

CO₂排出量を半減する 濃縮・乾燥システムの実用化

間宮 尚¹・岡部 元宣²・北島 洋二³・古野間 達⁴・中川 友菜⁵

¹正会員 鹿島建設株式会社 環境本部 (〒107-8348 東京都港区赤坂六丁目5-11)

E-mail:mamiya@kajima.com

²非会員 鹿島建設株式会社 環境本部 (〒107-8348 東京都港区赤坂六丁目5-11)

E-mail:okabemo@kajima.com

³正会員 鹿島建設株式会社 環境本部 (〒107-8348 東京都港区赤坂六丁目5-11)

E-mail:kitaajima-yoji@kajima.com

⁴非会員 鹿島建設株式会社 環境本部 (〒107-8348 東京都港区赤坂六丁目5-11)

E-mail: s-konoma@kajima.com

⁵非会員 鹿島建設株式会社 環境本部 (〒107-8348 東京都港区赤坂六丁目5-11)

E-mail:nakagyun@kajima.com

最終処分場では浸出水処理の高度化にともなうオペレーションの高コスト化が課題となっている。無放流型のクローズドシステム処分場に必要浸出水の脱塩に逆浸透膜等を採用した場合、後続する濃縮・乾燥工程での燃料消費量が膨大となり、燃料費やCO₂排出量の増加に繋がっており、これを解決するには、濃縮・乾燥工程の省エネルギー化が必要であった。

濃縮・乾燥工程では、それぞれ別々の装置を用い、重油炊き等による熱を用いて水分を蒸発させている。これまで、小型の水蒸気圧縮機が存在しないことなどの理由から、ヒートポンプによるエネルギー回収が進んでいなかったが、適切な水蒸気圧縮機を選定しヒートポンプ形式の一体型濃縮・乾燥装置を構築することで、投入するエネルギー量の半減に成功した。

Key Words : condensation, drying, leachate treatment, energy conservation, heat pump cycle

1. 開発の背景と課題

最終処分場は現代社会を支える必須インフラであるが、近隣住民の合意形成は難しく迷惑施設として認識されていることが多い。そのため、廃棄物の飛散防止を目的とした屋根付きの閉鎖型処分場（クローズドシステム処分場）や無放流型の浸出水処理が志向されている。最終処分場に焼却灰が持ち込まれる場合、塩分が大量に含まれ

ることが多く、浸出水処理水を循環利用するためには、脱塩処理が必要となる。

脱塩を含む浸出水処理の流れを図-1に例示する。浸出水は、貯留槽を経て逆浸透膜で濾し出され、処理水は処分場内の散水に利用される。濃縮水は後工程にてボイラー蒸気により濃縮・乾燥され、乾燥塩になるまで煮詰められる。この工程は、一般的に塩が析出しない領域では濃縮、析出が始まる領域では乾燥と二工程で構成される。

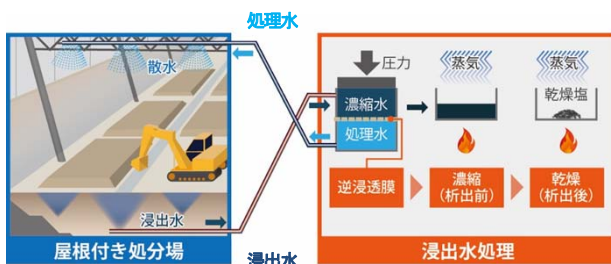


図-1 脱塩工程を含む既存の浸出水処理フロー

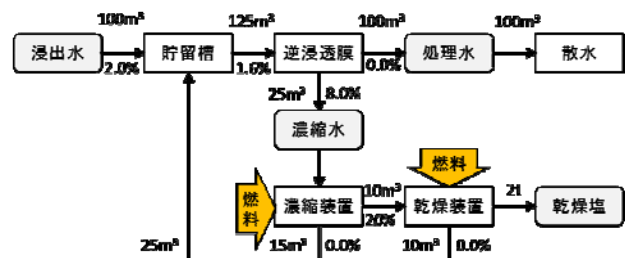


図-2 既存の浸出水処理におけるマテリアルフロー

100 m³/日の浸出水処理のマテリアルフローを模式的に図-2に示す。浸出水の塩分濃度（図中に表示）にもよるが、逆浸透膜で3～5倍に濃縮、濃縮装置で2～3倍に濃縮されてから乾燥装置に導かれる。

