(12) DEMANDE INTERNATIONALE PUBLIÉE EN VERTU DU TRAITÉ DE COOPÉRATION EN MATIÈRE DE BREVETS (PCT)

(19) Organisation Mondiale de la Propriété Intellectuelle
Bureau international

(43) Date de la publication internationale
30 avril 2009 (30.04.2009)

PCT

(10) Numéro de publication internationale
WO 2009/053648 A2

(51) Classification internationale des brevets : Non classée

(21) Numéro de la demande internationale :
PCT/FR2008/051868

(22) Date de dépôt international :
16 octobre 2008 (16.10.2008)

(25) Langue de dépôt : français

(26) Langue de publication : français

(30) Données relatives à la priorité :
0758609 26 octobre 2007 (26.10.2007) FR

(71) Déposant *(pour tous les États désignés sauf US)* : **L'AIR LIQUIDE SOCIETE ANONYME POUR L'ETUDE ET L'EXPLOITATION DES PROCEDES GEORGES CLAUDE** [FR/FR]; 75 quai d'Orsay, F-75007 Paris (FR).

(72) Inventeurs; et

(75) Inventeurs/Déposants *(pour US seulement)* : **AMMOURI, Fouad** [FR/FR]; 17 rue du Languedoc, F-91300 Massy (FR). **BOUTEMY, Florence** [FR/FR]; 3 rue la Condamine, F-75015 Paris (FR). **MACRON, Jonathan** [FR/FR]; 5 rue Auguste Bartholdi, F-75015 Paris (FR). **DONZEL, Alain** [FR/FR]; 25, chemin de la Chenevarie, F-38410 Saint Martin d'Uriage (FR).

(74) Mandataire : **DE CUENCA, Emmanuel**; L'AIR LIQUIDE,SA, DPI, 75 quai d'Orsay, F-75321 Paris Cedex 07 (FR).

(81) États désignés *(sauf indication contraire, pour tout titre de protection nationale disponible)* : AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ,

[Suite sur la page suivante]

(54) Title: METHOD FOR THE REAL-TIME DETERMINATION OF THE FILLING LEVEL OF A CRYOGENIC TANK

(54) Titre : PROCEDE DE DETERMINATION EN TEMPS REEL DU NIVEAU DE REMPLISSAGE D'UN RESERVOIR CRYOGENIQUE

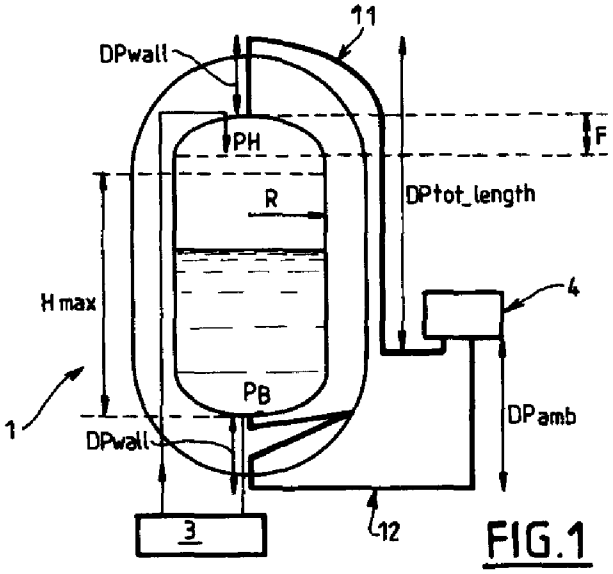

FIG.1

(57) Abstract: The invention relates to a method for the real-time determination of the filling level of a cryogenic tank (1) intended to house a two-phase liquid/gas mixture, in which at least one of the following variables is calculated for the liquid and optionally for the gas at each time step (t, t+ Δt...), namely: the level, volume or mass contained in the tank (1), whereby, at each time step, the method includes the measurement of the pressure differential (DP=PB-PH) (in Pa) between the upper and lower parts of the tank and at least one of the pressures (PH, PI) of said differential. The invention is characterised in that the method includes the following steps: use of a thermal model at each time step (t, t+ Δt...) to calculate the average temperatures of the liquid (Tl) and the gas (Tg) in the tank (1) on the basis of the measured pressure differential (PB-PH) and at least one of the pressures (PH, PI) of said differential; calculation of the change over time (t, t+ Δt...) in at least the density of the liquid (pl) (in kg/m3) on the basis of the average temperature of the liquid (Tl) and the pressures (PH) (PB) in the tank; calculation of the liquid level (hl) (in m) in the tank (1) by applying the general law of hydrostatics to the liquid, of type dP=-pl.g.dhl, on the basis of the calculated liquid density (pl) (wherein dP is the liquid pressure variation, pl is the density of the liquid, g is ground acceleration and dhl is the variation in the height of the liquid).

[Suite sur la page suivante]

WO 2009/053648 A2

TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) États désignés *(sauf indication contraire, pour tout titre de protection régionale disponible)* **:** ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasien (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), européen (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Publiée :

— *sans rapport de recherche internationale, sera republiée dès réception de ce rapport*

— *avec tous renseignements communiqués par le déposant concernant une ou plusieurs revendications de priorité*

(57) Abrégé : Procédé de détermination en temps réel du niveau de remplissage d'un réservoir (1) cryogénique destiné à contenir un mélange diphasique liquide-gaz dans lequel est calculé à chaque pas de temps (t, t+ Δt...) pour le liquide et éventuellement pour le gaz au moins l'un parmi : le niveau, le volume ou la masse contenue dans le réservoir (1), le procédé mesurant à chaque pas de temps le différentiel de pression (DP=PB-PH) (en Pa) entre les parties haute et basse du réservoir et au moins une des pressions (PH, Pl) dudit différentiel, caractérisé en ce que le procédé : calcule par un modèle thermique à chaque pas de temps (t, t+ Δt...) les températures moyennes du liquide (Tl) et du gaz (Tg) dans le réservoir (1) à partir du différentiel de pression (PB-PH) mesuré et d'au moins une des pressions (PH, Pl) dudit différentiel, calcule l'évolution dans le temps (t, t+ Δt...) au moins la masse volumique du liquide (pl) (en kg/m3) à partir de la température moyenne du liquide (Tl) et des pressions (PH) (PB) dans le réservoir, calcule le niveau de liquide (hl) (en m) dans le réservoir (1) en appliquant la loi générale de l'hydrostatique au liquide du type : dP=- pl.g.dhl à partir de la masse volumique de liquide (pl) calculée (avec dP la variation de pression du liquide, pl la masse volumique du liquide, g l'accélération terrestre, et dhl la variation de hauteur du liquide).

Procédé de détermination en temps réel du niveau de remplissage d'un réservoir cryogénique

La présente invention concerne un procédé de détermination en temps réel du niveau de remplissage d'un réservoir cryogénique. L'invention concerne également un procédé de détermination en temps réel de la quantité de fluide livrable à chaque instant.

Ce procédé nécessite de connaître les paramètres (géométrie) du réservoir. Ces paramètres peuvent être connus du système ou estimés selon une méthode d'estimation (rayon, hauteur ...) indépendante.

L'invention concerne plus particulièrement un procédé de détermination en temps réel du niveau de remplissage d'un réservoir cryogénique destiné à contenir un mélange diphasique liquide-gaz dans lequel est calculé à chaque pas de temps pour le liquide et éventuellement pour le gaz au moins l'un parmi : le niveau, le volume ou la masse contenue dans le réservoir, le procédé mesurant à chaque pas de temps le différentiel de pression entre les parties haute et basse du réservoir et au moins une des pressions dudit différentiel.

L'invention concerne ainsi l'amélioration de la mesure de niveau dans les réservoirs cryogéniques afin d'améliorer l'efficacité de la chaîne logistique d'approvisionnement en liquide de ces réservoirs. Les réservoirs concernés comprennent un réservoir interne de stockage du fluide (ou enveloppe interne) disposée dans un réservoir externe (ou enveloppe externe) avec un vide entre ces réservoirs. Les réservoirs stockent des liquides cryogéniques tels que l'oxygène, l'argon, l'azote avec des capacités de 100 litres à 100000 litres par exemple. Les pressions de stockage peuvent être comprises entre 3 bar et 35 bar.

En général, les livraisons de liquide cryogénique par camion sont basées sur deux informations : l'instant de livraison et la quantité livrable. L'instant de livraison est basé sur le franchissement par le liquide d'un seuil fixe (seuil de livraison généralement de 30% de la capacité du réservoir). Ce seuil intègre l'incertitude sur la mesure pour éviter tout assèchement de l'utilisateur du réservoir. En fiabilisant la mesure de niveau de liquide dans le réservoir il est possible de baisser ce seuil de déclenchement et ainsi de diminuer la fréquence de livraison et donc les coûts associés.

La connaissance de la quantité de fluide livrable dans chaque réservoir permet de déterminer les tournées des camions de livraison. Plus la quantité prévue d'être livrée sera proche de celle réellement livrée, plus le plan de la tournée sera respecté permettant ainsi d'exploiter pleinement les bénéfices potentiels engendrés par les nombreuses améliorations effectuées sur la partie logistique.

Cette connaissance du niveau de remplissage courant des réservoirs est obtenue par des mesures et calculs d'une grandeur physique représentative par exemple le volume (généralement utilisé France) ou la masse (généralement utilisé en Allemagne).

Les techniques connues d'estimation de ces grandeurs (volume ou masse) sont généralement satisfaisantes mais ne permettent pas d'avoir une précision ou une répétitivité suffisante, notamment pour les réservoirs de stockage à haute pression, ce qui réduit fortement l'efficacité de la chaîne logistique correspondante.

Quelque soit le type de mesure exploitée, il faut connaître l'état du liquide dans le réservoir pour améliorer la précision de la mesure. En effet, la mesure de volume est déterminée en utilisant en général une masse volumique de liquide moyenne pour chaque gamme de pression de réservoirs. En pratique, cette masse volumique dépend de l'évolution des pressions internes et de la température. De ce fait, plus la pression est élevée dans le réservoir, plus l'erreur de mesure de volume est importante.

La mesure de masse totale dépend moins de la masse volumique d'où une meilleure mesure. En revanche cette mesure n'est pas suffisante pour déterminer la capacité en masse d'un réservoir au moment de la livraison (il faudrait pour cela connaître la masse volumique du fluide comme pour le calcul du volume).

Une technique connue de mesure du niveau de fluide dans un réservoir cryogénique consiste à déterminer un niveau de liquide en utilisant le principe de la différence de pression sur la hauteur du réservoir.

Selon cette technique la mesure de volume (%V) est simplement obtenue à partir de la mesure d'un différentiel de pression (DP) comme suit :

Vol%= K.DeltaP

Le facteur «K» dépend physiquement de la masse volumique k_O du fluide et de la géométrie du réservoir k ($K= k / k_O$). En pratique, ce facteur est déterminé et utilisé dans la configuration de façon à avoir 100% du volume occupé par le liquide lors du débordement par le trop plein (au moment de la calibration du réservoir).

