

小特集 トリチウム分離・濃縮技術

6. 電解 - 水/水素同位体交換法を用いた 汚染水からのトリチウム除去

6. Recovery of Tritium from Contaminated Water by H₂/H₂O Exchange Process with Electrolyzer

竹下 健二, 高橋 秀治, 稲葉 優介

TAKESHITA Kenji, TAKAHASHI Hideharu and INABA Yusuke

東京工業大学原子炉工学研究所

(原稿受付: 2015年 8月 7日)

福島第一原子力発電所事故による1～3号機の燃料のメルトダウンにより発生した燃料デブリからの崩壊熱を除去するために現在1日約320 m³の冷却水が循環され、そこにほぼ同量の地下水が混入して大量の汚染水が発生している。これまでにCs吸着装置やALPS(多核種除去設備)の開発により62の放射性核種を回収できるようになった。しかし処理水にはトリチウム(T)が含まれ、海洋放出ができない状況にある。70万 m³に及ぶ汚染水からのT回収法として水・水素同位体交換反応プロセスを取り上げ、必要なプラントの規模を検討した。多段型交換反応塔と電解槽を組み合わせたプロセスを用いて7年で汚染水からのT回収を行うこととし、プロセスに供給する汚染水のT濃度を1000 Bq/cm³、廃棄流中のT濃度を60 Bq/cm³以下に減損させると仮定すると、塔径6.3 m、高さ9 mの多段型交換反応塔が必要とされ、電解に要するエネルギーは117 MWと評価される。T回収にはエネルギー多消費型の大型プラントが必要になる。

Keywords:

Fukushima dai-chi NPP accident, contaminated water, tritium, tritiated water, H₂/H₂O isotope exchange process, platinum catalyst, electrolyzer, water distillation

6.1 はじめに

2011年3月11日宮城県牡鹿半島の東南東沖130 km、仙台市の東方沖70 kmの太平洋の海底を震源とする東北地方太平洋沖地震により岩手、宮城、福島、茨城などの太平洋沿岸地域が大津波に襲われた。震源に比較的近い原子力発電所には東北電力の女川、東京電力の福島第一・第二、日本原電の東海第二があり、全ての原発は地震によりシャットダウンし、安全に停止したが、福島第一だけが地震によるすべての外部電源損失のみならず、津波による全交流電源損失(6号機以外すべて)、冷却用海水ポンプの冠水等により炉の冷却機能が失われ、崩壊熱の除去ができず過酷事故に至ってしまった。3月15日までに1～3号機の燃料がメルトダウンし、1, 3, 4号機の建屋が水素爆発し、2号機は格納容器内での異常音が発生した[1]。

燃料のメルトダウンと建屋の爆発、水蒸気の放出などによって¹³¹I(半減期:約8日)や¹³⁴Cs(約2年)、¹³⁷Cs(約30年)などの揮発性放射性物質が大气中に放出され、これらの放射性降下物によって福島県を中心に東日本一円が放射能汚染された。放射性物質の放出量は、当時の原子力安全保安院が東京電力からのプラントデータに基づき解析した結果、¹³¹I、¹³⁴Csと¹³⁷Csがそれぞれ160 PBq、18 PBq、15 PBq(P: peta, 1P=10¹⁵)と評価された[2]。現在では、

半減期の短い¹³¹Iは全て崩壊して存在せず、Csが汚染源となっている。Csの除染は、住居、道路、農地、森林(生活圏)など住民生活に関係する地域を中心に計画的に進められているが、浪江町、双葉町、大熊町などの帰還困難地域は依然として放射線量が高いレベルである。今後は、除染廃棄物を仮置き場から福島第一原発の敷地周囲に計画されている中間貯蔵施設に貯蔵することが必要になるが、大量の廃棄物をどのように安全に輸送するのか、最終処分を見越してどのように減容するかなどの課題を解決していかなければならない。

