



# (12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107407510 A

(43)申请公布日 2017. 11. 28

(21)申请号 201680014576.0

(74)专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司 72001

(22)申请日 2016.01.09

代理人 马蔚钧 万雪松

(30)优先权数据

62/101718 2015.01.09 US

14/991520 2016.01.08 US

(51)Int.Cl.

F25B 15/02(2006.01)

G09K 5/04(2006.01)

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2017.09.08

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/US2016/012763 2016.01.09

(87)PCT国际申请的公布数据

W02016/112363 EN 2016.07.14

(71)申请人 霍尼韦尔国际公司

地址 美国新泽西州

(72)发明人 S.F.亚娜莫塔 M.S.斯帕茨

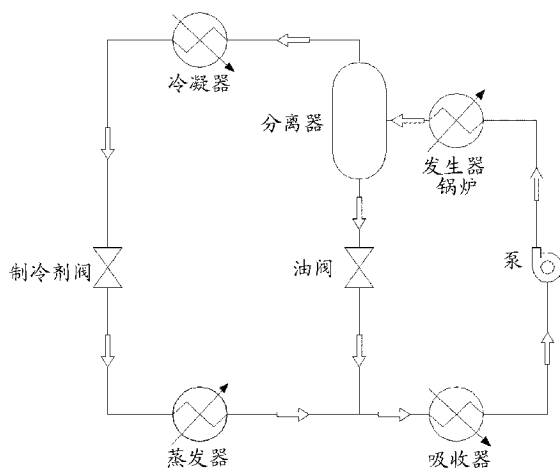
权利要求书2页 说明书15页 附图3页

(54)发明名称

使用LGWP制冷剂的吸收式制冷循环

(57)摘要

吸收式制冷方法和系统,其包含含有一种或多种氢氟烯烃和/或氢氯氟烯烃的制冷剂和选自聚亚烷基二醇油、聚α烯烴油、矿物油和/或多元醇酯油的溶剂或吸收剂。



1. 提供制冷的的方法,其包括:

a. 蒸发包含含有大约95重量%至大约100重量%的反式-1,3,3,3-四氟丙烯的制冷剂的  
第一液相制冷剂物流以产生低压气相制冷剂物流,其中所述蒸发从待冷却的系统转移热;

b. 使所述低压气相制冷剂物流与包含含有大约95重量%至大约100重量%的多元醇酯  
油的溶剂的第一液相溶剂物流在有效地将所述气相制冷剂物流的基本所有制冷剂溶解到  
第一液相溶剂物流的溶剂中以产生制冷剂-溶剂溶液物流的条件下接触;

c. 通过从太阳能集热器向制冷剂-溶剂溶液传热提高所述制冷剂-溶剂溶液物流的压  
力和温度;

d. 将所述制冷剂-溶剂溶液物流热力学分离成高压气相制冷剂物流和第二液相溶剂  
物流;

e. 将所述第二液相溶剂物流再循环至步骤(b)以产生所述第一液相溶剂物流;

f. 冷凝所述高压气相制冷剂物流以产生第二液相制冷剂物流;和

g. 将所述第二液相制冷剂物流再循环至步骤(a)以产生所述第一液相制冷剂物流。

2. 权利要求1的方法,其中所述太阳能源是非聚光型系统。

3. 权利要求1的方法,其中所述制冷剂包含99重量%至100重量%的反式-1,3,3,3-四氟  
丙烯且所述溶剂包含99重量%至100重量%的具有大约ISO 10至大约ISO 100的粘度的多元  
醇酯油。

4. 提供制冷的的方法,其包括:

a. 蒸发包含含有大约95重量%至大约100重量%的反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯的制冷  
剂的第一液相制冷剂物流以产生低压气相制冷剂物流,其中所述蒸发从待冷却的系统转移  
热;

b. 使所述低压气相制冷剂物流与包含含有大约95重量%至大约100重量%的矿物油、烷  
基苯油及其组合的溶剂的第一液相溶剂物流在有效地将所述气相制冷剂物流的基本所有  
制冷剂溶解到第一液相溶剂物流的溶剂中以产生小于大约50℃的温度下的制冷剂-溶剂溶  
液物流的条件下接触;

c. 通过从太阳能集热器向制冷剂-溶剂溶液传热提高所述制冷剂-溶剂溶液物流的压  
力和温度;

d. 将所述制冷剂-溶剂溶液物流热力学分离成高压气相制冷剂物流和第二液相溶剂  
物流;

e. 将所述第二液相溶剂物流再循环至步骤(b)以产生所述第一液相溶剂物流;

f. 冷凝所述高压气相制冷剂物流以产生第二液相制冷剂物流;和

g. 将所述第二液相制冷剂物流再循环至步骤(a)以产生所述第一液相制冷剂物流。

5. 权利要求4的方法,其中所述太阳能源是非聚光型系统。

6. 权利要求4的方法,其中所述制冷剂包含99重量%至100重量%的反式-1,3,3,3-四氟  
丙烯且所述溶剂包含99重量%至100重量%的矿物油。

7. 权利要求4的方法,其中所述制冷剂包含99重量%至100重量%的反式-1-氯-3,3,3-三  
氟丙烯且所述溶剂包含99重量%至100重量%的烷基苯油。

8. 吸收式制冷系统,其包含:

a. 包含大约95重量%至大约100重量%的反式-1,3,3,3-四氟丙烯的制冷剂;

- b. 包含大约95重量%至大约100重量%的多元醇酯油的溶剂；
- c. 适用于蒸发所述制冷剂的蒸发器；
- d. 适用于将所述制冷剂与所述溶剂混合的混合器，其中所述混合器流体连接到所述蒸发器；
- e. 适用于将至少一部分所述制冷剂溶解到所述溶剂中以产生溶液的吸收器，其中所述吸收器流体连接到所述混合器；
- f. 流体连接到所述吸收器的泵；
- g. 流体连接到所述泵的热交换器，其中所述热交换器由太阳能集热器供能；
- h. 适用于将所述溶液热力学分离成蒸气制冷剂组分和液体溶剂组分的分离器，其中所述分离器流体连接到所述热交换器；
- i. 流体连接到所述分离器和所述混合器的回油管线，和
- j. 适用于冷凝所述蒸气制冷剂组分的冷凝器，其中所述冷凝器流体连接到所述分离器和所述蒸发器。

9. 权利要求8的方法，其中所述制冷剂包含99重量%至100重量%的反式-1,3,3,3-四氟丙烯且所述溶剂包含99重量%至100重量%的多元醇酯油。

10. 吸收式制冷系统，其包含：

- a. 包含大约95重量%至大约100重量%的反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯的制冷剂；
- b. 包含大约95重量%至大约100重量%的矿物油、烷基苯油及其组合的溶剂；
- c. 适用于蒸发所述制冷剂的蒸发器；
- d. 适用于将所述制冷剂与所述溶剂混合的混合器，其中所述混合器流体连接到所述蒸发器；
- e. 适用于在大约10℃至大约30℃的温度下将基本所有所述制冷剂溶解到所述溶剂中以产生溶液的吸收器，其中所述吸收器流体连接到所述混合器；
- f. 流体连接到所述吸收器的泵；
- g. 流体连接到所述泵的热交换器，其中所述热交换器由太阳能集热器供能；
- h. 适用于将所述溶液热力学分离成蒸气制冷剂组分和液体溶剂组分的分离器，其中所述分离器流体连接到所述热交换器；
- i. 流体连接到所述分离器和所述混合器的回油管线，和
- j. 适用于冷凝所述蒸气制冷剂组分的冷凝器，其中所述冷凝器流体连接到所述分离器和所述蒸发器。

11. 权利要求10的方法，其中所述制冷剂包含99重量%至100重量%的反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯且所述溶剂包含99重量%至100重量%的矿物油。

12. 权利要求10的方法，其中所述制冷剂包含99重量%至100重量%的反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯且所述溶剂包含99重量%至100重量%的烷基苯油。

