公開用

終了報告書

SIP(戦略的イノベーション創造プログラム)

課題名「エネルギーキャリア」

研究開発テーマ名「アンモニア直接燃焼」

研究題目「既設火力発電所におけるアンモニア混焼に関する検討」

研究開発期間:平成28年10月3日~平成31年3月31日 研究担当者 :稲垣 秀樹 所属研究機関:中部電力株式会社 目次

1.	本研	究の目	目的・	•	••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	1
2.	研究	開発目	目標と	7,	イル	ノス	arepsilon		ン	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	1
3.	研究	開発実	〔施内	容	•••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	1
3 –	-1.	既設火	く力発	電	所へ	-の	P	ン	モ	二	T	混	焼	の	適	用	ЪÌ	能	性	調	査	•	•	•	•	•	•	•	•	•	1
3	-1	-1.	技術	動[句謂	個查	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	1
3	-1	-2.	適用	評	面文	象	発	電	所	\mathcal{O}	選	定	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	8
3 –	-2.	既設火	、力発	電	所て	うの	P	ン	モ	二	P	混	焼	シ	ス	テ	ム	の	基	本	設	計	•	•	•	•	•	•	•	•	13
3	-2	-1.	アン	モ:	ニア	混	焼	方	法	\mathcal{O}	検	討	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	13
3	-2	-2.	燃焼	特	生・	発	電	性	能	\mathcal{O}	評	価	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	23
3	-2	-3.	混焼	シ	ステ	- 4	\mathcal{O}	実	機	適	用	評	価	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	29
3 -	-3.	その他	1燃料	・と (のア	ン	モ	二	T	混	焼	ラ	ボ	試	験	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	34
3 -	-4.	事業性	上評 価	•	•••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	44
3	-4	-1.	経済	性	評征	i •	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	44
3	-4	-2.	リス	ク言	評征	i •	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	47
3	-4	-3.	総合	·的7	な事	業	性	評	価	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	49
3 –	-5.	まとめ	· ·	•	•••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	50
3 -	-6.	今後の)課題	•	••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	53
4.	外部	発表実	ミ績・	•		•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	54
5.	特許	出願実	ミ績・	•	•••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	54
6.	参考	文献・	•••	•	•••	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	•	54

図表一覧

図1.	碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラ構造
図2.	微粉炭バーナ構造
図3.	ガスタービン構造
図4.	ガスタービン燃焼器構造(予混合燃焼方式)
図5.	碧南火力発電所 空気系統
図6.	ガスタービン燃料系統
図7.	碧南火力発電所における脱硝用アンモニア概略系統
図8.	川越火力発電所における脱硝用アンモニア概略系統
図9.	既設火力発電所でのアンモニア混焼率とアンモニア消費量
図10.	碧南火力発電所全景
図11.	川越火力発電所全景
図12.	碧南火力発電所全体配置図

- 図13.気化システムの概略系統およびヒートバランス(海水利用)
- 図14.気化システムの概略系統およびヒートバランス(復水器出口海水+抽気利用ケース)
- 図15. アンモニアタンクおよび気化器他補機配置
- 図16. 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラバーナ外観
- 図17. 微粉炭バーナへのアンモニアバーナ追設
- 図18. アンモニア供給概略系統
- 図19.伊勢湾内当社火力発電所およびLNGインフラ
- 図20. GTCCにおける燃料(天然ガス)系統
- 図21. 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラの概略ヒートバランス計算シート
- 図22. EnergyWin による碧南5号機ヒートバランス解析
- 図23. 川越火力発電所4号系列1軸の概略ヒートバランス解析シート
- 図24. 反応管燃焼試験装置
- 図25. 反応管燃焼試験装置の概略系統
- 図26. NOx 生成量(O₂=16% 換算)
- 図27. 灰中未燃分(炭素分)
- 図28.アンモニア調達価格に対するアンモニア混焼発電原価
- 図29. アンモニア混焼発電コスト
- 図30. 既存火力発電コストを達成するために必要な CO2価値試算
- 表1. アンモニア物性
- 表2. 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラ諸元
- 表3. 川越火力発電所4号系列1軸分諸元
- 表4. 碧南火力発電所一覧
- 表5. 当社ガスタービン発電所一覧
- 表6. アンモニア貯蔵タンク仕様
- 表7. 海水利用ケースのアンモニア気化器仕様
- 表8. 当社 GTCC 例
- 表9. 100%出力時の性能比較
- 表10. アンモニア気化熱源に対するプラント効率
- 表11. 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラへの適用評価まとめ
- 表12. 既設 GTCC 発電所への適用評価まとめ
- 表13. 石炭 NH3 混焼試験条件
- 表14. 燃料分析結果
- 表15. 燃料の粒度分布測定結果
- 表16. 粒度調整条件(粉砕装置)
- 表17. 試験試料外観
- 表18. 反応管燃焼試験条件
- 表19. 排ガス分析項目
- 表20. 反応管燃焼試験 実施結果(抜粋)
- 表21. 反応管燃焼試験 実施結果(空気量)
- 表22.反応管燃焼試験中の燃料供給状況および燃焼灰付着状況
- 表23. 灰中未燃分 測定結果(抜粋)
- 表24. 微粉炭火力発電所におけるリスク評価
- 表25.アンモニア受入~貯蔵~供給までの設備仕様

1. 本研究の目的

既設火力発電所でのアンモニア混焼の適用可能性について、既設の発電方式の異なる複数の発電所を 選定し、そこでのアンモニア混焼システムの検討ならびに発電性能や既存機器への影響、課題・リスク などを評価すると共に、アンモニア混焼システムの実機適用に向けた基本設計を実施する。さらに、こ れらの結果を受けて、既設火力発電所でのアンモニア混焼利用に対する事業性について、コスト、設備、 運用、環境の各面から総合的に評価する研究に取り組む。

2. 研究開発目標とマイルストーン

- (1)研究開発目標
- 既設火力発電所(微粉炭やLNGコンバインド)へのアンモニア混焼の適用について、技術動向 を調査するとともに、実機適用評価の対象とする既設発電所を選定する。
- 選定した発電所における混焼システムの検討ならびに発電性能や既存機器への影響などを評価 すると共に、アンモニア混焼の実機適用に向けた混焼システムの基本設計を実施する。
- 亜瀝青炭やバイオマスとのアンモニア混焼における燃焼性ならびに灰性状に与える影響についてラボ試験により評価する。
- 既設火力発電所でのアンモニア混焼利用の事業性を明らかにする。
- (2) マイルストーン
 - H28年度 アンモニア混焼の技術動向調査を行うとともに実機適用評価対象としての既設火力発 電所を2サイト以上選定する。
 - H29年度 混焼システムを検討し、燃焼特性や発電性能を評価する。反応管試験により多種燃料 との混焼影響を把握する。
 - H30年度 既設火力発電所での混焼システムについて、技術的課題やリスクを抽出するとともに 発電所への影響を整理する。また、事業性を評価し、実機適用の可能性を見出す。

3. 研究実施内容

- 3-1. 既設火力発電所へのアンモニア混焼の適用可能性調査
- 3-1-1. 技術動向調查

これまで公表されているアンモニア燃焼に係る試験結果や文献、「アンモニア直接燃焼」チームへの ヒアリングなどにより、火力発電所におけるアンモニア混焼技術について動向を調査した。アンモニア は、表1に示す通り、石炭の8割程度の発熱量であり比較的容易に液化する特性を持つ。

分子式	$ m NH_3$
分子量	17.03
ガス密度	0.771 kg/m³ (0 °C, 1 気圧)
沸 点	-33.4 °C/1気圧 or 常温(20°C)/8.5気圧
発熱量	22.5 MJ/kg(HHV)【石炭; 28.0 MJ/kg】
引火点	132 °C
水素密度	121 kg-H₂/m³【液体水素の1.7倍】

表1 アンモニア物性

(1) 既設火力発電所燃焼設備の構造説明

検討対象とする既設火力発電所は、当社において主力機器であり、将来的な CO₂ フリーアンモニア混 焼により CO₂ 削減効果が見込める、微粉炭コンベンショナル火力発電方式(以下、微粉炭火力)とガス タービンコンバインド火力発電方式(以下、GTCC)の2方式とした。ここでは、アンモニア混焼に伴 う既設設備への影響を検討する前提として、それぞれの方式の燃焼設備について構造を確認する。

まず微粉炭火力の燃焼設備について、当社、碧南火力発電所(以下、碧南火力)1,000MW 級ボイラ を例に確認する。碧南火力1,000MW 級ボイラの諸元は表2に示すとおりで、国内最大規模の微粉炭ボ イラである。生成蒸気条件は超々臨界状態(Ultra Super Critical)である。ボイラは、図1に示すボイ ラ構造図のとおり、対向燃焼方式を採用し、ボイラ前後両面にバーナが3段×8列に対象配置され、48 本のバーナで構成されている。バーナから空気と共に噴出された微粉炭を、まず還元雰囲気(空気比0.8) において燃焼させ、バーナよりも上部にある通風口(OAP; Over Air Port、SAP; Side Air Port、IAP; Interstage Air Port)からの二段燃焼用空気により再燃焼させて酸化雰囲気の中で完全燃焼させる。炉 内温度は1,400~1,600°Cで、二段燃焼により、燃焼効率の向上ならびに NOx 生成の低減を図ってい る。また、微粉炭バーナ自体も、図2に示すバーナ構造図⁽¹⁾のとおり1次空気(微粉炭搬送用)、2次空 気、3次空気が通風する構造となっており、この2次空気、3次空気によりバーナ火炎に内部循環流を 形成させることで、燃焼効率の改善を図っている。

次に GTCC の燃焼設備について、当社、川越火力発電所(以下、川越火力)4号系列を例に確認す る。川越火力4号系列(全7軸)の1軸分の諸元を表3に示す。ガスタービン(以下、GT)1軸分の発 電出力は243MWで、その内GTが158MWとなっている。燃焼ガス温度は、いわゆる1,300°C級で、 燃焼器には希薄予混合燃焼方式を採用し、図3に示すGT構造図のとおり16缶がGT軸の円周上に配 置されている。燃焼器の断面図を図4に示す。圧力比は14で、産業用GTに比べ高くなっている。当 社では、さらに発電効率の高い1,500°C級および1,600°C級GTCCも採用しており、発電効率の向上 に合わせ圧力比も20近くまで上昇している。

項目	単位	諸元						
発電出力	MW	1,000						
ボイラ形式	_	放射再熱貫流型						
蒸気条件	°C/ °C / MPa	566/ 593/ 24.1						
燃焼方式	—	対向燃焼						
バーナ数	—	48本(前後3段×8列)						
燃焼域温度	°C	1,400~1,600						
総空気比	_	1.15						

表2 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラ諸元



図1 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラ構造



図2 微粉炭バーナ構造(1)

項目	単位	諸元
	N // XX 7	243
光电山力	IVI VV	(GT; 158 / ST; 85)
燃焼ガス温度	°C	1,260
燃焼方式	—	希薄予混合燃焼
燃焼器数	缶	16
翼段数	_	圧縮機;16段/GT;4段

表 3 川越火力発電所 4 号系列 1 軸分諸元



図4 ガスタービン燃焼器構造(予混合燃焼方式)

(2) アンモニア燃焼技術調査結果からの予測

SIP 参画機関におけるこれまでの試験(以下ラボ試験)結果や聞き取り調査などから評価、検討した 結果、アンモニア混焼の実機適用においては、以下の事項が予想される。

- 共通事項
 - フューエル NOx 生成量の増加が予想される。
 - 数 cal%レベルのアンモニア混焼率であれば、NOx など排ガス性状変化への影響は限定的となる可能性がある。

○ 微粉炭火力

- ラボ試験結果では、アンモニア混焼位置(バーナロ、二次空気位置(バーナからの距離を変化))
 によって NOx 生成量が異なり、バーナロから 1m 後流側の二段燃焼用空気口からのアンモニア投入ケースで NOx 生成量が最も少なくなり、石炭 100%燃焼時と同等の NOx 生成量に抑えられた。この結果から、実機微粉炭ボイラにおいても、アンモニア投入位置(搬送用空気、バーナニ次空気、OAP など)によって NOx 排出量に差が出ることが予想される。
- 一方で、ラボ試験装置と実機微粉炭ボイラでは、滞留時間、炉内温度や温度分布が異なるため、 NOx 生成挙動には差異があると考えられる。
- アンモニアによる無触媒脱硝の効果は 900℃ 以上で発揮されるため、炉内温度が高い実機微 粉炭ボイラにおいてはラボ試験結果よりも NOx 生成量が低減する可能性がある。
- 灰やクリンカについては、石炭消費量が削減される分、減少すると予想されるが、排煙処理系 統において未燃アンモニアによる硫安生成を考慮しておく必要がある。
- GTCC
 - ラボ試験では、圧力比が高いほど NOx 生成量が少なくなる傾向が示された。ラボ試験における圧力比は 10 以下であったが、電力用の大型 GT は圧力比が 15~20 と高いため、ラボ試験と 比較して NOx 生成量は低くなることが期待できる。

