

(12) NACH DEM VERTRAG ÜBER DIE INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT AUF DEM GEBIET DES PATENTWESENS (PCT) VERÖFFENTLICHTE INTERNATIONALE ANMELDUNG

(19) Weltorganisation für geistiges Eigentum  
Internationales Büro

(43) Internationales Veröffentlichungsdatum  
22. Mai 2025 (22.05.2025)



(10) Internationale Veröffentlichungsnummer  
**WO 2025/103631 A1**

(51) Internationale Patentklassifikation:

C07C 29/151 (2006.01) C10K 1/00 (2006.01)  
C07C 31/04 (2006.01) C10K 3/00 (2006.01)  
C01B 3/38 (2006.01)

(21) Internationales Aktenzeichen: PCT/EP2024/074641

(22) Internationales Anmeldedatum:  
04. September 2024 (04.09.2024)

(25) Einreichungssprache: Deutsch

(26) Veröffentlichungssprache: Deutsch

(30) Angaben zur Priorität:  
10 2023 211 272.8  
13. November 2023 (13.11.2023) DE

(71) Anmelder: SIEMENS ENERGY GLOBAL GMBH & CO. KG [DE/DE]; Otto-Hahn-Ring 6, 81739 München (DE).

(72) Erfinder: SCHRAMM, Henning; Kronenburgerweg 31, 57567 Daaden (DE). KINZL, Markus; Schillerstraße 11, 63128 Dietzenbach (DE). SCHNEIDER, Rüdiger; Hesenring 40, 65817 Eppstein (DE).

(81) Bestimmungsstaaten (soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare nationale Schutzrechtsart): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CV, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IQ, IR, IS, IT, JM, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, MG, MK, MN, MU, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT,

(54) Title: METHOD AND PLANT FOR PRODUCING METHANOL

(54) Bezeichnung: VERFAHREN UND ANLAGE ZUM HERSTELLEN VON METHANOL

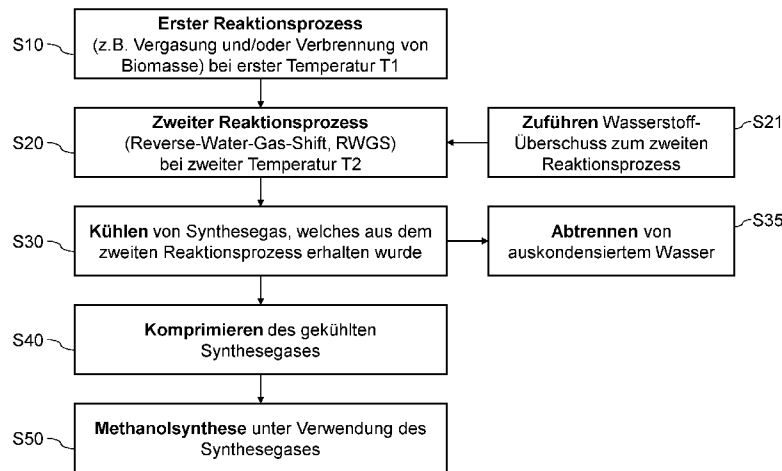


Fig. 1a

- S10 First reaction process (e.g. gassing or combusting biomass) at a first temperature T1
- S20 Second reaction process (reverse-water-gas-shift, RWGS) at a second temperature T2
- S30 Cooling synthesis gas which was obtained from the second reaction process
- S40 Compressing the cooled synthesis gas
- S50 Methanol synthesis using the synthesis gas
- S21 Supplying hydrogen excess to the second reaction process
- S35 Separating condensed-out water

(57) Abstract: The invention relates to a method and a plant for producing methanol, comprising: carrying out (S10) a first reaction process at a first temperature (T1), wherein the first reaction process, using biomass and oxygen, produces a synthesis gas containing carbon dioxide (CO<sub>2</sub>); carrying out (S20) a second reaction process in the form of a reverse-water-gas-shift reaction at a second temperature (T2) using the produced synthesis gas, wherein the second reaction process increases a carbon monoxide component (CO) in the synthesis gas, wherein the second temperature (T2) is above 400°C; carrying out (S50) a methanol synthesis using the synthesis gas to produce methanol. The invention further relates to a plant configured to carry out the method.

(57) Zusammenfassung: Verfahren und Anlage zum Herstellen von Methanol Die Erfindung betrifft ein Verfahren zum Herstellen



WO 2025/103631 A1

QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, ST,  
SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ,  
VC, VN, WS, ZA, ZM, ZW.

- (84) Bestimmungsstaaten** (soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare regionale Schutzrechtsart): ARIPO (BW, CV, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SC, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasisches (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), europäisches (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, ME, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

**Veröffentlicht:**

- mit internationalem Recherchenbericht (Artikel 21 Absatz 3)

---

von Methanol umfassend: Durchführen (S10) eines ersten Reaktionsprozesses bei einer ersten Temperatur (T1), wobei der erste Reaktionsprozess unter Verwendung von Biomasse und Sauerstoff ein Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) enthaltendes Synthesegas erzeugt. Durchführen (S20) eines zweiten Reaktionsprozesses in Form einer Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktion bei einer zweiten Temperatur (T2) unter Verwendung des erzeugten Synthesegases, wobei der zweite Reaktionsprozess einen Kohlenmonoxid-Anteil (CO) in dem Synthesegas erhöht, wobei die zweite Temperatur (T2) größer als 400°C ist. Durchführen (S50) einer Methanol synthese unter Verwendung des Synthesegases, um Methanol zu erzeugen. Die Erfindung betrifft weiterhin eine Anlage, die eingerichtet ist, das Verfahren durchzuführen.

Beschreibung

Verfahren und Anlage zum Herstellen von Methanol

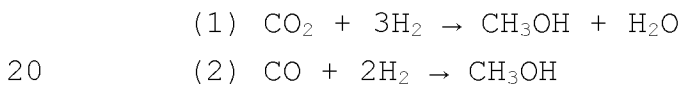
5 Technisches Gebiet der Erfindung

Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren zum Herstellen von Methanol sowie eine Anlage zum Herstellen von Methanol.

10

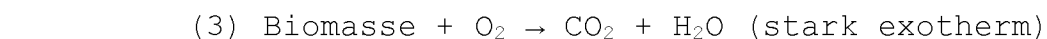
Hintergrund der Erfindung

Zur Herstellung von Kraftstoffen aus erneuerbaren Energien ist es bekannt, zunächst in einer Methanolsynthese Kohlendioxid beziehungsweise Kohlenmonoxid mit Wasserstoff zu Methanol entsprechend der folgenden zwei Reaktionsgleichungen umzusetzen:



Das für die Methanolsynthese erforderliche Kohlendioxid beziehungsweise Kohlenmonoxid wird beispielsweise in einem Synthesegas bereitgestellt, das mittels einer vorgelagerten Verbrennung oder Vergasung von Biomasse erzeugt wird, was auch als Verbrennungs-Route beziehungsweise Vergasungs-Route bezeichnet wird.

Die Verbrennung von Biomasse erfolgt typischerweise unter einem Sauerstoff-Überschuss, sodass der in der Biomasse enthaltene Kohlenstoff vorwiegend zu Kohlendioxid umgesetzt wird, wie in folgender Reaktionsgleichung (3) veranschaulicht:



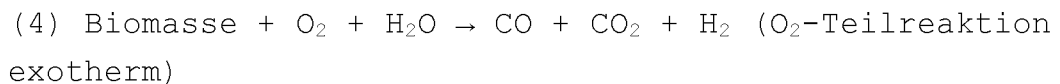
Das Verbrennungs-Abgas besteht folglich im Wesentlichen aus Kohlendioxid und Wasser. Um ein Synthesegas für die Methanolsynthese gemäß der obigen Reaktionsgleichung (1) bereitzustellen

len, wird dem Verbrennungs-Abgas schließlich Wasserstoff hinzugefügt.

Aufgrund des aus der Verbrennung resultierenden hohen Kohlendioxidanteils - siehe Reaktionsgleichung (3) - muss der gemäß  
5 der obigen Reaktionsgleichung (1) in der Methanolsynthese erzeugte Wasseranteil in einer nachgelagerten Destillationsstufe erheblich reduziert werden, um Methanol mit einem gewissen  
Reinheitsgrad für die Herstellung von Kraftstoffen bereitzustellen. Das Vorsehen und Betreiben der Destillationsstufe  
10 ist prozesstechnisch aufwändig und kostenintensiv.

Alternativ zur Verbrennungs-Route kann die Vergasungs-Route gewählt werden. Hierbei ist der Methanolsynthese eine Vergasung  
15 von Biomasse unter einem Sauerstoff-Unterschuss beziehungsweise Sauerstoff-Mangel vorgeschaltet. Die Vergasung liefert ein Vergasungs-Abgas beziehungsweise ein Synthesegas aus Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Wasserstoff gemäß der folgenden Reaktionsgleichung (4):

20



Das Kohlenmonoxid und das Kohlendioxid werden in der Methanolsynthese gemäß den Verhältnissen der obigen Reaktionsgleichungen (1) und (2) zu Methanol beziehungsweise sogenanntem Roh-Methanol in Form eines Gemischs von Methanol und Wasser umgesetzt. Aufgrund des im Vergasungs-Abgas beziehungsweise im Synthesegas enthaltenen Kohlendioxids liegt im Roh-  
30 Methanol ein gewisser Wasseranteil vor, der mittels Destillation aufwändig reduziert werden muss.

An der Vergasungs-Route kann als vorteilhaft betrachtet werden, dass im Vergleich zur Verbrennungs-Route weniger Wasser entsteht, das mittels Destillation abgeschieden werden muss.  
35 Auf der anderen Seite ist die Verbrennung ein prozesstechnisch deutlich robusteres Verfahren als die Vergasung. Beispielsweise kann Biomasse mit geringer oder heterogener Güte

mittels Verbrennung auf einfache Weise umgesetzt werden, wohingegen die Vergasungs-Route ein Biomasse-Edukt mit vergleichsweise hoher beziehungsweise konstanter Güte voraussetzt.

5

Zusammenfassend lässt sich festhalten, dass es im Stand der Technik etabliert ist, das in der Vergasungs-Route entstehende Kohlendioxid entweder abzuscheiden, sodass die Kohlenstoff-Ausbeute der eingesetzten Biomasse sinkt, oder in der Methanolsynthese umzusetzen und das gemäß Reaktionsgleichung (1) entstehende Wasser mittels Destillation aufwändig abzutrennen.

10

Zusammenfassung der Erfindung

15

Ausgehend von dem bekannten Stand der Technik ist es eine Aufgabe der vorliegenden Erfindung, ein verbessertes Verfahren zum Herstellen von Methanol, eine entsprechende Anlage zum Durchführen des Verfahrens, sowie eine Anlage zum Herstellen von Methanol bereitzustellen.

20

Die Aufgabe wird durch ein Verfahren zum Herstellen von Methanol mit den Merkmalen des Anspruchs 1 gelöst. Vorteilhafte Weiterbildungen ergeben sich aus den Unteransprüchen, der Beschreibung und den Figuren.

