

## **(12) BELGISCHER PATENTANTRAG**

- (41) Veröffentlichungsdatum : 22/08/2023  
(21) Antragsnummer : BE2022/5053  
(22) Anmeldetag : 27/01/2022  
(62) Teilantrag des früheren Antrags :  
(62) Anmeldetag des früheren Antrags :  
(51) Internationale Klassifikation : C01B 3/04  
(30) Prioritätsangaben :  
(71) Anmelder :

**thyssenkrupp Industrial Solutions AG**  
AG  
45143, ESSEN  
Deutschland

**thyssenkrupp AG**  
AG  
45143, ESSEN  
Deutschland

- (72) Erfinder :

**KLEYENSTEIBER Alexander**  
58739 WICKEDE (RUHR)  
Deutschland

**MIELKE Bernd**  
58454 WITTEN  
Deutschland

**NÖLKER Klaus**  
44265 DORTMUND  
Deutschland

**(54) Verfahren und Anlage zur Herstellung von Wasserstoff aus Ammoniak**



## Verfahren und Anlage zur Herstellung von Wasserstoff aus Ammoniak

Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren sowie eine Anlage zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, bei dem Ammoniak in Gegenwart eines  
5 Katalysators in Wasserstoff und Stickstoff gespalten wird.

Die Spaltung von Ammoniak, in der Fachsprache auch als „ammonia decomposition“ oder „ammonia cracking“ bezeichnet, erfolgt nach der nachfolgend wiedergegebenen  
10 Reaktionsgleichung:  $2 \text{NH}_3 \rightarrow \text{N}_2 + 3 \text{H}_2$

10

Die Reaktion ist endotherm und erfordert daher die Zufuhr von Energie, um ablaufen zu können. Ihr Gleichgewicht verschiebt sich auf die Seite der Produkte bei höheren Temperaturen und bei niedrigen Drücken.

15 In einer CO<sub>2</sub>-freien Energiewirtschaft ergibt sich das Problem der räumlichen Trennung von effizienter Erzeugung regenerativer Energien und ihrer Träger und deren energetischer oder stofflicher Nutzung. Wasserstoff als Energieträger ist durch seine niedrige Siedetemperatur nur sehr aufwändig bei extrem hohen Drücken transportierbar. Intermediäre wie Methan oder Ammoniak lassen sich wesentlich einfacher und kostengünstiger transportieren. Daher ist es  
20 sinnvoll, regenerativ erzeugten Wasserstoff in einem Intermediat wie Ammoniak zwischen zu speichern.

Um den Wasserstoff am Zielort aber zurück zu gewinnen, muss er aus dem Intermediat wieder  
25 herausgelöst werden. Ammoniak als Zwischenspeicher hat den Vorteil, bei der Rückspaltung kein CO<sub>2</sub> frei zu setzen. Der Prozess zur Spaltung des Ammoniaks muss dabei nicht nur Ammoniak katalytisch in Wasserstoff und Stickstoff spalten und beide voneinander trennen können, sondern auch eine effiziente Form der Energieintegration beinhalten, da Wärmeverluste sich durch den niedrigen Brennwert von Ammoniak und Wasserstoff sehr deutlich in der Effizienz des Prozesses niederschlagen.

30

In der US 2020/0123006 A1 wird ein Verfahren zum Spalten von Ammoniak in einem autothermen Ammoniak-Cracking-Reaktor beschrieben, bei dem zunächst eine nicht-katalytische partielle Oxidation des Ammoniaks mit einem sauerstoffhaltigen Gas erfolgt, wobei ein Prozessgas erhalten wird, welches Stickstoff, Wasser, Anteile von Stickstoffoxiden  
35 und restliche Anteile von Ammoniak enthält, wobei danach wenigstens ein Teil der restlichen Anteile des Ammoniaks mit Wasserstoff und Stickstoff im Prozessgas durch Kontakt mit einem Nickel-haltigen Katalysator gespalten wird und Anteile der Stickstoffoxide durch Reaktion mit

Wasserstoff, welcher während des Spaltprozesses gebildet wird, zu Stickstoff und Wasser reduziert werden. Bei diesem bekannten Verfahren können der Schritt der partiellen nicht-katalytischen Oxidation und der Schritt der Ammoniak-Spaltung im gleichen Reaktor durchgeführt werden. Als sauerstoffhaltiges Gas für die partielle Oxidation des Ammoniaks im ersten Schritt kann hier Luft verwendet werden.

Eine adiabate Reaktionsführung mit innerer Energieversorgung, wie in einem Sekundär- oder autothermen Reformier mit externer Brennkammer, erfordert Vorwärmung des Feeds und eine anschließende Verbrennung von Teilen des Feeds zur Erzeugung der für die Reaktion notwendigen Energie. Da die mögliche Vorwärmtemperatur durch Materialeigenschaften begrenzt ist und damit bei niedriger Ausbeute der Wasserstoffaufreinigung gleichzeitig viel Energie aus der Verbrennung des Restgases nicht eingebunden werden kann und eine erhebliche Menge Ammoniak zur Erzeugung der Reaktionswärme verbrannt werden muss, erreicht eine vollständig autotherme Lösung nur niedrige Ausbeuten an Wasserstoff. In einem Anwendungsbeispiel mit einer Ausbeute der Wasserstoffaufreinigung von beispielsweise 86 % kann die Abwärme der Fluegasverbrennung nicht vollständig genutzt werden, so dass es mit einer Temperatur von 660 °C den Prozess verlässt. Andererseits muss im Prozessstrom so viel Ammoniak verbrannt werden, dass die stoffliche Gesamtausbeute des Prozesses nur noch 72 % beträgt.

Weitere Nachteile des aus der US 2020/0123006 A1 bekannten Verfahrens liegen darin, dass durch Wasser im Prozessgas eine schlechte Energierückgewinnung resultiert. Da Ammoniak im Kondensat gelöst ist, wird die Rückgewinnung erschwert. Außerdem bilden sich Stickstoffoxide (NO<sub>x</sub>), die entfernt werden müssen.

Ausgehend von dem oben genannten Stand der Technik besteht die Aufgabe der vorliegenden Erfindung darin, ein Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak mit den eingangs genannten Merkmalen zur Verfügung zu stellen, bei dem eine höhere Ausbeute und eine bessere Energiebilanz erzielbar sind.

Die Lösung der vorgenannten Aufgabe liefert ein Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff aus Ammoniak mit den Merkmalen des Anspruchs 1.

Erfindungsgemäß erfolgt die Spaltung des Ammoniaks ohne vorgeschaltete nicht-katalytische Oxidation in Abwesenheit eines Oxidationsmittels nur durch Zufuhr von Wärme in Gegenwart des Katalysators. Im Gegensatz zu dem aus der US 2020/123006 A1 bekannten Verfahren ist somit erfindungsgemäß eine externe Energieversorgung vorgesehen.

Vorzugsweise umfasst das Ammoniak-Cracking nach dem erfindungsgemäßen Verfahren einen fünfstufigen Prozess mit den nachfolgenden genannten Schritten:

–Ammoniakverdampfung

5 –Ammoniakcracking

–Wärmerückgewinnung

–Ammoniakrückgewinnung

–Wasserstoffaufreinigung.

10 Die Ammoniakverdampfung wird notwendig, da das Ammoniak in der Regel als flüssiges Edukt bei atmosphärischem Druck und einer Temperatur unterhalb seiner Siedetemperatur von  $-33,5\text{ °C}$  vorliegt. Die Ammoniakverdampfung erfordert erhebliche Mengen an Energie. Pro MW Energieeintrag können etwa 2,4 t/h an Ammoniak vorgewärmt und verdampft werden, bei einem Druck von 30 bar.

15

Das Ammoniakcracking ist die eigentliche Reaktion, die auch thermisch abläuft, aber durch den Einsatz eines Katalysators beschleunigt wird. Die Reaktion kann bei verschiedenen Bedingungen und mit verschiedenen Verschaltungen mit unterschiedlichen Reaktortypen durchgeführt werden, deren geschickte Kombination im Fokus der Entwicklungen lag, welche zu der vorliegenden Erfindung geführt haben. Im Rahmen der vorliegenden Anmeldung werden verschiedene vorteilhafte Varianten für derartige Verschaltungen in Anlagen für das Ammoniakcracking aufgezeigt.

20

Die Wärmerückgewinnung ist ein wesentlicher Aspekt, da die Reaktion bei erhöhter Temperatur stattfindet. In allen in der vorliegenden Anmeldung vorgestellten bevorzugten Konzepten wird ein Brennersystem eingesetzt, um Abgase der Produktaufreinigung thermisch zu nutzen, so dass heißes Rauchgas als Energiequelle zur Verfügung steht und parallel dazu das heiße Prozessgas. Als interner Energieträger wird weiterhin vorzugsweise Prozessdampf genutzt, so dass die Wärmerückgewinnung in der Lage ist die folgenden Aufgaben zu erfüllen:

25

30 –Vorwärmung des Feedgas-Stroms

–Dampferzeugung

–Verbrennungsluftvorwärmung

–Kesselspeisewasservorwärmung.

30

35 Da der Antrieb einer Turbine mit Prozessdampf unter energetischen Aspekten unvorteilhaft wäre, muss der Prozessdampf nicht überhitzt werden. Für die Anordnung der Anlagenteile für

die Wärmerückgewinnung stehen im Rahmen der vorliegenden Erfindung verschiedene Kombinationsmöglichkeiten zur Verfügung.

Die Ammoniakrückgewinnung dient dazu, in der Reaktion nicht umgesetztes Ammoniak aus dem Prozessgas auszuschleiden und zur weiteren Nutzung als Brenn- oder Feedgas zur Verfügung zu stellen. Ammoniak kann technisch auf verschiedenen Wegen abgetrennt werden, darunter Membrantrennung, Adsorption und Kondensation, wobei diese Verfahren jedoch hohe Drücke erfordern und daher energieaufwändig sind. Die Absorption von Ammoniak in Wasser kann bei prozesstechnischen Drücken durchgeführt werden, erfordert aber die Aufwendung von Dampf, um das Gemisch von Ammoniak und Wasser durch Rektifikation trennen zu können. Da zur Erzeugung des Dampfes Ammoniak verbrannt werden muss, führt dies zu einer Reduzierung der Wasserstoffausbeute des Prozesses. Mit geschickter Reaktionsführung kann auch gegebenenfalls auf eine Ammoniakrückgewinnung verzichtet werden. Dies ist möglich, indem die Reaktionsparameter so gewählt werden, dass der Umsatz möglichst hoch ist und damit die Menge des verbleibenden Ammoniaks möglichst klein. Allein durch eine hohe Reaktionstemperatur ist dies nicht möglich, da die Gleichgewichtstemperatur dann bei 900 °C oder höher liegen müsste. Aber geringe Mengen an Ammoniak können auch zum Beispiel in einer Druckwechseladsorption abgetrennt werden, wodurch die Rückgewinnung des Ammoniaks und die Aufreinigung von Wasserstoff zu einem Schritt kombiniert werden.

Die Art der Wasserstoffaufreinigung ist abhängig von der technischen Nutzung des Produktes, die wiederum die Anforderungen an die Qualität bestimmt. Technischer Wasserstoff kann relativ unrein bleiben und beispielsweise eine Reinheit von etwa 99,7 % haben. Sollte hingegen der Wasserstoff für die Verwendung in Brennstoffzellen vorgesehen sein, wären deutliche höhere Reinheiten im Bereich von beispielsweise etwa 99,96 % notwendig. Der Wasserstoff kann beispielsweise analog zur Luftzerlegung durch partielle Kondensation aufgereinigt werden. Dies erfordert jedoch den Einsatz eines Verdichters, um die hohen erforderlichen Eintrittsdrücke von beispielsweise etwa 230 bar zu erzeugen. Weiterhin ist dann eine vorgeschaltete adsorptive Trocknung notwendig, um Spuren an Ammoniak und Wasser zu entfernen und weiterhin benötigt man die Trenneinheit selbst. Da dieses Konzept sehr kostenintensiv in Investition und Betrieb ist, sind Alternativen zu bevorzugen. Durch Membranen sind Wasserstoff und Stickstoff nur schlecht voneinander zu trennen, auch hier muss ein hoher Eintrittsdruck geschaffen werden. Eine adsorptive Trennung in einer Druckwechseladsorption ist daher im Rahmen der vorliegenden Erfindung bevorzugt, da sie bei moderaten Drücken abläuft und auch die hohen Reinheiten von bis zu über 99,9 % erreicht,

bei einer Wasserstoffausbeute von 85 %. Außerdem kann die Druckwechseladsorption (PSA) auch Restmengen an Ammoniak und Wasser im gleichen Arbeitsschritt mit auffangen.

5 Gemäß einer ersten möglichen bevorzugten Variante der Erfindung wird die Spaltung des Ammoniaks in einem Reaktor analog einem Primärreformer durchgeführt, wobei der Katalysator in mindestens einem Rohr angeordnet ist, welches von Ammoniak durchströmt wird.

10 In einem erfindungsgemäßen Reaktor, welcher analog einem Primärreformer ausgeführt ist, kann der Katalysator beispielsweise in einem oder mehreren Rohren angeordnet werden, die beispielsweise von oben nach unten mit Ammoniak durchströmt werden. In der Brennkammer des Reaktors wird bevorzugt ein Gemisch aus Ammoniak und Wasserstoff verbrannt, wobei der in der Reaktion gebildete Stickstoff eine inerte Komponente ist, die als zusätzlicher Wärmeträger dient. Eine Mischung aus Wasserstoff und Ammoniak ist vorteilhaft, da sie eine  
15 mittlere Flammtemperatur und bessere Verbrennungseigenschaften als reiner Ammoniak aufweist und, je nach Mischungsverhältnis, das sie weniger NO<sub>x</sub> emittiert als die beiden Reinstoffe. Die durch den Verbrennungsprozess in der Brennkammer des Reaktors erzeugte Energie wird zur Aufheizung des Rohrs bzw. der Rohre genutzt, durch die das zu spaltende Ammoniakgas hindurchgeleitet wird.

