公開用

終了報告書

<u>SIP(戦略的イノベーション創造プログラム)</u>

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「アンモニア利用ガスタービンの技術開発(システムおよび燃焼器)」

研究開発期間:平成29年4月1日~平成31年3月31日 研究担当者:谷村 聡 所属研究機関:三菱日立パワーシステムズ株式会社 目次

1.	本研究の目的	1
2.	研究開発目標とマイルストーン	2
3.	研究実施内容	3
3	-1. システム構成条件の確立	.3
3	-2. 燃焼器の検討	32
3	-3. まとめ	43
3	-4. 今後の課題	45
4.	外部発表実績	46
5.	特許出願実績	47
6.	参考文献	47

図表一覧

- 図 1 本研究で検討するアンモニア利用ガスタービンシステムの概念図
- 図 2 混焼システムとして検討したアンモニア利用ガスタービンシステムの概略図
- 図 3 アンモニア分解圧力、分解温度に対する残量アンモニア濃度の計算結果
- 図 4 ガスタービン機種と燃焼ガス温度、ガスタービン排ガス温度
- 図 5 GT 機種と残留 NH3 濃度の NOx への影響(NH3 発熱量割合 6.5%~100%、「アン モニア分解装置の検討」[5] に実機相当分の NOx を嵩上げして作成)
- 図 6 ガスタービン機種 A~D の、アンモニア利用割合とアンモニア分解圧力を変化させた場合の燃焼器出口の NOx 濃度予測結果
- 図 7 部分負荷における IGV(入口案内翼)操作角度と吸気流量の検討結果
- 図 8 部分負荷における圧力比と燃焼ガス温度、排ガス温度の検討結果
- 図 9 IGV(入口案内翼)の概要
- 図 10 ガスタービン排ガスと原料アンモニア、アンモニア分解触媒との熱交換モデル (「アンモニア分解装置の検討」[5]より)
- 図 11 アンモニア分解に必要な排ガス量の導出(分解圧力 0.1MPa の例、「アンモニア分 解装置の検討」[5]より)
- 図 12 混焼システムのシステムヒートバランスの計算結果
- 図 13 混焼システムの発電端/送電端効率評価結果
- 図 14 燃焼器入口での燃料中の残留アンモニア濃度と燃焼器出口での NOx 濃度予測結 果
- 図 15 分解反応熱の供給方法の検討
- 図 16 アンモニア分解装置における残留アンモニア濃度の低減方法の検討
- 図 17 ケース0: 天然ガス焚き GTCC

- 図 18 ケース1:分解温度 550℃、分解ガスによる蒸気過熱なし
- 図 19 ケース2:分解温度600℃、分解ガスによる蒸気過熱なし
- 図 20 ケース3:分解温度 600℃、分解ガスによる蒸気過熱あり
- 図 21 ケース4:ATR、分解圧力 5.2 MPa
- 図 22 ケース5:ATR、分解圧力 2.0 MPa
- 図 23 アンモニア除去器の概略図
- 図 24 アンモニア分解ガス専焼システムのエネルギーフロー図
- 図 25 残留アンモニアの NOx への転換率
- 図 26 燃料中の残留アンモニア濃度と燃焼後の NOx 濃度(燃焼ガス温度:1650℃級)
- 図 27 層流燃焼バーナ(Heat Flux Method バーナ)の概略図
- 図 28 本研究で製作した層流燃焼バーナの写真
- 図 2 9 供給系統
- 図 30 1600℃級 GT 相当条件(メタン-空気)における軸方向 NOx 濃度分布(Wet 値 に補正)
- 図 31 1600℃級 GT 相当条件 (燃料に 0.1%アンモニアを添加したメタン-空気) におけ る軸方向 NOx 濃度分布 (Wet 値に補正)
- 図 32 燃料をメタン 100%として燃料中のアンモニア量を変化させた際の排ガス中 NOx 濃度
- 図 33 燃料をメタン 73.3%/模擬燃料 26.7% (水素 20%)として燃料中のアンモニア量を 変化させた際の排ガス中 NOx 濃度
- 図 34 ガスタービン要素試験設備(通称:実圧燃焼試験設備)の外観
- 図 35 ガスタービン要素試験設備(通称:実圧燃焼試験設備)の装置構成の概略
- 表 1 大型ガスタービンの燃焼ガス温度と GT 本体熱効率、プラント熱効率の例[1]
- 表 2 アンモニア燃焼の特徴と大型ガスタービンにおける制約
- 表 3 アンモニア利用ガスタービンシステムの特徴
- 表 4 アンモニア分解ガス混焼システムと専焼システムの特徴
- 表 5 混焼システムとして検討したシステムサーベイ条件
- 表 6 混焼システムの簡易評価および詳細評価の目的と方法、出力内容
- 表 7 混焼システムにおけるシステム詳細評価の条件
- 表 8 混焼システムにおける GT 機種 A(1400℃級)の性能予測結果
- 表 9 天然ガス焚きおよびアンモニア分解ガス専焼ガスタービンの特性比較
- 表 10 アンモニア分解ガス専焼システムのヒートマスバランス計算を実施する条件
- 表 11 アンモニア分解ガス専焼ガスタービンの全計算ケースの計算結果まとめ
- 表 12 有望なシステム構成/分解装置の圧力/温度条件の検討結果
- 表 13 目標と達成状況のまとめ

1. 本研究の目的

地球環境保全のため CO2 排出量を削減する手段として、燃焼しても CO2 を排出しない 水素を燃料として利用することが有力な選択肢となっている。しかし水素は貯蔵や輸送に 技術的、経済的なハードルが高く、エネルギーとして水素を含む化学物質をエネルギーキ ャリアとすることによりこれらの課題を克服することが検討されている。エネルギーキャ リアとして、変換効率の高さ、貯蔵、輸送の容易さの観点からアンモニア(NH3)が有力な 候補となっており、ガスタービンで利用する場合には、天然ガスなどの燃料にアンモニア を混合して燃焼させることが検討されている。

燃料中にアンモニアが混合した場合、わずかな量のアンモニアでも燃焼後の窒素酸化物 (NOx)濃度が急激に高くなることが知られている。中小型ガスタービンの場合には、発電 事業用よりも産業用に使われる場合が多く、ガスタービンはシンプルサイクルとして運転 し、ガスタービンの排ガスで水蒸気を生成してプロセス等に利用する使い方が多いため、 ガスタービンの燃焼ガス温度を必ずしも高くする必要は無い。一方、大型ガスタービンの 場合は発電事業用に使われる場合が多く、表 1[1]に示すように燃焼ガス温度を高くして、 ガスタービン本体の効率を向上しつつ、高温の排ガスで水蒸気を生成し高いプラント効率 を得るガスタービンコンバインドサイクル(GTCC)として使われる場合が多い。このように 燃焼ガス温度を高くして効率を追求する大型ガスタービンでアンモニアを燃焼させる場合 には、表 2に示すような制約があり、これらの制約を克服して実用するためには相当の研 究開発期間が必要になる。そこで本研究は、既に実用化されている水素混焼のガスタービ ン燃焼器[2]あるいは今後実用化される水素専焼の燃焼器[3]を活用することを前提とし、プ ラント機器側の工夫によりアンモニアを水素と窒素に分解したものをガスタービンで燃料 として利用するシステムに着目し、その基本的な成立性を確かめることを目的とする。

GT型式	M701JAC (50Hz)	M501JAC $(60Hz)$
燃焼ガス温度	1650	℃級
ガスタービン出力	448 MW	$425~\mathrm{MW}$
ガスタービン本体熱効率(LHV基準)	44.0 %	44.0 %
排ガス流量	765 kg/s	738 kg/s
排ガス温度	663 ℃	649 °C
プラント出力	$650 \ \mathrm{MW}$	614 MW
プラント熱効率	64.0 %	64.0 %
(LHV基準、1GT+1STの場合)		

表 1 大型ガスタービンの燃焼ガス温度とGT本体熱効率、プラント熱効率の例[1]

アンモニア燃焼の特徴	大型ガスタービンにおける制約
燃焼速度が遅い(メタンの	・燃焼完了に必要な時間を確保するため、燃焼器のサイ
約1/5[4])	ズが大きくなる。
	・大型ガスタービンは多缶式燃焼器のため燃焼器のサイ
	ズ拡大に制約あり。
燃料中に窒素を含む	・Fuel NOxが発生するが、大型ガスタービンはThermal
	NOxが許容する範囲で燃焼ガス温度を高温化してお
	り、Fuel NOxを許容する余地は少ない。
	・二段燃焼による低NOx化が考えられるが、大型ガスタ
	ービンの場合、燃焼器の大型化や複雑化など技術課題
	が多い。

表 2 アンモニア燃焼の特徴と大型ガスタービンにおける制約

2. 研究開発目標とマイルストーン

本研究は、アンモニアを水素と窒素に分解し、水素混焼あるいは水素専焼可能なガスタ ービン燃焼器により燃焼させるシステムの基本的な成立性を確かめることを目的としてお り、目標は以下の2つである。

1)システム構成条件の確立

本システムは従来に無いシステムであり、アンモニア利用割合(使用燃料に対するアンモ ニア分解水素の発熱量割合)、アンモニア分解装置の圧力/温度などのシステム運転条件が 明らかになっていない。経済性(発電効率)、環境性(Nox 排出、CO2 削減)、運用性(起動停 止など)を考慮した本システムの望ましい構成と運転条件を明らかにすることを目標とす る。

2) 燃焼器の検討

天然ガスにアンモニア分解ガスを混合した場合の既存の予混合燃焼器への影響(安定に 運用できる混合範囲や燃焼性等)を調査し、システム検討に反映することを目標とする。 さらに、将来のアンモニア分解ガスの混焼の成立性の検証試験に先立ち、燃焼試験の基本 計画を実施することを目標とする。

本研究終了時のマイルストーン ・経済性、環境性、運用性を考慮したアンモニア利用割合、アンモニア分解装置の圧力の 定量化

・実圧燃焼試験の実施基本計画、試験設備の改造検討

3. 研究実施内容

3-1. システム構成条件の確立

本研究で検討するアンモニア利用ガスタービンシステムの概念を図 1に、本システムの 特徴を表 3に示す。本システムは、既存のガスタービンシステムに必要最小限の改造を加 えてアンモニアを利用可能とするためのシステムとして考案しており、ガスタービンの排 ガスの熱を利用してアンモニアを水素と窒素に分解し、既に実用化されている水素混焼の ガスタービン燃焼器、または今後実用化される水素専焼燃焼器により燃焼させるものであ る。アンモニアの分解反応はアンモニア1モルあたり約46kJの吸熱反応であるが、この 熱は燃料の化学エネルギーの増加という形で再生されるため、分解反応に利用した後の排 ガスの熱を従来機並みの低温まで利用できれば基本的に効率低下は無い。