(3) 実機適用に向けて考慮すべき事項整理

アンモニア混焼の実機適用に向けて検討すべき事項について以下のとおり整理した。

- 共通
 - アンモニア投入位置については、図5および図6に示すとおり複数想定されることから、最適 投入位置の見極め
 - 発電所構内におけるアンモニア調達から供給系統の新規設備やシステムの設計
 - アンモニア気化熱源および気化システム設計
- 微粉炭火力
 - 、微粉炭火力におけるアンモニア混焼率や投入位置によって、炉内温度分布変化およびアンモニア滞留時間が異なる。これに起因する以下事項の検討が必要である。
 - ✓ NOx 生成への影響
 - ✓ 燃焼温度低下や火炎輻射低下によるボイラ収熱量の変化
 - ✓ 無触媒脱硝効果の評価
 - ✓ 硫安生成の可能性評価
 - ✓ 燃焼用および搬送用空気ファンの容量変化および容量増加許容範囲
 - ✓ 燃焼用空気系統へのアンモニア投入の場合、空気予熱器の上流側か下流側かによって影響 が異なる。上流側ならば空気予熱器からアンモニアが排ガス系統へ漏洩することによる硫 安生成、下流側ならば予熱空気の温度低下
 - 以上のことを考慮し、実機でのアンモニア投入位置については、炉内温度分布、滞留時間、還 元域や酸化域における燃焼への影響、空気比調整などを考慮して最適位置を決定する。
- \bigcirc GTCC
 - 空気比調整による NOx 生成への影響

- 燃焼温度変化に伴う排熱回収ボイラでの収熱変化
- 図 6 に示すとおり天然ガス導管内圧は 3.0~5.6MPa と高いため、アンモニアの高圧供給に伴う導管内でのアンモニアの再液化
- アンモニア混焼率 20cal%の場合、燃料の体積流量が 29%増加することから、既設天然ガス導 管の容量許容値の検討
- 圧力調節弁および流量調節弁の調整。特に、圧力調節弁後流側にアンモニアを投入する場合は、
 圧力の外乱が流量調節弁に影響を与えないよう、圧力を高精度に制御する必要がある。



図 5 碧南火力発電所 空気系統





3-1-2. 適用評価対象発電所の選定

当社既設火力発電所の中から、アンモニア混焼適用評価の対象とする発電所を選定する。

(1) 既設火力発電所でのアンモニア運用状況

既設火力発電所でのアンモニア運用状況を以下のとおり確認した。

- 碧南火力 1,000MW 級ボイラでの脱硝用アンモニアは、図 7 に系統図を示すとおり、中継タンク (500 m³/基)と払出タンク(120m³/基)、消費量 340kg/h で運用されており、NOx 濃度を 150ppm から 15ppm へ低減させている。
- 川越火力(3,4号、全14軸)での脱硝用アンモニアは、図8に系統図を示すとおり、タンク容量150m³×3基、1軸当り消費量88kg/hで運用されており、NOx 濃度を50ppmから6ppmへ低減させている。
- 脱硝用アンモニアは、内航船舶(碧南火力)または、ローリー車(その他発電所)にて受入ている。
- アンモニアの気化熱源には、発電所内の補助蒸気を利用している。
- 防爆対象設備となる。



図7 碧南火力発電所における脱硝用アンモニア概略系統



図8 川越火力発電所における脱硝用アンモニア概略系統

(2) 既設火力発電所における混焼率の評価

既設火力発電所におけるアンモニア混焼において、混焼率とアンモニア消費量について評価した。図 9 に、碧南火力 1,000MW 級ボイラと川越火力 4 号系列でのアンモニア混焼率と消費量についてまとめ た。川越火力については、7 軸全てにアンモニアを混焼することとして評価した。ここで、ベースとな る発電性能(ヒートバランス)は、碧南火力 1,000MW 級ボイラならびに川越火力 4 号系列の設計時の バランスシートを用いた。

碧南火力 1,000MW 級ボイラに 20cal%混焼するのに必要なアンモニア消費量は 68t/h となり、現状、 碧南火力 1,000MW 級ボイラにおいて脱硝用で運用しているアンモニア消費量の 200 倍の量が必要とな ることがわかる。また、川越火力 4 号系列(1,701MW)に 20cal%混焼する場合のアンモニア消費量は 109t/h で、脱硝用のアンモニア消費量の約 180 倍となる。

既述のとおり、碧南火力での脱硝用アンモニアの貯蔵量は、発電所全体(1号機~5号機、4,100MW) でも500m³タンクが2基で合計1,000m³(約640t)に留まるため、20cal%の混焼を行うためには別途 アンモニア受入・貯蔵・気化・送ガスの供給システムの構築が必要となる。現在、国内最大のアンモニ ア貯蔵タンクは、住友化学(株)が所有する1.5万tタンク(高さ40m×直径40m)であるが、碧南火 力1,000MW級ボイラで20cal%混焼する場合は、これは9日間分の貯蔵量に相当する。それも踏まえ、 アンモニア供給システムの検討を行なった。

次に、アンモニア混焼による CO₂排出量削減効果を評価する。碧南火力 1,000MW 級ボイラに 20cal% 混焼する場合の CO₂ 排出量削減量は、年間設備利用率を 70%と仮定し、CO₂ 排出原単位に 0.80kg-CO₂/kWh⁽²⁾を適用すると、981 千 t-CO₂/年と見積もられる。同量のアンモニア(68.2t/h)を川越火力 4 号系列で混焼する(アンモニア混焼率 12.5cal%相当)場合の CO₂ 排出量削減量は、年間設備利用率 70%、CO₂排出原単位に 0.375kg-CO₂/kWh⁽²⁾を適用すると、489 千-CO₂/年となり、碧南火力 1,000MW 級ボイラで混焼する場合の方が 2 倍の削減効果と評価できる。なお、電力 10 社全ての微粉炭火力(合 計 39,960MW、全て USC と仮定) で 20cal%のアンモニア混焼を実施した場合、年間で 39,206 千 t の CO₂削減効果が見込め、これは国内の年間 CO₂排出量の約 3%に相当する。

今後実施する基本設計における混焼率は、高い CO2 削減効果を期待し 20 cal%に設定することとする。

9



図9 既設火力発電所でのアンモニア混焼率とアンモニア消費量

(3) 発電所の洗い出し

表4と表5に当社微粉炭火力およびGTCCの発電所一覧をそれぞれ示す。微粉炭火力である碧南火 力1号機~3号機は、SC(Super Critical;生成蒸気が超臨界状態)で、営業運転開始から25年以上が 経過している。同4号機および5号機は、USCであり高い発電効率を誇る比較的新しい微粉炭火力発 電設備である。GTCCの四日市火力発電所は、営業運転開始から30年が経過した旧型のGTCCで燃焼 方式も拡散燃焼である。その他のGTCCは、GT単体では予混合燃焼方式を採用した比較的新しい設備 となっている。

ユニット	燃焼方式	発電出力(MW)	蒸気条件(°C/°C/MPa)
1号	コーナー燃焼	700	538/566/24.1
2号	対向燃焼	700	538/566/24.1
3号	対向燃焼	700	538/593/24.1
4号	対向燃焼	1,000	566/593/24.1
5号	対向燃焼	1,000	566/593/24.1

表 4 碧南火力発電所一覧

水電影			燃焼ガス温度	ユニット総出力	GT単体軸出力		
光竜川	ユニット名	GT軸级	(°C)	(MW)	(MW)		
而口主	4.里	医曲山	1,100		70.4		
	4万	む単田	(拡散燃焼)	989	79.4		
			(以下予混合燃焼)				
	1号	1軸	1,300	529	154		
知 多	2号	1軸	1,300	529	154		
	5号	1軸	1,300	854	154		
	6号	1軸	1,300	854	154		
加久劳一	1号	1軸	1,300	854	154		
和多	2号	1軸	1,300	854	154		
山	3号	7軸	1,300	1,701	158		
川越	4号	7軸	1,300	1,701	158		
新 夕十民	7号	6軸	1,300	1,458	158		
利泊白座	8号	4軸	1,500	1,600	268.8		
レーキウ	1号	4軸 ^{※1}	1,300	1,190	194.15		
上。赵	2号	4軸 ^{※1}	1,300	1,190	194.15		
西名古屋	7号	6軸 ^{※2}	1,600	2,376	257.6		

表5 当社ガスタービン発電所一覧

※1 2on1 (GT2 軸+ST1 軸) ×2 系統

※2 3on1 (GT3 軸+ST1 軸) ×2 系統

アンモニア混焼に向けた適用評価の対象とする微粉炭火力について、CO₂削減効果や将来の運用を考慮すると、より新鋭設備である碧南火力 1,000MW 級ボイラにするべきであると考えられる。4,5号機は同型の 1,000MW 機であり、これを適用評価対象機とすることで、碧南火力 3 号機への適用は、1,000MW 級ボイラでの検討のスケールダウンで対応可能である。GTCC については、既存 GT として適用範囲の広い予混合燃焼方式をターゲットにするとともに、将来、CO₂フリーアンモニア供給量が増大した場合に想定される LNG 基地でのアンモニア投入も視野に入れ、より汎用性を重視して 1,300°C 級以上の GTCC 発電所への適用が現実的と考える。

以上により、微粉炭火力について、碧南火力 1,000MW 級ボイラを選定し、GTCC については予混合 燃焼方式を条件として具体的な発電所に限定せず、予混合燃焼方式で 1,300°C 級以上の GTCC 発電所 に適用できることとする。



図 10 碧南火力発電所全景



図 11 川越火力発電所全景

3-2. 既設火力発電所でのアンモニア混焼システムの基本設計

既設の微粉炭火力およびGTCCでのアンモニア混焼方法を検討するとともに、課題・リスクを整理し 発電所へ与える影響を評価した。また、実機適用に向けた混焼システムの基本設計を実施した。

3-2-1. アンモニア混焼方法の検討

(1) 既設微粉炭火力でのアンモニア混焼

アンモニア混焼の適用対象発電所である碧南火力 1,000MW 級ボイラの諸元ならびにボイラ構造は3 -1-1(1)に記したとおりである。

ここで検討するアンモニア混焼率については、アンモニアによる CO2 排出量削減効果と発電性能な ど設備側への影響と照らして、発熱量ベースで 20%(以下 cal%)を基準として進めることとした。碧 南火力 1,000MW 級ボイラにおいてアンモニアを 20cal%混焼する場合のアンモニアの投入量は、実機 運転ベースや実証試験などからボイラ効率を再評価した結果、約 78.8t/h となった。詳細は、3-2-2.(1)イにて述べる。以降は、本数値にて基本設計を進めることとする。なお、年間アンモニア消費 量については、資源エネルギー庁の発電コスト検証ワーキンググループにて微粉炭火力発電コスト算出 に用いられている年間設備利用率 70%を採用して評価した結果、約 50 万 t と想定される。

ア 20%混焼に向けたアンモニアの受け入れ

アンモニアは外航船(輸入実績のある 2.35 万トンの液化アンモニア船)にて受入れ、専用配管にて貯 蔵タンクへ移送することを前提とした。図 12 に碧南火力の全体図を示し、図中にアンモニア貯蔵タン ク、気化器の設置位置を例示した。

アンモニア船は、既述のとおり、輸入実績の豊富な 2.4 万トン・DWT の液化アンモニア船(以下 LAG 船)を想定した。LAG 船からはローディングアームにて揚液し、16 インチ配管にて貯蔵タンクへ移送 する設計とした。

イ アンモニア貯蔵タンク

表6に、アンモニア貯蔵タンクの仕様をまとめる。アンモニア貯蔵タンクは、外航船容量の2.35万 トンに、20cal%混焼を行う数日分の余裕を考慮し、3.3万トンの容量とした。3.3万トンは、本研究での 検討ケースにおいて、2週間強の容量となる。アンモニア貯蔵条件は、-33°C/0.5MPaとし、それに 対するタンク型式は、国内で実績の豊富な金属2重殻方式を採用し、直径55m×高さ40mの固定球面 屋根タンクとした。さらに、アンモニア漏洩対策として、高さ8m、80m四方の防液堤をタンク周りに 設ける設計とした。以上の規模のタンク設置個所として、図12に示すとおり5号機南側の空き地を候 補地として設定した。また、その東側に隣接する形で気化器や補機類を設置することとした。

13



タンク型式	金属2重殻方式(固定屋根-球面屋根タンク)
タンク容量	3.3 万トン;外航船 2.4 万 DWT+数日分(2週間強分)
タンク寸法	φ 55 m × 高 40 m
防液堤	85 m 四方 × 高 8 m
貯蔵条件	温度:-35 °C/圧力:0.5 MPa

表6 アンモニア貯蔵タンク仕様

一方で、金属二重殻タンクを基本線としつつ、LNG 用では実績がある PC タンクについても検討した。アンモニア用の PC タンクについては、国内でのアンモニアインタンクポンプ導入実績がないため、 国内導入に当たっては、法規制対応や官庁申請が必要となり、導入に向けては不確定要素がある。しか しながら、インポンプベンダーへの調査の結果、LPG タンク用のインポンプの国内導入において手続き を進めた実績があることが分かったため、アンモニアインタンクにおいても同様のスキームで導入手続 きを行うことで国内導入も現実的と判断し、検討に加えた。

PC タンクを採用することで、金属 2 重殻方式のような防液提が不要となり、設置スペースを有効に 使える。そのため、金属二重殻タンクでは 33 千トン貯蔵だったものが、設置面積が同じ場合、PC タン クにすることで 54 千トンまで貯蔵が可能となり、スケールメリットが期待できる。

ウ アンモニア気化器

アンモニア気化器については、LNGで採用されている海水を熱源とした ORV (Open Rack Vaporizer) よりも安価でかつ追設工事が容易なシェル&チューブ方式を採用し、気化容量は 20cal%混焼量に合わせて 78.8t/h とした。

78.8t/h のアンモニア気化に必要な熱量は、およそ 30MW となり、アンモニア 20cal%混焼分で得られる発電出力の 1 割以上に相当するため、この気化熱源をどこから調達するのかが課題の一つである。

