

排煙脱炭技術と EOR への適用における経済性

Flue Gas CO₂ Recovery, Its Application and Cost Analysis for EOR

機械事業本部 飯島正樹*1

当社と関西電力(株)は共同して、1990年から地球温暖化対策の一つとして発電所ボイラ排ガスからCO₂を回収する技術の開発に取り組んできた。既に8年以上研究開発を続けており、CO₂回収エネルギーが少なく、劣化、腐食のほとんどないKS-1、KS-2とKS-3の3つの新吸収液を開発するとともに、CO₂吸収塔をコンパクト化し、排ガスの動力を大幅に削減する新充填材KP-1を開発した。関西電力(株)南港発電所に設置されているパイロットプラントを用いた試験は、平成7年度から中央電力協議会の場における電力各社との共同研究となっている。本報は、これらの技術をEOR(Enhanced Oil Recovery)に適用した場合の経済性について分析した。

MHI and The Kansai Electric Power Co., Inc. have been developing flue gas CO₂ recovery technology since 1990 as a measure against Global Warming. As a result of the research and development efforts which have now been carried out for more than eight years, the new energy-efficient solvents KS-1, KS-2 and KS-3, which are less corrosive and cause less degradation than those used previously, have been developed. In addition, a research has produced a new packing, KP-1, that can reduce the size of CO₂ absorbers and the horsepower requirements of flue gas blowers. On the pilot plant, which is located in Nanko Power Plant of The Kansai Electric Power Co., Inc., the pilot tests have been conducted by The Central Electric Power Council targeted for all utility companies in Japan and MHI since the fiscal year of 1995. This paper analyzes the cost of flue gas CO₂ recovery from flue gas by using our new technology for the purpose of EOR (Enhanced Oil Recovery).

1. ま え が き

当社と関西電力(株)は、地球温暖化対策の1手段として、火力発電所ボイラ排ガスからのCO₂を化学吸収法によって分離回収する技術開発を1990年から世界に先駆け開始している。

世界的に見ると、CO₂の用途として最も多いのは、原油の増進回収法(EOR: Enhanced Oil Recovery)である。

EOR以外としては、一般的用途としてドライアイスや炭酸飲料のほか、化学工業では尿素やソーダ灰の製造にCO₂が用いられている。

現在、EORに用いられるCO₂の大半は、CO₂ガス田から生産されるCO₂が、パイプラインによって油田に供給されているが、発電所等の排ガスからCO₂を回収してEORに用いる場合、EORとしての原油増産のメリット以外に、CO₂の大気中への排出削減に大いに寄与することになる。

2. 当社開発の排煙脱炭技術と従来技術

2.1 従来技術

従来、ボイラ排ガスからのCO₂回収には、モノエタノールアミン(MEA)が用いられている。当社と関西電力(株)は、まずこのモノエタノールアミンの技術の中で、最も省エネルギープロセスとして、その腐食防止の効果の高いインヒビタを用いた技術を実証するため、関西電力(株)の南港火力発電所にパイロットプラントを設置し、CO₂の回収性能を評価する試験を実施した。この結果、モノエタノールアミンを用いた技術は、CO₂回収のために消費する熱エネルギーが大きく、さらにモノエタノールアミンは劣化や消費量が多いことが確認された。

当社は、発電所規模のボイラ排ガスから経済的にかつ少ないエネルギー消費でCO₂を回収するため、次に示すテーマを掲げ基礎研究からの取り組みを始めた。

(1) 吸収液の再生エネルギーの大幅削減

(2) 排ガスブロウ動力の大幅削減

(3) 発電所規模の大型化と装置のコンパクト化

(4) アミンロス的大幅削減

(5) 排ガス中の不純物に対する対策

(6) 発電プラントと排煙脱炭プラントの最適スチームインテグレーションシステム

2.2 省エネルギー新吸収液の開発⁽¹⁾

化学吸収法における最大のテーマは、その大きな再生エネルギーを低減することである。従来技術であるMEAを用いてボイラ排ガスからCO₂を回収する場合、吸収液の再生エネルギーはパイロットプラント試験において900 kcal/kgCO₂であることが判明した。この値は、単純にエネルギーだけを比較するとボイラにおける燃焼エネルギーの約20%に相当する。

当社は、再生エネルギーの削減を図るため、アミンの立体障害の度合いが高いほど再生エネルギーが小さくなる可能性が高いことに着目し、このようなカテゴリの中で可能性のあるアミンを対象に入手可能な80種類について基礎試験を実施し、この中で有望なアミンについては、ベンチ試験機とぬれ壁試験装置によりその吸収・再生性能と物性等の問題点の有無を試験した後、パイロットプラントにおいて、評価試験を行った。