25

Entsprechend wird ein Verfahren zum Herstellen von Methanol vorgeschlagen, umfassend folgende Schritte:

- Durchführen eines ersten Reaktionsprozesses bei einer ersten Temperatur, wobei der erste Reaktionsprozess unter Verwendung von Biomasse und Sauerstoff ein Kohlendioxid enthaltendes Synthesegas erzeugt,
- Durchführen eines zweiten Reaktionsprozesses in Form einer Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktion bei einer zweiten Temperatur unter Verwendung des erzeugten Synthesegases, wobei der zweite Reaktionsprozess einen Kohlenmonoxid-Anteil in dem Synthesegas erhöht, wobei die zweite Temperatur größer als 400°C ist, und

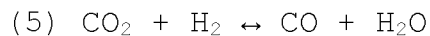
30

35

- Durchführen einer Methanolsynthese unter Verwendung des Synthesegases, um Methanol zu erzeugen.

Wenn vorliegend von dem zweiten Reaktionsprozess die Rede  
5 ist, bezieht sich dies auf die Reaktion „Reverse-Water-Gas-Shift“ - vorliegend abgekürzt mit „RWGS“ - beziehungsweise einen entsprechenden RWGS-Reaktor und umgekehrt.

Dadurch, dass die zweite Temperatur größer als 400°C ist,  
10 kann das Gleichgewicht der bekannten RWGS Reaktionsgleichung



besonders günstig gestaltet werden, um den Kohlenmonoxid-  
15 Anteil in dem Synthesegas zu erhöhen und den Kohlendioxid-Anteil in dem Synthesegas zu reduzieren. Die Reaktionsgleichung (5) wird mitunter im Folgenden mit „RWGS-Reaktion“ abgekürzt.

20 Im Zuge der vorliegenden Erfindung wurde erkannt, dass dank einer erheblichen Reduzierung des Kohlendioxid-Anteils im Synthesegas, welches als Edukt in die Methanolsynthese ein-  
geht, auf eine Destillationsstufe zum Abtrennen von Wasser im Zuge der Methanolsynthese verzichtet werden kann. Dabei wird  
25 durch den Verzicht der Destillationsstufe mehr prozesstechnischer und apparativer Aufwand eingespart als durch das Vorsehen eines RWGS-Reaktors beziehungsweise RWGS-Katalysators zum Durchführen der RWGS-Reaktion hervorgerufen wird.

30 Weiterhin wurde erkannt, dass dank der Durchführung der RWGS-Reaktion auf ein Abscheiden des unerwünschten Kohlendioxids aus dem Synthesegas verzichtet werden kann. Vielmehr kann das Kohlendioxid dank der RWGS-Reaktion zu dem für die Methanolsynthese erwünschten Kohlenmonoxid umgesetzt werden, sodass  
35 die Kohlenstoff-Ausbeute aus der im ersten Reaktionsprozess verwendeten Biomasse gesteigert werden kann.

Der Erfindung liegt unter anderem der Gedanke zugrunde, Anteile unerwünschte Komponenten im Synthesegas mittels einer endothermen Reaktion zu reduzieren und gleichzeitig diese endotherme Reaktion auf einfache Weise unter Verwendung von  
5 Prozesswärme aus benachbarten Reaktionsprozessen durchzuführen.

Dadurch, dass die zweite Temperatur, welche vorliegend auch als RWGS-Temperatur bezeichnet wird, lediglich größer als  
10 400°C sein muss, kann beispielsweise auf einfache Weise Prozesswärme des ersten Reaktionsprozesses oder Prozesswärme der Methanolsynthese für die endotherme RWGS-Reaktion verwendet werden. Auf diese Weise können die oben genannten Vorteile erzielt werden, beispielsweise die Erhöhung der Kohlenstoff-  
15 Ausbeute beziehungsweise das Einsparen der Destillationsstufe, während kein signifikanter zusätzlicher Energieaufwand zum Durchführen der RWGS-Reaktion erforderlich ist. Mit anderen Worten überwiegen die Effekte der Einsparung der Destillationsstufe beziehungsweise der Erhöhung der Kohlenstoff-  
20 Ausbeute gegenüber den erforderlichen Aufwänden zum Durchführen der RWGS-Reaktion deutlich in der Gesamtbilanz.

Weiterhin wurde im Zuge der vorliegenden Erfindung erkannt, dass dadurch, dass im Vergleich zum Stand der Technik weniger  
25 beziehungsweise gar kein Wasser in der Methanolsynthese besteht, die Destillationsstufe insbesondere in der Herstellung von Benzin via der sogenannten „Methanol2Gasoline“-Route oder Kerosin via der sogenannten „Methanol2Kerosene“-Route vollständig eingespart werden kann, da bei diesen beiden Routen  
30 ein Wasser-Anteil von bis zu 10% im Roh-Methanol zulässig ist.

Weiterhin kann durch die besagte erzielbare Reduktion von Kohlendioxid im Synthesegas mehr Wärme in der Methanolsynthese erzeugt werden, da die Reaktionsenthalpie der Reaktionsgleichung (2)  $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$  höher ist als die Reaktionsenthalpie der Reaktionsgleichung (1)  $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ .  
35 Somit steht ohne Zusatzaufwand mehr Prozesswärme zur Wei-

ternutzung zur Verfügung, was die Gesamtbilanz weiter verbessern kann.

Weiterhin wurde im Zuge der vorliegenden Erfindung erkannt,  
5 dass dadurch, dass im Vergleich zum Stand der Technik weniger beziehungsweise gar kein Wasser in der Methanolsynthese besteht, die Lebensdauer beziehungsweise die Standzeit des Methanolsynthese-Katalysators gesteigert werden kann.

10 Gemäß einer Ausführungsform kann der erste Reaktionsprozess eine Vergasung der Biomasse mit dem Sauerstoff und mit Wasserdampf umfassen, wobei das erzeugte Synthesegas Kohlenmonoxid und Wasserstoff enthält. Insbesondere kann der erste Reaktionsprozess die Vergasung der Biomasse sein. Mit anderen  
15 Worten kann der erste Reaktionsprozess eine thermo-chemische Umwandlung der Biomasse in das Kohlendioxid enthaltende Synthesegas sein. Insbesondere kann ein dem Fachmann als Luftüberschusszahl bekannter Parameter der Vergasung größer Null und kleiner Eins sein. Mit anderen Worten erfolgt in diesem  
20 Fall der erste Reaktionsprozess unter Sauerstoff-Unterschuss bzw. Sauerstoff-Mangel. Gemäß dieser Ausführungsform ist der erste Reaktionsprozess eine Vergasung ohne darauffolgende Verbrennung.

25 Dadurch, dass der erste Reaktionsprozess eine Vergasung der Biomasse sein kann, kann das erzeugte Synthesegas neben dem Kohlendioxid auch Kohlenmonoxid und Wasserstoff enthalten. Mit anderen Worten ist der Kohlendioxid-Anteil der Vergasungs-Route kleiner als bei der Verbrennungs-Route. Auf diese  
30 Weise muss in dem zweiten Reaktionsprozess weniger Kohlendioxid umgesetzt werden und es muss weniger Wasserstoff zugeführt werden.

Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann der erste Reaktionsprozess eine Verbrennung der Biomasse mit dem Sauerstoff  
35 umfassen, wobei das erzeugte Synthesegas Wasser enthält. Insbesondere kann der erste Reaktionsprozess die Verbrennung der Biomasse, also eine sogenannte Oxy-Combustion oder Oxy-

Verbrennung der Biomasse, sein. Mit anderen Worten kann der erste Reaktionsprozess jener Verbrennungsprozess sein, der unmittelbar durch Entzünden von aus der Biomasse austretenden Gasen resultiert. Insbesondere kann die Luftüberschusszahl des ersten Reaktionsprozesses, also der Oxy-Verbrennung, größer Eins sein. Mit anderen Worten erfolgt der erste Reaktionsprozess unter Sauerstoff-Überschuss. Gemäß dieser Ausführungsform ist der erste Reaktionsprozess eine Verbrennung, der naturgemäß ein Ausgasen eines entflammaren Gases aus der Biomasse vorausgeht.

Dadurch, dass der erste Reaktionsprozess eine Verbrennung der Biomasse sein kann, können in dem ersten Reaktionsprozess eine hohe Vielfalt verschiedener Biomasse-Edukte unterschiedlicher Güte oder schwankendem Homogenitätsgrad zu Synthesegas umgesetzt werden. Dies erlaubt eine einfache und robuste Prozessführung des ersten Reaktionsprozesses.

Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann der erste Reaktionsprozess in Form der Vergasung in einem Vergasungs-Reaktor und zusätzlich in Form der Verbrennung in einem Verbrennungs-Reaktor durchgeführt werden, wobei das in der Vergasung erzeugte Synthesegas und das in der Verbrennung erzeugte Synthesegas vor dem Durchführen der Methanolsynthese zusammengeführt werden. Mit anderen Worten können die Vergasung, die Verbrennung und die Methanolsynthese in einem Y-Schema erfolgen. Insbesondere kann das Durchführen des zweiten Reaktionsprozesses nach dem vorstehend genannten Zusammenführen, also nach dem Knotenpunkt des Y-Schemas, erfolgen. Auf diese Weise kann der erste Reaktionsprozess gleichzeitig in zwei verschiedenen Ausprägungsvarianten betrieben werden, während nur ein RWGS-Reaktor erforderlich ist. Somit kann unter Einsparung eines weiteren RWGS-Reaktors eine höhere Vielfalt an Biomasse-Edukten verarbeitet werden.

35

Gemäß einer Weiterbildung kann die zweite Temperatur höchstens 300 Kelvin niedriger sein als die erste Temperatur. Beispielsweise kann die erste Temperatur in Form einer Verbren-

nungstemperatur zur Verbrennung der Biomasse 1000°C betragen, während die zweite Temperatur in Form der RWGS-Temperatur mindestens 700°C beträgt. Weiterhin kann beispielsweise die erste Temperatur in Form einer Vergasungstemperatur 500°C betragen, während die zweite Temperatur in Form der RWGS-Temperatur auf 400°C gehalten wird. Durch die vorstehend genannte Begrenzung des Temperaturunterschieds kann besonders effektiv Prozesswärme des ersten Reaktionsprozesses, welcher exotherm ist, zur Durchführung der RWGS-Reaktion verwendet werden.

Gemäß einer Weiterbildung kann die erste Temperatur zwischen 700-1100°C liegen und die zweite Temperatur zwischen 380-1100°C liegen. Durch die vergleichsweise hohe erste Temperatur im Bereich 700-1100°C kann eine hohe Qualität des zu erzeugenden Synthesegases erzielt werden, also ein hoher Anteil an erwünschten kurzkettigen gasförmigen Kohlenstoffverbindungen, insbesondere Kohlendioxid im Fall der Verbrennung, beziehungsweise Kohlenmonoxid und Kohlendioxid im Fall der Vergasung. Weiterhin wird durch die vergleichsweise hohe erste Temperatur der exothermen ersten Reaktion ein hohes Potenzial an nutzbarer Prozesswärme bereitgestellt.

Vorliegend wurde erkannt, dass auf eine Reinigungsstufe zum Reinigen des mittels des ersten Reaktionsprozesses erzeugten Abgases beziehungsweise Synthesegases verzichtet werden kann, wenn dieses eine hohe Qualität hat, das heißt die Anteile an unerwünschten Nebenprodukten, beispielsweise Teere oder Holzkondensat, gering ist. Somit kann bei einer Prozessführung des ersten Reaktionsprozesses, die zu einer hohen Abgasqualität führt, die Integration eines RWGS-Katalysators in eine Abgasleitung des ersten Reaktionsprozesses besonders einfach erfolgen.

