

1-2 PSAによる酸素製造技術の研究開発

浜井 満彦、濱田 信二、近藤 元博（トヨタ自動車株）

森 滋勝、小林 潤（名古屋大学）

板谷 義紀、小林 信介、羽多野 重信（名古屋大学）

1. 研究の目的と概要

1-1. 研究目的

木屑、廃プラスチック等の有機廃棄物を高温ガス変換するためには、原料を部分酸化するための酸素が必要不可欠である。現在の研究においては、高温ガス変換試験装置が10kg/hと小型のためボンベで供給しているが、実機を想定した場合、酸素製造設備の設置が必要不可欠となる。そこで、PSA（※）による酸素製造技術を用いて、安価で、かつ廃棄物を用いた小型分散型エネルギーシステムとして最適な装置条件、制御条件の評価・研究を実施する。

※PSA : Pressure Swing Adsorption (圧力スイング吸着操作)

1-2. 具体的に実施した事項

- (1) PSA 試験装置の設計・製作
- (2) PSA 操作条件と酸素製造特性の基礎評価
- (3) PSA 製造酸素とボンベ供給酸素混合による酸素濃度の変動基礎評価
- (4) PSA による酸素製造コストの評価
- (5) PSA で製造した酸素による高温ガス変換炉の実証運転評価

2. フェーズⅠの成果

本テーマは、申請時のサブテーマの1つである「酸素部分燃焼法による高温ガス変換技術」における要素技術開発として、フェーズⅡから登録したテーマである。

3. フェーズⅡの成果

3-1. 目的及び目標

研究目的については上述の通りであるが、目標としては PSA により製造された酸素でも純酸素同様のガス変換性能が得られることが必要である。従って、PSA の機能性・運転特性を確認するのはもとより、ガス変換炉とのマッチング技術を確立するために、以下の2点を開発目標とした。

- ・ PSA 酸素製造システムにおいて、ガス変換炉とのマッチングを前提とした最適運転条件を解明する。
- ・ PSA により製造された酸素濃度、および濃度・圧力変動がガス変換特性に及ぼす影響を定量評価し、影響がある場合にはその対策技術を確立する。

3-2. 方法及び結果

3-2-1. PSA 試験装置の概要

本研究開発では、有機廃棄物高温ガス変換炉への酸素供給を前提とした PSA の実用化試験を行なうための PSA 酸素製造装置（酸素製造能力 120L/min）を製作し、PSA 試験装置における酸素製造特

性を評価した。図 3-2-1 に試験装置の概略図を、また写真 3-2-1 にその外観を示す。

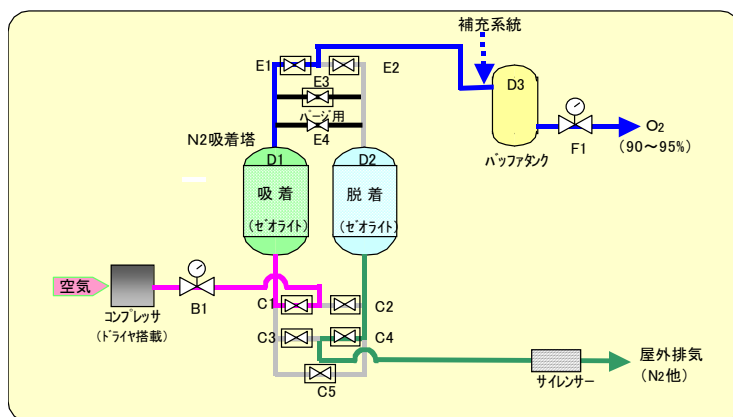


図 3-2-1 PSA試験装置概略フロー

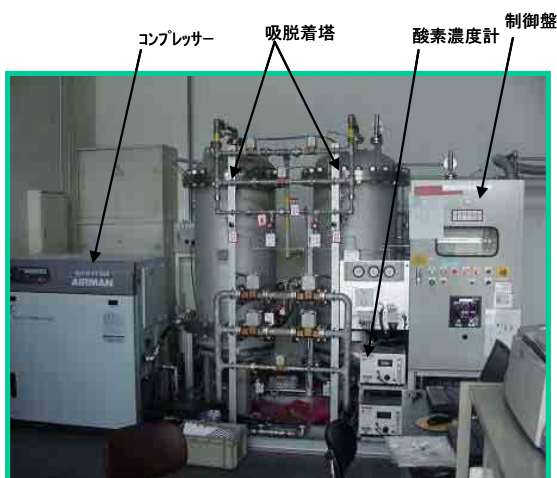


写真 3-2-1 PSA試験装置外観写真

PSA は、吸着剤であるゼオライトに窒素を吸着することによって、高濃度の酸素を取り出す技術であり、2つの吸着塔を用いて吸着と脱着を交互に切替えることにより、連続的に高濃度酸素を製造する技術である。すなわち、一方の吸着塔では窒素を吸着し高濃度酸素を製造し、もう一方の吸着塔では吸着した窒素を脱着する。この操作を一定時間毎に切替えるものである。また、本 PSA で製造された酸素をガス変換炉へ供給する際、必要量が定格を越えてしまった場合を想定して、酸素ボンベから供給された酸素とバッファタンクで混合して必要量を供給できる構造となっている。

