低炭素社会の実現に向けた
技術および経済・社会の定量的シナリオに基づく
イノベーション政策立案のための提案書

技術開発編

小規模型カーボンフリー NH_3 製造技術に向けた新規プロセスの提案

平成 31 年 2 月

Proposal of New NH_3 Process for Small-scale Carbon-free NH_3 Production Technology

Strategy for Technology Development

Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action toward Low Carbon Societies

国立研究開発法人科学技術振興機構
低炭素社会戦略センター

LCS-FY2018-PP-12

概要

アンモニアは低炭素社会においても、肥料や化学品などとして基幹化学原料の一つである。実用化されている、従来の高圧合成法（Haber 法）および開発中の低圧・低温法による 800t/d 程度の大規模プラントでのプロセス検討、および生産能力 240t/d 程度の小規模型プラントの新規プロセス検討をもとに、カーボンフリーNH_3を効率良く生産するための新規プロセスを提案し技術開発課題を検討した。特に低圧・低温法での触媒の開発と実証および小規模型プラントでの吸収・脱離性能の良いアンモニア吸収剤の開発と実証が必要である。

Summary

Ammonia is one of the fundamental chemical raw materials as the fertilizer and chemicals even in the low-carbon society. Process evaluation on a large-scale plant by the high pressure synthesis method (Haber method) and the low pressure / low temperature synthesis method under development was studied and a new process of the small-scale plant (synthesis process / low pressure method, separation process / absorption method) was proposed. The new process is extremely simple without high pressure equipment and construction costs are less than half. It is necessary to develop and verify the catalyst performance in low pressure / low temperature method and ammonia absorbent performance for NH_3 separation.

目次

概要

1. はじめに 1
2. NH_3 製造プロセス・コストと課題 1
   2.1 想定した前提など 1
   2.2 大規模型プラント／Haber 法と低圧法の比較と課題（プラント規模：800t/d） 2
   2.3 小規模型 NH_3 プラントの検討と課題（プラント規模：240t/d 以下） 6
3. 政策立案のための提案 9

参考文献 9

1. はじめに

アンモニアは窒素肥料、ラクタム・イソシアネートなど窒素含有化学品、エネルギーキャリアなどの基幹原料として、重要な化学品である。現状では、化石燃料を水素源として、20MPa 程度の高圧で合成され、かつ 1,000t/d 程度の大規模プラントで大量に生産されている。

低炭素社会では、カーボンフリー水素を原料として、カーボンフリーNH_3 を生産する必要がある。カーボンフリー水素を製造するには、①化石燃料を使用し、かつ副生する CO_2 を貯留するケース、②バイオマスをガス化し製造するケース、③再生可能エネルギーを利用し水を電解する三つのケースがある。①のケースは、CO_2 の貯留場所が不確かな日本では製造を海外に依存しなければならないリスクがあり、②のケースではバイオマスのハンドリング・物流の問題から大規模な生産が出来ない場合がる。③のケースでは電解水素のコストが高い。本提案では、国産のバイオマスから、カーボンフリー水素をつくり、次に NH_3 を小規模の製造規模で製造する場合、バイオマスのハンドリングを考慮し、生産能力 240t/d 程度（バイオマス使用量 500t/d に相当）の小規模のプラントで製造する場合の新規プロセスの提案とコスト・課題を検討した。

2. NH_3 製造プロセス・コストと課題

2.1 想定した前提など

2017 会計年度の国内 NH_3 の内需量は、1,125kt（128t/h に相当）であり、うち窒素系肥料は 485kt（55t/h 相当）である。例えば国内 10 か所程度に分散して NH_3 を製造するとして、小規模型 NH_3 プラントの規模を 10t/h（240t/d）とした。

NH_3 コストには、原料 H_2 コストが一番大きく影響する。原料 H_2 は、バイオマスのガス化（自立ケース）により製造し、バイオマス価格を現状価格に近い 10 円/kg-dry とした。原料バイオマス処理量 2,000t/d のケース（H_2 生産量 143t/d に相当、NH_3 800t/d 生産可能）では、水素価格は 1.9 円/MJ（229 円/kg）となる。将来バイオマス価格を 3 円/kg-dry を目標にすると目標 H_2 コストは 1.1 円/MJ（133 円/kg）となる。カーボンフリー水素をバイオマスから生産する場合、バイオマスの処理量 2,000t/d の場合は、例えば積載量 10t のトラックで搬入するとき 200 台/日の搬入、昼間のみの搬入（10h/d）を想定すると、20 台/時間の搬入となり、山間部の道路事情の悪い日本では、2,000t/d の処理はほぼ最大ケースと想定され、この時の NH_3 生産規模は 800t/d（33.5t/h）になる。バイオマスの処理量、および肥料用アンモニアの分散利用から、小規模型の NH_3 プラントの規模を 240t/d とした。バイオマスの処理量は 590t/d である。積載量 10t トラックで昼間のみの搬入を考えると 6 台/h の搬入となる。

NH_3 の製造は、典型的な装置産業で規模が大きいほど製造コストは低減する。世界的には 1,500t/d 程度のプラント規模があるが、ここでは大規模型プラントとしてバイオマス 2,000t/d を使用して製造した H_2 を全量利用した NH_3 プラントを大規模型と想定した。NH_3 生産規模は 800t/d（33.5t/h）になる。

