(19) 대한민국특허청(KR)
(12) 특허공보(B1)

(51) Int. Cl.[4]
F01K 25/10

(45) 공고일자 1988년11월03일
(11) 공고번호 특1988-0002381

(21) 출원번호	특1982-0000978	(65) 공개번호	특1983-0009355
(22) 출원일자	1982년03월06일	(43) 공개일자	1983년12월19일
(30) 우선권주장	241,184 1981년03월06일 미국(US)		
(71) 출원인 에어 프로덕츠 앤드 케미칼스 인코오포레이티드 제임스 에이취.아거
미합중국, 펜실바니아주 18087, 트렉슬러타운, 루우트 222

(72) 발명자 챨스 레오 뉴톤
미합중국, 펜실베이니아주 18015, 베들레헴, 알디 7, 하이랜드 코오트 3
데니스 로렌스 후이니
미합중국, 펜실베이니아주 18078, 쉬넥스빌, 힐 드라이브 279
(74) 대리인 나영환

심사관 : 이양구 (책자공보 제1478호)

(54) 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법 및 장치

요약

내용 없음.

대표도

도1

명세서

[발명의 명칭]

액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법 및 장치

[도면의 간단한 설명]

제 1도는 본 발명에 따른 장치의 한 실시예를 간단히 나타낸 유통도임.

제 2도는 본 발명에 따른 장치의 또 다른 실시예를 간단히 나타낸 유통도임.

* 도면의 주요부분에 대한 부호의 설명

1,14,37,40,101,143 : 펌프 3,6,7,8,9,22,36,103 : 열교환기

13,113 : 상 분리기 23,46 : 가열기

24,27,28.29,124,127 : 팽창기 25,30,125 : 발전기

[발명의 상세한 설명]

본 발명은 액화천연가스를 증발시켜 에너지를 회수하는 방법 및 장치에 관한 것이다.

천연가스와의 열교환으로 응축 매체를 재순환시킴으로써 액화천연가스를 증발시키는 것은 미극 특허 제 3,479.832호에 기술되어 있다.

응축가능한 순화 다성분 냉매를 단일 팽창하므로써 액화천연가스가 증발하는 동안 에너지를 회수하는 방법은 미국 특허 제 2,975,607호에 기재되어 있다. 이러한 공정을 개량시킨 것은 1980년 4월 7일-10일 일본 도꾜에서 있는 LNG-6회의에서 시기츠 미야하라에 의해 보고된 "냉동 기계로 부터의 발전"이란 보고서에 기술 되어 있 다.

미국 특허 제 3.393,850호 및 제 3,992,891호에서는 액화천연가스가 증발하는 동안 비응축 가스상 열교환을 이용하는 에너지 우수방법이 기술되어 있다. 에너지가 팽창기에 의해 회수하는 동안 액화천연가스를 증발 시키기 위한 케스케이드(cascade)냉동시스템이 미국 특허 제 3,068,659호 및 제 3,183,666호에 기술되어 있다.

본 발명에서는 액화천연가스를 증발시켜 에너지를 회수하는 방법을 제공하는데, 이 방법은 다성분

유체를 천연가스로 적어도 부분적으로 액화시키는 단계, 부분적으로 액화된 다성분 유체를 펌핑하여 압축시키는 단계, 단일 성분유체를 냉각하여 적어도 부분적으로 액화시킴으로써 상기 다성분 유체를 가온하는 단계, 그 다성분 유체를 가열하는 단계, 가열된 다성분 유체를 팽창기를 통해 팽창시키는 단계, 팽창기로 부터 에너지를 회수하는 단계, 적어도 부분적으로 액화시키기 위해 상기 팽창된 다성분 유체를 재순환시키는 단계, 상기 적어도 부분적으로 액화된 단일성분 유체를 펌핑하여 압축시키는 단계, 단일성분 유체를 가온 및 증발시키는 단계, 단일성분 유체를 팽창기를 통해 팽창시키는 단계. 그 팽창기로 부터 에너지를 회수하는 단계, 천연가스 및 다성분 유체에 의해 적어도 부분적으로 액화시키기 위해 팽창된 단일성분 유체를 재순화시키는 단계로 구성된다.