表 3-2-1 PSA装置の基本仕様

<概要>

1 型式	O2PSA-8000
2 製造メーカー	トヨタ車体
3 設置場所	志保実リサーチセンター
4 目的	高温ガス変換炉の燃焼用酸素供給
5 導入	2003年3月

<設備仕様、規模>

7 基本構成	コンプレッサ+吸脱着タンク+バッファタンク
8 コンプレッサ	酸素製造用コンプレッサ: 8Nm ³ /h、0.5MPa 計装用コンプレッサ: 3NL/min、0.5~1.0MPa
9 供給配管	15A SUS304
10 吸脱着タンク	416L×2塔、第2種圧力容器
11 吸着剤	モレキュラーブ 195kg×2塔 ユオ昭和(株) 13X HP8×12
12 吸湿剤	活性アルミナ 30kg×2塔 ユオ昭和(株) D-201 7×12
13 バッファタンク	228L、第2種圧力容器
14 設備スペース	分離装置: 2,400×1,350×2,000 コンプレッサ: 995×670×1,080
15 重量	分離装置: 2,500kg コンプレッサ: 400kg
16 出力	分離装置: 300W コンプレッサ: 11kW

<運転条件>

17 サイクルタイム	吸着180sec+脱着180sec=360sec
18 消費電力	11.67kWh
19 電力原単位	1.62kWh/Nm ³
20 パージ流量	250L/min
21 供給空気量	1.320L/min(79.2Nm ³ /h)
22 バッファタンク内圧力	0.53MPa
23 吸脱着圧力	0~0.53MPa

<品質>

24 出口酸素濃度	90~95%
25 供給酸素圧力	0.3MPa
26 最大生成酸素量	120L/min(7.2Nm ³ /h)・酸素濃度90%以上
27 酸素収率	40%

この装置の仕様は表 3-2-1 に示す通りで、酸素ガス発生量が 8~9Nm³/h、製造されるガスの純度は条件によっても異なるが、概ね 90~95%の仕様で設計されている。

3-2-2. PSA 操作条件の基礎評価

1) 吸・脱着サイクルタイムの検討

PSA は 2つの吸着塔を用いて、吸着と脱着操作を交互に切替えるため、そのサイクルタイムが製造された酸素の濃度を左右する重要なファクターとなる。そこで、吸・脱着切替えのサイクルタイムを操作条件として、酸素濃度との関係の評価した。その結果を図 3-2-2 に示す。

図 3-2-2 より、酸素取出し流量 140L/min および 150L/min の 2条件において評価した結果、どちらの条件においても 170~180sec の時、酸素濃度は最大となり、それ以上でも、以下でも酸素濃度は大幅に低下する傾向にある。従って、本 PSA の最適な吸・脱着サイクルタイムは 170~180sec とし、以下の評価は、このサイクルタイムで実施した。

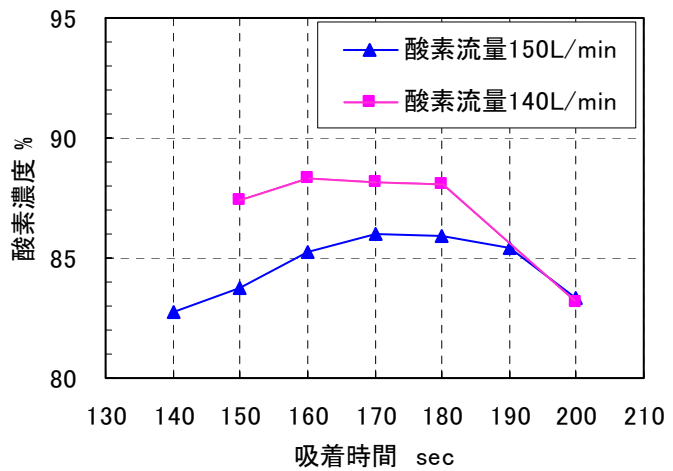


図 3-2-2 吸・脱着サイクルと酸素濃度の関係

表 3-2-2 均圧方法評価試験条件

	均圧方法&時間 [sec]			
	上 (E3)	下 (E4)		
		OFF	ON	OFF
①	13	2	3	8
②	11	2	5	4
③	9	2	7	0
④	7	0	9	0
⑤	5	0	11	0

2) 均圧方法・時間の検討

吸着塔内の上部と下部に設置されている均圧バルブの開閉時間が、製品である酸素濃度へ及ぼす影響について評価した。試験条件を表 3-2-2 に、結果を図 3-2-3 に示す。