Weiterhin kann - wie weiter oben dargelegt - die RWGS-Reaktion in einem vergleichsweise breiten Temperaturbereich durchgeführt werden, also bei einer Spanne von 720 Kelvin im genannten Bereich von 380-1100°C liegen. Auf diese Weise kann

die RWGS-Reaktion beispielsweise bei mittleren Temperaturen um die 450°C, also deutlich geringer als die erste Temperatur, durchgeführt werden und somit räumlich von der ersten Reaktion entkoppelt werden. Aufgrund des hohen Temperaturunterschieds kann der exotherme erste Reaktionsprozess trotz

5 räumlicher Entkopplung immer noch Prozesswärme zur Durchführung der RWGS-Reaktion bereitstellen.

Im vorliegenden Kontext werden Temperaturen unter 350°C als

10 niedrig, Temperaturen über 750°C als hoch und Temperaturen dazwischen als mittel bezeichnet.

Im Zuge der vorliegenden Erfindung wurde erkannt, dass dank einer räumlichen Entkopplung der RWGS-Reaktion vom ersten Reaktionsprozess eine Synthesegas-Reinigung zwischen den ersten

15 und zweiten Reaktionsprozess geschaltet werden kann. Auf diese Weise können unerwünschte Nebenprodukte, beispielsweise Teere oder Holzkondensat, noch vor dem zweiten Reaktionsprozess aus dem Synthesegas abgeschieden werden, sodass ein für

20 den zweiten Reaktionsprozess eingesetzter RWGS-Katalysator weniger schnell verschmutzt, zugesetzt oder abgenutzt wird.

Es wurde erkannt, dass insbesondere die für vergleichsweise niedrige RWGS-Temperaturen eingerichteten Katalysatoren, also

25 RWGS-Temperaturen um die 400-500°C, vor unerwünschten Nebenprodukten beziehungsweise Rückständen im Synthesegas geschützt werden sollten. Somit ermöglicht die vorgeschlagene Weiterbildung das Vorsehen einer Reinigungsstufe zum Erzielen einer hohen Standzeit des RWGS-Katalysators während gleich-

30 zeitig die RWGS-Reaktion mit Prozesswärme des ersten Reaktionsprozesses versorgt werden kann.

Gemäß einer Weiterbildung kann die zweite Temperatur mindestens 80% der ersten Temperatur betragen. Beispielsweise kann

35 die zweite Temperatur 80%, 90%, 110% oder 120% der ersten Temperatur oder jeden Wert dazwischen betragen. Mit anderen Worten können die erste und zweite Temperatur um maximal 20% voneinander abweichen. Wenn die zweite Temperatur 80-100% der

ersten Temperatur beträgt, kann die RWGS-Reaktion auf einfache Weise räumlich mit dem ersten Reaktionsprozess gekoppelt werden, beispielsweise indem der RWGS-Katalysator in eine Abgasleitung, welche zur Ausleitung des erzeugten Synthesegases aus dem ersten Reaktionsprozess eingerichtet ist, integriert wird. Auf diese Weise können der erste und zweite Reaktionsprozess gleichermaßen bei sehr hohen Temperaturen, beispielsweise um die 1000°C, durchgeführt werden. Auf diese Weise kann eine hohe Qualität des Synthesegases erzielt werden, so dass eine Reinigung des Synthesegases vor dem RWGS-Katalysator gegebenenfalls nicht erforderlich ist. Gleichzeitig kann der Fachmann zur Auslegung des Verfahrens - wegen der vergleichsweise hohen RWGS-Temperatur - auf einen besonders einfachen und robusten RWGS-Katalysator zurückgreifen, der auf einen effektiven betrieb bei hohen Temperaturen ausgelegt ist.

Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann das Durchführen des ersten Reaktionsprozesses ein Ausleiten des erzeugten Synthesegases mittels einer Abgasleitung umfassen, wobei das Durchführen des zweiten Reaktionsprozesses in das Ausleiten des erzeugten Synthesegases integriert ist. Insbesondere kann dabei ein RWGS-Katalysator in der Abgasleitung des ersten Reaktionsprozesses angeordnet sein. Auf diese Weise kann die Temperaturdifferenz zwischen dem ersten und zweiten Reaktionsprozess sehr gering gehalten werden.

Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann das Verfahren folgenden Schritt umfassen: Zuführen von Wasserstoff, insbesondere in Form eines Wasserstoff-Überschusses, auf der Eduktseite des zweiten Reaktionsprozesses. Mit anderen Worten wird zusätzlicher Wasserstoff als Edukt für die RWGS-Reaktion bereitgestellt, insbesondere mehr Wasserstoff als typischerweise mit dem erzeugten Synthesegas in der RWGS-Reaktion umgesetzt werden kann. Auf diese Weise wird das RWGS-Reaktionsgleichgewicht zugunsten der gewünschten Produkte beeinflusst. Insbesondere kann sich somit in der RWGS-Reaktion ein sehr hoher oder sogar vollständiger Umsatz von Kohlend-

oxid und Wasserstoff zu Kohlenmonoxid und Wasser ergeben. Beispielsweise kann somit der Restgehalt von Kohlendioxid im Synthesegas auf unter 1% reduziert werden. Die ermöglicht mit noch höherer Wahrscheinlichkeit das Einsparen der Destillationsstufe nach der Methanolsynthese, da aus dem maximal 1% Kohlendioxid ein entsprechend geringer Wasseranteil im Roh-Methanol resultiert. Vorliegend wurde erkannt, dass bei einem Wasseranteil von 1-10% im Roh-Methanol die Destillationsstufe entfallen kann, wenn das Roh-Methanol mit einem entsprechenden Methanol-Anteil von mindesten 90% zur Herstellung von bestimmten sogenannten Bio-Kraftstoffen verwendet wird.

Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann das Verfahren folgende Schritte umfassen:

- Leiten des erzeugten Synthesegases durch einen Rekuperator-Wärmetauscher,
- Abkühlen des Synthesegases auf eine Reinigungs-Temperatur,
- Reinigen des abgekühlten Synthesegases,
- Erwärmen des gereinigten Synthesegases auf die zweite Temperatur mittels des Rekuperator-Wärmetauschers, und
- Zuführen des erwärmten Synthesegases zu dem zweiten Reaktionsprozess.

Dank dieser Verwendung des Rekuperator-Wärmetauschers kann eine Reinigung des Synthesegases noch vor dem RWGS-Katalysator erfolgen, während gleichzeitig die Prozesswärme des ersten Reaktionsprozesses zum Durchführen der RWGS-Reaktion genutzt werden kann. Beispielsweise kann die erste Reaktion bei einer hohen Temperatur von 800-1000 °C erfolgen und die Reinigung kann bei einer Reinigungstemperatur im Bereich von 30-350°C erfolgen. Dank einer hohen ersten Temperatur kann das gereinigte Synthesegas je nach Investitionsaufwand für die Auslegung des Rekuperator-Wärmetauschers beispielsweise auf eine RWGS-Temperatur von 400°C, 600°C oder 750°C erwärmt werden.

Zusätzlich oder alternativ kann das Verfahren folgende Schritte umfassen: Entnehmen von Prozesswärme aus dem ersten

Reaktionsprozess und Zuführen der entnommenen Prozesswärme zu dem zweiten Reaktionsprozess. Diese Schritte ermöglichen das Ausnutzen der Prozesswärme des ersten Reaktionsprozesses, wenn die RWGS-Reaktion räumlich entkoppelt vom ersten Reaktionsprozess durchgeführt wird.

Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann das Verfahren folgende Schritte umfassen:

- Kühlen des Synthesegases nach dem zweiten Reaktionsprozess,
- 10 - Komprimieren des gekühlten Synthesegases,
- optional: Auskondensieren von Wasser aus dem gekühlten Synthesegas und Abtrennen des auskondensierten Wassers von dem gekühlten Synthesegas.

15 Die Methanolsynthese kann beispielsweise im bekannten Niederdruckverfahren durchgeführt werden, also bei einem Druck von 50 bis 100 bar und bei einer Temperatur von 200 bis 300°C. Der erste und zweite Reaktionsprozess kann jeweils bei einem vergleichsweise geringen Druck von 1-15 bar erfolgen. Dank  
20 des Kühlens des Synthesegases auf beispielsweise 40°C kann das erforderliche Komprimieren des gekühlten Synthesegases in wirtschaftlicher Weise erfolgen, beispielsweise auf einen Synthesedruck von 80 bar.

25 Im Zuge der vorliegenden Erfindung wurde erkannt, dass im Zuge des Kühlens des Synthesegases eventuell im Synthesegas vorhandenes Wasser, insbesondere infolge einer Verbrennung der Biomasse, besonders einfach auskondensiert und abgetrennt werden kann. Durch die Abtrennung des Wassers vor dem Komprimieren des Synthesegases verringert sich der Volumenstrom des  
30 zu komprimierenden Gases erheblich. Somit sinkt der energetische Aufwand für das Komprimieren und es verringert sich der apparative Aufwand zur bedarfsgerechten Bereitstellung eines Kompressors.

35

Weiterhin erhöht sich die Lebensdauer eines für die Methanolsynthese erforderlichen Synthesekatalysators dank der Reduktion beziehungsweise Abstinenz von Wasser in der Methanolsyn-

these. Dies wird ermöglicht durch das vorstehend genannte Abtrennen von Wasser und die Umsetzung von Kohlendioxid zu Kohlenmonoxid dank der vorgeschlagenen RWGS-Reaktion.

5 Gemäß einer weiteren Ausführungsform kann das Durchführen der Methanolsynthese einen Syntheseloop zum Erzeugen von Roh-Methanol umfassen, wobei das erzeugte Roh-Methanol 90,0 bis 99,5% Methanol und maximal 10,0% Wasser enthält. Insbesondere kann das Durchführen der Methanolsynthese ohne eine Methanol-  
10 destillation zum Abtrennen von Wasser aus dem Roh-Methanol erfolgen.

Vorliegend wird unter dem Syntheseloop jener Verfahrensteil oder Anlagenteil eines Methanolsynthese-Verfahrens beziehungsweise einer Methanolsynthese-Anlage verstanden, in dem  
15 die Edukte Wasserstoff und Kohlenmonoxid und/oder Kohlendioxid zum Produkt Methanol beziehungsweise zu Roh-Methanol reagieren. Herkömmlicherweise wird das entstandene Wasser aus dem Roh-Methanol in einer anschließenden Methanoldestillation  
20 abgetrennt, um reines Methanol zu erhalten.

Die oben gestellte Aufgabe wird weiterhin durch eine Anlage mit den Merkmalen des Anspruchs 13 gelöst. Vorteilhafte Weiterbildungen des Verfahrens ergeben sich aus der vorliegenden  
25 Beschreibung und den Figuren. Entsprechend wird eine Anlage vorgeschlagen, die dafür eingerichtet ist, das vorstehend beschriebene Verfahren durchzuführen.

Die vorstehend zum vorgeschlagenen Verfahren erläuterten  
30 technischen Wirkungen und Vorteile gelten gleichermaßen entsprechend für die vorgeschlagenen Anlagen.

Die oben gestellte Aufgabe wird weiterhin durch eine Anlage mit den Merkmalen des Anspruchs 14 gelöst. Vorteilhafte Weiterbildungen des Verfahrens ergeben sich aus der vorliegenden  
35 Beschreibung und den Figuren.