まず、その熱源として冷却水冷却器の排熱を利用することを検討した。碧南火力では、補機類冷却用 に海水を冷却源とした冷却水系統がある。その補機類冷却水の戻りラインにアンモニア気化器を設置し、 冷却水冷却器の排熱を利用する系統を検討した。新設のアンモニア気化系統を加えて冷却水冷却器系統 のヒートバランスを計算した結果、アンモニア気化設備を介することで冷却水が設計温度よりも低下し た。冷却水温度が低下することで補機類での冷却性能向上が期待される部分もあるが、現状のヒートバ ランスが崩れることの影響も大きく、別の熱源を検討する必要があると判断した。

そこで、現状のヒートバランスに影響を与えないアンモニア気化熱源として、復水器用の海水利用を 検討した。例えば、復水器入口海水を利用すれば、復水器入口海水温度を低下させて復水器真空度を向 上させる効果が期待できる。しかしながら、現状の埋設された取水管路から、海水取出しを設計するこ とは、設備面への影響範囲が大きく現実的ではないと判断し、温度的にも有利な復水器出口海水(放水 系統)利用を検討対象とした。海水利用ケースでの気化器仕様を表7に示すとともに、気化システムの 概略系統およびヒートバランスを図13に示す。-34℃の液化アンモニアが気化器を通して9℃のアン モニアガスとして供給される。必要な海水流量は8,500t/h で、熱交換量はおよそ30MWとなる。

気化器方式	シェル&チューブ							
気化器容量	78.8t/h							
アンモニア条件	入口温度・圧力-34°C・380kPaG/出口温度 9°C							

表7 海水利用ケースのアンモニア気化器仕様



図 13 気化システムの概略系統およびヒートバランス(海水利用)

ここで、アンモニア気化において課題として挙げられるのが、工業用アンモニアに含有している水分 (ミスト)の扱いである。工業用アンモニアには微量(0.5%未満)のミストが含まれており、現行の脱 硝用アンモニアに係る規程(電気技術規程火力編アンモニア設備規程)ではミスト除去を求めている。 アンモニアを燃料用とした場合の取り扱いについては確認を要するものの、ミスト除去の要否はアンモ ニア気化に影響する。そこで、アンモニアに含まれるミストを除去するものとして、以下のケースのア ンモニア気化システムを検討した。なお、ミスト除去に必要な加熱温度を確保するため、タービン抽気 を用いることを前提に、温度・圧力条件から採取する抽気系統を選定した。

第5抽気利用ケース

② 復水器出口海水+抽気利用ケース

①ケースでは、アンモニアの気化とミスト除去に、第5抽気(270°C/319kPaG)を熱源として使用 する。それに必要な熱量はおよそ32MWと見積もられ、必要蒸気量は45t/hとなる。これは、碧南火力 1,000MW 級ボイラにおける、定格運転時の第5抽気量の約半分を採取することになり、発電性能なら びに蒸気バランスへの影響が大きく、実現に向けては運転条件の見直しが必要となる可能性がある。

そこで、②ケースとして、アンモニアの気化には海水を利用し、ミスト除去にのみ抽気を用いるシス テムを検討した。フローを図 14 に示すとおり、ここでのアンモニア気化系統は、既述の海水利用ケー スの系統と同様とし、ミスト除去には補助蒸気(236°C/1,080kPaG)を用いる。ミスト除去に必要な 補助蒸気量は 2.5t/h となる。このケースでは、蒸気使用量が少量であるため、蒸気タービンへの影響も 限定的と考えられることから、より蒸気条件の良い補助蒸気を用いることとした。

図15には、貯蔵タンクならびに気化器など補機類の配置図を示す。



図 14 気化システムの概略系統およびヒートバランス(復水器出口海水+抽気利用ケース)



図 15 アンモニアタンクおよび気化器他補機配置

エ ボイラへのアンモニア投入

碧南火力 1,000MW 級ボイラへのアンモニア混焼方法について調査した結果、(株) IHI などの報告内容から、還元雰囲気にある火炎領域にアンモニアを投入できればアンモニア由来の NOx 生成量(フュエル NOx)が比較的低く抑えられる可能性が見出された。その結果を基にした検討により、実機ボイラでは、酸素の少ない火炎領域にいかにアンモニアを投入するかがポイントになると予想される。このことから、アンモニアを燃焼用空気系統へ投入するよりもボイラ内へ直接投入することが望ましく、実機ボイラでは、既設の軽油系統(起動バーナや点火トーチ)を利用した投入方法もしくは専用のアンモニアバーナを追設する方法が有効であると評価し検討を進めた。図 16 に微粉炭バーナの外観を示す。

既設軽油系統を利用する方法として、全 48 本のバーナに設置されている点火トーチから均等にアン モニアを投入する方法を検討したが、軽油容量が点火トーチ 1 本あたり 0.2t/h・本と少量であるため、 混焼率 20cal%のアンモニア量 78.8t/h は確保できないことが分かった。そこで、起動用バーナも加えた 検討を進めた。しかし、起動用バーナは下段 16 本のバーナにのみ設置されており、また容量も 1 本あ たり 4.3 t/h と点火トーチに比べて大きいため、そこからアンモニアを投入する場合には、ボイラ内の 熱量バランスの変化やアンモニアの不均等投入による燃焼特性の変化が懸念される。また、液体(軽油) 噴霧用バーナをアンモニア燃焼のためにハイブリッド化することは技術的ハードルが高い。

以上のことから、アンモニア投入をボイラ内で均等化させるため、微粉炭バーナ(48本)へ専用のア

ンモニアバーナを追設して行うことが現実的であると評価した。アンモニアバーナは、図 17 の概念図 (1) に示すとおり既設微粉炭バーナ中心部(3次エアライン)に挿入する形とする。図 16(b) にある ような起動用バーナと同様の設置イメージである。そうすることにより、アンモニアバーナノズルより 噴射されたアンモニア(ガス体)は、図 17 に示すように微粉炭燃焼火炎(還元域; Mixing Zone)へ直 接投入させることができ、アンモニア由来の NOx 生成を抑えることが期待できる。

アンモニアバーナの追設については、中・上段の微粉炭バーナが対象となるが、ボイラ内の熱量バラ ンスの変化や投入アンモニアの不均等分布が懸念されることから、下段からのアンモニア投入が必要と 考えられる。既設起動バーナでのアンモニア利用も検討したものの、図 16(b)にあるようにノズル先 端部が広がっている起動バーナ形状では、適切なアンモニアの噴霧や制御が困難になると考えられる。 そこで、下段の微粉炭バーナにおいては、3次空気ラインをアンモニア専用に運用することを検討した。 3次空気は、火炎および高温燃焼ガスのバーナへの逆流を阻止することを目的に、必要十分な流量の空 気を流しており、アンモニア専用ラインとして運用することについて問題はない。また、3次空気投入 口は絞られた形状となっており、比較的、アンモニア噴射速度設定に自由度があると評価した。

なお、ボイラの通常運転時は、微粉炭バーナ8本を休止し40本の微粉炭バーナを稼働させる運用と している。それに合わせて40本のアンモニアバーナからアンモニアを供給する場合、バーナ1本あた り約2.0t/hのアンモニア噴霧量となる。

実機適用に向けた詳細設計の際には、これら検討結果をベースとしたアンモニアバーナの設計が必要 である。

図 18 には、アンモニア供給システムの概略系統を示す。図 18 に示す気化器システムは、復水器出口 海水+抽気利用ケースの系統を示している。



(a) 上中段バーナ

(b) 下段バーナ

図 16 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラバーナ外観



図 17 微粉炭バーナへのアンモニアバーナ追設(1)



図18 アンモニア供給概略系統

(2) 既設 GTCC でのアンモニア混焼

GTCC については、既存ガスタービン(以下 GT)のなかで適用範囲の広い予混合燃焼方式をターゲットにするとともに、将来、CO₂フリーアンモニア供給量が増大した場合に想定される LNG 基地からのアンモニア投入も視野に入れ、汎用的でかつ新鋭機器であることを条件として 1,300°C 級以上のGTCC への適用を想定した。表 8 には、当社 GTCC の代表例として、川越火力発電所 4 号系列ならびに新名古屋火力発電所 8 号系列の諸元をまとめた。

発電所	燃焼ガス温度	総出力	GT軸数	単位軸出力	軸あたり20cal% アンモニア投入量	
川越4号系列	1,300 °C	1,701 MW	7 軸	$243~\mathrm{MW}$	15.6 t/h	
新名古屋8号系列	1,500 °C	1,600 MW	4 軸	400 MW	24.6 t/h	

表 8 当社 GTCC 例

ア 20%混焼に向けたアンモニアの受入~貯蔵

伊勢湾内の当社の火力発電所位置と LNG インフラ系統を図 19 に示す。将来的に、CO₂ フリーアン モニアが大量に供給されるようになった場合、GTCC 混焼用アンモニアを LNG 基地で受け入れ天然ガ ス導管に混合させて送ガスすることも考えられる。その場合のアンモニア受入システムについては、3 -1-1(1)節において碧南火力向けに検討したものと同様のシステムとして評価することができる。 ただし、その場合は、各発電所でのアンモニア混焼率が薄まり、発電所への影響は小さくなることから、 ここでは、発電所単体で 20cal%アンモニア混焼を行うものとして検討を進めた。

GTCCは、複数軸で一つの系列を形成しており、軸単位でのアンモニア消費量は、単機で1,000MW 級の微粉炭火力に比べて小さい。表8に示すとおり、川越4号単軸でのアンモニア投入量は、碧南火力 1,000MW 級ボイラの1/5~1/4程度、新名古屋8号単軸の1/3程度となり、受入設備や貯蔵・供給設備 は比較的小規模となる。また、系列単位でアンモニアを受け入れた場合は、碧南火力の1.5倍程度とな るが、碧南火力でのアンモニア設備の検討結果ならびに設計方針を活用することで対応が可能と考えら れる。

イ GTCC へのアンモニア供給

本研究では、燃焼器の大幅改造もしくは新製取替を行わないことを前提としているので、既設 GTCC ヘアンモニアを供給する方法については、既設燃焼器の機能上、碧南火力で検討したような専用配管で、 直に燃焼器へアンモニアを投入するシステムは構築できない。そのため、ここでは、既設の天然ガス供 給系統へのアンモニア投入を検討することとした。アンモニア投入位置については、天然ガス系統の上 流から燃焼器に近い下流までの広い範囲が候補として存在するが、ここで検討しなければならないのは、 主にアンモニアを高圧で供給すること、アンモニアの漏洩をなくすこと、既存の燃焼制御に支障をきた さないこと、アンモニアと天然ガスを分離・偏流なく混合し送ガスすることが上げられる。

21



出典:中部電力資料





図 20 GTCC における燃料(天然ガス)系統

まず、アンモニア漏洩は、既設配管を利用する場合は継手部や各種弁類などから発生しやすいことを 考えれば、できるだけ専用配管にてアンモニアを燃焼器直近まで供給することが望ましい。

既存の燃焼制御への影響を考えると、温度、圧力、流量をその影響因子として考慮する必要がある。 ここで、図 20 に新名古屋火力発電所 8 号系列(GTCC、1,600MW/4 軸)の天然ガス系統図を示す。 図にもあるように GT 直近には、燃料ガス流量調節弁があり、これは GT 燃焼器への燃料流量制御をつ かさどる部位であり外乱を非常に嫌う。そのため、その直近にアンモニアを投入する場合、流量変動、 圧力変動を最小限に抑える必要があり、アンモニア投入において非常に精密な制御が求められる。また 温度も安定させることを考えると、燃焼ガス加熱器よりも上流側からの投入が良いと評価できる。 次に、アンモニアと天然ガスを分離、偏流させることなく混合するためには、やはりより上流側から の投入である方が良い。

アンモニア供給において最も大きな問題は、高圧供給である。当社の各 GTCC への天然ガス供給は、 LNG 基地からガス導管により高圧で送ガスされる。GTCC 向けガス導管の供給圧力は、発電所によっ て差異があり、例えば、川越火力発電所では 3MPa、新名古屋火力発電所や西名古屋火力発電所では 5.6MPa である。アンモニアを既設ガス導管へ混合させるためには、これら圧力での供給が必要となる ため、高圧でのアンモニア運用について十分な検討が必要である。特に、常温かつ 0.8MPa で液化する アンモニアは、ガス導管圧力で容易に液化するため、同時に温度管理も重要となる。5.6MPa で気体を 維持するためには約 110°C の加熱が必要となり、その熱源をどこから確保するのかは重要な検討課題で ある。

ガス導管内のアンモニアの状態は、分圧で決まる。20cal%のアンモニアを 5.6MPa のガス導管に混合 する場合、アンモニアの分圧が 2.1MPa となり、そのときのアンモニア液化温度は約 50°C であるため、 アンモニアをガス導管内で再液化させないためには、50°C 以上の温度管理が必要となる。

3-2-2. 燃焼特性・発電性能の評価

(1)既設石炭火力発電所でのアンモニア混焼

ア 燃焼特性

アンモニアの投入方法の検討は、既設設備改造を極力少なくする方針において進めている。そのなか で、アンモニア配管の繋ぎ込みで対応できるとして燃焼用空気配管へのアンモニア投入について検討し た。しかしながら、既述のとおり(株) IHI などの報告内容から、酸化雰囲気におけるアンモニア燃焼 では、石炭単独燃焼に比べ NOx 生成量が上昇する可能性が示唆されるとともに、還元雰囲気の強い領 域にアンモニアを投入できれば NOx 生成量が比較的低く抑えられる可能性が見出された。燃焼用空気 へのアンモニア投入では、酸素濃度の高い状態でボイラに投入されて燃焼することになるため、NOx 発 生を増加させることになる。そこで、還元域でアンモニアを燃焼させることが求められる。3-2-1

