

(12) 特許協力条約に基づいて公開された国際出願

(19) 世界知的所有権機関
国際事務局

(43) 国際公開日
2015 年 7 月 2 日(02.07.2015)



(10) 国際公開番号

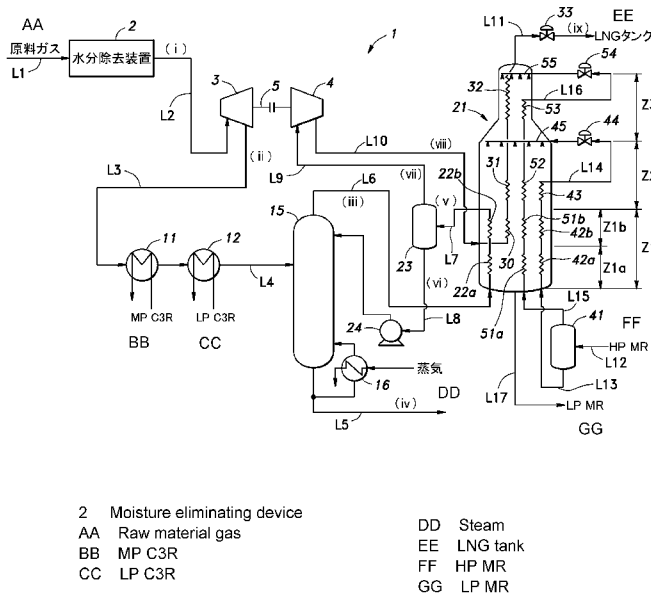
WO 2015/098124 A1

- (51) 国際特許分類:
F25J 1/00 (2006.01) F25J 3/06 (2006.01)
F25J 3/02 (2006.01) F25J 5/00 (2006.01)
- (21) 国際出願番号: PCT/JP2014/006501
- (22) 国際出願日: 2014 年 12 月 26 日(26.12.2014)
- (25) 国際出願の言語: 日本語
- (26) 国際公開の言語: 日本語
- (30) 優先権データ:
特願 2013-270011 2013 年 12 月 26 日(26.12.2013) JP
特願 2014-050786 2014 年 3 月 13 日(13.03.2014) JP
- (71) 出願人: 千代田化工建設株式会社 (CHIYODA CORPORATION) [JP/JP]; 〒2208765 神奈川県横浜市西区みなとみらい四丁目 6 番 2 号 Kanagawa (JP).
- (72) 発明者: 吉川 喜次 (KIKKAWA, Yoshitsugi); 〒2208765 神奈川県横浜市西区みなとみらい四丁目 6 番 2 号 千代田化工建設株式会社内 Kanagawa (JP). 酒井 功一郎 (SAKAI, Koichiro); 〒2208765 神奈川県横浜市西区みなとみらい四丁目 6 番 2 号 千代田化工建設株式会社内 Kanagawa (JP).
- (74) 代理人: 特許業務法人 大島特許事務所 (OSHIMA & PARTNERS); 〒1010051 東京都千代田区神田神保町 2-20 Tokyo (JP).
- (81) 指定国 (表示のない限り、全ての種類の国内保護が可能): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, KE, KG, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.
- (84) 指定国 (表示のない限り、全ての種類の広域保護が可能): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), ユーロパ (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), ユーロパ (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

[続葉有]

(54) Title: NATURAL GAS LIQUEFYING SYSTEM AND LIQUEFYING METHOD

(54) 発明の名称: 天然ガスの液化システム及び液化方法



(57) Abstract: [Problem] To use the motive power generated in an expander by means of the expansion of a raw material gas to increase the discharge pressure of a compressor, and to decrease the cooling power required of a cooler. [Solution] A natural gas liquefying system (1) that is characterized by being provided with: a first expander (3) that generates motive power by expanding a raw material gas that is a natural gas obtained by pressurization; first coolers (11, 12) that cool the raw material gas that is decompressed by expansion in the first expander; a distilling device (15) that distills the raw material gas that is cooled by the first coolers and thereby reduces or eliminates the heavy components of the raw material gas; a first compressor (4) that uses the motive force generated in the first expander to compress the raw material gas from which the heavy components are reduced or eliminated in the distilling device; and a liquefying device (21) that liquefies, by means of a heat exchange with a coolant, the raw material gas that is compressed by the first compressor.

(57) 要約: 【課題】原料ガスの膨張によって膨張機で発生した動力を利用して圧縮機の吐出圧を増大させると共に、冷却器に要求される冷却能を低減する。【解決手段】天然ガスの液化システム 1 が、加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによって動力を発生

させる第 1 膨張機 3 と、第 1 膨張機における膨張によって減圧された原料ガスを冷却する第 1 冷却器 11、12 と、第 1 冷却器によって冷却された原料ガスを蒸留することにより、原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留装置 15 と、第 1 膨張機において発生した動力を利用することにより、蒸留装置において重質分が低減または除去された原料ガスを圧縮する第 1 圧縮機 4 と、第 1 圧縮機によって圧縮された原料ガスを冷媒との熱交換によって液化する液化装置 21 とを備えたことを特徴とする。

WO 2015/098124 A1

添付公開書類:

— 国際調査報告 (条約第 21 条(3))

明 細 書

発明の名称：天然ガスの液化システム及び液化方法

技術分野

[0001] 本発明は、天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化システム及び液化方法に関する。

背景技術

[0002] ガス田等から採取される天然ガスは、液化基地などにおいて液化されることにより、LNG（液化天然ガス）として貯蔵や輸送が行われる。約-162℃まで冷却されたLNGは、天然ガス（気体）に比べて容積が大幅に低減され、また高圧で貯蔵する必要がないなどの利点がある。一般に、天然ガスの液化処理では、原料ガスに含まれる水分、酸性ガス成分、及び水銀等の不純物が予め除去され、更に、比較的凝固点の高い重質分（ベンゼン、ペンタン以上のC5+炭化水素など）が除去された後、原料ガスが液化される。

[0003] 従来、天然ガスを液化する手段として、膨張弁またはタービンによる膨張や、低沸点の冷媒（メタン、エタン、及びプロパン等の軽質炭化水素を含む）による熱交換等を利用した数多くの技術が開発されている。例えば、不純物が予め除去された原料ガスを冷却する冷却器と、この冷却器によって冷却された原料ガスを等エントロピー膨張させる膨張機と、この膨張機によって減圧された原料ガスをメタン及び重質分の臨界圧力以下で蒸留する蒸留装置と、膨張機と共通のシャフトを設けることにより、膨張機で発生する膨張の力を動力源として蒸留装置からの留出ガスを圧縮する圧縮機と、圧縮機によって圧縮された留出ガスを混合冷媒との熱交換によって液化する液化装置（主熱交換器）とを備えた天然ガスの液化システムが知られている（特許文献1参照）。

先行技術文献

特許文献

[0004] 特許文献1：米国特許第4 0 6 5 2 7 8号明細書

発明の概要

発明が解決しようとする課題

- [0005] ところで、上記特許文献 1 に記載のような従来の天然ガスの液化システムでは、液化装置（主熱交換器）の負荷を軽減して液化処理の効率を高めるために、圧縮機の吐出圧をより高める（すなわち、液化装置に導入される原料ガスの圧力を高める）ことが望ましい。
- [0006] 一方、圧縮機の吐出圧を高めるには、より大きな動力が必要となるが、上記従来技術では、冷却器によって冷却された原料ガスを膨張機で膨張させる構成であるため、膨張機で発生する動力は比較的小さく、その動力を利用して圧縮機の吐出圧を高めることは難しいという問題がある。
- [0007] また、上記従来技術では、原料ガスを膨張機で膨張させる前に冷却器による冷却を実施するため、冷却器に要求される冷却能は比較的大きくなり、冷却用の設備コストや運転コストが嵩むという問題もある。
- [0008] さらに、上記従来技術では、冷却器による原料ガスの冷却により原料ガス中に凝縮成分が生じるため、冷却器からの原料ガスを膨張機に導入する前に、原料ガス中の凝縮成分を分離（除去）するための気液分離槽を設ける必要が生じ得る。そのうえ、圧縮機からの原料ガスの温度が上昇するため、液化装置の中間部入口の温度と冷媒との温度差が大きくなり、冷却器に要求される冷却能を増加せしめることになる。
- [0009] 本発明は、このような従来技術の課題を鑑みて案出されたものであり、原料ガスの膨張によって膨張機で発生した動力を利用して圧縮機の吐出圧を増大させると共に、冷却器に要求される冷却能を低減することを可能とする天然ガスの液化システム及び液化方法を提供することを主目的とする。

課題を解決するための手段

- [0010] 本発明の第 1 の側面では、天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化システム（1）であって、加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによって動力を発生させる第 1 膨張機（3）と、前記第 1 膨張機における膨張によって減圧された前記原料ガスを冷却する第

1 冷却器（11、12）と、前記第1冷却器によって冷却された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留装置（15）と、前記第1膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスを圧縮する第1圧縮機（4）と、前記第1圧縮機によって圧縮された前記原料ガスを冷媒との熱交換によって液化する液化装置（21）とを備えたことを特徴とする。

[0011] この第1の側面による天然ガスの液化システムでは、第1冷却器によって冷却される前の原料ガスの膨張によって第1膨張機で発生した動力を利用して第1圧縮機の吐出圧を増大させると共に、第1冷却器に要求される冷却能力を低減することが可能となる。

[0012] 本発明の第2の側面では、前記第1圧縮機と前記液化装置との間に配置され、前記第1圧縮機によって圧縮された前記原料ガスを冷却する第2冷却器（85）を更に備えたことを特徴とする。

[0013] この第2の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの圧力を増大させることにより、原料ガスの温度レベルが適切な範囲を超えた場合でも、第2冷却器での冷却により、原料ガスの温度レベルを液化装置における導入位置の温度レベルに近づけるように調節することができ、その結果、液化装置の負荷を軽減すると共に、液化処理の効率を高めることができる。

[0014] 本発明の第3の側面では、前記液化装置は、スプール巻き型熱交換器からなり、前記第1圧縮機から送出された前記原料ガスは、前記スプール巻き型熱交換器に対し、当該スプール巻き型熱交換器内の高温側に位置する暖温領域（Z1）に導入されることを特徴とする。

[0015] この第3の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機の吐出圧の増大に伴って原料ガスの温度が増大した場合に、スプール巻き型熱交換器の暖温領域（Z1）側から原料ガスを導入して、原料ガスの温度レベルと液化装置内の温度レベルとを近づけることにより、液化装置の負荷を軽減する

と共に、液化処理の効率を高めることができる。

[0016] 本発明の第４の側面では、前記第１圧縮機と前記液化装置との間に配置され、前記第１圧縮機から送出された前記原料ガスを昇圧する外部からの電力によって駆動される第２圧縮機（７５）を更に備えたことを特徴とする。

[0017] この第４の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの圧力を一層増大させることができ、液化装置における液化処理の効率を向上させることができる。

[0018] 本発明の第５の側面では、外部からの電力によって駆動され、前記液化装置に導入される前記原料ガスの圧力値に基づき駆動制御される第１モータ（８１）を更に備え、前記第２圧縮機は、前記第１モータによって駆動されることを特徴とする。

[0019] この第５の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの圧力を安定的に増大させることができ、これにより、原料ガスの温度も適切な範囲に安定的に維持され、液化装置における液化処理を効率的かつ安定的に行うことが可能となる。

[0020] 本発明の第６の側面では、前記第２圧縮機と前記液化装置との間に配置され、前記原料ガスを冷却する第２冷却器（８５）を更に備えたことを特徴とする。

[0021] この第６の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの圧力を増大させることにより、原料ガスの温度レベルが適切な範囲を超えた場合でも、第２冷却器での冷却により、原料ガスの温度レベルを液化装置における導入位置の温度レベルに近づけるように調節することができ、その結果、液化装置の負荷を軽減すると共に、液化処理の効率を高めることができる。

[0022] 本発明の第７の側面では、前記第１膨張機において発生した動力を電力に変換する発電装置（８７）と、前記第１圧縮機を駆動する第２モータ（８４）とを更に備え、前記第２モータは、前記発電装置からの電力を利用して駆動されることを特徴とする。

[0023] この第7の側面による天然ガスの液化システムでは、第1膨張機と第1圧縮機とが電氣的に接続されるため、第1膨張機で発生した動力を利用して第1圧縮機の吐出圧を増大させることが可能になると共に、第1膨張機と第1圧縮機とが機械的に接続された場合と比べて互いの起動時等における動作の自由度が高まる。

[0024] 本発明の第8の側面では、前記第1膨張機と前記第1圧縮機とを機械的に連結し、外部からの電力供給を受ける第2モータ（84）を更に備え、前記第1圧縮機は、前記第1膨張機において発生した動力と、前記第2モータの動力とを利用することにより、前記原料ガスを圧縮することを特徴とする。

[0025] この第8の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機において、第1膨張機で発生した動力を補うように第2モータの動力を利用することで、第1圧縮機の吐出圧を効率的かつ安定的に増大させることが可能となる。

[0026] 本発明の第9の側面では、前記第1圧縮機には、前記蒸留装置において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスが直接導入され、前記第1圧縮機において圧縮された前記原料ガスが前記液化装置を介して導入される第1気液分離槽（23）を備え、前記第1気液分離槽において分離された前記原料ガスの気相成分は、前記液化装置に再び導入される一方、前記原料ガスの液相成分は、前記蒸留装置に環流されることを特徴とする。

[0027] この第9の側面による天然ガスの液化システムでは、第1気液分離槽から蒸留装置への環流にポンプ等を設ける必要がなくなり、設備を簡略化できる。

[0028] 本発明の第10の側面では、前記第1圧縮機と前記第1気液分離槽との間に配置され、前記原料ガスを冷却する第2冷却器（85）を更に備えたことを特徴とする。

[0029] この第10の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機で圧縮された原料ガスの温度レベルが目標範囲を超える場合でも、第2冷却器での冷却により、原料ガスの温度レベルを液化装置における導入位置の温度レベ

ルに近づけるように調節することができ、その結果、液化装置の負荷を軽減すると共に、液化処理の効率を高めることができる。

[0030] 本発明の第11の側面では、前記第1膨張機(3a)と前記蒸留装置との間に配置され、前記原料ガスを膨張させることによって動力を発生させる第2膨張機(3b)と、前記蒸留装置と前記第1圧縮機(4a)との間に配置され、第2膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置によって蒸留された前記原料ガスを圧縮する第3圧縮機(4b)とを更に備えたことを特徴とする。

[0031] この第11の側面による天然ガスの液化システムでは、第1及び第2膨張機を用いて原料ガスを効果的に膨張させることにより、第1冷却器に必要な冷却能を低減することが可能となると共に、また、第1及び第2膨張機で発生した動力を利用する第1及び第3圧縮機を用いることにより、液化装置に導入する原料ガスの圧力を効果的に増大させることが可能となる。

[0032] 本発明の第12の側面では、前記第1膨張機と並列に配置され、前記原料ガスを膨張させることによって動力を発生させる第2膨張機(3b)と、前記蒸留装置と前記第1圧縮機との間に配置され、第2膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置によって蒸留された前記原料ガスを圧縮する第3圧縮機(4b)とを更に備えたことを特徴とする。

[0033] この第12の側面による天然ガスの液化システムでは、液化システムに導入される原料ガスの容量が増大した場合でも、液化装置における液化処理を安定的に実施可能となる。

[0034] 本発明の第13の側面では、前記液化装置は、プレートフィン型熱交換器であることを特徴とする。

[0035] この第13の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機で圧縮された原料ガスの圧力の増大と共にその温度レベルが上昇した場合でも、その原料ガスの温度レベルに応じて液化装置への導入位置(液化装置側の温度レベル)を容易に変更することができる。

[0036] 本発明の第14の側面では、第1圧縮機で圧縮された前記原料ガスの圧力

は、5,171kPaAよりも高いことを特徴とする。

[0037] 本発明の第15の側面では、前記第2圧縮機で圧縮された前記原料ガスの圧力は、5,171kPaAよりも高いことを特徴とする。

[0038] これら第14及び第15の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの圧力を適切な値まで増大させることにより、液化装置における液化処理の効率を高めることができる。

[0039] 本発明の第16の側面では、前記蒸留装置に導入される前記原料ガスと、前記蒸留装置からの塔頂留出物との熱交換を行う熱交換器（69）を更に備えたことを特徴とする。

[0040] この第16の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、蒸留装置に導入される原料ガスとの熱交換によって蒸留装置からの塔頂留出物の温度を高めることにより、原料ガスの温度を液化装置における導入位置の温度に近づけることができる。

[0041] 本発明の第17の側面では、前記蒸留装置からの塔頂留出物が導入される第1気液分離槽（23）と、前記蒸留装置と前記第1気液分離槽との間に配置され、前記蒸留装置からの前記塔頂留出物を冷却する第3冷却器（86）とを更に備えたことを特徴とする。

[0042] この第17の側面による天然ガスの液化システムでは、第1気液分離槽に導入する原料ガスを液化装置で冷却する必要がなくなり、液化装置の液化処理の負荷を軽減できる。

[0043] 本発明の第18の側面では、前記第1圧縮機に導入される前記原料ガスと、前記第1圧縮機において圧縮された後の前記原料ガスとの熱交換を行う第2熱交換器（79）を更に備えたことを特徴とする。

[0044] この第18の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機による圧縮後に液化装置に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも高くなり得る場合でも、第1圧縮機に導入される原料ガスとの熱交換によって第1圧縮機からの原料ガスを冷却することにより、原料ガスの温度を液化装置

における導入位置の温度に近づけることができる。

[0045] 本発明の第19の側面では、前記第1圧縮機において圧縮された後の前記原料ガスを、前記第2熱交換器の上流側において、水、空気、及びプロパン冷媒のいずれかによって冷却する第5冷却器（80）を更に備えたことを特徴とする。

[0046] この第19の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機による圧縮後に液化装置に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも高くなり得る場合でも、第5冷却器によって第1圧縮機からの原料ガスを冷却することにより、原料ガスの温度を液化装置における導入位置の温度に近づけることができる。特に、比較的高い冷却能を確保可能なプロパン冷媒を用いて原料ガスを冷却することにより、第1圧縮機における原料ガスの圧縮処理の自由度が高まる。

[0047] 本発明の第20の側面では、前記第1圧縮機において圧縮された後の前記原料ガスと、前記蒸留装置からの塔頂留出物との熱交換を行う第3熱交換器（100）を更に備えたことを特徴とする。

[0048] この第20の側面による天然ガスの液化システムでは、第1圧縮機による圧縮後に液化装置に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも高くなり得る場合でも、蒸留装置からの塔頂留出物との熱交換によって第1圧縮機からの原料ガスを冷却することにより、原料ガスの温度を液化装置における導入位置の温度に近づけることができる。

[0049] 本発明の第21の側面では、天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化システムであって、加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによって動力を発生させる第1膨張機と、前記第1膨張機における膨張によって減圧された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留装置と、前記第1膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスを圧縮する第1圧縮機と、前記第1圧縮機によって圧縮された前記原料ガスを冷媒との熱交換によって液化す

る液化装置とを備えたことを特徴とする。

[0050] この第21の側面による天然ガスの液化システムでは、比較的高圧（例えば、100bara以上）の原料ガスの液化に関し、原料ガスの膨張によって第1膨張機で発生した動力を利用して第1圧縮機の吐出圧を増大させることが可能となる。

[0051] 本発明の第22の側面では、天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化システム（1）であって、加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させる第1膨張機（3）と、前記第1膨張機の上流側または下流側の少なくとも一方において前記原料ガスを冷却する第1冷却器（10、11、12）と、前記第1冷却器によって冷却された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留装置（15）と、前記蒸留装置において前記原料ガス中の前記重質分が低減または除去された塔頂留出物が導入される第1圧縮機（4）と、前記第1圧縮機において圧縮された圧縮ガスから分離された気相成分を冷媒との熱交換によって液化する液化装置（21）とを備えたことを特徴とする。

[0052] この第22の側面による天然ガスの液化システムでは、圧縮機で圧縮された後に液化装置に導入される原料ガスの過度の温度上昇を抑制することが可能となり、原料ガスの温度レベルを液化装置における導入位置の温度レベルに近づけるように容易に調節することが可能となる。

[0053] 本発明の第23の側面では、前記第1圧縮機において圧縮された圧縮ガスが導入される第1気液分離槽（23）と、前記第1圧縮機と前記第1気液分離槽との間に配置され、前記第1圧縮機からの前記圧縮ガスを冷却する第2冷却器（85）とを更に備えたことを特徴とする。

[0054] この第23の側面による天然ガスの液化システムでは、第1気液分離槽に導入する原料ガスを液化装置で冷却する必要がなくなり、液化装置の液化処理の負荷を軽減することができる。

[0055] 本発明の第24の側面では、前記第1圧縮機において圧縮された圧縮ガスの一部が分離された後に、当該分離された圧縮ガスが導入される第2気液分

離槽（２５）を更に備え、前記第２気液分離槽において分離された液相成分が前記蒸留装置に環流されることを特徴とする。

[0056] この第２４の側面による天然ガスの液化システムでは、原料ガスの臨界圧力が比較的低く、液化システムにおいて処理される原料ガスの圧力が臨界圧力よりも高くなる場合において、液化装置の液化処理の負荷を軽減すると共に、蒸留装置の処理の安定性を高めることができる。

[0057] 本発明の第２５の側面では、前記蒸留装置に導入される前記原料ガスと、前記蒸留装置からの塔頂留出物との熱交換を行う熱交換器（６９）を更に備えたことを特徴とする。

[0058] この第２５の側面による天然ガスの液化システムでは、液化装置に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、蒸留装置に導入される原料ガスとの熱交換によって蒸留装置からの塔頂留出物の温度を高めることにより、原料ガスの温度を液化装置２１における導入位置の温度に近づけることができる。

[0059] 本発明の第２６の側面では、天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化方法であって、加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによって動力を発生させる第１膨張工程と、前記第１膨張工程における膨張によって減圧された前記原料ガスを冷却する第１冷却工程と、前記第１冷却工程によって冷却された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留工程と、前記第１膨張工程において発生した動力を利用することにより、前記蒸留工程において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスを圧縮する第１圧縮工程と、前記第１圧縮工程によって圧縮された前記原料ガスを冷媒との熱交換によって液化する液化工程とを備えたことを特徴とする。

[0060] 本発明の第２７の側面では、天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化方法であって、加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させる第１膨張工程と、前記第１膨張工程の前工程または後工程の少なくとも一方において前記原料ガスを冷却する第１冷却工程と、前記第１冷

却工程によって冷却された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留工程と、前記蒸留工程において前記原料ガス中の前記重質分が低減または除去された塔頂留出物を圧縮する第1圧縮工程と、前記第1圧縮工程において圧縮された圧縮ガスから分離された気相成分を冷媒との熱交換によって液化する液化工程とを備えたことを特徴とする。

発明の効果

[0061] このように本発明によれば、天然ガスの液化システムにおいて、原料ガスの膨張によって膨張機で発生した動力を利用して圧縮機の吐出圧を増大させると共に、冷却器に要求される冷却能を低減することが可能となる。

図面の簡単な説明

[0062] [図1]第1実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図2]第1実施形態に対応する第1参考例として従来の天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図3]第1実施形態に対応する第2参考例として従来の天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図4]第1実施形態の第1変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図5]第1実施形態の第2変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図6]第1実施形態の第3変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図7]第1実施形態の第4変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図8]第1実施形態の第5変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図9]第1実施形態の第6変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化

処理の流れを示す構成図

[図10]第1実施形態の第7変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図11]第2実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図12]第3実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図13]第3実施形態の変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図14]第4実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図15]第5実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図16]第6実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図17]第6実施形態の第1変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図18]第6実施形態の第2変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図19]第6実施形態の第3変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図20]第6実施形態の第4変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図21]第7実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図22]第8実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図23]第8実施形態の第1変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液