Entsprechend wird eine Anlage zum Herstellen von Methanol, vorgeschlagen. Die Anlage umfasst einen ersten Reaktor zum Erzeugen eines Kohlendioxid enthaltenden Synthesegases, eingerichtet zum Vergasen von Biomasse und/oder zum Verbrennen von Biomasse, wobei der erste Reaktor eine Abgasleitung zum Ausleiten des erzeugten Synthesegases aufweist, und einen zweiten Reaktor in Form eines Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktors, wobei der zweite Reaktor, insbesondere ein Katalysator des zweiten Reaktors, innerhalb der Abgasleitung und benachbart zum ersten Reaktor angeordnet ist.

Dadurch, dass der RWGS-Reaktor, insbesondere der RWGS-Katalysator, innerhalb der Abgasleitung und benachbart zum ersten Reaktor angeordnet ist, kann ein Temperaturgefälle zwischen der Vergasung oder Verbrennung, also dem vorangehend beschriebenen ersten und zweiten Reaktionsprozess, und dem RWGS-Reaktor stark reduziert werden. Somit kann die endotherme RWGS-Reaktion auf besonders einfache Weise mit der Prozesswärme des exothermen ersten Reaktionsprozesses durchgeführt werden.

Die oben gestellte Aufgabe wird weiterhin durch eine Anlage mit den Merkmalen des Anspruchs 15 gelöst. Vorteilhafte Weiterbildungen des Verfahrens ergeben sich aus der vorliegenden Beschreibung und den Figuren.

Entsprechend wird eine Anlage zum Herstellen von Methanol, vorgeschlagen. Die Anlage umfasst einen ersten Reaktor zum Erzeugen eines Kohlendioxid enthaltenden Synthesegases, eingerichtet zum Vergasen von Biomasse und/oder zum Verbrennen von Biomasse, wobei der erste Reaktor eine Abgasleitung zum Ausleiten des erzeugten Kohlendioxids aufweist, einen zweiten Reaktor in Form eines Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktors, einen Rekuperator-Wärmetauscher und eine Reinigungskolonie. Die Reinigungskolonie ist zwischen dem ersten und zweiten Reaktor angeordnet und mit diesen fluidtechnisch verbunden. Der Rekuperator-Wärmetauscher ist dazu eingerichtet, eine Auslasslei-

tung des ersten Reaktors mit einer Einlassleitung des zweiten Reaktors wärmeübertragend zu koppeln.

Dank der zwischen dem ersten und zweiten Reaktor angeordneten  
5 Reinigungskolonnen können unerwünschte Nebenprodukte, beispielsweise Teere oder Holzkondensat, aus dem im ersten Reaktor erzeugten Synthesegas abgetrennt werden, sodass sich die Standzeit des zweiten Reaktors, insbesondere dessen RWGS-Katalysators, deutlich erhöht. Dank der vorgeschlagenen An-  
10 ordnung des Rekuperator-Wärmetauschers kann die Prozesswärme des exothermen ersten Reaktionsprozesses zum Erwärmen des gereinigten Synthesegases verwendet werden, sodass der endotherme zweite Reaktionsprozess ohne zusätzlichen Energieaufwand durchgeführt werden kann, auch wenn der erste und  
15 zweite Reaktor aufgrund der zwischengeschalteten Reinigungskolonnen räumlich entkoppelt sind.

Beschreibung der Figuren

20 Bevorzugte weitere Ausführungsformen der Erfindung werden durch die nachfolgende Beschreibung der Figuren näher erläutert. Dabei zeigen schematisch:

Figur 1a ein Ablaufdiagramm eines Verfahrens zum Herstellen von Methanol gemäß einem ersten Ausführungsbeispiel,  
25

Figur 1b,c je ein Ausführungsbeispiel einer Anlage zur Durchführung des Verfahrens,  
30

Figur 2a ein Ablaufdiagramm eines Verfahrens zum Herstellen von Methanol gemäß einem weiteren Ausführungsbeispiel,  
35

Figur 2b ein Ausführungsbeispiel einer Anlage zum Herstellen von Methanol,

Figur 3a ein Ablaufdiagramm eines Verfahrens zum Herstellen von Methanol gemäß einem weiteren Ausführungsbeispiel,

5 Figur 3b ein weiteres Ausführungsbeispiel einer Anlage zum Herstellen von Methanol, und

Figur 4 ein weiteres Ausführungsbeispiel einer Anlage zur Durchführung des Verfahrens.

10

Detaillierte Beschreibung von Ausführungsbeispielen

Im Folgenden werden bevorzugte Ausführungsbeispiele anhand der Figuren beschrieben. Dabei werden gleiche, ähnliche oder  
15 gleichwirkende Elemente in den unterschiedlichen Figuren mit identischen Bezugszeichen versehen, und auf eine wiederholte Beschreibung dieser Elemente wird teilweise verzichtet, um Redundanzen zu vermeiden.

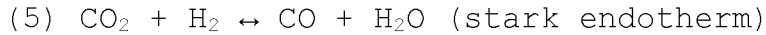
20 Figur 1a zeigt schematisch ein Ablaufdiagramm eines Verfahrens zum Herstellen von Methanol gemäß einem ersten Ausführungsbeispiel. Die Figuren 1b und 1c zeigen entsprechende Ausführungsbeispiele einer Anlage zur Durchführung des Verfahrens. Wie in Fig. 1a ersichtlich, erfolgt zunächst ein  
25 Durchführen S10 eines ersten Reaktionsprozesses bei einer ersten Temperatur T1. Der erste Reaktionsprozess erzeugt unter Verwendung von Biomasse und Sauerstoff ein Kohlendioxid enthaltendes Abgas, das vorliegend auch als das erzeugte Synthesegas bezeichnet wird. Der erste Reaktionsprozess kann  
30 beispielsweise eine technische Biomassevergasung oder eine Biomasseverbrennung in Form einer sogenannten Oxy-Verbrennung sein. Alternativ kann der erste Reaktionsprozess jede andere Form einer exotherm ablaufenden Biomasseverwertung sein, die ein Kohlendioxid enthaltendes Synthesegas erzeugt.

35

Anschließend erfolgt ein Durchführen S20 eines zweiten Reaktionsprozesses in Form einer Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktion bei einer zweiten Temperatur T2 unter Verwendung des erzeug-

ten Synthesegases. Der Fachmann kann einen geeigneten RWGS-Katalysator auswählen, sodass die RWGS-Reaktion gemäß der nachfolgenden Reaktionsgleichung (5) einen Kohlenmonoxid-Anteil in dem Synthesegas erhöht:

5



Bekannte RWGS-Katalysatoren erreichen dies ab einer zweiten Temperatur T2, also einer RWGS-Temperatur, von 400°C.

10

Im Schritt S21 wird der RWGS-Reaktion ein Überschuss an Wasserstoff zugeführt, wobei sich die Bemessung der Überschussmenge an dem Kohlendioxidanteil des in der ersten Reaktion erzeugten Synthesegases unter Berücksichtigung der obigen

15

RWGS-Reaktionsgleichung richtet.

Nach dem Schritt S20 folgt im Schritt S30 ein Kühlen des mittels der RWGS-Reaktion modifizierten Synthesegases, das heißt des Synthesegases mit erhöhtem Kohlenmonoxid- und verringertem Kohlendioxid-Anteil im Vergleich zu dem unmittelbar aus dem ersten Reaktionsprozess hervorgegangenen Synthesegas.

20

Der Schritt Kühlen S30 beinhaltet ein gezieltes Auskondensieren S32 von Wasser, welches in einem weiteren Schritt S35 von dem gekühlten Synthesegas abgetrennt wird. Nach dem Kühlen S30 erfolgt ein Komprimieren S40 des gekühlten Synthesegases, gefolgt von einem Durchführen S50 einer Methanolsynthese unter Verwendung des Synthesegases, um Methanol zu erzeugen.

25

Die Schritte S10, S20 und S30 können bei einem Druck zwischen 1 und 15 bar erfolgen, wobei der Druck jeden Wert dazwischen annehmen kann, unabhängig von der jeweils vorherrschenden Reaktionstemperatur. Mittels des Kühlens S30 wird das Synthesegas auf eine Temperatur zwischen 20°C und 100°C heruntergekühlt, beispielsweise 30°C, 40°C oder 50°C.

35

Vorliegend wurde erkannt, dass der Druck im zweiten Reaktionsprozess zumindest innerhalb der genannten Grenzen 1-15 bar

variabel anpassbar ist, ohne den zweiten Reaktionsprozess negativ zu beeinflussen, also ohne die erwünschte Reduzierung des Kohlendioxidanteils im Synthesegas negativ zu beeinflussen. Somit kann der Druck im zweiten Reaktionsprozess entsprechend an dem Druck des ersten Reaktionsprozesses ausgerichtet werden, insbesondere im Wesentlichen den gleichen Wert haben. Auf diese Weise kann die Integration eines RWGS-Katalysators in eine Abgasleitung des ersten Reaktionsprozesses besonders einfach erfolgen.

10

Mittels des Komprimierens S40 wird das gekühlte Synthesegas auf den für die Methanolsynthese erforderlichen Druck gebracht, beispielsweise einen Druck zwischen 50 und 100 bar zur Durchführung des bekannten Niederdruckverfahrens zur Methanolsynthese in Schritt S50.

15

Fig. 1b zeigt eine Anlage 1, die zur Durchführung des Verfahrens gemäß der Vergasungs-Route eingerichtet ist. Fig. 1c zeigt eine entsprechende Anlage 1 für die Verbrennungs-Route. Wie in Fig. 1b ersichtlich, umfasst die Anlage 1 einen ersten Reaktor 10 in Form eines Vergasungsreaktors 10 aufweisend eine Abgasleitung 11, in der ein RWGS-Katalysator 20 angeordnet beziehungsweise integriert ist. Der in die Abgasleitung integrierte RWGS-Katalysator 20 übernimmt somit die Funktion des zweiten Reaktors 20, also des RWGS-Reaktors 20.

20

25

An die Abgasleitung 11 sind stromabwärts aufeinander folgend eine Kühlstufe 30 zum Kühlen S30, ein Kompressor 40 zum Komprimieren S40 und ein Syntheseloop 50 zum Durchführen S50 der Methanolsynthese angeschlossen.

30

Die Anlage 1 umfasst weiterhin eine Zuführleitung 21 zum Zuführen S21 von Wasserstoff, wobei die Zuführleitung 21 gemäß dem in Fig. 1b gezeigten Ausführungsbeispiel in Stromrichtung vor oder hinter dem RWGS-Katalysator 20 angeordnet sein kann. Die Stromrichtung der Anlage 1 ist in den vorliegenden Figuren im Wesentlichen von links nach rechts ausgerichtet und

35

anhand der Pfeilrichtungen des Synthesegases, welches in den Figuren mit SynGas abgekürzt ist, dargestellt.

Die in Fig. 1c dargestellte Anlage 1 entspricht grundsätzlich  
5 der in Fig. 1b dargestellten Anlage 1 mit dem Unterschied,  
dass der erste Reaktor 10 in Form eines Verbrennungs-Reaktors  
zur Durchführung S10 einer Oxy-Verbrennung von Biomasse unter  
einem Sauerstoff-Überschuss vorliegt.

10 Das mittels der Verbrennung erzeugte Synthesegas wird mittels  
der Abgasleitung 11 aus dem ersten Reaktor 10 ausgeleitet,  
wobei in der Abgasleitung 11 der RWGS-Katalysator angeordnet  
ist. In diesem Ausführungsbeispiel erfolgt ein Zuführen S21  
15 von Wasserstoff vor dem RWGS-Katalysator 20, also zwischen  
dem ersten Reaktor 10 und dem RWGS-Katalysator 20. Weiterhin  
kann nach dem RWGS-Katalysator 20 ein weiteres Zuführen S21  
von Wasserstoff erfolgen (nicht in Fig. 1c dargestellt).