## 使用LGWP制冷剂的吸收式制冷循环

### [0001] 相关申请的交叉引用

本申请要求2015年1月9日提交的美国临时申请62/101,718的优先权,其经此引用并入本文。

### 发明领域

[0002] 本发明涉及使用具有低全球变暖潜势(GWP)和低臭氧消耗潜势(ODP)的制冷剂的吸收式制冷系统。

### [0003] 发明背景

在可获得废热或其它低成本热源(例如太阳能加热)时,吸收式制冷是对压缩式制冷的更经济的替代。吸收式制冷机和蒸气压缩式制冷机都使用具有极低沸点的制冷剂。在这两种类型中,当这种制冷剂蒸发或沸腾时,都随其带走一些热,以提供冷却作用。但是,吸收式制冷和蒸气压缩式制冷的区别在于制冷剂从气体变回液体以使该循环可重复。蒸气压缩式制冷机使用电动压缩机提高气体的压力,然后通过冷却剂(通常是空气)热交换而将热高压气体冷凝回液体。吸收式制冷机使用只需要低功率泵或任选只需要热的不同方法将气体变回液体,由此消除对活动部件的需要。

[0004] 大多数吸收式制冷循环的一个重要方面是使整个系统运作的制冷剂/吸收剂对。在吸收剂为液体且制冷剂通常为气体的条件下使用吸收剂吸收制冷剂。然后可以将该制冷剂/吸收剂混合物以液体形式泵加压(pumped)至更高压力,由此避免使用压缩机的需要。该高压液体混合物随后在高压和高温下分离以产生进料至冷凝器的高压蒸气制冷剂和再循环回去以吸收更多制冷剂的液体形式的吸收剂。

[0005] 两种最常见的吸收式制冷对是 $\text{NH}_3$ -水和水-LiBr。 $\text{NH}_3$ -水使用 $\text{NH}_3$ 作为制冷剂和水作为吸收剂。 $\text{NH}_3$ 在许多应用中很好地充当制冷剂。但是, $\text{NH}_3$ 的毒性限制其在公共空间中的使用。此外,氨是高度腐蚀性的并与铜(冷却系统中的常用材料)不相容。

[0006] 水-LiBr是吸收系统中另一常用制冷剂对。水具有两个缺点:水在低于 $0^\circ\text{C}$ 冻结,并且由于低蒸气密度,需要大设备尺寸,以致该解决方案在空间有限的位置不实用。

[0007] 此类传统系统的另一问题在于蒸发器和吸收器通常在低于大气压力下运行,这提高此类系统的成本,因为必须专门设计该设备以在低压下安全地运行。

[0008] 因此,仍然需要用于吸收式制冷系统的更安全和环境友好的制冷剂。

### [0009] 概述

在某些非限制性实施方案中,本发明涉及用于吸收式制冷系统的制冷剂和吸收剂对的发现。某些氢氟烯烃和/或氢氯氟烯烃,特别是适合用作制冷剂的那些,至少部分可溶于油,如聚亚烷基二醇(PAG)油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油和多元醇酯(POE)油。已经发现,制冷剂和油的某些配对能够实现吸收式制冷系统,包括但不限于热源包含太阳能集热器的此类系统的出色性能。这些制冷剂的许多以具有低GWP(即相对于 $\text{CO}_2$ 而言 $< 1000$ ,优选 $< 100$ )、低或无显著臭氧消耗潜势为特征并且无毒和不可燃。

[0010] 相应地,本发明的一个方面涉及提供制冷的的方法,其包括:(a) 蒸发包含选自一种

或多种氢氟烯烃、一种或多种氢氯氟烯烃及其共混物的制冷剂的第一液相制冷剂物流以产生低压气相制冷剂物流,其中所述蒸发从待冷却的系统转移热;(b)使所述低压气相制冷剂物流与包含选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油、多元醇酯油及其组合的溶剂的第一液相溶剂物流在有效地将所述气相制冷剂物流的基本所有制冷剂溶解到第一液相溶剂物流的溶剂中以产生制冷剂-溶剂溶液物流的条件下接触;(c)通过从太阳能集热器向制冷剂-溶剂溶液传热提高所述制冷剂-溶剂溶液物流的压力和温度;(d)将所述制冷剂-溶剂溶液物流热力学分离成高压气相制冷剂物流和第二液相溶剂物流;(e)将所述第二液相溶剂物流再循环至步骤(b)以产生所述第一液相溶剂物流;(f)冷凝所述高压气相制冷剂物流以产生第二液相制冷剂物流;和(g)将所述第二液相制冷剂物流再循环至步骤(a)以产生所述第一液相制冷剂物流。

[0011] 在本发明的某些实施方案中,该吸收方法以双效(double effect)或三效为特征。相应地,在本发明的另一方面中提供吸收式制冷系统,其包含:(a)选自一种或多种氢氟烯烃、一种或多种氢氯氟烯烃及其共混物的制冷剂;(b)选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油、多元醇酯油及其组合的溶剂;(c)适用于蒸发所述制冷剂的蒸发器;(d)适用于冷凝所述制冷剂的冷凝器;(e)适用于将包含溶解在所述溶剂中的所述制冷剂的溶液热力学分离成蒸气制冷剂组分和液体溶剂组分的分离器;和(f)至少一个气体溶解子系统,其包含适用于将所述制冷剂与所述溶剂混合的混合器、适用于将至少一部分所述制冷剂溶解到所述溶剂中以产生溶液的吸收器、泵和热交换器,其中所述混合器流体连接到所述吸收器,所述吸收器流体连接到所述泵,且所述泵流体连接到所述热交换器;其中所述气体溶解子系统与选自所述蒸发器、所述分离器和另一气体溶解子系统的所述至少两个单元流体连通,条件是至少一个子系统与所述蒸发器流体连通且至少一个子系统与所述分离器流体连通。

[0012] 本文所用的术语“低压气相制冷剂”和“高压气相制冷剂”是相对于彼此而言。也就是说,低压气相制冷剂的压力高于0 psia但低于高压气相制冷剂的压力。同样地,高压气相制冷剂的压力低于该组合物的临界点但高于低压气相制冷剂的压力。

[0013] 关于组合物,本文所用的术语“基本所有”是指基于该组合物的总重量的至少大约90重量%。

[0014] 另一方面,本发明提供吸收式制冷系统,其包含:(a)选自一种或多种氢氟烯烃、一种或多种氢氯氟烯烃及其共混物的制冷剂;(b)选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油、多元醇酯油及其组合的溶剂;(c)适用于蒸发所述制冷剂的蒸发器;(d)适用于将所述制冷剂与所述溶剂混合的混合器,其中所述混合器流体连接到所述蒸发器;(e)适用于将至少一部分所述制冷剂溶解到所述溶剂中以产生溶液的吸收器,其中所述吸收器流体连接到所述混合器;(f)流体连接到所述吸收器的泵;(g)流体连接到所述泵的热交换器,其中所述热交换器在某些实施方案中从太阳能集热器吸收热;(h)适用于将所述溶液热力学分离成蒸气制冷剂组分和液体溶剂组分的分离器,其中所述分离器流体连接到所述热交换器;(i)流体连接到所述分离器和所述混合器的回油管线,和(j)适用于冷凝所述蒸气制冷剂组分的冷凝器,其中所述冷凝器流体连接到所述分离器和所述蒸发器。

[0015] 在优选方面中,本发明提供环境友好、经济的制冷方法。技术人员基于本文中提供的公开内容容易看出另外的实施方案和优点。

[0016] 附图简述

图1是如根据实施例2测定的反式-1,3,3,3-四氟丙烯(1234ze(E))在PAG制冷剂压缩机油中的溶解度的图。

[0017] 图2是如根据实施例5测定的反式-1,3,3,3-四氟丙烯(1234ze(E))在POE油中的溶解度的图。

[0018] 图3是如根据实施例8测定的反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯(1233zd(E))在矿物油中的溶解度的图。

[0019] 图4是单效吸收式制冷循环的简化示意图。

[0020] 图5是双效吸收式制冷循环的简化示意图。

[0021] 详述

在某些非限制性实施方案中,本发明涉及与低品位热源,特别是如废热源、源自太阳能的热源、源自地热的热源和这些的组合之类的低品位热源结合使用的制冷剂和吸收剂对的发现。住宅和商业建筑是需求波动的电能的大用户。通过几乎连续运行的最高效设备发电。但是为了满足高峰需求,使用较低效设备,通常以天然气或油为燃料。天然气价格不稳定,并且对油的依赖性削弱(dilute)美国的安全。但是,高峰需求对电网造成额外负担。当高峰需求趋平时,供电服务的可靠性改进。在将高峰需求转向低品位,优选可再生美国资源(太阳能或地热)或废热源的同时减少或消除供电管制(brown-outs)或供电中断时,美国经济安全提高。

