

<b>DOMANDA DI INVENZIONE NUMERO</b>	<b>102023000000258</b>
<b>Data Deposito</b>	<b>12/01/2023</b>
<b>Data Pubblicazione</b>	<b>12/07/2024</b>

Classifiche IPC

Sezione	Classe	Sottoclasse	Gruppo	Sottogruppo
B	01	J	19	08

Titolo

Impianto e procedimento per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno mediante pirolisi.
--

- 1 -

Impianto e procedimento per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno mediante pirolisi

-

La presente invenzione si riferisce ad un impianto per  
5 la produzione ad elevata efficienza di idrogeno mediante pirolisi.

L'invenzione si riferisce inoltre ad un procedimento per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno mediante pirolisi.

10 Più dettagliatamente, l'invenzione si riferisce alla produzione di idrogeno mediante reazioni di pirolisi di idrocarburi.

Come è noto, le soluzioni di produzione di idrogeno note allo stato della tecnica sono suddivise in categorie a  
15 seconda della reazione chimica di base per ottenere la molecola di idrogeno, in particolare cui viene attribuito, a scopo "divulgativo", un colore.

In particolare si possono menzionare:

- idrogeno "grigio", in cui la produzione avviene  
20 attraverso lo *steam reforming* del metano, tecnologia che implica un significativo impatto dal punto di vista delle emissioni di CO<sub>2</sub>;
- idrogeno "blu", in cui si opera uno *steam reforming* del metano con cattura della CO<sub>2</sub>;
- 25 - idrogeno "verde", in cui la produzione avviene mediante elettrolisi dell'acqua utilizzando energia elettrica prodotta da fonti rinnovabili;
- idrogeno "turchese", che prevede una pirolisi diretta del metano (e/o di altri idrocarburi).

30 Questa ultima tecnologia, rispetto alle altre menzionate, richiede una quantità inferiore di energia,

(fino a 7 volte meno energivoro, ad esempio, rispetto al processo per la produzione di idrogeno verde).

In particolare, la produzione di idrogeno "turchese" si è sviluppata in tempi recenti, sostanzialmente con tre  
5 tecnologie, ed in particolare quella che indicheremo nel seguito come tecnologia A, basata sull'uso di "bolle in bagno fuso (*bubbles in a molten bath*)", tecnologia B, basata sull'uso di plasma (*plasma based*) e tecnologia C, basata sull'uso di un letto catalitico di pellets  
10 (*catalytic bed of pellets*).

La soluzione proposta secondo la presente invenzione è stata studiata sulla base della tecnologia B, tecnologia impiegata attualmente in scala industriale ad alta/altissima temperatura per la produzione di C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>  
15 (acetilene) e Carbon Black (CB) in cui l'idrogeno è un prodotto di derivazione.

In particolare, l'impiego della tecnologia di tipo B, che si basa su plasma, utilizza comunemente soluzioni quali le torce al plasma, in cui un arco elettrico viene  
20 generato attraverso elettrodi metallici (anodo e catodo) normalmente alimentati con corrente continua e solitamente raffreddati attraverso circuiti in cui circola acqua.

Una alternativa per la tecnologia B o "al plasma"  
25 consiste nella utilizzazione di elettrodi in carbonio, solitamente grafite, operanti sia con corrente continua che alternata.

In entrambi i casi, al fine di consentire la regolazione della potenza elettrica, catodo e anodo sono installati  
30 lungo assi fra loro inclinati, in modo tale che, attraverso la loro movimentazione, sia possibile l'avvicinamento e l'allontanamento delle estremità, e di

conseguenza la variazione della corrente, a parità di tensione.

In questo contesto tecnologico, si possono distinguere:

- soluzioni a riscaldamento diretto, in cui il metano  
5 viene generalmente iniettato attraverso la torcia o in prossimità dell'arco plasma;
- soluzioni a riscaldamento indiretto, in cui il reattore è realizzato creando due (o più) zone tali da segregare l'arco elettrico. Il gas reagente viene  
10 quindi riscaldato mediante un secondo gas vettore che trasferisce l'energia dall'arco al metano. Questa configurazione è solitamente utilizzata per massimizzare la produzione di CB. Il flusso uscente dal reattore (solitamente costituito da una miscela  
15 di  $H_2$ ,  $C_2H_2$ , e altri gas in minor quantità) contiene una o più classi di CB. Il flusso viene quindi raffreddato e trattato in sistemi di separazione gas/solido ad alta efficienza (*scrubber*, ciclone, filtro). Nel caso dei sistemi di produzione di CB, la  
20 corrente gassosa in uscita dal sistema di filtrazione, ricca in  $H_2$ , viene solitamente trattata come un effluente, e resa inerte attraverso una torcia o fiaccola (*flare*) prima di essere rilasciato in atmosfera.

25 La tecnologia B nota o tecnologia al plasma quando applicata presenta tuttavia dei limiti operativi, ed in particolare:

1. intasamento della torcia nel caso di iniezione di metano dalla torcia stessa a causa della formazione  
30 di C solido in prossimità della punta. Questo difetto si verifica principalmente quando si utilizzano delle

- torce plasma o soluzioni basate sull'iniezione del gas reagente attraverso elettrodi forati;
2. perdita di una parte dell'energia utile alla reazione nel sistema di raffreddamento (come ad esempio per le  
5 torce raffreddate ad acqua);
3. difficoltà nella movimentazione e sostituzione degli elettrodi a causa dell'inclinazione di questi ultimi, in particolare per il caso AC;
4. difficoltà a garantire la tenuta tra elettrodi e aperture di passaggio elettrodi nella struttura del  
10 reattore sempre a causa dell'inclinazione degli elettrodi, in particolare per il caso AC;
5. in caso di elevate potenze elettriche in AC, che possono generare vibrazioni importanti negli  
15 elettrodi, l'inclinazione degli elettrodi accentua inoltre i problemi di resistenza meccanica (che limitano, tra l'altro, la scelta delle tipologie di elettrodo a quelle con più alta resistenza meccanica, cioè quelli in grafite, che sono notoriamente più  
20 costosi rispetto a quelli in *prebaked carbon* e a quelli di tipo Soderberg);
6. problemi nelle procedure di allungo degli elettrodi, sempre dovuti alla loro inclinazione, che richiede l'installazione di elementi aggiuntivi nella parte  
25 esterna al reattore per compensare il consumo dell'elettrodo;
7. le soluzioni a riscaldamento indiretto richiedono l'impiego di un gas vettore per il trasferimento dell'energia. Nel caso tale gas abbia una composizione  
30 simile a quella dei gas in uscita, non sarà necessario separarlo dalla corrente dei prodotti. Tuttavia, tale soluzione riduce la resa in H<sub>2</sub> del processo e richiede

che si abbia a disposizione un sistema di separazione del gas vettore dai prodotti;

8. assenza o limitato recupero del calore dai gas ad alta temperatura che escono dal reattore e conseguente  
5 bassa efficienza energetica;
9. assenza o limitato recupero del calore dai solidi (CB) ad alta temperatura che escono dal reattore e conseguente bassa efficienza energetica.

Con particolare riferimento ai punti 8. e 9., questi  
10 limiti sono di tipo tecnico/economico, in quanto recuperare calore da un flusso polveroso (per la presenza di CB) ad altissima temperatura implica normalmente la necessità di rimuovere la parte solida prima dello scambio termico (onde evitare l'intasamento dello  
15 scambiatore). Soluzioni di questo tipo sono molto costose e ad ogni modo caratterizzate da limiti rispetto alle temperature massime (poche centinaia di °C, fino a 800°C). Tutto ciò si traduce in una limitata efficienza energetica del processo reale, nonostante la reazione di  
20 pirolisi di idrocarburi sia, in termini di pura entalpia di reazione, la più vantaggiosa fra quelle allo stato dell'arte per la produzione di idrogeno.

Scopo principale della presente invenzione è quello di fornire una soluzione per un procedimento per la  
25 produzione ad elevata efficienza di idrogeno, in particolare di idrogeno turchese, nonché un impianto per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno, e un reattore e uno scambiatore di calore per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno, in grado di risolvere  
30 in unica combinazione i problemi summenzionati della tecnica anteriore.

Questi risultati sono ottenuti secondo l'invenzione

mediante un impianto come descritto e rivendicato nella rivendicazione 1 indipendente.

L'invenzione riguarda inoltre un procedimento per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno come  
5 rivendicato nella rivendicazione 16.

L'invenzione riguarda inoltre un impianto come descritto e rivendicato nella rivendicazione 17 indipendente.

La presente invenzione verrà ora descritta, a titolo illustrativo, ma non limitativo, secondo sue forme  
10 preferite di realizzazione, con particolare riferimento alle figure dei disegni allegati, in cui:

la figura 1 è una vista schematica dei flussi gassosi in un impianto secondo l'invenzione per la realizzazione di un procedimento secondo l'invenzione;

15 la figura 2 mostra uno schema della evoluzione della temperatura del flusso di gas in un impianto secondo l'invenzione;

le figure 3a - 3d mostrano ulteriori evoluzioni del flusso di gas, in particolare della sua composizione;

20 la figura 4 mostra una vista in sezione di una prima forma non limitativa di realizzazione del reattore inventivo che fa parte dell'impianto secondo l'invenzione per la realizzazione del procedimento secondo l'invenzione;

25 la figura 5 mostra una vista in sezione di una seconda forma di realizzazione del reattore inventivo che fa parte dell'impianto secondo l'invenzione per la realizzazione del procedimento secondo l'invenzione;

30 la figura 6 mostra una vista in sezione di una terza forma di realizzazione del reattore inventivo che fa parte dell'impianto secondo l'invenzione per la realizzazione del procedimento secondo l'invenzione;

- 7 -

- la figura 7 mostra una vista in sezione di una quarta forma di realizzazione del reattore inventivo che fa parte dell'impianto secondo l'invenzione per la realizzazione del procedimento secondo l'invenzione;
- 5 la figura 8 mostra schematicamente e in maniera non limitativa una prima forma di realizzazione dello scambiatore innovativo per l'impianto secondo l'invenzione per la realizzazione del procedimento secondo l'invenzione;
- 10 le figure 9, 10 e 11 sono rispettive viste in sezione verticale dello scambiatore nella forma di realizzazione di figura 8;
- la figura 12 mostra schematicamente una forma di realizzazione dell'impianto secondo l'invenzione per la
- 15 realizzazione del procedimento secondo l'invenzione; e le figure 13 e 14 mostrano schematicamente una seconda forma di realizzazione dello scambiatore innovativo per l'impianto secondo l'invenzione per la realizzazione del procedimento secondo l'invenzione.
- 20 Osservando ora le figure dei disegni allegati, ed in particolare inizialmente la figura 1, si osserva come l'impianto secondo l'invenzione comprende principalmente:
- un reattore arco-plasma 1 (R)
  - 25 • un separatore solido-gas 2 (SGS), e un separatore gas-gas 3 (GGS)
  - uno scambiatore di calore 4 (H/E) per il preriscaldamento della corrente di metano in ingresso.



