

⑤④ Procédé de gazéification en eau supercritique.

②② Date de dépôt : 20.12.19.

③③ Priorité :

⑥⑥ Références à d'autres documents nationaux
apparentés :

○ Demande(s) d'extension :

⑦① Demandeur(s) : SYCTOM L'AGENCE
METROPOLITAINE DES DECHETS MENAGERS
Syndicat mixte communal —FR et SYNDICAT
INTERDEPARTEMENTAL POUR
L'ASSAINISSEMENT DE L'AGGLOMERATION
PARISIENNE Etablissement public à caractère
administratif — FR.

④③ Date de mise à la disposition du public
de la demande : 25.06.21 Bulletin 21/25.

④⑤ Date de la mise à disposition du public du
brevet d'invention : 26.08.22 Bulletin 22/34.

⑦② Inventeur(s) : BOISSONNET Guillaume,
BOURASSEAU Cyril et CHATAING Thierry.

⑤⑥ Liste des documents cités dans le rapport de
recherche :

Se reporter à la fin du présent fascicule

⑦③ Titulaire(s) : SYCTOM L'AGENCE METROPOLITAINE
DES DECHETS MENAGERS Syndicat mixte communal,
SYNDICAT INTERDEPARTEMENTAL POUR
L'ASSAINISSEMENT DE L'AGGLOMERATION
PARISIENNE Etablissement public à caractère administratif.

⑦④ Mandataire(s) : Plasseraud IP.



Description

Titre de l'invention : Procédé de gazéification en eau supercritique

Domaine technique

- [0001] L'invention se rapporte au domaine du retraitement des déchets organiques, et notamment aux déchets organiques peu valorisables tels que les digestats.
- [0002] En particulier, la présente invention concerne un procédé de gazéification en eau supercritique (GESC) de matière carbonée organique ou synthétique, plus spécifiquement la gazéification en eau supercritique d'un co-digestat, par exemple issu de la méthanisation d'un mélange de FOr (Fraction Organique résiduelle), de Boues d'épuration et éventuellement de déchets issus de l'agriculture (par exemple du fumier équin).
- [0003] Notamment, la présente invention propose d'améliorer le bilan énergétique d'un procédé de gazéification en eau supercritique d'un co-digestat.

Technique antérieure

- [0004] La gazéification en eau supercritique de biomasse humide, comprenant par exemple plus de 70 % d'eau et aujourd'hui bien connue de l'homme et est abondamment décrite dans la littérature.
- [0005] Cette technique permet notamment de traiter les boues de station d'épurations, les déchets, les micro-algues, la liqueur noire issue de papeterie....
- [0006] Notamment, le traitement de ces matières carbonées par gazéification en eau supercritique permet de transformer ces dernières en un mélange gazeux, appelé « syngaz », qui comprend en particulier les espèces gazeuses suivantes : CH_4 , H_2 , CO_2 , CO .
- [0007] La transformation de ces dernières, effectuée dans un réacteur dédié, en présence ou non d'un catalyseur, requiert toutefois un apport de chaleur qui a une incidence directe sur le rendement, et l'efficacité énergétique associés à la conversion des espèces carbonées en syngaz.
- [0008] A cet égard, le document [1] cité à la fin de la description divulgue un dispositif de gazéification en eau supercritique de biomasse. Il est en particulier rappelé dans ce document que la quantité de chaleur nécessaire pour porter un mélange à la température de gazéification en eau supercritique est relativement importante et constitue une limitation majeure à la mise en œuvre de ce procédé. Cette limitation est d'autant plus importante dans le cas d'un procédé non catalytique pour lequel la température de gazéification est plus élevée. Ainsi, dépendamment de la nature de l'effluent à traiter, la quantité de chaleur nécessaire à la gazéification de ce dernier peut être 3 fois supérieure à l'énergie (autrement appelé « Pouvoir Calorifique Supérieur » ou « PCS ») qu'il contient.
- [0009] Ainsi, lorsque l'effluent considéré comprend un PCS relativement faible, notamment

inférieur à 12 MJ/kg de matière sèche il reste difficile de conférer au procédé de gazéification mis en œuvre une efficacité énergétique (définie comme le rapport de l'énergie récupérée sous forme d'espèces gazeuses sur l'énergie thermique à fournir) positive sans recourir à une récupération de l'énergie échangée avec l'effluent.