La masse volumique du liquide k_O n'est en fait pas constante. Elle varie dans le temps en fonction de la pression interne et de la température du liquide lorsqu'il n'est pas saturé, ou lors d'un remplissage avec un liquide sous-refroidi. C'est pourquoi, le résultat en volume donné par la technique connue n'est pas toujours pertinent (0-10% d'erreur environ). Ce phénomène est surtout ressenti pour les réservoirs à Haute Pression (HP), c'est-à-dire supérieur à 10 bar environ et notamment supérieur à 15 bar.

De plus, deux phénomènes supplémentaires conduisent à des dispersions de mesures importantes en haute pression. En effet, dans ce cas, la masse volumique du liquide se rapproche fortement de celle du gaz, or les appareils de mesure et d'estimation connus ne font pas de distinction entre le liquide et le gaz. De plus, le volume de gaz devient supérieur à celui du liquide lors du déclenchement de la livraison. En revanche, en basse pression, la masse volumique du gaz est négligeable, c'est pourquoi les techniques connues donnent de meilleurs résultats aux pressions relativement basses (quelques bar par exemple).

Les estimations de niveaux de liquide sont basées en général sur des mesures régulières du différentiel de pression (par exemple toutes les heures), d'une pression et de la géométrie du réservoir (diamètre, hauteur et niveau maximum).

Les erreurs d'estimation sont donc essentiellement dues :

- à une mauvaise conversion d'un différentiel de pression mesuré en niveau de liquide correspondant,
- à l'écart entre le différentiel de pression mesuré et le différentiel de pression réel (effets des conduits de mesure reliant les capteurs au réservoir),
- les erreurs de calibration (masse volumique du liquide).

Dans le cas où c'est la masse du liquide qui doit être mesurée (estimée), la mesure du différentiel de pression DP est l'image d'une masse, on obtient ainsi des mesures indépendantes de l'évolution de la masse volumique. Néanmoins, il faut distinguer deux masses : la masse totale avant remplissage (gaz+liquide) et la capacité massique (masse de liquide après remplissage). La première peut être facilement obtenue par la mesure du différentiel de pression DP.

La seconde nécessite en revanche de connaître les caractéristiques et quantité du produit restant dans le réservoir afin d'estimer la quantité de liquide réellement livrable par un camion.

Comme la masse volumique varie, même en travaillant en masse, il est impossible de relier un niveau physique à un niveau géométrique.

En revanche, on peut définir par exemple un niveau de remplissage à 100% celui correspondant à la masse maximum que l'on puisse mettre dans le réservoir. Cette masse correspond bien sûr à un remplissage complet du réservoir avec du liquide sous-refroidi. Avec une telle calibration du 100%, on sera sûr de ne jamais dépasser le 100%. Cependant, on ne saura jamais quelle est la valeur correspondante à un remplissage complet, ceci dépendra des conditions au moment du remplissage. De ce fait on rejoint les contraintes de l'utilisation de la valeur du volume.

Ainsi, que l'on travaille en masse ou en volume, le seul niveau de liquide ou la masse de liquide n'est pas suffisante pour répondre à la fois aux deux problématiques : seuil de déclenchement d'une livraison et quantité livrable.

Il existe d'autres principes de mesures pour obtenir un niveau de liquide listés ci-après avec leurs inconvénients :

- Mesure par un flotteur : sa mise en œuvre est cependant délicate et la précision est faible avec de gros risques d'hystérésis (frottement, blocage par le givre),

- Mesure via un plongeur immergé : ce système est simple mais il y possibilité d'hystérésis et la mesure dépend de la masse volumique,

- Mesure par la pression hydrostatique différentielle : il est cependant nécessaire de connaître la masse volumique,

- Mesure par la technique du bullage : cependant la canne de mesure peut se boucher, et un débit de gaz excessif conduit à une erreur. De plus, la mesure

dépend de la hauteur liquide au dessus de l'orifice inférieur de la canne et de la masse volumique et est de ce fait peu précise.

- Mesure via une jauge résistive : il y a cependant dissipation importante de chaleur et dérive des valeurs de résistance dans le temps,

- Mesure par jauge supraconductrice : cette technique est coûteuse et nécessite un temps de réponse important pour atteindre l'état d'équilibre,

- Mesure par capteur conductimétrique : celui-ci est cependant sensible à la conductivité du liquide,

- Mesure par sonde capacitive : cette technique est cependant sensible au dépôt dans le réservoir, à la constante diélectrique, nécessite un étalonnage lourd et contraignant sur le plan de l'instrumentation,

- Mesure par tube de Taconis : il y a cependant évaporation importante de liquide, et ceci ne fonctionne que pour de l'hélium liquide (de plus il n'y a pas de signal transmissible)

- Mesure par ultrasons : ici le résultat dépend de la surface du liquide (agitée, ou mousse), de la pression, de la température, de la nature du gaz, de poussières, de condensats…

- Mesure par la technique du peson : il y a dans ce cas nécessité de tenir compte des réactions des tuyauteries, de plus cette technique est très coûteuse,

- Mesure par radar : cette méthode est robuste et précise, mais coûteuse,

- Mesure par rayonnement Gamma : cette mesure est cependant sensible à la masse volumique du produit traversé et est contraignante au niveau de la sécurité (source radioactive).

En résumé, soit la méthode est précise mais très coûteuse (et difficile à mettre en œuvre), soit elle est simple, peu coûteuse mais trop sensible à l'environnement du réservoir pour être exploitable de façon suffisamment fiable.

Un but de la présente invention est de pallier tout ou partie des inconvénients de l'art antérieur relevés ci-dessus.

A cette fin, le procédé selon l'invention, par ailleurs conforme à la définition générique qu'en donne le préambule ci-dessus, est essentiellement caractérisé en ce qu'il calcule :

- par un modèle thermique à chaque pas de temps les températures moyennes du liquide et du gaz dans le réservoir à partir du différentiel de pression mesuré et d'au moins une des pressions dudit différentiel,

- l'évolution dans le temps au moins la masse volumique du liquide à partir la température moyenne du liquide et des pressions dans le réservoir,

- le niveau de liquide dans le réservoir en appliquant la loi générale de l'hydrostatique au liquide du type : $dP=- \rho l.g.dhl$ à partir de la masse volumique de liquide calculée (avec dP la variation de pression du liquide, ρl la masse volumique du liquide, g l'accélération terrestre, et dhl la variation de hauteur du liquide).

Sauf indication contraire, les grandeurs physiques sont exprimées en unité SI (m pour les distances, m^3 pour les volumes, kg pour les masses, kg/m^3 pour les masses volumiques, Pa pour les pressions ou différentiels de pression etc...). Par ailleurs, des modes de réalisation de l'invention peuvent comporter l'une ou plusieurs des caractéristiques suivantes :

- le procédé calcule la masse volumique du gaz à chaque instant à partir d'une part de la température moyenne du gaz obtenue et estimée à l'instant précédent et, d'autre part, du différentiel de pression et d'au moins une des pressions mesurée dudit différentiel.,

- le modèle thermique calcule à chaque pas de temps les températures moyennes du liquide et du gaz dans le réservoir à partir d'une part du différentiel de pression mesuré et d'au moins une des pressions dudit différentiel et d'autre part à partir des températures du liquide et du gaz connues lors de l'instant précédent,

- le modèle utilise comme valeur de départ pour la température du liquide et du gaz, les valeurs de températures initiales obtenues lors d'un remplissage complet du réservoir, le niveau du liquide à cet instant connu de remplissage complet étant le niveau connu du déversoir du réservoir,

- le modèle utilise l'approximation de calcul suivante : le gaz après remplissage complet est à l'équilibre liquide-vapeur à la pression du réservoir,

- le modèle utilise l'approximation de calcul suivante : le liquide et le gaz sont constamment isothermes chacun dans son volume respectif mais à des températures respectives qui peuvent être différentes,

- le modèle calcule à chaque pas de temps les températures moyennes du liquide et du gaz dans le réservoir à partir des bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués séparément au liquide et au gaz contenus dans le réservoir,

- les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués séparément au liquide et au gaz contenus dans le réservoir sont réalisés à un instant sur la base des valeurs de masse volumique et volume de liquide et de gaz calculées à partir d'une estimation des températures de liquide et de gaz à l'instant précédent et en ce que le modèle itère le calcul des températures moyennes du liquide et du gaz dans le réservoir jusqu'à ce que les températures moyennes du liquide et du gaz calculées à un instant convergent d'une valeur prédéterminée vers les températures estimée à l'instant précédent et en ce que après convergence le procédé recommence les étapes de calcul des températures de masse volumique et de niveau de liquide pour l'instant suivant,

- les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués au gaz utilisent l'équation d'enthalpie selon laquelle la variation de l'enthalpie du gaz correspond aux échanges thermiques et de masse appliqués au gaz, c'est-à-dire en prenant en compte au moins l'un des échanges suivants : l'échange de chaleur entre le liquide et le gaz, l'échange thermique entre l'extérieur du réservoir et le gaz, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé en général en dessous du réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir,

- les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués au liquide utilisent l'équation d'enthalpie selon laquelle la variation de l'enthalpie du liquide correspond aux échanges thermiques et de masse appliqués aux gaz, c'est-à-dire en prenant en compte au moins l'un des échange suivants : l'échange de chaleur entre l'extérieur et le liquide, l'échange thermique entre le gaz et le liquide, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé en général en dessous du réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir , la consommation de liquide soutirée par un utilisateur du réservoir,

- le procédé comporte une mesure de température au voisinage extérieur du réservoir, pour calculer l'échange de chaleur entre l'extérieur et le réservoir,

- la mesure du différentiel de pression entre les parties haute et basse du réservoir est réalisée par au moins un capteur de pression déporté relié aux

parties haute et basse du réservoir via des tuyaux de mesure respectifs, caractérisé en ce que le procédé corrige le niveau de liquide (hl) calculé et/ou le différentiel de pression mesuré en tenant compte d'une valeur de différence de pression additionnelle créée par le gaz présent dans les tuyaux de mesure, le différentiel de pression mesuré de façon déportée entre les parties hautes et basses du réservoir étant relié au différentiel de pression dit « réel » entre les parties hautes et basses du réservoir selon la formule : DP=PB-PH = DPreal-DPpipe,

- le réservoir étant du type à double enveloppe avec volume inter-paroi sous vide d'air, caractérisé en ce que la valeur de différence de pression additionnelle est calculée en ajoutant ou retranchant les niveaux de gaz et de liquide dans les tuyaux de mesure en tenant compte du niveau de liquide calculé et en négligeant l'influence en pression des portions de tuyaux situées dans l'espace inter-paroi,

- lorsque le tuyau supérieur de mesure de pression relié à la partie supérieure du réservoir est situé à l'extérieur du réservoir, la valeur de différence de pression additionnelle est calculée selon une formule du type :

DPpipe = ρg_pipe.g.(2len_w+total_length)

dans laquelle ρg_pipe est la masse volumique du gaz à température ambiante (à l'extérieur au réservoir), g est l'accélération terrestre en m/s^2, len_w est l'épaisseur de la paroi du réservoir et total_length la hauteur totale du réservoir interne et en ce que, lorsque le tuyau supérieur est situé à l'intérieur du réservoir dans l'espace inter-parois, la valeur de différence de pression additionnelle (DPpipe) est calculée selon une formule du type :

