

トリチウム水の分離

2021年7月10日

山田知純

1. トリチウム問題

1.1 福島原発におけるトリチウム存在量

- 事故当時 1 ～ 3 号機トリチウム存在量

3,4 0 0 兆ベクレル

参考：事故による流出 1 0 0 ～ 5 0 0 兆ベクレル

- 2 0 2 1 年／4 月現在の保管量

8 6 0 兆から 1,0 0 0 兆ベクレル

1 2 5 万トン

7 0 万ベクレル／L

原発事故以前の日本全体の原子力発電所から排出されていた
トリチウム量

3 8 0 兆ベクレル／年

福島原発の排出管理基準

2 2 兆ベクレル／年（実排出量は 2 兆ベクレル／年）

註1）トリチウム水タスクフォースについて（資料4－3、資料2－2）

1.2 トリチウム水の処理

- 1. 濃縮(高濃度生成物の貯蔵もしくは固定化及び低濃度生成物の放出)
- 2. 固定化
- 3. 放出

トリチウム水タスクフォースの概要（比較のための条件）

◇ 各処分方法を比較するための統一条件として、以下の条件を設定した。（実際の処分条件を意図するものではない）

【比較評価のための条件設定】

- 処分量：80万 m^3
比較実施時におけるタンク総貯蔵量を設定。
- 処分速度：400 m^3 ／日
比較実施時における汚染水増加量 $\leq$ 処分速度となるよう設定。
- 処分時のトリチウム濃度：告示濃度以下
被ばく影響を統一するため、各選択肢に適用される告示濃度上限で処分するものとした。
 - ・トリチウムのみで告示濃度とすると規制に適合しないが、比較のための条件として設定とする。
 - ・告示濃度は水蒸気の状態（空气中）で5Bq/L、水素ガスの状態（空气中）で70,000Bq/L、水中の濃度で60,000Bq/Lである。
- 原水のトリチウム濃度：420万Bq/Lまたは50万Bq/L
貯留水中のトリチウム濃度は、2011年9月～2013年10月におけるトリチウム濃度の上限値、下限値を採用。
 - ・タンク貯留水中のトリチウム濃度は徐々に低減しているため、貯蔵時期によって異なる。

【評価ケース】

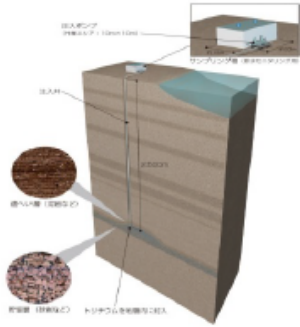
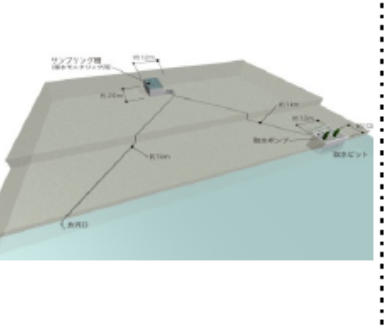
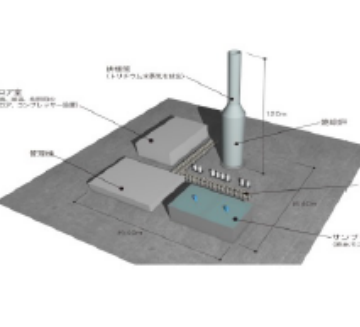
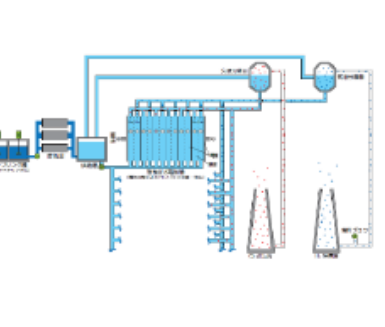
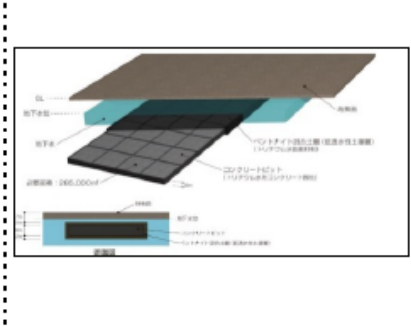
- ① 原水濃度420万Bq/L、原水量80万 m^3 の場合
- ② 原水濃度50万Bq/L、原水量80万 m^3 の場合
- ③ 原水濃度420万Bq/L、原水量40万 m^3 の場合
- ④ 原水濃度50万Bq/L、原水量40万 m^3 の場合
- ⑤ ③ + ④の場合