- [0010] Les digestats ou co-digestats issus d'un procédé de méthanisation ont une forte teneur en matières inorganiques, qui peut notamment correspondre à plus de 40 % de la matière sèche dudit digestat, et présentent par voie de conséquence un faible PCS.
- [0011] L'amélioration de l'efficacité énergétique des procédés de gazéification en eau supercritique, notamment non catalytiques, reste un enjeu crucial dès lors que l'on attribue à ces procédés une vocation énergétique.
- [0012] Ainsi, dans une approche non-catalytique décrite dans le document [2] cité à la fin de la description, il est proposé de préchauffer l'effluent à traiter via un échange thermique entre ledit effluent et le mélange supercritique.
- [0013] Ce préchauffage est notamment exécuté au sein d'un échangeur thermique, par exemple un échangeur du type tube-calandre, disposé en amont du réacteur de gazéification en eau supercritique.
- [0014] Le document [3] cité à la fin de la description propose également, selon une approche catalytique, un préchauffage de l'effluent à traiter essentiellement selon les mêmes termes que le document [2].
- [0015] Les deux approches présentées dans les documents [2] et [3] requièrent toutefois un apport de chaleur d'une source énergétique extérieure qui affecte d'autant l'efficacité énergétique du procédé de gazéification en eau supercritique.
- [0016] Cet apport de chaleur est en particulier assuré par un flux d'air produit par une chaudière et destiné à porter l'effluent à traiter à la température de gazéification en eau supercritique, et notamment à une température supérieure à 600 °C lorsque l'approche non-catalytique est considérée.
- [0017] Par ailleurs, le débit d'air chaud permettant d'assurer le chauffage à la température requise de l'effluent à traiter doit être relativement élevé, et est par voie de conséquence une source de pertes énergétiques supplémentaires.
- [0018] Ainsi, quelle que soit l'approche considérée, la récupération d'énergie thermique reste limitée à une valeur comprise entre 40 % et 60 %, de sorte que les procédés de gazéification connus de la technique présentent un bilan énergétique négatif dès lors que le co-digestat considéré présente un faible PCS.
- [0019] Un but de la présente invention est donc de proposer un procédé de gazéification en eau supercritique permettant d'atteindre une efficacité énergétique positive.

Exposé de l'invention

- [0020] Le but de la présente invention est atteint par un procédé de gazéification en eau su-

percritique d'un co-digestat formant un effluent aqueux qui comprend de la matière organique, de la matière minérale, le procédé comprenant :

- l'injection du co-digestat, à une température T2 dans un réacteur de gazéification en eau supercritique, chauffé à une température Tr, de manière à transformer la matière organique en espèces gazeuses,
- l'écoulement, en sortie du réacteur, d'un flux supercritique, à une température T3 inférieure à la température T2, comprenant de l'eau et les espèces gazeuses,

- [0021] le chauffage du réacteur étant assuré par la circulation d'un flux d'air chaud, fourni par une chaudière, entrant dans un circuit de chauffage du réacteur à une température T5 et ressortant de circuit de chauffage par une conduite de sortie à une température T6, inférieure à la température T5,
- [0022] le procédé étant remarquable en ce que le flux d'air chaud à la température T6 s'écoule de la conduite de sortie vers un premier échangeur de chaleur dans lequel un préchauffage d'un flux d'air, destiné à être chauffé par la chaudière, est exécuté par échange thermique entre le flux d'air chaud et le flux d'air.
- [0023] Selon un mode de mise en œuvre, le flux d'air chaud ressort du premier échangeur à une température T7 inférieure à la température T6, et est conduit vers un deuxième échangeur dans lequel un préchauffage d'un combustible alimentant la chaudière est exécuté par échange thermique entre le flux d'air chaud et ledit combustible.
- [0024] Selon un mode de mise en œuvre, une étape de préchauffage d'une température T1 à la température T2 du co-digestat préalablement à son injection dans le réacteur de gazéification en eau supercritique, le préchauffage étant exécuté, dans un troisième échangeur de chaleur, par échange thermique entre le flux supercritique s'écoulant du réacteur de gazéificateur en eau supercritique et le co-digestat injecté dans le troisième échangeur.
- [0025] Selon un mode de mise en œuvre, le troisième échangeur est un échangeur de type bi-tubes.
- [0026] Selon un mode de mise en œuvre, préalablement à son préchauffage, le co-digestat est injecté sous pression dans le troisième échangeur, avantageusement à une pression comprise entre 270 bars et 300 bars.
- [0027] Selon un mode de mise en œuvre, une étape de séparation haute pression des espèces gazeuses et de la phase liquide du flux supercritique en sortie du troisième échangeur est exécutée dans un module de séparation haute pression.
- [0028] Selon un mode de mise en œuvre, une étape de séparation d'espèces gazeuses résiduelles dans la phase liquide issue du module de séparation haute pression est exécutée dans un module de séparation basse pression.
- [0029] Selon un mode de mise en œuvre, la matière minérale est extraite du co-digestat dans le troisième échangeur pour former un flux de saumure à une température T10.

