



19



SCHWEIZERISCHE EIDGENOSSENSCHAFT
EIDGENÖSSISCHES INSTITUT FÜR GEISTIGES EIGENTUM

11 CH 694 103 A5

Erfindungspatent für die Schweiz und Liechtenstein
Schweizerisch-liechtensteinischer Patentschutzvertrag vom 22. Dezember 1978

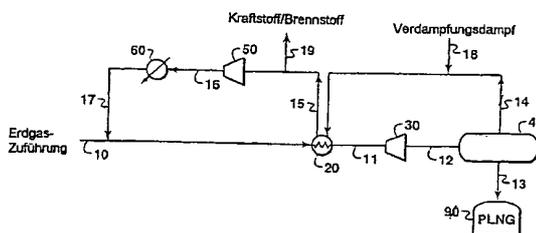
51 Int. Cl.⁷: F 25 J 001/02
F 25 J 003/02
F 25 J 003/06
F 25 J 005/00

12 PATENTSCHRIFT A5

21	Gesuchsnummer:	02346/99	73	Inhaber:	ExxonMobil Upstream Research Company 3120 Buffalo Speedway, P.O. Box 2189 Houston, TX 77252-2189 (US)
22	Anmeldungsdatum:	18.06.1998	72	Erfinder:	Ronald R. Bowen, 37602 Pinwood Court Magnolia, TX 77355 (US) Eugene R. Thomas, 6429 Rutgers Houston, TX 7705-3848 (US) Eric T. Cole, 3607 Whispering Brook Drive Kingwood, TX 77345 (US) Edward L. Kimble, 4814 Rebel Drive Sugar Land, TX 77478 (US)
30	Priorität:	20.06.1997 US 60/050,280 27.03.1998 US 60/079,612	74	Vertreter:	E. Blum & Co., Patentanwälte, Vorderberg 11 8044 Zürich (CH)
24	Patent erteilt:	15.07.2004	86	Internationale Anmeldung:	PCT/US 1998/012742 (En)
45	Patentschrift veröffentlicht:	15.07.2004	87	Internationale Veröffentlichung:	WO 1998/059205 30.12.1998

54 Verfahren zum Verflüssigen von Erdgas.

57 Diese Erfindung betrifft ein Verfahren zum Verflüssigen eines Methan-angereicherten Gasstroms mit einem Druck oberhalb von ungefähr 3103 kPa entsprechend 350 psia. Der Gasstrom wird zu einem niedrigeren Druck expandiert (11), zum Herstellen einer Gasphase und eines flüssigen Produktes mit einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C entsprechend -170°F und einem Druck, der ausreicht, damit das flüssige Produkt bei oder unterhalb seines Blasenpunkts vorliegt. Die Gasphasen des flüssigen Produktes werden anschliessend in einem geeigneten Entmischer (40) phasentrennt, und das flüssige Produkt wird bei einer Speichervorrichtung (90) zum Speichern bei einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C entsprechend -170°F eingeführt.



Beschreibung

Technisches Gebiet

Die Erfindung betrifft Erdgas-Verflüssigungsverfahren, und insbesondere betrifft sie Verfahren zum Herstellen von komprimiertem, verflüssigtem Erdgas (Engl.: pressurized liquid natural gas, PLNG) gemäss Ansprüchen 1, 13, 19 und 24.

Stand der Technik

Auf Grund seiner reinen Verbrenneigenschaften und der Bequemlichkeit wurde in den zurückliegenden Jahren Erdgas allgemeiner verwendet. Viele Erdgasquellen sind in fern liegenden Stellen angeordnet, mit grossen Distanzen zu irgendwelchen kommerziellen Märkten für das Gas. Manchmal steht eine Pipeline zum Transportieren des erzeugten Erdgases zu den kommerziellen Märkten zur Verfügung. Ist ein Pipeline-Transport nicht möglich, so wird das hergestellte Erdgas oft in verflüssigtes Erdgas (das als LNG, liquified natural gas, bezeichnet wird) für den Transport zum Markt verarbeitet.

Eines der unterscheidenden Merkmale einer LNG-Fabrik besteht in dem für die Fabrik erforderlichen grossen Kapital-Investment. Die zum Verflüssigen von Erdgas verwendete Ausrüstung ist allgemein recht teuer. Die Verflüssigungsfabrik besteht aus mehreren Basissystemen, einschliesslich der Gasbehandlung zum Entfernen von Verunreinigung, der Verflüssigung, dem Kühlen, Engergieversorgungseinheiten und Speicher- und Verladeeinrichtungen. Während die Kosten für eine LNG-Fabrik in grossem Umfang von dem Fabrikort abhängen, kann ein typisches übliches LNG-Projekt von 5 Milliarden US-Dollar bis zu 10 Milliarden US-Dollar kosten, einschliesslich der Kosten für das Entwickeln des Feldes. Die Kühlsysteme der Fabrik können bis zu 30% der Kosten verursachen.

Bei dem Entwurf einer LNG-Fabrik sind die drei wichtigsten Aspekte (1) die Auswahl des Verflüssigungszyklus, (2) die in den Behältern, den Leitungen und anderen Ausrüstungsgegenständen verwendeten Materialien, und (3) die Prozessschritte zum Umsetzen von einem zugeführten Erdgasstrom in LNG.

LNG Kühlsysteme sind teuer, da zu viel Kühlung zum Verflüssigen von Erdgas erforderlich ist. Ein typischer Erdgasstrom tritt in eine LNG-Fabrik bei Drücken von ungefähr 4830 kPa (700 psia) bis zu ungefähr 7600 kPa (1100 psia) ein, sowie bei Temperaturen von ungefähr 20°C (68°F) bis zu ungefähr 40°C (104°F). Erdgas, das vorwiegend aus Methan besteht, lässt sich nicht durch einfaches Erhöhen des Drucks verflüssigen, wie bei schwereren Kohlenwasserstoffen, die für Energiezwecke verwendet werden. Die kritische Temperatur von Methan liegt bei -82.5°C (-116.5°F). Dies bedeutet, dass sich Methan lediglich unterhalb dieser Temperatur verflüssigen lässt, unabhängig von dem anliegenden Druck. Da Erdgas eine Mischung aus Gasen ist, verflüssigt es sich über einen Bereich von Temperaturen. Die kritische Temperatur von Erdgas liegt zwischen ungefähr -85°C (-121°F) und -62°C (-80°F). Typischerweise verflüssigen sich Erdgasbestandteile bei Luft-

druck in dem Temperaturbereich zwischen -165°C (-265°F), und -155°C (-247°F). Da die Kühlausrüstungsgegenstände einen derart signifikanten Teil der LNG-Ausstattungskosten darstellen, wurden beträchtliche Anstrengungen unternommen, die Kühlkosten zu reduzieren.

Obgleich viele Kühlzyklen zum Verflüssigen von Erdgas verwendet wurden, sind heutzutage die drei am meisten verwendeten LNG-Fabriktypen: (1) «Kaskadenzyklus», der mehrere Einfachkomponenten Kühlmittel in Wärmetauschern verwendet, die fortschreitend angeordnet sind, zum Reduzieren des Gases zu einer Verflüssigungstemperatur, (2) «Mehrfachkomponenten-Kühlzyklus», der ein Mehrfachkomponenten-Kühlmittel in speziell entworfenen Wärmetauschern verwendet, und (3) «Expander- bzw. Ausspannerzyklus», der Gas von einem hohen Druck zu einem niedrigen Druck mit einer zugeordneten Temperaturreduktion expandiert. Die meisten Erdgas-Verflüssigungszyklen nützen Variationen oder Kombinationen dieser drei Grundtypen.

Das Expander- bzw. Ausspannsystem wird aufbauend auf dem Prinzip betrieben, dass Gas zu einem ausgewählter Druck komprimiert werden kann, sowie gekühlt, anschliessend über eine Expansions-turbine expandieren kann, wodurch eine Arbeit und eine Reduzierung der Temperatur des Gases durchgeführt wird. Es ist möglich, einen Teil des Gases bei einem derartigen Expandieren zu verflüssigen. Das Gas niedrigerer Temperatur wird anschliessend einem Wärmetauscher zum Bewirken einer Verflüssigung der Charge bzw. Zuführung unterzogen. Die durch das Expandieren erhaltene Energie wird üblicherweise verwendet, um einen Teil der im Kühlzyklus verwendeten Hauptkomprimierungsenergie bereitzustellen. Beispiele für Expandierprozesse zum Herstellen von LNG sind in den US-Patenten Nr. 3 724 226; 4 456 459; 4 698 081; sowie in WO 97/13 109 offenbart.

Die in üblichen LNG-Fabriken verwendeten Materialien tragen auch zu den Kosten der Fabrik bei. Behälter, Leitungen und andere Ausrüstungsgegenstände, die in LNG-Fabriken verwendet werden, sind typischerweise zumindest teilweise aus Aluminium, rostfreiem Stahl oder Stahl mit hohem Nickelgehalt konstruiert, um die erforderliche Stärke und Bruchfestigkeit bei niedrigen Temperaturen zu gewährleisten.

Bei üblichen LNG-Fabriken besteht das Erfordernis, dass die nachfolgend genannten Substanzen im Wesentlichen von der Erdgaserarbeitung entfernt werden, bis zu einem Niveau von ppm (parts-per-million), und zwar von Wasser, Kohlendioxid, schwefelhaltigen Bestandteilen wie Schwefelwasserstoff und andere Sauerstoffe, n-Pentan und schwereren Kohlenwasserstoffen, einschliesslich Benzol. Einige dieser Komponenten gefrieren, was zu Verstopfungsproblemen in den Prozessausrüstungsgegenständen führt. Andere Komponenten wie diejenigen mit Schwefel, werden typischerweise entfernt, um Verkaufsvorschriften zu erfüllen. Bei einer üblichen LNG-Fabrik ist eine Gasbehandlungsausrüstung zum Entfernen von Kohlendioxid und der Sauerstoffe erforderlich. Die Gasbehandlungsausrüstungsgegenstände verwenden typischerweise einen Degenera-

tiv-Prozess mit chemischen und/oder physikalischen Lösungsmitteln und erfordern ein signifikantes Kapitalinvestment. Weiterhin sind die Betriebsausgaben hoch. Trockenbett-Entwässerungsmittel – beispielsweise Molekularsiebe – sind zum Entfernen des Wasserdampfs erforderlich. Eine Waschkolonne (Engl.: scrub column) und Fraktionierungsausrüstungsgegenstände werden typischerweise zum Entfernen der Kohlenwasserstoffe verwendet, die tendenziell zu Verstopfungsproblemen führen. Quecksilber wird ebenso in einer üblichen LNG-Fabrik entfernt, da es Fehler bei aus Aluminium konstruierten Ausrüstungsgegenständen bewirken kann. Zusätzlich wird ein grosser Anteil des Stickstoffs, der in Erdgas vorliegen kann, nach der Verarbeitung entfernt, da Stickstoff nicht in der Flüssigphase während dem Transport von üblichen LNG verbleibt, und Stickstoffdampf in LNG-Behältern bei dem Abgabepunkt nicht erwünscht sind.

Demnach besteht ein fortgesetzter Bedarf in der Industrie für einen verbesserten Prozess zum Verflüssigen von Erdgas, der den Umfang an erforderlichen Behandlungsausrüstungsgegenständen minimiert.

