



19



SCHWEIZERISCHE EIDGENOSSENSCHAFT
EIDGENÖSSISCHES INSTITUT FÜR GEISTIGES EIGENTUM

11 CH 694 104 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: 02347/99

22 Anmeldungsdatum: 18.06.1998

30 Priorität: 20.06.1997 US 60/050,280
27.03.1998 US 60/079,680

24 Patent erteilt: 15.07.2004

45 Patentschrift veröffentlicht: 15.07.2004

73 Inhaber:
ExxonMobil Upstream Research Company
3120 Buffalo Speedway, P.O. Box 2189
Houston, TX 77252-2189 (US)

72 Erfinder:
Ronald R. Bowen, 37602 Pinwood Court
Magnolia, TX 77355 (US)
Eric T. Cole, 3607 Whispering Brook Drive
Kingwood, TX 77345 (US)

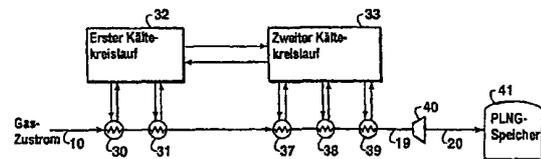
74 Vertreter:
E. Blum & Co., Patentanwälte, Vorderberg 11
8044 Zürich (CH)

86 Internationale Anmeldung:
PCT/US 1998/012743 (En)

87 Internationale Veröffentlichung:
WO 1998/059207 30.12.1998

54 Kaskadenkühlungsverfahren zur Verflüssigung von Erdgas.

57 Diese Erfindung bezieht sich auf ein Verfahren zur Verflüssigung eines unter Druck stehenden Gasstroms (10), der reich an Methan ist, mit einem Wärmetauscher, der von einem Kaskadenkühlsystem gekühlt wird, um ein methanreiches Flüssigprodukt (20) zu erzeugen, das eine Temperatur oberhalb ungefähr -112°C entsprechend -170° Fahrenheit hat. Bei diesem Verfahren wird ein unter Druck gesetzter Gasstrom (10) in Wärmetauschkontakt mit einem ersten Kältekreislauf (32) gebracht, der zumindest eine Kühlstufe (30-31) umfasst, wodurch der Gasstrom an einem ersten Abschnitt eines ersten Kühlmittels gekühlt wird, um einen gekühlten Gasstrom zu erzeugen. Der gekühlte Gasstrom wird dann in Wärmetauschkontakt mit einem zweiten Kältekreislauf (33) gebracht, der zumindest eine Kühlstufe (37-39) umfasst, wodurch die Temperatur des gekühlten Gasstroms gekühlt wird, um einen verflüssigten, methanreichen Strom (20) zu erzeugen, der eine Temperatur oberhalb ungefähr -112°C (-170° Fahrenheit) und einen Druck hat, der ausreichend ist, damit der verflüssigte Strom an seinem oder unterhalb seines Blasenpunktes liegt.



Beschreibung

Technisches Gebiet

Diese Erfindung bezieht sich auf Verflüssigungsverfahren für Erdgas bzw. Naturgas, und insbesondere auf Verfahren zur Erzeugung von unter Druck stehendem Flüssigerdgas (PLNG = pressurized liquid natural gas) gemäss Ansprüchen 1, 9, 10 und 12.

Stand der Technik

Auf Grund seiner sauberen Brenneigenschaften und Bequemlichkeit hat Erdgas in den letzten Jahren eine breite Verwendung gefunden. Viele Erdgasquellen befinden sich in abgelegenen Gebieten und in grosser Entfernung von allen kommerziellen Märkten für das Gas. Manchmal steht eine Pipeline zur Verfügung, um erzeugtes Erdgas zu einem kommerziellen Markt zu transportieren. Wenn ein Pipeline-Transport nicht machbar ist, wird erzeugtes Erdgas oft zu verflüssigtem Erdgas (was als «LNG» = liquefied natural gas bezeichnet wird) verarbeitet, für den Transport zum Markt.

Eines der Kennzeichen einer LNG-Anlage ist die grosse Kapitalinvestition, welche für die Anlage erforderlich ist. Die zur Verflüssigung von Erdgas verwendeten Geräte sind gewöhnlich sehr teuer. Die Verflüssigungsanlage besteht aus mehreren Grundsystemen, einschliesslich der Gasbehandlung zur Entfernung von Unreinheiten, der Verflüssigung, der Kühlung, Energieversorgungseinrichtungen und Speicher- und Schiffbeladungs-Einrichtungen. Während die Kosten einer LNG-Anlage abhängig von dem Ort der Anlage sehr verschieden sein können, kann ein typisches konventionelles LNG-Projekt 5 bis 10 Milliarden US-Dollar kosten, einschliesslich der Feldentwicklungskosten. Die Kühlsysteme der Anlage können bis zu 30% der Kosten ausmachen.

Bei dem Entwurf einer LNG-Anlage sind drei der wichtigsten Überlegungen (1) die Auswahl des Verflüssigungskreislaufs, (2) die in den Behältern, Rohrleitungen und anderen Geräten verwendeten Materialien und (3) die Verfahrensschritte zur Umwandlung eines Erdgas-Zustroms in LNG.

LNG-Kühlsysteme sind teuer, da sehr viel Kühlung erforderlich ist, um Erdgas zu verflüssigen. Ein typischer Erdgasstrom tritt in eine LNG-Anlage bei Drücken von ungefähr 4,830 kPa (700 psia) bis 7,600 kPa (1,100 psia) ein, und bei Temperaturen von ungefähr 20°C (68° Fahrenheit) bis 40°C (104° Fahrenheit). Erdgas, welches hauptsächlich aus Methan besteht, kann nicht durch einfache Druckerhöhung verflüssigt werden, wie es der Fall ist bei schwereren Kohlenwasserstoffen, die für Energiezwecke verwendet werden. Die kritische Temperatur von Methan beträgt -82,5°C (-116,5° Fahrenheit). Dies bedeutet, dass Methan nur unterhalb jener Temperatur verflüssigt werden kann, egal, wie hoch der angelegte Druck ist. Da Erdgas eine Mischung aus Gasen ist, verflüssigt es in einem Bereich von Temperaturen. Die kritische Temperatur von Erdgas liegt zwischen ungefähr -85°C (-121° Fahrenheit) und -62°C (-80° Fahrenheit). Typischerweise werden Erdgaszusammensetzungen bei Atmosphärendruck im Tempera-

turbereich zwischen ungefähr -165°C (-265° Fahrenheit) und -155°C (-247° Fahrenheit) verflüssigen. Da die Kühlausrüstung einen solchen wesentlichen Teil der LNG-Einrichtungskosten darstellt, wurden grosse Anstrengungen unternommen, um die Kühlkosten zu verringern.

Obwohl viele Kältekreisläufe zur Verflüssigung von Erdgas verwendet worden sind, sind die drei in heutigen LNG-Anlagen am häufigsten verwendeten Arten: (1) der «Expansionskreislauf», der Gas von einem hohen Druck auf einen niedrigen Druck expandiert, mit einer entsprechenden Temperaturverringern, (2) der «Mehrkomponenten-Kältekreislauf», welcher ein Mehrkomponenten-Kühlmittel in speziell entworfenen Austauschern verwendet, und (3) der «Kaskadenkreislauf», welcher mehrere Einkomponenten-Kühlmittel in Wärmetauschern verwendet, die fortschreitend angeordnet sind, um die Temperatur des Gases auf die Verflüssigungstemperatur zu verringern. Die meisten Erdgas-Verflüssigungskreisläufe verwenden Variationen oder Kombinationen dieser drei Grundarten.