- [0030] Selon un mode de mise en œuvre, le flux supercritique, après l'étape d'échange thermique dans le troisième échangeur, et avant l'étape de séparation haute pression, est injecté dans un quatrième échangeur de chaleur de manière à chauffer un premier flux d'eau.
- [0031] Selon un mode de mise en œuvre, un flux de saumure en sortie du troisième échangeur de chaleur est injecté dans un cinquième échangeur de chaleur de manière à chauffer un deuxième flux d'eau.
- [0032] Selon un mode de mise en œuvre, le co-digestat est issue de la méthanisation de matières organiques.
- [0033] L'invention concerne également une installation de gazéification en eau supercritique (1) qui comprend :
- [0034] - un réacteur de gazéification en eau supercritique pourvu d'un circuit de chauffage dans lequel un flux d'air chaud est destiné à circuler et fournir l'énergie thermique nécessaire à la gazéification en eau supercritique d'un co-digestat injecté dans ledit réacteur, ledit flux d'air chaud ressortant du réacteur par une conduite de sortie ;
- [0035] - une chaudière fournissant le flux d'air chaud ;
- [0036] L'installation étant caractérisée en ce que ledit dispositif comprend également un premier échangeur de chaleur au sein duquel le flux d'air destiné à être chauffé par la chaudière est préalablement préchauffé par échange thermique avec le flux d'air chaud circulant dans la conduite de sortie.
- [0037] Selon un mode de mise en œuvre, ladite installation comprend en outre un deuxième échangeur de chaleur destiné à préchauffer un combustible destiné à assurer le fonctionnement de la chaudière par échange thermique avec le flux d'air sortant du premier échangeur de chaleur.
- [0038] Selon un mode de mise en œuvre, ladite installation comprend un module d'injection haute pression destiné à injecter un co-digestat à haute pression dans le réacteur de gazéification en eau supercritique.
- [0039] Selon un mode de mise en œuvre, un troisième échangeur de chaleur est disposé entre le module d'injection haute pression et le réacteur de gazéification en eau supercritique, le troisième échangeur étant agencé pour permettre un préchauffage du co-digestat par échange thermique entre ce dernier et le flux supercritique issu du réacteur de gazéification en eau supercritique.
- [0040] Selon un mode de mise en œuvre, ladite installation comprend en outre un module de séparation haute pression destiné à collecter le flux supercritique à l'issue de la phase d'échange thermique dans un troisième échangeur, et à en séparer les espèces gazeuses de la phase aqueuse.
- [0041] Selon un mode de mise en œuvre, l'installation comprend un quatrième échangeur de chaleur, disposé entre le troisième échangeur et le module de séparation haute pression,

destiné à chauffer un premier flux d'eau par échange thermique avec le flux supercritique.

- [0042] Selon un mode de mise en œuvre, l'installation comprend un module de séparation à basse pression destiné à collecter la phase aqueuse issue du module de séparation haute pression et séparer des espèces gazeuses résiduelles de ladite phase aqueuse.
- [0043] Selon un mode de mise en œuvre, le troisième échangeur est également destiné à séparer et extraire de la matière minérale comprise dans le co-digestat et l'évacuer via une conduite d'évacuation sous forme de saumure.
- [0044] Selon un mode de mise en œuvre, ladite installation comprend un cinquième échangeur de chaleur destiné à chauffer un deuxième flux d'eau par échange thermique avec la saumure.

Brève description des dessins

- [0045] D'autres caractéristiques et avantages apparaîtront dans la description qui va suivre d'un procédé de gazéification en eau supercritique selon l'invention, donnés à titre d'exemples non limitatifs, en référence aux dessins annexés dans lesquels :
- [0046] [fig.1] est une représentation schématique d'une installation de gazéification en eau supercritique pour la mise en œuvre du procédé de gazéification en eau supercritique d'un co-digestat selon la présente invention.
- [0047] **EXPOSÉ DÉTAILLÉ DE MODES DE RÉALISATION PARTICULIERS**
- [0048] A la figure 1, on peut voir un exemple d'une installation 1 de gazéification en eau supercritique mise en œuvre pour la gazéification en eau supercritique d'un co-digestat formé par un effluent aqueux qui comprend de la matière organique, de la matière minérale.
- [0049] Par « digestat », on entend un résidu du processus de méthanisation de matières organiques naturelles ou de produits résiduels organiques tel que de la For ou des boues de station d'épuration.
- [0050] Par « co-digestat », on entend un résidu du processus de méthanisation d'un mélange de matières organiques naturelles ou de produits résiduels organiques différents, comme par exemple, un résidu du processus de méthanisation d'un mélange de For et de boues de station d'épuration.
- [0051] L'installation 1 comprend notamment un réacteur de gazéification en eau supercritique 10 dans lequel la matière organique du co-digestat est transformée en espèces gazeuses dissoutes dans de l'eau, et forment ainsi un flux supercritique F_s délivré au niveau d'une conduite 11c. Une description détaillée d'un tel réacteur est donnée dans le document [4] cité à la fin de la description.
- [0052] La gazéification en eau supercritique peut être exécutée en présence ou non d'un catalyseur.