Darstellung der Erfindung

Diese Erfindung betrifft ein Verfahren zum Verflüssigen eines zugeführten Gasstroms, der mit Methan angereichert ist. Der zugeführte Gasstrom weist einen Druck von ungefähr oberhalb 3100 kPa (450 psia) auf. Ist der Druck zu niedrig, so kann das Gas zunächst komprimiert werden. Das Gas wird durch Druckexpansion mit einer geeigneten Expansionsvorrichtung verflüssigt, zum Erzeugen eines flüssigen Produkts mit einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F) und einem Druck, der ausreicht, dass das flüssige Produkt bei oder unterhalb seiner Blasenpunktemperatur vorliegt. Vor dem Expandieren wird das Gas vorzugsweise durch rückgeführten Dampf abgekühlt, der über die Expansionsvorrichtung ohne Verflüssigen geführt wird. Ein Entmischer trennt das flüssige Produkt von Gasen, die in der Expansionsvorrichtung nicht verflüssigt werden. Das flüssige Produkt von dem Entmischer wird dann bei einem Speicher eingeführt, oder es folgt ein Transport eines Produkts bei einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F).

Bei einer anderen Ausführungsform der Erfindung wird dann, wenn das zugeführte Gas Komponenten enthält, die schwerer als Methan sind, der vorwiegende Anteil der schwereren Kohlenwasserstoffe durch einen Fraktionierungsprozess vor der Verflüssigung durch Druckexpansion entfernt.

Bei einer zusätzlichen, weiteren Ausführungsform dieser Erfindung lässt sich ein Verdampfungsgas, das sich aus der Verdampfung von verflüssigtem Erdgas ergibt, dem Gas zugeben, das zum Verflüssigen durch die Druckexpansion zum Herstellen von komprimiertem, flüssigem Erdgas (PLNG) zugeführt wird.

Das Verfahren gemäss der vorliegenden Erfindung lässt sich sowohl für das anfängliche Verflüssigen von Erdgas bei der Zuführungsquelle für ein Speichern oder einen Transport anwenden, oder zum er-

neuten Verflüssigen von Erdgasdampf, der während dem Speichern oder dem Abgabeverladen abgegeben wird. Demnach besteht ein technisches Problem dieser Erfindung in der Bereitstellung eines verbesserten Verflüssigungssystems für die Verflüssigung oder für die erneute Verflüssigung von Erdgas. Ein anderes technisches Problem dieser Erfindung besteht in der Bereitstellung eines verbesserten Verflüssigungssystems, bei dem im Wesentlichen weniger Komprimierungsleistung als bei Systemen nach dem Stand der Technik erforderlich ist. Ein zusätzliches, weiteres technisches Problem der Erfindung besteht in der Bereitstellung eines verbesserten Verflüssigungsverfahrens, das ökonomisch ist und im Betrieb einen hohen Wirkungsgrad aufweist. Die sehr niedrige Verflüssigungstemperatur bei dem üblichen LNG-Verfahren ist sehr teuer im Vergleich zu der relativ milden bzw. geringen Verflüssigung, die bei der Herstellung von PLNG in Übereinstimmung mit der Praxis dieser Erfindung erforderlich ist.

Kurze Beschreibung der Zeichnungen

Die vorliegende Erfindung und deren Vorteile lassen sich besser durch Bezug auf die folgende detaillierte Beschreibung und die angefügte Zeichnung, die schematisch Flussdiagramme darstellender Ausführungsform dieser Erfindung zeigen, verstehen; es zeigt:

Fig. 1 ein schematisches Flussdiagramm einer Ausführungsform dieser Erfindung zum Erzeugen von PLNG;

Fig. 2 ein schematisches Flussdiagramm einer zweiten Ausführungsform dieser Erfindung, bei der Erdgas durch ein Kühlsystem mit geschlossenem Zyklus vor der Verflüssigung des Erdgases durch Druckexpansion vorgekühlt wird;

Fig. 3 ein schematisches Flussdiagramm einer dritten Ausführungsform dieser Erfindung, bei der zugeführtes Erdgas vor der Verflüssigung zu PLNG fraktioniert wird;

Fig. 4 ein schematisches Flussdiagramm einer vierten Ausführungsform dieser Erfindung ähnlich zu dem in Fig. 3 dargestellten Prozess, bei dem ein Kühlsystem mit geschlossenem Zyklus und ein Druckexpandieren zum Herstellen von PLNG verwendet wird.

Die in den Figuren dargestellten Flussdiagramme zeigen zahlreiche Ausführungsformen für die praktische Umsetzung des erfindungsgemässen Verfahrens. Die Figuren sind nicht so zu verstehen, dass sie von dem Schutzbereich der Erfindung andere Ausführungsformen ausschliessen, die das Ergebnis normaler und erwarteter Modifikationen dieser spezifischen Ausführungsformen sind. Zahlreiche erforderliche Teilsysteme wie Pumpen, Ventile, Flussströmungsmischer, Steuer- bzw. Regelsysteme und Sensoren, sind von den Figuren für den Zweck der Einfachheit und Klarheit der Darstellung entfernt.

Wege zur Ausführung der Erfindung

Die vorliegende Erfindung betrifft ein verbessertes

Verfahren zum Verflüssigen von Erdgas durch Druckexpansion zum Herstellen eines Methan-angereicherten flüssigen Produkts mit einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F), und einem Druck, der ausreicht, damit das flüssige Produkt bei oder unterhalb seines Blasenpunkts vorliegt. Das Produkt wird als komprimiertes flüssiges Erdgas bezeichnet. Der Begriff «Blasenpunkt» betrifft die Temperatur und den Druck, bei dem eine Flüssigkeit beginnt, in Gas überzugehen. Beispielsweise dann, wenn ein bestimmtes Volumen von PLNG bei konstantem Druck gehalten wird, jedoch die Temperatur erhöht wird, stellt die Temperatur, bei der das Bilden von Gasblasen in dem PLNG beginnt, den Blasenpunkt dar. Ähnlich definiert dann, wenn ein bestimmtes Volumen von PLNG bei konstanter Temperatur gehalten wird, jedoch der Druck reduziert wird, der Druck, bei dem sich Gas zu bilden beginnt, den Blasenpunkt. Bei dem Blasenpunkt ist die Mischung eine gesättigte Flüssigkeit.

Das Gasverflüssigungsverfahren gemäss der vorliegenden Erfindung erfordert weniger Leistung/Energie zum Verflüssigen des Erdgases als Verfahren, die in der Vergangenheit verwendet wurden, und die im Rahmen des Verfahrens dieser Erfindung verwendeten Ausrüstungsgegenstände lassen sich als weniger teure Materialien herstellen. Im Gegensatz hierzu erfordern Verfahren nach dem Stand der Technik, die LNG bei Luftdrücken und bei so niedrigen Temperaturen wie -160°C (-256°F) herstellen, für einen sicheren Betrieb Verfahrensausrüstungsgegenstände, die aus teuren Materialien hergestellt sind.

Die zum Verflüssigen des Erdgases in der Praxis erforderliche Energie gemäss dieser Erfindung ist in grossem Umfang gegenüber Energieanforderungen einer üblichen LNG-Fabrik reduziert. Die Reduzierung der erforderlichen Kühlenergie, die für das Verfahren der vorliegenden Erfindung erforderlich ist, ergibt eine grosse Reduzierung der Kapitalkosten, proportional abgesenkte Betriebsausgaben und einen erhöhten Wirkungsgrad und eine erhöhte Zuverlässigkeit, wodurch die Wirtschaftlichkeit zum Herstellen von verflüssigtem Erdgas erheblich verbessert ist.

Bei den Betriebsdrücken und Temperaturen der vorliegenden Erfindung lässt sich ein Stahl mit ungefähr $3\frac{1}{2}$ Gew.-% Nickel für Leitungen und Einrichtungsgegenstände in den kältesten Betriebsbereichen des Verflüssigungsverfahrens verwenden, wohingehend in einem üblichen LNG-Verfahren für dieselben Ausrüstungsgegenstände allgemein ein teurerer Anteil von 9 Gew.-% Nickel oder Aluminium erforderlich ist. Dies führt zu einer anderen signifikanten Kostenreduzierung für den Prozess dieser Erfindung im Vergleich zu LNG-Verfahren nach dem Stand der Technik.

Die erste Betrachtung bei der Cryo-Verarbeitung von Erdgas ist die Kontamination. Das Roherdgas-Zuführmaterial, das sich für den Prozess dieser Erfindung eignet, kann Erdgas enthalten, das von einer Rohölwanne (zugeordnetes Gas) erhalten wird, oder von einer Gaswanne (nicht zugeordnetes Gas). Die Zusammensetzung des Erdgases kann signifikant variieren. Wie hier verwendet, enthält ein Erdgasstrom Methan (C_1 als Hauptkomponente). Das Erdgas enthält typischerweise auch Ethan (C_2), hö-

here Kohlenwasserstoffe (C_{3+}) und geringe Mengen von Verunreinigungen wie Wasser, Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff, Stickstoff, Butan, Kohlenwasserstoffe mit sechs oder mehr Kohlenstoffatomen, Schmutz, Eisensulfid, Wachs und Rohöl. Die Flüssigkeiten dieser Verunreinigungen verändern sich mit der Temperatur, dem Druck und der Zusammensetzung. Bei Kühltemperaturen können CO_2 , Wasser und andere Verunreinigungen Feststoffe bilden, die das Strömen in Durchgängen bei Kühlwärmetauschern verstopfen können. Diese potenziellen Schwierigkeiten lassen sich durch Entfernen derartiger Verunreinigungen vermeiden, wenn Bedingungen im Hinblick auf ihren Reinanteil, Festphasen, Temperatur/Druck-Phasengrenzen antizipiert werden. In der folgenden Beschreibung der Erfindung wird davon ausgegangen, dass der Erdgasstrom geeignet zum Entfernen von Sulfiden und Kohlendioxid behandelt und zum Entfernen von Wasser getrocknet wird, unter Verwendung üblicher und allgemein bekannter Prozesse, zum Erzeugen eines «süssen (d.h., geringer Anteil an Schwefelverbindungen), trockenen» Erdgasstroms. Enthält der Erdgasstrom schwere Kohlenwasserstoffe, die während der Verflüssigung ausfrieren könnten oder sind die schweren Kohlenwasserstoffe in dem PLNG nicht gewünscht, so lässt sich der schwere Kohlenwasserstoff durch einen Fraktionierungsprozess vor dem Herstellen des PLNGs entfernen, wie nachfolgend detaillierter beschrieben.

Ein Vorteil der vorliegenden Erfindung besteht darin, dass die wärmeren Betriebstemperaturen ermöglichen, dass das Erdgas erfindungsgemäss höhere Konzentrationsniveaus von gefrierbaren Komponenten aufweist, als dies bei einem üblichen LNG-Prozess möglich wäre. Beispielsweise muss bei einer üblichen LNG-Fabrik, die LNG bei -160°C (-256°F) herstellt, das CO_2 unterhalb ungefähr 50 ppm zum Vermeiden von Gefrierproblemen liegen. Im Gegensatz hierzu kann durch Halten der Verfahrenstemperaturen oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F) das Erdgas CO_2 auf Niveaus so hoch wie ungefähr 1,4 Mol% CO_2 bei Temperaturen von -112°C (-170°F) enthalten, sowie ungefähr 4,2% bei -95°C (-139°F), ohne dass die Gefrierprobleme bei dem Verflüssigungsprozess gemäss dieser Erfindung bewirkt werden.