現在実用化されている NH_3 製造プロセスは、Haber 法であり、反応条件は 20MPa、450℃であり、反応ガスからの NH_3 は冷却して分離している。また N_2 は、深冷分離法で動力をかけて製造している。小規模 NH_3 製造では、低圧合成でかつ簡便な分離工程が望ましい。低圧合成触媒[1]を用い、反応条件を 1MPa、300℃とし、分離方法は $MgCl_2$ を用いた吸収脱離法[2]とし、N_2 は圧力変動吸着法（PSA 法）で製造した小規模 NH_3 製造プロセスを想定した。

またプロセスの比較検討のために、大規模型では従来型の Haber 法と開発中の低圧プロセス、小規模型では低圧合成で行い、NH_3 の分離に吸収脱離法を採用した新規プロセスを検討

した。検討した各プロセス条件を表 1 に示す。

表 1　プロセス条件の比較

プラント規模	800t/d（大規模型）		240t/d（小規模型）
プロセス	Haber 法	低圧プロセス	新規プロセス
H_2原料	バイオマスガス化　1.9円/MJ-H_2（229円/kg-H_2）ー　バイオマス価格　10円/kg-dry ー		
N_2原料	深冷分離ーN_2		PSA-N_2
合成反応条件	20MPa、450℃	1MPa、340℃	1MPa、300℃
合成触媒	鉄触媒	Ru(10wt%)/Ba(3at%)-Ca(NH_2)$_2$　触媒	
NH_3分離法	冷却分離法		吸収（吸着）分離法
NH_3貯槽	0.15MPa、-23℃		1MPa、28℃

2.2 大規模型プラント／Haber 法と低圧法の比較と課題（プラント規模：800t/d）

2.2.1 プロセス

大規模型として、従来法である Haber 法と、近年研究されている低圧プロセス[1]を比較検討した。想定したプロセスを図 1-1 に Haber 法（従来法）、図 1-2 に開発中の低圧法を示す。またプロセス工程を共通部分、反応工程、分離工程に区分し、機器費用、NH_3 製造コストを求めた。