- [0053] Les espèces gazeuses peuvent comprendre du méthane (CH_4), du dihydrogène (H_2), du monoxyde de carbone (CO), du dioxyde de carbone (CO_2), et, en moindre quantité, des composés carbonés du type C_xH_y .
- [0054] L'équilibre et en particulier les proportions relatives des espèces gazeuses dans le fluide supercritique est fonction de la température T_r et de la pression P_r imposées à l'effluent dans le réacteur de gazéification en eau supercritique.
- [0055] La pression P_r peut à cet égard être comprise entre 270 bars et 300 bars.
- [0056] La température T_r peut être comprise entre 550 °C et 700 °C, par exemple égale à 600 °C.
- [0057] Le réacteur de gazéification en eau supercritique 10 peut à cet égard être du type tube/calandre de manière à permettre le chauffage de l'effluent à la température T_r par échange thermique entre un flux d'air chaud F_{AC} et ledit effluent.
- [0058] Par exemple, selon la présente invention, le flux d'air chaud F_{AC} circule dans un circuit de chauffage du réacteur 10 à une température T_5 et en ressort par une conduite de sortie 21_s à une température T_6 , inférieure à la température T_5 .
- [0059] La température T_5 est par exemple comprise entre 650 °C et 800 °C, par exemple égale à 700 °C, tandis que la température T_6 , après transfert de chaleur vers l'effluent, peut être comprise entre 550 °C et 750 °C, par exemple égale à 600 °C.
- [0060] Le flux d'air chaud F_{AC} est notamment produit par une étape de chauffage d'un flux d'air froid F_{AF} au niveau d'une chaudière 20 alimentée en combustible C.
- [0061] Selon la présente invention, le flux d'air froid F_{AF} est néanmoins préchauffé dans un premier échangeur 30, par exemple un échangeur tubes et calandre ou un échangeur à plaque bi-tubes. En particulier, le préchauffage de flux d'air froid F_{AF} est assuré, au sein dudit premier échangeur 30, par un échange thermique entre le flux d'air chaud F_{AC} et le flux d'air froid F_{AF} . À cet égard, le flux d'air chaud F_{AC} , circulant dans la conduite de sortie 21_s , est injecté dans un circuit de chauffage du premier échangeur 30 à la température T_6 et en ressort, par une conduite d'échange 31_s , à la température T_7 inférieure à la température T_6 . La température T_7 peut être comprise entre 120 °C et 200 °C, par exemple égale à 140 °C.
- [0062] De manière équivalente, le combustible C peut être préchauffé dans un deuxième échangeur 40, par exemple un échangeur tubes et calandre ou un échangeur à plaque bi-tubes. En particulier, le préchauffage du combustible C est assuré, au sein dudit deuxième échangeur 40, par un échange thermique entre le combustible C et le flux d'air chaud F_{AC} à la température T_7 . À cet égard, le flux d'air chaud F_{AC} , circulant dans la conduite d'échange 31_s , est injecté dans un circuit de chauffage du deuxième échangeur 40 à la température T_7 , et en ressort à une température T_8 , inférieure à la température T_7 . La température T_8 peut être comprise entre 50 °C et 120 °C, par exemple égale à 70 °C.

- [0063] La récupération d'énergie au niveau du premier échangeur 30, et éventuellement au niveau du deuxième échangeur 40, permet d'améliorer l'efficacité énergétique du procédé de gazéification en eau supercritique. En effet, le flux d'air chaud F_{AC} circulant dans la conduite de sortie 21_s présente une température relativement élevée qui est avantageusement mise à profit pour la préchauffe du flux d'air froid F_{AF} , et éventuellement du carburant C. Ainsi, la quantité d'énergie fournie par la chaudière pour porter le flux d'air froid F_{AF} à la température T5 pour former le flux d'air chaud s'en trouve réduite.
- [0064] Selon un mode de réalisation avantageux, le procédé comprend également une étape de préchauffage d'une température T1 à la température T2 du co-digestat préalablement à son injection dans le réacteur de gazéification en eau supercritique 10.
- [0065] Le préchauffage est notamment exécuté dans un troisième échangeur 50 de chaleur, par exemple un échangeur bi-tubes, par échange thermique entre le flux supercritique F_s s'écoulant dans la conduite 11c et le co-digestat injecté dans le troisième échangeur 50. À la suite de cet échange thermique, le flux F_s passe dans un état sous critique et présente une température T4 qui peut être comprise entre 110 °C et 200 °C, par exemple égale à 120 °C.
- [0066] La température T1 peut être comprise entre 10 °C et 50 °C, et la température T2 entre 350 et 450 °C, par exemple égale à 410 °C .
- [0067] De manière avantageuse, le co-digestat est injecté sous pression, par un module 60, dans le troisième échangeur 50, par exemple à une pression comprise entre 270 bars et 300 bars. L'injection peut être exécutée au moyen d'une pompe piston.
- [0068] Par ailleurs, le préchauffage du co-digestat dans le troisième échangeur 50 peut également conduire à une séparation des matières minérales du co-digestat, et une évacuation de ces dernières dans une conduite d'évacuation 51c sous forme de saumure à une température T10 qui peut être comprise entre 200 °C et 450 °C, par exemple égale à 350 °C.
- [0069] Le procédé de gazéification comprend également une étape de séparation haute pression, exécutée dans un module de séparation haute pression 70 à une pression comprise entre 200 bars et 300 bars. Cette étape de séparation haute pression est destinée à séparer, au moins en partie, les espèces gazeuses ESG de la phase liquide. En particulier, les espèces gazeuses sont évacuées par un premier conduit de sortie 71_s, tandis que la phase liquide, formée d'eau et de traces de gaz, notamment des traces de CO₂, est acheminée, via un conduit intermédiaire 71_l, vers un module de séparation basse pression 80. Ce module 80 permet notamment d'exécuter une étape de séparation gaz-liquide à basse pression, et notamment à une pression comprise entre 2 bars et 10 bars, de l'eau E et des traces de gaz TG. L'eau E et les traces de gaz TG ainsi séparées sont évacuées, respectivement, par un deuxième conduit de sortie 81s et un troisième

conduit de sortie 82s.

