup> A <sup>-1</sup>
静電容量	ファラド	F	C/V	m <sup>-2</sup> kg <sup>-1</sup> s <sup>4</sup> A <sup>2</sup>
電気抵抗	オーム	Ω	V/A	m <sup>2</sup> kg s <sup>-3</sup> A <sup>-2</sup>
コンダクタンス	ジーメンズ	S	A/V	m <sup>-2</sup> kg <sup>-1</sup> s <sup>3</sup> A <sup>2</sup>
磁束	ウェーバ	Wb	Vs	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup> A <sup>-1</sup>
磁束密度	テスラ	T	Wb/m <sup>2</sup>	kg s <sup>-2</sup> A <sup>-1</sup>
インダクタンス	ヘンリー	H	Wb/A	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup> A <sup>-2</sup>
セルシウス温度	セルシウス度 <sup>(e)</sup>	°C		K
光照度	ルーメン	lm	cd sr <sup>(c)</sup>	cd
放射線量の放射能 <sup>(f)</sup>	ルクス	lx	lm/m <sup>2</sup>	m <sup>-2</sup> cd
放射線量の放射能 <sup>(f)</sup>	ベクレル <sup>(d)</sup>	Bq		s <sup>-1</sup>
吸収線量, ビエネルギー分与, カーマ	グレイ	Gy	J/kg	m <sup>2</sup> s <sup>-2</sup>
線量当量, 周辺線量当量, 方向性線量当量, 個人線量当量	シーベルト <sup>(g)</sup>	Sv	J/kg	m <sup>2</sup> s <sup>-2</sup>
酸素活性	カタール	kat		s <sup>-1</sup> mol

(a) SI接頭語は固有の名称と記号を持つ組立単位と組み合わせても使用できる。しかし接頭語を付した単位はもはやコヒーレントではない。  
 (b) ラジアンとステラジアンは数字の1に対する単位の特別な名称で、量についての情報をつたえるために使われる。実際には、使用する時には記号rad及びsrが用いられるが、習慣として組立単位としての記号である数字の1は明示されない。  
 (c) 測光学ではステラジアンという名称と記号srを単位の表し方の中に、そのまま維持している。  
 (d) ヘルツは周期現象についてのみ、ベクレルは放射性核種の統計的過程についてのみ使用される。セルシウス度とケルビンの単位の大きさは同一である。したがって、温度差や温度間隔を表す数値はどちらの単位で表しても同じである。  
 (e) セルシウス度はケルビンの特別な名称で、セルシウス温度を表すために使用される。セルシウス度とケルビンの単位の大きさは同一である。したがって、温度差や温度間隔を表す数値はどちらの単位で表しても同じである。  
 (f) 放射性核種の放射能 (activity referred to a radionuclide) は、しばしば誤った用語で"radioactivity"と記される。  
 (g) 単位シーベルト (PV, 2002, 70, 205) についてはCIPM勧告2 (CI-2002) を参照。

表4. 単位の中に固有の名称と記号を含むSI組立単位の例

組立量	SI組立単位		
	名称	記号	SI基本単位による表し方
粘り度	パスカル秒	Pa s	m <sup>-1</sup> kg s <sup>-1</sup>
力のモーメント	ニュートンメートル	N m	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup>
表面張力	ニュートン毎メートル	N/m	kg s <sup>-2</sup>
角速度	ラジアン毎秒	rad/s	m m <sup>-1</sup> s <sup>-1</sup> = s <sup>-1</sup>
角加速度	ラジアン毎秒毎秒	rad/s <sup>2</sup>	m m <sup>-1</sup> s <sup>-2</sup> = s <sup>-2</sup>
熱流密度, 放射照度	ワット毎平方メートル	W/m <sup>2</sup>	kg s <sup>-3</sup>
熱容量, エントロピー	ジュール毎ケルビン	J/K	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>
比熱容量, 比エントロピー	ジュール毎キログラム毎ケルビン	J/(kg K)	m <sup>2</sup> s <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>
比エネルギー	ジュール毎キログラム	J/kg	m <sup>2</sup> s <sup>-2</sup>
熱伝導率	ワット毎メートル毎ケルビン	W/(m K)	m kg s <sup>-3</sup> K <sup>-1</sup>
体積エネルギー	ジュール毎立方メートル	J/m <sup>3</sup>	m <sup>-1</sup> kg s <sup>-2</sup>
電界の強さ	ボルト毎メートル	V/m	m kg s <sup>-3</sup> A <sup>-1</sup>
電荷密度	クーロン毎立方メートル	C/m <sup>3</sup>	m <sup>-3</sup> s A
表面電荷	クーロン毎平方メートル	C/m <sup>2</sup>	m <sup>-2</sup> s A
電束密度, 電気変位	クーロン毎平方メートル	C/m <sup>2</sup>	m <sup>-2</sup> s A
誘電率	ファラド毎メートル	F/m	m <sup>-3</sup> kg <sup>-1</sup> s <sup>4</sup> A <sup>2</sup>
透磁率	ヘンリー毎メートル	H/m	m kg s <sup>-2</sup> A <sup>-2</sup>
モルエネルギー	ジュール毎モル	J/mol	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup> mol <sup>-1</sup>
モルエントロピー, モル熱容量	ジュール毎モル毎ケルビン	J/(mol K)	m <sup>2</sup> kg s <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> mol <sup>-1</sup>
照射線量 (X線及びγ線)	クーロン毎キログラム	C/kg	kg <sup>-1</sup> s A
吸収線量率	グレイ毎秒	Gy/s	m <sup>2</sup> s <sup>-3</sup>
放射線強度	ワット毎ステラジアン	W/sr	m <sup>4</sup> m <sup>-2</sup> kg s <sup>-3</sup> = m <sup>2</sup> kg s <sup>-3</sup>
放射線輝度	ワット毎平方メートル毎ステラジアン	W/(m <sup>2</sup> sr)	m <sup>2</sup> m <sup>-2</sup> kg s <sup>-3</sup> = kg s <sup>-3</sup>
酵素活性濃度	カタール毎立方メートル	kat/m <sup>3</sup>	m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> mol