20 Als Katalysator für die katalytische Spaltung des Ammoniaks kommen im Rahmen der vorliegenden Erfindung verschiedene Materialien in Betracht. Beispielsweise kann Nickel oder ein nickelhaltiger Katalysator eingesetzt werden. Die Temperatur, bei der die Reaktion abläuft, ist insbesondere durch die Wahl des Katalysatorsystems vorgegeben. Mit beispielsweise  
25 einem Nickel-Katalysator sind höhere Temperaturen erforderlich, beispielsweise im Bereich von etwa 650 °C bis etwa 900 °C. Diese hohen Temperaturen sorgen aber für einen hohen Umsatz von beispielsweise bis zu über 98 % Prozent, insbesondere etwa 98,5 % und einen niedrigen Restgehalt an Ammoniak im Produktgas. Die Verwendung eines Nickelkatalysators ist trotz der höheren Betriebstemperatur und der damit verbundenen aufwändigeren  
30 Energieintegration vorteilhaft. Durch den hohen Umsatz ist eine eigene Abscheidung des Ammoniaks nicht erforderlich, sondern sie kann beispielsweise in Form einer Druckwechselabsorption mit der Wasserstoffaufreinigung zu einem Prozessschritt zusammengefasst werden.

35 Alternativ ist beispielweise Ruthenium oder ein rutheniumhaltiger Katalysator als aktive Komponente bei Temperaturen von beispielsweise etwa 450 °C bis etwa 500 °C einsetzbar, wobei hier etwas geringere Umsätze von beispielsweise etwa 95 % erzielbar sind. Mit

Ruthenium als aktiver Komponente kann die Reaktion daher bereits bei niedrigeren Temperaturen stattfinden.

Alternativ können gegebenenfalls auch andere Katalysatoren bei noch niedrigeren Temperaturen eingesetzt werden. Grundsätzlich gilt, je niedriger die Reaktionstemperatur, desto niedriger ist der Umsatz und desto mehr Ammoniak muss aus dem Produktgas abgeschieden und zurückgeführt werden. Die selektive Abscheidung von Ammoniak kann insbesondere adsorptiv oder absorptiv erfolgen, wobei in Anbetracht der erheblichen Mengen eine Abscheidung mit Wasser als Absorbens vorteilhaft ist. Die Rückgewinnung des Ammoniaks aus dem Waschwasser erfordert erhebliche Mengen an Dampf, um die hohen Aufdampfraten für einen hohen Trenngrad zu erreichen. Die Erzeugung von Dampf wiederum erfordert die Verbrennung zusätzlichen Ammoniaks und ist daher nachteilig im Hinblick auf die Wasserstoffausbeute des Prozesses..

Die Temperatur der Reaktion bestimmt den Gleichgewichtsumsatz. Beispielsweise bei 900 °C und 20 bar Druck läuft die Reaktion beinahe quantitativ ab. Bei 650 °C beträgt der Umsatz an Ammoniak etwa 98,5 %, bei 500 °C nur noch etwa 95 %. Eine niedrigere Reaktionstemperatur, ermöglicht durch aktivere Katalysatoren, ist daher nicht immer vorteilhaft, da bei niedrigen Umsätzen komplexere Schritte zur Abscheidung des verbliebenen Ammoniaks unternommen werden müssen.

Grundsätzlich liegt der optimale Betriebspunkt im Hinblick auf die Energiewirtschaft und den Ammoniak-Umsatz insbesondere etwa im Bereich von Betriebstemperaturen von etwa 630 °C bis 640 °C.

Der Reaktionsdruck ist insbesondere vorgegeben durch die Ausführung der Wasserstoff-Aufreinigung. Die Stöchiometrie der Reaktion erhöht das spezifische Volumen des Gasstroms, daher wirkt sich ein erhöhter Druck negativ auf den Umsatz aus. Andererseits ist es sinnvoll, einen technischen Prozess bei höheren Drücken zu betreiben, um das Behältervolumen zu begrenzen und damit die Investitionskosten. Bei 1 bar Druck erreicht die Reaktion bei Temperaturen ab 400 °C über 99 % Umsatz. Da 1 bar aber nur für Kleinanlagen sinnvoll ist, sollten Anlagen im üblichen industriellen Maßstab bei höheren Drücken betrieben werden, auch wenn dabei eine gewisse Einbuße an Umsatz in Kauf genommen werden muss. Letztlich ist der Reaktionsdruck auch vorgegeben durch die Ausführung der Wasserstoff-Aufreinigung. Für den Fall einer Druckwechselabsorption (PSA) als gemeinsame Abscheidung von Ammoniak und Wasserstoff, die beispielsweise in einem Bereich von etwa 15 bar bis etwa 25 bar effektiv betrieben werden kann, sollte bevorzugt das Ammoniak am „Battery Limit“ etwa

mit einem Druck von 30 bar a übergeben werden. Mit einem Druck am Reaktoraustritt von beispielsweise etwa 20 bar können sowohl die Anforderungen der PSA befriedigt werden als auch der negative Einfluss des Drucks auf den Umsatz eingegrenzt werden.

- 5 Erfindungsgemäß kann die Reaktion der Ammoniakspaltung grundsätzlich in unterschiedlichen Reaktortypen ablaufen. In adiabaten Prozessen wird die innere Energie des Reaktionsgases als Energiequelle für die Reaktion verwendet. Beispiele dafür sind der eingangs erwähnte autotherme Reformer und der Sekundärreformer, die mit interner Energieerzeugung arbeiten. Dem Prozessgas wird Luft zugefügt und ein Teil des Feedstroms  
10 wird verbrannt, um die Temperatur des Gases so zu erhöhen, dass am Reaktoraustritt die gewünschte Temperatur herrscht. Nachteilig an diesem Prozess ist die Anwesenheit des in der Verbrennung entstehenden Wassers im Prozessgas, das durch Kondensation entfernt werden muss. Bei dieser Kondensation löst sich ein Teil des nicht reagierten Ammoniaks und geht dem Prozess verloren. Außerdem führen die hohen Temperaturen zu einer erheblichen  
15 Menge an Stickoxiden im Prozessgas, die in-line entfernt werden müssen.

Bei den erfindungsgemäßen Prozessführungen mit externer Energieerzeugung werden die beiden vorgenannten Nachteile vermieden, indem das Brenn- und Abgas und das Prozessgas physikalisch voneinander getrennt sind.

20

In isothermen Reaktionsführungen bleibt die Temperatur des Gases weitgehend unverändert. Sie erfordern daher eine permanente Zufuhr von Energie, etwa durch die Feuerung eines Primärreformers oder eine elektrische Heizung.

- 25 Mischformen der vorgenannten Varianten der Prozessführung sind möglich. Ein gefeuerter Primärreformer mit einem vorgeschalteten Festbettreaktor kombiniert beispielsweise einen adiabaten und einen isothermen Reaktionsschritt. Auch rein adiabate Systeme müssen nicht durch interne Erzeugung der Energie versorgt werden. Eine Reaktorhorde- oder kaskade führt das Feedgas in eine abwechselnde Reihe von Heizschritten, jeweils gefolgt von  
30 Reaktionsschritten, um die extern zugeführte Energie als Energiequelle zu nutzen.

- Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung des erfindungsgemäßen Verfahrens wird das Ammoniak-Feedgas vor Einleitung in den Reaktor oder in ein Katalysatorbett vorgeheizt und tritt mit einer Temperatur von wenigstens etwa 600 °C und bis zu etwa 850 °C, vorzugsweise  
35 von wenigstens etwa 630 °C und bis zu etwa 820 °C in den Reaktor oder in das Katalysatorbett ein. Mit einer optimierten Energieintegration tritt der Feedgasstrom mit einer Temperatur in der Größenordnung von etwa 780 °C bis 820 °C, vorzugsweise mit etwa 800 °C in den Reaktor

ein, wobei mit einem Reaktor, welcher analog einem Primärreformer ausgeführt ist und bei dem Nickel als Katalysator eingesetzt wird, die Reaktionstemperatur in dem Rohr (den Rohren) des Reaktors, das (die) den Katalysator aufnimmt (aufnehmen) und durch das (die) das Ammoniak-Feedgas geleitet wird, bei etwa 630 °C bis etwa 670 °C, vorzugsweise bei etwa 650 °C liegt, wobei vorzugsweise der Austrittsdruck aus dem Reaktor in der Größenordnung von etwa 15 bar bis etwa 25 bar, vorzugsweise in etwa bei 20 bar liegt.

Gemäß einer vorteilhaften möglichen alternativen Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens wird das Ammoniak-Feedgas vor Einleitung in den Reaktor zunächst ein erstes Mal vorgeheizt und dann stromaufwärts des Reaktors einem Pre-Reformer zugeführt, in dem eine Zwischenabkühlung auftritt, wobei das Ammoniak-Feedgas danach erneut aufgeheizt wird auf die für den Eintritt in den Reaktor vorgesehene Temperatur, die beispielsweise in einem Bereich von etwa 620 °C bis etwa 680 °C liegt, bevorzugt in der Größenordnung von etwa 650 °C liegt. Danach wird das Ammoniak-Feedgas für die weitere Spaltreaktion in den Reaktor eingeleitet. Bei dieser alternativen Variante ist die Eintrittstemperatur in den Reaktor somit niedriger als bei der zuvor genannten Variante, was den Vorteil hat, dass es nur in geringerem Maße zu Nitrierungen der Rohrleitungen kommt. Man nimmt hier eine zweimalige Aufheizung des Ammoniak-Feedgases vor, vorzugsweise mit einem dazwischen geschalteten Pre-Reformer. Bei dieser Variante wird die Vorwärmung des Ammoniak-Feedgasstroms begrenzt, beispielsweise auf eine Temperatur in dem oben genannten Bereich, wodurch die Lebensdauer des Stahls auch im Kontakt mit dem Ammoniak erhöht wird. Der eintretende Ammoniak-Gasstrom wird zunächst auf eine vorgesehene Temperatur vorgewärmt, dann wird in dem Pre-Reformer ein Teil der Spaltreaktion durchgeführt und anschließend wird das teilweise gespaltene Feedgas noch einmal auf die vorgesehene Temperatur vorgewärmt und in den Primärreformer geleitet, wo die restliche Reaktion stattfindet.

Die Energieintegration muss das Ammoniak-Feedgas auf die Eintrittstemperatur des Reaktors bringen, wobei es von Vorteil ist, demineralisiertes Wasser und Boiler-Feed-Wasser vorzuwärmen und zu verdampfen und zudem die Verbrennungsluft vorzuwärmen. Da die Prozesswärme in zwei Strängen vorliegt, dem Prozessgas einerseits und dem Abgas des Reaktors (Reformers) andererseits, können die Wärmetauscher erfindungsgemäß in verschiedenen Varianten angeordnet werden. Bei einer Eintrittstemperatur des Feedgasstromes in der Größenordnung von beispielsweise etwa 650 °C kann man beispielsweise einen Dampferzeuger hinter dem Reaktorausgang anordnen, um Wasserstoffversprüdungen zu vermeiden. Auch die Anordnung eines Gas-Gas-Wärmetauschers, vorzugsweise in einer Position stromabwärts des vorgenannten Dampferzeugers, kann vorteilhaft sein. Da nach der im Gas-Gas-Wärmetauscher bereits erfolgten Abkühlung die Temperatur des

Prozessgasstroms bereits vergleichsweise niedrig ist, ist es vorteilhaft, einen Vorwärmer für demineralisiertes Wasser, welches in der Anlage für die Dampferzeugung verwendet wird, im Strömungsweg stromabwärts des vorgenannten Dampferzeugers und besonders bevorzugt auch stromabwärts des vorgenannten Gas-Gas-Wärmetauschers anzuordnen.

5

Beispielsweise ist es auch möglich, in dem Abgaskanal/Rauchgaskanal des Reaktors ein Verdampfercoil einzusetzen, welches zumindest einen Teil der Energie für die Dampferzeugung beisteuert. Dies erhöht die Leistung des Gas-Gas-Wärmetauschers und verringert die Leistung des genannten Dampferzeugers. Da hier nur Energietransfer von einem

10 Wärmetauscher in den anderen verschoben wird, ändern sich bei einer solchen Anordnung die Austrittstemperaturen im Prozessgas, Dampf und im Ammoniak-Feedgasstrom nicht. Bei niedrigen Reaktoraustrittstemperaturen, wie beispielsweise in der Größenordnung von etwa 500 °C, ist der Enthalpiestrom des Prozessgases deutlich niedriger und daher ist es vorteilhaft, die Dampferzeugung zum großen Teil oder vollständig mit Rauchgas aus dem Reaktor als

15 Energiequelle durchzuführen. Diese Variante der Verschaltung der Komponenten für die Wärmerückgewinnung hat zwar den Nachteil eines niedrigeren Temperaturgefälles zwischen Rauchgas und Kesselspeisewasser im Verdampfercoil, was aber durch ein deutlich größeres Verdampfercoil oder eine Verringerung des Druckniveaus kompensiert werden kann.

20

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt das Aufheizen des Ammoniak-Feedgases mittels wenigstens eines Wärmetauschers, wobei Wärme aus dem Produktgasstrom stromabwärts des Reaktors aufgenommen wird und/oder das Aufheizen des Ammoniak-Feedgases erfolgt mittels wenigstens eines Wärmetauschers, welcher im Strömungsweg eines Rauchgaskanals angeordnet ist, wobei Wärme aus einem

25 Abgasstrom einer Brennkammer des Reaktors oder einer Restgasverbrennung aufgenommen wird.

30

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung des erfindungsgemäßen Verfahrens wird zur Bereitstellung des Ammoniak-Feedgases von flüssigem Ammoniak ausgegangen, welches mit Hilfe der Wärmeenergie von heißem Dampf verdampft wird, wobei dieser heiße Dampf mittels wenigstens eines in der Anlage verschalteten Wärmetauschers gewonnen wird, welcher stromabwärts des Reaktors oder der Restgasverbrennung von heißem Produktgas durchströmt wird oder welcher im Strömungsweg eines Rauchgaskanals angeordnet ist, wobei Wärme aus einem Rauchgasstrom einer Brennkammer des Reaktors oder einem Abgasstrom

35 der Restgasverbrennung aufgenommen wird. Die Verwendung von Prozessdampf für die Verdampfung des Ammoniaks ist sicherheitstechnisch vorteilhaft im Vergleich zu der sonst auch möglichen direkten Verwendung von Rauchgas oder Prozessgas als Wärmequelle, denn

beispielsweise durch eine Beschädigung eines Rohres könnte Ammoniak ins Abgas und damit in die Atmosphäre strömen oder in den Prozessstrom gelangen. Die elektrische Verdampfung würde zu einem hohen Energieverbrauch und entsprechenden Kosten führen. Sicherheitstechnisch und wirtschaftlich ist daher Dampf als Wärmequelle die vorzuziehende Lösung. Da das Ammoniak vorgewärmt werden muss, besteht die Ammoniakverdampfung vorzugsweise aus mindestens zwei Wärmetauschern, in denen Ammoniak erst bis zum Siedepunkt vorgewärmt und dann verdampft wird.