(1) エ節で述べたようにアンモニア専用バーナを追設し、火炎にアンモニアを直接噴霧することで、 それを実現させることが可能となると評価した。(株) IHI における 1MWth 級ボイラでのアンモニア混 焼実証試験の結果では、アンモニア噴霧に伴い、石炭燃焼による輝度の高い火炎に位置がバーナノズル から離れる傾向が確認され、石炭よりも先に還元域でアンモニアが燃焼していることが確認されている。

また、同社の実証試験では、アンモニア投入速度が速い方が、NOx 生成量が上昇する傾向が確認された。一方で、(一財)電力中央研究所におけるシングルバーナ炉試験では、アンモニア投入速度(20数 m/s)が(株)IHIでの実証試験よりも遅い条件において、NOx 生成量は上昇傾向であった。このことから、アンモニア投入速度には最適値があるものと予測され、実機適用に向けては投入速度の最適化設計が必要である。

イ 発電性能

微粉炭ボイラでのアンモニア 20cal%混焼のボイラ収熱への影響として、火炎放射を考慮した評価を 実施した。ここでは、アンモニアの火炎放射熱量をゼロとし、それによるボイラ収熱への影響を評価し た。また、ベースとなる発電性能(ヒートバランス)は、碧南火力 1,000MW 級ボイラ設計時のバラン スシートを用いて、アンモニア混焼時のボイラ収支を評価した。そのため、アンモニア投入量が、実機 ボイラ効率にて再評価した基本設計において算出した数字よりも小さくなっているが、ここでの性能評 価は相対比較にて進めることから、評価結果には影響はないと判断した。

まず、ボイラ内熱量における火炎放射の定量的評価を行った。図 21 に、碧南火力 1,000MW 級ボイ ラのヒートバランス解析用シートを示す。ボイラ収熱の概略試算として位置づけ、計算モデルを単純化 するとともに、それに伴い各部数値も実機との多少の差異は許容した。放射熱量を、燃焼ガス熱量(燃 料投入熱量)から顕熱および水分蒸発熱を差し引いた分であるとして算出した結果、燃焼ガス熱量-水 分蒸発熱(有効熱量)が約2.450MWで、その内の燃焼ガス顕熱が約1.940MWとなり、放射熱量は約 510MW となった。有効熱量に対する放射熱量の割合は 21%と評価された。また、蒸気受熱量は約 1.830MW となった。

ここで、算出した放射熱量の妥当性を評価するため、実機ボイラの設計値から放射熱量を概算した結 果を以下に示す。

<条件>

- ・蒸発管領域の火炎温度 T₁ ; 1,400 °C (還元域の火炎温度)
- ・炉壁管メタル温度 T_2 : 400 °C
- ・ステファン・ボルツマン定数 σ : 5.67×10⁻⁸ W/m²K⁴
- ・形態係数^{*}E ;1(ボイラ伝熱面に火炎が完全に囲まれていると仮定)
- ・
 か射率
 ε
- ・ボイラ蒸発管面積A
- :0.51 (ボイラ用鋼管)
- ; 2,460 m² (ボイラ高さ 30 m×幅 11 m×奥行 30 m)

※ 熱をやり取りする2つの面の間の幾何学的位置関係を表す無次元量

<放射熱量 Q>

$$\mathbf{Q} = \varepsilon \ E \sigma \ A \ (T_1 - T_2)$$

= 542,872 kW



図 21 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラの概略ヒートバランス計算シート

以上のとおり、放射熱量は約540MWとなり、先のヒートバランスから算出した放射熱量510MWと同等の結果となった。さらに、算出された放射熱割合の21%は、ボイラメーカーからの聞き取り値である約20%と同等である。以上のことから、放射熱量の評価結果は妥当であると評価した。

以上のヒートバランスをベースにアンモニアを20cal%混焼するケースのヒートバランスを計算した。 アンモニアを20cal%混焼させることで、放射熱量が20%低下するとした。また、燃料投入熱量および ボイラ排気ガス温度を一定として、蒸気流量によりバランスさせる計算とした。その結果、蒸気受熱量 は約1,740MWとなり、ボイラ収熱は4.9%低下し、発電効率も相対値で4.9%の低下となった。以上の 結果から、アンモニア20cal%の混焼により、ボイラ収熱ならびに発電効率が相対値で4.9%低下する可 能性があると評価した。

一方で、微粉炭ボイラ火炉部での放射熱量の減少に伴い対流熱伝達量が増加すると予測される。対流 熱伝達量の増加は、ボイラ上部前段(過熱器部)やボイラ上部後段(再熱器や節炭器部)で大きく影響 を受けることが予想され、ボイラ全体で評価すると放射熱量による収熱低下を過熱器以降の対流熱伝達 量の増加で相殺され、ボイラ収熱全体は変化しない可能性もある。ただ、過熱器側での熱量増加に伴う 減温スプレの影響を考慮する必要があり、実機適用に向けてはボイラ制御を含めた設計が不可欠である。

また、アンモニア混焼では、燃焼ガス中の水分量増加の影響も無視できない。これは、排ガス処理設 備側への影響として考える必要があり、特に脱硝装置下流側での硫安生成は懸念事項としてあげられる。 また水分の凝縮による腐食や細管の閉塞なども考えておく必要がある。

ここで、(株) IHI における実証試験や CFD 解析の結果を基に、ボイラ収熱や性能を実機運転ベース に合わせて評価した結果、表9にまとめるとおり、ベースとなる石炭専焼時のボイラ効率は88.5%とな り、それに対してアンモニア 20cal%混焼時のボイラ効率は85.8%に低減すると評価された。その結果、 20cal%混焼におけるアンモニア消費量は78.8 t/h と算出した。アンモニア混焼によりボイラ効率が低下 するのは、燃焼排ガス中で増加する水分の蒸発潜熱に燃焼熱が消費(損失)されることが主要因である。 なお、表9の結果は、あくまで数値解析値であり、実機ボイラの測定値ではない。

次に、3-2-1.(1) ウにて検討したアンモニア気化において、その熱源に蒸気タービン抽気を利 用することによるプラント効率への影響について、熱収支解析ソフト EnergyWin を用いたヒートバラ ンス解析により評価した。石炭専焼(アンモニア気化なし)のベースケースと、アンモニア気化に補助 蒸気を利用するケース(3-2-1.(1) ウの②ケース)の解析例を図 22 に示す。

解析結果を表 10 にまとめとおり、ベース(石炭専焼)時のプラント効率を 100 として、①99.17、② 99.94、③低下なし、の結果となった。ミストを許容できない場合は、②案が最適であると評価できた。

表 9 100%出力時の性能比較(㈱IHI 解析結果)^{※1}

項目	石炭専焼	アンモニア20cal%混焼
ボイラ効率	88.5~%	85.8 %
石炭消費量※2	354 t/h	292 t/h
アンモニア消費量*2	_	78.8 t/h

※1 数値解析値であり、実機ボイラの測定値ではない。

※2 高位発熱量;石炭 24.1 MJ/kg, アンモニア 22.4 MJ/kg



図 22 EnergyWin による碧南 5 号機ヒートバランス解析

アンモニア気化熱源蒸気取得位置	プラント効率 (相対)	効率変化
【ベース】アンモニア気化なし(石炭専焼)	100.00	基準
① 第5抽気利用ケース	99.17	-0.83%
② 復水器出口海水+補助蒸気利用ケース	99.94	-0.06%

表 10 アンモニア気化熱源に対するプラント効率

(2) 既設 GTCC でのアンモニア混焼

既設 GTCC において 20cal%のアンモニア混焼を行うことによる発電性能への影響を評価するため、 川越火力発電所 4 号系列 1 軸分(243MW 内 GT; 158MW/スチームタービン(以下 ST); 85MW) を例としてヒートバランス計算を実施した。

まず、アンモニア混焼を実施しない標準運転におけるヒートバランスをエクセルシートにて作成した。 ここでは、発電性能の相対的な比較を行うことを目的としたため、各部位における実機データとの多少 の差異は許容した。図 23 に標準ヒートバランス解析シートを示す。

図 23 の結果を基準に、アンモニアを 20cal%混焼ケースについて計算した。ここでは、実機での運用 に合わせ GT 吸気流量を一定とすると共にタービン入口温度は変化しないものとして、排熱回収ボイラ 出口排気ガス温度を標準と同じになるよう蒸気量を変化させた。天然ガス専焼時に対して、アンモニア 投入に伴いトータルの燃料流量が増加した一方で、吸気流量は変化しないため、GT での作動ガス流量 が約 0.6%微増した。GT 作動ガス流量の増加により、GT 発電出力は 1.0%増加し、さらには排熱回収ボ イラでのガス熱量も増加するため蒸気流量は 0.6%増加し、ST 発電出力が 0.6%増加、GTCC トータル では発電出力の 0.9%増加および発電効率の 0.4 ポイント増加となった。GTCC の場合には、アンモニ ア混焼による火炎放射量の減少が GT 性能や排熱回収ボイラでの収熱にほとんど影響しないため、作動 ガス量の増加分のみ発電性能にプラスに影響する結果となった。しかし、その効果は僅かである。その 他、ここでの解析には考慮していないが、アンモニア燃焼に伴う燃焼ガス中の蒸気量増加が、GT 作動 流体として出力増加につながることが考えられる。

実機では、燃焼ガス成分変化に伴う比熱変化の排熱回収ボイラ収熱量への影響や、燃焼温度の低下の 可能性もあるが、その影響も僅かであると考えられるため、ヒートバランス計算による発電出力や発電 効率の微増と照らして、アンモニア混焼に伴う GTCC 発電性能への影響はほとんどないと評価できる。 なお、実機において燃焼温度が低下する場合には、空気量調整もしくは天然ガス投入量の増加も検討す る必要がある。仮に、GT における空気過剰率を同じとしてヒートバランスを計算すると、アンモニア 20cal%混焼により燃焼用空気量が減少することになり、その結果、発電効率が 7%程度低減する結果と なった。

GTCC におけるアンモニア混焼では、アンモニアにとって空気過剰な状態での燃焼となる。これが NOx 生成にどのような影響を与えるか検討する必要があるが、これまでの各機関からの報告から判断 すると、燃焼制御の見直し(空気比低減、圧力最適化)もしくは燃焼器改造を行わない場合には NOx 生 成量増加の懸念があると評価される。

次に、アンモニア気化熱源について検討した。3-2-1(2)イ項にて評価したとおり、既設天然 ガス導管へアンモニアを投入する場合、4~6MPaの高圧で投入する必要があるが、この圧力でアンモ ニアを気体保持させるためには100°C前後が必要である。川越火力発電所4号系列1軸における20cal% 混焼でのアンモニア消費量は15.6t/hとなり、この条件での液化アンモニアからアンモニア気化までに 必要な熱量は約6,000kWとなる。

これらのことから、GTCC において燃焼器改造を実施しないアンモニア混焼では、NOx 生成量の増加が懸念される。その解決策のひとつとして、GT 排熱を利用してアンモニアを水素に改質し、水素をGT で混焼する技術の適用も考えられる。その場合、アンモニアの水素改質には 500°C 程度の熱が必要であり、その熱源をどこから確保するのかが検討要素である。



図23 川越火力発電所4号系列1軸の概略ヒートバランス解析シート

3-2-3. 混焼システムの実機適用評価

既設設備や発電所運用への影響や環境に与える影響、耐久性・信頼性などについて、アンモニア混 焼システムを構成する箇所ごとに、技術的課題や想定されるリスク、懸念事項を抽出し、評価と合わ せてその対策を整理した。結果を表 11 ならびに表 12 にまとめる。さらに、検討の結果、メリットが あると評価できる事項については、同表中に網掛け表記にて区別した。

対象	課題・想定リスク・懸念事項	評価ならびに対策
アンモニア気化	 ・アンモニアに含まれるミスト(0.5%程度)の 対策 ・現状の技術基準では、脱硝設備において、アンモニアに含まれるミストは許容されていないが、燃料用としてのアンモニアの取り扱いについては調整が必要 	 ・ミストを許容できる場合は、海水のみで気化可能 ・ミストを許容できない場合は、海水だけでなく蒸気(第5抽気 or 補助蒸気)を利用することで対応 ・必要に応じ、技術基準解釈について調整する。
	海水利用によるアンモニア気化系統の複雑化。 さらに蒸気を利用する場合は、さらに熱交換器 の追加や配管取り回しにより複雑となる。	 ・最適設計による省スペースおよび簡略化 ・アンモニアを気化せず液体のままボイラへ噴霧 する方法も考えられるが、燃焼温度の低下ならび にボイラ効率の低下への影響が大きいと考えられ 適用は難しい。
	海水系統への海生生物付着による気化性能の低 下	既設復水器同様に逆洗装置やボール洗浄装置など の設置検討要
アンモニア投入	既設微粉炭バーナ中心部にアンモニアバーナを 挿入する方式で検討を進めている。全48本の微 粉炭バーナにアンモニアバーナを設置する場合 は、下段16本に設置されている起動バーナを流 用できるか検討が必要である。	下段バーナにてアンモニアを投入する場合、起動 バーナ利用では、噴射口が拡散型であるため、アン モニア噴射速度が適切な値で設定できない。下段 バーナでのアンモニア投入は3次エアライン(3次 エアの流量は逆流防止目的で少量)から投入する ことを検討する。この場合、3次エアラインはアン モニアのみを投入する。噴霧速度の設定範囲につ いては検討が必要
	・中上段32本に限定する場合は、微粉炭バーナ 単体でのアンモニア混焼率が上昇すると共にア ンモニア投入量も増加するため、燃焼への影響 が懸念される。 ・通常、微粉炭バーナ48本中、40本で運転して おり、上・中段で8本(ミル単位)は停止してい ることも考慮する必要あり。	バーナ単体での混焼率増加の影響(NOx生成やボ イラ内温度バランス)について検討が必要
	下段バーナにおいて3次エアラインをアンモニ ア投入に利用する場合、最適アンモニア噴霧速 度での運用・制御が可能か。	下段バーナでのアンモニア投入用に個別の圧力制 御を検討、もしくは、下段は最適噴霧速度でなくと もNOx生成に問題がないか実機検証を行った上で 判断する。