このシステムは従来に無いシステムであるため、主要なシステム構成条件/運転条件である、①アンモニア利用割合(燃料の発熱量のうちアンモニア由来の発熱量の割合)、②アン モニア分解の圧力、③アンモニア分解の温度をいくらにすべきかについて明らかになって おらず、本研究でこれらを明らかにする。

表 4に、アンモニア分解ガスと天然ガスの混焼システムと、分解ガス専焼システムの特 徴を比較して示す。分解ガス専焼システムの方が CO2 削減効果が大きいのは自明であるが、 必要とされる機器として比較的大きなアンモニア分解装置(アンモニア流量約 170t/h、 GTCC 出力約 530MW の場合)や、水素専焼の燃焼器があり、専焼システムの実用化の前に、 混焼システムにより技術と経験を蓄積する段階が必要であると考えられる。そこで本研究 では、始めに天然ガス燃料に若干のアンモニア分解ガスを混ぜて燃焼させる混焼システム について検討し、次にアンモニア分解ガスだけを燃焼させる専焼システムを検討する。



図 1 本研究で検討するアンモニア利用ガスタービンシステムの概念図

項目	特徴
高効率	・アンモニア分解反応に必要に熱は、生成する水素の発熱量増加(化
	学再生)に使われるため、原理的な効率低下は無い。
	・高効率のGTCCとの組み合わせにより全体効率が高いシステムを
	構築可能。
導入性	主要な開発機器はアンモニア分解装置であり、ガスタービン側は水
	素燃焼器など比較的少ない改造で適用可能。
柔軟性	アンモニア分解水素の専焼、天然ガスとの混焼など、水素燃焼器の
	仕様の変更により、インフラの構築状況、立地条件に応じたシステ
	ム構築が可能。
CO ₂ 削減効果	GTCC出力 500MW、設備利用率 70%、アンモニア分解燃料
	100%利用の場合、年間約100万トンのCO2排出量を削減可能。(表
	11をもとに試算)
発展性	アンモニア分解装置で必要となる熱源はガスタービン排熱に限定
	されるものでなく、汎用的な水素サプライチェーンの構成機器とし
	て活用可能。

表 3 アンモニア利用ガスタービンシステムの特徴

表 4 アンモニア分解ガス混焼システムと専焼システムの特徴

システム	混焼システム	専焼システム	
燃料組成	アンモニア分解ガス (H2=75 vol%, N2=25 vol%)と、 天然ガス(主成分:CH4)との混合	アンモニア分解ガス (H2=75 vol%, N2=25 vol%)	
燃料全体に占める 原料アンモニアの 発熱量割合	約6.5% (水素体積割合20%の場合)	100%	
アンモニア消費量 の目安	約 10 t/h (表 8、GTCC出力約 430MWの場合)	約 170 t/h (表 1 1、GTCC出力 約530MWの場合)	
必要な機器	 ・比較的小さなNH3分解装置(約 10 t/h) ・水素混焼(体積割合約20%)燃焼器 	・比較的大きなNH3分解装置(約 170 t/h) ・水素専焼燃焼器	

3-1-1. 混焼システムにおけるシステム構成/運転条件の検討

図 2に、天然ガスとアンモニア分解ガスの混焼システムとして検討したシステム構成を 示す。ガスタービンの排ガスを排熱回収ボイラ(HRSG)に供給し、HRSG で生成した水蒸 気により蒸気タービンを回転させて発電するガスタービンコンバインドサイクル(GTCC) を基本としており、ガスタービンの排ガスの一部はアンモニア分解装置に供給する構成と なっている。

表 5に、天然ガスとアンモニア分解ガスの混焼システムとして検討した、システムのサ ーベイ条件を示す。



図 2 混焼システムとして検討したアンモニア利用ガスタービンシステムの概略図

	表	5	混焼システムとして検討したシステムサーベ	イ条件	÷
--	---	---	----------------------	-----	---

サーベイ条件	サーベイ条件① NH₃利用割合	サーベイ条件② NH₃分解圧力	サーベイ条件③ NH3分解温度
サーベイ範囲	原料アンモニア発熱量 割合 : 6.5, 27.6, 100% (水素体積割合 : 20, 50, 75%)	0.1, 0.2, 0.5, 1 MPaA	ガスタービンの機種(4種 類)ごとに決まる排ガス 温度から決定。
概要	NH ₃ 利用割合大きいと CO ₂ 削減効果大きいが GT本体やSTの動作状 態の考慮必要。	分解圧力低いと残留 NH₃少ないが、燃料ガス 圧縮動力が大きくなる。	分解温度高いと残留 NH ₃ 少ないが、分解に 必要な排ガスのエネル ギーが増大しGTCCの 効率が低下の可能性あ り。

①アンモニア利用割合は、天然ガスとアンモニア分解ガスとの混焼割合に対応し、燃料 中の水素体積割合では20%~75%となるが、原料アンモニアの発熱量の割合に換算すると 6.5%~100%の範囲となる。CO2 フリーであるアンモニアの利用割合を増加することは、 発電に伴う CO2 排出量を減らす。しかし、燃料中の水素体積割合が増加すると燃料の単位 体積当たりの発熱量が低下(いわゆる低カロリー燃料)し、必要な燃料の体積流量が増加す る。その結果、ガスタービンの圧縮機とタービンのマッチング圧力が上昇し圧縮機のサー ジマージンが減少する。また、タービン作動流体の流量と熱伝達率が増加することからタ ービン翼の冷却にも影響する。さらに、アンモニア利用割合が増加すると、燃焼器へ流入 する残留アンモニアの濃度が上昇するため燃焼時の NOx 生成量が増加する側面もあり、こ れらを考慮してアンモニア利用割合を計画する必要がある。

②アンモニア分解圧力は、0.1MPa~1MPa の範囲を 4 点変化させた。図 3に、アンモ ニア分解圧力、分解温度に対する残量アンモニア濃度の計算結果を示す。なお、同図は分 解反応の平衡定数による理論計算結果であり、実際の分解性能は分解触媒の性能にも依存 し同図で示したよりも残留アンモニア濃度は増加する。アンモニア分解反応は体積が増加 する反応であるため、分解圧力を低くすれば、(1)式の分解反応の平衡が右に(平衡が促進さ れる方向に)移動し、分解後の水素と窒素の混合ガスに含まれる残留アンモニア濃度が低下 する。残留アンモニア濃度が少ない方が、燃焼器で発生する NOx を抑制できる。しかし、 分解圧力を低くすると、分解後のガスを燃料ガス圧縮機で圧縮してガスタービンに供給す る動力が増加し、システム効率が低下する側面がある。



(1)



図 3 アンモニア分解圧力、分解温度に対する残量アンモニア濃度の計算結果

③アンモニア分解温度は、本システムではガスタービンの排ガスの熱を利用することか ら、適用したガスタービンの排ガス温度に依存する。図 4に示すように、燃焼ガス温度と 排ガス温度の異なる4種類のガスタービン(GT 機種 A~GT 機種 D)を想定し、ガスタービ ン排ガスの温度よりも40℃低い温度における平衡組成となるまで反応すると仮定した。前 記図 3に示したように、分解温度が高ければ分解反応の残留アンモニア濃度が低下して、 燃焼器で発生する NOx を抑制できる。図 5に、燃焼ガス温度が異なる4種類のガスター ビンにおける、残留アンモニア濃度と NOx 濃度の予測結果を示す。同図は、本 SIP の研 究題目「アンモニア利用ガスタービンの技術開発(アンモニア分解装置の検討)」の研究成 果[5]に実機相当分の NOx を嵩上げしたものである。同図(a)は NH3 発熱量割合:6.5%(水 素割合:20%)の場合であり、同図(b)(c)はそれぞれ発熱量割合が増加している。同じ残留ア ンモニア濃度の場合、水素割合が高い方が NOx が高い理由は、水素は燃焼速度が速く、 NOx の評価領域のより上流側で高温となるためである。

一方、分解温度を高くするにはガスタービンの排熱のうち温度が高い部分を多量に必要 とするため、蒸気タービンを回す水蒸気の温度や流量が低下しGTCCとしての効率が低下 する可能性がある。



図 4 ガスタービン機種と燃焼ガス温度、ガスタービン排ガス温度





(a) NH3 発熱量割合:6.5% (H2:20%)



(c) NH3 発熱量割合:100% (H2:75%)

図 5 GT 機種と残留 NH3 濃度の NOx への影響(NH3 発熱量割合 6.5%~100%、「アンモニ ア分解装置の検討」[5] に実機相当分の NOx を嵩上げして作成)

本研究では、始めに表 6の簡易評価モデルによりサーベイ条件の全ての組み合わせを計 算し、条件を絞り込んでから同表の詳細評価を実施する手順とした。なお、アンモニア分 解装置の評価モデルおよび燃焼器の評価モデルは本 SIP の「アンモニア利用ガスタービン の技術開発(アンモニア分解装置の検討)」の研究成果[5]を適用した。

項目 分類		簡易評価	詳細評価	
目的		詳細評価のための条件(ガスター ビン機種、アンモニア利用割合、 アンモニア分解圧力)を絞り込む。	部分負荷も含め、機器の制約を 考慮し、低 NOx、高効率な運用が できる運転条件を明らかにする。	
アンモニア 分解装置	モデル (「アンモニア分解 装置の検討」[5])	・NH3 分解平衡定数 ・触媒温度分布なし ・ガスタービン排ガスの温度よりも 40℃低い温度における平衡組成 となるまで反応すると仮定	 ・実在の触媒のNH3分解反応速度式 ・ガス流れ方向一次元触媒温度分布 	
	結果	残留 NH3 濃度	 ・残留 NH3 濃度 ・必要排ガス量 ・必要触媒量 	
	モデル	実在のガスタービンの仕様(定数)	実在のガスタービン(GT 機種 A)の 物理モデル	
ガスタービン本体	結果	・燃焼ガス温度(定数) ・排ガス出口温度(定数)	・排ガス出口温度 ・出力、効率 ・圧縮機サージマージン ・タービン翼メタル温度制約	
燃焼器	NOx 評価モデル (「アンモニア分解 装置の検討」[5])	・CHEMKIN PREMIX コード ・燃焼反応メカニズム:GRI3.0(53 /	化学種、325素反応式)	
	結果	定格燃焼温度での NOx	部分負荷温度/圧力での NOx	
	モデル	_	再熱三重圧排熱回収ボイラ、蒸気 タービンの物理モデル	
НКЭС/51	結果	_	・蒸気発生量 ・蒸気タービン出力	
全体結果		燃焼器出口の NOx 濃度	・GTCC(ガスタービンコンバインド サイクル)の効率、出力 ・燃焼器出口の NOx 濃度	

表 6 混焼システムの簡易評価および詳細評価の目的と方法、出力内容

簡易評価の結果として、図 6(a)~(d)に、③アンモニア分解温度に影響するガスタービンの機種ごとに、①アンモニア利用割合と②アンモニア分解圧力を変化させた場合の燃焼 器出口の予想 NOx 濃度を計算した結果を示す。この簡易評価の結果より、以下が判る。