Nella figura 1 è come detto mostrato un diagramma concettuale che rappresenta i flussi gassosi nell'impianto secondo l'invenzione.

In particolare, si ha in ingresso un flusso di  
5 alimentazione "FG" (Feed Gas) di gas o miscela di gas, comprendente idrocarburi, ad esempio metano o miscele di composti  $C_xH_y$  allo stato di gas o vapore; opzionalmente, il gas in ingresso può essere almeno parzialmente di origine non fossile ma prodotto da fonti rinnovabili, ad  
10 esempio può essere biogas o biometano. Nel seguito della trattazione si farà riferimento principalmente al metano, ivi comprendendo le alternative sopra esposte. Il transito nel reattore 1, operante ad alta temperatura ( $1200-2000^{\circ}C$ , preferibilmente  $1200-1500^{\circ}C$ ) e in  
15 sostanziale assenza di ossigeno, consente di realizzare note reazioni di pirolisi del gas di alimentazione FG. In conseguenza di tali reazioni, in uscita si ha un flusso di una miscela di gas la cui composizione è arricchita in idrogeno  $H_2$ ; cioè, la concentrazione di  
20 idrogeno  $H_2$  nella miscela di gas in uscita è maggiore rispetto alla concentrazione di idrogeno  $H_2$  nel gas in ingresso FG. Oltre all'idrogeno  $H_2$ , il flusso in uscita è composto da acetilene  $C_2H_2$ , oltre a residui gassosi, la cui composizione dipende sostanzialmente dai  
25 componenti dei gas in ingresso e dal transito nel reattore 1, e residui solidi, prevalentemente carbonio allo stato solido (nel seguito "Solid Carbon", abbreviato con SC) con diverse forme cristalline e di aggregazione, tra cui il già citato nero di carbonio o  
30 Carbon Black.

Nel procedimento secondo l'invenzione, il gas da sottoporre a lavorazione, in particolare metano, viene

preriscaldato in uno scambiatore di calore 4; il flusso S1 di gas preriscaldato viene poi inviato al reattore 1 al plasma, dove avviene la reazione di pirolisi. Quindi, il flusso S2 ad alta temperatura dei gas prodotti (idrogeno, residui gassosi tra cui tipicamente acetilene e metano, oltre ad una parte solida, costituita da carbonio in forma di polvere o simili) viene fatto transitare per lo stesso scambiatore di calore, raffreddandosi a favore del metano in ingresso. Infine il flusso gassoso raffreddato S3 prosegue in un separatore gas/solido (SGS) per la rimozione della parte solida (SC). Successivamente, il flusso S4, depurato della parte solida, viene inviato ad un separatore gas/gas (GGS) per la rimozione dei residui di altri gas derivanti dalla reazione di pirolisi (tra cui metano e acetilene) e/o originariamente presenti nel gas in ingresso, ottenendo un flusso principale S51 composto prevalentemente da idrogeno ed un flusso residuale S52, che comprende metano, acetilene e/o altri (come sopra descritto), che, opzionalmente, può essere riciclato facendolo confluire nel flusso FG di gas da sottoporre a lavorazione.

Riassumendo, il procedimento secondo l'invenzione prevede tre fasi (come illustrato in figura 2)

- una fase di preriscaldamento della corrente di metano,
- una fase di reazione, e
- una fase di raffreddamento dei gas prodotti, ora ricchi in idrogeno.

Un esempio dell'evoluzione della corrente dei gas è illustrata nelle figure 3a-3d allegate, che mostrano l'andamento nel tempo della frazione di massa di alcuni

componenti (rispettivamente metano  $\text{CH}_4$ , idrogeno  $\text{H}_2$ , acetilene  $\text{C}_2\text{H}_2$ , carbonio solido in forma polverosa o altre forme di aggregazione) di una unità di massa di gas sottoposto al processo secondo l'invenzione.

5 Venendo ora ad osservare la figura 4 dei disegni allegati, è mostrata una prima forma di realizzazione del reattore secondo l'invenzione, indicato genericamente con il riferimento numerico 1, che prevede una struttura metallica esterna 100, eventualmente  
10 raffreddata ad acqua in maniera nota, e un rivestimento interno 110, isolante termicamente.

La struttura metallica 100, insieme al rivestimento interno 110, definiscono una camera di reazione 101, internamente al reattore 1.

15 Nella struttura metallica 100 del reattore 1 sono previste almeno un'apertura 120, collegata ad un sistema di alimentazione del gas da trattare, in questo caso una miscela di gas contenenti idrocarburi, in particolare gas metano, e almeno un'apertura 130, in questa forma di  
20 realizzazione posta nella parte inferiore e rivolta verticalmente verso il basso (opzionalmente l'apertura 130 può essere posizionata nella parte superiore, rivolta lateralmente oppure verso l'alto), per la fuoriuscita dei prodotti della reazione, comprendenti  
25 una miscela di gas (comprendente idrogeno e residui di idrocarburi e/o acetilene ed eventuali altri gas, come sopra descritto) e solido (carbonio solido, SC, in forma polverosa o altre forme di aggregazione). Detta apertura 130 è collegata al resto dell'impianto, non  
30 rappresentato in figura, che comprende i sistemi di trattamento dei prodotti della reazione (tra cui il raffreddamento in un apposito scambiatore di calore 4,

la separazione del carbonio solido in un separatore gas/solido 2, e la separazione del metano e dell'acetilene residui dall'idrogeno in un separatore gas /gas 3).

- 5 Inoltre, detta struttura 100 prevede almeno un'apertura 135 per l'introduzione di almeno un elettrodo 200. Sono inoltre previsti elementi per l'isolamento termico 140, elementi per la tenuta pneumatica 150, atti ad impedire scambi di gas tra interno ed esterno del
- 10 reattore in corrispondenza dell'apertura 135 per l'introduzione dell'elettrodo 200, in particolare destinati ad impedire l'ingresso di aria, in particolare di ossigeno, all'interno del reattore 1, e la fuoriuscita dei gas di reazione presenti all'interno del reattore 1,
- 15 gas altamente infiammabili con reazioni anche esplosive. Nel reattore 1 è presente, inoltre, un elettrodo fisso 300, ad esempio un anodo, collegato elettricamente con l'esterno del reattore.
- L'elettrodo mobile 200, in questo caso un catodo, è
- 20 disposto verticalmente e sono presenti mezzi (non rappresentati) per la movimentazione dello stesso lungo il suo asse longitudinale. Inoltre, preferibilmente, l'elettrodo mobile 200 ha sezione cilindrica circolare e piena (non sono cioè presenti fori longitudinali).
- 25 Nel reattore 1 secondo l'invenzione, il flusso di gas da trattare (Feed Gas FG, come sopra descritto) entra dai passaggi 120, viene riscaldato per effetto dell'arco elettrico presente fra anodo 300 e catodo 200, fino ad attivare le reazioni di *pirolisi*. La miscela di gas
- 30 derivanti dalle reazioni di pirolisi viene poi estratta attraverso l'apertura 130 che mette in comunicazione il reattore 1 con il resto dell'impianto.

Nella forma di realizzazione illustrata in figura 5, il reattore 1 dell'impianto secondo l'invenzione è identico a quello illustrato e descritto con riferimento alla figura 4, con l'unica differenza che almeno un'apertura  
5 130 inferiore è rivolta e indirizzata orizzontalmente. Nella figura 6 dei disegni allegati, è mostrata una terza forma di realizzazione del reattore 1 dell'impianto secondo l'invenzione, in cui l'elettrodo fisso 300 (anodo) è posto verticalmente inferiormente  
10 all'elettrodo mobile 200. In questo modo, i gas prodotti dalle reazioni di pirolisi vengono evacuati dal reattore 1 attraverso l'apertura 160, disposta lateralmente inferiormente sulla struttura 100, collegata al resto dell'impianto (non mostrato).

15 L'anodo 300 è supportato da una struttura 170 realizzata in materiale isolante, ed è collegato al sistema di alimentazione elettrica tramite uno o più collegamenti 180.

Una ulteriore forma di realizzazione del reattore 1 è  
20 rappresentata schematicamente nella figura 7, in cui tre elettrodi 200 (di cui uno visibile nel piano di intersezione, uno rappresentato in vista parziale, e un terzo non visibile nelle figure), che vengono alimentati mediante un sistema trifase, in cui ciascun elettrodo è  
25 collegato ad una delle tre fasi del sistema.

E' presente inoltre un elemento conduttivo fisso 300, che costituisce, elettricamente, il centro stella del sistema trifase. L'elemento conduttivo fisso 300, preferibilmente in carbonio, è sostenuto da una  
30 struttura di sostegno 310, isolata elettricamente rispetto alla struttura metallica esterna 100.