[0070] Selon un mode de réalisation particulièrement avantageux, une partie des espèces gazeuses forment le carburant C nécessaire au fonctionnement de la chaudière.

[0071] L'installation 1 peut également comprendre un quatrième échangeur 90 chaleur au sein duquel un premier flux d'eau FE1 est chauffé. En particulier, le chauffage du premier flux d'eau FE1 est exécuté par échange thermique avec le flux supercritique à l'issue de l'échange thermique dans le troisième échangeur 50. En particulier, le flux supercritique, en sortie du quatrième échangeur est à une température T9 inférieure à la température T4 en sortie du troisième échangeur. La température T9 peut être comprise entre 30 °C et 80 °C, par exemple être égale à 50 °C.

[0072] De manière équivalente, le flux de saumure issue du troisième échangeur 50, et à la température T6, peut être injecté dans un cinquième échangeur 100 de chaleur de manière à chauffer un deuxième flux d'eau FE2.

[0073] L'installation décrite ci-avant a fait l'objet d'une simulation de manière à déterminer l'efficacité énergétique d'un procédé de gazéification en eau supercritique qu'elle met en œuvre.

[0074] Le tableau donné ci-après reprend les données numériques sur la base desquelles est exécutée la simulation.

[Table 1]

	Valeur
Caractéristiques de la matière organique en entrée du troisième échangeur	taux de matière sèche Taux massique de matière minérales = 48.7%
Caractéristique du flux à traiter	Taux massique de matière sèche = 20%
Débit d'entrée du co-digestat	11 160 kg/h
Taux de conversion de la matière organique en espèces gazeuse	90%
Pression dans le réacteur de gazéification en eau supercritique	300 bars
Température imposée dans le réacteur de gazéification en eau supercritique (Tr)	600 °C
Températures imposées	T1 : 20°C T3 : 600°C T4 : 130°C T5 : 750°C T6 : 600°C T7 : 137°C T9 : 50°C
Températures calculées	T2 : 410°C T8 : 115°C T10 : 350°C
Proportions relatives des espèces gazeuses en sortie du réacteur de gazéification en eau supercritique	H ₂ : 2% _m ; CH ₄ : 20% _m , CO ₂ : 77%, CO 1% _m
Débit du flux d'air chaud nécessaire pour la chaudière	49 397 kg/h
Température du flux d'air chaud	750°C

La simulation effectuée avec le logiciel PROSIMPLUS considère trois configurations différentes et vise à comparer les rendements énergétiques, les rendements carbonés et

les taux de récupération de chaleur associées à chacune de ces configurations.

- [0075] Le rendement énergétique est défini comme le rapport de l'énergie PCS du mélange gazeux sur l'énergie thermique apportée lors de l'exécution du procédé.
- [0076] Le rendement carbone est défini comme le rapport de la quantité de CH_4 net sur la quantité de carbone dans le co-digestat injecté.
- [0077] Enfin le taux de récupération de chaleur est défini comme 1 moins le rapport de l'énergie apportée par la chaudière sur l'énergie thermique à apporter.
- [0078] La première configuration ne considère qu'un chauffage par de l'air chaud du co-digestat injecté dans le réacteur.
- [0079] La deuxième configuration, proche de ce qui est décrit dans les documents [2] et [3], considère une récupération de l'énergie thermique du flux supercritique résultant de la gazéification en eau supercritique afin préchauffer le co-digestat avant son injection dans ledit réacteur.
- [0080] Enfin, la troisième configuration reprend l'essentiel des termes de la présente invention et considère le premier, le deuxième, le troisième ainsi que le quatrième échangeur.
- [0081] L'examen du tableau donné ci-après montre que le taux de récupération de chaleur est bien meilleur à mesure que l'on multiplie les échangeurs. Il en résulte une amélioration du rendement énergétique et du rendement carbone net.

[Table 2]

	Rendement énergétique	Rendement carbone net	Taux de récupération de chaleur
Première configuration	-37%	-16%	47%
Deuxième configuration	10%	4%	70%
Troisième configuration	17%	7%	83%

Ainsi, l'intégration complète d'échangeurs de chaleurs permettant de récupérer l'énergie thermique du flux d'air chaud et du flux supercritique tel que proposé dans la présente invention permet d'augmenter de manière certaine l'efficacité énergétique globale de l'installation de gazéification considérée dans la présente invention (troisième configuration).