Zusätzlich müssen mässige Mengen von Stickstoff in dem Erdgas im Rahmen des erfindungsgemässen Verfahrens nicht entfernt werden, da Stickstoff in der Flüssigphase mit verflüssigten Kohlenwasserstoffen bei den Betriebszyklen und Temperaturen gemäss dieser Erfindung bleibt. Die Fähigkeit zum Reduzieren oder in einigen Fällen zum Weglassen der für die Gasbehandlung und das Stickstoffabweisen erforderlichen Ausrüstungsgegenstände dann, wenn die Zusammensetzung des Erdgases dies ermöglicht, führt zu signifikanten technischen und wirtschaftlichen Vorteilen. Diese und andere Vorteile der Erfindung lassen sich besser durch Bezug auf die Zeichnung verstehen.

Wie in Fig. 1 gezeigt, tritt ein Erdgas-Zuführstrom 10 vorzugsweise in dem Verflüssigungsprozess bei einem Druck oberhalb von ungefähr 3103 kPa (450 psia) ein, oder weiter bevorzugt oberhalb von unge-

fähr 4827 kPa (700 psia), und bevorzugt bei Temperaturen unterhalb von ungefähr 40°C (104°F); jedoch können – sofern gewünscht – unterschiedliche Drücke und Temperaturen verwendet werden, und das System lässt sich geeignet modifizieren, nachdem den mit dem Stand der Technik vertrauten Personen die technischen Lehren dieser Erfindung bekannt sind. Liegt der Gasstrom unterhalb von ungefähr 3103 kPa (450 psia), so lässt er sich durch eine geeignete (nicht gezeigte) Komprimierungsvorrichtung, die einen oder mehrere Kompressoren enthalten kann, komprimieren.

Der komprimierte Zuführstrom 10 wird durch einen oder mehrere Wärmetauscher 20 abgekühlt. Der gekühlte Zuführstrom wird anschliessend durch mindestens eine geeignete Expandiervorrichtung bzw. einen geeigneten Ausspanner 30 expandiert. Der Expander kann ein kommerzieller Typ eines Turbo-Expanders sein, mit einer Wellenkopplung zu geeigneten Kompressoren, Pumpen oder Generatoren, wodurch die von dem Expander extrahierte Arbeit in verwendbare mechanische und/oder elektrische Energie umgesetzt wird, was im Ergebnis für eine erhebliche Energieeinsparung in dem Gesamtsystem führt.

Die Expandiervorrichtung 30 bewirkt ein Verflüssigen mindestens eines Teils des Erdgasstroms 11 zum Erzeugen der Strömung 12. Die Strömung 12 wird zu einem üblichen Phasenseparator 40 befördert, der eine Strömung eines flüssigen Produkts 13 erzeugt, die ein PLNG mit einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F) ist, und einem Druck, der ausreicht, damit das flüssige Produkt bei oder unterhalb dem Blasenpunkt liegt. Das PLNG wird zu einem geeigneten Speicher oder zu einer Transportvorrichtung 90 (beispielsweise einer Pipeline, einem stationären Speichertank oder einem Träger wie ein PLNG-Schiff, Lastwagen oder Schienenfahrzeug) geführt, für ein Einschliessen bei einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F). Damit das flüssige Produkt in der flüssigen Phase bleibt, muss die Temperatur unterhalb der kritischen Temperatur für das Produkt liegen, die typischerweise unterhalb von -62°C (-80°F) liegt. Der Separator 40 erzeugt auch eine Dampf-Overhead-Strömung 14, die durch den Wärmetauscher 20 geführt wird, in dem die Dampfströmung 14 den Zuführstrom 10 kühlt. Ein Kompressor oder mehrere Kompressoren komprimieren anschliessend die Dampfströmung 15. Die Fig. 1 stellt eine bevorzugte Verwendung eines Kompressors 50 dar, und zwar zum erneuten Komprimieren des rückgeführten Dampfes auf näherungsweise den Druck der ankommenden Zuführströmung 10. Jedoch können zusätzliche Kompressoren bei der praktischen Umsetzung dieser Erfindung verwendet werden. Die komprimierte Gasströmung 16 wird durch einen Wärmetauscher 60 gekühlt, zum Wiedergewinnen der Wärmewerte für die Verwendung anderswo, oder eine derartige Kühlung lässt sich unter Verwendung von Luft oder Wasser erzielen. Nach Verlassen des Wärmetauschers wird die gekühlte Dampfströmung 17 mit dem Zuführstrom für ein Recycling kombiniert. Bei dieser Ausführungsform lässt sich die Zuführströmung ohne das Erfordernis für ein Regelkühlsystem verflüssigen.

Bei dem Speichern, dem Transport und der Hand-

habung von verflüssigtem Erdgas kann eine beträchtliche Menge von «Verdampfen» auftreten, mit Dampf auf Grund des Verdampfens eines verflüssigten Erdgases. Die Erfindung eignet sich besonders gut zum Verflüssigen von Verdampfungsampf, der durch PLNG erzeugt wird. Wie in Fig. 1 gezeigt, lässt sich der Verdampfungsampf bei dem Verflüssigungsprozess über die Leitung 18 einführen, für ein Kombinieren mit der Dampfströmung 14, die – wie oben beschrieben – rückgeführt wird. Der Druck des Verdampfungsampfes sollte vorzugsweise bei oder in der Nähe des Drucks der Gasströmung 14 liegen. Liegt der Verdampfungsampf unterhalb des Drucks der Strömung 14, so lässt sich der Verdampfungsampf durch eine übliche (in Fig. 1 nicht gezeigte) Komprimierungsvorrichtung komprimieren.

Ein kleiner Anteil der Dampfströmung 15 kann optional von dem Prozess als Kraftstoff/Brennstoff (Strömung 19) entfernt werden, zum Zuführen eines Teils der zum Treiben der Kompressoren und Pumpen im Rahmen des Verflüssigungsprozesses erforderlichen Energie. Obgleich dieser kleine Anteil von dem Prozess bei jedem beliebigen Punkt nach Erzeugung des Separators 40 entnommen werden kann, wird der Kraftstoff vorzugsweise von dem Prozess nach Erwärmung durch den Wärmetauscher 20 entfernt.

Die Fig. 2 zeigt eine andere Ausführungsform des Verfahrens dieser Erfindung, und bei dieser Ausführungsform weisen die Teile mit gleichen Bezugszeichen wie die in Fig. 1 gezeigten Teile dieselben Verfahrensfunktionen auf. Die mit dem Stand der Technik vertrauten Personen erkennen jedoch, dass die Verfahrensausrüstung von einer Ausführungsform zu einer anderen im Hinblick auf Grösse und Kapazität zum Handhaben unterschiedlicher Fluidströmungsraten, Temperaturen und Zusammensetzungen variieren kann. Die in Fig. 2 dargestellte Ausführungsform ist ähnlich zu der im Zusammenhang mit Fig. 1 beschriebenen Ausführungsform mit der Ausnahme, dass eine zusätzliche Kühlung für die Zuführströmung 10 durch den Wärmetauscher 70 vorgesehen ist. Diese in Fig. 2 gezeigte Ausführungsform reduziert die Grösse der Rückführströmung 14, und sie erfordert weniger Energie als die in Fig. 1 gezeigte Ausführungsform. Das Kühlen für den Wärmetauscher 70 wird durch ein übliches Regelkühlsystem 80 erreicht. Das Kühlmittel für das Kühlsystem kann Propan, Propylen, Ethan, Kohlendioxid oder jedes andere geeignete Kühlmittel sein.

Die Fig. 3 zeigt eine zusätzliche weitere Ausführungsform der vorliegenden Erfindung. Diese Ausführungsform enthält ein System zum Entfernen schwerer Kohlenwasserstoffe und eine aufgeteilte Strömungsanordnung des komprimierten Gases unmittelbar stromaufwärts der abschliessenden Verflüssigungsschritte. Diese aufgeteilte Strömungsanordnung kann insgesamt die Energieanforderung im Vergleich zu der in Fig. 2 gezeigten Ausführungsform dadurch reduzieren, dass ein grösseres Annähern in dem Hauptverflüssigungs-Austauscher 142 zugelassen ist. Die geteilte Strömungsanordnung ermöglicht auch eine grössere Betriebsflexibilität bei der Handhabung variierender Mengen von Verdampfungsgas von LNG oder PLNG Lade- und Entlade-Betriebsvorgängen. Wie in

Fig. 3 zeigt, tritt die Zuführströmung 100 in den Separator 130 ein, in dem die Strömung in zwei getrennte Strömungen aufgeteilt wird, die Dampfströmung 101 und die flüssige Strömung 102. Obgleich in Fig. 3 nicht gezeigt, lässt sich die Zuführströmung 100 durch jedes geeignete Kühlsystem vor dem Zuführen zu dem Separator 130 kühlen. Die flüssige Strömung 102 wird zu einem üblichen Entmethaner 131 geführt. Eine Dampfströmung 101 wird über zwei oder mehr Kompressoren und Kühleinheiten zum Anheben des Drucks der Dampfströmung 102 von dem Zuführgasdruck zu ungefähr 10343 kPa (1500 psia) geführt. Die Fig. 3 zeigt einen Zug von zwei Kompressoren 132 und 133 zum Komprimieren des Gases und übliche Wärmetauscher 134 und 135 nach jeder Komprimierungsstufe zum Kühlen des komprimierten Gases. Nachdem die Dampfströmung 102 aus dem Wärmetauscher 135 austritt, kühlt ein Aufkocher 136 dieses unter Verwendung von Flüssigkeit von dem Entmethaner 131 weiter. Von dem Aufkocher 136 wird die gekühlte Strömung 101 zu einem üblichen Phasenseparator 137 befördert. Eine Dampfströmung 103 von dem Separator 137 wird durch einen üblichen Turboexpander 138 expandiert, wodurch der Gasströmungsdruck reduziert wird, bevor diese in den oberen Abschnitt des Entmethaners 131 eintritt. Der Turboexpander 138 stellt zumindest teilweise die erforderliche Energie zum Treiben des Kompressors 132 zur Verfügung. Flüssigkeiten von dem Separator 137 werden durch die Leitung 104 zu dem Mittenabschnitt des Entmethaners 131 geführt.

Bei Zuführen von Flüssigkeit zu der Entmethanerkolonne 131 fließt sie nach unten unter Einwirkung der Gravitationskraft. Während ihrem Fortschreiten gelangt die Flüssigkeit in Eingriff mit aufsteigenden Dämpfen, die das Methan von der Flüssigkeit beim Aufwärtssteigen abziehen. Der Abziehbetrieb erzeugt ein im Wesentlichen entmethanisierendes flüssiges Produkt, das von der Unterseite der Entmethanerkolonne 131 als Strömung 105 entfernt wird.