一方、事故炉についてはメルトダウンにより燃料が溶けて圧力容器から格納容器に流下し、燃料は被覆管材料(ジルカロイ)・原子炉構造物材・制御棒材料等と混合・溶融・固化した状態(デブリと呼ばれる)で存在していると思われる。こうした状況にあってもデブリからの崩壊熱を除去する必要があり、冷却水を1日あたり約320 m³供給している。この冷却水はデブリに接触するために、核分裂生成物(FP)が冷却水に一部溶けだし、高濃度の放射性的汚染水となる。汚染水は後述する汚染水処理システムにより主要な放射性核種が除去され、冷却水として再利用されている[3]。従来は、冷却水供給量は400 m³/dであり、更にそこに地下水が同量程度(約400 m³/d)流入しており、1日に

Research Laboratory for Nuclear Reactors, Tokyo Institute of Technology, TOKYO 152-8550, Japan

corresponding author's e-mail: takeshita@nr.titech.ac.jp

800 m³ 近くの汚染水が発生していた。最近では流入前の地下水の汲み上げや凍土壁で原発周囲を覆うことが計画されており、地下水流入による汚染水発生を減らす努力が続いている。その結果、2015年7月現在では、地下水流入量は300 m³/dまで抑制され、汚染水の発生量は620 m³/dと推定される。汚染水中の放射性核種は¹³⁴Cs, ¹³⁷Cs, ⁹⁰SrなどのFP核種が中心で⁶⁰Coなど腐食生成物(CP核種)など多数の核種が含まれている。汚染水処理にはKurion社や東芝のCs吸着システム及び多核種除去設備(ALPS:Advanced Liquid Processing System, 東芝が米Energy Solutions社の技術を基に開発)などによって62核種の放射性元素が分離回収されている。廃炉・汚染水対策関係閣僚等会議では中長期ロードマップが示されており、廃止措置終了を30~40年後としている[4]。廃止措置完了まで汚染水処理は今後も重要な課題である。

以上のように福島第一原発の施設内外において放射性物質の放出抑制に対する努力が続けられている。一つ大きな問題として指摘されているのは汚染水に含まれるトリチウム(T, 半減期:約12年)である。現行の汚染水処理技術によって大部分の放射性核種は除去されるものの、処理水にはTが残される[5]。Tは水分子中にHTOとして存在するために、他の放射性核種のように吸着剤などで回収することができない。T回収には水素同位体分離技術が必要である。水素同位体分離法は重水素の商業生産のために開発されているが、汚染水からのT回収に適した技術となると、水蒸留法と水・水素同位体交換法が挙げられる。

本章では、次節で現行の汚染水処理技術について紹介し、最終節で水素同位体分離法として水・水素同位体交換法を対象にした場合の分離設備の規模、エネルギー消費量、運転期間、二次廃棄物発生量について検討する。同位体分離過程のモデル化とそれ得られる物質収支を数値解析により解くことによって、上記の検討項目を評価する。

6.2 福島第一原子力発電所の汚染水処理

図1には現行の汚染水処理プロセスを示す[3]。原子炉の冷却及び地下水流入によって発生した汚染水は放射線量を下げするためにセシウム除去プロセスに送られる。事故当初は、米Kurion社製のCs吸着装置と仏Areva社製の除染装置が併用されてきた。前者の初期構成としては、主に、油分・Tcを除去するために表面改質したゼオライト(SMZ)の吸着塔、セシウム除去用チャバサイト(H)の吸着塔、ヨウ素除去用に銀を添加したハーシュライト(AGH)の吸着塔からなり、4系統の吸着システムで15~50 m³/hで汚染水を処理できる。現在では、Srも除去できるように改良されている[3]。一方、後者は、油分等除去のための加圧浮上分離装置、2段の凝集沈殿装置、懸濁物流出防止のためのディスクフィルターから構成されている。凝集沈殿工程ではフェロシアン化ニッケルに高選択的にCsを吸着させ、それを凝集剤(ポリマー+マイクロサンド)で沈殿させて固液分離によりCsを汚染水から除去している。凝集沈殿法は汚濁水の処理に一般的に使用される技