[0022] 如本文中证实,本文中提供的制冷剂和吸收剂的组合在用于这样的低品位热和优选可再生源,如源自太阳能和/或源自地热的热时,可以显著降低年耗电量,对于美国平均值降低大约10%和对于炎热气候降低30%。可以进一步使得CO<sub>2</sub>排放对于美国平均值降低高达11%和对于炎热气候降低30%。特别在炎热气候中,本吸收系统在高峰需求时提供高峰冷却。在其它应用,如热泵中,观察到类似的改进。

[0023] 根据该热源包括太阳能集热器的某些优选实施方案,其优选包含聚光型(concentrated)和/或非聚光型太阳能集热系统。聚光型太阳能集热器通常使用镜子和反射等从比吸收器横截面大得多的横截面聚集来自太阳的能量。使用此类系统能够产生高流体温度(高达400°C,在一些情况下甚至更高)。这些阵列还需要保持与太阳的最佳定位的机制和定期监测和预防性维护以保持所需输出。

[0024] 非聚光型阵列通常是仅吸收直接射向吸热涂层的太阳光的自洁性固定结构。非聚光型太阳能吸收器通常能够在真空管设计下高达大约140°C和在先进的平板设计下通常高达大约90°C的温度。

[0025] 本发明可包括这些设计的任一种或两者的组合。在某些非限制性实施方案中,其包括真空管规格以产生达到120°C的最大温度的太阳能空气调节系统。

[0026] 无论所用阵列的类型如何,从太阳能集热器中收集的热充当该制冷系统的“热压缩机”。也就是说,其促进制冷剂和吸收剂的加热以使两者可在高温/高压条件下分离。由于极少的机械部件,吸收系统的优点是简单性、可靠性和长期耐久性。吸收系统的唯一活动件是液体泵。吸收系统具有工作流体有限的缺点。迄今,由于没有安全的制冷剂/吸收剂流体对,吸收式制冷局限于工业应用。

[0027] 在本发明的优选实施方案中,氢氟烯烃和/或氢氯氟烯烃制冷剂作为工作流体,即经由热力学循环从气体向液体或从液体向气体改变状态的流体用于吸收式制冷系统。通过

将气相制冷剂溶解在油溶剂中以形成溶液而促进这种相变。优选分别使用泵和热交换器有效提高该溶液的压力和温度。然后将该加压和加热的溶液闪蒸以产生在高压下的制冷剂蒸气。然后使这种高压蒸气经过冷凝器和蒸发器以从待冷却的系统转移热。

[0028] 用于本发明的优选但非限制性制冷剂包括式 $C_wH_xF_yCl_z$ 的氢氟烯烃和氢氯氟烯烃,其中 $w$ 是3至5的整数, $x$ 是1至3的整数,且 $z$ 是0至1的整数,且其中 $y = (2 \cdot w) - x - z$ 。特别优选的制冷剂包括氢卤丙烯(hydrohalopropene),更优选四卤丙烯,甚至更优选四氟丙烯和单-氯-三氟丙烯,甚至更优选具有 $-CF_3$ 基团的四卤丙烯。在某些优选实施方案中,该制冷剂包含2,3,3,3-四氟丙烯、1,3,3,3-四氟丙烯或1-氯-3,3,3-三氟丙烯,包括它们的所有立体异构体,如反式-1,3,3,3-四氟丙烯、顺式-1,3,3,3-四氟丙烯、反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯、顺式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯和3,3,3-三氟丙烯之一或组合。某些可用的制冷剂还包含两种或更多种氢氟烯烃、氢氯氟烯烃的混合物、以及氢氟烯烃和氢氯氟烯烃的混合物。

[0029] 可用于本发明的溶剂或吸收剂优选选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油和多元醇酯油。所选油通常热稳定,具有极低蒸气压,并且无毒和非腐蚀性。符合这些标准并可与上述各种烯烃一起使用的优选油是聚乙二醇油、多元醇酯油、基于聚丙二醇二甲基醚的油和矿物油。

[0030] 在优选的非限制性实施方案中,该制冷剂是或包含2,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234yf)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油和多元醇酯油。在进一步实施方案中,该制冷剂是或包含2,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234yf)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油和/或多元醇酯油。

[0031] 在优选的非限制性实施方案中,该制冷剂包含至少大约50重量%,更优选至少大约75重量%,甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的2,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234yf)且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%,更优选至少大约75重量%,甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油和多元醇酯油的溶剂。在进一步实施方案中,该制冷剂是或包含2,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234yf)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油和/或多元醇酯油。

[0032] 在优选的非限制性实施方案中,该制冷剂包含至少大约50重量%,更优选至少大约75重量%,甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的2,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234yf)且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%,更优选至少大约75重量%,甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的聚亚烷基二醇油。

[0033] 在优选的非限制性实施方案中,该制冷剂包含至少大约50重量%,更优选至少大约75重量%,甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的2,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234yf)且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%,更优选至少大约75重量%,甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的多元醇酯油。

[0034] 在某些非限制性实施方案中,该制冷剂是或包含1,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234ze)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油和多元醇酯油。在进一步实施方案中,该制冷剂是或包含1,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234ze)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油和/或多元醇酯油。在上述某些方面中,1,3,3,3-四氟丙烯包含反式异构体、基本由或由反式异构体构成。

[0035] 在优选的非限制性实施方案中,该制冷剂包含至少大约50重量%,更优选至少大约

75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234ze(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的多元醇酯油。

[0036] 在优选的非限制性实施方案中，该制冷剂包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1,3,3,3-四氟丙烯(HFO-1234ze(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的聚亚烷基二醇油。

[0037] 在某些非限制性实施方案中，该制冷剂是或包含1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油、聚 $\alpha$ 烯烃油、矿物油和多元醇酯油。在进一步实施方案中，该制冷剂是或包含1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd)且该溶剂(或吸收剂)选自聚亚烷基二醇油、多元醇酯油和/或矿物油。在上述某些方面中，1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd)包含反式异构体、基本由或由反式异构体构成。

[0038] 在优选的非限制性实施方案中，该制冷剂包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的多元醇酯油。

[0039] 在优选的非限制性实施方案中，该制冷剂包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的聚亚烷基二醇油。

[0040] 在优选的非限制性实施方案中，该制冷剂包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的矿物油。

[0041] 在优选的非限制性实施方案中，该制冷剂包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的烷基苯油。

[0042] 在优选的非限制性实施方案中，该制冷剂包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的反式1-氯-3,3,3-三氟丙烯(HCFO-1233zd(E))且该溶剂(或吸收剂)包含至少大约50重量%，更优选至少大约75重量%，甚至更优选在非限制性实施方案中包含大约100%的硅油。

[0043] 优选地，将制冷剂和溶剂成比例和在有效形成溶液(其中制冷剂溶解在溶剂中)的条件下混合。制冷剂和溶剂的混合物优选成比例，其中与溶剂混合的制冷剂的显著部分，更优选基本全部溶解在该溶剂中。也就是说，待与溶剂混合的制冷剂的量优选低于该溶剂在该制冷剂系统的运行温度和压力下的饱和点。使制冷剂浓度保持低于饱和点降低了蒸气制冷剂到达泵(在此其可能造成汽蚀)的可能性。

[0044] 在某些实施方案中，可通过混合器混合制冷剂和溶剂。优选的混合器包括静态混合器和吸气器(即文丘里泵)。在某些实施方案中，该混合器是两个输送管线(例如管道、管、



软管等)的简单接合,其产生湍流,如T接头。

[0045] 低压气相制冷剂优选在大约-10℃至大约30℃,优选大约0℃至大约30℃,优选大约0℃至大约10℃的制冷剂温度下溶解在油溶剂中。

[0046] 制冷剂优选至少大部分在吸收器中溶解在溶剂中。该吸收器可以是适合将制冷剂气体溶解到基于油的溶剂中的任何类型。吸收器的实例包括热交换器,冷却介质经过其或围绕其循环。

[0047] 将包含制冷剂和溶剂的溶液对抗阻力装置(means of resistance)泵加压以提高该溶液的压力。将该液体溶液泵加压至高运行压力通常需要比使用压缩机压缩蒸气制冷剂明显少的能量。除消耗较少能量外,泵通常在安装和维护上比压缩机便宜。这种能量和成本节省是本发明与传统压缩型制冷系统相比的显著优点。