表 11 碧南火力発電所 1,000MW 級ボイラへの適用評価まとめ

収熱ラ	火炎放射量の減少に伴い、炉壁管での収熱が低 下する。	 ・数値解析精度を向上させて評価した結果、ボイラ 収熱への影響は限定的であり問題はないと評価されるものの、実機ボイラでの検証が必要 ・最低出力時(変圧域)でのEcoスチーミングに裕度があることの確認が必要
	火炎放射量低減分は、過熱器、再熱器での対流 熱伝達部での収熱回復も期待できるが、その場 合、スプレによる断続的な減温制御に伴う性能 低下が懸念される。	スプレはボイラ給水から取っているためプラント 全体で見れば影響は少ないと考察されるが、実機 ボイラでの検証が必要
燃焼制御	アンモニア投入・停止における制御・設備運用 方針をどうするか。	 ・定格運転でのアンモニア投入・停止を前提とする。 ・アンモニア投入工程はミル単機毎に順次投入する。 ・アンモニア燃焼が安定していれば、アンモニア投入量(混焼率)に合わせて自動制御にてミル全台で 微粉炭制御も可能 ・アンモニア燃焼が不安定であれば、現場確認を伴うため、ミル単機で順次、アンモニア投入量に合わせた微粉炭供給量調整の必要あり。
	燃焼用空気制御・運用方針の見直しが必要か。 (空気比設定をどうするか。)	・ミルおよびファン運用の見直し検討に合わせて 詳細検討が必要 ・一次空気(搬送用空気)は、微粉炭量減少に合わ せて絞り、バーナニ次空気および三次空気にて、全 体の空気比を調整する運用が可能か、など検討が 必要 ・アンモニア混焼での空気比を、現状の1.15か変更 するか検討が必要(空気比1.15のままであれば、理 論空気量から空気量は減らす方向) ・各通風機(FDF、PAF、IDF)の能力の範囲内で あることの確認が必要
	負荷変化に伴うアンモニア投入制御	 ・負荷変化に合わせた微粉炭制御にアンモニア投入量を追従させる。 ・部分負荷時の燃焼性については要検討 ・燃焼振動について、実機での確認が必要
	アンモニア供給系統の緊急停止(トリップ)に よりボイラ熱負荷が急落したときの石炭供給な ど燃料制御・設備対応をどうするか。	現状のミルトリップ時の運用方針を参考に、アン モニア供給トリップに合わせ、微粉炭供給ならび に燃焼用空気の制御を行う。
	ボイラトリップ時の残留アンモニア	 ・ボイラトリップ発生と同時にアンモニア供給を 遮断する制御とする(MFTに組み込む)。 ・パージは実施しないが、アンモニア遮断弁以降の 残留アンモニアは少量のため、ボイラ内残熱で燃 焼(分解)しきる範囲と評価できる。
	アンモニア失火検知(火炎検知)	石炭バーナ燃焼条件でアンモニアを投入するた め、現状の火炎検知で対応可能

排ガス系	アンモニア混焼にともなう排気ガス中水分上昇 の影響	【メリット】 乾式EPにおいて、排ガス中水分の増加により、灰 の電気抵抗値が低下し集塵性が向上する。
統	排気ガス中水分上昇に伴うH ₂ SO ₄ の生成 ・脱硝触媒への付着物の増加ならびに成分変化 ・AH/GGHへの付着物の増加、部材の腐食劣 化	・石炭量削減に伴いS分が減少するため、問題はないと評価できる。 ・一方で、SO3減少により乾式EPでの電気抵抗は 上昇する可能性あり。上記水分増加に伴う電気抵抗の低減との関係について検討が必要
	アンモニア混焼にともなう燃焼灰挙動への影響	 ・クリンカ付着について、火炉収熱の低下により燃焼ガスが高温のまま後流に流れると、燃焼灰が溶融・付着しやすくなる可能性があるが、数値解析精度を向上させて評価した結果、ボイラ収熱への影響は限定的であり問題はないと評価される。 ・その一方で、アンモニアを混焼しても、灰性状そのものは変化しない(=灰組成は変わらない)ため、燃焼ガス温度が変わらなければ、クリンカ付着特性は変わらないと予想される。 【メリット】 ・灰処理量について、石炭焚きを減らし分だけフライアッシュが減となり、灰処理費が減少する。 ・アッシュエロージョンの減少 ・ばいじん濃度の低減 ・クリンカ付着量の減少が期待できる。
	緊急停止時ならびに低負荷時に懸念される残留 アンモニア(アンモニアスリップ)による硫安 の生成 ・脱硝触媒への付着物の増加ならびに成分変化 ・AH/GGHへの付着物の増加、部材の腐食劣 化	洗浄頻度の増加や洗浄方法の見直し
	脱硫装置への影響	 【メリット】 石炭消費減によるS分減少により脱硫装置での ・石灰石消費の減少 ・石膏(産廃)排出量の減少 ・シャワー動力の減少
その他	アンモニア設備長期停止時の保管方法	既設アンモニア設備と同じ運用にて対応可能か。 窒素パージは必要
	ボイラ内収熱バランスやファン容量など、既設 設備での制約の観点からも、許容アンモニア混 焼率を評価	・IDFでの排ガス誘引量を増加させる必要があり、 炭種によっては設備改造もしくは混焼率限界の低 減が必要となる可能性がある。これは、IDF単体で 評価した場合であり、ボイラ運用全体で見た場合 にどうなるかは、実機での評価が必要となること から、ここでは懸念事項として整理するに留める。 ・PAF、FDFにおいても空気量の増減が伴うが、現 状の運用の範囲内で収まり、改造など対応は不要 ・GAH出口ガス温度が5~10°Cの上昇傾向を確認 したが、設備許容値内に収まる範囲である。

対象	課題・想定リスク・懸念事項	評価ならびに対策
アンモニ	アンモニア気化のための熱源確保	・碧南での検討同様に、アンモニア含有ミストの 許容可否による。 ・海水利用がベース
ア気化	圧力が4~6MPaとなる天然ガス系統へアンモニ アを投入する際、アンモニア気化保持のために 100°C以上の加温が必要である。	 ・アンモニアの気化に必要な熱源として補助蒸気 を適用することも考えられるが、ST側への影響大 きく、発電性能の低下が懸念 ・天然ガス導管内分圧で再評価すると、5.6MPaの 導管内に20cal%(37.8vol%)のアンモニアを混合 する場合、アンモニアの分圧は2.1MPaとなる。こ のときのアンモニア気化温度は約50°Cであるた め、導管内で気体であるためには50°C以上の温度 保持が必要 ・もしくは、液体アンモニアで投入し、導管内で の分圧に伴い気化、気体保持させられるか。
アンモニア投入	アンモニアの予混合燃焼に伴うNOx発生量の増加	 NOx発生量を抑えるためには、アンモニア直接 噴霧もしくは燃焼空気の低減が必要 アンモニア直噴にはバーナ改造によりアンモニ ア専用バーナの追設が必要 燃焼器の改造については、微粉炭火力発電所で のアンモニア投入方法と同様の方針で、天然ガス 燃焼火炎に直接アンモニアを噴射するようアンモニア専用バーナを追設することが必要であると考えられるが、図3や図4に示したとおり、ガスタービン燃焼器の構造上、バーナ追設の余地がなく、 大幅な燃焼器改造が不可避である。 さらに、燃焼制御の見直しを行うためには、 GTCC全体バランスの再構築が必要 これらのことから実行は困難であると評価
	アンモニアを排熱(500°C程度)により水素改質 し、水素でGTへ供給する場合の改質熱源の確保	アンモニアの水素改質には500°C程度の熱が必要 であり、その熱源をどこから確保するのか要検討
燃焼制御	アンモニア投入・停止における制御・設備運用方 針をどうするか。	 ・定格運転中のアンモニア投入・停止を前提とする。 ・アンモニア燃焼が安定していれば、アンモニア投入量(混焼率)に合わせた自動制御が可能 ・アンモニア燃焼が不安定であれば、アンモニア投入量に合わせた天然ガス供給量調整の必要あり。
	燃焼用空気制御・運用方針の見直しが必要か。 (空気比設定をどうするか。)	・燃焼温度の低下が起こるかどうかにより運用見 直し要否の判断が必要
	アンモニア供給の緊急停止(トリップ)により GT熱負荷が急落したときの燃料制御・設備対応 をどうするか。	・現状のバーナートリップの運用方針を参考にす ることが可能

表 12	既設	GTCC	発電所への適用評	Ā価まとめ
------	----	------	----------	-------

	負荷変化に伴うアンモニア投入制御	 ・天然ガス制御に合わせたアンモニア制御を実施する。 ・燃焼振動について、実機での確認が必要
	失火検知 (火炎検知)	天然ガスとの混合燃料であるため、現状の火炎検 知、温度管理で良いか。
	失火時の残留アンモニア	アンモニアは燃えきるか否か。アンモニアスリッ プの懸念
発電性能	燃焼ガス組成変化に伴うGTへの影響	【メリット】 燃焼ガス流量の増加に伴う発電出力ならびに発電 効率の向上
	排熱回収ボイラ収熱変化に伴うSTバランスへの 影響	ヒートバランス解析の結果、STへの影響は限定的 と評価
系 排 統 ガ ス	アンモニア混焼にともなう排気ガス中水分上昇 の影響	影響は限定的と評価

3-3. その他燃料とのアンモニア混焼ラボ試験

当社碧南火力では、現在、瀝青炭だけでなく、亜瀝青炭やバイオマス(木質チップなど)も混焼運転 している。そこで、亜瀝青炭やバイオマス(木質チップ)とのアンモニア混焼における燃焼性ならびに 灰性状に与える影響について反応管試験装置により燃焼性や灰性状について評価した。ここでは、碧南 火力における亜瀝青炭および木質チップの実運用での混焼率に、アンモニアを 20cal%加え



図 24 反応管燃焼試験装置





ることによる燃焼試験を実施し、燃焼性(NOx 生成量、未燃焼率)、灰性状(クリンカ付着状態、灰成 分、灰軟化点)を評価した。

(1) 反応管燃焼試験装置

混焼試験に用いた反応管試験装置の外観ならびに概略系統を図 24 と図 25 にそれぞれ示す。反応管 は、内径 47mm×長さ 1,200mm のアルミナ製で、その外側からヒーターで 1,600°C まで加熱できる仕 様である。燃料は定格燃料投入量 1g/min で反応管上部より一次空気と共に供給され、その両脇から二 次空気を投入する仕様となっている。また反応管下部のサンプリングプローブから灰ならびに排ガスが 採取される。

(2) 試験要領

- ア 反応管燃焼試験
 - ✓ 各種燃料の混焼条件について、碧南火力での実運用混焼率を基準に、アンモニアを 20cal%混焼 するケースを含め、表 13 に示すとおり設定した。
 - ✓ 1条件あたり2回試験を実施
 - ✓ 排ガス O₂: 2.5%程度、二段燃焼率 0%、加熱温度 1,400°C
 - ✓ 測定・採取項目: O₂, NOx, CO, CO₂、燃焼灰、付着クリンカ

	1	2	3	4
run	瀝青炭+亜)	歴青炭の混焼	瀝青炭+木質チップの混焼	
瀝青炭 (cal%)	50	40	97	77
亜瀝青炭 (cal%)	50	40	0	0
木質チップ (cal%)	0	0	3	3
アンモニア (cal%)	0	20	0	20
燃料比	1 5 4	0.87	2.00	0.02
(固定炭素/揮発分 [※])	1.94	0.87	2.00	0.98
燃料中N分 (%)	1.3	18.9	1.4	19.6

表 13 石炭 NH3 混焼試験条件

※アンモニアは 100%揮発分と仮定

イ 燃料分析

瀝青炭、亜瀝青炭、木質チップの3つの試料について、下記の分析を実施した。

- ✓ 全水分、湿分 ※到着ベース
- ✔ 発熱量 ※気乾ベース
- ✔ 工業分析:水分、揮発分、灰分、固定炭素 ※気乾ベース
- ✓ 元素分析: C, H, N, 燃焼性S, 全S, O ※無水ベース
- ✓ 灰組成: SiO₂, Al₂O₃, TiO₂, Fe₂O₃, CaO, MgO, K₂O, Na₂O, SO₃, P₂O₅, Mn₃O₄ ※無水ベース
- ✔ 灰融点:軟化点、融点、溶流点 ※酸化雰囲気および還元雰囲気
- ✓ 粒度分布(粉砕後に実施)