図 3-2-3 の結果より、上部均圧バルブおよび下部均圧バルブの開閉時間による酸素濃度への影響は小さいことがわかった。

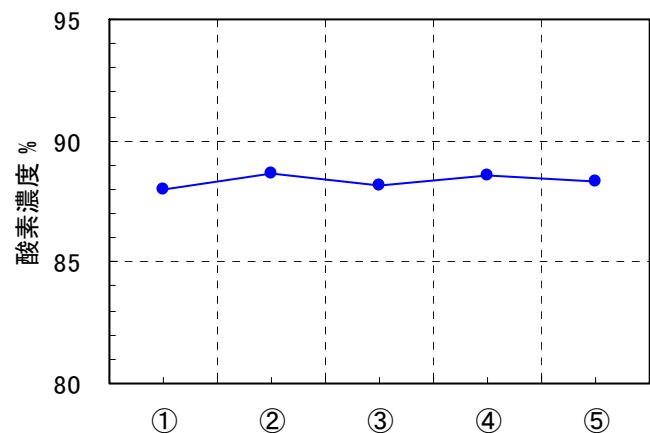


図 3-2-3 均圧方法と酸素濃度の関係

3) 酸素流量と酸素濃度の関係

PSAは製品として取り出す酸素流量によって、酸素濃度および収率が大きく変化する。そこで、実用範囲における酸素流量と、酸素濃度および酸素収率の関係を評価した。評価した酸素流量範囲は 70L/min (3.6m³/h) ~170L/min (10.2m³/h) であり、他の操作条件は下記の通りである。

- 吸・脱着サイクルタイム：170sec
- 均圧方法：上側均圧バルブ 9sec 開、2sec 後、下側均圧バルブ 7sec 開

結果を、図 3-2-4、図 3-2-5 に示す。

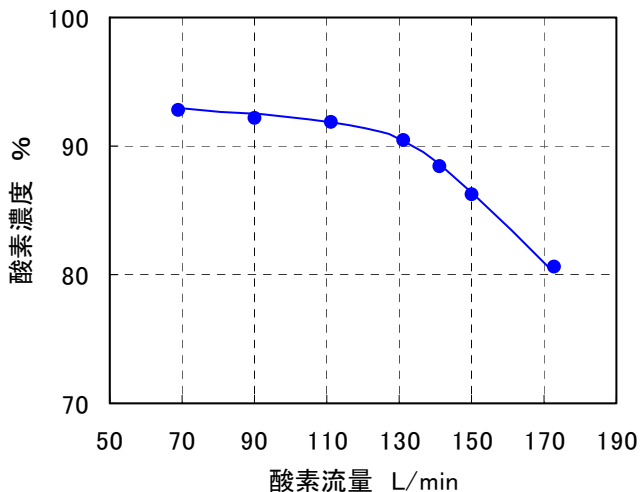


図 3-2-4 酸素流量と酸素濃度の関係

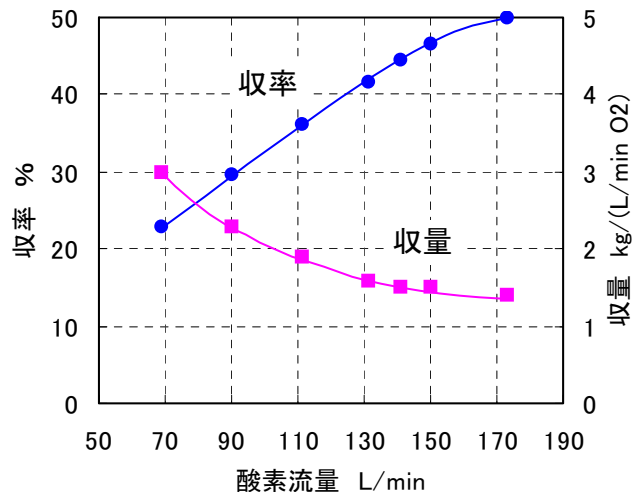


図 3-2-5 酸素流量と酸素収率、収量の関係

図 3-2-4 より、酸素取出し流量 130L/min までは酸素濃度の低下は小さく、90%以上の高い濃度の酸素が回収できる。しかし、酸素流量が 140L/min 以下になると酸素濃度が急激に低下し、170L/min の流量では酸素濃度が 80%まで低下することがわかった。

一方、酸素の収率（図 3-2-5 参照）について見てみると、酸素取出し量に対して、ほぼ比例的に増加することがわかった。

以上の結果より、本PSA試験装置の定格 8m³/h (130L/min) における酸素濃度は91%、収率は42%であり、目標をクリアすることができた。しかし、130L/min以上の酸素をガス変換炉で必要とする場合は酸素濃度が低下してしまうため、既設酸素ポンベとの混合供給が必要となる。

3-2-3. PSA 製造酸素とポンベ供給酸素混合による酸素濃度の変動評価

1) PSA 酸素流量の濃度変動に対する影響評価

PSA で製造された酸素を高温ガス変換炉へ供給する際、濃度の変動がガス変換特性に対して影響することが予想される。

そこで、先の報告では、酸素流量 130L/min までは 90%以上の高濃度酸素が得られることを報告したが、連続的に酸素を製造した時の濃度変動に対する酸素流量の影響を評価した。評価した酸素流量は、100L/min~160L/min の範囲で、その他の操作条件は以下に示す通りである。