表5. SI接頭語

乗数	接頭語	記号	乗数	接頭語	記号
10 <sup>24</sup>	ヨタ	Y	10 <sup>1</sup>	デシ	d
10 <sup>21</sup>	ゼタ	Z	10 <sup>2</sup>	センチ	c
10 <sup>18</sup>	エクサ	E	10 <sup>3</sup>	ミリ	m
10 <sup>15</sup>	ペタ	P	10 <sup>6</sup>	マイクログラム	μ
10 <sup>12</sup>	テラ	T	10 <sup>9</sup>	ナノ	n
10 <sup>9</sup>	ギガ	G	10 <sup>12</sup>	ピコ	p
10 <sup>6</sup>	メガ	M	10 <sup>15</sup>	フェムト	f
10 <sup>3</sup>	キロ	k	10 <sup>18</sup>	アト	a
10 <sup>2</sup>	ヘクト	h	10 <sup>21</sup>	ゼプト	z
10 <sup>1</sup>	デカ	da	10 <sup>24</sup>	エククト	y

表6. SIに属さないが、SIと併用される単位

名称	記号	SI単位による値
分	min	1 min=60s
時	h	1h=60 min=3600 s
日	d	1 d=24 h=86 400 s
度	°	1°=(π/180) rad
分	'	1'=(1/60)°=(π/10800) rad
秒	''	1''=(1/60)'=(π/648000) rad
ヘクターール	ha	1ha=1hm <sup>2</sup> =10 <sup>4</sup> m <sup>2</sup>
リットル	L, l	1L=1l=1dm <sup>3</sup> =10 <sup>3</sup> cm <sup>3</sup> =10 <sup>-3</sup> m <sup>3</sup>
トン	t	1t=10 <sup>3</sup> kg

表7. SIに属さないが、SIと併用される単位で、SI単位で表される数値が実験的に得られるもの

名称	記号	SI単位で表される数値
電子ボルト	eV	1eV=1.602 176 53(14)×10 <sup>-19</sup> J
ダルトン	Da	1Da=1.660 538 86(28)×10 <sup>-27</sup> kg
統一原子質量単位	u	1u=1 Da
天文単位	ua	1ua=1.495 978 706 91(6)×10 <sup>11</sup> m

表8. SIに属さないが、SIと併用されるその他の単位

名称	記号	SI単位で表される数値
バール	bar	1 bar=0.1MPa=100kPa=10 <sup>5</sup> Pa
水銀柱ミリメートル	mmHg	1mmHg=133.322Pa
オングストローム	Å	1 Å=0.1nm=100pm=10 <sup>-10</sup> m
海里	M	1 M=1852m
バイン	b	1 b=100fm <sup>2</sup> =(10 <sup>-12</sup> cm) <sup>2</sup> =10 <sup>-28</sup> m <sup>2</sup>
ノット	kn	1 kn=(1852/3600)m/s
ネーパ	Np	SI単位との数値的な関係は、対数関数の定義に依存。
ベベル	B	
デジベル	dB	

表9. 固有の名称をもつCGS組立単位

名称	記号	SI単位で表される数値
エルグ	erg	1 erg=10 <sup>-7</sup> J
ダイン	dyn	1 dyn=10 <sup>-5</sup> N
ポアズ	P	1 P=1 dyn s cm <sup>-2</sup> =0.1 Pa s
ストークス	St	1 St=1cm <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> =10 <sup>-4</sup> m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup>
スチルブ	sb	1 sb=1cd cm <sup>-2</sup> =10 <sup>4</sup> cd m <sup>-2</sup>
フォトル	ph	1 ph=1cd sr cm <sup>-2</sup> 10 <sup>4</sup> lx
ガリ	Gal	1 Gal=1cm s <sup>-2</sup> =10 <sup>-2</sup> ms <sup>-2</sup>
マクスウェル	Mx	1 Mx=1G cm <sup>2</sup> =10 <sup>-8</sup> Wb
ガウス	G	1 G=1Mx cm <sup>-2</sup> =10 <sup>4</sup> T
エルステッド <sup>(c)</sup>	Oe	1 Oe≈ (10 <sup>3</sup> /4π) A m <sup>-1</sup>

(c) 3元系のCGS単位系とSIでは直接比較できないため、等号「▲」は対応関係を示すものである。

表10. SIに属さないその他の単位の例

名称	記号	SI単位で表される数値
キュリー	Ci	1 Ci=3.7×10 <sup>10</sup> Bq
レントゲン	R	1 R=2.58×10 <sup>-4</sup> C/kg
ラド	rad	1 rad=1cGy=10 <sup>-2</sup> Gy
レム	rem	1 rem=1 cSv=10 <sup>-2</sup> Sv
ガンマ	γ	1 γ=1 nT=10 <sup>-9</sup> T
フェルミ	f	1フェルミ=1 fm=10 <sup>-15</sup> m
メートル系カラット		1メートル系カラット=200 mg=2×10 <sup>-4</sup> kg
トル	Torr	1 Torr=(101 325/760) Pa
標準大気圧	atm	1 atm=101 325 Pa
カロリ	cal	1cal=4.1858J (「15°C」カロリ), 4.1868J (「IT」カロリ), 4.184J (「熱化学」カロリ)
マイクロン	μ	1 μ=1μm=10 <sup>-6</sup> m

