トリチウム分離技術の検証のための実証事業

資料2

KURION

目的と目標

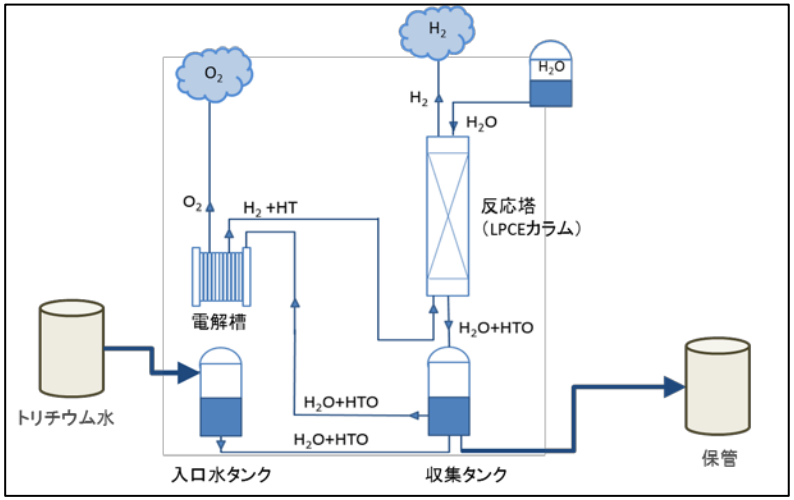
本実証事業の目的は、キュリオンのモジュラー型トリチウム分離装置（MDS®）を用いて、福島第一原発の汚染水と同等の水からトリチウムを除去することで、汚染水の経済的な処理を実証することである。MDS®システムは、化学交換電解セル複合法（CECE）を用いる。本実証事業においては、フルスケールの反応塔（触媒入りのカラム）と1/10規模の水電解装置が用いられた。本実証事業の成果として、概念設計、詳細な見積、及び、技術成熟度の検証が達成された。前処理設備についても、技術検証がなされた。

分離技術の原理/事業の概要

- **実証済みの技術の発展**–重水からのトリチウム除去技術としては、過去数十年間、CECEが商用で用いられており、実証済であるが、MDS®は、これを進化させたものである。キュリオンは、軽水からのトリチウム除去について、福島と同等の濃度の低トリチウム濃度の水を用いて、高い除染係数を達成した。
- **出口水がない**–MDS®は全トリチウムの>99%を商業的に実証済の小容量（50L）の乾燥金属吸着材の中に捕獲する。出口側は清浄な水素ガスのみ。
- **適切な規模での実証**– 本実証事業においては、フルスケールの反応塔（MDS®カラム）と1/10規模の水電解装置が用いられた。また、実証は、福島第一の汚染水処理を想定して、関連性の高い状況下で実施された。
- **専門的根拠に基づき成熟度を評価**–技術成熟度評価（TRA）と呼ばれる、米国エネルギー省およびNASAが、資材の調達の際のツールとして使用している手法が用いられた。専門家による第三者委員会により評価がされた。
- **概念設計報告書とコスト評価**– 機器類、施設、資本費、運転上の要求、及び福島第一への適用に関する考慮を含む、設計とコスト評価が完了した。
- **即時にフルスケールにスケールアップ**– 本実証事業の後、ただちに、技術上及び見積上の確信をもって、MDS®は、福島第一用に、フルスケール（一日400立米まで）とすることが可能。

CECE 技術の原理

1. 水電解装置が、トリチウム水を、水素（H2とHT）と酸素（O2）に分解する
2. 水素は反応塔を上昇するが、このとき、この水素中のトリチウムは、反応塔の上から流れ落ちる純水に移行する
3. このようにして浄化された水素が製造され、他方で、トリチウム水（HTO）は濃度が高くなり、収集タンクに移動する
4. このように生成された高濃度のトリチウム水は、入口水タンクから低濃度の水が供給されるとともに、収集タンクから除去される（キュリオンのシステムでは、その後、別途、同位体除去装置を用い、トリチウムが乾燥金属吸着材の中に捕獲される）



MDS® は大量のトリチウム汚染水を処理する現実的な技術です
キュリオンは、福島第一でフルスケール機を適用する準備が出来ていることを実証することにコミットしています

作成　Kurion, Inc. www.kurion.com

試験結果

- 低濃度汚染水について、大規模に、トリチウムを十分に除去可能なことを実証した（従前は実証されていなかった）
- 実験室規模のトリチウム分離試験において、最適な運転パラメータが確認された
- （不純物を取り除き）ASTM Type 3 に適合する高純度の水とする前処理が実証された。前処理については、商業的に実証されたシステムが利用できる
- エンジニアリング・スケールのシステムについては、フルスケールの反応塔を用いており、スケールアップを実証し、長期間の運転における信頼性を実証した。高流速の水素での運転が実証された (200 Nm^3/h以上)

キュリオンの
フルスケールカラム

得られた結果

フルスケールシステムに使用される結果

- 供給水の量、流量とトリチウム濃度: 400 m^3/日、平均1250 Bq/mL、合計800,000m^3
- トリチウム除去後の水素の流量と濃度: 31,500 Nm^3/時 (水素として)、<5 Bq/L
- トリチウム濃縮側の量とトリチウム濃度: 50 L (金属水素固化体中に)、1.98E+13Bq/L（800,000m^3のトリチウム水に対して）
- 二次廃棄物 – 前処理システムは、トリチウム水から溶解性固形分を除去し、極めて低い放射能濃度の3,200トンの固体廃棄物を生じる（800,000m^3のトリチウム水に対して）

汚染水800,000 m^3を処理するための資本費及び運転費

処理容量 (m^3/日)	設備規模 (m^2)	資本費 (USD)	建設期間（月）	運転費 (USD)
400	10,200	$891,400,000	40	$1,157,500,000

運転費は電力単価を$0.15/kwh とし、人件費を1日8時間として $364とした。これらの単価は三菱総合研究所/経済産業省から提供された前提。

これらのコストは以下に基づいている:

- トリチウム分離係数284（1,250Bq/cc÷4.4Bq/cc)、及び、
- トリチウム分離比111（1000TBq/1000-991TBq）

上記のトリチウム分離係数は、容易に増加することができる。例えば、上記の資本費を約2.5%増加すると、運転費は増加せずに、トリチウム分離係数を、3000まで増加できる。トリチウム分離係数が3000であれば、入口水の濃度が4,200Bq/ccのとき、出口側の濃度は1.5Bq/ccを下回る。

フルスケールの概念設計をベースにした上記の見積については、以下の点が重要:

- 上記の見積には、必要なプロセスをすべて含んでいる（前処理、トリチウム分離、後処理、及び固定化）
- 見積は、見積作成の専門家により実施されており、設計・プロジェクト管理・建設・試運転及び運転の費用のすべてを含む
- 見積には、概念設計の際に想定できなかった事態が発生する可能性を見込んで、保守側に費用をのせている。詳細設計において、より細かい事態を想定することで、保守側にのせた費用を軽減することが可能である。したがって、フルスケール設備の最終費用は、現在の見積よりも低くなると考えられる
- フルスケール設備の多くは、工場で製作される。この費用は、最初のユニットが完成した後に、次第に減少する可能性がある