- [0082] Une telle installation peut notamment de fonctionner de manière autonome en utilisant comme combustible le méthane formé au cours de la gazéification.
- [0083] Par ailleurs, l'installation selon la présente invention peut avantageusement traiter un

co-digestat issu d'une installation de méthanisation.

Liste des documents cités

- [0084] [1] Kruse, A., « *Hydrothermal biomass gasification* », The Journal of Supercritical Fluids, **47**, 391–399, 2009;
- [0085] [2] Yukihiro Matsumura *et al.*, « *Biomass gasification in near- and super-critical water: Status and prospects* », Biomass and Bioenergy 29 (2005) 269-292 ;
- [0086] [3] M. Brandenberger, « *Producing synthetic natural gas from microalgae via super-critical water gasification: A techno-economic sensitivity analysis* », biomass and Bioenergy 51 (2013) 26-34 ;
- [0087] [4] FR 3 072 583.

Revendications

- [Revendication 1] Procédé de gazéification en eau supercritique d'un co-digestat formant un effluent aqueux qui comprend de la matière organique, de la matière minérale, le procédé comprenant :
- l'injection du co-digestat, à une température T2 dans un réacteur de gazéification en eau supercritique (10), chauffé à une température Tr, de manière à transformer la matière organique en espèces gazeuses,
 - l'écoulement, en sortie du réacteur, d'un flux supercritique (FS), à une température T3 inférieure à la température T2, comprenant de l'eau et les espèces gazeuses,
- le chauffage du réacteur étant assuré par la circulation d'un flux d'air chaud (FAC), fourni par une chaudière, entrant dans un circuit de chauffage du réacteur à une température T5 et ressortant de circuit de chauffage par une conduite de sortie (21S) à une température T6, inférieure à la température T5,
- le procédé étant caractérisé en ce que le flux d'air chaud (FAC) à la température T6 s'écoule de la conduite de sortie (21S) vers un premier échangeur (30) de chaleur dans lequel un préchauffage d'un flux d'air, destiné à être chauffé par la chaudière, est exécuté par échange thermique entre le flux d'air chaud (FAC) et le flux d'air.
- [Revendication 2] Procédé selon la revendication 1, dans lequel le flux d'air chaud (FAC) ressort du premier échangeur (30) à une température T7 inférieure à la température T6, et est conduit vers un deuxième échangeur (40) dans lequel un préchauffage d'un combustible alimentant la chaudière est exécuté par échange thermique entre le flux d'air chaud (FAC) et ledit combustible.
- [Revendication 3] Procédé selon la revendication 1 ou 2, dans lequel une étape de préchauffage d'une température T1 à la température T2 du co-digestat préalablement à son injection dans le réacteur de gazéification en eau supercritique (10), le préchauffage étant exécuté, dans un troisième échangeur (50) de chaleur, par échange thermique entre le flux supercritique (FS) s'écoulant du réacteur de gazéificateur en eau supercritique et le co-digestat injecté dans le troisième échangeur (50).
- [Revendication 4] Procédé selon la revendication 3, dans lequel le troisième échangeur (50) est un échangeur de type bi-tubes.
- [Revendication 5] Procédé selon la revendication 3 ou 4, dans lequel, préalablement à son préchauffage, le co-digestat est injecté sous pression dans le troisième

échangeur (50), avantageusement à une pression comprise entre 270 bars et 300 bars.

- [Revendication 6] Procédé selon l'une des revendications 3 à 5, dans lequel une étape de séparation haute pression des espèces gazeuses et de la phase liquide du flux supercritique (FS) en sortie du troisième échangeur (50) est exécutée dans un module de séparation haute pression (70).
- [Revendication 7] Procédé selon la revendication 6, dans lequel une étape de séparation d'espèces gazeuses résiduelles dans la phase liquide issue du module de séparation haute pression (70) est exécutée dans un module de séparation basse pression (80).
- [Revendication 8] Procédé selon l'une des revendications 3 à 7, dans lequel la matière minérale est extraite du co-digestat dans le troisième échangeur (50) pour former un flux de saumure à une température T10.
- [Revendication 9] Procédé selon l'une des revendications 3 à 7 et la revendication 6, dans lequel le flux supercritique (FS), après l'étape d'échange thermique dans le troisième échangeur (50), et avant l'étape de séparation haute pression, est injecté dans un quatrième échangeur de chaleur de manière à chauffer un premier flux d'eau.
- [Revendication 10] Procédé selon l'une des revendications 3 à 9 et la revendication 8, dans lequel un flux de saumure en sortie du troisième échangeur (50) de chaleur est injecté dans un cinquième échangeur de chaleur de manière à chauffer un deuxième flux d'eau.
- [Revendication 11] Procédé selon l'une des revendications 1 à 10, dans lequel le co-digestat est issue de la méthanisation de matières organiques.
- [Revendication 12] Installation de gazéification en eau supercritique (1) qui comprend :
 - un réacteur de gazéification en eau supercritique (10) pourvu d'un circuit de chauffage dans lequel un flux d'air chaud (FAC) est destiné à circuler et fournir l'énergie thermique nécessaire à la gazéification en eau supercritique d'un co-digestat injecté dans ledit réacteur, ledit flux d'air chaud (FAC) ressortant du réacteur par une conduite de sortie (21S) ;
 - une chaudière fournissant le flux d'air chaud (FAC) ;
 L'installation étant caractérisée en ce que ledit dispositif comprend également un premier échangeur (30) de chaleur au sein duquel le flux d'air destiné à être chauffé par la chaudière est préalablement préchauffé par échange thermique avec le flux d'air chaud (FAC) circulant dans la conduite de sortie (21S).
- [Revendication 13] Installation selon la revendication 12, dans laquelle ladite installation