近年、最終処分場においてもDBO（設計・施工・維持管理一括発注方式）案件などが志向されることがあり、浸出水処理では逆浸透膜という高度処理によって得られる処理水の純度が評価されるものの、維持管理コストの削減も重視されている。そこで、濃縮・乾燥工程におけるエネルギー投入量の大きさや、想定外の負荷による処理システムの機能不全に注目した。

図-2のフローでは25 m³/日の濃縮水を蒸発しており、1 m³の水の蒸発熱を2.5 GJとすれば、62.5 GJ/日の熱を供給することになる。これは重油換算で約1,500 L/日にものぼり、60 円/Lとすれば9 万円/日、300 日/年稼働で2,700 万円/年、CO₂排出量は約1,220 t-CO₂/年とランニングコストやCO₂排出量への影響が大きい。また、後述するように、逆浸透膜は投入時の塩分濃度に制限があり、原水濃度が設計値を超える場合には、一旦希釈してから濃縮するような操作が必要となることもあり、その際には図-1から分かるように処理可能な浸出水量と散水量が低下する。

このように、脱塩工程を有する浸出水処理は、エネルギー多消費であるとともに負荷変動に弱いという弱点を持っている。そこで、濃縮・乾燥工程の省エネルギー化を進めるとともに安定した浸出水処理について考察した。

2. 蒸気圧縮凝縮システムの原理

(1) 一般的な蒸発工程の原理

蒸発工程の基本形を図-3に示す。蒸発熱1.0相当の水を蒸発させるには、熱損失を考慮すると1.0を超える熱を与える必要がある。図-3では熱損失を0.2、加熱量を1.2として示した。100℃の乾き蒸気の比エンタルピーは2,675.6 kJ/kg¹であり、熱損失を20%，燃料の熱量を40 MJ/Lとすると、水1 tを蒸発するには約80 Lの燃料を要する。そして、この燃料が有するエネルギーは、通常の濃縮・乾燥工程では大気に放散、すなわち捨てられている。



図-3 一般的な蒸発工程の熱収支

(2) 蒸気圧縮凝縮システム

大気放散していた蒸気を回収し、圧縮機で昇温・昇圧して再利用するのが、図-4に示す蒸気圧縮凝縮システムVCC (Vapor Compression and Condensation) である。図-4では蒸発した蒸気の保有エネルギー1.0に圧縮機で加えられる動力0.1を熱量換算して加えた1.1のエネルギーが再利用に使われるとした。蒸発熱の大部分が再利用で賄われていることが分かる。約100℃で運転した場合、圧縮機の成績係数COP (Coefficient of Performance) は10以上となり、加熱量は0.2～0.3以下となることが実験で確認されてい

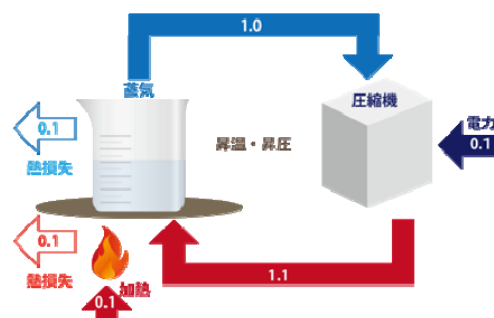


図-4 蒸気回収・圧縮・再利用の熱収支

る^{2,3}。保守的に見積もっても燃料消費量が1/3以下、電力消費量が熱量換算で約1/10の増加となり、総じてエネルギーの消費量とコストの低減に繋がる。

(3) 逆浸透膜・濃縮・乾燥システムの課題と対策

浸出水処理においては、溶解している塩の質と濃度が処理に影響する。例えば、硝酸NO₃、硫酸SO₄²⁻、ホウ酸BO₃³⁻などは逆浸透膜での除去率が低いとされている。また、被処理水の塩分濃度が総じて高い場合には、逆浸透膜の使用条件から、後述するように被処理水を薄める必要がある場合があり、後段の濃縮・乾燥の負荷が増加する。これらは、濃縮・乾燥工程で行われる「蒸留」を処理の中核に据えることで部分的に解決できる。