この結果、最も優れている3種類の新吸収液としてKS-1、KS-2とKS-3を開発した。

いずれも従来の吸収液であるMEAに比べ約20%再生エネルギーの削減が可能であることが判明している。

図1は、パイロットプラントにおける吸収液再生のための蒸気消費量について新吸収液KS-1、KS-2、KS-3とMEAとを比較したものである。

一方、吸収液の腐食については、基礎試験において、新吸収液であるKS-1及びKS-2はいずれも腐食性が非常に小さく、腐食対策は必要ないと試験結果が得られた。

表1は、MEAと、KS-1、KS-2を対象に再生条件より更に厳し

*1 化学プラント技術センター企画グループ主査

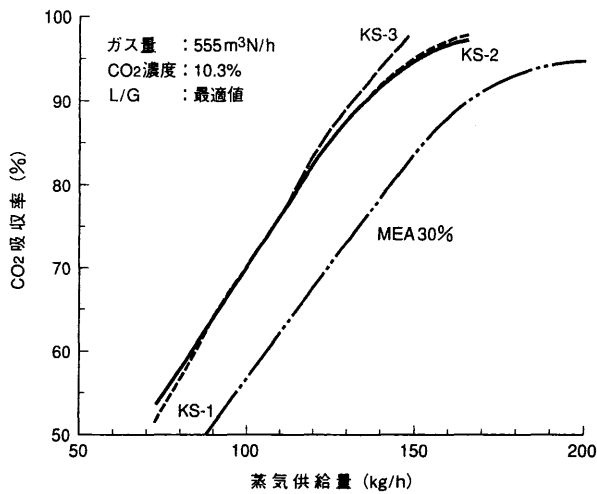


図1 パイロットプラントにおける蒸気消費量とCO₂回収率の関係 KS-1, KS-2, KS-3とMEAとのCO₂回収における蒸気供給量の比較を示す。
Relationship between steam consumption and CO₂ recovery in pilot plant

表1 腐食試験結果
Corrosion test results

	(単位: mils per year)	
	テスト-1	テスト-2
MEA	93.0	76.4
MEA+インヒビタ	9.5	8.3
KS-1	3.1	3.6
KS-2	2.0	2.2

試験条件: 130°C, O₂存在下

い条件下において腐食試験を実施した結果である。従来のMEAはこの試験結果から分かるように、防食のインヒビタを用いないと炭素鋼には使えないことが分かる。

パイロットプラント試験においては、CO₂回収のためのエネルギーのみならず、吸収液の劣化度合を熱安定性塩の増加量により測定した結果、新吸収液KS-1, KS-2, KS-3は、劣化がほとんどないことが確認された。

2.3 低圧損新充てん材

ボイラ排ガスからのCO₂回収プロセスにおいて、吸収液の再生エネルギーに次いで、エネルギー消費の大きな項目は、排ガスブロウの動力である。ボイラ排ガスは、その容量が非常に大きく、わずかな圧力損失の低下は、大きなブロウ動力の削減をもたらす。

このため当社は、排ガスの抵抗の非常に小さい新充てん材の開発に取組み、ぬれ壁式気液接触型としては理想的形状に近い新充てん材KP-1を開発し、パイロットプラントのCO₂吸収部に投入してその性能を確認した。

2.4 発電プラントとの蒸気システムのインテグレーション

新吸収液KS-1, KS-2, KS-3の開発により吸収液の再生エネルギーは大幅に低減できたものの、依然として大きなエネルギーを必要とする。しかしながら、吸収液の再生は110~120°C程度の低い温度で可能なため、低圧蒸気(2~3 kg/cm²G)で十分可能である。発電プラントにおいて低圧蒸気を確保するとともに、排煙脱炭装置の廃熱を発電プラント内において有効に利用する蒸気のインテグレーションシステムを構築した。このシステムにおいて、LNGだき火力発電プラントにおけるCO₂回収のための出力の低下を計算すると約5%の出力減少でとどまることが判明してい