- ・ GT 機種による影響(燃焼ガス温度、排ガス温度)よりも、アンモニア分解圧力、アン モニア発熱量(利用)割合の影響が大きい。
- GT 出口の NOx < 100 ppm を目安とした場合、 アンモニア分解圧力は 0.1 ~ 0.5 MPa が有力な条件。
- アンモニア発熱量(利用)割合を100%とする場合、NOxは200 ppm以上と予想され、
 システムの工夫が必要。

これらより、詳細評価として実施するシステム熱収支検討では、同図(a)GT 機種

A(1400℃級)に関して、同図中に赤丸で示した、アンモニア発熱量(利用)割合 6.5%(水素体 積割合 20%)、アンモニア分解圧力は 0.1MPa および 0.5 MPa を想定して詳細検討するこ ととした。



図 6 ガスタービン機種 A~Dの、アンモニア利用割合とアンモニア分解圧力を変化させた場合の燃焼器出口の NOx 濃度予測結果

3-1-2. 混焼システムにおけるシステム熱収支検討

前項の簡易評価により絞り込んだ、表 7に示す評価条件によりシステム熱収支検討を実施した。

項目	分類	条件
全体	アンモニア 利用割合	天然ガスとアンモニア分解ガスの混焼: 原料アンモニア発熱量割合 6.5% (燃料中水素体積割合 20%)
アンモニア	分解圧力	0.1MPa および 0.5 MPa
分解装置	分解温度	排ガス流れ方向1次元モデルによるGT 排ガスと触媒 との間接熱交換、ピンチポイント温度差は10℃。
ガスタービン	機種名	GT 機種 A
本体	燃焼ガス温度	1400℃級
LIDSC /ST	HRSG (排熱回収ボイラ)	再熱三重圧型 (高圧 16MPa、中圧 3MPa、低圧 0.5MPa)
11130/31	ST (蒸気タービン)	タンデムコンパウンド型、 復水器圧力 722 mmHg
結機	所内動力	天然ガス焚き GTCC の定格発電端出力の 2%(部分 負荷も含め一定値)
11世17英	燃料ガス圧縮機	4 段構成、プリ/インタークーラー付き、 各段効率 70%仮定

表 7 混焼システムにおけるシステム詳細評価の条件

本モデルにてガスタービン本体の詳細計算を実施した結果、アンモニア分解により生成 した水素混合ガスは、天然ガスよりも発熱量が小さい低カロリー燃料であることから、燃 料の体積流量が増加し、ガスタービンの圧力比が上昇するが、圧縮機のサージマージンは 設計基準値内に収まっていることを確認した。また、水素の増加によりタービンの主流ガ スの熱伝達率が増加しタービン翼メタル温度が上昇するが、これについても設計基準値内 に収まっていることを確認した。

図 7および図 8に、ガスタービンの部分負荷における IGV(入口案内翼)操作角度と吸 気流量、圧力比と燃焼ガス温度、排ガス温度の検討結果を示す。これらの図の(a)に示した、 一般的な天然ガス焚きガスタービンの場合、定格出力から出力を低下させる際、まずは燃 焼ガス温度を徐々に下げて、その後燃焼ガス温度を一定値に維持しつつ IGV(入口案内翼) を閉操作する運用となっている。IGV とは、図 9に示すようにガスタービン圧縮機の入口 段側に設置された吸込み流量を調整する翼であり、起動時のサージ回避や、部分負荷での 排ガス温度制御に用いられる。本システムの場合、部分負荷においても排ガス温度を高く してアンモニア分解性能を確保することが求められ、高負荷では定格燃焼ガス温度を保っ たまま IGV を閉じて吸気流量の削減により負荷を調整する運用とすることにより、部分負 荷においてガスタービンの圧力比を低めに運用し、排ガス温度を高く保つことかできるよ うにした。



図 7 部分負荷における IGV (入口案内翼)操作角度と吸気流量の検討結果



図 8 部分負荷における圧力比と燃焼ガス温度、排ガス温度の検討結果



図 9 IGV(入口案内翼)の概要

このようにして求めたガスタービン排ガス温度に対して、図 10のようなモデルにより 排ガスと触媒の熱交換を評価し、アンモニアの分解に必要な排ガスの流量を評価した。そ の際、図 11に示すように、排ガスと触媒のピンチポイント温度差(最小温度差)を10℃と 想定した場合の必要排ガス量は、ガスタービンの全体排ガス量の8.5%であった。また、触 媒及びアンモニアと熱交換した後の排ガスの温度は約 400℃であることが判った。本来は 熱回収の工夫によりこの熱は利用できるが、本項では基本的な性能を把握するため、約 400℃の排ガスをそのまま外部に排出する想定で効率計算を実施した。この排熱の大きさ がシステム効率に大きく影響するため、次項の専焼システムの検討では熱利用の工夫と効 率向上を検討する。



図 10 ガスタービン排ガスと原料アンモニア、アンモニア分解触媒との熱交換モデル(「アンモニ ア分解装置の検討」[5]より)



図 11 アンモニア分解に必要な排ガス量の導出(分解圧力 0.1MPa の例、「アンモニア分解装置の検討」[5]より)

図 12に、混焼システムのヒートバランスの計算結果を示す。同図(a)は分解圧力が 0.1MPa、同図(b)は 0.5MPa である。分解圧力 0.1MPa では、分解に必要な排ガス量は全 体の 8.5%であったが、分解圧力 0.5MPa の場合には、分解反応に必要な温度領域がより高 温側に移動するため、必要な排ガス量は全体の 9.7%に増加した。また、アンモニア分解装 置で分解できずそのまま燃焼器に流入する残留アンモニアの割合は、前者では 0.38%であ ったものが後者では 2.10%に増加した。その結果、燃焼器で生成される NOx の予測値は 前者が 82 ppm であるに対し後者は 313 ppm と予測された。残量アンモニアの割合が増加 するほど、アンモニア分解ガスの発熱量が低下するため、必要な原料アンモニア流量や燃 焼器に供給されるアンモニア分解ガスの流量は、分解圧力 0.5MPa の方が若干多くなって いる。

図 13に、部分負荷も含めた発電端/送電端効率の計算結果を示す。同図の発電端/送電 端効率は、天然ガス焚き GTCC の定格出力時の効率を100 とした相対値で示した。本シス テムは GT 排ガスの一部を NH3 分解装置で利用することから、HRSG の蒸気発生量およ び ST 出力が減少し発電端効率が低下する。混焼システムの検討では、アンモニアを分解 した後の排ガスを高温のまま系外へ排出する想定であり、この発電効率低下の度合いは比 較的大きい。送電端効率に関しては、通常の GTCC の所内動力に加えてアンモニア分解ガ スを圧縮する燃料ガス圧縮機の動力を考慮している。NH3 分解圧力を上げた場合、燃料ガ ス圧縮機の動力が低減し送電端効率の低下が抑制される。

図 14に、本システムの燃焼器入口での燃料中の残留アンモニア濃度と、燃焼器出口での NOx 濃度予測結果を示す。アンモニア分解圧力が 0.5MPa の場合、分解装置出口での 残留アンモニア濃度が高くなり、燃焼器入口での残量アンモニア濃度も高くなる。その結果、残留アンモニア由来で燃焼器で発生する NOx 濃度が増大する。

表 8に、これらの検討結果をまとめる。CO2 削減量は、送電端での単位電力量当たり の CO2 発生量で比較したため、送電端効率が高い分解圧力 0.5MPa のケースの方が CO2 削減量が多い結果となっている。年間のアンモニア利用量は、アンモニア分解ガスの発熱 量が低い分解圧力 0.5MPa のケースの方が若干多くなっている。



(a) NH3 分解圧力 0.1MPa

(b) NH3 分解圧力 0.5MPa

図 12 混焼システムのシステムヒートバランスの計算結果



図 13 混焼システムの発電端/送電端効率評価結果



図 14 燃焼器入口での燃料中の残留アンモニア濃度と燃焼器出口での NOx 濃度予測結果

	項目 単位		天然ガス	アンモニア利用GTCC		
分類		単位	焚き GTCC	分解圧力0.1MPa	分解圧力0.5MPa	備考
	燃料中NH3熱量割合	%	0	6.	5	
INFIO利用	燃料中水素体積割合	%	0	20	0	
	GT出力	MW	292	29	95	燃料流量増加のため
	ST 出力	MW	144	13	32	排ガス流量減少のため
田刀	GTCC 出力	MW	437	42	27	
	燃料ガス圧縮機動力	MW	-	5.2	2.8	NH3分解ガスの圧縮用
ᄊ ᇴ	発電端効率(相対値)	%	100	97	. .4	分解後の排ガスの活用必要
刘平	送電端効率(相対値)	%	100	96.2	96.7	燃料ガス圧縮機動力の影響
做业本早	天然ガス	t/h	58.2	54.1	54.1	
炂 种 沉 里	アンモニア	t/h	-	9.4	9.5	
	NOx濃度 (GT出口)	ppm@15%O2	25	77	295	Chemkin予測值+補正
環境性	CO2削減量	万t/y	-	2.8	3.3	稼働率70%仮定
	年間NH3利用量	万t/y	-	5.7	5.8	稼働率70%仮定

表 8 混焼システムにおける GT 機種 A(1400℃級)の性能予測結果

3-1-3. 専焼システムにおけるシステム構成、運転条件の検討

前項で検討した天然ガスとアンモニア分解燃料の混焼システムでは、アンモニア分解燃料の利用割合 6.5%(発熱量ベース)の分解反応に必要な反応熱を供給するために、排ガス量のうち 8.5%の分岐が必要と判った。このシステム構成のままアンモニア利用割合を増やした場合、必要な排ガス量が 100%を超える(排ガス量が足りなくなる)可能性があり、アンモニア利用割合を増やした場合の本システムの成立性の確認が重要となる。

そこで本項では、ガスタービンの燃料として、NH3 分解燃料専焼(NH3 由来の発熱量割 合 100%=燃料中水素体積濃度 75%)に対応可能なシステムの基本的な成立性を確認する。

(1) ガスタービン本体への影響

燃料中のアンモニア分解燃料の割合が増加すると体積当たりの発熱量が低下するため、 燃料の体積流量が増加し、タービンの通過流量や圧力比の増加による運転制約が生じる可 能性がある。そこで、システム全体の検討を開始する前に、最新機種である1650℃級ガス タービンの特性値を用い、ガスタービンへの影響を確認した。