註2）タスクフォースについて
2019.8.9 資料4-3

トリチウム水タスクフォースにおける処分方法の技術的評価について

◇ 制約となりうる条件（期間、コスト、規模、2次廃棄物、作業員被ばく等）

表 トリチウム水タスクフォースの基本要件の制約条件の評価について（ケース⑤の場合）

処分方法	① 地層注入の例	② 海洋放出の例	③ 水蒸気放出の例	④ 水素放出の例	⑤ 地下埋設の例
イメージ図	 ※希釈なし	 ※希釈あり	 ※希釈なし	 ※希釈なし	 ※地下水位より深い位置
期間	104 + 20nヶ月 912ヶ月（監視）	91ヶ月	120ヶ月	106ヶ月	98ヶ月 912ヶ月（監視）
コスト	180 + 6.5 n 億円 + 監視	34億円	349億円	1,000億円	2,431億円
規模	380m ³	400m ³	2000m ³	2,000m ³	285,000m ³
2次廃棄物	特になし	特になし	処理水の成分によっては、 焼却灰が発生する可能性あり。	2次廃棄物として残渣が発生 する可能性あり。	特になし
作業員被ばく	特段の留意事項なし	特段の留意事項なし	排気塔高さを十分にとるため、 特段の留意事項はない。	排気塔高さを十分にとるため、 特段の留意事項はない。	埋設時にカバー等の設置による 作業員の被ばく抑制が必要。
その他	適切な土地が見つからない場合、 調査機関・費用が増加。	取水ピットと放流口の間を岸壁等 で囲仕切る場合には費用が増加。	降水条件によっては放出の停止の 可能性があり、多少期間が伸びる 可能性あり。	降水条件によっては放出の停止の 可能性があり、多少期間が伸びる 可能性あり。	多くのコンクリート、ペントナイトが 必要。残土が発生する。

トリチウム(水)分離技術の評価

除去設備等処理水の取り扱いに関する小委員会

2020年8月

トリチウム水タスクフォースにおけるトリチウム分離技術の評価について

- 工業的に利用されてきた技術は①水蒸留法、②水素蒸留法、③同位体交換法、④電解法、あるいはこれらの組み合わせ。
- このほか、実用規模での処理には不向きであるが、熱拡散法、ガスクロマトグラフ法、レーザー法等がある。
- 分離実証事業では工業的に利用されてきた技術の実プラント規模での分離性能・コスト等の評価を行ったほか、研究室段階の技術(晶析法、電解法を利用した技術計4件)について、実機適応や分離性能等について評価。
- いずれの技術も実プラント規模に向けては様々な課題があり、直ちに実用化できる段階にある技術は確認されなかった。

福島事故処理のトリチウム水タスクフォースでは、上記のようにトリチウム水の分離は直ちに実用化できるものではない、としている。

1.3 放出における問題点

1.3.1 トリチウムの人体への影響

- トリチウムから出るのはベータ線（電子）と反電子ニュートリノ
- 半減期 12.32 年
- エネルギー 5.7 keV(セシウムベータ線 5,120 keV)
- 体内での飛程 0.01 m m
- 体内半減期 水の場合 10日
有機物の場合 200日～1,000 日
- 人体への影響は極めて小さいと考えられている
- 染色体異常を起こすという報告もある

飲料水の上限濃度 日本 60,000ベクレル／L

W H O 10,000

E U 100

1.3.2 福島産食品輸入規制の状況



福島県産食品の輸入規制の状況

1 福島県産食品の輸入規制をしている国・地域(15)

福島県産食品の広い品目で輸入停止している国・地域(4)

中国、香港、台湾、マカオ

福島県産食品の一部を輸入停止している国・地域(2)

韓国、アメリカ

検査証明書の添付等により、食品の輸入を認めている国・地域(9)

インドネシア、仏領ポリネシア、EU及び英国(※)、アイスランド、ノルウェー、
スイス、リヒテンシュタイン、ロシア、シンガポール

※ EU及び英国は農林水産省資料と同様に1地域として記載

2 輸入規制を解除した国・地域(39)

カナダ、ミャンマー、セルビア、チリ、メキシコ、ペルー、ギニア、ニュージーランド、コロンビア、
マレーシア、エクアドル、ベトナム、イラク、豪州、タイ、ボリビア、インド、クウェート、ネパール、
イラン、モーリシャス、カタール、ウクライナ、パキスタン、サウジアラビア、アルゼンチン、トルコ、
ニューカレドニア、ブラジル、オマーン、バーレーン、コンゴ民主共和国、ブルネイ、フィリピン、
モロッコ、エジプト、アラブ首長国連邦、レバノン、イスラエル