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung des erfindungsgemäßen Verfahrens wird der Brennkammer des Reaktors oder der Restgasverbrennung Prozessluft zugeführt, welche in der Anlage vor Einleitung in die Brennkammer oder die Restgasverbrennung mittels wenigstens eines Wärmetauschers vorgewärmt wird, welcher im Strömungsweg eines Rauchgaskanals angeordnet ist, wobei Wärme aus einem Rauchgasstrom der Brennkammer des Reaktors oder einem Abgasstrom der Restgasverbrennung aufgenommen wird. Somit kann überschüssige Prozesswärme, die im Verfahren anfällt, auch für die Vorwärmung der Prozessluft genutzt werden.

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung der Erfindung wird die Reaktion der Ammoniakspaltung vorzugsweise isotherm, quasi-isotherm oder in einer Mischform von isothermer und adiabater Prozessführung durchgeführt.

Vorzugsweise wird in dem erfindungsgemäßen Verfahren die im Rauchgasstrom des Reaktors und/oder im Abgasstrom der Restgasverbrennung enthaltene Wärmeenergie in wenigstens drei, vorzugsweise in wenigstens vier, besonders bevorzugt in wenigstens fünf in Strömungsrichtung des Rauchgasstroms oder Abgasstroms hintereinander angeordneten Wärmetauschern, vorzugsweise für verschiedene Teilprozesse des Verfahrens, genutzt.

Gemäß einer möglichen alternativen Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens wird die Spaltung des Ammoniaks nicht in Rohren eines Reaktors sondern in wenigstens zwei in Strömungsrichtung hintereinander geschalteten Katalysatorbetten durchgeführt, wobei nach der Abkühlung des Prozessgases durch die Reaktion in einem ersten Katalysatorbett jeweils stromabwärts dieses ersten Katalysatorbetts eine erneute Aufheizung des Prozessgases mittels wenigstens eines Wärmetauschers vorgesehen ist, welcher vorzugsweise in einem Rauchgaskanal angeordnet ist, welcher von dem Abgas einer Restgasverbrennung gespeist wird.

Vorzugsweise ist bei der vorgenannten Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens die Restgasverbrennung separat von den Katalysatorbetten angeordnet und wird mit dem Restgas nach Abtrennung von Wasserstoff aus dem Prozessgas mittels mindestens einer Trennvorrichtung betrieben, wobei die Trennvorrichtung vorzugsweise eine  
5 Druckwechseladsorption umfasst und wobei der Restgasverbrennung neben dem Restgas weiterhin vorzugsweise Verbrennungsluft von außerhalb der Anlage zugeführt wird.

Gemäß einer weiteren möglichen alternativen Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens wird bevorzugt wenigstens eine elektrische Heizvorrichtung unterstützend eingesetzt, um das  
10 Prozessgas aufzuheizen, insbesondere um das Prozessgas bei Verwendung mehrerer in Strömungsrichtung hintereinander geschalteter Katalysatorbetten vor dem Eintritt in das nächste Katalysatorbett auf die für dieses vorgesehene Eintrittstemperatur zu bringen. Ein Teil der Heizleistung kann erfindungsgemäß durch elektrischen Strom eingebracht werden. Dies schafft beispielsweise die Möglichkeit, auf den Einsatz von frischem Ammoniak als Brennstoff  
15 zu verzichten und stattdessen nur das Abgas der Wasserstoffaufreinigung als Brennstoff zu verwenden. Durch die Zuführung von elektrischer Energie kann insbesondere die Anzahl der verwendeten Katalysatorbetten reduziert werden. Die elektrischen Heizelemente können direkt in den Gasraum eingesetzt werden und für die Temperaturerhöhung auf die vorgesehene Eintrittstemperatur in das nächste Katalysatorbett sorgen. Hier kann  
20 beispielsweise eine Temperaturerhöhung um bis zu 200 °C über elektrische Heizelemente bewirkt werden, beispielsweise kann ein auf etwa 450 °C bis etwa 650 °C abgekühltes Prozessgas auf Temperaturen von etwa 650 °C bis etwa 850 °C elektrisch aufgeheizt werden. Die erhöhte Temperatur ist materialtechnisch unproblematisch, da die Heizung beispielsweise  
25 statt in einer Rohrleitung in einem mit Hitzeschutzausmauerung ausgekleideten Kanal erfolgen kann, wodurch der eigentliche Druckmantel vor den hohen Temperaturen geschützt ist.

Gegenstand der vorliegenden Erfindung ist weiterhin eine Anlage zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, umfassend eine Spalteinrichtung mit einem Reaktor oder mindestens einem Katalysatorbett zur katalytischen Spaltung von Ammoniak in  
30 Wasserstoff und Stickstoff unter Zufuhr von Wärme, wobei stromaufwärts der Spalteinrichtung eine Verdampfungseinrichtung angeordnet ist, in der flüssiges Ammoniak erwärmt und verdampft wird, wobei erfindungsgemäß die Verdampfungseinrichtung wenigstens zwei Wärmetauscher umfasst, wobei mindestens ein erster Wärmetauscher als Vorwärmer ausgebildet ist, um das Ammoniak vorzuwärmen und mindestens ein zweiter, dem ersten  
35 Wärmetauscher im Strömungsweg nachgeschalteter Wärmetauscher als Verdampfer ausgebildet ist und wobei für den Betrieb mindestens eines dieser Wärmetauscher Dampf als Wärmequelle zugeführt wird, welcher in einer Dampferzeugungsvorrichtung der Anlage mittels

Prozesswärme erzeugt wird. Die Verwendung von Dampf aus der Anlage als Wärmequelle zur Vorwärmung und Verdampfung des zunächst flüssig vorliegenden Ammoniaks ist wirtschaftlich und sicherheitstechnisch vorteilhaft, wobei in der Anlage erzeugter Dampf und Dampfkondensat vorzugsweise im Gegenstrom durch die Wärmetauscher geleitet werden.

5

Wenn es im Prozess einen weiteren Dampferverbraucher gibt, beispielsweise einen Reboiler einer Ammoniakwäsche, kann es vorteilhaft sein, die Kette um einen dritten Wärmetauscher zu erweitern, da dieser Dampferverbraucher die zur Verfügung stehende Menge Dampf verringert und die Menge an verfügbarem Kondensat erhöht. In diesem Fall kann das Ammoniak beispielsweise in zwei parallel geschalteten Wärmetauschern verdampft werden. Es ist auch denkbar, das Ammoniak mit warmem Kühlwasser vorzuwärmen, was der Kette noch einen weiteren Wärmetauscher hinzufügen und Prozessdampf und damit verbranntes Ammoniak einsparen würde.

10

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung der Erfindung umfasst die Anlage wenigstens eine Dampftrommel, die als Dampferzeugungseinrichtung dient, welche mit einem Wärmetauscher in Wirkverbindung steht, der stromabwärts einer Spalteinrichtung in einer Leitung angeordnet ist, welche von heißem Prozessgas durchströmt wird. Die Prozesswärme, die in dem heißen Prozessgas enthalten ist, welches den Spaltreaktor oder das Katalysatorbett verlässt, wird somit vorzugsweise durch einen Wärmetauscher aufgenommen und dazu genutzt, Dampf in einer Dampftrommel zu erhitzen, wobei diese Dampftrommel mit vorzugsweise demineralisiertem Wasser gespeist wird, das in ein Leitungssystem der Anlage eingespeist wird. Der so erzeugte Dampf wird dann in den im Bereich des Frontends der Anlage angeordneten Wärmetauscher eingespeist, welcher zur Verdampfung des Ammoniaks dient, welches dann vorgewärmt dem Reaktor oder dem Katalysatorbett zugeführt wird.

20

25

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung der Erfindung umfasst die Anlage weiterhin weitere Aggregate zur Wärmerückgewinnung und/oder Einrichtungen zur Ammoniakrückgewinnung und/oder Einrichtungen zur Wasserstoffaufreinigung. Wärme, die eine Rückgewinnung ermöglicht, ist bei einer erfindungsgemäßen Anlage in zwei Strängen verfügbar, einmal der Prozesswärme aus dem Prozess der katalytischen Spaltung von Ammoniak, die einen größeren Massenstrom umfasst, aber in der Regel niedriger in der Temperatur liegt und zum anderen der in dem Rauchgas der Verbrennung enthaltenen Wärme, die in der Regel deutlich höher in der Temperatur liegt, aber typischerweise einen niedrigeren Massenstrom aufweist.

30

35

Eine effiziente Wärmeintegration steigert die Gesamtausbeute des Prozesses.

Gemäß einer bevorzugten Weiterbildung der Erfindung kann als weiteres Aggregat zur Wärmerückgewinnung beispielsweise wenigstens ein Gas-Gas-Wärmetauscher im Leitungssystem stromabwärts des Reaktors oder eines Katalysatorbetts angeordnet sein, welcher einerseits von dem heißen Prozessgas des Reaktors oder Katalysatorbetts durchströmt wird und welcher andererseits von dem zu erwärmenden Ammoniak-Feedgasstrom durchströmt wird, welcher dem Reaktor oder Katalysatorbett zugeführt wird. Bei dieser Variante wird aus der Prozesswärme rückgewonnene Wärme zur Aufheizung von frischem Prozessgas genutzt.

Alternativ oder zusätzlich kann als weiteres Aggregat zur Wärmerückgewinnung beispielsweise wenigstens ein Wärmetauscher in einem Rauchgaskanal stromabwärts einer Brennkammer des Reaktors oder stromabwärts einer Restgasverbrennung der Anlage angeordnet sein. Mit einer solchen Maßnahme wird Wärme aus dem Rauchgas der Verbrennung genutzt.

Gegenstand der vorliegenden Erfindung ist schließlich die Verwendung einer Anlage mit den oben genannten Merkmalen in einem Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, wie es zuvor beschrieben wurde.

Nachfolgend wird die vorliegende Erfindung anhand von Ausführungsbeispielen unter Bezugnahme auf die beiliegenden Zeichnungen näher erläutert. Dabei zeigen

Figur 1 eine Darstellung eines Fließschemas einer Anlage zur Spaltung von Ammoniak gemäß einem ersten Ausführungsbeispiel der vorliegenden Erfindung;

Figur 2 eine vergrößerte Darstellung eines Teils einer alternativen erfindungsgemäßen Anlage, in dem die Verdampfung von Ammoniak erfolgt;

Figur 3 eine Darstellung eines Fließschemas einer Anlage zur Spaltung von Ammoniak gemäß einem zweiten Ausführungsbeispiel der vorliegenden Erfindung;

Figur 4 eine Darstellung eines Fließschemas einer Anlage zur Spaltung von Ammoniak gemäß einem dritten Ausführungsbeispiel der vorliegenden Erfindung;

Figur 5 eine Darstellung eines Fließschemas einer Anlage zur Spaltung von Ammoniak gemäß einem vierten Ausführungsbeispiel der vorliegenden Erfindung.

Nachfolgend wird unter Bezugnahme auf die Figur 1 ein erstes beispielhaftes Fließschema einer Anlage zur Spaltung von Ammoniak erläutert. Flüssiges Ammoniak aus einem Ammoniaktank 10, welches bei tiefer Temperatur und erhöhtem Druck vorliegt, wird über die Leitung 11 mittels der Pumpe 12 durch den Vorwärmer 13 geleitet und erwärmt, in dem Verdampfer 14 verdampft und strömt über die Leitung 15 mit einer Temperatur von beispielsweise etwa 58 °C zu einer Abzweigung 16, wo eine Aufteilung des Ammoniakgasstroms in zwei Teilströme erfolgt. Von dieser Abzweigung 16 ausgehend wird ein erster Teilstrom des Ammoniakgases über die Leitung 17 der Brennkammer eines Reaktors 18 zugeführt, welcher analog einem Primärreformer konstruiert ist. Ein zweiter Teilstrom wird ausgehend von der Abzweigung 16 über die Leitung 19 durch einen ersten Wärmetauscher 20 geleitet und strömt danach weiter über die Leitung 21 durch einen zweiten Wärmetauscher 22, wo das Ammoniakgas weiter erwärmt wird und dann über die Leitung 23 in die Rohre 24 des Reaktors 18 (Primärreformers) strömt, in denen sich der Katalysator befindet, so dass in diesen Rohren 24 die katalytische Reaktion der Ammoniakspaltung stattfindet. Die Rohre 24 erstrecken sich in der Brennkammer, wobei die Rohre 24 bevorzugt von oben nach unten durchströmt werden. Die in den Rohren stattfindende Reaktion der Ammoniakspaltung ist endotherm und die für die Aufrechterhaltung der Reaktion erforderliche Wärme wird erzeugt, indem die Rohre 24 in der Brennkammer durch Verbrennung von Ammoniak aufgeheizt werden.

Trotz Wärmezufuhr sinkt die Temperatur des durch die Rohre 24 geleiteten Prozessgases und liegt bei Austritt aus dem Reaktor 18, der über die Leitung 25 erfolgt, beispielsweise um etwa 150 °C tiefer als bei Eintritt des Ammoniakgases in die Rohre über die Leitung 23. Das Prozessgas nach der Ammoniakspaltung durchströmt in der Leitung einen weiteren Wärmetauscher 26, durchströmt danach den Wärmetauscher 20 im Kreuzstrom, strömt durch die Leitung 27 und durchströmt zur weiteren Abkühlung einen weiteren Wärmetauscher und Vorwärmer 28, welcher beispielsweise mit demineralisiertem Wasser von beispielsweise 40 °C betrieben wird. Schließlich wird das Prozessgas mittels eines Prozesskühlers 29 weiter abgekühlt auf eine Temperatur von beispielsweise 35 °C und wird dann über eine Leitung 30 einer Druckwechseladsorption 31 (PSA: pressure swing adsorption) zugeführt, wo eine Auftrennung des Gasgemisches unter Druck durch Adsorption erfolgt. Der dabei abgetrennte Wasserstoff verlässt die PSA 31 über die Leitung 32, wird über einen ersten Kompressor 33 auf einen erhöhten Druck gebracht, durchströmt einen Wärmetauscher 34, einen zweiten Kompressor 35 zur weiteren Druckerhöhung, einen zweiten Wärmetauscher 36 und wird aus der Anlage bei einem Druck von beispielsweise etwa 70 bar über die Leitung 37 abgeleitet.

Das in der Druckwechseladsorption 31 nach Abtrennung des Wasserstoffs verbleibende Restgasgemisch enthält Stickstoff, Wasser, restliches Ammoniak sowie restlichen Wasserstoff und wird über die Rückföhrleitung 38 bei vergleichsweise tiefer Temperatur von beispielsweise in der GröÖenordnung von 40 °C zuröckgeföhrt und über die abzweigende Leitung 39 der Brennkammer des Reaktors 18 zugeföhrt, so dass in dem Restgasgemisch enthaltene Energie für die Aufheizung der Brennkammer genutzt werden kann.