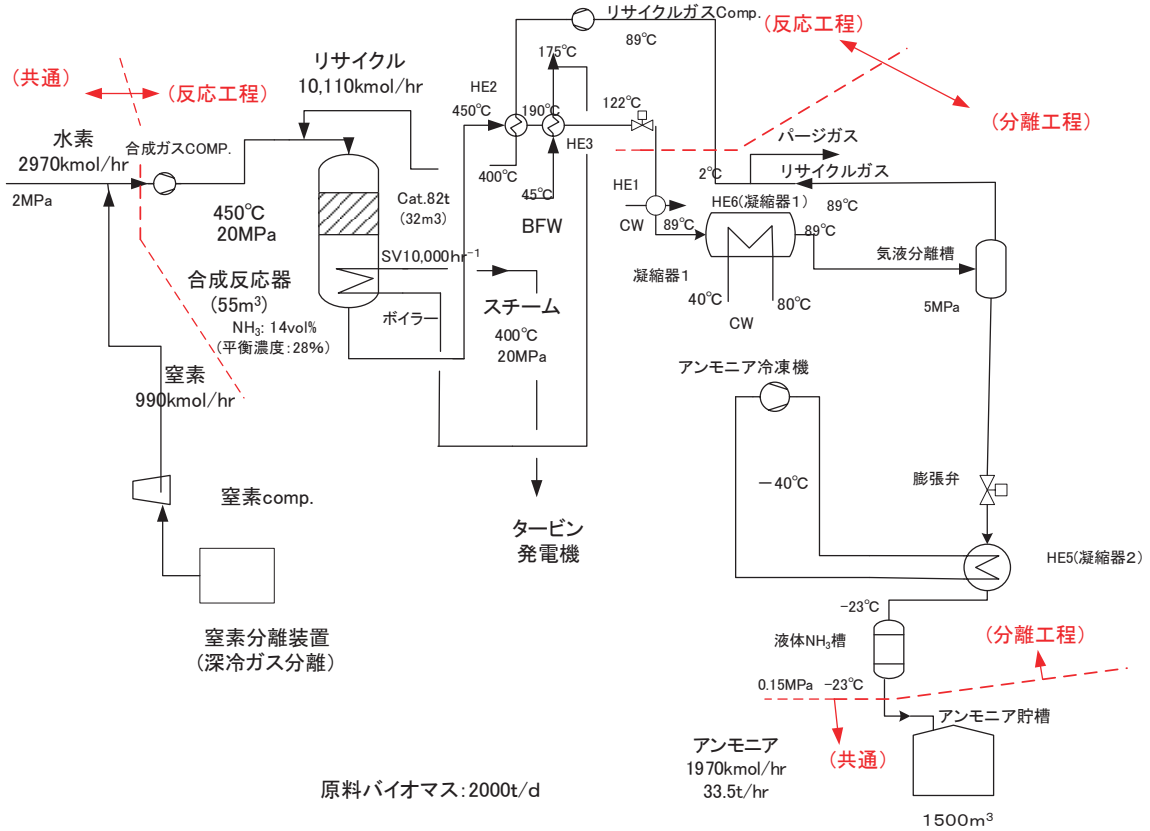

図 1-1　高圧法（Haber 法/大規模型）20MPa/450℃

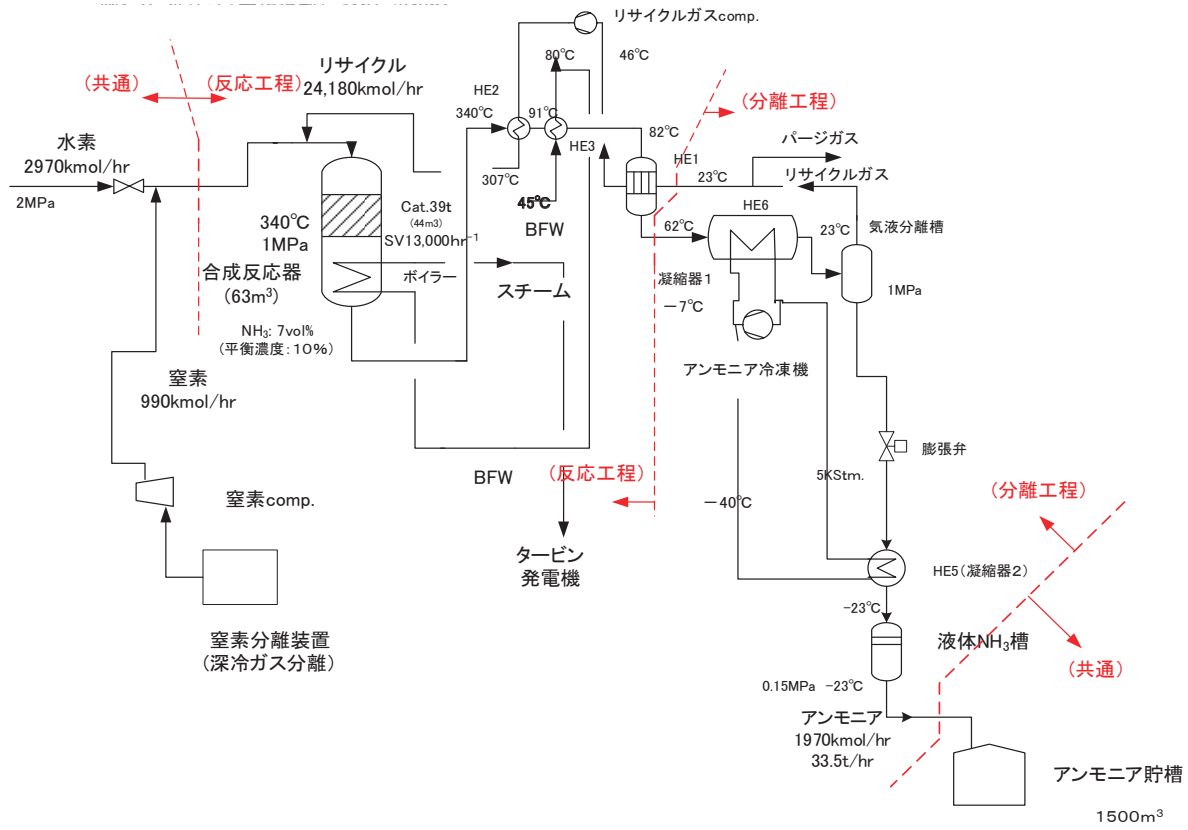

図 1-2 低圧法（大規模型） 1MPa/340℃

Haber 法は従来の条件を踏襲した。反応条件は高圧で、反応での平衡 NH_3 濃度は 28%に対して、反応器中の NH_3 濃度は 14%で、平衡濃度の 50%である。触媒の寿命は 5〜8 年程度であり、ここでは 5 年とした。反応速度は 24mmol/g/h であり、Fe 触媒の嵩比重 2.6g/cm^3、触媒価格を 1,500 円/kg とした。

開発途中の低圧法は、Ru(10%)/Ba(3at%)/$Ca(NH_2)_2$ 触媒である。その真比重 1.76g/cm^3、嵩比重 0.88g/cm^3、Ru 価格を 270 円/g、触媒を 27,000 円/kg と仮定して計算した。また触媒寿命の実績値はないが、Fe 触媒同等の 5 年と仮定した。

Ru 触媒での反応速度は、文献[1]より、1MPa、340℃では 51mmol/g/h とした。また NH_3 平衡濃度は 10%であるが、文献に記載された実験では、反応器中 NH_3 濃度は 7%（SV 推定値 43,000/h）であり、7%とした。

NH_3 合成後、反応ガスの熱回収の後、ガス中の NH_3 を冷却にて凝縮させ気液分離し、未反応ガスは反応器にリサイクルする。分離工程は、従来法では 5MPa の高圧のため冷却水で凝縮可能（5MPa、露点 89℃）であるが、低圧法では 1MPa 近傍での凝縮（NH_3 温度、露点 23℃）となり、冷水機（冷凍機）が必要である。