Das Kaskadensystem verwendet im Allgemeinen zwei oder mehr Kühlschleifen, in welchen das expandierte Kühlmittel aus einer Stufe zur Kondensation des komprimierten Kühlmittels in der nächsten Stufe verwendet wird. Jede aufeinander folgende Stufe verwendet ein leichteres, flüchtigeres Kühlmittel, welches bei der Expansion ein tieferes Kühlniveau bereitstellt und daher in der Lage ist, auf eine niedrigere Temperatur zu kühlen. Um die von den Kompressoren verbrauchte Energie zu verringern, ist jeder Kältekreislauf typischerweise in mehrere Druckstufen aufgeteilt (drei oder vier Stufen sind üblich). Die Druckstufen haben die Wirkung, dass die Arbeit des Kühlens in mehrere Temperaturschritte aufgeteilt wird. Propan, Ethan, Ethylen und Methan sind üblicherweise verwendete Kühlmittel. Da Propan bei einem relativ geringen Druck durch Luftkühler oder Wasserkühler kondensiert werden kann, ist Propan üblicherweise das Erststufenkühlmittel. Ethan oder Ethylen können als Zweitstufenkühlmittel verwendet werden. Die Kondensation des aus dem Ethankompressor austretenden Ethans erfordert ein Tieftemperaturkältemittel. Propan stellt diese Tieftemperatur-Kältemittelfunktion bereit. Auf ähnliche Weise, wenn Methan als Kältemittel der Schlussstufe verwendet wird, wird Ethan verwendet, um das Methan zu kondensieren, das aus dem Methankompressor austritt. Das Propan-Kühlsystem wird daher verwendet, um das Zustromgas zu kühlen und das Ethan-Kühlmittel zu kondensieren, und Ethan wird verwendet, um das Zustromgas weiter zu kühlen und um das Methan-Kühlmittel zu kondensieren.

Auch die in konventionellen LNG-Anlagen verwendeten Materialien tragen zu den Anlagekosten bei. Behälter, Rohrleitungen und anderes in LNG-Anlagen verwendetes Gerät bestehen typischerweise zumindest teilweise aus Aluminium, rostfreiem Stahl oder Stahl mit hohem Nickelanteil, um die notwendige Festigkeit und Bruchfestigkeit bei tiefen Temperaturen zu gewährleisten.

In konventionellen LNG-Anlagen müssen Wasser, Kohlendioxid, schwefelhaltige Verbindungen, wie Schwefelwasserstoff und andere saure Gase, n-Pen-

tan und schwerere Kohlenwasserstoffe, einschliesslich Benzol, im Wesentlichen aus der Erdgasverarbeitung entfernt werden, bis hinunter auf ppm-Niveau. Einige dieser Verbindungen frieren aus, was zu Verstopfungsproblemen in den Prozessgeräten führt. Andere Verbindungen wie jene, die Schwefel enthalten, werden typischerweise entfernt, um Verkaufsspezifikationen zu erfüllen. In einer konventionellen LNG-Anlage ist Gasbehandlungsgerät erforderlich, um das Kohlendioxid und die sauren Gase zu entfernen. Das Gasbehandlungsgerät verwendet typischerweise ein regeneratives Verfahren mit chemischem und/oder physikalischem Lösungsmittel und erfordert eine bedeutende Kapitalinvestition. Die Betriebsausgaben sind ebenfalls hoch. Trockenbett-Entwässerer wie Molekularsiebe sind zur Entfernung des Wasserdampfes erforderlich. Eine Absorptionskolonne und Fraktionierungsgerät werden typischerweise verwendet, um die Kohlenwasserstoffe zu entfernen, welche dazu neigen, Verstopfungsprobleme zu schaffen. Quecksilber wird in einer konventionellen LNG-Anlage ebenfalls entfernt, da es zum Versagen in Geräten führen kann, die aus Aluminium aufgebaut sind. Zusätzlich wird ein grosser Teil des Stickstoffs, welcher im Erdgas vorkommen kann, nach der Verarbeitung entfernt, da der Stickstoff während des Transportes von konventionellem LNG nicht in der flüssigen Phase verbleiben wird und es unerwünscht ist, zum Lieferzeitpunkt Stickstoffdampf in dem LNG-Behälter zu haben.

Es besteht in der Industrie ein fortgesetzter Bedarf an verbesserten Verfahren zur Verflüssigung von Erdgas, welche die Menge an Kühlgeräten und die erforderliche Verfahrensleistung minimieren.

Darstellung der Erfindung

Die vorliegende Erfindung bezieht sich allgemein auf ein Verflüssigungsverfahren eines an Methan reichen Gasstroms, der einen Anfangsdruck von ungefähr 3,100 kPa (450 psia) hat. Die hauptsächliche Kühlung zur Kondensation des Erdgases erfolgt durch Kaskaden-Kältekreisläufe, vorzugsweise durch nur zwei Kreisläufe. Das Erdgas wird dann durch ein geeignetes Druckexpansionsmittel druckexpandiert, um ein methanreiches Flüssigkeitsprodukt zu erzeugen, das eine Temperatur von oberhalb ungefähr -112°C (-170° Fahrenheit) und einen ausreichenden Druck hat, damit das Flüssigkeitsprodukt am oder unterhalb seines Blasenpunkts ist.

Das Verfahren dieser Erfindung kann auch Abkochdampf kondensieren, der von unter Druck stehendem Flüssigerdgas erzeugt wird. Wenn das Erdgas Kohlenwasserstoffe enthält, die schwerer als Methan sind, und es gewünscht wird, die schwereren Kohlenwasserstoffe zu entfernen, kann dem Verfahren ein Fraktionierungsverfahren hinzugefügt werden.

Das Verfahren der vorliegenden Erfindung kann sowohl für die Anfangsverflüssigung von Erdgas von der Quelle der Lieferung für Speicherung oder Transport verwendet werden als auch zur Wiederverflüssigung von Erdgasdampf der während der Speicherung und Schiffsbeladung abgegeben wurde. Dementsprechend ist es eine Aufgabe dieser Erfindung, ein verbessertes Verflüssigungssystem für die Verflüssigung oder Wiederverflüssigung von Erdgas

bzw. Naturgas zu schaffen. Eine weitere Aufgabe dieser Erfindung ist die Schaffung eines verbesserten Verflüssigungssystems, bei welchem bedeutend weniger Kompressionsleistung erforderlich ist als in Systemen des Standes der Technik. Eine weitere Aufgabe dieser Erfindung ist die Schaffung eines verbesserten Verflüssigungsverfahrens, welches im Betrieb wirtschaftlich und effizient ist. Die Kühlung auf sehr niedrige Temperaturen bei konventionellen LNG-Prozessen ist sehr teuer im Vergleich mit der relativ milden Kühlung, die erforderlich ist bei der Produktion von PLNG in Übereinstimmung mit der Verwirklichung dieser Erfindung.

15 Kurze Beschreibung der Zeichnungen

Die vorliegende Erfindung und ihre Vorteile werden durch Bezugnahme auf die folgende ausführliche Beschreibung und die angehängten Figuren besser verständlich, wobei die Figuren schematische Strömungsdiagramme von repräsentativen Ausführungen dieser Erfindung sind.

Fig. 1 ist ein schematisches Strömungsdiagramm einer Ausführung des Verfahrens der Erfindung, welches ein Zweikreislauf-Kaskadenkühlsystem zur Erzeugung von PLNG zeigt.

Fig. 2 ist ein schematisches Strömungsdiagramm einer zweiten Ausführung dieser Erfindung, welches ein Verfahren zur Kondensation von Abkochdampf und zur Entfernung von schwereren Kohlenwasserstoffen veranschaulicht.

Fig. 3 ist ein schematisches Strömungsdiagramm einer dritten Ausführung dieser Erfindung.

Die in den Figuren veranschaulichten Strömungsdiagramme präsentieren verschiedene Ausführungen zur Verwirklichung des Verfahrens dieser Erfindung. Die Figuren bezwecken nicht den Ausschluss von anderen Ausführungen, welche das Resultat von normalen und erwarteten Modifikationen dieser spezifischen Ausführungen sind, aus dem Schutzzumfang der Erfindung. Verschiedene notwendige Untersysteme, wie Pumpen, Ventile, Strommischer, Steuersysteme und Sensoren sind in den Figuren weggelassen worden, zum Zwecke der Einfachheit und Klarheit der Darstellung.