化処理の流れを示す構成図

[図24]第8実施形態の第2変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図25]第9実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図26]第9実施形態の第1変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図27]第10実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図28]第10実施形態の第1変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図29]第10実施形態の第2変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図30]第11実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

[図31]本発明に係る天然ガスの液化システムにおける膨張機と圧縮機との接続構造の第1変形例を示す図

[図32]本発明に係る天然ガスの液化システムにおける膨張機と圧縮機との接続構造の第2変形例を示す図

[図33]第1実施形態の第8変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図

発明を実施するための形態

[0063] 以下、本発明の実施の形態について図面を参照しながら説明する。

[0064] (第1実施形態)

図1は本発明の第1実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。また、後に示す表1は、第1実施形態に係る天然ガスの液化システムでの液化処理に関連するシミュレーション結果(表2～表12についても同様)である。表1には、第1実施形態に係る液化

システム 1 において液化処理される天然ガス（以下、原料ガスという。）の温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例を示す。表 1 における (i) – (ix) 欄は、図 1 中にそれぞれ同じ番号 (i) – (ix) が付された液化システム 1 の各位置における数値を示している。

[0065] 本実施形態では、原料ガスとして約 80～98mol% のメタンを含む天然ガスが用いられる。また、原料ガスには、重出分として 0.1mol% 以上の C5+炭化水素、及び 1ppm mol 以上の BTX（ベンゼン、トルエン、キシレン）の少なくとも一方が含まれている。原料ガスにおけるメタン以外の成分の詳細は表 1（(i) 欄）に示す通りである。なお、本明細書における用語「原料ガス」は、厳密に気体の状態にあることを意味するものではなく、液化システム 1 で液化処理される対象（処理途中を含む）を指すものである。

[0066] 液化システム 1 では、原料ガスが、ライン L 1 を介して水分除去装置 2 に供給され、そこで、氷結等によるトラブルを防止するために原料ガス中の水分が除去される。ここで、水分除去装置 2 に供給される原料ガスは、約 20℃ の温度、約 5,830kPaA の圧力、約 720,000kg/hr の流量である。水分除去装置 2 は、吸湿剤（モレキュラーシーブ等）が充填された脱水塔からなり、原料ガス中の水分を好ましくは 0.1ppm mol 未満とするように脱水処理する。なお、水分除去装置 2 としては、原料ガス中の水分を所望の割合以下に除去可能であれば、他の公知の装置を採用してもよい。

[0067] ここでは詳細な説明を省略するが、液化システム 1 には、水分除去装置 2 の前工程として、天然ガスコンデンセートを分離する分離設備、炭酸ガスや硫化水素等の酸性ガス成分を除去する酸性ガス除去設備、水銀を除去する水銀除去設備等の公知の設備を設けることが可能である。水分除去装置 2 には、通常、それら各設備によって不純物が除去された原料ガスが供給される。水分除去装置 2 に供給される原料ガスは、好ましくは、50ppm mol 未満の二酸化炭素 (CO₂)、4ppm mol 未満の硫化水素 (H₂S)、20mg/Nm³ 未満の硫黄分、10ng/Nm³ 未満の水銀となるように前処理される。

[0068] なお、原料ガスの供給源は、特に限定されるものではなく、液化システム

1では、例えば、シェールガス、タイトサンドガス、コールベッドメタンなどから採取した加圧状態で得られたガスを原料ガスとして用いることができる。また、液化システム1への原料ガスの供給方法としては、ガス田等からの配管を介した供給のみならず、貯蔵タンク等に一旦貯蔵されたガスを供給してもよい。

[0069] 水分除去装置2において水分が除去された原料ガスは、ラインL2を介して第1膨張機3に送られる。第1膨張機3は、流動する原料ガスを等エントロピー的に膨張させることにより、原料ガスの圧力を低減して膨張の力に基づく動力（或いは、エネルギー）を取り出すためのタービン装置からなる。この第1膨張機3による膨張工程（第1膨張工程）において、原料ガスの圧力及び温度は低下する。第1膨張機3は、後に詳述する第1圧縮機4と同軸のシャフト5を有しており、これにより、第1膨張機3で発生する動力を第1圧縮機4の動力として利用することが可能となっている。なお、第1膨張機3の回転数が第1圧縮機4の回転数よりも低い場合には、第1膨張機3と第1圧縮機4との間に増速機等を設けることができる。第1膨張機3から排出された原料ガスの温度は約8.3℃まで低下し、また、圧力は約4,850kPaAまで低下する。通常、第1膨張機3から排出された原料ガスの圧力は、3,000kPaA—5,500kPaA（30bara—55bara）の範囲にあり、より好ましくは、3,500kPaA—5,000kPaA（35bara—50bara）の範囲にある。

[0070] 第1膨張機3からの原料ガスは、ラインL3を介して冷却器11に送られる。冷却器11の下流側には冷却器12が接続されて冷却器群（第1冷却器）が構成されている。原料ガスは、第1冷却器11、12における冷媒との熱交換（第1冷却工程）によって順次冷却される。通常、第1冷却器11、12によって冷却された原料ガスの温度は、-20℃—-50℃の温度範囲にあり、より好ましくは、-25℃—-35℃の温度範囲にある。なお、液化システム1に導入される原料ガスが比較的高圧（例えば、100bara以上）である場合には、第1膨張機3での原料ガスの出口温度が比較的低温（例えば、-30℃程度）となるため、第1冷却器11、12を省略した構成も可能である。また、

このような蒸留装置 15 の上流側における冷却器の省略は、後述する図 4 ～ 図 26、図 30、及び図 33 等に示す構成においても同様に適用可能である。

[0071] 本実施形態では、C3-MR (C3-MR : Propane (C3) pre-cooled Mixed Refrigerant) 方式を採用しており、第 1 冷却器 11、12 において、プロパンを冷媒として原料ガスを予冷すると共に、後に詳述する混合冷媒を用いた冷凍サイクルで原料ガスの液化及び極低温までの過冷却を行う。第 1 冷却器 11、12 には、それぞれ中圧 (MP) 及び低圧 (LP) のプロパン冷媒 (C3R) が用いられ、原料ガスは、それら第 1 冷却器 11、12 において段階的 (ここでは、2 段階) に冷却される。図示は省略されているが、第 1 冷却器 11、12 は、プロパン冷媒用の圧縮機や凝縮器等を備えた公知の冷凍サイクルの一部を構成する。

[0072] なお、液化システム 1 では、C3-MR 方式に限らず、沸点の異なる複数の冷媒 (メタン、エタン、プロパン等) によって個別の冷凍サイクルを構成するカスケード方式、エタン及びプロパン等の混合冷媒を予冷プロセスに使用する DM (Double Mixed Refrigerant) 方式、ならびに予冷、液化、及び過冷却の各サイクルについて別系列の混合冷媒を用いて段階的に熱交換を行う MFC (Mixed Fluid Cascade) 方式など、他の公知の方式を採用することができる。

[0073] 冷却器 12 からの原料ガスは、ライン L4 を介して蒸留装置 15 に送られる。このとき、原料ガスの圧力は、第 1 膨張機 3 での膨張等によってメタン及び重質分の臨界圧力以下となるようにするとよい。蒸留装置 15 は、内部に複数の棚段を備えた蒸留塔からなり、原料ガスに含まれる重質分を除去する (蒸留工程)。重質分を含む液体は、蒸留装置 15 の塔底に接続されたライン L5 を介して排出される。ライン L5 から外部に排出される重質分を含む液体は、約 177°C の温度、約 20,000 kg/hr の流量である。ここで、「重質分」は、特に比較的凝固点の高いベンゼンや C5+炭化水素などの高沸点成分を指すが、メタン以外の C2+炭化水素等を含み得る。また、ライン L5 には、リボイラー 16 を備えた循環部が設けられており、これにより、蒸留装置 15 の

塔底から排出される液体の一部は、外部からリボイラー 16 に供給される蒸気（或いはオイル）との熱交換によって加熱された後に、再び蒸留装置 15 に循環する。

[0074] 一方、蒸留装置 15 では、低沸点成分であるメタンを主成分とする原料ガス（軽質分）が塔頂留出物として分離され、この原料ガスは、ライン L 6 を介して液化装置 21 内に一旦導入され、管回路 22 a、22 b において冷却される。ここで、ライン L 6 に送出される原料ガスは、約 -45.6°C の温度、約 $4,700\text{kPaA}$ の圧力である。また、蒸留装置 15 によって重質分が除去された原料ガスは、 $0.1\text{mol\%}$ 未満の C5+ 、 1ppm mol 未満のBTX（ベンゼン、トルエン、キシレン）となる。原料ガスは、管回路 22 a、22 b を流れることにより約 -65.2°C の温度まで冷却され、その後、液化装置 21 からライン L 7 を介して第 1 気液分離槽 23 に送られる。

[0075] 後に詳述するが、液化システム 1 の主熱交換器をなす液化装置 21 は、原料ガス及び冷媒を流す伝熱管（管束）がコイル状に巻かれた状態でシェルに収められたスプール巻き（Spool Wound）型熱交換器からなる。液化装置 21 内には、混合冷媒が導入される下部（底部）に位置し、最も温度（ここでは、温度域）の高い暖温領域 Z 1 と、中間部に位置し、暖温領域 Z 1 よりも温度の低い中間領域 Z 2 と、液化された原料ガスが排出される上部に位置し、最も温度の低い冷温領域 Z 3 とが設けられている。また、第 1 実施形態では、暖温領域 Z 1 は、高温側の暖温領域 Z 1 a と、低温側の暖温領域 Z 1 b とから構成される。管回路 22 a、22 b は、後に詳述する混合冷媒が流れる管回路 42 a、42 b 及び管回路 51 a、51 b と共に、暖温領域 Z 1 a、Z 1 b にそれぞれ配置された管束を構成する。なお、本実施形態では、高温側の暖温領域 Z 1 a は、冷却される原料ガスの上流（入口）側で約 -35°C 、原料ガスの下流（出口）側で約 -50°C となり、低温側の暖温領域 Z 1 b は、原料ガスの上流側で約 -50°C 、原料ガスの下流側で約 -65°C となり、中間領域 Z 2 は、原料ガスの上流側で約 -65°C 、原料ガスの下流側で約 -135°C となり、冷温領域 Z 3 は、原料ガスの上流側で約 -135°C 、原

料ガスの下流側で約 -155°C となるようにそれぞれ設定される。ただし、各領域における上流側および下流側の温度は、必ずしもここに示したものに限定されるものではない。また、上記各温度の値は、所定の範囲（例えば、 $\pm 5^{\circ}\text{C}$ 程度の範囲）で変動し得る。

[0076] 第1気液分離槽23は、原料ガス中の液相成分（凝縮成分）を分離し、その液相成分を構成する炭化水素等の液体をラインL8に設けられた還流ポンプ24によって再び蒸留装置15に循環する。一方、第1気液分離槽23において気相成分を構成するメタンを主成分とする原料ガスは、ラインL9を介して第1圧縮機4に送られる。ここで、ラインL8に送出される原料ガスは、約83,500kg/hrの流量であり、また、ラインL6に送出される原料ガスは、約780,000kg/hrの流量である。第1気液分離槽23については、後述する混合冷媒や、エチレン冷媒を用いて冷却可能である。

[0077] 第1圧縮機4は、ガスを圧縮する羽根車を第1膨張機3と同軸のシャフト5に取り付けた単段型の遠心圧縮機である。第1圧縮機4による圧縮工程（第1圧縮工程）によって圧縮された原料ガスは、ラインL10を介して液化装置21に導入される。第1圧縮機4からラインL10に送出される原料ガスは、約 -51°C の温度、約5,500kPaAの圧力である。液化装置21に導入される原料ガスは、第1圧縮機4によって少なくとも5,171kPaAを超える圧力まで圧縮されることが好ましい。

[0078] ラインL10は、液化装置21内の暖温領域Z1bに配置された管回路30に接続され、更に、この管回路30の上端側は、中間領域Z2に配置された管回路31、及び冷温領域Z3に配置された管回路32に順に接続されている。原料ガスは、それら管回路31及び管回路32を通して液化及び過冷却された後、ラインL11に設けられた膨張弁33を通して貯蔵用のLNGタンク（図示せず）に送られる。液化装置21による液化工程において、最終的に膨張弁33を通過した後の原料ガスは、約 -162°C の温度、約120kPaAの圧力である。

[0079] 液化装置21内を流れる原料ガスは、混合冷媒を用いた冷凍サイクルを利

用して冷却される。本実施形態では、混合冷媒として、メタン、エタン及びプロパンを含む炭化水素混合物に窒素を加えたものが用いられるが、これに限らず、所望の冷却能を確保可能な限りにおいて、他の公知の成分を用いることができる。

[0080] 液化装置 21 では、高圧 (HP) の混合冷媒 (MR) がライン L 12 を介して冷媒セパレータ 41 に供給される。冷媒セパレータ 41 の液相成分を構成する混合冷媒は、ライン L 13 を介して液化装置 21 に導入され、その後、液化装置 21 内を上方に向かって、暖温領域 Z 1 a、Z 1 b にそれぞれ配置された管回路 42 a、42 b、及び中間領域 Z 2 に配置された管回路 43 を順に流れ、さらに、ライン L 14 に設けられた膨張弁 44 を通って膨張し、その一部はフラッシュ蒸発する。

[0081] 続いて、膨張弁 44 を通過した混合冷媒は、中間領域 Z 2 の上部に配置されたスプレーヘッド 45 から下向きに（すなわち、液化装置 21 内の原料ガスの流れに対して向流となるように）吐出される。スプレーヘッド 45 から吐出される混合冷媒は、中間領域 Z 2 に配置された管回路 31、管回路 43、及び後述する管回路 52 によって構成される中間部管束、並びに暖温領域 Z 1 に配置された管回路 22 a、22 b、管回路 30、管回路 42 a、42 b、及び後述する管回路 51 a、51 b によって構成される下部管束とそれぞれ熱交換しながら下方に流れる。

[0082] 一方、冷媒セパレータ 41 の気相成分を構成する混合冷媒は、ライン L 15 を介して液化装置 21 に導入され、その後、液化装置 21 内を上方に向かって、暖温領域 Z 1 a、Z 1 b にそれぞれ配置された管回路 51 a、51 b、中間領域 Z 2 に配置された管回路 52、及び冷温領域 Z 3 に配置された管回路 53 を順に流れ、さらに、ライン L 16 に設けられた膨張弁 54 を通って膨張し、その一部はフラッシュ蒸発する。

[0083] 膨張弁 54 を通過した混合冷媒は、メタンの沸点以下の温度（ここでは、約 -167°C ）まで冷却されており、冷温領域 Z 3 の上部に配置されたスプレーヘッド 55 から下向きに（すなわち、液化装置 21 内の原料ガスの流れに対

して向流となるように) 吐出される。スプレーヘッド 5 5 から吐出される混合冷媒は、冷温領域 Z 3 に配置された管回路 3 2 及び管回路 5 3 によって構成される上部管束と熱交換しながら下方に流れ、さらに、下方に位置するスプレーヘッド 4 5 から吐出された混合冷媒と混ざり合った後、中間領域 Z 2 に配置された管回路 3 1、管回路 4 3、及び管回路 5 2 によって構成される中間部管束、並びに暖温領域 Z 1 に配置された管回路 2 2 a、2 2 b、管回路 3 0、管回路 4 2 a、4 2 b、及び後述する管回路 5 1 a、5 1 b によって構成される下部管束とそれぞれ熱交換しながら下方に流れる。

[0084] スプレーヘッド 4 5 及びスプレーヘッド 5 5 から吐出された混合冷媒は、最終的に液化装置 2 1 の底部に接続されたライン L 1 7 を介して低圧 (LP) の混合冷媒 (MP) のガスとして排出される。上述の液化装置 2 1 に設けられた混合冷媒に関する設備 (冷媒セパレータ 4 1 等) は、ここでは図示しない公知の構成を有する混合冷媒用の冷凍サイクルの一部を構成し、ライン L 1 7 からの混合冷媒は、圧縮機や凝縮器等を経て再びライン L 1 2 を介して冷媒セパレータ 4 1 に循環される。

[0085] 以上のように、液化システム 1 に導入された原料ガスは、膨張工程、冷却工程、蒸留工程、圧縮工程、及び液化工程等を経て効果的に液化処理される。このような液化システム 1 は、例えば、ガス田等から採取された原料ガスからメタンを主成分とする液化天然ガス (LNG) を生成するためのベース・ロード液化基地に適用することができる。

[0086]

[表1]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	1.00	1.00	0.00	0.93	0.00	1.00	1.00	0.00
温度[C]	20.08	8.32	-42.58	177.19	-65.24	-65.24	-65.24	-50.99	-161.55
圧力 [kPa]	5830.00	4850.00	4700.00	4705.00	4400.00	4400.00	4400.00	5483.00	120.00
モル流量[kgmole/h]	42000	42000	45020	313	45020	3334	41686	41686	41700
質量流量[kg/h]	719619	719619	783504	19764	783504	83548	699948	699948	698733
モル分率									
窒素	0.008199590			0.000033626					0.008260844
メタン	0.949952502			0.043508871					0.956667221
エタン	0.024998750			0.032339550					0.024931118
プロパン	0.009999500			0.143654595					0.009076200
i-ブタン	0.001999900			0.165149865					0.000793571
n-ブタン	0.001999900			0.232835468					0.000268518
i-ペンタン	0.000499975			0.066891831					0.000001710
n-ペンタン	0.000499975			0.067093928					0.000000817
n-ヘキサン	0.000599970			0.080591893					0.000000000
ベンゼン	0.000499975			0.067159786					0.000000000
トルエン	0.000099995			0.013432078					0.000000000
p-キシレン	0.000049998			0.006716040					0.000000000
n-ヘプタン	0.000499975			0.067160391					0.000000000
n-オクタン	0.000099995			0.013432079					0.000000000

[0087] (第1及び第2参考例)

図2及び図3の構成図には、それぞれ本発明の第1実施形態に対応する第1及び第2参考例として、従来の天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す。図2及び図3に示す液化システム101、201では、第1実施形態に係る液化システム1に対応する構成要素についてはそれぞれ同一の符号が付されている。また、表2及び表3には、表1と同様に、それぞれ第1及び第2の参考例としての液化システム101、201における原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例が示されている。なお、第2の参考例の液化システム201は、上述の特許文献1（米国特許第4065278号明細書）の従来技術に基づき構成されたものである。

[0088] 図2に示すように、第1参考例の液化システム101では、上述の第1実施形態の液化システム1における第1膨張機3及び第1圧縮機4は設けられておらず、水分除去装置2からの原料ガスは、ラインL101を介して冷却器110に送られる。冷却器110の下流側には冷却器11及び冷却器12が順に接続されて冷却器群が構成されており、原料ガスは、3台の冷却器110、11、12における冷媒との熱交換によって順次冷却される。冷却器

110、11、12には、それぞれ高圧（HP）、中圧（MP）及び低圧（LP）のプロパン冷媒が用いられ、原料ガスは、それら冷却器110、11、12において段階的（ここでは、3段階）に冷却される。最下流の冷却器12から送出される原料ガスは、約-34.5℃の温度、約5,680kPaAの圧力である。この原料ガスは、ラインL4に設けられた膨張弁113での膨張により減圧された後、蒸留装置15に導入される。

[0089] また、液化システム101では、第1気液分離槽23において気相成分を構成するメタンを主成分とする原料ガスは、ラインL102を介して液化装置21内の中間領域Z2に配置された管回路31に導入される。ここで、第1気液分離槽23からラインL102に送出される原料ガスは、約-65.3℃の温度、約4,400kPaAの圧力である。

[0090] [表2]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)
気相の割合	1.00	0.99	1.00	0.00	0.93	0.00	1.00	0.00
温度[℃]	20.08	-34.50	-42.58	176.73	-65.25	-65.25	-65.25	-161.56
圧力[kPa]	5830.00	5680.00	4700.00	4705.00	4400.00	4400.00	4400.00	120.00
モル流量[kgmole/h]	42000	42000	45020	314	45020	3334	41686	41700
質量流量[kg/h]	719619	719619	783488	19624	783454	83495	699951	696348
モル分率								
窒素	0.008199590			0.000072318				0.008260784
メタン	0.949952502			0.064051796				0.956622861
エタン	0.024998750			0.031841875				0.024947225
プロパン	0.009999500			0.129428030				0.009100267
i-ブタン	0.001999900			0.161816482				0.000796567
n-ブタン	0.001999900			0.231738008				0.000270095
i-ペンタン	0.000499975			0.066667173				0.000001771
n-ペンタン	0.000499975			0.066846201				0.000000423
n-ヘキサン	0.000599970			0.080282498				0.000000003
ベンゼン	0.000499975			0.066901980				0.000000003
トルエン	0.000099995			0.013380485				0.000000000
p-キシレン	0.000049998			0.006690243				0.000000000
n-ヘプタン	0.000499975			0.066902427				0.000000000
n-オクタン	0.000099995			0.013380486				0.000000000

[0091] 図3に示すように、第2参考例の液化システム201は、第1参考例の液化システム101を改良したものであり、膨張機3及び圧縮機4が設けられている。しかしながら、液化システム201では、膨張機3は、上述の第1実施形態における液化システム1の第1膨張機3とは異なり、冷却器群（ここでは、3台の冷却器110、11、12）の下流側に配置されている。液

化システム 201 では、冷却器 12 から送出された原料ガスは、ライン L 202 を介してセパレータ 213 に送られて気液分離される。セパレータ 213 において気相成分を構成する原料ガスは、ライン L 203 を介して膨張機 3 に送られ、膨張機 3 で膨張した後、ライン L 204 を介して蒸留装置 15 に送られる。一方、セパレータ 213 において液相成分を構成する液体は、膨張弁 214 が設けられたライン L 205 に送出される。その液体は、膨張弁 214 で膨張した後、膨張機 3 からの原料ガスと共にライン L 204 を介して蒸留装置 15 に送られる。

[0092] 液化システム 201 において、蒸留装置 15 よりも下流側の構成については、第 1 実施形態の場合と略同様であるが、圧縮機 4 からライン L 10 に送出された原料ガスは、約 -54.7°C の温度、約 $5,120\text{kPaA}$ の圧力である。

[0093] [表3]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	1.00	1.00	0.00	0.94	0.00	1.00	1.00	0.00
温度 $^{\circ}\text{C}$	20.08	-45.36	-44.83	208.13	-64.56	-64.56	-64.56	-54.74	-161.59
圧力 $[\text{kPa}]$	5830.00	4705.00	4700.00	4705.00	4400.00	4400.00	4400.00	5120.00	120.00
モル流量 $[\text{kgmole/h}]$	42000	41783	44200	302	44200	2500	41700	41700	41700
質量流量 $[\text{kg/h}]$	719619	709009	764342	19107	764342	63861	700471	700471	694674
モル分率									
窒素	0.008199590			0.000051871					0.008259333
メタン	0.949952502			0.053398407					0.956509212
エタン	0.024998750			0.032075932					0.024927984
プロパン	0.009999500			0.133750785					0.009066826
i-ブタン	0.001999900			0.153843084					0.000893180
n-ブタン	0.001999900			0.230805233					0.000340430
i-ペンタン	0.000499975			0.069219794					0.000002448
n-ペンタン	0.000499975			0.069480324					0.000000589
n-ヘキサン	0.000599970			0.083472642					0.000000000
ベンゼン	0.000499975			0.069560398					0.000000000
トルエン	0.000099995			0.013912204					0.000000000
p-キシレン	0.000049998			0.006956102					0.000000000
n-ヘプタン	0.000499975			0.069561020					0.000000000
n-オクタン	0.000099995			0.013912205					0.000000000

[0094] このような第 1 及び第 2 参考例と上述の本発明とを比較すると、本発明に係る液化システム 1 では、第 1 冷却器 11、12 よりも上流側に第 1 膨張機 3 が配置されているため、第 2 参考例の液化システム 201 のように膨張機 3 が冷却器 110、11、12 の下流側に配置された場合に比べて、より高温・高圧の原料ガスを膨張させてより大きな動力を発生させることが可能と