Die Verbrennungsluft für den Verbrennungsprozess im Reaktor 18 wird der Anlage über einen Filter 40 gereinigt zugeföhrt, mittels des Verdichters 41 verdichtet, über die Leitung 42 durch den Wärmetauscher 43 geleitet und erwärmt, strömt dann über die Leitung 44 und durch einen weiteren Wärmetauscher 45, wird dort weiter erhitzt und strömt dann über die Leitung 46 und die beiden von dieser abzweigenden Zweigleitungen 47 und 48 in die Brennkammer des Reaktors 18, wo die Verbrennungsluft dem über die Leitung 17 zugeföhrteten Teilstrom des Ammoniaks zugeföhrt wird, um dieses zu verbrennen und so die Brennkammer aufzuheizen.

Das heiÖe Abgasgemisch aus der Verbrennung im Reaktor 18 wird zunächst über den Wärmetauscher 22 abgeköhlt, wodurch Energie für die Aufheizung des den Rohren 24 des Reaktors 18 zugeföhrteten Prozessgases gewonnen wird. Das Rauchgas wird dann weiter durch einen Rauchgaskanal 49 über den Wärmetauscher 45 geleitet, mittels dessen die Verbrennungsluft vorgeheizt wird und durchströmt dann die Rauchgasentstickungseinheit 50, mittels derer der Rauchgasstrom von Stickoxiden (NO<sub>x</sub>) gereinigt wird. Dann durchströmt das Rauchgas über die Leitung 51 einen weiteren Wärmetauscher 52, wodurch Wärme zur Erhitzung von Wasser gewonnen wird, und durchströmt danach den weiteren Wärmetauscher 43, welcher ebenfalls zur Aufwärmung der Verbrennungsluft dient. Das Rauchgas wird dann im Endbereich des Rauchgaskanals 49 mittels des Rauchgasverdichters 53 verdichtet und verlässt die Anlage über einen Kamin 54.

Demineralisiertes Wasser für die Dampferzeugung wird über die Leitung 55 mit einer Temperatur von beispielsweise etwa 40 °C in die Anlage eingespeist und dabei über den Vorwärmer 28 geleitet und wird dann mit einer Temperatur von beispielsweise etwa 135 °C in einen Deaerator 56 (Entgaser) geleitet, in dem Luft und andere im Wasser gelöste Gase entfernt werden. Mittels der Pumpe 57 wird das Wasser über die Leitung 58 durch den Wärmetauscher 52 geleitet und dadurch erhitzt auf eine Temperatur von beispielsweise etwa 230 °C. Der Wärmetauscher 52 dient dazu, die Rauchgase aus dem Reaktor im Rauchgaskanal 49 abzuköhlen, wobei die im Rauchgas enthaltene Wärmeenergie zur Überhitzung des Dampfes genutzt wird, welcher dann nach dem Passieren des Wärmetauschers 52 über die Leitung 59 in eine Dampftrommel 60 geleitet wird. Aus dieser

Dampftrommel 60 kann über die Leitung 61 Kesselspeisewasser durch den Wärmetauscher 26 geleitet werden und dadurch weitere Wärmeenergie aufnehmen, um dann über die Leitung 62 zur Dampftrommel zurückgeführt zu werden. Der Wärmetauscher 26 ist in der Leitung 25 stromabwärts des Reaktors 18 angeordnet und dient zur Abkühlung des Prozessgases nach dem Verlassen des Reaktors. Die dabei gewonnene Wärmeenergie kann somit zur Erzeugung von weiterem Dampf genutzt werden.

Der in der Dampftrommel 60 erzeugte, beispielsweise etwa 240 °C heiße Dampf wird über die Leitung 63 in den im oberen Bereich der Zeichnung dargestellten Verdampfer 14 eingeleitet. Durch die Kondensation des Dampfes wird die Energie gewonnen, das vorgeheizte Ammoniak zu verdampfen. . Nach dem Durchströmen des Verdampfers 14 wird das Kondensat über die Leitung 64 dem Vorwärmer 13 zugeführt, der dazu dient, das Ammoniak vorzuwärmen, so dass die im Dampf enthaltene Energie in zwei Stufen für die Erwärmung des Ammoniak-Feeds genutzt wird. Nach dem Durchströmen des Wärmetauschers 13 kann das Kondensat bei Temperaturen von beispielsweise 40°C aus der Anlage abgeleitet werden.

Nachfolgend wird unter Bezugnahme auf die Figur 3 ein zweites Ausführungsbeispiel einer erfindungsgemäßen Anlage zur Spaltung von Ammoniak in Wasserstoff und Stickstoff näher erläutert. Eine Reihe von Anlagenteilen sind bei dieser Variante des Verfahrens identisch mit den entsprechenden Anlagenteilen der Variante von Figur 1 und werden daher nicht noch einmal im Detail erläutert, sondern es wird auf die oben stehenden Ausführungen verwiesen. Gleiche Anlagenteile sind mit den jeweils gleichen Bezugszeichen bezeichnet. Unverändert ist der Bereich des Frontends, in dem die Erwärmung und Verdampfung des ursprünglich flüssigen Ammoniaks erfolgt, ebenso wie der Bereich stromabwärts der Druckwechseladsorption nach Abtrennung des Wasserstoffs (rechts oben in der Zeichnung). In Abweichung zu der Variante von Figur 1 sind nun im Rauchgaskanal 49 anstelle von vier insgesamt fünf Wärmetauscher angeordnet. Dabei führt auch hier die Leitung 21 für die Erwärmung des Ammoniak-Feedstroms von dem Gas-Gas-Wärmetauscher 20 zu dem im Abgaskanal 49 angeordneten Wärmetauscher 22. Jedoch wird der Ammoniakgas-Feedstrom nach dem Durchströmen des Wärmetauschers 22 durch einen Pre-Reformer 65 geleitet, wobei sich der Feedstrom abkühlt von beispielsweise etwa 650 °C auf beispielsweise etwa 500 °C und der Feedstrom wird dann über die Leitung 66 zu einem weiteren Wärmetauscher 67 geführt, welcher in dem Abgaskanal 49 stromaufwärts zu dem Wärmetauscher 22 angeordnet ist. Dort wird der Feedgastrom wieder aufgewärmt, beispielsweise auf eine Temperatur in der Größenordnung von etwa 650 °C und wird danach über die Leitung 23 in das Rohr/die Rohre des Reaktors 18 eingeleitet. Das Aufheizen der Verbrennungsluft für die Brennkammer erfolgt in gleicher Weise wie oben bei Figur 1 beschrieben, zunächst durch Aufheizung über den

- Wärmetauscher 43 und dann durch weitere Aufheizung über den Wärmetauscher 45, wobei beide Wärmetauscher 43 und 45 in dem Rauchgaskanal 49 angeordnet sind. Die Aufheizung und Verdampfung des der Anlage zugeführten demineralisierten Wassers für die Dampftrommel 60 über den Vorwärmer 28 und den Wärmetauscher 52, der im Rauchgaskanal 49 angeordnet ist, erfolgt im Prinzip in gleicher Weise wie bei der Variante von Figur 1. Bei der alternativen Variante gemäß Figur 3 sind somit—in der Reihenfolge in Strömungsrichtung des Rauchgases gesehen— im Rauchgaskanal 49 die fünf Wärmetauscher 67, 22, 45, 52 und 43 hintereinander angeordnet.
- Der entscheidende Unterschied bei der Reaktionsführung gemäß Figur 3 im Vergleich zu derjenigen von Figur 1 liegt darin, dass die Feedgas-Vorwärmung auf niedrigere Temperaturen von beispielsweise etwa 650 °C begrenzt wird, wodurch die Lebensdauer des Reaktorstahls auch im Kontakt mit dem Ammoniak vergrößert wird. Dafür wird der eintretende Gasstrom zunächst auf beispielsweise etwa 650 °C vorgewärmt und dann wird im Pre-Reformer 65 ein Teil der Reaktion durchgeführt. Anschließend wird der Feedgasstrom mit dem teilweise bereits gespaltenen Ammoniak noch einmal erwärmt, beispielsweise erneut auf eine Temperatur von etwa 650 °C und in den analog einem Primärreformer konstruierten Reaktor 18 geleitet, wo die restliche Reaktion stattfindet.
- Nachfolgend wird unter Bezugnahme auf die Figur 4 eine weitere Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens näher erläutert. Bei dieser Variante kann man eine adiabate Reaktionsführung erreichen, jedoch mit externer Energiezufuhr. Auch hier lässt sich die oben erwähnte Materialproblematik (schnelle Korrosion des Rohrmaterials durch Nitrierung) vermeiden, wobei die Wärme dem Feedgasstrom sukzessive in Stufen zugegeben wird und in mehreren Katalysatorschüttungen zur Versorgung der Reaktion mit Energie genutzt wird. Die Anordnung der Schüttungen kann entweder als Hordenreaktor erfolgen, in dem alle Katalysatorbetten übereinander gestapelt sind, wie dies in der Figur 4 dargestellt ist oder alternativ können auch mehrere Reaktoren als getrennte Behälter ausgeführt sein. Ein Brennersystem verbrennt vorzugsweise das Restgas der Wasserstoffaufarbeitung und gegebenenfalls zusätzliches Ammoniak, sofern erforderlich. Das Rauchgas dieses Brennersystems dient als Energiequelle für die Reaktion.
- Bei der Variante von Figur 4 wird das in dem Gas-Gas-Wärmetauscher 22 vorgewärmte und danach in dem weiteren Wärmetauscher 69 weiter auf die vorgesehene Reaktionstemperatur von beispielsweise etwa 650 °C erwärmte Ammoniak-Feedgas in ein erstes Katalysatorbett 70 eingeleitet und dort teilweise gespalten, wobei die Temperatur durch die Reaktion auf beispielsweise etwa 400 bis 450 °C absinkt. Das so etwas abgekühlte Prozessgas wird durch

einen Wärmetauscher 71 geleitet und dort wieder auf die vorgesehene Reaktionstemperatur von beispielsweise etwa 650 aufgewärmt und in das zweite Katalysatorbett 72 eingeleitet, wo erneut zumindest ein Anteil des im Feedgasstrom enthaltenen Ammoniaks gespalten wird. Der Wärmetauscher 71 ist in einem Rauchgaskanal 49 angeordnet, so dass das heiße Rauchgas dazu dient, den Feedgasstrom aufzuheizen. Das nach der Reaktion im zweiten Katalysatorbett etwas abgekühlte Feedgas wird erneut durch einen Wärmetauscher 73 geleitet, welcher sich in dem Rauchgaskanal 49 befindet, dort wieder aufgeheizt und anschließend in das dritte Katalysatorbett 74 eingeleitet. In entsprechender Weise werden danach ein dritter Wärmetauscher 75, ein viertes Katalysatorbett 76, ein vierter Wärmetauscher 77 und ein  
5  
10  
15  
20  
fünftes Katalysatorbett 78 durchströmt und nach dem Verlassen des fünften Katalysatorbetts 78 strömt das noch heiße Prozessgas über die Leitung 79 durch den Wärmetauscher 26, welcher der Dampferzeugung dient, durchströmt dann den Gas-Gas-Wärmetauscher 20 und von dort aus zu der Druckwechseladsorption 31, in der Wasserstoff aus dem Produktgasstrom abgetrennt wird. Bei einer Anordnung von beispielsweise fünf hintereinander geschalteten Katalysatorbetten gemäß der Variante von Figur 4 kann der gleiche Umsatz erreicht werden wie in einer isothermen Reaktionsführung. Die Vorwärmung des Feedstroms ist beispielsweise auf etwa 650 °C begrenzt, um die Nitrierung des verwendeten Stahls zu vermindern, wobei die Austrittstemperaturen der Katalysatorbetten beispielsweise von etwa 450 °C auf etwa 600 °C steigen.

Die nach der Abtrennung des Wasserstoffs in der Druckwechseladsorption 31 abgetrennten Gase, nämlich restliches Ammoniak, Stickstoff, Wasser und restlicher Wasserstoff, werden in die Restgasverbrennung 68 eingespeist und dort zusammen mit der über die Leitung zugeführten Verbrennungsluft verbrannt, wobei das die Restgasverbrennung verlassende  
25  
30  
Rauchgas eine vergleichsweise hohe Temperatur von mehr als 1000 °C, insbesondere von über 1100 °C, insbesondere von über 1200 °C, insbesondere von über 1300 °C, besonders bevorzugt von mehr als 1400 °C aufweisen kann, so dass das Rauchgas genügend Wärmeenergie enthält, um auch nach dem Durchströmen der im Rauchgaskanal angeordneten Kaskade von Wärmetauschern 77, 75, 73, 71 eine ausreichende Temperatur aufzuweisen, um in dem fünften Wärmetauscher 69 der Kaskade den über die Leitung 19 zugeführten Ammoniak-Feedgasstrom auf eine für die Reaktion im ersten Katalysatorbett 70 ausreichende Temperatur aufzuwärmen.

Bei der Variante gemäß Figur 4 sind insgesamt sieben Wärmetauscher in dem Rauchgaskanal  
35  
49 angeordnet, wobei auch die Erwärmung der Verbrennungsluft über einen Wärmetauscher 43 erfolgt, welcher ähnlich wie bei der Variante von Figur 1 als letzter Wärmetauscher jenseits der oben beschriebenen Kaskade von Wärmetauschern in dem stromabwärts gelegenen

Endbereich des Rauchgaskanals 49 angeordnet ist. Der sich stromaufwärts im Rauchgaskanal an den Wärmetauscher 43 anschließende Wärmetauscher 52 dient der Erhitzung des Dampfs und entspricht im Prinzip dem Wärmetauscher 52 in Figur 1, welcher ebenfalls im Rauchgaskanal 49 angeordnet ist. Da die Temperatur des Rauchgases nach der Restgasverbrennung 68 wesentlich höher liegt, als bei den zuvor beschriebenen Varianten von Figur 1 und 2, kann bei der Variante von Figur 4 eine größere Anzahl von Wärmetauschern im Rauchgaskanal 49 angeordnet werden. Die Temperaturdifferenzen nach dem Durchströmen jeweils eines Wärmetauschers im Rauchgaskanal können beispielsweise bei jeweils etwa 100 °C bis etwa 220 °C oder mehr liegen, so dass die Rauchgastemperatur vor dem Durchströmen des letzten Wärmetauschers 43 immer noch in einer Größenordnung von über 300 °C liegt und somit ausreicht, um die Verbrennungsluft zu erwärmen, die nach ihrer Erwärmung in die Restgasverbrennung 68 eingeleitet wird. Anders als bei den beiden Varianten der Figuren 1 und 3 wird somit bei der Variante von Figur 4 die Restgasverbrennung 68 als Energiequelle für eine stufenweise Aufheizung einzelner Katalysatorbetten 70, 72, 74, 76, 78 genutzt und die Reaktion in diesen Katalysatorbetten erfolgt quasi räumlich getrennt von der Restgasverbrennung 68. Bei der Variante von Figur 1 erfolgt hingegen die Verbrennung von Restgas gegebenenfalls im Gemisch mit frischem Ammoniak sowie der Verbrennungsluft in einem Reaktor 18, durch dessen Rohr (Rohre) der Feedstrom von Ammoniakgas hindurchströmt, so dass der Ammoniakgas-Feedstrom unmittelbar im Reaktor 18 durch diesen Verbrennungsprozess erhitzt wird.

