

MOTOR TÉRMICO QUE UTILIZA UN MATERIAL QUE CAMBIA DE FASE

LÍQUIDO-VAPOR

CAMPO TECNOLÓGICO

La presente descripción se encuentra en el campo de los sistemas y métodos para la generación de energía por calor.

ANTECEDENTES DE LA TÉCNICA

Las referencias que se consideran relevantes como antecedentes para la materia descrita actualmente se enumeran a continuación:

- WO 2022/049573
- WO 2022/234554
- US 9644615

El reconocimiento de las referencias anteriores en la presente descripción no debe inferirse como que son de alguna manera relevantes para la patentabilidad de la materia descrita actualmente.

DESCRIPCIÓN GENERAL

La presente descripción proporciona una solución para un sistema y un método para convertir el calor en trabajo. La solución utiliza una boquilla en la que se mezclan un líquido de transferencia de calor (HTL, por sus siglas en inglés) presurizado y un fluido de trabajo de cambio de fase líquido-vapor (LVPhC, por sus siglas en inglés) a aproximadamente la misma presión para formar una mezcla LVPhC-HTL, que a su vez experimenta evaporación y expansión isotérmica o cuasi-isotérmica mientras fluye en la boquilla, lo que da como resultado la aceleración de la mezcla. La mezcla acelerada se expulsa para hacer girar una turbina y producir trabajo a partir de la energía cinética generada. El LVPhC se separa de la mezcla y se condensa después de su expulsión desde la boquilla y su presión se eleva de nuevo a la presión de trabajo en la boquilla. La presente solución explota las ventajas termodinámicas de cada fase del LVPhC.

Por lo tanto, un primer aspecto del método de la presente descripción proporciona un método para convertir el calor en trabajo. El método comprende: (i) vaporizar o transformar un material de cambio de fase de vapor líquido (LVPhC) de una fase líquida a una fase de vapor o una fase supercrítica a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 y mezclarlo en una boquilla con un líquido de transferencia de calor (HTL) que tiene una

temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 . Debe entenderse que (i) comprende una de las dos: (1) vaporizar el LVPhC a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 , o (2) transformar el LVPhC a una fase supercrítica a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 . La selección de (1) o (2) depende de la caracterización del LVPhC a los valores de trabajo deseados de T_1 y P_1 . El LVPhC está en una fase líquida por debajo de una temperatura de aproximadamente T_0 en presión de aproximadamente P_1 , en donde T_0 es menor que T_1 , mezclando de este manera el HTL y el LVPhC a T_1 , y P_1 da como resultado evaporación y una expansión cuasi-isotérmica, ya que la presión cae a P_0 , provocando una aceleración de la mezcla HTL/LVPhC. La expansión de vapor reduce inherentemente la temperatura del vapor, pero debido a la alta capacidad calorífica del HTL y la alta tasa de transferencia de calor en la mezcla, la reducción de temperatura es mínima. Una expansión cuasi-isotérmica es cuando la temperatura de los vapores a lo largo de la boquilla se mantiene al menos 95 %, 75 % o 65 % de la temperatura inicial cuando se mide en Kelvin; (ii) expulsar la mezcla acelerada de HTL/LVPhC a través de una boquilla para convertir su energía cinética en trabajo y recolectar el LVPhC y el HTL a una presión de P_0 .

Esto puede realizarse en una turbina de impulso o preferentemente en una turbina de reacción. El método comprende además seguir dicha recolección: (iii) calentar al menos una porción del HTL a una temperatura de aproximadamente T_1 y aumentar su presión a una presión P_1 para permitir un ciclo adicional de dicha mezcla. Dado que la pérdida de calor del HTL debido a la expansión es relativamente baja, solo se requiere recalentar una parte del HTL mientras que la mayoría del HTL pasa a otro ciclo. Teóricamente, el HTL puede pasar por muchos ciclos hasta que se requiera recalentarlo. El orden de calentamiento y aumento puede ser alterado, es decir, el calentamiento puede ser anterior al aumento o el aumento puede ser anterior al calentamiento.

Un segundo aspecto del método de la presente descripción proporciona un método para convertir el calor en trabajo. El método comprende: (i) vaporizar o transformar un material de cambio de fase de vapor líquido (LVPhC) de una fase líquida a una fase de vapor o una fase supercrítica a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 y mezclarlo en una boquilla con un líquido de transferencia de calor (HTL) que tiene una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 . Debe entenderse que (i) comprende una de

las dos: (1) vaporizar el LVPhC a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 , o (2) transformar el LVPhC a una fase supercrítica a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_1 . La selección de (1) o (2) depende de la caracterización del LVPhC a los valores de trabajo deseados de T_1 y P_1 . El LVPhC se encuentra en una fase líquida por debajo de una temperatura de aproximadamente T_0 en presión de aproximadamente P_1 , en donde T_0 es menor que T_1 , por lo que la mezcla da como resultado evaporación y una expansión cuasi-isotérmica causando una aceleración de la mezcla de HTL/LVPhC. Una expansión cuasi-isotérmica es cuando la temperatura de los vapores a lo largo de la boquilla se mantiene al menos 95 %, 75 % o 65 % de la temperatura inicial cuando se mide en Kelvin; (ii) expulsar la mezcla acelerada de HTL/LVPhC a través de una boquilla para convertir su energía cinética en trabajo y recolectar el LVPhC y el HTL a una presión de P_0 . Esto puede realizarse en una turbina de impulso o preferentemente en una turbina de reacción. El método comprende además seguir dicha recolección: (iii) aumentar la presión del HTL a una presión P_1 para permitir un ciclo adicional de dicha mezcla. El orden de calentamiento y aumento puede ser alterado, es

decir, el calentamiento puede ser anterior al aumento o el aumento puede ser anterior al calentamiento.

Teóricamente, el HTL puede pasar por muchos ciclos hasta que se requiera recalentarlo o reemplazarlo. El segundo aspecto del método es diferente del primer aspecto del método al permitir que el HTL opere en una configuración de circuito abierto. Por ejemplo, el HTL puede ser agua de mar y el HTL puede ser reemplazado después de varios ciclos justo antes de que alcance una temperatura que ya no pueda operar en el ciclo, tal como una temperatura de congelación del HTL o la temperatura de cambio de fase a P1 del fluido de trabajo de LVPhC. Esta configuración puede ser relevante para la implementación del método cuando el LVPhC es gas natural licuado-LNG, hidrógeno licuado, o cualquier proceso de evaporación de un material LVPhC licuado.

Cabe señalar que cualquier combinación de las modalidades descritas con respecto a cualquier aspecto de esta presente descripción es aplicable. En otras palabras, cualquier aspecto de la presente descripción puede definirse mediante cualquier combinación de las modalidades descritas. En particular, debe observarse que cualquiera de las siguientes modalidades del método se puede aplicar a cualquiera de los aspectos del método anteriores y en cualquier combinación de estos.

En algunas modalidades del método, dicha recolección del vapor de LVPhC comprende separar la mezcla LVPhC/HTL.

En algunas modalidades, el evaporador es parte de la boquilla dentro de la turbina de reacción y el LVPhC se inyecta en la cámara de mezclado como gotitas.

En algunas modalidades, una bomba adicional está conectada entre el drenaje HTL y la turbina. Una bomba de este tipo puede cambiar la presión general sin que la turbina cambie su frecuencia (RPM). Esto es importante para generar energía a una frecuencia fija mientras que la temperatura del HTL y la presión de evaporación varían. Por ejemplo, si la temperatura del HTL se reduce por debajo de un valor nominal, la bomba reduce la presión de entrada de la turbina, y la presión en la boquilla se reduce. Esto permite la evaporación y producción de trabajo a una temperatura menor que la temperatura nominal. Opcionalmente, al aumentar la velocidad de flujo de la masa del LVPhC se mantiene una fracción de vacío fija (relación de volumen de HTL a vapor) a una temperatura del HTL menor que la temperatura nominal. Esto permite que la boquilla mantenga la máxima eficiencia en tales condiciones fuera de diseño. En este caso, cuando la temperatura nominal del HTL, $T_{nominal}$, cambia a otro valor, T , el cambio de la velocidad de flujo de masa nominal $\dot{m}_{nominal}$ corresponde opcionalmente a: $\dot{m} =$

$\dot{m}_{nominal} \frac{T_{nominal}}{T}$, cuando la temperatura es en Kelvin. En palabras: cuando la temperatura se reduce del valor nominal, la velocidad de flujo de masa debe aumentar en la misma porción para mantener la fracción de vacío nominal.

En algunas modalidades, el sistema no tiene bomba entre el drenaje de HTL y la turbina. En este caso, una vez que la temperatura se reduce por debajo del valor nominal, la evaporación se detiene, y se reduce la presión en la boquilla. La evaporación regresa a la presión más baja y la fracción de vacío cambia, lo que reduce la eficiencia en la operación fuera de diseño.

En algunas modalidades del método, dicho LVPhC licuado es gas natural licuado (LNG, por sus siglas en inglés). El gas natural licuado es una mezcla que puede incluir metano, etano, propano y butano.

En algunas modalidades del método, dicha mezcla y dicha vaporización se realizan simultáneamente. A saber, el LNG se mezcla con el HTL en una fase líquida y el HTL calienta el LVPhC licuado para vaporizarlo seguido de la expansión cuasi-isotérmica del LVPhC vaporizado.

En algunas modalidades del método, dicha recolección comprende dirigir el gas natural expulsado a la tubería de gas natural para hacer pasar el gas natural a los consumidores de gas natural. A saber, la presión P_0 del gas

natural después de ser expulsado de la boquilla es la presión requerida o por encima de la presión requerida para el transporte del gas en la tubería de gas natural a los consumidores. En algunas modalidades, cuando la presión P_0 está por debajo de la presión requerida para el transporte del gas en la tubería de gas natural a los consumidores, el método comprende además recomprimir el gas natural a la presión requerida para el transporte del gas en la tubería de gas natural a los consumidores.

En algunas modalidades del método, el método comprende además seguir dicha recolección: enfriar y aumentar la presión del LVPhC para obtener LVPhC licuado a una presión de aproximadamente P_1 y una temperatura de aproximadamente T_0 para permitir un ciclo adicional de dicha mezcla, concretamente pasar por la etapa de vaporización de nuevo.