2.2.2 設備費用と製造コスト（大規模型プラント）

1）従来法

機器費用を表 2-1、製造コストを表 2-2 に示す。

表 2-1　従来法の機器費用（Haber 法）

機器名	仕様	基数	機器費用（百万円）	重量（t）	エネルギー量（kW）	備考
合成ガス COMP.	2→20MPa、1.23m^3/s　8,390kW	1	864	72	8,390	12（円/g）
リサイクルガスCOMP.	5→20MPa、1.26m^3/s　12,100kW	1	1,128	94	12,100	12（円/g）
合成反応器	450℃ 20MPa GHSV 10,000/hr、55m^3 cat. 82t（2.6t/m^3 32m^3）	1	240	96		2.5（円/g）
ボイラー	A=190m^2　stm. 20MPa、400℃　計43.3t/hr 20MPa 33.9MW	1	43	48		0.9（円/g）
スチームタービン、発電機	9.6MW　タービン146百万円、発電機87百万円		233		−9,600	
HE2	A=1,770m^2　450℃→190℃　20MPa	1	393	436		0.9（円/g）
HE3	A=430m^2　190℃→122℃　20MPa	1	96	106		0.9（円/g）
（反応工程 計）			**2,997**		**10,890**	**消費量 9,801kW**
HE1(クーラー)	CW 68t/hr A＝174m^2　122℃→89℃　5MPa 2kW	1	13	15	5	0.9（円/g）
アンモニア冷凍機	−40℃ level 19.6×10^3MJ/hr（5.44MW） COP=6 907kW	1	504	30	907	
HE6(凝縮器1)	CW 163t/h A=803m^2　5MPa 89℃（液安）　5MPa 5kW	1	61	67	11	0.9（円/g）
気液分離器	12m^3 5MPa liq.NH_3	1	18	22		0.8（円¥/g）
HE5（凝縮器2）	−23℃（0.15MPa）ガス→液体 14.4t/h 320m^2	1	10	15		0.9（円/g）
液体アンモニア槽	12m^3	1	18	22		0.8（円/g）
温水ポンプ	231t/h（3,850L/min） 40m 32kW	1	18	3	32	6（円/g）
（分離工程 計）			**642**		**955**	**消費量 860kW**
窒素発生装置（深冷分離）	空気Comp.、コールドボックス、蒸留塔など N_2:665t/d	1	1,300	445	4,016	
N_2 Comp.	990kmol/hr 0.18→2MPa 3,320kW	1	432	36	3,320	12（円/g）
変圧器	9.6MW		240			
アンモニア貯槽	−23℃　1,500m^3（1日分）	1	50			
（共通 計）			**2,022**		**7,336**	**消費量 6,602kW**
合計			**5,661**		**19,181**	**消費量 17,263kW**

表 2-2　従来法の NH_3 製造コスト（Haber 法）

生産量　33.5t/h 804t/d 268kt/y（8,000hr/y）

	反応工程	分離工程	共通	計	備考
機器費(百万円)	2,997	642	2,022	5,661	
建設費(百万円)	8,991	1,926	6,066	16,983	機器費×3
運転員（百万円）	40（8名）	40（8名）	25（5名）	105	21名（5名/直+1名：5百万円/人）
NH_3 コスト（円/kg）					
変動費					
水素			0.176kg/kg　40.3円/kg	40.3円/kg	1.9円/MJ 229円/kg
電力	0.293kWh/kg　3.5円/kg	0.026kWh/kg　0.3円/kg	0.197kWh/kg　2.4円/kg	6.2円/kg	12円/kWh
（小計）	3.5円/kg	0.3円/kg	42.7円/kg	46.5円/kg	
固定費					
設備対応	1,349百万円/y　5.0円/kg	289百万円/y　1.1円/kg	910百万円/y　3.4円/kg	9.5円/kg	年経費率 0.15
触媒	25百万円/y　0.1円/kg			0.1円/kg	life 5年、 82t/123百万円
人員対応	0.2円/kg	0.2円/kg	0.1円/kg	0.5円/kg	
（小計）	5.3円/kg	1.3円/kg	3.5円/kg	10.1円/kg	
（計）	**8.8円/kg**	**1.6円/kg**	**46.2円/kg**	**56.6円/kg**	

従来法は 20MPa の高圧であるため、機器重量を算出し、機種・能力に対応する重量単価を乗じて価格を計算した。熱交換器の重量に対し次の補正を行った。

熱交換器は、熱交換器容器（外套）と伝熱管、管板など内部部品から構成される。常用されている熱交換器の重量を解析すると伝熱管 60%、内部部品 20%、外套 20%程度である。熱交換器重量の圧力補正は外套のみに適用した。