なる。その結果、第1圧縮機4をより効果的に駆動する（すなわち、第1圧縮機4の吐出圧力を増大させる）ことができ、液化装置21に導入する原料ガスの圧力が高まり、液化装置21における液化処理の効率を高めることができるという利点がある。

[0095] また、液化システム1では、第1膨張機3を冷却器群（第1冷却器11、12）よりも上流側に配置することにより、第1膨張機3での膨張により原料ガスの温度が低下するため、冷却器群の冷却能を低減する（すなわち、第2参考例における冷却器110を省略する）ことが可能になるという利点もある。さらに、液化システム1では、冷却器群と膨張機3との間において原料ガス中の凝縮成分を分離（除去）するための気液分離装置（セパレータ213）を省略することが可能である。

[0096] （第1実施形態の第1変形例）

図4は本発明の第1実施形態の第1変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図4に示す液化システム1では、第1実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0097] この第1変形例による液化システム1では、メタン及びエチレンを冷媒として用いるカスケード方式を採用し、上述の第1実施形態におけるスプール巻き型熱交換器（液化装置21）の代わりに、プレートフィン型熱交換器からなるメタン熱交換器21a及びエチレン熱交換器21bが主熱交換器として設けられている。

[0098] メタン熱交換器21aには、高圧（HP）のメタン冷媒（C1R）が導入される第1伝熱部61が設けられた暖温領域と、中圧（MP）のメタン冷媒が導入される第2伝熱部62が設けられた中間領域と、低圧（LP）のメタン冷媒が導入される第3伝熱部63が設けられた冷温領域とが設けられている。

[0099] エチレン熱交換器21bには、高圧（HP）のエチレン冷媒（C2R）が導入される第4伝熱部64が設けられた暖温領域と、中圧（MP）のエチレン冷媒が

導入される第5伝熱部65が設けられた中間領域と、低圧（LP）のエチレン冷媒が導入される第6伝熱部66が設けられた冷温領域とが設けられている。

[0100] 蒸留装置15において塔頂留出物として分離された原料ガスは、ラインL6を介して液化装置21内に一旦導入され、エチレン熱交換器21b内の暖温領域から中間領域にかけて配置された第7伝熱部22において冷却される。また、第1圧縮機4において圧縮された原料ガスは、ラインL10を介してエチレン熱交換器21bに送られる。ラインL10を流れる原料ガスは、エチレン熱交換器21b内の中間領域から冷温領域にかけて配置された第8伝熱部67に導入され、中間領域及び冷温領域において段階的に冷却される。その後、エチレン熱交換器21bから送出された原料ガスは、さらに、メタン熱交換器21a内の暖温領域から冷温領域にかけて配置された第9伝熱部68に導入されて、暖温領域、中間領域、及び冷温領域において段階的に冷却される。

[0101] 第1実施形態の変形例による液化システム1では、主熱交換器としてプレートフィン型熱交換器を用いるため、この主熱交換器に対するラインL10の接続位置（ここでは、エチレン熱交換器21bへの原料ガスの導入位置）の変更が容易であるという利点がある。したがって、ラインL10を流れる原料ガスの圧力の増大と共にその温度レベルが上昇した場合でも、その温度レベルに応じて熱交換器に対する導入位置を変更する（すなわち、原料ガスの温度レベルとその導入位置の温度レベルを近づける）ことで、主熱交換器の熱的負荷を軽減すると共に、液化処理の効率を高めることができる。

[0102] （第1実施形態の第2、第3及び第4変形例）

図5、図6及び図7は、それぞれ本発明の第1実施形態の第2、第3及び第4変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図5、図6及び図7に示す液化システム1では、第1実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を

省略する。

[0103] 図5に示すように、第2変形例による液化システム1では、ラインL4とラインL9との間に熱交換器69が設けられている。これにより、第1気液分離槽23において気相成分として分離されたラインL9を流れる原料ガスは、冷却器12から蒸留装置15に導入されるラインL4を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に第1圧縮機4に導入される。第1圧縮機4によって圧縮された原料ガスは、ラインL10を介して液化装置21に導入される。ラインL10の下流側は、液化装置21において最も温度の高い暖温領域Z1に配置された管回路30に接続されている。管回路30は、蒸留装置15の塔頂留出物が導入される管回路22、混合冷媒が流れる管回路42及び管回路51と共に、暖温領域Z1に配置された管束を構成する。

[0104] このような構成により、第2変形例では、ラインL10を介して液化装置21に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、熱交換器69における熱交換によって原料ガスの温度を適切に高めることができる。つまり、第2変形例では、圧縮後のラインL10における原料ガスの温度を液化装置21における導入位置（管回路30）の温度に近づける（好ましくは、10℃以内とする）ことができ、その結果、液化装置21の熱的負荷を軽減（熱応力の発生等を抑制）することが可能となる。

[0105] なお、第2変形例における熱交換器69の配置（すなわち、蒸留装置15に導入されるラインL4を流れる原料ガスとの熱交換対象）については、圧縮後のラインL10における原料ガスの温度を液化装置21の導入位置の温度に近づけることが可能な限りにおいて種々の変更が可能である。例えば、図6に示す第3変形例による液化システム1では、ラインL4とラインL10との間に熱交換器69が設けられる。これにより、第1圧縮機4によって圧縮されたラインL10を流れる原料ガスは、ラインL4を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に液化装置21に導入される。この第3変形例の構成では、熱交換器69で加熱された原料ガスは、第1圧縮機4等を介することなく液化装置21に導入されるため、液化装置21への導入時の

原料ガスの温度を制御し易いという利点がある。

[0106] また、図 7 に示すように、第 4 変形例による液化システム 1 では、ライン L 4 とライン L 6 との間に熱交換器 6 9 が設けられる。これにより、蒸留装置 1 5 から塔頂留出物として分離されたライン L 6 を流れる原料ガスは、ライン L 4 を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に液化装置 2 1（管回路 2 2）内に導入される。この第 4 変形例では、特に、原料ガスとして表 1 に示したような重質分（高級炭化水素含有量）の比較的少ない天然ガス（リーンガス）が用いられ、蒸留後のライン L 6 を流れる原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、熱交換器 6 9 における熱交換によって原料ガスの温度を適切に高めることができる。

[0107] （第 1 実施形態の第 5 変形例）

図 8 は、本発明の第 1 実施形態の第 5 変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 8 に示す液化システム 1 では、第 1 実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0108] この第 5 変形例では、上述の第 4 変形例と類似の構成を有するが、ライン L 9 とライン L 1 0 との間に熱交換器 7 9 が更に設けられ、また、ライン L 1 0 上に低圧（LP）のプロパン冷媒（C3R）を用いる第 5 冷却器 8 0 が更に設けられている。これにより、第 1 圧縮機 4 から送出される原料ガスは、第 5 冷却器 8 0 で冷却され、更に、第 1 圧縮機 4 に向けてライン L 9 を流れる原料ガスとの熱交換によって冷却された後に液化装置 2 1 内に導入される。ここでは、ライン L 1 0 の下流側は、中間領域 Z 2 に配置された管回路 3 1 に接続されている。

[0109] このように、第 5 変形例では、第 1 圧縮機 4 から送出される原料ガスを中間領域 Z 2 に導入可能となる。これにより、暖温領域 Z 1 の管束を 3 つの管回路 2 2、管回路 4 2、及び管回路 5 1 によって、また、中間領域 Z 2 の管束を 3 つの管回路 3 1、管回路 4 3、及び管回路 5 2 によってそれぞれ構成

することが可能となる。その結果、第5変形例では、液化装置21をスプール巻き型熱交換器で構成する場合に、第4変形例の構成と比べて暖温領域Z1及び暖温領域Z1における管回路の配置（各領域における数量の偏り）が適正化され、液化装置21の大型化を回避できるという利点がある。なお、第5冷却器80では、第1冷却器11、12で用いられるプロパン冷媒を利用するが、これに限らず空冷式または水冷式の冷却器を用いてもよい。

[0110]（第1実施形態の第6変形例）

図9は、本発明の第1実施形態の第6変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。表4には、第6変形例の液化システムにおける原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例が示されている。また、表5には、液化システムで用いられる混合冷媒系の冷凍サイクルにおける冷媒の温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例が示されている。なお、図9に示す液化システム1では、第1実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0111] 図9に示すように、第6変形例による液化システム1では、原料ガスの組成の差異および熱交換器69の有無の差異を除けば、上述の第2から第4変形例と略同様の構成を有している。ここでは、ラインL10は、液化装置21内の中間領域Z2に配置された管回路31に接続されている。また、図9には、液化システム1が備える混合冷媒方式の冷凍サイクルシステム70の構成が示されている。ここでは、原料ガスとして表4に示すような重質分（高級炭化水素含有量）の比較的多い天然ガス（リッチガス）が用いられる。蒸留装置15の塔頂留出物は、第1膨張機3での原料ガスの膨張を調整することにより、上述の第1実施形態の場合に比べてより低圧（約3,300kPaA）とされる。これにより、第1実施形態のようなリーンガスの液化処理の場合と比べて、蒸留装置15の塔底のラインL5を介した天然ガス液（Natural Gas Liquid）の回収を高い効率（例えば、プロパンを約89%、ブタンを約100%

回収)で実施可能となる。

[0112] 冷凍サイクルシステム70では、液化装置21からラインL17を介して排出された低圧(約320kPaA)の混合冷媒が、第1冷媒圧縮機17によって昇圧された後、第1インタークーラ27によって冷却され、続く2段目の第2冷媒圧縮機18によって昇圧された後、第2インタークーラ28によって冷却され、さらに3段目の第3冷媒圧縮機19によって昇圧された後、第3インタークーラ29によって冷却される。その後、混合冷媒は、一連の冷却器群を構成する第1-第4冷媒冷却器34-37によって更に冷却された後にラインL12を介して冷媒セパレータ41に導入される。第1-第4冷媒冷却器34-37では、それぞれ超高压(HHP)、高压(HP)、中圧(MP)及び低圧(LP)のプロパン冷媒との熱交換によって混合冷媒が段階的に冷却される。

[0113] なお、冷凍サイクルシステム70は、上述のように、液化装置21に導入される前の原料ガスを冷却するためのプロパン予冷系の設備(図示せず)を備えており、第1-第4冷媒冷却器34-37における混合冷媒の冷却には、そのプロパン予冷系のプロパン冷媒が用いられる。このような冷凍サイクルシステム70は、他の実施形態(他の変形例を含む)にも同様に適用することが可能である。

[0114]

[表4]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	0.97	1.00	0.00	0.86	0.00	1.00	1.00	0.00
温度 [°C]	20.0	-15.2	-49.3	101.7	-71.6	-71.6	-71.6	-27.1	-159.0
圧力 [kPa]	7000	3470	3300	3310	3000	3000	3000	5752	120
モル流量 [kgmole/h]	42000	42000	45704	2601	45704	6306	39399	39399	39399
質量流量 [kg/h]	803679	803679	822638	134105	822638	153064	669574	669574	669574
モル分率									
窒素	0.001000	0.001000	0.000940	0.000000	0.000940	0.000152	0.001066	0.001066	0.001066
メタン	0.877900	0.877900	0.880344	0.001278	0.880344	0.533997	0.935775	0.935775	0.935775
エタン	0.060900	0.060900	0.098820	0.084051	0.098820	0.345301	0.059372	0.059372	0.059372
プロパン	0.033600	0.033600	0.019856	0.485204	0.019856	0.120269	0.003785	0.003785	0.003785
i-ブタン	0.006500	0.006500	0.000034	0.104921	0.000034	0.000231	0.000002	0.000002	0.000002
n-ブタン	0.011500	0.011500	0.000007	0.185684	0.000007	0.000051	0.000000	0.000000	0.000000
i-ペンタン	0.003400	0.003400	0.000000	0.054899	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-ペンタン	0.002100	0.002100	0.000000	0.033908	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-ヘキサン	0.003100	0.003100	0.000000	0.050055	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
ベンゼン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
トルエン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
p-キシレン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-ヘプタン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-オクタン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

[0115] [表5]

No.	(xi)	(xii)	(xiii)	(xiv)	(xv)	(xvi)	(xvii)	(xviii)
気相の割合	0.29	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
温度 [°C]	-34.5	-34.5	-34.5	-135.0	-139.5	-160.9	-167.0	-37.0
圧力 [kPa]	5950	5950	5950	5020	365	4570	375	320
モル流量 [kgmole/h]	64912	18845	46067	46067	46067	18845	18845	64912
質量流量 [kg/h]	1688828	400927	1287901	1287901	1287901	400927	400927	1688828
モル分率								
窒素	0.095000	0.208834	0.048433					0.095000
メタン	0.445000	0.625994	0.370959					0.445000
エタン	0.290000	0.135564	0.353177					0.290000
プロパン	0.170000	0.029607	0.227432					0.170000
i-ブタン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
n-ブタン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
i-ペンタン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
n-ペンタン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
n-ヘキサン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
ベンゼン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
トルエン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
p-キシレン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
n-ヘプタン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000
n-オクタン	0.000000	0.000000	0.000000					0.000000

[0116] (第1実施形態の第7変形例)

図10は、本発明の第1実施形態の第7変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。表6には、第7変形例の液化システムにおける原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例が示されている。なお、図10に示す液化システム1では、第1実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0117] この第7変形例では、上述の第6変形例と同様に原料ガスとしてリッチガスが用いられ、特に、原料ガスの組成によってその臨界圧力が比較的高くなる場合に好適な構成を示している。液化システム1では、蒸留装置15と第1気液分離槽23との間のラインL6に低圧（LP）のプロパン冷媒（C3R）を用いる第3冷却器86が設けられ、第1圧縮機4と液化装置21との間のラインL10に同様に低圧のプロパン冷媒を用いる第2冷却器85が設けられている。このような構成により、蒸留装置15からのラインL6を流れる原料ガスは、第3冷却器86によって冷却された後に第1気液分離槽23に導入される。つまり、第7変形例では、上述の第6変形例等のように第1気液分離槽23に導入する原料ガスを液化装置21（管回路22）で冷却する必要はなく、液化装置21の液化処理の負荷を軽減できるという利点がある。

[0118] また、第1圧縮機4からのラインL10を流れる原料ガスは、第2冷却器85によって冷却された後に液化装置21に導入される。この場合、ラインL10の下流側は、液化装置21において最も温度の高い暖温領域Z1に配置された管回路30に接続されている。つまり、第7変形例では、第1圧縮機4による原料ガスの昇圧によって原料ガスの温度レベルが適切なレベルを超えた場合でも、第2冷却器85での冷却によって原料ガスの温度を液化装置21の暖温領域Z1の温度レベルに近づけ、その結果、液化装置21の熱的負荷を軽減（熱応力の発生等を抑制）することができるという利点がある。

[0119]

[表6]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	1.00	1.00	0.00	0.96	0.00	1.00	1.00	0.00
温度 [°C]	20.0	10.3	-19.6	79.8	-19.6	-32.6	-32.6	-34.5	-160.9
圧力 [kPa]	8000	6830	6670	6680	6670	6600	6600	7601	120
モル流量 [kgmole/h]	42000	42000	41945	1822	41945	1767	40178	40178	40178
質量流量 [kg/h]	807998	807998	775992	83599	775992	51592	724400	724400	724400
モル分率									
窒素	0.007000	0.007000	0.007086	0.000025	0.007086	0.001845	0.007316	0.007316	0.007316
メタン	0.871400	0.871400	0.886689	0.208770	0.886689	0.551125	0.901446	0.901446	0.901446
エタン	0.060900	0.060900	0.060265	0.147847	0.060265	0.135468	0.056958	0.056958	0.056958
プロパン	0.033600	0.033600	0.030817	0.220181	0.030817	0.159919	0.025140	0.025140	0.025140
i-ブタン	0.006500	0.006500	0.005176	0.073071	0.005176	0.043703	0.003481	0.003481	0.003481
n-ブタン	0.011500	0.011500	0.008181	0.156499	0.008181	0.082213	0.004925	0.004925	0.004925
i-ペンタン	0.003400	0.003400	0.001290	0.066143	0.001290	0.018010	0.000555	0.000555	0.000555
n-ペンタン	0.002100	0.002100	0.000472	0.044574	0.000472	0.007251	0.000174	0.000174	0.000174
n-ヘキサン	0.003100	0.003100	0.000021	0.071376	0.000021	0.000412	0.000004	0.000004	0.000004
ベンゼン	0.000500	0.000500	0.000003	0.011515	0.000003	0.000054	0.000001	0.000001	0.000001
トルエン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
p-キシレン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-ヘプタン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-オクタン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

[0120] (第1実施形態の第8変形例)

図33は、本発明の第1実施形態の第8変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図33に示す液化システム1では、第1実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0121] この第8変形例では、上述の第5変形例と類似の構成を有するが、第5変形例における第5冷却器80が省略され、また、蒸留装置15からのラインL6と、第1圧縮機4からのラインL10との間に熱交換器100が更に設けられている。これにより、第1圧縮機4からラインL10に送出される原料ガスは、第5冷却器80で冷却される代わりに、蒸留装置15からラインL6に送出される原料ガス（塔頂留出物）によって冷却された後に、第5変形例と同様に熱交換器79に導入される。一方、蒸留装置15からの原料ガスは、熱交換後にラインL6を介して液化装置21内に一旦導入され、管回路22において冷却される。このような構成により、第8変形例では、第5

実施例における第5冷却器80による原料ガスの冷却を熱交換器100での熱交換により補う（第5冷却器80を省略する）ことができる。なお、第8変形例では、第5変形例における熱交換器69についても省略しているが、場合によっては、第5変形例と同様に熱交換器69を設け、蒸留装置15からラインL6に送出される原料ガスが、熱交換器69を介して熱交換器100に導入される構成としてもよい。

[0122] （第2実施形態）

図11は本発明の第2実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。また、表7には、第2実施形態に係る液化システム1における原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例を示す。なお、図11に示す液化システム1では、第1実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0123] 第2実施形態の液化システム1では、水分除去装置2に原料ガスを供給するラインL1の上流側に更なるガス供給用の第4圧縮機71及び第4冷却器72が設けられている。この液化システム1では、ラインL18から供給された原料ガスが、ガス供給用の第4圧縮機71において昇圧されると共に、その下流側に設けられた第4冷却器72で冷却された後に水分除去装置2に供給される。

[0124] このような第2実施形態の液化システム1では、液化システム1に供給される原料ガスの圧力が比較的低い場合でも、ガス供給用の第4圧縮機71によって原料ガスを所望の圧力まで昇圧可能となり、その結果、第1圧縮機4から液化装置21に送られる原料ガスの圧力値を比較的高く維持すること（ここでは、約6,800kPaAの圧力）が可能となる。このような液化システム1は、特に、シェールガスなどの比較的圧力の低い供給源からの原料ガスの処理に好適である。

[0125] さらに、第2実施形態の液化システム1では、ガス供給用の第4圧縮機71を設けることにより、第1圧縮機4から液化装置21に送られる原料ガス

の温度レベルも比較的高く維持できるため、ラインL 10は、液化装置21内の高温側となる暖温領域Z1（すなわち、液化装置21に導入される原料ガスと同等の温度レベルを有する混合冷媒の導入側）に配置された管回路30に接続されている。その後、原料ガスは、管回路30から中間領域Z2に配置された管回路31及び冷温領域Z3に配置された管回路32を通して液化及び過冷却される。

[0126] このように、第2実施形態の液化システム1では、液化装置21に導入される原料ガスの温度が増大した場合でも、原料ガスをより温度レベルの近い液化装置21の暖温領域Z1（高温側）に導入する構成としたため、液化装置21の熱的負荷を軽減（熱応力の発生等を抑制）すると共に、液化処理の効率を高めることができる。なお、原料ガスを液化装置21の暖温領域Z1に導入する構成は、ガス供給用の第4圧縮機71の有無に拘わらず、原料ガスの圧力レベルに応じて適宜採用することができる。また、原料ガスの圧力が高すぎて、原料ガスの温度が液化装置21の暖温領域Z1（高温側）の温度よりも高くなる場合は、図10と同様に、第2冷却器85を設置して液化装置21の負荷を軽減することができる。

[0127] [表7]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	0.99926814	0.99999155	0.00	0.926255	0.00	1.00	1.00	0.00
温度[°C]	20.14	-4.64	-42.58	175.78	-65.19	-65.19	-65.19	-38.31	-161.55
圧力[kPa]	7180.00	4850.00	4700.00	4705.00	4400.00	4400.00	4400.00	6799.08	120.00
モル流量[kgmole/h]	42000	42000	45020	312.584899	45020	3320	41700	41700	41700
質量流量[kg/h]	719619	719619	783495	19781	783495	83262	700225	698733	698733
モル分率									
窒素	0.008199590			0.000031631					0.008252582
メタン	0.949952502			0.041864778					0.956625333
エタン	0.024998750			0.032036256					0.024955530
プロパン	0.009999500			0.144339655					0.009098899
i-ブタン	0.001999900			0.165884716					0.000795603
n-ブタン	0.001999900			0.233258825					0.000269470
i-ペンタン	0.000499975			0.066912683					0.000001763
n-ペンタン	0.000499975			0.067112604					0.000000820
n-ヘキサン	0.000599970			0.080613490					0.000000000
ベンゼン	0.000499975			0.067177784					0.000000000
トルエン	0.000099995			0.013435677					0.000000000
p-キシレン	0.000049998			0.006717839					0.000000000
n-ヘプタン	0.000499975			0.067178385					0.000000000
n-オクタン	0.000099995			0.013435678					0.000000000

[0128] (第3実施形態)

図12は本発明の第3実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。また、表8には、第3実施形態に係る液化システム1における原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例を示す。なお、図12に示す液化システム1では、第1及び第2実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0129] 第3実施形態の液化システム1では、第1圧縮機4の下流に更なる昇圧用の第2圧縮機75が設けられている。つまり、原料ガスは、第1圧縮機4において昇圧された後に、ラインL10aを介して第2圧縮機75に送られ、そこで更に昇圧（ここでは、約7,000kPaAの圧力）された後、ラインL10bを介して液化装置21に導入される。液化装置21の内部は、第2実施形態と同様の構成を有しており、ラインL10bは、液化装置21内の暖温領域Z1に配置された管回路30に接続されている。

[0130] このような第3実施形態の液化システム1では、第1圧縮機4の下流に更なる第2圧縮機75を設けたため、第2圧縮機75からラインL10bを介して液化装置21に導入される原料ガスの圧力を一層（例えば、7,000～10,000kPaA程度の圧力まで）増大させることができ、液化処理の効率が向上する。また、原料ガスを温度レベルがより近い液化装置21の暖温領域Z1に導入する構成としたため、液化装置21の熱的負荷を軽減すると共に、液化処理の効率をより高めることができるという利点もある。

[0131]

[表8]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	1.00	0.99998949	0.00	0.925944	0.00	1.00	1.00	0.00
温度[℃]	20.08	8.32	-42.58	177.19	-65.24	-65.24	-65.24	-34.55	-161.55
圧力 [kPa]	5830.00	4850.00	4700.00	4705.00	4400.00	4400.00	4400.00	7000.00	120.00
モル流量[kgmole/h]	42000	42000	45020	312.6686486	45020	3334	41686	41686	41700
質量流量[kg/h]	719619	719619	783504	19764	783504	83548	699948	699948	698733
モル分率									
窒素	0.008199590			0.000033626					0.008260844
メタン	0.949952502			0.043508871					0.956667221
エタン	0.024998750			0.032339550					0.024931118
プロパン	0.009999500			0.143654595					0.009076200
i-ブタン	0.001999900			0.165149865					0.000793571
n-ブタン	0.001999900			0.232835468					0.000268518
i-ペンタン	0.000499975			0.066891831					0.000001710
n-ペンタン	0.000499975			0.067093928					0.000000817
n-ヘキサン	0.000599970			0.080591893					0.000000000
ベンゼン	0.000499975			0.067159786					0.000000000
トルエン	0.000099995			0.013432078					0.000000000
p-キシレン	0.000049998			0.006716040					0.000000000
n-ヘプタン	0.000499975			0.067160391					0.000000000
n-オクタン	0.000099995			0.013432079					0.000000000