Figur 2a zeigt schematisch ein Ablaufdiagramm eines Verfah-  
20 rens zum Herstellen von Methanol gemäß einem weiteren Ausführungs-  
beispiel, in dem das mittels des ersten Reaktionsprozesses  
S10 erzeugte und mittels des zweiten Reaktionsprozesses  
S20 modifizierte Synthesegas vor dem Kühlen S30 gereinigt  
wird. Dazu wird das Synthesegas, welches im zweiten Reakti-  
25 onsprozess eine zweite Temperatur T2 größer 400°C hat, bei-  
spielsweise rund 700°C hat, zunächst in einem Schritt Abküh-  
len S13 auf eine Reinigungs-Temperatur T3 im Bereich 250-  
350°C abgekühlt. Die Reinigungs-Temperatur T3 wird so ge-  
wählt, dass ein hoher Anteil der im Reinigungsschritt abzu-  
30 trennenden Bestandteile, wie zum Beispiel Teere oder Holzkon-  
densat, aus dem Synthesegasabgeschieden beziehungsweise aus-  
kondensiert wird.

Anschließend erfolgt ein Reinigen S14 des auf die Reinigungs-  
35 Temperatur T3 abgekühlten Synthesegases, beispielsweise indem  
die abgeschiedenen beziehungsweise auskondensierten Bestand-  
teile vom Synthesegas abgetrennt werden. Darauf folgt das

Kühlen S30, Komprimieren S40 und die Methanolsynthese S50, wie in den vorstehenden Ausführungsbeispielen beschrieben.

Figur 2b zeigt schematisch eine Anlage 1, die dazu eingerichtet ist, das in Fig. 2a dargestellte Verfahren durchzuführen. Der erste Reaktor 10 kann ein Vergasungs-Reaktor und/oder ein Verbrennungs-Reaktor sein. Wenn der erste Reaktor 10 ein reiner Verbrennungs-Reaktor ist, wird mittels der Zuführleitung 21 vor dem RWGS-Katalysator 20 Wasserstoff in die Abgasleitung 11 zugeführt.

Gemäß den Ausführungsbeispielen der Fig. 1b, 1c und 2b ist der RWGS-Katalysator 20 jeweils in die Abgasleitung 11 des ersten Reaktors 10 integriert. Somit liegen im RWGS-Katalysator 20 ähnliche Druck- und Temperaturbedingungen wie im ersten Reaktor 10 vor. Beispielsweise kann der erste Reaktor bei einem beliebigen Druck zwischen 1 und 15 bar betrieben werden und eine erste Temperatur T1 größer 400°C haben. Im dargestellten Beispiel ist die erste Temperatur T1 größer 750°C. Durch eine zum ersten Reaktor 10 benachbarte Anordnung des RWGS-Katalysators 20 innerhalb der Abgasleitung 11 kann erreicht werden, dass die zweite Temperatur T2 nur geringfügig kleiner als die erste Temperatur T1 ist, beispielsweise höchstens 50 Kelvin kleiner, wie in Fig. 1b, 1c und 2b dargestellt. Auf diese Weise ist keine zusätzliche Wärmeenergie zum Durchführen S20 des zweiten Reaktionsprozesses erforderlich.

In allen Ausführungsbeispielen kann optional ein Partikelfilter (nicht dargestellt) in dem ersten Reaktor 10 und/oder in der Abgasleitung 11 stromaufwärts des zweiten Reaktors 20 vorgesehen sein, um die Partikelbelastung für den RWGS-Katalysator 20 zu reduzieren und dessen Standzeit zu erhöhen.

Figur 3a zeigt schematisch ein Ablaufdiagramm eines Verfahrens zum Herstellen von Methanol gemäß einem weiteren Ausführungsbeispiel. Figur 3b zeigt schematisch eine Anlage 1, die dazu eingerichtet ist, das in Fig. 3a dargestellte Verfahren

durchzuführen. Wie in Fig. 3a, 3b dargestellt, wird das mittels dem ersten Reaktionsprozess im Schritt S10 erzeugte Synthesegas zunächst aus dem ersten Reaktor 10 mittels der Abgasleitung 11 ausgeleitet, S11. Anschließend wird das noch heiße Synthesegas durch einen Rekuperator-Wärmetauscher 16 geleitet, S12. Anschließend wird das Synthesegas einer Reinigungskolonne 12, 13 zugeführt, wobei es zunächst auf eine Reinigungs-Temperatur T3 abgekühlt wird, S13, und gereinigt wird, S14. Mittels der Reinigungsstufe 14 werden unerwünschte Nebenprodukte, wie zum Beispiel Teere und Holzkondensat, aus dem Synthesegas abgeschieden.

Anschließend wird das gereinigte Synthesegas mittels einer Einlassleitung 17 dem zweiten Reaktor 20 zum Durchführen S20 des zweiten Reaktionsprozesses zugeführt, S17, wobei die Einlassleitung 17 durch den Rekuperator-Wärmetauscher 16 geführt ist, sodass der Rekuperator-Wärmetauscher 16 die Auslassleitung 11 des ersten Reaktors 10 mit der Einlassleitung 17 des zweiten Reaktors 20 wärmeübertragend koppelt. Mittels dieser Kopplung des Rekuperator-Wärmetauscher 16 erfolgt ein Erwärmen S16 des gereinigten Synthesegases von der niedrigen Reinigungstemperatur T3 auf die mittlere oder hohe zweite Temperatur T2.

Weiterhin kann das Verfahren zusätzlich folgende Schritte umfassen: Entnehmen S22 von Prozesswärme aus dem ersten Reaktionsprozess und Zuführen S24 der entnommenen Prozesswärme zu dem zweiten Reaktionsprozess. Entsprechend kann die Anlage 1 eine Wärmetransfereinrichtung 22 umfassen, die dazu eingerichtet ist, die Schritte S22 und S24 durchzuführen.

Das Vorsehen der Wärmetransfereinrichtung 22 ermöglicht es, den Rekuperator-Wärmetauscher 16 so zu dimensionieren, dass dieser besonders kostengünstig ist oder mit einer hohen Durchflussrate betrieben werden kann, sodass das gereinigte Synthesegas beim Zuführen S17 zum zweiten Reaktor 20 möglicherweise noch nicht die angestrebte zweite Temperatur T2 erreicht hat.

In Fig. 3b sind die Temperaturen des Synthesegases beispielhaft und wie folgt dargestellt: Die Vergasung S10 oder Verbrennung S10 erfolgt beispielsweise bei rund 920°C. Das damit erzeugte Synthesegas kann somit beim Schritt S12 eine Temperatur von 900°C haben, wobei es sich im Wärmetauscher 16 unter Wärmeabgabe an das im Wärmetauscher 16 kreuzende gereinigte Synthesegas um mehrere fünfzig Kelvin abkühlen kann, beispielsweise auf 700°C.

10

Im anschließenden Schritt S13 wird das Synthesegas dann auf eine Reinigungs-Temperatur T3 von beispielsweise 300°C abgekühlt. Unter der oben genannten Wärmeabgabe kann das gereinigte Synthesegas dann im Wärmetauscher 16 um mehrere fünfzig Kelvin erwärmt werden, beispielsweise auf 600°C. Sofern in dem zweiten Reaktor 20 ein RWGS-Katalysator 20 vorgesehen ist, bei dem die RWGS-Reaktion besonders günstig bei hohen Temperaturen, beispielsweise bei über 700°C oder über 750°C, abläuft, kann die dazu fehlende Wärmemenge einfach mittels der Wärmetransfereinrichtung 22 vom exothermen und hinreichend warmen ersten Reaktionsprozess bereitgestellt werden.

15

20

Mittels der in Fig. 3a, b dargestellten Ausführungsformen kann das Synthesegas dank der dem RWGS-Katalysator 20 vorgeschalteten Reinigungskolonnen 13+14 derart gereinigt werden, dass sich die Standzeit des RWGS-Katalysators 20 weiter verbessert. Gleichzeitig kann der aufgrund der Reinigung erforderliche Wärmeverlust mittels des Wärmetauschers 16 kompensiert werden. Auf diese Weise kann die Reinigung erfolgen, ohne dass ein zusätzlicher externer Energieeinsatz zum Wieder-Erwärmen des gereinigten Synthesegases erforderlich ist.

25

30

Figur 4 zeigt schematisch ein weiteres Ausführungsbeispiel einer Anlage zur Durchführung des Verfahrens, wobei die Anlage 1 zwei erste Reaktoren 10 umfasst, deren erzeugte Synthesegas-Ströme in einem Y-Schema vor der Methanolsynthese 50, insbesondere vor der Kühlstufe 30, zusammengeführt werden. In dem in Fig. 4 dargestellten Beispiel ist je ein RWGS-

35

Katalysator in je eine Abgasleitung 11 der beiden ersten Reaktoren 10 integriert. Auf diese Weise können der Vergasungs-Reaktor 10 und dessen zugehöriger RWGS-Katalysator 20 hinsichtlich der Reaktionsbedingungen Druck und Temperatur unabhängig von dem Verbrennungs-Reaktor 10 und dessen zugehörigem RWGS-Katalysator 20 betrieben werden. Dies erlaubt ein hohes Maß an Freiheitsgraden in der Prozessführung, während die nachgelagerten Stufen, das heißt die Reinigungskolonnen 13+14 und die Kühlungsstufe 30, der Kompressor 40 und der Syntheseloop 50 gemeinsam für die beiden ersten Reaktoren 10 genutzt werden können.

Alternativ kann auch bei Verwendung von zwei ersten Reaktoren 10 in einem Y-Schema, wie grundsätzlich in Fig. 4 dargestellt, je eine Reinigungskolonnen 13+14 und je ein Wärmetauscher 16 vor einem einzigen RWGS-Reaktor 20 vorgeschaltet sein, wie prinzipiell in Fig. 3b dargestellt. Auf diese Weise lassen sich die Vorteile der verbesserten Standzeit des RWGS-Katalysators 20 mit den Vorteilen der Anordnung von zwei ersten Reaktoren im Y-Schema verbinden, nämlich, dass unter Einsparung eines zweiten RWGS-Reaktors eine bedarfsgerecht mittels Vergasung beziehungsweise Verbrennung eine höhere Vielfalt an Biomasse-Edukten verarbeitet werden kann.

Soweit anwendbar, können alle einzelnen Merkmale, die in den Ausführungsbeispielen dargestellt sind, miteinander kombiniert und/oder ausgetauscht werden, ohne den Bereich der Erfindung zu verlassen. Beispielsweise kann die in den Fig. 1b, 1c dargestellte Anlage bei den in anderen Ausführungsbeispielen genannten Temperaturen, beispielsweise gemäß Fig. 3b, betrieben werden und umgekehrt. Weiterhin kann das Vorsehen des Rekuperator-Wärmetauschers 16 in allen Ausführungsformen vorgesehen sein, insbesondere, wenn der RWGS-Katalysator 20 nicht benachbart zum ersten Reaktor 10 angeordnet ist.