Die aus dem Entmethaner austretende Overhead-Dampfströmung 106 wird zu einem Wärmetauscher 139 befördert. Nach Erwärmen durch den Wärmetauscher 139 kann optional ein erster Teil der erwärmten Dampfströmung (die Strömung 107) zum Verwenden als Kraftstoff für die Gasverflüssigungsfabrik entnommen werden. Ein zweiter Teil der Strömung 107 wird dann über einen Zug der Kompressoren 140 und 141 und Wärmetauscher 142 und 143 geführt, zum Erhöhen des Drucks der Dampfströmung und zum Bereitstellen einer Kühlung nach jeder Komprimierungsstufe. Die Zahl der Komprimierungsstufen liegt vorzugsweise in dem Bereich von 2 bis 4. Ein Teil der Strömung, die aus dem Wärmetauscher 142 austritt, wird entnommen und als Strömung 110 zu dem Wärmetauscher 139 zum weiteren Kühlen der Strömung 110 geführt. Die optimale Fraktionierung der Strömung 109, die als Strömung 110 abgetrennt wird, hängt von der Temperatur, dem Druck und der Zusammensetzung der Strömung 109 ab. Die Optimierung lässt sich durch mit dem Stand der Technik vertraute Personen auf der Grundlage der hier dargelegten technischen Lehren durchführen. Nach Austreten aus dem Wärmetauscher 139 wird die Strömung 110 zu einer Expandiervorrichtung geführt, beispiels-

weise dem Turboexpander 144, der zumindest teilweise die Strömung 110 zum Erzeugen der Strömung 111 verflüssigt. Die Strömung 111 wird anschliessend zu einem üblichen Phasendurchmischer bzw. Separator 145 geführt. Der Phasenseparator 145 erzeugt PLNG (die Strömung 121) bei einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F) und einem Druck, der ausreicht, dass das flüssige Produkt bei oder unterhalb seinem Blasenpunkt liegt. Das PLNG wird zu einer geeigneten Speichervorrichtung 153 geführt, zum Speichern des PLNGs bei einer Temperatur oberhalb von -112°C (-170°F). Der Separator 145 erzeugt auch eine komprimierte Gasdampfströmung 115, die mit der Strömung 106 zum Recycling kombiniert wird.

Die Strömung 112, die die gekühlte und aus dem Wärmetauscher 143 austretende Strömung ist, wird zu einer geeigneten Expandiervorrichtung – beispielsweise dem Turboexpander 146 – geführt, zum Reduzieren des Drucks und zum weiteren Kühlen der Strömung 112. Der Turboexpander 146 verflüssigt zumindest teilweise die Erdgas-Strömung 112. Nach Verlassen des Turboexpanders 146 wird die teilweise verflüssigte Strömung zu einem Phasenseparator 147 geführt, zum Erzeugen einer flüssigen Strömung 113 und einer Dampfströmung 114. Die Dampfströmung 114 wird mit der Entmethaner-Overhead-Dampfströmung 106 für ein Recycling rückgeführt und kombiniert. Die den Separator 147 verlassende flüssige Strömung 113 wird mit der Strömung 111 kombiniert.

Die den Entmethaner 131 verlassende flüssige Strömung 105 wird zu einem üblichen Kondensatstabilisator 150 geführt, der eine Overhead-Strömung 116 erzeugt, die reich an Ethan und anderen leichten Kohlenwasserstoffen ist, vorzugsweise Methan. Die Dampf-Overhead-Strömung 116 wird durch den Wärmetauscher 151 geführt, der den Overhead-Dampf 116 kühlt. Ein Teil der Strömung 116 wird anschliessend als Rückführströmung 117 zu dem Kondensatstabilisator 150 rückgeführt. Der verbleibende Teil der Strömung 116 wird über einen Kompressor 152 geführt, zum Erhöhen des Drucks der Strömung 116 zu näherungsweise dem Druck der Strömung 107. Nach dem Komprimieren wird die Overhead-Strömung 116 gekühlt, und das gekühlte Gas (die Strömung 118) wird mit der Strömung 107 vermischt. Die die Unterseite des Kondensatstabilisators 150 verlassende Flüssigkeit steht als Kondensatprodukt zur Verfügung (als Strömung 119).

Das Verfahren gemäss dieser Erfindung, wie es in Fig. 3 gezeigt ist, kann optional Verdampfungsampf erneut verflüssigen. Verdampfungsampf kann bei dem in Fig. 3 dargestellten Prozess über die Leitung 120 eingeführt werden, die mit der Overhead-Dampfströmung 106 kombiniert ist.

Wie in Fig. 4 gezeigt, tritt die Zuführströmung 201 in den Separator 230 ein, in dem die Strömung in zwei getrennte Strömungen abgeteilt wird, die Dampfströmung 202 und die Flüssigkeitsströmung 203. Diese Ausführungsform zeigt eine externe Kühlschleife zum Minimieren der Energieanforderungen und Grösse der Prozessausrüstungsgegenstände und des Fraktionierzugs zum Bereitstellen des Kühlsatzes für die Kühlschleife. Die flüssige Strömung

203 wird zu der Entmethaner-Kolonne 231 geführt. Die Dampfströmung 202 wird durch eine oder mehrere Komprimierstufen komprimiert, bevorzugt zwei Stufen. Aus Gründen der Einfachheit zeigt die Fig. 3 lediglich einen Kompressor 232. Nach jeder Kompressionsstufe wird der komprimierte Dampf vorzugsweise – wie üblich – durch Luft oder Wasserkühler gekühlt, beispielsweise dem Kühler 234. Nach dem Verlassen des Kühlers 234 wird die Gasströmung 202 durch den Aufkocher 235 gekühlt, durch den die Entmethaner-Flüssigkeit von der Entmethaner-Kolonne 231 fließt. Von dem Aufkocher 235 wird die gekühlte Strömung 202 weiter durch Wärmetauscher 236 und 237 gekühlt, die – wie üblich – mit einem Regelkühlsystem 238 gekühlt werden, in dem das Kühlmittel vorzugsweise Propan ist. Von den Austauschern 236 und 237 wird das gekühlte Erdgas erneut in einem üblichen Phasenseparator 238 separiert. Eine Dampfströmung 204 von dem Separator 238 wird durch einen Turboexpander 239 expandiert, wodurch der Gasströmungsdruck reduziert wird, bevor er in den oberen Abschnitt des Entmethaners 231 eintritt. Der Turboexpander 239 stellt bevorzugt Energie für den Kompressor 232 zur Verfügung. Flüssigkeiten von dem Separator 238 werden durch die Leitung 205 zu dem Mittenabschnitt des Entmethaners 231 geführt.

Die den Entmethaner 231 verlassende Overhead-Dampfströmung 207 wird zu einem Wärmetauscher 240 befördert. Ein Teil der Strömung 208, der den Wärmetauscher 240 verlässt, kann optional entnommen werden (Strömung 209), und zwar für die Verwendung als Kraftstoff für die Gasverflüssigungsfabrik. Der verbleibende Teil der Strömung 208 wird durch einen oder mehrere Kompressoren 241 auf einen Druck komprimiert, der vorzugsweise zwischen ungefähr 5516 kPa (800 psia) und 13790 kPa (2000 psia) liegt. Das komprimierte Gas wird anschliessend über einen Zug von Wärmetauschern 242, 243 und 244 geführt, zum Kühlen des Gases zum Erzeugen der Strömung 210. Der Wärmetauscher 242 wird vorzugsweise durch Luft oder Wasser gekühlt. Die Wärmetauscher 243 und 244 werden vorzugsweise durch das Kühlsystem 238 gekühlt, dasselbe System, wie es für das Kühlen der Wärmetauscher 236 und 237 verwendet wird. Ein Teil der Strömung 210 wird als Strömung 211 zu dem Wärmetauscher 240 geführt, zum Bereitstellen der Kühlleistung für das weitere Kühlen der Dampfströmung 211. Die Strömung 211, die den Wärmetauscher 240 verlässt, wird zu einer Expandiervorrichtung geführt, beispielsweise dem Turboexpander 245, der mindestens teilweise die Strömung 211 zum Erzeugen der Strömung 212 verflüssigt. Die Strömung 212 wird anschliessend zu einem üblichen Phasenseparator 246 geführt.

Der Abschnitt der Strömung 210, der nach dem Entnehmen der Strömung 211 verbleibt, wird zu einer geeigneten Expandiervorrichtung, beispielsweise dem Turboexpander 248, geführt, damit der Gasdruck reduziert und die Gasströmung weiter gekühlt wird. Der Turboexpander 248 erzeugt eine Strömung 213, die mindestens teilweise das verflüssigte Erdgas ist. Die Strömung 213 wird zu einem üblichen Phasenseparator 249 geführt, zum Erzeugen einer flüssigen Strömung 214 und einer Dampfströmung 215. Die Strömung

215 wird rückgeführt, durch Kombinieren mit der Overhead-Dampfströmung 207 des Entmethaners. Die flüssige Strömung 214 wird mit der Strömung 212 kombiniert und zu dem Separator 246 geführt, der das Gas in eine Dampfströmung 216 und eine Flüssigkeitsströmung 217 separiert. Die Dampfströmung 216 wird – wie die Dampfströmung 215 – mit der Overhead-Strömung 207 des Entmethaners für ein Recycling kombiniert. Die flüssige Strömung 207 ist PLNG mit einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F), und einem Druck, der ausreicht, dass die Flüssigkeit bei oder unterhalb ihres Blasenpunkts liegt, und sie wird zu einem geeigneten Speicherbehälter 258 zum Speichern bei einer Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170°F) gesendet.

Die den Entmethanisierer 231 verlassende flüssige Strömung 206 wird zu einem Fraktionierungssystem geführt, mit einer Serie von Fraktionierungskolonnen 250, 251 und 252. Die Fraktionierungskolonne 250 ist ein üblicher Entethaner, der eine Overhead-Strömung erzeugt, die reich an Ethan und anderen leichten Kohlenwasserstoffen ist, und vorzugsweise Methan. Die Dampf-Overhead-Strömung 218 wird durch den Wärmetauscher 253 zum Erwärmen der Kraftstoffströmung 209 geführt. Nach dem Führen durch den Wärmetauscher 253 wird die Dampfströmung 218 zu einem üblichen Phasenseparator 254 geführt, der eine Dampfströmung 220 und eine flüssige Strömung 221 erzeugt. Die flüssige Strömung 221 wird zu der Entethaner-Kolonne als Rückstrom rückgeführt. Die Dampfströmung 220 wird mit der Strömung 208 kombiniert.

Die an der Unterseite des Entethaners 250 austretenden Flüssigkeiten werden durch den Wärmetauscher 257 gekühlt und zu dem Entpropaner 251 geführt. Der Dampf-Overhead von dem Entpropaner 251 ist frei von Propan und kann optional als Propanzusatz für das Kühlsystem 238 verwendet werden. Die an der Unterseite des Entpropaners 251 verlassenden Flüssigkeiten werden anschliessend zu einem Entbutaner 252 geführt. Die an der Unterseite des Entbutaners austretenden Flüssigkeiten werden von dem Prozess als Flüssigkondensat (Strömung 222) entnommen. Mindestens ein Teil des Dampf-Overheads von dem Entbutaner 252 wird durch die Leitung 223 über einen Wärmetauscher 255 zum Kühlen der Dampfströmung geführt. Die Dampfströmung 223 wird dann über einen Kompressor 256 zum Erhöhen des Drucks der Strömung 223 zu näherungsweise dem Druck der Strömung 208 geführt. Nach dem Verlassen des Kompressors 256 wird die komprimierte Strömung mit der Strömung 220 kombiniert.