表 9に、1650℃級の天然ガス焚きガスタービンと、それをアンモニア分解ガス専焼と した場合の燃料流量、圧力比、排ガス温度、出力などを比較して示す。アンモニア分解ガ ス専焼ガスタービンの燃料組成は、水素が約 75%、窒素が約 25%であるが、その単位発熱 量は 181 kJ/mol であり一般的な天然ガスの 835 kJ/mol に対し約 0.22 倍となる。従って 同じ発熱量を投入するためには天然ガス焚きの場合と比較して約 4.6 倍の体積流量の燃料 が必要となる。その結果、燃料自身を燃焼ガス温度まで加熱するための熱も多く必要にな り、同表に記載したように燃焼器入口で必要な燃料の発熱量は天然ガス焚きの場合に対し て 109.2%となる。しかし前述のようにアンモニアの分解反応により反応後の分解ガスの単 位発熱量は 1.14 倍となることから、システム入口でのアンモニアの投入発熱量は天然ガス 焚きに対して 95.2%でよい。

前述のようにガスタービン投入燃料の体積流量の大幅な増加により、タービンの排ガス 流量は天然ガス焚きの103.7%となり、さらに燃焼ガス性状差によりタービンの圧力比は天 然ガス焚きの場合の106.3%となる。またタービンの圧力比が高くなるとタービンで膨張す る流体の熱落差も大きくなり、タービン排ガス温度が天然ガス焚きに対し14℃低くなる。 このようにタービン作動流体が体積流量で3.7%増加、ガスタービン圧力比が6.3%増加、 タービン排ガス温度が14℃低下する相乗効果により、ガスタービンの軸端出力は天然ガス 焚きに対し117%へ増加する。

以上の通りアンモニア分解ガス専焼では天然ガス焚きの場合と比較してガスタービンの 圧力比や排ガス流量、軸端出力等が増加するが、天然ガス焚きガスタービンをベースとし た本体設計にて対応可能な見込みであることを確認した。

分類	項目	単位	天然ガス焚き ガスタービン	アンモニア分解ガス 専焼ガスタービン
シィフテト	組成	mol%	CH4=90%, C2H6=5%, C3H8=2%, N2=1%, CO2=2%	NH3=100%
入口燃料	単位発熱量(LHV 基準)	kJ/mol	835	317
	発熱量(=単位発熱量× 流量)	相対値	100	95.2
燃体品	組成	mol%	CH4=90%, C2H6=5%, C3H8=2%, N2=1%, CO2=2%	H2=75%, N2=25%
入口燃料	単位発熱量(LHV 基準)	kJ/mol	835	181
	発熱量(=単位発熱量× 流量)	相対値	100	109.2
	排ガス流量	相対値	100	103.7
ガスタービンの 運転状態	圧力比	相対値	100	106.3
	排ガス温度	相対値	ベース	
出力	ガスタービン軸端出力	相対値	100	117

表 9 天然ガス焚きおよびアンモニア分解ガス専焼ガスタービンの特性比較

(2) 分解反応熱の供給方法

アンモニア分解燃料専焼とする場合、分解に必要な熱エネルギーが膨大となることから、

前項の混焼システムで検討したガスタービンの排ガスを利用する方式では、分解装置へ排 ガスを導くための排ガスダクトが非常に大きくなる等の問題が考えられる。そこで図 15 に示すように、アンモニア分解に必要な反応熱の供給方法を検討した。

検討した方法は、①前項の検討と同様にガスタービンの排ガスをそのままアンモニア分 解装置に導く方法、②排熱回収ボイラで生成した水蒸気をアンモニア分解装置に導く方法、 ③排ガスのエネルギーは用いずアンモニアを部分酸化(燃焼)させて熱を供給する方法であ る。これら三つの方法について、経済性、運用性の観点から利害得失を検討した。

分解に必要な投入エネルギーとしては、エネルギーとしての価値の低い排ガス若しくは 排ガスから生成した水蒸気を利用する方法①②の方が、燃料としての価値のあるアンモニ アを消費する方法③よりも有利であるとえられる。これに関してはあとで数値計算により 確認する。次に、分解燃料をガスタービンで必要とされる圧力まで加圧する燃料ガス圧縮 機に関しては、方法①②は、アンモニアを分解する圧力を高くすれば燃料ガス圧縮機を不 要にできる。一方、方法③ではアンモニアを部分酸化させるための酸化剤の圧縮動力が必 要となる。アンモニア分解装置の機器コストに関しては、方法①は大気圧近傍の排ガスと の熱交換であるため熱交換部の伝熱面積が大きくなるに対し、方法②は高圧の水蒸気との 熱交換であるため、熱伝達率が大きく方法②の方が伝熱面積及び装置全体の大きさを小さ くできる。一方、方法③はアンモニアを部分燃焼させて直接の加熱源とするため外部熱源 との伝熱面積が不要となるが、部分燃焼時に局所的に高温となる部分ができるため高温強 度に優れた高級材料が必要となる。

次に運用性に関しては、方法①の排ガス利用と比較して、方法②の水蒸気利用は水蒸気 発生のタイムラグがあり起動時に遅れが発生することと、ガスタービンの部分負荷や大気 温度特性により排ガス温度が低下した場合には分解反応熱を付与できないことが考えられ る。一方、方法③の自己熱分解型では、ガスタービンの起動前から熱を発生することも可 能でありまた部分負荷や大気温度特性の影響を受けないため運用性には優れていると考え られる。

以上の比較により、特に投入熱エネルギーの大きさや、運用性のポテンシャルを重視し、 方法②③について定量的にシステムヒートマスバランス計算を実施することにした。

反応熱の供給方式		①排ガスとの熱交換	②水蒸気との熱交換	③ATR(自己熱分解型)
概要		(ガスコン) NH3分解器 NH3 (ガスコン) NH3分解器 NH3 (ガスコン) HR3 (ガスコン) HR3 ガスタービン	(ガスコン) NH3分解器 NH3 (ガスコン) ・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・・	B (ガスコン) 酸化剤 NH3 (ガスコン) 酸化剤 NH3分解器 (ATR) C T HRSG ガスタービン
経済性	投入熱エネル ギー	◎ HRSGへの <mark>排ガス</mark> を分岐 するためST出力が減るが、 燃料がカロリーアップする。	◎ HRSGの <mark>蒸気</mark> を分岐するた めST出力が減るが、燃料 がカロリーアップする。	〇 新たな投入燃料が燃料の カロリーアップに寄与する。
燃料ガス圧縮機				
(カスコン)		高圧でNH3を分解すればカスコン動力不安。		酸化剤の圧縮動力必要。
機器コスト			0	Δ
		大気圧の排ガスとの熱交	水蒸気との熱交換であり、	熱交換器は不要だが部分
		換であり、機器が大型化	材料コストは比較的安価	燃焼のため高級材料必要
運用性	起動停止時間	0	Δ	0
		ベース	蒸気発生のタイムラグあり。	部分酸化による自己加熱
	部分負荷、	Δ		のため、起動停止やGT排
大気温度特性		GT排ガス温度の変化に影響を受ける。		ガス温度の影響受けない。

図 15 分解反応熱の供給方法の検討

(3) 残留アンモニア濃度の低減方法

前項で検討した混焼システムでは、アンモニア分解装置で生成した分解ガスに少量含ま れる残留アンモニアは、天然ガス等と混合することにより希釈されて燃焼器に供給される。 しかし、アンモニア分解燃料専焼とする場合、混焼システムのように残留 NH3 の希釈効 果が期待できないことから、分解装置側で残留 NH3 濃度を低減することが必要となる。

後述する NOx 評価の図 25に示すように、残留アンモニアの大部分は NOx に転換されるため、残留アンモニア由来の NOx 濃度増加を 50 ppm 以下にするには燃焼器入口での 燃料中の残留アンモニアを 0.02%程度とする必要がある。

図 16に、本システムに適した残留アンモニア濃度の低減方法の検討結果を示す。方法 としては、A:高温で分解反応させる方法、B:低圧条件で分解反応させる方法、C:化学 分離(スクラバー(水洗塔)等)による方法がある。目標とする残量アンモニア濃度以下にす るための目安条件は、方法Aでは分解温度は800℃以上、方法Bでは分解圧力は0.1 MPa 等が必要となる。

残留アンモニア濃度を低減するために必要な熱エネルギーに関して、方法 Bを基準とす ると、方法 A では分解後の高温の分解ガスを燃料ガス圧縮機で圧縮する前にプリクーラで 冷却する必要があり、熱損失が生じる。方法 C では、スクラバーで水中に吸収した残留ア ンモニアをストリッパで水中から放散させる際にリボイラでも蒸発潜熱が必要となる。

分解燃料をガスタービンに必要な圧力まで昇圧するための燃料ガス圧縮機の動力に関し

ては、方法Bは低圧で分解するため必要な圧力比が最も大きくなり、最も動力が大きくな る。次に方法Aでも高温だけでは段階割合は高くならず分解の圧力は中程度の圧力(目安と して 0.5 MPa 等)必要となり、燃料ガス圧縮機の圧縮動力も中程度となる。最後に方法 C は高圧での分解反応の後、化学分離により残留アンモニアを除去するため燃料ガス圧縮機 は不要にすることができる。

残留アンモニア濃度の低減にかかる機器コストは、方法Aの高温分解は周辺機器も含め すべての機器を 800℃前後の高温対応とする必要があり、最も高価になると考えられる。 方法Bは分解圧力を低圧にすると分解装置での作動流体の体積が増え装置全体が大型化す る懸念がある。方法Cの化学分離はシステムは複雑になるがこのようなスクラバーとスト リッパの組み合わせによる分離システムは実績が多く汎用機器であるため比較的安価に構 成可能と考えられる。

以上の比較により残留アンモニアの低減方法としては方法 C の化学分離が最も適していると考えられ、次項では方法 C:化学分離を想定して定量的にシステムヒートマスバランス計算を実施することにした。

残留N	IH3低減方式	A:高温分解	B:低圧分解	C:化学分離
概要		高温で分解反応を起こす。	低圧で分解反応を起こす。	スクラバーで残留NH3を吸
		(800°C以上)	(0.1MPa等)	収、ストリッパで回収利用。
			ガスコン	H2, N2(GTへ) NH3(再利用)
				H2. N2+ 1
		ガスタービン	ガスタービン	スクラハー ストリッパ
経済性	投入熱エネル	Δ	0	Δ
	ギー	ガスコンのプリクーラの	ベース	ストリッパのリボイラでの
		熱損失大きくなる。		蒸発熱供給必要
	燃料ガス圧縮機	Δ	×	0
	(ガスコン)	高温だけでは残留NH3は	ガスコン動力が大きくなる。	高圧分解が可能となり、ガ
		低減できず、ガスコン必要。		スコン無しも可。
	機器コスト	×	Δ	Δ
		・高温材料が必要となり分	作動流体の体積が大きく、	システムは複雑になるが汎
		解装置が高価になる。	機器が大型化する。	用品であり比較的安価。
運用性	部分負荷、	Δ	($\overline{\mathbf{O}}$
	大気温度特性	ガスタービンの排熱利用は	ガスタービンの 打	非熱の影響なし。
		高温化に制約有り。		