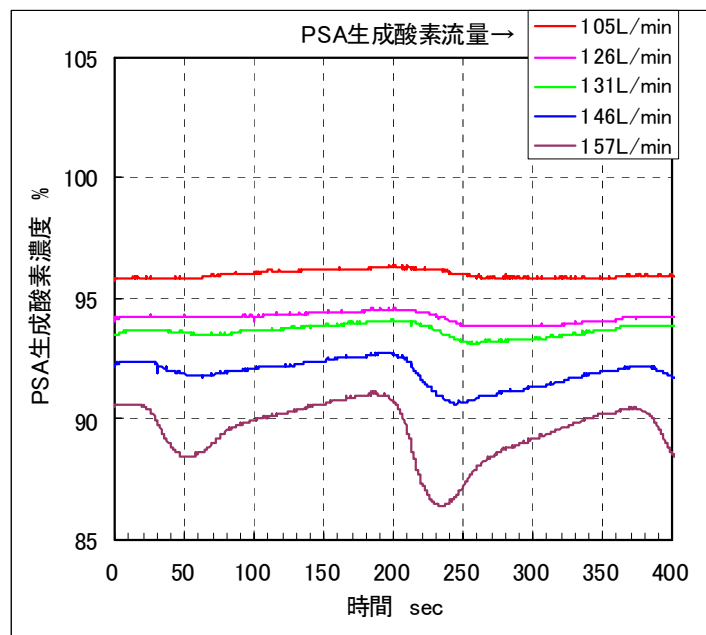


図 3-2-6 酸素流量と濃度変動の関係

●吸・脱着サイクルタイム：170sec

●均圧方法：上側均圧バルブ 9sec 開、2sec 後、下側均圧バルブ 7sec 開

試験結果を図 3-2-6 に示す。この結果より、酸素流量が大きくなると酸素濃度の低下もさることながら、酸素濃度の変動も大きくなる。特に 130L/min を超えると酸素濃度の変動が顕著になり、ガス変換特性に及ぼす影響が懸念される。従って、安全を見て、120L/min を PSA での単独酸素供給量の上限とし、それ以上の酸素をガス変換炉で必要とする場合には、ボンベからの酸素と混合して供給することとする。

次に、これまでの結果を基に、酸素流量を意図的に可変しながら PSA を連続運転した時の酸素濃度の変動について評価を行った。

2) 酸素流量可変時の酸素濃度の変動

酸素流量 120L/min で、PSA 単独運転と酸素ボンベとの混合供給を切替えることを報告した。そこで今回、酸素流量を 80L/min (PSA 単独) と 130L/min (PSA+酸素ボンベ) の間で意図的に可変し、その時の酸素濃度と濃度変動を評価した。その他の操作条件は下記に示す通りである。

