



(19)
Bundesrepublik Deutschland
Deutsches Patent- und Markenamt

(10) **DE 699 14 897 T2 2004.10.28**

(12)

Übersetzung der europäischen Patentschrift

(97) **EP 1 080 059 B1**

(51) Int Cl.⁷: **C07C 29/151**

(21) Deutsches Aktenzeichen: **699 14 897.9**

(86) PCT-Aktenzeichen: **PCT/GB99/01335**

(96) Europäisches Aktenzeichen: **99 919 408.7**

(87) PCT-Veröffentlichungs-Nr.: **WO 99/59945**

(86) PCT-Anmeldetag: **29.04.1999**

(87) Veröffentlichungstag
der PCT-Anmeldung: **25.11.1999**

(97) Erstveröffentlichung durch das EPA: **07.03.2001**

(97) Veröffentlichungstag
der Patenterteilung beim EPA: **18.02.2004**

(47) Veröffentlichungstag im Patentblatt: **28.10.2004**

(30) Unionspriorität:

9810700	20.05.1998	GB
9811355	28.05.1998	GB
9904649	02.03.1999	GB

(73) Patentinhaber:

Johnson Matthey plc, London, GB

(74) Vertreter:

Andrae Flach Haug, 81541 München

(84) Benannte Vertragsstaaten:

DE, GB, NL

(72) Erfinder:

**FITZPATRICK, T. J., Middlesbrough, Cleveland TS9
7A, GB**

(54) Bezeichnung: **METHANOLHERSTELLUNG**

Anmerkung: Innerhalb von neun Monaten nach der Bekanntmachung des Hinweises auf die Erteilung des europäischen Patents kann jedermann beim Europäischen Patentamt gegen das erteilte europäische Patent Einspruch einlegen. Der Einspruch ist schriftlich einzureichen und zu begründen. Er gilt erst als eingelegt, wenn die Einspruchsgebühr entrichtet worden ist (Art. 99 (1) Europäisches Patentübereinkommen).

Die Übersetzung ist gemäß Artikel II § 3 Abs. 1 IntPatÜG 1991 vom Patentinhaber eingereicht worden. Sie wurde vom Deutschen Patent- und Markenamt inhaltlich nicht geprüft.

Beschreibung

[0001] Diese Erfindung betrifft die Methanolsynthese. Methanol wird herkömmlicherweise bei erhöhter Temperatur und erhöhtem Druck in einer Methanolsynthese-Umlaufschleife synthetisiert, wobei das Synthesegas, das Wasserstoff, Kohlenoxide und üblicherweise einige inerte Gase wie Stickstoff und Methan enthält, bei erhöhter Temperatur, typischerweise 200–300°C, und erhöhtem Druck, typischerweise 40–150 bar abs., über einen Kupferkatalysator geleitet wird und dann das mit dem Produkt umgesetzte Gas abgekühlt wird, kondensiertes Methanol abgetrennt wird und das nichtumgesetzte Gas zu dem Synthesereaktor zurückgeführt wird. Frisches Synthesegas, nachstehend als Frischgas bezeichnet, wird der Umlaufschleife an einem geeigneten Ort zugegeben, üblicherweise dem im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gas, bevor letzteres dem Synthesereaktor zugeführt wird. Ein Spülgas wird der Umlaufschleife an einem geeigneten Punkt entnommen, um den Aufbau von Inertgasen auf ein unwirtschaftlich hohes Niveau zu vermeiden. Das Frischgas kann der Umlaufschleife vor oder nach dem Abtrennschritt zugegeben werden.

[0002] Die Methanolsynthese ist ein exothermer Prozeß, und sie ist notwendig, um die Menge der Reaktion, die in einem Katalysatorbett auftritt, zu verringern und/oder das Bett zu kühlen, um ein Überhitzen des Katalysators zu vermeiden. Zu diesem Zweck wurde eine Vielzahl von Reaktortypen verwendet. Beispielsweise wurde vorgeschlagen, einen Reaktor mit einer Einrichtung zum Einspritzen von kühlem Quenchgas (im allgemeinen eine Mischung aus Frischgas und nichtumgesetztem Umlaufgas) in das Katalysatorbett oder zwischen den Betten zu verwenden. Beispiele solcher Quenchbettreaktoren sind in GB 1105614, EP 0297474, EP 0359952 und US 4859425 beschrieben. Es wurde auch vorgeschlagen, Reaktoren zu verwenden, die innerhalb der Betten Wärmetauscher aufweisen, so daß die Hitze, die sich durch die Reaktion entwickelt, an ein Kühlmittel übertragen wird. So weist der Synthesereaktor bei der in US 4778662 beschriebenen Anordnung Kühlmittelrohre auf, die sich durch mindestens den Einlaßteil des Katalysatorbetts erstrecken und in den Raum oberhalb des Einlasses zu dem Katalysatorbett münden: das Kühlmittel ist eine Mischung aus im Kreislauf geführtem, nichtumgesetzten Gas und Frischgas, so daß die Reaktionsteilnehmer auf die gewünschte Einlaßtemperatur durch die entwickelte Hitze erhitzt werden. Bei der in GB 2046618 beschriebenen Anordnung ist der Katalysator als Einzelbett angeordnet, durch das die Reaktionsteilnehmer radial strömen, und Wärmetauscherrohre sind vorgesehen, durch die ein Kühlmittel, z. B. siedendes Druckwasser im Kreislauf geführt wird.

[0003] Es ist oft wünschenswert, die Menge an synthetisiertem Methanol zu erhöhen. In US 5252609 und US 5631302 sind Verfahren beschrieben, bei denen das Frischgas einem vorbereitenden Syntheseschritt unterworfen wird, bevor es der Synthese-Umlaufschleife zugegeben wird. In EP 0790226 ist eine Anordnung beschrieben, bei der es zwei in der Umlaufschleife hintereinander geschaltete Synthesereaktoren gibt; der erste Reaktor wird durch Wärmeaustausch mit siedendem Wasser gekühlt, während der zweite durch Wärmeaustausch mit der Mischung aus Frischgas und im Kreislauf geführtem, nichtumgesetzten Gas gekühlt wird.

[0004] Der Durchsatz kann auch durch Betreiben der Umlaufschleife mit einem niedrigeren Kreislaufverhältnis erhöht werden, das hier als das Verhältnis der Fließgeschwindigkeit des Gases, das von dem Abscheider im Kreislauf geführt wird, zu der Geschwindigkeit, mit der Frischgas der Umlaufschleife zugeführt wird, definiert wird. Bei einem herkömmlichen Methanolsyntheseverfahren liegt dieses Kreislaufverhältnis im allgemeinen im Bereich von 3 bis 7. Bei der vorliegenden Erfindung können niedrige Kreislaufverhältnisse, im allgemeinen im Bereich von 1 bis 4, insbesondere von 1 bis 3 und vorzugsweise von weniger als 2,5, insbesondere von weniger als 2 verwendet werden. Die Verwendung eines vorbereitenden Syntheseschritts oder der Betrieb mit niedrigen Kreislaufverhältnissen weist jedoch das Problem auf, daß der Partialdruck der Reaktionsteilnehmer des Gases, das dem vorbereitenden Syntheseschritt oder der ersten Synthesestufe der Umlaufschleife zugeführt wird, relativ hoch sein kann, was zu einer übermäßigen Reaktion und einer übermäßigen Hitzeentwicklung im Katalysatorbett führt.