En algunas modalidades del método, después de dicho enfriamiento y aumento, el método comprende además calentar el LVPhC mediante una fuente de calor de LVPhC desde una temperatura de aproximadamente T_0 a una temperatura entre T_0 y T_1 , que incluye T_1 . A saber, la fuente de calor de LVPhC puede calentar el LVPhC a T_1 . La fuente de calor de LVPhC puede ser, por ejemplo, agua de mar o cualquier fuente de calor externa.

En algunas modalidades del método, dicho enfriamiento comprende pasar el LVPhC vaporizado, a una temperatura de aproximadamente T_1 y presión P_0 , a través de un intercambiador de calor, opcionalmente para intercambiar calor con el LVPhC licuado que tiene una temperatura de entrada al intercambiador de calor de aproximadamente T_0 . Esto da como resultado un aumento del LVPhC licuado a una temperatura de aproximadamente T_1 .

En algunas modalidades del método, dicho paso comprende mantener la mayor parte del LVPhC licuado en una fase líquida. Esto ocurre al menos parcialmente debido al calor latente.

En algunas modalidades del método, dicho enfriamiento y aumento comprende condensar el LVPhC vaporizado, o al menos la mayoría de este, antes de aumentar su presión.

En algunas modalidades, el método comprende además seguir dicha recolección: condensar el líquido y después pasarlo a través de un intercambiador de calor para intercambiar calor con el LVPhC vaporizado recolectado para obtener LVPhC licuado por calor, en donde el método comprende además aumentar la presión del LVPhC calentado a aproximadamente P_1 .

En algunas modalidades del método, dicha vaporización comprende dirigir una porción del HTL recolectado, a temperatura por debajo de T_1 pero superior a T_0 , para intercambiar calor con el LVPhC licuado. Esto se realiza independientemente de dicha mezcla. A saber, aunque el HTL está operando en un circuito cerrado, una porción del HTL que se usa para vaporizar el LVPhC licuado es diferente de la porción de HTL que se usa para la expansión en la boquilla.

En algunas modalidades del método, dicha dirección se realiza antes de dicho calentamiento. A saber, el HTL que se dirige a calentarse inicialmente intercambia calor con el LVPhC licuado antes de recibir calor. Esto se realiza diseñando el método de tal manera que la temperatura final del HTL después de intercambiar calor con el LVPhC licuado esté a una temperatura por encima del punto de ebullición del LVPhC licuado en P1.

En algunas modalidades del método, dicho aumento de la presión de HTL se realiza antes de dicha dirección, y dicho calentamiento se realiza siguiendo dicha dirección.

En algunas modalidades del método, dicha mezcla y dicha vaporización se realizan simultáneamente. A saber, el LVPhC se mezcla con el HTL en una fase líquida y el HTL

calienta el LVPhC licuado para vaporizarlo seguido de la expansión cuasi-isotérmica del LVPhC vaporizado.

En algunas modalidades del método, el HTL se selecciona de una lista que consiste en: sal fundida, aceite térmico, agua, agua salada, etilenglicol, agua.

En algunas modalidades del método, el HTL es etilenglicol.

En algunas modalidades del método, el material LVPhC se selecciona de una lista que consiste en: agua, pentano, isobutano, propano, R134a, R245fa, fluorocarbonos y tolueno, o cualquier vapor usado en la tecnología ciclo Rankine orgánico (ORC, por sus siglas en inglés).

En algunas modalidades del método, el LVPhC es pentano.

En algunas modalidades del método, dicha eyección da como resultado la rotación de la boquilla, dicha rotación de la boquilla provoca la generación del trabajo a partir de la energía cinética.

En algunas modalidades del método, dicha boquilla es parte de, montada sobre o unida a la turbina, en donde dicha turbina es una turbina de reacción.

En algunas modalidades del método, dicha boquilla soporta un flujo supersónico.

En algunas modalidades del método, el chorro expulsado desde la boquilla se canaliza para formar un flujo de película bajo fuerzas centrífugas.

En algunas modalidades del método, dicha vaporización o transformación comprende transformar dicho LVPhC a una fase supercrítica. Es decir, en P1 y T1 el LVPhC está en una fase supercrítica y después de la expansión en la boquilla está en fase gaseosa a P0 y aproximadamente a temperatura de T1.

Aún otro aspecto de la presente descripción proporciona un sistema para convertir el calor en trabajo. El sistema comprende un evaporador para recibir un material de cambio de fase de vapor licuado (LVPhC), concretamente LVPhC en una fase líquida, y vaporizarlo o transformarlo a una fase de vapor o una fase supercrítica a una presión de aproximadamente P1 y una temperatura de aproximadamente T1. Debe entenderse que el evaporador está configurado para realizar una de las dos: (1) vaporizar el LVPhC a una temperatura de aproximadamente T1 y una presión de aproximadamente P1, o (2) transformar el LVPhC a una fase supercrítica a una temperatura de aproximadamente T1 y una presión de aproximadamente P1. La selección de (1) o (2) depende típicamente de la caracterización del LVPhC a los valores de trabajo deseados de T1 y P1. El sistema comprende

además un volumen de calentamiento para calentar el líquido de transferencia de calor (HTL) a una temperatura de aproximadamente T_1 . Una bomba de HTL del sistema está configurada para aumentar la presión de dicho HTL a una presión de aproximadamente dicho P_1 . El sistema comprende además una boquilla en comunicación fluida con la bomba de HTL y el evaporador y que tiene una porción de entrada para recibir dicho HTL y una porción de mezcla para (i) permitir mezclar dicho HTL a aproximadamente dicha temperatura T_1 y a aproximadamente dicha presión P_1 con dicho LVPhC en una fase de vapor y (ii) permitir que dicha mezcla experimente expansión isotérmica a una presión de aproximadamente P_0 menor que dicha presión P_1 , provocando de esta manera la aceleración de dicha mezcla en dicha boquilla hacia una salida de la boquilla, el sistema comprende además una turbina configurada para la rotación en resultado de la aceleración de dicha mezcla, convirtiendo de esta manera la energía cinética de la mezcla en trabajo. La turbina puede ser una turbina de impulso o preferentemente una turbina de reacción. El sistema comprende además una unidad de separación para separar el HTL expulsado y el LVPhC vaporizado. La unidad de separación comprende una unidad de recolección para recolectar el HTL expulsado y permitir dirigirlo al volumen de calentamiento, la bomba de HTL, el

evaporador o cualquier combinación de estos, específicamente dirigirlo a dos o más componentes. Por ejemplo, una porción del HTL puede dirigirse al evaporador y una porción del HTL puede dirigirse a la bomba de HTL.

En algunas modalidades del sistema, dicho LVPhC licuado es gas natural licuado (LNG). El LNG es una mezcla que incluye, por ejemplo, al menos uno de metano, etano, propano y butano. Opcionalmente, el LVPhC es hidrógeno, agua, CO₂, o cualquier otro material de LVPhC.

En algunas modalidades del sistema, dicha porción de mezcla constituye dicho evaporador. A saber, el LNG se mezcla con el HTL en una fase líquida y el HTL calienta el LVPhC licuado para vaporizarlo seguido de la expansión cuasi-isotérmica del LVPhC vaporizado en la boquilla.

En algunas modalidades del sistema, el gas natural vaporizado separado se dirige a una tubería de gas natural para hacer fluir el gas natural a los consumidores de gas natural. A saber, la presión P_0 del gas natural después de ser expulsado de la boquilla es la presión requerida o por encima de la presión requerida para el transporte del gas en la tubería de gas natural a los consumidores.

En algunas modalidades, en donde el LVPhC es LNG, el sistema comprende además un intercambiador de calor, en forma de un recuperador, en comunicación fluida con (1) la unidad de

separación para recibir dicho LNG vaporizado expulsado en una porción de eliminación de calor del intercambiador de calor, (2) una fuente de LNG a una presión de aproximadamente P_1 para recibir LNG a aproximadamente P_1 en una porción receptora de calor del intercambiador de calor, (3) dicha boquilla para hacer fluir el LNG de la porción receptora de calor a la boquilla, y (4) una tubería de gas natural para hacer fluir el LNG desde la porción de eliminación de calor a la tubería de gas natural.

En algunas modalidades, el sistema comprende además un condensador para recibir dicho LVPhC vaporizado separado y condensarlo a un estado líquido; y una bomba de LVPhC corriente abajo de dicho condensador para aumentar la presión del LVPhC condensado (que se recibe del condensador).

En algunas modalidades, el sistema comprende además un intercambiador de calor, en forma de un recuperador, en comunicación fluida con (1) la unidad de separación para recibir dicho LVPhC vaporizado expulsado a una temperatura de aproximadamente T_1 y una presión de aproximadamente P_0 en una porción de eliminación de calor del intercambiador de calor, (2) condensador para hacer fluir el LVPhC vaporizado descargado o sale de la porción de eliminación de calor en esta, el LVPhC vaporizado que es descargado de la eliminación de calor se mantiene sustancialmente en una fase de vapor, (3) la bomba de

LVPPhC para recibir el LVPPhC licuado descargado de la bomba de LVPPhC a una porción receptora de calor del intercambiador de calor, el LVPPhC licuado descargado de la bomba de LVPPhC está a una presión de aproximadamente P_1 y una temperatura que puede estar por debajo de T_0 , y (4) el evaporador para hacer fluir el LVPPhC licuado descargado de la porción receptora de calor, el LVPPhC licuado descargado de la porción receptora de calor está a una temperatura de aproximadamente T_0 y presión de aproximadamente P_1 . El LVPPhC está en una fase líquida por debajo de una temperatura de aproximadamente T_0 en una presión de aproximadamente P_1 , en donde T_0 es menor que T_1 .

En algunas modalidades, el sistema comprende además un intercambiador de calor en comunicación fluida con (1) la unidad de separación para recibir dicho LVPPhC vaporizado expulsado en una porción de eliminación de calor del intercambiador de calor, (2) condensador para hacer fluir el LVPPhC vaporizado descargado de la porción de eliminación de calor en esta y para recibir el LVPPhC licuado desde este a una porción receptora de calor del intercambiador de calor, (3) la bomba de LVPPhC para hacer fluir el LVPPhC licuado descargado de la porción receptora de calor a la bomba de LVPPhC; en donde el evaporador está configurado para recibir el LVPPhC licuado de la bomba de LVPPhC. Esto define que el LVPPhC condensado puede calentarse primero en el

intercambiador de calor y después presurizarse a aproximadamente P1.