comprend en outre un deuxième échangeur (40) de chaleur destiné à préchauffer un combustible destiné à assurer le fonctionnement de la chaudière par échange thermique avec le flux d'air sortant du premier échangeur (30) de chaleur.

[Revendication 14] Installation selon la revendication 12 ou 13, dans laquelle ladite installation comprend un module d'injection haute pression destiné à injecter un co-digestat à haute pression dans le réacteur de gazéification en eau supercritique (10).

[Revendication 15] Installation selon la revendication 14, dans laquelle un troisième échangeur (50) de chaleur est disposé entre le module d'injection haute pression et le réacteur de gazéification en eau supercritique (10), le troisième échangeur (50) étant agencé pour permettre un préchauffage du co-digestat par échange thermique entre ce dernier et le flux supercritique (FS) issu du réacteur de gazéification en eau supercritique (10).

[Revendication 16] Installation selon la revendication 15, dans laquelle ladite installation comprend en outre un module de séparation haute pression (70) destiné à collecter le flux supercritique (FS) à l'issue de la phase d'échange thermique dans troisième échangeur (50), et à séparer les espèces gazeuses de la phase aqueuse.

[Revendication 17] Installation selon la revendication 16, dans laquelle l'installation comprend un quatrième échangeur de chaleur, disposé entre le troisième échangeur (50) et le module de séparation haute pression (70), destiné à chauffer un premier flux d'eau par échange thermique avec le flux supercritique (FS).

[Revendication 18] Installation selon la revendication 16 ou 17, dans laquelle l'installation comprend un module de séparation à basse pression destiné à collecter la phase aqueuse issue du module de séparation haute pression (70) et séparer des espèces gazeuses résiduelles de ladite phase aqueuse.

[Revendication 19] Installation selon l'une des revendications 12 à 18 et la revendication 15, dans laquelle le troisième échangeur (50) est également destiné à séparer extraire de la matière minérale comprise dans le co-digestat et l'évacuer via une conduite d'évacuation sous forme de saumure.

[Revendication 20] Installation selon la revendication 19, dans laquelle ladite installation comprend un cinquième échangeur de chaleur destiné à chauffer un deuxième flux d'eau par échange thermique avec la saumure.

[Fig. 1]