作成 Kurion, Inc. www.kurion.com

今後の課題/留意点

技術の完成度

キュリオンは、MDS®に自信を持っている。フルスケールの反応塔（触媒を用いたカラム）を用いて実験をし、MDS® がスケールアップ出来ることが実証された。本実証事業の当初の提案書で述べた全ての目標が達成された。
MDS® 施設の許認可・設計・建設・運転・最適化の全てを実行するのに、実証事業の期間は極めて限られていたことから、エンジニアリング・スケールの設備は、本実証事業の前から利用してきたベンチスケール設備と同等の効率を得るには至っていない。このため、キュリオンでは4月に追加試験を開始した。追加試験によるシステムの最適化が数週間以内に完了する見込みである。その最適化試験の結果は、経済産業省などに提供される。エンジニアリング・スケールの設備の性能は、ベンチ・スケールの設備の性能と等しいか上回ることが期待され、これにより、福島第一原発に設置した場合の実機の資本費と運転費がさらに低減すると考えられる。

資本費の改善

上記の見積は、経済産業省から要求された処理量に基づいている。キュリオンは資本費を減らし、敷地面積と職員数を減少できる最適な処理容量の評価を行った。その一例を下に示す。

処理容量 (m^3/day)	設備規模 (m^2)	資本費 (USD)
100	6,300	$376,100,000

運転費の改善

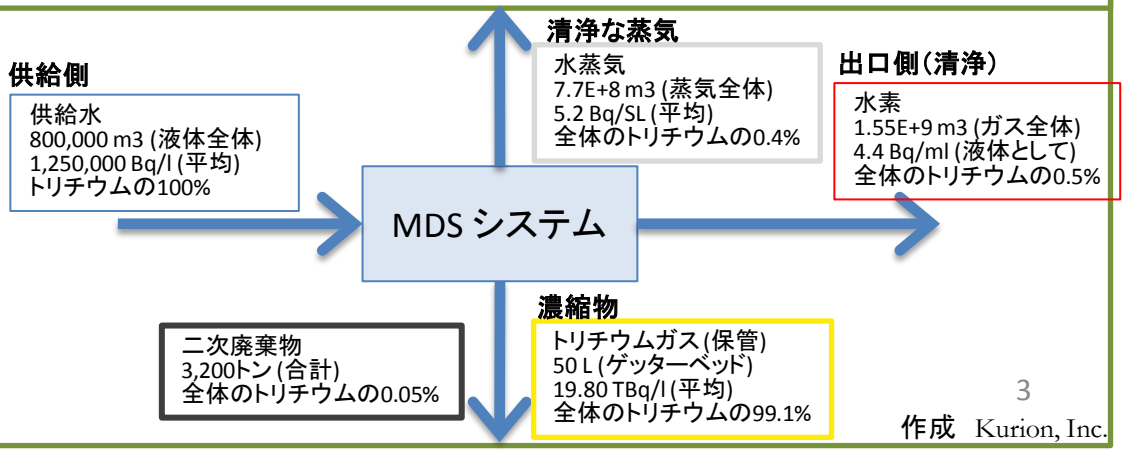
1. MDS® システムの運転に必要な電力を、電気料金により調整する。電力費が高いときには（典型的には日中）、システムの運転能力を落とし、電力費が低いときには（典型的には夜間）、システムの運転能力を最大とすることで、電力費が30～50%程度低減されると考えられる。
2. 上記に示す費用は、水素タービン発電設備を併設し、水素を発電のためにリサイクルすることによる費用及び効果を含む。正味の電力消費は20%近く低減し、対応する運転費が低減されている。
3. 廃棄物管理の戦略として一つの選択肢は、比較的より濃度の高いトリチウム水のみを処理することである。この戦略をとる場合、キュリオンは、800,000m^3の半分以下の水が処理されると予測している。この場合には、運転費用の50%以上が更に削減される結果となる。

ライフサイクルコスト評価

1. トリチウム処理の選択肢毎(自然減衰のための貯蔵、直接放出等)に、ライフサイクルコストの評価をすることが、最適な選択肢を決定するために必要である
2. 他の選択肢のライフサイクルコストには、追加で必要となる貯蔵タンク費用、作業者の被曝、放出の遅れによる費用等を含む必要がある
3. 選択肢の一つとして、種々の処理容量のMDS®と、放出基準内の海洋放出を併用することを検討すべきである（トリチウム処分の加速）

実機適用の際のプロセスフロー図

MDS® システムは全ての低濃度、高濃度トリチウム水を除去する。800,000m^3中のトリチウムは金属水素化合物に貯蔵され、安全で長期間の保管のために一本の50L容器(一例を下の写真に示した)内に収納される。金属水素化合物「ゲッターベッド」は、トリチウムの永久保管に、これまでにも広範に、商用で利用されている。



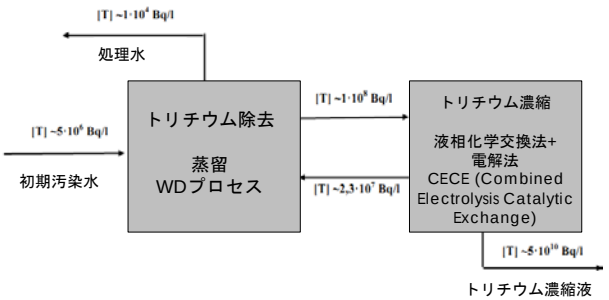
作成 Kurion, Inc.

トリチウム分離技術検証試験事業

RosRAO, FSUE

目的と目標

当プロジェクトの目的は、WDとCECEを組み合わせた方法によるトリチウム分離技術の検証及びフルスケール施設（実機）にした際の実作業への適用可能性を確認することです。検証試験の前提としては、1:1のスケールにおいて分離係数、濃縮、減容を確認することであり、1:100のスケールで容量とエネルギー消費を検証することです（それが断面積によって決定されます）。従って、分離装置のカスケードにより、フルスケール施設（実機）を考える上での分離係数及び濃縮係数の実パラメーターを得つつ、断面積の上昇の原理を証明しました。



分離技術の原理／事業の概要

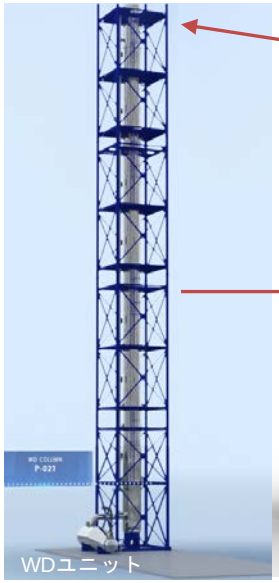
RosRAOのトリチウム汚染水からのトリチウム除去技術は、水素同位体分離法として下記既知の工業的手法の組み合わせです。

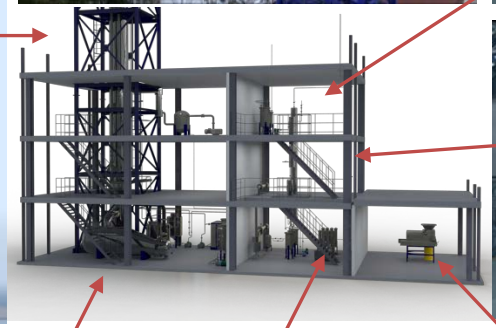
- WDプロセス：最小限のエネルギー消費で大容量且つ高分離係数を実現させる方法
- CECEプロセス：濃縮率が高いことから、処理が必要となる廃棄物量の減少を達成させる方法

プロジェクトの目標を達成するべく、RosRAOはこれらプロセスを用いつつ、下記2つのユニットを連鎖的に導入しました。

- ユニット1（RosRAOの既存装置）：福島第一原子力発電所のトリチウム汚染水と同一である模擬水製造装置並びに模擬水除塩装置（同位体除去装置移行前）
- ユニット2：高さ43.5 m/直径1.2 m のWDコラム及び高さ7.5m/直径15cmのCECEコラムから構成されるトリチウム同位体除去装置、並びにトリチウム化チタンに固体化する装置（流入水を6,000減少するよう設計 (Vwater/VTiT2)）