En algunas modalidades del sistema, el LVPhC licuado que se recibe en la porción receptora de calor se descarga de la porción receptora de calor de tal manera que al menos la mayoría de esta se mantiene en una fase líquida. Esto ocurre, al menos parcialmente, debido al calor latente.

En algunas modalidades del sistema, el condensador comprende la bomba de LVPhC o una parte de esta constituye la bomba de LVPhC.

En algunas modalidades, el sistema comprende además una fuente de calor de LVPhC corriente abajo de dicho condensador para calentar el LVPhC a una temperatura por debajo o aproximadamente igual a una temperatura de vaporización del LVPhC a una presión de aproximadamente P1, concretamente a una temperatura entre T0 y T1, que incluye T1.

En algunas modalidades del sistema, el evaporador comprende la bomba de HTL o una parte de esta constituye la bomba de HTL.

En algunas modalidades del sistema, el evaporador está en comunicación fluida con dicha unidad de recolección para recibir al menos una porción del HTL expulsado recolectado para intercambiar calor con el LVPhC licuado

recibido en el evaporador para de esta manera vaporizar el LVPhC licuado.

En algunas modalidades del sistema, el evaporador está en comunicación fluida con el volumen de calentamiento para hacer fluir el HTL después del intercambio de calor con el LVPhC licuado en el evaporador.

En algunas modalidades del sistema, la bomba HTL está corriente abajo de la boquilla y corriente arriba del evaporador.

En algunas modalidades del sistema, una parte del HTL se hace fluir desde la bomba de HTL al evaporador y una porción del HTL se hace fluir desde el HTL a la boquilla.

En algunas modalidades del sistema, al menos una parte de la porción de mezcla constituye dicho evaporador.

En algunas modalidades del sistema, el HTL se selecciona de una lista que consiste en: sal fundida, aceite termal, agua, agua salada, etilenglicol.

En algunas modalidades del sistema, el HTL es etilenglicol.

En algunas modalidades del sistema, el material LVPhC se selecciona de una lista que consiste en: agua, pentano, isobutano, propano, R134a, R245fa, fluorocarbonos y tolueno, o cualquier vapor usado en la tecnología ciclo Rankine orgánico (ORC).

En algunas modalidades del sistema, el LVPhC es pentano.

En algunas modalidades del sistema, dicha turbina es una turbina de reacción y la boquilla está acoplada a, montada sobre o parte de la turbina de reacción.

En algunas modalidades del sistema, la unidad de recolección define un drenaje para acumular el HTL separado, y el HTL se succiona desde el drenaje hacia la boquilla como resultado de la operación de la turbina de reacción, que constituye la bomba de HTL. Por lo tanto, la succión hace que el HTL entre en la boquilla a una presión de aproximadamente P_1 .

En algunas modalidades del sistema, la unidad de separación comprende un marco curvo o circular sobre el que se expulsa la mezcla, el acoplamiento de la mezcla con el marco curvo o circular da como resultado un flujo de película sobre una superficie del marco curvo o circular.

En algunas modalidades del sistema, dicho evaporador está configurado para recibir un material de cambio de fase de vapor licuado (LVPhC) y transformarlo a una fase supercrítica a una presión de aproximadamente P_1 y una temperatura de aproximadamente T_1 . A saber, el LVPhC es un fluido supercrítico a una presión de aproximadamente P_1 y una temperatura de aproximadamente T_1 .

En algunas modalidades del sistema, el condensador y la bomba de LVPhC están constituidos por una boquilla que comprende: una entrada de boquilla para recibir corriente de líquido de transferencia de calor de boquilla (HTL) en la boquilla (el HTL de la boquilla es diferente del HTL del sistema), una salida, una entrada de fluido compresible por succión y una disposición de secciones de manipulación de fluidos dispuestas en comunicación de fluido en una forma en cascada y definiendo una trayectoria de flujo de dicho fluido. La disposición comprende: una segunda sección de manipulación de fluido que tiene una configuración en expansión en la dirección de dicha trayectoria de flujo para recibir el HTL de la boquilla a una presión por debajo de la presión del fluido de succión, en donde el fluido de succión es dicho LVPhC a una presión de aproximadamente P_0 , en donde dicha entrada de fluido de succión está configurada para permitir la comunicación del fluido de succión entre el ambiente o la fuente de fluido de succión, y dicha segunda sección de manipulación de fluido para permitir la introducción de fluido de succión en la misma para ser mezclado con el HTL de boquilla para obtener de esta manera una mezcla fluida, dicha la configuración de expansión de dicha segunda sección de manipulación de fluidos está diseñada para transformar la mezcla bifásica a velocidad

supersónica al menos en un extremo distal de esta; una tercera sección de manipulación de fluidos que tiene una configuración de estrechamiento en la dirección de dicha trayectoria de flujo para desacelerar el flujo de mezcla de fluido recibido desde dicha segunda sección de manipulación de fluidos a velocidad sónica o subsónica, y para aumentar la presión de dicha mezcla bifásica que fluye a lo largo de dicha tercera sección de manipulación de fluidos; una cuarta sección de manipulación de fluidos que tiene una configuración de expansión en la dirección de dicha trayectoria de flujo y configurada para aumentar la presión del flujo subsónico de mezcla de fluido recibido desde la tercera sección de manipulación de fluido a una presión por encima de la presión ambiental; en donde dicha salida está corriente abajo de la cuarta sección de manipulación de fluido o está constituida por un extremo distal de esta y es para descargar la mezcla de fluido recibida desde la cuarta sección de manipulación de fluido, en donde la mezcla de fluido descargada desde la salida comprende fluido de succión presurizado.

En algunas modalidades del sistema, la boquilla comprende además una primera sección de manipulación de fluido corriente abajo a la entrada de la boquilla y corriente arriba de la segunda sección de manipulación de fluido, o que un

extremo proximal de esta constituye la entrada de boquilla y que tiene una configuración de estrechamiento en una dirección de dicha trayectoria de flujo para reducir la presión del HTL de boquilla que se hace fluir a la misma por debajo de la presión ambiental, o por debajo de la presión del fluido de succión en la fuente de fluido de succión, y para acelerar el flujo de dicha corriente de HTL de boquilla.

En algunas modalidades del sistema, el HTL de boquilla comprende al menos uno de agua, sal fundida, aceite térmico, etilenglicol, metal fundido, líquidos hidrocarbonatados, líquidos anticongelantes, gases licuados, o cualquier combinación de estos.

En algunas modalidades del sistema, el fluido de succión es gas o vapor.

En algunas modalidades del sistema, la mezcla de fluido es una mezcla bifásica y en donde dicho fluido de succión presurizado que se descarga desde la salida de la boquilla comprende gas comprimido.

En algunas modalidades del sistema, la mezcla de fluido que se descarga desde la salida es una mezcla líquida y en donde dicho fluido de succión presurizado que se descarga desde la salida de la boquilla comprende líquido presurizado.

En algunas modalidades del sistema, la al menos una de las secciones de manipulación de fluidos tiene una geometría de sección transversal longitudinal frustocónica.

En algunas modalidades del sistema, en donde la boquilla comprende además al menos un conducto que se extiende desde un exterior de este hacia la segunda sección de manipulación de fluido y configurado para canalizar el fluido de succión hacia la unidad de mezcla para permitir la mezcla del fluido de succión con el HTL de boquilla que fluye a lo largo de esta, y reducir la velocidad del sonido en la mezcla por debajo de la velocidad de la mezcla, que tiene un flujo supersónico.

En algunas modalidades del sistema, el al menos un conducto es conectable a una fuente externa de fluido de succión.

En algunas modalidades del sistema, la tercera sección de manipulación de fluidos está configurada para desacelerar la mezcla de fluido que fluye a lo largo de esta de manera que alcance la velocidad sónica o subsónica en un extremo de las terceras secciones.

En algunas modalidades del sistema, la mezcla de fluido descargado comprende un fluido que tiene un valor de presión de descarga que es menor que un valor de presión

inicial del HTL de boquilla que se hace fluir en la primera sección de manipulación de fluido hasta 1 bar.

En algunas modalidades del sistema, el valor de presión inicial es mayor desde el valor de presión de descarga hasta en 30 %.

En algunas modalidades del sistema, el fluido de succión que se hace fluir en la primera sección de manipulación de fluido tiene una velocidad subsónica.

En algunas modalidades del sistema, dicha entrada de boquilla está configurada para estar en comunicación fluida con una fuente de HTL de boquilla para recibir dicho HTL de boquilla en una presión mayor que la presión ambiental.

En algunas modalidades del sistema, el HTL de boquilla y el LVPhC son el mismo líquido o el mismo material.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LAS FIGURAS

Para comprender mejor la materia que se describe en la presente descripción y para ejemplificar cómo puede llevarse a cabo en la práctica, ahora se describirán modalidades, solo a modo de ejemplo no limitante, con referencia a las figuras adjuntas, en las cuales:

La **Figura 1** es un ejemplo de diagrama T-S de ciclo bifásico cuasi-isotérmico.

Las **Figuras 2A-2B** son diagramas en bloque de diferentes ejemplos no limitantes de modalidades del sistema de acuerdo con un aspecto de la presente descripción.

La **Figura 3** es una ilustración esquemática que ejemplifica la inyección de LVPhC en la boquilla.

La **Figura 4** es un ejemplo del diagrama P-V para el ciclo termodinámico.

La **Figura 5** es un ejemplo de un cálculo de volumen controlado para el ciclo termodinámico cuando se usa el pentano bifásico y etilenglicol como HTL.

La **Figura 6** muestra un ejemplo de un ciclo termodinámico que usa condiciones supercríticas.

La **Figura 7** muestra un ejemplo de un ciclo termodinámico de la presente descripción cuando se usa la recuperación de calor residual a partir de vapor.

La **Figura 8** es una ilustración esquemática de un condensador y compresor que se van a usar en el sistema de la presente descripción.

La **Figura 9** es una ilustración esquemática de una sección transversal de una boquilla para condensar y comprimir fluido que se usará opcionalmente en el sistema o método de la presente descripción.

La **Figura 10** es una ilustración esquemática de un evaporador que se utilizará opcionalmente en el sistema de la presente descripción.

La **Figura 11** es un diagrama en bloque de un ejemplo no limitante de una modalidad del sistema para convertir la energía de evaporación de LNG en trabajo.

La **Figura 12** es una ilustración esquemática de un ejemplo no limitante de una modalidad del sistema de acuerdo con un aspecto de la presente descripción.