DPpipe =DPside_gas + DPside_liq ;

DPside_gas étant la différence de pression dans la partie du tuyau relié à la partie supérieure du réservoir et se trouvant en face du gaz dans le réservoir, DPside_liq étant la différence de pression dans la partie du tuyau supérieur et se trouvant en face du liquide dans le réservoir ; DPside_gas étant obtenu selon la formule DPside_gas =ρ_{side_gas} g.hg dans laquelle ρ_{side_gas} est la masse volumique du gaz dans le tuyau calculée à une température représentative du tuyau, g étant l'accélération terrestre et hg la hauteur de gaz dans le réservoir ; DPside_liq étant obtenu selon la formule DPside_liq =ρ_{side_liq}..g.hl

dans laquelle ρ_{side_liq} est la masse volumique du gaz dans le tuyau supérieur se trouvant en face du liquide dans le réservoir calculée à une température représentative du tuyau, g étant l'accélération terrestre et hl la hauteur de liquide dans le réservoir,

- le procédé de détermination en dynamique du niveau de remplissage d'un réservoir cryogénique est destiné à contenir un mélange diphasique liquide-gaz, selon l'une quelconque des revendications précédente comprenant une étape de mesure d'un différentiel de pression entre des niveaux situés respectivement aux extrémités basse et haute du réservoir, caractérisé en ce qu'il comporte un calcul d'un volume et/ou d'une masse de liquide dans le réservoir à partir du différentiel de pression mesuré, de la géométrie connue ou estimée du réservoir et d'au moins une masse volumique de liquide dans le réservoir, le procédé comprenant en outre les étapes de calcul des grandeurs suivantes pour un instant (t+Δt) :

- une première étape de calcul d'une masse volumique du liquide dans le réservoir à partir des mesures de pression au niveau respectivement des extrémités basse et haute du réservoir, et de la valeur estimée à l'instant précédent d'une température Tl du liquide dans le réservoir,
- une seconde étape de calcul du niveau de liquide dans le réservoir en appliquant la loi en hydrostatique sur le liquide du type : dP=- ρl.g.dhl à partir de la masse volumique du liquide calculée à l'étape précédente,
- une troisième étape de calcul du niveau de pression à l'interface entre la phase liquide et la phase gaz dans le réservoir à partir du niveau de liquide calculé dans le réservoir,
- une quatrième étape de calcul du volume de liquide et de gaz dans le réservoir à partir du niveau de liquide calculé à la seconde étape,
- une cinquième étape de calcul du bilan d'énergie appliqué au gaz du réservoir à partir de l'équation de variation de l'enthalpie du gaz et en prenant en compte au moins l'un des échanges thermiques suivants : l'échange de chaleur entre le liquide et le gaz, l'échange thermique entre l'extérieur du réservoir et le gaz, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé dans le réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir,

- une sixième étape de calcul du bilan d'énergie appliquée au liquide du réservoir à partir de l'équation de variation de l'enthalpie du liquide et en prenant en compte au moins l'un des échange suivants : l'échange de chaleur entre l'extérieur et le liquide, l'échange thermique entre le gaz et le liquide, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé dans le réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir,
- une septième étape de calcul de la température Tg du gaz à partir du bilan d'énergie des cinquième et sixième étapes, et
- une huitième étape de comparaison de la température $T(t+\Delta t)$ calculée pour l'instant suivant à la septième étape avec et la température $T(t)$ estimée pour l'instant précédent, et
- lorsque la différence entre la température $T(t+\Delta t)$ calculée pour l'instant suivant à la septième étape et la température $T(t)$ estimée pour l'instant précédent est supérieure à un seuil déterminé : une étape de retour à la seconde étape et d'itération jusqu' à convergence,

lorsque la différence entre de la température $T(t+\Delta t)$ calculée pour l'instant suivant à la septième étape et la température $T(t)$ estimée pour l'instant précédent est inférieure à un seuil (convergence) : réitération des étapes ci-dessus pour l'instant $(t+2\Delta t)$ avec les valeurs de pression mesurées pour cet instant.

D'autres particularités et avantages apparaîtront à la lecture de la description ci-après, faite en référence aux figures dans lesquelles :

- la figure 1 représente une vue schématique illustrant un premier exemple de réservoir cryogénique de mise en œuvre de l'invention (conduits externes aux parois du réservoir),

- la figure 2 représente une vue schématique illustrant un second exemple de réservoir cryogénique de mise en œuvre de l'invention (conduits internes aux parois du réservoir),

- la figure 3 représente de façon simplifiée et partielle des étapes mises en œuvre par le procédé selon l'invention,

- la figure 4 représente de façon simplifiée et partielle des étapes d'initialisation mises en œuvre par le procédé selon l'invention.

La méthode d'estimation qui va être décrite ci-après peut être mise en œuvre par un ordinateur d'un système de contrôle de réservoir (local ou déporté). Cette méthode comprend une mesure de pression (différentiel DP), une estimation et peut comprendre une transmission à distance. Les pressions sont mesurées via des conduits 11, 12 qui peuvent être dans l'espace inter parois du réservoir (figure 2) ou à l'extérieur 11 (figure 1).

Le réservoir 1 comprend un dispositif de pressurisation tel qu'un réchauffeur 3 de vaporisation apte à prélever du liquide pour le vaporiser et le réinjecter dans le réservoir. Ce réchauffeur 3 régule classiquement la pression au sein du réservoir 1.

Par souci de simplification, le réservoir intérieur qui stocke le fluide sera désigné ci-après uniquement par le terme « réservoir ».

Le liquide apporté par camion lors des remplissages peut également être considéré à l'état d'équilibre (gamme de température de 10°K autour de l'équilibre, par exemple 77,2 à 87,9°K pour de l'azote). La pression du liquide dans le camion est choisie, selon la pression du réservoir, entre 1 et 2 bar. Le liquide est introduit dans le réservoir par pompage.

Lors d'un transfert de liquide depuis un camion dans le réservoir, du liquide relativement plus froid est ajouté au liquide relativement plus chaud dans le réservoir. Lorsque du liquide sort du trop plein, le réservoir est rempli. Après remplissage le réchauffeur de vaporisation 3 modifie la pression si nécessaire. Ainsi, pendant le remplissage une partie du liquide est consommée pour augmenter et stabiliser la pression (de l'ordre de 4kg pour un réservoir de 10000 litres).

Entre deux remplissages le réservoir 1 est soumis aux phénomènes suivants :

- la quantité de liquide décroit (consommation de l'utilisateur) et la baisse de pression correspondante est corrigée par le réchauffeur 3,

- de la chaleur entre dans le réservoir (conduction, radiation).

Après un certain temps d'équilibre, du liquide se vaporise dans le réservoir ce qui contribue à une perte de liquide. De plus, la masse volumique du liquide change et le niveau de liquide est plus élevé que s'il avait conservé sa température de livraison.

Selon une particularité avantageuse, on considère des températures propres au gaz et au liquide dans le réservoir mais sans que ces températures ne soit fonction de la localisation dans le réservoir. C'est-à-dire que dans la suite les températures de gaz Tg et de liquide Tl sont des températures moyennes.

Selon une particularité avantageuse, on considère la pression à l'interface entre la phase liquide et la phase gazeuse, prise comme la moyenne des pressions en bas et en haut (PB et PH).

De préférence on applique séparément les équations de bilan d'énergie aux phases gazeuse et liquide du réservoir.

La méthode ne mesure pas directement le niveau de liquide dans le réservoir mais l'estime sur la base d'une mesure de différentiel DP=PB-PH de pression entre les parties hautes PH et basse PB du réservoir 1 et d'une pression (PB ou PH).

Le niveau de liquide estimé est basé sur le différentiel de pression mesuré DP= PB-PH entre les extrémités basses et hautes du réservoir.

Selon la méthode actuelle, la hauteur de liquide calculée hl1 (en m) est calculée selon la formule (équation 1) :

$$hl1 = \frac{DP(enPa)}{\rho l1 . g}$$

Avec ρl1 une valeur de masse volumique de liquide de calibration constante en kg/m^3 (mais modifiable par un opérateur) ; g étant l'accélération de la pesanteur terrestre en m/s^2.

Du fait que le réservoir n'est pas un cylindre géométriquement parfait (extrémités elliptiques, cf. figures 1 et 2), la volume Vl1 de liquide utilise deux équations suivant que le liquide a un niveau situé au-dessous ou au-dessus de la partie F elliptique (équations 2) :

Si hl1 est dans la zone F elliptique

$$alors \Rightarrow \quad Vl1 = \pi\ R^2 \left[hl1 - \frac{F}{3} \right]$$

$$\text{sinon} \Rightarrow \quad Vl1 = \frac{2}{3}\pi\ F\ R^2 - \pi\ (F - hl1) \left[R^2 - \frac{R^2}{3F^2}(F - hl1)^2 \right]$$

R étant le rayon du réservoir (au niveau de sa portion cylindrique).

Le volume maximum Vlmax de liquide dans le réservoir 1 est calculé en remplaçant la valeur de hauteur de liquide hl1 dans l'équation 2 par la hauteur maximale de liquide Hmax (équation 3):

$$Vl\,max = \pi\ R^2\left[H\,max - \frac{F}{3}\right]$$

Le pourcentage de liquide total %Vl dans le réservoir est calculé en utilisant l'équation suivante (équation 4) :

$$\%Vl = 100\,\frac{Vl1}{Vl\,max}$$

La masse de liquide contenue dans le réservoir ml1 est déduite en utilisant la masse volumique du liquide ρl1 (équation5) :

$$ml1 = \rho l1\,Vl1$$

En utilisant les équations 1, 2 et 5 ci-dessus la masse de liquide ml1 peut être exprimée en fonction du différentiel de pression mesuré DP=PB-PH (en Pa).

Suivant que le niveau de liquide hl1 est dans la zone F elliptique (cf. cas (a) ci-dessous) ou en dessous (cf. cas (b) ci-dessous), l'équation devient (équation 6):

$$\text{cas (a)} \quad \Rightarrow \quad ml\,1 = \pi\ R^2\left[\frac{DP}{g} - \frac{\rho l1\ F}{3}\right]$$

$$\text{cas (b)} \quad \Rightarrow$$

$$ml\,1 = \frac{2}{3}\rho l1\pi\ F\ R^2 - \pi\left(\rho l1 F - \frac{DP}{g}\right) * \left[R^2 - \frac{R^2}{3F^2}\left(F - \frac{DP}{\rho l1 . g}\right)^2\right]$$

De préférence selon une caractéristique avantageuse possible de l'invention, le niveau de liquide hl1 calculé est corrigé en tenant compte d'une valeur de différence de pression additionnelle DPpipe créée par le gaz présent dans les tuyaux de mesure 11, 12, aussi bien lorsque les tuyaux 11 sont situés dans le réservoir (figure 2) ou hors du réservoir (figure 1).