最終的に、福島第一原子力発電所のトリチウム水と核種・化学組成的に同一である48m³のトリチウム模擬水が検証試験施設で処理され、RosRAOのプロセス技術及び実現可能性のパラメーターが証明されました。



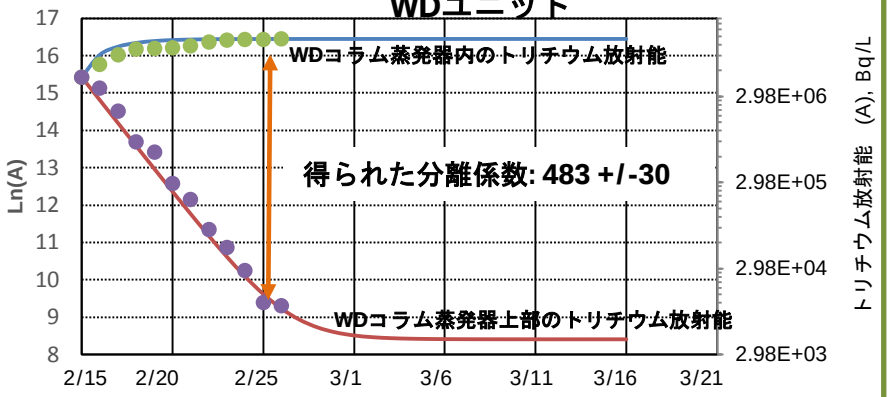


RosRAO FSUE　作成

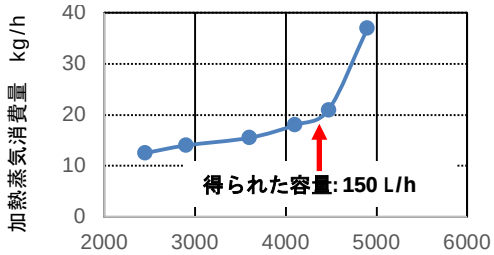
試験結果

線 - 計算日
点 - 試験日

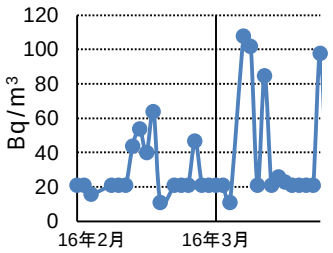
WDユニット



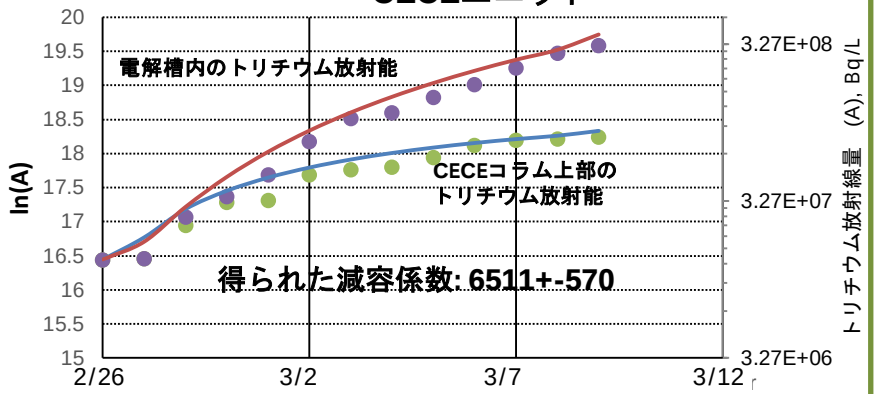
WDユニットの圧力差グラフ



換気放出でトリチウム放出無し



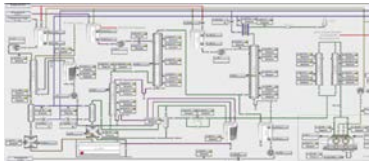
CECEユニット



得られた成果

試験結果:

- トリチウム水の流入水量とトリチウム放射線濃度: 153 L/h、 5 x 10^6 Bq/L
- 流入後、トリチウムが減少された部分のトリチウム放射線量: 1.0 x 10^4 Bq/L
  （他にその状態及び量のデータ）
- 流入後、トリチウムが濃縮された部分のトリチウム放射線量: 8.4 x 10^8 Bq/L
  （他にその状態及び量のデータ）
- トリチウム除去係数 = 初期（流入時）トリチウムの放射線量 (Bq) / 流入後、減少されたトリチウム放射線量 (Bq): 483 +/-30
- 二次廃棄物の種類、量、トリチウム放射線量: 固体化されたトリチウム化チタン（ TiT_2 ）、3 Kg、1.0 x 10^4 Bq/L



フルスケール施設（実機）の評価データ:

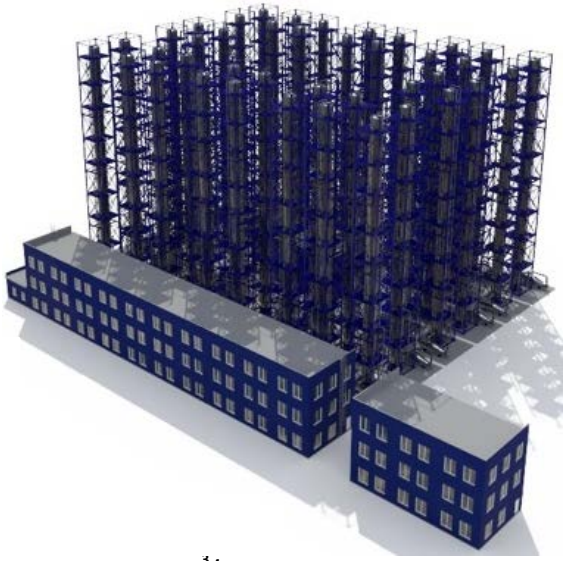
- 容量：480 m^3/日、分離係数＝分離比：500（処理期間：4.6年間）
- フルスケール施設の概算建設費用：385億円
  （建設費：102億円、設備費：283億円）
- トリチウム汚染水800,000m^3 を処理する際の運転費用：405億円
  （電力費：年間63億円、維持管理・労務費：年間25億円）

今後の課題／留意点

考察として、トリチウム分離の産業用フルスケール施設（実機）を建設する際には、以下の汎用性産業ソリューションを導入することが必要と考えます： 熱回収ヒートポンプ設備、排出される酸素及び水素の触媒再燃焼装置の設置、サンプリングの自動化及び漏水対策などが必要です。

実機適用の際のプロセスフロー図

処理率（容量）、m^3/日	480
分離係数	500
トリチウム濃縮係数	20,000
放射性廃棄物減容	6,000
WDユニット数（直径 2.2 m、高さ 46 m）	40
CECEコラム数（直径 0.15 m、高さ 6.8 m）	10
電力消費量（MW/h）	46
規模（m）	51 x 51 x 49.5
建設期間（月）	18



480 m^3/日
初期トリチウム水
[T] ~5·10⁶ Bq/l
塩類含有量
- 14.5 kg/m^3

トリチウム含有溶液の除塩

6960 kg/日
塩溶液
[T] < 1·10⁴ Bq/l
1,200 kg/日
$CaCO_3$, $MgCO_3$
[T] < 1·10⁴ Bq/l

480 m^3/日
トリチウム水
[T] ~ 5·10⁶ Bq/l
塩類含有量
< 10 g/m^3

トリチウム除去
蒸留
WDプロセス

479.976 m^3/日
純水
[T] < 1·10⁴ Bq/l
~ 480 m^3/日
純水 [T] < 1·10⁴ Bq/l
NaCl, KCl - 12 g/l

15.672 m^3/日
[T] =2·10⁸ Bq/l
15.648 m^3/日
[T] = 0.469·10⁸ Bq/l

トリチウム濃縮
液相化学交換法+
電解法
CECE (Combined Electrolysis Catalytic Exchange)プロセス

0.024 m^3/日
トリチウム濃縮液
[T] =1·10¹¹ Bq/l

トリチウムの固定
水素化

66.672 kg/日
水素化チタン
トリチウム化物
[T] = 3.6·10¹⁰ Bq/l
80,000 m^3の初期水が
コンクリート容器40台(120 m^3)
に減容

RosRAO FSUE 作成

Demonstration Project for Verification Tests of Tritium Separation Technologies (SASAKURA Engineering Co., LTD.)