ウ 燃焼灰分析

- ✓ 分析項目: 灰中 CHN
- ✓ 試験8回×2試料/回

(3)燃料分析

ア 分析項目

瀝青炭、亜瀝青炭、木質チップの3試料について、下記の分析を行った。なお、粒度分布は粒度調整 後に実施した(表14,15)。

イ 分析結果

分析の結果、発熱量は瀝青炭が 26,510J/g で最も高く、亜瀝青炭が 23,490J/g、木質チップが 17,540J/g で瀝青炭・亜瀝青炭よりも低かった。

工業分析による水分は瀝青炭 6.4wt%で最も低く、亜瀝青炭が 17.9wt%で最も高かった。木質チップ は 9.9wt%であった。灰分は瀝青炭が 12.5wt%で最も高く、亜瀝青炭が 2.8wt%、木質チップが 0.2wt% で最も低かった。

元素分析による炭素(C)は瀝青炭が 69.1wt%、亜瀝青炭が 67.8wt%、木質チップは 47.7wt%で瀝青炭・ 亜瀝青炭よりもやや低かった。

酸化雰囲気での灰融点は瀝青炭が 1,245°C、亜瀝青炭が 1,315°C、木質チップが 1,385°C であった。 還元雰囲気での灰融点は瀝青炭が 1,195°C、亜瀝青炭が 1,130°C、木質チップが 1,445°C であった。瀝 青炭・亜瀝青炭は酸化雰囲気より還元雰囲気の灰融点が低くなっていたが、木質チップは酸化雰囲気よ りも還元雰囲気の灰融点が高かった。

瀝青炭と亜瀝青炭の灰組成を比較すると、酸化ケイ素(SiO2)は瀝青炭が亜瀝青炭よりも高く、酸化鉄 (Fe2O3)、酸化カルシウム(CaO)、酸化ナトリウム(Na2O)、酸化硫黄(SO3)は亜瀝青炭が瀝青炭よりも高 かった。木質チップは酸化カルシウム(CaO)、酸化マグネシウム(MgO)、酸化カリウム(K2O)、酸化リン (P2O5)、酸化マンガン(Mn3O4)が瀝青炭・亜瀝青炭よりも高かった。

		試料名			バイオマス			
				瀝青炭 亜瀝青炭	木質チップ	分析方法		
分析項	目	基準	單位			(松)		
全水分		到着	%	14.1	22.9	61.3	JIS M 8820	
湿分		到着	%	7.2	18.9	15.5	IBJIS M 8811	
発熱		気乾	J/g	26,510	23,490	17,540	JIS M 8814	
т	水分	気乾	wt%	6.4	17.9	9.9		
業	揮発分	気乾	wt%	24.8	36.8	71.8	HG M 9910	
分	灰分	気乾	wt%	12.5	2.8	0.2	515 M 8512	
đT	固定炭素	気乾	wt%	56.3	42.5	18.1		
燃料出	(FR)	-	-	2.27	1.15	0.25	燃料比(FR)=固定炭素÷揮発分	
	炭素(C)	無水	wt%	69.1	67.8	47.7		
	水素(H)	無大	wt%	4.09	5.18	6.47	JIS M 8819	
元	窒素(N)	無水	wt%	1.51	1.10	0.06		
素	全硫黄(全S)	無水	wt%	0.28	<0.13	<0.13	JIS M 8813.3	
析	燃燒性硫黄(燃燒性S)	無水	wt%	0.04	<0.13	<0.13	全硫黄-灰中硫黄×灰分(無水換算)÷100	
	(O)秦簻	無水	wt%	11.9	22.5	45.4	JIS M 8813 附属書5(規定)酸素含有量の算出方法	
	(灰中硫黄)	無水	wt%	1.8	4.0	1.1	アルカリ溶融-ICP発光分光分析法	
		軟化点	đ	1,210	1,275	1,345		
	酸化雰囲気	融点	°C	1,245	1,315	1,385		
灰		溶流点	đ	1,280	>1,500	1,410	HC 34 9901 10	
点	還元雰囲気	軟化点	°C	1,165	1,090	1,440	515 M 8801.12	
		聖恵	°C	1,195	1,130	1,445		
		溶流点	°C	1,345	1,205	1,465		
	酸化ケイ素(SiO ₂)	無水	wt%	47.7	17.0	13.4		
	酸化アルミニウム(Al ₂ O ₃)	無水	wt%	15.47	17.04	2.51		
	酸化チタン(TiO ₂)	無水	wt%	0.96	0.98	1.23	IOD 珍米八米八拓注	
	酸化鉄(Fe ₂ O ₃)	無水	wt%	7.65	16.73	7.26	ICF 発光历光历机法	
灰	酸化カルシウム(CaO)	無水	wt%	8.24	17.15	34.04		
組	酸化マグネシウム(MgO)	無水	wt%	3.90	5.63	8.49		
成	酸化カリウム(K ₂ O)	無水	wt%	0.34	1.04	11.18	同之吗夹夹在注	
	酸化ナトリウム(Na ₂ O)	無水	wt%	0.85	6.90	0.86		
	酸化硫黄(SO3)	無水	wt%	4.49	9.93	2.75		
	酸化リン(P2O5)	無水	wt%	0.05	0.28	3.60	ICP発光分光分析法	
	酸化マンガン(Mn ₃ O ₄)	無水	wt%	0.14	0.07	2.27		

表 14 燃料分析結果

備考:計算方法

燃料比 = <mark>固定炭素(%)</mark> 揮発分(%)

		平均粒径		
試料名	60メッシュ	150メッシュ	200メッシュ	(MV)
	$(250\mu$ m)	$(105\mu$ m)	$(74\mu\text{ m})$	[µ m]
瀝青炭	100	93.32	82.80	41.84
亜瀝青炭	100	93.79	83.38	43.30
木質チップ	100	94.75	84.35	49.09

表 15 燃料の粒度分布測定結果

(4) 試験結果

- ア 反応管燃焼試験
- (ア) 試料調製
- ① 乾燥、粉砕、粒度調整(#200メッシュ 80%PASS 程度)、混合 試験試料3種類について、乾燥・粗粉砕後、表16に示す条件で粒度調整を実施した。

ラクモケラク 水口	松在那些	粉砕装置		
矾腴矾科	松皮硐釜	項目	仕 様	
		製造メーカ	中央化工機㈱	
石 炭	#200 メッシュ 80%PASS 程度	製品名	振動ミル MB-1型	
·瀝青炭		粉砕方式	バッチ式・乾式	
・亜瀝青炭		粉砕筒材質	SUS 容量: 3.6L	
		粉砕媒体	SUS ロッド	
		製造メーカ	中央化工機㈱	
	#150 メッシュ 90%PASS 程度	製品名	振動ミル FV-20型	
木質チップ		粉砕方式	バッチ式・乾式	
		粉砕筒材質	SUS 容量:66L	
		粉砕媒体	SUSロッド	

表 16 粒度調整条件(粉砕装置)

② 試料:瀝青炭瀝青炭(約5kg)、亜瀝青炭(約2kg)、木質チップ(約1kg)

反応管燃焼試験、燃料分析で使用する試験試料 3 種類および粒度調整後の試験試料外観を表 17 に示す。粒度調整試料は燃焼試験前日に恒温乾燥器(設定:105°C)で4時間乾燥して無水ベース とし、各試料を秤量後、ロッキングミキサーで5時間以上混合して燃焼試験用試料とした。 (イ)試験

(二)正向天

試験条件

表18に反応管燃焼試験条件を示す。

表 13 に示す石炭-アンモニア混焼試験条件で混合した燃焼試験用試料を燃料フィーダ(スクリ ュー投入式)から一次空気中に投入し、燃料ノズルより規定の温度に昇温した反応管(燃焼管)で 燃焼試験を行った。また、ノズルと同位置にある二次空気供給配管よりアンモニアを窒素とともに 供給して混焼試験を行った。

また、ノズルから 1,130mm 下流の位置にあるサンプリングプローブより排ガスおよび燃焼灰を 採取して排ガス測定および燃焼灰の未燃分測定を実施した(図 25)。

試験は表13に示す1条件あたり2回、合計8回実施した。



表 17 試験試料外観

表 18 反応管燃焼試験条件

項目	単 位	設定値
炉内温度	°C	1,400
燃料供給量	g/min	0.8~1.0
燃焼炉出口 O2 濃度	%	2.5(空気比 1.135)
二段燃焼率	%	_
同上 吹込位置	mm	_
炉内滞留時間	sec	$2.92 \sim 3.12$
サンプリング プローブ位置	mm	バーナより 1,130

表 19 排ガス分析項目

分析項目	分析計器名
O_2	SHIMADZU PORTABLE OXYGEN TESTER POT-8000
NOx	HORIBA VA-3124, VS-3033
СО	SHIMADZU PORTABLE GAS TESTER CGT-7000
CO_2	SHIMADZU PORTABLE GAS TESTER CGT-7000

② 測定·採取項目

排ガス測定は O₂, NOx, CO, CO₂を行った(表 19)。また、燃焼灰の採取は燃焼炉出口排ガス O₂ 濃度 2.5%調整時に S 側サンプリングプローブより採取した。

反応管燃焼試験の実施結果を表 20~22 に示す。測定データは、各 run で 2 回試験した結果の平 均値の相対値とした。

燃焼試験中の燃料供給状況および灰付着状況を示す。燃料供給状態はフィーダからの切り出し部 分(デバイダー)と燃焼バーナ入口部(ロート)の観察を行った。

灰付着状況はサンプリングプローブ、燃料バーナおよび反応管内部の観察を行った。また、採取 クリンカは、試験終了後に反応管内部に付着しているクリンカを観察した。サンプリングプローブ の観察は、2 サンプリング毎に1回、燃料バーナおよび反応管内部は各 run 終了時に実施した。

反応管燃焼試験の結果、亜瀝青炭との混焼試験である run1 の燃焼排ガス O₂ 濃度 6%換算 NOx 濃度に対し、アンモニアを混焼した run2 の O₂ 濃度 6%換算 NOx 濃度は 1 割程度低くなった。次 に木質チップとの混焼試験である run3 の燃焼排ガス O₂ 濃度 6%換算 NOx 濃度に対して、アンモ ニアを混焼した run4 の O₂ 濃度 6%換算 NOx 濃度は 1.5 割程度低くなった。これらの結果は、ア ンモニア混合により燃料比(固定炭素/揮発分)が低くなり固定炭素起因のフューエル NOx が低 減したことが主要因と評価した。図 26 には、各 run の NOx 生成の結果をグラフ化して示す。

燃料供給状況は、試験対象試料全てで燃焼供給装置への試料付着等の供給不良はなく、通常の供 給状態であった。各部位への灰付着状況は、サンプリングプローブの run1 および run2 は、通常ク リンカが少量付着、run3 および run4 は溶融クリンカが少量付着していた。その他の観察箇所につ いてはクリンカの付着はなく、アンモニア混焼による影響はないと評価した。また、アンモニアを 混焼した run2 および run4 の S 側サンプリング時に、燃焼に伴い発生した水分がサンプリングプ ローブ管内に灰とともに付着して閉塞する状況が頻発した。これは、試験装置の構造上の問題であ り、実機適用上の問題とはならない。

run	試料名	混合比 [cal%]	O2 [%]	O ₂ =6%換算 ^{※1} NOx [-]	CO [-]	CO2 [%]
run1	ベース					
1	瀝青炭:亜瀝青炭	50:50	2.51	1.00	1.00	$> \! 15.00$
2	瀝青炭:亜瀝青炭:NH ₃	40:40:20	2.57	0.89	1.56	14.63
run3	ベース					
3	瀝青炭 : 木質チップ	97:3	2.55	1.00	1.00	14.57
4	瀝青炭:木質チップ:NH3	77:3:20	2.67	0.86	1.21	12.83

表 20 反応管燃焼試験 実施結果(相対値)

・測定データはF側にて採取。その後、同空気量でS側に切り替え燃焼灰採取

※1 6%換算 NOx = NOx×(21−6)/(21−O₂)



тъ	目	単位	設定値				
- - - - - - - - - - - - - -			run1	run2	run3	run4	
次空気用O ₂	[MFC-01]	L/min	1.79	$1.61 {\sim} 1.62$	$1.70 \sim 1.71$	$1.60 \sim 1.61$	
次空気用N ₂	[MFC-02]	L/min	6.7	5.7	6.4	5.7	

L/min

L/min

L/min

表 21	反応管燃焼試験	実施結果	(空気量)
• •			· · · · · · · · · · · · · · · · · · ·

0.00

0.66

 $7.96 {\sim} 7.97$

表 22 反応管燃焼試験中の燃料供給状況および燃焼灰付着状況

0.00

0.00

8.49

0.00

0.64

 $7.95 \sim 7.96$

0.00

0.00

8.10~8.11

run	試 料 名	混合比	燃料供給 状況		灰付着状況 ^{※1}			採取 ^{※2}
		[cal%]	デバイダー	p-ŀ	プローブ	バーナ	内部	クリンカ
1	瀝青炭:亜瀝青炭	50:50	良	良	А	_	_	_
2	瀝青炭:亜瀝青炭:NH ₃	40:40:20	良	良	А	_	_	—
3	瀝青炭 : 木質チップ	97:3	良	良	С	_	_	—
4	瀝青炭:木質チップ:NH3	77:3:20	良	良	С	_	_	_

※1 灰付着状況 A:通常クリンカ付着小 B:通常クリンカ付着大 C:溶融クリンカ付着小 D:溶融クリンカ付着大 -: クリンカ付着なし

※2 採取クリンカ状況 a : 全量 通常クリンカ

二次空気用O₂ [MFC-03]

合

[MFC-04]