C'est-à-dire que les capteurs 4 de pression sont déportés et « lisent » des pressions influencées par le fluide dans les conduits 11,12 les reliant aux parties hautes et basses du réservoir.

Le différentiel de pression DP= PB-PH mesuré de façon déportée entre les parties hautes et basses du réservoir étant relié au différentiel de pression dit « réel » DPreal entre les parties hautes et basses du réservoir selon la formule : PB-PH = DPreal-DPpipe

Cas où les conduits sont à l'extérieur de la paroi du réservoir (figure 1) :

Dans ce cas, la relation entre les pressions « réelles » PHr, PBr, le différentiel de pression réel DPreal=PBr-PHr et le différentiel mesuré DP=PB-PH est (équation 7) : (cf. figure 5)

$$\begin{cases} PH = PHr - DPwall + DPtot_length \\ PB = PBr + DPwall - DPamb \end{cases}$$

avec

$$\begin{cases} DPtot_length = \rho g_pipe \cdot g\,(len_w + total_length\ th - hl1) \\ DPamb = \rho g_pipe \cdot g\,(hl1 + len_w) \\ DPwall = g \int_0^{thick_w} \rho g(T(x),P)\ dx \end{cases}$$

DPwall étant le différentiel de pression entre les deux extrémités du conduit vertical traversant l'inter-paroi (en haut ou en bas).

DPtot_length étant la différence de pression due à la pression de gaz dans la partie de conduite 11 reliant le point le plus haut à l'organe 4 de mesure (capteur) déporté.

DPamb est la différence de pression due à la pression de gaz dans la partie de conduite 11 reliant le point le plus bas à l'organe 4 de mesure (capteur) déporté.

ρg_pipe étant la masse volumique du gaz dans la conduit

thick_w étant l'épaisseur de la paroi du réservoir, T(x) étant la température au point x et P la pression.

Dans cette équation 7 le différentiel de pression DPwall entre les deux extrémités du conduit vertical traversant l'inter-paroi (en haut ou en bas) peut être considéré sensiblement identique aux parties haute et basse (uniquement le fait de gaz dans le conduit). En considérant la forme du conduit inférieur 12 dans l'inter-paroi : le conduit s'étend près de l'enveloppe extérieure pour « capter » les calories extérieures au réservoir et vaporiser complètement le fluide dans le conduit 12 de mesure. Entre les extrémités supérieure et inférieure de cette portion, la pression est sensiblement la même (différentiel de 0,5 bar au maximum).

Dans l'équation 7, ρg_pipe est la masse volumique de gaz à température amiante (les conduits extérieures 11, 12 sont de préférence non isolés).

Le différentiel de pression réel DPreal=PBr-PHr peut être déduit du différentiel de pression mesuré DP=PB-PH selon la formule :

$$DP = PB - PH$$

$$D\,\mathrm{Pr}\,eal = DP - 2\,DPwall + \rho g_pipe.\,g\,(2\,len_w + total_length)$$

len_w étant l'épaisseur des parois du réservoir et total_length étant la hauteur totale du réservoir formant le volume de stockage.

Cas où les conduits sont dans l'inter-paroi (figure 2) :

Le conduit supérieur 11 étant proche de l'enveloppe extérieure, il n'est pas possible de considérer qu'il contient uniquement du gaz à température ambiante. Deux températures sont à considérer :

- Tside-gas = la température du gaz dans la partie supérieure du conduit 11 (adjacente à la phase gazeuse),
- Tside_liq = la température du gaz dans la partie inférieure du conduit 11 (adjacente à a phase liquide du réservoir).

Pour estimer ces températures, on fait l'hypothèse d'un profil de température linéaire entre l'ambiant et le liquide cryogénique du réservoir. Du fait que la température du liquide cryogénique Tl est plus froide que la température du gaz Tg, le profile de température dans le conduit près du liquide est différent du

profil de température adjacent au gaz. On obtient l'approximation suivante (équation 9) :

$$Tside_gas = dpipe\left(\frac{Tamb - Tg}{len_w}\right) + Tg$$

$$Tside_liq = dpipe\left(\frac{Tamb - Tl}{len_w}\right) + Tl$$

dpipe étant la distance (espacement) entre le conduit supérieur 11 et la paroi du réservoir intérieur.

De plus, même lorsque le conduit 11 est situé à l'extérieur, il y a une chute de pression due au gaz à température ambiante DPamb.

Il y a donc trois termes correctifs pour la pression mesurée en partie supérieure, chacun de ces trois termes correctifs (I, II, III) correspondant à une masse volumique de gaz différente (équation 10, cf. figure 2) :

$$\begin{cases} PH = PHr + DPside_gas + DPside_liq - DPamb \\ PB = PBr + DPwall - DPamb \end{cases}$$

avec

$$DPside_gas = \rho side_gas.g\,hg \;\; ; \;\; \rho side_gas = \rho g(Tside_gas, P)$$

$$DPside_liq = \rho side_liq.g\,hl \;\; ; \;\; \rho side_liq = \rho g(Tside_liq, P)$$

$$hg = total_length - hl$$

total_length étant la hauteur totale du réservoir intérieur, hl et hg les hauteurs réelles de liquide et de gaz dans cette enveloppe.

Ainsi, la relation entre le différentiel de pression réel DPreal=PBr-PHr et le différentiel de pression mesuré DP=PB-PH est (équation 11):

$$DPreal = DP + DPside_gas + DPside_liq - DPwall$$

On peut écrire la formule globale (équation 12)

$$DP = D\Pr eal - DPpipe = (PB - PH) - DPpipe$$

avec: $DPpipe =$

$$\begin{cases} -2\ DPwall + \rho g_pipe.\ g\ (2\ len_w + total_length) & (1\text{er cas, figure 1}) \\ DPside_gas + DPside_liq - DPwall & (2\text{nd cas, figure 2})) \end{cases}$$

DPipe étant la valeur de différence de pression additionnelle créée par le gaz présent dans les tuyaux de mesure 11, 12.

Comme l'épaisseur de l'isolant du réservoir interne (len_w) est de quelques centimètres, on peut négliger le différentiel de pression DPwall entre les deux extrémités du conduit vertical traversant l'inter-paroi. On remarque ainsi que les équations 11 et 8 indiquent que le différentiel de pression mesuré DP sous-estime le différentiel de pression réel DPreal. Et comme le niveau de liquide dans le réservoir interne et le différentiel de pression réel DPreal sont proportionnels, à des niveaux de liquide faibles cette sous-estimation peut être significative.

Cette sous-estimation est également plus importante pour des réservoirs à haute pression et pour le cas de conduits de mesure 11 situés dans l'espace inter-parois.

Selon l'invention on prend en considération la phase gazeuse dans le réservoir. Le différentiel de pression réel DPreal est en fait (équation 13) :

$$D\Pr eal = [\rho g.\ hg.\ g + \rho l\ hl.\ g]$$

Avec hg et hl, les hauteurs de gaz et de liquide dans le réservoir.

En substituant cette formue dans la formule 12 on obtient (équation 14) :

DP = g.ρl.hl + g.ρg.hg –DPpipe.

(les deux derniers membres de cet équation correspondant respectivement à l'effet du gaz dans le réservoir et à l'effet des conduits de mesure).

En utilisant les équations 1 et 14 on peut exprimer la hauteur du liquide hl1calculée (mesurée selon la technique antérieure) en fonction de la hauteur de liquide réelle corrigée hl (équation15):

$$hl1 = \underbrace{\frac{\rho l}{\rho l1}\, hl}_{A} - \underbrace{\frac{DPpipe}{\rho l.g}}_{B} + \underbrace{\frac{\rho g}{\rho l1}\, hg}_{C}$$

ρl1étant masse volumique du liquide calibrée par défaut selon la procédure citée précédemment.

ρg étant masse volumique du gaz .

Les membres A, B et C de l'équation 15 correspondant respectivement aux effets de la calibration, à l'effet des conduits de mesure 11, 12 et à l'effet du gaz dans le réservoir.

Ainsi, le fait d'opter pour une masse volumique fixe de calibration comme dans l'art antérieur génère une erreur proportionnelle à la différence entre d'une part la masse volumique réelle du liquide et d'autre part la masse volumique de liquide constante choisie lors de la calibration.

L'équation 15 montre que l'erreur sur le niveau de liquide due à l'effet du gaz dans le réservoir compense partiellement l'erreur due à l'effet des conduits de mesure.

En exprimant l'erreur relative sur la hauteur de liquide la relation s'écrit (équation 16) :

$$\frac{\boldsymbol{hl1 - hl}}{\boldsymbol{hl}} = \underbrace{\frac{\rho l - \rho l1}{\rho l1}}_{A} - \underbrace{\frac{\boldsymbol{DPpipe}}{\boldsymbol{DP}}}_{B} + \underbrace{\frac{\rho g.hg}{\rho l1\ hl}}_{C}$$

Les membres A, B et C de l'équation 16 correspondant ici aussi respectivement aux effets de la calibration, à l'effet des conduits de mesure et à l'effet du gaz dans le réservoir.

De l'équation 4 on peut déterminer le volume de liquide avant remplissage Vla (équation 17):

$$\boldsymbol{Vla = Vl\,max\frac{\%Vla}{100}}$$

Par conséquent la masse livrée md est égale à (équation 18) :

$$md = (Vl\,max - Vla)\,\rho l1$$

Cette estimation de niveau ne considère pas que les températures du gaz et du liquide sont toujours à l'équilibre (ceci serait faux en particulier juste après un remplissage). Pour suivre l'évolution de la température au cours du temps, deux modèles peuvent être développés (un modèle dit « détaillé » et un modèle dit « à flux constant »).

Modèle détaillé :

Pour décrire l'évolution du niveau de liquide et de la masse il est nécessaire de connaître les masses volumiques du liquide et du gaz, qui elle-même, dépendent de la pression et de la température. Le modèle thermodynamique décrit ci-après permet de calculer ces valeurs.

En considérant les températures de gaz et de liquide comme homogènes dans leurs volumes respectifs et une isolation constante, on réalise les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués séparément au liquide et au gaz contenus dans le réservoir.

Pour un volume ouvert, la variation de masse et énergies est la somme des masses entrantes moins la somme des masses sortantes.

Le réservoir peut être divisé en deux volumes de travail : un pour la phase gazeuse et un pour la phase liquide.

En appliquant le bilan de masse à la phase gazeuse (mg = masse gazeuse) on déduit l'équation suivante (équation 19):

$$\frac{dm_g}{dt} = \underbrace{\dot{m}_{vap}}_{\text{I}} + \underbrace{\dot{m}_{prc}}_{\text{II}} - \underbrace{\dot{m}_{g_air}}_{\text{III}}$$

Avec $\dot{m}_{vap}$ étant le débit massique (en m/s) de gaz entrant généré par la vaporisation de liquide, $\dot{m}_{prc}$ étant le flux de gaz entrant provenant du vaporiseur; et $\dot{m}_{g_air}$ étant le débit massique de gaz sortant par la valve de sécurité (mise à l'air).