Nachfolgend wird unter Bezugnahme auf die Figur 5 ein weiteres Ausführungsbeispiel der Erfindung näher erläutert. Bei dieser Variante kann ein Teil der Heizleistung durch elektrischen Strom eingebracht werden. Im Extremfall wird kein frisches Ammoniak als Brennstoff verwendet, sondern nur das Abgas der Wasserstoffaufreinigung. In diesem Fall wird die maximal mögliche Menge an Wasserstoff erzeugt, die nur bestimmt wird von der Ausbeute der Wasserstoffaufreinigung. Diesem Vorteil steht allerdings bei dieser Variante das Erfordernis gegenüber, dass nicht unerhebliche Mengen an elektrischer Energie eingesetzt werden müssen. Figur 5 zeigt ein beispielhaftes erfindungsgemäßes Verfahrenskonzept mit einer vierstufigen Reaktorkaskade und elektrischer Zuheizung.

Ähnlich wie bei der oben beschriebenen Variante von Figur 4 ist in dem Ausführungsbeispiel gemäß Figur 5 eine Restgasverbrennung 68 vorgesehen, in deren Rauchgaskanal 49 eine Reihe von Wärmetauschern angeordnet ist. Die Reaktion der Ammoniakspaltung erfolgt in insgesamt vier hintereinander geschalteten Katalysatorbetten 70, 72, 74, 76, wobei der Feedgasstrom des Ammoniaks zunächst durch den Gas-Gas-Wärmetauscher 20 und den Wärmetauscher 69 im Rauchgaskanal 49 geleitet wird und danach über eine elektrische

Heizvorrichtung 88 weiter auf die vorgesehene Eintrittstemperatur in das erste Katalysatorbett 70 von beispielsweise etwa 650 °C aufgeheizt wird. Die elektrische Heizvorrichtung kann nur unterstützend eingesetzt werden, das heißt dass die Vorheizung vor der weiteren elektrischen Aufheizung zum Beispiel bereits eine Erwärmung auf eine Temperatur von über 600 °C leisten kann. Durch die Reaktion im ersten Katalysatorbett 70 erfolgt eine Abkühlung des Prozessgases beispielsweise auf eine Temperatur im Bereich von etwa 450 °C und das abgekühlte Prozessgas kann dann über die Leitung 80 zur erneuten Aufheizung dem Wärmetauscher 77 zugeführt und von dort dann in das zweite Katalysatorbett 72 eingeleitet werden. Dieser erste Wärmetauscher 77 nach dem Durchströmen des ersten Katalysatorbetts ist anders als bei dem Ausführungsbeispiel von Figur 4 derjenige Wärmetauscher, welcher unmittelbar stromabwärts der Restgasverbrennung 68 angeordnet ist. Nach dem Durchströmen des zweiten Katalysatorbettes 72 wird das Prozessgas erneut aufgewärmt, indem es durch den Wärmetauscher 75 im Rauchgaskanal 49 geleitet wird. Zusätzlich kann eine weitere elektrische Heizvorrichtung 81 vorgesehen sein, um das Prozessgas vor der Einleitung in das dritte Katalysatorbett 74 auf die vorgesehene Eintrittstemperatur aufzuheizen, welche beispielsweise höher sein kann als bei dem ersten und dem zweiten Katalysatorbett 70, 72 und insbesondere bei 700°C bis über 800 °C liegen kann, beispielsweise bei etwa 850 °C.

Nach dem Durchtritt durch das dritte Katalysatorbett 74 kann das Prozessgas durch einen weiteren Wärmetauscher 73 im Rauchgaskanal 49 geleitet werden und danach unterstützend elektrisch über die elektrische Heizvorrichtung 82 aufgeheizt werden auf eine Temperatur, die für den Eintritt in das vierte Katalysatorbett 76 vorgesehen ist und die wiederum höher sein kann als bei dem ersten und dem zweiten Katalysatorbett. Beispielsweise liegt die Eintrittstemperatur in das vierte Katalysatorbett 76 bei mehr als 700 - 800 °C, zum Beispiel bei etwa 840 °C. Auf diese Weise können mehrere, beispielsweise drei elektrische Heizvorrichtungen 79, 81, 82 für die Aufheizung des Prozessgases auf die für das jeweilige Katalysatorbett vorgesehene Eintrittstemperatur unterstützend eingesetzt werden, wobei jedoch wie in den zuvor beschriebenen Beispielen größtenteils die Wärme aus dem Abgas der Restgasverbrennung durch mehrere im Rauchgaskanal 49 angeordnete Wärmetauscher 73, 75, 77 für die Aufheizung des Prozessgases eingesetzt werden kann. Nach dem Durchtritt durch das vierte Katalysatorbett 76 kann das heiße Prozessgas wiederum über die Leitung 79 durch den Wärmetauscher 26 geleitet werden, mittels dessen Dampf erhitzt wird.

Figur 2, auf die nachfolgend Bezug genommen wird, zeigt einen Detailausschnitt im Frontendbereich einer erfindungsgemäßen Anlage, in der die Erwärmung und Verdampfung des Ammoniaks erfolgt. Die Darstellung gemäß Figur 2 zeigt eine alternative Ausführungsform

dieses Teilbereichs der Anlage. Anders als bei der oben im Zusammenhang mit Figur 1 geschilderten Variante der Verdampfung sind hier anstelle nur eines zwei Verdampfer 14, 83 vorgesehen, die parallel geschaltet sein können. Das Ammoniak aus dem Ammoniaktank 10 wird mittels der Pumpe 12 durch den Vorwärmer 13 gefördert und danach über zwei  
5 zueinander parallele Leitungen 84, 85 jeweils in den ersten Verdampfer 14 und in den zweiten Verdampfer 83 eingeleitet, wobei der zweite Verdampfer 83 über die Leitung 86 mit Dampf gespeist werden kann, während dem ersten Verdampfer 14 über die Leitung 87 Dampfkondensat zugeführt wird. Nach dem Durchströmen des ersten Verdampfers 14 gelangt das Kondensat über die Leitung 64 zu dem Vorwärmer 13 und durchströmt diesen ebenfalls  
10 unter Wärmeabgabe. Das verdampfte Ammoniakgas kann über die Leitung 15 einer Anlage zur Spaltung von Ammoniak zugeführt werden, wie sie in den Figuren 1, 3, 4 oder 5 beschrieben ist.

**Bezugszeichenliste**

	10	Ammoniaktank
	11	Leitung
5	12	Pumpe
	13	Vorwärmer
	14	Verdampfer
	15	Leitung
	16	Abzweigung
10	17	Leitung
	18	Reaktor
	19	Leitung
	20	Gas-Gas-Wärmetauscher
	21	Leitung
15	22	Wärmetauscher
	23	Leitung
	24	Rohre des Reaktors
	25	Austrittsleitung aus dem Reaktor
	26	weiterer Wärmetauscher
20	27	Leitung
	28	Vorwärmer
	29	Prozesskühler
	30	Leitung
	31	Druckwechseladsorption, Trennvorrichtung
25	32	Leitung
	33	Kompressor
	34	Wärmetauscher
	35	Kompressor
	36	Wärmetauscher
30	37	Ausgangsleitung für Wasserstoff
	38	Rückführleitung
	39	abzweigende Leitung
	40	Filter für Verbrennungsluft
	41	Verdichter
35	42	Leitung
	43	Wärmetauscher
	44	Leitung

	45	Wärmetauscher
	46	Leitung
	47	Zweingleitung
	48	Zweingleitung
5	49	Rauchgaskanal, Abgaskanal
	50	Rauchgasentstickungseinheit
	51	Leitung
	52	Wärmetauscher
	53	Rauchgasverdichter
10	54	Kamin
	55	Leitung für die Einspeisung von Wasser
	56	Deaerator
	57	Pumpe
	58	Leitung
15	59	Leitung
	60	Dampftrommel
	61	Leitung
	62	Leitung
	63	Leitung
20	64	Leitung
	65	Pre-Reformer
	66	Leitung
	67	weiterer Wärmetauscher
	68	Restgasverbrennung
25	69	Wärmetauscher
	70	erstes Katalysatorbett
	71	Wärmetauscher
	72	zweites Katalysatorbett
	73	Wärmetauscher
30	74	drittes Katalysatorbett
	75	Wärmetauscher
	76	viertes Katalysatorbett
	77	Wärmetauscher
	78	fünftes Katalysatorbett
35	79	Leitung
	80	Leitung
	81	elektrische Heizvorrichtung

- 82 elektrische Heizvorrichtung
- 83 weiterer Verdampfer
- 84 Leitung
- 85 Leitung
- 5 86 Leitung
- 87 Leitung
- 88 elektrische Heizvorrichtung

**Patentansprüche**

1. Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, bei dem Ammoniak in Gegenwart eines Katalysators in Wasserstoff und Stickstoff gespalten wird, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Spaltung des Ammoniaks ohne vorgeschaltete nicht-katalytische Oxidation in Abwesenheit eines Oxidationsmittels nur durch Zufuhr von Wärme in Gegenwart des Katalysators erfolgt.
2. Verfahren nach Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Spaltung des Ammoniaks in einem Reaktor (18) analog einem Primärreformer durchgeführt wird, wobei der Katalysator in mindestens einem Rohr angeordnet ist, welches von Ammoniak durchströmt wird.
3. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 oder 2, **dadurch gekennzeichnet, dass** das Ammoniak-Feedgas vor Einleitung in den Reaktor (18) oder in ein Katalysatorbett (70) vorgeheizt wird und mit einer Temperatur von wenigstens etwa 600 °C und bis zu etwa 850 °C, vorzugsweise von wenigstens etwa 630 °C und bis zu etwa 820 °C in den Reaktor (18) oder in das Katalysatorbett (70) eintritt.
4. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 3, **dadurch gekennzeichnet, dass** das Ammoniak-Feedgas vor Einleitung in den Reaktor (18) oder ein Katalysatorbett zunächst ein erstes Mal vorgeheizt wird und stromaufwärts des Reaktors (18) einem Pre-Reformer (65) zugeführt wird, in dem teilweise eine Spaltung des Ammoniaks in Wasserstoff und Stickstoff erfolgt und in dem eine Zwischenabkühlung auftritt und dass das Ammoniak-Feedgas danach erneut aufgeheizt wird, auf die für den Eintritt in den Reaktor (18) oder das Katalysatorbett vorgesehene Temperatur, und für die weitere Spaltreaktion in den Reaktor (18) oder das Katalysatorbett eingeleitet wird.
5. Verfahren nach einem der Ansprüche 3 oder 4, **dadurch gekennzeichnet, dass** das Aufheizen des Ammoniak-Feedgases mittels wenigstens eines Wärmetauschers (20) erfolgt, wobei Wärme aus dem Produktgasstrom stromabwärts des Reaktors (18) aufgenommen wird und/oder das Aufheizen des Ammoniak-Feedgases mittels wenigstens eines Wärmetauschers (22, 69) erfolgt, welcher im Strömungsweg eines Rauchgaskanals (49) angeordnet ist, wobei Wärme aus einem Rauchgasstrom einer Brennkammer des Reaktors (18) oder einer Restgasverbrennung (68) aufgenommen wird.
6. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 5, **dadurch gekennzeichnet, dass** zur Bereitstellung des Ammoniak-Feedgases von flüssigem Ammoniak ausgegangen wird,

welches mit Hilfe der Wärmeenergie von heißem Dampf verdampft wird, wobei dieser heiße Dampf mittels wenigstens eines in der Anlage verschalteten Wärmetauschers (26, 52) gewonnen wird, welcher stromabwärts des Reaktors (18) oder der Restgasverbrennung (68) von heißem Produktgas durchströmt wird oder welcher im Strömungsweg eines Rauchgaskanals (49) angeordnet ist, wobei Wärme aus einem Rauchgasstrom einer Brennkammer des Reaktors (18) oder einem Abgasstrom der Restgasverbrennung (68) aufgenommen wird.

7. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 6, **dadurch gekennzeichnet, dass** der Brennkammer des Reaktors (18) oder der Restgasverbrennung (68) Prozessluft zugeführt wird, welche in der Anlage vor Einleitung in die Brennkammer oder die Restgasverbrennung (68) mittels wenigstens eines Wärmetauschers (43, 45) vorgewärmt wird, welcher im Strömungsweg eines Rauchgaskanals (49) angeordnet ist, wobei Wärme aus einem Rauchgasstrom der Brennkammer des Reaktors (18) oder einem Abgasstrom der Restgasverbrennung (68) aufgenommen wird.

8. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 7, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Reaktion isotherm, quasi-isotherm oder in einer Mischform von isothermer und adiabater Prozessführung durchgeführt wird.

9. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 8, **dadurch gekennzeichnet, dass** die im Rauchgasstrom des Reaktors (18) und/oder im Abgasstrom der Restgasverbrennung (68) enthaltene Wärmeenergie in wenigstens drei, vorzugsweise in wenigstens vier, besonders bevorzugt in wenigstens fünf in Strömungsrichtung des Rauchgasstroms oder Abgasstroms hintereinander angeordneten Wärmetauschern (67, 22, 45, 52, 43), vorzugsweise für verschiedene Teilprozesse des Verfahrens, genutzt wird.

10. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 9, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Spaltung des Ammoniaks in wenigstens zwei in Strömungsrichtung hintereinander geschalteten Katalysatorbetten (70, 72, 74, 76, 78) erfolgt, wobei nach der Abkühlung des Prozessgases durch die Reaktion in einem ersten Katalysatorbett jeweils stromabwärts dieses ersten Katalysatorbetts eine erneute Aufheizung des Prozessgases mittels wenigstens eines Wärmetauschers (71, 73, 75, 77) vorgesehen ist, welcher vorzugsweise in einem Rauchgaskanal (49) angeordnet ist, welcher von dem Abgas einer Restgasverbrennung (68) gespeist wird.