[0048] 也将该溶液加热,优选在加压后加热。优选使用热交换器,如壳管式热交换器和板式热交换器或蒸馏塔实现加热。在优选实施方案中,加热该溶液涉及从低品位热源、废热回收单元(WHRU)、地热源、源自太阳能的热源等转移热。WHRU可包括,例如,来自热气体或液体物流(如来自燃气轮机的排气或来自发电厂或炼厂的废气)的热。用于热源的工作介质可随各应用的特点而变,但在许多应用中优选是水(纯或含三乙二醇(TEG))、热油或其它有助于传热的介质。在其它实施方案中,加热该溶液涉及由燃料,如丙烷的燃烧直接加热,如本文论述的源自太阳能和/或地热源的热是高度优选的实施方案。

[0049] 在将该溶液加热和加压后,对其施以热力学分离法以产生蒸气制冷剂级分和液体溶剂级分。此类热力学分离法的实例包括塔蒸馏和闪蒸。由于这两种级分在不同相中,它们容易分离。

[0050] 优选将液体溶剂相再循环回混合器,同时将包含制冷剂的气相转移到冷凝器,在此至少一部分,优选基本全部制冷剂从其气相转化成液相。

[0051] 可用于本发明的冷凝器的类型不受特别限制,只要它们适用于冷凝氢氟烯烃或氢氯氟烯烃制冷剂。冷凝器的实例包括卧式或立式壳内冷凝器和卧式或立式管内冷凝器。

[0052] 优选使液相制冷剂经过膨胀阀以降低制冷剂的压力并相应地冷却该制冷剂。冷却的节流(throttled)制冷剂可以为液相、气相或混合相。

[0053] 然后使该制冷剂经过蒸发器,其中利用该制冷剂在蒸发过程中的冷却能力从待冷却的系统中提取热(即制冷)。优选地,该系统中的待冷却材料是水,含或不含传热添加剂,如PEG,可以使用例如循环至空气调节的分配系统中的空气处理器的冷水。但是,待冷却的材料也可以是直接用于空气调节的空气。此外,外部材料也可以是需要冷却的任何可流动材料,并且如果是水或空气,经冷却的材料可用于非空气调节用途(例如冷冻食品或其它产品)。

[0054] 用于蒸发液相制冷剂的蒸发器的类型不受特别限制,只要其适用于蒸发氢氟烯烃或氢氯氟烯烃制冷剂。可用的蒸发器的实例包括强制循环蒸发器、自然循环蒸发器、长管和短管立式蒸发器、降膜蒸发器、水平管蒸发器和板式蒸发器。

[0055] 在制冷剂蒸发后,其变成优选具有大约30℃至大约60℃,更优选大约40℃至大约50℃的温度的低压气相制冷剂。优选将该低压气相制冷剂再循环回混合器。

[0056] 本发明的方法优选是闭环系统,其中制冷剂和溶剂都再循环。根据本发明的吸收式制冷系统优选涉及单效、双效或三效吸收式制冷法。在下述实施例和附图中描述了单效

和双效法。

**实施例**

**[0057] 实施例1**

开发使用理想组分的稳态系统模型以考察与作为吸收剂的润滑剂(例如聚亚烷基二醇或多元醇酯)一起使用低GWP制冷剂HF0-1234yf。作为 $Q_{冷却} / (Q_{in} + W_p)$  计算吸收式循环的效率或性能系数(COP)。尽管 $Q_{in}$ 在许多应用中被视为废热并且在太阳能应用中是“免费”能源,但这是比较潜在制冷剂的最佳方式。该建模首先考察NH<sub>3</sub>-水吸收式循环并发现在5℃的蒸发器温度和40℃的环境温度下以大约0.6的COP运行。对于理想的HF0-1234yf/润滑剂模型,发现在相同运行参数下,即在2℃的蒸发器温度和40℃的环境温度下运行时COP为大约0.6。

[0058] 使用这一系统模型,用bin分析评估所提出的系统和相对于当前技术的性能。将在一年期间使用传统屋顶空气调节机组(RTU)冷却典型的大型零售业建筑消耗的电力与同样大小的太阳能供电的吸收辅助RTU相比较。这一分析考虑全美29个城市的平均气候数据(Air Conditioning, Heating and Refrigeration Institute Standard for chillers (AHRI Std 550))以及干热气候Phoenix, Arizona。评估概要提供在下表1中。

[0059] 表1: 使用传统屋顶机组与吸收辅助屋顶机组的典型大型商场(100,000 ft<sup>2</sup>)的全年能耗和高峰电力需求的比较(假设450吨总冷却(total cooling))

	标准 RTU	吸收辅助 RTU	能量/功率降低
US 平均全年能耗	1169 MWh	1059 MWh	9.5%
US 高峰电力需求	602 kW	517 kW	14.1%
Phoenix 平均全年能耗	1566 MWh	1098 MWh	29.9%
Phoenix 高峰电力需求	698 kW	583 kW	16.5%

[0060] 为了进一步研究使用这种技术的益处,进行这些冷却技术的整体环境影响的分析。由于在美国产生的能量的大部分由化石燃料(即煤、天然气、油)的燃烧产生,在这一设备中消耗的电能会造成CO<sub>2</sub>排放,因此有助于全球变暖。除这种“间接贡献”外,还存在来自RTU中的制冷剂泄漏的全球变暖气体释放的直接影响。RTU中的主流R410A制冷剂具有超过2100的GWP。这种制冷剂的泄漏比所提出的制冷剂混合物恶劣2100倍。寿命期气候性能(LCCP)分析将这些来源与全球变暖气体的产生过程的影响一起考虑在内。LCCP分析的概要在下表2中给出。

[0061] 表2: 使用传统屋顶机组与吸收辅助屋顶机组的典型大型商场的LCCP比较

	US - 标准 RTU	US - 吸收辅助 RTU	AZ - 标准 RTU	AZ - 吸收辅助 RTU
间接 CO <sub>2</sub> 贡献	11,433 吨	10,382 吨	15,248 吨	10,673 吨
直接 CO <sub>2</sub> 贡献	857 吨	552 吨	911 吨	591 吨
总 CO <sub>2</sub> 贡献	12,290 吨	10,934 吨	16,159 吨	11,264 吨
寿命期 CO <sub>2</sub> 减少	11%		30%	

[0062] 这一创新涉及在合理的高温输出下使用太阳能集热器,其使得真空管太阳能集热

器(市售产品)适合用于此应用。对于在0.6的冷却COP下的吸收式冷却,每吨冷却所需的安装面积对于800 W/m<sup>2</sup>太阳日为大约18 m<sup>2</sup>或更确切地说,占上述分析中的屋顶面积的大约1/3的阵列。这也能通过在高峰需求期间提供“免费”冷却而使商场避开高峰电力需求费用并最终降低高峰电网负荷。

#### [0063] 实施例2

借助微量天平测量反式-1,3,3,3-四氟丙烯(1234ze (E))在Ford Motor craft油(符合Ford规范No. WSH-M1C231-B的PAG制冷剂压缩机油)中的溶解度。测得的溶解度与使用非随机双液体(Non-Random Two Liquid) (“NRTL”)活度系数模型(Renon H., Prausnitz J. M., “Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures,” AIChE J., 14(1), S.135-144, 1968))关联的数据一起显示在图1中。由这些数据看出,该Ford Motor Craft油具有几乎可忽略不计的蒸气压并且该NRTL模型可准确代表该数据。

#### [0064] 实施例3

使用来自实施例2的数据开发单效吸收式循环。使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将基于Ford Motorcraft聚丙二醇二甲基醚的油在封闭式混合器(其可以是连接两个或更多个管线的简单“T”接头)中与液体1234ze (E) 制冷剂混合。将该混合物传送至吸收器,在此气态1234ze (E) 在图2中所示的程度上溶解到该油中。将该液体混合物传送至泵,其将该混合物加压并将该混合物传送至热交换器/锅炉。在锅炉中,与该混合物交换热。该热源可以是来自热交换器外的太阳能集热器的热。将该混合物的温度提高到可使1234ze (E) 制冷剂与油分离的温度。从热交换器中取出经加热的混合物并引入分离器,由此制冷剂基本以气态与基本保持液态的油分离。然后经油阀送回该油,在此降低其压力以匹配起始压力。从该阀将油送回混合器,在此其再与制冷剂混合以重复该过程。

[0065] 从分离器将制冷剂蒸气传送至冷凝器以将其液化。将该液体传送至膨胀阀,将该液体制冷剂节流以冷却该制冷剂。根据操作人员的选择,该冷却的节流制冷剂可以是液体、蒸气或其组合。使冷却的制冷剂经过蒸发器,由此利用该制冷剂的冷却能力冷却与蒸发器呈热交换关系的材料(水或空气)。然后将该制冷剂从蒸发器送回混合器,在此其再与油混合以再重复该过程。