一方、濃縮工程と乾燥工程が別々に独立している場合、濃縮処理後の濃縮液を速やかに乾燥装置に導かないと、わずかな温度低下によっても析出・固着が起きて、閉塞などのリスクが発生することがある。そのため、濃縮工程では安全率を見込んで濃縮率を低めに設定することがあるが、後段の乾燥工程の負荷が増加する。これらの改善には、両工程の協調運転管理（ソフト）の最適化が不可欠となるが、濃縮工程と乾燥工程を一体化（ハード）し、析出が起きても問題ない構造とすることも改善策の一つである。

3. 新システムの開発と効果の検証

(1) 新しい濃縮・乾燥システムの考案

市販の減圧乾燥機に市販の揺動式圧縮機を組み合わせ、ヒートポンプサイクル運転が可能なVCC試作機を作製した。その仕様と外観を表-1と図-5に示す。VCC試作機は熱伝達温度差が小さいため、伝熱管を蒸発器内部に増設して伝熱面積を増強した。

このVCC試作機を用いて処分場の浸出水の濃縮・乾燥を実施した結果の一部を図-6（逆浸透膜に投入する原水）と図-7（濃縮装置による濃縮水）に示す。前者のTDS (Total Dissolved Solids) は1.0%, 後者のTDSは7.3%であった。なお、前者は1日で行ったが、後者は2日かけて実施したため、立上に必要な熱が2回計上されている。

図-6と図-7に記載されている「被処理水量」はVCC試作機に投入されたものの累積値、「凝縮水量」は被処理水の蒸発量と「ボイラー蒸気供給量」の合計値（累積）である。従って、正味の処理量（蒸発量）は「凝縮水量」と「ボイラー蒸気供給量」の差となるが、蒸発量の1/5～1/4程度のボイラー蒸気しか消費していないことが分かる。この結果、VCC試作機で濃縮・乾燥を行うとCO₂排出量が図-8に示すように半分以上に低減できる。

(2) 実証機の構成

VCC試作機では、蒸発器に接するジャケットに加えて蒸発器内部に伝熱管を増強して伝熱面積を増強したが、これに乾燥塩が付着してしまい排出が困難となることが

表-1 減圧乾燥機とVCC試作機の仕様

	減圧乾燥機	VCC 試作機
駆動源	ボイラー蒸気	電力+ボイラー蒸気
蒸発能力	最大 250 kg/h	最大 125 kg/h
圧縮機容量		7.5 kW
伝熱面積	3.8 m ² (ジャケット)	3.8+10 m ² (伝熱管)
熱伝達温度差	60 °C程度	15 °C程度



図-5 VCC試作機

分かった。伝熱面積の確保は濃縮・乾燥の基本であり、処理速度の高速化には必須である。一方で、ジャケット方式では伝熱面積を確保しようとすると蒸発器そのものが大きくなってしまふ。