La **Figura 13** es una ilustración esquemática de un ejemplo no limitante de una modalidad del sistema de acuerdo con un aspecto de la presente descripción.

DESCRIPCIÓN DETALLADA

Las siguientes figuras se proporcionan para ejemplificar modalidades y modalidad de la invención de la presente descripción.

El objetivo de esta presente descripción, en comparación con cualquier otro ciclo de cambio de fase de recuperación de calor residual (WHR, por sus siglas en inglés), es aumentar la densidad de energía por volumen en tres órdenes de magnitud, reduciendo de esta manera el tamaño del motor térmico, e induciendo la expansión isotérmica del fluido de trabajo, aumentando de esta manera la eficiencia. Una ventaja adicional opcional es reemplazar el costoso condensador grande por un innovador compresor/condensador pequeño. Opcionalmente, el innovador compresor/condensador también comprime el vapor licuado.

Un componente central en el método y sistema es una boquilla que mezcla gas comprimido o vapores con líquido de transferencia de calor (HTL). El HTL mantiene líquido en la boquilla. Opcionalmente, el material de cambio de fase se vaporiza de una fase líquida mezclándolo con el HTL en la boquilla. Opcionalmente, la vaporización se produce antes de llegar a la boquilla. El vapor mezclado con el HTL forma burbujas que se expanden en la boquilla manteniendo casi la

misma temperatura que el HTL, debido a la gran capacidad calorífica del HTL y la excelente tasa de transferencia de calor entre las burbujas de vapor y el HTL. La densidad de energía térmica está definida por el HTL y es órdenes de magnitud superior a la capacidad calorífica de los vapores por volumen. La expansión de las burbujas acelera la mezcla en la boquilla generando empuje a la salida de la boquilla. Tanto el HTL como los vapores se enfrían junto con la expansión. Esta reducción de temperatura es menor que unos pocos grados y soporta una expansión cuasi-isotérmica de la mezcla. Opcionalmente, la velocidad de la mezcla en la boquilla se vuelve supersónica. En la boquilla, la presión inicial y parte de la energía térmica del HTL se convierten en energía cinética bajo condiciones cuasi-isotérmicas. La energía cinética genera empuje que hace girar una turbina, generando electricidad, trabajo mecánico, u otra forma de trabajo. En algunas modalidades, la turbina es una turbina de reacción y la mezcla acelerada del HTL y el material de cambio de fase se expulsa de la boquilla, lo que hace que la boquilla gire para permitir la conversión de la energía cinética en trabajo. La turbina de reacción tiene la ventaja sobre la turbina de impulso debido a la velocidad distinta de cero del chorro en el sistema inercial de coordenadas. Esta velocidad distinta de cero se usa para separar la fase de

gas/vapor de la fase líquida haciendo fluir la mezcla en las paredes de la turbina creando un flujo de película. Opcionalmente las paredes tienen una forma circular provocando fuerza centrífuga sobre la película, para separar el gas del líquido. Turbina de reacción como un adicional elevando la presión estática casi al nivel de la presión de estancamiento en la boquilla, lo que permite la máxima extracción de trabajo y máxima eficiencia. La **Figura 1** muestra el diagrama T-S (temperatura vs. entropía) para el proceso cuasi-isotérmico bifásico. Opcionalmente, el LVPhC se sobrecalienta.

Las **Figuras 2A-2B** son ilustraciones de diagramas en bloque esquemáticos de ejemplos no limitantes de un sistema de acuerdo con un aspecto de la presente descripción que proporcionan una modalidad opcional del ciclo termodinámico de la **Figura 1**.

En primer lugar se hace referencia a la **Figura 2A**, que muestra un sistema **200** para convertir calor en trabajo. El sistema **200** comprende una fuente de calor **202** o un volumen de calentamiento que está configurado para calentar el HTL a una temperatura T_1 . En este ejemplo no limitante, el HTL se calienta a una temperatura T_1 mientras se encuentra en una baja presión P_0 . El HTL caliente, de baja presión, se introduce en una turbina **204** por fuerza centrífuga, o por una

bomba dedicada que puede ser externa a la turbina, eleva la presión a P_1 . En la turbina **204**, el HTL entra en la boquilla (no se muestra explícitamente en las **figuras 2A-2B**, pero es parte de la turbina) a una temperatura de entrada T_1 y presión P_1 . A la salida de la boquilla, la temperatura y presión son P_0 y T_0 , en donde P_0 es menor que P_1 y T_0 es menor que T_1 . Observamos que para la expansión cuasi-isotérmica T_0 después de un ciclo está opcionalmente cerca de T_1 , pero después de muchos ciclos la temperatura del HTL puede ser de 5 %, 10 %, 20 % o cualquier otro valor menor que T_1 cuando se mide en Kelvin. Además, es de señalar que P_0 puede ser presión ambiental o cualquier otra baja presión de trabajo seleccionada. Por ejemplo, en el caso de que el sistema esté integrado con una tubería de entrega de gas natural licuado (LNG), la baja presión P_0 es la presión que el gas natural en su fase de vapor se entrega en las bombas y por lo tanto P_0 se encuentra por encima de la presión ambiental. En algunas otras modalidades, P_0 también puede estar por debajo de la presión ambiental, por ejemplo, 0,7 bar.

Un material de cambio de fase de líquido vapor (LVPhC) es el fluido de trabajo en el sistema, que está en una fase de vapor a temperatura $T_{\text{HTL_fría}}$, que está opcionalmente cerca de la temperatura de trabajo T_1 y presión P_1 , y líquido

en $T_{\text{fría}}$ y P_1 , en donde $T_{\text{HTL_fría}}$ es la temperatura del HTL después de intercambiar calor con el LVPhC en el evaporador para evaporar el LVPhC y $T_{\text{fría}}$ es la temperatura del LVPhC después de entregar su calor en un intercambiador de calor de contraflujo después de la expulsión de la boquilla, ambas se describen adicionalmente a continuación. En algunas modalidades, la $T_{\text{fría}}$ es temperatura ambiental o cercana a la temperatura ambiental. Cabe señalar que el LVPhC puede entrar en la boquilla como un vapor a la presión P_1 o entrar en la boquilla como líquido y evaporarse en la boquilla, en donde en la última modalidad el evaporador está constituido por una porción de la boquilla. Es de señalar que el término LVPhC es intercambiable con el término LGPhC que se presenta en las figuras.

El HTL y el LVPhC se mezclan en una cámara de mezclado o un volumen de mezcla en la boquilla para formar una mezcla bifásica en la boquilla. Cuando el LVPhC se inyecta al HTL como un líquido, se evapora y forma la mezcla bifásica. Esta mezcla bifásica se encuentra en una temperatura T_1 y presión P_1 cuando se mezcla. Entonces, la boquilla está diseñada para reducir la presión estática a lo largo de un flujo en la misma, lo que lleva a la expansión de los vapores de LVPhC en la boquilla, lo que a su vez conduce a la aceleración de la mezcla de LVPhC/HTL, generando empuje en la salida de la boquilla. Este empuje hace girar la boquilla, que

forma parte de una turbina de reacción, generando con ello trabajo. La mezcla de LVPhC/HTL se enfría a lo largo del flujo en la boquilla debido al suministro de calor al LVPhC junto con la expansión, y opcionalmente junto con la evaporación, a la temperatura T_0 . Prácticamente, dicha expansión es cuasi-isotérmica debido a la capacidad calorífica por volumen del HTL que es aproximadamente 1000 veces mayor que en los gases o vapores por volumen. Cuasi-isotérmico significa que la temperatura de los vapores se mantiene igual junto con el flujo en la boquilla dentro de 95 %, 75 %, o al menos 65 % cuando se mide en Kelvin. En algunas modalidades, el flujo en la boquilla es supersónico, lo que permite una relación de masa de LVPhC/HTL mayor que el flujo subsónico. El LVPhC se separa por gravedad del HTL después de ser expulsado de la boquilla, y el HTL se recolecta en la turbina. Cabe señalar que el HTL que se recolecta en la turbina **204** puede participar en varios ciclos de HTL que fluyen en la boquilla antes de que la temperatura del HTL se reduzca a $T_{\text{HTL-fría}}$ que requieren su recalentamiento por la fuente de calor **202**. Por lo tanto, una porción significativa del HTL que se recolecta en un drenaje de la turbina se bombea de nuevo a la boquilla a una presión P_1 . En algunas modalidades, donde el LVPhC se vaporiza antes de entrar en la boquilla, una porción o todo el HTL en la turbina

fluye desde el alojamiento de la turbina al evaporador **206** para transferir calor al LVPhC y vaporizarlo.

El LVPhC-vapor después de la turbina fluye hacia un intercambiador de calor de contraflujo (recuperador) **208** y se enfría a $T_{\text{fría}}$. Entonces, el LVPhC fluye hacia un condensador **210** y una unidad de aumento de presión **212**, para condensar y aumentar su presión a P_1 . El condensador **210** y la unidad de aumento de presión **212** pueden ser dos unidades separadas o una sola unidad que realiza tanto condensación como aumento de la presión. Cabe señalar que el condensador **210** y la unidad de aumento de presión **212** pueden estar dispuestos a lo largo de la trayectoria de flujo en cualquier secuencia deseada, a saber, el condensador **210** puede estar corriente arriba de la unidad de aumento de presión **212** o la unidad de aumento de presión **212** puede estar corriente arriba del condensador **210**. La unidad de aumento de presión **212** puede ser un compresor que comprime el LVPhC en una fase de vapor o una bomba que aumenta la presión del LVPhC en una fase líquida.

El LVPhC-líquido presurizado a presión P_1 regresa al intercambiador de calor de contraflujo (recuperador) **208** para recalentarlo. Opcionalmente, debido al alto calor latente, el LVPhC-líquido se vaporiza parcialmente en el intercambiador de calor. A continuación, el LVPhC-líquido

presurizado llega al evaporador **206** para vaporizar el LVPhC presurizado a alta presión P_1 . La temperatura en el evaporador **206** desciende a $T_{HTL_fría}$ debido al calor latente requerido para la evaporación. A continuación, el LVPhC-vapor presurizado fluye de regreso a la boquilla de la turbina para generar trabajo, mientras que el HTL fluye desde el evaporador **206** a la fuente de calor **202** para aumentar su temperatura a T_1 .