令和3年1月29日現在

農林水産省資料「諸外国・地域の規制措置」より抜粋し、福島県農産物流通課が作成

註3-1) 韓国では福島を含む東北8県からの輸入規制

註3-2) 日本国内でも15%の人々が心配、買わない、という結果が出ている。

2. トリチウム水の分離濃縮

トリチウム水の分離方法としては以下の方法がこれまで考えられてきた。

1. 水－トリチウム水蒸留法
2. 電解／水素－トリチウム蒸留
3. 電解／同位体交換
4. 吸着・脱着法
5. 氷結晶法
6. 多孔質フィルター法

1, 2, 3 はトリチウム水濃度が比較的高く、比較的少量の場合、実用化されている。

4, 5 は実験室段階である。4は有望のように思われる。

そのほかにも無数と言えるほどの処理法が経産省検証事業で提案されている。

3. 電気分解・同位体交換(CECE)法

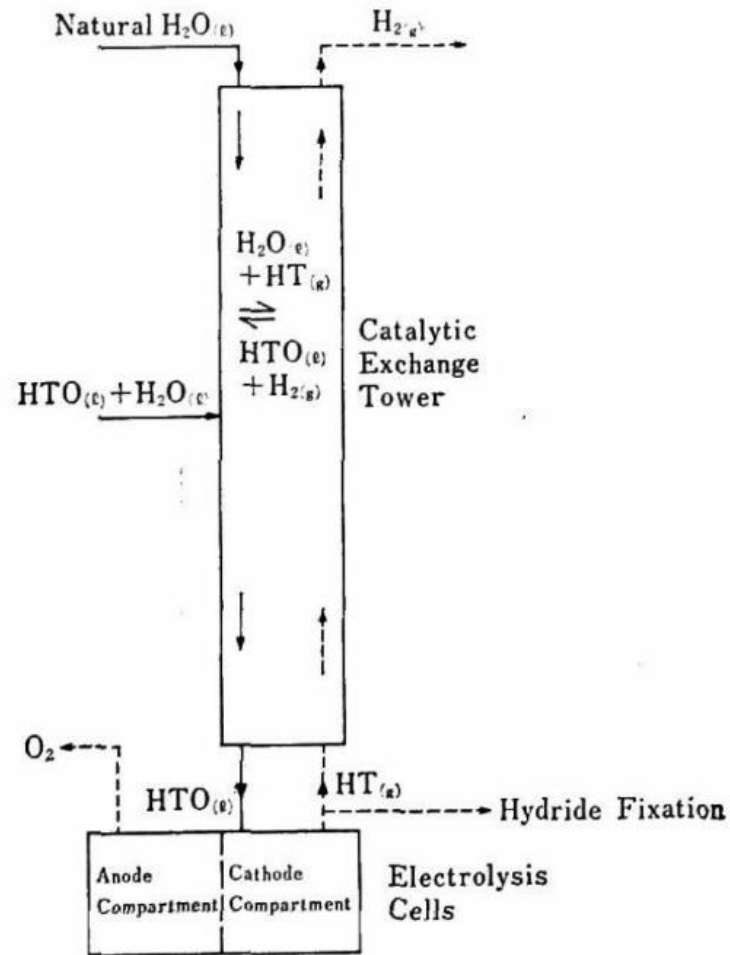


Fig. 3 Tritium Separation Process Using Combined System of $H_{2(g)} + HTO_{(l)}$ Chemical Exchange and Electrolysis.

CECE法の概念図をFig3に示す。(註4)

- 1) トリチウム汚染水を吸収塔中断にフィードする。この液は吸収塔を下がりながら、HTOを吸収し、HTO濃度が高くなる。
- 2) HTO濃度の高くなった汚染水は電解槽に入り、全量電解される。
- 3) HT, H₂ 混合気体は吸収塔を上り HTはH₂Oと同位体交換を行ってHTOとなる。HTOは下降液に吸収され、蒸留塔トップでは殆どH₂のみとなる。
- 4) 蒸留塔最下部では気相中のHT濃度が最もおおきくなる。これが濃縮汚染水である。
- 5) 蒸留塔トップからの水素は
 - a.電解質からのO₂と燃焼させて発電する
 - b.売却
 - c.放出などのオプションがある。

同位体交換法のメリット、検討課題

メリット

トリチウム水HTO分離(caseB)に比べて、分離度ははるかに大きい。
トリチウムHT分離(caseC)は深冷に依らなければならないが、同位体分離は常温で出来る。

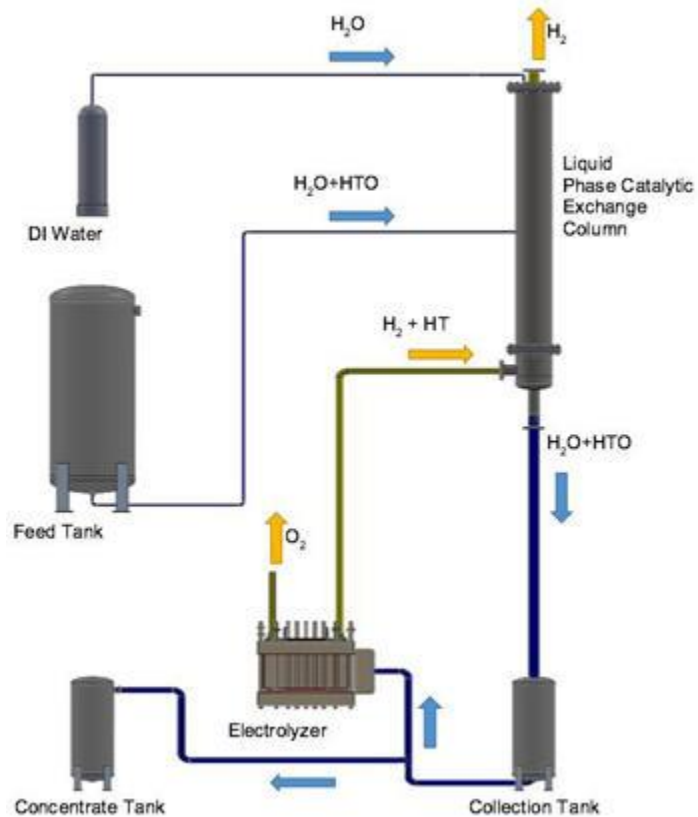
	caseA	caseB	caseC
T [°C]	x HTO/yHT	x HTO/yHTO	x HT/yHT
-254.15			2.35
-249.15			1.78
20	6.49	1.095	
60	4.96	1.056	
80	4.39	1.040	
100	3.93	1.029	

x 液相モル分率
y 気相モル分率
表の値は、x、y が充分 1 より小さいとき

検討課題

$HT + H_2O \rightleftharpoons H_2 + HTO$
の同位体交換反応は遅く触媒が必要である。水に強い触媒が開発されていると言うが、まだ不安定のようなのである。