そこで、従来型の濃縮・乾燥装置で捨てられていた熱を回収し、圧縮する基本機能に加えて、その熱を十分に蒸発器に伝える工夫を行った。具体的には、濃縮工程を

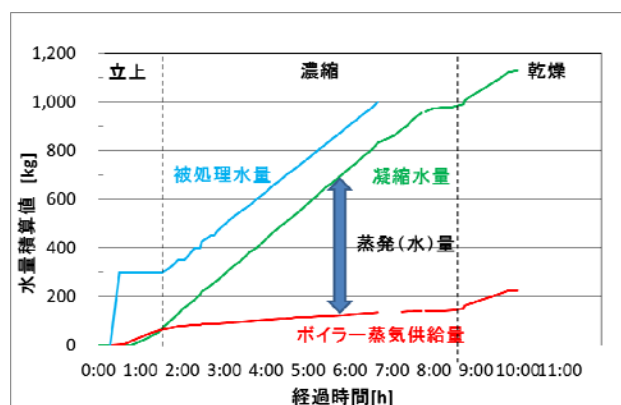


図-6 VCC試作機による濃縮・乾燥（逆浸透膜原水）

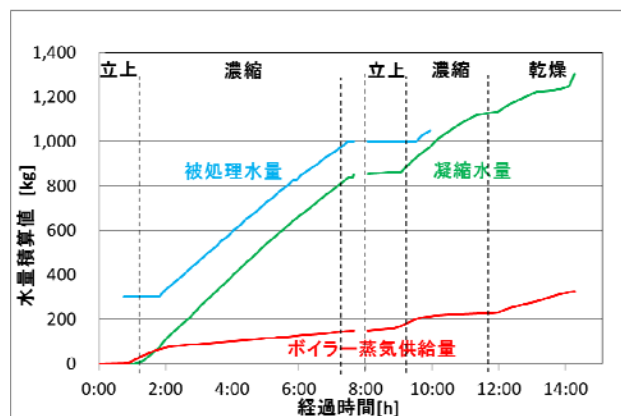


図-7 VCC試作機による濃縮・乾燥（濃縮装置濃縮水）

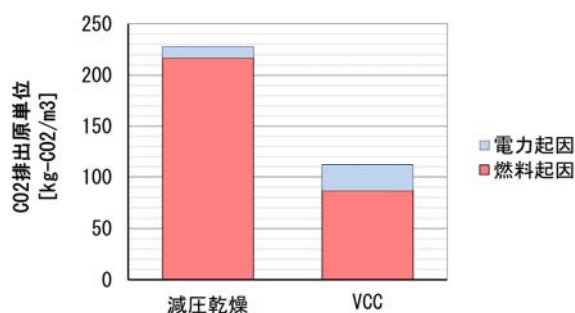


図-8 VCC試作機による濃縮・乾燥の評価

被処理水に塩の析出が発生しない段階と析出してもよい段階に分けた。濃縮前期（析出前）は外部に設けた十分な伝熱面積を有するプレート型熱交換器（図-9）を、濃縮後期（析出後）は蒸発器の下半分にジャケット状に設けた部分を凝縮器とし、モードに応じて切り換えて利用する方式を考案した。

濃縮前期工程では、蒸発器で蒸発した蒸気は圧縮機で昇温・昇圧された後にプレート型熱交換器に導かれ、ここで蒸発器内からポンプで導かれた被処理水と熱交換する。被処理水はプレート式熱交換器で加温されるため、蒸発器に戻されると温度が周囲よりも高いために蒸発する。熱が足りない時にはボイラー蒸気をジャケット状の凝縮器に導き、補完する。プレート型熱交換器は小さなスペースに大きな伝熱面積を確保でき、析出しても解体・洗浄が可能となるため、維持管理上は有利となる。

析出の可能性が出てきたら濃縮後期工程に移行する。蒸発器で蒸発した蒸気は圧縮機で昇温・昇圧された後にジャケット状の凝縮器に導かれ、界面を介して蒸発器内の被処理水を昇温する。熱が足りない時には同様にボイラー蒸気をジャケット状の凝縮器に導き、補完する。煮