Verdampfungsdampf kann optional zu dem Verfahren der vorliegenden Erfindung über die Leitung 224 eingeführt werden, die mit der Overhead-Dampfströmung 207 kombiniert ist.

60 Beispiel

65 Eine simulierte Massen- und Energiebalance wurde zum Darstellen der in den Figuren dargestellten Ausführungsformen durchgeführt, und die Ergebnisse sind in den Tabellen 1, 3, 4 und 5 nachfolgend dar-

gelegt. Die in den Tabellen dargelegten Daten werden angeboten, um ein besseres Verständnis der in den Figuren gezeigten Ausführungsformen zu ermöglichen, jedoch ist die Erfindung nicht so auszulegen, dass sie unnötigerweise hierauf beschränkt ist. Die in den Tabellen angegebenen Temperaturen und Durchsatzraten sind nicht als einschränkend für die Erfindung anzusehen, die viele Variationen bei Temperaturen und Durchsätzen bzw. Strömungsraten im Hinblick auf die hier gegebenen technischen Lehren umfasst.

Die Daten wurden unter Verwendung eines kommerziell verfügbaren Prozesssimulationsprogramms mit dem Namen HYSYS™ erhalten, jedoch können andere kommerziell verfügbare Prozesssimulationsprogramme zum Entwickeln der Daten verwendet werden, einschliesslich beispielsweise HYSIM™, PROII™; und ASPEN PLUS™, die den mit dem Stand der Technik Vertrauten bekannt sind.

Die zum Erzeugen von PLNG in Übereinstimmung mit dieser Erfindung erforderliche Energie bzw. Leistung ist signifikant niedriger als die zum Erzeugen von LNG bei nahezu atmosphärischen Bedingungen und bei einer Temperatur von $-164,5^{\circ}\text{C}$ (-264°F) unter Verwendung eines Expansionsprozesses erforderliche Energie bzw. Leistung. Ein Vergleich der Tabelle 2 mit der Tabelle 1 illustriert diesen Leistungsunterschied. Die Tabelle 2 betont Ergebnisse einer simulierten Massen- und Energiebilanz unter Verwendung des in Fig. 1 gezeigten Strömungsprozesses zum Herstellen von LNG bei nahezu Luftdrücken. Die Ergebnisse der Tabelle 2 basieren auf der Herstellung eines flüssigen Produkts mit nahezu Luftdruck, und eine signifikant reduzierte Menge von Verdampfungsdampf wurde in das Verfahren eingeführt und es besteht die Anforderung für eine gestufte Rückführungskomprimierung (vier Rückführkompressoren an Stelle eines in Fig. 1 gezeigten Kompressors 50). Bei diesen zwei Simulationen betrug die gesamte installierte Leistung, die zum Erzeugen eines üblichen LNGs (Tabelle 2 Daten) erforderlich ist, mehr als das Doppelte, wie sie zum Erzeugen von PLNG (Tabelle 1 Daten) erforderlich ist. Die Verbesserungen des PLNG-Expansionsprozesses, wie sie beispielsweise in Fig. 2 abgebildet sind, könnten auch den üblichen LNG-Prozess verbessern. Jedoch würde sich das Verhältnis der installierten Leistung für das übliche LNG und der installierten Leistung für den PLNG-Prozess in Übereinstimmung mit der praktischen Umsetzung dieser Erfindung nicht signifikant ändern. Der PLNG-Prozess dieser Erfindung erfordert ungefähr die Hälfte der Leistung, wie sie bei einem üblichen Expansionsverfahren zum Herstellen von LNG bei Luftdruck verwendet wird.

Die in Fig. 3 dargestellten Daten werden zum Erzielen eines besseren Verständnisses der in Fig. 2 gezeigten Ausführungsform angeboten. Im Vergleich mit der in Fig. 1 gezeigten Ausführungsform lassen sich die Anforderungen für die gesamtinstallierte Leistung für die in Fig. 2 gezeigte Ausführungsform von 198 359 kW (266 000 PS) zu 111 857 kW (150 000 PS) reduzieren, durch Ergänzen eines Propankühlsystems. Die mit dem Stand der Technik Vertrauten könnten ferner die erforderliche Leistung durch Optimieren des Verfahrens reduzieren.

Die in Tabelle 4 dargestellten Daten werden zum Erzielen eines besseren Verständnisses der in Fig. 3 gezeigten Ausführungsform angeboten. Das Zuführgas in Fig. 3 und 4 weist eine unterschiedliche Zusammensetzung sowie unterschiedliche Bedingungen als das Zuführgas nach Fig. 1 und 2 auf.

Die in Tabelle 5 dargestellten Daten werden zum Erzielen eines besseren Verständnisses der in Fig. 4 gezeigten Ausführungsform angeboten. Der Prozess zeigt erneut den Vorteil des Propankühl-Systems durch signifikantes Absinken der erforderlichen installierten Leistung im Vergleich zu derjenigen der in Fig. 3 gezeigten Ausführungsform.

Eine mit dem Stand der Technik vertraute Person, insbesondere eine mit Kenntnis der Vorteile der technischen Lehren dieses Patents, erkennt viele Modifikationen und Variationen der oben offenbarten spezifischen Prozesse. Beispielsweise kann eine Vielzahl von Temperaturen und Drücken in Übereinstimmung mit der Erfindung verwendet werden, in Abhängigkeit von dem Gesamtdesign des Systems und der Zusammensetzung des Zuführgases. Zudem kann der Zuführgas-Kühlzug ergänzt und umkonfiguriert sein, in Abhängigkeit von den Gesamtdesignanforderungen zum Erzielen optimaler und wirksamer Wärmetauscheranforderungen. Wie oben diskutiert, sollten die oben spezifisch offenbarten Ausführungsformen und Beispiele nicht verwendet werden, um den Schutzbereich der vorliegenden Erfindung zu begrenzen oder einzuschränken, der anhand der nachfolgenden Patentansprüche und deren Äquivalente zu bestimmen ist.

Tabelle 1

Strom	Phase	Drück		Temperatur		Durchsatz		Zusammensetzung, Mol%			
		kPa	psia	°C	°F	kgmol / hr	lbmol / hr	C ₁	C ₂	C ₃₊	N ₂
10	V	10,342	1,500	10	50.0	36,857	81,259	95.53	0.12	0.01	4.34
11	V	10,273	1,490	-51.1	-60.0	168,246	370,935	92.31	0.04	0	7.65
12	V/L	3,482	505	-95.4	-139.7	168,246	370,935	92.31	0.04	0	7.65
13	L	3,482	505	-95.4	-139.7	37,703	83,125	96.04	0.12	0.01	3.83
14	V	3,482	505	-95.4	-139.7	130,542	287,810	91.23	0.02	0	8.75
15	V	2,689	390	7.7	45.9	133,282	293,849	91.41	0.02	0	8.57
16	V	10,411	1,510	140.4	284.7	131,339	289,567	91.41	0.02	0	8.57
17	V	10,342	1,500	12.8	55.0	131,339	289,567	91.41	0.02	0	8.57
18	V	2,758	400	-90	-130.0	2,739	6,039	100	0	0	0
19	V	2,689	390	7.7	45.9	1,923	4,239	91.41	0.02	0	8.57

Leistung

	Leistung hp	Leistung kW
Kompressor 50	225,000	167,785
Expander 30	-41,000	-30,574
Netzleistung	183,600	136,913
Insg. install.	266,000	198,359

Tabelle 2

Strom	Phase Dampf/ flüssig	Druck		Temperatur		Durchsatz	
		kPa	psia	°C	°F	kgmol / hr	lbmol /hr
10	V	10,342	1,500	10	50.0	36,857	81,259
11	V	10,273	1,490	-58.6	-73.5	114,604	252,671
12	V/L	110	16	-164.5	-264.1	114,604	252,671
13	L	110	16	-164.5	-264.1	33,022	72,803
14	V	110	16	-164.5	-264.1	81,633	179,977
15	V	103	15	6.9	44.4	81,633	179,977
16	V	10,377	1,505	105.4	221.7	77,748	171,412
17	V	10,342	1,500	12.8	55.0	77,748	171,412
19	V	103	15	6.9	44.4	3,885	8,565

Leistung

	Leistung hp	Leistung kW
Kompressoren		
50, Stufe1	144,000	107,383
50, Stufe2	147,000	109,620
50, Stufe3	101,000	75,317
50, Stufe4	87,000	64,877
Expander 30	-110,000	-82,028
Netzleistung	369,000	275,168
Gesamtleistung	589,000	439,224

Tabelle 3

Strom	Phase Dampf/ flüssig	Druck		Temperatur		Durchsatz		Zusammensetzung... Mol%			
		kPa	psia	°C	°F	kgmol / hr	lbmol / hr	C ₁	C ₂	C ₃₊	N ₂
10	V	10,342	1,500	10	50.0	36,857	81,259	95.53	0.12	0.01	4.34
11	V	10,204	1,480	-57.8	-72.0	105,042	231,587	93	0.06	0	6.94
12	V/L	3,482	505	-95.4	-139.7	105,042	231,587	93	0.06	0	6.94
13	L	3,482	505	-95.4	-139.7	38,500	84,882	96.05	0.11	0.01	3.83
14	V	3,482	505	-95.4	-139.7	66,541	146,705	91.24	0.02	0	8.73
15	V	2,689	390	-44.9	-48.8	69,281	152,744	91.59	0.02	0	8.39
16	V	10,411	1,510	71.1	160.0	68,185	150,329	91.59	0.02	0	8.39
17	V	10,342	1,500	12.8	55.0	68,185	150,329	91.59	0.02	0	8.39
18	V	2,758	400	-90	-130.0	2,739	6,039	100	0	0	0
19	V	2,689	390	-44.9	-48.8	1,096	2,416	91.59	0.02	0	8.39

Leistung

	Leistung hp	Leistung kW
Kompressoren		
50	90,000	67,114
80, Stufe 1	31,000	23,117
80, Stufe 2	7,000	5,220
Expander		
30	-22,000	-16,406
Netzleistung	106,000	79,045
Insg. install.	150,000	111,857