目的と目標

従来の蒸留法を改良して実用的なシステム（①多核種除去装置（ALPS）処理水中のトリチウム濃度を1/100以下 ②1日当り400m³処理できる実機）の実現を実証する。

・模擬液を使った前処理試験の実施：実液を想定した模擬液を調製して限界濃縮倍率まで蒸発濃縮処理し、不純物を含まない処理液（トリチウム水以外の核種を含まない凝縮水）が得られるか等を確認する。

・トリチウム分離検証試験の実施：第1期（触媒機能充填物を充填したガラスカラムでの重水による分離係数の確認）、第2期（軽水による触媒機能充填物の液分散性の確認と圧力損失等流動特性を確認）、第3期（重水による触媒機能充填式蒸留塔の分離・流動特性を把握）、第4期（トリチウム模擬液による各種触媒機能充填物の分離特性と約1ヶ月間の連続運転による分離特性の経時変化を把握）を実施する。

分離技術の原理／事業の概要

＜分離技術の原理、特長＞

分離技術としては蒸留法となるが、以下の点を改良し分離性能およびエネルギー効率の向上を図る。

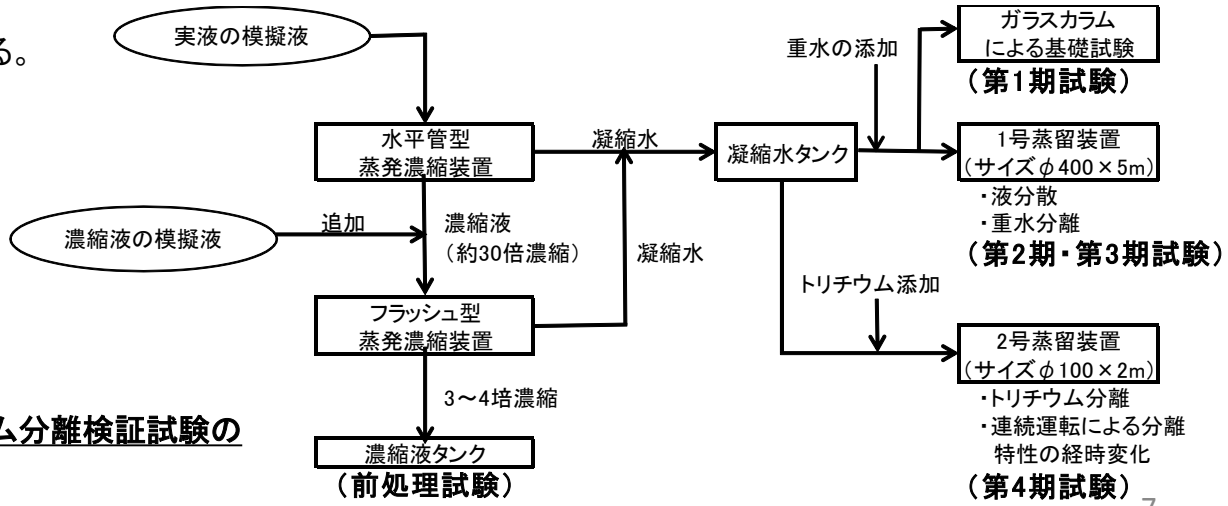
1）低温での真空蒸発によりトリチウムの分離係数を向上

2）触媒機能充填物の採用によりトリチウムの分離係数を向上

3）ヒートポンプの導入により、大量の熱を循環使用することで省エネルギー蒸留を達成

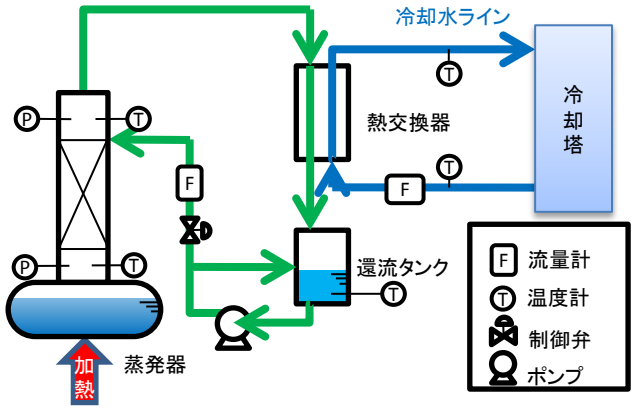
＜事業の概要＞

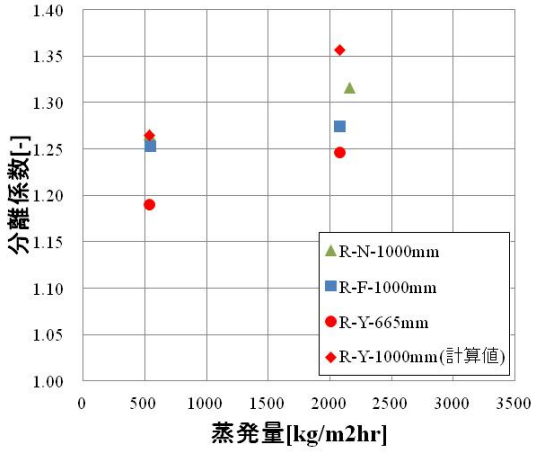
事業の概要について右図に概念図を記載する。



模擬液を使った前処理試験とトリチウム分離検証試験の処理工程の概念図

試験結果





上図の装置にて、種々の充填物でトリチウムの分離試験を実施。

結果として触媒機能（吸着効果）のあるゼオライトを担持した充填物（◆R-Y）が　最も分離係数が高いことを確認した。

R-N：ノーマルﾗｼﾋﾘﾝｸﾞ
R-F：F大ｾﾞｵﾗｲﾄ担持ﾗｼﾋﾘﾝｸﾞ
R-Y：Y大ｾﾞｵﾗｲﾄ担持ﾗｼﾋﾘﾝｸﾞ
＊後段の数字は各充填物の充填高さを示す

得られた成果

得られた試験結果から実機の試設計を実施。

＜設計条件＞

システム全体の分離係数	：	100
システム全体の分離比	：	102
一塔当りの分離係数	：	10（第二塔でDF：100を実現）
一塔当りの濃縮液量	：	1/10（濃縮液蒸留塔で1/100を実現）
温度	：	60℃
還流比	：	20
入力側のトリチウム水量および濃度	：	400m^3/日、4.2×10^{6}Bq/L
減損側のトリチウム水量および濃度	：	392m^3/日、4.2×10^{4}Bq/L
濃縮側のトリチウム水量および濃度	：	4m^3/日、4.2×10^{8}Bq/L
前処理濃縮液のトリチウム水量および濃度	：	4m^3/日、4.2×10^{6}Bq/L

＜試設計結果＞

充填層高さ	：	42m
塔口径	：	3.3m
1塔当りの処理量	：	20m^3/日
分離係数=100に要する塔数	：	2（1系列）
400m3/日に要する系列	：	20+2
単位動力	：	1,193kWh/t
実機施設規模	：	100m×150m＝15,000m^2
実機建設コスト（総額）	：	371億円
実機運転コスト（総額）（80万m^{3}処理の場合）	：	212億円
実機建設工期	：	37ヶ月