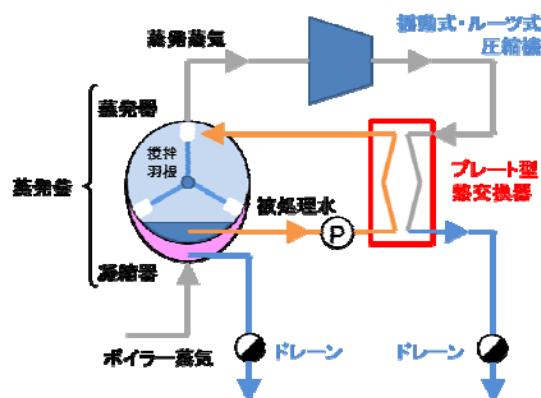


図-9 濃縮前期工程（析出前）

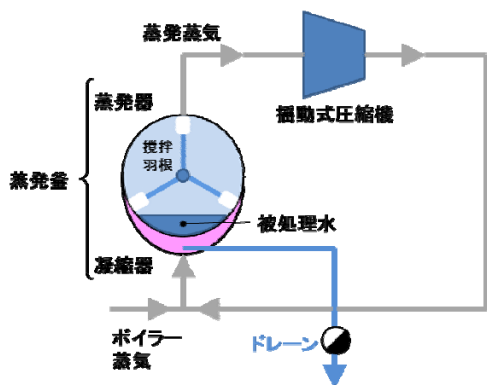


図-10 濃縮後期工程（析出後）

詰まってきたらボイラー蒸気のみによる乾燥を開始する。

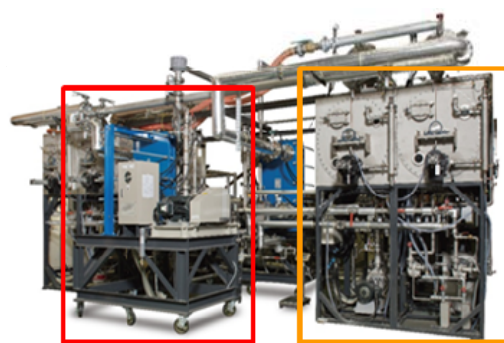
上記コンセプトに基づいて作成したVCC実証機の概観を図-11に示す。この実証機は、3.8 m²のジャケット式伝熱面を有した蒸発釜4基と、2段階の外部プレート型熱交換器（11 m²と44 m²）、水蒸気圧縮機としては11.5 kWの揺動式圧縮機と55 kWのルーツブロワーを備え、多様な切り換え運転が可能となっている。

(3) 実証機の性能評価

VCC実証機の各工程の性能把握と運転方法の確立を目的として工場試験を実施した。蒸発器に模擬被処理水を400 L投入し、圧縮機を稼働しながらボイラー蒸気でシステム全体を昇温し、圧縮機が圧縮仕事を始める段階（水蒸気圧90 kPa(A)以上）までを「立上げ」、それ以降を「濃縮」と定義して性能評価を行った。

工場試験における蒸発器と圧縮機の吐出側の圧力・温度、蒸発量の時系列変化の一例を図-12に示す。立上げ時は蒸発器内の圧力の上昇にともなって圧縮機の吐出圧が上昇するが、蒸発器内の圧力が90 kPa以上では低下して安定している。また、温度・圧力が上下に振動しているのは、被処理水を蒸発器内に追加する時に蒸発器内の温度が低下することを反映したものである。

工場試験結果のまとめを表-2に示す。揺動式圧縮機を用いた場合、濃縮前期の方が濃縮後期よりも伝熱面積が大きかったことから蒸発速度は速かったが、ボイラー蒸気利用率は高く、熱効率は低かった。これは外部熱交換



左枠が圧縮機・プレート型熱交換器、右枠が蒸発釜

図-11 VCC実証機の概観

表-2 実証機工場試験の結果

工程	圧縮方式	伝熱面積 [m ²]	処理速度 [kg/h]	ボイラー蒸気利用率[%]
濃縮前期	揺動	11.0	157	25
濃縮前期	ルーツ	44.0	700	10
濃縮後期	揺動	7.6	135	15
乾燥	揺動		500	135