[0005] Wir haben ein Verfahren erfunden, durch das dieses Problem überwunden werden kann. Bei der vorliegenden Erfindung wird die Methanolsynthese in einer oder mehreren Synthesestufen aus im Kreislauf geführtem, nichtumgesetzten Gas durchgeführt, dem ein Teil des Frischgases zugeführt sein kann, und dann wird der Rest des Frischgases zugegeben, und die Mischung wird durch eine oder mehrere weitere Synthesestufen geleitet, wobei mindestens die letzte Synthesestufe der Umlaufschleife in indirektem Wärmeaustausch mit Druckwasser als Kühlmittel durchgeführt wird.

[0006] Erfindungsgemäß ist ein Verfahren geschaffen, bei dem Methanol in einer Synthese-Umlaufschleife in wenigstens zwei Synthesestufen aus einer Synthesegasmischung synthetisiert wird, die Wasserstoff und Kohlenoxide umfaßt, dadurch gekennzeichnet, daß Methanol aus im Kreislauf geführtem, nichtumgesetzten Gas, gegebenenfalls gemeinsam mit einem Teil des Frischgases, in einer oder mehreren Synthesestufen syntheti-

siert wird, wobei ein Strom aus umgesetztem Gas erhalten wird, daß dann Frischgas zugesetzt wird und vor der Abtrennung des synthetisierten Methanols eine weitere Menge an Methanol aus der erhaltenen Mischung in einer oder mehreren weiteren Synthesestufen synthetisiert wird, wobei wenigstens die letzte Synthesestufe der Umlaufschleife in indirektem Wärmeaustausch mit Druckwasser als Kühlmittel durchgeführt wird.

[0007] In ihrer einfachsten Form besitzt die Synthese-Umlaufschleife zwei Stufen der Methanolsynthese, wobei Frischgas zwischen den Stufen zugegeben wird und mindestens die letzte Synthesestufe der Umlaufschleife in indirektem Wärmeaustausch mit Druckwasser als Kühlmittel durchgeführt wird. Der für die Synthese in indirektem Wärmeaustausch mit Druckwasser verwendete Reaktor wird hier wassergekühlter Reaktor genannt.

[0008] Die erste Stufe wird vorzugsweise in einem Quenchreaktor oder einem Wärmeaustauschreaktor durchgeführt, wobei der Synthesekatalysator durch Übertragen von Wärme, die sich durch die Synthesereaktion entwickelt, durch Wärmeaustausch an das Zuführgas dieses Reaktors gekühlt wird, z. B. wie in der vorstehend angegebenen US 4778662 beschrieben. In Fällen, in denen mehr als zwei Stufen verwendet werden, ist es wiederum bevorzugt, daß die erste Stufe in einem Quenchreaktor oder einem Wärmeaustauschreaktor, wie vorstehend erwähnt, durchgeführt wird und mindestens die letzte der aufeinanderfolgenden Stufe oder Stufen in dem wassergekühlten Reaktor durchgeführt wird.

[0009] Es ist bevorzugt, daß mindestens 5% des Frischgases dem im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gas zugegeben werden, bevor letzteres der ersten Synthesestufe zugeführt wird. Es wird bevorzugt, daß mindestens 10%, insbesondere mindestens 30%, des Frischgases der Umlaufschleife nach der ersten Synthesestufe zugegeben werden, insbesondere wenn die Kreislauftrate gering, z. B. unterhalb von 2, ist. Der Anteil des Frischgases, der der Umlaufschleife nach der ersten Synthesestufe zugegeben wird, hängt von dem Typ des Reaktors, der für die erste Synthesestufe verwendet wird, und von dem Kreislaufverhältnis ab.

[0010] Die erste Synthesestufe wird vorzugsweise adiabatisch durchgeführt.

[0011] So wird bei einer Form der Erfindung bei der ersten Stufe ein Quenchreaktor verwendet, bei dem etwas oder das gesamte im Kreislauf geführte, nichtumgesetzte Gas, dem wahlweise ein Teil des Frischgases zugegeben wurde, dem Einlaß zugeführt und der Rest des im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gases, gegebenenfalls in Mischung mit etwas von dem Frischgas wird als Quenchgas verwendet. Das restliche Frischgas wird dem Gas aus dem Auslaß des Quenchreaktors zugegeben, und die Mischung wird dann dem wassergekühlten Reaktor zugeführt.

[0012] In Fällen, in denen ein Quenchreaktor für die erste Synthesestufe verwendet wird, werden typischerweise nur etwa 20-25% des im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gases dem Quenchreaktoreinlaß zugeführt; der Rest, dem Frischgas zugegeben werden kann, wird als Quenchgas verwendet. Der Quenchreaktor kann mehrere Betten des Synthesekatalysators mit Einspritzten von Quenchgas zwischen jedes Bett aufweisen. Bei einem solchen Reaktor wird bevorzugt, daß mindestens 50% des Frischgases dem umgesetzten Gas aus dem Quenchreaktor nach der ersten Synthesestufe zugegeben werden, d. h. bevor es dem wassergekühlten Reaktor zugeführt wird, und gegebenenfalls als Teil oder als das gesamte Quenchgas.

[0013] In Fällen, in denen ein Wärmeaustauschreaktor, z. B. des Typs, der in US 4778662 beschrieben ist, bei dem der Katalysator gekühlt wird, indem Hitze, die sich durch die Synthesereaktion entwickelt hat, durch den Wärmeaustausch mit dem Zuführgas an diesen Reaktor übertragen wird, für die erste Stufe verwendet wird, kann ein größerer Teil, beispielsweise 30 bis 90%, insbesondere 40 bis 70%, des Frischgases dem im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gas zugegeben werden, bevor letzteres der ersten Synthesestufe zugeführt wird. Nach Verlassen der ersten Synthesestufe wird der Rest des Frischgases zugegeben, und die Mischung wird durch eines oder mehrere weitere Katalysatorbetten geleitet, die in dem wassergekühlten Reaktor angeordnet sind.

[0014] Bei dem wassergekühlten Reaktor kann der Katalysator in Rohren angeordnet sein, wobei das Druckwasser entlang des Äußeren der Rohre umläuft. Es ist jedoch bevorzugt, daß der Katalysator als Einzelbett angeordnet wird, wobei das Druckwasser durch Kühlrohre, die innerhalb des Katalysatorbetts angeordnet sind, geleitet wird.