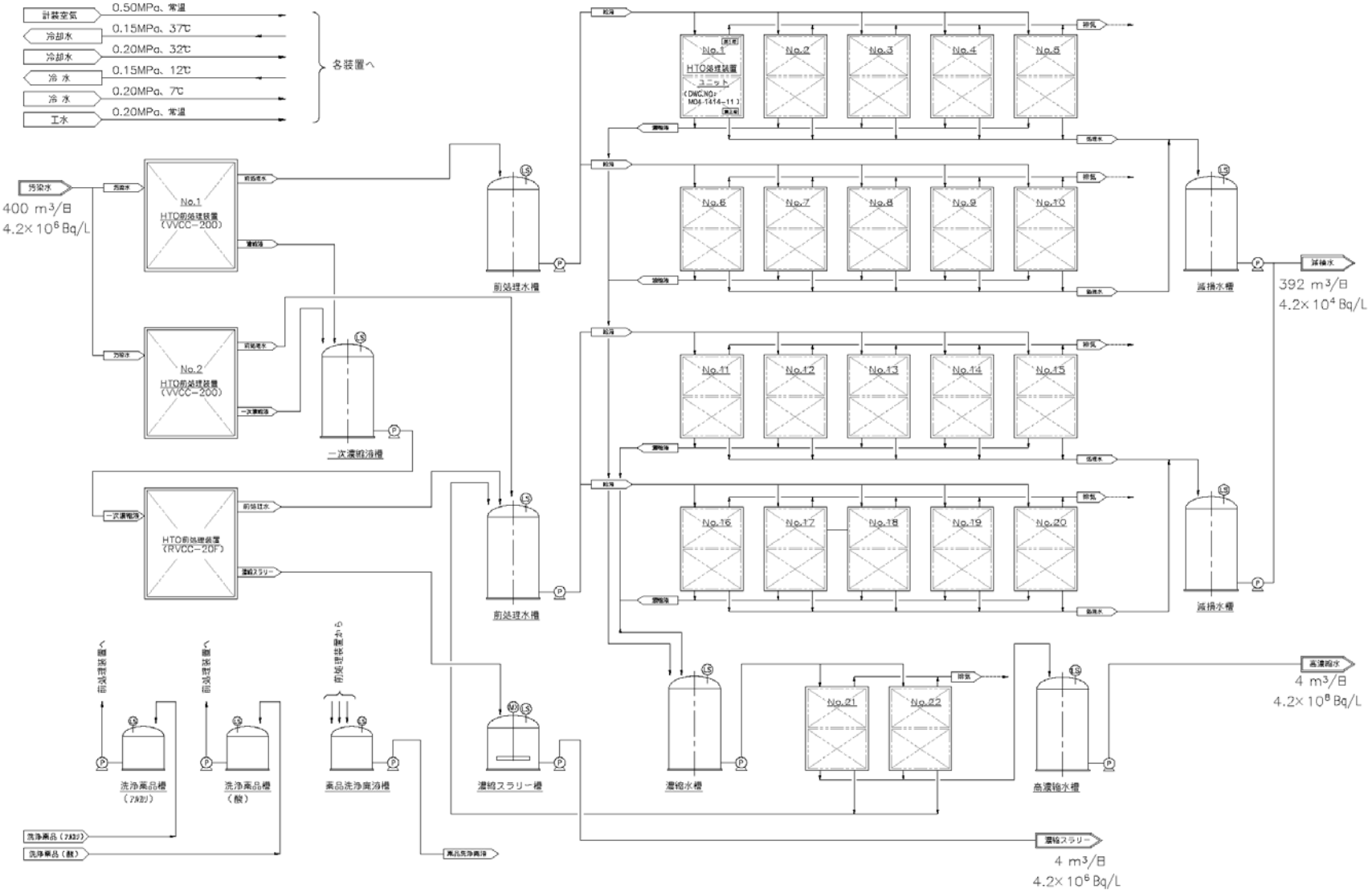
今後の課題／留意点

1）前処理濃縮水のさらなる減容積化の方法とその長期保管の実用的な要領の検討

2）高濃度トリチウム水のさらなる減容積化とその長期保管の実用的な要領の検討

実機適用の際のプロセスフロー図

機全体フロー図



Demonstration Project for Verification Tests of Tritium Separation Technologies (創イノベーション)

目的と目標

目的

本プロジェクトの目的は、新規自社開発技術である「二段階ガスハイドレート法」によって、トリチウムを低濃度含む大量の水からトリチウムを効率良く分離できることをラボスケールで実証することにある。

目標

- 本技術によって、トリチウム濃度が5×10^5 Bq/L以下の模擬処理水を分離係数100以上で分離できること。
- 本技術によって、分離濃縮後のトリチウム濃度を最終的に10^9 Bq/L以上にできる可能性があること。
- 本技術によって、400 m^3/日以上の処理能力をもつ実機プラントが構成できること。
- 本技術によって、無機塩濃度が350 mmol/L程度の模擬処理水のトリチウム分離が可能であること。

分離技術の原理／事業の概要

分離技術の原理、特長

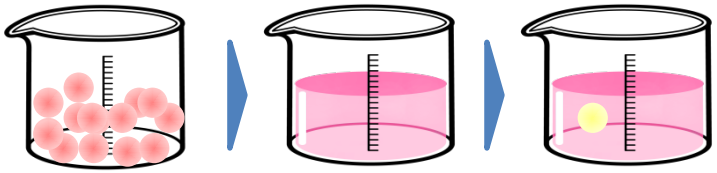
トリチウム水 (HTO) のみを構造中に含むガスハイドレート結晶を析出させ、固液分離によりトリチウムを分離することが原理的には可能である。

しかし、トリチウムが低濃度だと、HTO量が少ないので、析出する結晶が小さく、実際には分離は不可能である。

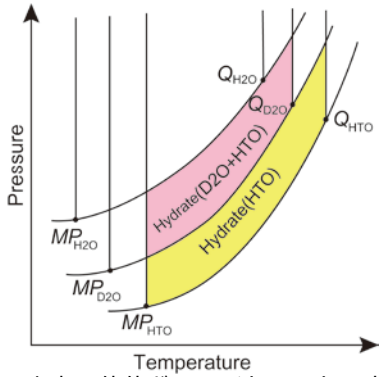
そこで重水 (D_2O) を添加し、HTOとD_2Oを含むガスハイドレート結晶を*T-P*図中の■領域で析出させ固液分離する (1段目の分離処理)。

析出結晶が小さく分離不能　　D_2Oで増量

次にこのハイドレート結晶を集積後、溶解した後、HTOを高濃度に含むガスハイドレート結晶を*T-P*図中の■領域で析出させ固液分離する (2段目の分離処理)。



結晶を集積　　結晶を溶解　　HTOを結晶化



水素同位体ガスハイドレートの安定領域。*MP*は氷点、*Q*は四重点。

試験の概要

- ラボスケール試験装置の設計・製造
- 擬似「処理水」に含まれる無機塩がガスハイドレート結晶化温度に与える効果の検討
- ゲスト分子となるガスの選定
- H_2O+D_2O+HTO系におけるトリチウム分離性能 (1段目分離処理：処理水のトリチウム濃度を低減する操作) の検討
- D_2O+HTO系におけるトリチウム分離性能 (2段目分離処理：分離したトリチウムをさらに濃縮する操作) の検討

試験結果

無機塩の影響

ガスハイドレート結晶の析出温度は、溶質の種類と圧力が一定であれば溶質分子数のみに依存し、次式に従う。

$$\Delta T\ [°C] = -1.6\ [°C mol/kg]/\text{ion conc. [mol/kg]}$$

軽水-プロパン系において総イオン濃度355 mmol/L、0.6 MPaの条件では、析出温度は5.5°Cから5.0 ° Cへ約0.5°C低下し、上式から得られる温度降下と良く一致した。