表2 従来技術と開発技術の比較

Comparison of conventional technology and newly developed technology

項目	従来技術	開発技術	備考
再生エネルギー	1	0.8	KS-1, KS-2又はKS-3吸収液の適用
吸収液の劣化	1	1/40	KS-1, KS-2又はKS-3吸収液の適用
吸収液の損失	1	1/20	KS-2吸収液とアミンロス削減技術の適用
腐食度合	防食インヒビタが必要	防食インヒビタが不要	KS-1, KS-2又はKS-3吸収液の適用
吸収塔からのアンモニアの放出	1	1/15	KS-1, KS-2又はKS-3吸収液の適用
吸収液循環量	1	0.65	KS-1, KS-2又はKS-3吸収液の適用
吸収塔圧力損失	1	1/7	KP-1充てん材の適用
火力発電の出力低下	1	1/4	KS-1, KS-2又はKS-3吸収液の適用, KP-1及び新蒸気システム適用

表3 米国におけるCO₂EOR原油生産量

Crude oil production by CO₂ EOR in USA

(単位: バレル/d)

年	1994	1995	1996	1997	1998
CO ₂ EORによる原油生産量	95 591	144 973	161 486	170 715	179 024

る。

2.5 従来技術と開発技術との比較

パイロットプラント試験によって得られた結果及び蒸気のインテグレーションシステムの検討結果から、従来技術と開発した技術との比較を表2に示す。

表2からも分かるように、ボイラ排ガスからのCO₂回収エネルギーの低減とともに、ユーティリティや設備費の大幅な低減が可能となった。

3. CO₂を用いたEOR (Enhanced Oil Recovery)

CO₂を用いたEORは、米国を中心にカナダ、トルコ、ハンガリー等で行われている。表3は、米国におけるCO₂EORによる原油の生産量で、ここ5年間の推移を示しており、原油価格が低迷しているにもかかわらず、比較的順調に生産が伸びていることが分かる。

1998年におけるCO₂EORによる原油生産量は、米国全体の原油生産量の約2.8%を占めるに至っている。米国におけるCO₂EORを行っている主な油田地帯は、テキサス州西部で、ここではコロラド州やニューメキシコ州のCO₂ガス田からパイプラインにより、CO₂が供給されている。

CO₂を用いたEORのパフォーマンスとしては、原油を1バレル生産する際にどのくらいのCO₂を必要とするかであり、一般に2.8~8 MSCF^(注)/BBLとされている。

(注) 1 MSCF = 10³スタンダード立方フィート
= 52.6 kg (CO₂の場合)

一方、CO₂の井戸元における価格は、0.5~1.5 USドル/MSCF-CO₂が経済性の成立範囲である。

EOR用にボイラ排ガスからCO₂を回収する試みが、1980年代の前半にテキサス州の西部において行われたが、このCO₂を回収するプラントが建設されると相前後して、パイプラインによって

CO₂が油田地帯に供給され始め、CO₂の価格として競争力をなくし、わずかに10箇月間CO₂回収プラントを運転したのみで、以降このプラントは、解体されてしまった。

このプラントは、モノエタノールアミン (MEA) を用いて、当時としては最も進んだ省エネルギー化の技術によりCO₂回収が行われたが、CO₂回収・供給コストは、2.9 USドル/MSCFであり、CO₂供給コストとしてかなり高いことが分かる。

4. 当社の排煙脱炭の新技术を用い、大規模のCO₂回収を行った場合のCO₂回収コストの試算

図2に排煙脱炭 EOR の概念を示す。

大規模のCO₂回収の試算として、下記の2ケースについて試算した。この2つのケースは、当社の排煙脱炭装置の大型化のノウハウを活用することにより、近年中に実施できる規模として想定している。

- 天然ガスだき 600 MW ボイラ排ガスからのCO₂回収：1系列
- ガスタービン 90 MW 2系列からのCO₂回収：1系列

4.1 ボイラ排ガスCO₂回収設備の試算

天然ガスだき 600 MW ボイラ排ガスからのCO₂回収・コンプレッションシステムのマテリアルバランスを図3に示す。600 MW ボイラの排ガス量は、1740 000 m³N/hあり、CO₂を約8.6 vol %含むため、排ガス中のCO₂を90 %回収すると、回収CO₂量は、134 000 m³N/hとなる。このCO₂を圧縮し水分を除去した後、高

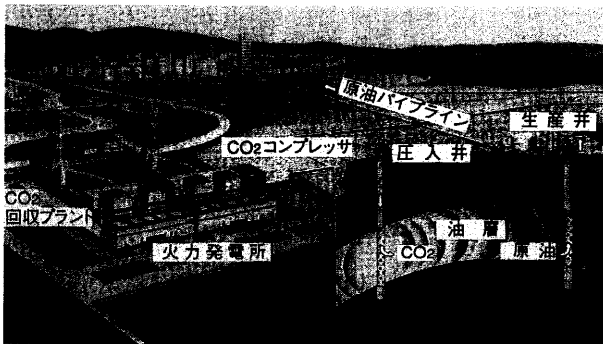


図2 排煙脱炭 EOR の概念
Concept of flue gas CO₂ recovery for EOR

圧コンプレッサで圧縮して、約140 kg/cm²Gの圧力まで圧縮してCO₂パイプラインへ供給する条件で試算した。この場合、下記のユーティリティが必要となる。

- 電気 : 4 355 kW
- 燃料ガス : 29 700 m³N/h
- ボイラ補給水 : 11 t/h
- 冷却水 (海水) : 19 160 t/h
- 吸収液の補給 : 160 kg/h