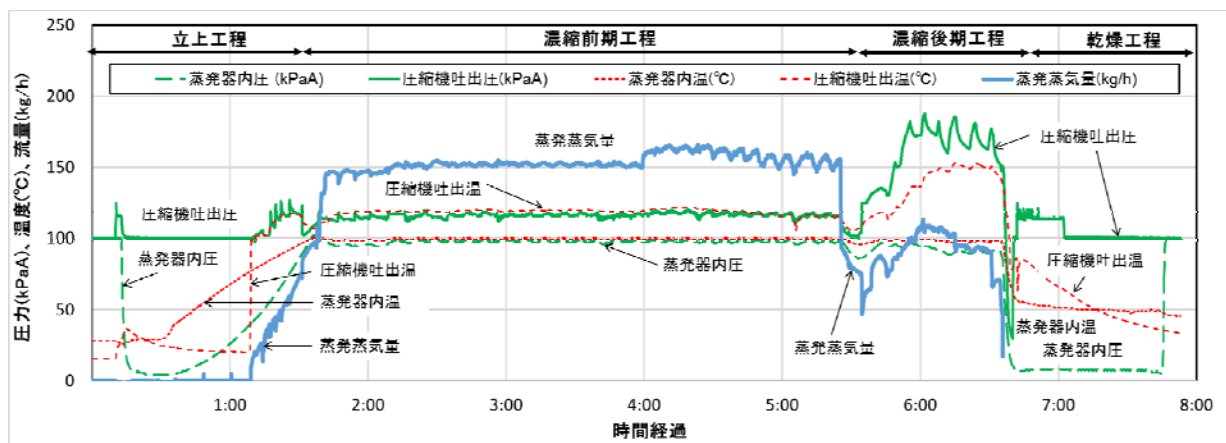


図-12 工場試験の温度・圧力変動の一例

器を用いたことによる放熱量と処理時間が長いことにより熱損失量が大きくなったためである。また、揺動式（10.5 kW）とルーツ式（55 kW）の濃縮前期での比較では、出力当たりの蒸発速度は同程度、ボイラー蒸気利用率はルーツ式が高かった。これは等量の被処理水を用いて比較・評価する場合、蒸発スピードが速いほど放熱ロスが小さくなるためと考えられる。一方、従来型の濃縮・乾燥に対応する減圧乾燥運転では、蒸発量の1.35倍のボイラー蒸気を消費したことから、商用機的设计では全体としての断熱に配慮が必要であることが分かった。最後に、VCC実証機のCO₂排出原単位を図-13に示す。大型化で断熱に課題があるものの、目標であるCO₂排出量は半減したことを確認した。

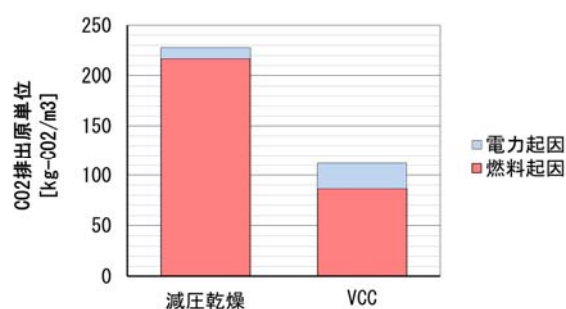


図-13 VCC実証機による濃縮・乾燥の評価

表-3 VCC試作機とVCC実証機の比較

	単位	減圧乾燥	VCC 試作機	VCC実証機	
				濃縮 前期	濃縮 後期
圧縮機容量	kW	—	7.5	55.0	11.5
伝熱面積	m ²	7.6	13.8	44.0	7.6
蒸発速度	kg/h	250	150	700	120
立上時間	h	1.0	1.0	1.5	1.0
CO ₂ 排出 原単位	kg- CO ₂ /m ³	228	75	112	

(4) 試作機と実証機の比較

試作機と実証機の仕様と性能を表-3にて比較する。本比較では、約1 m³の被処理水を濃縮・乾燥した際のCO₂排出量について検討する。試作機は圧縮機容量に比べると伝熱面積（蒸発器内部を含む）が十分あり、コンパクトなため熱損失が小さく、蒸発速度が遅く処理時間が長いにもかかわらずCO₂排出量が小さくなっている。一方、実証機は大型化しているため熱損失が大きい、濃縮前期工程（ルーツ式）では蒸発速度が速いため熱損失の影響が小さく、濃縮後期工程は揺動式圧縮機とジャケット型熱交換器の伝熱面積のバランス低下で蒸発速度が遅くなって熱損失の影響が大きくなっている。

実証機は蒸発釜4基を備えるが、商用機では2基を基本構成とする予定である。また、蒸気配管などで断熱が不十分な点を改善すれば、CO₂排出量を70 kg-CO₂/m³程度まで下げることができる。

4. 浸出水処理への新しい適用方法の提案

脱塩が要求水準に指定された場合、浸出水処理は逆浸透膜等と濃縮・乾燥の組合せとなり、これが適正に機能するには被処理水の濃度が設定値を下回ることで、余計なイオンが含まれないことが前提となる。しかし、最終処分場では受入廃棄物の区分を指定することはできず、含有物で受入の可否を都度判断することはできないため、施設設計時の要求水準書に記された範囲内に被処理水の性状が当てはまらないこともある。

逆浸透膜には投入水の水質制限があるため、仮に浸出水原水の塩分濃度が要求水準の2倍の4%になったとすると図-14に示すように処理量が半減する。この際、希釈のために処理水を使用するので散水量も半減し、安定化計画に影響するが、処理量当たりの濃縮・乾燥量は同じである。これは、濃縮・乾燥工程が律速となるため、換言すれば、1日に2 tの塩を回収することが限界である。