図 16 アンモニア分解装置における残留アンモニア濃度の低減方法の検討

3-1-4. 専焼システムにおける熱収支検討

(1) システム計算ケースの検討

表 10に示すように、アンモニア分解ガスの利用割合=100%(専焼)の場合について、反応熱の供給方法については、②水蒸気、③ATR(自己熱分解型)、残留アンモニア濃度の低減方法については C:化学分離のシステム構成で評価することとした。アンモニア分解圧力は、燃料ガス圧縮機が不要となる 5.2MPa を基本条件とし、③ATR(自己熱分解型)の場合には酸化剤を供給する配管にブースト圧縮機が不要な 2.0MPa の計算も行う。アンモニア分解の温度は、残留アンモニアを適度に低減でき、機器の材料選定も比較的容易な 600℃を基本とし、②水蒸気によるケースの中に 550℃で分解するケースを追加した。これは、充分に高温な水蒸気が生成できないプラントへの適用性を確認するためである。また、反応熱の供給方法を②水蒸気とした場合に、約 600℃の高温分解ガスを利用して水蒸気を過熱する構成のサーベイも実施した。

			רע די	レモニア分解条	4	主法のない。	
ケース名	反応熱の 供給方法	残留NH3 低減方法	分解燃料 利用割合 (熱量割合)[%]	分解圧力 [MPa]	分解温度 [℃]	高温分解カス による水蒸気 過熱	備考
ケース0	_	-	0	-	-	_	天然ガス焚きGTCC(対比用)
ケース1	②水蒸気	C:化学分離 (スクラバー)	100	5.2	550	-	
ケース2					600	_	
ケース3						適用	ケース2の高効率化;600℃の高 温分解ガスにより水蒸気を 580℃まで過熱してSTに供給
ケース4	③ATR(自己熱 分解型)					-	燃料ガス圧縮機:不要、 酸化剤圧縮機:必要
ケース5				2.0		-	燃料ガス圧縮機∶必要、 酸化剤圧縮機∶不要

表 10 アンモニア分解ガス専焼システムのヒートマスバランス計算を実施する条件

(2) 計算結果(分解熱源として HRSG 利用)

全計算ケースの燃料流量、ガスタービン出力、蒸気タービン出力、発電端効率などの計算結果を比較して表 11に示す。同表において、燃料の発熱量(単位発熱量×流量)、発電端効率、送電端効率に関しては、天然ガス焚きの場合を基準とした相対値で記載した。同表に記載したガスタービン出口排ガス中の NOx 濃度の予測結果は、次節で示す簡易モデル計算による結果である。また、図 17~図 22に、各ケースの計算結果の熱物質収支図を示す。ケース0は、同一性能のガスタービンによる天然ガス焚きの GTCC の場合の熱物質収支図である。

分解熱源として HRSG(排熱回収ボイラ)を利用するケースでは、排ガスに対して最も上 流側にアンモニア分解装置専用の高圧蒸気循環系統を設け、そこから 620℃の水蒸気をア ンモニア分解装置に供給し、熱交換した後の水蒸気を 430℃で排熱回収ボイラに戻す構成 とした。その下流側の高圧蒸気系統では 430℃程度の高圧水蒸気を生成し、蒸気タービン を駆動させる構成とした。この高圧水蒸気の温度は、通常の GTCC のものよりも低くなっ ているため、蒸気タービンを駆動した後に湿り度を規定値以下に保つために蒸気圧力は通 常の GTCC よりも低い 4.5MPa とした。

表 11 アンモニア分解ガス専焼ガスタービンの全計算ケースの計算結果まとめ

分類	項目	単位	ケース0	ケース1	ケース2	ケース3	ケース4	ケース5
解析	燃料	-	天然ガス	NH3分解ガス専焼				
条件			焚き					
	反応熱の供給方法	-	-		②水蒸気		(3)ATR	
							(自己熱分解型)	
	高温分解ガスによる	-	-	-	-	適用	-	-
	水蒸気加熱							
	分解圧力	MPa	_		5.	.2		2.0
	分解温度	С	-	550		60	00	
システム	組成	mol%	CH4=90%			NH3=100%		
入口	流量	t/h	70	166	166	163	358	368
燃料	発熱量(=単位発熱量	相対値	100	95.4	95.4	93.6	114.5	115.6
	× 流量)							
燃焼器	組成	mol%	CH4=90%		H2=約75%		H2=糸	匀55%
入口	発熱量(=単位発熱量	相対値	100	109.2	109.2	107.1	107.6	107.7
燃料	×流量)							
出力	GT出力	MW	381	451	451	448	444	445
	ST出力	MW	176	65	69	86	179	180
	発電端出力	MW	557	515	519	534	624	625
	NH3分解補機動力	MW	0.0	4.7	3.4	3.4	12.2	33.4
効率	発電端効率	相対値	100	96.9	97.7	102.4	97.7	97.0
	送電端効率	相対値	100	96.0	97.0	101.7	95.8	91.8
環境性	NOx濃度(GT出口)	ppm@15%O2	25	80	80	80	70	70
	CO2排出量	万t/y	113	0	0	0	0	0
	年間NH3利用量	万t/y	0	101	101	100	122	123







図 18 ケース1:分解温度 550℃、分解ガスによる蒸気過熱なし



図 19 ケース2:分解温度 600℃、分解ガスによる蒸気過熱なし





図 20 ケース3:分解温度 600℃、分解ガスによる蒸気過熱あり









図 22 ケース5:ATR、分解圧力 2.0 MPa

ケース1では、分解温度が550℃であり、分解圧力5.2MPaの条件では残留アンモニアが約6%と、他のケースよりも多くなる。その結果、図23に示すアンモニア除去器の水洗塔で分解ガスから水中に吸収したアンモニアを回収するストリッパのリボイラの必要熱量が比較的多くなり、ガスタービンの排熱回収ボイラで生成した水蒸気を消費することから、蒸気タービンの出力が低下し、発電端効率も低下する。

さらに、アンモニア除去器の水洗塔で散布する水量の増加によるポンプ動力の増加、ス トリッパで回収したアンモニアを再び原料アンモニアに戻すためのリサイクル圧縮機の動 力も増加することから、補機動力を考慮した送電端効率としてはさらに低くなる。



図 23 アンモニア除去器の概略図

ケース2は分解温度を600℃にしたものであり、前記ケース1よりも残留アンモニア濃度が低く(4%)なることから、ストリッパのリボイラの必要熱量が減少し蒸気タービンの出力はケース1よりも増加し、発電端効率も上昇する。しかし、高圧蒸気系の圧力が通常のGTCCよりも低いことなどから、効率としては通常のGTCC(ケース0)よりも低くなっている。

図 24に、ケース2の場合のエネルギーフロー図を示す。



図 24 アンモニア分解ガス専焼システムのエネルギーフロー図

ケース3は、ケース2の改良システムであり、分解装置で600℃になった高温の分解ガ スを使って排熱回収ボイラの水蒸気を580℃まで過熱する構成とした。これにより蒸気タ ービンの湿り度の制約が回避でき高圧蒸気系の圧力を11MPaまで上げることが可能とな り、発電端効率が上昇し通常のGTCC(ケース0)よりも高くなった。通常のGTCCよりも 発電端効率が高くなる理由として、熱エネルギーとして価値が比較的低いガスタービンの 排熱によりアンモニア燃料のカロリーアップ(化学再生)を図っていることが挙げられる。

(3) 計算結果(分解熱源として ATR 利用)

ケース 4 は、分解反応に必要な熱の供給源として燃料アンモニアの部分酸化(燃焼)を用 いたものであり、分解圧力はケース 3 までと同様に燃料ガス圧縮機が不要となる 5.2MPa とした構成である。ガスタービンの圧縮機からの抽気圧力は約 2MPa であるため、ブース ト圧縮機により 5.2MPa に昇圧することとし、約 500℃の高温の圧縮空気はブースト圧縮 機の圧縮動力の削減のために 35℃まで冷却することとした。その時、圧縮空気の有する熱 は、高圧蒸気系の給水を加熱するために利用し排熱回収ボイラの蒸気発生量を増加させる こととした。この分解圧力/温度条件では分解器出口での残留アンモニア濃度は約 3%とな り、アンモニア除去器のリボイラ(図 23)で必要な熱量はケース 3 よりもやや小さい 40MW となった。このアンモニア除去器で必要となる 40MW は、ケース 3 では排熱回収 ボイラから調達したが本ケースでは従来の GTCC からの改造/変更を極力少なくすること を意図し、分解反応後の 600℃の高温のアンモニア分解燃料から回収することとした。

本ケースで必要となるアンモニアの発熱量は、ガスタービンの燃焼器で必要とする発熱 量だけでなく、分解反応で必要となる発熱量も含んでおり、天然ガス焚きの場合の114.5% の発熱量が必要となる。そして、アンモニアの部分燃焼により発熱量が消費されるため、 燃焼器入口での発熱量は天然ガス焚きの場合の107.6%に低下する。その時の発電端出力は 天然ガス焚きの場合の111.9%であることから、発電端効率は天然ガス焚きの場合の 97.7%(=111.9%/114.5%)となる。本ケースでは酸化剤であるガスタービンの吐出空気のブ ースト圧縮機が必要となることなどから送電端効率としては天然ガス焚きの95.8%となる。 ただし、本システムの経済性は、燃料であるアンモニアの価格、CO2削減の価値に大きく 影響を受けるため、送電端効率の優劣がシステム方式選定へ及ぼす影響は比較的少ないと 考えられる。また、このケース4およびケース5では、燃焼器入口ガス中の残留アンモニ ア濃度が、ケース1~3よりも小さくなっており、ガスタービン出口でのNOx 濃度の予測 値もこれらのケースよりも若干低い値となっている。

ケース 5 は、ガスタービンの吐出空気をそのまま酸化剤として利用可能な圧力である 2.0MPa でアンモニア分解反応を起こす場合のシステム構成である。ガスタービンの圧縮 機からの抽気は約 500℃の高温であるため、そのまま分解装置へ酸化剤として供給するこ とも可能であるが、前記するケース 4 と比較を容易にするために、熱交換器により排熱回 収ボイラの高圧蒸気系の給水に熱回収する系統とした。ガスタービンの燃焼器入口での必 要な発熱量はケース 4 とほぼ同じであり、天然ガス焚きの場合の 107.7%である。しかし、 ケース 4 と比較して分解器に供給される酸化剤の温度が低いことから、アンモニア分解器 出口の分解ガス温度を 600℃とするために必要な燃料の流量はケース 5 と比較して約 0.9% 多くなり、天然ガス焚きの場合の 115.6%となる。