註 7) データ：トリチウム分離に係わる工業技術



Kurion に寄る見積額

全処理量 80万 m^3

処理速度 400 m^3/D

汚染水の濃縮度 1/3000

全設備費 1,000億円

全運転費 1,270億円（人件費込み）

電力費 16.5円/kW

人件費 4万円/D

註5）トリチウム分離技術検証試験事業事業概要（経済産業省2014/4/19）

註6）モジュール型トリチウム分離システム（Veolia.com）
Veoliaは2016,Kurionを併合した。

コメント

1. 電気分解する水の量は 汚染水 + DI water
電解量は、電気分解・水素蒸留法に比べて多くなる。
2. 常温・常圧で分離できるので、この経費は電気分解・水素蒸留法に比べてコストダウンできると思われる。

4. 蒸留法

蒸留は充分確立されたプロセスであるが、 H_2O と HTO の相対揮発度は、下表に見るよう
に 1.1以下であり、蒸留による分離はかなり困難ではある。
しかし、不可能ではない。

T(°C)	25	60	80	100	120	150
P(H_2O)(kPa)	3.1762	19.916	47.34	101.325	198.5	476.1
P(HTO)(kPa)	2.89	18.87	45.50	98.50	195.2*	472.9*
P(H_2O)/P(HTO)	1.095	1.056	1.04	1.029	1.017	1.007

註7) データ：トリチウム分離に係わる工業技術
*アントワン式による推定値

4.1 前提条件

1. 処理量 1 5 0 万 トン
2. 処理時間 1 0 年間
3. 原水濃度 1 0 0 万 ベクレル／L
4. 放出水濃度 1, 0 0 0 ベクレル／L (WHO基準 1 万ベクレル／L の 1／1 0)
5. 貯蔵水濃度 1 0 億 ベクレル／L