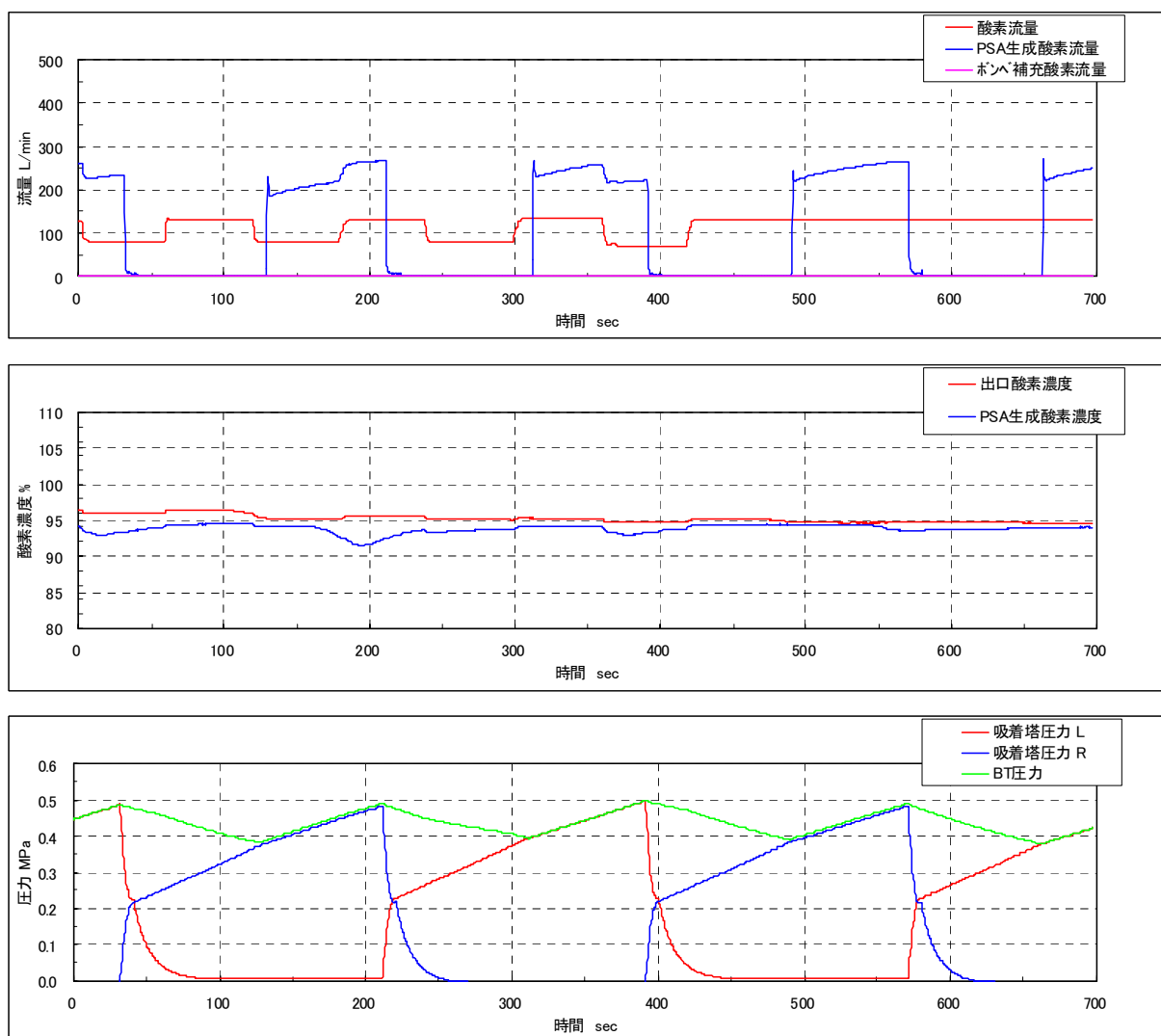


図 3-2-7 酸素流量可変時の酸素濃度の変動

- 吸・脱着サイクルタイム：170sec
- 均圧方法：上側均圧バルブ 9sec 開、2sec 後、下側均圧バルブ 7sec 開
- 流量可変サイクルタイム：1min

試験結果を図 3-2-7 に示すが、1 分間隔で 80L/min (PSA 単独) と 130L/min (PSA+酸素ポンベ) を切替えた時の酸素濃度は概ね 95%前後で安定しており、本予備試験の結果ではガス変換炉に及ぼす影響は小さく、酸素ポンベとの併給効果は高いと考えられる。そこで、PSA と酸素ポンベの切替を酸素取り出し流量により自動化し、実証評価を実施した。

3) PSA/酸素ポンベ切替制御の概要

基本性能評価より、ガス変換炉での酸素使用量に対する PSA 酸素供給量の不足分を既設酸素ポンベシステムより補充する必要性があり、2つの酸素供給システムのマッチング制御機能の開発とその評価を行った。本制御の基本的な考え方は、PSA 製造酸素を最大限利用すること。すなわち、PSA 酸素混合率を高くすることである。これは、酸素製造コストの経済性からも明らかなことである。

図 3-2-8 に、ポンベ補充システムの接続フロー図を示す。酸素ポンベシステムは、減圧弁、遮断弁を通じて、PSA 用バッファタンク 1 次側に接続される。なお、PSA+ポンベの混合酸素はガス変換炉における原料バーナ用酸素として供給される。

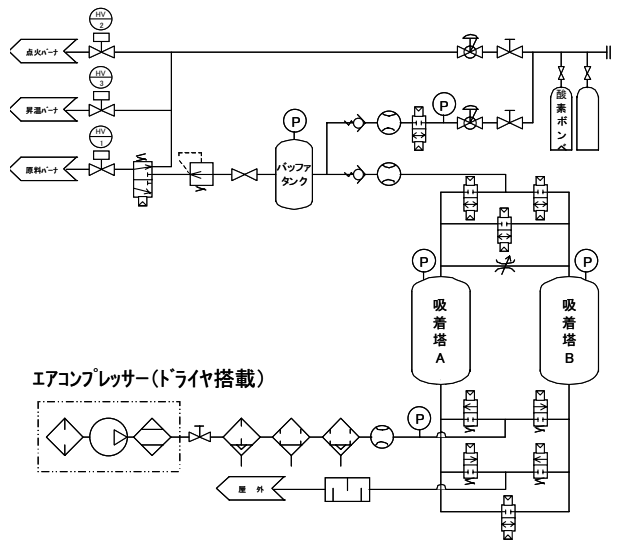


図 3-2-8 酸素ポンベ補充システムの接続フロー

4) ポンベ補充システムマッチング機能の最適化検討

PSA で製造された酸素と、酸素ポンベ補充システムのマッチングに当たっては、次の 3 ステップの補充システム改良を図り実施した。

- ステップ①：減圧弁のみの調整
(最大酸素供給量 300L/min 時の PSA 生成量を 120L/min とする)
- ステップ②：バッファタンク圧力による遮断弁動作制御の追加 (表 3-2-3)
- ステップ③：減圧弁設定調整の改良
(最大酸素供給量 200L/min (ガス変換炉酸素消費上限) 時の PSA 生成量を 120L/min とする)