Weg zur Ausführung der Erfindung

Die vorliegende Erfindung verwendet ein Kaskadenkühlsystem zur Verflüssigung von Erdgas bzw. Naturgas zur Erzeugung eines methanreichen Flüssigproduktes, das eine Temperatur oberhalb von ungefähr -112°C (-170° Fahrenheit) hat, und einen ausreichenden Druck, damit das Flüssigprodukt an oder unterhalb von seinem Blasenpunkt ist. Dieses methanreiche Produkt wird in dieser Beschreibung manchmal als unter Druck stehendes Flüssigerdgas (PLNG = pressurized liquid natural gas) bezeichnet. Der Begriff «Blasenpunkt» ist die Temperatur und der Druck, bei welchem eine Flüssigkeit anfängt, sich in Gas umzuwandeln. Wenn beispielsweise ein bestimmtes Volumen von PLNG auf konstantem Druck gehalten wird, aber seine Temperatur erhöht

wird, ist die Temperatur, bei welcher Gasblasen sich in dem PLNG zu bilden beginnen, der Blasenpunkt. Ähnlich, wenn ein bestimmtes Volumen von PLNG bei einer konstanten Temperatur gehalten wird, aber der Druck verringert wird, definiert der Druck, bei welchem Gas sich zu bilden beginnt, den Blasenpunkt. Am Blasenpunkt ist die Mischung eine gesättigte Flüssigkeit.

Die Verwendung eines Kaskadenkühlsystems in Übereinstimmung mit der vorliegenden Erfindung erfordert weniger Leistung für die Verflüssigung des Erdgases als in der Vergangenheit verwendete Kaskadenkühlverfahren, und die bei dem Verfahren dieser Erfindung verwendeten Geräte können aus weniger teuren Materialien hergestellt werden. Im Gegensatz dazu erfordern Prozesse des Standes der Technik, welche LNG bei Atmosphärendrücken mit Temperaturen bis zu -160°C (-256° Fahrenheit) erzeugen, dass für einen sicheren Betrieb zumindest ein Teil der Prozessausrüstung aus teuren Materialien hergestellt wird.

Die zur Verflüssigung des Erdgases bei der Verwirklichung dieser Erfindung erforderliche Energie ist gegenüber dem Energiebedarf einer konventionellen LNG-Anlage stark reduziert. Die Verringerung der für das Verfahren der vorliegenden Erfindung erforderlichen Kühlenergie führt zu einer starken Verringerung der Kapitalkosten, proportional niedrigeren Betriebsausgaben und einer erhöhten Effizienz und Zuverlässigkeit, wodurch die Wirtschaftlichkeit der Herstellung von Flüssigerdgas stark verbessert wird.

Bei den Betriebsdrücken und Betriebstemperaturen der vorliegenden Erfindung kann Stahl mit $3\frac{1}{2}$ Gewichtsprozent Nickel in Rohrleitungen und Einrichtungen in den kältesten Betriebsbereichen des Verflüssigungsverfahrens verwendet werden, wohingegen das teurere Neungewichtsprozent-Nickel oder Aluminium für die gleiche Ausrüstung in einem konventionellen LNG-Prozess allgemein erforderlich ist. Dies schafft eine weitere bedeutende Kostenreduktion für das Verfahren dieser Erfindung im Vergleich mit LNG-Prozessen des Standes der Technik.

Die erste Überlegung bei der kältetechnischen Verarbeitung von Erdgas ist die Verunreinigung. Die rohe Erdgas-Zustrommenge, die für das Verfahren dieser Erfindung geeignet ist, kann Erdgas enthalten, das aus einer Rohölquelle (assoziiertes Gas) oder einer Gasquelle (nichtassoziiertes Gas) erhalten wird. Die Zusammensetzung von Erdgas kann stark variieren. Entsprechend der vorliegenden Beschreibung enthält ein Erdgasstrom als eine Hauptkomponente Methan (C_1). Das Erdgas enthält typischerweise auch Ethan (C_2), höhere Kohlenwasserstoffe (C_{3+}) und geringe Mengen von Verunreinigungen wie Wasser, Kohlendioxid, Schwefelwasserstoff, Stickstoff, Butan, Kohlenwasserstoffe von sechs oder mehr Kohlenstoffatomen, Schmutz, Eisensulfid, Wachs und Rohöl. Die Löslichkeiten dieser Verunreinigungen variieren mit der Temperatur, dem Druck und der Zusammensetzung. Bei tiefen Temperaturen können CO_2 , Wasser und andere Verunreinigungen fest werden, was Strömungsdurchgänge in kältetechnischen Wärmetauschern verstopfen kann. Diese potenziellen Schwierigkeiten können umgangen werden, indem solche Verunreinigungen entfernt werden, wenn Bedingun-

gen innerhalb ihrer Festphasen-Temperatur/Druck-Phasengrenzen der reinen Komponente vorhergesagt werden. In der folgenden Beschreibung der Erfindung wird angenommen, dass der Erdgasstrom geeignet behandelt wurde, um Sulfide und Kohlendioxide zu entfernen, und getrocknet wurde, um Wasser zu entfernen, unter Verwendung von konventionellen und bekannten Verfahren zur Erzeugung eines «süßen, trockenen» («sweet/dry») Erdgasstroms. Wenn der Erdgasstrom schwere Kohlenwasserstoffe enthält, welche während der Verflüssigung ausfrieren könnten, oder wenn schwere Kohlenwasserstoffe in dem PLNG nicht erwünscht sind, können die schweren Kohlenwasserstoffe durch einen Fraktionierungsprozess vor der Erzeugung des PLNG entfernt werden, wie unten ausführlicher beschrieben wird.

Ein Vorteil der vorliegenden Erfindung ist, dass die wärmeren Betriebstemperaturen es dem Erdgas gestatten, höhere Konzentrationsniveaus an frierbaren Komponenten zu haben, als dies bei einem konventionellen LNG-Prozess möglich wäre. Zum Beispiel muss in einer konventionellen LNG-Anlage, welche LNG bei -160°C (-256° Fahrenheit) erzeugt, das CO_2 unterhalb von 50 ppm liegen, um Frierprobleme zu vermeiden. Im Gegensatz hierzu, indem die Verfahrenstemperaturen oberhalb von ungefähr -112°C (-170° Fahrenheit) gehalten werden, kann das Erdgas CO_2 bei Mengen von bis zu 1,4 mol% CO_2 bei Temperaturen von -112°C (-170° Fahrenheit) enthalten, und von ungefähr 4,2% bei -95°C (-139° Fahrenheit), ohne dass Frierproblem beim Verflüssigungsverfahren dieser Erfindung verursacht werden.

Zusätzlich müssen moderate Mengen von Stickstoff im Erdgas im Verfahren dieser Erfindung nicht entfernt werden, da der Stickstoff bei den Betriebsdrücken und Betriebstemperaturen der vorliegenden Erfindung in der flüssigen Phase verbleibt mit den verflüssigten Kohlenwasserstoffen. Die Fähigkeit, die Ausrüstung, welche für die Gasbehandlung und Stickstoffabweichung erforderlich ist, zu verringern oder in manchen Fällen wegzulassen, wenn es die Zusammensetzung des Erdgases erlaubt, schafft bedeutende technische und wirtschaftliche Vorteile. Diese und weitere Vorteile der Erfindung werden durch Bezugnahme auf die Figuren besser verständlich.

In Fig. 1 tritt der unter Druck stehende Erdgas-Zustrom 10 vorzugsweise bei einem Druck von oberhalb ungefähr 1,724 kPa (250 psia) in das Verflüssigungsverfahren ein, und noch bevorzugter bei oberhalb ungefähr 4,830 kPa (700 psia), und vorzugsweise bei Temperaturen unterhalb von ungefähr 40°C (104° Fahrenheit); andere Drücke und Temperaturen können jedoch verwendet werden, wenn dies gewünscht wird, und das System kann durch Fachleute unter Berücksichtigung der Lehre dieser Erfindung geeignet modifiziert werden. Wenn der Gasstrom 10 unterhalb von ungefähr 1,724 kPa (250 psia) ist, kann er durch ein geeignetes Kompressionsmittel (nicht abgebildet) unter Druck gesetzt werden, welches einen der mehrere Kompressoren umfassen kann.