Tabelle 4

Strom	Phase Dampf/ flüssig	Druck		Temperatur		Durchsatz		Zusammensetzung, Mol %				
		kPa	psia	°C	°F	kgmol / hr	lbmol / hr	C ₁	C ₂	C ₃₊	CO ₂	N ₂
100	V/L	5,516	800	21.1	70.0	36,707	80,929	92.6	3.9	2.48	0.98	0.04
101	V	5,516	800	21.1	70.0	36,309	80,051	93.39	3.9	1.69	0.98	0.04
102	L	5,516	800	21.1	70.0	413	911	23.23	4.28	71.88	0.61	0
103	V	18,450	2,676	5.6	42.1	36,309	80,051	93.39	3.9	1.69	0.98	0.04
104						0	0					
105	L	2,827	410	10.6	51.1	1,788	3,942	7.73	38.06	49.67	4.54	0
106	V	2,827	410	-83.9	-119.0	34,914	76,976	96.94	2.15	0.07	0.8	0.04
107	V	2,779	403	2.2	36.0	80,487	177,451	97.4	1.79	0.06	0.69	0.06
108	V	2,779	403	2.2	36.0	1,748	3,854	97.4	1.79	0.06	0.69	0.06
109	V	10,273	1,490	13.3	55.9	79,939	176,244	96.12	2.62	0.42	0.78	0.06
110	V	10,273	1,490	13.3	55.9	40,144	88,506	96.12	2.62	0.42	0.78	0.06
111	V/L	2,827	410	-96.1	-141.0	40,144	88,506	96.12	2.62	0.42	0.78	0.06
112	V	22,153	3,213	16.1	61.0	39,795	87,737	96.12	2.62	0.42	0.78	0.06
113	L	2,827	410	-88.3	-126.9	2,500	5,512	76.42	15.42	5.87	2.28	0.01
114	V	2,827	410	-88.3	-126.9	37,305	82,247	97.44	1.76	0.05	0.68	0.07
115	V	2,827	410	-95.6	-140.1	164	362	99.11	0.43	0.01	0.26	0.19
116	V	1,034	150	34.4	93.9	1,325	2,921	10.52	53.41	29.85	6.22	0
117	L	965	140	15.2	59.4	134	296	0.77	20.44	77.76	1.03	0
118	V/L	2,827	410	13.3	55.9	1,190	2,624	11.6	57.07	24.53	6.8	0
119	L	1,034	150	149	300.2	595	1,312	0	0	100	0	0
120	V	2,813	408	-95.6	-140.1	7,023	15,483	99.12	0.45	0.01	0.28	0.14
121	L	2,827	410	-95.6	-140.1	41,439	91,361	94.84	3.46	0.75	0.89	0.06

Tabelle 4, Fortsetzung

		Leistung	
		Leistung hp	Leistung kW
Kompressoren			
132		22,000	16,406
133		24,000	17,897
140, Stufe1		58,000	43,251
140, Stufe2		55,000	41,014
141, Stufe1		4,000	2,983
141, Stufe2		27,000	20,134
152		1,000	746
Expander			
138		-22,000	-16,406
144		-4,000	-2,983
146		-27,000	-20,134
Netzleistung		138,000	102,908
Insges. install		244,000	181,954

Tabelle 5

Strom	Phase	Druck		Temperatur		Durchsatz		Zusammensetzung, Mol %				
		kPa	psia	°C	°F	kgmol / hr	lbmol. / hr	C ₁	C ₂	C ₃₊	CO ₂	N ₂
201	V/L	5,516	800	21.1	70.0	36,707	80,929	92.6	3.9	2.48	0.98	0.04
202	V	5,516	800	21.1	70.0	36,309	80,051	93.39	3.9	1.69	0.98	0.04
203	L	5,516	800	21.1	70.0	413	911	23.23	4.28	71.88	0.61	0
204	V	7,957	1,154	-37.5	-35.5	35,711	78,733	94	3.81	1.17	0.98	0.04
205	L	7,957	1,154	-37.5	-35.5	588	1,296	56.28	9.12	33.16	1.43	0.01
206	L	2,827	410	7.8	46.0	1,798	3,964	8.35	37.77	49.4	4.48	0
207	V	2,827	410	-85	-121.0	34,914	76,976	96.94	2.16	0.06	0.8	0.04
208	V	2,779	403	-38.3	-36.9	69,878	154,062	97.71	1.55	0.05	0.63	0.06
209	V	2,779	403	-38.3	-36.9	1,753	3,865	97.71	1.55	0.05	0.63	0.06
210	V	10,135	1,470	-37.5	-35.5	69,281	152,744	96.29	2.5	0.41	0.74	0.06
211	V	10,135	1,470	-37.5	-35.5	35,313	77,855	96.29	2.5	0.41	0.74	0.06
212	L	2,827	410	-96.7	-142.1	35,313	77,855	96.29	2.5	0.41	0.74	0.06
213	V/L	2,827	410	-92.2	-134.0	34,018	75,000	96.29	2.5	0.41	0.74	0.06
214	L	2,827	410	-92.2	-134.0	6,076	13,397	86.9	9.13	2.17	1.78	0.02
215	V	2,827	410	-92.2	-134.0	27,941	61,603	98.33	1.06	0.03	0.51	0.07
216						0	0					
217	L	2,827	410	-95.6	-140.1	41,339	91,142	94.92	3.47	0.66	0.89	0.06
218	V	2,779	403	5.6	42.1	707	1,559	10.76	78.62	3.7	6.92	0
219	V	2,758	400	10	50.0	1,753	3,865	97.71	1.55	0.05	0.63	0.06
220	V	2,779	403	-3.3	26.1	374	824	16.28	73.46	1.52	8.74	0
221	L	2,779	403	-3.3	26.1	334	736	4.63	84.35	6.12	4.9	0
222	L	1,034	150	149	300.2	608	1,340	0	0	100	0	0
223	V	1,020	148	21.1	70.0	787	1,735	11.35	51.32	31.24	6.09	0
224	V	2,813	408	-95.6	-140.1	7,023	15,483	99.12	0.45	0.01	0.28	0.14

Tabelle 5, Fortsetzung

Leistung		
	Leistung hp	Leistung kW
Kompressoren		
232, Stufe1	11,000	8,203
232, Stufe2	4,000	2,983
238, Stufe1	9,000	6,711
238, Stufe2	26,000	19,389
241, Stufe1	43,000	32,066
241, Stufe2	45,000	33,557
56	1,000	746
Expander		
239	11,000	8,203
245	4,000	2,983
248	11,000	8,203
Netzleistung	113,000	84,265
Insg. install.	165,000	123,043

Patentansprüche

1. Verfahren zum Verflüssigen eines mit Methan angereicherten Gasstroms, enthaltend die Schritte:

a) Bilden des Gasstroms (10; 100; 200) bei einem Druck von oberhalb 3103 kPa entsprechend 450 psia;

b) Expandieren (30; 144; 245) des Gasstroms zu einem niedrigeren Druck zum Erzeugen einer Gasphase 10 (14; 115; 216) und eines flüssigen Produkts (13; 121; 217) mit einer Temperatur von oberhalb -112°C entsprechend -170°F und einem Druck, der ausreicht, damit das flüssige Produkt (13; 121; 217) bei oder unterhalb seines Blasenpunkts vorliegt

c) Phasentrennen (40; 145; 246) der Gasphase (14, 115; 216) des flüssigen Produkts (13; 121; 217); und

d) Einführen des flüssigen Produktes bei einer Speichervorrichtung (90; 153; 258) zum Speichern bei einer Temperatur oberhalb von -112°C entsprechend -170°F .

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass er ferner das Abkühlen (70) des Gasstroms vor dem Schritt b) enthält.

3. Verfahren nach Anspruch 2, dadurch gekennzeichnet, dass er ferner das Kühlen des Gasstroms in einem Wärmetauscher (70) enthält, der durch ein Regelkühlsystem (80) gekühlt wird.

4. Verfahren nach Anspruch 3, dadurch gekennzeichnet, dass das Regelkühlsystem (80) Propan als vorherrschendes Kühlmittel aufweist.

5. Verfahren nach Anspruch 3, dadurch gekennzeichnet, dass das Regelkühlsystem (80) Kohlendioxid als vorherrschendes Kühlmittel aufweist.

6. Verfahren nach Anspruch 2, dadurch gekennzeichnet, dass er ferner den Schritt zum Kühlen des 35 Gasstroms durch Herstellen einer Beziehung zwischen dem Wärmetauscher und der Gasphase (14) des Schritts c) des Patentanspruchs 1 enthält, wodurch die Gasphase erwärmt wird.

7. Verfahren nach Anspruch 6, dadurch gekennzeichnet, dass er ferner ein Komprimieren (50) der erwärmten Gasphase (15) enthält, sowie ein Abkühlen (60) der komprimierten Gasphase und Rückführen der gekühlten, komprimierten Gasphase zu dem Gasstrom des Schritts a) des Patentanspruchs 1 für ein Recycling.

8. Verfahren nach Anspruch 6, dadurch gekennzeichnet, dass er vor dem Kühschritt nach Patentanspruch 6 ein Kühlen des Gasstroms in einem Wärmetauscher (70) enthält, der durch ein Regelkühlsystem (80) gekühlt wird.

9. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass vor dem Verflüssigen des Gasstroms (14) ferner ein Kombinieren eines Verdampfungsgases (18), das das Ergebnis einer Verdampfung von verflüssigtem Erdgas ist, mit dem Gasstrom enthält.

10. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass der Gasstrom Methan und Kohlenwasserstoff-Komponenten schwerer als Methan enthält, und dass er ferner ein Entfernen (150; 250; 251; 252) des vorhergehenden Anteils der schwereren Kohlenwasserstoffe durch Fraktionierung enthält,

zum Erzeugen eines Methan-angereicherten Dampfstroms und eines mit dem schwereren Kohlenwasserstoff-angereicherten Flüssigkeitsstroms, derart, dass der Dampfstrom dann durch Expandieren gemäss dem Schritt b) nach Patentanspruch 1 verflüssigt wird.

11. Verfahren nach Anspruch 10, dadurch gekennzeichnet, dass er ferner ein Abkühlen (257) des Gasstroms vor der Fraktionierung des Gasstroms enthält.

12. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass das Verflüssigen des Gasstroms ohne Regelkühlsystem durchgeführt wird.

13. Verfahren zum Verflüssigen eines Methan-angereicherten Gasstroms (100; 201) mit einem Druck oberhalb von 3103 kPa entsprechend 450 psia, enthaltend die Schritte:

a) Phasentrennung (130; 230) des Gasstroms in einem ersten Gasstrom (101; 202) und einem ersten Flüssigkeitsstrom (102; 203);

b) Führen des ersten Gasstroms (102; 203) zu einer Entmethanisiererkolonne (131; 231);

c) Komprimieren (132, 133; 232) und Abkühlen (134, 135; 234) des ersten Gasstroms (101; 202), wodurch Gas und Flüssigphasen erzeugt werden;

d) Phasentrennung (1237; 238) der Gas- und Flüssigkeitsphasen des Schritts c) zum Herstellen eines zweiten Gasstroms (103; 204) und eines zweiten Flüssigkeitsstroms;

e) Expandieren (138; 239) mindestens eines Teils des zweiten Gasstroms zu einem niedrigeren Druck, wodurch der zweite Gasstrom weiter abgekühlt wird;

f) Zuführen des zweiten Flüssigkeitsstroms (104; 205) und des expandierten zweiten Gasstroms zu der Entmethanisiererkolonne (131; 231);

g) Entfernen – von dem oberen Abschnitt der Entmethanisiererkolonne – eines dritten Gasstroms (106; 207), derart, dass der dritte Gasstrom vorwiegend Methan enthält, und Führen des dritten Gasstroms durch einen Wärmetauscher (139; 240) zum Erwärmen des dritten Gasstroms (106; 207);

h) Entfernen – vor dem Entmethanieren (131; 231) – einer dritten Flüssigkeitsströmung (105; 206) und Führen der dritten Flüssigkeitsströmung zu einem Fraktionierungssystem (150; 250, 251, 252) mit mindestens einer Fraktionierungskolonne (150; 250) und mit mindestens einer Overhead-Dampfströmung;