表 3-2-3 ポンベシステム遮断弁の動作条件

開/閉	開閉条件	
	酸素流量	BT 圧力
開	130L/min 以上	0.43MPa 以下
閉	120L/min 以下	0.47MPa 以上

各ステップ毎の酸素供給量 (PSA+ポンベ) に対する、PSA 酸素混合率との関係を図 3-2-9 に示す。これより、上記ステップを経て酸素ポンベ補充システムのマッチング制御の改良を図ることにより、酸素供給量の全領域において、PSA 混合率が向上していることがわかる。特に、PSA 酸素による供給が十分可能な低流量 (120~160L/min) において、不要な酸素ポンベからの供給を抑制できている。こ

これは、ステップ2のバッファタンク圧力を考慮した遮断弁の開閉制御（バッファタンク圧力が十分にある間は、ポンベ供給を中止する）が寄与しているものと考えられる。また、図3-2-10より、PSA+酸素ポンベ補充系統のマッチング制御により、酸素供給量の高い範囲でも、90%以上の酸素濃度を満足することが可能であることがわかる。

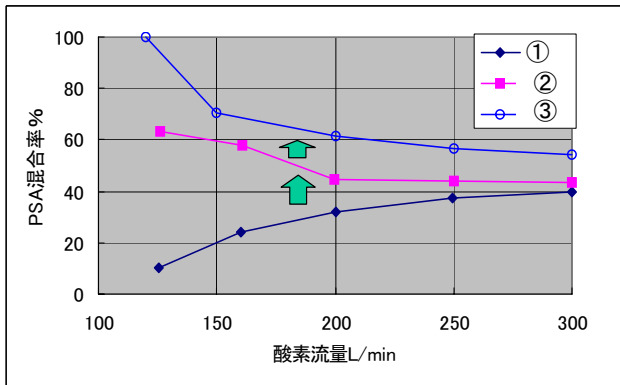


図 3-2-9 酸素流量とPSA混合率の関係

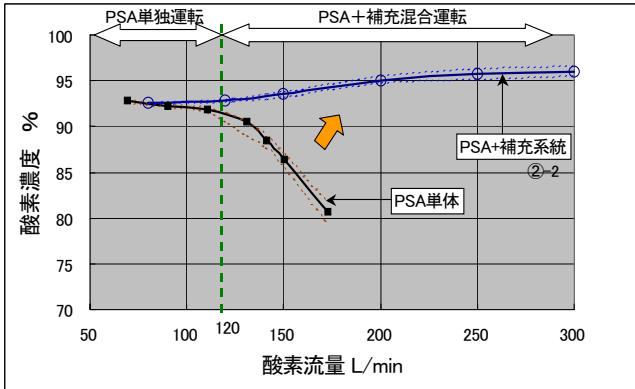


図 3-2-10 酸素流量と供給酸素濃度の関係

3-2-4. PSA 製造酸素のコスト試算

本研究開発において、PSAによる酸素製造を実施する目的のひとつである、酸素ポンベ供給に対する経済性向上の検証を行った。図3-2-11に本装置での基本性能試験結果を基にした装置の空気収支について示す。これより、PSA取り込み空气中酸素の約40%(vol)を供給

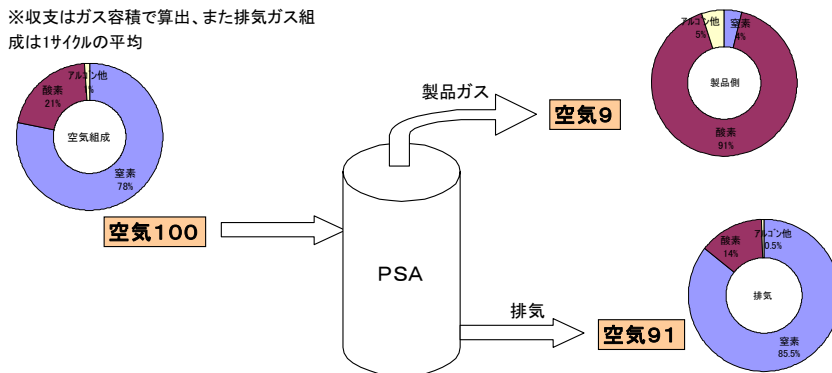


図 3-2-11 PSA装置の空気収支

酸素として回収できたことがわかる。また、装置の必要電力がほぼ12KWで一定であったことを基に、本装置でのPSA酸素の製造コスト試算結果を表3-2-4に、酸素ポンベとのコスト比較結果を表3-2-5に示す。これより、PSAの酸素製造コストは約69円/Nm³となり、ポンベ供給と比較しても十分経済性の高いシステムであることがわかった。

表 3-2-4 PSA製造酸素のコスト試算

条件: 酸素製造量7.2m³/hr(120L/min)、24hr自動運転、O₂収率40%

	原単位	備考
設備費	44円/Nm ³ (O ₂)	PSA一式9,000千円、7年償却
原料費	0	空気のみ
電気代	24円/Nm ³ (O ₂)	エアコンプレッサー用、15円/kW
人件費	0	通常は自動運転
保全費	1円/Nm ³ (O ₂)	3千円/月を見込む
	69円/Nm ³ (O ₂)	