Der Zustrom 10 läuft durch eine Reihe von Wärmetauschern, vorzugsweise zwei Wärmetauschern 30 und 31, welche durch einen ersten Kältekreislauf 32 gekühlt werden. Der Kältekreislauf 32 kühlt den

Zustrom 10 in Wärmetauschern 30 und 31 und kühlt ein Kühlmittel in einem zweiten Kältekreislauf 33, der sich stromabwärts im Verflüssigungsverfahren befindet. Der Kältekreislauf 33 kühlt das Erdgas in einer Reihe von Wärmetauschern weiter, vorzugsweise drei Austauschern 37, 38 und 39, wie in Fig. 1 gezeigt. Der Entwurf und Betrieb der Kältekreisläufe 32 und 33 ist dem Fachmann geläufig, und Details über ihren Betrieb finden sich im Stand der Technik. Das Kühlmittel in dem ersten Kältekreislauf 33 ist vorzugsweise Propan, und das Kühlmittel in dem zweiten Kältekreislauf 33 ist vorzugsweise Ethylen. Beispiele von Kaskadenkühlsystemen werden beschrieben in dem US-Patent 3 596 472; Plant Processing of Natural Gas, herausgegeben von dem Petroleum Extension Service, University of Texas at Austin TX (1974); und Harper, E.A. et al., Trouble Free LNG, Chemical Engineering Progress, Band 71, Nr. 11 (1975).

Der verflüssigte Erdgasstrom 19, der den letzten Wärmetauscher 39 verlässt, hat in Übereinstimmung mit der Praxis dieser Erfindung eine Temperatur oberhalb -112°C (-170° Fahrenheit) und einen ausreichenden Druck, damit das Flüssigprodukt an oder unterhalb seines Blasenpunktes ist. Wenn der Druck des Stroms 10 beim Austritt aus der letzten Stufe des zweiten Kältekreislaufes höher ist als der Druck, der erforderlich ist, um den Strom 10 in einer flüssigen Phase zu halten, kann der Strom 10 optional durch ein oder mehrere Expansionsmittel geleitet werden, wie einer hydraulischen Turbine 40, um ein PLNG-Produkt bei einem niedrigeren Druck zu erzeugen, welches aber immer noch eine Temperatur von mehr als ungefähr -112°C (-170° Fahrenheit) und einen Druck hat, der ausreichend ist, damit das flüssige Produkt an oder unterhalb seines Blasenpunktes ist. Das PLNG wird dann an ein geeignetes Transportmittel oder Speichermittel 41 geschickt (Strom 20), wie an eine geeignete Pipeline oder einen geeigneten Träger, wie ein PLNG-Schiff, Tanklastwagen, der Eisenbahnwaggon.

Fig. 2 veranschaulicht eine weitere Ausführung der Erfindung, und in dieser Figur und den in den Fig. 1 und 3 veranschaulichten Ausführungen haben Teile mit gleichen Ziffern die gleichen Verfahrensfunktionen. Der Fachmann erkennt jedoch, dass das Verfahrensgerät bzw. die Verfahrensausrüstung sich in der Grösse und Kapazität zur Verarbeitung unterschiedlicher Fluidströmungsgeschwindigkeiten, Temperaturen und Zusammensetzungen verändern kann. In Fig. 2 tritt ein Erdgas-Zustrom in das System über die Leitung 10 ein und wird durch Wärmetauscher 30 und 31 geleitet, welche durch einen ersten Kältekreislauf 32 gekühlt werden. Der Kältekreislauf 32 kühlt den Zustrom 10 und kühlt ein Kühlmittel in einem zweiten Kältekreislauf 33, welcher sich weiter stromabwärts im Verflüssigungsverfahren befindet.

Nach dem Austritt aus dem letzten Wärmetauscher 31 tritt der Gaszustrom 10 in einen konventionellen Phasenseparator 34. Ein Flüssigkeitsstrom 11 tritt aus dem Boden des Separators aus und wird an einen konventionellen Entmethanisierer 35 geleitet. Der Entmethanisierer erzeugt einen oben liegenden Dampfstrom 12, welcher reich an Methan ist, und einen unteren Flüssigkeitsstrom 13, welcher vornehm-

lich aus Erdgasflüssigkeiten (NGL = natural gas liquids), primär Ethan, Propan, Butan, Pentan und schwereren Kohlenwasserstoffen, besteht. Der Entmethanisierer-Bodenstrom 13 wird an eine konventionelle Fraktionierungsanlage 36 geleitet, deren allgemeiner Betrieb dem Fachmann geläufig ist. Die Fraktionierungsanlage 36 kann eine oder mehrere Fraktionierungskolonnen (in Fig., 2 nicht abgebildet) umfassen, welche den unteren Flüssigkeitsstrom 13 in vorbestimmte Mengen Methan, Propan, Butan, Pentan und Hexan trennen. Diese Flüssigkeiten werden der Fraktionierungsanlage 36 als kondensierte Produkte entnommen, welche in Fig. 2 kollektiv als Strom 14 abgebildet sind. Oben liegende Ströme aus der Fraktionierungsanlage 36 sind reich an Ethan und anderen leichteren Kohlenwasserstoffen. Diese oben liegenden Ströme sind in Fig. 2 kollektiv als Strom 15 abgebildet. Die Fraktionierungsanlage umfasst vorzugsweise mehrfache Fraktionierungskolonnen (nicht abgebildet), wie eine Entethanisierkolonne, welche Ethan produziert, eine Entpropanisierkolonne, welche Propan produziert, und eine Entbutanisierkolonne, welche Butan produziert, welche als Auffüllkühlmittel für das Kaskadenkühlsystem (erste und zweite Kältekreisläufe 32 und 33) oder für irgendein anderes geeignetes Kühlsystem verwendet werden können. Die Kühlmittelauffüllströme sind in Fig. 2 kollektiv durch Leitung 16 veranschaulicht. Obwohl es in Fig. 2 nicht gezeigt ist, wenn der Zustrom 10 hohe Konzentrationen von CO_2 enthält, müssen einer oder mehrere der Kühlmittelauffüllströme behandelt werden, um CO_2 zu entfernen, um potenzielle Verstopfungsprobleme in der Kühlausrüstung zu verhindern. Wenn die CO_2 -Konzentration in dem Zustrom ungefähr 3 Molprozent überschreitet, enthält die Fraktionierungsanlage 36 vorzugsweise ein CO_2 -Entfernungsverfahren.

Der methanreiche Strom 17 aus dem Separator 34, der an Methan reiche Strom 12 aus dem Entmethanisierer 35 und der Strom 15 aus der Fraktionierungsanlage 36 werden kombiniert und als Strom 18 an eine Reihe von Wärmetauschern 37, 38 und 39 geleitet, um das Erdgas zu verflüssigen. Die Kühlung für die Wärmetauscher 37, 38 und 39 wird durch den oben beschriebenen zweiten Kältekreislauf 33 bereitgestellt. Obwohl die Kühlmittel in den ersten und zweiten Kältekreisläufen 32 und 33 in einem System geschlossener Kreisläufe zirkulieren, wenn Kühlmittel durch Lecks dem System verloren gehen, können Auffüllkühlmittel aus der Fraktionierungsanlage 36 (Leitung 16) erhalten werden. In dem in Fig. 2 veranschaulichten Verflüssigungsverfahren sind nur zwei Kreisläufe eines Kaskadensystems erforderlich, um den Erdgasstrom 10 in Übereinstimmung mit der Praxis dieser Erfindung zu kühlen.

Der verflüssigte Erdgasstrom 19, der aus dem letzten Wärmetauscher 39 austritt, wird durch ein oder mehrere Expansionsmittel geleitet, wie eine Hydraulikturbine 40, um ein PLNG-Produkt bei einer Temperatur oberhalb ungefähr -112°C (-170° Fahrenheit) und einem Druck zu erzeugen, der ausreichend ist, damit das Flüssigprodukt an oder unterhalb seines Blasenpunktes liegt. Das PLNG wird dann über Leitung 20 an ein geeignetes Speichermittel 41 geschickt.

Bei der Speicherung, dem Transport und der Verarbeitung von verflüssigtem Gas gibt es eine beträchtliche Menge von «Abkochen» bzw. Abdampfen, wobei der Dampf aus der Verdampfung von verflüssigtem Erdgas resultiert. Diese Erfindung ist besonders gut geeignet zur Verflüssigung von Abkochdampf, der von PLNG erzeugt wird. Der Prozess dieser Erfindung kann optional solchen Abkochdampf wieder verflüssigen. In Fig. 2 kann Abkochdampf über Leitung 21 in den Prozess der Erfindung hineingeführt werden. Optional kann ein Teil des Stroms 21 als Strom 22 entnommen werden und durch einen Wärmetauscher 42 zur Kühlung des Dampfstroms 18 und zur Erwärmung des abgeleiteten Abkochgases gerichtet werden, zur späteren Verwendung als Treibstoff für die Verflüssigungsanlage. Der verbleibende Teil des Stroms 21 wird durch einen konventionellen Kompressor 43 geleitet, um den Abkochdampf auf ungefähr den Druck des Dampfstroms 18 zu komprimieren, und wird dann mit dem Strom 18 kombiniert.