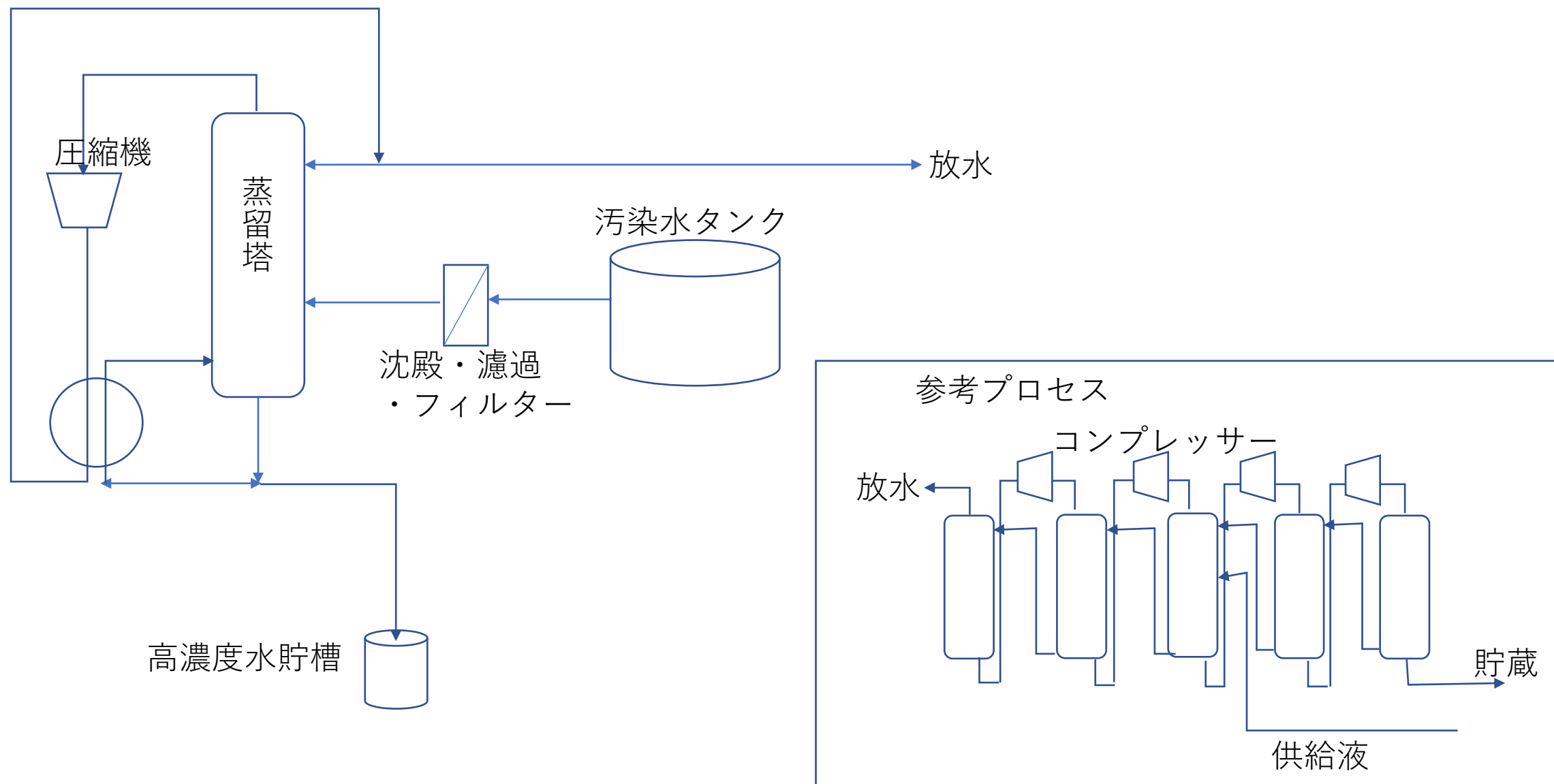
以上の前提から

処理量速度	2 0 トン／h (1, 1 1 1 kmol/h)			
原水HTOモル分率	$x_2 = 1.6 7 4 \times 1 0^{-1 1}$			
放出水HTOモル分率	$x_2 = 1.6 7 4 \times 1 0^{-1 4}$			(塔頂)
貯蔵水HTOモル分率	$x_2 = 1.6 7 4 \times 1 0^{-8}$			(塔底)
貯蔵水量	1, 5 0 0 トン			

Tritium drinking water limits by country[35]

Country	Tritium limit (Bq/l)
Australia	76,103
Japan	60,000
Finland	100
World Health Organization	10,000
Switzerland	10,000
Russia	7,700
Canada (Ontario)	7,000
United States	740

4.2 プロセス概要



4.3 蒸留塔

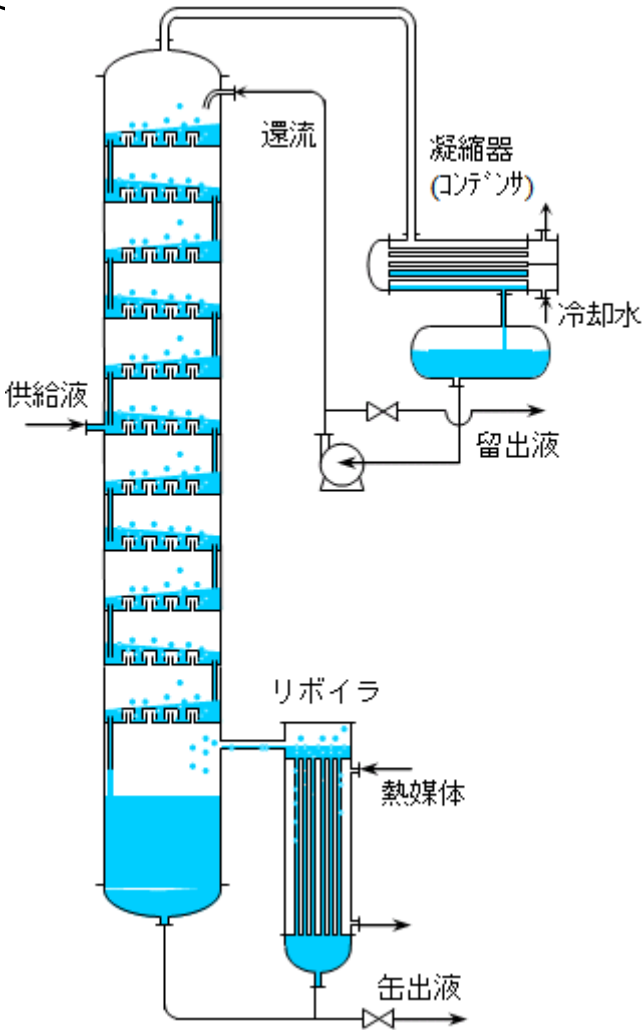
理論段数は概略下式（Fenske式）で求められる。

$$n_{th} = \frac{\ln \frac{1-x_D}{x_D} \frac{x_W}{1-x_W}}{\ln \alpha} \cong \frac{\ln \frac{x_W}{x_D}}{\ln \alpha}$$

- x_D 塔頂濃度（放出水濃度）
- x_W 塔底濃度（貯蔵水濃度）
- α 分離度（相対揮発度）
- n_{th} 蒸留塔最小理論段数

最小理論段数 n_{th} は数百であり、且つ最小理論還流比 Rm は10以上になる。
実還流比を、最小理論還流量の1.5倍、1.2倍にしたときの概略段数を求めると
下記のようなになる（Gillilandの相関）。

α	n_{th}	Rm	n (段数)	
			$R/Rm=1.5$	$R/Rm=1.2$
1.095	152	10.5	246	305
1.056	254	17.8	410	509
1.040	352	25.0	568	705
1.029	483	34.5	780	967