[0066] 该单效吸收式循环的输入参数是:

- 1) 蒸发器温度 - 制冷剂侧: 2°C
- 2) 冷凝器温度 - 制冷剂侧: 40°C
- 3) 向锅炉供应3000 kJ/hr
- 4) 饱和液体离开吸收器
- 5) 离开蒸发器的过热: 3°C
- 6) 进入分离器的物流的组成是90重量%油和10重量%制冷剂。

[0067] 采用这些参数并使用废热和/或源自太阳能和/或源自地热的热,使用1234ze (E) 和Ford motor craft油的计算性能系数(“COP”)为4.56。

#### [0068] 实施例4

使用来自实施例2的数据开发双效吸收式循环。将基于Ford Motorcraft聚丙二醇二甲基醚的油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合。将该混合物传送至第一吸收器,

在此气态1234ze (E) 溶解到油中。然后将该混合物传送至第一泵,其将该混合物加压并将该混合物传送至第一热交换器/锅炉。在锅炉中,与该混合物交换热。该热源可以是来自热交换器外的太阳能集热器的热。提高该混合物的温度。从热交换器中取出经加热的混合物并引入第二混合器,在此其与油混合。然后将来自第二混合器的混合物引入第二吸收器以确保所有1234ze (E) 溶解在油中。从第二吸收器将该混合物吸取至 (drawn to) 第二泵,其将该混合物泵送至第二锅炉,在此将该混合物的温度提高到可使1234ze (E) 制冷剂与油分离的温度。仍为锅炉提供热源以实现这一点,所述热源可以是源自太阳能集热器的热源。

[0069] 将该混合物从第二锅炉取出到分离器,由此制冷剂基本以气态与基本保持液态的油分离。然后将该油送回三通,在此将其分流,将一部分油经第二油阀送至第二混合器并将剩余部分的油送至第一油阀,在此降低压力以匹配起始压力。随后将该油传送至第一混合器,在此其再与制冷剂混合以重复该过程。

[0070] 从分离器将制冷剂蒸气传送至冷凝器以将其液化。使该液体经过膨胀阀,将该液体制冷剂节流以冷却该制冷剂。根据操作人员的选择,该冷却的节流制冷剂可以是液体、蒸气或其组合。使冷却的制冷剂经过蒸发器,由此利用该制冷剂的冷却能力冷却在蒸发器外的材料(水或空气)。然后将该制冷剂从蒸发器送回第一混合器,在此其再与油混合以再重复该过程。

[0071] 该双效吸收式循环的输入参数是:

- 1) 蒸发器温度 - 制冷剂侧: 2°C
- 2) 冷凝器温度 - 制冷剂侧: 40°C
- 3) 离开泵的压力为  $\exp(\ln(\sqrt{P_{\text{low}} \cdot P_{\text{high}}}))$
- 4) 向发生器(generator) 锅炉供应1500 kJ/hr
- 5) 离开这两个吸收器的都是饱和液体
- 6) 离开蒸发器的过热: 3°C
- 7) 三通将该物流的30%分流至中间级吸收器并将70%分流至低级(low stage)吸收器
- 8) 进入分离器的物流的总组成是90重量%油和10重量%制冷剂。

[0072] 采用这些参数并使用废热和/或源自太阳能和/或源自地热的热,使用1234ze (E) 和Ford motor craft油的计算COP为5.04。

#### [0073] 实施例5

借助微量天平测量反式-1,3,3,3-四氟丙烯(1234ze (E)) 在POE油 -Ultra 22CC中的溶解度。测量溶解度并使用NRTL活度系数模型(Renon H., Prausnitz J. M., "Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures," AIChE J., 14(1), S.135-144, 1968) 关联数据,其结果显示在图2中。由这一数据看出,该POE油具有几乎可忽略不计的蒸气压并且该NRTL活度系数模型(其仍由所得数据推导出)可准确代表该数据。

#### [0074] 实施例6

使用实施例5中的溶解度数据开发模型单效吸收式循环。更具体地,在该模型系统中,将POE油在封闭式混合器(其可以是连接两个或更多个管线的简单“T”接头)中与液体1234ze (E) 制冷剂混合。将该混合物传送至吸收器,在此气态1234ze (E) 溶解到油中。将该液

体混合物传送至泵,其将该混合物加压并将该混合物传送至热交换器/锅炉。在锅炉中,与该混合物交换热。该热源可以是来自热交换器外的太阳能集热器的热。将该混合物的温度提高到可使1234ze (E) 制冷剂与油分离的温度。然后从热交换器中取出经加热的混合物并引入分离器,由此制冷剂基本以气态与基本保持液态的油分离。然后经油阀送回该油,在此降低其压力以匹配起始压力。从该阀将油送回混合器,在此其再与制冷剂混合以重复该过程。

[0075] 从分离器将制冷剂蒸气传送至冷凝器以将其液化。使该液体经过膨胀阀,将该液体制冷剂节流以冷却该制冷剂。根据操作人员的选择,该冷却的节流制冷剂可以是液体、蒸气或其组合。使冷却的制冷剂经过蒸发器,由此利用该制冷剂的冷却能力冷却与蒸发器呈热交换关系的材料(水或空气)。然后将该制冷剂从蒸发器送回混合器,在此其再与油混合以再重复该过程。

[0076] 该单效吸收式循环的输入参数是:

- 1) 蒸发器温度 - 制冷剂侧: 2°C
- 2) 冷凝器温度 - 制冷剂侧: 40°C
- 3) 向发生器锅炉供应3000 kJ/hr
- 4) 离开这两个吸收器的都是饱和液体
- 5) 离开蒸发器的过热: 3°C
- 6) 进入分离器的物流的组成是90重量%油和10重量%制冷剂。

[0077] 采用这些参数并使用废热和/或源自太阳能和/或源自地热的热,使用1234ze (E) 和POE油的计算性能系数("COP")为4.96。

#### [0078] 实施例7

使用实施例5中的溶解度数据开发模型双效吸收式循环。更具体地,在该模型系统中,将矿物油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合。将该混合物传送至第一吸收器,在此气态1234ze (E) 溶解到油中。然后将该混合物传送至第一泵,其将该混合物加压并将该混合物传送至第一热交换器/锅炉。在锅炉中,与该混合物交换热。该热源可以是来自热交换器外的太阳能集热器的热。提高该混合物的温度。从热交换器中取出经加热的混合物并引入第二混合器,在此其与油混合。将来自第二混合器的混合物引入第二吸收器以确保所有1234ze (E) 溶解在油中。从第二吸收器将该混合物吸取至第二泵,其将该混合物泵送至第二锅炉,在此将该混合物的温度提高到可使1234ze (E) 制冷剂与油分离的温度。为第二锅炉提供热源以实现这一点,其可以是来自太阳能集热器的热。

[0079] 将该混合物从第二锅炉取出到分离器,由此制冷剂基本以气态与基本保持液态的油分离。然后将该油送回三通,在此将其分流。将一部分传送经过第二油阀并送至第二混合器。将剩余部分传送经过第一油阀,在此降低压力以匹配起始压力。随后将该油传送至第一混合器,在此其再与制冷剂混合以重复该过程。

[0080] 从分离器将制冷剂蒸气传送至冷凝器以将其液化。使该液体经过膨胀阀,将该液体制冷剂节流以冷却该制冷剂。根据操作人员的选择,该冷却的节流制冷剂可以是液体、蒸气或其组合。使冷却的制冷剂经过蒸发器,由此利用该制冷剂的冷却能力冷却在蒸发器外的材料(水或空气)。然后将该制冷剂从蒸发器送回第一混合器,在此其再与油混合以再重复该过程。

[0081] 这一双效吸收式循环的参数是：

- 1) 蒸发器温度 - 制冷剂侧：2°C
- 2) 冷凝器温度 - 制冷剂侧：40°C
- 3) 离开泵的压力为  $\exp(\ln(\sqrt{P_{\text{中}} \cdot P_{\text{低}}}))$
- 4) 向发生器锅炉供应1500 kJ/hr
- 5) 离开这两个吸收器的都是饱和液体
- 6) 离开蒸发器的过热：3°C
- 7) 三通将该物流的30%分流至中间级吸收器并将70%分流至低级吸收器
- 8) 进入分离器的物流的总组成是90重量%油和10重量%制冷剂。