Fig. 3 veranschaulicht eine weitere Ausführung der vorliegenden Erfindung. Der in Fig. 3 veranschaulichte Prozess ist dem in Fig. 2 beschriebenen Prozess ähnlich, ausser dass in Fig. 3 der Strom 18 durch einen Kompressor 44 geleitet wird und der komprimierte Dampfstrom 18 dann durch Wärmetauscher 45 und 46 geleitet wird, welche durch das Kühlmittel des ersten Kältekreislaufes 32 gekühlt werden.

Wie in Fig. 3 gezeigt, kann Abkochgas optional in den Strom 18 eingebracht werden, nachdem der Strom 18 von dem ersten Kältekreislauf 32 gekühlt worden ist, und vor der Kühlung durch den zweiten Kältekreislauf 33. Zumindest ein Teil des Abkochdampfstroms 21 wird durch einen konventionellen Kompressor 43 komprimiert, und das komprimierte Gas (Strom 23) wird durch einen Wärmetauscher 42 gekühlt, welcher durch den Strom 22 gekühlt wird, der dem Strom 21 entnommen wurde. Der Strom 22 kann nach der Erwärmung durch den Wärmetauscher 42 als Treibstoff in der Verflüssigungsanlage verwendet werden.

Obwohl die Fig. 2 und 3 die Einführung des Abkochdampfes in das Verflüssigungsverfahren an einem Punkt nach den Fraktionierungsstufen und vor den Kühlstufen des zweiten Kältekreislaufes zeigen, kann in der Praxis dieser Erfindung der Abkochdampf dem zu verflüssigenden Gasstrom an jedem Punkt im Verfahren von vor dem Austausch 30 bis nach dem Austausch 39 und vor dem Expansionsmittel 40 zugeführt werden.

Diese Erfindung ist nicht auf irgendeine Art von Wärmetauscher beschränkt, aber auf Grund der Wirtschaftlichkeit werden Austauscher mit Plattenrippen und Cold-Box-Wärmetauscher bevorzugt. Vorzugsweise sind bei allen Strömen, welche sowohl flüssige als auch dampfförmige Phasen enthalten, die den Wärmetauschern geschickt werden, sowohl die flüssige als auch die dampfförmige Phase gleichmässig über die Querschnittsfläche der Durchgänge, in die sie eintreten, verteilt. Um dies zu erreichen, wird vorgezogen, Verteilungsapparate für individuelle Dampf- und Flüssigkeitsströme vorzusehen. Separatoren können je nach Erfordernis den mehrphasigen Flussströmen hinzugefügt werden, um die Ströme in flüssige und dampfförmige Ströme aufzuteilen. Solche Separatoren könnten den in den Fig. 2 und 3

veranschaulichten Verfahren vor den Wärmetauschern 38 und 39 hinzugefügt werden.

Beispiel

5 Eine simulierte Massen- und Energiebilanz wurde durchgeführt, um die in den Figuren veranschaulichten Ausführungen zu veranschaulichen, und die Ergebnisse werden in den folgenden Tabellen dargelegt.

10 Die Daten wurden unter Verwendung eines kommerziell verfügbaren Verfahrenssimulationsprogramms mit dem Namen HYSYS™ erhalten, es können jedoch auch andere kommerziell verfügbare Verfahrenssimulationsprogramme verwendet werden, um die Daten zu entwickeln, einschliesslich z.B. HYSIM™, PROII™ und ASPEN PLUS™, welche dem Fachmann alle geläufig sind. Die in der Tabelle 1 präsentierten Daten werden bereitgestellt, um ein besseres Verständnis der in Fig. 1 gezeigten Ausführung zu schaffen, aber die Erfindung sollte nicht so verstanden werden, dass sie unnötigerweise hierauf beschränkt ist. Die Temperaturen und Strömungsgeschwindigkeiten sollten nicht als Beschränkungen der Erfindung angesehen werden, welche hinsichtlich der Temperaturen und Strömungsgeschwindigkeiten im Hinblick auf die vorliegenden Lehren variiert werden kann. In dieser Ausführung ist der erste Kältekreislauf 32 ein Propansystem, und der zweite Kältekreislauf 33 ist ein Ethylensystem.

30 Die Daten in Tabelle 2 werden präsentiert, um ein besseres Verständnis der in Fig. 2 gezeigten Ausführung zu schaffen. In dieser Ausführung ist der erste Kältekreislauf 32 ein Propansystem, und der zweite Kältekreislauf 33 ist ein Ethansystem.

35 Unter Verwendung des grundlegenden Verfahrensströmungsschemas der Fig. 1, und unter Verwendung der gleichen Zustromzusammensetzung und der Temperatur, war die erforderliche installierte Gesamtleistung zur Erzeugung von konventionellem LNG (bei näherungsweise Atmosphärendruck und einer Temperatur von -160°C (-265° Fahrenheit)) mehr als doppelt so gross wie der installierte Gesamtleistungsbedarf bei der Produktion von PLNG unter Verwendung der in Fig. 1 gezeigten Ausführung: 177,927 kW (238,60 hp) zur Erzeugung von LNG gegenüber 75,839 kW (101,700 hp) zur Erzeugung des PLNG. Dieser Vergleich wurde unter Verwendung des HYSYS™-Verfahrenssimulators durchgeführt.

50 Ein Fachmann, insbesondere einer, der von der Lehre dieses Patentes profitiert, wird viele Modifikationen und Variationen der spezifischen Verfahren, welche oben offenbart wurden, erkennen. Zum Beispiel kann eine Vielzahl von Temperaturen und Drücken in Übereinstimmung mit der Erfindung verwendet werden, abhängig von dem Gesamtentwurf des Systems und der Zusammensetzung des Zustromgases. Auch kann der Zustromgas-Kühzug ergänzt oder neu konfiguriert werden, abhängig von den Gesamtentwurfs-Erfordernissen zur Erreichung von optimalen und effizienten Wärmetausch-Erfordernissen. Wie oben beschrieben, sollten die speziell offenbarten Ausführungen und Beispiele nicht zur Beschränkung oder Eingrenzung des Schutzzumfangs der Erfindung verwendet werden, welcher durch die folgenden Ansprüche und ihre Äquivalente definiert wird.

TABELLE 1

| Strom | Phase Dampf(V) /Flüss. (L) | Druck | | Temperatur | | Strömungsgeschw. | | Zusammensetzung, mol% | | | | |
|-------|----------------------------------|-------|------|------------|------|------------------|----------------|-----------------------|----------------|-----------------|-----------------|----------------|
| | | kPa | psia | °C | °F | kgmol/ Std. | lbmol/ Std. | C ₁ | C ₂ | C ₃₊ | CO ₂ | N ₂ |
| 10 | V/L | 5,516 | 800 | 4.4 | 40 | 36,707 | 80,929 | 92.6 | 3.9 | 2.48 | 0.98 | 0.04 |
| 11 | L | 8,378 | 780 | -34.4 | -30 | 1,285 | 2,833 | 38.13 | 9.61 | 50.97 | 1.29 | 0 |
| 12 | V | 5,364 | 778 | -34.4 | -30 | 473 | 1,043 | 94.6 | 3.69 | 0.73 | 0.97 | 0.01 |
| 13 | L | 5,378 | 780 | 187.8 | 370 | 817 | 1,801 | 5.43 | 13.04 | 80.05 | 1.48 | 0 |
| 14 | L | 138 | 20 | 26.7 | 80 | 553 | 1,219 | 0 | 0 | 100 | 0 | 0 |
| 15 | V/L | 5,295 | 768 | 71.7 | 161 | 224 | 494 | 19.54 | 46.61 | 33.85 | 0 | 0 |
| 16 | L | 3,378 | 490 | 13.3 | 56 | 25 | 55 | 0 | 2.73 | 97.26 | 0.01 | 0 |
| 17 | V | 5,378 | 780 | -34.4 | -30 | 35,422 | 78,096 | 94.58 | 3.69 | 0.72 | 0.97 | 0.04 |
| 18 | V | 5,295 | 768 | -29.4 | -21 | 36,120 | 79,634 | 94.11 | 3.96 | 0.93 | 0.96 | 0.04 |
| 19 | L | 5,019 | 728 | -92.8 | -135 | 37,469 | 82,609 | 94.29 | 3.84 | 0.89 | 0.94 | 0.04 |
| 20 | L | 2,861 | 415 | -95.6 | -140 | 37,469 | 82,609 | 94.29 | 3.84 | 0.89 | 0.94 | 0.04 |
| 21 | V | 2,827 | 410 | -90.0 | -130 | 2,724 | 6,007 | 99.11 | 0.46 | 0.01 | 0.28 | 0.14 |
| 22 | V | 2,827 | 410 | -90.0 | -130 | 1,375 | 3,031 | 99.11 | 0.46 | 0.01 | 0.28 | 0.14 |