[0132] (第3実施形態の変形例)

図13は本発明の第3実施形態の変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図13に示す液化システム1では、第1から第3実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0133] この変形例による液化システム1では、第2圧縮機75がモータ（第1モータ）81によって駆動され、モータ81の速度は可変周波数駆動を行うコントローラ82によって制御される。モータ81には外部から電力が供給される。モータ81の速度（すなわち、第2圧縮機75の動作）は、ラインL10bに設けられた圧力計83の検出値に基づき、液化装置21に導入される原料ガスの圧力が一定（所定の目標範囲）となるように制御される。これにより、液化装置21に導入される原料ガスの圧力を第2圧縮機75によって安定的に増大させることができ、その結果、原料ガスの温度も適切な範囲に安定的に維持され、液化装置21における液化処理を効率的かつ安定的に行うことが可能となる。

[0134] (第4実施形態)

図14は本発明の第4実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。また、表9には、第4実施形態に係る液化システム1における原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例を示す。なお、図14に示す液化システム1では、第1から第3実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0135] 第4実施形態の液化システム1では、図12の第3実施形態に示した第2圧縮機75の下流に、低圧(LP)のプロパン冷媒(C3R)を用いる更なる第2冷却器85が設けられている。第1圧縮機4からラインL10aに送出された原料ガスは、第2圧縮機75において昇圧された後にラインL10bを介して第2冷却器85に送られ、そこで更に冷却された後、ラインL10cを介して液化装置21に導入される。液化装置21の内部は、第3実施形態と同様の構成を有しており、ラインL10cは、液化装置21内の暖温領域Z1に配置された管回路30に接続されている。

[0136] このような第4実施形態の液化システム1では、第2圧縮機75による原料ガスの昇圧により、原料ガスの温度レベルが適切なレベルを超えた場合でも、第2圧縮機75の下流側に設けられた第2冷却器85において、低圧のプロパン冷媒を用いて原料ガスを冷却することにより、原料ガスを液化装置21の暖温領域Z1の温度レベルに近づけることができる。その結果、液化装置21の熱的負荷を軽減すると共に、液化処理の効率を高めることができる。また、第1圧縮機4の起動時等におけるリサイクル運転における冷却に第2冷却器85（すなわち、水やエアーよりも冷却能の高いプロパン冷媒）を利用する構成とすれば、より低温（0℃以下）の冷却が可能となるという利点もある。

[0137]

[表9]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	1.00	0.99998949	0.00	0.925944	0.00	1.00	1.00	0.00
温度[℃]	20.08	8.32	-42.58	177.19	-65.24	-65.24	-65.24	-34.50	-161.55
圧力 [kPa]	5830.00	4850.00	4700.00	4705.00	4400.00	4400.00	4400.00	8000.00	120.00
モル流量[kgmole/h]	42000	42000	45020	312.6686486	45020	3334	41686	41686	41700
質量流量[kg/h]	719619	719619	783504	19764	783504	83548	699948	699948	698733
モル分率									
窒素	0.008199590			0.000033626					0.008260844
メタン	0.949952502			0.043508871					0.956667221
エタン	0.024998750			0.032339550					0.024931118
プロパン	0.009999500			0.143654595					0.009076200
i-ブタン	0.001999900			0.165149865					0.000793571
n-ブタン	0.001999900			0.232835468					0.000268518
i-ペンタン	0.000499975			0.066891831					0.000001710
n-ペンタン	0.000499975			0.067093928					0.000000817
n-ヘキサン	0.000599970			0.080591893					0.000000000
ベンゼン	0.000499975			0.067159786					0.000000000
トルエン	0.000099995			0.013432078					0.000000000
p-キシレン	0.000049998			0.006716040					0.000000000
n-ヘプタン	0.000499975			0.067160391					0.000000000
n-オクタン	0.000099995			0.013432079					0.000000000

[0138] 表 10 には、上述の第 1 から第 4 実施形態ならびに第 1 及び第 2 参考例における各圧縮機に必要な動力の比較を示している。表 10 に示すように、第 1 及び第 2 参考例（従来技術）に対し、第 1 から第 4 実施形態のトータルの動力及び比出力が減少していることがわかる。

[0139] [表10]

	参考例 1	参考例 2	第 1 実施形態	第 2 実施形態	第 3 実施形態	第 4 実施形態
第 1 圧縮機[kW]		2493	3616	7267	3616	3616
第 2 圧縮機[kW]					4402	7099
第 4 圧縮機[kW]				7561		
混合冷媒用圧縮機[kW]	161680	155260	153620	150350	148940	143590
プロパン用圧縮機[kW]	76651	74827	72247	68689	70756	72769
トータル[kW]	238331	233057	225867	226600	224098	223458
LNG[t/h]	698.8	694.7	698.8	698.8	698.8	698.8
比出力[kW/t]	341	335	323	324	321	320

[0140] (第 5 実施形態)

図 15 は本発明の第 5 実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 15 に示す液化システム 1 では、第 1 から第 4 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略

する。

[0141] 第5実施形態の液化システム1では、上述の第1から第4実施形態の場合とは異なり、第1膨張機3及び第1圧縮機4は機械的に接続されておらず、両者は電氣的に接続されている。第1膨張機3には発電装置87が接続されており、この発電装置87により、第1膨張機3が発生する動力は電力に変換される。この発電装置87で発生した電力は、第1圧縮機4を駆動するモータ84に供給される（すなわち、第1膨張機3において発生した動力を第1圧縮機4で利用する）。なお、発電装置87から供給される電力は、モータ84を駆動する電力の少なくとも一部であればよく、電力が不足した場合には、図示しない外部の電力供給源から別途電力が供給される。

[0142] このような第5実施形態の液化システム1では、第1膨張機3及び第1圧縮機4が電氣的に接続されるため、第1膨張機3及び第1圧縮機4の起動時や停止時における動作の自由度が高くなる（すなわち、互いに独立に動作可能になる）という利点がある。

[0143] （第6実施形態）

図16は本発明の第6実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図16に示す液化システム1では、第1から第5実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0144] 第6実施形態の液化システム1では、原料ガスとして約88mol%のメタンを含むリッチガスが用いられる（第6実施形態の変形例ならびに第7及び第8実施形態も同様）。この液化システム1では、蒸留装置15の塔頂留出物として分離された原料ガスは、ラインL19を介して第1圧縮機4に直接導入されて圧縮される。その後、原料ガスは、第1圧縮機4からラインL20を介して暖温領域Z1に配置された管回路22に送られて予備的に冷却された後、更に、ラインL21を介して第1気液分離槽23に導入される。

[0145] 第1気液分離槽23は、原料ガス中の液相成分（凝縮成分）を分離し、そ

の液相成分を構成する炭化水素等の液体をラインL 2 2に設けられた膨張弁8 9を介して再び蒸留装置1 5に循環する。一方、第1気液分離槽2 3において気相成分を構成するメタンを主成分とする原料ガスは、ラインL 2 3を介して液化装置2 1内の管回路3 1に送られる。

[0146] このような第6実施形態の液化システム1では、第1圧縮機4の下流側に第1気液分離槽2 3を設け、第1圧縮機4からの原料ガスを暖温領域Z 1に配置された管回路2 2を通して第1気液分離槽2 3に導入する構成としたため、原料ガスの温度レベルを液化装置2 1の暖温領域Z 1の温度レベルに近づけることができ、さらに、原料ガスを液化装置2 1の暖温領域Z 1（管回路2 2）で冷却した後に、第1気液分離槽2 3からの気相成分を液化装置2 1の中間領域Z 2（管回路3 1）に導入する構成としたため、原料ガスの温度レベルを液化装置2 1の中間領域Z 2の温度レベルに容易に近づけることができる。さらに、第1気液分離槽2 3からの原料ガスを第1圧縮機4によって圧送可能となるため、上述の第1実施形態等において第1気液分離槽2 3から蒸留装置1 5への循環経路（ラインL 2 1）に設けた還流ポンプ2 4を省略できるという利点もある。

[0147] 液化装置2 1での原料ガスの液化には、圧縮機4の吐出圧をより高める（すなわち、液化装置2 1に導入される原料ガスの圧力を高める）ことが有利である。しかしながら、第1実施形態等のように、蒸留装置1 5の塔頂留出物を液化装置2 1によって一旦冷却した後に第1気液分離槽2 3で気液分離し、その気相成分を第1圧縮機4によって圧縮してから液化装置2 1に導入する構成では、液化装置2 1の前の第1圧縮機4において原料ガスの温度が上昇するため、原料ガスの組成、圧力、及び供給量等の条件によっては、原料ガスの温度レベルが液化装置2 1への導入のための適切な範囲を外れ、これにより、液化装置2 1の熱的負荷が大きくなるという問題がある。このような問題は、液化装置2 1への原料ガスの導入位置を変更することにより解消可能であるが、原料ガスの導入位置の変更が容易でないスプール巻き型熱交換器等を主熱交換器として用いる場合にはその熱交換器の構造上対処でき

ない場合がある。そこで、本実施形態のように、蒸留装置 15 の塔頂留出物として分離された原料ガスが、ライン L 19 を介して第 1 圧縮機 4 に直接導入されて圧縮される構成とし、第 1 圧縮機 4 で圧縮された原料ガスを液化装置 21 の暖温領域 Z 1 で冷却した後に第 1 気液分離槽 23 で気液分離し、その気相成分を液化装置 21 の中間領域 Z 2（暖温領域 Z 1 の下流）に導入することにより、原料ガスの温度レベルを適切な範囲に維持することが可能（すなわち、原料ガスの温度レベルを液化装置 21 における導入位置の温度レベルに近づけるように調節することが容易）となる。

[0148]（第 6 実施形態の第 1 変形例）

図 17 は本発明の第 6 実施形態の変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。また、表 11 には、第 6 実施形態の変形例に係る液化システム 1 における原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例を示す。なお、図 17 に示す液化システム 1 では、第 6 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0149] この変形例による液化システム 1 では、図 16 の第 6 実施形態に示した第 1 冷却器 11 が省略される一方、第 1 圧縮機 4 の下流に、低圧のプロパンを冷媒として用いる更なる第 2 冷却器 85 が設けられている。原料ガスは、第 1 圧縮機 4 からライン L 20a を介して第 2 冷却器 85 に送られて冷却された後、ライン L 20b を介して液化装置 21 の暖温領域 Z 1 に配置された管回路 22 に送られて更に冷却され、その後、ライン L 21 を介して第 1 気液分離槽 23 に導入される。

[0150] このような第 6 実施形態の第 1 変形例による液化システム 1 では、第 1 圧縮機 4 の下流に更なる第 2 冷却器 85 を設けたため、第 1 圧縮機 4 からの原料ガスの温度が液化装置 21 の暖温領域 Z 1 の温度よりも高い場合でも、第 2 冷却器 85 によって原料ガスを冷却してその温度を液化装置 21 の暖温領域 Z 1 の温度レベルに容易に近づけることができる。

[0151]

[表11]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	0.97	1.00	0.00	1.00	0.82	0.00	1.00	0.00
温度[C]	20.00	-15.21	-52.85	95.46	-18.62	-63.17	-63.17	-63.17	-159.04
圧力 [kPa]	7000.00	3470.10	3300.00	3310.00	5335.67	4985.67	4985.67	4985.67	120.00
モル流量[kgmole/h]	42000	42000	48048.7985	2599.94689	48048.798	48048.798	8648.7837	39400.015	39400.01475
質量流量[kg/h]	803679	803679	849289	132033	849289	849289	177669	671605	671605
モル分率									
窒素	0.001000000			0.000000012					0.001068081
メタン	0.877900000			0.002690816					0.935674952
エタン	0.060900000			0.136450252					0.055944425
プロパン	0.033600000			0.431375809					0.007299533
i-ブタン	0.006500000			0.104814783					0.000012789
n-ブタン	0.011500000			0.185742438					0.000002218
i-ペンタン	0.003400000			0.054924175					0.000000002
n-ペンタン	0.002100000			0.033923768					0.000000000
n-ヘキサン	0.003100000			0.050077946					0.000000000
ベンゼン	0.000000000			0.000000000					0.000000000
トルエン	0.000000000			0.000000000					0.000000000
p-キシレン	0.000000000			0.000000000					0.000000000
n-ヘプタン	0.000000000			0.000000000					0.000000000
n-オクタン	0.000000000			0.000000000					0.000000000

[0152] (第6実施形態の第2及び第3変形例)

図18及び図19は、それぞれ本発明の第6実施形態の第2及び第3変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図18及び図19に示す液化システム1では、第6実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0153] 図18に示すように、第2変形例による液化システム1では、ラインL4とラインL19との間に熱交換器69が設けられている。これにより、蒸留装置15の塔頂留出物として分離されたラインL19を流れる原料ガスは、冷却器12から蒸留装置15に導入されるラインL4を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に第1圧縮機4に導入される。第1圧縮機4によって圧縮された原料ガスは、ラインL20を介して液化装置21に導入される。ラインL20の下流側は、液化装置21において最も温度の高い暖温領域Z1に配置された管回路22に接続されている。

[0154] このような構成により、第2変形例では、ラインL20を介して液化装置

21に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、熱交換器69における熱交換によって原料ガスの温度を適切に高めることができる。つまり、第2変形例では、圧縮後のラインL20における原料ガスの温度を液化装置21における導入位置（管回路22）の温度に近づける（好ましくは、10℃以内とする）ことができ、その結果、液化装置21の熱的負荷を軽減（熱応力の発生等を抑制）することが可能となる。

[0155] また、図19に示すように、第3変形例による液化システム1では、ラインL4とラインL20との間に熱交換器69が設けられている。これにより、第1圧縮機4から送出されたラインL20を流れる原料ガスは、ラインL4を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に液化装置21の暖温領域Z1に配置された管回路22に導入される。この第3変形例では、熱交換器69で加熱された原料ガスは、第1圧縮機4等を介することなく液化装置21に導入されるため、液化装置21への導入時の原料ガスの温度を制御し易いという利点がある。

[0156] なお、上述の第6実施形態の第2及び第3変形例における熱交換器69の配置については、圧縮後のラインL20における原料ガスの温度を液化装置21の導入位置の温度に近づけることが可能な限りにおいて種々の変更が可能である。

[0157] （第6実施形態の第4変形例）

図20は、本発明の第6実施形態の第4変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。表12には、第4変形例の液化システムにおける原料ガスの温度、圧力、流量、及び各成分のモル分率等の一例が示されている。なお、図20に示す液化システム1では、第6実施形態（他の変形例を含む）に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0158] この第4変形例では、原料ガスとして上述の第6実施形態よりも低圧のガスが用いられ、特に、窒素や重質分を含む原料ガスの組成によってその臨界

圧力が比較的高くなる場合に好適な構成を示している。液化システム 1 では、第 6 実施形態の第 1 変形例と同様に、原料ガスは、第 1 圧縮機 4 からライン L 20 a を介して第 2 冷却器 85 に送られて冷却された後、ライン L 20 b を介して第 1 気液分離槽 23 に導入される。一方、第 4 変形例では、ライン L 20 b は、液化装置 21 を介さずに第 1 気液分離槽 23 に接続され、この第 1 気液分離槽 23 において気相成分を構成する原料ガスは、ライン L 23 を介して液化装置 21 内において最も温度の高い暖温領域 Z 1 に配置された管回路 30 に送られる。このような構成により、第 4 変形例では、上述の第 1 変形例のように第 1 気液分離槽 23 に導入する原料ガスを液化装置 21 で冷却（管回路 22 に導入）する必要はなく、液化装置 21 の液化処理の負荷を軽減できるという利点がある。

[0159] [表12]

No.	(i)	(ii)	(iii)	(iv)	(v)	(vi)	(vii)	(viii)	(ix)
気相の割合	1.00	0.99	1.00	0.00	1.00	0.97	0.00	1.00	0.00
温度 [C]	20.0	4.2	-22.3	80.0	-6.4	-34.5	-34.5	-34.5	-160.9
圧力 [kPa]	7500	5660	5500	5510	6814	6749	6749	6749	120
モル流量 [kgmole/h]	42000	42000	41420	1728	41420	41420	1146	40274	40274
質量流量 [kg/h]	807998	807998	757232	83213	757232	757232	32372	724861	724861
モル分率									
窒素	0.007000	0.007000	0.007152	0.000007	0.007152	0.007152	0.001979	0.007300	0.007300
メタン	0.871400	0.871400	0.893213	0.151770	0.893213	0.893213	0.575496	0.902252	0.902252
エタン	0.060900	0.060900	0.059298	0.149029	0.059298	0.059298	0.135734	0.057123	0.057123
プロパン	0.033600	0.033600	0.028208	0.241401	0.028208	0.028208	0.151884	0.024689	0.024689
i-ブタン	0.006500	0.006500	0.004279	0.081324	0.004279	0.004279	0.039011	0.003291	0.003291
n-ブタン	0.011500	0.011500	0.006458	0.172432	0.006458	0.006458	0.071862	0.004598	0.004598
i-ペンタン	0.003400	0.003400	0.000989	0.069908	0.000989	0.000989	0.016367	0.000552	0.000552
n-ペンタン	0.002100	0.002100	0.000385	0.046710	0.000385	0.000385	0.007216	0.000191	0.000191
n-ヘキサン	0.003100	0.003100	0.000015	0.075276	0.000015	0.000015	0.000396	0.000005	0.000005
ベンゼン	0.000500	0.000500	0.000002	0.012142	0.000002	0.000002	0.000056	0.000001	0.000001
トルエン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
p-キシレン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-ヘプタン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
n-オクタン	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

[0160] (第 7 実施形態)

図 2 1 は本発明の第 7 実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 2 1 に示す液化システム 1 では、第 1 から第 6 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素については

それぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0161] 第7実施形態の液化システム1は、第6実施形態と類似の構成を有するが、水分除去装置2の下流側に2台の膨張機（第1膨張機3a及び第2膨張機3b）が並列に配置された点において第6実施形態の場合とは異なる。さらに、第7実施形態では、第1及び第2膨張機3a、3bとそれぞれ同軸のシャフト5a、5bを有する2台の圧縮機（第1圧縮機4a及び第3圧縮機4b）が設けられている。

[0162] 図21において、水分除去装置2からの原料ガスは、それぞれラインL2a、L2bを介して第1及び第2膨張機3a、3bに送られる。第1及び第2膨張機3a、3bからの原料ガスは、ラインL3a、L3b、L3を介して冷却器12に送られる。この場合、上述のような冷却器群に必要とされる冷却能が低減されるため、低圧（LP）のプロパン冷媒（C3R）を用いる1台の冷却器12のみが設置されている。

[0163] 蒸留装置15の塔頂留出物として分離された原料ガスは、ラインL19を介して第3圧縮機4bに送られて圧縮される。その後、原料ガスは、第3圧縮機4bからラインL20を介して暖温領域Z1に配置された管回路22に送られて冷却された後、更に、ラインL21を介して第1気液分離槽23に導入される。

[0164] 第1気液分離槽23は、原料ガス中の液相成分（凝縮成分）を分離し、その液相成分を構成する炭化水素等の液体をラインL22に設けられた膨張弁89を介して再び蒸留装置15に循環する。一方、第1気液分離槽23において気相成分を構成するメタンを主成分とする原料ガスは、ラインL24を介して第1圧縮機4aに送られて圧縮される。その後、原料ガスは、第1圧縮機4aからラインL25を介して液化装置21内の暖温領域Z1に配置された管回路30に導入される。

[0165] このように2台の膨張機3a、3b及び2台の圧縮機4a、4bを用いた第7実施形態の構成によれば、液化システム1に供給される原料ガスの圧力

が比較的高圧で、しかも臨界圧力が低い場合においても、複数の圧縮機 4 a、4 b によって原料ガスを適切に昇圧（すなわち、蒸留装置 15 に導入される原料ガスが臨界圧力以上となることを防止）することができる。

[0166] （第 8 実施形態）

図 22 は本発明の第 8 実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 22 に示す液化システム 1 では、第 1 から第 7 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0167] 第 8 実施形態の液化システム 1 は、第 6 実施形態または第 7 実施形態と類似の構成を有するが、2 台の第 1 膨張機 3 a、3 b が直列に配置され、また、第 1 膨張機 3 a、3 b の間にセパレータ 9 1 が配置された点においてそれらの実施形態とは異なる。

[0168] 図 22 において、水分除去装置 2 からの原料ガスは、ライン L 2 を介して第 1 膨張機 3 a に送られ、そこで膨張した後、ライン L 3 を介してセパレータ 9 1 に導入される。セパレータ 9 1 において、気相成分として分離された原料ガスは、ライン L 26 を介して第 2 膨張機 3 b に送られ、そこで膨張した後、ライン L 27 を介して冷却器 12 に送られる。一方、セパレータ 9 1 は、原料ガス中の液相成分（凝縮成分）を分離し、その液相成分を構成する液体は、ライン L 28 に設けられた膨張弁 9 2 を介して冷却器 12 に送られる。

[0169] この第 8 実施形態によれば、上述の第 7 実施形態の場合と同様に、液化システム 1 に供給される原料ガスの圧力が比較的高圧で、しかも臨界圧力が低い場合においても、複数の圧縮機 4 a、4 b によって原料ガスを適切に昇圧することができるという利点がある。

[0170] （第 8 実施形態の第 1 及び第 2 変形例）

図 23 及び図 24 は、それぞれ本発明の第 8 実施形態の第 1 及び第 2 変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図であ

る。なお、図 2 3 及び図 2 4 に示す液化システム 1 では、第 8 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0171] 図 2 3 に示すように、第 1 変形例による液化システム 1 は、第 8 実施形態と略同様の構成を有するが、第 1 変形例では、ライン L 4 とライン L 1 9 との間に熱交換器 6 9 が設けられている。これにより、蒸留装置 1 5 の塔頂留出物として分離されたライン L 1 9 を流れる原料ガスは、冷却器 1 2 から蒸留装置 1 5 に導入されるライン L 4 を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に第 3 圧縮機 4 b に導入される。このような構成により、第 1 変形例では、ライン L 2 0 を介して液化装置 2 1 に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、熱交換器 6 9 における熱交換によって原料ガスの温度を適切に高めることができる。

[0172] また、図 2 4 に示すように、第 2 変形例による液化システム 1 は、第 8 実施形態と略同様の構成を有するが、第 2 変形例では、ライン L 4 とライン L 2 5 との間に熱交換器 6 9 が設けられている。これにより、第 1 圧縮機 4 a から送出されたライン L 2 5 を流れる原料ガスは、冷却器 1 2 から蒸留装置 1 5 に導入されるライン L 4 を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に液化装置 2 1 内の暖温領域 Z 1 に配置された管回路 3 0 に導入される。この第 2 変形例では、熱交換器 6 9 で加熱された原料ガスは、第 1 圧縮機 4 等を介することなく液化装置 2 1 に導入されるため、液化装置 2 1 への導入時の原料ガスの温度を制御し易いという利点がある。

[0173] なお、第 1 及び第 2 変形例における熱交換器 6 9 の配置については、液化装置 2 1 に導入される原料ガスの温度を液化装置 2 1 の導入位置の温度に近づけることが可能な限りにおいて種々の変更が可能である。

[0174] (第 9 実施形態)

図 2 5 は本発明の第 9 実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 2 5 に示す液化システム 1 では、第 1 から第 8 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素については

それぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0175] この第9実施形態による液化システム1では、上述の第6実施形態の第1変形例のような構成において、原料ガスの臨界圧力が比較的低く、第1圧縮機4から第1気液分離槽23に向けて送出される原料ガスの圧力が、臨界圧力よりも高くなる（すなわち、第1気液分離槽23が適切に機能しない）場合に有用である。この液化システム1では、原料ガスは、第1圧縮機4からラインL20aを介して第2冷却器85に送られて冷却された後、ラインL20bを介して液化装置21の暖温領域Z1に配置された管回路22に送られて更に冷却される。その後、ラインL21を流れる原料ガスは、上下に分岐したラインL22及びラインL23をそれぞれ介して、その一部が分岐部から下方に延びるラインL22に設けられた膨張弁89を介して再び蒸留装置15に循環し、また、残りの原料ガスが分岐部から上方に延びるラインL23を介して液化装置21の中間領域Z2に配置された管回路31に導入される。このような構成により、第9実施形態による液化システム1では、液化装置21の液化処理の負荷を軽減することができる。

[0176] （第9実施形態の変形例）

図26は本発明の第9実施形態の変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図26に示す液化システム1では、第9実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0177] この変形例による液化システム1では、ラインL22を流れる原料ガスが、膨張弁89を介して導入される第2気液分離槽25が設けられる。第2気液分離槽25は、原料ガス中の液相成分を分離し、その液相成分をラインL30に設けられた膨張弁90を介して再び蒸留装置15に循環する。一方、第2気液分離槽25において気相成分を構成する原料ガスはラインL31に送出される。ラインL31はラインL19に接続されており、これにより、

原料ガスは、ラインL 3 1 に設けられた膨張弁 9 3 を介して第 1 圧縮機 4 に送られる。このような構成により、変形例による液化システム 1 では、蒸留装置 1 5 の処理の安定性が高まるという利点がある。

[0178] (第 1 0 実施形態)

図 2 7 は本発明の第 1 0 実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 2 7 に示す液化システム 1 では、第 1 から第 9 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0179] この第 1 0 実施形態による液化システム 1 では、上述の図 1 6 に示した第 6 実施形態と類似の構成を有するが、蒸留装置 1 5 の上流側の構成において、図 3 に示した参考例と類似の構成が採用されている。より詳細には、第 1 0 実施形態による液化システム 1 では、膨張機 3 は、冷却器群（ここでは、3 台の冷却器 1 0、1 1、1 2）の下流側に配置され、冷却器 1 2 から送出された原料ガスは、ラインL 4 a を介してセパレータ 1 3 に送られて気液分離される。セパレータ 1 3 において気相成分を構成する原料ガスは、ラインL 4 b を介して膨張機 3 に送られ、膨張機 3 で膨張した後、ラインL 4 c を介して蒸留装置 1 5 に送られる。一方、セパレータ 1 3 において液相成分を構成する原料ガスは、膨張弁 1 4 が設けられたラインL 4 d に送出される。その液相成分は、膨張弁 1 4 で膨張した後、膨張機 3 からの原料ガスと共にラインL 4 c を介して蒸留装置 1 5 に送られる。

[0180] このような構成により、第 1 0 実施形態による液化システム 1 では、膨張機 3 を冷却器群の下流側に配置してその動力を低下させることにより、膨張機 3 の動力を利用する圧縮機 4 で圧縮される原料ガスの過度の温度上昇を抑制することが可能となり、原料ガスの温度レベルを液化装置 2 1 における導入位置の温度レベルに近づけるように容易に調節することができる。なお、第 1 膨張機 3 と冷却器 1 1、1 2（第 6 実施形態では、冷却器 1 0 が省略されている）の配置に拘わらず、第 6 実施形態における有利な効果を奏するこ

とが可能である。なお、第10実施形態による液化システム1では、図17に示した例と同様に、第1圧縮機4の下流に、低圧のプロパンを冷媒として用いる第2冷却器85を設けることもできる。また、この液化システム1では、図26に示した例と同様に、第1気液分離槽23の代わりに、ラインL22を流れる原料ガスが、膨張弁89を介して導入される第2気液分離槽25を設けることもできる。その場合には、第2気液分離槽25の周辺の構成（ラインL30、L31、膨張弁89、90）等についても図26に示した例と同様となる。

[0181] （第10実施形態の第1及び第2変形例）

図28及び図29は、それぞれ本発明の第10実施形態の第1及び第2変形例に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図28及び図29に示す液化システム1では、第10実施形態に係る液化システム1と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0182] 図28に示すように、第1変形例による液化システム1は、第10実施形態と略同様の構成を有するが、第1変形例では、ラインL4aとラインL19との間に熱交換器69が設けられている。これにより、蒸留装置15の塔頂留出物として分離されたラインL19を流れる原料ガスは、第1膨張機3の上流側において冷却器12からセパレータ13に導入されるラインL4aを流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に第1圧縮機4に導入される。このような構成により、第1変形例では、ラインL20を介して液化装置21に導入される原料ガスの温度レベルが適正範囲よりも低くなり得る場合でも、熱交換器69における熱交換によって原料ガスの温度を適切に高めることができる。

[0183] また、図29に示すように、第2変形例による液化システム1は、第10実施形態と略同様の構成を有するが、第2変形例では、ラインL4aとラインL20との間に熱交換器69が設けられている。これにより、第1圧縮機4から送出されたラインL20を流れる原料ガスは、冷却器12からセパレ

ータ 13 に導入されるライン L 4 a を流れる原料ガスとの熱交換によって加熱された後に液化装置 21 内の暖温領域 Z 1 に配置された管回路 22 を介して第 1 気液分離槽 23 に導入される。この第 2 変形例では、熱交換器 69 で加熱された原料ガスは、第 1 圧縮機 4 等を介することなく液化装置 21 に導入されるため、液化装置 21 への導入時の原料ガスの温度を制御し易いという利点がある。

[0184] (第 1 1 実施形態)

図 30 は本発明の第 1 1 実施形態に係る天然ガスの液化システムにおける液化処理の流れを示す構成図である。なお、図 30 に示す液化システム 1 では、第 1 から第 10 実施形態に係る液化システム 1 と同様の構成要素についてはそれぞれ同一の符号を付し、以下で言及する事項を除いて詳細な説明を省略する。

[0185] この第 1 1 実施形態による液化システム 1 では、上述の第 6 実施形態と類似の構成を有するが、第 1 膨張機 3 及び第 1 圧縮機 4 の接続関係については、図 15 に示した第 5 実施形態と同様の構成が採用されている。より詳細には、第 1 1 実施形態による液化システム 1 では、第 1 膨張機 3 及び第 1 圧縮機 4 は機械的に接続されておらず、両者は電氣的に接続されている。第 1 膨張機 3 には発電装置 87 が接続されており、この発電装置 87 により、第 1 膨張機 3 が発生する動力は電力に変換される。この発電装置 87 で発生した電力は、第 1 圧縮機 4 を駆動するモータ 84 に供給される（すなわち、第 1 膨張機 3 において発生した動力を第 1 圧縮機 4 で利用する）。なお、発電装置 87 から供給される電力は、モータ 84 を駆動する電力の少なくとも一部であればよく、電力が不足した場合には、図示しない外部の電力供給源から別途電力が供給される。

[0186] (膨張機及び圧縮機の接続構造の変形例)

図 31 及び図 32 は、それぞれ上述の各実施形態における膨張機と圧縮機との機械的接続構造の第 1 及び第 2 変形例を示す図である。

[0187] 図 31 に示す例では、第 1 膨張機 3 と第 1 圧縮機 4 との間にモータ（第 2

モータ) 84 が介装され、モータ 84 の速度は可変周波数駆動を行うコントローラ 82 によって制御される。モータ 84 には外部から電力が供給される。ここで、第 1 膨張機 3、第 1 圧縮機 4、及びモータ 84 は、同軸上に設けられており、第 1 膨張機 3 で発生した膨張に基づく動力を第 1 圧縮機 4 の動力として利用することができる。これによりモータ 84 の動力を低減することが可能となる。このように、第 1 膨張機 3 で発生した動力を補うようにモータ 84 の動力を利用することで、第 1 圧縮機 4 の吐出圧を安定的に増大させることが可能となる。

[0188] 一方、図 32 に示す例では、第 1 膨張機 3、第 1 圧縮機 4、及びモータ (第 2 モータ) 84 の回転軸には、それぞれギヤ 96、97、98 が取り付けられている。第 1 膨張機 3 のギヤ 96 は、モータ 84 のギヤ 97 と噛合し、更に、モータ 84 のギヤ 97 は、第 1 圧縮機 4 のギヤ 98 と噛合する。これにより、第 1 膨張機 3 及び第 1 圧縮機 4 は、モータ 84 を介して互いに動力を伝達可能に接続 (機械的に連結) されている。このような構造により、第 1 膨張機 3 で発生した動力を補うようにモータ 84 の動力を利用することで、第 1 圧縮機 4 の吐出圧を安定的に増大させることが可能となる。なお、第 1 膨張機 3、第 1 圧縮機 4、及びモータ 84 の接続については、遊星歯車機構など周知の歯車機構を適用することができる。

[0189] 以上、本発明を特定の実施形態に基づいて説明したが、これらの実施形態はあくまでも例示であって、本発明はこれらの実施形態によって限定されるものではない。上述の各実施形態に示した本発明に係る天然ガスの液化システム及び液化方法の各構成要素は、必ずしも全てが必須ではなく、少なくとも本発明の範囲を逸脱しない限りにおいて適宜取捨選択することが可能である。また、各実施形態に示した構成要素の組合せは、必ずしも必須ではなく、少なくとも本発明の範囲を逸脱しない限りにおいて複数の実施形態の構成要素を適宜選択して用いることができる。

符号の説明

[0190] 1 液化システム

- 2 水分除去装置
- 3、3 a 第1膨張機
- 3 b 第2膨張機
- 4、4 a 第1圧縮機
- 4 b 第3圧縮機
- 5 シャフト
- 10、11、12 第1冷却器
- 15 蒸留装置
- 21 液化装置
- 23 第1気液分離槽
- 33 膨張弁
- 41 冷媒セパレータ
- 44 膨張弁
- 45 スプレーヘッド
- 54 膨張弁
- 55 スプレーヘッド
- 69 熱交換器
- 71 第4圧縮機
- 72 第4冷却器
- 75 第2圧縮機
- 81 モータ（第1モータ）
- 82 コントローラ
- 83 圧力計
- 84 モータ（第2モータ）
- 85 第2冷却器
- 86 第3冷却器
- 87 発電装置
- 89 膨張弁

9 1 セパレータ

9 2 膨張弁

9 6 ギヤ

9 7 ギヤ

9 8 ギヤ

Z 1 暖温領域

Z 2 中間領域

Z 3 冷温領域

請求の範囲

- [請求項1] 天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化システムであって、
- 加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによって動力を発生させる第1膨張機と、
- 前記第1膨張機における膨張によって減圧された前記原料ガスを冷却する第1冷却器と、
- 前記第1冷却器によって冷却された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留装置と、
- 前記第1膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスを圧縮する第1圧縮機と、
- 前記第1圧縮機によって圧縮された前記原料ガスを冷媒との熱交換によって液化する液化装置と
- を備えたことを特徴とする天然ガスの液化システム。
- [請求項2] 前記第1圧縮機と前記液化装置との間に配置され、前記第1圧縮機によって圧縮された前記原料ガスを冷却する第2冷却器を更に備えたことを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。
- [請求項3] 前記液化装置は、スプール巻き型熱交換器からなり、
- 前記第1圧縮機から送出された前記原料ガスは、前記スプール巻き型熱交換器に対し、当該スプール巻き型熱交換器内の高温側に位置する暖温領域に導入されることを特徴とする請求項1または請求項2に記載の天然ガスの液化システム。
- [請求項4] 前記第1圧縮機と前記液化装置との間に配置され、前記第1圧縮機から送出された前記原料ガスを昇圧する第2圧縮機を更に備えたことを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。
- [請求項5] 外部からの電力によって駆動され、前記液化装置に導入される前記原料ガスの圧力値に基づき駆動制御される第1モータを更に備え、

前記第2圧縮機は、前記第1モータによって駆動されることを特徴とする請求項4に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項6] 前記第2圧縮機と前記液化装置との間に配置され、前記原料ガスを冷却する第2冷却器を更に備えたことを特徴とする請求項4に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項7] 前記第1膨張機において発生した動力を電力に変換する発電装置と、

前記第1圧縮機を駆動する第2モータとを更に備え、

前記第2モータは、前記発電装置からの電力を利用して駆動されることを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項8] 前記第1膨張機と前記第1圧縮機とを機械的に連結し、外部からの電力供給を受ける第2モータを更に備え、

前記第1圧縮機は、前記第1膨張機において発生した動力と、前記第2モータの動力とを利用することにより、前記原料ガスを圧縮することを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項9] 前記第1圧縮機には、前記蒸留装置において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスが直接導入され、

前記第1圧縮機において圧縮された前記原料ガスが前記液化装置を介して導入される第1気液分離槽を備え、

前記第1気液分離槽において分離された前記原料ガスの気相成分は、前記液化装置に再び導入される一方、前記原料ガスの液相成分は、前記蒸留装置に環流されることを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項10] 前記第1圧縮機と前記第1気液分離槽との間に配置され、前記原料ガスを冷却する第2冷却器を更に備えたことを特徴とする請求項9に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項11] 前記第1膨張機と前記蒸留装置との間に配置され、前記原料ガスを

膨張させることによって動力を発生させる第2膨張機と、

前記蒸留装置と前記第1圧縮機との間に配置され、第2膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置によって蒸留された前記原料ガスを圧縮する第3圧縮機と
を更に備えたことを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項12] 前記第1膨張機と並列に配置され、前記原料ガスを膨張させることによって動力を発生させる第2膨張機と、

前記蒸留装置と前記第1圧縮機との間に配置され、第2膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置によって蒸留された前記原料ガスを圧縮する第3圧縮機と
を更に備えたことを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項13] 前記液化装置は、プレートフィン型熱交換器であることを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項14] 前記第1圧縮機で圧縮された前記原料ガスの圧力は、5,171kPaAよりも高いことを特徴とする請求項1に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項15] 前記第2圧縮機で圧縮された前記原料ガスの圧力は、5,171kPaAよりも高いことを特徴とする請求項4または請求項5に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項16] 前記蒸留装置に導入される前記原料ガスと、前記蒸留装置からの塔頂留出物との熱交換を行う熱交換器を更に備えたことを特徴とする請求項1から請求項8のいずれかに記載の天然ガスの液化システム。

[請求項17] 前記蒸留装置からの塔頂留出物が導入される第1気液分離槽と、
前記蒸留装置と前記第1気液分離槽との間に配置され、前記蒸留装置からの前記塔頂留出物を冷却する第3冷却器とを更に備えたことを特徴とする請求項1から請求項8のいずれかに記載の天然ガスの液化

システム。

[請求項18] 前記第1圧縮機に導入される前記原料ガスと、前記第1圧縮機において圧縮された後の前記原料ガスとの熱交換を行う第2熱交換器を更に備えたことを特徴とする請求項1から請求項8のいずれかに記載の天然ガスの液化システム。

[請求項19] 前記第1圧縮機において圧縮された後の前記原料ガスを、前記第2熱交換器の上流側において、水、空気、及びプロパン冷媒のいずれかによって冷却する第5冷却器を更に備えたことを特徴とする請求項18に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項20] 前記第1圧縮機において圧縮された後の前記原料ガスと、前記蒸留装置からの塔頂留出物との熱交換を行う第3熱交換器を更に備えたことを特徴とする請求項18に記載の天然ガスの液化システム。

[請求項21] 天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化システムであって、

加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによって動力を発生させる第1膨張機と、

前記第1膨張機における膨張によって減圧された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留装置と、

前記第1膨張機において発生した動力を利用することにより、前記蒸留装置において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスを圧縮する第1圧縮機と、

前記第1圧縮機によって圧縮された前記原料ガスを冷媒との熱交換によって液化する液化装置と
を備えたことを特徴とする天然ガスの液化システム。

[請求項22] 天然ガスを冷却して液化天然ガスを生成する天然ガスの液化方法であって、

加圧状態で得られた天然ガスを原料ガスとして膨張させることによ

って動力を発生させる第1膨張工程と、

前記第1膨張工程における膨張によって減圧された前記原料ガスを冷却する第1冷却工程と、

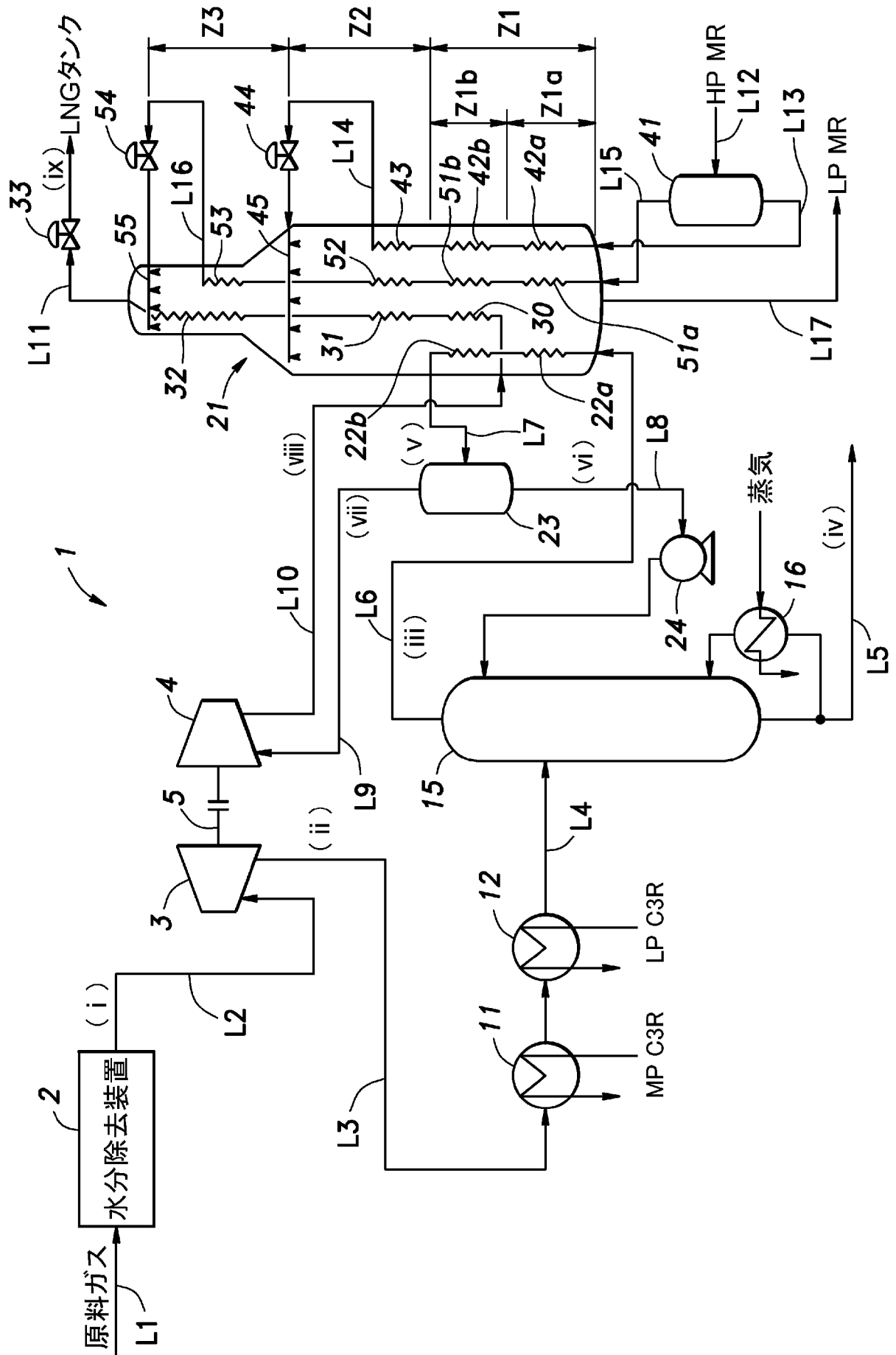
前記第1冷却工程によって冷却された前記原料ガスを蒸留することにより、前記原料ガス中の重質分を低減または除去する蒸留工程と、

前記第1膨張工程において発生した動力を利用することにより、前記蒸留工程において前記重質分が低減または除去された前記原料ガスを圧縮する第1圧縮工程と、

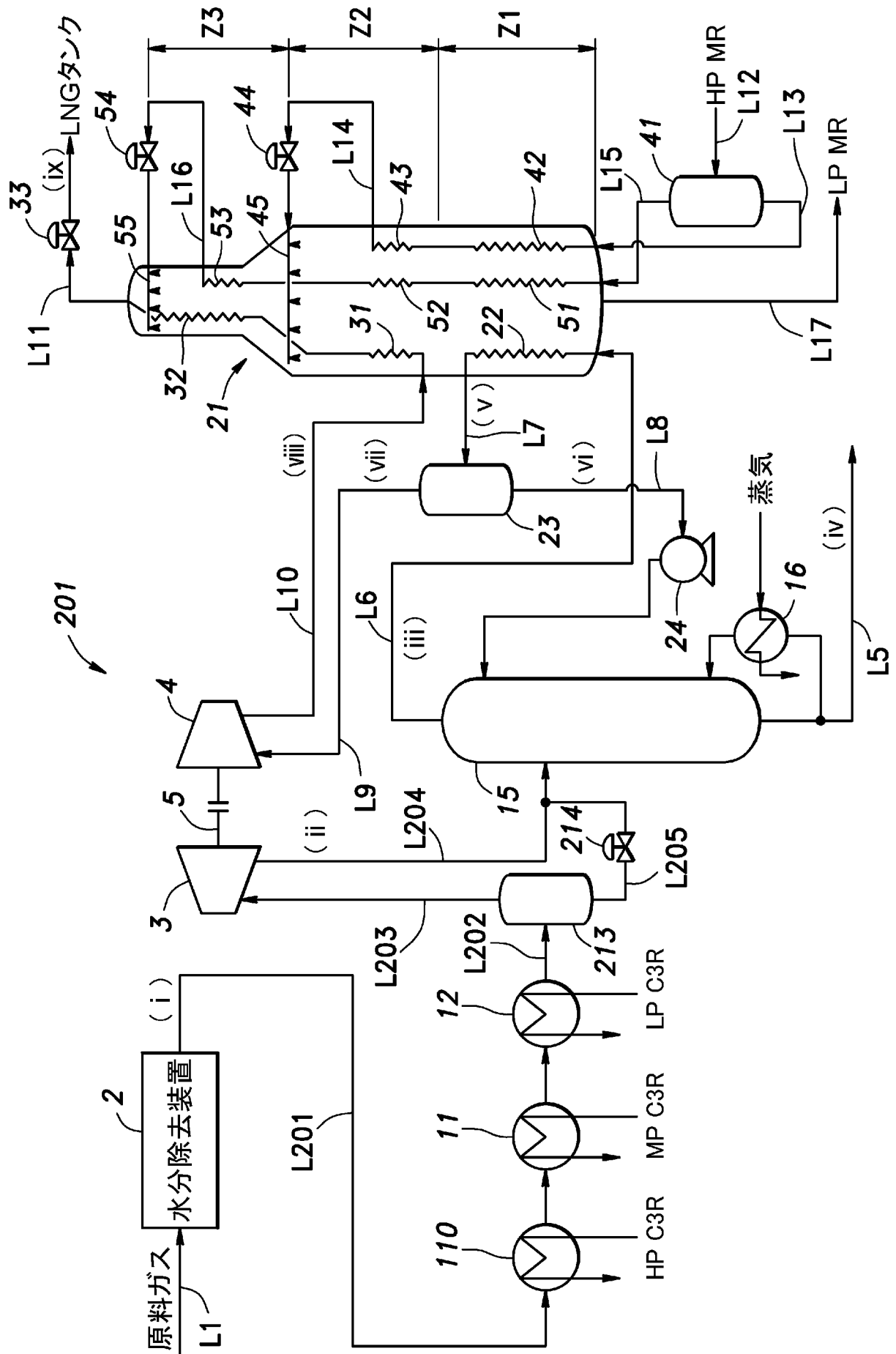
前記第1圧縮工程によって圧縮された前記原料ガスを冷媒との熱交換によって液化する液化工程と