Concernant l'énergie de la phase gazeuse, en négligeant les énergies cinétiques et potentielles on obtient le bilan d'énergie suivant (équation 20) :

$$\frac{d(m_g eg)}{dt} = \underbrace{\dot{m}_{prc} Hg(T_{prc})}_{\text{I}} + \underbrace{\dot{m}_{vap} Hg(Teq)}_{\text{II}} - \underbrace{\dot{m}_{g_air} Hg(Tg)}_{\text{III}} + \underbrace{\underbrace{Q}_{\text{IV}}}_{\text{V}} - \underbrace{W}_{\text{V}}$$

eg étant l'énergie du gaz, Hg étant l'enthalpie du gaz .

Dans lequel $Hg(T_{prc})$ est l'enthalpie du gaz venant du vaporiseur, juste avant de passer en phase gazeuse. $Hg(Teq)$ l'enthalpie du gaz à l'équilibre (Teq = température à l'équilibre) et $Hg(Tg)$ est l'enthalpie du gaz dans le réservoir (à la température Tg du gaz).

D'après la dernière équation, la variation d'enthalpie est due à :

- $\dot{m}_{prc} Hg(T_{prc})$ = l'énergie entrant due au vaporiseur.
- $\dot{m}_{vap} Hg(Teq)$ = l'énergie entrant due à la vaporisation de liquide.

  $\dot{m}_{g_air} Hg(Tg)$ = l'énergie sortant lorsque la valve de mise à l'air est passante.
- Q = la puissance thermique à reçue par la phase gazeuse, c'est la somme de la contribution de l'interface gaz/liquide et de la surface du réservoir interne en contact avec la phase gazeuse.
- W = la puissance mécanique à travers les surfaces latérales de la phase gazeuse.

En exprimant l'énergie du gaz $eg = Hg - \frac{Pg}{\rho g}$, (Pg étant la pression du gaz et ρg étant sa masse volumique) la partie gauche de la formule de bilan d'énergie devient (équation 21) :

$$eg\frac{dmg}{dt}+mg\frac{deg}{dt}=eg\frac{dmg}{dt}+mg\left(\frac{dHg}{dt}-\frac{1}{\rho g}\frac{dPg}{dt}-Pg\frac{d\left(\frac{1}{\rho g}\right)}{dt}\right)=$$

$$eg\frac{dmg}{dt}+mg\frac{dHg}{dt}-Vg\frac{dPg}{dt}+\frac{mgPg}{\rho g^2}\frac{d\rho g}{dt}$$

Il est possible de trouver une relation exprimant la variation de masse volumique du gaz $\frac{d\rho g}{dt}$ selon la formule (équation 22) :

$$\frac{dmg}{dt}=Vg\frac{d\rho g}{dt}+\rho g\frac{dVg}{dt}$$

(Vg= volume de gaz).

Si la compressibilité du gaz est prise en compte, la seule puissance mécanique W à travers la surface est produite par l'augmentation ou la diminution du niveau de liquide (équation 23) :

$$W=Pg\frac{dVg}{dt}$$

Finalement, en substituant les équations 20, 21, 22 dans l'équation 23, le bilan d'enthalpie de la phase gazeuse s'écrit (équation 24) :

$$mg\frac{dHg}{dt}=\dot{m}_{prc}(Hg(T_{prc})-Hg(Tg))+\dot{m}_{vap}(Hg(Teq)-Hg(Tg))+Q+Vg\frac{dPg}{dt}$$

Pour simplifier le modèle on fait les approximations suivantes :

- Cas où les conduits sont intra-parois :

$Tg\approx T_{prc}$ la température du gaz provenant du vaporiseur T_{prc} est sensiblement égale à la température (moyenne) du gaz Tg dans le réservoir (se vérifie si le conduit de retour de gaz vaporisé épouse le réservoir intérieur).

- Cas où les conduits sont externes aux parois :

$Tamb\approx T_{prc}$

Ainsi, le flux $\dot{m}_{prc}$ d'énergie entrant due au vaporiseur est relativement faible. Le gaz passant dans le vaporiseur reçoit de l'extérieur une énergie estimée par $\dot{m}_{prc}(Hg(Tamb) - Hl(Tl))$ et redistribue cette énergie par échange thermique contre le réservoir vers les phases liquide et gazeuse.

La chaleur Q fournie à la phase gazeuse peut être évaluée comme (équation 25) :

$$Q = \begin{cases} \underbrace{hp.Sg(Tamb-Tg)}_{\text{I}} + \underbrace{h\lg S\lg(Tl-Tg)}_{\text{II}} + \underbrace{\frac{hg}{total_length}\dot{m}_{prc}(Hg(Tamb)-Hl(Tl))}_{\text{III}} \\ \text{pour les conduits intra-parois} \\ \underbrace{hp.Sg(Tamb-Tg)}_{\text{I}} + \underbrace{h\lg S\lg(Tl-Tg)}_{\text{II}} + \underbrace{\dot{m}_{prc}(Hg(Tamb)-Hl(Tl))}_{\text{III}} \\ \text{pour les conduits externes aux parois} \end{cases}$$

avec

hp : le coefficient d'échange entre l'ambiant et le gaz dans le réservoir

hlg : le coefficient d'échange thermique entre le gaz et le liquide dans le réservoir

$$S\lg = \pi R^2 = surface$$

Les termes I, II, et III correspondent respectivement à :

I = la chaleur venant de l'ambiant extérieur vers le gaz dans le réservoir à travers les parois

II = l'échange de chaleur entre le liquide et le gaz à l'interface et à travers les parois du réservoir

III= la puissance libérée par le gaz passant à travers le vaporiseur vers l'intérieur du réservoir à la phase gazeuse (proportionnel à la hauteur de gaz présent dans le réservoir pour les conduits intra-parois)

Ainsi, en substituant l'équation 25 dans l'équation 24, le bilan d'enthalpie pour la phase gazeuse Hg s'écrit (équation26) :

$$mg\frac{dHg}{dt} = hpSg(Tamb - Tg) + hlgSlg(Tl - Tg) + \frac{hg}{total_length}\dot{m}_{prc}(Hg(Tamb) - Hl(Tl)) + \dot{m}_{vap}(Hg(Teq) - Hg(Tg)) + Vg\frac{dPg}{dt}$$

Les mêmes relations que ci-dessus appliquées à la phase liquide donnent les équations 27 et 28 suivantes (« g » remplacé par « l »):

$$\frac{dml}{dt} = \underbrace{-\dot{m}_{vap}}_{I} \underbrace{-\dot{m}_{prc}}_{II} \underbrace{-\dot{m}_{cons}}_{III}$$

$$\frac{d(ml.el)}{dt} = \underbrace{-\dot{m}_{prc}Hl(Tl)}_{I} \underbrace{-\dot{m}_{cons}Hl(Tl)}_{II} + \underbrace{Q}_{III}$$

Dans l'équation 27 de bilan de masse ci-dessus, les membres I, II et III définissent :

I = $\dot{m}_{vap}$ le débit massique sortant de vaporisation

II = $\dot{m}_{prc}$ le débit massique sortant vaporisé dans le vaporiseur

III = $\dot{m}_{cons}$ le débit massique sortant de consommation par l'utilisateur du réservoir.

En ce qui concerne le bilan d'énergie appliqué à la phase liquide, les termes I, II, III de l'équation 28 ci-dessus ont les significations suivantes :

I = $\dot{m}_{prc}Hl(Tl)$ = puissance sortant lorsque le vaporiseur fonctionne

II= $\dot{m}_{cons}Hl(Tl)$ = puissance sortant lorsque du liquide est consommé par le client

III = Q = puissance thermique interne

Dans l'équation 28 le travail mécanique est négligé car le liquide est considéré incompressible. La puissance liée à la vaporisation n'est pas prise en compte car cette équation est utilisée uniquement dans le cas où il n'y a justement

pas de vaporisation (température du liquide inférieure à la température d'équilibre $T_l < T_{eq}$).

En revanche, lorsque la température du liquide est supérieure à la température d'équilibre $T_l \geq T_{eq}$ la puissance entrant dans le système ne va pas augmenter la température du liquide mais le vaporiser.

Il y a alors la relation suivante (équation 29) :

$$\dot{m}_{vap}(Hg(Teq) - Hl(Tl)) = Q$$

Tout comme pour la phase liquide, la puissance thermique totale entrant dans la phase liquide est composée de trois termes I, II, III (équation 30) :

$$Q = \begin{cases} \underbrace{hp.Sg(Tamb - Tl)}_{I} + \underbrace{h\lg S\lg(Tl - Tg)}_{II} + \underbrace{\frac{hl}{total_length}\dot{m}_{prc}(Hg(Tamb) - Hl(Tl))}_{III} \\ \text{pour les conduits intra - parois} \\ \underbrace{hp.Sg(Tamb - Tl)}_{I} + \underbrace{h\lg S\lg(Tl - Tg)}_{II} \\ \text{pour les conduits externes aux parois} \end{cases}$$

avec

hp : le coefficient d'échange entre l'ambiant et le gaz dans le réservoir

hlg : le coefficient d'échange thermique entre le gaz et le liquide dans le réservoir.

$$S\lg = \pi R^2 = surface$$

Le premier terme (I) représente la convection naturelle entre l'ambiant extérieur et le liquide situé à l'intérieur du réservoir.

Le second (II) représente la convection naturelle entre le liquide et le gaz au niveau de l'interface et le troisième (III) représente l'autre partie d'énergie libérée par le gaz passant à travers le vaporiseur 3 et qui n'est pas pris en compte dans l'équation appliquée au gaz.

En utilisant les équations 27 à 30 ci-dessus, le bilan d'enthalpie pour la phase liquide peut s'exprimer comme suit (équation 31):

$$a)\ \text{si } Tl < Teq$$

$$\begin{cases} ml\dfrac{dHl}{dt} = hpSl(Tamb - Tl) + h\lg S\lg(Tg - Tl) + \dfrac{hl}{total_length}\dot{m}_{prc}(Hg(Tamb) - Hl(Tl)) \\ \dot{m}_{vap} = 0 \end{cases}$$

$$b)\ \text{si } Tl \geq Teq$$

$$\begin{cases} Hl = Hl(Teq) \\ \dot{m}_{vap} = \dfrac{hpSg(Tam - Tl) + h\lg S\lg(Tg - Tl) + \dfrac{hl}{total_length}\dot{m}_{prc}(Hl(Tamb) - Hl(Tl))}{(Hg(Teq) - Hl(Tl))} \end{cases}$$

Modèle à flux constant :

Un modèle simplifié du comportement thermodynamique du réservoir entre deux remplissages peut être établi sur la base des conditions suivantes :

1) le taux de consommation de liquide prélevé est constant
2) le gaz est toujours à l'équilibre liquide-gaz, aussi bien dans le réservoir que dans les conduits,
3) la chaleur spécifique du liquide est constante C_{pl},
4) l'effet de vaporiseur est négligeable
5) la totalité de la chaleur transitant à travers les parois est absorbée par le liquide.