TABELLE 1, cont.

| Leistung | | |
|--------------------|----------------|----------------|
| | Leistung hp | Leistung kW |
| Kompressoren | | |
| 32, Stufe 1 | 18,000 | 13,423 |
| 32, Stufe 2 | 35,400 | 26,398 |
| 33, Stufe 1 | 3,300 | 2,461 |
| 33, Stufe 2 | 14,300 | 10,664 |
| 33, Stufe 3 | 29,000 | 21,626 |
| 43 | 450 | 336 |
| 36 | 60 | 45 |
| Expansion | | |
| 40 | -1,200 | -895 |
| Pumpe | | |
| 36 | 30 | 22 |
| Netto-Leist. inst. | 99,300 | 74,049 |
| Gesamt inst. | 101,700 | 75,839 |

TABELLE 2

| Strom | Phase Dampf(V) /Flüs. (L) | Druck | | Temperatur | | Strömungsgeschw. | | Zusammensetzung, mol% | | | | |
|-------|---------------------------------|--------|-------|------------|--------|------------------|----------------|-----------------------|----------------|-----------------|-----------------|----------------|
| | | kPa | psia | °C | °F | kgmol/ Std. | lbmol/ Std. | C ₁ | C ₂ | C ₃₊ | CO ₂ | N ₂ |
| 10 | V/L | 5,516 | 800 | 4.4 | 40.0 | 36,707 | 80,929 | 92.6 | 3.9 | 2.48 | 0.98 | 0.04 |
| 11 | L | 5,378 | 780 | -34.4 | -30.0 | 1,285 | 2,833 | 38.13 | 9.61 | 50.97 | 1.29 | 0 |
| 12 | V | 5,364 | 778 | -34.4 | -30.0 | 498 | 1,098 | 94.61 | 3.69 | 0.72 | 0.97 | 0.01 |
| 13 | L | 5,378 | 780 | 220.0 | 428.0 | 787 | 1,735 | 2.35 | 13.36 | 82.8 | 1.49 | 0 |
| 14 | L | 138 | 20 | 26.7 | 80.0 | 553 | 1,219 | 0 | 0 | 100 | 0 | 0 |
| 15 | V/L | 5,295 | 768 | 73.9 | 165.0 | 194 | 428 | 8.57 | 47.09 | 38.91 | 5.43 | 0 |
| 16 | L | 3,378 | 490 | 13.3 | 56.0 | 40 | 88 | 4.52 | 32.87 | 62.6 | 0.01 | 0 |
| 17 | V | 5,378 | 780 | -34.4 | -30.0 | 35,422 | 78,096 | 94.58 | 3.69 | 0.72 | 0.97 | 0.04 |
| 18 | V | 5,295 | 768 | -33.3 | -28.0 | 36,115 | 79,623 | 94.11 | 3.93 | 0.93 | 0.99 | 0.04 |
| 19 | L | 9,997 | 1,450 | -87.8 | -126.0 | 37,554 | 82,796 | 94.31 | 3.79 | 0.89 | 0.97 | 0.04 |
| 20 | L | 2,861 | 415 | 95.6 | -140.0 | 37,554 | 82,796 | 94.31 | 3.79 | 0.89 | 0.97 | 0.04 |
| 21 | V | 2,827 | 410 | -90.0 | -130.0 | 2,724 | 6,007 | 99.11 | 0.46 | 0.01 | 0.28 | 0.14 |
| 22 | V | 2,827 | 410 | -90.0 | -130.0 | 1,285 | 2,833 | 99.11 | 0.46 | 0.01 | 0.28 | 0.14 |
| 23 | V | 10,273 | 1,490 | -3.3 | 26.0 | 1,439 | 3,173 | 99.11 | 0.46 | 0.01 | 0.28 | 0.14 |

TABELLE 2, cont.

Leistung

| | Leistung hp | Leistung kW |
|---------------------|----------------|----------------|
| Kompressoren | | |
| 32, Stufe 1 | 15,800 | 11,782 |
| 32, Stufe 2 | 35,100 | 26,174 |
| 33, Stufe 1 | 1,400 | 1,044 |
| 33, Stufe 2 | 7,600 | 5,667 |
| 33, Stufe 3 | 14,800 | 11,037 |
| 43 | 1,100 | 820 |
| 44 | 18,200 | 13,572 |
| 36 | 30 | 22 |
| Expansion | | 0 |
| 40 | -3,900 | -2,908 |
| Pumpe | | 0 |
| 36 | 30 | 22 |
| Netto-Leist. inst. | 90,200 | 67,263 |
| Gesamt inst. | 98,000 | 73,080 |

Patentansprüche

1. Verfahren zur Verflüssigung eines unter Druck stehenden, methanreichen Gasstroms (10), umfassend die Schritte:

a) Einführung des Gasstroms in einen Wärmetausch-Kontakt mit einem ersten Kältekreislauf (32), der zumindest eine Kühlstufe (30) umfasst, wodurch die Temperatur des Gasstroms durch Wärmetausch mit einem ersten Anteil eines ersten Kühlmittels verringert wird, um einen gekühlten Gasstrom zu produzieren;

b) Einführung des gekühlten Gasstroms (18) in einen Wärmetausch-Kontakt mit einem zweiten Kältekreislauf (33), der zumindest eine Kühlstufe umfasst, wodurch die Temperatur des gekühlten Gasstroms weiter verringert wird durch Wärmetausch mit einem zweiten Kühlmittel, um einen verflüssigten, methanreichen Strom (19) zu produzieren, der eine Temperatur über -112°C entsprechend -170°F aufweist, wobei das zweite Kühlmittel einen Siedepunkt hat, der niedriger ist als der Siedepunkt des ersten Kühlmittels, und das zweite Kühlmittel teilweise gekühlt und kondensiert wird durch Wärmetausch mit einem zweiten Abschnitt des ersten Kühlmittels, und

c) Einführung des verflüssigten Stroms in ein Speichermittel (41), bei einer Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F und einem Druck, der genügt, dass sich der verflüssigte Strom bei oder unterhalb seines Blasenpunkts befindet.

2. Verfahren nach Anspruch 1, ferner umfassend, dass dem Verfahren Abkochdampf (21) zugeführt wird, der aus der Verdampfung von verflüssigtem Erdgas resultiert, welches eine Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F hat, wobei der Abkochdampf zumindest teilweise von dem Verflüssigungsverfahren verflüssigt wird.

3. Verfahren nach Anspruch 2, ferner umfassend eine Separierung des Abkochdampfes (21) in einen ersten Strom und einen zweiten Strom, ein Komprimieren (43) des ersten Stroms und ein Leiten des komprimierten ersten Stroms an den Verflüssigungsverfahren vor der letzten Kühlstufe des zweiten Kältekreislaufes (33), wobei der zweite Strom an einen Wärmetauscher (42) geleitet wird, um den zweiten Abkochstrom zu erwärmen und den Erdgasstrom (18) zu kühlen, unter Verwendung des erwärmten zweiten Abkochstroms als Brennstoff.

4. Verfahren nach Anspruch 2, ferner umfassend eine Separierung des Abkochdampfes (21) in einen ersten Strom und einen zweiten Strom, einer Komprimierung (43) des ersten Stroms und ein Leiten des komprimierten ersten Stroms an einen Wärmetauscher (42), das Leiten des zweiten Stroms durch den Wärmetauscher, um den zweiten Strom zu erwärmen und den komprimierten ersten Strom zu kühlen, und ein Einführen des gekühlten, komprimierten ersten Stroms in den Erdgasstrom (18) vor zumindest der letzten Stufe des zweiten Kältekreislaufes (33).