を備えたことを特徴とする天然ガスの液化方法。

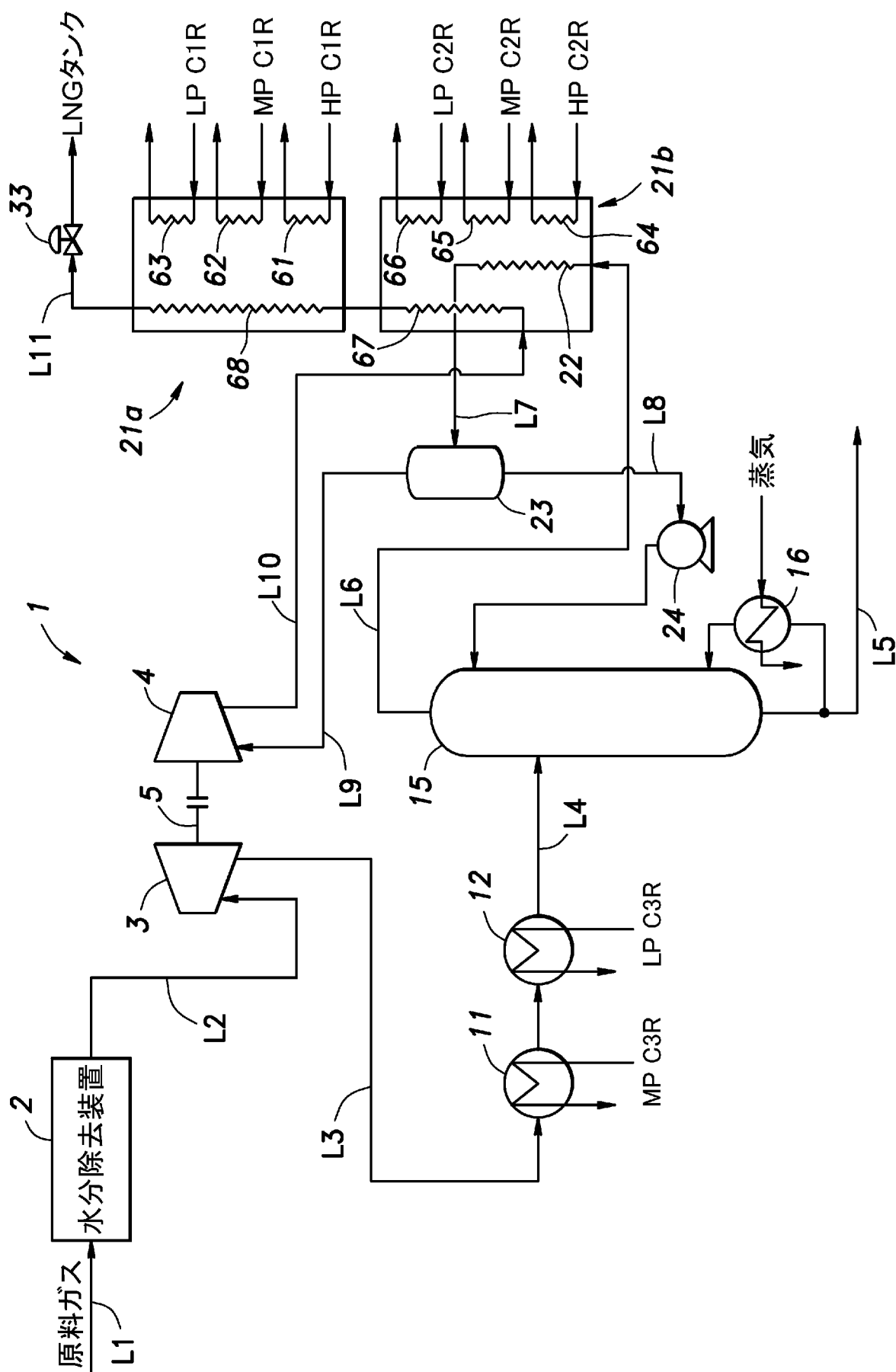
[図1]



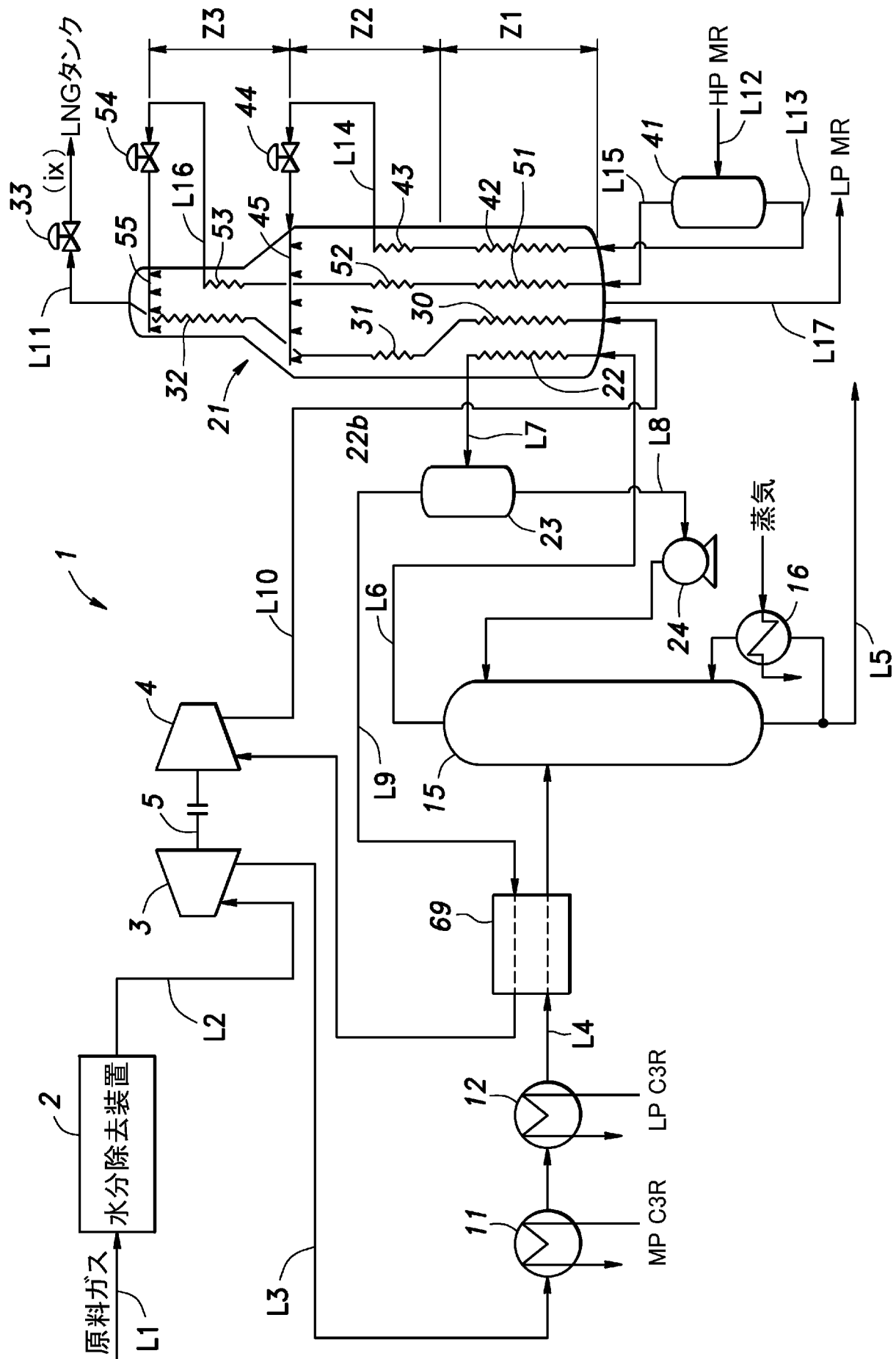
[図3]



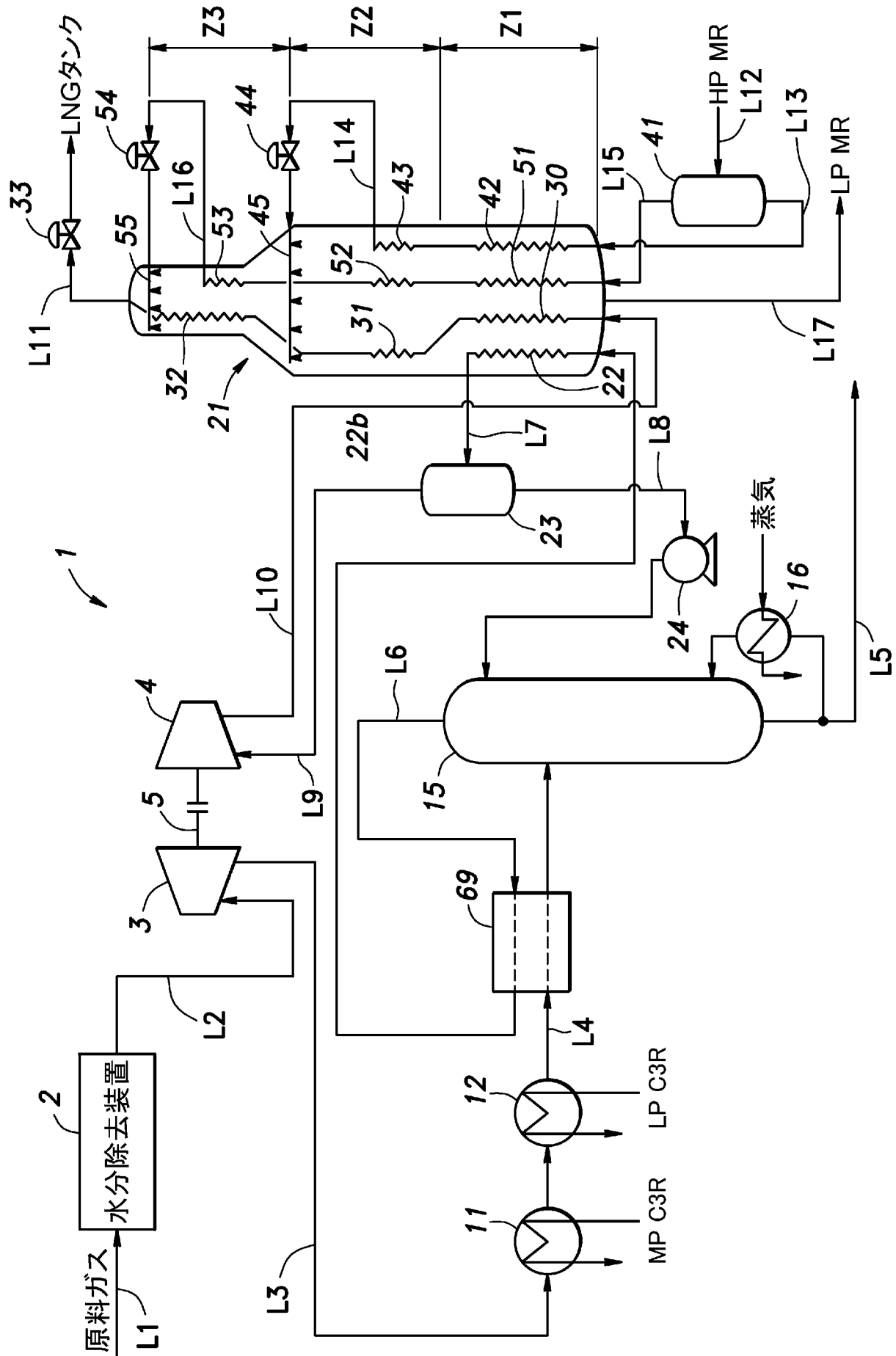
[図4]



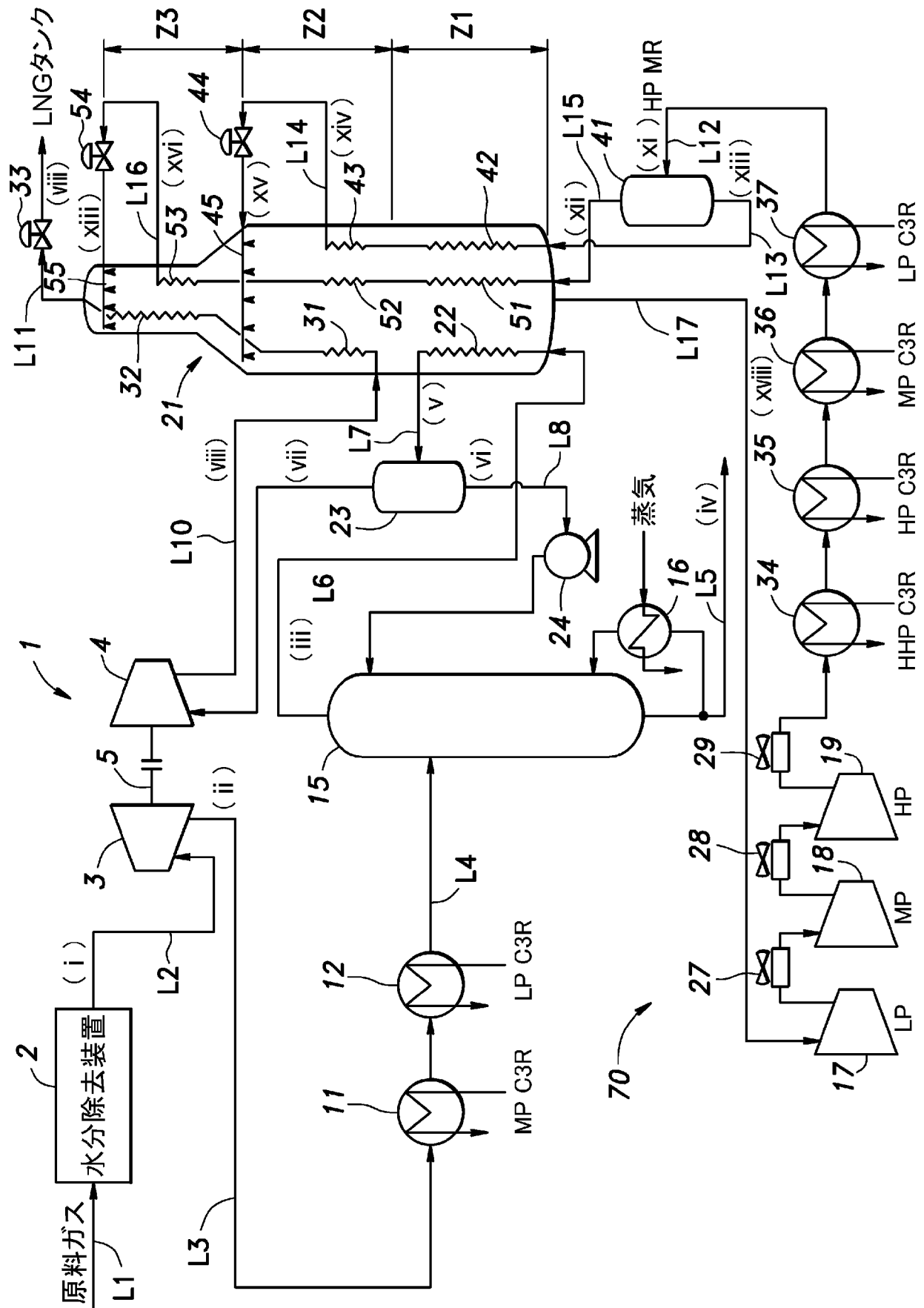
[図5]



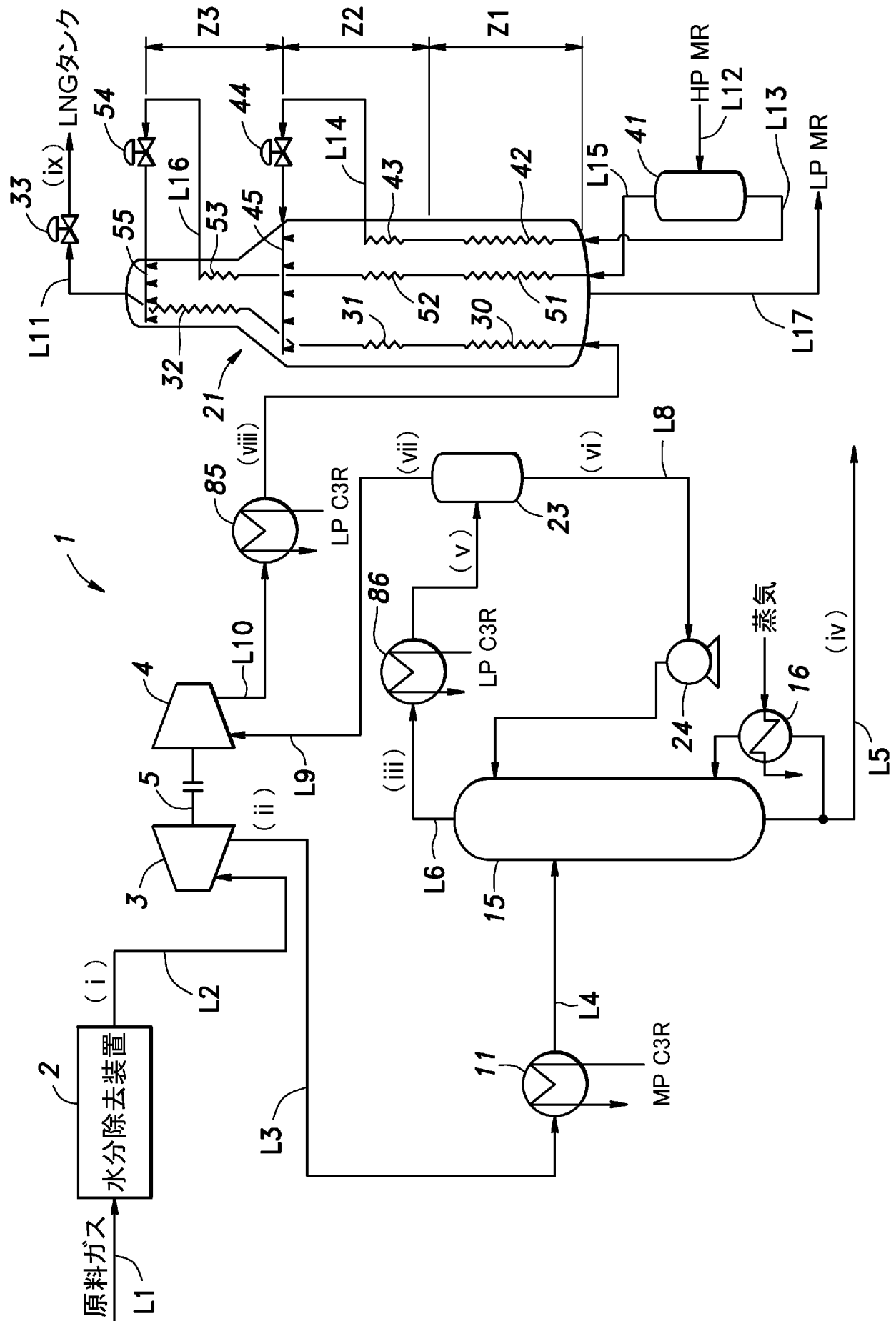
[図7]



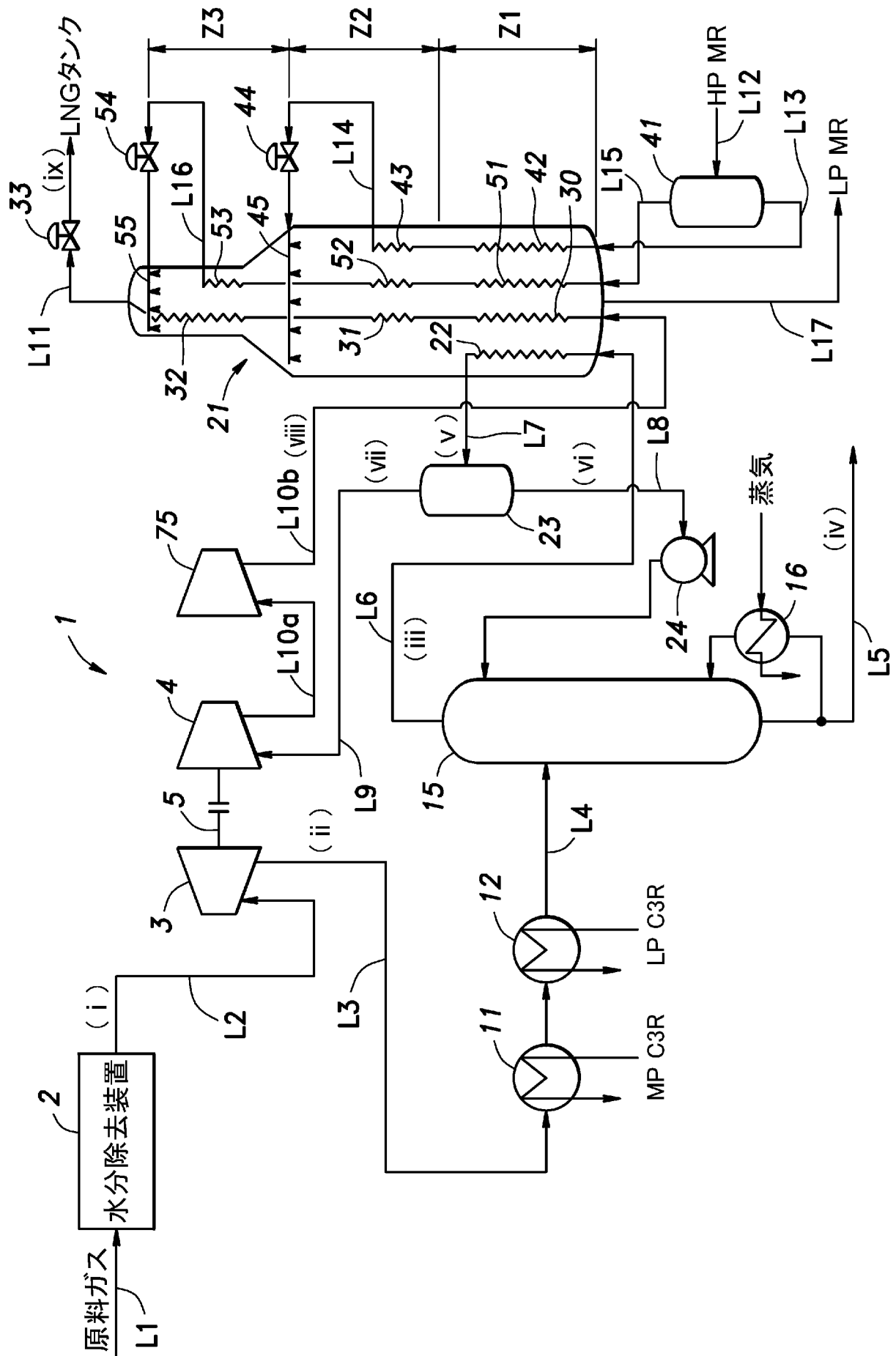
[図9]