計

 NH_3+N_2

b : 通常クリンカ+少量 溶融クリンカ

c : 全量 溶融クリンカ

d : 全量 溶融クリンカ (採取不能状態)

-: クリンカ付着なし

イ 燃焼灰分析

(ア)分析項目: 灰中 CHN

ア(イ)②項で採取した燃焼灰について、CHN 元素分析装置(ミクロ CHN 計: THERMO 社製 FLASH EA1112 シリーズ)を用いて灰中未燃分を測定し、未燃焼率を算出した(表 23)。

燃焼灰の未燃焼率は、瀝青炭+亜瀝青炭での試験 run1 に対して NH₃を混焼した run2 では 3 割 程度低下していた。また、瀝青炭+木質チップでの試験 run3 に対しては、アンモニアを混焼した run4 は 1 割程度低下していた。図 27 には、各 run の灰中未燃分の結果をグラフ化して示す。

その他の灰組成やクリンカ付着状況については、アンモニア混焼による影響は認められなかった。

run	試料名	混合比 [cal%]	燃料中の 灰分含有率 重量比[-]	灰中未燃分 Uc 重量比[-]	未燃焼率 ^{※1} Uc* [-]	
run1	ベース					
1	瀝青炭: 亜瀝青炭	50:50	1.00	1.00	1.00	
2	瀝青炭:亜瀝青炭:NH3	40:40:20	0.80	0.71	0.53	
run3	ベース					
3	瀝青炭:木質チップ	97:3	1.00	1.00	1.00	
4	瀝青炭:木質チップ:NH3	77:3:20	0.79	0.93	0.73	

表 23 灰中未燃分 測定結果(相対値)

※1 未燃焼率(Uc*)算出式

Uc^{*}=
$$\frac{A \times Uc}{(1-A) \times (1-Uc)} \times 100$$

 A : 燃料中の灰分含有率[wt%]^{※2}
Uc : 灰中未燃分[wt%]^{※3}
: 未燃焼率[%]

※2 A:燃料中の灰分含有率については、工業分析の灰分測定値と発熱量から算出※3 Uc: 灰中未燃分については、燃焼試験で採取した灰中の炭素比率(分析値)



3-4. 事業性評価

3-4-1. 経済性評価

(1) 既設石炭火力発電所でのアンモニア混焼



図 28 アンモニア調達価格に対するアンモニア混焼発電原価

碧南火力 1,000MW 級ボイラでの混焼を想定し、アンモニア調達価格(CIF価格)に対するアンモニア 20cal%混焼発電原価を算出した。結果を図 28 に示す。ここでのアンモニア混焼発電原価は、アンモニア燃焼での発電出力分(簡単のため発電効率は石炭専焼時と同等とした)の発電原価であり、アンモニア調達価格(CIF価格)、国内のアンモニア受入・貯蔵・供給設備費、アンモニア運用に係るユーティリティ費用から算出した。アンモニア運用には専用人員不要とし、微粉炭火力の既存設備のイニシャルコストは考慮していない。年間設備利用率は 70%とした。

近年、世界の工業用アンモニア市場の CIF 価格は、200~400 ドルル で推移している。仮に 300 ドル ルでアンモニアが調達できたとすると、図 28 からアンモニア混焼の発電原価は約 15 円/kWh というこ とになる。なお参考として、資源エネルギー庁の発電コスト検証ワーキンググループでの微粉炭火力発 電コストは 12.9 円/kWh⁽³⁾と算出されている。

次に、CO₂フリーアンモニア調達〜輸送〜貯蔵〜微粉炭火力での混焼までのサプライチェーンを想定 し、現状で実現可能なアンモニア混焼の発電コストについて、工程毎の一般的なコストを積み上げるこ とにより検討した。ここでは、海外に天然ガスを原料としたハーバーボッシュ法を用いたアンモニア製 造設備を新設、製造過程で排出される CO₂は CCS もしくは EOR で地中貯留し、LAG 船にて日本へ輸 送するケースを想定した。LAG 船は、碧南火力での受入バースの水深制限から設定した。

まず、想定される最高値を例として、以下の条件にて調達価格を算出した。

<コスト検討条件>

アンモニア製造 プラント新設
 立地;米国メキシコ湾岸
 原料;天然ガス
 生産規模;年産100万トン

費用;イニシャル+ランニング、CO₂クレジットなし □ アンモニア輸送 ヒューストン→名古屋(パナマ運河経由) 27,000DWT-LAG 船 費用;船価ベース(新設) □ 混焼発電所 微粉炭火力 1,000MW (碧南 5 号機) 混焼率: 20cal% 利用率;70% 費用;受入~混焼までの構成設備費 ユーティリティ費 専用要員なし

結果を図 29 に示す。ここで、図中の横軸の「ベース」は、CO2 回収をしないケースの発電コストで ある。「CO₂回収」は、「ベース」に CO₂回収設備を新設し、回収した CO₂は既存の EOR 向け CO₂パ イプラインへ投入するケースを表し、「CO2回収+EOR」は、さらに EOR 向けパイプライン新設するケ ースを表す。現状で実現可能な CO2 フリーアンモニアの混焼発電コストは 22~27 円/kWh と試算でき た。

次に、以上のコスト評価は、各工程コストを積み上げて評価したものだが、SIP エネルギーキャリア の[CO₂フリー水素利用アンモニア製造・貯蔵・輸送関連技術の開発]チームでは、現段階で実施可能 な最適化(アンモニア製造の EPC コスト削減、輸送の最適化、CO2 売却益など)を考慮した CO2 フリ ーアンモニア調達 CIF 価格を 350 ドル/t-NH3 と評価している。そこで、この値にて碧南火力でのアン モニア混焼発電コスト(20cal%混焼)を再評価した結果、17.5円/kWhと試算できた。結果は、図29 に「最適化コスト」として併記した。この結果は、2030年の水素発電コスト(水素 CIF 価格 30円/Nm3-H2として、国内新設設備費含まず)の目標値に匹敵する数字であり、CO2フリーアンモニアは現状で水 素発電コストの目標値を達成できる見込みがあると評価できる。



図 29 アンモニア混焼発電コスト



図 30 既存火力発電コストを達成するために必要な CO₂価値試算

ここで、図 29 の"最適化コスト"ケースを対象に、既存の微粉炭火力発電コストや GTCC 発電コストと同等の発電コストを実現するために CO₂ 価値(CO₂ 価格)を付加すると仮定して、必要な CO₂ 価値 値を算出した。図 30 に結果を示す。必要な CO₂ 価格は、GTCC をターゲットとすると 5,800 円/t-CO₂、 微粉炭火力をターゲットとすると 5,100 円/t-CO₂ とそれぞれ見積もられる。

再生可能エネルギー由来のアンモニアを調達することを考えた場合、アンモニア調達 CIF 価格は 6 割 ほど上昇すると評価しており、事業採算性確保に必要な CO2 価値をさらに高める必要がある。

(2) 既設 GTCC でのアンモニア混焼

GTCCの経済性については、基本的に微粉炭火力における評価と同様であるが、GTCCの方がベース (天然ガス専焼)の発電効率が3割ほど高いので、発電コストとしては2割程度低くなる。そのため、 発電コストは、コスト最小化ケースでは、およそ14円/kWhと試算でき、コスト検証ワーキンググルー プでのGTCC発電コスト13.4円/kWh⁽³⁾に対して近い数字となる。しかし、これには、先に述べたアン モニア気化熱源による発電性能低下などのコスト上昇要素は含んでいないため、上記のアンモニア混焼 発電コストの評価には注意が必要である。

46

3-4-2. リスク評価

(1) 既設石炭火力発電所でのアンモニア混焼

ここでは、微粉炭火力でのアンモニア混焼における信頼性や耐久性を評価し、設備面、環境面および 運用面の課題・リスクを抽出する。3-2-3で評価した結果を基に、表 24 のとおり、対象箇所ごと に性能ならびに信頼性・耐久性のリスク評価結果をまとめる。

	リスク評価※			
影響評価対象	性能	信頼性 耐久性	コメント	
発電性能	0	0	 ・収熱量変化が懸念されるが、数値解析結果から 影響は限定的 	
ボイラ設備	0	0	 ・数値解析結果から、収熱などボイラ性能への影響は限定的 ・NOx生成は㈱IHIの実証試験から影響は少ない ・実機による確認は必要 	
燃焼設備	0	0	 ・ファンなど空気量制御の詳細設計が必要 ・定格運転からのアンモニア燃焼は問題なし ・部分負荷時のアンモニア運用は要検討 	
タービン設備	O	\odot	影響は限定的	
排ガス処理設備 脱硝 AH EP GGH 脱硫	0 0 0 0	0 0 0 0 0	・排ガス系統への影響は全体的に限定的 ・EPへの影響に関しては、SO3減少と排ガス水分 上昇との相関について実機検証が必要	
排ガス特性	0	0	・NOx生成量は抑えられる ・水分量増加は、EPへの影響を検討する必要あり	
燃焼灰	\bigcirc	\bigcirc	影響は限定的	
設備改造部分 バーナ 蒸気系統 海水系統	0 0 0		 バーナについては㈱IHIでの実証実績があり性 能維持可能 蒸気抽気による発電性能への影響は限定的 蒸気、海水系設備の複雑さ ・改造に伴う長期的な影響評価が必要 	
新設部分 ^{ローディング・アーム} 貯蔵タンク 気化器 ポンプ 配管系統 電気計装機器		00000	 ・基本的に既存技術で対応が可能 ・これまでに実績のない大量のアンモニア使用が 懸念材料 ・気化器の海水系統については海生生物付着に懸 念 	
設備運用	0	0	 ・ボイラについては、アンモニア燃焼時は微粉炭 燃焼を必須とし、現状の制御・インターロックの 考え方を踏襲することを前提とする。 ・アンモニア設備については、現状の脱硝用設備の運用技術を活用可能。 	

表 24 微粉炭火力発電所におけるリスク評価

※ ◎;リスク無し/○;リスク低/△;リスクやや懸念/×;リスク有り

(2) 既設 GTCC でのアンモニア混焼

GTCCにおけるアンモニア混焼に対しては、3-2-3にて評価したとおり、燃焼器改造を行わない 場合には NOx 生成量増加の懸念があると評価される。燃焼器の改造については、微粉炭火力発電所で のアンモニア投入方法と同様の方針で、天然ガス燃焼火炎に直接アンモニアを噴射するよう、既設燃焼 器にアンモニア専用バーナを追設することが必要であると考えられるが、ガスタービン燃焼器の構造上、 バーナ追設の余地がなく、大幅な燃焼器改造が不可避である。さらに、燃焼制御の見直しを行うために は、GTCC 全体バランスの再構築が必要となる。

また、既設天然ガス系統へアンモニアを投入する場合、4~6MPaの高圧で投入する必要があり、この 圧力でアンモニアを気体保持させるためには 100°C 前後が必要で、川越火力発電所 4 号系列 1 軸にお ける 20cal%混焼でのアンモニア消費量(15.6t/h)から、アンモニア気化に必要な熱量は約 6,000kW と なる。これに必要な熱源として発電所からの蒸気取得が考えられるが、発電性能の低下は避けられない。 発電性能への影響が軽微となる気化熱源の調達が大きな課題の一つと考えられる。

本研究では、既設の改造は実施しないことを基本とし改造不可避でも最小限に留めることを前提とし ているため、上記のリスクを考慮すると実行は困難であると考えている。

以上から、燃焼器改造を伴わない場合のGTCCでのアンモニア混焼については、現段階では適用が困難であると評価した。

3-4-3.総合的な事業性評価

(1) 既設石炭火力発電所でのアンモニア混焼

表 24 にまとめたとおり、各性能ならびに信頼性・耐久性に対する課題、想定リスク、懸念事項について評価した結果、実機検証により最終確認を必要とする要素はあるものの、技術的な部分では全体的にリスクは小さいと評価することができる。ただ、既存設備改造部分には、信頼性・耐久性の面で改造に伴う影響にややリスクがあると考えられ、実機による検証により見極めていく必要がある。また新設部分においても海水系に多少のリスクがあると評価した。

経済性の面では、現状で実現可能な CO₂フリーアンモニアによる混焼発電コストは、各工程での一般 的なコストを積み上げることにより、22~27 円/kWh と試算した。既存の微粉炭火力や GTCC 発電所 の発電コストに対しては、まだ競争力のある発電コストには達していない。今後、アンモニア製造の効 率化やシステム最適化、スケールメリット、さらに、CO₂回収コストの低減、輸送コストの低減・最適 化などによる CO₂フリーアンモニア調達価格(CIF 価格)の低減が期待される。

一方で、SIP エネルギーキャリアの「CO₂フリー水素利用アンモニア製造・貯蔵・輸送関連技術の開 発」チームにて、現段階で可能な範囲で最適化(コスト最小化)した CO₂フリーアンモニア調達 CIF 価 格を 350 ドル/t-NH₃ と評価している。この値にて碧南火力でのアンモニア混焼発電コスト(20cal%混 焼)を再評価すると 17.5 円/kWh となる。これは、現状で 2030 年の水素発電コストの目標値を達成で きる見込みがあると評価できる。ここで、微粉炭火力の発電コストをターゲットとした CO₂価値を算出 すると 5,800 円/t-CO₂ となる。