塔内圧力を考慮して、塔高、塔断面積、総重量を求めると、以下のようになる。

塔頂圧	KPa	3	5	10	10
塔底圧	KPa	123.9	203.9	212.680	150
還流比		45	45	45	60
段効率	%	70	70	70	70
段数 n	段	714	805	1,152	767
塔高 H	m	214	241	346	230
総断面積 S	m ²	1,363	1,086	781	1,035
総重量	トン	46,200	41,600	42,600	37,700
コスト	億	462	416	426	377

蒸留塔計算条件

トレイ シーブトレイ

段間隔 0.3 m

堰高さ 25 mm

開口率 10 %

板厚条件

塔径 3 m、塔高 50～70m、進行条件では 3 m毎に補強リング、板厚減圧下25mm,常圧15mm

総重量

周囲×塔高×板厚×SS密度×本数×1.2

コスト 百万／トン

4.4 コンプレッサー

条件(case4) 初圧 10.0kPa
最終圧 198.6kPa(120℃)
3 段圧縮
流量 18,504 mol/s (還流比60)

		初段	第一段 圧縮後	冷却	第二段 圧縮後	冷却	第三段 圧縮後	合計
圧力	kPa	10	27.08	27.08	73.33	73.33	198.6	
温度	℃	45.83	133.4	66.8	160	91.2	189	
圧縮動力	kJ/mol		3.98		3.18		3.34	10.5
冷却量				2.31		2.43		4.74

理論動力	195,000 kW
動力 (効率70%)	278,600 kW
年間	2,229 10 ⁶ kWh
年間動力費	22,288 百万
1 0 年間	2,229 億
コンプレッサー設備費140百万／1000 kW	
	39004 百万
	390 億

参考 スチームで加熱した場合
スチーム費(3 千円/トン)
2,700 億

4.5 熱交換器

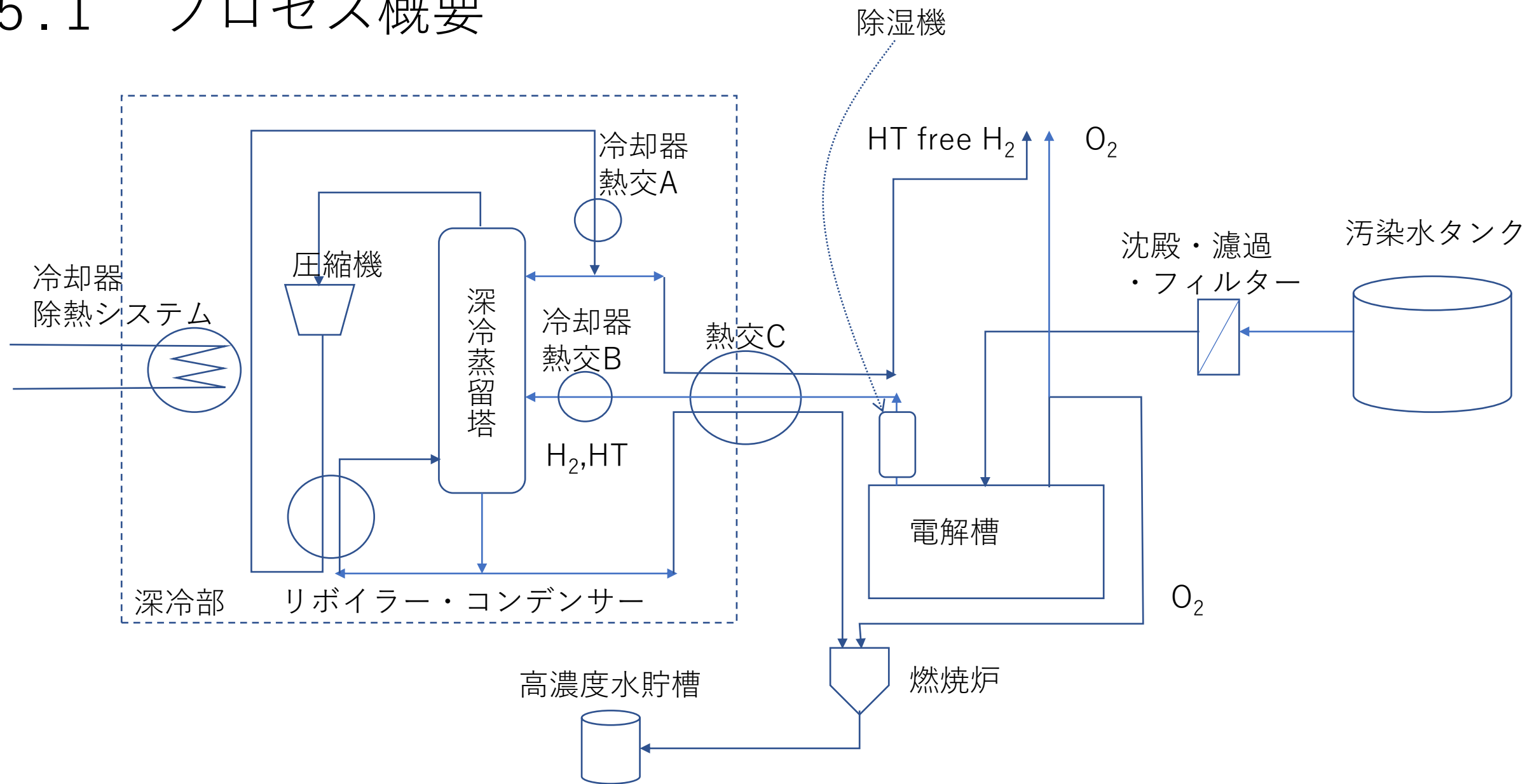
熱交換容量	810,000 kW
熱交換器 温度差	8.7 °C
総括伝熱係数	2,000 W/m ² K
伝熱面積	47,000 m ²
設備費 (50千円/m ²)	24 億