Con questa configurazione, ciascun elettrodo 200 può

essere movimentato, rispetto all'elemento fisso 300, indipendentemente dagli altri elettrodi. Ciò consente di effettuare la regolazione dell'arco elettrico, che scocca tra ciascun elettrodo 200 e l'elemento conduttivo  
5 fisso 300, anche nel caso di elettrodi disposti in verticale e movimentabili lungo la direzione verticale. Questo permette di risolvere almeno parzialmente le problematiche tecniche e manutentive più sopra descritte relativamente alle configurazioni in cui gli elettrodi  
10 abbiano una disposizione inclinata rispetto alla verticale.

Il reattore 1 descritto in quel che precede con riferimento alle figure dei disegni allegati, che costituisce un esempio di reattore da prevedere  
15 nell'impianto secondo l'invenzione per attuare il procedimento secondo l'invenzione, costituisce un sistema operante ad alta temperatura (1200-2000°C, preferibilmente 1200-1500°C) a tecnologia diretta, senza cioè un gas vettore per il trasporto dell'energia  
20 termica, in cui l'energia è fornita da arco plasma generato da elettrodi in carbonio percorsi da correnti continue (DC) o alternate (AC).

Come illustrato nelle figure, gli elettrodi sono posizionati verticalmente e movimentati lungo il loro  
25 asse, e possono essere realizzati in grafite, in carbone amorfo o essere del tipo Soderberg.

Sia nel caso si operi in Corrente Continua (DC) che in sistemi in Corrente Alternata (AC), è comunque presente un elemento conduttivo fisso in carbonio nella parte  
30 inferiore del reattore 1.

Nel caso di sistemi in Corrente Continua (DC), esso è un elettrodo fisso, posto sotto l'elettrodo mobile in

verticale, in modo tale che l'arco elettrico scocchi fra i due elettrodi.

Nel caso in cui invece si operi in Corrente Alternata AC, l'elemento fisso si configura elettricamente come  
5 "centro stella" fisso, in aggiunta ai tre elettrodi per le tre fasi, mobili in verticale e indipendenti l'uno dall'altro; il centro stella è collocato al centro fra i tre elettrodi, per cui l'arco elettrico scocca fra ogni singola fase (elettrodo) e il centro stella. Si  
10 osservi che in un noto forno ad arco elettrico gli archi scoccano tra elettrodi e bagno metallico, quest'ultimo rappresentando il "centro stella" del circuito, mentre nel reattore 1 secondo l'invenzione il bagno metallico è sostituito dall'elemento fisso conduttivo.

15 Sempre secondo l'invenzione è previsto un sistema di controllo e movimentazione degli elettrodi, in grado di regolare la distanza tra elettrodo mobile e fisso (nel caso DC) oppure tra gli elettrodi e il centro stella (nel caso AC) in funzione dei parametri di corrente e  
20 tensioni adatti a generare un arco elettrico.

Al fine di garantire la sicurezza operativa legata all'atmosfera altamente esplosiva/infiammabile, il reattore 1 secondo l'invenzione è dotato di un sistema di tenute per evitare l'ingresso di aria/ossigeno nel  
25 reattore, e contemporaneamente la fuoriuscita dei gas interni (metano, idrogeno, acetilene, ecc.).

In virtù della disposizione degli elettrodi e della loro movimentazione in verticale, i summenzionati problemi da  
30 3) a 6) della tecnologia nota sono almeno parzialmente risolti. La disposizione verticale consente di annullare la sollecitazione di flessione degli elettrodi dovuta al peso proprio, diminuendo così le sollecitazioni

meccaniche, e rendendo possibile l'utilizzo di tipologie di elettrodo con resistenza meccanica e costi inferiori. È possibile inoltre avere procedure di allungo elettrodi più semplici, analoghe a quelle utilizzate nei forni ad arco elettrico (EAF) e ad arco sommerso (SAF). Infine, risulta semplificata la realizzazione della tenuta pneumatica tra elettrodo e apertura di passaggio nella struttura del reattore.

Venendo ora ad osservare la figura 8 dei disegni allegati, è schematicamente mostrato uno scambiatore di calore, indicato genericamente con il riferimento numerico 4, che costituisce il sistema di recupero di calore, per il preriscaldamento della miscela di gas FG (comprendente, come sopra descritto, idrocarburi gassosi  $C_xH_y$ , in particolare metano) in ingresso al reattore 1, utilizzando il calore dei gas prodotti.

Detto scambiatore di calore può essere realizzato secondo due preferite forme di realizzazione.

Nella prima forma di realizzazione, rappresentata schematicamente in figura 8 (dove grigi più chiari corrispondono a temperature più basse, grigi più scuri corrispondono a temperature più alte), lo scambiatore di calore 4 è a letto mobile di elementi tipicamente sferici, essendo diviso in due sezioni: nella prima (superiore in figura 8) i gas caldi S2 in uscita dal reattore 1 cedono calore ad elementi sferici 42, generando un flusso di gas prodotti raffreddati S3 in uscita dallo scambiatore 4. Detti elementi sferici 42 sono preferibilmente realizzati in materiale duro, resistente a temperature superiori a 1200 / 1500 / 2000°C (a seconda della temperatura di processo, l'allumina può essere un materiale utilizzabile per gli elementi 42).



In tutta la descrizione, ed in particolare in questa parte relativa alla descrizione delle figure, si fa riferimento ad elementi sferici 42, ma essi potrebbero essere sostituiti da altri elementi solidi, adatti alla  
5 formazione di un letto mobile che si estende in direzione verticale, anche se le forme arrotondate sono quelle preferite, elementi che sono introdotti dall'alto e che per gravità scendono verso il basso (i gas raffreddati vengono aspirati in uscita dallo scambiatore 4).

10 Nella seconda parte 43 dello scambiatore 4 (parte inferiore in figura 8) detti elementi sferici 42, dopo essere stati riscaldati nella parte superiore 41, cedono calore, preriscaldandolo, al flusso di gas FG in ingresso nello scambiatore 4 e destinato ad entrare nel reattore  
15 1 come flusso S1 di gas preriscaldato. Il passaggio fra le due parti 41 e 43 è realizzato in maniera da consentire il transito degli elementi sferici 42, impedendo (o comunque limitando) contemporaneamente il passaggio dei gas tra la seconda parte 43 e la prima 41.

20 Esternamente allo scambiatore di calore 4, è presente un sistema (non mostrato ed opzionale) per il ricircolo degli elementi sferici 42 dalla seconda parte 41 alla prima 43. Detto sistema, oltre a raffreddare eventualmente gli elementi sferici 42, prevede un  
25 passaggio di pulizia degli stessi, in quanto i gas caldi in uscita dal reattore 1 sono ricchi di SC in sospensione, che si deposita parzialmente su detti elementi sferici 42 e quindi deve essere almeno periodicamente rimosso da essi.

30 Venendo ora ad osservare le figure 9, 10 e 11, è illustrata una prima forma di realizzazione dello scambiatore 4 (a letto mobile di elementi sferici o di

forma simile) costituito da una struttura metallica esterna, rivestita internamente da uno o più strati di cui alcuni costituiti da materiale refrattario e altri da materiale termicamente isolante; gli strati possono  
5 essere costituiti da materiali anche diversi tra loro, e possono avere diverse caratteristiche meccaniche e termiche differenziate (isolante o refrattario). In particolare, il materiale refrattario utilizzato può essere a base di allumina.

10 Internamente, lo scambiatore 4 presenta almeno un condotto 1100 per il transito degli elementi sferici 42, sostanzialmente verticale, compreso tra un ingresso 1101 e un'uscita 1102.

Lungo il condotto 1100, è possibile individuare una zona  
15 superiore 1103, una zona intermedia o di transizione 1104, e una zona inferiore 1105.

L'ingresso degli elementi sferici 42 avviene tramite almeno un condotto 1101', di diametro inferiore rispetto al condotto 1100, che si estende attraverso la parete  
20 superiore dello scambiatore 4, all'interno del condotto 1100, per un tratto di lunghezza H1.

Detta zona superiore 1103 comprende, oltre all'ingresso 1101 degli elementi sferici 42, almeno un ingresso 1110 per l'ingresso nella zona superiore del flusso di gas  
25 (e.g. miscela di idrogeno, metano, acetilene, ...) proveniente dal reattore 1. L'ingresso 1110 si può configurare, come comunemente noto, ad esempio in una pluralità di uscite nel condotto 1100 distribuite uniformemente lungo una sezione trasversale del condotto  
30 stesso, cioè lungo la circonferenza perimetrale del condotto in corrispondenza di una sezione trasversale; è possibile anche prevedere una distribuzione su più

sezioni trasversali, poste a quote diverse.

La zona superiore 1103 comprende inoltre almeno un'uscita 1120 per l'uscita del flusso di gas proveniente dal reattore 1, posta nel tratto (di lunghezza H1) compreso fra la parte terminale bassa del condotto 1101' e la parete superiore dello scambiatore 4.

I gas in transito nella zona superiore 1103 cedono calore, raffreddandosi, agli elementi sferici 42 che transitano per gravità lungo il condotto 1101' verso il basso.

Oltre all'uscita 1102 degli elementi sferici 42, la zona inferiore 1105 comprende almeno un condotto 1104' per l'ingresso alla zona inferiore 1105 degli elementi sferici provenienti dalla zona di transizione 1104. Detto condotto 1104' può avere diametro inferiore rispetto al condotto 1100, e si estende attraverso la parete superiore della zona inferiore 1105 per un tratto di lunghezza H2.

La zona inferiore 1105 presenta inoltre almeno un ingresso 1130 del gas da trattare destinato al reattore 1, che può essere singolo, come rappresentato nelle figure, oppure può essere configurato, come noto nella tecnica, in una pluralità di uscite nel condotto 1130 distribuite uniformemente lungo una sezione trasversale del condotto 1100. Inoltre, è possibile anche prevedere una distribuzione su più sezioni trasversali, poste a quote diverse.

Inoltre, la zona inferiore 1105 prevede almeno un'uscita 1140 del gas da trattare diretto verso il reattore 1, posta nel tratto (di lunghezza H2) compreso fra la parte terminale bassa del condotto 1102' e la parete superiore della zona inferiore 1105 dello scambiatore 4.