アンモニア調達コストについては、さらなるコスト削減策を進める必要があるが、上記した CO₂価値の付加など何らかの助成制度などが不可欠と考えられる。

(2) 既設 GTCC でのアンモニア混焼

現状の燃焼器でのアンモニア混焼の適用には、NOx 生成量の抑制のためにアンモニア直噴バーナの 追設が必要であると評価しているが、アンモニア直噴バーナの追設は、現状の燃焼器および燃料供給系 統の構造から、大幅な設備改造が不可避である。そのため、本研究で前提としている既存設備の改造を 伴わない(もしくは最小限の改造に留める)条件においては、既設燃焼器でのアンモニア混焼は、NOx 生成量の増加、さらにはアンモニア気化熱源供給での発電性能の低下が避けられないと予測されること から、現状では適用困難であると評価した。

GTCC でのアンモニア混焼の経済性については、基本的に微粉炭火力における評価と同様であるが、 GTCC の方がベース(天然ガス専焼)の発電効率が3割ほど高いので、微粉炭火力での検討と同じアン モニア調達条件では、CO2フリーアンモニアによる混焼発電コストは17~21円/kWhと比較的低く、 コスト検証ワーキンググループでのGTCC発電コスト13.4円/kWhに対して近い数字となる。しかし、 これには、先に述べたアンモニア気化熱源のコスト上昇要素は含んでいないため、上記のアンモニア混 焼発電コストの評価には注意が必要である。

GTCC でのアンモニア混焼の適用については、NOx 生成量抑制のための技術的課題が残る他、経済 性の面では、CO₂価値の付加などの助成制度は不可欠である。

3-5. まとめ

- (1) 既設火力発電所へのアンモニア混焼の適用可能性調査
- ア 技術動向調査
- ラボ試験結果や聞き取り調査などからアンモニア混焼について以下の事項を確認した。
- ラボ試験結果から、実機微粉炭ボイラにおいて、アンモニア投入位置(搬送用空気、2次空気、 OAP など)によって NOx 排出量に違いがでることが予想される。
- 一方で、ラボ試験と実機微粉炭ボイラでは滞留時間、炉内温度や温度分布が異なるため、NOx 生 成が異なると予想される。
- アンモニアによる無触媒脱硝の効果は 900℃ 以上で発揮されるため、実機微粉炭ボイラにおいて はラボ試験結果よりも NOx が低減する可能性がある。
- 灰やクリンカについては、減少すると予想されるが、硫安生成を予測しておく必要がある。
- 微粉炭火力におけるアンモニア混焼率や投入位置によって、炉内温度分布変化およびアンモニア 滞留時間が異なる。
- GTCC においては、アンモニア投入方法や空気比制御見直しに対するフューエル NOx 生成への 影響について検討が必要である。
- GTCC においては、高圧供給に伴うアンモニアの気化についても検討が必要である。
- イ 適用評価対象発電所の選定

適用評価する当社既設の微粉炭火力ならびに GTCC の選定に向けて以下のとおり検討した。

- 各発電所でのアンモニア混焼率とアンモニア供給量の相関を定量的に評価した。
- 検討する混焼率を 20cal%に設定することとした。
- それぞれの発電所の設備構造、諸元や発電性能について調査、整理した。
- 既設火力発電所でのアンモニア運用状況を確認し、20cal%混焼するのに必要なアンモニア消費量 は、現行脱硝用アンモニアの200倍前後必要となる。
- アンモニア混焼に伴う CO₂ 排出量の削減効果は、碧南火力 1,000MW 級ボイラに 20cal%混焼で 1,260 千 t-CO₂/年、川越火力 4 号系列 (7 軸分)において同量のアンモニア混焼(混焼率 12.5cal% に相当)では 630 千 t-CO₂/年となる。
- 微粉炭火力は、より CO₂削減効果の高い碧南火力 1,000MW 級ボイラを選定し、GTCC は、汎用 性を重視し予混合燃焼方式で 1,300℃ 級以上の GTCC 発電所に適用することを前提とした。
- (2) 既設火力発電所でのアンモニア混焼システムの基本設計
- ア アンモニア混焼方法の検討
- (ア) 碧南火力発電所
- アンモニア受入~貯蔵~供給までの規模、システム設計、設備要件および機器配置や配管ルート を検討し、表 25 の結果を得た。
- アンモニア気化熱源は、含有ミストの許容可否にもよるが、ミストを許容しないとして、システム検討した結果、海水(放水側)および補助蒸気の複合的な利用を検討した。
- その結果、発電効率へ与える影響は、相対値で 0.06%の低下に留まることと評価できた。
- アンモニア投入は、火炎還元域への投入ならびにアンモニアの均等化のため、微粉炭バーナへ専用のアンモニアバーナを追設して行うことが現実的であると評価した。

受入規模	2.35 万 DWT 液化アンモニア船
配管	16インチ配管
タンク型式	金属2重殻方式(固定屋根-球面屋根タンク)
タンク容量	3 万トン;外航船 2.35 万 DWT+数日分(約2週間)
タンク寸法	φ 55 m×高 40 m
防液堤	85 m 四方 × 高 8 m
貯蔵条件	温度:-33 °C/圧力:0.5 MPa
気化器方式	シェル&チューブ
気化器容量	78.8 t/h

表 25 アンモニア受入~貯蔵~供給までの設備仕様

- アンモニアバーナは既設微粉炭バーナ中心部に挿入する形とし、バーナノズルより噴霧されたア ンモニアを、火炎還元域において燃焼させることでアンモニア由来の NOx 生成を抑えることが 期待できる。
- 下段バーナ 16本については、バーナ中心部に起動用バーナが既設であるので、3次エア系統をア ンモニア専用ノズルとして利用することが可能である。

(イ) GTCC

- 代表 GTCC として、川越火力発電所4号系列と新名古屋火力発電所8号系列のそれぞれ1軸への アンモニア20cal%混焼について、そのアンモニア投入規模を示した。
- 燃焼器改造なし、かつ現状の燃焼制御に影響を与えないことを条件として、アンモニアの投入方法について検討した結果、燃料系統のより上流側からの投入が望ましいと評価し、燃焼ガス加熱器の上流側からのアンモニア投入とした。
- GTCC の燃料圧力は 4~6MPa と高圧であるため、アンモニアの高圧投入が必要であり、この時 にアンモニアをガス体保持させるための温度は 100℃ 前後が必要である。
- イ 燃焼特性・発電性能の評価
- (ア) 碧南火力発電所
- 還元雰囲気の強い領域にアンモニアを投入できれば NOx 生成量が比較的低く抑えられる可能性 が見出された。そこで、アンモニア専用バーナを追設し、火炎にアンモニアを直接噴霧すること で、それを実現させることが可能となると評価した。
- アンモニアを 20cal%混焼させることで放射熱量が 20%低下するとし、燃料投入熱量を一定とし てヒートバランス計算した結果、ボイラ収熱は 4.9%低下し、発電効率も相対値で 4.9%低下した。
- 一方で、対流熱伝達量が増加するため、ボイラ全体での収熱量は変化しない可能性もあり、実機 での確認が必要である。

(イ) GTCC

- 実機での運用に合わせGT吸気流量一定とすると共にタービン入口温度は変化しないものとして、 ヒートバランス計算をした結果、GTでの作動ガス流量が約0.6%微増、GT発電出力は1.0%増加、 さらには排熱回収ボイラでのガス熱量も増加するため蒸気流量は0.6%増加、ST発電出力も0.6% 増加した。GTCCトータルでは発電出力が0.9%増加および発電効率が0.4ポイント増加した。
- GTCC の場合には、アンモニア混焼による火炎放射量の減少が GT 性能や排熱回収ボイラでの収 熱に影響しないため、作動ガス量の増加分のみ発電性能にプラスに影響する結果となった。しか し、その増加量は微増である。
- 川越火力発電所4号系列1軸でのアンモニア20cal%混焼では、アンモニア消費量は15.6t/hとなり、この条件で液化アンモニアからアンモニア気化までに必要な熱量は約6,000kWとなった。これに必要な熱源として補助蒸気を適用することも考えられるが、発電性能の低下が懸念されることから、発電性能への影響が軽微となる気化熱源の調達が大きな課題の一つと考えられる。
- GTCC において燃焼器改造を実施しないアンモニア混焼では、NOx 生成量の大幅増加が懸念される。
- ウ 混焼システムの実機適用評価
- アンモニア混焼システムを構成する箇所ごとに、技術的課題や想定されるリスク、懸念事項を抽 出し、評価と合わせてその対策を整理した。
- メリットがあると評価できる事項も抽出した。
- 整理した結果を表 11 および表 12 にまとめた。

(3) その他燃料とのアンモニア混焼ラボ試験

- 反応管試験装置による試験を、①瀝青炭:バイオマス(木質チップ):アンモニア=77:3:20および②瀝青炭:亜瀝青炭:アンモニア=40:40:20の混焼率(いずれも熱量比)にて実施した。
- いずれの試験でもアンモニア混焼により NOx 生成量低減を確認した。これは、アンモニア混合に より燃料比(固定炭素/揮発分)が低くなり固定炭素起因のフューエル NOx が低減したことが主 要因と評価した。
- 灰中未燃炭素分についても、アンモニア混焼により減少傾向にあることが分かった。
- その他の灰組成やクリンカ付着状況については、アンモニア混焼による影響は認められなかった。

(4) 事業性評価

- 性能ならびに信頼性・耐久性のリスク評価結果をまとめた。
- 碧南火力に対しては、実機検証により最終確認を必要とする要素はあるものの、技術的な部分で は全体的にリスクは小さいと評価できる。
- GTCC に対しては、燃焼器改造を伴わない場合のアンモニア混焼については、適用が困難である と評価した。
- 現状で実現可能な CO₂ フリーアンモニアの混焼発電は、碧南火力では 22~27 円/kWh、GTCC では 15~21 円/kWh と試算できた。
- SIP エネルギーキャリア「CO₂フリー水素利用アンモニア製造・貯蔵・輸送関連技術の開発」チ ームにて、現段階で可能な範囲でコスト最小化した CO₂フリーアンモニア調達 CIF 価格を 350

ドル/t-NH₃と評価しており、この値にて碧南火力でのアンモニア混焼発電コスト(20cal%混焼) を再評価すると 17.5 円/kWh となる。

- ここで、微粉炭火力の発電コストをターゲットとした CO₂価値を算出すると 5,800 円/t-CO₂となる。
- 3-6. 今後の課題
- (1) 既設石炭火力発電所でのアンモニア混焼

基本設計や実機適用評価ならびに(株) IHI や(一財)電力中央研究所における微粉炭とのアンモニ ア混焼実証試験の結果から、碧南火力でのアンモニア 20cal%混焼における、燃焼性能、ボイラ収熱、発 電性能、NOx 生成量などについて評価することができた。その結果、アンモニア混焼の碧南火力への適 用は技術的に可能であるとの評価を導き出すことができた。今後については、以下の事項に対して取り 組んでいく必要があると考えている。

- ▶ 今回の成果に対して、実機ボイラ・タービンにおける燃焼性能、発電性能、排ガス性状など性能 データの検証
- ▶ 今回整理した課題やリスク、懸念事項に対して、実機設備における影響確認
- ▶ アンモニア系統構成設備の詳細設計
- ▶ アンモニア供給・混焼・運用に係る電気計装制御の詳細設計
- ▶ アンモニア取扱量の増加に伴う防災対策の最適化
- ▶ CO₂フリーアンモニアの安定調達の見通し確保
- ▶ CO2フリーアンモニアによる混焼発電の事業性成立の見通し確保

(2) 既設 GTCC でのアンモニア混焼

基本設計や実機適用評価の結果、以下の事項が今後の開発課題として考えている。

- ▶ GTCC 発電性能に影響を与えない高圧アンモニア気化のための高温熱源の確保
- ▶ 既設燃焼器および既設燃料供給系統の改造を最小限に留めた上で NOx 生成量を増加させないアンモニア混焼方法の開発
- ▶ アンモニア改質水素での混焼システムの最適化および GTCC 発電性能への影響最小化

- 4. 外部発表実績
- (1) 論文発表
- なし

(2) 学会、展示会等発表

- <口頭発表> 国内1件
 - ・会議名: メッセナゴヤ2018「新エネルギー情報発信シンポジウム」
 - ・開催場所: ポートメッセナゴヤ イベント館2階ホール
 - ・開催日: 平成 30 年 11 月 9 日
 - ・件 名: 新エネルギー情報発信シンポジウム パネルディスカッション
 - ·発表形態: 講演
 - ・発表者: 高村幸宏(技術開発本部 技術企画室 企画グループ)

<展示会、ワークショップ、シンポジウム等> 国内1件

- ・展示会: 中部電力(株)技術開発本部 テクノフェア2017
- ·開催場所: 中部電力(株)技術開発本部構内(名古屋市緑区)
- ・開催日: 平成 29 年 10 月 26 日, 27 日
- ・件 名: アンモニア燃焼技術
- ・発表形態: ポスター発表
- ・発表者: 稲垣秀樹、鹿島直二、小栗隆徳、菰田峰生(以上、電力技術研究所発電グループ)
 大岩徳雄(技術開発本部 技術企画室 企画グループ)
- (3) プレス発表
- なし
- (4) マスメディア等取材による公表 なし

5. 特許出願実績

	出願番号	発明の名称	出願年月日	出願人
1				
2				

- 6. 参考文献
- (1) 渡辺他,低揮発分石炭バーナの開発, IHI技報 Vol.48 No.1 (2008-3)
- (2)総合資源エネルギー調査会 長期エネルギー需給見通し小委員会(第5回会合)資料3 「火力発電における論点」平成27年3月
- (3)長期エネルギー需給見通し小委員会に対する発電コスト等の検証に関する報告, 資源エネルギー庁発電コスト検証ワーキンググループ平成27年5月