[0082] 采用这些参数,使用1234ze (E) 和POE的计算COP为5.35。

[0083] 实施例8

借助微量天平测量反式-1-氯-3,3,3-三氟丙烯(1233zd (E))在矿物油 - C-3制冷油 - 中的溶解度。测得的溶解度和使用NRTL活度系数模型(Renon H., Prausnitz J. M., "Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures," AIChE J., 14 (1), S.135-144, 1968)关联的数据显示在图3中。由这一数据看出,该矿物油具有几乎可忽略不计的蒸气压并且该NRTL活度系数模型(其仍由所得数据推导出)可准确代表该数据。

[0084] 实施例9

使用实施例8中的溶解度数据开发模型单效吸收式循环。更具体地,在该模型系统中,将矿物油在封闭式混合器(其可以是连接两个或更多个管线的简单“T”接头)中与液体1233zd (E) 制冷剂混合。将该混合物传送至吸收器,在此气态1233zd (E) 溶解到油中。将该液体混合物传送至泵,其将该混合物加压并将该混合物传送至热交换器/锅炉。在锅炉中,与该混合物交换热。该热源可以是来自热交换器外的太阳能集热器的热。将该混合物的温度提高到可使1233zd (E) 制冷剂与油分离的温度。从热交换器中取出经加热的混合物并引入分离器,由此制冷剂基本以气态与基本保持液态的油分离。然后将该油送回至油阀,在此降低其压力以匹配起始压力。从该阀将油送回混合器,在此其再与制冷剂混合以重复该过程。

[0085] 从分离器将制冷剂蒸气传送至冷凝器以将其液化。使该液体经过膨胀阀,将该液体制冷剂节流以冷却该制冷剂。根据操作人员的选择,该冷却的节流制冷剂可以是液体、蒸气或其组合。使冷却的制冷剂经过蒸发器,由此利用该制冷剂的冷却能力冷却与蒸发器呈热交换关系的材料(水或空气)。然后将该制冷剂从蒸发器送回混合器,在此其再与油混合以再重复该过程。

[0086] 该单效吸收式循环的输入参数是：

- 1) 蒸发器温度 - 制冷剂侧：2°C
- 2) 冷凝器温度 - 制冷剂侧：40°C
- 3) 向发生器锅炉供应3000 kJ/hr
- 4) 离开这两个吸收器的都是饱和液体
- 5) 离开蒸发器的过热：3°C
- 6) 进入分离器的物流的组成是90重量%油和10重量%制冷剂。

[0087] 采用这些参数并假设利用废热,使用1233zd (E) 和矿物油的计算性能系数(“COP”)为21.61。

[0088] 实施例10

使用来自实施例8的溶解度数据开发模型双效吸收式循环。更具体地,在该模型系统中,将矿物油在封闭式混合器中与液体1233zd (E) 制冷剂混合。将该混合物传送至第一吸收器,在此气态1233zd (E) 溶解到油中。然后将该混合物传送至第一泵,其将该混合物加压并将其传送至第一热交换器/锅炉。在锅炉中,与该混合物交换热。该热源可以是来自热交换器外的太阳能集热器的热。提高该混合物的温度。然后从热交换器中取出经加热的混合物并引入第二混合器,在此其与油混合。然后将来自第二混合器的混合物引入第二吸收器以确保所有1233zd (E) 溶解在油中。从第二吸收器将该混合物吸取至第二泵,其将该混合物泵送至第二锅炉,在此将该混合物的温度提高到可使1233zd (E) 制冷剂与油分离的温度。为锅炉提供热源以实现这一点,所述热源可以是上述类型(即太阳能集热器)。

[0089] 将该混合物从第二锅炉取出到分离器,由此制冷剂基本以气态与基本保持液态的油分离。然后将该油送回三通,在此将其分流。将一部分油送至第二油阀并送至第二混合器。将剩余部分的油送至第一油阀,在此降低压力以匹配起始压力。随后将该油传送至第一混合器,在此其再与制冷剂混合以重复该过程。

[0090] 从分离器将制冷剂蒸气传送至冷凝器以将其液化。然后使该液体经过膨胀阀,将该液体制冷剂节流以冷却该制冷剂。根据操作人员的选择,该冷却的节流制冷剂可以是液体、蒸气或其组合。然后使冷却的制冷剂经过蒸发器,由此利用该制冷剂的冷却能力冷却在蒸发器外的材料(水或空气)。然后将该制冷剂从蒸发器送回第一混合器,在此其再与油混合以重复该过程。

[0091] 这一双效吸收式循环的输入参数是:

- 1) 蒸发器温度 - 制冷剂侧: 2°C
- 2) 冷凝器温度 - 制冷剂侧: 40°C
- 3) 离开泵的压力为  $\exp\left(\ln\left(\sqrt{P_{\text{cond}} \cdot P_{\text{evap}}}\right)\right)$
- 4) 向发生器锅炉供应1500 kJ/hr
- 5) 离开这两个吸收器的都是饱和液体
- 6) 离开蒸发器的过热: 3°C
- 7) 三通将该物流的30%分流至中间级吸收器并将70%分流至低级吸收器
- 8) 进入分离器的物流的总组成是90重量%油和10重量%制冷剂。

[0092] 采用这些参数和使用废热和/或源自太阳能和/或源自地热的热,使用1233zd (E) 和矿物油的计算COP为25.69。

[0093] 实施例11

已经确认,制冷剂在吸收器中的溶解度对本发明的制冷循环的许多重要实施方案的整体性能重要。更具体地,吸收的制冷剂的较高浓度倾向于通过在降低该混合物的沸点以及降低达到所述沸点所需的热量方面降低锅炉/发生器负荷而提高循环COP。另外,压力是决定吸收器溶解度和蒸发器温度的重要参数,因此较高溶解度倾向于降低所需的低压侧压力,以使蒸发器运行条件更灵活。在对根据本发明的许多吸收式制冷循环重要的温度和压

力下测定HF0-1234ze (E) 和HF0-1234yf在不同等级的POE油中的溶解度数据,下面报道这一数据。

#### 制冷剂在吸收器中的溶解度

##### 30℃吸收器温度

POE 油等级	1234ze(E)溶解度	1234yf 溶解度	比率
ISO 10	27 重量%	22 重量%	1.23
ISO 32	21 重量%	16 重量%	1.31
ISO 68	19 重量%	16 重量%	1.19

##### 40℃吸收器温度

POE 油等级	1234ze(E)溶解度	1234yf 溶解度	比率
ISO 10	19 重量%	15 重量%	1.27
ISO 32	14 重量%	11 重量%	1.27
ISO 68	13 重量%	11 重量%	1.18

##### 50℃吸收器温度

POE 油等级	1234ze(E)溶解度	1234yf 溶解度	比率
ISO 10	14 重量%	11 重量%	1.27
ISO 32	10 重量%	8 重量%	1.25
ISO 68	9 重量%	8 重量%	1.13

[0094] 尽管这两种制冷剂都明显溶解在POE油中,但观察到1234ze (E) 在大约30C至大约50C的温度下与1234yf相比具有明显的溶解度优势。平均而言,POE油在吸收式制冷循环运行中特别有意义的温度范围内吸收比1234yf多23%的1234ze (E)。还发现,随着该油的粘度降低(较低ISO等级)和吸收器温度降低,制冷剂溶解度提高。因此,该吸收式循环的非限制性优选实施方案包含1234ze (E) 和POE油,更优选在小于50℃的吸收器温度下的1234ze (E) 和ISO 10 POE油。

#### [0095] 实施例12

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将ISO 10的POE油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

#### [0096] 实施例13

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将ISO 32的POE油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

#### [0097] 实施例14

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将ISO 68的POE油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

#### [0098] 实施例15



使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将ISO 10的POE油在封闭式混合器中与液体1234yf制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0099] 实施例16

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将ISO 32的POE油在封闭式混合器中与液体1234yf制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0100] 实施例17

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将ISO 68的POE油在封闭式混合器中与液体1234yf制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0101] 实施例18

使用如图5中公开的多级吸收式制冷系统。将ISO 10的POE油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0102] 实施例19

使用如图5中公开的多级吸收式制冷系统。将ISO 32的POE油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0103] 实施例20

使用如图5中公开的多级吸收式制冷系统。将ISO 68的POE油在封闭式混合器中与液体1234ze (E) 制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0104] 实施例21