従来法での NH_3 製造コストは、56.6 円/kg である。

2）低圧法

機器費用を表 3-1、製造コストを表 3-2 に示す。

低圧法での NH_3 製造コストは、51.0 円/kg であり、従来法より 6 円/kg 程度安い。

また建設費は、従来法 170 億円に対し 137 億円であり、約 8 割である。

表 3-1　低圧法の機器費用（1MPa/340℃）

	仕様	基数	機器費用（百万円）	重量（t）	電力（kW）	単価（百万円/t）
リサイクルガスCOMP.	1.0→1.20MPa、17.2m^3/s　4,020kW	1	502	42	4,020	12
合成反応器	1MPa 340℃ SV 13,000/hr cat. 63m^3 /39t	1	45	20		2.5
ボイラー	A=120m^2　stm. 10MPa、310℃　計37.8t/hr	1	11	12		0.9
HE2	A=6,760m^2　340℃→91℃	1	280	311		0.9
HE3	A=200m^2　91℃→82℃	1	8	9		0.9
スチームタービン、発電機	7.9MW　タービン126百万円、発電機72百万円		198		−7,900	
（反応工程　計）			**1,044**		**−3,880**	**消費量 −3,492kW**
HE1	A＝490m^2　82℃→62℃	1	21	23		0.9
アンモニア冷凍機（1）	−7℃level 64.4×10^3MJ/hr（17,900kW） COP=6 2,980kW	5	1,437	77	2,980	
アンモニア冷凍機（2）	−40℃level 8.36×10^3MJ/hr（2,320kW） COP=6 387kW		238	16	387	
HE6(凝縮器1）	386m^2　23℃ 1MPa		16	18		0.9
気液分離器	12m^3	1	4			
HE5（凝縮器）	−23℃（0.1MPa）　2,320kW　137m^2	1	5	6		0.9
液体アンモニア槽	12m^3	1	4	4		0.8
（分離工程　計）			**1,725**		**3,367**	**消費量 3,030kW**
窒素Comp.	0.18→1MPa 3.42m^3/s 1,500kW	1	240	20	1,500	12
窒素発生装置（深冷分離）	空気Comp.、コールドボックス、蒸留塔など N_2:665t/d	1	1,300	445	4,016	
変圧器	7.9MW		191			
アンモニア貯槽	−23℃　1,500m^3	1	50			
（共通　計）			**1,781**		**5,516**	**消費量 4,964kW**
合計			**4,550**		**5,003**	**消費量 4,503kW**

表 3-2　低圧法（大規模型）の NH_3 製造コスト

生産量　33.5t/h 804t/d 268kt/y(8,000hr/y)

	反応工程	分離工程	共通	計	備考
機器費(百万円)	1,044	1,725	1,781	4,550	
建設費(百万円)	3,132	5,175	5,343	13,650	機器費×3
運転員（百万円）	40（8名）	40（8名）	25（5名）	105	21名（5名/直+1名：5百万円/人）
NH_3 コスト（円/kg）					
変動費					
水素			0.176kg/kg　40.3円/kg	40.3円/kg	1.9円/MJ　229円/kg
電力	−0.104kWh/kg　−1.2円/kg	0.090kWh/kg　1.1円/kg	0.148kWh/kg　1.8円/kg	1.7円/kg	12円/kWh
（小計）	−1.2円/kg	1.1円/kg	42.1円/kg	42.0円/kg	
固定費					
設備対応	470百万円/y　1.8円/kg	776百万円/y　2.9円/kg	801百万円/y　3.0円/kg	7.7円/kg	年経費率 0.15
触媒	211百万円/y　0.8円/kg			0.8円/kg	cat. 39t/ 1,053百万円 life 5年
人員対応	0.2円/kg	0.2円/kg	0.1円/kg	0.5円/kg	
（小計）	2.8円/kg	3.1円/kg	3.1円/kg	9.0円/kg	
（計）	**1.6円/kg**	**4.2円/kg**	**45.2円/kg**	**51.0円/kg**	

3）従来法（Haber 法）と低圧法の工程別製造コストの比較（大規模型プラント）

表 4 に、反応工程、分離工程、共通部分の工程別コスト比較を示す。

表 4　工程別　製造コストの比較（大規模型、生産量 33.5t/h 268kt/y）

	反応工程		分離工程		共通		合計	
	Haber法	低圧法	Haber法	低圧法	Haber法	低圧法	Haber法	低圧法
建設費（百万円）	8,991	3,132	1,926	5,175	6,066	5,343	16,983	13,650
NH_3コスト（円/kg）								
変動費								
水素					40.3	40.3	40.3	40.3
電力	3.5	−1.2	0.3	1.1	2.4	1.8	6.2	1.7
（小計）	3.5	−1.2	0.3	1.1	42.7	42.1	46.5	42
固定費								
設備対応	5	1.8	1.1	2.9	3.4	3	9.5	7.7
触媒	0.1	0.8					0.1	0.8
人員対応	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1	0.5	0.5
（小計）	5.3	2.8	1.3	3.1	3.5	3.1	10.1	9
（計）	**8.8**	**1.6**	**1.6**	**4.1**	**46.2**	**45.2**	**56.6**	**51.0**

１）従来の高圧の Haber 法と、２）開発中の低圧法を比較すると、反応工程では、高圧のため高圧法は不利であるが、分離工程では温水で NH_3 を凝縮分離できるため、動力費、設備費が安くなる。全体では、Haber 法は動力費、設備費が高く、NH_3 製造コストは２）法より約 6 円/kg 高い。しかし２）の低圧法の触媒 Ru 価格が想定の 4 倍程度（1,100 円/g 程度）に高騰すると低圧法の優位性は 3 円/kg 程度と小さくなる。低圧法を実用化するには、開発触媒の寿命・性能の実証が必須である。