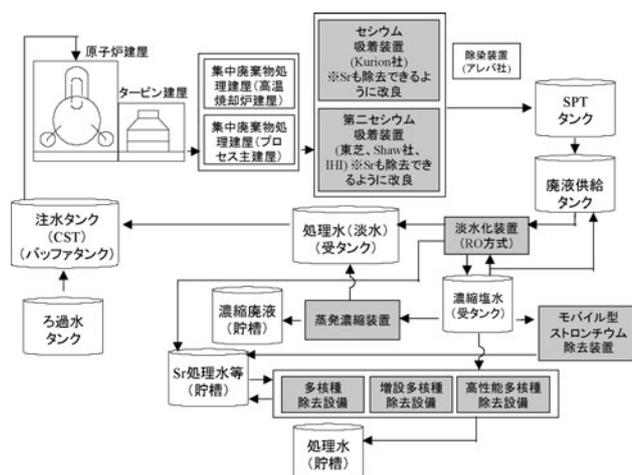


図1 汚染水処理システム概要図[3]。

術であるが、大量のCs含有スラッジ(約597 m³)を発生し、現在、スラッジは放射線分解による水素発生など問題を抱えながらサイト内のスラッジ貯蔵施設に移送・保管されている。現在、この装置は使用されていない[6]。その後、東芝、米国Shaw社、IHIが開発したSARRY(Simplified Active Water Retrieve and Recovery System:単純型汚染水処理システム)がCs回収の主力となっている。SARRYの構成としては2種類のフィルターと吸着塔よりなる。汚染水はまずろ過フィルターで油分が分離され、その後5つの吸着塔(チャバサイト(IE-96)、結晶性ケイチタン酸塩(IE-911))でCsが吸着除去され、最後にメディアフィルターで吸着剤の流出防止がなされている。2系統の吸着システムで25~50 m³/hの処理が可能である。現在では、このシステムもSrが除去できるように改良されている[3]。後述する多核種除去設備を含むこれらのプロセスによってCsは汚染水より回収されるが、現在までに使用済み吸着塔は約2700本(ベッセル、カラム等も含む)であり、原発敷地内に乾式貯蔵されている[7]。Cs除去後の汚染水は逆浸透膜プロセスに送られ、Srを含む金属塩が回収され、蒸発器で更に高濃縮されて高塩廃水として貯蔵されている。金属塩を除去した水は再度原子炉の冷却に使われる。こうした再循環プロセスで炉の冷却や汚染水処理をしているが、現状では地下水の流入があり汚染水は300 m³/dの割合で増え続けている。地下水の流入を妨げるために、上流に設置した多数の井戸からの地下水組み上げが行われており、さらに炉の周囲の土を冷凍して凍土壁を形成させ、地下水流入を止める計画が進行している。

また、逆浸透膜プロセスで回収された高塩廃水は更に多核種除去設備(ALPS)で処理される。図2には既設のALPSのシステムの構成を示す[8]。ALPSは前処理設備(鉄共沈処理設備、炭酸塩沈殿処理設備)と7種類の吸着剤を使った多核種除去設備(コロイド除去用活性炭、Sr除去用チタン酸塩、Cs除去用フェロシアン化合物、I除去用Ag添着活性炭、Sb除去用酸化チタン、Co除去用キレート樹脂、Ru及び負電荷コロイド除去用樹脂系吸着剤)からなる。廃液処理速度は1系統あたり250 m³/dで3系統を有している。このALPSシステムによって62核種の放射性物質

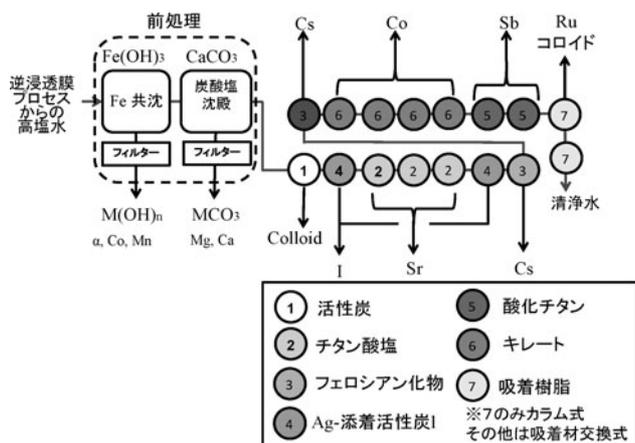


図2 多核種除去システム (ALPS) [8].