또한, 본 발명은 액화천연가스를 증발시켜 에너지를 회수하는 장치를 제공하는데, 이 장치는 액화천연가스가 다성분 유체를 냉각하여 적어도 부분적으로 액화 시킴으로써 가온될 수 있는 주열교환기, 부분적으로 액화된 다성분 유체를 압축하는 펌프, 액화된 다성분 유체가 단일성분 유체를 냉각하여 적어도 부분적으로 액화시킴으로써 가온될 수 있는 적어도 하나의 열교환기, 다성분 유체를 가열하기 위한 장치, 가열된 다성분 유체를 팽창하기 위한 팽창기, 그 팽창기로 부터 주 열교환기로 다성분 유체를 재순환시키는 도관, 부분적으로 액화된 단일성분 유체를 가압하기 위한 펌프, 증기를 형성시키기 위해 단일성분 유체를 가열하는 장치, 증기가 팽창될 수 있는 팽창기, 팽창된 단일성분 유체를 열교환기로 재순환시키는 도관, 및 팽창기로 부터 에너지를 회수하는 장치로 구성되어 있다.

대부분의 전세계에서 천연가스는 액화된 상태로 저장된다. 본 발명자들은 그 액화천연가스가 증발됨으로써, 에너지를 회수하는 여러가지 방법을 발명하였다. 본 발명의 방법은 에너지 회수 및 비용면에서 특히 유리하다.

상기 단일성분 유체의 냉각을 위하여 적어도 상기 천연가스의 일부를 사용하는 것이 바람직하다.

또, 상기 단일성분 유체는 여러단계를 거쳐 팽창, 응축 및 펌핑되는 것이 유리하다. 통상적으로 다성분 유체는 5℃-371℃(40℃-700°F)로 가열된다.

또한, 본 발명의 장치는 상기 단일 성환 유체의 냉각을 위하여 상기 천연가스중 적어도 일부를 상기 열교환기에 도입하기 위한 도관을 포함하는 것이 바람직하다.

본 발명의 장치에 사용되는 제 2유체인 단일성분 유체는 예를 들면 듀퐁회사에서 "프레온"이란 상표로 시판되는 탄화불소, 프로판, 프로필렌 또는 부탄을 사용할 수 있다.

또한 제 1유체인 다성분 유체는, 예를 들면 2개의 할로플루오로카본, 2개의 탄화수소와 질소 또는 질소 존재여부에 관계없는 3개의 탄화수소를 포함할 수 있다. 한가지 양호한 다성분 유체는 메탄, 에탄 및 프로판으로 구성된다. 다른 한 다성분 유체는 메탄, 에틸렌 및 프로판으로 구성된다. 기타 적당한 탄화수소는 프로필렌, 부탄 및 부틸렌을 포함한다. 특히 양호한 것은 메탄, 에탄, 프로판과 질소의 혼합물이다.

제 1도를 참고로 할때, 25,063 Kg.moles/hr (55,265 1b.moles/hr)의 속도로 액화천연가스는 펌핌프(1)에 의해 76바아 A(1103psia) 까지 펌핑압축되며, 천연가스는 상기 펌프를 떠나 -159℃(-254°F)로 도관(2)를 통과 한다. 다음 조성(몰%)을 갖는 액화천연가스는 코일이 감겨진 열교환기 (3)에서 점차적으로 가온된다 :

N_2	0.11(몰%)	C_3H_8	3.07(몰%)
CH_4	86.87(〃)	t-1	1.47(〃)
CH_2H_6	8.68(〃)		

천연가스의 약 73%는 코일이 감겨진 열교환기(3)로 부터 액체로서 -52℃(-62°F)에서 도관(4)을 통해 회수 된다. 나머지 천연가스는 코일이 감겨진 열교환기(3)의 나머지 부분을 통과하여 증기로서 7℃(45°F)에서 도관(5)을 통해 떠난다.