ガス（ゲスト分子）の選定

予備試験に使用してきたプロパンと比較して析出速度が大きく、常温、低圧でガスハイドレート結晶を析出させられるHFC-32 (CH_2F_2)+HFC134a (CH_2FCF_3) 混合系をゲストガスに選定し、以下の試験を行った。

H_2O+D_2O+HTO系トリチウム分離性能(1段目分離処理)

4.77×10^5 Bq/kgのトリチウムを含む水からトリチウムを分離除去し、トリチウム濃度を1.40×10^3 Bq/kgにすることに成功した。この分離係数は341であり、要求仕様を十分に満たしている。

D_2O+HTO系トリチウム分離性能(2段目分離処理)

3.11×10^6 Bq/kgのトリチウムを含む重水からガスハイドレート法によりトリチウムの分離を試みた。液相のトリチウム濃度は約1/7に低減できたが、ガスハイドレートに含まれるトリチウム濃度は、ほとんど増大しなかった。

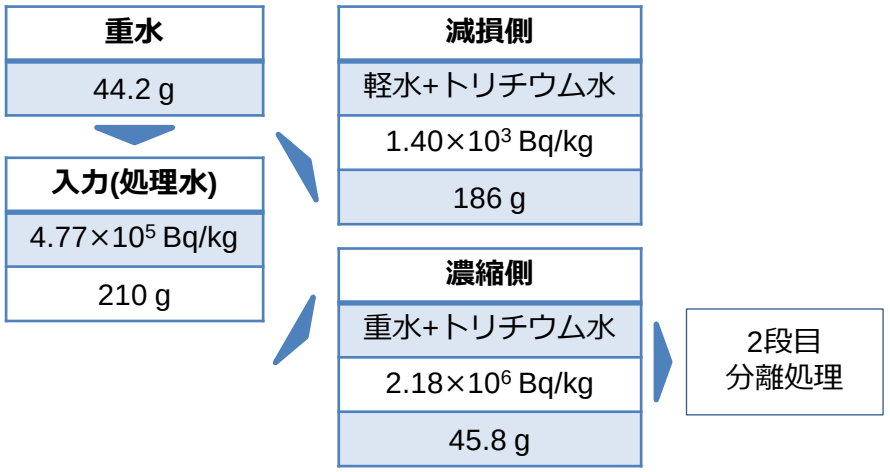
これは、トリチウムの絶対量が少ないため、重水を含まないガスハイドレート結晶を得ることができず、不純物として重水が含まれたことが原因である。従って、1 m³スケールのより大容量の試験による再検討が今後必要である。

得られた成果

低濃度トリチウム水のトリチウム分離に成功

反応容器容量 500mLのラボスケール試験装置による検討結果、1段目分離処理によってトリチウムを含む水からトリチウムを、分離係数最大341でトリチウム濃度を低減することに成功した。

本技術は福島第一原発処理水のフロントエンド処理技術としての要求仕様を十分に満たしている。



実機試算結果（400 m³/日規模、分離係数=分離比=341 ）

- 施設規模：2,160 m²×20 m
- 建設コスト：79億6千万円
- 運転コスト：62億円（80万m³処理の場合）
- 建設工期：18か月
- 二次廃棄物総量：モレキュラシーブ5,000Bq/m³×0.5m³

今後の課題／留意点

- 2段階ガスハイドレート法によるトリチウム分離処理のうち、2段目の分離処理性能については、今回の最小規模の試験装置では実証することが原理的に困難であった。より大型の装置による検証が今後必要である。
- パイロットプラントによる実証試験を行い、システムとしての完成度を充実させる必要がある。

目的と目標

【目的】
一般産業で用いられている晶析法を応用し、福島第一原子力発電所における多核種除去設備処理水（1F処理水）よりトリチウムを除去するための技術検証、および実機システム検討を行う。
【実証対象】
実機適用に向け、実機システムのうち、晶析により生成する氷の分離機構検討、氷分離後のトリチウム除去性能確認、および晶析時の運転条件がトリチウム分離性能に与える影響確認を実証対象とする。

分離技術の原理／事業の概要

【分離技術の原理】
水（H_2O）とトリチウム水（HTO）からなる系について、水とトリチウム水の凝固点差を利用して氷にトリチウムを取り込み、トリチウム濃度が上昇した氷を除去することで、液中のトリチウム濃度を低減する。

【事業の概要】
コールド試験およびホット試験の結果をシステム検討に反映する。
（1）コールド試験
重水素をモデル物質として、晶析時の運転条件がトリチウム分離性能に与える影響を予察し、ホット試験条件に反映する。
（2）ホット試験
トリチウム水を用いて、トリチウム除去性能を確認するとともに、晶析時の運転条件がトリチウム分離性能に与える影響を確認する。
（3）システム検討
各試験結果を反映し、実機に適用するためのシステム構成を検討する。

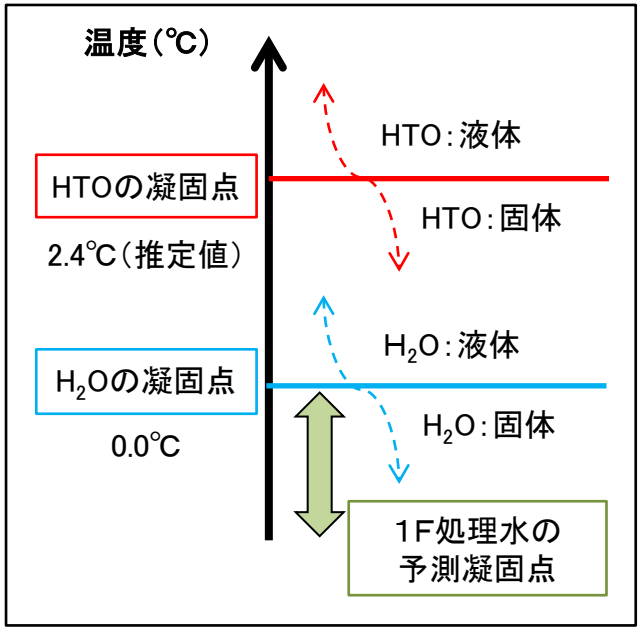


図1　水およびトリチウム水の凝固点と1F処理水の予測凝固点

試験結果

コールド試験結果で得られた重水分離性能からは、分離性能の晶析時温度への依存性はほとんどないと予察された。
ホット試験においてトリチウム分離性能の初期液濃度依存、晶析時の冷却温度依存を確認したところ、分離性能を向上させるのに有意な影響は確認されなかったが、トリチウム液中の氷滞在時間を長くとり、液中のトリチウムが氷側に移行するための反応時間を長くとるほど、分離性能が向上する傾向が確認された。