ケース5では分解圧力を2.0MPaとしたことにより、ケース4(分解圧力5.2MPa)と比較 して分解反応は進みやすくなり、分解器出口での残留アンモニア濃度はケース4の約1/3 となる。しかし、アンモニア除去器の水洗塔において、低圧条件ではヘンリの法則により 水中への吸収量が少なくなることから、水洗塔の散布水量はケース4よりも多くなり、ア ンモニア除去器のリボイラで必要な熱量はケース4よりも約20%大きい47MWとなる。 600℃の高温の分解ガスから回収できる熱量はケース4とほぼ同じ40MWであるが、ケー ス5では残留アンモニア除去器の下流側に燃料ガス圧縮機が設置されており排熱回収が可 能であり、燃料ガス圧縮機の下流側から7MWの排熱回収する想定とした。その結果、排 熱回収ボイラからの熱の授受はケース4とほぼ同じになり、ガスタービン出力、蒸気ター ビン出力も同じになることから、発電端効率としてはケース4よりも0.7%低くなる。一方、 送電端効率に関しては、燃料ガス圧縮機の動力が大きくなることが影響し、天然ガス焚き の91.8%となる。 (4) 計算結果まとめ、考察

ケース 1~ケース 5 のシステムヒートマスバランス計算の結果から考察した、有望なシ ステム構成/運転条件について検討結果を表 1 2 に示す。有望と考えたケースは、ケース 3(水蒸気利用)およびケース 4(ATR 利用)である。

ケース3は、発電端効率、送電端効率が最も高くなるケースであり、通常の天然ガス焚きGTCCを上回る結果となった。一方、高温の水蒸気でアンモニアを熱分解する構成であり、アンモニア分解に必要な温度/流量の水蒸気を供給できるHRSGが必要であり、既存プラントへの適用(レトロフィット)の場合にはHRSGの改造が必要となる。

ケース4は、アンモニアの部分燃焼の発熱によりアンモニアを熱分解させるため、HRSG とNH3分解装置の相互作用が少なく、既存プラントへの改造が比較的容易と考えられる。 また、これらの相互作用が無いことからNH3分解器の動作の自由度が高く、起動停止や 負荷変化などの運用において制約が少ないと考えられる。一方、NH3分解器の内部でアン モニアを部分燃焼させるため、分解反応の温度よりもさらに高温な領域が生じることから、 分解器自体を耐熱性の高級材料で製作する必要がある。

残留アンモニアの低減方法に関しては、全てのケースに共通して、化学装置で実績の多 いスクラバーによる分離が適していると考えられる。天然ガスとの混焼時には分解装置出 ロでの残留アンモニア濃度の許容値は大きくなり、スクラバーが不要となる条件もあるが、 ガスタービンの起動時、緊急停止時などを考慮すると残留アンモニア濃度が高くなる条件 も考えられ、スクラバーの設置は必要であると考える。

アンモニア分解圧力に関しては、全てのケースに共通して、ガスタービンへの燃料ガス 圧縮機が不要となる 5.2 MPa 等の高圧分解が適していると考えられる。

アンモニア分解温度に関しては、ケース 1 で検討したように、550℃では、残留アンモ ニア濃度が高くなり残留アンモニア除去器で必要な熱量が多くなり発電効率が低下するこ とから、材料の制約や、加熱する熱源の制約が無ければ 600℃が良いと考えられる。ただ し、発電効率の低下は 1%(相対値)程度であるため、何らかの理由により 550℃を選択する ことも可能であると考える。

環境性能に関しては、どのケースもガスタービン出口の NOx 濃度は 80 ppm@15%O2 前後と予測され、アンモニア利用に伴う NOx 濃度の増加は概ね 50 ppm 程度となっている ことから、排ガス脱硫装置により環境へ排出する NOx 濃度は所望の値以下に抑制できると 考える。

本検討は、定格出力のシステムヒートマスバランス計算の結果をもとに比較したもので あり、より詳細には、起動停止や負荷変化などの運用も考慮したシステムの概念設計が必 要である。また、本システム固有の機器であるアンモニア分解装置に関しては、性能や耐 久性の検証および必要に応じた技術開発が必要である。また、燃料に微量のアンモニアが 混入した場合の水素燃焼器の NOx 排出に関しても、机上検討だけでなく実圧試験による検 証と必要に応じた改良が必要である。

分類	項目	有望なシステム構成/条件		
ケース名 		ケース3	ケース4	
システム 構成	反応熱の供給方法	②水蒸気	③ATR(自己熱分解型)	
	残留NH3低減方法	C:化学分離	(スクラバー)	
アンモニア 分解装置	分解圧力 [MPa]	5	.2	
運転条件	分解温度 [℃]	600		
出力 [MW]	GT	448	444	
	ST	86	179	
	発電端出力	534	624	
	NH3分解補機動力	3.4	12.2	
効率(天然ガス焚き	発電端	102.4	97.7	
基準、相対値)	送電端	101.7	95.8	
環境性	NOx濃度(GT出口)	80	70	
	[ppm@15%O2]			
4	诗長	送電端効率は通常の	HRSGとNH3分解装置の	
		GTCCを上回るポテンシャ	相互作用が少なく、既存	
		ルあり。	プラントへの改造が比較	
			的容易であり、運用上の	
			制約が少ない。	
#	课題	既存プラントへの設置は	NH3分解器内部で部分	
		HRSGの改造が必要とな	燃焼させるため、高級材	
		る。	料が必要になる。	

表 12 有望なシステム構成/分解装置の圧力/温度条件の検討結果

3-2. 燃焼器の検討

3-2-1. アンモニア分解ガス混焼時の調査

燃料多様化への対応として、これまで製鉄所の副生ガスや石炭ガス化ガス(60~70%(体 積割合)程度の水素を混合した燃料ガス)向けのガスタービンシステムが実用化されている。 燃焼器は拡散燃焼方式が採用され、排出 NOx の低減手法として水や蒸気を燃焼器内に噴霧 している。一方、事業用が中心である現在の天然ガス焚き大型ガスタービンはサイクル効 率が高く、水や蒸気の噴霧を伴わずに低 NOx 化が実現可能な予混合燃焼方式(Dry Low NOx) の採用が主流となっている。大型ガスタービンに適用される予混合燃焼器の開発に際して は、予混合ガスの希薄化・均一化による低 NOx 化に加え,燃焼振動の抑制が課題となる。 さらに、燃料中に天然ガスより燃焼速度が速く最小着火エネルギーの低い水素が混ざれば 逆火のリスクが増える。当社はこれらの技術課題に対応して、現在の市場のボリュームゾ ーンである大型・高効率の 500MW クラス GTCC のガスタービンに適用されている既存の予混 合燃焼器については体積割合で約 20%の水素混焼が可能である目途を得ている。

アンモニア分解ガスの主成分は水素 75%、窒素 25%、残留アンモニアであり、水素が大 半を占めている。本研究のアンモニア分解ガスと天然ガスの混焼運用の検討においても、 既存の予混合燃焼器の適用をベースとして検討を進めることとする。

アンモニア分解ガス中の残留アンモニアの一部は燃焼器内で NOx に変換され、燃焼器内 で元々生成される NOx に上乗せされて排出されるものと予想される。NOx の排出規制値 を満足するためには、アンモニア分解ガス中の残留アンモニアによる NOx 排出量の増加量 を把握する必要があり、まず、アンモニアの直接燃焼/混焼に関する既存研究・文献の調 査を実施した。天然ガス (CH4, C2H6) と H2, アンモニアの混焼に関する詳細燃焼反応 メカニズムとしては、世界標準の GRI3.0 メカニズム (53 化学種、325 素反応式)、Thermal NO, Prompt NO, Fuel NO, NO2, N2O 等の生成・消費プロセスを詳細にモデル化した Miller-Bowman メカニズム[6] (55 化学種・265 素反応式)、中国科学技術大学の Tian メ カニズム[7] (84 化学種・703 素反応式)、及びアンモニアの燃焼に関しては Lindstedt[8], Smooke[9]のメカニズム等が提案されている。

次に、アンモニア分解ガス中の残留アンモニア濃度が燃焼器出口 NOx に及ぼす影響を、 簡易的な化学反応計算(CHEMKINの PREMIX コードによる1次元層流予混合火炎計算) により一次評価した。なお、検討内容に関しての詳細は、「アンモニア分解装置の検討」報 告書[5]に記載されている。

燃焼ガス温度、アンモニア分解ガス中の残留アンモニア濃度をパラメータとして計算を 行い、残留アンモニアの NOx への転換率を求めた結果を図 25に示す。火炎温度の増加 に伴いアンモニアの NOx 転換率は増加し、逆に、残留アンモニア濃度の増加に伴い NOx 転換率は減少する。

燃焼ガス温度として 1650℃級を想定した異なる水素体積割合に対して、上記の GRI3.0 メカニズムを用いた簡易化学反応計算により、燃料中の残留アンモニアによるガスタービ ン燃焼器内での NOx 生成量を評価した結果を図 26に示す。同図中の黄色の網掛け部分 は、現行 DLN 燃焼器の NOx 値+50ppm 程度の目途を示している。同図の残留アンモニア が存在する各条件に対しては、残留アンモニア濃度を0%としたベース条件の NOx 濃度を 別途計算し、各条件とそれぞれのベース条件との NOx 濃度の差分に実機相当分の NOx 濃 度 25ppm を嵩上げしている。どの水素体積割合に対しても、アンモニア分解ガス中の残留 アンモニア濃度の増加に比例して NOx 濃度は増加する。







図 26 燃料中の残留アンモニア濃度と燃焼後の NOx 濃度(燃焼ガス温度:1650℃級)

ガスタービンから排出される NOx は、燃料(Fuel NOx)や燃焼反応中のラジカル (Prompt, N2O, NNH)に起因して火炎帯で発生する NOx と、反応時間が長く火炎帯の 下流で生成し、かつ、温度に生成量が強く依存する Thermal NOx から構成される。通常 の LNG 等の燃料では、Fuel NOx の生成量は僅かである。しかし、アンモニア分解ガスは、 ガス中の残留アンモニアが火炎中で NOx に高効率で転換されることによって Fuel NOx が増加すると考えられる。本システムを実際に運転した場合の残留アンモニアによる NOx 増加を正しく計算で予測するためには計算で用いる反応機構の検証が必要である。そこで、 本研究ではアンモニアを微量に添加したメタンとアンモニア分解ガス模擬燃料(75%水素 +25%窒素)を燃焼させて排ガス分析を実施し、アンモニア分解ガス燃焼時の NOx 発生量 を計測して計算と比較した。計算は CHEMKIN の PREMIX コードと GRI3.0 メカニズム を組み合わせて実施した。