[0015] Das Frischgas wird oft durch ein Dampfpreformiervverfahren erzeugt, bei dem ein Kohlenwasserstoff-Einsatzprodukt wie Naturgas mit Dampf bei einem erhöhten Druck, z. B. im Bereich von 20 bis 80 bar abs., und bei einer erhöhten Temperatur, z. B. im Bereich von 700 bis 1100°C, in Gegenwart eines Katalysators um-

gesetzt wird. Diese Reformierreaktion ist stark endotherm, und mindestens ein Teil der Reformierreaktion wird im allgemeinen mit dem Katalysator, der in Rohren angeordnet ist, durch die die Mischung aus Einsatzprodukt/Dampf strömt, durchgeführt, während die Rohre von außen durch ein geeignetes Medium erhitzt werden.

[0016] Bei der vorliegenden Erfindung kann das erhitzte Druckwasser aus dem wassergekühlten Reaktor verwendet werden, um mindestens einen Teil des Dampfs zu liefern, der für die Erzeugung des Frischgases benötigt wird. So wird das erhitzte Druckwasser, vorzugsweise nach weiterem Erhitzen, direkt mit dem Kohlenwasserstoff-Einsatzprodukt kontaktiert, bevor letzteres der Reformierreaktion unterzogen wird. Ein solcher direkter Kontakt des Kohlenwasserstoff-Einsatzprodukts mit heißem Wasser wird hier Sättigung genannt. Es ist zu beachten, daß, da das Wasser direkt mit dem Kohlenwasserstoff-Einsatzprodukt kontaktiert wird, der Druck des Druckwassers gleich dem oder höher als derjenige ist, der bei der Reformierreaktion verwendet wird. Normalerweise wird das Einsatzprodukt, z. B. Naturgas, bei einem erhöhten Druck vor dem Reformieren einer Entschwefelung unterzogen. Es ist allgemein wünschenswert, das Kontaktieren mit dem Druckwasser nach einem solchen Entschwefelungsschritt durchzuführen.

[0017] Bei einer bevorzugten Anordnung wird das Reformieren in zwei Stufen durchgeführt. In der ersten Stufe, der primären Reformierstufe, wird die Mischung aus Einsatzprodukt und Dampf über einen Dampfreformierkatalysator geleitet, üblicherweise Nickel, auf einem inerten Träger, z. B. Aluminiumoxid oder ein Calciumaluminat, getragen, in von außen erhitzten Rohren angeordnet. Bei der zweiten Stufe wird die Mischung aus primärem, reformiertem Gas einer sekundären Reformierstufe unterzogen, bei der es teilweise mit Sauerstoff verbrannt und durch einen sekundären Reformierkatalysator geleitet wird. Der sekundäre Reformierkatalysator ist normalerweise als Einzelbett angeordnet, wiederum üblicherweise aus Nickel, auf einem inerten Träger, z. B. Aluminiumoxid oder einem Calciumaluminat, getragen. Durch Einstellen der Menge an Sauerstoff, die, bezogen auf die Menge des Einsatzprodukts, verwendet wird, kann ein sekundäres reformiertes Gas, das sich der stöchiometrischen Zusammensetzung für die Methanolsynthese annähert, erhalten werden. Falls die sekundäre Reformierstufe weggelassen wird, kann das reformierte Gas einen Überschuß an Wasserstoff im Vergleich zu demjenigen haben, der für die Methanolsynthese benötigt wird, insbesondere in Fällen, in denen das Einsatzprodukt Naturgas ist. Bei einer bevorzugten Version eines Reformierverfahrens, bei dem primäres und sekundäres Reformieren verwendet wird, wird das primäre Reformieren in einer Wärmeaustausch-Reformieranlage durchgeführt, wobei die für die primäre Reformierstufe erforderliche Erhitzung dadurch bereitgestellt wird, daß das sekundäre reformierte Gas an den Rohren vorbeigeleitet wird, die den primären Reformierkatalysator enthalten.

[0018] Das reformierte Gas wird gekühlt, und überschüssiger Dampf wird daraus vor der gegebenenfalls stattfindenden Kompression des reformierten Gases auf den Synthese-Umlaufschleifendruck kondensiert. Das Kühlen des reformierten Gases umfaßt vorzugsweise ein weiteres Erhitzen des Druckwassers, bevor letzteres mit dem Kohlenwasserstoff-Einsatzprodukt kontaktiert wird. Es kann auch eine andere Wärmewiedergewinnung, z. B. Erhitzen des Druckwassers, das dem Synthesereaktor zugeführt wird, und die Bereitstellung von Hitze für die Destillation des Produkts Methanol umfassen.

[0019] Die Erfindung wird unter Bezugnahme auf die beiliegenden Zeichnungen veranschaulicht, in denen zeigen:

[0020] Fig. 1 ein Fließdiagramm einer erfindungsgemäßen Ausführungsform;

[0021] Fig. 2 ein Fließdiagramm einer alternativen Methanol-Umlaufschleifenanordnung zur Verwendung bei dem Fließdiagramm von Fig. 1.

[0022] Unter Bezugnahme auf Fig. 1 wird ein Kohlenwasserstoff-Einsatzprodukt wie Naturgas bei erhöhtem Druck, z. B. 45 bar abs. als Strom A über die Leitung 10 zugeführt, mit einem wasserstoffenthaltenden Gas 11 (Strom B) gemischt und den Wärmetauschern 12 und 13 zugeführt, in denen es auf eine Temperatur erhitzt wird, die für die Entschwefelung geeignet ist. Das Gas wird durch ein Bett eines Wasserstoffentschwefelungskatalysators, z. B. Nickel und/oder Kobaltmolybdat, und ein Bett eines Schwefelabsorptionsmittels, z. B. Zinkoxid, in dem Gefäß 14 geleitet, um die Entschwefelung des Gases durchzuführen. Das entschwefelte Gas dient als Heizmedium in dem Wärmetauscher 12 und wird dann als Strom C zu einer Sättigungseinrichtung 15 geleitet. Das entschwefelte Einsatzprodukt wird in der Sättigungseinrichtung 15 mit erhitztem Wasser bei einem Druck, der ähnlich demjenigen des entschwefelten Einsatzprodukts ist, kontaktiert, und als Strom D über die Leitung 16 zugeführt. Das gesättigte Einsatzprodukt, d. h. eine Mischung aus Einsatzprodukt und Dampf, wird dann über die Leitung 17 einer Heizvorrichtung 18 zugeführt, wo es weiter erhitzt wird und dann über die Leitung 19 als Strom E einer Wärmeaustauschreformiervorrichtung 20 zugeführt wird. Die Wärmeaustauschreformiervorrichtung 20