도관(4)을 통과하는 액화천연가스는 열교환기(6,7,8, 및 9)에서 점차적으로 가열된 후 증기로서 7℃(45°F)에서 도관(10)을 통해 열교환기(9)를 떠난다음, 다시 도관(5)에서 나머지 증기와 혼합된다.

다음 조성(몰 %)을 갖는 기체상의 다성분 유체는 도관(11)을 통해 코일이 감겨진 열교환기(3)로 17.213kg. moles/hr (37.956 1b.moles/hr)의 속도로 유입된다.

N_2	3.0(몰 %)	C_2H_6	47.4(몰 %)
CH_4	42.6(〃)	C_3H_8	7.0(〃)

상기 유체는 코일이 감겨진 열교환기를 통과할때 점차적으로 냉각됨과 동시에 부분적으로 액화된다. 이와같이 해서 형성된 2개의 상온 -82℃ (-115°F)이서 도관(12)을 통해 코일이 감겨진 열교환기(3)로 부터 회수되어 상 분리기(13)로 유입된다. 상 분리기로 부터 유출되는 액체 7,905 Kg.moles/'kr (17,430 1b.moles./hr)는 펌프(14)에 의해 52.4바아 A(760 psia)까지 압축된 후 도관(16)을 거쳐 도관(15)으로 유입된다. 상 분리기로부터 유출된 증기는 도관(17)을 거쳐 코일이 감겨진 열교환기(3)로 재유입되어 완전 액화된 후 도관(18)을 통해 코일이 감겨진 열교환기(3)을 떠난다. 다시 그 액체는 펌프(13)에 의해 54.5바아 A(790 psia)까지 압축되어 도관(15)을 통해 유출된다. 다시 그 액체가 코일이 감겨진 열교환기(3)를 통과함으로써 서서히 가온되어 -52℃(-62°F) 및 50.4바아 A(730 psia)에서 완전 액체로서 도관(20)을 통해 유출된다.

도관(20)내의 액체는 열교환기 (6,7,8 및 9)에서 서서히 가온된 후 -8.7℃ (13.3°F)에서 액체와 증기를 거의 같은 몰을 함유하는 2개의 혼합상으로서 열교환기 (9)를 떠난다. 거의 모든 잔류액체는

해수에 의해 가온되는 열교환기(21)에서 증발된 후, 그 열교환기로 부터 그 다성분 유체는 7 2℃(45°F)에서 방출한다. 그 다성분 유체는 열교환기(22)에서는 202℃ (396°F)까지 가열되고, 천연가스에 의해 연소되는 가열기(23)에서는 343℃(650°F)까지 가열된다. 가열기(23)을 떠나는 과성분 유체는 발전기(25)에 연결된 팽창기(24)를 거쳐 47.6바아 A(630 psia)로 부터 6.3바아 A(91 psia)까지 팽창된다. 다성분 유체는 235℃(465°F)에서 팽창기(24)를 떠나 열교환기(22)에서 10℃(50°F)까지 냉각된 후 5.9바아 A(85 psia)로 도관(11)을 거쳐 떤난다. 따라서 다성분 유체의 순환회로는 제 1도(11-24)이며, 다성분 유체를 제 1유제라 할때 이 다성분 유체회로는 제 1유체회로로 정의된다. 또한, 제 1도의 왼쪽 상부를 참고로 할때 5바아 A(75 psia) 및 343℃(650°F)의 11,325Kg.mole/hr.(24,972 1b.mole/h)의 단일성분 유체인 프로판이 각각 발전기 (30)에 연결되는 제 1단계(27),제 2단계(28) 및 제3단계(29)를 갖는 3단계 팽창기로 도관(26)을 거쳐 통과된다.