4.6 総コスト

主要設備費	791 億
全設備費	2,640 億
運転費／10年	2,500 億(電力費 + α)
合計	5,160 億

5. 電解水素蒸留法

5.1 プロセス概要



5.2 設計条件と機器使用

前提条件は8.1に同じ

電解槽	能力	1111.11 kmol-H ₂ O/h =24,889 m ³ n/h	
	電力原単位	4.5 kWh/m ³ n	
	電力	112,000 kW	
	電解槽コスト（工事費含み 82千円／kW）		92億

参考資料註8）水電解法による水素製造とそのコスト、水素エネルギーシステムvol33,no1,p19(2008)
条件

電解槽建設費 500 ユーロ/kW（740 \$ / kW）

プラント能力 60,000 Nm³ / h

電力原単位 4.5 kWh / Nm³

金利 6 %

運転及びメンテナンスコスト 建設費の3% / 年

電力コスト 0.0395 ユーロ/kWh（0.05846 \$ / kWh）

（仏の産業用電力価格）

水素製造コスト 2.42 ユーロ/kg H₂

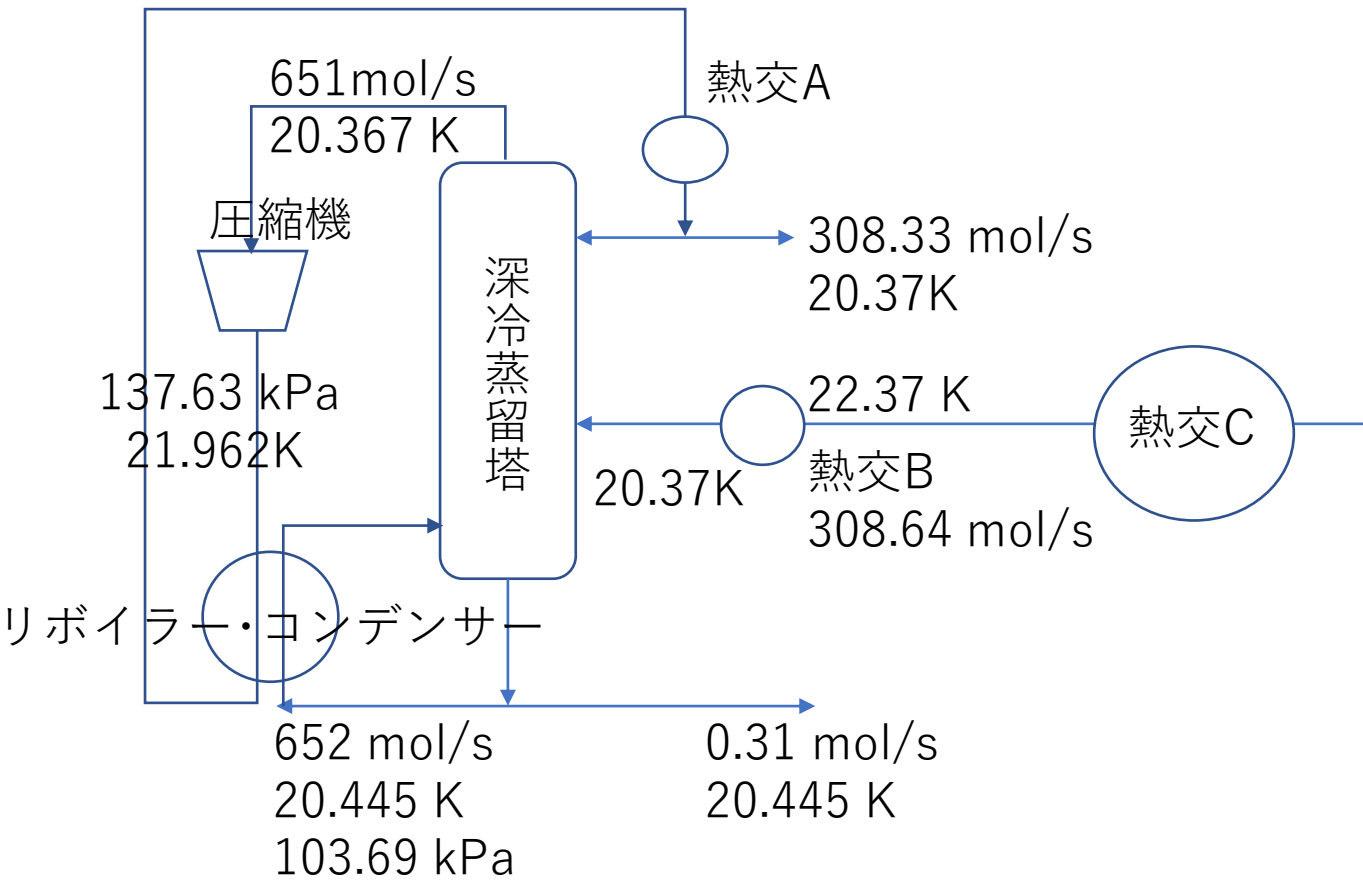
（0.218 ユーロ/Nm³ = 0.323 \$ / Nm³）

（1 ユーロ=1.48 \$ として換算）

5.3 トリチウム水素（HT）蒸留塔の概要

深冷蒸留塔	運転温度	大気圧
	運転温度	20.4K
	シーブトレイ型多段蒸留塔	
	堰高さ	25 mm
	開口率	10 %
	還流比	1.15
	塔効率	60 %
	段数	58段
	塔径	2 m
	塔高	25 m
	材質	SUS304
	蒸留塔コス（本体のみ）20億	

コンプレッサー	初圧	101.325 kPa
	出口圧力	137.63 kPa
	出口温度	21.962 K
	エンタルピー差	0.022 kJ/mol
	流量	651 mol/s
	理論動力	14.3 kW
	実動力	21 kW(効率70%)
	コスト	0.2億(百万／kW)



5.3.1 熱交仕様とコスト

	熱交A	熱交B	熱交C	リボイラー・コンデンサー
熱交換量 kW	21	291	1,555	596
説明	コンプレッサー 動力と同じ	22.37K gas から 20.37K liq まで冷却	60℃（電解運転温 度）から22.37K gasまで冷却	還流液の凝縮・沸騰
温度差 K	1	1	2	1
状態	liq-liq	凝縮・沸騰, gas-gas	gas-gas	沸騰・凝縮
総括伝熱係数 W/m ² K	1000	500	120	2,000
伝熱面積 m ²	21	110	6,500	298
材質	SUS304	SUS304	SUS304	SUS304
コスト（億）	1	0.6	35	1.5

熱交換器総計 38.1 億 ÷ 40 億
単価 500千円／m²