5. Verfahren nach Anspruch 1, wobei der Gasstrom Methan und Kohlenwasserstoffkomponenten, welche schwerer als Methan sind, enthält, wobei das Verfahren ferner eine Entfernung einer vorherrschenden Menge der schwereren Kohlenwasserstoffe um-

fasst, um einen Dampfstrom (12) zu erzeugen, der reich an Methan ist, und einen Flüssigkeitsstrom (13), der reich an schwereren Kohlenwasserstoffen ist, wobei der Dampfstrom dann durch das Verfahren des Anspruchs 1 verflüssigt wird.

6. Verfahren nach Anspruch 5, wobei der an schwereren Kohlenwasserstoffen reiche Flüssigkeitsstrom weiterhin fraktioniert (36) wird, wodurch ein an Ethan reicher Dampf erzeugt wird, welcher mit dem methanreichen Strom (18) des Anspruchs 1 kombiniert wird.

7. Verfahren nach Anspruch 1, wobei der Gasstrom (10) Methan und Kohlenwasserstoffkomponenten enthält, die schwerer als Methan sind, wobei das Verfahren ferner nach dem Schritt a die zusätzlichen Schritte der Entfernung eines Hauptteils der schwereren Kohlenwasserstoffe umfasst (36), um einen Dampfstrom (15) zu erzeugen, der im Wesentlichen frei ist von Kohlenwasserstoffen, die drei oder mehr Kohlenstoffatome haben, der Kompression (44) des Dampfstroms (18), der erneuten Kühlung (45, 46) des Dampfstroms in zumindest einer Kühlstufe mit einem dritten Anteil des Kühlmittels des ersten Kältekreislaufes (32), und danach der Fortsetzung mit Schritt b des Anspruchs 1.

8. Verfahren nach Anspruch 1, wobei der unter Druck stehende, methanreiche Gasstrom einen Druck oberhalb von 3,103 kPa entsprechend 450 psia hat.

9. Verfahren zur Verflüssigung eines Erdgas-Stroms (10), welcher die Schritte umfasst:

a) Kühlen des Erdgasstroms durch einen oder mehrere Wärmetauscher (30, 31) mittels eines ersten Kältekreislaufes (32) eines Kaskadenkühlsystems, das zwei Kreisläufe (32, 33) hat;

b) Leiten des gekühlten Erdgases an einen Phasenseparator (34), um einen ersten Dampfstrom (17) und einen Flüssigkeitsstrom (11) zu erzeugen;

c) Leiten des flüssigen Erdgasstroms (11) an einen Entmethanisierer (35), um einen zweiten Dampfstrom (12) und einen zweiten Flüssigkeitsstrom (13) zu erzeugen;

d) Leiten des zweiten Flüssigkeitsstroms (13) an eine Fraktionierungsanlage (36), um ein kondensiertes Produkt (14), Auffüllkühlmittel (16) und einen dritten Dampfstrom (15) zu erzeugen;

e) Kombinieren des ersten Dampfstroms (17), des zweiten Dampfstroms (12) und des dritten Dampfstroms (15), und Leiten des kombinierten Dampfstroms an einen oder mehrere Wärmetauscher (37), die von einem zweiten Kältekreislauf (33) des Kaskadenkühlsystems gekühlt werden, um den kombinierten Dampfstrom zumindest teilweise zu verflüssigen; und

f) Leiten des kombinierten Dampfstroms des Schrittes e) an ein Expansionsmittel (40), um verflüssigtes Erdgas (20) zu erzeugen, das eine Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F und einen Druck hat, der ausreichend ist, damit das Flüssigprodukt an oder unterhalb seines Blasenpunktes liegt.

10. Verfahren zur Verflüssigung eines unter Druck stehenden, methanreichen Gasstroms (10), umfassend die Schritte:

a) Einführung des Gasstroms in einen Wärmetauschkontakt mit einem ersten Kältekreislauf (32),

der zumindest eine Kühlstufe (3 6) aufweist, wodurch die Temperatur des Gasstroms durch Wärmetausch mit einem ersten Anteil eines ersten Kühlmittels verringert wird, um einen gekühlten Gasstrom zu produzieren;

b) Einführung des gekühlten Gasstroms (18) in einen Wärmetauschkontakt mit einem zweiten Wärmetauschkontakt (33) mit einem zweiten Kältekreislauf, der zumindest eine Kühlstufe umfasst, wodurch die Temperatur des gekühlten Gasstroms durch Wärmetausch mit dem zweiten Kühlmittel weiter verringert wird, womit mindestens ein Anteil des Gasstromes kondensiert wird, um einen methanreichen Gasstrom (19) zu erzeugen, der eine Temperatur oberhalb -112°C aufweist, welches zweite Kühlmittel einen Siedepunkt aufweist, der tiefer als der Siedepunkt des ersten Kühlmittels ist, und das zweite Kühlmittel durch Wärmetausch mit einem zweiten Anteil des ersten Kühlmittels teilweise gekühlt und kondensiert wird; und

c) Einführen des verflüssigten Stromes in ein Transportmittel bei einer Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F und einen Druck, der genügend ist, dass der verflüssigte Strom bei oder unterhalb seines Blasenpunktes ist.

11. Verfahren nach Anspruch 10, dadurch gekennzeichnet, dass als zusätzlicher Schritt der verflüssigte Anteil des nach Schritt b) erzeugten Gasstroms expandiert (40) wird, um die Temperatur und den Druck des verflüssigten Anteils abzusenken.

12. Verfahren zur Verflüssigung eines unter Druck stehenden, methanreichen Gasstroms (10), umfassend die Schritte:

a) Einführung des Gasstroms in einen Wärmetauschkontakt mit einem ersten Kältekreislauf (32), der zumindest eine Kühlstufe (30) umfasst, wodurch die Temperatur des Gasstromes durch Wärmetausch mit einem ersten Anteil eines ersten Kühlmittels verringert wird, um einen gekühlten Gasstrom zu produzieren;

b) Einführung des gekühlten Gasstromes in einen Wärmetausch-Kontakt mit einem zweiten Kältekreislauf (33), der zumindest eine zweite Kühlstufe umfasst, wodurch die Temperatur des gekühlten Gasstroms weiter verringert wird durch Wärmetausch mit einem zweiten Kühlmittel, welches zweite Kühlmittel einen Siedepunkt aufweist, der tiefer als der Siedepunkt des ersten Kühlmittels ist, und das zweite Kühlmittel durch Wärmetausch mit einem zweiten Anteil des ersten Kühlmittels teilweise gekühlt und kondensiert wird;

c) Expandieren (40) des nach Schritt (b) gekühlten Gasstroms, um einen Flüssigkeitsstrom (20) mit einer Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F und einem Druck zu erzeugen, der genügt, dass der verflüssigte Gasstrom bei oder unterhalb seines Blasenpunktes ist; und

d) Einführen des verflüssigten Stromes in ein Speicher- oder Transportmittel (41) bei einer Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F .

13. Verfahren nach Anspruch 12, dadurch gekennzeichnet, dass dem Verfahren Abkochdampf (21) zugeführt wird, der aus der Verdampfung von verflüssigtem Erdgas resultiert, welches eine Temperatur oberhalb -112°C entsprechend -170°F hat, welcher

Abkochdampf mindestens zum Teil durch das Verflüssigungsverfahren verflüssigt wird.

14. Verfahren nach Anspruch 13, weiter gekennzeichnet, dass der Abkochdampf (21) in einen ersten Strom und einen zweiten Strom aufgeteilt wird, dass der erste Strom komprimiert (43) wird und der komprimierte erste Strom dem Verflüssigungsverfahren vor der letzten Kühlstufe des zweiten Kältekreislaufes (33) zugeführt wird, welcher zweite Strom einem Wärmetauscher (42) zugeführt wird, um den zweiten Abkochstrom zu erwärmen und den Erdgasstrom (18) abzukühlen, und der erwärmte Abkochstrom als Brennstoff verwendet wird.