バイオマス価格を10円/kg としたが、将来の想定価格 3 円/kg になれば、水素価格は121 円/kg（1.1 円/MJ）となりアンモニア価格は約 17 円/kg-NH_3 まで低減する。

2.3 小規模型 NH_3 プラントの検討と課題（プラント規模：240t/d 以下）

2.3.1 プロセス

米国 Minnesota 大学が中心となって開発している “Small-Scale Haber Process”[3]の考え方を踏襲した分散型プロセスを検討した。Minnesota 大学のパイロットプラントは NH_3 生産量 40kg/d の規模で、合成工程の条件は 12MPa、300℃、分離工程は冷却法で、H_2 は風力発電の電力で水の電解、N_2 は PSA-N_2 である。肥料消費地に小規模プラントをつくり、物流費を削減した分散型プラントを目指している。分離工程については $MgCl_2$ を利用した吸収脱離法[2]について技術開発を行っている。

ここでは、2030 年頃を目標とし、反応工程は低圧低温法、分離工程は吸収脱離法でプロセスを新規に構築した。検討したプロセスを図 2 に示す。

反応工程は、Ru(10%)/Ba(3at%)/$Ca(NH_2)_2$ 触媒を利用した低圧法である。NH_3 の吸収分離工程は 200℃で吸収するので、反応器温度は 300℃とした。1MPa、300℃での NH_3 合成速度を実験値の 23.3m-mol/g/h とし、NH_3 生産量を 10t/h のとき触媒量は 25.2t となる。反応器中の NH_3 濃度は平衡濃度 16%の半分である 8%とした。従来法（Haber 法）では、NH_3 平衡濃度 24%で実際の反応器濃度は平衡濃度の半分である 14%で運転されている。

分離工程は、Minnesota 大学で開発されている $MgCl_2$ を利用した Column Absorption 法[2]を採用した。吸収能力は 1MPa、200℃で 11.6mg-NH_3/g-$MgCl_2$（実験値）とした。

脱離は、0.1MPa、200℃で行う。PSA 操作となり 1 サイクル吸収 20 分、脱離再生を 40 分

として設計した。現時点の研究では再生操作を 400℃で行っている。もし 400℃での脱着が必須ならば、電気加熱などでの加熱が必要であり、製造コストが 25 円/kg-NH_3 程度（設備：0.6 円/kg、電力：24 円/kg）増加する。