그 프로판은 제 1단계(27)에서 3.8바아 A(55 psia)까지 팽창된 후 도관(31)과 (32)로 분리된다. 프로판중 약 25%는 도관(31)을 통하는 반면, 나머지 프로판은 도관(32)를 통해 2.3바아 A(33 psia)까지 팽창되는 제2단계(28)로 유입된다. 프로판은 317℃ (603°F)에서 제 2단계(28)를 떠나 도관(33)과 (34)로 분리된다. 그 프로판중 약 22%은 도관(33)을 통과하는 반면, 나머지는, 도관(34)을 통해 제 3단계(29)로 유입되어, 1.4바아 A(20 psia)까지 팽창된 후 도관(35)로 유출된다.

도관(35)내의 프로판은 열교환기(36.3,8,7 및 6)를 통과하며, 여기서, 서서히 냉각되어 결국 액화된다. 그 액체는 펌프(37)에 의해 2.1바아 A(30psia)까지 압축되어 도관(28) 및 분기점(39)를 통해 도관(33)으로 유입 된다.

한편, 도관(35)내의 프로판은 열교환기 (36.9 및 8)을 통과하면서 액체는 점차적으로 냉각된 후 부분적으로 액화된다. 이 유체는 분기점 (39)에서 액체 부프로판과 혼합되고 이 혼합유체는 나머지 프로판 기체가 액화되는 열교환기 (7)를 통과한다. 액 체프로판은 펌프(40)에 의해 3.6 바아 A (52 psia)까지 압축된 후 -24℃ (-12°F) 에서 도관(41)을 통해 분기점(42)로 유입된다.

또 도관(31)로 부더 유출된 프로판은 열교환기(36및 9)로 유입되어 냉각된다. 그 냉각된 프로판은 다시 분기점(42)에서 액체 프로판과 혼합되고, 그 이 혼합된 유체는 열교환기(8)에서 완전히 액화된다. 이 액체는 펌프(43)에 의해 6.2바아 A(90 psia) 까지 압축되어 도관(44)를 통과한다. 이 액체 프로판은 열교환기(45)에서 해수에 의거하여 완전적 증발됨으로써 7.2℃ (45°F)의 프로판가스가 되어 떠난다. 다시 이 기체는 열교환기 (36)에서 313℃(556°F)까지 가열된 다음 열교환기(46)에서 343℃(650°F)까지 가열되고 5바아 A (75 psia)로 떠난다. 따라서 단일성분 유체인 프로판이 순환하는 회로는 제 1도의 (26-29,31-46)이며, 상기 단일성분 유체를 제 2유체라할때, 이 단일성분 유체회로는 제 2유체회로라 한다.

첨부도면을 참고로 본 장치를 여러가지로 변형시킬 수 있다. 예를들면, 프로판 팽창기가 3단계 팽창을 하는데, 펌프의 수와 열교환기의 수의 변화에 따라 다소 그 단계를 변화시킬 수 있다. 일반적으로 단계수가 많을 수록 발전기(30)에서 에너지를 더 쉽게 회수할 수 있으나, 비용이 더 많이 든다. 상기에 나타낸 배열은 투자비용과 에너지 회수율을 합리적으로 고려한 것이다. 한편, 도관(11)내의 유체는, 그 유체가열교환기(3)의 따뜻한 단부에서 차가운 단부로 통과함으로써, 분리기(13)에 의해 도시되는 바와 같이 상 분리된 후 여러번 응축될 수 있다. 각 단계에서는 자체 펌프를 필요로 하며, 다시, 효율과 비용이 고려되어야 한다. 도관(11)내의 유체는 중간 분리없이 열교환기(3)에서 완전히 응축될 수도 있다. 그러나 분리기를 완전히 제거하면, 다성분 유체의 조성물을 에너지 회수효율이 적은 조성물로 변경시킬 필요가 있다.

도관(26)에서 사용된 프로판은 프로필렌, 부탄 및 플루오로카본냉매(듀퐁회사 제품인"프레온")로 대체시킬 수도 있다.