miervorrichtung **20** besitzt eine Vielzahl von Rohren **21**, die einen Dampfreformierkatalysator, z. B. Nickel auf Calciumaluminatzementringen getragen, enthalten. Die Reformierrohre **21** werden durch ein heißes Gas erhitzt, das durch den Mantelraum **22** der Wärmeaustauschreformiervorrichtung **20** strömt. Die Mischung aus Einsatzprodukt und Dampf wird einem primären Reformieren in den Rohren **21** unterzogen und dann als Strom F über die Leitung **23** einer sekundären Reformiervorrichtung **24** zugeführt. In der sekundären Reformiervorrichtung **24** wird das primäre reformierte Gas teilweise mit Sauerstoff, der als Strom G über die Leitung **25** zugeführt wird, teilweise verbrannt, und die teilweise verbrannte Mischung wird durch ein Bett **26** eines sekundären Reformierkatalysators, z. B. Nickel auf einem Träger von Calciumaluminatzement getragen, geleitet, wo sie einem sekundären Reformieren unterzogen wird. Das sich ergebende heiße Gas, das Wasserstoff und Kohlenoxide plus nichtumgesetzten Dampf und eine geringe Menge nichtumgesetztes Methan enthält, wird dann als Strom H über die Leitung **27** dem Mantelraum **22** der Wärmeaustauschreformiervorrichtung zugeführt, wo es dazu dient, die Reformierrohre **21** zu erhitzen. Das teilweise gekühlte, sekundäre reformierte Gas verläßt die Wärmeaustauschreformiervorrichtung **20** als Strom I über die Leitung **28**. Das sekundäre reformierte Gas wird dann weiter durch Wärmeaustausch in den Wärmetauschern **29**, **30** und **31** auf unter den Taupunkt des Dampfes in dem sekundären reformierten Gas gekühlt. Der nichtumgesetzte Dampf kondensiert so und wird als Strom J von dem sekundären reformierten Gas in einem Abscheider **32** abgetrennt. Das sich ergebende, entwässerte Gas wird dann in dem Kompressor **33** zur Bildung von frischem Synthesegas, d. h. dem Frischgas (Strom K) bei etwa dem gewünschten Synthesedruck komprimiert. Das Frischgas wird dann einer Synthese-Umlaufschleife über die Leitungen **34** (Strom L) und/oder **35** (Strom M) zugeführt.

[0023] In der Synthese-Umlaufschleife wird jegliches Frischgas, das über die Leitung **35** zugeführt wird, mit im Kreislauf geführtem, nichtumgesetzten Gas gemischt, das als Strom N über die Leitung **36** von einer Umlaufpumpe **37** zugeführt wird. Die sich ergebende Mischung, der Strom O, wird dann über die Leitung **38** einem Wärmeaustauschreaktor **39** zugeführt. Das Synthesegas strömt nach oben durch die Rohre **40**, die von einem Bett **41** des Methanolsynthesekatalysators umgeben sind. Der Synthesekatalysator ist typischerweise das Produkt der Reduzierung des Kupferoxids in einem Katalysatorvorläufer, der Oxide von Kupfer und andere Metalle wie Zink, Chrom, Aluminium, Magnesium und/oder Seltene Erden enthält, zu Kupfermetall. Kupfer-/Zinkoxid-/Aluminiumoxid-Katalysatoren werden bevorzugt verwendet. Wenn das Gas nach oben durch die Rohre **40** strömt, wird es auf die gewünschte Syntheseeinlaßtemperatur erhitzt, die typischerweise im Bereich von 200 bis 240°C liegt, und strömt dann durch das Bett des Synthesekatalysators nach unten. Die Methanolsynthese findet statt, wobei die entwickelte Hitze das ankommende Gas, das durch die Rohre **40** nach oben strömt, erhitzt. Das sich ergebende, umgesetzte Gas, das Methanol und nichtumgesetztes Gas enthält, wird dann als Strom P über die Leitung **42** zu einem wassergekühlten Reaktor **43** geleitet.

[0024] Frischgas kann über die Leitung **34** als Strom L zugeführt und der Mischung zugegeben werden, um den Strom Q zu ergeben, bevor dieser in den wassergekühlten Reaktor **43** eintritt. In dem Reaktor **43** wird das teilweise umgesetzte Synthesegas durch ein Bett **44** des Methanolsynthesekatalysators geleitet, durch das eine Vielzahl von Rohren **45** hindurch geführt ist, durch die Wasser mit einem Druck, der im wesentlichen gleich dem Reformierdruck ist, z. B. 45 bar abs., als Kühlmittel geleitet wird. Mehr Methanolsynthese findet statt, wenn das Gas durch das Bett **44** geleitet wird, wobei die entwickelte Hitze das Druckwasser erhitzt. Das umgesetzte Gas verläßt den wassergekühlten Reaktor **43** als Strom R über die Leitung **46** und wird auf unter den Taupunkt des darin enthaltenen Methanols in dem Wärmetauscher **47** gekühlt. Das kondensierte rohe Methanol wird in dem Abscheider **48** abgetrennt und als Strom S über die Leitung **49** gesammelt. Das rohe Methanol kann dann einer Destillation, wie dies in der Technik wohlbekannt ist, unterzogen werden.

[0025] Das nichtumgesetzte Gas, aus dem das rohe Methanol abgetrennt worden ist, wird als Strom T über die Leitung **50** zu der Umlaufpumpe **37** zurückgeführt. Ein Teil des nichtumgesetzten Gases wird über die Leitung **51** als Spülgasstrom U entnommen; ein Teil des Spülgases wird als wasserstoffenthaltendes Gas über die Leitung **11** als Strom B zugeführt, während der Rest über die Leitung **52** abgeführt und als Brennstoff verwendet wird, es kann z. B. verbrannt werden und die Verbrennungsprodukte können zum Erhitzen des Wärmetauschers **18** verwendet werden.

[0026] Das heiße Druckwasser verläßt den wassergekühlten Reaktor **43** über die Leitung **53** und wird weiter in dem Wärmetauscher **29** erhitzt, um den heißen Druckwasserstrom D bereitzustellen, der der Sättigungseinrichtung **15** über die Leitung **16** zugeführt wird. In einigen Fällen kann es notwendig sein, das heiße Druckwasser aus dem Wärmetauscher **29** weiter in einem Wärmetauscher **54** zu erhitzen, der auch durch die Verbrennungsprodukte des Spülgases erhitzt werden kann. Das überschüssige Wasser aus der Sättigungseinrichtung **15** wird über die Leitung **55** abgezogen. Ein Teil des überschüssigen Wassers wird über die Leitung **56** als Strom V abgegeben. Dem Rest wird Frischwasser als Strom W über die Leitung **57** zugegeben, und die Mischung wird in dem Wärmetauscher **30** erhitzt und zu dem wassergekühlten Reaktor **43** über die Leitung **58**

zurückgeführt.