## Patentansprüche

1. Verfahren zum Herstellen von Methanol umfassend folgende Schritte:

- 5 - Durchführen (S10) eines ersten Reaktionsprozesses bei einer ersten Temperatur (T1), wobei der erste Reaktionsprozess unter Verwendung von Biomasse und Sauerstoff ( $O_2$ ) ein Kohlendioxid ( $CO_2$ ) enthaltendes Synthesegas erzeugt,
- 10 - Durchführen (S20) eines zweiten Reaktionsprozesses in Form einer Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktion bei einer zweiten Temperatur (T2) unter Verwendung des erzeugten Synthesegases, wobei der zweite Reaktionsprozess einen Kohlenmonoxid-Anteil in dem Synthesegas erhöht, wobei die zweite Temperatur (T2) größer als  $400^\circ C$  ist, und
- 15 - Durchführen (S50) einer Methanolsynthese unter Verwendung des Synthesegases, um Methanol zu erzeugen.

2. Verfahren nach Anspruch 1, wobei der erste Reaktionsprozess eine Vergasung der Biomasse mit dem Sauerstoff ( $O_2$ ) und mit Wasserdampf ( $H_2O$ ) umfasst und wobei das erzeugte Synthesegas Kohlenstoffmonoxid ( $CO$ ) und Wasserstoff ( $H_2$ ) enthält.

20

3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, wobei der erste Reaktionsprozess eine Verbrennung der Biomasse mit dem Sauerstoff ( $O_2$ ) umfasst und wobei das erzeugte Synthesegas Wasser ( $H_2O$ ) enthält.

25

4. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei die zweite Temperatur (T2) höchstens 300K niedriger ist als die erste Temperatur (T1).

30

5. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei die erste Temperatur (T1) zwischen  $700-1100^\circ C$  liegt und die zweite Temperatur (T2) zwischen  $380-1100^\circ C$  liegt.

35

6. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei die zweite Temperatur (T2) mindestens 80% der ersten Temperatur (T1) beträgt.

7. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei das Durchführen (S10) des ersten Reaktionsprozesses einen Teilschritt Ausleiten (S11) des erzeugten Synthesegases mittels einer Abgasleitung (11) umfasst,  
5 wobei das Durchführen (S20) des zweiten Reaktionsprozesses in das Ausleiten (S11) des erzeugten Synthesegases integriert ist, insbesondere wobei ein Reverse-Water-Gas-Shift-Katalysator (20) in der Abgasleitung (11) des ersten Reaktionsprozesses angeordnet ist.  
10

8. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, umfassend:  
- Zuführen (S21) von Wasserstoff ( $H_2$ ), insbesondere in Form eines Wasserstoff-Überschusses, auf der Eduktseite des  
15 zweiten Reaktionsprozesses.

9. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, umfassend:  
20 - Leiten (S12) des erzeugten Synthesegases durch einen Rekuperator-Wärmetauscher (16),  
- Abkühlen (S13) des Synthesegases auf eine Reinigungstemperatur (T3),  
- Reinigen (S14) des abgekühlten Synthesegases,  
25 - Erwärmen (S16) des gereinigten Synthesegases auf die zweite Temperatur (T2) mittels des Rekuperator-Wärmetauschers (16), und  
- Zuführen (S17) des erwärmten Synthesegases zu dem zweiten Reaktionsprozess.  
30

10. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, umfassend:  
- Entnehmen (S22) von Prozesswärme aus dem ersten Reaktionsprozess, und  
35 - Zuführen (S24) der entnommenen Prozesswärme zu dem zweiten Reaktionsprozess.

11. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, umfassend folgende Schritte:

- Kühlen (S30) des Synthesegases nach dem zweiten Reaktionsprozess,

5 - Komprimieren (S40) des gekühlten Synthesegases,

- optional: Auskondensieren (S32) von Wasser (H<sub>2</sub>O) aus dem gekühlten Synthesegas und Abtrennen (S35) des auskondensierten Wassers von dem gekühlten Synthesegas.

10 12. Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche, wobei das Durchführen (S50) der Methanolsynthese einen Syntheseloop zum Erzeugen von Roh-Methanol umfasst, wobei das erzeugte Roh-Methanol 90,0 bis 99,5% Methanol und maximal 10,0% Wasser enthält, insbesondere wobei das Durchführen (S50) der Methanolsynthese ohne eine Methanoldestillation zum Abtrennen von  
15 Wasser (H<sub>2</sub>O) aus dem Roh-Methanol erfolgt.

13. Anlage (1), die dazu eingerichtet ist, das Verfahren nach einem der vorstehenden Ansprüche durchzuführen.

20

14. Anlage (1) zum Herstellen von Methanol, umfassend

- einen ersten Reaktor (10) zum Erzeugen eines Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) enthaltenden Synthesegases, eingerichtet zum Vergasen von Biomasse und/oder zum Verbrennen von Biomasse, wobei  
25 der erste Reaktor eine Abgasleitung (11) zum Ausleiten des erzeugten Synthesegases aufweist, und

- einen zweiten Reaktor (20) in Form eines Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktors (20),

wobei der zweite Reaktor (20), insbesondere ein Katalysator  
30 (20) des zweiten Reaktors, innerhalb der Abgasleitung (11) und benachbart zum ersten Reaktor (10) angeordnet ist.

15. Anlage (1) zum Herstellen von Methanol, umfassend

- einen ersten Reaktor (10) zum Erzeugen eines Kohlendioxid (CO<sub>2</sub>) enthaltenden Synthesegases, eingerichtet zum Vergasen von Biomasse und/oder zum Verbrennen von Biomasse, wobei  
35 der erste Reaktor (10) eine Abgasleitung (11) zum Ausleiten des erzeugten Kohlendioxids (CO<sub>2</sub>) aufweist,

- einen zweiten Reaktor (20) in Form eines Reverse-Water-Gas-Shift-Reaktors (20),
  - einen Rekuperator-Wärmetauscher (16) und
  - eine Reinigungskolonne (13, 14),
- 5 wobei die Reinigungskolonne (13, 14) zwischen dem ersten und zweiten Reaktor (10, 20) angeordnet und mit diesen fluidtechnisch verbunden ist und
- wobei der Rekuperator-Wärmetauscher (16) dazu eingerichtet ist, eine Auslassleitung (11) des ersten Reaktors mit einer
- 10 Einlassleitung (17) des zweiten Reaktors (20) wärmeübertragend zu koppeln.