備考：水素の場合は粘度、密度が低く、流速が早く取れる。また、伝熱係数が大きく、総括伝熱係数も大きく取れる。上記は多管式熱交を前提としているが、プレート式であればさらに大きく取れる可能性がある。

5.3.2 冷却器除熱システム

除熱量	311 kW	熱交A+熱交B
低温温度	15 K	
高温温度	310 K	
理論動力	6,120 kW	(カルノーサイクル)
実動力	15,000 kW	
コスト	30 億	(20万/kW)

5.4 コスト試算

電解設備費	92 億
(蒸留主要機器コスト	90 億)
蒸留設備費	300 億
全設備費	400 億
使用電力	125,000 kW
運転費	1,000 億／10 年
総処理費	1,400 億

7. まとめ

トリチウム汚染水処理として、電解CECE、蒸留、電解トリチウム蒸留法のコストを概算してみた。

電解CECE	2,270	億
蒸留	5,160	億
電解トリチウム蒸留法	1,400	億

電解法では、生成した水素、酸素が売却できれば、圧縮、液化、輸送コストをいれても、処理費はかなりの程度（電解経費分程度）圧縮できる可能性がある。

いずれにしても、処理費としては1000 億 程度にはなりそうである。

この処理費が過大かどうかは、豊島における廃棄物処理経費が参考になるかも知れない。豊島では、90万トン余の不法廃棄物を14年の歳月と770 億円の経費をかけて処理した。豊島問題は、いわば、局地的であるが、福島問題は全世界的な課題である。これを考えれば1,000 億の経費は過大とは必ずしも言い切れない。

註1) トリチウム水タスクフォースについて(資料4-2) 2019年8月9日多核種除去設備等処理水の取扱いに関する小委員会事務局

註2) トリチウム水タスクフォースにつて(資料4-3) 2019年8月3日

註3) 農林水産省資料「諸外国・諸地域の規制措置」2021年1月9日

註4) 同位体分離の最近の進歩 理化学研究所中根良平、応用物理第49巻第8号(1980)P754

註5) トリチウム分離技術検証試験事業事業概要(経済産業省2014/4/19)

註6) モジュール型トリチウム分離システム(Veolia.com) Veoliaは2016,Kurionを併合した。

註7) トリチウム分離に係わる工業技術(資料2) 2014/1/15 日本原子力研究開発機構、山西俊彦、山本徳洋

註8) 水電解法による水素製造とそのコスト、水素エネルギーシステムvol33,no1,p19(2008)

註9) 多孔質フィルターによるトリチウム水除去

Digital PR Platform,2019.9.26 21:22,近畿大学工学部(広島県東広島市)教授 井原辰彦等

吸着相から気相への脱離エネルギー差を利用した水とトリチウム水の分離方法、IsotopeNews, 2020/4, No.768

註10) 放射性汚染水中のトリチウム水分離の試み 富山大理学部対馬勝年