(金属種としては Rb, Sr, Y, Nb, Tc, Ru, Rh, Ag, Cd, Sn, Sb, Te, I, Cs, Ba, Ce, Pr, Pm, Sm, Eu, Gd, Tb, Pu, Am, Cm, Mn, Fe, Co, Ni, Zn) を除去できる。トリチウムを除き大部分の放射性物質の汚染水からの除去が可能となる。前処理設備で発生するスラッジや使用済み吸着剤はポリエチレン製の高性能容器 (HIC: High Integrity Container) に入れて保管される。

現状では多核種除去設備は、既設以外に増設・高性能型の3種類がある。汚染水処理の累積量は、既設で $2.54 \times 10^5 \text{ m}^3$, 増設で $1.67 \times 10^5 \text{ m}^3$, 高性能型で $7.36 \times 10^4 \text{ m}^3$ である (2015年7月23日時点)。増設設備は既設設備の知見とラボ試験等の結果を反映し、特徴としては、前処理設備のうち鉄共沈処理が省略されている。また、吸着塔の塔数を16塔から18塔に増加させた。定格処理量は $250 \text{ m}^3/\text{d} \times 3$ 系統 (A, B, C 系統) = $750 \text{ m}^3/\text{d}$ である。高性能設備 (東京電力・東芝・日立 GE ニュークリア・エナジーの共同開発) は前処理の凝集沈殿処理 (鉄共沈処理・炭酸塩沈殿処理) を取りやめ、フィルタ方式 (主に SS 除去目的) に変更し、高性能吸着剤により廃棄物の発生量の削減を目指している。定格処理量は $500 \text{ m}^3/\text{d} \times 1$ 系統 = $500 \text{ m}^3/\text{日}$ となっている [9]。

6.3 汚染水からのトリチウム回収

6.3.1 トリチウム分離技術とプロセス評価法

以上のようなシステムを用いて汚染水から放射性物質をほぼ完全に除去できるが、最後に残った問題はトリチウム (T) である [5]。T は水に含まれ、HTO として存在する。現在のところ、T を回収するか否かの国の方針はまだ決められていないが、本章では分離回収を行う場合を想定して T 分離法について検討する。分離技術の選定にはこれまでカナダや欧州で開発が進められてきた重水生産技術が参考になるが、新たな化学物質を加えることなく汚染水を直接処理できる分離法として水・水素化学交換法が挙げられる。

図3には水・水素交換法の分離プロセスの構成を示す。水・水素化学交換法は2つの水素同位体交換反応、すなわち水素・水蒸気間の同位体交換反応

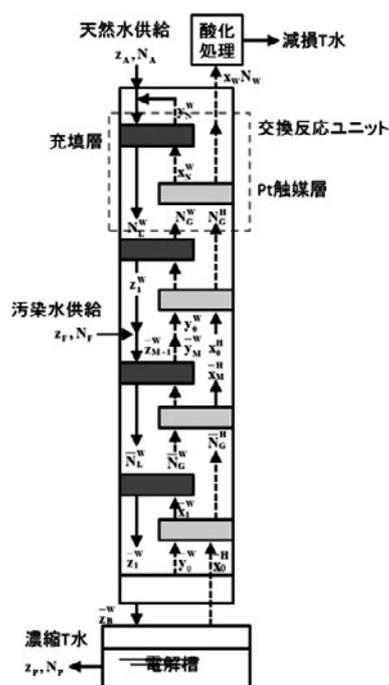
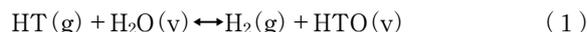
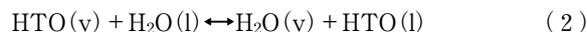


図3 電解槽-水・水素同位体交換法によるT分離.