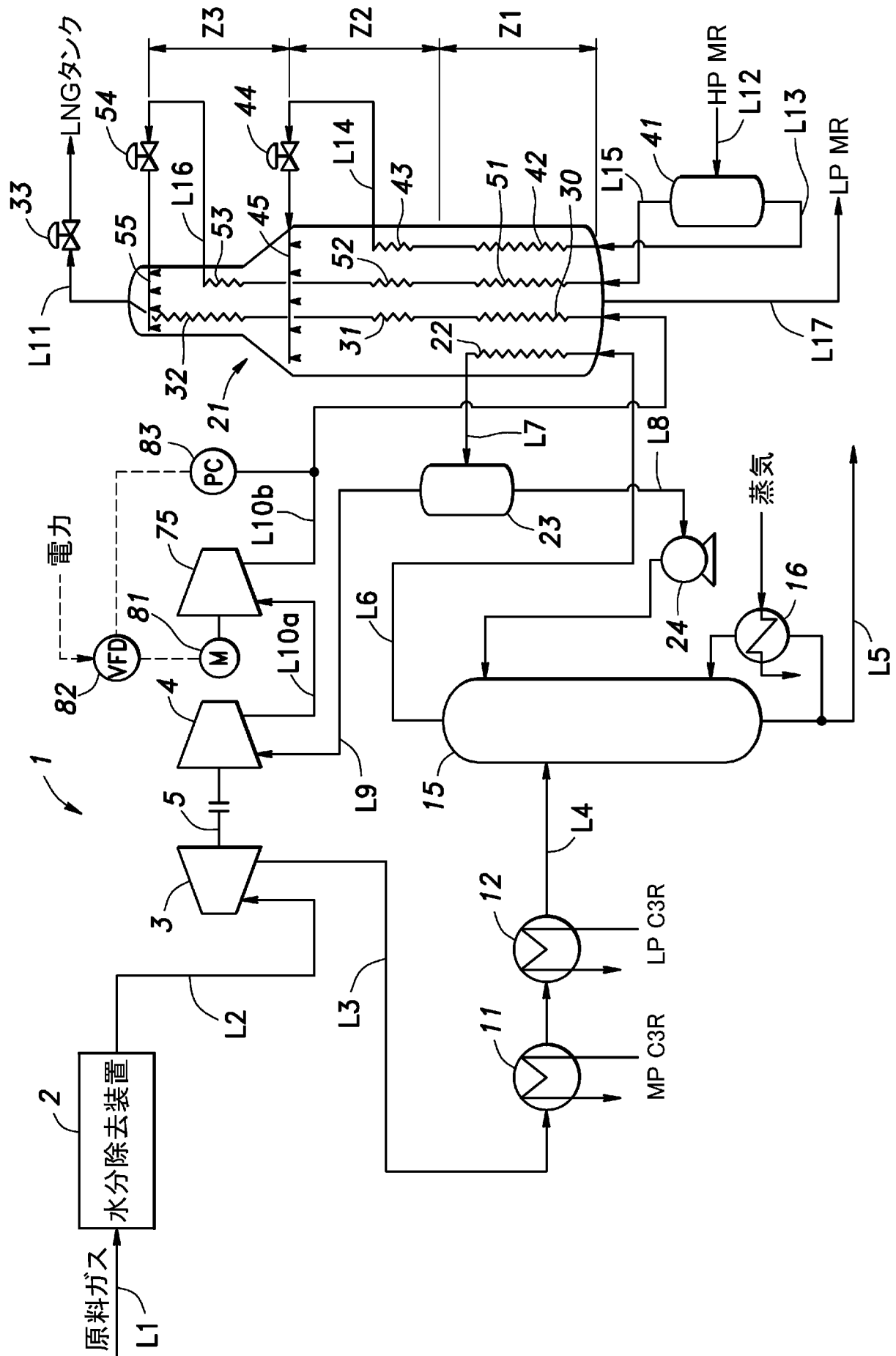
[図10]



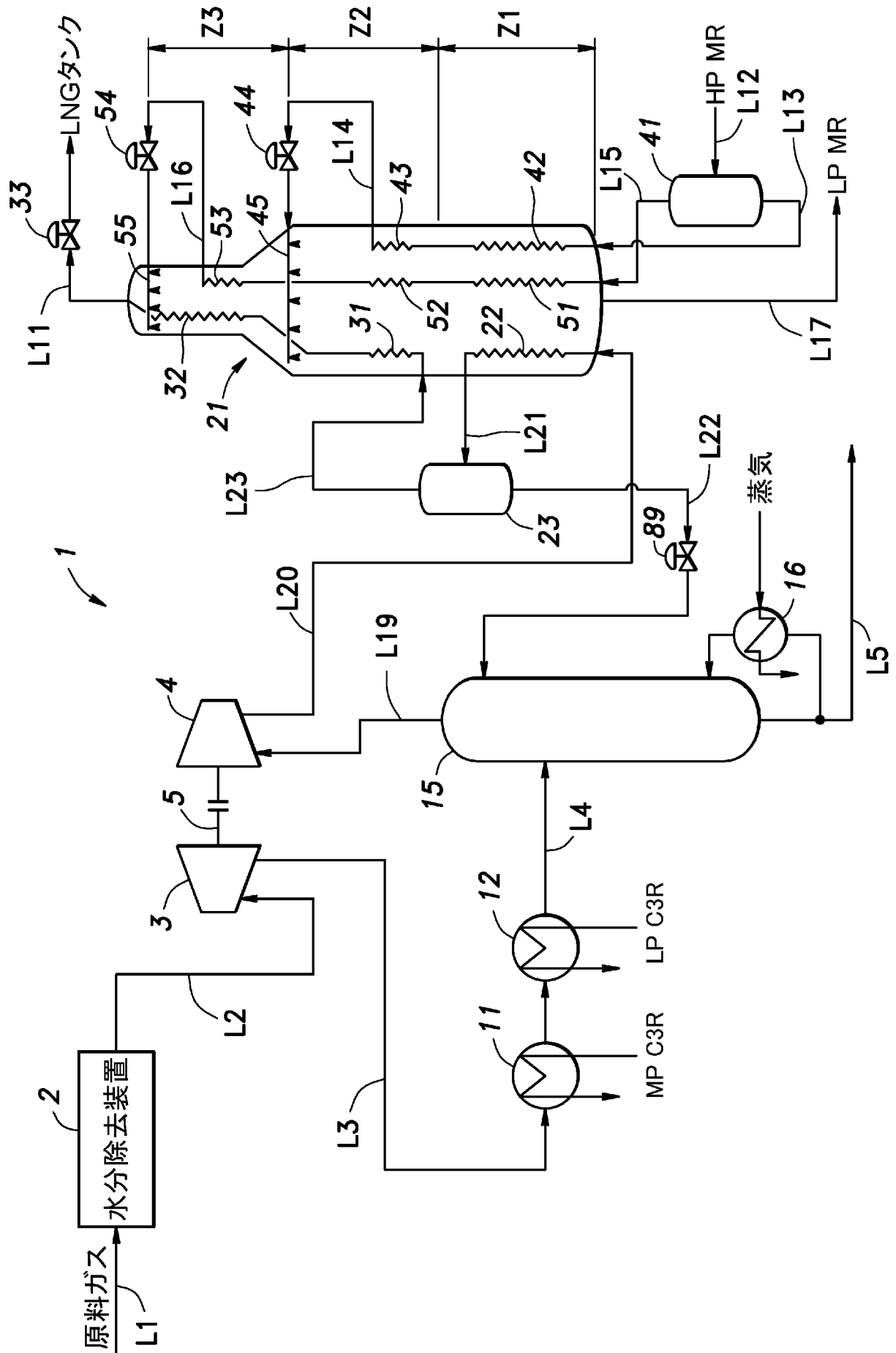
[図12]



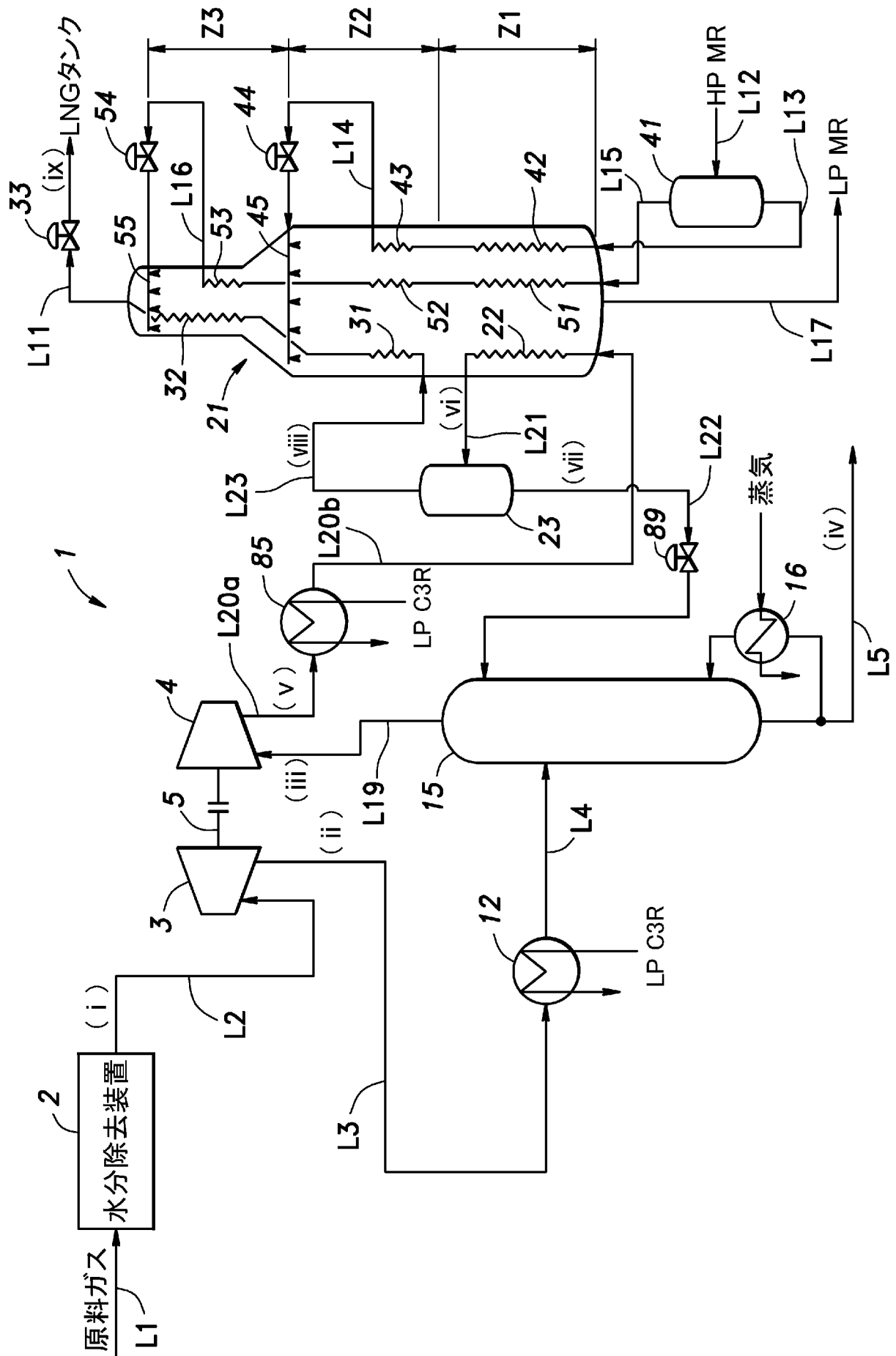
[図13]



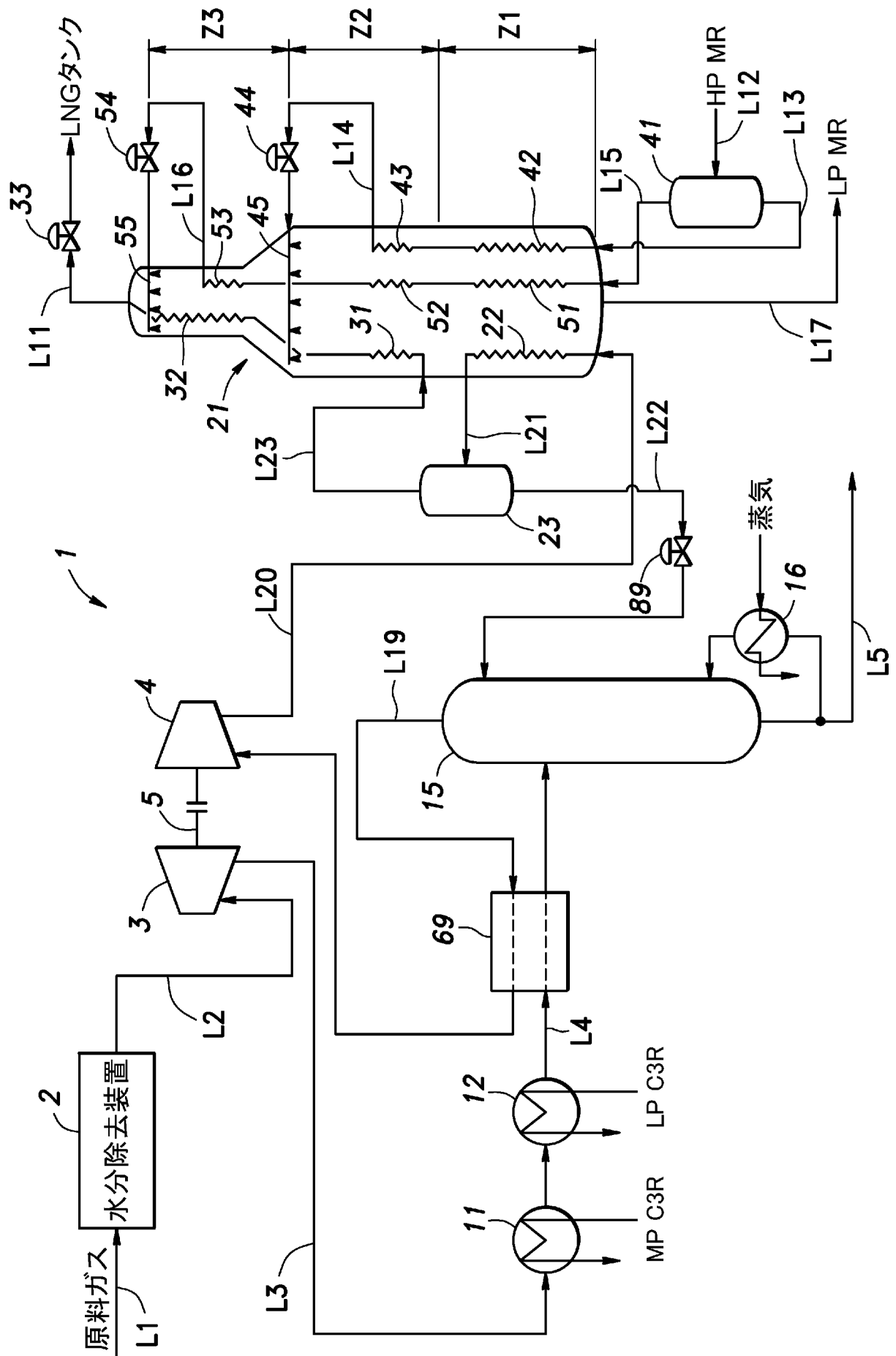
[図16]



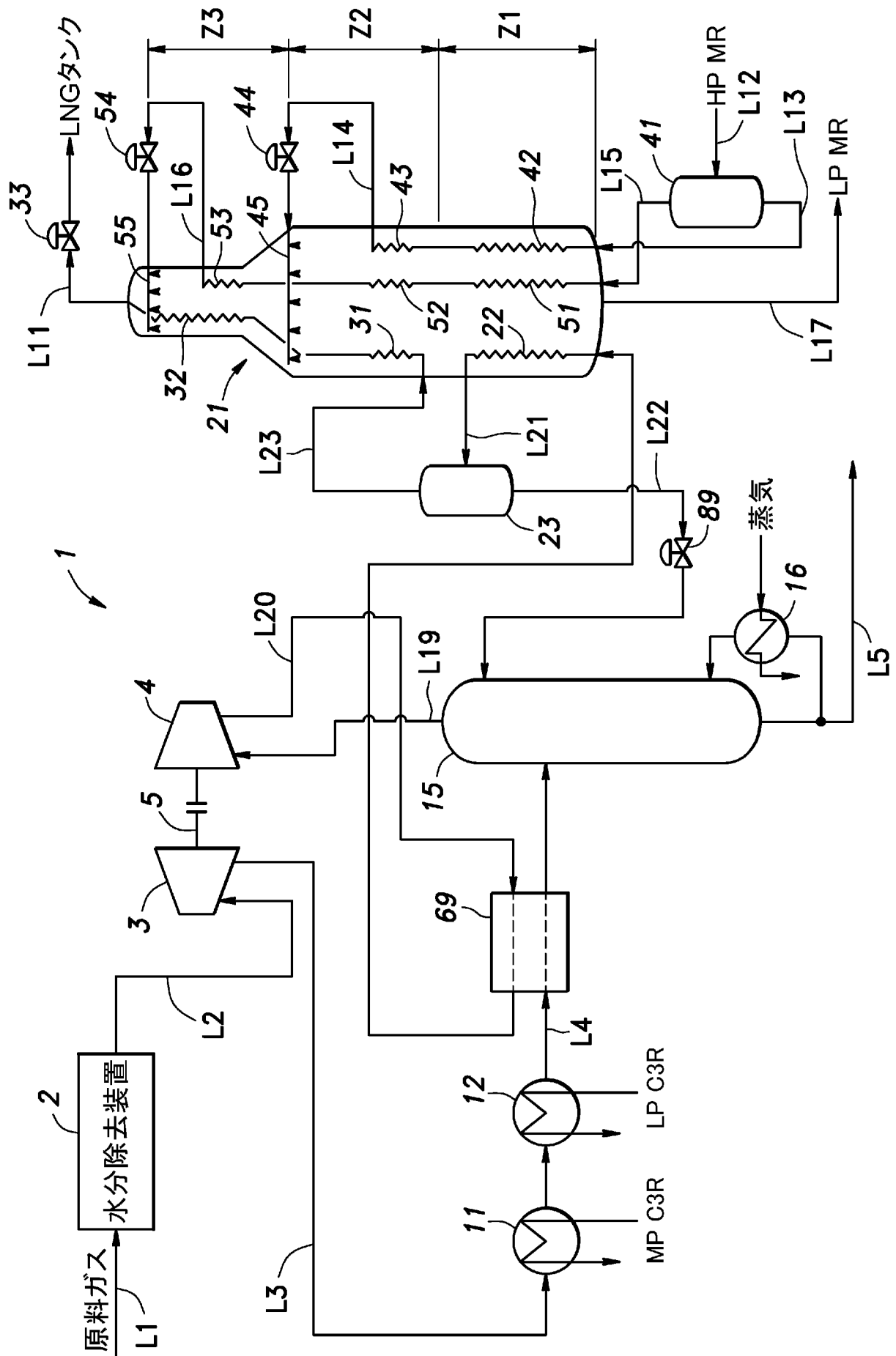
[図17]



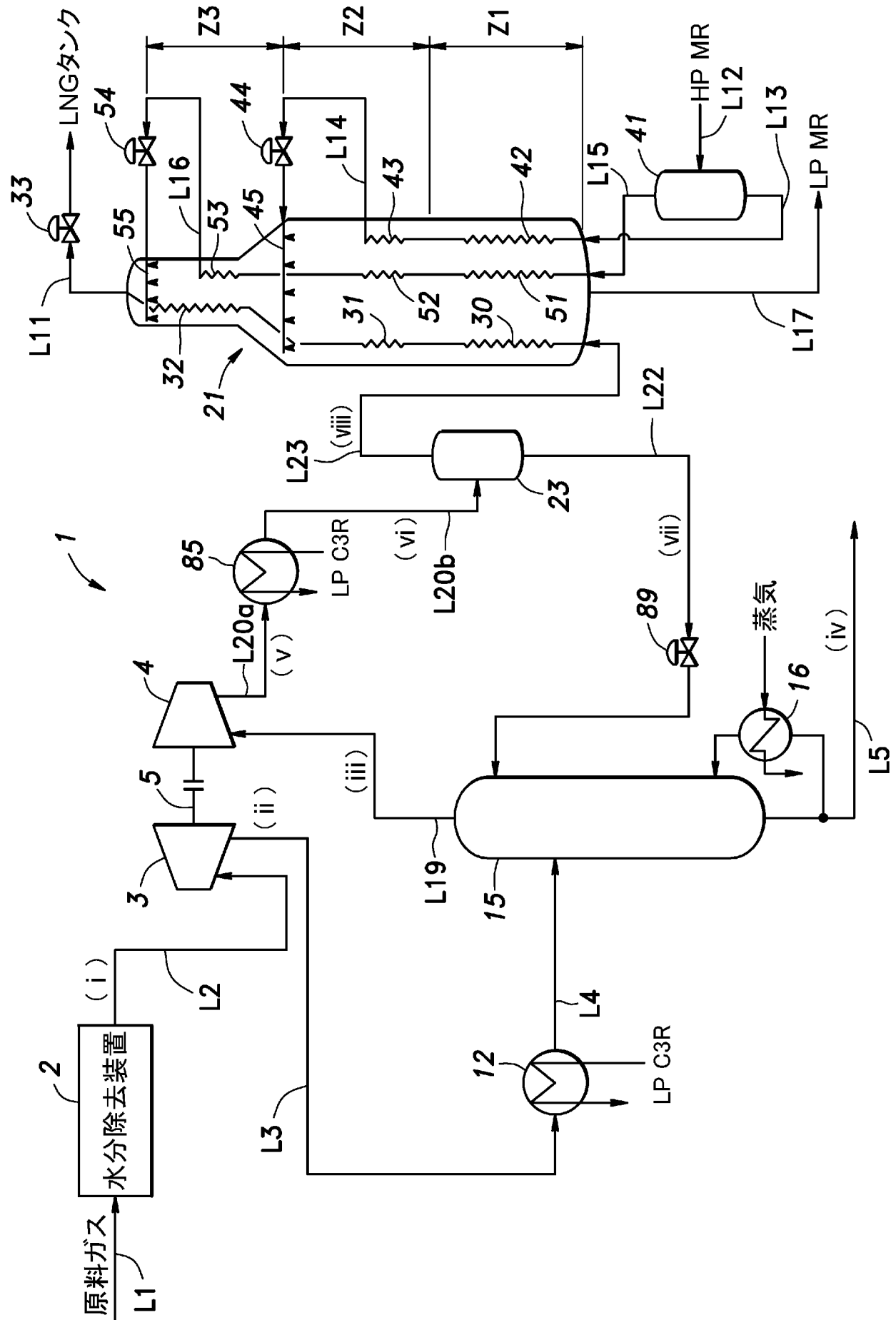
[図18]