i) Kombinieren der erwärmten dritten Gasströmung (107; 208) nach Schritt g) und der Overhead-Dampfströmung (116; 218) nach Schritt h) und Komprimieren (140, 141, 142) der komprimierten Strömung;

j) Kühlen (142) der komprimierten Kombinationsströmung (242, 243, 244);

k) Aufteilen der gekühlten kombinierten Strömung des Schritts j) in eine erste gekühlte Strömung (110; 211) und eine zweite gekühlte Strömung und Führen der ersten gekühlten Strömung (110; 211) über den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt g) zum weiteren Abkühlen der ersten gekühlten Strömung;

l) Expandieren (144; 245) der ersten gekühlten Strömung (110; 211) zum Erzeugen von Gas und Flüssigphasen;

m) Phasentrennen (145; 246) der Gas- und Flüssigkeitsphasen nach Schritt 1) in einem Phasenseparator, wodurch ein Methan-angereichertes verflüssigtes Erdgas bei einer Temperatur von oberhalb -112°C

entsprechend -170°F erzeugt wird, sowie bei einem Druck, der ausreicht, dass das Methan-angereicherte verflüssigte Erdgas bei oder unterhalb seinem Blasenpunkt vorliegt;

n) Expandieren (146; 248) der zweiten gekühlten Strömung nach Schritt k) zu einem niedrigen Druck, wodurch es weiter abgekühlt wird, unter Erzeugung von Gas- und Flüssigkeitsphasen;

o) Phasentmischer (147; 249) der in dem Schritt n) erzeugten Gas- und Flüssigkeitsphasen; und

p) Führen der Flüssigkeitsphase (113; 214) nach Schritt o) zu dem Phasenseparator (145; 245) nach dem Schritt m).

14. Verfahren nach Anspruch 13, dadurch gekennzeichnet, dass er weiter das Kombinieren der Gasphase (114; 215) nach Schritt o) mit der dritten Gasströmung (106; 207) nach Schritt g) enthält, sowie das Führen der kombinierten Gasströmung über den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt g).

15. Verfahren nach Anspruch 13, dadurch gekennzeichnet, dass er ferner das Kombinieren der Gasphase (115; 216) nach Schritt m) mit der dritten Gasströmung (106; 207) nach Schritt g) enthält, sowie das Führen der kombinierten Gasströmung durch den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt g).

16. Verfahren nach Anspruch 14, dadurch gekennzeichnet, dass das Kühlen nach Schritt j) durch indirektes Wärmetauschen mit einem Kühlmittel von einem Regelkühlsystem (238) erfolgt.

17. Verfahren nach Anspruch 16, dadurch gekennzeichnet, dass das Regelkühlsystem Propan als vorwiegendes Kühlmittel aufweist und das Fraktionierungssystem (250, 251, 252) nach Schritt h) eine Entpropaner-Kolonne (251) enthält, zum Erzeugen einer Propangas-angereicherten Overhead-Strömung, und ferner den Schritt zum Führen des Propan-angereicherten Strömungsgases von dem Fraktionierungssystem als Zusatzkühlmittel zu dem Regelkühlsystem (238) enthält.

18. Verfahren nach Anspruch 14, dadurch gekennzeichnet, dass der Prozess ferner einen Schritt zum Einführen eines Verdampfungsgases (120; 224), das sich aus der Verdampfung eines verflüssigten Erdgases ergibt, in die dritte Gasströmung (106; 207) nach Schritt g) enthält, sowie ein Führen der kombinierten dritten Gasströmung und des Verdampfungsgases über den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt g).

19. Verfahren zum Verflüssigen einer Methan-angereicherten Gasströmung, enthaltend die Schritte:

a) Komprimieren der Gasströmung zu einem Druck grösser als 3103 kPa entsprechend 450 psia;

b) Phasentrennung der Gasströmung in eine erste Gasströmung (101; 202) und eine erste Flüssigkeitsströmung (102; 203);

c) Führen der ersten Flüssigkeitsströmung (102; 203) zu einer Entmethaner-Kolonne (131; 231);

d) Komprimieren (132, 133; 232) und Kühlen des ersten Gasstroms (101; 202) ohne Verwendung eines Regelkühlsystems, wodurch Gas- und Flüssigkeitsphasen erzeugt werden

e) Phasentrennung (137; 238) der Gas- und Flüssigkeitsphasen nach Schritt d) zum Herstellen einer zweiten Gasströmung (103; 204) und einer zweiten Flüssigkeitsströmung (104; 205);

f) Expandieren (138; 239) mindestens eines Teils der

zweiten Gasströmung (103; 204) zu einem niedrigeren Druck, wodurch es weiter abgekühlt wird;

g) Zuführen der zweiten Flüssigkeitsströmung (104; 205) und der expandierten zweiten Gasströmung zu einer Entmethaner-Kolonne (131; 231);

h) Entfernen – von dem oberen Gebiet der Entmethaner-Kolonne (131; 231) – einer Dampfströmung (106; 207), derart, dass die Dampfströmung vorwiegend Methan enthält, und Führen der Dampfströmung durch einen Wärmetauscher (139; 240) zum Erwärmen der Dampfströmung (106; 207);

i) Entfernen – von der Entmethaner-Kolonne (131; 231) – einer Flüssigkeitsströmung (105; 206) und Führen der Flüssigkeitsströmung zu einem Fraktionierungssystem (150; 250, 251, 252) mit mindestens einer Fraktionierungskolonne (150; 250) und mindestens einer Overhead-Dampfströmung (116; 218);

j) Kombinieren der erwärmten Dampfströmung (107; 208) nach Schritt h) und der Overhead-Dampfströmung (116; 218) nach Schritt i) und Komprimieren (140, 141; 241) der kombinierten Strömung;

k) Kühlen (142; 242, 243, 244) der komprimierten kombinierten Strömung nach Schritt j) ohne Verwendung eines Regelkühlsystems;

l) Aufteilen der gekühlten komprimierten Strömung nach Schritt k) in eine erste gekühlte Strömung (110; 211) und eine zweite gekühlte Strömung und Führen der ersten gekühlten Strömung (110; 211) über den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt h) zum weiteren Abkühlen der ersten gekühlten Strömung;

m) Expandieren (144; 245) der ersten gekühlten Strömung (110; 211) zum Erzeugen von Gas- und Flüssigkeitsphasen;

n) Phasentrennen der Gas- und Flüssigkeitsphasen nach Schritt (m) in einem Phasenseparator (145; 246), wodurch ein Methan-angereichertes verflüssigtes Erdgas erzeugt wird, mit einer Temperatur oberhalb von -112°C entsprechend -170°F und einem Druck, der ausreicht, dass das Methan-angereicherte verflüssigte Erdgas bei oder unterhalb seines Blasenpunkts vorliegt;

o) Expandieren (146; 248) der zweiten gekühlten Strömung nach Schritt l) zu einem niedrigeren Druck, wodurch es weiter abgekühlt wird, zum Herstellen von Gas- und Flüssigkeitsphasen;

p) Phasentmischer (146; 249) der Gas- und Flüssigkeitsphasen, die in dem Schritt o) hergestellt werden; und

q) Führen der Flüssigkeitsphase (113; 214) nach Schritt o) zu dem Phasenseparator (145; 246) nach Schritt n).

20. Verfahren nach Anspruch 19, dadurch gekennzeichnet, dass der Prozess ferner das Einführen eines Verdampfungsgases (120; 224), das sich ausgehend von dem Verdampfen des verflüssigten Erdgases ergibt, in die Dampfströmung (106; 207) nach Schritt h) enthält, sowie das Führen der kombinierten Dampfströmung nach Schritt h) und des Verdampfungsgases über den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt h).

21. Verfahren nach Anspruch 19, dadurch gekennzeichnet, dass die Gasphase (115; 216) nach Schritt n) mit dem Dampfrest (114; 215) nach Schritt p) kombiniert wird, und die kombinierte Gasströmung über den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt h) geführt wird.

22. Verfahren nach Anspruch 19, dadurch gekennzeichnet, dass ein Absinken der Kühlung der Gasströmungstemperatur im Schritt d) durch Wasser oder Luft durchgeführt wird.

23. Verfahren nach Anspruch 19, dadurch gekennzeichnet, dass vor dem Schritt o) der zusätzliche Schritt des Komprimierens des zweiten gekühlten Stromes des Schrittes l) zu einem höheren Druck durchgeführt wird.

24. Verfahren zum Verflüssigen eines mit Methan angereicherten Gasstromes und mit einem Druck oberhalb 3103 kPa entsprechend 450 psia, enthaltend die Schritte:

a) Kühlen (70) des Gasstromes;

b) Führen des Gasstromes durch einen Wärmetauscher (139; 240), um den Gasstrom zu erwärmen;

c) Komprimieren (140; 241) des erwärmten Gasstromes und Nachkühlen (142; 242) des komprimierten Gasstromes;

d) Auftrennen des gekühlten, komprimierten Stromes (108; 109) nach Schritt c) in einen ersten gekühlten Strom und einen zweiten gekühlten Strom (110; 211), und Führen des ersten gekühlten Stromes durch den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt b), um den ersten gekühlten Strom weiter zu kühlen;

e) Expandieren (112; 248) des ersten gekühlten Gasstromes, um eine Gasphase und eine Flüssigkeitsphase zu erzeugen;

f) Phasentrennen der Gas- und der Flüssigkeitsphase nach Schritt (b) in einem Phasenseparator (147; 249), womit eine Gasphase und ein mit Methan angereichertes verflüssigtes Gas mit einer Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F und einem Druck erhalten wird, dass sich das mit Methan angereicherte Gas bei oder unterhalb seinem Blasenpunkt befindet;

g) Expandieren (144; 245) des zweiten gekühlten Stromes nach Schritt d) zu einem tieferen Druck, wodurch er weiter gekühlt wird, wobei eine Gas- und eine Flüssigkeitsphase erzeugt wird;

h) Phasentrennen (145; 246) der Gas- und Flüssigkeitsphasen nach Schritt g); und

i) Führen der Flüssigkeitsphase nach Schritt h) zum Phasenseparator (246) nach Schritt f).

25. Verfahren nach Anspruch 24, dadurch gekennzeichnet, dass vor dem Schritt g) ein zusätzlicher Schritt des Komprimierens (140; 241) des zweiten gekühlten Stromes zu einem höheren Druck durchgeführt wird.

26. Verfahren nach Anspruch 24, dadurch gekennzeichnet, dass in das gekühlte Gas nach Schritt a) ein Verdampfungsampf (120; 224) eingeführt wird, der sich aus der Verdampfung eines verflüssigten Erdgases ergibt, und dass der kombinierte gekühlte Dampfstrom nach Schritt a) und der Verdampfungsampf durch den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt b) geführt werden.

27. Verfahren nach Anspruch 24, dadurch gekennzeichnet, dass die Gasphase nach Schritt f) mit dem gekühlten Gasstrom nach Schritt a) kombiniert wird, und der kombinierte Strom durch den Wärmetauscher nach Schritt b) geführt wird.