In questo modo, il gas da trattare riceve calore, riscaldandosi, dagli elementi sferici 42 precedentemente riscaldati nella zona superiore 1103, che quindi si raffreddano nella zona inferiore 1105. Preferibilmente, ma non esclusivamente, la zona inferiore 1105 può essere conformata, nella zona terminale bassa, a forma tronco conica rovesciata, come rappresentato in figura.

La zona di transizione 1104 è individuata tra i collegamenti a quota più bassa della zona superiore 1103 (in figura, l'ingresso 1110 dei gas in uscita dal reattore 1) e la parete superiore della zona inferiore 1105. Preferibilmente, ma non esclusivamente, la zona di transizione 1104 presenta, come rappresentato in figura, una sezione ridotta, con un tratto tronco-conico convergente avente angolo tra asse e parete preferibilmente minore di  $20^\circ$ . Preferibilmente, ma non esclusivamente, la zona di transizione 1104 comprende una pluralità di condotti 1104' che collegano la zona superiore 1103 alla zona inferiore 1105, come rappresentato schematicamente in figura 11.

In corrispondenza dell'uscita 1102 dello scambiatore 4 è previsto un elemento 1303 (figura 12) di tenuta e regolazione del flusso di elementi sferici 42, che può essere realizzato ad esempio mediante una valvola rotativa del tipo descritto nel documento brevettuale US6050289 della HYLSA.

La modalità di gestione dello scambiatore 4 prevede che l'intero flusso degli elementi sferici sia regolato unicamente dalla valvola rotativa 1303, e che non vi siano mai tratti in caduta libera.

In particolare:

- il condotto 1101' è costantemente pieno di elementi sferici 42, almeno nel tratto tra la parete superiore dello scambiatore 4 e la parte bassa terminale del condotto stesso;
- 5 - la zona superiore 1103 è piena di elementi sferici 42 fino al bordo inferiore del condotto 1101';
- la zona di transizione 1104 è costantemente piena, compreso il condotto 1104';
- la zona inferiore 1105 è costantemente piena fino al  
10 bordo inferiore del condotto 1104'.

In questo modo (osservare in particolare la figura 10) si creano almeno due zone A e B di plenum: il plenum A fra la parete esterna del condotto 1101' e la corrispondente zona della parete interna del condotto  
15 1100; il plenum B fra la parete esterna del condotto 1104' e la corrispondente zona della parete interna del condotto 1100.

Dai due plenum A e B vengono aspirati i gas in uscita, rispettivamente il gas ricco di idrogeno dal plenum A e  
20 il gas da trattare dal plenum B.

Venendo ora ad osservare la figura 12 dei disegni allegati, si osserverà come la struttura dello scambiatore di calore 4 secondo l'invenzione consente di ovviare a molti inconvenienti.

25 In particolare, nella zona superiore dello scambiatore 4 occorre garantire che la sostanziale totalità dei gas in transizione nella prima camera (gas che vengono raffreddati dal flusso degli elementi sferici 42 in discesa) esca dallo scambiatore 4 attraverso il condotto

1120, e non fuoriesca attraverso il percorso di ingresso degli elementi sferici 42 stessi.

Inoltre, occorre garantire che il caricamento degli elementi sferici 42 avvenga senza l'introduzione di  
5 ossigeno o di miscele ossidanti di gas (es. aria) nello scambiatore 4.

Nella forma di realizzazione illustrata nelle figure allegate, questo scopo è raggiunto mediante un sistema di caricamento degli elementi sferici 42 costituito in  
10 sequenza, dall'alto verso il basso come rappresentato in figura 12, da:

- un primo contenitore 1201 degli elementi sferici 42, ad esempio un silo o una tramoggia;
- una prima valvola 1301 di tenuta (apri-chiudi) per il  
15 passaggio/blocco degli elementi sferici 42 e dei gas;
- un secondo contenitore 1202 degli elementi sferici 42, ad esempio un silo chiuso, collegato con un sistema 1202' di controllo dell'atmosfera interna al silo 1202, con possibilità di realizzare condizioni di  
20 vuoto e/o condizioni di atmosfera controllata (ad es. inerte, o con azoto, ecc.);
- una seconda valvola 1302 di tenuta (apri-chiudi) per il passaggio / blocco degli elementi sferici 42 e dei gas;
- 25 - un terzo contenitore 1203 degli elementi sferici 42, ad esempio un silo chiuso, collegato direttamente allo scambiatore 4 attraverso il condotto 1101'.

Con questa configurazione dello scambiatore 4 è possibile realizzare un metodo di introduzione degli

elementi sferici 42 nello scambiatore 4 stesso, comprendente le fasi di:

1. chiudere la valvola 1301 e caricare il contenitore 1201 con una quantità non inferiore alla capacità del  
5 contenitore 1202;
2. chiudere la valvola 1302, aprire la valvola 1301 e riempire il contenitore 1202;
3. chiudere la valvola 1301 e realizzare, nel contenitore 1202, condizioni di atmosfera controllata (vuoto,  
10 atmosfera inerte, ecc.) mediante il sistema 1202';
4. aprire la valvola 1302 per scaricare il contenuto del contenitore 1202 all'interno del contenitore 1203, dal quale gli elementi sferici 42 fluiscono nello scambiatore attraverso il condotto 1101', con flusso  
15 continuo e regolato dalla valvola 1303.

In questo modo, nel tratto al di sotto della valvola 1302 viene sempre garantita la presenza di un'atmosfera controllata e di una quantità di elementi sferici 42 adatta a garantire una portata costante, impedendo  
20 contemporaneamente la fuoriuscita dell'idrogeno dal condotto di introduzione degli elementi sferici 42. Inoltre, è opportuno evidenziare che in questo processo:

- i contenitori 1201 e 1203 contengono un livello variabile di elementi sferici 42, e non si trovano mai  
25 in condizioni di assenza di elementi sferici 42;
- il contenitore 1202 si alterna tra una condizione di riempimento completo (quando riceve il carico dal contenitore 1201) e una di svuotamento completo (quando riversa il carico nel contenitore 1203).

30 Come si osserva nelle figure, nello scambiatore 4 è presente una zona di transizione 1104 in cui gli elementi

sferici 42 passano dalla camera alta 1103 (gli elementi sferici 42 ricevono calore dalla corrente di gas in uscita dal reattore 1) ad una camera bassa 1105 (gli elementi sferici 42 cedono calore preriscaldando il gas da trattare - tipicamente metano - in ingresso al reattore 1). In tale zona di transizione 1104 occorre limitare il passaggio del gas da trattare dalla camera bassa alla camera alta, massimizzandone quindi il transito verso il reattore 1.

10 A tal fine è necessario garantire un'adeguata resistenza idraulica/fluidodinamica/fluidica (o, in altri termini, caduta di pressione) al passaggio dei gas nella zona di transizione 1104. Contemporaneamente, è necessario garantire un adeguato flusso degli elementi sferici 42

15 verso il basso, evitando intasamenti nel percorso degli elementi sferici 42 stessi.

Questo risultato può essere ottenuto selezionando una dimensione media degli elementi sferici 42 adeguatamente piccola sia in assoluto, sia rispetto alla dimensione

20 minima del percorso all'interno dello scambiatore.

Preferibilmente, il diametro medio degli elementi sferici 42 è inferiore a 50 mm/25 mm/10 mm/5 mm/1 mm, ad esempio 6 mm, oppure ad esempio 5 mm.

Per garantire un adeguato flusso degli elementi sferici

25 42, senza che si creino ostruzioni, il diametro minimo del passaggio deve essere almeno pari a 10 volte il diametro medio degli elementi sferici 42.

Altro parametro chiave per la realizzazione di un'adeguata resistenza idraulica (o caduta di pressione)



al passaggio dei gas è la lunghezza della zona di transizione 1104, che deve essere preferibilmente pari ad almeno 10/20/50/100/200 volte il diametro medio degli elementi sferici 42.

5 Infine, nella camera alta 1103 dello scambiatore 4, gli elementi sferici 42, oltre a ricevere calore dalla corrente di gas in uscita dal reattore 1, accumulano sulla loro superficie almeno una parte del SC in sospensione nella corrente stessa. Successivamente,  
10 nella camera bassa 1105, gli elementi sferici 42 cedono calore al gas da trattare, preriscaldandolo, e passando da una temperatura nell'ordine dei 1200 / 1500 / 2000°C all'ingresso della camera bassa ad una nell'ordine dei 100 - 400°C al termine della fase di scambio termico con  
15 i gas da trattare diretti al reattore. Al termine di questo percorso si hanno quindi elementi sferici 42 che sono ricoperti da uno strato di SC e che si trovano ad una temperatura elevata. In queste condizioni, qualora fossero esposte ad un agente ossidante (e.g. aria), vi  
20 sarebbe un rischio notevole di incendio del SC.

Per evitare questo rischio, a valle della valvola 1303 di regolazione del flusso di elementi sferici 42, sono previsti mezzi per una transizione controllata, in termini di composizione e temperatura, verso  
25 un'atmosfera ossidante come l'aria. Tali mezzi possono essere composti da un sistema concettualmente analogo a quanto descritto per il caricamento degli elementi sferici 42 in ingresso allo scambiatore, e comprendente:  
- un primo contenitore 1204 che riceve il flusso di

elementi sferici 42 dalla valvola 1303;

- una prima valvola 1304 di tenuta (apri-chiudi) per il passaggio/blocco degli elementi sferici 42 e dei gas;
- un secondo contenitore 1205, dotato di un sistema  
5 1205' di controllo dell'atmosfera interna, e che riceve il carico di elementi sferici 42 dal primo contenitore 1204;
- una seconda valvola 1305 di tenuta (apri-chiudi) per il passaggio/blocco degli elementi sferici 42 e dei  
10 gas.