尚、原料窒素は空気から PSA 分離で製造する。

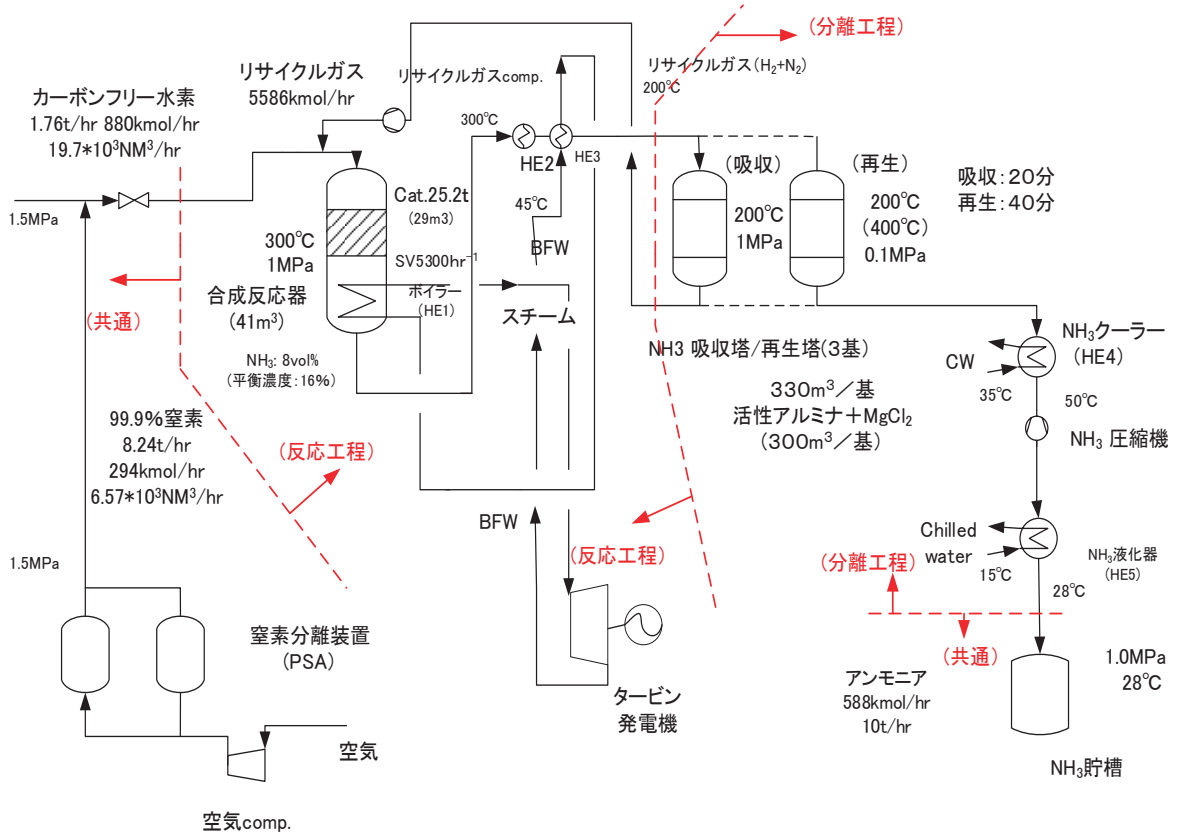

図 2　小規模型　新規 NH_3 プラント
（反応工程/低圧法　触媒 Ru/Ba-Ca$(NH_2)_2$、分離工程/$MgCl_2$ による吸収法）

2.3.2 設備費用と製造コスト（小規模型　プラント規模240t/d）

新規の小規模型プラントの機器費用などを表5-1に、製造コストを表5-2に示す。

表5-1　新規の小規模アンモニアプラント　機器仕様
（低圧・低温法、吸収分離法　NH_3生産能力 10t/h　80kt/y）

機器名	仕様	機器費用（百万円）	重量（t）	エネルギー量（kW）	備考
合成反応器	3mφ＊6mH(41m^3) 1MPa:300℃ t=16mm 8.9t　1基	6	8.9		0.7円/g
反応器ボイラー	4,560kW 5.5MPa stm. 6.7t/h 48m^2 4,560kW (export)	3	2.3		
反応器入りロガス予熱器	入り口 224℃ 201m^2	7	9.4		
ボイラー水予熱器	6.7t/h 80℃ 5m^2	2	0.4		
スチームタービン、発電機	1,300kW タービン 37百万円 、発電機 15百万円	52	10.6	1,300 (export)	
リサイクルComp.	950kW 1MPa→1.2MPa 4.01m^3/s	248	14.6	950	
（反応工程 計）		**318**	**46.2**	**350 (export)**	**消費:-315kW**
NH_3吸収・再生塔	4.2mφ＊12.6mH(175m^3) t=21mm 32.2t／基　3基	68	96.6		
NH_3クーラ	400℃ → 50℃ 冷却水 100t/h 2,320kW 44m^2	3	2.2	5	
NH_3 圧縮機	0.1MPa → 1MPa 588kmol/hr 1,215kW	279	17.5	1,215	
NH_3液化冷水機	吸収式冷凍機 COP 1.8	23	2.3	1,900	
NH_3液化器	3,420kW チルド水 305m^2	10	14.2		
（分離工程 計）		**383**	**132.8**	**3,120**	**消費:2,808kW**
窒素分離装置 吸着塔(Twin)	2.3mφ＊4.6mH(19m^3) 1.5MPa t=18mm 5.9t／基　2基	8	11.8		0.7円/g
空気圧縮機	0.1Mpa →1.7MPa Air 9,500Nm^3/hr	262	15.9	1,070	
NH_3貯槽	24時間分 600kg/m^3 400m^3 1MPa 28℃	30	76		
変圧器	1.3MW	39	33		
（共通 計）		**339**	**136.7**	**1,070**	**消費:963kW**
NH_3plant 計		**1,040**	**315.7**	**3,840**	**消費:3,456kW**

表5-2　NH_3製造コスト（小規模型　反応/低圧低温、分離/吸収脱離　規模10t/h、80kt/y）

	反応工程	分離工程	共通	計	備考
機器費(百万円)	318	383	339	**1,040**	
建設費(百万円)	954	1,149	1,017	**3,120**	機器費×3
運転員(百万円)	20(4名)	20(4名)	25(5名)	65	13名(3名/直+1名:5百万円/人)
NH_3 コスト(円/kg)					
変動費					
水素			0.176kg/kg 40.3円/kg	40.3円/kg	1.9円/MJ、229円/kg
電力	−0.032kWh/kg −0.3円/kg	0.280kWh/kg 3.4円/kg	0.0963kWh/kg 1.2円/kg	4.2円/kg	12円/kWh
(小計)	−0.3円/kg	3.4円/kg	41.5円/kg	44.5円/kg	
固定費					
設備対応	143百万円/y 1.8円/kg	172百万円/y 2.2円/kg	153百万円/y 1.9円/kg	5.9円/kg	年経費率 0.15
触媒など対応	136百万円/y 1.7円/kg	11百万円/y 0.1円/kg	0.3百万円/y 0.0円/kg	1.8￥/kg	life 5年 cat/680百万円,$MgCl_2$/53百万円, CMC/1.4百万円
人員対応	0.2円/kg	0.2円/kg	0.3円/kg	0.8円/kg	
(小計)	3.7円/kg	2.5円/kg	2.2円/kg	8.5円/kg	
NH_3コスト 計	**3.4円/kg**	**5.9円/kg**	**43.7円/kg**	**53.0円/kg**	

NH_3製造コストは、小規模型（240t/d）で53円/kgであり、大規模型（33.5t/h）のHaber法での57円/kg、低圧法での51円/kgとほぼ同等のコストで生産できる。