使用如图5中公开的多级吸收式制冷系统。将ISO 10的POE油在封闭式混合器中与液体1234yf制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0105] 实施例22

使用如图5中公开的多级吸收式制冷系统。将ISO 32的POE油在封闭式混合器中与液体1234yf制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0106] 实施例23

使用如图5中公开的吸收式制冷系统。将ISO 68的POE油在封闭式混合器中与液体1234yf制冷剂混合并根据实施例2中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0107] 实施例24

在对根据本发明的许多吸收式制冷循环重要的温度和压力下测定反式HCF0-1233zd在三种制冷润滑剂中的溶解度数据,下面报道这些数据。

1233zd(E)在吸收器中的溶解度	
30℃吸收器温度	
制冷油	1233zd 溶解度
烷基苯油	20 重量%
硅油	19 重量%
矿物油	15 重量%
40℃吸收器温度	
制冷油	1233zd 溶解度
烷基苯油	13 重量%
硅油	11 重量%
矿物油	9 重量%
50℃吸收器温度	
制冷油	1233zd 溶解度
烷基苯油	8 重量%
硅油	8 重量%
矿物油	7 重量%

[0108] 观察到反式1233zd显著溶解在各烷基苯油、硅油和矿物油中，烷基苯油尤其在接近30℃的温度下具有溶解度优势。因此，吸收式循环的非限制性优选实施方案包含反式1233zd并在烷基苯油、硅油或矿物油中的任一种中，更优选反式1233zd与烷基苯油，其在小于50℃的吸收器温度下，优选在大约0℃至大约30℃的温度下，优选在大约10℃至大约30℃的温度下。

[0109] 实施例25

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将烷基苯油在封闭式混合器中与液体1233zd (E) 制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0110] 实施例26

使用如图4中公开的吸收式制冷系统。将硅油在封闭式混合器中与液体1233zd (E) 制冷剂混合并根据实施例3中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0111] 实施例27

使用如图5中公开的多级吸收式制冷系统。将烷基苯油在封闭式混合器中与液体1233zd (E) 制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