Con questa configurazione, è possibile realizzare un metodo di evacuazione degli elementi sferici 42 nello scambiatore, comprendente le fasi di:

1. chiudere la valvola 1304 e caricare il contenitore  
15 1204 con una quantità non inferiore alla capacità del contenitore 1205;
2. chiudere la valvola 1305, aprire la valvola 1304 e riempire il contenitore 1205;
3. chiudere la valvola 1304 e realizzare, nel contenitore  
20 1205, condizioni di atmosfera controllata (vuoto, atmosfera inerte, ecc.) mediante il sistema 1205'; NB: questa fase comprende preferibilmente il raffreddamento degli elementi sferici 42 presenti nel contenitore 1205, che può essere realizzato ad esempio  
25 mediante una corrente di gas inerte raffreddata;
4. Aprire la valvola 1305 per scaricare il contenuto del contenitore 1205;
5. Chiudere la valvola 1305 e ripristinare un'atmosfera controllata all'interno del contenitore 1205.

In questo modo, nel tratto al di sopra della valvola 1304 viene garantita ad ogni istante la presenza di un'atmosfera controllata e di un volume disponibile adatto a ricevere la portata costante proveniente dalla

5 valvola 1303, impedendo contemporaneamente l'ingresso di aria nello scambiatore. Inoltre, si evidenzia che in questo processo:

- il contenitore 1204 contiene un livello variabile di elementi sferici 42;
- 10 - il contenitore 1205 si alterna tra una condizione di riempimento completo (quando riceve il carico dal contenitore 1204) e una di svuotamento completo (quando riversa il carico attraverso la valvola 1305).

In questo modo è possibile scaricare efficacemente gli

15 elementi sferici 42 dallo scambiatore 4 ad una temperatura sicura per evitare la combustione in aria incontrollata del SC.

A valle della valvola 1305 può essere realizzato uno stoccaggio in aria degli elementi sferici 42 per un loro

20 successivo utilizzo nello scambiatore 4, dopo un'opportuna fase di pulizia da residui di SC.

Inoltre, possono essere previsti mezzi per il ricircolo in atmosfera controllata degli elementi sferici 42 dall'uscita all'ingresso dello scambiatore 4, che

25 possono comprendere il raffreddamento, la pulizia dal SC e il suo recupero.

In una sua seconda forma di realizzazione, lo scambiatore 4 può avere una struttura a letto fisso (osservare le figure 13 e 14), costituito da almeno due unità 44 e 45,

30 che lavorano in configurazione alternata.

In questa forma di realizzazione, il mezzo di scambio termico all'interno delle unità 44 e 45 può basarsi su solidi con forme e composizioni diverse quali ad esempio sfere, selle, schiume, anelli, nidi d'ape, etc., ed in  
5 materiale ceramico, metallico, ossidi metallici (per esempio DRI).

Ad esempio, il mezzo di scambio è costituito da sfere ceramiche a base di allumina resistenti ad alta temperatura ( $>1200\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) con diametro compreso tra 1 e 100  
10 mm.

In generale all'interno delle unità 44 e 45 è presente una massa statica, permeabile al passaggio dei gas, in grado di scambiare calore con i gas in transito.

In una prima fase (figura 13), il flusso S2 di gas  
15 prodotti dal reattore 1, ad elevata temperatura, viene fatto transitare attraverso l'unità 44, che subisce un riscaldamento, ottenendo così un flusso S3 di gas raffreddati; contemporaneamente, il flusso FG del gas da trattare viene fatto transitare attraverso l'unità 45,  
20 che è stata precedentemente riscaldata ad alta temperatura e che cede calore, raffreddandosi, al gas in transito, il quale esce come flusso S1 di gas preriscaldato da trattare e che viene inviato al reattore 1 per la pirolisi.

25 In una seconda fase (figura 14), il flusso S2 di gas prodotti dal reattore 1, ad elevata temperatura, viene deviato verso l'unità 45, che ora subisce un riscaldamento, ottenendo così un flusso S3 di gas raffreddati; contemporaneamente, il flusso FG del gas da  
30 trattare viene ora fatto transitare attraverso l'unità 44, che è stata riscaldata ad alta temperatura durante la prima fase e che ora cede calore, raffreddandosi, al

gas in transito, il quale esce come flusso S1 di gas preriscaldato da trattare e che viene inviato al reattore 1 per la pirolisi.

5 Dalla descrizione sopra esposta, risulta chiaro ed evidente al tecnico del ramo che le configurazioni dello scambiatore 4 descritte, benché particolarmente adatte ad essere accoppiate al reattore 1 illustrato nelle sue diverse forme realizzative, possono essere efficacemente utilizzate anche in unione con altre tipologie di reattori per la produzione di idrogeno mediante pirolisi ad alta temperatura, quali ad esempio reattori ad arco plasma con elettrodi fissi e/o comunque orientati, in particolare, ma non esclusivamente, reattori che comprendono torce al plasma.

15 Come si può comprendere dalla descrizione precedente, la disposizione degli elettrodi con un orientamento sostanzialmente verticale e la possibilità di una loro regolazione della potenza puntuale e precisa attraverso detto sistema di movimentazione degli elettrodi stessi consente di ottenere un reattore 1 molto vantaggioso ed in grado di risolvere i problemi specifici della tecnica anteriore. Inoltre, in questo modo, nel reattore 1 si ha una notevole facilità e flessibilità nel cambio dell'elettrodo, e una semplificazione del sistema di  
20 tenute del reattore per prevenire infiltrazioni di ossigeno.

Inoltre con la soluzione secondo l'invenzione, si ottiene una massimizzazione della resa in idrogeno, una iniezione del gas, in particolare metano in una zona a  
30 temperatura uniforme e controllata e un agevole riciclo

dei gas non convertiti.

Ulteriormente, secondo l'invenzione, si ottiene la possibilità di parziale separazione del carbonio solido all'interno del reattore 1 stesso.

5 Infine, con la soluzione secondo la presente invenzione si ottiene il recupero termico dai gas ad alta temperatura e la riduzione dei consumi.

La soluzione secondo la presente invenzione consente inoltre l'integrazione di sistema del reattore di  
10 pirolisi con il recupero calore dai prodotti caldi (gas e solidi) in uscita e preriscaldamento gas in ingresso.

Questa integrazione di sistema consente di ottenere un'efficienza particolarmente elevata, grazie alla possibilità di recuperare calore non solo dai gas, ma  
15 anche, almeno parzialmente, dal carbonio solido, attraverso la particolare struttura del reattore e dello scambiatore, ed utilizzare efficacemente tale calore per il preriscaldamento del gas in ingresso.

La presente invenzione è stata descritta, a titolo  
20 illustrativo, ma non limitativo, secondo sue forme preferite di realizzazione, ma è da intendersi come variazione e/o modifiche possano essere apportate da un esperto nel ramo senza per questo uscire dal relativo ambito di protezione come definito nelle rivendicazioni  
25 allegate.

Barzanò & Zanardo Milano S.p.A.

## RIVENDICAZIONI

1. Impianto per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno mediante pirolisi di una miscela di gas in  
5 ingresso comprendente idrocarburi allo stato gassoso, detto impianto comprendendo:
- un reattore (1) per il riscaldamento e pirolizzazione di detta miscela di gas in ingresso mediante arco elettrico e conseguente produzione di una miscela  
10 prodotta in uscita nella quale la concentrazione di idrogeno è maggiore rispetto alla concentrazione di idrogeno in detta miscela di gas in ingresso, e contenente una frazione solida comprendente carbonio;
  - uno scambiatore di calore (4) per il preriscaldamento  
15 di detta miscela di gas in ingresso e per il raffreddamento di detta miscela prodotta in uscita; detto impianto essendo caratterizzato dal fatto che:
    - detto reattore (1) comprende
      - una struttura di contenimento (100) che definisce  
20 una camera di reazione (101), dotata di aperture controllabili per l'ingresso (120) di detta miscela di gas in ingresso, per l'uscita (130) della miscela prodotta;
      - almeno un elettrodo (200), passante attraverso uno  
25 o più fori nella struttura di contenimento (100), ed elementi di tenuta (150) tra detti fori e detto almeno un elettrodo (200) per prevenire lo scambio di gas tra interno ed esterno,
      - almeno un elemento elettricamente conduttivo (300)  
30 posto almeno parzialmente all'interno di detta camera di reazione (101),
      - in cui detto almeno un elettrodo (200) è

movimentabile, relativamente ad altri elettrodi (200) o a detto elemento elettricamente conduttivo (300), lungo il proprio asse (X),

in cui detto arco elettrico si forma tra detti uno  
5 o più elettrodi (200) e detto elemento elettricamente conduttivo (300);

e in cui

detto scambiatore di calore (4) prevede uno o più  
10 elementi di accumulo e scambio termico (42, 44, 45), in cui

detti elementi di accumulo e scambio termico (42, 44, 45) accumulano calore raffreddando detta miscela prodotta in uscita dal reattore (1) e successivamente o contemporaneamente cedono calore preriscaldando detta  
15 miscela di gas in ingresso nel reattore (1).

2. Impianto secondo la rivendicazione 1, in cui la miscela di gas in ingresso comprende gas prodotti da fonti rinnovabili.

3. Impianto secondo una delle rivendicazioni precedenti,  
20 in cui detto almeno un elettrodo (200) è disposto con asse (X) sostanzialmente verticale.

4. Impianto secondo una delle rivendicazioni precedenti, in cui detto elemento elettricamente conduttivo (300) è fisso rispetto alla struttura di contenimento (100).

25 5. Impianto secondo una delle rivendicazioni precedenti, in cui detto elemento elettricamente conduttivo (300) è interamente all'interno di detta camera di reazione (101).

6. Impianto secondo una delle rivendicazioni precedenti,  
30 ulteriormente comprendente:

- un separatore solido-gas (2) per la separazione di detta miscela prodotta in uscita da componenti solide e



polverose in essa presenti;

- un separatore gas-gas (3) per la suddivisione di detta miscela prodotta in uscita, privata delle componenti solide, in una miscela ulteriormente arricchita in idrogeno ed una miscela prevalentemente composta da altri gas residui.