Dans ces conditions, la correction du différentiel de pression mesuré DP=PB-PH peut être exprimée dans les deux cas présentés ci-dessus sous la forme suivante (équation 32) :

$$\begin{cases} PH = PH + \rho g_pipe.g(H\max + of_len - hl1) \\ PB = PB_B - \rho g_pipe.g.hl1 \end{cases}$$

$$D\Pr eal = DP + \rho g_pipe.g(H\max + of_len)$$

Dans ce modèle, la masse volumique de liquide dans le conduit ρg_pipe est considérée à la température ambiante dans le premier cas (figure 1) et à la température d'équilibre dans le second cas (figure 2).

$hp.Stot$ qui représente la puissance échangée par degré de différence de température peut être calculé en fonction du débit massique de liquide vaporisé et la chaleur latente de l'oxygène liquide à température ambiante (298°K) selon l'équation 33 suivante :

$$hpStot = \frac{\Delta Hlatent^{O2}{}_{atm} . \dot{m}_{lossO_2}}{\tilde{T}amb - Teq^{O2}{}_{atm}}$$

Hlatent étant la chaleur latente de vaporisation de l'oxygène O_2 à pression atmosphérique, $\dot{m}_{lossO_2}$ étant le débit massique de perte d'oxygène caractéristique du réservoir, $\tilde{T}amb$ étant la température ambiante relative à la mesure de $\dot{m}_{lossO_2}$.

L'évolution de la température du liquide est donnée par l'équation 34 suivante :

$$\begin{cases} mlCpl \frac{dTl}{dt} = hpStot(Tamb - Tl) \xrightarrow{Si} Tl < Teq \\ Tl = Teq \xrightarrow{Si} Tl \geq Teq \end{cases}$$

Avec Cpl = la chaleur spécifique du liquide est constante.

De la première condition la variation de masse du liquide peut être déduite par la formule 35 suivante :

$$ml = m_{init} - \dot{m}_{cons} t$$

Avec ml = masse du liquide ; m_{init} = masse initiale et $\dot{m}_{cons}$ = débit massique consommé par le client.

En substituant cela dans les équations 33 et 34 et en considérant la température ambiante Tamb constante, l'équation différentielle suivante est obtenue (équation 36) :

$$-\frac{dTl}{dt}=\frac{d(Tamb-Tl)}{dt}=\frac{hpStot(Tamb-Tl)}{(m_{init}-\dot{m}_{cons}t)Cpl}$$

Avec Tl = température du liquide

Ceci est une équation différentielle séparable dont la solution peut être obtenue sans difficulté par intégration entre la température T à l'instant initial Tinit et le température à l'instant T(t) (équation 37):

$$-\int_{Tinit}^{T(t)}\frac{d(Tamb-Tl)}{(Tamb-Tl)}=\int_{0}^{t}\frac{hpStot.dt}{(m_{init}-\dot{m}_{cons}t)Cpl}$$

La solution de l'équation 37 est donnée par l'équation 38 ci-dessous :

$$\begin{cases} Tl(t)=Tamb-(Tamb-Tinit)\left(\dfrac{m_{init}-\dot{m}_{cons}t}{m_{init}}\right)^{\frac{hpStot}{\dot{m}_{cons}Cpl}} \xrightarrow{si} Tl<Teq \\ Tl=Teq \xrightarrow{si} Tl\geq Teq \end{cases}$$

Estimation de la température après remplissage :

Le remplissage par du liquide plus froid entraîne une baisse de température dans le réservoir. Dans les deux modèles (modèle à flux constant et modèle détaillé) décrits ci-dessus il y a réalisation d'un bilan de l'enthalpie entre le fluide restant dans le réservoir et le liquide livré. Ceci permet d'estimer la température du liquide après remplissage et la masse de liquide livrable.

Pendant un remplissage il y a une diminution de la masse de gaz ce qui peut être lié à deux effets distincts.

Le premier effet est une condensation du gaz due au liquide froid injecté en partie haute. Le second effet est une évacuation de gaz par la valve de sécurité.

En remplissant par le haut le premier effet est privilégié tandis que le second effet est privilégié lors d'un remplissage par le bas.

Dans les deux modèles d'estimation considérés ci-après soit on néglige le gaz évacué par la valve (modèle avec condensation), soit on estime que toute la masse de gaz perdue est évacué par la valve (modèle sans condensation).

Modèle avec condensation :

En appliquant le bilan d'enthalpie entre le fluide restant dans le camion et le liquide du camion l'équation résultante s'écrit (équation 39) :

$$Hl_after.ml_after + Hg_after.mg_after = ml_bef.Hl_bef + ml_deliv.Hl_deliv + mg_befHg_bef$$

Hl_after étant l'enthalpie de liquide après livraison, ml_after étant la masse de liquide après livraison, Hl_bef étant l'enthalpie de liquide avant livraison, ml_bef étant la masse de liquide avant livraison, Hl_deliv étant l'enthalpie du liquide livrée, ml_deliv étant la masse de liquide livrée, les mêmes désignations s'appliquent au gaz en remplaçant « l » par « g ».

Dans cette équation la masse livrée dans le réservoir ml_deliv est (équation 40) :

$$ml_deliv = ml_after + mg_after - ml_bef - mg_bef$$
$$= Vl_\max.\rho l_after + Vg_after.\rho g_after - ml_bef - mg_bef$$

Pour obtenir une équation fonction uniquement de la température du liquide Tl après remplissage, les hypothèses de travail sont les suivantes :

- le remplissage est à 100%, c'est-à-dire que le niveau de liquide est au maximum Hmax , les volumes de gaz et de liquide sont connus,
- la température du gaz est à l'équilibre après remplissage

Grâce à ces deux hypothèses il est possible de déterminer la température après remplissage et la masse livrée lors du remplissage.

Modèle sans condensation :

Dans ce modèle le gaz n'est pas considéré, les équations résultantes sont (équation 41) :

$$Hl_mix.ml_after = ml_bef.Hl_bef + ml_deliv.Hl_deliv$$

avec

$$ml_deliv = ml_after - ml_bef = Vl_\max.\rho l_after - ml_bef$$

Hlmix étant l'enthalpie du mélange liquide après remplissage.

On conserve les mêmes hypothèses pour calculer la température après remplissage et la masse livrable lors du remplissage.

Ce premier modèle sous-estime la masse réellement livrée lors du remplissage car il ne considère pas les pertes de gaz (mise à l'air par la valve). Le second modèle (sans condensation) va surestimer la masse réellement livrée car il que la diminution de masse pendant le remplissage est uniquement due à la mise à l'air, il va donc remplacer cette masse par du liquide provenant du camion de livraison.

L'estimation numérique peut être conduite mathématiquement, on utilise :

- la lettre u pour les données mesurées utilisées comme en entrée (différentiel de pression mesuré DP et une pression mesurée, par exemple PB),
- la lettre x pour les variables (température du liquide et du gaz (Tl Tg),
- la lettre p pour les paramètres constants

Selon cette méthode on calcule à chaque pas de temps la masse de liquide ml et la masse de gaz mg dans le réservoir sur la base des données d'entrée mesurées. Après la mesure des grandeurs physiques, le calcul peut comporter trois phases :

1) initialisation
2) simulation du comportement du réservoir entre deux remplissages,
3) réinitialisation lorsqu'un remplissage est détecté.

La figure 3 illustre schématiquement le processus : après mesure des grandeurs physiques (u= différentiel de pression étape 100), un processus d'initialisation est effectué (étape 101, figure 3).

Après initialisation (101) on calcule par itération pour chaque pas de temps les valeurs de températures et de masse depuis le dernier remplissage (étape 102). Si un remplissage est détecté (étape 103; « O », étape 104), le procédé calcule la masse de liquide livrée mdeliv et les températures de liquide Tl, de gaz Tg, les masses de liquide ml et de gaz mg après remplissage selon le modèle ci-dessus. Tant qu'un remplissage n'est pas détecté (N, étapes 103 et 105), le procédé continue de calculer par itération pour chaque pas de temps les valeurs de températures de liquide Tl, de température de gaz Tg, masse de liquide ml et de masse de gaz mg.

Pour initialiser les premières valeurs de température du liquide Tl et du gaz Tg, le procédé fait les hypothèses suivantes :

- le premier point de calcul correspond au moment d'un remplissage complet (100%) lorsque le niveau de liquide hl =Hmax est maximum et le niveau de gaz minimum
- le gaz est à saturation à l'état d'équilibre.

La première hypothèse est basée sur le fait que du liquide est évacué lors d'un trop plein (l'opérateur doit s'en assurer lors d'un remplissage). La seconde hypothèse est basée sur le fait que lors d'un remplissage une grande partie du gaz se condense (remplissage par le haut notamment), le gaz restant peut être considéré à l'équilibre.

L'itération du calcul jusqu'à convergence permet de conduire à une valeur initiale fiable pour la température du liquide Tl0 (figure 4).

Le différentiel de pression réel DPreal peut alors être calculé par l'équation 12 en fonction de cette température initiale de liquide Tl0, en fonction de la température du gaz Tg, en fonction du différentiel de pression mesuré DP=u et en fonction des constantes p (étape 200 figure 4).

La valeur de différentiel de pression réel DPreal permet de calculer la masse volumique du liquide à cet instant ρl selon la formule de l'étape 201. Avec hg la hauteur de gaz, ρg la masse volumique du gaz, hl, la hauteur de liquide, g étant l'attraction terrestre.

En fonction de la pression et la masse volumique de liquide obtenues, on peut calculer une nouvelle température Tl1 pour le liquide (étape 202, application par exemple d'une équation représentant la température de liquide Tl comme une fonction polynomiale de la masse volumique ρl).

La différence entre la nouvelle valeur de température calculée Tl1 et la précédente Tlo est calculée. Si cette différence Diff est supérieure à un seuil S, la procédure recommence à l'étape 200 en utilisant la nouvelle valeur de la température calculée Tl1. Sinon la nouvelle température Tl1 est adoptée comme température initiale.

Ensuite, après initialisation (température de liquide initiale adoptée), l'équation différentielle pour les températures de gaz et de liquide est résolue par itération (par exemple par la méthode d'Euler).

Selon ces équations, la procédure d'estimation peut se dérouler comme suit :

- Initialisation de l'étape d'intégration avec les températures de liquide et de gaz obtenues à l'itération précédente et mesure du différentiel de pression DP,
- Correction du différentiel selon l'équation 12
- Calcul des hauteurs, volume, masse et masse volumique du liquide et du gaz
- Estimation des nouvelles valeurs de température de liquide et de gaz par discrétisation des équations 26 et 31
- Calcul des différences entre les nouvelles températures obtenues et les températures précédentes,
- Si les différences sont supérieures à un seuil de convergence, on recommence l'itération avec les dernières valeurs de température obtenues.

Ce processus est utilisé pour estimer l'évolution temporelle des températures tant qu'un nouveau remplissage n'est pas détecté.

Un remplissage est détecté lors d'une augmentation de pression différentielle mesurée supérieure à un seuil fixé.

La détermination du niveau de remplissage du réservoir permet de déterminer ainsi la quantité de fluide livrable dans le réservoir à chaque instant.