及び水蒸気・水間の同位体交換反応



によって T を水中に濃縮する分離技術である [10]。分離に用いる交換反応塔では、水素・水蒸気間の反応 (1) を白金触媒上で、水蒸気・水間の反応 (2) を精密蒸留用の充填層 (例えば SULZER Packing) でそれぞれ進行させる。図のように白金触媒層と充填層を交互に並べた交換反応塔と塔底に水の電気分解槽を配置すれば水素、水蒸気の上昇流と水の下降流を作ることができ、T を塔底の水中に濃縮することができる。塔頂より放出される水素には軽水素が濃縮され、酸化処理すれば T の少ない減損水が得られる。

実際の装置構成は図4のように Pt 触媒層 (反応部) と充填層 (吸収部) が交互に配置され、流下する水で触媒層が濡れて触媒が失活しないように交換反応塔の構造が工夫されている。

本分離プロセスによる汚染水からの T 回収性能について検討する。触媒層における水素・水蒸気間の同位体交換は水素と水蒸気が並流で層内を流れている。第 i 段の触媒層に流入する水素中の HT モル分率を x_{i-1}^H , 触媒層を流出する水素中 HT モル分率を x_i^H , 水素・水蒸気間の同位体交換反応 (式 (1)) の平衡時 (無限層高) における HT モル分率を $(x_i^H)_e$ とすると、反応転化率 (平衡到達度) η_c を

$$\eta_c = \frac{x_{i-1}^H - x_i^H}{x_{i-1}^H - (x_i^H)_e} \quad (3)$$

で定義すると、触媒層における水素と水蒸気の T に関する定常状態での物質収支式を解くと、 η_c は

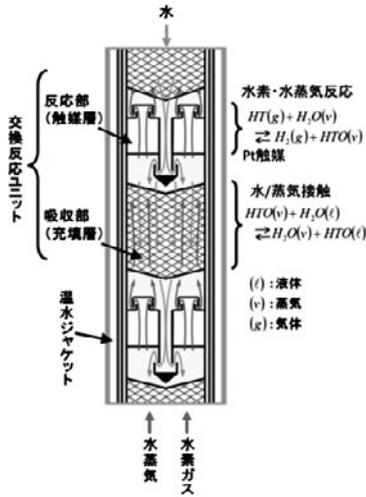


図4 水/水素同位体交換反応塔.

$$\eta_c = 1 - \exp\left\{-\frac{k_g}{\sigma_H}(\alpha_g + \gamma_g)Z_c\right\} \quad (4)$$

で与えられる[10]. ここで, k_g , α_g , σ_H , γ_g および Z_c は, それぞれ水素・水蒸気間の同位体交換過程(式(1))の総括物質移動係数, 平衡分離係数, 水素流束, 水素と水蒸気の流量比, 触媒層高を表す. 式(4)より触媒層の高さと反応添加率の関係を求めることができる. なお, H/T間の平衡分離係数の温度依存性はよく知られており

$$\alpha_g = \exp\left\{0.292 \ln T + \frac{336.5}{T} - 1.055\right\} \quad (T: \text{温度}[K]) \quad (5)$$

で与えられる[11]. 例えば70°Cでは $\alpha_g = 5.1$ と大きく, 効率的な T 分離が可能である.

次いで精密蒸留用パッキング充填層における水蒸気と水素間の同位体交換過程について検討する. 水蒸気と水は向流接触し, T は水に濃縮される. 水蒸気と水に対する T に関する物質収支式を解くことで充填層内を流れる水蒸気と水のなかの HTO モル分率 x^W (y^W), z^W を求めることができる. 第 i 段目の充填層に流入する水蒸気中の HTO モル分率を x_i^W , 流出する水蒸気中の HTO モル分率を y_i^W , 流入する水中の HTO と平衡な水蒸気 of HTO モル分率を $(y_i^W)_e$ とすると, 充填層の反応転化率 η_b を

$$\eta_b = \frac{x_i^W - y_i^W}{x_i^W - (y_i^W)_e} \quad (6)$$

で定義すると, η_b は, $\alpha_1 \geq \gamma_1$ のとき

$$\eta_b = \frac{1 - \exp\left\{\frac{k_1}{\sigma_v}(\alpha_1 - \gamma_1)Z_1\right\}}{\gamma_1 - \exp\left\{\frac{k_1}{\sigma_v}(\alpha_1 - \gamma_1)Z_1\right\}} \quad (7)$$