図 27に本研究で使用した層流燃焼バーナの概略図を示す。試験条件は、圧力が大気圧、 予混合気温度が25℃である。層流燃焼バーナは Heat Flux Method バーナと呼ばれる、多 孔板上に平面火炎を形成するバーナである[10][11][12]。図 28に本研究で製作した Heat Flux Method バーナの写真を示す。本研究では、バーナ出口である多孔板の直径をφ 30mm、多孔板の1つ1つの孔径をφ0.5mmとした。多孔板の半径方向のメタル温度分布 を計測しながら、燃料と空気の予混合気の供給流速を変化させる。そして、半径方向メタ ル温度分布が無い条件、すなわち半径方向に熱損失が無い条件を探索すれば、その条件で 火炎伸長や熱損失のない理想的な一次元平面火炎が形成できる。この時の予混合気の供給 流速が、層流燃焼速度となる。バーナ出口には、ドーナツ型のヒータを設置してバーナ出 口の温度分布を制御した。バーナ本体は水冷とした。さらに、バーナ出口には、出口径と 同じ内径φ30mmの石英管を設置し、火炎が外乱を受けないようにした。 図 29に本研究で構成した燃料及び空気の供給系統の概略図を示す。ガスは、CH4、 H2、N2、NH3、空気が供給できる系統とした。ガスは全てガスボンベから供給した。LNG は主成分が CH4 であるため、純 CH4(99.9vol%)とした。NH3 は、1vol%の NH3 と 99vol% の空気の混合ガス(1vol%アンモニアガス)を作成して使用した。空気は乾燥空気とした。 各ガスの流量は、マスフローコントローラで制御した。H2、N2、1vol%アンモニアガスは、 流量範囲が広いため、適正な流量範囲となるように複数台のマスフローコントローラを使 い分けた。尚、CH4、H2、1vol%アンモニアガスの系統には、安全のため遮断弁を設けた。 マスフローコントローラの下流には、スタティックミキサを設置し、各ガスを完全に混合 した。また、バーナのすぐ上流において、予混合気の供給配管をウォーターバスで温調し、 予混合気の温度を一定とした。

排ガス分析は、内径 φ 2.8mm で高温水が供給可能なサンプリングプローブで実施した。 高温水を供給することで、プローブ内での排ガス中の H2O の凝縮量が低減できる。また、 プローブ下流で排ガスを微量の SO2 を含むガスで希釈することで排ガスの露点を下げ、か つ、排ガス導管をチューブヒータで外部から加温し、排ガス導管内での水の凝縮を防いだ。 排ガスは、堀場製作所製 NOx 分析計 (VA-5000) で分析した。また、微量の SO2 を含む ガスによる排ガスの希釈割合を計測するため、堀場製作所製微量 SO2 分析計(APSA-370) で排ガス中の SO2 量を分析した。排ガスのサンプリングはバーナの中心軸上で下流にトラ バースして実施した。サンプリングした軸方向距離は、バーナ出口をゼロとして 1、1.5、 2、3、4、5 cm 位置である。

今回考慮した予混合気は全て大気圧・25℃の初期条件とした。酸化剤は空気で、燃料組 成はメタンとアンモニア分解ガス燃料(75% H2 + 25% N2)の割合を変化させた。今回は メタン100%・メタン73.3%/分解ガス燃料26.7%(水素20%)条件をそれぞれ考慮している。 さらに、残留アンモニア量による生成 NOx 量への影響を調べるため、燃料に対して0・ 0.03・0.1・0.3%のアンモニアを添加した。当量比は、1400℃級GT・1500℃級GT・1600℃ 級GT・1650℃級GTをそれぞれ想定した火炎温度から設定した。

予混合気をメタン・空気とし、1600℃級 GT に相当する条件を設定した場合の排ガスサン プリング結果を図 30に示す。横軸はバーナ出口からの軸方向距離、縦軸は NOx 濃度で ある。NOx 濃度は、分析計の計測値を燃焼ガス中の組成(Wet 値)に換算してある。計算 では、NOx 濃度はバーナ出口付近(火炎面)で急激に増加した後、その下流では軸方向距 離に対して線形に増加する。この線形部分は NOx 生成速度が温度に依存する Thermal NOx の効果である。一方計測結果では、軸方向距離 1.5cm から下流では、軸方向距離に対 して NOx 濃度がほぼ一定となっている。これは、既燃ガスからの輻射により火炎下流のガ ス温度が低下し、Thermal NOx 生成速度が低下したためと考える。そのため、今回の評価 では計算で求められた Thermal NOx の生成速度(グラフの傾き)を用い、最上流(温度 低下が最も少ないと考えられる)である 1cm 位置の NOx 計測値を通る直線を引くことで、 既燃ガスの輻射損失がない場合に想定される NOx 濃度分布を求めた。その上で、GT 燃焼 器の代表的な滞留時間の点における NOx 濃度の計測値(想定 NOx 濃度分布直線から求める)および計算値を比較した。

前述の 1600℃級 GT 相当条件に、更に燃料に対して 0.1%のアンモニアを添加した条件 における排ガスサンプリング結果を図 31に示す。アンモニア添加のない図 30の結果 に対して、バーナ出口近くの NOx 濃度の増加が大きい。これは、予混合気中のアンモニア によって燃料由来の Fuel NOx が増加したためと考える。

これらの結果から、燃料をメタン 100%とした場合の NOx 濃度について、横軸を燃料中 アンモニア量、縦軸を NOx 濃度で整理したものが図 32である。燃料中のアンモニア添 加量に対して NOx 濃度は直線的に増加しており、その値や傾向も GRI3.0 メカニズムを用 いた計算で比較的よく予測できていると考えられる。

同様に、燃料をメタン 73.3%/模擬燃料 26.7% (水素 20%)とした場合の NOx 濃度につい て整理したものが図 33である。添加アンモニア量に対する NOx 濃度については図 32 と同様に一様な増加傾向が見られ、予測も計測と良い一致を示している。燃料がメタン 100%の場合である図 32の場合と比較して模擬燃料との混焼である図 33では NOx 濃 度が増加しているが、これは同じ火炎温度を得るために必要な燃料の体積流量が増加して おり、それに伴いアンモニアの添加量も増加しているためである。



図 27 層流燃焼バーナ(Heat Flux Method バーナ)の概略図



図 28 本研究で製作した層流燃焼バーナの写真





図 30 1600℃級 GT 相当条件(メタン-空気)における軸方向 NOx 濃度分布(Wet 値に補正)



図 31 1600℃級 GT 相当条件(燃料に 0.1%アンモニアを添加したメタン・空気)における軸方向 NOx 濃度分布(Wet 値に補正)



図 32 燃料をメタン 100%として燃料中のアンモニア量を変化させた際の排ガス中 NOx 濃度



図 33 燃料をメタン 73.3%/模擬燃料 26.7% (水素 20%)として燃料中のアンモニア量を変化させた際の排ガス中 NOx 濃度

3-2-2. 実圧燃焼試験の実施計画

本研究の次段階として、アンモニア分解ガスと天然ガスの混焼運用の実機運転状態を模 擬した燃焼器体系(単缶)での高圧燃焼試験の実施・検証を計画している。平成29年度か ら試験・設備に関して初期の検討を実施した。

高圧燃焼試験は、当社高砂製作所(所在地:兵庫県高砂市荒井町新浜 2-1-1)の敷地内 にあるガスタービン要素試験設備(通称:実圧燃焼試験設備)の一部を利用することを計 画する。ガスタービン要素試験設備の外観を図 34に、設備構成の概略を図 35にそれ ぞれ示す。

燃焼試験時は、出力 25MW のガスタービンにて空気源圧縮機とブースター圧縮機を駆 動することにより、燃焼用空気を燃焼試験シェル(燃焼器1缶を収める圧力容器)に送気 する。また、燃焼用燃料(都市ガスまたは油,メタン燃料)は供給設備から燃焼試験シェ ルに供給される。これらを燃焼試験シェル内に設置された供試体燃焼器にて混合し、実機 と同等の運転条件(空気圧力、温度、風量、燃焼温度)にて燃焼させる。排ガスは圧縮機 駆動用ガスタービンの排ガスと共に、排気筒から排出される。試験時は、設備および供試 体燃焼器に設置された各種計測器にて燃焼状態(温度、圧力、排ガス性状等)をモニタリ ングしている。

この設備には、燃料多様化ニーズに対応する燃焼試験が実施できるように、燃焼試験シ エルへの燃料供給系統に水素を供給する系統(水素は水素ローダから供給)、窒素を供給 する系統(窒素は窒素カードルから供給)が既に設置されており、それぞれ天然ガスとの 混焼ができるようになっている。本研究で計画している燃焼試験に使用するアンモニア分 解ガスの成分は水素、窒素、残留アンモニアなので、この設備にアンモニアガスを供給す る系統を追設することで、アンモニア分解ガスの模擬ガス(水素、窒素、アンモニアの混 合ガス)と天然ガスの混焼の検証が可能になる。そこで、既存の実圧燃焼試験設備に、ア ンモニアガスの供給系統を追設する計画を進めることとした。

燃焼試験の実施、及び試験設備の追設に際して、以下を考慮し計画した。

- ・現行 DLN 燃焼器(~20%vol 混焼)を用いて 1650℃級ガスタービンの試験条件に対応したアンモニア分解ガス混焼模擬の燃焼試験ができる設備とする。
- ・既存の試験設備にアンモニア供給設備を追設し、既設の水素、窒素、天然ガス(都市 ガス)供給系統と合流させる設備とする。
- ・アンモニアの供給圧は他の燃料系統との兼ね合い、燃焼器ノズルの仕様を考慮し 5MPaとする。
- ・燃料中の残留アンモニア濃度は、本研究のパラメータサーベイ条件では最大で 1mol% に対し、試験設備では裕度を付して 2mol%供給できるように計画する.
- ・混焼模擬の試験時間は1時間程度として供給量を計画する。

混焼試験が実施可能な時間は、水素ガス、及び窒素ガスの容量の制約から、1回の燃焼 試験で1時間程度と見積もられる。試験の手順として、まず、天然ガスを用いて供試体燃 焼器に着火する。所定の試験条件(空気圧力、温度、風量、燃焼温度)に到達後、燃焼を 維持した状態で、アンモニア分解ガス(模擬ガス)を、天然ガスに混ぜる。その後、天然 ガスとアンモニア分解ガス(模擬ガス)の混焼比率を変化させた条件、また、アンモニア 分解ガス(模擬ガス)中の残留アンモニア濃度を変化させた条件を再現し、燃焼器出口 NOx 濃度をはじめとする燃焼データを取得する。混焼条件の試験が終了したのちに、燃焼を維 持した状態で、再度、天然ガスののみに燃料を切り替えて、所定の燃焼試験を終了する。

アンモニアの供給量の最大(1回あたりの混焼試験に必要なアンモニアの最大量)は、上記の計画(1650℃級のガスタービン燃焼器1缶で、天然ガスに20%volの分解ガス混焼、残留アンモニア濃度最大2mol%、試験時間1時間)に基づいて検討した結果、25.1(Nm3)となる。



図 34 ガスタービン要素試験設備(通称:実圧燃焼試験設備)の外観



図 35 ガスタービン要素試験設備(通称:実圧燃焼試験設備)の装置構成の概略

3-3. まとめ

3-3-1. システム構成条件の確立

排ガスの熱を用いてアンモニアを分解し燃焼させるガスタービンシステムに関し、既存 の予混合式低 NOx 燃焼器が適用可能な混焼範囲(水素体積濃度 20%)および、分解ガス専焼 のシステムに関して、それぞれガスタービン本体への影響や NOx 濃度、システム効率など を定量的に明らかにした。