REVENDICATIONS

1. Procédé de détermination en temps réel du niveau de remplissage d'un réservoir (1) cryogénique destiné à contenir un mélange diphasique liquide-gaz dans lequel est calculé à chaque pas de temps (t, t+ Δt...) pour le liquide et éventuellement pour le gaz au moins l'un parmi : le niveau, le volume ou la masse contenue dans le réservoir (1), le procédé mesurant à chaque pas de temps le différentiel de pression (DP=PB-PH) (en Pa) entre les parties haute et basse du réservoir et au moins une des pressions (PH, Pl) dudit différentiel, caractérisé en ce que le procédé :

- calcule par un modèle thermique à chaque pas de temps (t, t+ Δt...) les températures moyennes du liquide (Tl) et du gaz (Tg) dans le réservoir (1) à partir du différentiel de pression (PB-PH) mesuré et d'au moins une des pressions (PH, Pl) dudit différentiel ,
- calcule l'évolution dans le temps (t, t+ Δt...) au moins la masse volumique du liquide (ρl) (en kg/m^3) à partir la température moyenne du liquide (Tl) et des pressions (PH) (PB) dans le réservoir,
- calcule le niveau de liquide (hl) (en m) dans le réservoir (1) en appliquant la loi générale de l'hydrostatique au liquide du type : dP=- ρl.g.dhl à partir de la masse volumique de liquide (ρl) calculée (avec dP la variation de pression du liquide, ρl la masse volumique du liquide, g l'accélération terrestre, et dhl la variation de hauteur du liquide).

2. Procédé selon la revendication 1, caractérisé que ce que le procédé calcule la masse volumique du liquide (ρl) et à chaque instant (t+ Δt...) à partir d'une part de la température moyenne du liquide (Tl) obtenue et estimée à l'instant précédent (t) et, d'autre part, du différentiel de pression (PB-PH) et d'au moins une des pressions (PH, Pl) mesurée dudit différentiel (DP).

3. Procédé selon la revendication 1 ou 2, caractérisé en ce que le procédé calcule la masse volumique du gaz (ρg) à chaque instant (t+ Δt...) à partir d'une part de la température moyenne du gaz (Tg) obtenue et estimée à l'instant précédent (t) et, d'autre part, du différentiel de pression (DP=PB-PH) et d'au moins une des pressions (PH, Pl) mesurée dudit différentiel.

4. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, caractérisé en ce que le modèle thermique calcule à chaque pas de temps (t+ Δt) les températures moyennes du liquide et du gaz (Tl, Tg) dans le réservoir (1) à partir d'une part du différentiel de pression (DP=PB-PH) mesuré et d'au moins une des pressions (PH, Pl) dudit différentiel et d'autre part à partir des températures du liquide et du gaz connues (Tl, Tg) lors de l'instant précédent (t).

5. Procédé selon la revendication 4, caractérisé en ce que le modèle utilise comme valeur de départ pour la température du liquide (Tl) et du gaz (Tg), les valeurs de températures initiales obtenues lors d'un remplissage complet du réservoir (1), le niveau du liquide (hl) à cet instant connu de remplissage complet étant le niveau connu du déversoir du réservoir (1).

6. Procédé selon la revendication 5, caractérisé en ce que le modèle utilise l'approximation de calcul suivante : le gaz après remplissage complet est à l'équilibre liquide-vapeur à la pression du réservoir.

7. Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 6, caractérisé en ce que le modèle utilise l'approximation de calcul suivante : le liquide et le gaz sont constamment isothermes chacun dans son volume respectif mais à des températures respectives qui peuvent être différentes

8. Procédé selon l'une quelconque des revendication 1 à 7, caractérisé en ce que le modèle calcule à chaque pas de temps les températures moyennes du liquide et du gaz (Tl, Tg) dans le réservoir (1) à partir des bilans de masse (m) et d'énergie modélisés et appliqués séparément au liquide et au gaz contenus dans le réservoir (1).

9. Procédé selon la revendication 8, caractérisé en ce que les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués séparément au liquide et au gaz contenus dans le réservoir (1) sont réalisés à un instant (t+ Δt) sur la base des valeurs de masse volumique et volume de liquide et de gaz calculées à partir d'une estimation des températures de liquide et de gaz à l'instant précédent (t) et en ce que le modèle itère le calcul des températures moyennes du liquide et du gaz (Tl, Tg) dans le réservoir (1) jusqu'à ce que les températures moyennes du liquide et du gaz (Tl, Tg) calculées à un instant (t+ Δt) convergent d'une valeur prédéterminée vers les températures

estimée à l'instant précédent (t) et en ce que après convergence le procédé recommence les étapes de calcul des températures (Tl, Tg) de masse volumique (ρl) et de niveau de liquide (hl) pour l'instant suivant (t+ 2Δt).

10. Procédé selon la revendication 8 ou 9, caractérisé en ce que les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués au gaz utilisent l'équation d'enthalpie selon laquelle la variation de l'enthalpie (Hg) du gaz correspond aux échanges thermiques et de masse appliqués au gaz, c'est-à-dire en prenant en compte au moins l'un des échanges suivants : l'échange de chaleur entre le liquide et le gaz, l'échange thermique entre l'extérieur du réservoir (1) et le gaz, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur (3) de vaporisation situé en général en dessous du réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir (1).

11. Procédé selon l'une quelconque des revendications 8 à 10, caractérisé en ce que les bilans de masse et d'énergie modélisés et appliqués au liquide utilisent l'équation d'enthalpie selon laquelle la variation de l'enthalpie du liquide (Hl) correspond aux échanges thermiques et de masse appliqués aux gaz, c'est-à-dire en prenant en compte au moins l'un des échange suivants : l'échange de chaleur entre l'extérieur et le liquide, l'échange thermique entre le gaz et le liquide, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé en général en dessous du réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir (1), la consommation de liquide soutirée par un utilisateur du réservoir (1).

12. Procédé selon la revendication 10 ou 11, caractérisé en ce qu'il comporte une mesure de température au voisinage extérieur du réservoir (1), pour calculer l'échange de chaleur entre l'extérieur et le réservoir (1).

13. Procédé selon l'une quelconque des revendications précédentes, caractérisé en ce que la mesure du différentiel de pression (DP=PB-PH) entre les parties haute et basse du réservoir est réalisée par au moins un capteur de pression déporté relié aux parties haute et basse du réservoir via des tuyaux de mesure respectifs, caractérisé en ce que le procédé corrige le niveau de liquide (hl) calculé et/ou le différentiel de pression (PB-PH) mesuré en tenant compte d'une valeur de différence de pression additionnelle (DPpipe) créée par le gaz présent dans les tuyaux de mesure, le différentiel

de pression (DP=PB-PH) mesuré de façon déportée entre les parties hautes et basses du réservoir étant relié au différentiel de pression dit « réel » entre les parties hautes et basses du réservoir (DPreal) selon la formule : DP=PB-PH = DPreal-DPpipe.

14. Procédé selon la revendication 13, le réservoir étant du type à double enveloppe avec volume inter-paroi sous vide d'air, caractérisé en ce que la valeur de différence de pression additionnelle (DPpipe) est calculée en ajoutant ou retranchant les niveaux de gaz et de liquide dans les tuyaux de mesure en tenant compte du niveau de liquide (hl) calculé et en négligeant l'influence en pression des portions de tuyaux situées dans l'espace inter-paroi.

15. Procédé selon la revendication 14, caractérisé en ce que lorsque le tuyau supérieur de mesure de pression relié à la partie supérieure du réservoir est situé à l'extérieur du réservoir, la valeur de différence de pression additionnelle (DPpipe) est calculée selon une formule du type :

DPpipe = ρg_pipe.g.(2len_w+total_length)

dans laquelle ρg_pipe est la masse volumique du gaz à température ambiante (à l'extérieur au réservoir), g est l'accélération terrestre, len_w est l'épaisseur de la paroi du réservoir et total_length la hauteur totale du réservoir interne et en ce que, lorsque le tuyau supérieur est situé à l'intérieur du réservoir dans l'espace inter-parois, la valeur de différence de pression additionnelle (DPpipe) est calculée selon une formule du type :

DPpipe =DPside_gas + DPside_liq ;

DPside_gas étant la différence de pression dans la partie du tuyau relié à la partie supérieure du réservoir et se trouvant en face du gaz dans le réservoir, DPside_liq étant la différence de pression dans la partie du tuyau supérieur et se trouvant en face du liquide dans le réservoir ; DPside_gas étant obtenu selon la formule DPside_gas =ρ_{side_gas} g.hg dans laquelle ρ_{side_gas} est la masse volumique du gaz dans le tuyau calculée à une température représentative du tuyau, g étant l'accélération terrestre et hg la hauteur de gaz dans le réservoir ; DPside_liq étant obtenu selon la formule DPside_liq =ρ_{side_liq}..g.hl dans laquelle ρ_{side_liq} est la masse volumique du gaz dans le tuyau supérieur se trouvant en face du liquide dans le réservoir calculée à une température

représentative du tuyau, g étant l'accélération terrestre et hl la hauteur de liquide dans le réservoir.

16. Procédé de détermination en dynamique du niveau de remplissage d'un réservoir (1) cryogénique destiné à contenir un mélange diphasique liquide-gaz, selon l'une quelconque des revendications précédente comprenant une étape de mesure d'un différentiel de pression (DP=PB-PH) entre des niveaux situés respectivement aux extrémités basse et haute du réservoir (1), caractérisé en ce qu'il comporte un calcul d'un volume et/ou d'une masse de liquide dans le réservoir (1) à partir du différentiel de pression (DP) mesuré, de la géométrie connue ou estimée du réservoir (1) et d'au moins une masse volumique de liquide dans le réservoir (1), le procédé comprenant en outre les étapes de calcul des grandeurs suivantes pour un instant (t+Δt) :

- une première étape de calcul d'une masse volumique (ρl) du liquide dans le réservoir (1) à partir des mesures de pression (PB, PH) au niveau respectivement des extrémités basse et haute du réservoir (1), et de la valeur estimée à l'instant précédent (t) d'une température Tl du liquide dans le réservoir (1),
- une seconde étape de calcul du niveau de liquide (hl) dans le réservoir (1) en appliquant la loi en hydrostatique sur le liquide du type : dP=- ρl.g.dhl à partir de la masse volumique (ρl) du liquide calculée à l'étape précédente,
- une troisième étape de calcul du niveau de pression (Pl) à l'interface entre la phase liquide et la phase gaz dans le réservoir (1) à partir du niveau de liquide (hl) calculé dans le réservoir (1),
- une quatrième étape de calcul du volume de liquide (hl) et de gaz dans le réservoir (1) à partir du niveau de liquide calculé à la seconde étape,
- une cinquième étape de calcul du bilan d'énergie appliqué au gaz du réservoir (1) à partir de l'équation de variation de l'enthalpie du gaz et en prenant en compte au moins l'un des échanges thermiques suivants : l'échange de chaleur entre le liquide et le gaz, l'échange thermique entre l'extérieur du réservoir (1) et le gaz, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé dans le réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir (1),

- une sixième étape de calcul du bilan d'énergie appliquée au liquide du réservoir (1) à partir de l'équation de variation de l'enthalpie du liquide et en prenant en compte au moins l'un des échange suivants : l'échange de chaleur entre l'extérieur et le liquide, l'échange thermique entre le gaz et le liquide, l'échange thermique fourni par un éventuel réchauffeur de vaporisation situé dans le réservoir, la vaporisation de liquide dans le réservoir (1),
- une septième étape de calcul de la température Tg du gaz à partir du bilan d'énergie des cinquième et sixième étapes, et
- une huitième étape de comparaison de la température $T(t+\Delta t)$ calculée pour l'instant suivant à la septième étape avec et la température $T(t)$ estimée pour l'instant précédent, et
- lorsque la différence entre la température $T(t+\Delta t)$ calculée pour l'instant suivant à la septième étape et la température $T(t)$ estimée pour l'instant précédent est supérieure à un seuil déterminé : une étape de retour à la seconde étape et d'itération jusqu' à convergence,
- lorsque la différence entre de la température $T(t+\Delta t)$ calculée pour l'instant suivant à la septième étape et la température $T(t)$ estimée pour l'instant précédent est inférieure à un seuil (convergence) : réitération des étapes ci-dessus pour l'instant $(t+2\Delta t)$ avec les valeurs de pression mesurées pour cet instant.