表 3-2-5 PSAとポンベの酸素コスト比較

	PSA(試験機)	液相酸素(ポンベ)
原単位	69円/Nm ³	235円/Nm ³
O ₂ 濃度	90~95%	99.9999%以上
規模	7.2m ³ /hr	119m ³ /本
スペース	3.5m ² 程度	1m ² 程度(ポンベ庫)

3-2-5. PSA で製造した酸素による高温ガス変換炉の実証評価

1) PSA 酸素による高温ガス変換炉運転の試験条件

PSA+酸素ポンベ補充マッチング制御により酸素を供給し、高温ガス変換炉での実証試験を行った。酸素ポンベから供給した場合のガス変換炉運転状態との比較により、昇温過程、ガス化過程における運転確認と、PSA+酸素ポンベ補充マッチング制御の動作検証を実施した。

表 3-2-6 PSA酸素によるガス変換炉試験条件

項目	試験条件
酸素供給方法	酸素ポンベのみ PSA+ポンベ
昇温時燃料	純メタン
昇温時燃料供給量	2.69 Nm ³ /h
昇温時酸素供給量	6.4 Nm ³ /h
ガス化原料	木屑
ガス化原料供給SF回転数	約 20 rpm
ガス化用酸素供給量	10 Nm ³ /h

表 3-2-6 に、酸素ポンベのみと PSA+酸素ポンベのそれぞれの酸素供給方法における、ガス変換炉の試験運転条件を示す。酸素供給方法以外の条件を合わせた試験とした。また、PSA+ポンベでの供給酸素は、原料バーナのみへの供給としているが、昇温時のメタン燃焼のタイミングから PSA 酸素を供給し、昇温を実施している。

2) PSA 酸素による高温ガス変換炉運転の試験結果

図 3-2-12 は、酸素ポンベのみと、PSA+酸素ポンベそれぞれにおけるガス変換炉運転状態の経過の比較を示している。時間軸は、ガス化原料（木屑）投入時を一致させている。

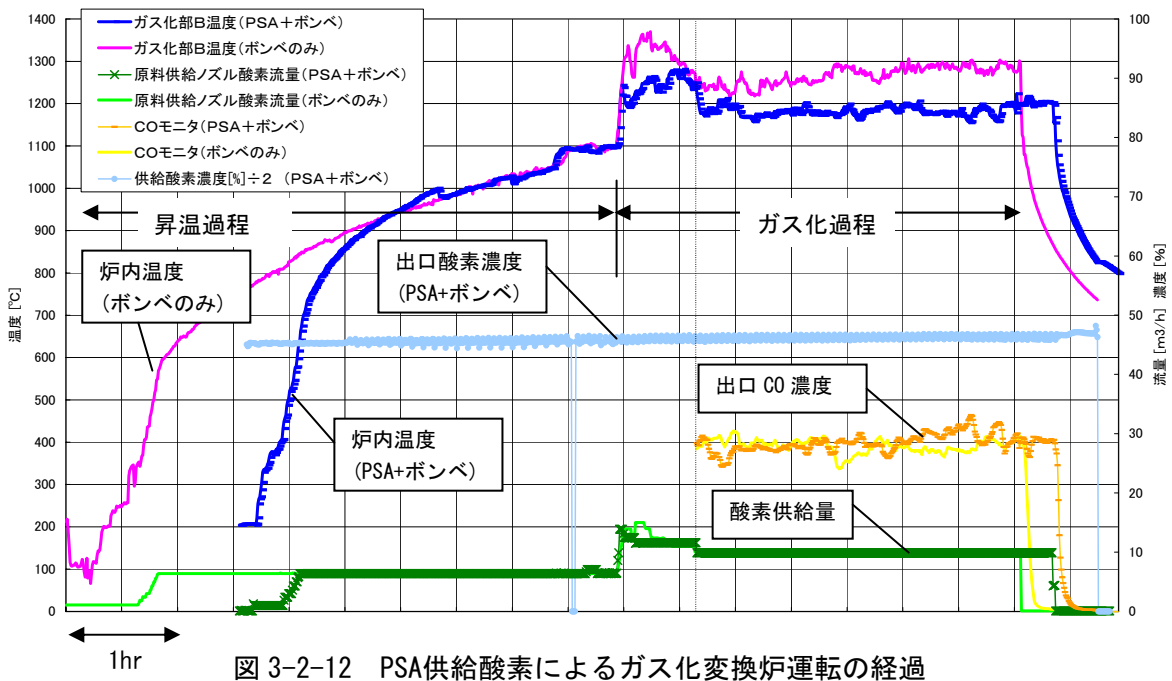


図 3-2-12 PSA供給酸素によるガス化変換炉運転の経過

昇温時におけるガス化開始前の炉内温度(昇温傾向)は、ほとんど一致しており、PSA 酸素による炉昇温速度は、酸素ポンベによる酸素供給とほぼ同等であることがわかった。なお、昇温開始時点での昇温速度が異なるのは、PSA 酸素での試験時は、前日までのガス化炉試験後の余熱によるものと考えられる。