[0027] In einigen Fällen kann es wünschenswert sein, die Temperatur des Kühlmittelwassers, das in den wassergekühlten Reaktor **43** über die Leitung **58** eintritt, durch Kreislaufführung eines Teils des heißen Druckwassers, das den Reaktor **43** über die Leitung **53** verläßt, direkt zurück zu der Leitung **58** als Strom X über die Leitung **59** zu erhöhen, die in **Fig. 1** gestrichelt angegeben ist, so daß der Kühlmittelstrom Y, der dem wassergekühlten Reaktor **43** zugeführt wird, eine Mischung des Stroms X und des über die Leitung **58** zugeführten Wassers ist. Dies kann wünschenswert sein, um ein Überkühlen der Reaktionsteilnehmer in dem wassergekühlten Reaktor **43** zu verhindern, d. h. das Abkühlen auf eine Temperatur zu verhindern, bei der der Synthesekatalysator nicht länger ausreichend aktiv ist.

[0028] Der Wärmetauscher **31** kann zum Vorerhitzen der Frischwasserbeschickung **57** und/oder zum Bereitstellen von Hitze für die Destillation des rohen Methanols verwendet werden. Ein Teil des Wassers oder das gesamte Wasser, das in dem Abscheider **32** als Strom J abgetrennt wurde, und/oder ein Strom aus Methanol und Wasser, der in der Destillationsstufe abgetrennt wurde, kann als Teil des Frischwassers **57** zurückgeführt werden.

[0029] Bei der alternativen Methanolsynthese-Umlaufschleife, die in **Fig. 2** gezeigt ist, ist der Wärmeaustauschreaktor **39** von **Fig. 1** durch einen Quenchreaktor **60** ersetzt, und weitere Wärmetauscher **61**, **62** und **63** sind vorgesehen, um die Beschickung zu dem Quenchreaktor auf die gewünschte Syntheseeinlaßtemperatur zu erhitzen. Das Frischgas kann der Umlaufschleife über die Leitung **35** als Strom M zugeführt werden, wo es mit dem im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gas (Strom N) gemischt wird, das in dem Wärmetauscher **61** erhitzt wurde. Ein Teil des sich ergebenden Synthesegases wird in Wärmetauschern **62** und **63** auf die gewünschte Syntheseeinlaßtemperatur erhitzt und als Strom O über die Leitung **38** dem Einlaß des Synthesereaktors **60** zugeführt. Der Rest des Synthesegases wird als Strom O' über die Leitung **64** dem Synthesereaktor **60** als Quenchgas zugeführt. Typischerweise wird Quenchgas in den Synthesereaktor **60** an einer Vielzahl von Stellen eingespritzt. Das umgesetzte Gas aus dem Synthesereaktor **60** wird über die Leitung **42** dem Wärmetauscher **63** zugeführt und wird dann mit weiterem Frischgas, das als Strom L über die Leitung **34** zugeführt wird, gemischt und dem wassergekühlten Reaktor **43** zugeführt. Das umgesetzte Gas aus dem Reaktor **43** wird in den Wärmetauschern **62** und **61** gekühlt und dann weiter in dem Wärmetauscher **47** gekühlt und dann dem Abscheider **48** zugeführt. Ein Teil des abgetrennten, nichtumgesetzten Gases, Strom T, wird der Umlaufpumpe **37** als Umlaufgas zugeführt, während der Rest aus der Umlaufschleife als Spülstrom U über die Leitung **51** abgenommen wird.

[0030] Ein Teil des Frischgases kann über die Leitung **65** als Strom K' umgeleitet und dazu verwendet werden, den Strom O' zu vergrößern, um den Quenchgasstrom Z zu ergeben.

[0031] In **Fig. 2** ist eine weitere Modifikation mittels des Bereichs, der von der gestrichelten Linie umschlossen ist, gezeigt. So wird, um die Menge an gebildetem Methanol weiter zu erhöhen, der Spülgasstrom U, der der Umlaufschleife über die Leitung **51** entnommen wurde, einem weiteren Schritt der Methanolsynthese unterworfen. So wird der Spülgasstrom U einem Zuführungs-/Abfluß-Wärmetauscher **66** und dann einem weiteren Wärmetauscher **67** zugeführt, wo er auf die gewünschte Syntheseeinlaßtemperatur erhitzt wird. Das erhitzte Spülgas wird dann als Strom Q' einem weiteren Synthesereaktor **68** zugeführt, der wie der Reaktor **43** ein Reaktor sein kann, der mit Druckwasser gekühlt wird. Das umgesetzte Spülgas, Strom R', wird dann dem Zuführungs-/Abfluß-Wärmetauscher **66** und einem Kühler **69** zugeführt, wo es auf unter den Taupunkt des darin enthaltenen Methanols abgekühlt wird. Das gekühlte, umgesetzte Spülgas wird dann über die Leitung **70** einem Abscheider **71** zugeführt, in dem das kondensierte Methanol als Strom S' abgetrennt wird. Der restliche, nichtumgesetzte Gasstrom U' wird dann als Spülgas **52** genommen, während das abgetrennte Methanol über die Leitung **72** entnommen wird und dem kondensierten Methanol in der Leitung **49** zugegeben wird, das in dem Umlaufschleifen-Abscheider **48** abgetrennt wurde. Das wasserstoffreiche Gas, das dem Einsatzprodukt über die Leitung **11** zugegeben wird, kann dem Spülgas **52** entnommen werden.

[0032] Die Erfindung wird durch die nachfolgenden berechneten Beispiele weiter veranschaulicht, bei denen alle Drücke, Temperaturen und Strömungsgeschwindigkeiten (in kMol/Std.) auf die nächste ganze Zahl auf bzw. abgerundet wurden.

Beispiel 1 (Vergleich)

[0033] Bei diesem Beispiel befolgt das Fließdiagramm das Schema von **Fig. 1**. Das Einsatzprodukt (Strom A) ist Naturgas und das Frischwasser (Strom W) umfaßt frisches Wasser zusammen mit dem Kondensat (Strom

J), das in dem Abscheider **32** abgetrennt wurde, und einen Strom Wasser, der etwas Methanol enthält, das in einer Stufe der Destillation des rohen Methanols abgetrennt wurde. Bei diesem Vergleichsbeispiel wird das gesamte Frischgas (Strom K) als Strom M dem im Kreislauf geführten, nichtumgesetzten Gas (Strom N) aus der Umlaufpumpe **37** hinzugefügt. Die Umlaufschleife arbeitet mit einer Kreislauftrate 2. Um ein Überkühlen des Katalysators in dem wassergekühlten Reaktor **43** zu vermeiden, wird ein beträchtlicher Teil des heißen Wassers, das den Reaktor **43** über die Leitung **53** verläßt, direkt als Strom X im Kreislauf geführt. Die Menge an Katalysator, die für den wassergekühlten Reaktor **43** erforderlich ist, beträgt etwa das 2 1/2-fache derjenigen, die in dem Wärmeaustauschreaktor **39** erforderlich ist.