Opcionalmente, el evaporador puede tener la forma de un tambor giratorio, donde la presión se incrementa por fuerzas centrífugas cuando el HTL fluye remotamente desde el eje de rotación del tambor giratorio (como se detalla a continuación). A alta presión, el LVPhC-líquido se inyecta, se mezcla con el HTL y se vaporiza. Posteriormente la presión de HTL se reduce al fluir junto al eje de rotación.

Opcionalmente, el evaporador es la sección de mezcla que forma parte de la boquilla. En este caso, el LVPhC-líquido del recuperador se inyecta directamente en la boquilla. Para mantener el HTL en T_1 , una porción del HTL fluye desde la turbina 204 al intercambiador de calor de fuente de calor 202 y regresa a la turbina 204.

Opcionalmente se conecta una bomba de HTL (no mostrada) entre el drenaje del HTL a la turbina, para aumentar la presión de entrada a la turbina, y para desacoplar la

presión de la boquilla de la frecuencia rotacional de la turbina (rondas por minuto -RPM). En este caso, cuando la temperatura del HTL se reduce por debajo del valor nominal, la bomba reduce la presión de entrada mientras que la turbina permanece a una RPM constante. Esto reduce la presión de la boquilla, permitiendo la evaporación de LVPhC a una temperatura más baja mientras se genera energía a una frecuencia constante. Además, la velocidad de flujo de masa del LVPhC puede variar para compensar el cambio de temperatura. Cuando la temperatura nominal del HTL, $T_{nominal}$, cambia a otro valor, T , el cambio de velocidad de flujo de la masa nominal de LVPhC $\dot{m}_{nominal}$ corresponde opcionalmente a: $\dot{m} = \dot{m}_{nominal} \frac{T_{nominal}}{T}$, cuando la temperatura es en Kelvin. En palabras: cuando la temperatura se reduce del valor nominal, la velocidad de flujo de masa de LVPhC debe aumentar en la misma porción para mantener la fracción de vacío nominal.

Ahora se hace referencia a la **Figura 2B**, que difiere de la **Figura 2A** al incluir una bomba DE HTL **214** que está configurada para elevar la presión del HTL de P_0 a P_1 . La bomba de HTL **214** puede estar dispuesta en cualquier lugar de la trayectoria de flujo entre el drenaje de recolección de la turbina, en el que el HTL se recolecta después de su expulsión desde la boquilla, y la entrada de la boquilla. Por ejemplo, como se muestra en la **Figura 2B**, la bomba de

HTL **214** está dispuesta corriente abajo de la turbina, específicamente justo después del drenaje de recolección, y el HTL presurizado que sale de la bomba de HTL **214** se dirige al evaporador **206** o de vuelta a la turbina **204**, específicamente una porción se dirige a experimentar otro ciclo en la turbina, por lo tanto la turbina está diseñada para una pequeña acumulación de presión, y una porción se dirige para transferir calor al LVPhC en el evaporador **206** para vaporizarlo de esta manera y después se dirige a la fuente de calor **202** para ser recalentado a T_1 . En este caso, el evaporador **206** es simplemente un tanque de mezcla, en el que se mezclan el HTL y el LVPhC-líquido, ambos en P_1 . Opcionalmente, en el tanque de mezcla el HTL y el LVPhC-líquido fluyen a medida que la mezcla se vaporiza mientras se enfría el HTL. A la salida del tanque de mezcla, la temperatura del HTL se reduce a $T_{HTL_fría}$, que está por encima de la temperatura de evaporación a presión P_1 del LVPhC. Opcionalmente, se añade una bomba adicional (no mostrada) después de la fuente de calor para compensar la pérdida de cabeza del evaporador y del intercambiador de calor. Esto garantiza que los dos flujos de HTL se juntan aproximadamente a la misma presión.

El término “aproximadamente” debe interpretarse como una desviación de $\pm 20\%$ del valor nominal. Por ejemplo, si

el valor es aproximadamente 10, entonces debe entenderse que está en el rango de 8-12.

Opcionalmente, en cada pasada en la boquilla, el cambio de temperatura del HTL es pequeño, menor de un grado, o menor que unos pocos grados. En este caso, la mayor parte del HTL regresa a la boquilla, a través del bypass sin pasar por el evaporador y el recalentamiento. De esta manera, la temperatura del HTL se reduce con cada iteración. Esto define una relación entre las velocidades de flujo del bypass y el evaporador. La ventaja es que el número de iteraciones, N , permite mantener la expansión de LVPhC-vapor a alta temperatura, lo que lleva a una alta eficiencia, mientras que el HTL alcanza la fuente de calor a una temperatura mínima, que es la temperatura de cambio de fase líquido-vapor a P_1 , extrayendo el calor máximo de la fuente de calor, aumentando de esta manera la eficiencia.

asumiendo para una sola pasada en la boquilla $\Delta T_{expansion}$, en una relación de masa específica. Y asumiendo ΔT_{latent} para la misma relación de masa. Después de N ciclos en la turbina, la temperatura de salida es $T_0 = T_1 - N * \Delta T_{expansion}$. Y en el evaporador el cambio de temperatura es $T_{HTL_cold} = T_0 - N * \Delta T_{latent}$. Esto define N , lo que da como resultado la temperatura del HTL mínima deseada, y define la temperatura promedio de

funcionamiento en la boquilla, definiendo de esta manera la eficiencia.

Por ejemplo, el etilenglicol es el HTL y el pentano es el material LVPhC. Para una relación de masa de 0,01 y presión de funcionamiento de 14,5 bares, el cambio en la temperatura debido a la expansión es aproximadamente 0,3 grados Celsius y el cambio de temperatura debido a la relación de calor latente y masa es aproximadamente 1,4 grados Celsius. También suponiendo, se desea tener una alta temperatura T_1 de 155 °C y una temperatura baja de $T_{\text{HTL}_\text{fría}} = 100$ °C. Después, el valor de $N \cong 32$, define el número de ciclos que el HTL pasa en la boquilla antes de fluir al evaporador. Esta es también la relación entre la cantidad de HTL que va al evaporador y el HTL reciclado en la turbina. La temperatura de expansión promedio es $155 - N/2 * 0,3 = 150^\circ\text{C}$ que es casi la temperatura máxima y la temperatura de salida del evaporador es $155 - 44(0,3 + 1,4) \cong 100^\circ\text{C}$ que la temperatura mínima deseada para evaporar pentano en P1.

Opcionalmente, la relación de masa LVPhC/HTL está entre 10 % a 0,1 % (una pequeña porción de LVPhC en HTL).

Opcionalmente, el LVPhC entra como líquido en la boquilla, y la evaporación se produce en la boquilla. Esto requiere que las tuberías líquido-LVPhC aisladas térmicamente lleguen a la cámara de mezclado, lo que puede

ser en el caso de usar gas natural como el LVPhC. La **Figura 3** muestra una boquilla opcional donde el líquido- LVPhC fluye en tuberías aislantes y se inyecta en la cámara de mezclado como un líquido. Cabe señalar que mientras que la **Figura 3** ejemplifica la inyección de LNG, esto puede ser realizado por cualquier LVPhC adecuado.

Opcionalmente, la velocidad del sonido en la mezcla cae debido a los medios burbujeantes, y la velocidad de la mezcla de LVPhC/HTL se vuelve supersónica. En tal opción, se aplica el diseño de boquilla bifásica De-laval (ver la referencia para flujo supersónico bifásico en “Thrust Enhancement Through Bubble Injection into an Expanding-Contracting Nozzle With a Throat Sowmitra Singh”, Tiffany Fourmeau, Jin-Keun Choi, Georges y L. Chahine, DOI: 10.1115/1.4026855).

Opcionalmente, al llegar a la boquilla, el vapor-LVPhC se calienta a T_1 . Opcionalmente, este calentamiento es isocórico (volumen constante). Esto se logra cuando la velocidad HTL es lo suficientemente alta para llevar el LVPhC a un área de sección donde la presión aumenta mientras se calienta el LVPhC. Opcionalmente, para el flujo subsónico, esto ocurre en una sección transversal que se ensancha. Opcionalmente el calentamiento es a presión constante (isobárico) o cualquier combinación entre

isocórico e isobárico. Para el calentamiento isobárico, la cámara de mezclado tiene opcionalmente una sección transversal de ensanchado para compensar el volumen adicional. Opcionalmente, la sección transversal de ensanchado de la cámara de mezclado se dimensiona para ser adecuada para el cambio de volumen adicional del volumen adicional de vapor de LVPhC. Después del calentamiento, los vapores de LVPhC se expanden isotérmicamente, o cuasi-isotérmicamente acompañados por la transferencia de calor del HTL a los vapores de LVPhC. Opcionalmente, la temperatura de vapor al salir de la boquilla es similar a la temperatura del HTL. Opcionalmente, la temperatura del LVPhC es menor que la temperatura del HTL en 1 %, 10 % o 20 % cuando se mide en Kelvin.

El método se describe opcionalmente por las etapas del ciclo del motor:

1-> 2: El LVPhC licuado se bombea desde el condensador y se presuriza a una presión P_1 similar o cercana a la presión en la cámara de mezclado en la boquilla.

2->3 El LVPhC licuado intercambia calor con los vapores que salen de la turbina, aumentando su temperatura sin cambio de fase (Debido al alto calor

latente, el LVPhC licuado permanece líquido).
Opcionalmente, parte del LVPhC se vaporiza.

Opcionalmente se intercambian las etapas 1->2 y 2->3 y el LVPhC-líquido primero se calienta en el Recuperador y después su presión se eleva a P1.

3->4: El líquido comprimido (opcionalmente parcialmente vapor) LVPhC se inyecta en el evaporador, donde se vaporiza. Opcionalmente esta etapa se realiza en la boquilla.

4->5: El vapor comprimido-LVPhC se mezcla con el HTL en la cámara de mezclado en la boquilla, donde fluye HTL. La presión estática y la reducción de temperatura a lo largo del flujo en la boquilla dan como resultado una expansión cuasi-isotérmica, acelerando la mezcla de LVPhC/HTL y generando empuje en la salida de la boquilla, lo cual gira la turbina, generando electricidad, trabajo mecánico, u otra forma de trabajo. Opcionalmente, la velocidad de la mezcla es supersónica en parte de la boquilla.

5->6: Los vapores de vapor de alta temperatura-LVPhC salen de la boquilla, separados del HTL, y fluyen al intercambiador de calor (recuperador) donde intercambian calor con el líquido-LVPhC saliendo del

condensador, sin cambio de fase (el vapor permanece vapor). Opcionalmente, parte de los vapores se condensa.