次に、ガス化原料投入後のガス化過程における炉内温度については、80～100℃程度差が見られるものの、酸素ポンベのみ、PSA+酸素ポンベ共に温度変動は小さく、安定していることがわかる。また、出口CO濃度の変動も小さいことから、ガス化反応も安定して進行していると言える。

さらに、PSA+酸素ポンベ補充システムのマッチング制御において、試験中酸素供給量は最大約14Nm³/h (233L/min) に達しているが、供給酸素濃度は90～95%で安定しており、ガス変換炉実機での運転に対しても制御上問題なく動作していることがわかった。

以上のことから、PSA を使用した酸素供給によるガス変換炉の運転を実施する目的は達成できたものとする。

3-3. 考察及びフェーズⅡのまとめ

3-3-1. PSA 試験装置の設計・製作

1) 設備規模

- ・ 吸着タンク：416L×2 塔
- ・ 吸着剤：合成ゼオライト 195kg×2 塔
- ・ バッファタンク：228L
- ・ 吸脱着サイクル：吸着 180sec+脱着 180sec

2) 性能

- ・ 供給空気量：1,320L/min (79.2Nm³/h)
- ・ 酸素ガス取出し量：120L/min (7.2Nm³/h)
- ・ 酸素ガス濃度：90.7%
- ・ 酸素ガス供給圧力：0.3MPa (バッファタンク内圧力 0.47MPa)
- ・ 電力消費量：11.67kWh (原単位 1.62kWh/Nm³)

3-3-2. PSA 操作条件と酸素製造特性の基礎評価

1) 吸・脱着サイクルタイムの検討

酸素流量 140L/min と 150L/min の 2 条件において、最適なサイクルタイムの評価を実施した。評価したサイクルタイムは 140～200sec である。いずれの条件においても、サイクルタイム 170～180sec の時、酸素濃度が最大となり、170sec 以下、180sec 以上のサイクルタイムでは最大 5% の酸素濃度低下が見られることがわかった。

2) 均圧方法・時間の検討

吸着器の均圧方法、および上下に設置されている均圧バルブの開閉時間について評価を行ったが、製品酸素濃度に及ぼす影響は小さいことがわかった。

3) 酸素流量と酸素濃度の関係

製品として取り出す酸素流量と酸素濃度の関係について評価を実施した。評価した酸素流量は 60L/min (3.6Nm³/h) ～180L/min (10.8Nm³/h) である。

酸素流量 130L/min までは酸素濃度の低下は小さく、92%～93%の酸素濃度を保っている。

しかし、140L/min で酸素濃度が 90%になり、それ以上流量を増加させると急激に酸素濃度が低下し、180L/min の流量では酸素濃度が 80%以下になることがわかった。

3-3-3. PSA 製造酸素とボンベ供給酸素混合による酸素濃度の変動評価

- 1) 以下の条件において酸素供給方法の切替え制御を実施した結果、目標どおりの制御性能が得られ、PSA で製造された酸素を最大限活用できることがわかった(酸素使用量 200L 時、PSA : ボンベ=65% : 35%)

【切替え条件】

- ・ PSA とボンベの混合供給 : 供給流量 130L/min 以上かつバッファタンク圧 0.43MPa 以下でボンベ切替え弁開
 - ・ PSA のみで単独供給 : 供給流量 120L/min 以下かつバッファタンク圧 0.47MPa 以下でボンベ切替え弁開
- 2) 上記条件において、供給酸素濃度は 90~95%、バッファタンク内圧力は 0.43~0.55MPa で、供給圧力は 0.3MPa で安定していることを確認した。

3-3-4. PSA で製造した酸素による高温ガス変換炉の実証評価

- 1) 昇温過程での昇温速度は PSA 酸素においても純酸素とほぼ同等であった。その時の燃焼酸素比は、純酸素 1.19、PSA 製造酸素 1.08 であった。
- 2) 原料投入後のガス化過程において、PSA 製造酸素を用いた時の炉内温度は 1,180℃ (B 部) であり、純酸素と比較し 80℃程度低いことがわかった。しかしながら、生成ガス組成は、PSA 酸素においても特に大きな差は見られなかった (CO 濃度: 27% (純酸素)、30% (PSA))
- 3) PSA 酸素供給時のボンベ切替え制御は、ガス化運転の酸素供給増大時 (200L/min 以上) において正常に機能することを確認した。さらに、ガス変換炉への供給圧力は、約 0.29MPa 程度で安定しており、酸素濃度も 90~95%程度で安定していた。
- 4) 以上の結果より、PSA で製造された酸素のガス変換炉への適用は可能であり、その有効性を実証することができた。

4. 成果の達成度

PSA で製造した酸素によるガス変換炉とのマッチング評価を完了し、当初の目的は達成できた。

5. 今後の課題

本研究において、ガス変換炉への適用性については評価/実証したが、今後は他の用途への適用について検討していく。