마찬가지로 다성분 냉매는 2개의 할로플루오로카본, 2개의 탄화수소와 질소 또는 질소의 존재여부에 관계 없는 3또는 그 이상의 탄화수소를 함유할 수도 있다.

제 1도에 나타낸 장치에서, 발전기는 약 총 43764KW의 에너지를 발생시켰다.

상기 에너지는 상술한 각 단계에서의 온도, 압력 및 유량에 의해서 다음과 같이 계산된다.

팽창기

(도면부호)	29(제 1 도)	28(제 1 도)	27(제 1 도)	24(제 1 도)
입구압력	2.28바아 A (33.13 psia)	3.79바아 (55psia)	5.19바아 A (75.3 psia)	47.6바아 A (690 psia)
입구온도	317℃ (603.4°F)	333℃ (632°F)	343℃ (650°F)	343℃ (650°F)
입구 엔탈피	35,986 KW (122.82MMBTU/hr)	118,374 KW 404.01(MMBTU/hr)	164,793 KW (562.44MMBTU/hr)	167,366 KW (571.22MMBTU/hr)
출구압력	1.32바아 A (19.1psia)	2.28 바아 A (33.1 psia)	3.79바아 A (55psia)	6.28바아 A (91 psia)
출구온도	300℃ (572.8°F)	317℃ (603.4°F)	333℃ (632°F)	235℃ (456°F)
출구 엔탈피	34,433 KW (117.52MMBTU/hr)	113,733 KW (388.17MMBTU/hr)	160,850 KW (548.82MMBTU/hr)	132,224 KW (451.28MMBTU/hr)
N_2의 유량*	0	0	0	516.28 (1138.7)
C_1의 유량	0	0	0	7333.1 (16169.5)
C_2의 유량	0	0	0	8159.37 (17991.4)
C_3의 유량	2637.6 (5816)	8336.96 (18383)	11325.17 (24972)	1204.99 (2657.0)
I_4의 유량	0	0	0	0
C_4의 유량	0	0	0	0
I_5의 유량	0	0	0	0
C_5의 유량	0	0	0	0
각터빈에너지	1553 KW	4641 KW	3988 KW	35,142 KW
총 에너지		45,324 KW		
펌프 에너지		1,560 KW		
순수 에너지		43,764 KW		

* 유량의 단위는 Kg.mole/hr이며, ( )내의 숫자는 1b.mole/hr로 환산된 값임.

본 발명의 또 다른 실시예를 도시한 제 2도를 참고로 할때, 15,605 Kg.mole/hr (34,410 1b.mole/hr)의 액화된 천연가스는 펌프(101)에 의해 92.9바아 A(1,347 psia)까지 압축되어 -159℃(-246°F)에서 도관(102)를 떠난다. 다음 조성(몰 %)을 갖는 액화된 천연가스는 코일이 감겨진 열교환기(103)에서 서서히 가온되어 -34℃(-28.7°F)에서 증기로서 도관(104)를 떠난다.

N_2 0.05

CH_4 96.96

C_2H_6 1.61

C_3H_8 0.7

C_4 0.68

하기 조성(몰 %)를 갖는 14,547 Kg.mole/hr(32,077 1b.mole/hr)의 제 1유제인 기체상 다성분 유체는 도관(111)을 통하여 코일이 감겨진 열교환기(103)로 유입된다.

N_2 0.9

CH_4 43.4

C_2H_6 47.5

C_3H_8 8.2

그 열교환기(103)를 통과할때 점차 냉각되어 액화되며, 이와 같이 하여 형성된 2상 혼합물은 -121℃(-186°F)에서 도관(112)를 통해 코일이 감겨진 열교환기(3)로 부터 회수되어 상 분리기(113)로 유입된다. 상 분리기로 부터 유출된 액체 13,020 Kg.mole/hr(28,7.9 1b.mole/hr)는 펌프(114)에 의해 21.4 바아 A(310 psia)까지 압축된 후 도관(116)을 거쳐 도관(115)으로 유입된다. 상 분리기(113)로부터 유출된 증기는 도관(117)을 통해 코일이 감겨진 열교환기(103)를 떠날때 완전히 액화된다. 그