ガスタービン本体への影響に関しては、どちらのシステムも天然ガス焚きの場合と比較 してガスタービンの圧力比や排ガス流量、軸端出力等が増加するが、天然ガス焚きガスタ ービンをベースとした本体設計にて対応可能な見込みであることを確認した。

天然ガスとの混焼システムでは、燃焼ガス温度 1400℃級のガスタービンの排ガスの熱に よりアンモニアを熱分解させる想定とし、アンモニア分解圧力を 0.1MPa とすることでガ スタービン出口の NOx 濃度は 80 ppm@15%O2 以下と試算された。その時の効率はアンモ ニア分解に利用した排ガスの損失、分解した燃料ガスの圧縮動力等により、従来の GTCC よりも送電端発電効率が若干低下することが判った。混焼システムに関しては、ガスター ビンの部分負荷でのシステム計算を実施し、部分負荷時にも低 NOx、高効率な運用ができ る見通しを得た。

アンモニア分解ガスの専焼システムでは、アンモニア分解に必要な熱量が大きくなるこ とから、アンモニア分解装置への熱の供給方法として、ガスタービンの排熱回収ボイラの 蒸気を用いる方法、アンモニア自身の部分燃焼による方法を検討した。燃焼ガス温度 1650℃級のガスタービンを想定した結果、排熱回収ボイラの蒸気を用いる方法では通常の 天然ガス焚き GTCC を約 1.7%(相対値)上回る送電端発電効率が得られると評価した。アン モニアの部分燃焼の発熱によりアンモニアを熱分解させる方法では、アンモニアの部分燃 焼により発熱量が消費されることと、部分燃焼に必要な酸化剤の圧縮動力が必要となるこ となどから送電端効率としては天然ガス焚きを 4.2%(相対値)下回る評価結果となった。 これらの検討結果から、本システムの基本的な成立性は確認できたと考える。

3-3-2. 燃焼器の検討

アンモニア分解ガス中の残留アンモニアが燃焼器出口 NOxに及ぼす影響を調査するため、(1)アンモニアの直接燃焼/混焼に関する既存研究・文献の調査を実施した。また、(2) アンモニア分解ガス中の残留アンモニア濃度が燃焼器出口 NOx に及ぼす影響を、簡易的な 化学反応計算により一次評価した結果、火炎温度の上昇に伴いアンモニアの NOx 転換率が 増加することと、残留アンモニア濃度の増加に伴い NOx 転換率が減少することが分かった。

また、燃料に微量のアンモニアが混合した場合の NOx 生成に影響を及ぼす因子を把握する目的で、アンモニア濃度、水素濃度などを変化させた大気圧層流燃焼試験を実施した。 燃焼試験は火炎伸長や熱損失のない理想的な一次元平面火炎を得ることができる Heat Flux Method バーナを用いて実施することで、層流火炎計算との直接比較を可能にした。 試験で測定した NOx 濃度と、GRI3.0 メカニズムを用いたメタンとアンモニア分解ガスの 混焼における NOx 生成量の予測値を比較し、試験を実施した大気圧・常温条件においては GRI3.0 メカニズムで比較的良い精度で NOx 濃度が予測できることが示された。

本研究の次段階として計画している、アンモニア分解ガスと天然ガスの混焼運用の実機 運転状態を模擬した燃焼器体系(単缶)での高圧燃焼試験について、既設の高圧試験設備 を使用し、アンモニア分解ガスを模擬したガス(水素、窒素、アンモニアの混合ガス)と 天然ガスの混焼の試験ができるように、初期検討を行った。次段階の研究でアンモニアの 供給系統の追設の詳細設計を進める。

テーマ	年度	研究開発目標	達成状況
システム構成 条件の確立	H29	・アンモニア分解水素利用割合20%(燃料体積 割合)時の適切なアンモニア分解装置の圧 力、温度条件の明確化	 ・1400℃級のGT、水素利用割合20%(体積割合)において、ア ンモニア分解圧力0.1MPa、分解温度550℃とすることでGT 出口のNOx濃度は80 ppm@15%O2以下と試算した。
	H30	・経済性、環境性、運用性を考慮したシステ ム構成、運転条件の明確化	・1650℃級のGT、排熱回収ボイラの蒸気を分解熱源として 用いる方法でアンモニア分解圧力5.2MPa、分解温度600℃ とすることで通常の天然ガス焚きGTCCを約1.7%(相対値) 上回る送電端発電効率、GT出ロのNOx濃度は約 80ppm@15%O2と試算した。
燃焼器の 検討	H29	・アンモニア分解水素利用割合20%条件で燃 焼器の机上評価(混焼範囲,安定運用性)	・アンモニア分解ガス中の残留アンモニア濃度が燃焼器出 ロNOxに及ぼす影響を、簡易的な化学反応計算によりー 次評価した。
	H30	 ・アンモニア混合ガス(100ppm~1%程度)燃焼時のNOxへの影響検討 ・実圧燃焼試験の実施基本計画、試験設備の改造検討 	 ・アンモニア濃度、水素濃度などを変化させた大気圧層流 燃焼試験を実施し、GRI3.0メカニズムを用いたNOx生成量 の予測値と比較し、NOx生成に影響を及ぼす因子を検討した。 ・既設の実圧燃焼試験設備に、アンモニア分解ガスを模擬 したガスを混合し天然ガスの混焼試験が可能な試験装置 の基本検討を実施した。

表 13 目標と達成状況のまとめ

3-4. 今後の課題

3-4-1. システム構成条件の確立

本報告では、アンモニア分解ガスと天然ガスの混焼 GTCC システム、アンモニア分解ガ スの専焼 GTCC システムに関して、システムヒートマスバランス計算の結果をもとに発電 効率や NOx 濃度を評価した。本システムの目的は CO2 排出量を削減した高効率な発電シ ステムを提供することであり、今後は天然ガス焚きとの比較だけではなく、他の CO2 フリ ーシステムと比較して本システムが有利になるシステム構成、運転条件等を明らかにする ことが必要である。その際、起動停止や負荷変化などの運用も考慮したシステムの概念設 計を実施し、より詳細に経済性、運用性を考慮した改良システム構成の検討が必要である。

3-4-2. 燃焼器の検討

本研究では大気圧・常温における層流燃焼試験を実施して GRI3.0 メカニズムの NOx 予 測精度を検証したが、実機適用に向けてはより実機運転状態に近い条件での試験・検証が 不可欠である。そのため、本研究において事前検討を行った、実機運転状態を模擬した燃 焼器体系(単缶)での実圧燃焼試験の実施・検証が必要である。

4. 外部発表実績

(1) 論文発表

<査読なし(総説等含む) > 2件

	年月日	タイトル	雑誌名	発表者
1	平成30年10	CO2フリー社会の実現に向	三菱重工技報	野勢 正和、
	月30日	けた水素燃焼ガスタービン	第55巻 第4号	川上 朋、
			パワードメイン	荒木 秀文、
			新事業特集	仙波 範明、
				谷村 聡
2	平成31年2月	水素焚きガスタービン燃焼	日本燃焼学会誌	市川 雄一、
	15日(予定)	器の開発	195号 特集『水	湯浅 厚志、
			素エネルギー利	上地 英之、
			用に向けて』	井上 慶、
				三浦 圭祐、
				多田 勝義、
				谷村 聡

(2) 学会、展示会等発表

<口頭発表> 国内1件、海外1件

	年月日	タイトル	学会名	発表者
1	平成30年1月	Asian Energy Outlook and	Global Power	正田 淳一郎
	10日	Gas Turbine Development	and Propulsion	
			Society Forum	
			Zurich 2018	
2	平成30年7月	発電用大型ガスタービンに	公益財団法人 原	谷村 聡
	5日	おける水素エネルギー利用	総合知的通信シ	
		の取組みと展望	ステム基金主催	
			特別セミナー	

<ポスター発表> 国内0件、海外1件

	年月日	タイトル	学会名	発表者
1	平成31年1月	Hydrogen Gas Turbine	World Future	山崎 亮
	14日		Energy Summit	
			and Exhibition	
			2019 (WFES	
			2019)	

(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	未定	未定	H31.2予定	三菱日立パワー
				システムズ
2	未定	未定	H31.2予定	三菱日立パワー
				システムズ
3	未定	未定	H31.2予定	三菱日立パワー
				システムズ

- 6. 参考文献
- [1] 三菱日立パワーシステムズ、ガスタービン M501J シリーズ、 <http://www.mhps.com/jp/products/gasturbines/lineup/m501j/index.html> (参照 日 2019年1月10日).
- [2] 三菱日立パワーシステムズ、大型高効率ガスタービンで水素 30%混焼試験に成功、 <http://www.mhps.com/jp/news/20180119.html>(参照日 2018 年 3 月 30 日).
- [3] 新エネルギー・産業技術総合開発機構、水素専焼タービンの先導的研究開発等に着手、
 http://www.nedo.go.jp/news/press/AA5_100596.html (参照日 2018年3月30日).
- [4] 壹岐典彦ほか、ガスタービンにおけるアンモニア燃焼利用、第44回日本ガスタービン学会定 期講演会(酒田)講演論文集 C-12 (2016.10)、pp. 259-264.
- [5] 三菱重工エンジニアリング株式会社、SIP「エネルギーキャリア」「アンモニア直接燃焼」「アン モニア利用ガスタービンの技術開発(アンモニア分解装置の検討)」終了報告書(2019).
- [6] J. A. Miller and C. T. Bowman, Mechanism and Modeling of Nitrogen Chemistry in Combustion, Prog. Energy Combust. Sci., Vol. 15 (1989), pp. 287-338.
- [7] Z. Tian, Y. Li, L. Zhang, P. Glarborg and F. Qi, An experimental and kinetic modeling study of premixed NH3/CH4/O2/Ar flames at low pressure, Combustion and Flame 156 (2009), pp. 1413-1426.
- [8] R.P. Lindstedt, F.C. Lockwood and M.A. Selim, Detailed Kinetic Modeling of Chemistry and Temperature Effects on Ammonia Oxidation, Combust. Sci. Technol., Vol. 99 (1994), pp. 253-276.
- [9] J.A. Miller, M.D. Smooke, R.M. Green and R.J. Kee, Kinetic Modeling of the Oxidation of Ammonia in Flames, Combust. Sci. Technol., Vol. 34 (1983), pp. 149-176.

- [10] L.P.H. de Goey, A. van Maaren, and R.M. Quax, Stabilization of Adiabatic Premixed Laminar Flames on a Flat Flame Burner, Combust. Sci. Technol. Vol. 92 (1993), pp. 201-207.
- [11] K.R.C. Mann, Premixed ammonia-methane-air combustion, M.A.Sc. Thesis, University of Windsor, Windsor, Ontario (2000).
- [12] K.J. Bosschaart, Analysis of the Heat Flux Method for Measuring Burning Velocities, Ph.D. Dissertation, Eindhoven University of Technology, Eindhoven, Netherlands (2002).