[0034] Die Strömungsgeschwindigkeiten, Temperaturen und Drücke der verschiedenen Ströme sind in der nachfolgenden Tabelle 1 angegeben.

Tabelle 1

Strom	T (°C)	P (bar abs.)	Strömungsgeschwindigkeit (kMol/Std.)							
			CH ₄	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	N ₂	O ₂	CH ₃ OH
A	20	45	3409*	0	22	0	12	16	0	0
B	40	45	20	4	17	0	105	4	0	1
C	230	45	3429*	4	39	0	116	20	0	1
D	257	45	0	0	2	57652	1	0	0	33
E	450	45	3429*	4	40	7652	117	20	0	34
F	693	40	2936	251	718	6083	3333	20	0	0
G	150	45	0	0	0	0	0	17	1669	0
H	975	40	224	2557	1125	6303	8536	37	0	0
I	528	39	224	2557	1125	6303	8536	37	0	0
J	40	38	0	0	2	6274	1	0	0	0
K	146	84	224	2557	1123	29	8535	37	0	0
L	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
M	146	84	224	2557	1123	29	8535	37	0	0
N	48	84	3278	706	2799	12	17486	587	0	141
O	80	84	3502	3263	3922	41	26022	624	0	141
P	265	82	3502	1857	3230	733	21135	624	0	2238
Q	265	82	3502	1857	3230	733	21135	624	0	2238
R	245	81	3502	751	3104	859	18545	624	0	3470
S	40	78	28	3	138	846	12	2	0	3321
T	40	78	3474	748	2967	13	18532	623	0	149
U	40	78	196	42	167	1	1046	35	0	8
V	202	45	0	0	0	191	0	0	0	0
W	102	45	0	0	2	7843	1	0	0	35
X	244	45	0	0	10	342101	4	0	0	198
Y	240	45	0	0	11	399753	5	0	0	231

* enthält zusätzlich 398 kMol/Std. höhere Kohlenwasserstoffe, ausgedrückt als CH_{2,98}

[0035] Das Methanol in Strom S, abzüglich der Menge an Methanol, die aus der nachfolgenden Destillation zurückgeführt wurde, beträgt etwa 2525 Tonnen pro Tag.

Beispiel 2

[0036] Bei diesem Beispiel sind das Einsatzprodukt und die Bedingungen die gleichen wie in Beispiel 1 mit der Ausnahme, daß die Umlaufschleife mit einer Kreislauftrate von 1 betrieben wird und ein Teil (etwa 60%) des Frischgasstroms K den Wärmeaustauschreaktor **39** im Bypass umgeht und als Strom L zugeführt wird und dem Abfluß, Strom P, aus dem Wärmeaustauschreaktor **39** zugegeben wird. In der nachfolgenden Tabelle 2 sind die Strömungsgeschwindigkeiten, Temperaturen und Drücke der Ströme gezeigt. Die Menge an Katalysator, die in dem Wärmeaustauschreaktor **39** benötigt wird, beträgt etwa die Hälfte derjenigen, die für den Wärmeaustauschreaktor in Beispiel 1 benötigt wird, und die Menge an Katalysator, die für den wassergekühlten Reaktor **43** benötigt wird, beträgt etwa 4% mehr als diejenige, die für den wassergekühlten Reaktor **43** in Beispiel 1 benötigt wird. Da die Strömungsgeschwindigkeiten, Temperaturen und Drücke der Ströme, einschließlich der Wasserströme, bei der Herstellung des Frischgases im wesentlichen die gleichen wie in Beispiel 1 sind, sind sie der Kürze halber weggelassen. Der geringfügige Unterschied in der Zusammensetzung des Frischgasstroms K ergibt sich aus der unterschiedlichen Zusammensetzung und Menge des wasserstoffenthaltenden Stroms B, der aus der Synthese-Umlaufschleife zurückgeführt wird.

Tabelle 2

Strom	T(°C)	P (bar abs.)	Strömungsgeschwindigkeit (kMol/Std.)						
			CH ₄	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	N ₂	CH ₃ OH
A	20	45	3409*	0	22	0	12	16	0
B	40	45	9	7	23	0	108	2	1
K	146	84	220	2560	1123	29	8513	35	0
L	146	84	132	1536	674	17	5108	21	0
M	146	84	88	1024	449	12	3405	14	0
N	49	84	772	602	1948	4	8952	127	74
O	75	84	860	1626	2397	16	12357	141	74
P	256	82	860	937	2005	409	9800	141	1156
Q	223	82	993	2473	2679	426	14908	162	1156
R	249	81	993	769	2638	467	11377	162	2901
S	40	78	12	4	164	462	12	1	2807
T	40	78	980	765	2473	5	11365	161	94
U	40	78	208	162	525	1	2413	34	20

* enthält zusätzlich 398 kMol/Std. höhere Kohlenwasserstoffe, ausgedrückt als CH_{2,98}

[0037] Bei diesem Beispiel betragen die Energieerfordernisse der Umlaufpumpe, obgleich die Methanolproduktion im Vergleich zu Beispiel 1 verringert ist, nur etwa die Hälfte derjenigen von Beispiel 1 und die Gesamtmenge des benötigten Katalysators beträgt etwa 89% derjenigen, die in Beispiel 1 benötigt wird.

Beispiel 3

[0038] Bei diesem Beispiel wird nur die Synthese-Umlaufschleife gezeigt und dies ist in Übereinstimmung mit dem Fließdiagramm von **Fig. 2**.

Beispiel 3

[0039] Bei diesem Beispiel ist nur die Synthese-Umlaufschleife gezeigt und dies befolgt das Fließdiagramm von **Fig. 2**.