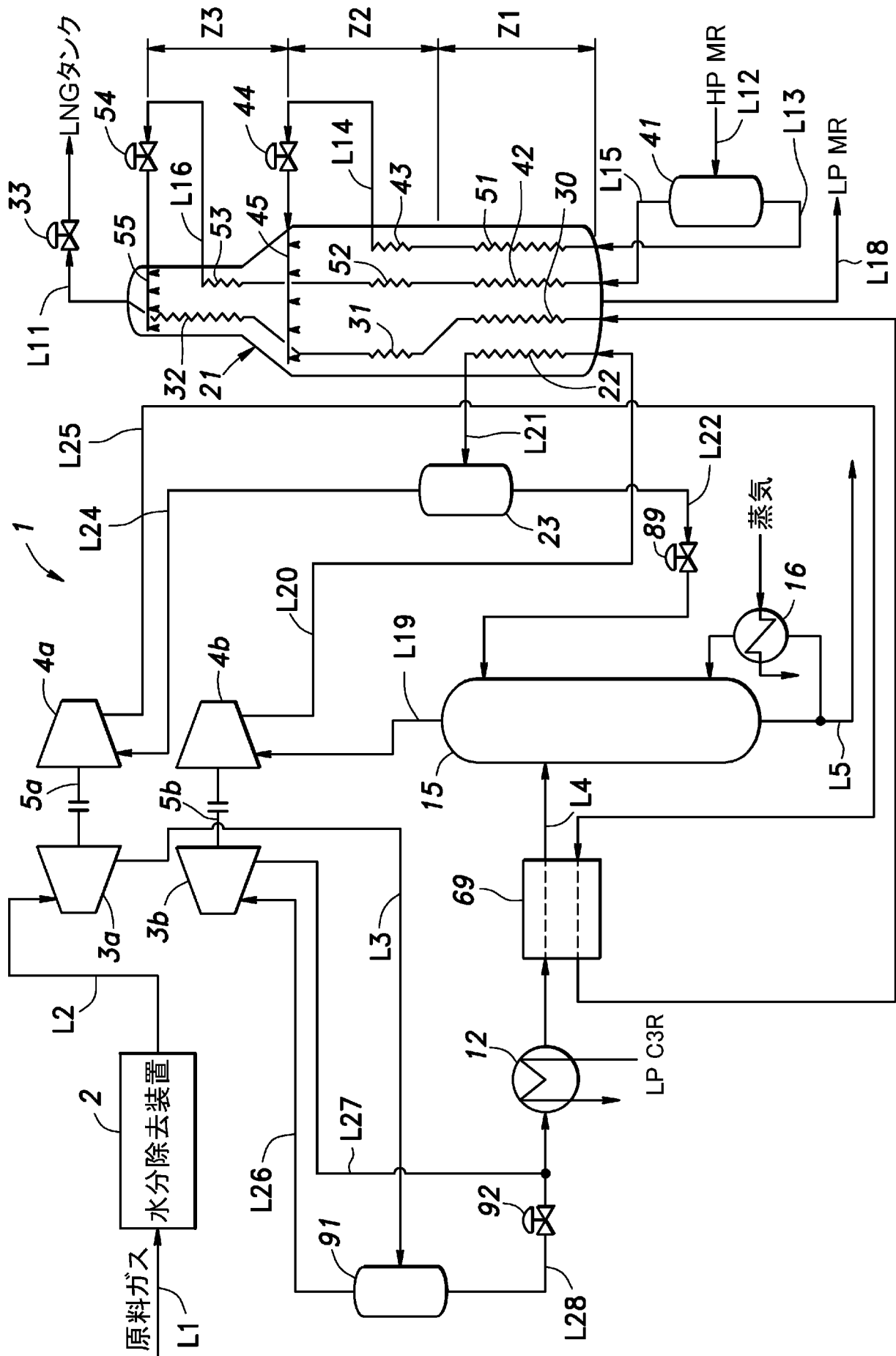
[図19]



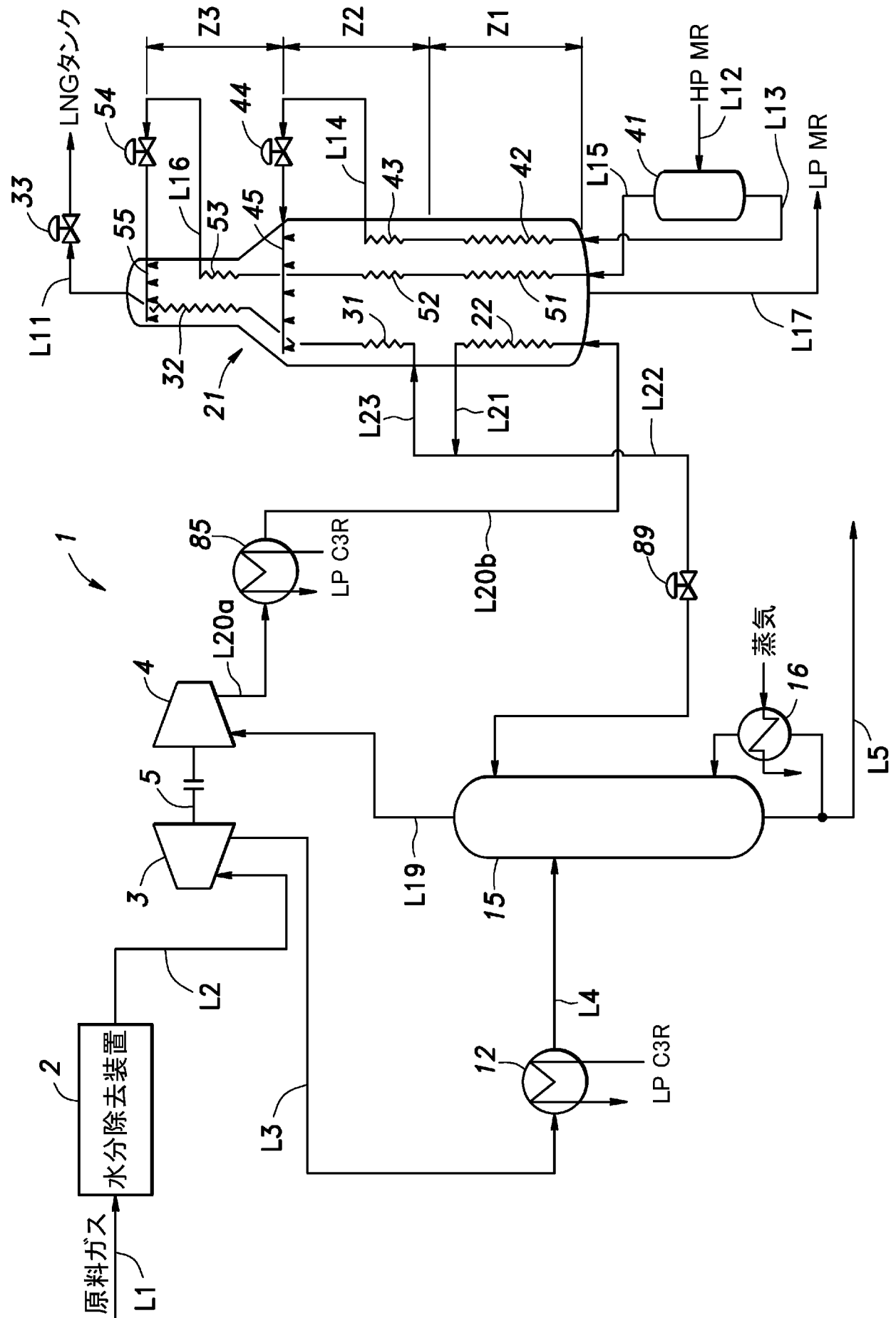
[図20]



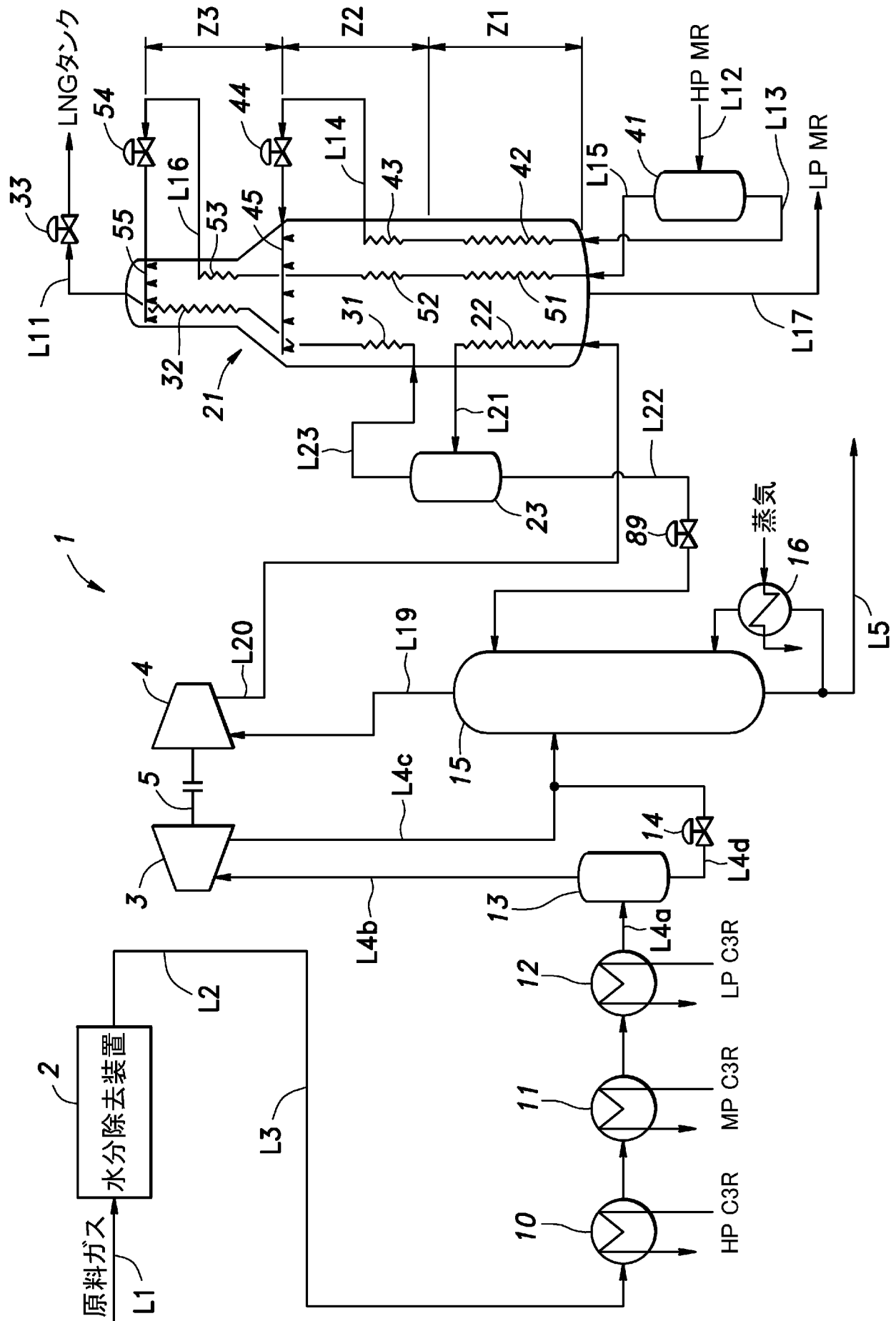
[図24]



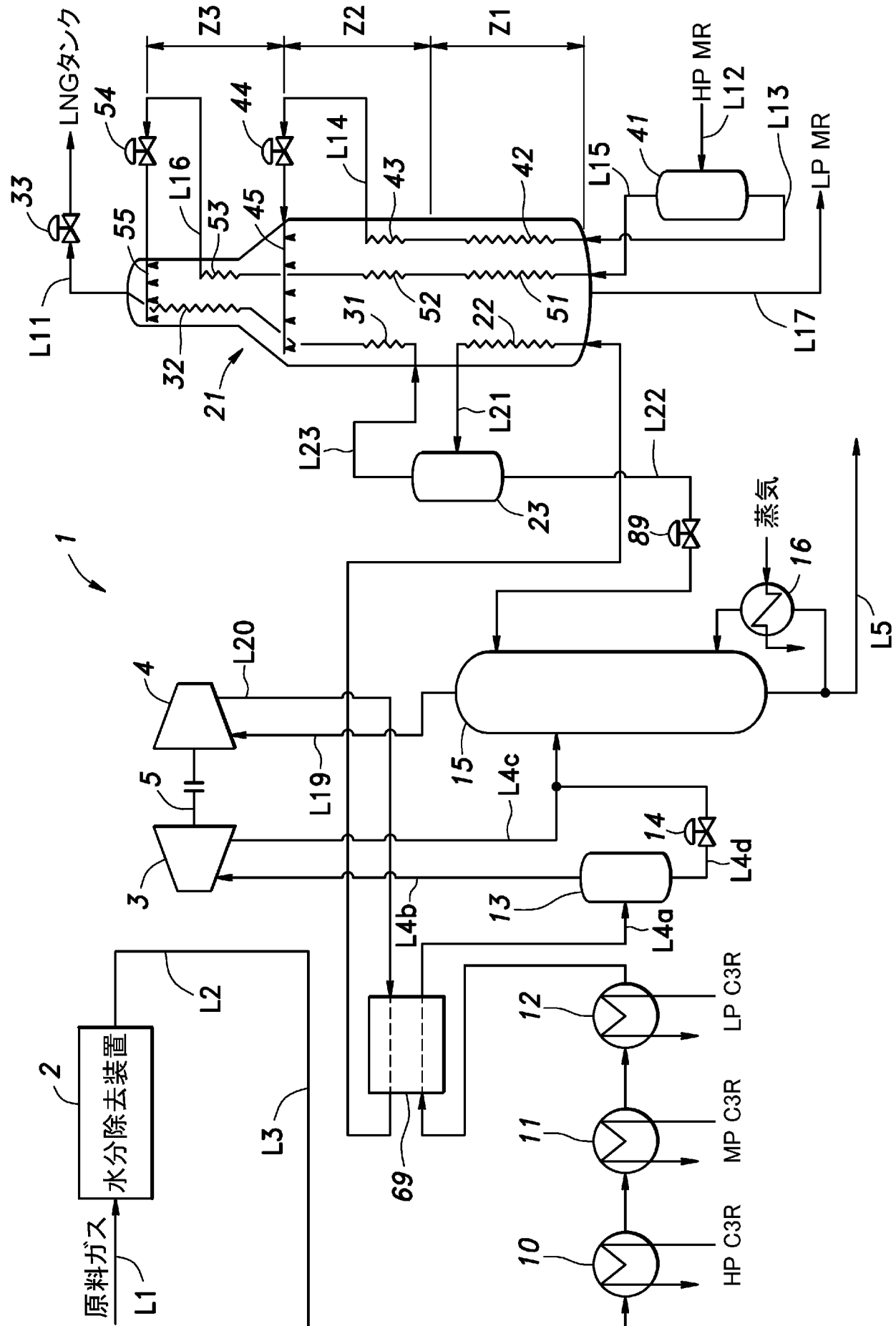
[図25]



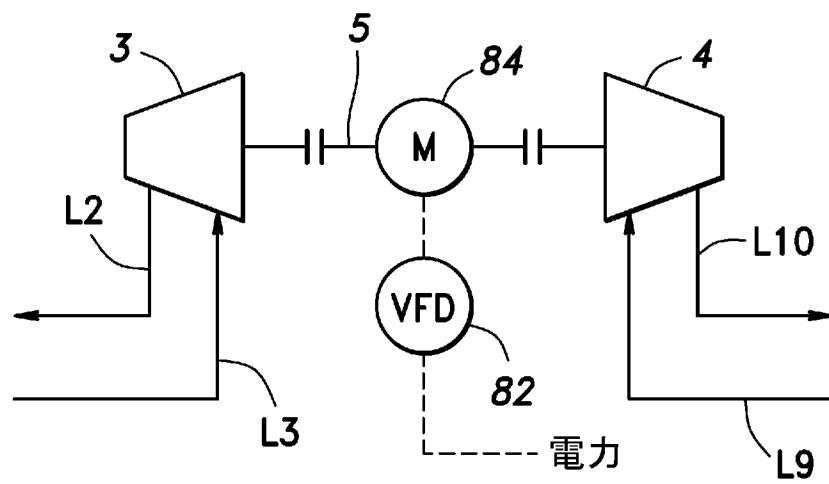
[図27]



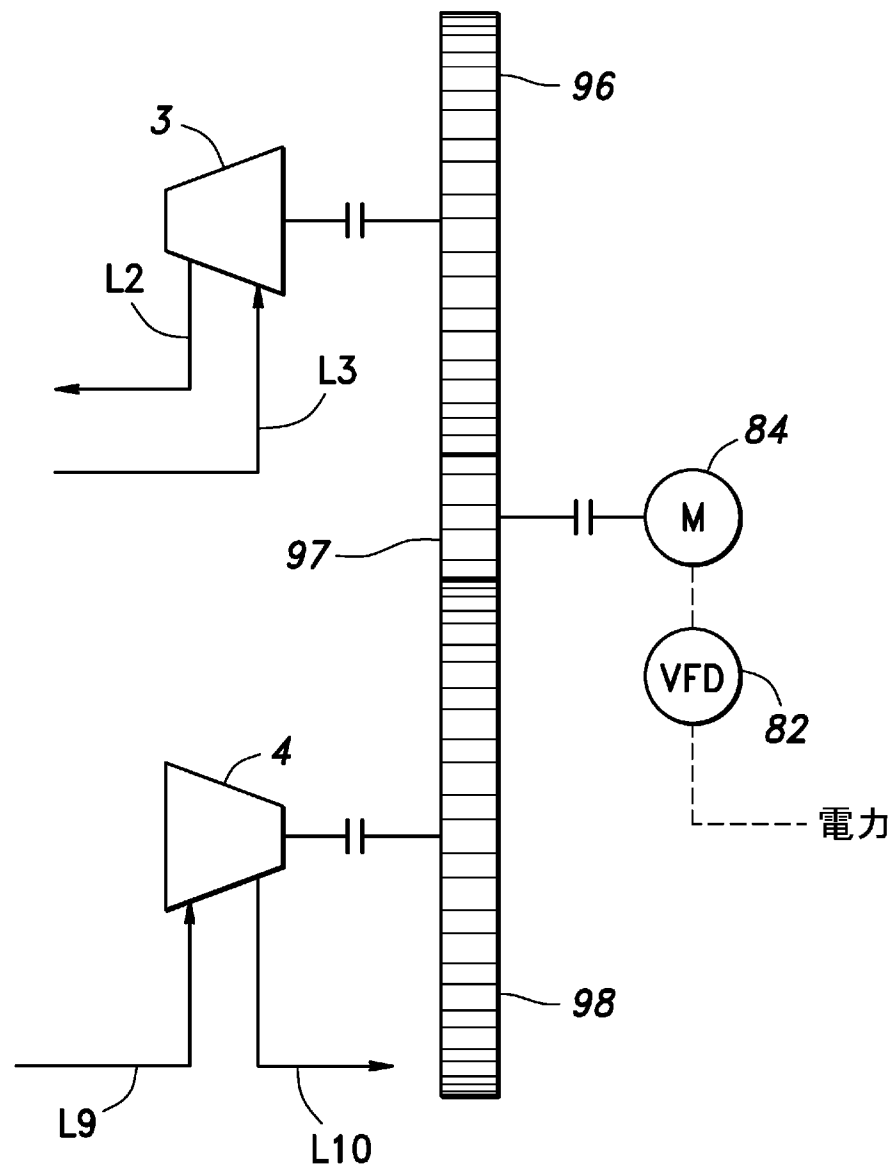
[図29]



[図31]



[図32]



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/JP2014/006501

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

F25J1/00(2006.01)i, F25J3/02(2006.01)i, F25J3/06(2006.01)i, F25J5/00(2006.01)i

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

F25J

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Jitsuyo Shinan Koho	1922-1996	Jitsuyo Shinan Toroku Koho	1996-2015
Kokai Jitsuyo Shinan Koho	1971-2015	Toroku Jitsuyo Shinan Koho	1994-2015

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	JP 59-81483 A (Air Products and Chemicals, Inc.),	1-8, 11-15,
Y	11 May 1984 (11.05.1984), fig. 2, 3; entire text & US 4445916 A & EP 102087 A2	21, 22 9, 10, 16-20
X	US 4004430 A (THE LUMMUS CO.), 25 January 1977 (25.01.1977),	1-8, 11-15,
Y	drawings; entire text & GB 1477785 A & DE 2543291 A1 & FR 2286122 A & CA 1026229 A	21, 22 16, 18-20
Y	JP 51-16385 B1 (Linde AG.), 24 May 1976 (24.05.1976), fig. 6; page 4 & US 3520143 A & GB 1112872 A & DE 1268162 B & FR 1487688 A	9, 10, 16-20



Further documents are listed in the continuation of Box C.



See patent family annex.

* Special categories of cited documents:

"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date

"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

"&" document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search
26 March 2015 (26.03.15)

Date of mailing of the international search report
07 April 2015 (07.04.15)

Name and mailing address of the ISA/
Japan Patent Office
3-4-3, Kasumigaseki, Chiyoda-ku,
Tokyo 100-8915, Japan

Authorized officer

Telephone No.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/JP2014/006501

C (Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	JP 54-72203 A (Air Products and Chemicals, Inc.), 09 June 1979 (09.06.1979), drawings (Family: none)	9, 10, 16-20
Y	JP 61-29671 A (William Robert Stothers), 10 February 1986 (10.02.1986), fig. 2 & US 4770683 A & GB 8411686 A & EP 161100 A2	16, 18-20
A	US 2013/0283853 A1 (ORTLOFF ENGINEERS, Ltd.), 31 October 2013 (31.10.2013), fig. 1 & US 2010/0287982 A1 & GB 2487110 A & WO 2010/132678 A1 & CA 2760963 A & CN 102428334 A	1-22

A. 発明の属する分野の分類（国際特許分類（I P C）） Int.Cl. F25J1/00(2006.01)i, F25J3/02(2006.01)i, F25J3/06(2006.01)i, F25J5/00(2006.01)i			
B. 調査を行った分野 調査を行った最小限資料（国際特許分類（I P C）） Int.Cl. F25J			
最小限資料以外の資料で調査を行った分野に含まれるもの 日本国実用新案公報 1922-1996年 日本国公開実用新案公報 1971-2015年 日本国実用新案登録公報 1996-2015年 日本国登録実用新案公報 1994-2015年			
国際調査で使用した電子データベース（データベースの名称、調査に使用した用語）			
C. 関連すると認められる文献			
引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求項の番号	
X Y	JP 59-81483 A（エア・プロダクツ・アンド・ケミカルズ・インコーポレイテッド）1984.05.11, 第2図, 第3図, 全文 & US 4445916 A & EP 102087 A2	1-8, 11-15, 21, 22 9, 10, 16-20	
X Y	US 4004430 A（THE LUMMUS COMPANY）1977.01.25, 図面, 全文 & GB 1477785 A & DE 2543291 A1 & FR 2286122 A & CA 1026229 A	1-8, 11-15, 21, 22 16, 18-20	
☒ C欄の続きにも文献が列挙されている。 ☐ パテントファミリーに関する別紙を参照。			
* 引用文献のカテゴリー 「A」特に関連のある文献ではなく、一般的技術水準を示すもの 「E」国際出願日前の出願または特許であるが、国際出願日以後に公表されたもの 「L」優先権主張に疑義を提起する文献又は他の文献の発行日若しくは他の特別な理由を確立するために引用する文献（理由を付す） 「O」口頭による開示、使用、展示等に言及する文献 「P」国際出願日前で、かつ優先権の主張の基礎となる出願日の後に公表された文献 「T」国際出願日又は優先日後に公表された文献であって出願と矛盾するものではなく、発明の原理又は理論の理解のために引用するもの 「X」特に関連のある文献であって、当該文献のみで発明の新規性又は進歩性がないと考えられるもの 「Y」特に関連のある文献であって、当該文献と他の1以上の文献との、当業者にとって自明である組合せによって進歩性がないと考えられるもの 「&」同一パテントファミリー文献			
国際調査を完了した日 26.03.2015		国際調査報告の発送日 07.04.2015	
国際調査機関の名称及びあて先 日本国特許庁（I S A / J P） 郵便番号100-8915 東京都千代田区霞が関三丁目4番3号		特許庁審査官（権限のある職員） 山本 吾一 電話番号 03-3581-1101 内線 3468	4Q 3128

C (続き) . 関連すると認められる文献		
引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求項の番号
Y	JP 51-16385 B1 (リンデ・アクチエンゲゼルシャフト) 1976.05.24, FIG. 6, 第4頁 & US 3520143 A & GB 1112872 A & DE 1268162 B & FR 1487688 A	9, 10, 16-20
Y	JP 54-72203 A (エア・プロダクツ・アンド・ケミカルズ・インコー ポレーテッド) 1979.06.09, 図面 (ファミリーなし)	9, 10, 16-20
Y	JP 61-29671 A (ウィリアム、ロバート、ストザース) 1986.02.10, FIG. 2 & US 4770683 A & GB 8411686 A & EP 161100 A2	16, 18-20
A	US 2013/0283853 A1 (ORTLOFF ENGINEERS, Ltd.) 2013.10.31, FIG. 1 & US 2010/0287982 A1 & GB 2487110 A & WO 2010/132678 A1 & CA 2760963 A & CN 102428334 A	1-22