6->1: Los vapores se enfrían hasta la condensación en un condensador y se comprimen como un líquido.

La **Figura 4** muestra el diagrama P-V para el ciclo termodinámico.

Este método se realiza opcionalmente para convertir bajas temperaturas a trabajo usando LVPhC orgánico como en el ciclo Rankine orgánico (ORC), pero con expansión isotérmica, que es más eficiente que la expansión adiabática. Ejemplos de materiales LVPhC son materiales anticongelantes tales como materiales convencionales ORC: pentano, isobutano, propano, R134a, R245fa, fluorocarbonos y tolueno.

La **Figura 5** y la lista a continuación, representa un ejemplo de un cálculo de volumen controlado para el ciclo termodinámico cuando se usa el pentano bifásico y etilenglicol como HTL.

Considerando 1 Kg de Pentano donde los números en el diagrama T-S son los diferentes estados termodinámicos para $P_0=1$ bar, $P_1=14,5$ bar, $T_1=155$ °C, $T_{HTL_fría}=35$ °C:

6 -> 1: Condensación: 342 KJ/Kg.

1 -> 2: Compresión isentrópica bombeada de LVPhC-líquido a P_1 : 4 KJ/Kg.

2 -> 3a: LVPhC-líquido intercambia calor con LVPhC-vapor asumiendo un espacio de 30 grados: 146 KJ/Kg.

3a -> 3: Calor adicional de HTL para alcanzar el punto de equilibrio líquido-vapor en P_1 : 144 KJ/Kg.

3 -> 4: Vaporización de LVPhC-líquido y calentar el vapor a 155 °C: 246 KJ/Kg.

4 -> 5: LVPhC-vapor se expande en la boquilla-trabajo isotérmico: 133 KJ/Kg.

5 -> 6: Enfriamiento de los vapores en intercambio de calor: 146 KJ/Kg.

Este cálculo muestra una eficiencia de ciclo de $\eta =$

$$\frac{133 - 4}{133 + 246 + 144} = 0,24.$$

Al asumir un intercambiador de calor ideal (θ °C de diferencia de temperatura), la eficiencia alcanza la eficiencia de Carnot, que se duplica en comparación con la eficiencia ORC convencional en condiciones similares.

Opcionalmente, el condensador opera por encima de la presión final de expansión P_0 . Esto requiere que el condensador comprima el vapor antes o junto con la condensación. Esto permite mantener una temperatura de condensación más alta, lo que reduce las etapas de enfriamiento (5-6 en la figura) y calentamiento (3-4 en la figura), lo que opcionalmente elimina la necesidad de un intercambiador de calor antes y después del condensador. Por

lo tanto, la temperatura de las etapas 6 y 1, es opcional, elevada (línea punteada y puntos 1b y 6b en la figura) por encima de la temperatura ambiente. Opcionalmente la condensación es a una temperatura mayor que 50 °C, 75 °C, o 100 °C. Por ejemplo, Pentano a 120 °C tiene una presión de vapor de 9 bar. Opcionalmente, operar la turbina a 120 °C y 9 bar, inyectando pentano a 9 bar en la boquilla donde la presión cae a 1 bar. A continuación, enfriar los vapores a 100 °C, comprimiendo y condensando los vapores a 100 °C y 9 bares, donde se reinyecta el pentano líquido en la boquilla. La condensación a alta temperatura reduce el tamaño y el costo del condensador. La alta presión de condensación también permite la operación cuando la temperatura ambiente se eleva. Opcionalmente, aumentar la presión de condensación cuando la temperatura ambiente se eleva, para una operación continua bajo cualquier condición ambiental. La condensación a alta temperatura elimina la necesidad del intercambiador de calor entre la turbina y el condensador, ahorrando costos. No obstante, la eficiencia del ciclo se define por la alta temperatura, T_1 , y baja temperatura, $T_{\text{fría}}$, que requiere que $T_{\text{fría}}$ sea lo más baja posible.

Otra opción es eliminar el recuperador del intercambiador de calor entre la turbina y el condensador. En este caso, los vapores calientes se enfrían cuando se mezclan

con el HTL en el condensador (ver detalles a continuación), y este calor se elimina mediante un soplador de aire u otros métodos, manteniendo la temperatura del condensador $T_{\text{fría}}$ lo más baja posible. Calentar el líquido-LVPhC presurizado después del condensador, se logra opcionalmente por la fuente de calor, reduciendo su temperatura a T_{baja} . La eliminación del recuperador del intercambiador de calor (gas/líquido) y su sustitución por un intercambiador de calor líquido/líquido entre la fuente de calor y el líquido-LVPhC reduce significativamente los costos.

En otro ejemplo, las condiciones supercríticas se usan para la conversión de energía. La **Figura 6** muestra dicho ciclo termodinámico usando pentano. El ciclo de línea sólida cerrada en negro es el ciclo supercrítico. El pentano, un ejemplo no limitante de LVPhC, se calienta por encima de la curva de transición de fase, por ejemplo a 280 °C a una presión de 50 bar. A esta temperatura y presión supercríticas, el pentano se encuentra en un estado mixto líquido-gas. Junto con la expansión, la presión se reduce, y la fase gaseosa es dominante (línea sólida horizontal superior negra a 280C, en la **Figura 6**). Dado que la boquilla contiene medios burbujeantes, el estado mixto no afecta la operación, ni causa daños como puede ocurrir en las turbinas de gas. La ventaja es la cantidad de trabajo extraído. Como puede verse en un ciclo convencional

(línea horizontal punteada a 140°C en la **Figura 6**), junto con el calentamiento, gran parte de la entalpía se invierte en cambio de fase sin generar trabajo. El trabajo total que se puede extraer (H_5-H_4 en la **Figura 6**) es aproximadamente 43 kJ/kg. Por otro lado, en la expansión isotérmica súper crítica, el trabajo disponible ($H_5^{***}-H_3^{***}$ en la **Figura 6**) es aproximadamente 84 kJ/kg, que es casi el doble del ciclo convencional. El trabajo en condiciones supercríticas está limitado por la durabilidad del material o el límite de ingeniería en la presión y temperatura de funcionamiento.

Otro ejemplo es la recuperación de calor residual del vapor. Asumir el vapor a 135 °C y 2,4 bar. Se puede considerar el siguiente ciclo, o similar. El vapor se inyecta en un depósito de agua a una presión de 2,3 bares. El agua se calienta justo por debajo de la temperatura de evaporación (~130 °C). El intercambiador de calor entre el agua y etilenglicol eleva la temperatura del etilenglicol a 120 °C, donde fluye hacia la boquilla de una turbina cooperando a 9 bar. El líquido pentano a 9 bar se inyecta en la boquilla, se evapora, acelera la mezcla HTL/pentano, y genera empuje y electricidad. En algunas modalidades, la boquilla es una parte de una turbina de reacción y gira como resultado de la mezcla de HTL/pentano expulsada de esta. En algunas modalidades, el chorro de velocidad distinto de cero que emerge de la boquilla

crea un flujo de película en las paredes de la turbina de reacción. Dicho flujo de película tiene opcionalmente fuerzas centrífugas que separan la fase de vapor de la fase líquida. Los vapores de pentano se enfrían en un intercambiador de calor, se condensa y presuriza como un líquido, regresan al intercambiador de calor, se calientan, y regresan a la boquilla. Opcionalmente, la condensación se encuentra a una temperatura más alta que la ambiente. Opcionalmente, se elimina el intercambiador de calor, y el condensador se enfría a 50 °C. Opcionalmente, el calentamiento del pentano líquido presurizado de 50 °C a 135 °C se realiza mediante el calor residual en la fuente de calor reduciendo su temperatura de 120 °C a 50 °C.

El mismo ciclo termodinámico propuesto se puede implementar a temperaturas más altas, como en el ciclo Rankine, pero la expansión cuasi-isotérmica en la boquilla soporta doble eficiencia. Por ejemplo, usar agua como LVPhC y aceite térmico o sal fundida como HTL. Donde el agua se evapora cuando se mezcla con la sal fundida. Para ello, se necesita elegir la sal fundida para que no reaccione químicamente con los vapores de agua de manera que dañe la operación (creando toxicidad, corrosión, erosión, etc.). A continuación se presentan algunos ejemplos de parámetros típicos $T_1=530$ °C, $P_1=50$ bar, $P_0=0,06$ bar, $T_0=40$ °C (ver la **Figura 7**).

La ventaja del método es al menos la siguiente: (1) el HTL tiene una densidad térmica más alta en tres órdenes de magnitud que cualquier gas o vapor, por lo que permite reducir el tamaño del dispositivo; (2) inducir la expansión cuasi-isotérmica, que es casi tan eficiente como los ciclos Carnot Ericsson y Stirling, es mucho mayor que la eficiencia en la expansión adiabática convencional (como en ORC). Esto se logra mezclando burbujas de vapores en el HTL.

Convencionalmente, en ORC se usa un condensador enorme y costoso, y después una bomba para aumentar la presión del líquido orgánico. Para lograr lo mismo de una manera mucho más pequeña y económica, describimos el siguiente condensador/compresor. Opcionalmente, los vapores orgánicos y el HTL en el condensador/compresor están casi a la misma presión. En este caso, los vapores se burbujan en un líquido de transferencia de calor (HTL) en una cámara, a una temperatura por debajo de la transición de fase, donde los vapores se licuan debido a la gran superficie de las burbujas de vapor y alta capacidad calorífica del HTL. Opcionalmente, el HTL es más pesado que el líquido-LVPhC, y se diseña un contraflujo inyectando los vapores de la parte inferior y recolectando el líquido-LVPhC en la parte superior. La entrada de HTL está en la parte superior y la salida está en la parte inferior.

Opcionalmente, HTL es agua, otro líquido orgánico tal como etilenglicol, el mismo material orgánico que los vapores orgánicos en una fase líquida, o cualquier otro líquido que tenga una fase líquida en la temperatura de funcionamiento. Opcionalmente, la temperatura de entrada de HTL está entre $-200\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $140\text{ }^{\circ}\text{C}$. El HTL de baja temperatura se utiliza opcionalmente para licuar aire, nitrógeno, hidrógeno, CO_2 , o cualquier otro gas.