11. Verfahren nach Anspruch 10, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Restgasverbrennung (68) separat von den Katalysatorbetten (70, 72, 74, 76, 78) angeordnet ist und mit dem Restgas nach Abtrennung von Wasserstoff aus dem

Prozessgas mittels mindestens einer Trennvorrichtung (31) betrieben wird, wobei die Trennvorrichtung vorzugsweise eine Druckwechseladsorption (31) umfasst und wobei der Restgasverbrennung (68) neben dem Restgas weiterhin vorzugsweise Verbrennungsluft von außerhalb der Anlage zugeführt wird.

5

12. Verfahren nach einem der Ansprüche 3 bis 11, **dadurch gekennzeichnet, dass** wenigstens eine elektrische Heizvorrichtung (88, 81, 82) unterstützend eingesetzt wird, um das Prozessgas aufzuheizen, insbesondere um das Prozessgas bei Verwendung mehrerer in Strömungsrichtung hintereinander geschalteter Katalysatorbetten (70, 72, 10 74, 76) vor dem Eintritt in das jeweils nächste Katalysatorbett auf die für dieses vorgesehene Eintrittstemperatur zu bringen.

15

13. Anlage zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, umfassend eine Spalteinrichtung mit einem Reaktor (18) oder mindestens einem Katalysatorbett 15 (70) zur katalytischen Spaltung von Ammoniak in Wasserstoff unter Zufuhr von Wärme, wobei stromaufwärts der Spalteinrichtung eine Verdampfungseinrichtung angeordnet ist, in der flüssiges Ammoniak erwärmt und verdampft wird, **dadurch gekennzeichnet, dass** die Verdampfungseinrichtung wenigstens zwei Wärmetauscher (13, 14) umfasst, wobei mindestens ein erster Wärmetauscher (13) als Vorwärmer ausgebildet ist, um 20 das Ammoniak vorzuwärmen und mindestens ein zweiter, dem ersten Wärmetauscher im Strömungsweg nachgeschalteter Wärmetauscher als Verdampfer (14) ausgebildet ist und wobei für den Betrieb mindestens eines dieser Wärmetauscher (13, 14) Dampf als Wärmequelle zugeführt wird, welcher in einer Dampferzeugungsvorrichtung (60) der Anlage mittels Prozesswärme erzeugt wird.

25

14. Anlage zur Herstellung von Wasserstoff nach Anspruch 13, **dadurch gekennzeichnet, dass** diese wenigstens eine Dampftrommel (60) als Dampferzeugungseinrichtung umfasst, welche mit einem Wärmetauscher (26) in Wirkverbindung steht, der 30 stromabwärts einer Spalteinrichtung (18) in einer Leitung (25) angeordnet ist, welche von heißem Prozessgas durchströmt wird.

30

15. Anlage zur Herstellung von Wasserstoff nach Anspruch 13 oder 14, **dadurch gekennzeichnet, dass** diese weiterhin weitere Aggregate zur Wärmerückgewinnung und/oder Einrichtungen zur Ammoniakrückgewinnung und/oder Einrichtungen zur 35 Wasserstoffaufreinigung umfasst.

35

16. Anlage zur Herstellung von Wasserstoff nach Anspruch 15, **dadurch gekennzeichnet, dass** als weiteres Aggregat zur Wärmerückgewinnung wenigstens ein Gas-Gas-Wärmetauscher (20) im Leitungssystem (21) stromabwärts des Reaktors (18) oder

eines Katalysatorbetts (70) angeordnet ist, welcher einerseits von dem heißen Prozessgas des Reaktors (18) oder Katalysatorbetts durchströmt wird und welcher andererseits von dem zu erwärmenden Ammoniak-Feedgasstrom durchströmt wird, welcher dem Reaktor (18) oder Katalysatorbett (70) zugeführt wird.

5

17. Anlage zur Herstellung von Wasserstoff nach einem der Ansprüche 15 oder 16, **dadurch gekennzeichnet, dass** als weiteres Aggregat zur Wärmerückgewinnung wenigstens ein Wärmetauscher (22, 45, 52, 43) in einem Rauchgaskanal (49) stromabwärts einer Brennkammer des Reaktors (18) oder stromabwärts einer Restgasverbrennung (68) der Anlage angeordnet ist.

10

18. Verwendung einer Anlage zur Herstellung von Wasserstoff nach einem der Ansprüche 13 bis 17 in einem Verfahren gemäß einem der Ansprüche 1 bis 12.

15

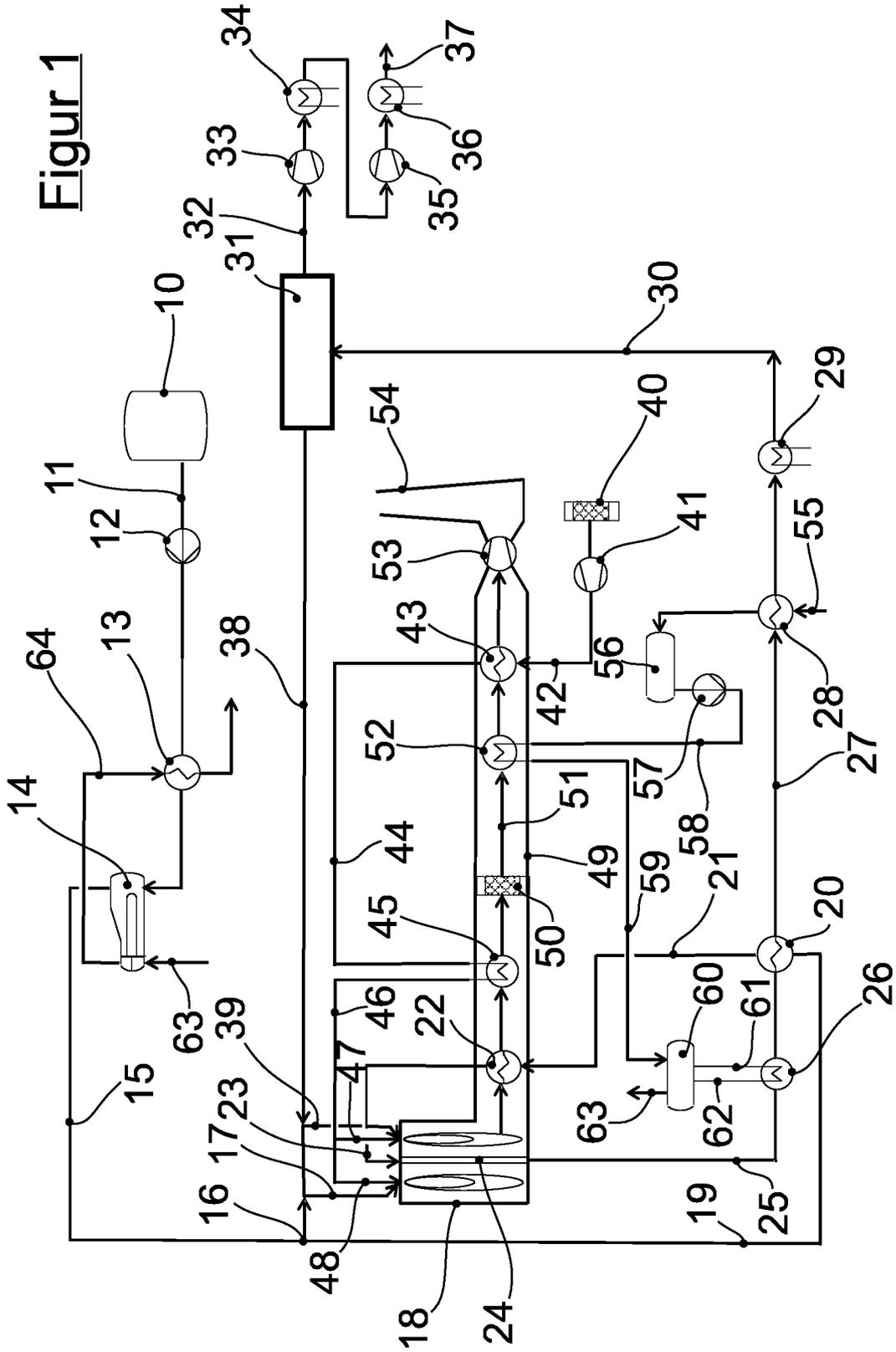
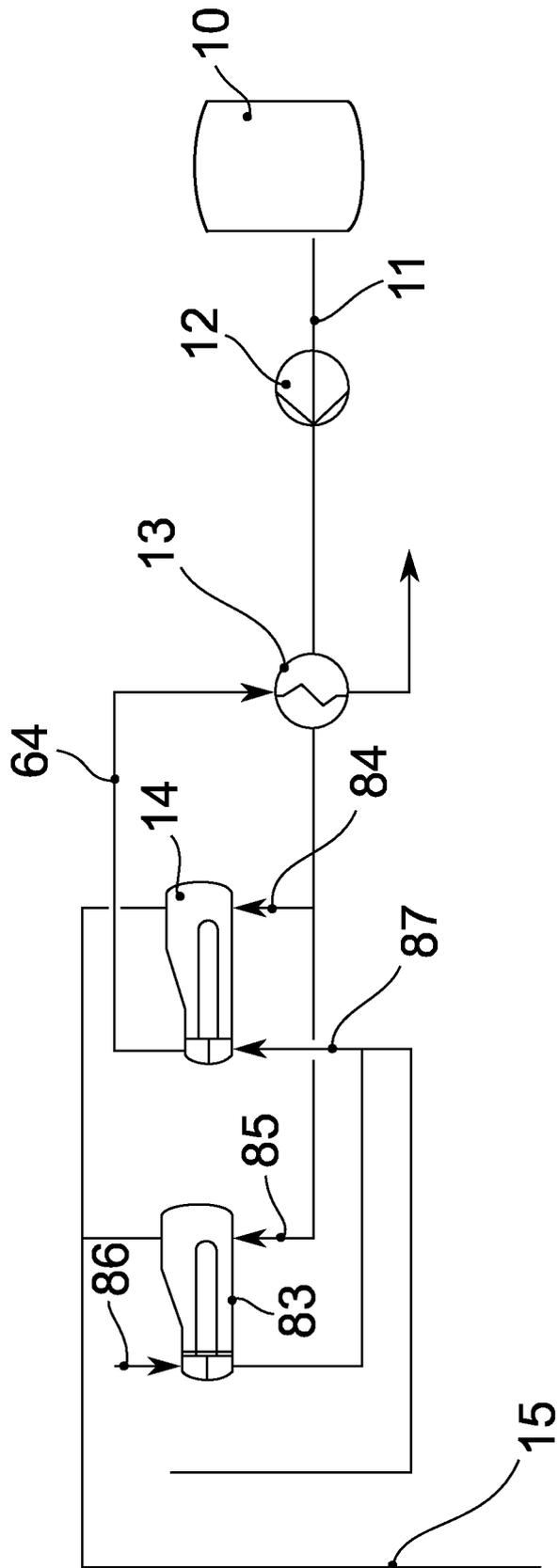
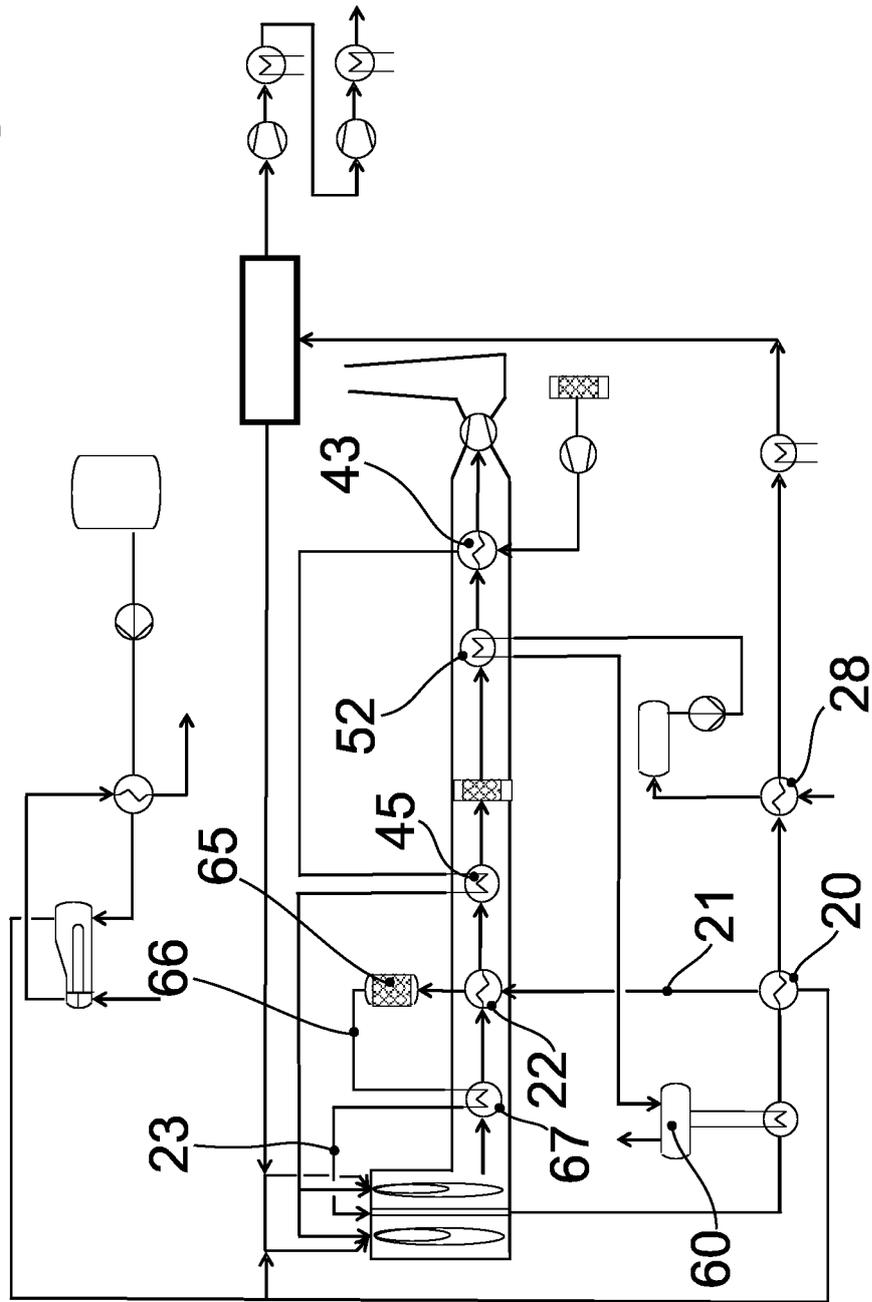
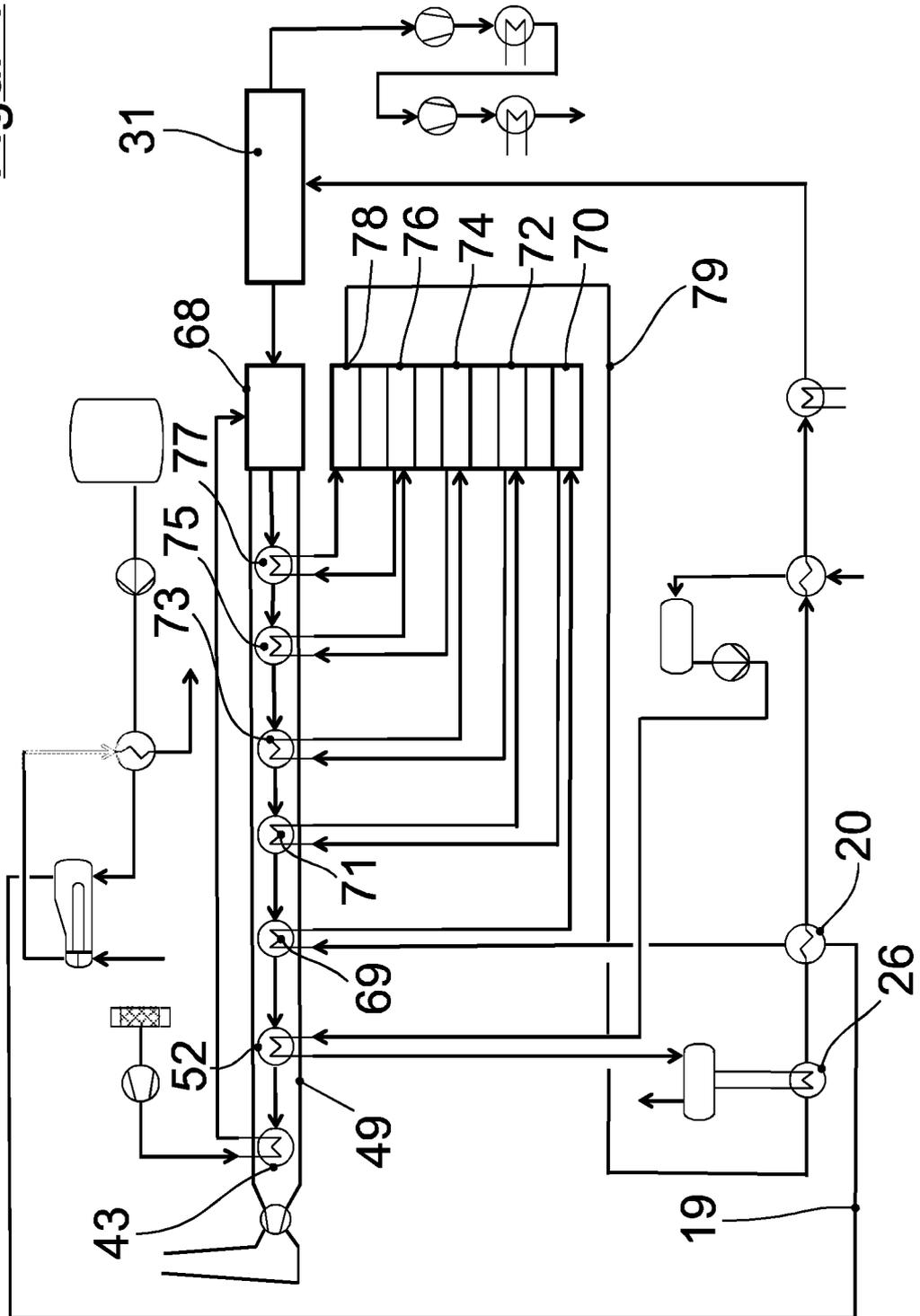