[0112] 实施例28

使用如图5中公开的吸收式制冷系统。将硅油在封闭式混合器中与液体1233zd (E) 制冷剂混合并根据实施例6中描述的条件和运行参数使用。实现有效的吸收式制冷。

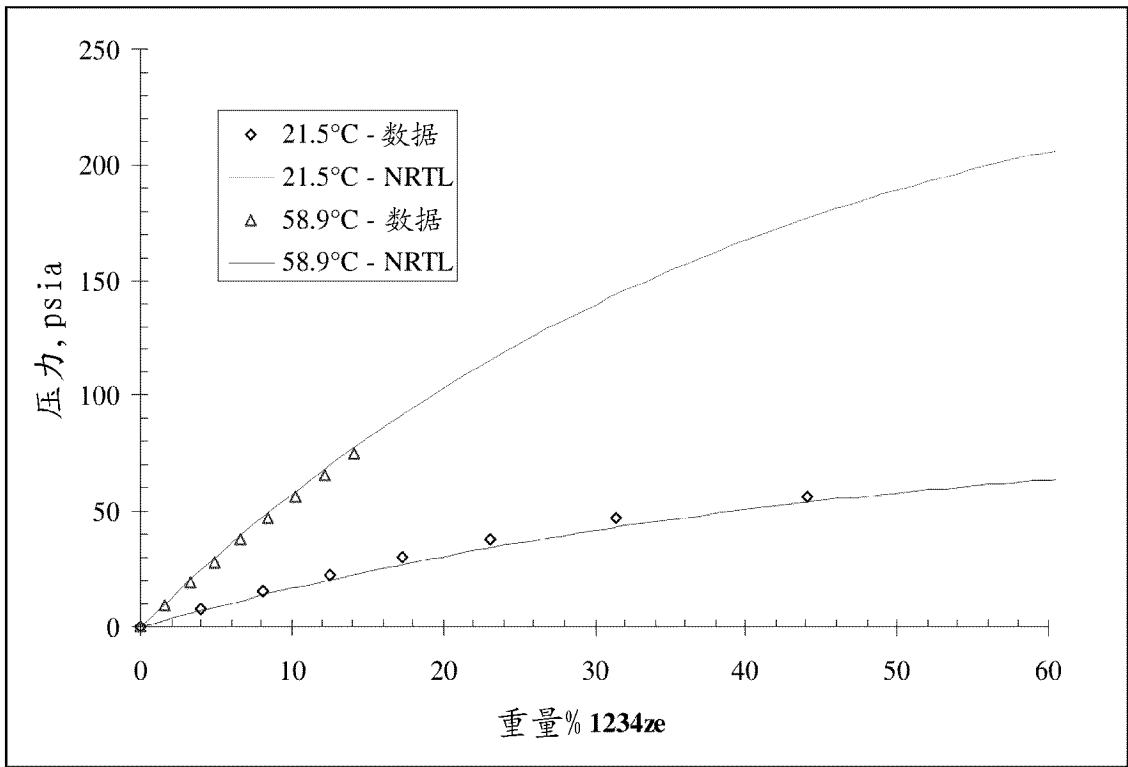


图 1

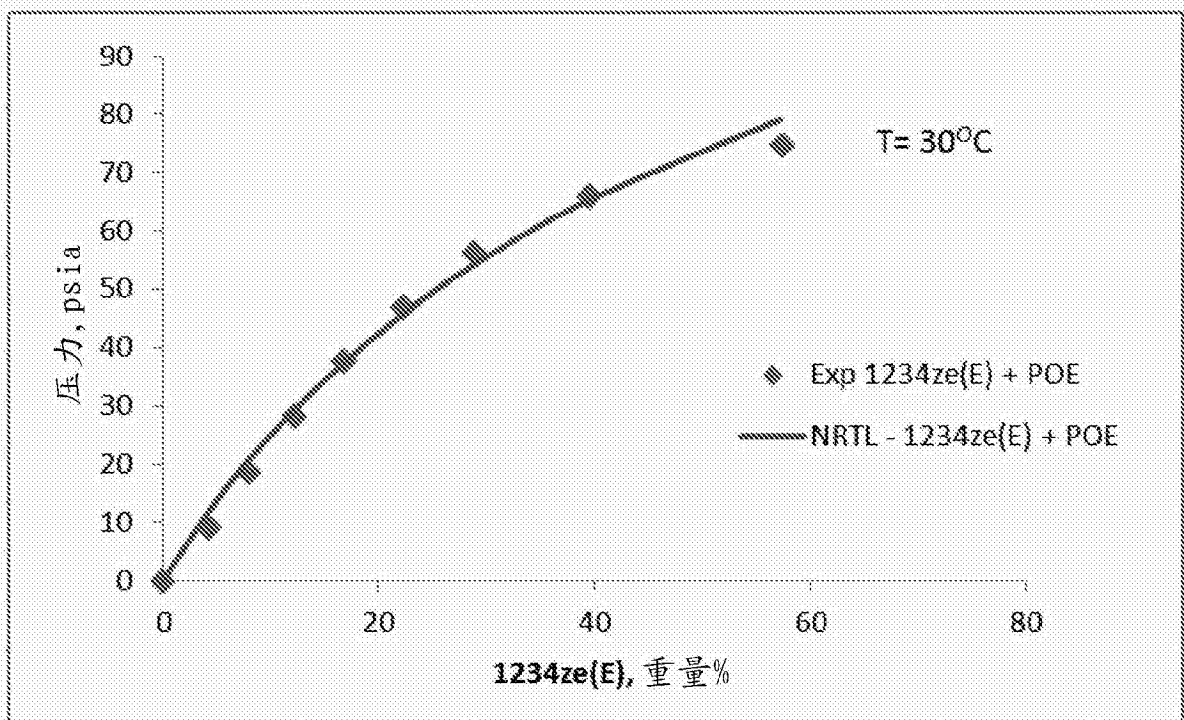


图 2

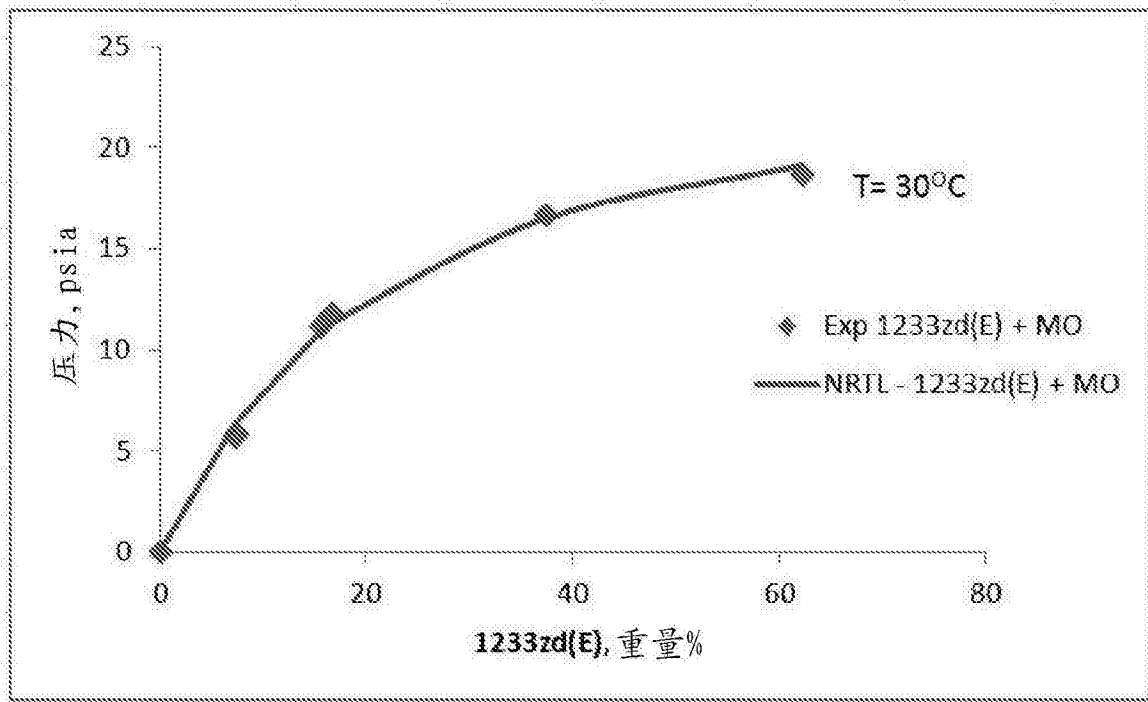


图 3

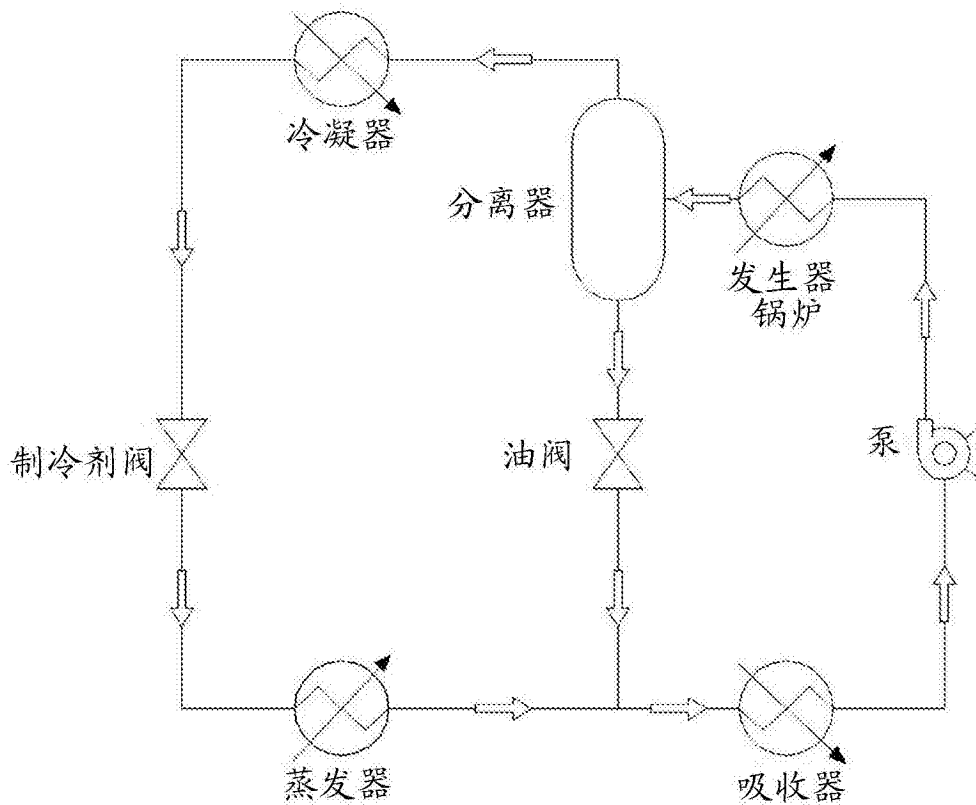


图 4

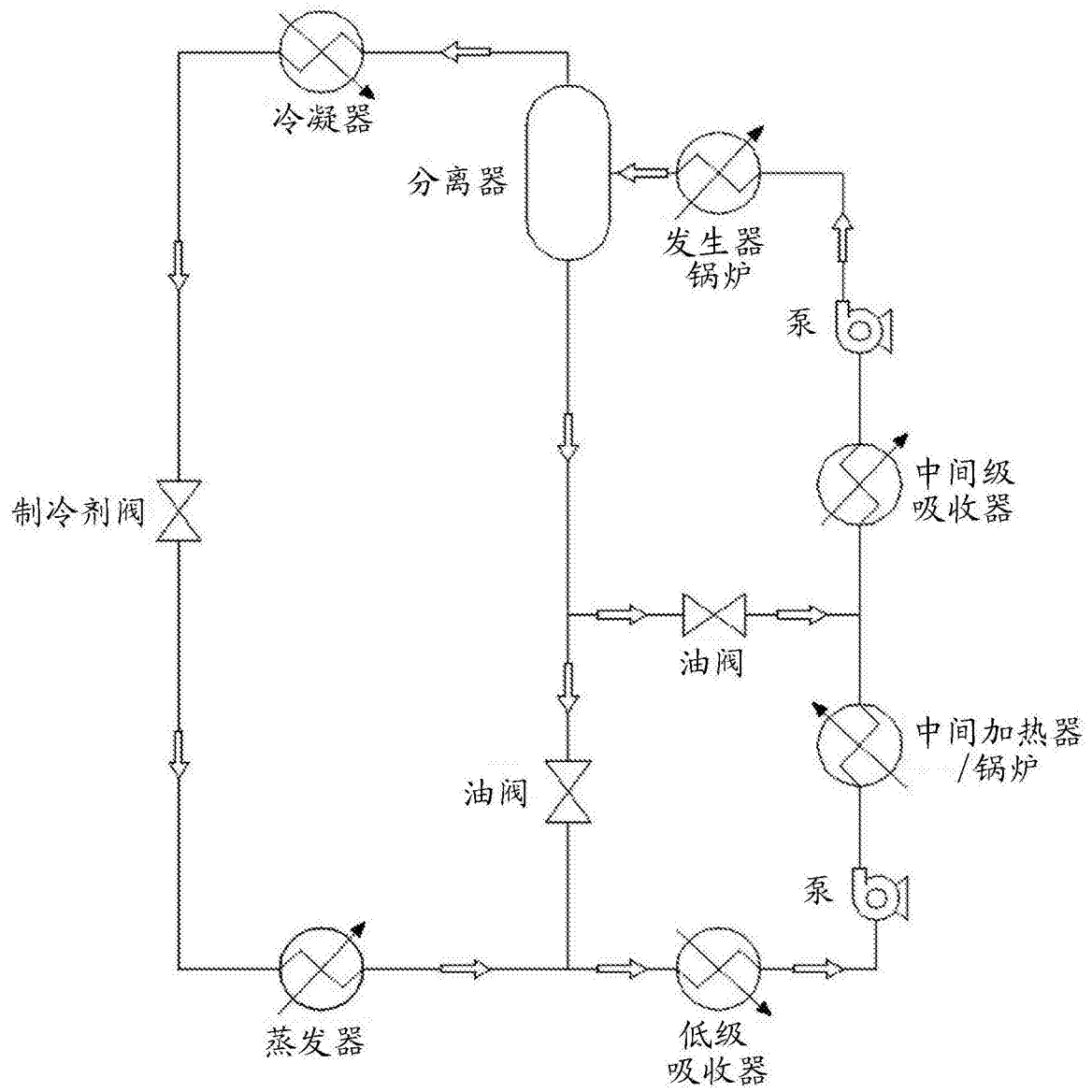


图 5