$\alpha_1 < \gamma_1$ のとき

$$\eta_b = \frac{\gamma_1}{\alpha_1} \frac{1 - \exp\left\{\frac{k_1}{\sigma_v}(\alpha_1 - \gamma_1)Z_1\right\}}{\gamma_1 - \exp\left\{\frac{k_1}{\sigma_v}(\alpha_1 - \gamma_1)Z_1\right\}} \quad (8)$$

となる. ここで α_1 , σ_v , σ_w , γ_1 , k_1 , Z_1 は式(2)の H/T 平衡分離係数, 水蒸気流量, 水流量, 水蒸気/水流量比, 式(2)の過程の総括物質移動係数, 充填層高をそれぞれ表す. α_1 の温度依存性はよく知られており, 次式で与えられる.

$$\alpha_1 = \exp\left\{-0.00791 - \frac{47.89}{T} + \frac{23122}{T^2}\right\} \quad (9)$$

図3のように触媒層と充填層が交互に配置されている装置に対して回収部第 i 段目の触媒層と充填層の物質収支は

$$x_i^H = Ax_{i-1}^H + By_{i-1}^W \quad (10), \quad x_i^W = Cx_{i-1}^H + Dy_{i-1}^W \quad (11)$$

$$y_i^W = Ez_i^W + Fx_{i-1}^W \quad (12), \quad z_{i+1}^W = Gz_i^W + Hx_i^W \quad (13)$$

で表される. ここで A~H の係数は

$$A = 1 - \frac{\alpha_g \eta_c}{\alpha_g + \gamma_g}, \quad B = \frac{\eta_c}{\alpha_g + \gamma_g}, \quad C = \frac{\alpha_g \gamma_g \eta_c}{\alpha_g + \gamma_g},$$

$$D = 1 - \frac{\gamma_g \eta_c}{\alpha_g + \gamma_g}, \quad E = \frac{\eta_b}{\alpha_1 - \gamma_1 \eta_b}, \quad F = (1 - \eta_b) - \frac{\gamma_1 \eta_b^2}{\alpha_1 - \gamma_1 \eta_b},$$

$$G = \frac{\alpha_1}{\alpha_1 - \gamma_1 \eta_b}, \quad H = -\frac{\alpha_1 \gamma_1 \eta_b}{\alpha_1 - \gamma_1 \eta_b}$$

で与えられる[12]. 濃縮部についても同様の物質収支式をたてて, 分離装置の特徴を表す6つの境界条件(全 T 物質収支, 電解槽内の T 物質収支, 回収部と濃縮部間の水素ガス流と水蒸気流の連続性, 汚染水供給位置における T 物質収支, 塔頂部における水の T 物質収支)を用いて物質収支式を解く. その結果, 回収部と濃縮部を構成する触媒層と充填層の数(段数)と各層の反応転化率 η_c , η_b を与えることによって, 水素, 水蒸気, 水中の T 濃度分布が計算できる. 更に, その時に必要な触媒層高 Z_c , 充填層高 Z_l を求めることで分離塔に必要な高さを求めることができる.

6.3.2 トリチウム分離プロセス評価

水・水素同位体交換法のプロセス成立性を考える上で最も重要なことは高活性の白金触媒の存在である. 新型転換炉「ふげん」を開発していた1970~1980年代にカランドリアタンクの劣化重水からのトリチウム分離のために水・水素同位体交換法が集中的に研究されてきた. トリチウム分離用には疎水性高分子担体(多孔質スチレン・ジビニルベンゼン共重合体)に白金を分散, 添着させたものが用いられた. 当時の触媒合成法の記述を基に当時の技術者の協力を得て白金触媒を合成した. 合成した白金触媒の物性を表1にまとめた. ふげん用に開発された白金触媒の物性は, 過去の文献によれば触媒粒径 4 mm, 比表面積 400~650 m²/g, 平均細孔径 20~75 nm, 細孔容量 2~3 mL/g であり, 合成した白金触媒は物性的に当時のものと遜色がない.