7. Impianto secondo una delle precedenti rivendicazioni, in cui detti elementi di accumulo e scambio termico (42) sono costituiti da una pluralità di elementi di forma simile tra loro, ed in cui detto scambiatore (4) comprende

- una prima camera (1103), che prevede almeno un ingresso superiore (1101), posto nella parte alta della stessa, per l'ingresso nello scambiatore (4) di detti elementi di accumulo e scambio termico (42),

almeno un ingresso (1110) in comunicazione con l'uscita dal reattore (1) di detta miscela prodotta nel reattore (1), in modo che detta miscela ceda calore, raffreddandosi, a detti elementi di accumulo e scambio termico (42),

almeno un'uscita (1120) verso detto reattore (1) di detta miscela di gas, ad una temperatura inferiore rispetto a quella di detto ingresso, detta prima camera (1103) di detto scambiatore (4) essendo comunicante con una seconda camera (1105), posta a quota verticale inferiore alla prima camera (1103), a sua volta comprendente

almeno un ingresso superiore per detti elementi di accumulo e scambio termico (42) provenienti, caldi, dalla prima camera (1103),

almeno un ingresso (1130) di detta miscela di gas

da sottoporre a lavorazione in ingresso, in modo che detti elementi di accumulo e scambio termico (42) cedano calore, riscaldandola, a detta miscela di gas in ingresso,

5           almeno un'uscita (1140) di detta miscela di gas in ingresso in comunicazione con l'ingresso di detto reattore (1)

          almeno un'uscita inferiore (1102) della seconda camera (1105), per l'uscita di detti elementi di accumulo  
10       e scambio termico (42) dallo scambiatore (4),  
in cui detti elementi di accumulo e scambio (42) termico passano per gravità dalla prima camera (1103) alla seconda camera (1105).

8. Impianto secondo la rivendicazione 7, in cui detto  
15       scambiatore (4) comprende una zona (1104) di transizione fra la prima (1103) e la seconda (1105) camera, detta zona (1104) di transizione avendo una sezione di passaggio, per detti elementi di accumulo e scambio termico (42), inferiore alla sezione di passaggio della  
20       prima (1103) e della seconda camera (1105).

9. Impianto secondo la rivendicazione 8, in cui detta zona di transizione (1104) ha sezione calibrata in modo da avere dimensione trasversale pari ad almeno circa 10 volte la dimensione media di detti elementi di accumulo  
25       e scambio termico (42), e lunghezza nella direzione del moto di detti elementi di accumulo e scambio termico (42) pari ad almeno circa 20 volte la dimensione media di detti elementi (42).

10. Impianto secondo una delle rivendicazioni da 7 a 9,  
30       in cui detto scambiatore (4) comprende mezzi di tenuta (1201, 1202, 1203, 1204, 1205, 1301, 1302, 1303, 1304, 1305) posti, nella direzione verticale, a monte

dell'ingresso superiore della prima camera (1103) e a valle dell'uscita inferiore della seconda camera (1105), mezzi di tenuta che consentono l'ingresso nella prima camera (1103) e l'uscita dalla seconda camera (1105)  
5 degli elementi di accumulo e scambio, impendendo allo stesso tempo l'ingresso e l'uscita di fluidi, in particolare di gas, all'interno o verso l'esterno dello scambiatore (4).

11. Impianto secondo la rivendicazione 10, in cui detti  
10 mezzi di tenuta comprendono una valvola (1303) di regolazione, ad esempio di tipo rotativo, del flusso di detti elementi di accumulo e scambio (42) posta in corrispondenza dell'uscita inferiore della seconda camera.

15 12. Impianto secondo la rivendicazione 11, in cui detta valvola di regolazione (1303) regola il moto di detti elementi di accumulo e scambio termico (42) in modo tale che tutte le sezioni di passaggio di detti elementi (42) nello scambiatore (4) siano sempre sostanzialmente piene  
20 di detti elementi, i quali dunque non percorrono mai tratti in caduta libera all'interno dello scambiatore (4).

13. Impianto secondo la rivendicazione 12, ulteriormente comprendente  
25 - un primo contenitore (1201) degli elementi di accumulo e scambio,  
- una prima valvola (1301) di tenuta (apri-chiudi) per il passaggio/blocco degli elementi sferici (42) e dei gas,  
30 - un secondo contenitore (1202) degli elementi di accumulo e scambio (42) collegato con un sistema

(1202') di controllo dell'atmosfera interna al secondo contenitore (1202) che consenta di realizzare condizioni di vuoto e/o condizioni di atmosfera controllata,

- 5 - una seconda valvola (1302) di tenuta (apri-chiudi) per il passaggio/blocco degli elementi di accumulo e scambio (42) e dei gas;
- un terzo contenitore (1203) degli elementi di accumulo e scambio (42), chiuso, e collegato direttamente allo  
10 scambiatore (4),

detti elementi essendo disposti in sequenza e verticalmente l'uno sopra all'altro, e sopra lo scambiatore (4).

14. Impianto secondo la rivendicazione 12 o 13,  
15 ulteriormente comprendente

- un primo contenitore (1204) che riceve il flusso di elementi di accumulo e scambio (42) dalla valvola di regolazione (1303);
  - una prima valvola (1304) di tenuta (apri-chiudi) per  
20 il passaggio/blocco degli elementi di accumulo e scambio (42) e dei gas;
  - un secondo contenitore (1205), dotato di un sistema (1205') di controllo dell'atmosfera interna, e che riceve il carico di elementi di accumulo e scambio  
25 (42) dal primo contenitore (1204);
  - una seconda valvola (1305) di tenuta (apri-chiudi) per il passaggio/blocco degli elementi di accumulo e scambio (42) e dei gas,
- detti elementi (42) essendo disposti in sequenza e  
30 verticalmente l'uno sopra all'altro, e sotto lo scambiatore (4).

15. Impianto secondo una o più delle rivendicazioni da 1 a 6, in cui detti elementi di accumulo e scambio termico (42) sono costituiti da almeno una prima ed una seconda matrice (44, 45), permeabili al passaggio dei gas in ingresso e in uscita dal reattore (1), in cui in una prima fase i gas in uscita dal reattore (1) transitano attraverso la prima matrice (44), riscaldandola, e i gas in ingresso transitano attraverso la seconda matrice (45), riscaldandosi, e in una seconda fase detti flussi di gas sono invertiti, per cui i flussi di gas in uscita dal reattore (1) transitano attraverso la seconda matrice (45), riscaldandola, e i gas in ingresso transitano attraverso la prima matrice (44), riscaldandosi.
16. Procedimento per la produzione di idrogeno mediante pirolisi di una miscela di gas comprendente idrocarburi allo stato gassoso, detto procedimento essendo realizzato in un impianto secondo una qualunque delle rivendicazioni da 1 a 15, e comprendendo:
- una prima fase di preriscaldamento, in cui detta miscela di gas riceve calore mediante contatto con uno o più elementi di accumulo termico precedentemente riscaldati;
  - una seconda fase di riscaldamento mediante arco elettrico durante la quale detta miscela di gas subisce una reazione di pirolisi incrementando la concentrazione di idrogeno;
  - una terza fase di raffreddamento, in cui detta miscela di gas cede calore mediante contatto a detti uno o più elementi di accumulo termico così da riscaldarli prima di detta prima fase.

17. Impianto per la produzione ad elevata efficienza di idrogeno mediante pirolisi di una miscela di gas in ingresso comprendente idrocarburi allo stato gassoso, detto impianto comprendendo:

5 - un reattore per il riscaldamento e pirolizzazione di detta miscela di gas in ingresso mediante arco plasma e conseguente produzione di una miscela prodotta in uscita nella quale la concentrazione di idrogeno è maggiore rispetto alla concentrazione di idrogeno in detta  
10 miscela di gas in ingresso, e contenente una frazione solida comprendente carbonio;

- uno scambiatore di calore (4) per il preriscaldamento di detta miscela di gas in ingresso e per il raffreddamento di detta miscela prodotta in uscita;

15 detto impianto essendo caratterizzato dal fatto che: detto scambiatore di calore (4) prevede uno o più elementi di accumulo e scambio termico (42, 44, 45), in cui

detti elementi di accumulo e scambio termico (42, 44,  
20 45) accumulano calore raffreddando detta miscela prodotta in uscita dal reattore (1) e successivamente o contemporaneamente cedono calore preriscaldando detta miscela di gas in ingresso nel reattore (1).

18. Impianto secondo la rivendicazione 17,

25 in cui detti elementi di accumulo e scambio termico (42) sono costituiti da una pluralità di elementi di forma simile tra loro, ed in cui detto scambiatore (4) comprende

- una prima camera (1103), che prevede

- almeno un ingresso superiore (1101), posto nella parte alta della stessa, per l'ingresso nello scambiatore (4) di detti elementi di accumulo e scambio termico (42),
- 5 almeno un ingresso (1110) in comunicazione con l'uscita dal reattore (1) di detta miscela prodotta nel reattore (1), in modo che detta miscela ceda calore, raffreddandosi, a detti elementi di accumulo e scambio termico (42),
- 10 almeno un'uscita (1120) verso detto reattore (1) di detta miscela di gas, ad una temperatura inferiore rispetto a quella di detto ingresso,
- detta prima camera (1103) di detto scambiatore (4) essendo comunicante con una seconda camera (1105), posta
- 15 a quota verticale inferiore alla prima camera (1103), a sua volta comprendente
- almeno un ingresso superiore per detti elementi di accumulo e scambio termico (42) provenienti, caldi, dalla prima camera (1103),
- 20 almeno un ingresso (1130) di detta miscela di gas da sottoporre a lavorazione in ingresso, in modo che detti elementi di accumulo e scambio termico (42) cedano calore, riscaldandola, a detta miscela di gas in ingresso,
- 25 almeno un'uscita (1140) di detta miscela di gas in ingresso in comunicazione con l'ingresso di detto reattore (1)
- almeno un'uscita inferiore (1102) della seconda camera (1105), per l'uscita di detti elementi di accumulo

e scambio termico (42) dallo scambiatore (4),  
in cui detti elementi di accumulo e scambio (42) termico  
passano per gravità dalla prima camera (1103) alla  
seconda camera (1105).