15. Verfahren nach Anspruch 14, dadurch gekennzeichnet, dass der Abkochdampf (20) in einen ersten Strom und einen zweiten Strom aufgeteilt wird und der verdichtete (43) erste Strom durch einen Wärmetauscher (42) geführt wird, dass der zweite Strom durch den Wärmetauscher geführt wird um den zweiten Strom zu erwärmen und den ersten verdichteten Strom zu kühlen, und den gekühlten verdichteten ersten Strom dem Erdgas mindestens vor der letzten Stufe des zweiten Kältekreislaufes (33) zugeführt wird.

16. Verfahren nach Anspruch 12, wobei der Gasstrom (10) Methan und Kohlenwasserstoffe enthält, dadurch gekennzeichnet, dass weiter ein Hauptteil der schwereren Kohlenwasserstoffe entfernt wird, um einen methanreichen Gasstrom (12) und einen Flüssigkeitsstrom (13) zu erzeugen, der reich an den schweren Kohlenwasserstoffen ist, und danach der Hauptstrom durch das Verfahren nach Anspruch 12 verflüssigt wird.

17. Verfahren nach Anspruch 16, dadurch gekennzeichnet, dass der Flüssigkeitsstrom (13), der reich an den schweren Kohlenwasserstoffen ist, weiter fraktioniert (36) wird, um einen Dampf zu erzeugen, der reich an Ethan ist, der mit dem methanreichen Strom nach Anspruch 14 kombiniert wird.

18. Verfahren nach Anspruch 12, wobei der Gasstrom (10) Methan und Kohlenwasserstoffkomponenten enthält, die schwerer als Methan sind, weiter gekennzeichnet durch nach dem Schritt a) die zusätzlichen Schritte vom Entfernen eines hauptsächlichlichen Anteils der schwereren Kohlenwasserstoffe um einen Gasstrom (15) zu erzeugen (36), der weit gehend frei von Kohlenwasserstoffen mit drei oder mehr Kohlenstoffatomen ist, der Dampfstrom verdichtet (44) wird, der Gasstrom in mindestens einer Kühlstufe mit einem dritten Anteil des Kühlmittels des ersten Kältekreislaufes (32) wieder gekühlt (45, 46) wird, und danach mit Schritt b) nach Anspruch 12 weiter vorgegangen wird.

19. Verfahren nach Anspruch 12, dadurch gekennzeichnet, dass der verdichtete methanreiche Gasstrom einen Druck oberhalb 3103 kPa entsprechend 450 psia aufweist.

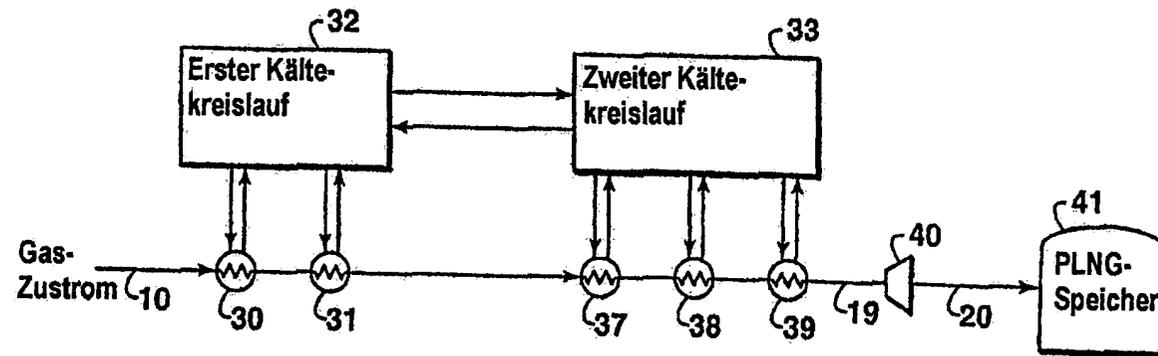


FIG. 1

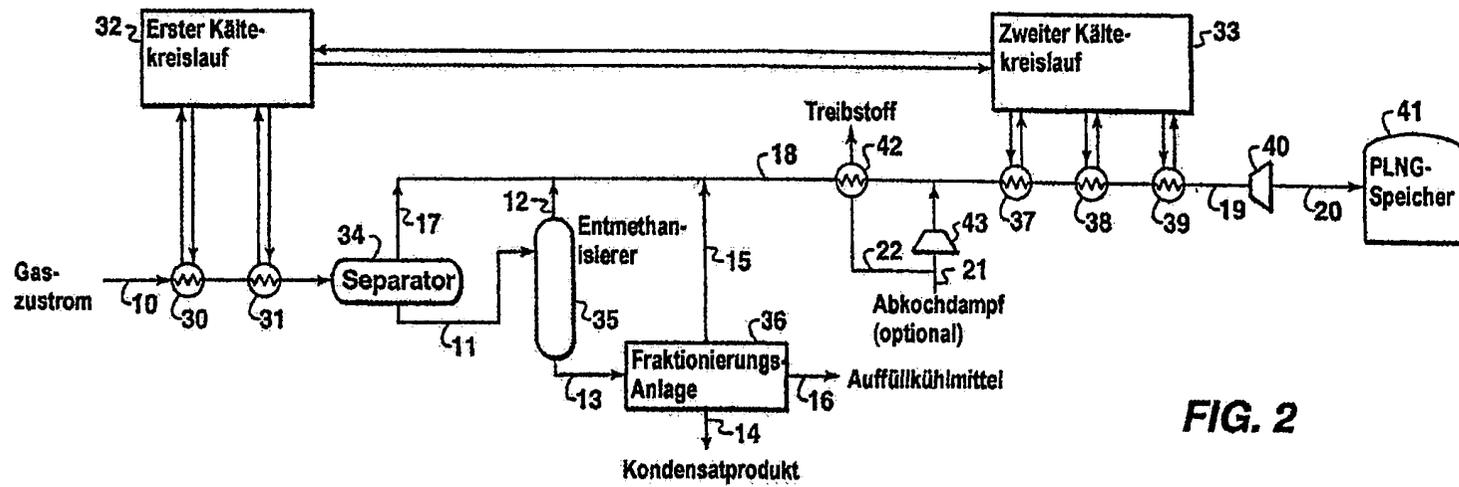


FIG. 2

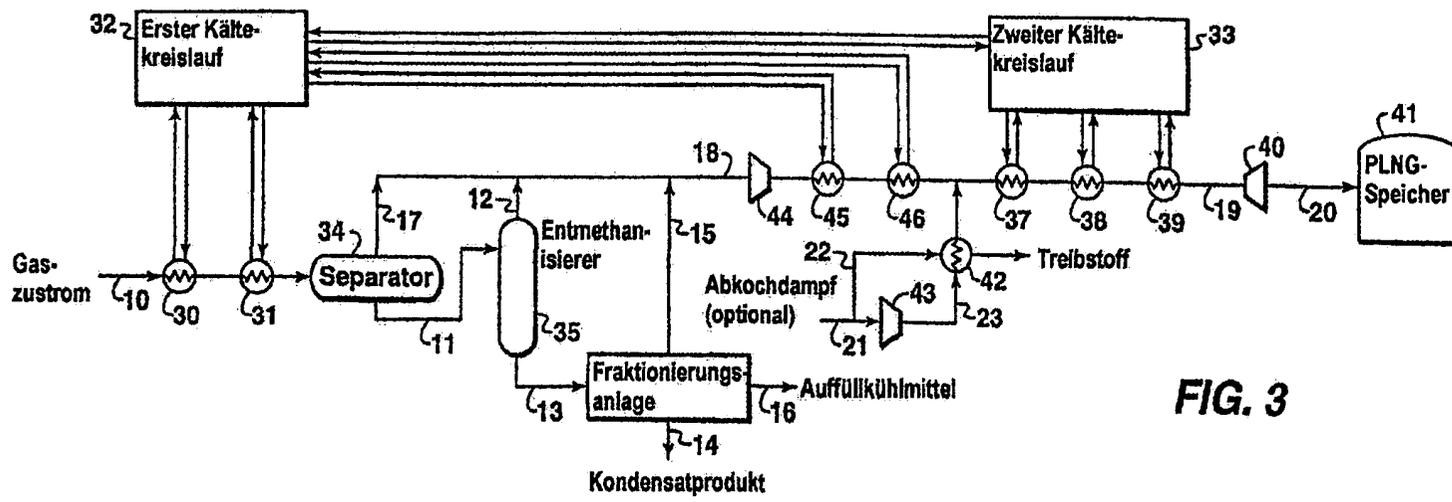


FIG. 3