En la **Figura 8** se describe un método y sistema opcionales para condensar y comprimir gases o vapores. El sistema está diseñado para aumentar el área de superficie entre el líquido de condensación y los vapores condensados, reduciendo de esta manera el tamaño y los costos del compresor. Un flujo de circuito cerrado de HTL es impulsado por una bomba, a una presión superior a la ambiental. Una boquilla está diseñada para reducir la presión por debajo de la presión de vapor entrante. Esto permite que los vapores, u otro gas, sean succionados en el flujo de HTL. El gas puede entrar desde la envoltura periférica o a través de una tubería designada. Los vapores y el HTL se mezclan y los vapores se licuan debido a la temperatura del HTL y su alta capacidad calorífica en comparación con los vapores por volumen. La forma de la boquilla está diseñada para aumentar la presión en la salida de la boquilla por encima de la presión ambiental. Opcionalmente

todos los vapores se licuan en la sección de mezclado con el líquido, y la boquilla se expande para recuperar alta presión. En tal caso la boquilla es divergente (presión reducida por debajo de la presión ambiental), seguida de una cámara de mezclado, que opcionalmente es divergente y permite que los vapores fluyan hacia el líquido, seguido de una salida divergente para aumentar la presión del líquido. Opcionalmente, la longitud de la sección de mezclado es suficientemente larga para permitir que $> 10\%$, $> 30\%$ o $> 90\%$ de los vapores se licuen. Opcionalmente, parte del material orgánico se deja en la fase de vapores y se comprime como gas. Opcionalmente, la mezcla de vapor/HTL reduce la velocidad del sonido por debajo de la velocidad de flujo de la mezcla, dando lugar a un flujo supersónico en la boquilla. En este caso, se diseña una boquilla De-Laval invertida. Opcionalmente, la compresión es isotérmica o cuasi-isotérmica. Opcionalmente, en caso de que el HTL sea de un líquido diferente al material orgánico, después de la boquilla, la mezcla se separa por gravedad, o por acción centrífuga, o cualquier otro método de separación. Se recolecta el líquido orgánico (en la parte superior en caso de que su densidad sea menor que la del HTL), mientras que el HTL llega a la bomba y continúa circulando. El HTL se calienta junto con condensación y compresión. El HTL caliente se reemplaza por un HTL enfriado para la operación continua del compresor (no se

muestra en la figura). Opcionalmente, enfriar el HTL sin reemplazarlo, se realiza mediante transferencia de calor al entorno a través de la superficie del flujo. Opcionalmente, la presión del compresor en la succión está por debajo de la presión ambiental. Por ejemplo, 0,7 bar. Esto permite que la turbina opere entre la presión máxima comprimida y la presión mínima de entrada, 0,7 bar en este ejemplo. Debido a la gran superficie, que conduce a una rápida condensación, el espacio de presión adicional se logra comprimiendo el fluido, que es energéticamente eficiente. En la **Figura 5**, el punto 5C describe la producción de energía adicional por parte de la turbina, debido a la presión final reducida, y la línea punteada describe la condensación y compresión que alcanza el punto 6. En condiciones de estado estable, el HTL puede evaporarse bajo presión subambiente en la región de baja presión. En este caso, la duración del flujo en la región de baja presión es mucho más corta que la tasa de intercambio de calor. Por lo tanto, el HTL no tiene tiempo suficiente para absorber el calor de evaporación del ambiente y se mantiene como un líquido, lo que permite que el HTL y el LVPhC sean el mismo material. Por ejemplo, condensar vapores de Pentano con Pentano líquido como fluido de trabajo de HTL que fluye en el condensador/compresor. En la región de baja presión, las condiciones pueden soportar la fase de vapor pero mientras el flujo en la región de baja

presión sea más rápido que la velocidad del sonido, no hay cambio de fase. También si la temperatura del HTL es menor que el punto de evaporación, siempre y cuando el flujo en la región de baja presión sea más rápido que la tasa de transferencia de calor, no hay cambio de fase. En cambio el líquido succiona los vapores de pentano que llegan de la turbina condensándola y comprimiéndola. La ventaja es la eliminación de la separación entre los dos líquidos después de la condensación.

La capacidad de funcionar a una presión menor que la ambiental permite la conversión a bajas temperaturas. Por ejemplo, a 100 C el cambio de fase del pentano es aproximadamente 7 bar, que en la turbina genera una pequeña cantidad de trabajo cuando la expansión baja la presión a una presión ambiental de 1 bar. La capacidad de operar la turbina de 7 bar a 0,46 bar genera trabajo de manera efectiva como si la presión de funcionamiento estuviera entre 15 bar y a 1 bar, típica a 155 C. Opcionalmente, la presión de entrada del condensador/compresor de los vapores está diseñada para ser menor que 1 bar, menor que 0,5 bar, e incluso menor que 0,1 bar. La capacidad de condensar y comprimir el vapor a una velocidad más rápida que la velocidad de transferencia de calor permite completar el proceso a una temperatura más alta. Por ejemplo, la compresión rápida a 10 bar permite la condensación también a una temperatura de 90 C o superior. Es

decir, en la **Figura 5** la condensación termina opcionalmente en el punto 3 o entre los puntos 2 y 3. El aumento en la diferencia de temperatura entre el compresor y el ambiente aumenta la tasa de enfriamiento y reduce el tamaño del compresor en consecuencia. Opcionalmente, el HTL en el compresor se mantiene a una temperatura que es mayor que 30 C, 50 C, 70 C, o 90 C por encima de la temperatura ambiente. Opcionalmente, el condensador de alta presión opera a la temperatura de salida de la turbina T_0 , eliminando la necesidad de un intercambiador de calor (costoso) entre la turbina y el condensador. A pesar de que la eficiencia del ciclo se reduce elevando la $T_{\text{fría}}$, el costo \$/kW del motor puede reducirse. Para una alta eficiencia, se prefiere reducir la temperatura del HTL y permitir el enfriamiento de los vapores en la cámara de mezclado antes de aumentar la presión. Opcionalmente, antes de aumentar la presión, la temperatura de vapor alcanza la temperatura del HTL dentro de 5 %, 10 %, o 20 % cuando se mide en Kelvin.

La **Figura 9** muestra un ejemplo de una boquilla De-Laval invertida para compresión isotérmica continua supersónica de gas o vapores (no a escala). La boquilla puede incluir las siguientes secciones en orden:

1. Sección de entrada convergente para reducir la presión más allá de la presión ambiental, compuesta de HTL solamente.
2. Sección de flujo bifásico divergente, donde la presión se mantiene constante mientras el vapor es aspirado hacia el HTL desde el ambiente a través de orificios o huecos en la envoltura de las boquillas. La sección marcada “-” es donde comienza la succión, y la sección marcada “+” termina la succión. Opcionalmente, esta sección es lo suficientemente larga como para permitir que la temperatura de los vapores alcance la temperatura del HTL tanto como sea posible. La mezcla reduce la velocidad del sonido por debajo de la velocidad de la mezcla. Al final de la “Sección de flujo bifásico divergente” (marcada con un “+”) el flujo es supersónico.
3. Sección bifásica convergente, donde aumenta la presión y se reduce el número Mach (relación entre las velocidades de flujo y sonido). Al final de esta sección, marcado con “*”, $Mach=1$. Opcionalmente, el March-1 se alcanza antes en la sección bifásica convergente.

4. Salida bifásica divergente, donde la presión aumenta y el número Mach disminuye.

Un método eficiente para evaporar el LVPhC es usar el HTL después de salir de la turbina a una temperatura más baja, T_0 , Opcionalmente después de unos pocos ciclos que fluyen en la boquilla. De esta manera, la expansión es en el HTL de alta temperatura para una eficiencia máxima. La energía térmica restante de menor temperatura del HTL se usa para evaporar el LVPhC líquido a alta presión.

Opcionalmente, si el HTL y el LVPhC líquido están a una presión similar, se usa una cámara para mezclar el HTL y el LVPhC líquido, se produce la evaporación, y los vapores se recolectan en la parte superior de la cámara. Opcionalmente, se realiza una configuración de intercambiador de calor de contraflujo de contacto directo inyectando el HTL en la parte superior de la cámara y la salida en la parte inferior, mientras que el LVPhC líquido se inyecta en la parte inferior de la cámara.

Para mezclar un HTL de baja presión (salida de la turbina) con el LVPhC líquido de alta temperatura se usa opcionalmente el siguiente evaporador de contacto directo, como también se mencionó anteriormente. Está compuesto por un tambor giratorio que tiene un canal de entrada de HTL de alta temperatura y un canal de HTL de salida de baja

temperatura, ambos cerca del eje giratorio para reducir la presión centrífuga. El HTL fluye en el límite del tambor, donde la presión centrífuga está cerca a la presión del LVPhC líquido. El LVPhC líquido se inyecta en el HTL en la región de alta presión y se evapora enfriando el HTL. Los vapores llegan al centro del tambor por fuerza centrífuga y salen a alta presión a través del canal de salida vapor-LVPhC. El HTL frío sale del tambor cerca del vástago. Dicho dispositivo opera de manera continua, con muy bajo trabajo mecánico invertido. Esto se debe a que el HTL entra y sale a una presión cercana a la ambiente como ocurre cerca del vástago. La **Figura 10** muestra un ejemplo de dicho evaporador, que tiene el tambor giratorio, la entrada, y salida de HTL junto al eje giratorio a baja presión, y la inyección de líquido-LVPhC en el HTL en la región de alta presión centrífuga donde se mezcla con el HTL y se evapora mientras enfría el HTL. Los vapores fluyen al centro del tambor y salen a alta presión.

Como también se mencionó anteriormente, la solución proporcionada en la presente descripción puede explotar el proceso de regasificación del LNG.