것은 다시 펌프(119)에 의해 23.5바아 A(340psia)까지 압축되어 도관(115)를 통과한다. 그 액체가 코일이 감겨진 열교환기(103)을 통과함으로썬 점차적으로 가온된다. 그 액체는 도관(116)로 부터 유출된 액체와 혼합된 후 약 25몰%의 액체를 함유하는 2상혼합물로서 -34℃(-29°F)에서 도관(120)을 통해 오일이 감겨진 열교환기(103)을 떠난다. 나머지 액체는 완전히 증발되고, 가스는 열교환기(121)에서 해수와의 간접적인 열교환기 의해 10℃(50°F)까지 가열된다. 가열된 가스는 팽창기 (124)를 통해 6.1 바아 A(89 psia)까지 괭창된 후 -33℃(-28°F)에서 도관(111)을 통과한다. 단일성분 유체, 즉 제 2유체인 프로판의 싸이클에 있어서는 5063 Kg.mole/hr(11,165 1b.mole/'hr)의 기체상 프로판이 1.7 바아 A(25 psia) 및 -23℃(-9°F)로 도관(131)을 거쳐 주 열교환기 (103)로 유입된다. 여기서 프로판은 완전히 액화되어 -30℃ (-22°F)에서 액체로서 도관(132)을 통해 주 열교환기(103)을 떠난다. 이 프로판은 펌프(143)에 의해 6.1바아 A(89 psia)까지 압축된 후 열교환기(145)에서 해수와의 간접 열교환에 의해 증발 된다. 그 결과 10℃(50°F)로 형성된 증기는 팽창기(127)를 통해 팽창되고 그 팽창된 가스는 도관(131)을 통해 재순환된다.

제2도의 장치에서, 팽창기 (124) 및 (127)에 의해 구동된 발전기(125)는 15.6℃(60°F)해수를 이용할 때, 7129 KW의 에너지를 발생시킨다.

이 에너지는 상기 각 단계에서의 온도, 압력 및 유량에 의해서 다음과 같이 계산된다.

팽창기

(도면부호)	124(제 2 도)	127(제 2 도)
입구 압력	16.6바아 A(240 psia)	5.4바아 A(78.55 psia)
입구 온도	10℃(50°F)	10℃(50°F)
입구 엔탈피	58.595 KW(199.984MMBTU/hr)	24.493 KW(83.593MMBTU/hr)
출구 압력	6.14바아 A(89 psia)	1.75바아 A(25.33 psia)
출구 온도	-33℃(-27.9°F)	-23℃(-9.13°F)
출구 엔탈피	52.510 KW(179.215MMBTU/hr)	22.106 KW(75.447MMBTU/hr)
N_2의 유량	130.93 Kg.mole/hr (288.70 1b.mole/hr	0
C_1의 유량	6313.61 Kg.mole/hr) (13921.52 1b.mole/hr)	0
C_2의 유량	6910.06 Kg.mole/hr) (15236.69 1b.mole/hr)	0
C_3의 유량	1155.07 Kg.mole/hr) (2546.93 1b.mole/hr)	5063.5 Kg.mole/hr (11165 1b.mole/hr)
I_4의 유량	13.09 Kg.mole/hr (28.87 1b.mole/hr)	0
C_4의 유량	14.59 Kg.mole/hr (32.08 1b.mole/hr)	0
I_5의 유량	5.82 Kg.mole/hr (12.83 1b.mole/hr)	0
I_5의 유량	4.36 Kg.mole/hr (9.62 1b.mole/hr)	0
각터빈 에너지	6085 KW	2387 KW
총 에너지	8472 KW	
펌프 에너지	1343 KW	
순수 에너지	7129 KW	

또한 49℃ (120°F)의 물을 이용하면 9,451 KW의 에너지를 얻을 수 있다.