[0040] Frischgas (Strom K), das mit einer Geschwindigkeit von 27987 kMol/Std. bei etwa 84 bar abs. und ei-

ner Temperatur von 116°C zugeführt wird, wird in drei Ströme unterteilt. Ein Teil, Strom M, der etwa 21% der Gesamtmenge darstellt, wird der Synthese-Umlaufschleife zugeführt, wo er mit dem Umlaufgas (Strom N), das mit einer Geschwindigkeit von 55000 kMol/Std. von der Umlaufpumpe **37** über den Wärmetauscher **61** zugeführt wird, gemischt wird. Das System arbeitet so mit einer Kreislauftrate von etwa 1,97. 25% der sich ergebenden Mischung der Ströme M und N werden den Wärmetauschern **62** und **63** zugeführt, wo sie erhitzt werden und als Strom O dem Einlaß des Quenchsynthesereaktors **60** zugeführt werden. Der Rest (Strom O') der Mischung der Umlaufgas- und Frischgasströme N und M wird dann mit dem zweiten Teil (Strom K') des Frischgases zur Bildung eines Quenchstroms Z gemischt. Der Strom K' macht etwa 49% des Frischgases aus. Der Strom Z wird als Quenchgas in dem Quenchreaktor **60** verwendet. Der Quenchreaktor besitzt typischerweise 5 Betten des Katalysators und wird mit Bettausgangstemperaturen betrieben, die progressiv von 280°C (erstes Bett) auf 260°C (letztes Bett) abnehmen. Das Quenchgas wird zwischen jedes Bett in solchen Anteilen eingeleitet, daß die Temperatur des Gases, das das vorherige Bett verläßt, auf eine Temperatur im Bereich von 215–220°C abnimmt, bevor die Mischung des umgesetzten Gases und des Quenchgases in das nächste Bett eintritt. Das umgesetzte Gas (Strom P) verläßt das letzte Bett mit einer Temperatur von 260°C und einem Druck von 82 bar abs.. Der Strom aus umgesetztem Gas P wird in dem Wärmetauscher **63** gekühlt und dann wird der Rest, etwa 30%, des gesamten Frischgases dem Strom L zugegeben, um einen Gasstrom Q bei 245°C zu ergeben, der dem wassergekühlten Reaktor **43** zugeführt wird. Dieser Reaktor wird betrieben, um eine Auslaßtemperatur von 222°C zu ergeben. Das Volumen des Katalysators, das bei dem wassergekühlten Reaktor **43** verwendet wird, beträgt etwa 68% desjenigen, das bei dem Quenchreaktor **60** verwendet wird. Das umgesetzte Gas wird bei einem Druck von 80 bar abs. dann als Strom R der Wärmetauscherkette **62**, **61** und **47**, wo es auf 35°C abgekühlt wird, zugeführt und dem Abscheider **48** zugeführt wird. Das abgetrennte, rohe Methanol wird als Strom S entnommen, während das abgetrennte, nichtumgesetzte Gas (Strom T) in einen Umlaufstrom und einen Spülstrom U geteilt wird. Der Umlaufstrom wird bei einem Druck von 80 bar abs. der Umlaufpumpe **37** zugeführt, wo er auf 84 bar abs. komprimiert wird, und wird dem Wärmetauscher **61** zugeführt, um den Strom N zu ergeben.

[0041] Der Spülstrom U wird in den Wärmetauschern **66**, **67** auf 220°C erhitzt und als Strom Q' einem Synthesereaktor **68** zugeführt, der durch Druckwasser gekühlt wird. Das Volumen des Katalysators in dem Reaktor **68** beträgt etwa 10,5 desjenigen, das in dem Quenchreaktor **60** verwendet wird. Mehr Methanol wird in dem Reaktor **68** synthetisiert, um einen Strom R' aus umgesetztem Spülgas bei 79 bar abs. bei einer Temperatur von 221°C zu ergeben. Der Strom R' aus umgesetztem Spülgas wird durch Wärmetauscher **66**, **69** auf 35°C gekühlt und dem Abscheider **71** zugeführt. Das nichtumgesetzte Gas wird als Spülgasstrom U' genommen und der abgetrennte Strom S' aus rohem Methanol wird dem Strom S aus rohem Methanol aus dem Umlaufschleifen-Abscheider **48** zugegeben, um einen letzten Produktstrom aus rohem Methanol zu ergeben.

[0042] Die Strömungsgeschwindigkeiten und Temperaturen der Komponenten der Ströme sind in der folgenden Tabelle 3 angegeben.

Tabelle 3

Strom	Temp. (°C)	Strömungsgeschwindigkeit (kMol/Std.)						
		CH ₄	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	N ₂	CH ₃ OH
K	116	952	4193	2064	46	20648	84	0
M	116	200	881	433	10	4336	18	0
N	114	5540	799	2068	20	45861	501	212

O	223	1435	420	625	7	12549	130	53
O'	114	4305	1260	1876	22	37648	389	159
K'	116	467	2055	1011	23	10118	41	0
Z	115	4772	3314	2887	45	47765	430	159
P	260	6207	1610	2238	1327	52241	560	3611
L	116	286	1258	619	14	6194	25	0
Q	245	6492	2868	2857	1341	58436	585	3611
R	222	6492	934	2493	1704	53478	585	5908
S	35	35	2	83	1681	21	1	5661
T	35	6458	931	2410	23	53457	584	247
U	35	918	132	342	3	7596	83	35
R'	225	918	31	115	231	6710	83	364
U'	35	916	31	113	4	6709	83	25
S'	35	2	0	2	226	1	0	340
S + S'	35	37	2	85	1907	22	1	6001

Beispiel 4 (Vergleich)

[0043] Zum Vergleich wurde Beispiel 3 wiederholt, der Wärmetauscher **63** und der wassergekühlte Reaktor **43** sind jedoch weggelassen und der Strom P aus umgesetztem Gas aus dem Quenchreaktor **60** wird direkt der Wärmetauscherkette **62, 61, 47** zugeführt. Die gesamte Menge des Frischgases (Strom K) wird auf 16804 kmol/Std. verringert. Das System arbeitet so mit einem Kreislaufverhältnis von 3,27. Der Strom M bildet 25% des gesamten Frischgases. Wie in Beispiel 3 werden 25% der Mischung der Ströme M und N dem Wärmetauscher **62** zugeführt und als Strom O dem Einlaß des Quenchreaktors **60** zugeführt. Die verbleibenden 75% der Mischung der Ströme M und N bilden den Strom O' und werden mit den verbleibenden 75% des Frischgases (Strom K') gemischt, um den Quenchgasstrom Z zu bilden.

[0044] Die Strömungsgeschwindigkeiten und Temperaturen der Komponenten der Ströme sind in der folgenden Tabelle 4 angegeben.

Tabelle 4

Strom	Temp. (°C)	Strömungsgeschwindigkeit (kMol/Std.)						
		CH ₄	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂	N ₂	CH ₃ OH
K	116	572	2517	1239	28	12397	50	0
M	116	143	629	310	7	3099	13	0
N	99	5531	1461	1665	21	45612	500	210
O	218	1419	523	494	7	12178	128	53
O'	100	4256	1568	1481	21	36534	384	158
K'	116	429	1888	929	21	9298	38	0
Z	104	4684	3456	2411	42	45831	422	158
P	260	6103	1609	1871	1082	50171	550	3613
S	35	21	2	40	1059	12	1	3382
T	35	6082	1607	1831	23	50159	550	231
U	35	551	146	166	2	4546	50	21
R'	221	551	12	50	118	3933	50	270
U'	35	550	12	49	2	3932	50	16
S'	35	2	0	1	116	1	0	254
S + S'	35	22	2	41	1174	13	1	3636

[0045] Durch den Vergleich mit Beispiel 4 ist ersichtlich, daß es das Hinzufügen des wassergekühlten Reaktors 43 und die Zugabe eines Teils des Frischgases zwischen dem Quenchreaktor 60 ermöglicht, daß eine herkömmliche Synthese-Umlaufschleife verbessert werden kann, um die Menge des erzeugten Methanols um etwa 65% ohne Erhöhung der Leistung der Umlaufpumpe 37 zu erhöhen.

