

修士論文概要書

Summary of Master's Thesis

Date of submission: 01/15/2026

専攻名 (専門分野) Department	総合機械工学専攻	氏名 Name	佐藤 結斗	指導 教員 Advisor	中垣 隆雄 印 Seal
研究指導名 Research guidance	エクセルギー工学	学籍番号 Student ID number	5224B045-4 ^{CD}		
研究題目 Title	アミノ酸塩水溶液を用いた DAC システムのコスト評価に基づく設計指針の提案				

1. 緒言

深刻化する地球温暖化問題は、化石資源の消費による大気中 CO₂ 濃度の増加が原因とされており、迅速な対応が必要である。大気中の CO₂ を直接回収する DAC (Direct Air Capture) 技術と地下貯留等との組み合わせが、ネガティブエミッションとして有力視されているが、コストの高さが社会普及の障壁となっている。現在、これらの課題を解決するために様々な DAC 技術が開発されている。これまでに開発された技術は固体と液体の吸収材とに大別されるが、それぞれ利点と欠点を抱えており、いずれもさらなる改善が望まれる。本研究では、既存の液系 DAC 技術の主要な問題点として指摘されてきた有害物質の揮発低減が可能なアミノ酸塩水溶液を利用した DAC システムに着目した。アミノ酸塩水溶液の液物性および液特性に関するデータは乏しく、十分な確認がなされていない。また、アミノ酸塩水溶液を用いた DAC プロセスの LCOC (Levelized Cost of CO₂ Capture) 評価に関する先行研究は実施数が少なく、実現可能性が不明確である。そこで本研究では、先行研究から選定したアミノ酸塩水溶液をベースとして液物性および液特性を取得し、DAC プロセスの LCOC 評価の実施を通して、各吸収液を用いた場合のプロセスの設計指針の提示を目的とした。アミン吸収液や炭酸塩吸収液を利用した液系 DAC 技術に関する LCOC 評価は先行研究で実施されているため、本研究での評価と先行研究における評価の双方の妥当性を検討した。また、吸収液の再生による熱コストは吸収液特性である気液平衡特性や反応熱に大きく依存するため、低コストを実現する理想的なアミノ酸塩水溶液を提案し、新液開発の目安を示した。

2. アミノ酸塩水溶液を用いた DAC システムのコスト評価と比較

アミノ酸塩水溶液を用いた場合の DAC システムの LCOC 評価を実施した。吸収材として仮定するアミノ酸塩水溶液は K-Sar (Potassium Sarcosine) 3M 水溶液と K-Lys (Potassium Lysine) 4.2M 水溶液とした。K-Sar 水溶液、K-Lys 水溶液共に低圧における液物性および液特性データが不足しているため、それらを補完する測定や濡れ壁塔試験を実施した。LCOC 評価は CCS における CO₂ 回収プロセスを対象範囲とした。コスト計算モデルは C++ を使用して、化学吸収法に依り吸収反応器・熱交換器・再生塔の 3 つのブロックに分割し、それぞれの数学モデルにより構築した。DAC プロセスにおける吸収反応器は一般的な燃焼後分離と比較して低濃度からの回収を要するため、大流量の空気を処理しつつ、圧力損失が抑えられる鉛直平板型直交流型吸収反応器を仮定した。

上記の計算モデルにより、K-Sar 水溶液および K-Lys 水溶液を用いた場合の LCOC はそれぞれ 320 \$/tCO₂ および 429 \$/tCO₂ と求めた。図 1 に示す通り、K-Sar 水溶液の特徴として K-Lys 水溶液よりも高い物質移動係数が、吸収反応器コストに差を生じる要因となっている。また、本研究での計算結果を先行研究と比較すると、想定吸収材は異なるものの、吸収反応器コストと熱コストに大きな差が見られた。吸収反応器コストについては、適切な評価手法が未確立であることが原因であると推測され、本研究での K-Sar 水溶液の場合の LCOC 評価結果を先行研究 (APS Report^{[1])} と同様に補正すると吸収反応器コストの文献との差異は大きく縮小する。熱コストの差については、CCS における実プラントの結果^{[2])} から、先行研究における再生熱量の過大評価が原因であると推測される。