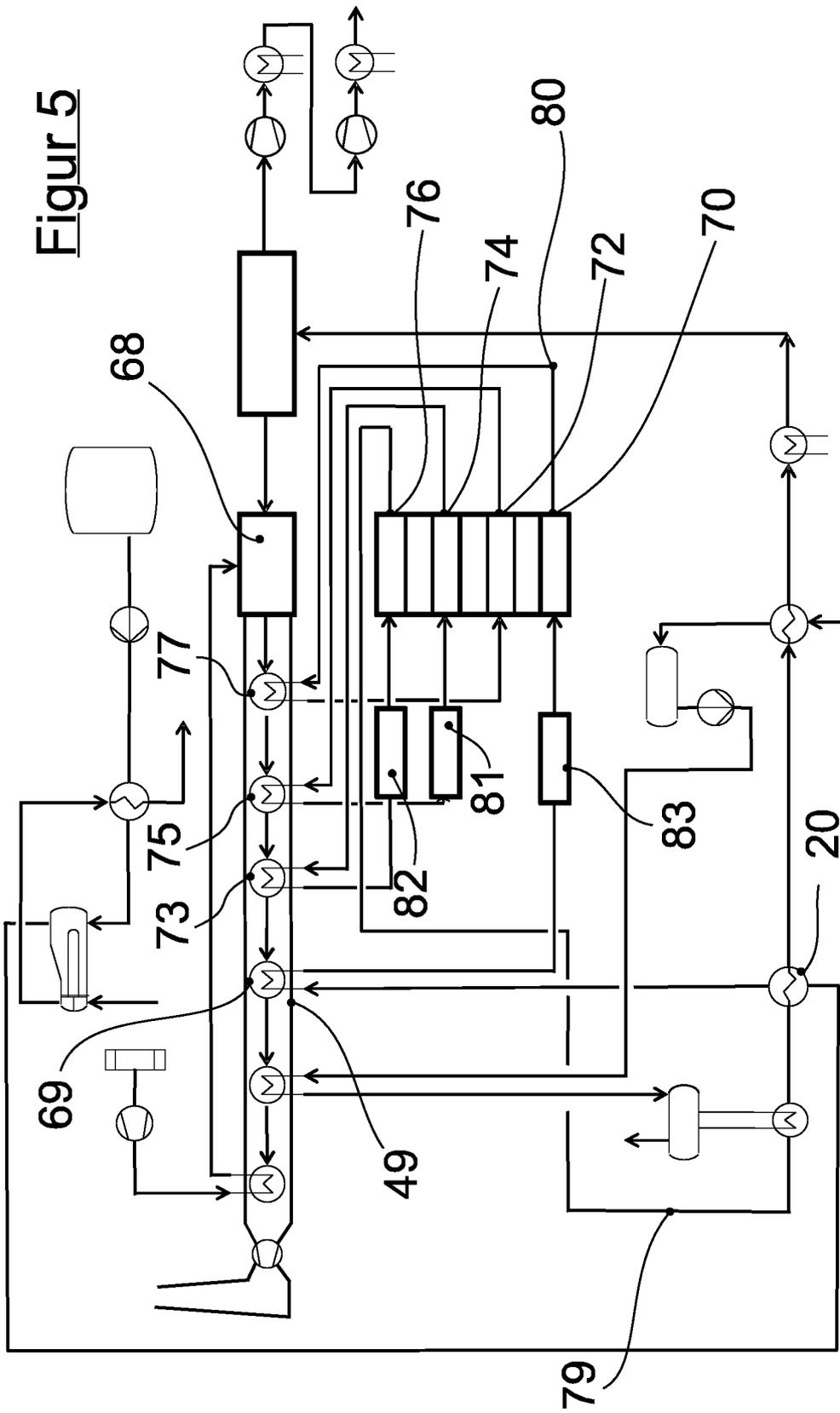
Figure 2

Figur 3



**Figure 4**





# VERTRAG ÜBER DIE INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT AUF DEM GEBIET DES PATENTWESENS

RECHERCHENBERICHT INTERNATIONALER ART NACH ARTIKEL XI.23.,

§10 DES BELGISCHEN WIRTSCHAFTSGESETZBUCHES

KENNZEICHNUNG DER NATIONALEN ANMELDUNG	AKTENZEICHEN DES ANMELDERS ODER ANWALTS  <b>210603P00BE</b>
Nationales Aktenzeichen  <b>202205053</b>	Anmeldedatum  <b>27-01-2022</b>
Anmeldeland	Beanspruchtes Prioritätsdatum
Anmelder (Name)  <b>thyssenkrupp Industrial Solutions AG, et al</b>	
Datum des Antrags auf eine Recherche Internationaler Art  <b>05-02-2022</b>	Nummer, die die internationale Recherchenbehörde dem Antrag auf eine Recherche internationaler Art zugeteilt hat  <b>SN80611</b>
<b>I. KLASSIFIZIERUNG DES ANMELDUNGSGEGENSTANDS</b> (treffen mehrere Klassifikationssymbole zu, so sind alle anzugeben)	
Nach der internationalen Patentklassifikation (IPC) oder sowohl nach der nationalen Klassifikation als auch nach der IPC  <b>Siehe Recherchenbericht</b>	
<b>II. RECHERCHIERTE SACHGEBIETE</b>	
Recherchierter Mindestprüfstoff	
Klassifikationssystem	Klassifikationssymbole
<b>IPC</b>	<b>Siehe Recherchenbericht</b>
Recherchierte, nicht zum Mindestprüfstoff gehörende Veröffentlichungen, soweit diese unter die recherchierten Sachgebiete fallen	
<b>III.</b> <input type="checkbox"/> <b>EINIGE ANSPRÜCHE HABEN SICH ALS NICHT RECHERCHIERBAR ERWIESEN</b> <span style="float: right;">(Bemerkungen auf Ergänzungsbogen)</span>	
<b>IV.</b> <input type="checkbox"/> <b>MANGELNDE EINHEITLICHKEIT DER ERFINDUNG</b> <span style="float: right;">(Bemerkungen auf Ergänzungsbogen)</span>	

# BERICHT ÜBER DIE RECHERCHE INTERNATIONALER ART

Nr. des Antrags auf Recherche

**BE 202205053**

A. KLASSIFIZIERUNG DES ANMELDUNGSGEGENSTANDES <b>INV. C01B3/04</b> <b>ADD.</b>		
Nach der Internationalen Patentklassifikation (IPK) oder nach der nationalen Klassifikation und der IPK		
B. RECHERCHIERTER SACHGEBIETE		
Recherchierter Mindestprüfstoff (Klassifikationssystem und Klassifikationssymbole ) <b>C01B</b>		
Recherchierte, aber nicht zum Mindestprüfstoff gehörende Veröffentlichungen, soweit diese unter die recherchierten Gebiete fallen		
Während der internationalen Recherche konsultierte elektronische Datenbank (Name der Datenbank und evtl. verwendete Suchbegriffe) <b>EPO-Internal</b>		
C. ALS WESENTLICH ANGESEHENE VERÖFFENTLICHUNGEN		
Kategorie°	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
<b>X</b>	<b>CN 113 896 168 A (SOUTHWEST RES &amp; DESIGN INST CHEMICAL IND)</b> <b>7. Januar 2022 (2022-01-07)</b> * Zusammenfassung * * Abbildungen 1, 2 * * Ansprüche 1, 8 *	<b>1-5, 7-12</b>
<b>Y</b>	-----	<b>13-18</b>
<b>X</b>	<b>WO 2021/257944 A1 (AIR PROD &amp; CHEM [US])</b> <b>23. Dezember 2021 (2021-12-23)</b> * Zusammenfassung * * Anspruch 1 * * Abbildung 1 *	<b>1-3, 5, 7-9</b>
<b>X</b>	-----	<b>1, 6</b>
<b>Y</b>	<b>JP 2018 095512 A (MITSUBISHI HITACHI POWER SYS; MITSUBISHI HEAVY IND LTD)</b> <b>21. Juni 2018 (2018-06-21)</b> * Zusammenfassung * * Anspruch 1 *	<b>13-18</b>
	-----	<b>-/--</b>
<input checked="" type="checkbox"/> Weitere Veröffentlichungen sind der Fortsetzung von Feld C zu entnehmen		
<input checked="" type="checkbox"/> Siehe Anhang Patentfamilie		
° Besondere Kategorien von angegebenen Veröffentlichungen : "A" Veröffentlichung, die den allgemeinen Stand der Technik definiert, aber nicht als besonders bedeutsam anzusehen ist "E" älteres Dokument, das jedoch erst am oder nach dem Anmeldedatum veröffentlicht worden ist "L" Veröffentlichung, die geeignet ist, einen Prioritätsanspruch zweifelhaft erscheinen zu lassen, oder durch die das Veröffentlichungsdatum einer anderen im Recherchenbericht genannten Veröffentlichung belegt werden soll, oder die aus einem anderen besonderen Grund angegeben ist (wie ausgeführt) "O" Veröffentlichung, die sich auf eine mündliche Offenbarung, eine Benutzung, eine Ausstellung oder andere Maßnahmen bezieht "P" Veröffentlichung, die vor dem Anmeldedatum, aber nach dem beanspruchten Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist "T" Spätere Veröffentlichung, die nach dem Anmeldedatum oder dem Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist und mit der Anmeldung nicht kollidiert, sondern nur zum Verständnis des der Erfindung zugrundeliegenden Prinzips oder der ihr zugrundeliegenden Theorie angegeben ist "X" Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann allein aufgrund dieser Veröffentlichung nicht als neu oder auf erfinderischer Tätigkeit beruhend betrachtet werden "Y" Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann nicht als auf erfinderischer Tätigkeit beruhend betrachtet werden, wenn die Veröffentlichung mit einer oder mehreren anderen Veröffentlichungen dieser Kategorie in Verbindung gebracht wird und diese Verbindung für einen Fachmann nahelegend ist "&" Veröffentlichung, die Mitglied derselben Patentfamilie ist		
Datum des tatsächlichen Abschlusses der Recherche internationaler Art <b>12. September 2022</b>		Absenddatum des Berichts über die Recherche internationaler Art
Name und Postanschrift der Internationalen Recherchenbehörde Europäisches Patentamt, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Fax: (+31-70) 340-3016		Bevollmächtigter Bediensteter  <b>Alvarez Rodriguez, C</b>