大規模型の従来法で、能力を240t/dにスケールダウンしたときの概算建設費（0.6乗則でスケールダウン）8,222百万円に対し、新規の小規模プラントでは3,120百万円で約40%である。高圧設備、複雑な熱回収システムのNH_3プラントが普通の化学プラントの操作レベルとなり、プロセスの簡略化の効果は大きい。この新規プロセスで、NH_3製造能力を12t/d（当初能力の1/20）としたときのNH_3製造コストを推算し、結果をまとめて表6に示す。

生産能力12t/dの分散化されたNH_3プラントでも、約77円/kgのNH_3の生産が期待できる。NH_3の市況はLNG価格に大きく依存するが、50〜70円/kgであり、分散化されたNH_3プラントでも現在のFOB価格（本船積み価格）に近いコストで生産可能である。

表 6　製造コスト比較

	従来型		小規模型		備考
生産量	**800t/d**	**240t/d**	**240t/d**	**12t/d**	
機器費(百万円)	5,661		1,040		
建設費(百万円)	16,980	8,250	3,120	520	機器費×3
運転員(百万円)	105(21名)	65(13名)	65(13名)	45(9人)	5百万円/人
NH_3 コスト(円/kg)					**バイオマス価格10円/drykg**
変動費					
水素	0.176kg/kg 40.3円/kg		0.176kg/kg 40.3円/kg		1.9円/MJ 、229円/kg
電力	0.515kWh/kg 6.2円/kg		0.344kWh/kg 4.2円/kg		12円/kWh
(小計)	46.5円/kg	46.5円/kg	44.5円/kg	44.5円/kg	
固定費					
設備	9.5円/kg	15.5円/kg	5.9円/kg	19.5円/kg	年経費率 0.15
触媒など	0.1円/kg	0.1円/kg	1.8円/kg	1.8円/kg	life 5年
人員	0.4円/kg	0.8円/kg	0.8円/kg	11.3円/kg	
(小計)	10.0円/kg	16.4円/kg	8.5円/kg	32.6円/kg	
NH_3コスト 計	**56.5円/kg**	**62.9円/kg**	**53.0円/kg**	**77.1円/kg**	

3. 政策立案のための提案

将来国産のカーボンフリーNH_3を現状のコストベースで製造するには、効率的な小規模の分散型プラントを開発する必要がある。提案の新規プロセス（反応工程：低圧 NH_3 合成法、分離工程：吸収・脱離法、原料 N_2：PSA 法）が実証されれば、非常にシンプルなプロセスとなり、建設費用が大幅に削減できる。

そのために次の技術開発・検証を行う必要がある。

1）低圧低温 NH_3 合成のための、低価格で効率良い触媒の開発と実証（例えば文献[1]で開発されている Ru(10wt%)/Ba(3at%)/$Ca(NH_2)_2$ 触媒で Ru 含量を 1/10 以下に下げた効率の良い触媒開発など）が必要である。

2）吸収法において PSA 操作で NH_3 の吸収・脱離が可能な吸収材の開発と実証（例えば現状の $MgCl_2$ 同等品で吸収（吸着）温度と同レベルな 200℃近傍で圧力差のみで吸収脱離可能な吸収材の開発と実証）が必要である。

3）NH_3 のコストには、原料 H_2 の価格が大きく影響する。カーボンフリーH_2 の安価な製造のため、バイオマスガス化技術の開発・検証とバイオマス原料の低価格化のための、システムつくりが必要である。

参考文献

[1] M. Kitano, H. Hosono et al., "Self-organized Ruthenium-Barium Core-Shell Nanoparticles on a Mesoporous Calcium Amide Matrix for Efficient Low-Temperature Ammonia Synthesis", Angew. Chem. 130, 2678-2682, 2018.

[2] K. Wagner et al., “Column Absorption for Reproducible Cyclic Separation in Small Scale Ammonia Synthesis”, AIChE Journal 63(3), 3058-3068, July 2017.

[3] M. Reese, E. L. Cussler et al., “Performance of a Small-Scale Haber Process” Ind. Eng. Chem. Res. 55, 3742-3750, 2016.

低炭素社会の実現に向けた
技術および経済・社会の定量的シナリオに基づく
イノベーション政策立案のための提案書

技術開発編

小規模型カーボンフリー NH_3 製造技術に向けた新規プロセスの提案

平成 31 年 2 月

"Proposal of New NH_3 Process for Small-scale Carbon-free NH_3 Production Technology"

Strategy for Technology Development,
Proposal Paper for Policy Making and Governmental Action
toward Low Carbon Societies,
Center for Low Carbon Society Strategy,
Japan Science and Technology Agency,
2019.2

国立研究開発法人科学技術振興機構　低炭素社会戦略センター

本提案書に関するお問い合わせ先

●提案内容について・・・低炭素社会戦略センター　上席研究員　岩崎 博（Hiroshi IWASAKI）
上席研究員　三森 輝夫（Teruo MITSUMORI）
●低炭素社会戦略センターの取り組みについて・・・低炭素社会戦略センター　企画運営室

〒102-8666　東京都千代田区四番町5-3　サイエンスプラザ 4 階
TEL :03-6272-9270　FAX :03-6272-9273　E-mail : lcs@jst.go.jp
https://www.jst.go.jp/lcs/

© 2019　JST/LCS
許可無く複写・複製することを禁じます。
引用を行う際は、必ず出典を記述願います。