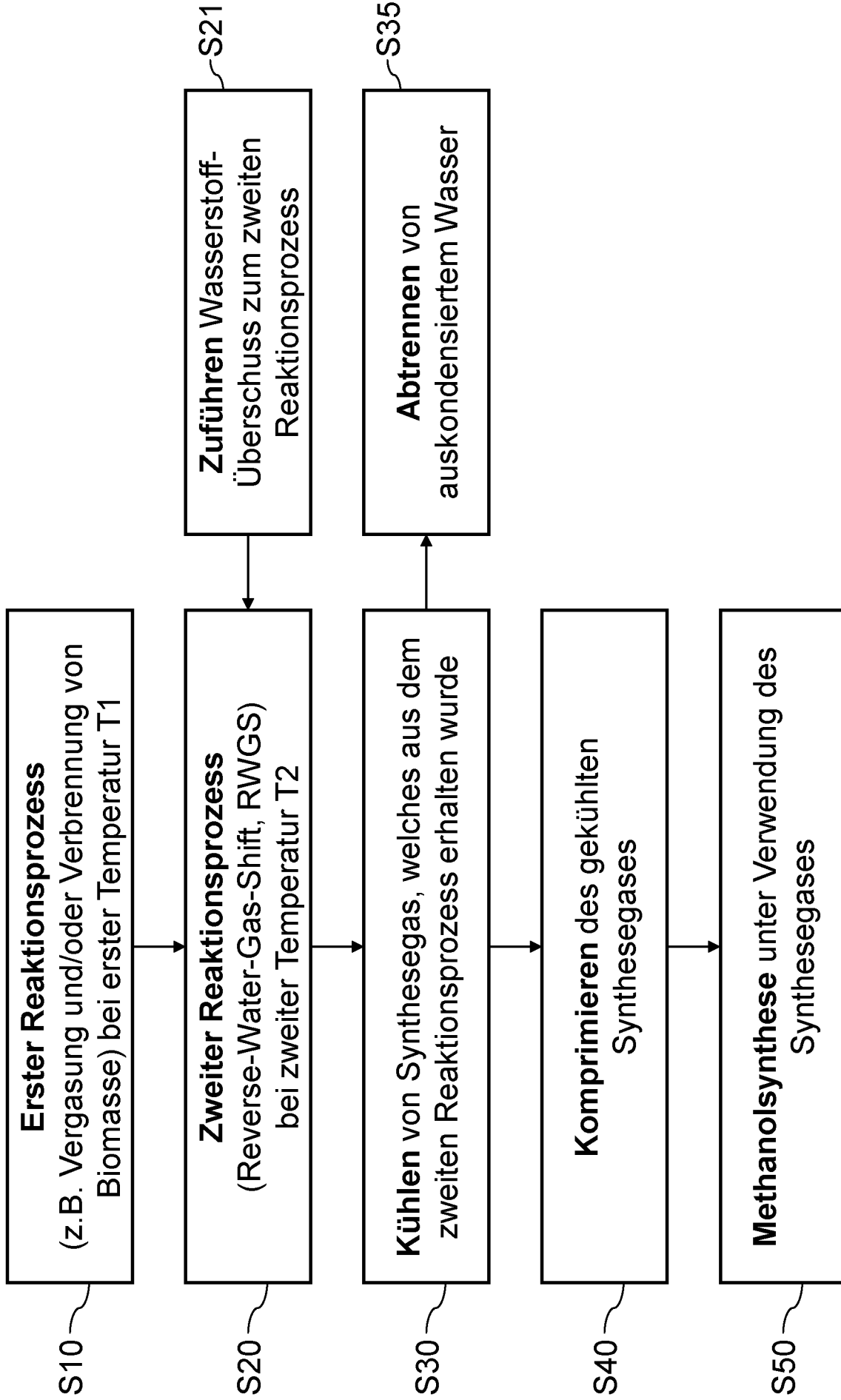


Fig. 1a

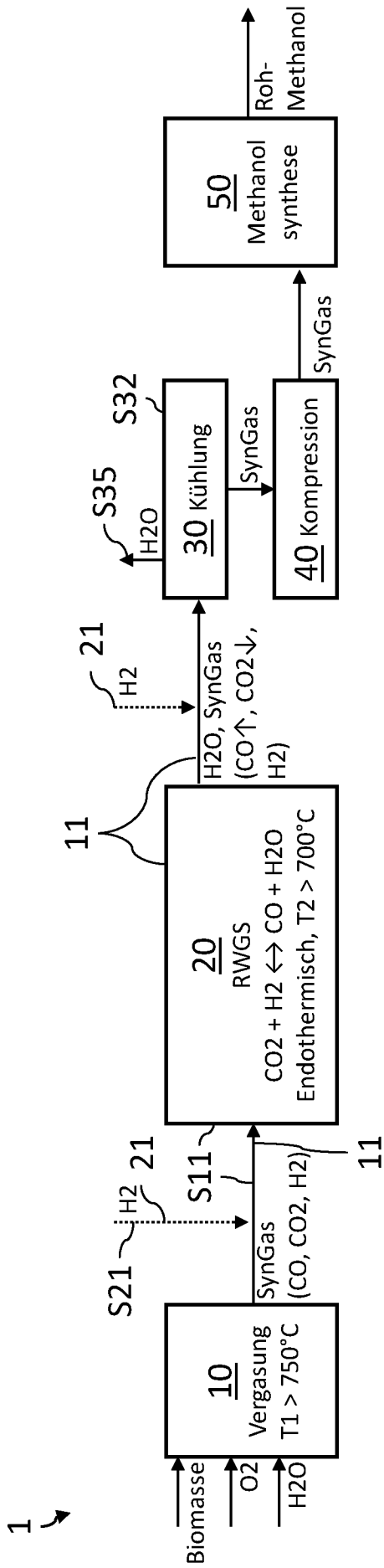


Fig. 1b

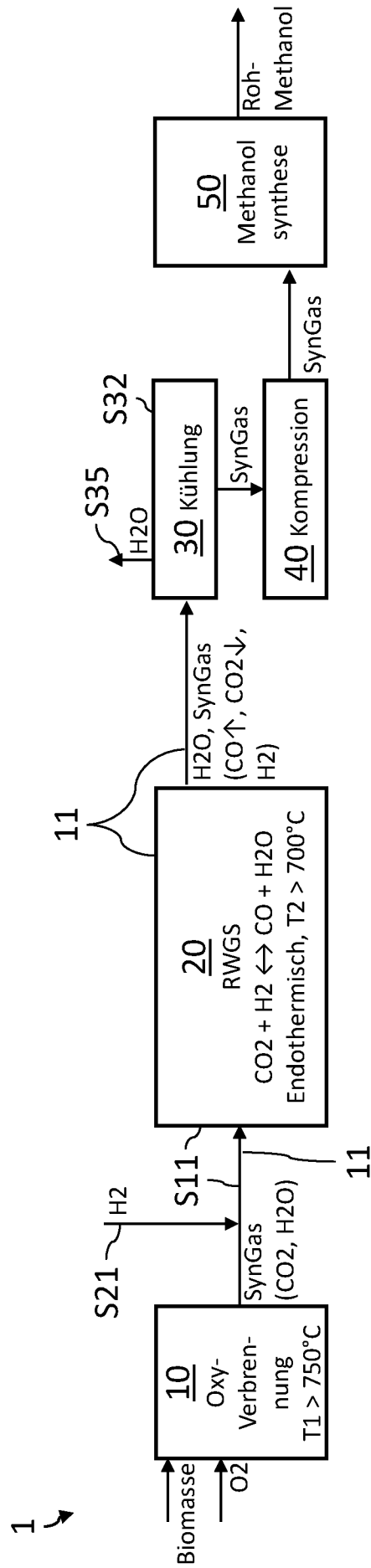


Fig. 1c

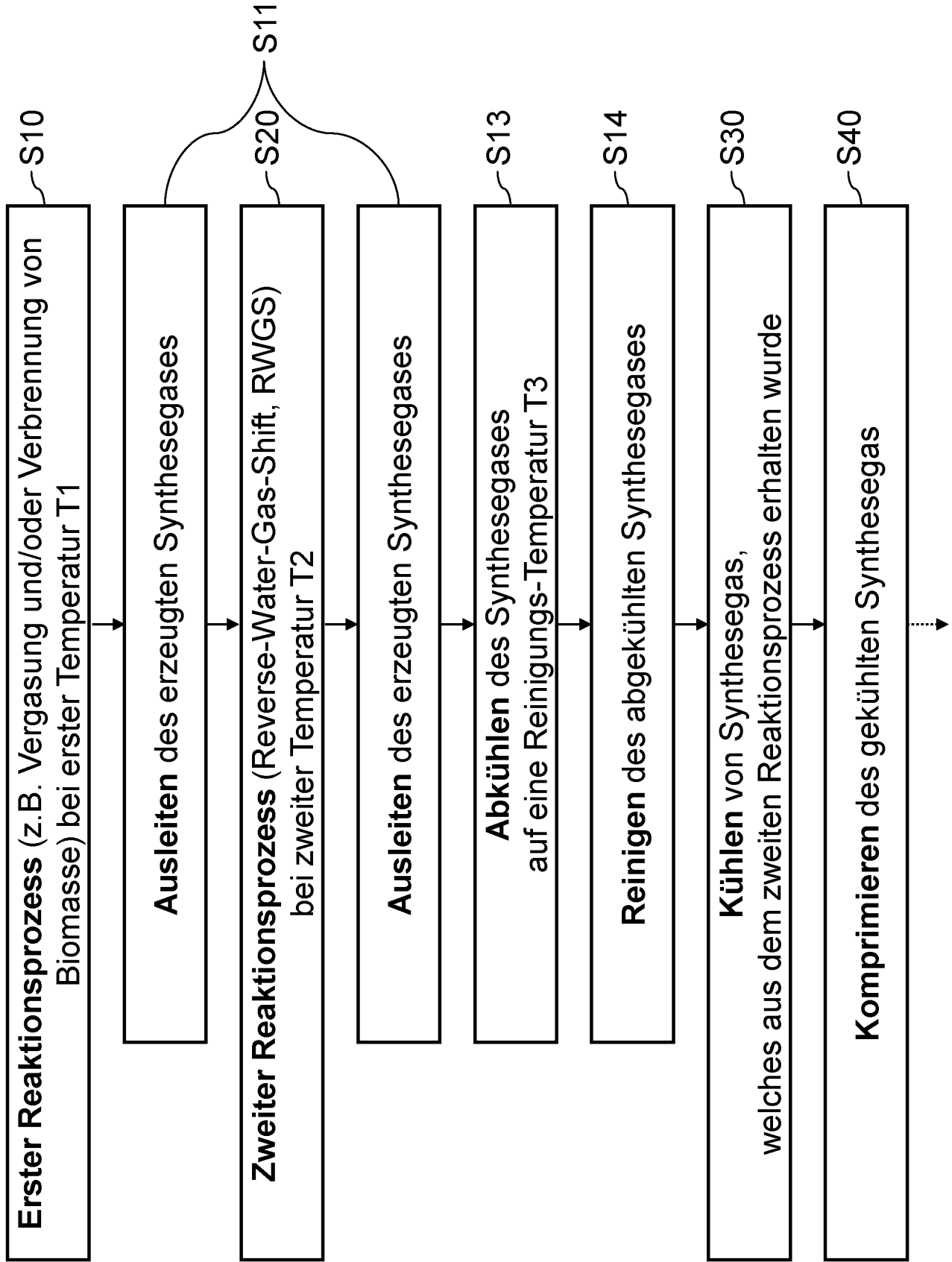


Fig. 2a

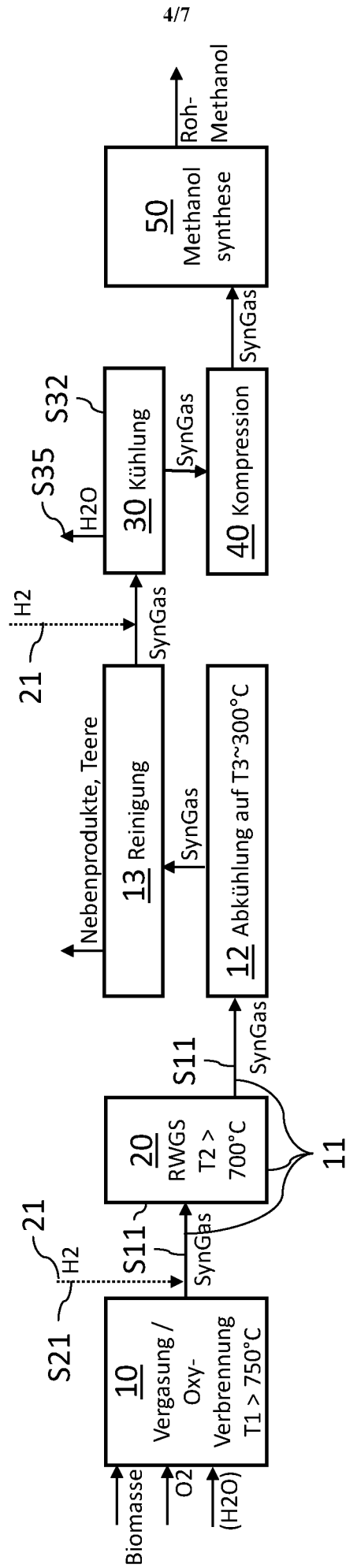


Fig. 2b

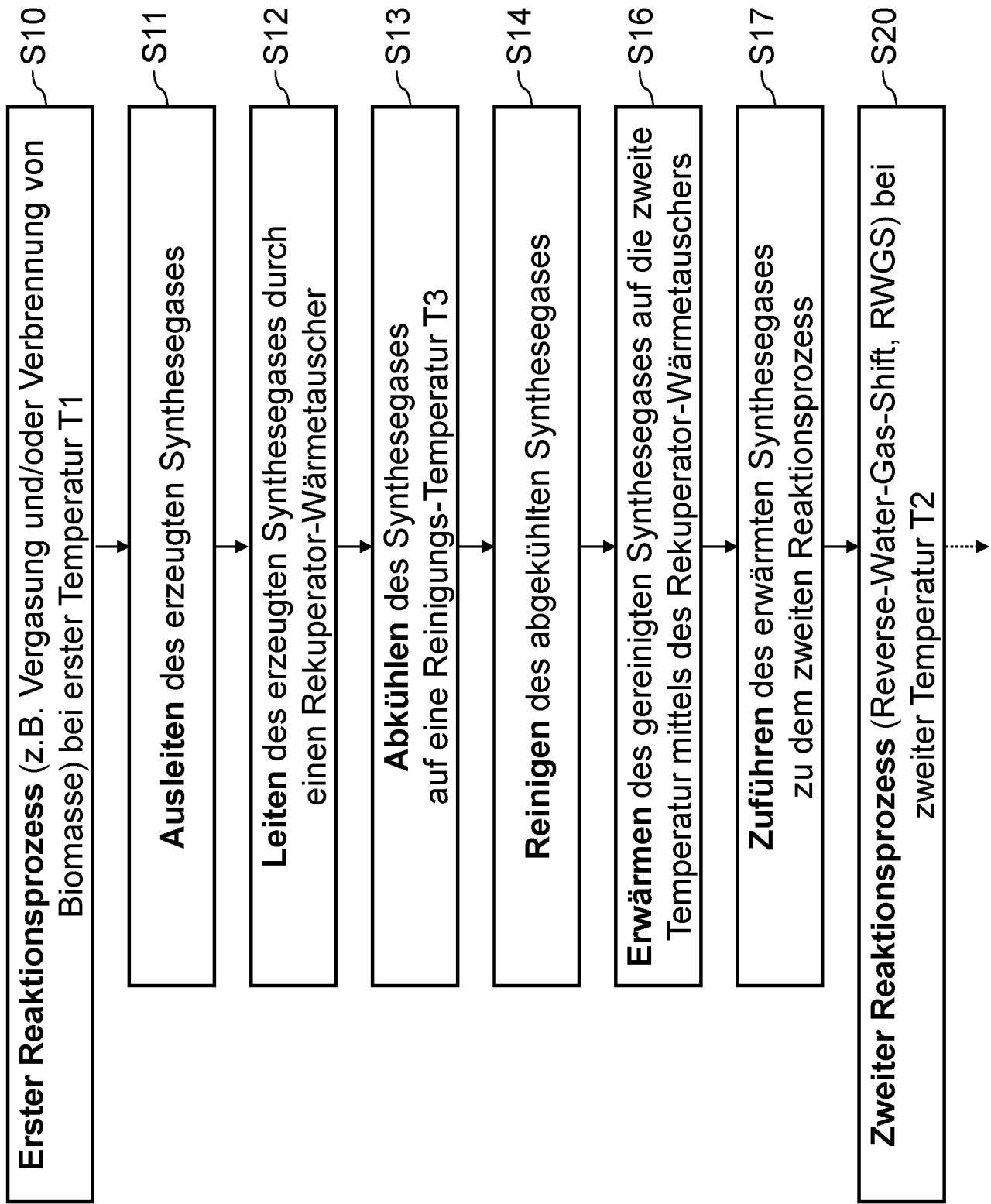


Fig. 3a

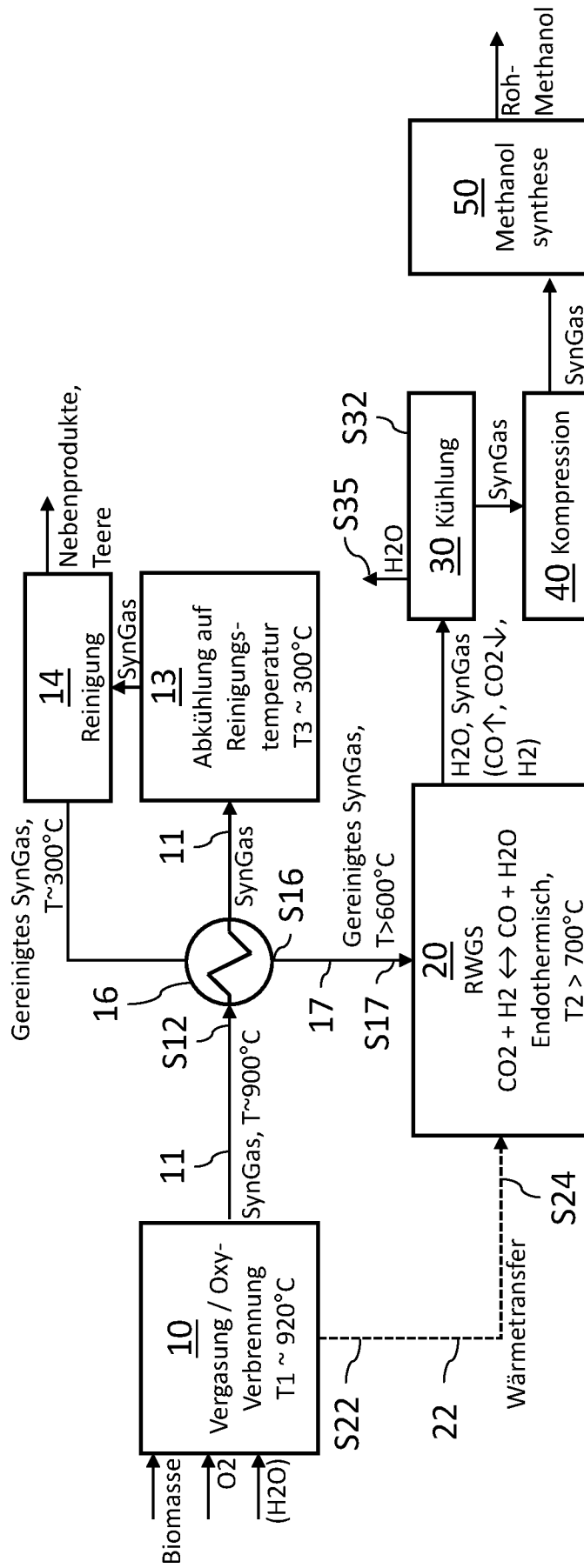


Fig. 3b

1 ↷

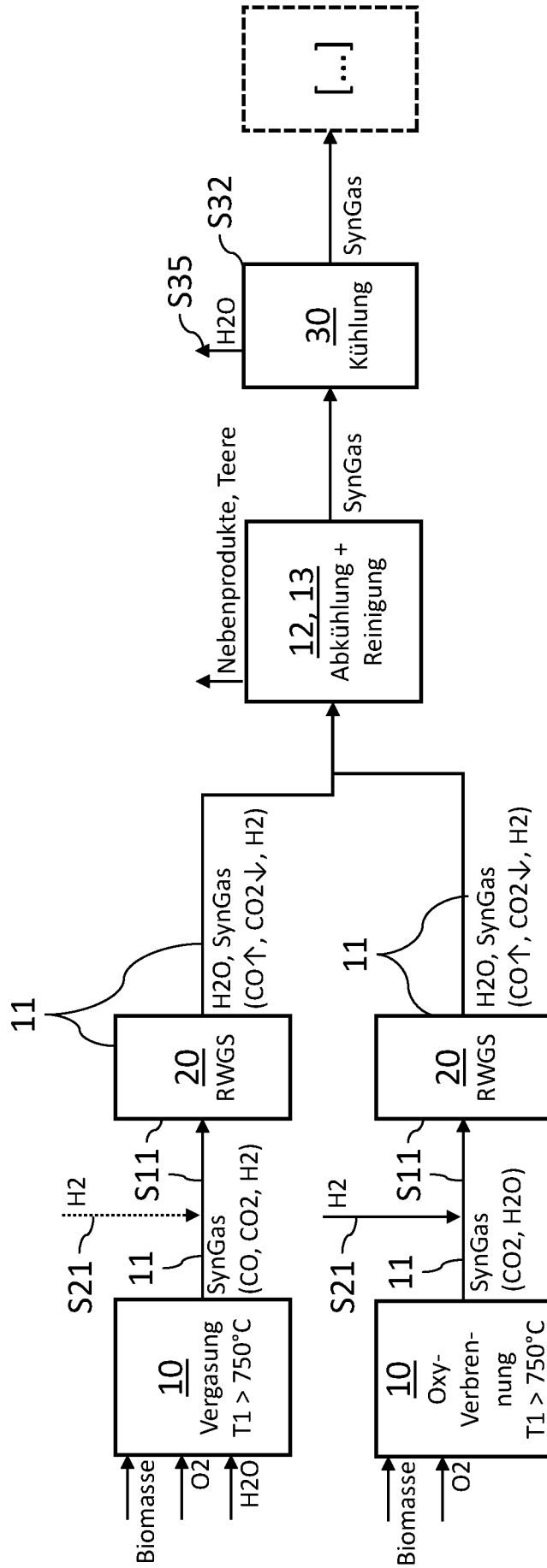


Fig. 4

## INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

**PCT/EP2024/074641**

<b>A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER</b>		
<i>C07C 29/151</i> (2006.01)i; <i>C07C 31/04</i> (2006.01)i; <i>C01B 3/38</i> (2006.01)i; <i>C10K 1/00</i> (2006.01)i; <i>C10K 3/00</i> (2006.01)i		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
<b>B. FIELDS SEARCHED</b>		
Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) C07C; C10K; C01C; C01B		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) EPO-Internal		
<b>C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT</b>		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2023110526 A1 (CASALE SA [CH]) 22 June 2023 (2023-06-22) claims 1.17	1-15
<input type="checkbox"/> Further documents are listed in the continuation of Box C. <input checked="" type="checkbox"/> See patent family annex.		
<p>* Special categories of cited documents:</p> <p>“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance</p> <p>“E” earlier application or patent but published on or after the international filing date</p> <p>“L” document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)</p> <p>“O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means</p> <p>“P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed</p> <p>“T” later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention</p> <p>“X” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone</p> <p>“Y” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art</p> <p>“&amp;” document member of the same patent family</p>		
Date of the actual completion of the international search <b>18 November 2024</b>		Date of mailing of the international search report <b>26 November 2024</b>
Name and mailing address of the ISA/EP <b>European Patent Office p.b. 5818, Patentlaan 2, 2280 HV Rijswijk Netherlands (Kingdom of the)</b> Telephone No. (+31-70)340-2040 Facsimile No. (+31-70)340-3016		Authorized officer <b>Fritz, Martin</b>  Telephone No.

**INTERNATIONAL SEARCH REPORT**  
**Information on patent family members**

International application No.

**PCT/EP2024/074641**

Patent document cited in search report			Publication date (day/month/year)	Patent family member(s)			Publication date (day/month/year)
WO	2023110526	A1	22 June 2023	AR	127820	A1	28 February 2024
				AU	2022411935	A1	09 May 2024
				CA	3240635	A1	22 June 2023
				CN	118382594	A	23 July 2024
				EP	4448445	A1	23 October 2024
				KR	20240125929	A	20 August 2024
				WO	2023110526	A1	22 June 2023
-----							

# INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Internationales Aktenzeichen

PCT/EP2024/074641

## A. KLASSIFIZIERUNG DES ANMELDUNGSGEGENSTANDES

INV. C07C29/151 C07C31/04 C01B3/38 C10K1/00 C10K3/00  
 ADD.

Nach der Internationalen Patentklassifikation (IPC) oder nach der nationalen Klassifikation und der IPC

## B. RECHERCHIERTE GEBIETE

Recherchierter Mindestprüfstoff (Klassifikationssystem und Klassifikationssymbole)  
 C07C C10K C01C C01B

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)

EPO-Internal

## C. ALS WESENTLICH ANGESEHENE UNTERLAGEN

Kategorie*	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
X	WO 2023/110526 A1 (CASALE SA [CH]) 22. Juni 2023 (2023-06-22) Ansprüche 1,17 -----	1 - 15

Weitere Veröffentlichungen sind der Fortsetzung von Feld C zu entnehmen  Siehe Anhang Patentfamilie

- |  |   |
|--|---|
| <p>* Besondere Kategorien von angegebenen Veröffentlichungen :</p> <p>"A" Veröffentlichung, die den allgemeinen Stand der Technik definiert, aber nicht als besonders bedeutsam anzusehen ist</p> <p>"E" frühere Anmeldung oder Patent, die bzw. das jedoch erst am oder nach dem internationalen Anmeldedatum veröffentlicht worden ist</p> <p>"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)</p> <p>"O" Veröffentlichung, die sich auf eine mündliche Offenbarung, eine Benutzung, eine Ausstellung oder andere Maßnahmen bezieht</p> <p>"P" Veröffentlichung, die vor dem internationalen Anmeldedatum, aber nach dem beanspruchten Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist</p> | <p>"T" Spätere Veröffentlichung, die nach dem internationalen 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</p> <p>"X" Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann allein aufgrund dieser Veröffentlichung nicht als neu oder auf erfinderischer Tätigkeit beruhend betrachtet werden</p> <p>"Y" Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann nicht als auf erfinderischer Tätigkeit beruhend betrachtet werden, wenn die Veröffentlichung mit einer oder mehreren Veröffentlichungen dieser Kategorie in Verbindung gebracht wird und diese Verbindung für einen Fachmann naheliegend ist</p> <p>"&amp;" Veröffentlichung, die Mitglied derselben Patentfamilie ist</p> |
|--|---|

Datum des Abschlusses der internationalen Recherche	Absenddatum des internationalen Recherchenberichts
18. November 2024	26/11/2024

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  Fritz, Martin
--	--

# INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Angaben zu Veröffentlichungen, die zur selben Patentfamilie gehören

Internationales Aktenzeichen

PCT/EP2024/074641

Im Recherchenbericht angeführtes Patentdokument	Datum der Veröffentlichung	Mitglied(er) der Patentfamilie	Datum der Veröffentlichung
WO 2023110526 A1	22-06-2023	AR 127820 A1	28-02-2024
		AU 2022411935 A1	09-05-2024
		CA 3240635 A1	22-06-2023
		CN 118382594 A	23-07-2024
		EP 4448445 A1	23-10-2024
		KR 20240125929 A	20-08-2024
		WO 2023110526 A1	22-06-2023
-----			