La técnica previa para la recolección de la energía extraída en el proceso de regasificación incluye técnicas de expansión directa como el ciclo abierto ciclo Rankine orgánico

(ORC) donde se usa el gas natural como el fluido de trabajo orgánico. En ese concepto, el LNG se comprime (como un líquido) a la presión requerida de la tubería de suministro. Después de calentar con agua de mar, la gasificación eleva la presión, la cual se convierte en trabajo usando una turbina orgánica. El gas se expande adiabáticamente, y la temperatura desciende con la expansión lo que requiere un segundo intercambiador de calor (también usando agua de mar) para alcanzar la temperatura ambiente. La presión convencional de la tubería está en el rango de 70 bar-150 bar. La eficiencia isentrópica (adiabática) de expansión convencional es 80 %, y los dos intercambiadores de calor son una pérdida importante de energía. Otro método es usar el LNG como fuente de frío para el ciclo de Rankine de conversión de energía térmica oceánica (OTEC, por sus siglas en inglés). Este ciclo de Rankine puede extraer energía debido a la diferencia de temperatura entre el agua de mar y el LNG antes de la gasificación y de esta manera se puede añadir a la técnica de expansión directa. En conjunto, la eficiencia total es del orden del 8 %

La presente descripción proporciona una solución que usa la expansión junto con la gasificación del LNG para acelerar el HTL y generar energía. En este escenario, el LNG, hidrógeno licuado, Amoníaco, u otro gas licuado se

mezcla con HTL tal como el agua a temperatura ambiente en la cámara de mezclado. El LNG se calienta isocóricamente, se vaporiza como bolas, y la presión aumenta a la presión de vapor, o cerca de la presión de evaporación, a la temperatura del HTL. Opcionalmente, la presión del LNG antes de la evaporación se incrementa a 300 bar, 140 bar, 70 bar, o cualquier otro valor, lo que aumenta la extracción de energía y la eficiencia. Opcionalmente, el gas licuado se calienta isobáricamente o entre calentamiento isocórico e isobárico. Esta presión se convierte en energía cinética en la salida de la boquilla cuando el gas se expande isotérmicamente debido a su contacto térmico con el HTL. El gas natural o hidrógeno, amoníaco, o cualquier otro gas regasificado, se separa del HTL mediante la gravedad, se recolecta y se transfiere a la tubería de gas para ser entregado a los consumidores. Opcionalmente, esta tubería de gas está en 140 bar, 70 bar, u otro valor. En ese caso, la presión de salida de la en la boquilla está opcionalmente a esa presión.

El HTL se enfría junto con la evaporación del gas y su expansión isotérmica. Por ejemplo, el calor latente del gas natural (metano) $\sim 510 \text{ KJ/Kg}$, y el diagrama de fases del agua y metano muestra $> 30 \text{ MPa}$ (300 Bar) presión a 300 K y tiene un volumen molar de $22,5 \text{ cm}^3/\text{mol}$. De igual manera, el calor

latente del hidrógeno es $\sim 450 \text{ KJ/Kg}$, y su diagrama de fases muestra $> 250 \text{ MPa}$ (250 Bar) presión a 300 K . La cantidad de calor que se extrae del HTL es la energía de entalpía ($1,45 \text{ MJ/Kg}$) incluyendo el calor latente más la capacidad calorífica multiplicada por la diferencia de temperatura. Calculando la cantidad de trabajo, $\dot{W}$, que se puede producir mientras la presión final es de 70 bar :

Tomando la densidad de Metano en 1 bar para ser $\rho = 0,657 \text{ Kg/m}^3$.

Para expansión isotérmica de 300 bar ; $\dot{W} = P\dot{V}\ln(P)$

$$= 300 \text{ Bar} * \frac{1 \text{ Kg}}{300 * 0,657 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} * \ln\left(\frac{300}{70}\right) = 0,22 \text{ MJ/Kg}.$$

El HTL es opcionalmente agua de mar, que se reemplaza constantemente antes de congelarse. Opcionalmente, el HTL es agua del grifo u otro líquido que fluye en un circuito cerrado y pasa a través de un intercambiador de calor para recalentarlo. Opcionalmente, el HTL de circuito cerrado es un líquido con un punto de congelación bajo tal como alcohol, metanol u otro material orgánico que tiene una fase líquida a temperatura de LNG y rango de operación de presión. Opcionalmente, después de enfriar en la boquilla, el HTL se usa para operar un motor térmico (en el lado frío). Por ejemplo, el alcohol enfriado que sale de la boquilla se usa opcionalmente para comprimir isotérmicamente el aire para un motor térmico.

El HTL frío se usa opcionalmente para refrigeración o aire acondicionado. Opcionalmente, el agua de mar se usa para calentar el HTL a través del intercambiador de calor. Opcionalmente, el HTL se calienta quemando una pequeña porción del gas.

La **Figura 11** representa el método para operar la turbina mixta de HTL/LNG. El LNG u otro gas licuado ingresa al intercambiador de calor de LNG, se vaporiza y se expande isobáricamente. Como gas, ingresa a la turbina, mezclado con el HTL en la boquilla, y se expande isotérmicamente a la temperatura aproximada del HTL. La expansión del HTL mixto y gas acelera el HTL, genera empuje, gira la turbina, y genera trabajo. El gas de salida se encuentra aproximadamente a la temperatura del HTL y a presión ambiental. Opcionalmente, la presión final no es ambiental sino que está a la presión requerida en la tubería que transporta el gas, que puede estar en 6 bar, 40 bar, 70 bar, 140 bar, o cualquier otro valor. El gas natural vaporizado expulsado de la turbina regresa a través del intercambiador de calor para vaporizar isobáricamente el LNG. Opcionalmente, el gas no regresa al intercambiador de calor de LNG, y el intercambiador de calor de LNG vaporiza el LNG usando una fuente de calor externa como el agua de mar. En esta opción, el intercambiador de calor de LNG es una tubería que se sumerge en agua de mar. Opcionalmente otras fuentes de

calor pueden vaporizar el LNG, tal como quemar una pequeña porción del gas.

Opcionalmente, no hay intercambiador de calor de LNG, y el LNG fluye directamente (como un líquido) hacia la turbina y se mezcla con el HTL en la boquilla donde se evapora y se expande isotérmicamente. El gas vaporizado se calienta opcionalmente isocóricamente inyectando el LNG en una sección estrecha de la boquilla, donde la velocidad del HTL es alta y la presión estática es baja. Esto hace fluir el LNG como un líquido desde la cámara de mezclado antes del calentamiento, lo que ocurre en una sección más amplia donde la presión es mayor. Hacer coincidir la tasa de ensanchamiento de la sección transversal y la tasa de aumento de presión en la boquilla con la velocidad de calentamiento induce un calentamiento isocórico del LNG. Opcionalmente, el calentamiento es cuasi-isocóricamente y la presión de acumulación en la boquilla es menor que la presión de cambio de fase líquido-vapor a la temperatura del HTL. Opcionalmente, la presión de acumulación es mayor que 10 %, 20 % o 50 % de la presión de cambio de fase líquido-vapor a la temperatura del HTL.

El HTL se enfría por el calor latente y la expansión isotérmica. Después de uno o algunos ciclos en la turbina, la temperatura del HTL desciende y el HTL necesita

ser recalentado. Opcionalmente el HTL se recalienta en un intercambiador de calor (intercambiador de calor del HTL en la figura) por agua de mar. Opcionalmente, se usa agua del grifo u otro líquido para calentar el HTL. Opcionalmente el HTL frío sale del intercambiador de calor del HTL a una temperatura más fría, que se usa para refrigeración o aire acondicionado.

En la boquilla, el LNG, hidrógeno licuado, amoníaco u otro gas se inyecta opcionalmente como líquido en la boquilla. Esto requiere tuberías de LNG térmicamente aisladas para llegar a la cámara de mezclado como un líquido. Esto se ejemplifica en la **Figura 3** y también se explica anteriormente. El gas licuado fluye en tuberías aislantes y se inyecta en la cámara de mezclado estrecha. La velocidad del HTL es opcionalmente suficientemente alta para llevar el LNG al área de sección transversal ensanchada donde la presión aumenta antes de la evaporación del LNG. En esa sección, la presión del HTL aumentó debido al ensanchamiento de la sección transversal. El LNG mezclado con el HTL se vaporiza y se expande isotérmicamente, o cuasi-isotérmicamente. Opcionalmente, la temperatura del gas al salir de la boquilla es similar a la temperatura del HTL. Opcionalmente, la temperatura del LNG es menor que la

temperatura del HTL en 1 %, 10 %, o 20 % cuando se mide en Kelvin.

Opcionalmente, el LNG se vaporiza antes de mezclarlo con el HTL. Opcionalmente se realiza una precompresión del LNG (en fase líquida) al nivel de la presión de vapor de LNG a la temperatura del HTL. Opcionalmente la precompresión del LNG es al nivel de presión del gas en la tubería existente desde la turbina. Opcionalmente esta presión es la presión de gas deseada en la tubería que puede ser 140 bar, 70 bar, 6 bar, o cualquier otro valor. Opcionalmente el gas se expande isocóricamente o semi-isocóricamente en la boquilla. Opcionalmente la presión en la boquilla supera el 10 % de la presión de evaporación del gas licuado a la temperatura del HTL. Opcionalmente, este valor supera el 20 %, 50 % o 90 %. Opcionalmente, la boquilla no tiene una sección transversal de ensanchamiento después de la cámara de mezclado.

Opcionalmente, la presión de gas deseada en la tubería es 140 bar, 70 bar, 40 bar, 6 bar, o cualquier otro valor. Opcionalmente, la diferencia entre la presión de vapor del LNG a la presión de tubería se convierte para trabajar mediante expansión isotérmica del LNG evaporado en la boquilla. Para ello, la turbina de HTL opcionalmente se

mantiene a una presión que es igual o superior a la presión de funcionamiento de la tubería.

La **Figura 12** representa una turbina de HTL-gas de impulso, que incluye un depósito de HTL, una bomba de HTL que bombea HTL a la boquilla. El gas licuado, tal como el hidrógeno fluye como líquido hacia la boquilla donde se mezcla con el HTL, se evapora y se expande isotérmicamente. Esto, a su vez, acelera el HTL que gira la turbina y genera electricidad.

La **Figura 13** muestra una configuración de turbina de reacción, donde el LNG se alimenta a las boquillas giratorias. Un motor eléctrico es accionado por el empuje que crean las boquillas, generando electricidad. El HTL regresa al desagüe donde es aspirado de nuevo a la turbina por fuerzas centrífugas. El nivel del HTL en el drenaje es menor que en las boquillas, para evitar impactos entre el HTL y la turbina, pero suficientemente alto para evitar discontinuidad en el flujo de HTL hacia la turbina.

Cabe señalar que parte del LNG hierve como parte del transporte y almacenamiento debido a pequeños problemas de aislamiento térmico. Dicha ebullición de gas (BOG, por sus siglas en inglés) puede ser varios porcentajes de la capacidad total de LNG. Esta BOG está opcionalmente ingresando las mezclas de la boquilla con el HTL y se expande isotérmicamente en la boquilla.