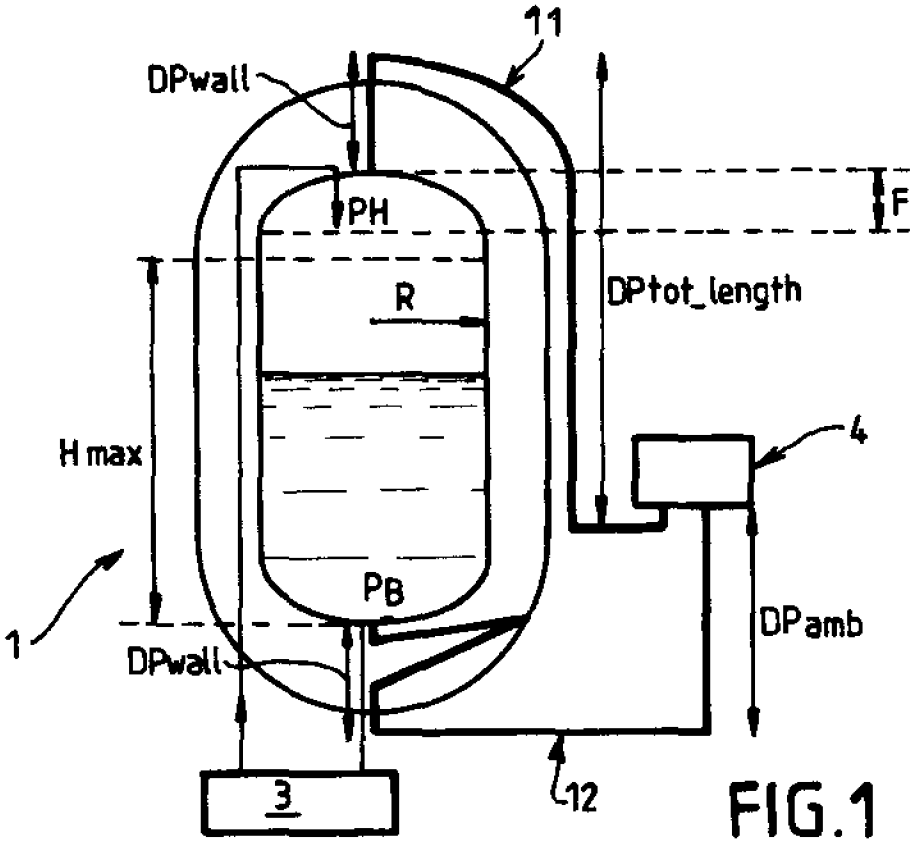
11
DPwall
PH
F
R
DPtot_length
H max
4
1
PB
DPamb
DPwall
3
12

FIG.1

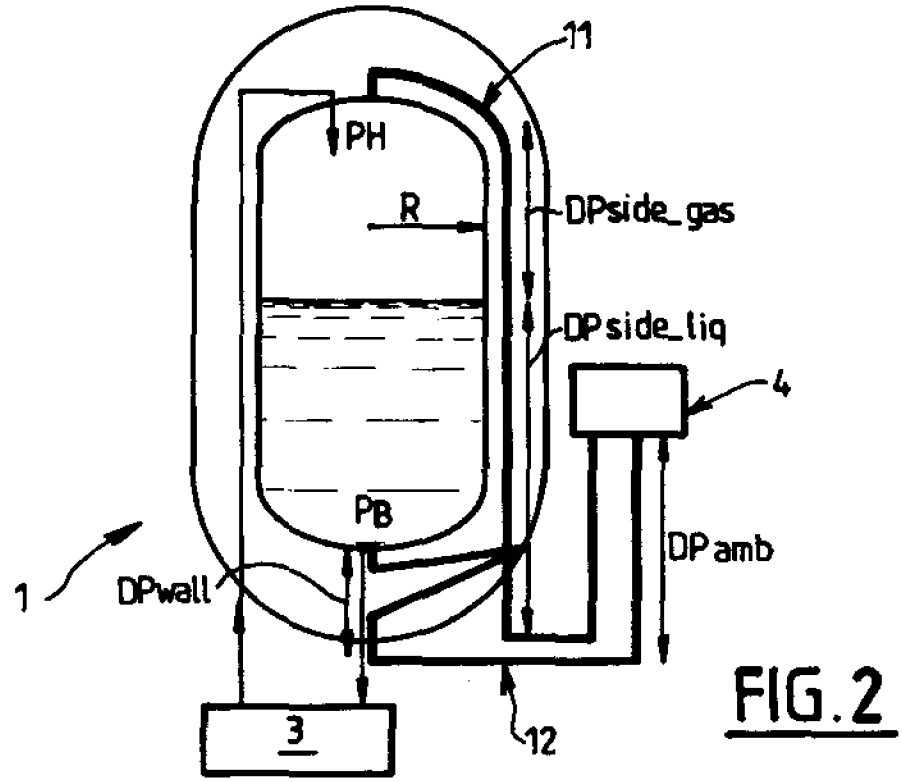
11
PH
R
DPside_gas
DPside_liq
4
PB
DPamb
1
DPwall
3
12

FIG.2

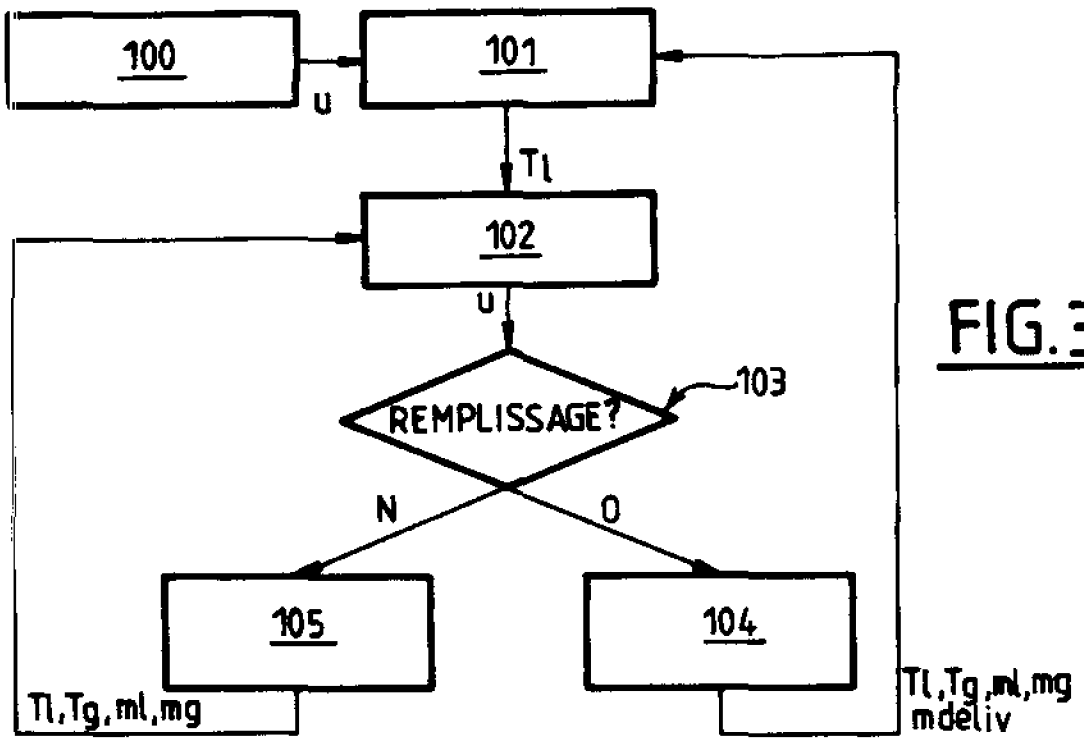
100
101
u
Tl
102
u
REMPLISSAGE?
103
N
O
105
104
Tl,Tg,ml,mg
Tl,Tg,ml,mg
mdeliv

FIG.3

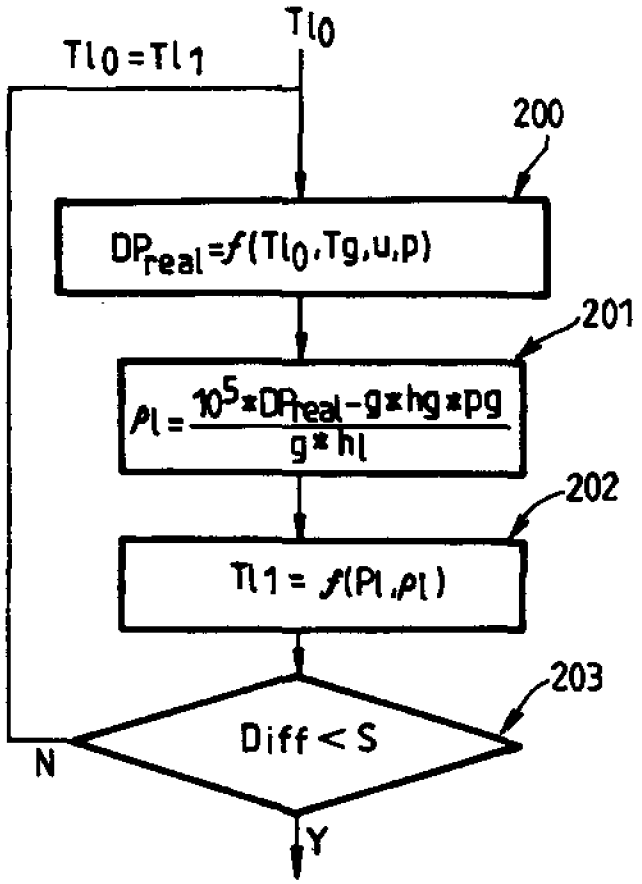
Tl0
Tl0 = Tl1
200
DPreal = f(Tl0, Tg, u, p)
201
ρl = (10^5 * DPreal - g * hg * ρg) / (g * hl)
202
Tl1 = f(Pl, ρl)
203
Diff < S
N
Y

FIG.4