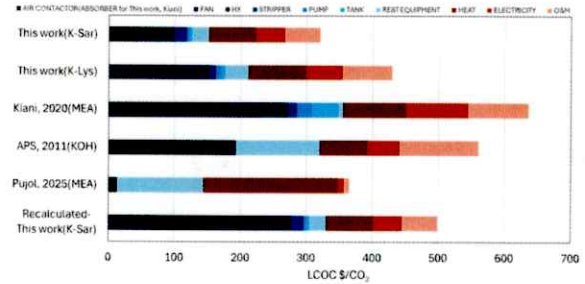


図 1 LCOC 計算結果と先行研究との比較^{[1][3][4]}

3. 運転条件変化に対する最適プロセスの変化

LCOC と最適なプロセスは運転条件に依存する。その影響を調査するため、吸収反応器単位価格と吸収反応器温度に対する熱価格、電力価格の感度解析を実施した。K-Sar 水溶液を用いた場合、相対的に電力価格<熱価格の領域においては図 2 のように吸収反応器規模が大きい DAC プロセスが選択される傾向にある。吸収反応器の形状は、電力価格上昇により、圧力損失の低い薄型構造が最適となる。電力価格や吸収反応器価格が上昇すると、吸収反応器を小規模化して再生負荷が増加する方向に最適点が移動する。逆に、熱価格が上昇すると吸収反応器規模が拡大し、再生負荷が減少する。したがって、吸収プロセスと再生プロセスにおいてトレードオフが存在しており、最適プロセスは運転条件に応じ、概して「反応器小規模・高再生熱量型」と「反応器大規模・低再生熱量型」の二極間のパレート解となる。また、吸収反応器温度を 20 °C から 25 °C に上げると、LCOC が 340 \$/tCO₂ に上昇した。これは吸収流速が約 9 % 減少し、拡大した吸収反応器コストの上昇が原因として考えられる。挙動を詳細に見ると、温度上昇により物質移動係数は約 9 % 上昇するが、平衡分圧による駆動力が約 16 % 減少することで吸収が不利になったと見られる。

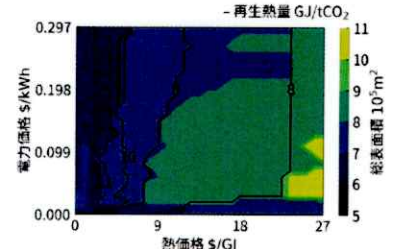


図 2 吸収反応器総表面積分布
移動係数は約 9 % 上昇するが、平衡分圧による駆動力が約 16 % 減少することで吸収が不利になったと見られる。

4. 水溶液の液物性液特性変化による LCOC 変化

プロセスに関わる液物性および液特性は密度、粘度、比熱、気液平衡特性、反応熱、物質移動係数である。このうち、明確なトレードオフが存在し Gibbs-Helmholtz 式によって相関を示すことができる気液平衡特性と反応熱に主に着目して検討し、LCOC を評価した。その結果、仮定した水溶液種ごとの LCOC は 265 \$/tCO₂ から 680 \$/tCO₂ となった。液側物質移動係数を一定とした本検討においても、実効ローディング域の差による影響は見られなかった。平衡特性の差に起因する吸収反応器コストの変化もわずかであったため、LCOC の差は主として熱コストおよび熱交換器コストに依存した。このため、再生塔における CO₂ 平衡分圧を平均的に大きく保つことが再生熱量の低減に寄与する。また、伝熱面積の増加による熱交換器コスト上昇が大きいことから、再生塔上部下部における CO₂ 平衡分圧差が大きい水溶液種ほど、熱交換器での温度差が増加して必要伝熱面積が縮小するため、LCOC を低減可能である。

[1] A Technology Assessment for the AP1 Packed to Probe Absorb, Direct Air Capture of CO₂ with Chemicals, 2011.
[2] Gustav et al., ASPEN-PLUS simulation model for CO₂ removal with MEA: Validation of absorption control with experimental data, Journal of Environmental Chemical Engineering, 2017.
[3] Kiani et al., Techno-Economic Assessment of CO₂ Capture from Air Using a Concentrated Liquid-Based Absorption Process, Frontiers in Energy Research, 2020.
[4] Pujot et al., Techno-economic analysis of two novel direct air capture processes based on process intensification, Journal of Cleaner Production, 2025.