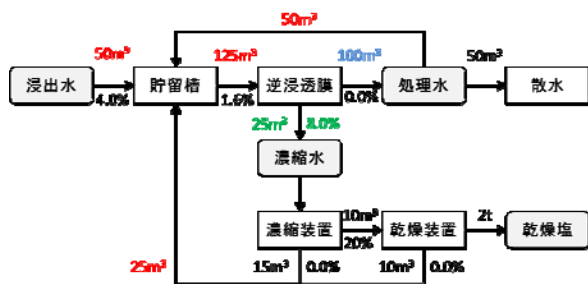


図-14 浸出水处理フロー（塩分濃度が2倍）

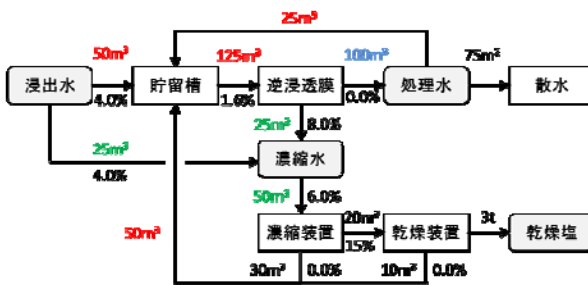


図-15 浸出水处理フロー（濃縮・乾燥能力が2倍）

そこで、浸出水の塩分濃度が倍増した際の補完方法を検討する。逆浸透膜の容量を増やしても、濃縮・乾燥容量が同じでは浸出水处理量は増えない。それに対して、濃縮・乾燥容量を増やした場合、その増加分を直接濃縮・乾燥に回せる分だけ、処理量を増やすことができる。図-15に示すように濃縮・乾燥容量が2倍あれば、被処理水の濃度が要求水準の2倍であっても、計画処理量の75%を処理できる。このように浸出水处理にて自由度を持つには濃縮・乾燥容量とその使い方がキーとなる。

これまで、清浄な処理水を散水に用いることを前提としてきた。しかし、濃縮・乾燥工程で発生する蒸留水は

アンモニアや有機酸といった揮発成分を含むものの、これらは自然界に存在し、自然界で分解する物質である。従って、これを処分場内の散水に用いても問題ないことが確認できれば、逆浸透膜の利用をエネルギー消費の観点から最適化し、負荷変動にも対応可能な無放流方式を構築できる。

5. 総括

処分場の浸出水处理のエネルギー多消費問題に着目し、膜処理の後段の濃縮・乾燥工程のエネルギー効率化を目的とした開発を行い、実証機によりCO₂排出量の半減が可能であることを検証した。さらに、本装置を用いた処理フローを再検討することで、浸出水の性状が要求水準と異なっても対応できる可能性を示した。

なお、本報告は環境省「平成28年度CO₂排出削減対策強化誘導型技術開発・実証事業（CO₂排出量を半減する高効率熱回収型濃縮・乾燥システム(VCC)の開発）委託業務」で実施したものの一部である。

謝辞

本開発の実施に当たっては十勝環境複合事務組合のご協力を得ました。ここに記して謝意を表します。

参考文献

- 1) 日本機械学会：1999 JSME STEAM TABLE, p.30, 1999.
- 2) 間宮他：浸出水处理の高度化による温暖化対策, 土木学会第 71 回年次学術講演会, VII-089, pp.177-178, 2016.
- 3) 間宮, 岡部：CO₂ 排出量を半減する濃縮・乾燥システムの開発と検証, 第 35 回エネルギー・資源学会研究発表会, pp.357-360, 2016.

(2017. 8. 25 受付)

Development of VCC Using Heat Pump System and its Application to Waste Water Treatment for Final Disposal Sites

Takashi MAMIYA, Motonori OKABE, Yoji KITAJIMA,
Satoshi KONOMA and Yuna NAKAGAWA

High operation cost followed by high quality leachate treatment at final disposal sites attracts attention. In case that Reverse Osmosis membrane (RO) is adopted to a closed system landfill site where treated waste water must be fully recycled, fuel consumption at following processes, condensation and drying, should be large, leading to high CO₂ emission. Therefore, the energy conservation of the condensation and drying processes is crucial.

Normally, condensation and drying processes are separately installed and water in influent evaporates using thermal energy from heavy oil boiler. Energy recovery by heat pump was not taken into consideration due to the lack of small scaled water vapor compressors. On the contrary, heat pump type condensation and drying system was verified and established, reducing energy consumption by half.