(57) 청구의 범위

청구항 1

액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법에 있어서, 다성분 유체인 제 1유체를 액화천연가스로 적어도 부분적으로 액화시키는 단계, 적어도 부분적으로 액화된 상기 제 1유체를 펌핑하여 압축시키는 단계, 단일성분 유체인 제 2유체를 냉가시켜 적어도 부분적으로 액화시킴으로써 상기 제 1유체를 가온하는 단계, 상기 제 1유체를 가열하는 단계, 팽창기 (24)를 통해 상기 가혈된 제 1유체를 팽창시키는 단계, 그 핑창기 (24)로 부터 에너지를 회수하는 단계, 적어도 부분적으로 액화시키기 위해 상기 팽창된 제 1유체를 재순환 시키는 단계, 적어도 부분적으로 액화된 상기 제 2유체를 펌핑하여 압축시키는 단계, 상기 제 2유체를 가온하여 종발시키는 단계, 상기 제 2유체를 팽창기 (27,28,29)를 통해 팽창시키는 단계, 상기 팽창기 (27.28.29)로 부터 에너지를 회수하는 단계, 상기 제 1유체에 의해 적어도 부분적으로 액화시키기 위해 상기 팽창된 제 2유체를 재순환시키는 단계로

구성되는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 2

제 1항에 있어서, 상기 액화천연가스중 적어도 일부가 상기 단일성분 유체인 제 2유체의 냉각을 보조 하는데 사용되는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 3

제 1항 또는 제 2항에 있어서, 상기 단일 성분 유체인 제 2유체가 다단계로 팽창되는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 4

제 1항 또는 제 2항에 있어서, 상기 다성분 유체인 제 1유체가 5℃-371℃(40°F-700°F)로 가열되는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 5

제 3항에 있어서, 상기 다성분 유체인 제 1유체가 5℃-371℃(40°F-700°F)로 가열되는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 6

액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 장치에 있어서, 다성분 유체인 제 1유체를 냉각하여 적어도 부분적으로 액화시킴으로써 액화된 천연가스를 가온할 수 있는 주 열요환기(3), 다성분유체 회로인 제 1유체회로(11-24), 적어도 부분적으로 액화된 상기 제 1유체를 가압하기 위한 핌프(19), 상기 액화된 제 1유체가 단일성분 유체인 제 2유체를 냉각하여 적어도 부분적으로 액화시킴으로써 가온될 수 있는 적어도 하나의 열교환기 (6,7,8,9), 단일성분 유체회로인 제 2유체회로(26-29,31-46), 상기 제 1유체를 가열하는 가열기(23), 상기 가열된 제 1유체를 팽창시키기 위한 팽창기 (24), 상기 제 1유체를 상기 팽창기 (24)로 부터 상기 주 열교환기(3)로 재순환시키기 위한 도관(11), 적어도 부분적으로 액화된 상기 제 2유체를 가압하기 위한 펌프(43), 증기를 생성할 수 있도록 상기 제 2유체를 가열하기 위한 가열기(46), 상기 증기가 팽창될 수 있는 팽창기 (27,28.29), 상기 팽창된 제 2유체를 상기 열교환기(6,7,8,9)로 재순환시키기 위한 도관(31,33,35), 상기 팽창기 (24,27,28.29)로 부터 에너지를 회수하기 위한 발전기(25,30)로 구성되는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 장치.

청구항 7

제 5항에 있어서, 상기 단일성분 유체의 냉각을 보조하기 위해서 상기 천연가스중 적어도 일부를 상기 열교환기에 운송하기 위한 도관(4)을 포함하는 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 장치.