28. Verfahren nach Anspruch 24, dadurch gekennzeichnet, dass die Gasphase nach Schritt h) mit dem gekühlten Gasstrom nach Schritt a) kombiniert wird,

und der kombinierte Strom durch den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt b) geführt wird.

29. Verfahren nach Anspruch 24, dadurch gekennzeichnet, dass die Gasphase nach Schritt f) und die Gasphase nach Schritt h) mit dem gekühlten Gasstrom nach Schritt o) kombiniert werden und der kombinierte Strom durch den Wärmetauscher (139; 240) nach Schritt b) geführt wird.

5
10
15
20
25
30
35
40
45
50
55
60
65
18

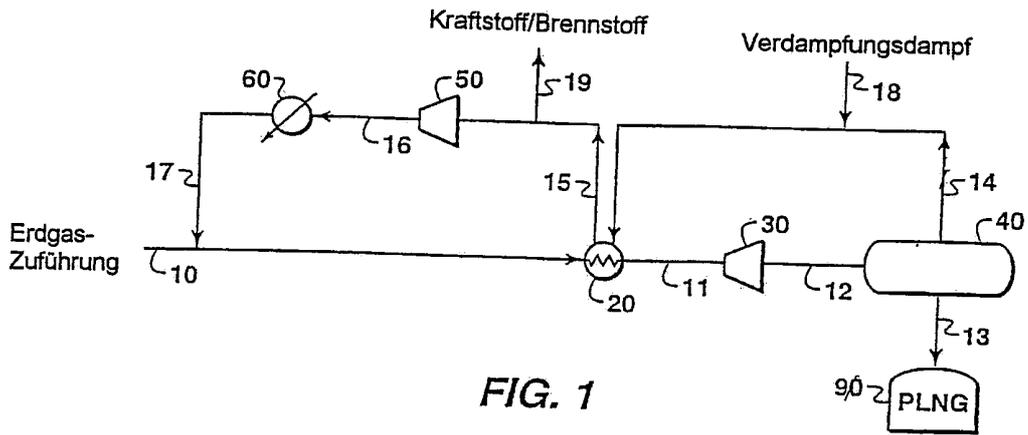


FIG. 1

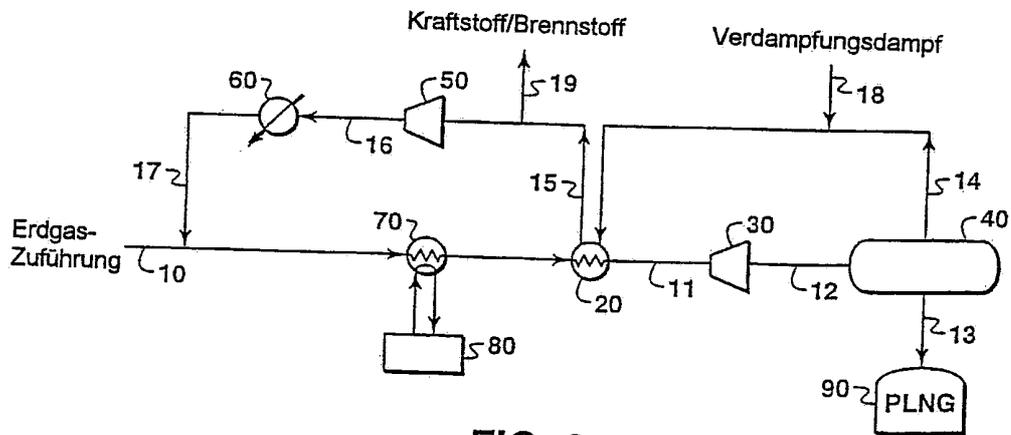


FIG. 2

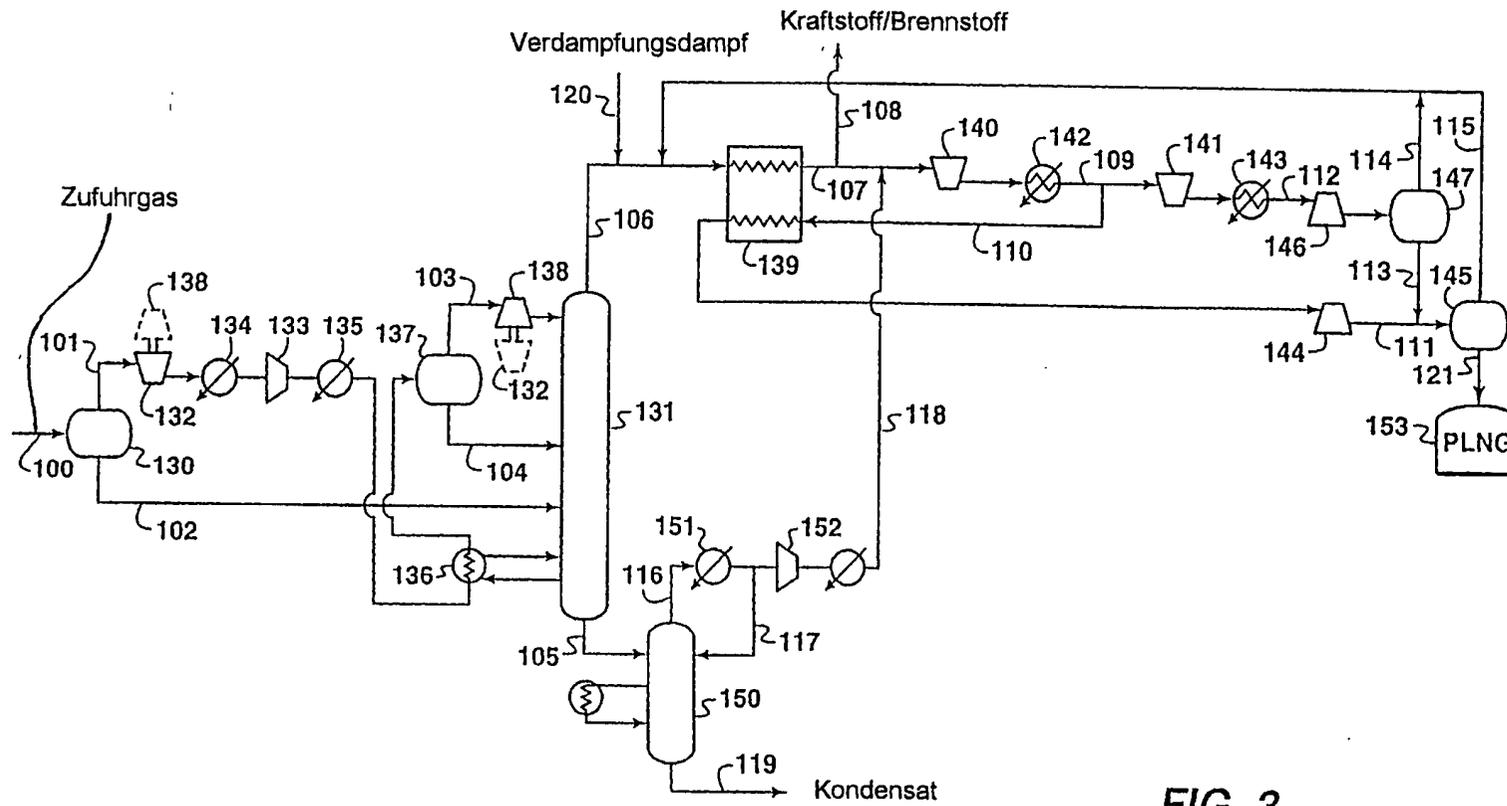


FIG. 3

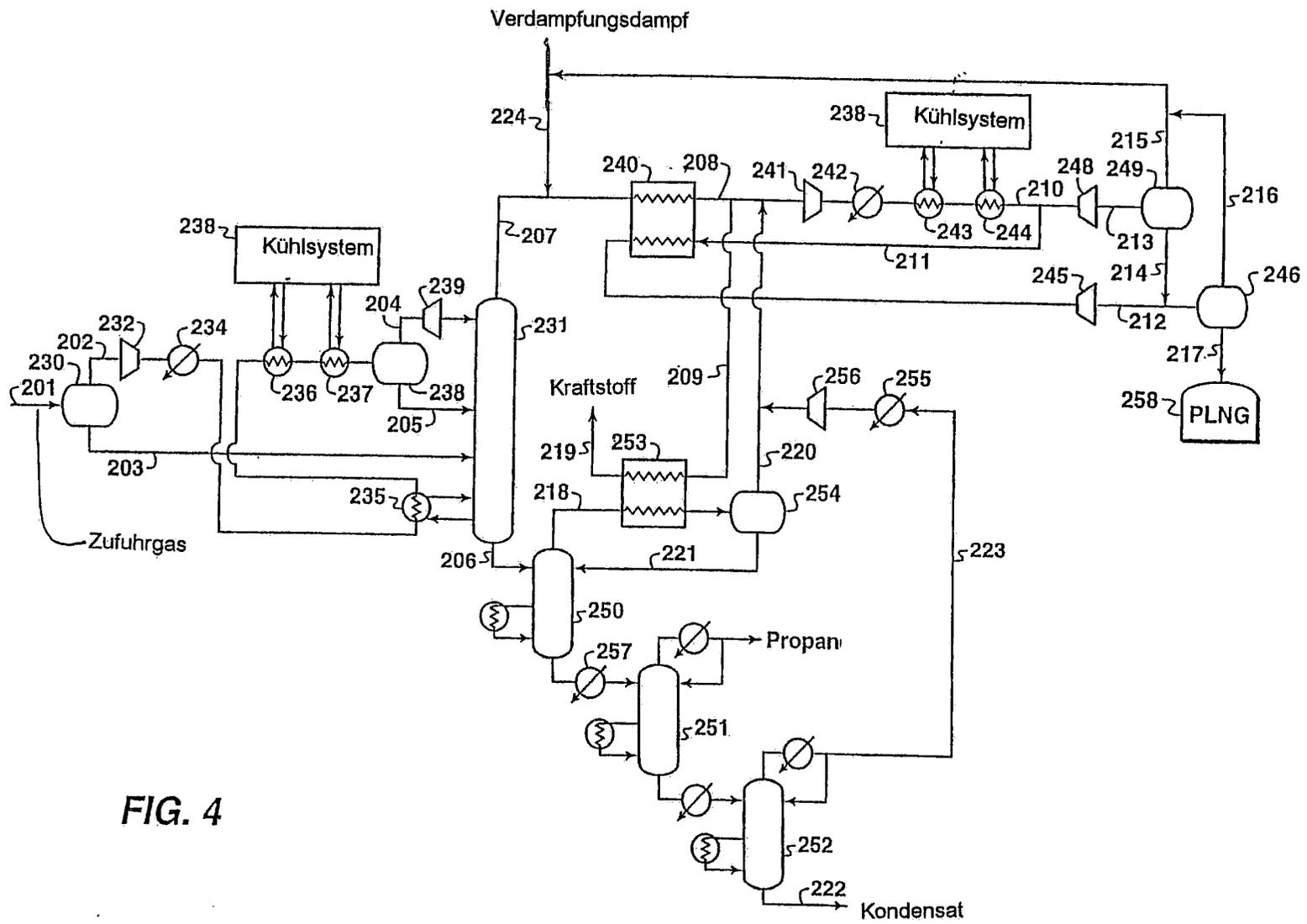


FIG. 4