4.2 ガスタービン排ガスからのCO₂回収設備の試算

90 MW ガスタービン2基からの排ガスのCO₂回収・コンプレッションシステムのマテリアルバランスを図4に示す。90 MW ガスタービン1基からの排ガスは、953 500 m³N/hであり、2基分の排ガスを集め、1つのCO₂回収装置で処理するケースをスタディした。ガスタービン排ガスに含まれるCO₂は、3.5 vol %しかなく、ボイラ排ガスと比べCO₂は、約40 %しか含まれない。このため、処理排ガス量が多い割には回収できるCO₂は少なくなる。

CO₂回収設備として1907 000 m³N/hの排ガスを処理し、CO₂の85 %を回収するとすると、回収されるCO₂量は、56 800 m³N/hとなる。

このCO₂を圧縮し水分を除去した後、高圧コンプレッサで圧縮して、140 kg/cm²Gの圧力まで昇圧してCO₂パイプラインに供給する条件で、試算した。

この場合、下記のユーティリティが必要となる。

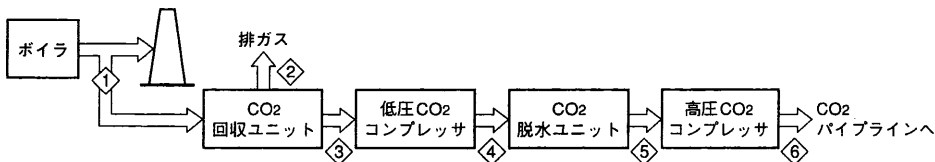
- 電気 : 4 480 kW
- 燃料ガス : 13 280 Nm³/h
- 淡水 : 72.2 t/h
- ボイラ補給水 : 5 t/h
- 冷却水 (海水) : 8 200 t/h
- 吸収液の補給 : 71 kg/h

4.3 CO₂回収・圧縮コスト

ボイラ及びガスタービン排ガスからのCO₂回収コストを下記の条件にて、試算した。

- ① 設備費の償却費 10 %/年
- ② ユーティリティの単価

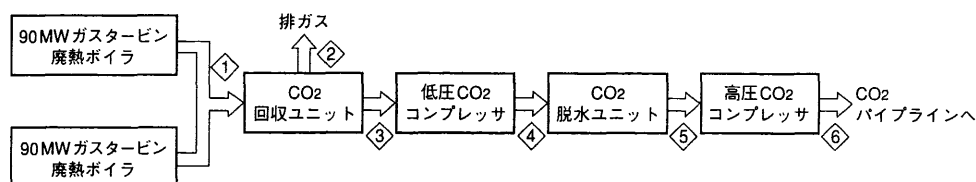
- 電気 : 4 USセント/kWh
- 燃料 : 0.5 USドル/10⁶BTU



ストリーム番号	①	②	③	④	⑤	⑥
圧力 (kg/cm ² abs.)	1.03	1.03	1.33	26.6	25.6	141.6
温度 (°C)	150	58	50	50	53	50
組成 (mol%)						
N ₂	70.90	77.50	0.10	0.10	0.10	0.10
O ₂	2.43	2.65	—	—	—	—
CO ₂	8.55	0.94	90.44	99.23	99.90	99.90
H ₂ O	17.26	17.97	9.46	0.67	<300ppm	<300ppm
Ar	0.86	0.94	—	—	—	—
合計	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
流量 (m ³ N/h)	1740767	1592394	148110	134907	133920	133920
流量 (MMSCFD)	1560	1427	132.7	120.9	120	120

(注) MMSCFD : Million Standard Cubic Foot per Day

図3 600 MW ボイラケースマテリアルバランス
Material balance of 600 MW boiler case



ストリーム番号	①	②	③	④	⑤	⑥
圧力 (kg/cm ² abs.)	1.04	1.033	1.33	26.6	25.7	141.7
温度 (°C)	180	49.1	50	50	53	50
組成 (mol%)						
N ₂	75.70	74.64	0.10	0.11	0.11	0.11
O ₂	13.00	12.81	—	—	—	—
CO ₂	3.50	0.52	90.44	97.66	99.89	99.89
H ₂ O	7.80	12.03	9.46	2.23	<300ppm	<300ppm
Ar	N/A	N/A	—	—	—	—
合計	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
流量 (m ³ N/h)	1907000	1934100	62730	58094	56796	56796
流量 (MMSCFD)	1708	1734	56.2	52.06	50.90	50.90