Patentansprüche

1. Verfahren, bei dem Methanol in einer Syntheseschleife in wenigstens zwei Synthesestufen aus einem Synthesegas synthetisiert wird, das Wasserstoff und Kohlenoxide umfaßt, **dadurch gekennzeichnet**, daß Methanol aus zurückgeführtem unumgesetztem Gas, ggf. gemeinsam mit einem Teil des Frischgases, in einer oder mehreren Synthesestufen synthetisiert wird, wobei ein Strom aus umgesetztem Gas erhalten wird, daß dann Frischgas zugesetzt wird und vor der Abtrennung des synthetisierten Methanols eine weitere Menge an Methanol aus der erhaltenen Mischung in einer oder mehreren weiteren Synthesestufen synthetisiert wird, wobei wenigstens die letzte Synthesestufe der Schleife in indirektem Wärmeaustausch mit Druckwasser als Kühlmittel durchgeführt wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, wobei das Frischgas durch Dampfreformierung eines Kohlenwasserstoffeinsatzprodukts hergestellt wird, und wenigstens ein Teil des für die Dampfreformierung erforderlichen Prozeßdampfes dadurch eingeführt wird, daß man das Kohlenwasserstoffeinsatzprodukt mit einem Strom von heißem Wasser in Kontakt bringt, das in dem Wärmeaustauschreaktor erzeugt wird.

3. Verfahren nach Anspruch 1 oder Anspruch 2, wobei das Umlaufverhältnis im Bereich 1 bis 3 liegt.

4. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 3, wobei wenigstens 10% des Frischgases der Schleife nach der ersten Synthesestufe zugesetzt wird.

5. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 4, wobei ein Teil des Frischgases dem zurückgeführten unumgesetzten Gas vor der ersten Synthesestufe zugesetzt wird.

6. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 5, wobei die erste Synthesestufe in einem Quenchreaktor durchgeführt wird und 50 bis 95% des Frischgases dem umgesetzten Gas aus dem Quenchreaktor nach der ersten Synthesestufe zugesetzt werden.

7. Verfahren nach irgendeinem der Ansprüche 1 bis 5, wobei die erste Synthesestufe im Wärmeaustausch mit dem in diese Stufe eingespeisten Gas durchgeführt wird, wodurch Wärme, die durch die Methanolsynthese entwickelt wird, auf das eingesetzte Gas übertragen wird, und 30 bis 90% des Frischgases dem zurückgeführten unumgesetzten Gas zugesetzt werden, bevor letzteres der ersten Synthesestufe zugeführt wird.

Es folgen 2 Blatt Zeichnungen

Fig. 1.

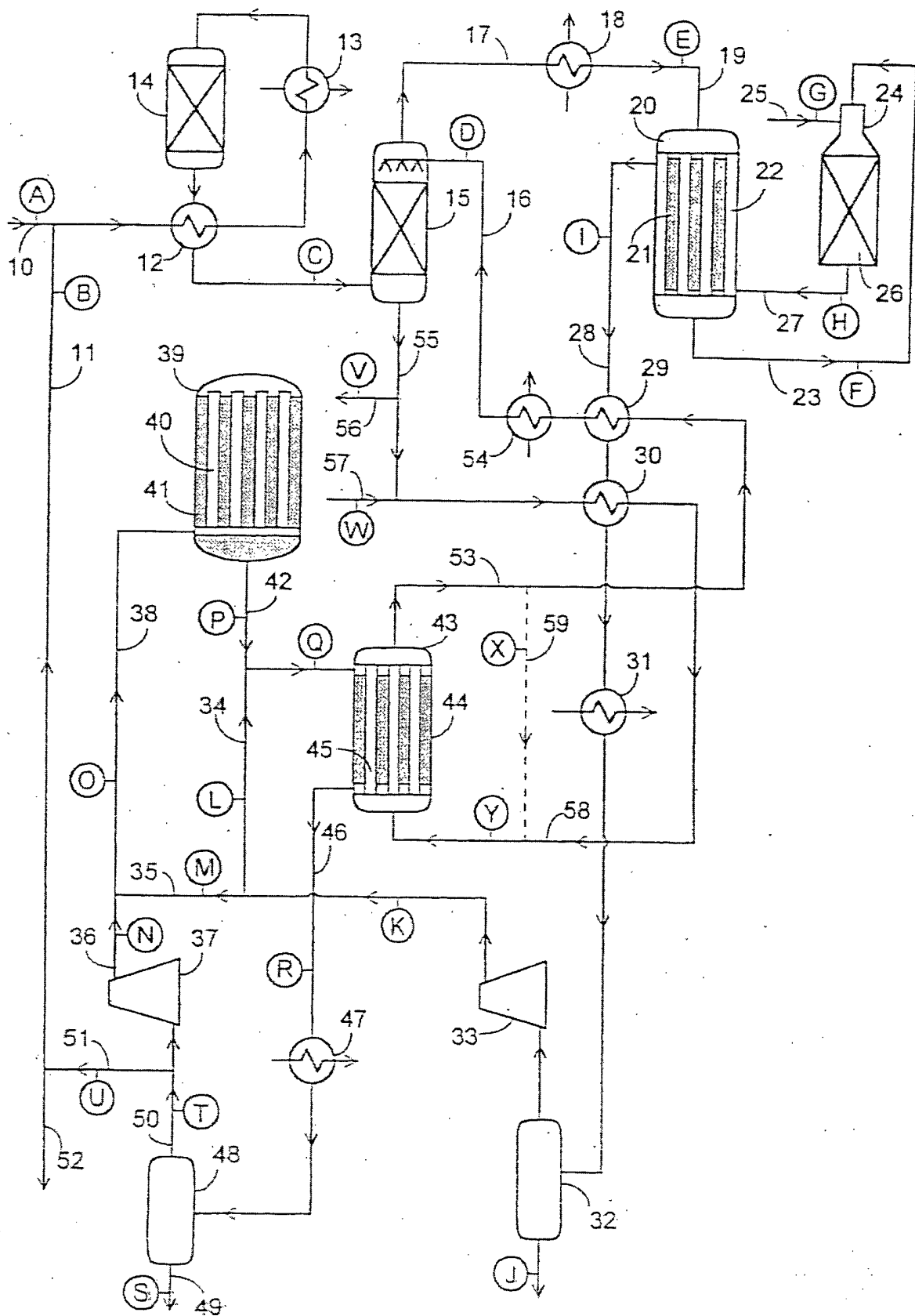


Fig.2.