C.(Fortsetzung). ALS WESENTLICH ANGESEHENE VERÖFFENTLICHUNGEN		
Kategorie°	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
<b>X</b>	<p><b>WO 2017/160154 A1 (STATOIL PETROLEUM AS [NO]) 21. September 2017 (2017-09-21)</b></p> <p><b>* Zusammenfassung *</b></p> <p><b>* Abbildungen 1,2 *</b></p> <p><b>* Ansprüche 1,5,9,10,26 *</b></p> <p><b>* Seite 14, Zeile 13 - Seite 15, Zeile 28 *</b></p> <p align="center">-----</p>	<b>1-3, 8</b>
<b>X</b>	<p><b>WO 2011/107279 A1 (AMMINEX AS [DK]; CHAKRABORTY DEBASISH [DK] ET AL.) 9. September 2011 (2011-09-09)</b></p> <p><b>* Zusammenfassung *</b></p> <p><b>* Abbildung 6 *</b></p> <p align="center">-----</p>	<b>1</b>

# BERICHT ÜBER DIE RECHERCHE INTERNATIONALER ART

Angaben zu Veröffentlichungen, die zur selben Patentfamilie gehören

Nr. des Antrags auf Recherche

**BE 202205053**

Im Recherchenbericht angeführtes Patentdokument	Datum der Veröffentlichung	Mitglied(er) der Patentfamilie	Datum der Veröffentlichung
<b>CN 113896168</b>	<b>A</b>	<b>07-01-2022</b>	<b>KEINE</b>
-----			
<b>WO 2021257944</b>	<b>A1</b>	<b>23-12-2021</b>	<b>KEINE</b>
-----			
<b>JP 2018095512</b>	<b>A</b>	<b>21-06-2018</b>	<b>JP 6769856 B2 14-10-2020</b>
		<b>JP 2018095512 A</b>	<b>21-06-2018</b>
-----			
<b>WO 2017160154</b>	<b>A1</b>	<b>21-09-2017</b>	<b>AU 2016398360 A1 04-10-2018</b>
		<b>CA 3017460 A1</b>	<b>21-09-2017</b>
		<b>CN 108884761 A</b>	<b>23-11-2018</b>
		<b>EP 3430251 A1</b>	<b>23-01-2019</b>
		<b>US 2019084831 A1</b>	<b>21-03-2019</b>
		<b>WO 2017160154 A1</b>	<b>21-09-2017</b>
-----			
<b>WO 2011107279</b>	<b>A1</b>	<b>09-09-2011</b>	<b>CN 102782921 A 14-11-2012</b>
		<b>EP 2543103 A1</b>	<b>09-01-2013</b>
		<b>WO 2011107279 A1</b>	<b>09-09-2011</b>
-----			



## SCHRIFTLICHER BESCHEID

Dossier Nr. SN80611	Anmeldedatum (Tag/Monat/Jahr) 27.01.2022	Prioritätsdatum (Tag/Monat/Jahr)	Anmeldung Nr. BE202205053
Internationale Patentklassifikation (IPK) INV. C01B3/04			
Anmelder thyssenkrupp Industrial Solutions AG, et al			

Dieser Bescheid enthält Angaben und entsprechende Seiten zu folgenden Punkten:

- Feld Nr. I Grundlage des Bescheids
- Feld Nr. II Priorität
- Feld Nr. III Keine Erstellung eines Gutachtens über Neuheit, erfinderische Tätigkeit und gewerbliche Anwendbarkeit
- Feld Nr. IV Mangelnde Einheitlichkeit der Erfindung
- Feld Nr. V Begründete Feststellung hinsichtlich der Neuheit, der erfinderischen Tätigkeit und der gewerblichen Anwendbarkeit; Unterlagen und Erklärungen zur Stützung dieser Feststellung
- Feld Nr. VI Bestimmte angeführte Unterlagen
- Feld Nr. VII Bestimmte Mängel der Anmeldung
- Feld Nr. VIII Bestimmte Bemerkungen zur Anmeldung

Formblatt BE237A (Deckblatt) (Januar 2007)	Prüfer Alvarez Rodriguez, C
--	--------------------------------

---

**Feld Nr. I Grundlage des Bescheids**

---

1. Dieser Bescheid wurde auf der Grundlage des vor dem Beginn der Recherche eingereichten Satzes von Ansprüchen erstellt.
2. Hinsichtlich der **Nucleotid- und/oder Aminosäuresequenz**, die in der Anmeldung offenbart wurde, ist der Bescheid auf folgender Grundlage erstellt worden:
  - a. Art des Materials:
    - Sequenzprotokoll
    - Tabelle(n) zum Sequenzprotokoll
  - b. Form des Materials:
    - in Papierform
    - in elektronischer Form
  - c. Zeitpunkt der Einreichung:
    - in der eingereichten Anmeldung enthalten
    - zusammen mit der Anmeldung in elektronischer Form eingereicht
    - nachträglich eingereicht
3.  Wurden mehr als eine Version oder Kopie eines Sequenzprotokolls und/oder einer dazugehörigen Tabelle eingereicht, so sind zusätzlich die erforderlichen Erklärungen, dass die Information in den nachgereichten oder zusätzlichen Kopien mit der Information in der Anmeldung in der eingereichten Fassung übereinstimmt bzw. nicht über sie hinausgeht, vorgelegt worden.
4. Zusätzliche Bemerkungen:

## SCHRIFTLICHER BESCHEID

Anmeldung Nr.  
BE202205053

---

**Feld Nr. V Begründete Feststellung hinsichtlich der Neuheit, der erfinderischen Tätigkeit und der gewerblichen Anwendbarkeit; Unterlagen und Erklärungen zur Stützung dieser Feststellung**

---

1. Feststellung

Neuheit	Ja: Ansprüche 13-18 Nein: Ansprüche 1-12
Erfinderische Tätigkeit	Ja: Ansprüche Nein: Ansprüche 1-18
Gewerbliche Anwendbarkeit	Ja: Ansprüche: 1-18 Nein: Ansprüche:

2. Unterlagen und Erklärungen:

**siehe Beiblatt**

**Re Item V**

- 1 Es wird auf die folgenden Dokumente verwiesen:
- D1: CN 113 896 168 A (SOUTHWEST RES & DESIGN INST CHEMICAL IND) 7. Januar 2022 (2022-01-07)
  - D2: WO 2021/257944 A1 (AIR PROD & CHEM [US]) 23. Dezember 2021 (2021-12-23)
  - D3: JP 2018 095512 A (MITSUBISHI HITACHI POWER SYS; MITSUBISHI HEAVY IND LTD) 21. Juni 2018 (2018-06-21)
  - D4: WO 2017/160154 A1 (STATOIL PETROLEUM AS [NO]) 21. September 2017 (2017-09-21)
  - D5: WO 2011/107279 A1 (AMMINEX AS [DK]; CHAKRABORTY DEBASISH [DK] ET AL.) 9. September 2011 (2011-09-09)

**Neuheit**

- 2 Die vorliegende Anmeldung erfüllt nicht die Erfordernisse der Patentierbarkeit, weil der Gegenstand der Ansprüche 1-12 nicht neu aus den folgenden Gründen ist:
- 2.1 Das Dokument D1 offenbart [Zusammenfassung; Abbildungen 1,2; Ansprüche 1,8] ein Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak in Gegenwart eines Katalysators, wobei der Katalysator in mindestens einem Rohr angeordnet ist, welches von Ammoniak durchströmt wird. Das Ammoniak-Feedgas vor Einleitung in den Katalysatorbett wird zunächst vorgeheizt und stromaufwärts des Katalysatorbetts einem Pre-Reformer zugeführt, in dem teilweise eine Spaltung des Ammoniaks in Wasserstoff und Stickstoff erfolgt. Das Ammoniak-Feedgas wird danach erneut auf die für den Eintritt in das Katalysatorbett vorgesehene Temperatur aufgeheizt und für die weitere Spaltreaktion in das Katalysatorbett eingeleitet. Das Aufheizen des Ammoniak-Feedgases erfolgt mit Wärme aus dem Produktgasstrom stromabwärts des Reaktors und mittels Wärmetaüscher, welche im Strömungsweg eines Rauchgaskanals angeordnet sind. Der Brennkammer wird Prozessluft zugeführt, welche mittels eines Wärmetauschers

vorgewärmt wird, welcher in Rauchgaskanal angeordnet ist. Der Restgas für die Verbrennung wird in einer Trennvorrichtung nach Abtrennung von Wasserstoff aus dem Prozessgas erzeugt. Eine elektrische Heizvorrichtung kann unterstützend eingesetzt werden.

Der Gegenstand der Ansprüche 1-5 und 7-12 ist somit nicht neu angesichts von D1.

- 2.2 Das Dokument D2 offenbart [Anspruch 1] ein Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff aus Ammoniak umfassend: Erhitzen (und gegebenenfalls Verdampfen) von flüssigem Ammoniak durch Wärmeaustausch mit einem oder mehreren heißen Fluiden, um erhitztes Ammoniak zu erzeugen; Verbrennen eines Brennstoffs in einem Ofen, um katalysatorhaltige Reaktorrohre zu erhitzen und ein Rauchgas zu bilden; Zuführen des erhitzten Ammoniaks zu den katalysatorhaltigen Reaktorrohren, um das Cracken des Ammoniaks in ein Spaltgas zu bewirken, das Wasserstoffgas und Stickstoffgas enthält; Reinigen des Spaltgases in einer PSA-Vorrichtung und einem Membranseparator. Der Brennstoff umfasst eines oder mehrere aus Ammoniak, dem PSA-Offgas, Wasserstoff und Methan und das eine oder die mehreren heißen Fluide umfassen das Rauchgas und/oder das Spaltgas.

Der Gegenstand der Ansprüche 1-3, 5, 7-9 und 11 ist somit nicht neu angesichts von D2.

- 2.3 Das Dokument D3 offenbart [Zusammenfassung; Anspruch 1] ein Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, bei dem Ammoniak in Gegenwart eines Katalysators in Wasserstoff und Stickstoff mit dem von der Turbine abgezogenen Dampf als Heizquelle gespalten wird. Das Verfahren erfolgt ohne vorgeschaltete nicht-katalytische Oxidation in Abwesenheit eines Oxidationsmittels. Der Dampf wird durch Wärmeaustausch mit den Verbrennungsgasen erzeugt, die in der Verbrennungseinheit der Ammoniakzersetzungsanlage entstehen.

Der Gegenstand der Ansprüche 1 und 6 ist somit nicht neu angesichts von D3.

- 2.4 Das Dokument D4 offenbart [Zusammenfassung; Abbildungen 1,2; Ansprüche 1,5,9,10,26; Seite 14, Zeile 13 - Seite 15, Zeile 28] ein Verfahren umfassend: Verdampfen und Vorheizen von flüssigem Ammoniak, um vorgewärmtes Ammoniakgas zu erzeugen; Einleiten des vorgewärmten Ammoniakgases in eine Ammoniakspaltvorrichtung, wobei die Vorrichtung zur Umwandlung von Ammoniakgas in ein Gemisch aus Wasserstoff und Stickstoff geeignet ist; Umwandlung des vorgewärmten Ammoniakgases in ein Gemisch aus Wasserstoff und Stickstoff; Abkühlen des Gemisches aus Wasserstoff und

Stickstoff, um ein gekühltes Wasserstoff- und Stickstoffgemisch zu erhalten; Einleiten des gekühlten Wasserstoff- und Stickstoffgemisches in eine Gasturbine; und Verbrennung des gekühlten Wasserstoff- und Stickstoffgemischs in der Gasturbine, um die Energie zu erzeugen. Eine Brennstoffquelle unterstützt die Umwandlung des vorgewärmten Ammoniakgases in das Gemisch aus Wasserstoff und Stickstoff in der Ammoniakspaltvorrichtung. Das Verdampfen und Vorwärmen des flüssigen Ammoniaks erfolgt bei einer Temperatur von 300-700 °C.

Der Gegenstand der Ansprüche 1-3 und 8 ist somit nicht neu angesichts von D4.

- 2.5 Das Dokument D5 offenbart [Zusammenfassung; Abbildung 6] ein Verfahren zur Herstellung von Wasserstoff durch Spaltung von Ammoniak, bei dem Ammoniak in Gegenwart eines Katalysators in Wasserstoff und Stickstoff gespalten wird, dadurch gekennzeichnet, dass die Spaltung des Ammoniaks ohne vorgeschaltete nicht-katalytische Oxidation in Abwesenheit eines Oxidationsmittels nur durch Zufuhr von Wärme in Gegenwart des Katalysators erfolgt. Das Ammoniak-Feedgas wird vor Einleitung in den Reaktor vorgeheizt. Der Gegenstand des Anspruchs 1 ist somit nicht neu angesichts von D5.

### **Erfinderische Tätigkeit**

- 3 Die vorliegende Anmeldung erfüllt nicht die Erfordernisse der Patentierbarkeit, weil der Gegenstand der Ansprüche 13 nicht auf einer erfinderischen Tätigkeit beruht.
- 3.1 Das Dokument D1 wird als nächstliegender Stand der Technik gegenüber dem Gegenstand des Anspruchs 13 angesehen.
- 3.2 Der Gegenstand des Anspruchs 13 unterscheidet sich somit von der Anlage von D1 dadurch, dass für den Betrieb mindestens eines der Wärmetauscher Dampf als Wärmequelle zugeführt wird, welcher in einer Dampferzeugungsvorrichtung der Anlage mittels Prozesswärme erzeugt wird.
- 3.3 Die mit der vorliegenden Erfindung zu lösende Aufgabe kann somit darin gesehen werden, eine alternative Heizquelle für die Erwärmung oder Verdampfung von Ammoniak bereitzustellen.
- 3.4 Die in Anspruch 13 der vorliegenden Anmeldung vorgeschlagene Lösung kann nicht als erfinderisch aus den folgenden Gründen angesehen werden:

- Die Verwendung von Dampf als Heizquelle ist eine übliche Maßnahme im technischen Gebiet (siehe, z.B. D3) . Der Gegenstand des Anspruchs 13 ist somit nicht erfinderisch.
- 4 Die abhängigen Ansprüche 14 bis 18 scheinen keine zusätzlichen Merkmale zu enthalten, die in Kombination mit den Merkmalen eines Anspruchs, auf den sie rückbezogen sind, die Erfordernisse in Bezug auf erfinderische Tätigkeit erfüllen. Die Gründe dafür sind die folgenden:
- Ein Dampftrommel ist es eine von mehreren naheliegenden Möglichkeiten für den Fachmann. Anspruch 14 ist daher nicht erfinderisch.
  - Die Merkmale der Ansprüche 13 bis 18 sind aus D1 bekannt und daher nicht erfinderisch.