청구항 8

제 1항 또는 제 3항에 있어서, 상기 단일성분 유체가 프로판인 것을 특징으로 하는 액화 천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 9

제 3항에 있어서, 상기 단일성분 유체가 프로판인 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 10

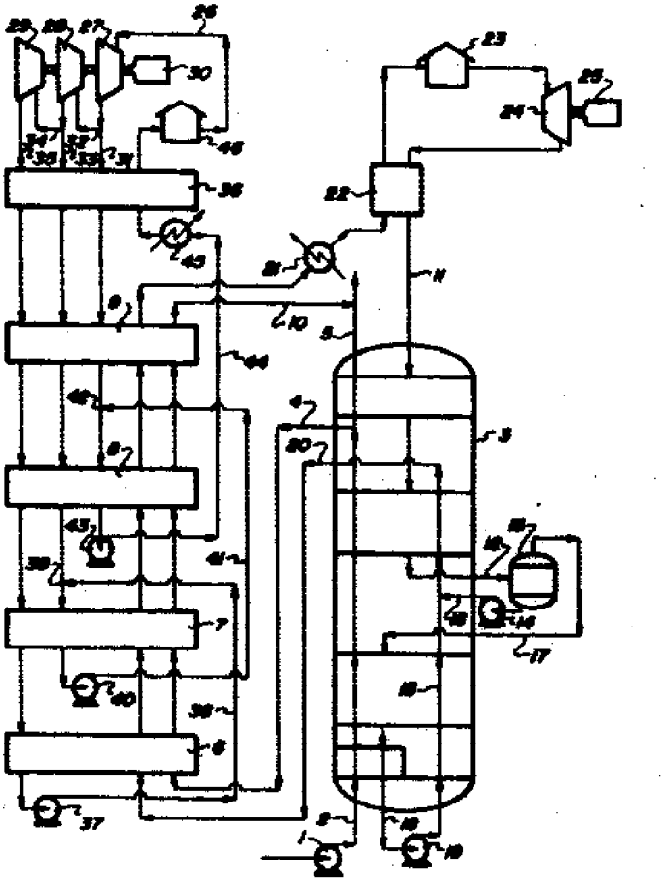
제 4항에 있어서, 상기 단일성분 유체가 프로판인 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 방법.

청구항 11

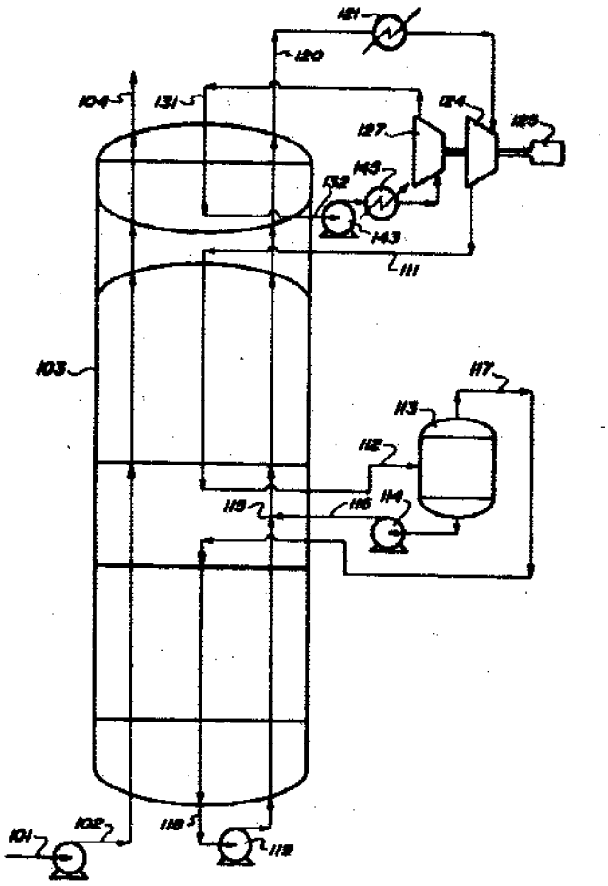
제6항에 있어서, 상기 단일성분 유체가 프로판인 것을 특징으로 하는 액화천연가스의 증발로 부터 에너지를 회수하는 장치.

도면

도면1



도면2


121
120
104
131
124
125
127
143
132
143
111
103
117
113
112
119
116
114
101
102
118
119