図4 90 MW ガスタービン2基マテリアルバランス
Material balance of two 90 MW gas turbine

表4 CO₂回収・コンプレッションコストの比較

Comparison of CO₂ recovery and compression costs

項目	600 MW ボイラケース	90 MW×2 ガスタービンケース
排ガス量	1741000 m ³ N/h	1907000 m ³ N/h
CO ₂ 濃度	8.55 vol %	3.50 vol %
CO ₂ 回収率	90 %	85 %
CO ₂ 純度 (ドライベース)	99.9 %	99.9 %
CO ₂ 回収量	134000 m ³ N/h	56800 m ³ N/h
CO ₂ 圧力	140 kg/cm ² G	140 kg/cm ² G
CO ₂ コスト内訳		
●設備償却費	0.41 (USドル/MSCF)	0.70 (USドル/MSCF)
●ユーティリティ及びケミカルコスト	0.35	0.49
●運転員費	0.016	0.04
●メンテナンス及び一般管理費	0.04	0.07
CO ₂ コスト合計	0.816 (USドル/MSCF)	1.30 (USドル/MSCF)

ボイラ補給水 (淡水) : 2.5 USドル/t
冷却水 (海水) : 1 USセント/t
吸収液 : 6.0 USドル/kg

③ オペレータコスト

オペレーションエンジニア : 1人
オペレータ : 3人×4シフト

④ メンテナンスコスト及び一般経費: 設備償却費の10%

⑤ 利用率 : 75%

上記条件により試算した結果を表4に示す。

5. 結 論

4章で試算したCO₂回収コストは、CO₂を油田のCO₂圧入井まで輸送するパイプラインコストを含まないため、CO₂の井戸元コストとしては、CO₂パイプラインコストを含める必要がある。

CO₂パイプラインコストは、100 km 当り、0.1 USドル/MSCF程度とされ、大量のCO₂排出源である発電所や大型ボイラやガスタービンが油田の比較的近く (300 km 以内) にあれば、CO₂パイプラインコストは、0.3 USドル/MSCF 以下であり、CO₂回収・コンプレッションコストに上乗せしても、CO₂EORとして現在米国で供給されているCO₂のコストと同程度になる。

一方、ボイラやガスタービン排ガスからCO₂を回収することにより、CO₂の大気への放出を削減でき、EORによってCO₂を地下の油層に封入できるため、本システムは、温暖化対策として有効である。

CO₂の大気への放出削減をCO₂排出権売買として取引することも可能となり、このCO₂排出権収入は、CO₂EORを後押しすることとなる。

6. 今後の課題

CO₂回収コストを削減するためには、CO₂回収に要するエネルギーを大幅に削減することとともに、CO₂回収設備のコストダウンが重要である。当社は、CO₂回収設備を大容量化することによって、単位CO₂当りのCO₂回収コストを大幅に引下げることが可能と考えている。このため、排煙脱硫装置の大容量化で培った技術を生かし、CO₂回収設備の大容量化とコストダウンに取り組んでいる。

7. む す び

当社は地球温暖化対策を目的として、発電所排ガスからのCO₂回収技術の開発に取り組んできた。回収したCO₂は、単に処分するのではなく、EORのように有効に用いることがまず必要ではないかと考え、EOR用への適用の検討を進め、世界の石油生産会社へもPRを行っている。将来、原油の生産の落込みが予想されており、排ガスからのCO₂回収技術が、石油の回収率の向上と温暖化対策の双方に役立つことを願っている。

参 考 文 献

- (1) 三村ほか, Development of Energy Saving Technology for Flue Gas Carbon Dioxide Recovery in Power Plant by Chemical Absorption Method and Steam System, The Third International Conference on Carbon Dioxide Removal Massachusetts USA, September 9-12 (1996)
- (2) 飯島正樹ほか, 排煙脱炭技術とその適用, 三菱重工技報 Vol.34 No.3 (1997) p.194~197
- (3) Masaki Iijima et al., A Feasible New Flue Gas CO₂ Recovery Technology for Enhanced Oil Recovery, 1998 SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium held in Tulsa, Oklahoma 19-22 April (1998)