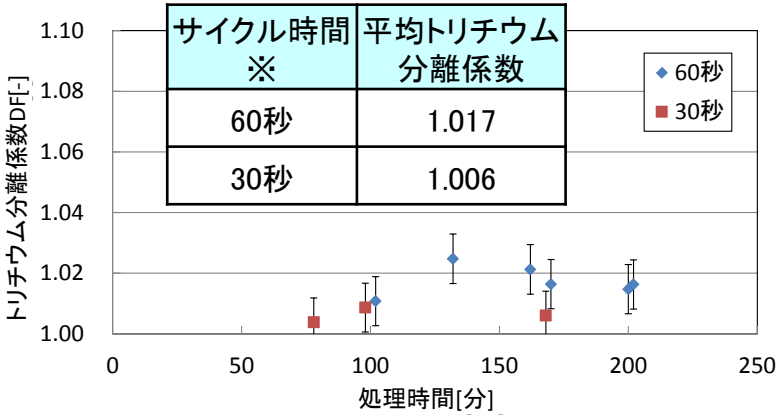


図2　トリチウム分離性能の氷滞在時間依存

※サイクル時間は、晶析により生成した氷と液が混在した液を、固液分離装置に供給する際の間隔を表す。サイクル時間が長いほど液中の氷滞在時間が長く確保される。

得られた成果

トリチウム液を用いた試験の結果、氷滞在時間を適切に設定することで、1段処理あたりのトリチウム分離比として、1．02を得る見込みを得た。
処理容量400m³／日、トリチウムの分離係数100以上を得るためのシステムとして、分離係数に余裕を持ち、トリチウム分離ユニット240段からなるシステム構成を検討した場合の入力側、減損側、濃縮側の状態・容量・トリチウム濃度を表1に示す。

表1　実機システムにおける状態・容量・トリチウム濃度

項目	状態	処理容量（m³／日）	トリチウム濃度（Bq／ml）
インプット	液体	400	4．20E＋03
トリチウム減損側	液体	388	3．62E＋01
トリチウム濃縮側	液体	12	1．39E＋05

本技術を適用した実機システムにおける二次廃棄物としては、氷生成機構にて氷を掻き取るスクレイパ刃が1年　あたり約17m³発生する見込みとなる。

実機（1日400m³処理）の性能とコストの推定値
分離係数　：116　　実機建設コスト（総額）：　6,000億円
分離比　：120　　実機運転コスト（総額）：　73億円
実機施設規模　：280,000m²　　（80万m³処理の場合）

今後の課題／留意点

試験にて確認されたトリチウム除去性能では、実機適用に当たり必要段数が多大となるため、トリチウム分離性能の向上を目的とした最適運転条件の検討、スケールアップによる影響確認が今後の課題となる。また、実機システムは氷生成機構と氷溶解機構を含むため、効率的な熱利用システムの検討が必要となる。

目的と目標

＊目的 ： 3室型の電気分解装置を用いた新しい技術（Advanced Detritiation Method – 先進脱トリチウム法（AD法））によるトリチウム分離法が多核種除去装置処理水からのトリチウム分離に適用可能であるか、この技術を用いたカスケードシステムの性能の技術的検証試験をラボスケールで行い、さらには、400㎥／dayの処理能力を持つ実用機への拡張について検討する。

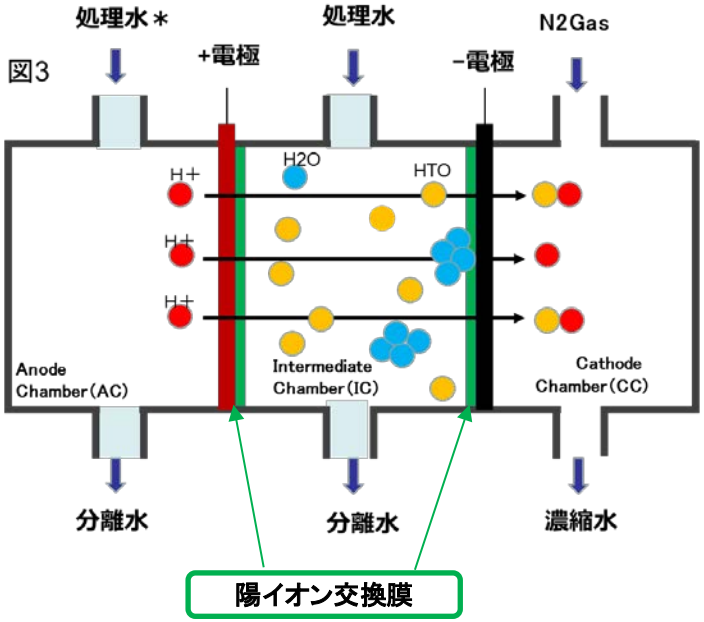
＊目標 ： ラボスケールでの試験でトリチウムの抽出・濃縮、分離に係るデータを取得し単体セルによる分離係数1.3以上、カスケードシステムによる分離係数100以上を得られることを検証する。また、カスケード段数の最適化を検討し、実用機拡張の場合のシステム構成とそのコスト見積もりを提示する。

分離技術の原理／事業の概要

＊原理 ：通常の軽水分子は大変大きなクラスターを形成し、その一方でトリチウム水分子は基本的にクラスターを形成せずに単独で存在するものと考えられ、この分子の大きさの違いによりH^+イオンによる担送に差が発生することが期待できる。
分離セルの基本的な構成は、トリチウム水を抽出・濃縮するためのカソード室と、汚染水を入れてトリチウム減弱を行うための中間室、トリチウム水を担送するH^+を発生させるためのアノード室から成る。各セルの間は陽イオン交換膜で遮り、アノード室側に電解用陽極、カソード室側に電解用陰極を備える。電解によってアノード室中の純水から発生したH^+イオンが陽イオン交換膜を通過してイオン交換樹脂を充填してある中間室に入り、陰極に引かれて移動する際に、クラスターを形成していないトリチウム水を優先的に担送し、陽イオン交換膜を介してカソード室へ抽出されることで、中間室内汚染水のトリチウム減弱、カソード室へのトリチウム濃縮が生じる。

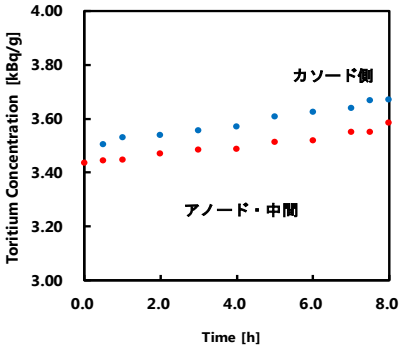
＊事業の概要 ： 単体セルによるカソード室へのトリチウム抽出・濃縮、中間室のトリチウム減弱を重水を用いたラボスケールの試験によって原理的検証を行なった後、トリチウムを用いたラボスケール試験でトリチウム抽出・濃縮率および、中間室のトリチウム減弱率を確認・評価し、カスケードシステムによる実験で、分離係数100以上を得られることを検証する。

図3



試験結果

重水を用いた試験、トリチウムを用いた試験で、アノード室から中間室への純水の流入、中間室からアノード室へのトリチウムの漏出が見られ、結果として、汚染水量を増大させてしまうことが判明したこと、また、カソード室への抽出・濃縮率が想定した濃縮度に比べて小さいことから、実施計画を変更し、アノード室と中間室に同濃度のトリチウム水を流し、また、並列に置いた電解セルの電極電流を変化させて、目標とする抽出・濃縮度を得られるかの原理的検証試験を行うことにした。アノード室・中間室のトリチウム濃度を同じにした試験では、カソード室へは、ある程度のトリチウムの抽出・濃縮（下図）が見られたが、目標を大きく下回る結果となった。電解によってガス化した水素および酸素を放出してしまったために、中間室のH_2O量が減少し、中間室のトリチウム濃度は増大する結果となった。
単体セルを用いたこれらの試験結果から、カスケードシステムの検証試験は中止として、
単体セルの分離性能の評価を行うにとどめた。



得られた成果

アノード室・中間室の同濃度のトリチウム水を流した場合の実験データからは、分離係数は1以下となった。これは中間室のH_2O量が電気分解によるガス化で減少したために濃縮が生じていることが原因であると考えられるので、ガス化したH_2Oをすべて復水して中間室に戻したと想定して補正を加えると、その補正分離係数は1.015と1.021となり、カソード室へのトリチウム分離が生じていると評価することができた。