この触媒の活性は水素と水蒸気を並流で触媒層に流して

表1 疎水性白金触媒の物性.

| | |
|-------|-----------------------|
| 白金含有量 | 0.8 wt% |
| 触媒直径 | 4.0 mm |
| 比表面積 | 500 m ² /g |
| 平均細孔径 | 50 nm |
| 細孔容量 | 2.5 mL/g |

H/D 交換反応 $H_2(g) + HDO(v) \leftrightarrow HD(g) + H_2O(v)$ の反応転化率を測定し、式(4)より物質移動容量係数 k_g を評価した。HDO 分率が 9.2 mol% になるように水蒸気を発生させ、水素とともに一定の流量で触媒層を通して触媒上で D を水蒸気から水素に移動させた。図 5 には 70°C における試験時間と反応転化率 η_c の関係を示す。水素ガス流速 4.81 mol/m²·s、水素/水蒸気モル比 $\gamma = 10.4$ 、水素/水蒸気間の H/D 平衡分離係数 $\alpha_g = 2.87$ 、触媒層高 0.004 m の条件で測定を行った。 η_c は約 0.76 で試験時間に対してほぼ一定で触媒活性が維持されていることがわかる。この実験条件における k_g は式(4)より 459 kmol/m³·h と評価される。この値はふげん用触媒から得られた k_g と同等以上で、新規に合成された白金触媒が十分実用プラントに供しうることを意味している。また、汚染水には事故当初用いた海水由来の成分が含まれることが考えられ、それらの成分による触媒活性への影響が懸念される。そこで東京湾台場で採取された海水に浸漬、乾燥した触媒を用いて活性測定を行った。同図にその試験結果を示す。触媒活性は変化せず、海水成分の付着による触媒活性への影響はほぼないものと思われる。

次に触媒層温度及び水素ガス供給量を変化させて触媒活性を測定した。表 2 に試験条件と η_c 、 k_g の関係をまとめた。触媒層の温度を上昇すると α_g が低下するが、 k_g は上昇するため、70°C 程度が最適な操作温度であると思われる。H₂ と水蒸気を合わせたガス流量 $u(g+v)$ を増加すると拡散抵抗の減少に従って k_g が増加するが、0.25 m/s 以上では 475 kmol/m³·h 程度で一定の値になる。また、充填部には精密蒸留用の SULZER Packing を用い、水蒸留試験の結果を参考にして $k_1 = 675$ kmol/m³·h と評価した。

汚染水の現況データを参考に汚染水中の T 濃度を

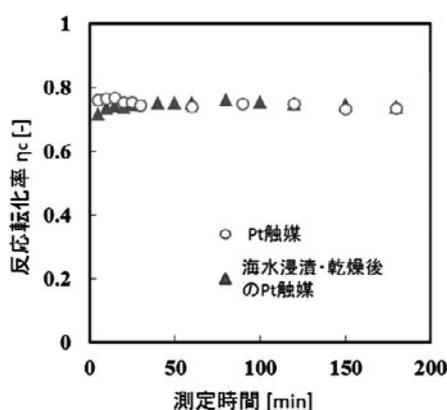


図 5 合成した Pt 触媒の活性試験。

表 2 水素ガス流量、触媒層温度の k_g への影響。

| 触媒層温度 [°C] | 60 | 70 | 80 | 70 | 70 |
|--------------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 水素流速 [mol/m ² ·s] | 4.81 | 4.81 | 4.81 | 2.4 | 7.21 |
| 水素/水蒸気比 [-] | 18 | 10.4 | 7.48 | 14.7 | 9.97 |
| ガス流速 $u(g+v)$ [m/s] | 0.139 | 0.148 | 0.159 | 0.073 | 0.225 |
| D/H 平衡分離係数 α_g [-] | 2.99 | 2.87 | 2.77 | 2.87 | 2.87 |
| 反応転化率 η_c [-] | 0.762 | 0.756 | 0.694 | 0.881 | 0.582 |
| k_g [kmol/m ³ ·h] | 295 | 459 | 500 | 283 | 472 |