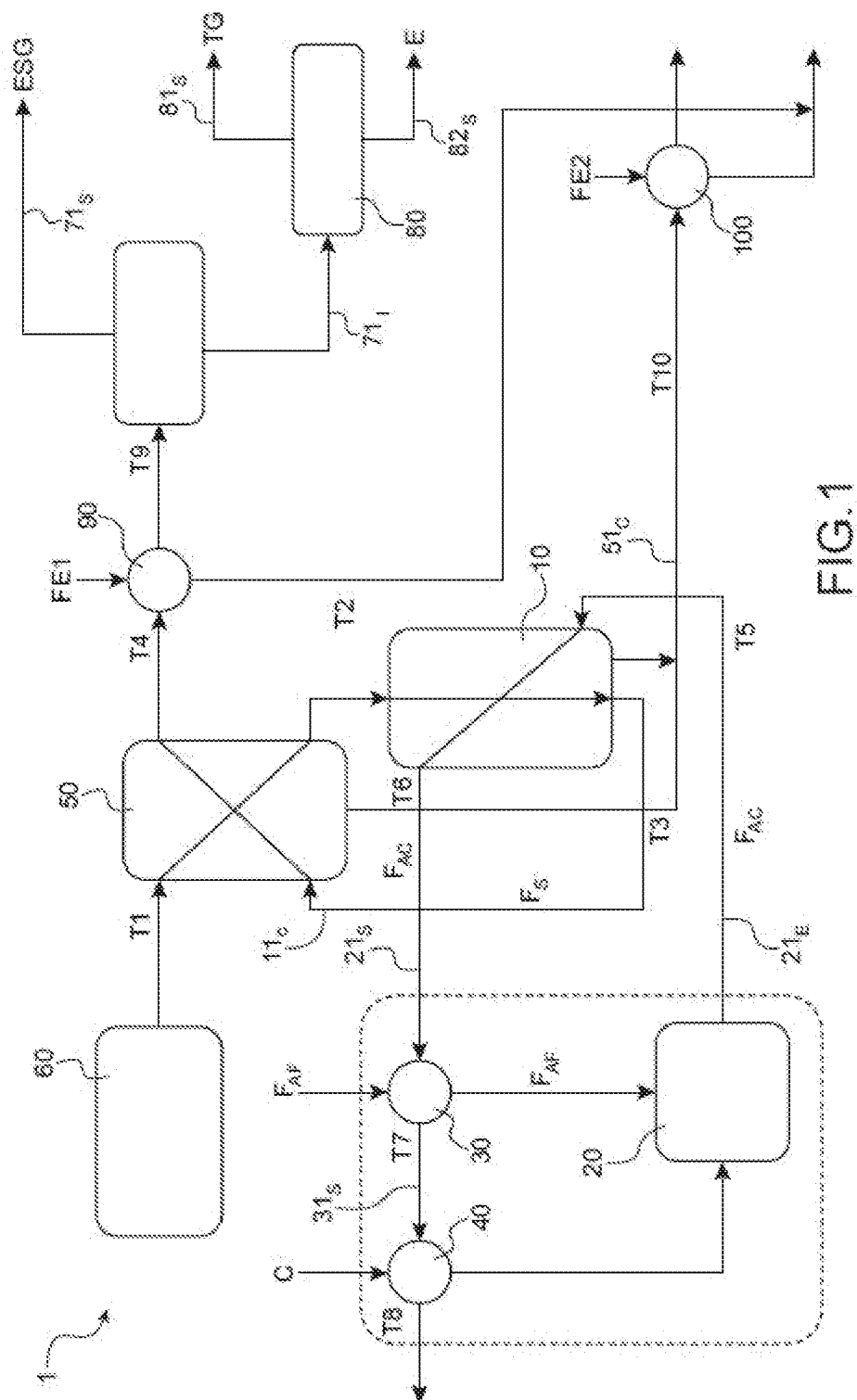


FIG. 1

RAPPORT DE RECHERCHE

articles L.612-14, L.612-53 à 69 du code de la propriété intellectuelle

OBJET DU RAPPORT DE RECHERCHE

L'I.N.P.I. annexe à chaque brevet un "RAPPORT DE RECHERCHE" citant les éléments de l'état de la technique qui peuvent être pris en considération pour apprécier la brevetabilité de l'invention, au sens des articles L. 611-11 (nouveau) et L. 611-14 (activité inventive) du code de la propriété intellectuelle. Ce rapport porte sur les revendications du brevet qui définissent l'objet de l'invention et délimitent l'étendue de la protection.

Après délivrance, l'I.N.P.I. peut, à la requête de toute personne intéressée, formuler un "AVIS DOCUMENTAIRE" sur la base des documents cités dans ce rapport de recherche et de tout autre document que le requérant souhaite voir prendre en considération.

CONDITIONS D'ETABLISSEMENT DU PRESENT RAPPORT DE RECHERCHE

☒ Le demandeur a présenté des observations en réponse au rapport de recherche préliminaire.

☒ Le demandeur a maintenu les revendications.

☐ Le demandeur a modifié les revendications.

☐ Le demandeur a modifié la description pour en éliminer les éléments qui n'étaient plus en concordance avec les nouvelles revendications.

☐ Les tiers ont présenté des observations après publication du rapport de recherche préliminaire.

☐ Un rapport de recherche préliminaire complémentaire a été établi.

DOCUMENTS CITES DANS LE PRESENT RAPPORT DE RECHERCHE

La répartition des documents entre les rubriques 1, 2 et 3 tient compte, le cas échéant, des revendications déposées en dernier lieu et/ou des observations présentées.

☒ Les documents énumérés à la rubrique 1 ci-après sont susceptibles d'être pris en considération pour apprécier la brevetabilité de l'invention.

☐ Les documents énumérés à la rubrique 2 ci-après illustrent l'arrière-plan technologique général.

☐ Les documents énumérés à la rubrique 3 ci-après ont été cités en cours de procédure, mais leur pertinence dépend de la validité des priorités revendiquées.

☐ Aucun document n'a été cité en cours de procédure.

**1. ELEMENTS DE L'ETAT DE LA TECHNIQUE SUSCEPTIBLES D'ETRE PRIS EN
CONSIDERATION POUR APPRECIER LA BREVETABILITE DE L'INVENTION**

EP 2 769 148 A1 (THERMA FLITE INC [US])
27 août 2014 (2014-08-27)

CN 100 386 268 C (UNIV XI AN JIAOTONG [CN])
7 mai 2008 (2008-05-07)

WO 2017/046934 A1 (CHUGOKU ELECTRIC POWER [JP]; UNIV HIROSHIMA [JP])
23 mars 2017 (2017-03-23)

**2. ELEMENTS DE L'ETAT DE LA TECHNIQUE ILLUSTRANT L'ARRIERE-PLAN
TECHNOLOGIQUE GENERAL**

NEANT

**3. ELEMENTS DE L'ETAT DE LA TECHNIQUE DONT LA PERTINENCE DEPEND
DE LA VALIDITE DES PRIORITES**

NEANT