	カソード室濃縮係数	分離係数	補正分離係数
MS6004	1.045	0.957	1.015
MS6005	1.050	0.952	1.021

分離係数1.015の電解槽をカスケードとして実機に求められる分離係数100にするには、直列にした場合で、分離セルが310台必要であり、処理能力400m^3／日を達成するには次の規模の施設となるため、実現は難しい。

＊直列に310台で8時間で775g処理できる。
＊1台で1日に2325g（773gX3サイクル）処理できる。
＊1日400トン処理するには172千系統必要。
＊分離セルの数にして約5330万台必要。
＊1台あたりの消費量電力を225Whとすると、約287.2百万kWh必要。

上記の評価は今回の実験結果によるものであるが、左記のような実験系の課題があるため、実験系の更なる適正化、及び、機構・構造の更なる検討を行った上での試験によって、より厳密な性能評価を実施しなければ、当該技術がトリチウム分離技術として有効であるか、十分な評価は難しいことが判った。

実機（1日400m^{3}処理）の性能とコストの推定値
分離係数　：100
実機建設コスト（総額）：　18兆円
実機運転コスト（総額）：4,080億円
（80万m^{3}処理の場合）

今後の課題／留意点

＊今後の課題：電極の面積・電極間距離・印加電圧・電流、イオン交換膜の種類・仕様、電解による発生ガス量の把握と復水機構の導入、各セル間の圧力差による水のセル間移動状況の把握・抑制、各セルの水流量、等の各種パラメータによる分離係数およびカソード室への濃縮率への影響を評価できる試験を行い、トリチウム分離技術としての原理的成立性の検証と分離性能の向上を検討し、試験データとして確証する必要が有る。

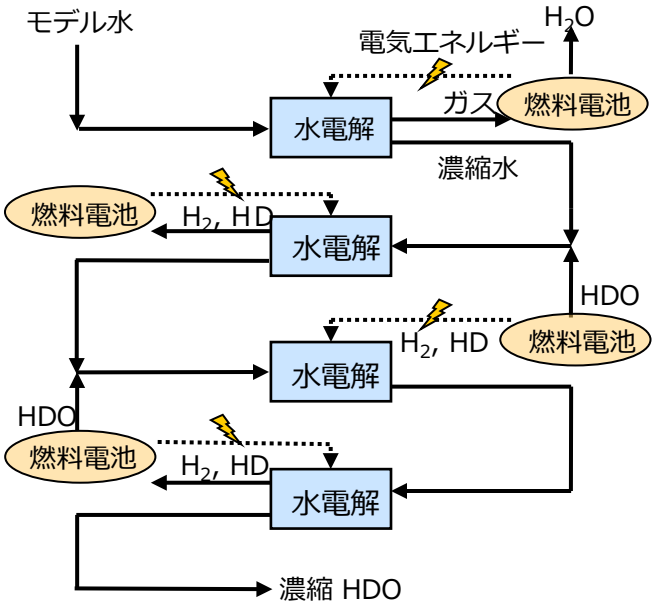
＊留意点：当該分離技術は、そのトリチウム分離性能、装置製造（建設）コストの上から、更なる改良が行われた後に改めて検証・評価する余地は有るが、現時点に於いては実用機拡張を検討できる段階にないと判断せざるを得ないことに留意しなければならない。

目的と目標

福島汚染水処理の問題は、依然としてトリチウム除去技術が確立されないことである。水電解は高い分離係数を有する分離方法として知られているが、汚染水処理には膨大な電力消費量が必要となる。そこで本事業では、従来の水電解法に燃料電池を組み合わせた省エネ型の電解再結合法を提案し、福島汚染水処理対策の実機開発に向け、１）水電解と燃料電池の相乗効果による高効率な分離実証、２）水電解法単独よりも低い電力消費量による分離実証、の2点を目標とする。

分離技術の原理／事業の概要

- Electrolytic Recombined Method -



＊モデル水として重水を使うため、トリチウムの場合への外挿の妥当性調査・検討を行う

分離技術の原理：

質量数が小さくなることで、イオンからガスに変わる電極反応速度に差が生じることを利用。

$2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2$
$2D^+ + 2e^- \rightarrow D_2$
$2T^+ + 2e^- \rightarrow T_2$

軽い元素ほど反応が速い
（ガス中はトリチウムが希薄）

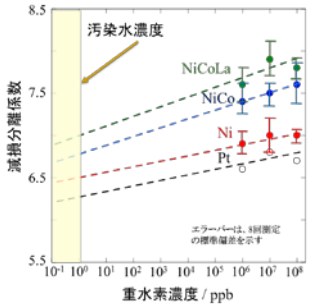
燃料電池を組合わせた電解カスケード方式により、水素エネルギーの有効利用を図り、水素同位体が希釈された廃液水を取り出す。

事業概要：

各試験項目を中心に重水素減損分離係数を測定する。

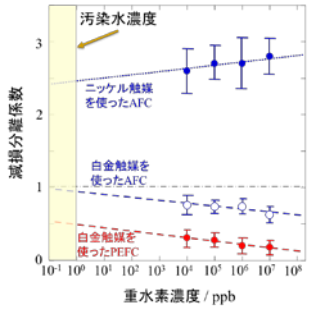
A 水電解試験：電極材料や濃度依存性の検討
B 燃料電池試験：電池の種類や濃度依存性の検討
C カスケードシステム試験：1ユニットの実証や消費電力量の検討

試験結果



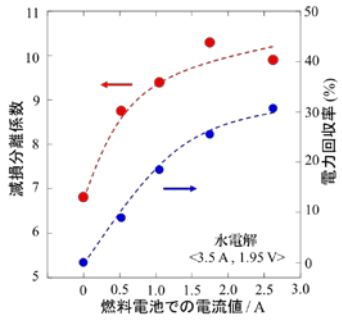
<A 水電解試験>

モデル水と量子計算の結果から、Ni電極を汚染水に適用すると減損分離係数が約6.5と推定され、Ni合金では、より大きな減損効果が得られた。



<B 燃料電池試験>

Ni触媒を使ったアルカリ型燃料電池では、汚染水に適用すると減損分離係数が約2.5と推定された。一方、Pt触媒を使った燃料電池では、生成水に水素同位体の濃縮効果が確認された。



<C カスケード試験>

水電解とアルカリ型燃料電池を組合せることで、減損分離係数は約10となった。また、水電解単独と比較しても、約30%程度低い消費電力量で同位体分離が行えることが確認できた。

得られた成果

各実証試験結果から得られた成果をもとに、量子計算によるトリチウムへの分離係数補正を行い、実際の汚染水に本希薄プロセスを適用した場合、下記の結果が得られた。

入力側のトリチウム水量	400 m^3
入力側のトリチウム濃度	4.20 x 10^6 BqL^{-1}
減損側の容量	320 m^3 (液体)
減損側のトリチウム濃度	3.98 x 10^4 BqL^{-1}
濃縮側の容量	80.0 m^3 (液体)
濃縮側のトリチウム濃度	1.97 x 10^7 BqL^{-1}
減損分離係数	105
二次廃棄物の種類等	―

＊上記の数値は、アルカリ型水電解とアルカリ型燃料電池を2段組み合わせた場合の試算結果である。

実機（1日400m^3処理）の性能とコストの推定値

分離係数	:105.6	実機建設コスト（総額）:	795億円
分離比	:131.9	実機運転コスト（総額）:	911億円
実機施設規模	:35,132m^2	（80万m^3処理の場合）	

今後の課題／留意点

実機に向けた課題として、本システムでは膨大に発生するアルカリ溶液の中和処理や耐腐食性材料を検討する必要がある。今回はモデル水として重水素を用いたため、今後は実際に希薄トリチウム汚染水を使い、各種燃料電池での減損分離係数の検証を行うことも、今後の課題である。