1000 Bq/cm³ と仮定し、年間の汚染水処理量を 10⁵ トン (7 年処理)、T 濃縮度を 10⁴、減損水の T 濃度を環境基準の 60 Bq/cm³ の条件で水・水素化学交換法によるプロセス規模の評価を行った。前節に示した電解槽を伴う交換反応塔システムの物質収支を解いてプロセス規模を計算した [12]。表 3 に計算条件、表 4 にプロセス規模の評価結果を示す。水・水素化学交換プロセスの交換反応塔は塔径 6.3 m、塔長 9 m と評価され、大型ではあるが同位体分離プロセスとしてはリーズナブルな規模で T 回収が可能である。しかし、この方法を実現するには大型の水電解槽を必要とし、かつ大量の白金触媒を安定的に供給できる体制が必要である。更に厳しい問題は T 濃縮水 70 m³ (10,000,000 Bq/cm³) を安定して貯蔵する必要がある、固定化技術などの開発も必要である。トリチウムの生物学影響はあまり大きくないと言われており、更に濃縮水の貯蔵や装置開発などの難しさを考えるならば、T 分離を行わず、環境基準まで希釈して海水中に放流・希釈することで処分することも一つの現実的な選択肢であると思われる。

参考文献

- [1] 東京電力株式会社：福島原子力事故調査報告書 (2012. 6. 20)
- [2] 原子力安全・保安院：東京電力株式会社福島第一原子力発電所の事故に係る 1 号機、2 号機及び 3 号機の炉心の状態に関する評価について (2011. 6. 6)
- [3] 増田尚宏：「福島第一原子力発電所における廃止措置の現状と課題」、IRID シンポジウム 2015 in 福島 ～廃炉への道を切り拓く「熔融燃料デブリに迫る」～講演資料 (2015. 7. 23, 福島県福島市)
- [4] 廃炉・汚染水対策関係閣僚等会議：東京電力(株) 福島

表 3 水・水素同位体交換法の運転条件 (計算条件)。

| | |
|--------------------|------------------------|
| 温度 [°C] | 70 |
| 全圧 [kPa] | 101 |
| 汚染水供給流量 [kmol/h] | 694 |
| 製品水流量 [kmol/h] | 6.94×10^{-2} |
| 塔頂供給水 [kmol/h] | 347 |
| 水素流量 [kmol/h] | 1041 |
| 水蒸気流量 [kmol/h] | 463 |
| 水流量 (濃縮部) [kmol/h] | 1504 |
| 汚染水 T 濃度分率 [-] | 8.43×10^{-12} |
| 製品中 T 濃度分率 [-] | 8.43×10^{-8} |

表 4 T 回収プロセスの規模の評価。

| | |
|--------------------------|--------------------|
| 回収部分離ユニット数 | 12 |
| 濃縮部分離ユニット数 | 18 |
| 全分離ユニット数 | 30 |
| 1 ユニットの触媒層高 [m] | 0.05 |
| 1 ユニットの洗浄層高 [m] | 0.17 |
| 1 ユニットの高さ [m] | 0.3 |
| 全ユニット高さ [m] | 9.0 |
| 分離塔径 [m] | 6.3 |
| 必要触媒体積 [m ³] | 41.2 |
| 消費エネルギー [kw] | 1.17×10^5 |

- 第一原子力発電所の廃止措置等に向けた中長期ロードマップ(案)(2015.6.12)
- [5] 東京電力株式会社:「福島第一原子力発電所におけるトリチウム量及び多核種除去設備処理水化学的水質について」, 経済産業省トリチウム水タスクフォース(第8回)資料1(2014.4.24, 東京都千代田区)
- [6] Thierry Prevost *et al.*, Areva's ActifloTM-Rad Water Treatment System for the Fukushima Nuclear Power Plant, *Internationale Zeitschrift für Kernenergie*, 308 (2012).
- [7] 東京電力株式会社:「放射性廃棄物処理・処分 スケジュール」, 廃炉・汚染水対策チーム会合 第20回事務局会議資料3-4(2015.7.30, 東京都千代田区)
- [8] 東京電力株式会社:「福島第一原子力発電所多核種除去設備(ALPS)の概要等」(2013.3.29).
- [9] 東京電力株式会社:増設多核種除去設備/高性能多核種除去設備の設置について(2014.2.27)
- [10] M. Benedict *et al.*, *Nuclear Chemical Engineering*, Chapter 13 (McGraw-Hill, New York, 1981).
- [11] J.F. Black: *J. Chem. Phys.* 11, 395 (1943).
- [12] M. Shimizu *et al.*, *J. Nucl. Sci. Technol.* 17, 448 (1980).