5 19. Impianto secondo la rivendicazione 17,  
in cui detti elementi di accumulo e scambio termico (42)  
sono costituiti da almeno una prima ed una seconda  
matrice (44, 45), permeabili al passaggio dei gas in  
ingresso e in uscita dal reattore (1), in cui in una  
10 prima fase i gas in uscita dal reattore (1) transitano  
attraverso la prima matrice (44), riscaldandola, e i gas  
in ingresso transitano attraverso la seconda matrice  
(45), riscaldandosi, e in una seconda fase detti flussi  
di gas sono invertiti, per cui i flussi di gas in uscita  
15 dal reattore (1) transitano attraverso la seconda  
matrice (45), riscaldandola, e i gas in ingresso  
transitano attraverso la prima matrice (44),  
riscaldandosi.

20

Barzanò & Zanardo Milano S.p.A.



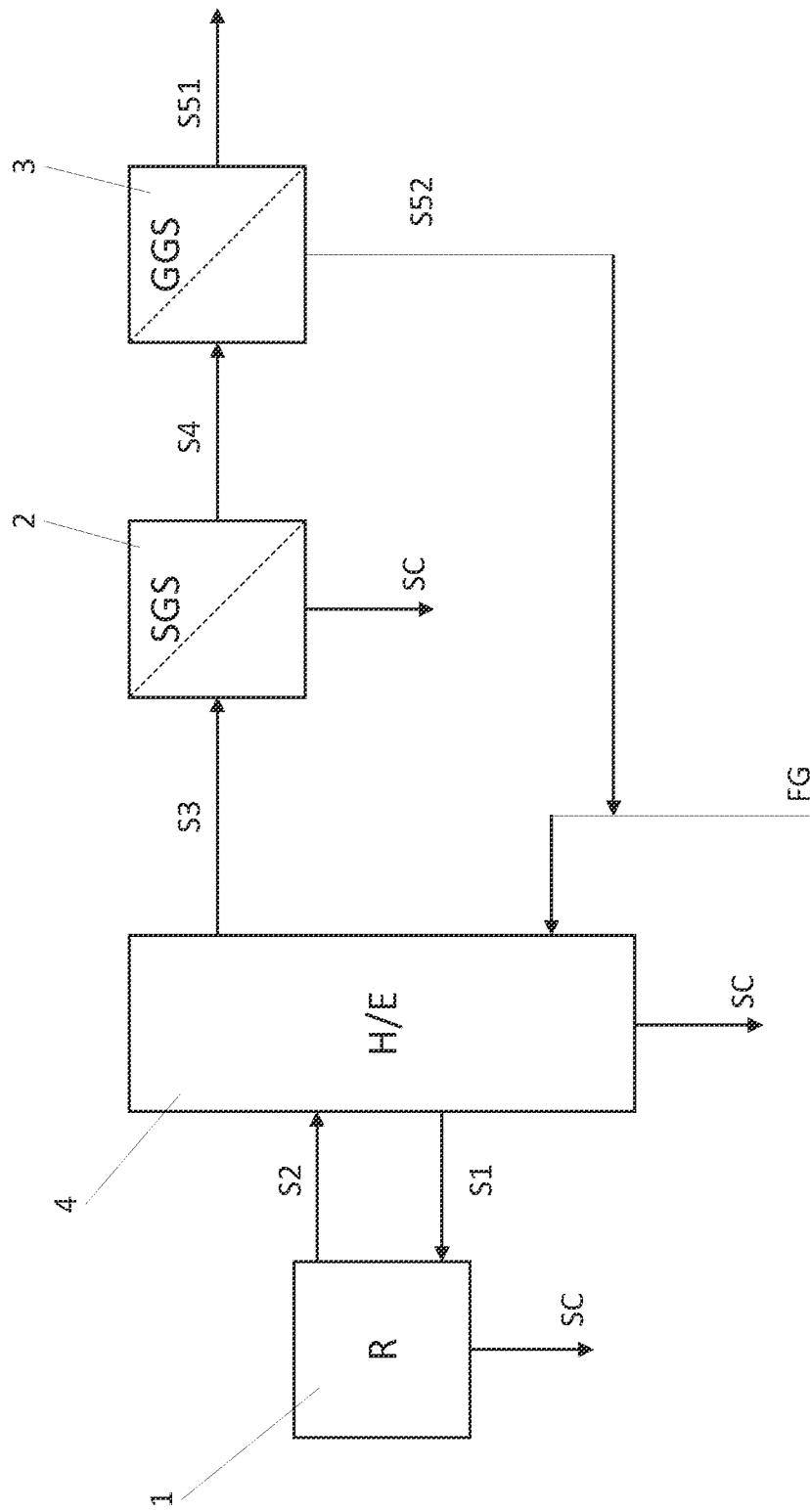


Fig. 1

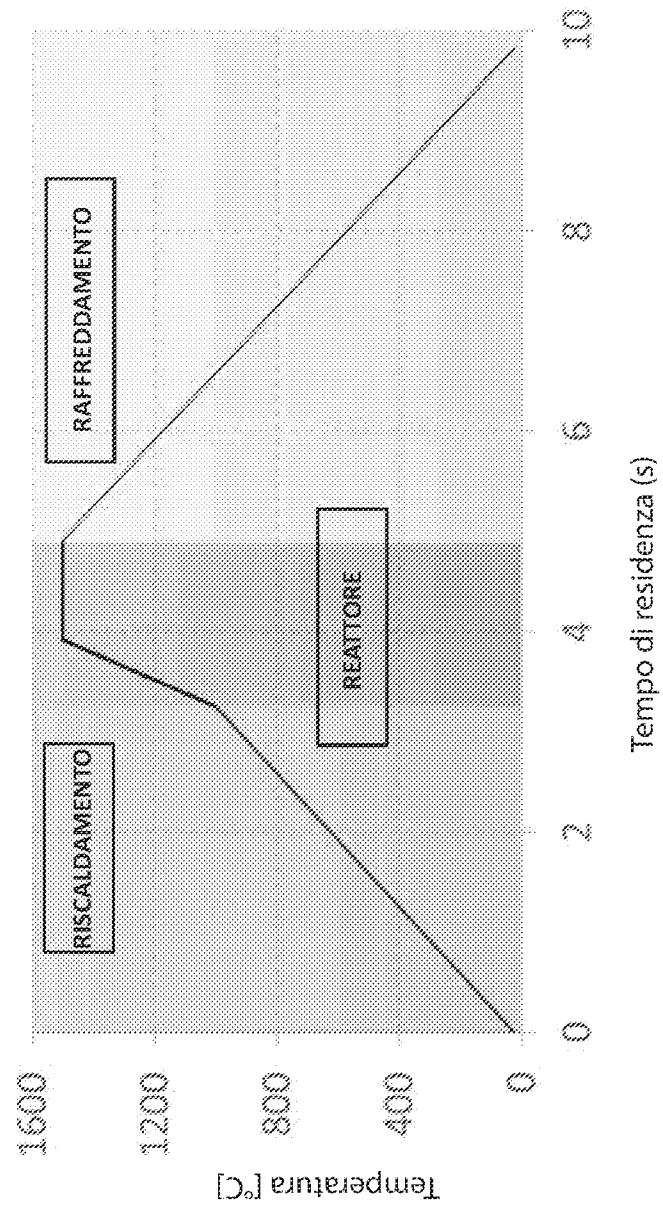


Fig. 2

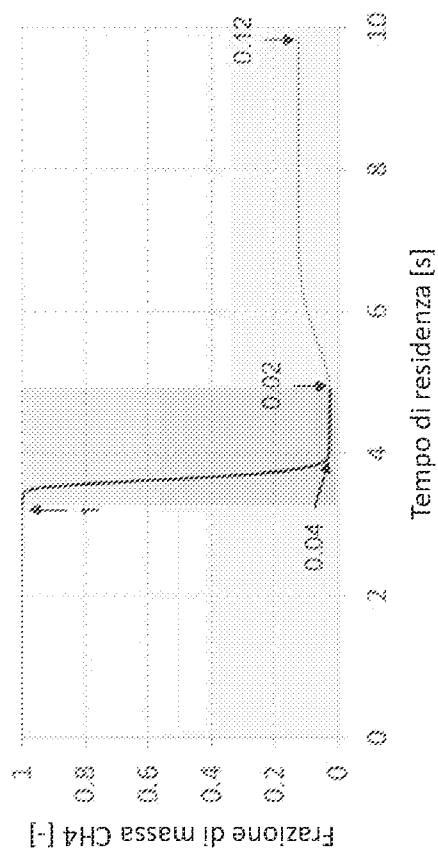


Fig. 3a

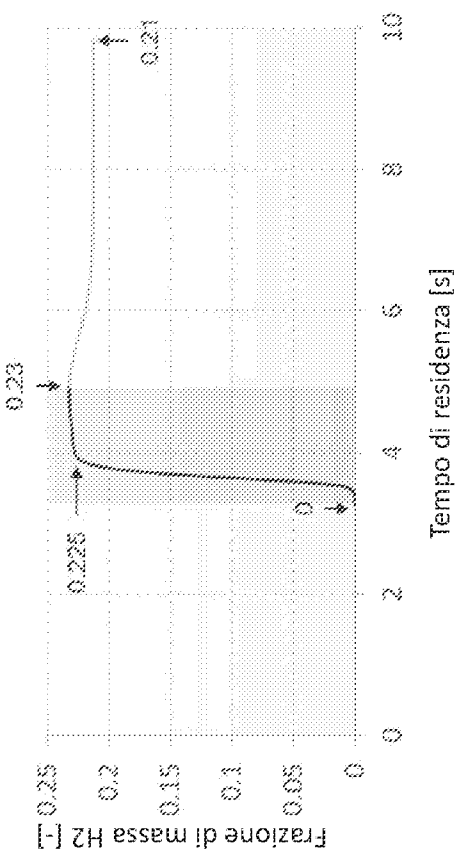


Fig. 3b

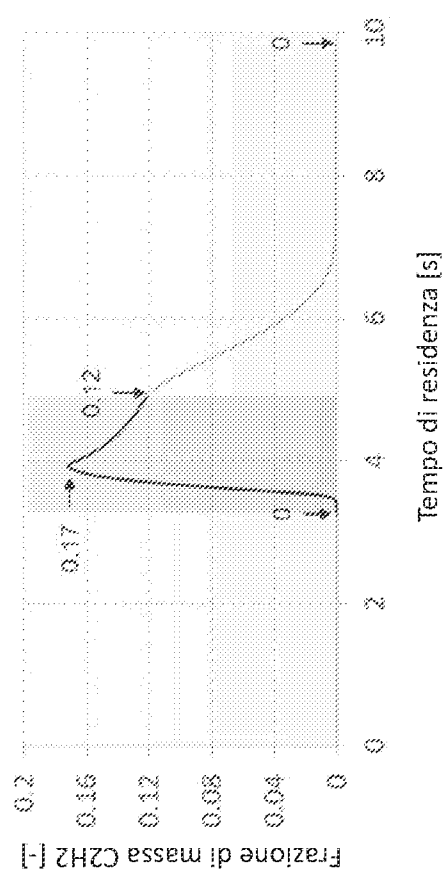


Fig. 3c

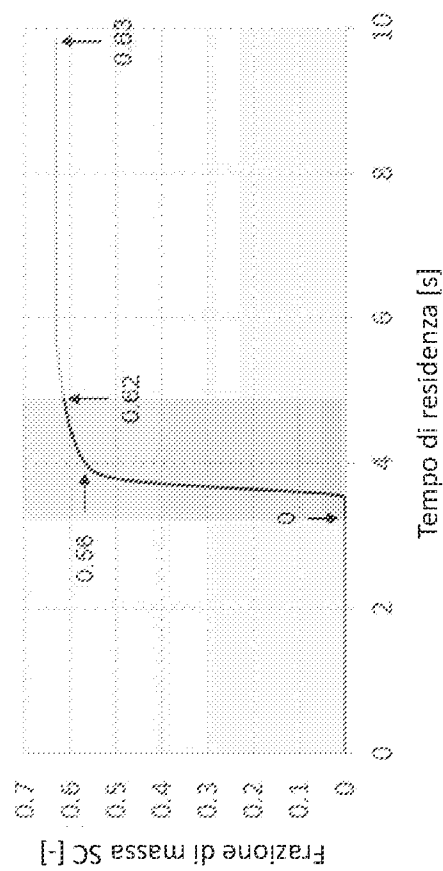


Fig. 3d

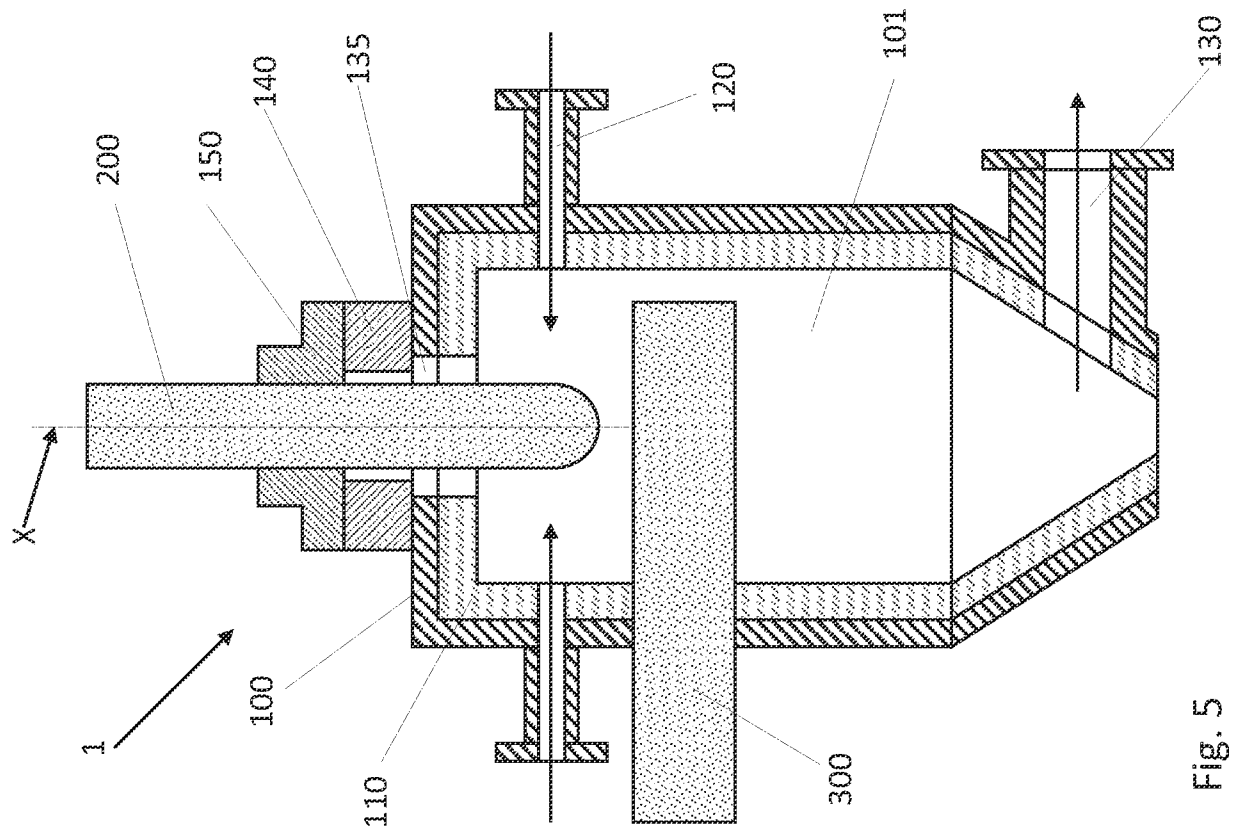


Fig. 5

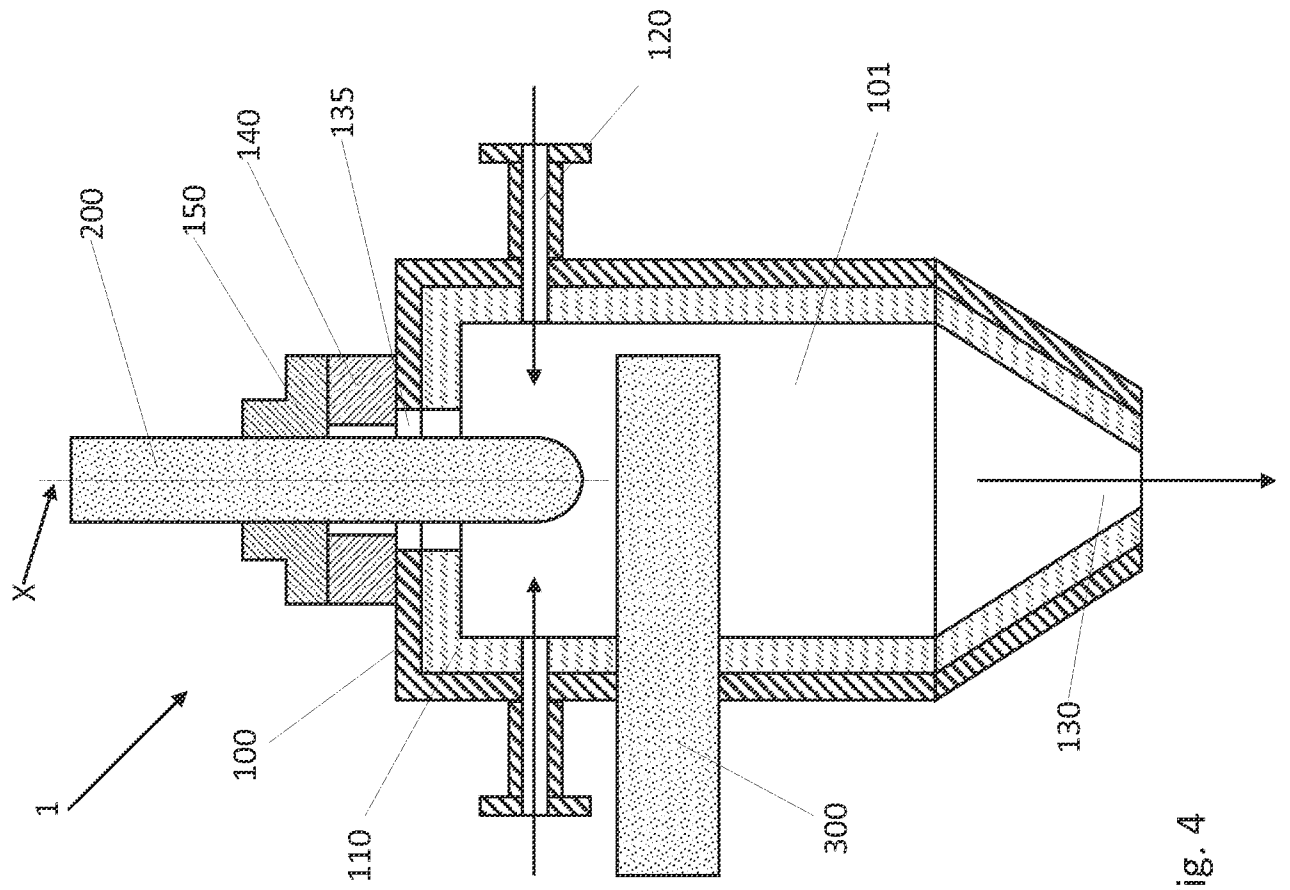


Fig. 4

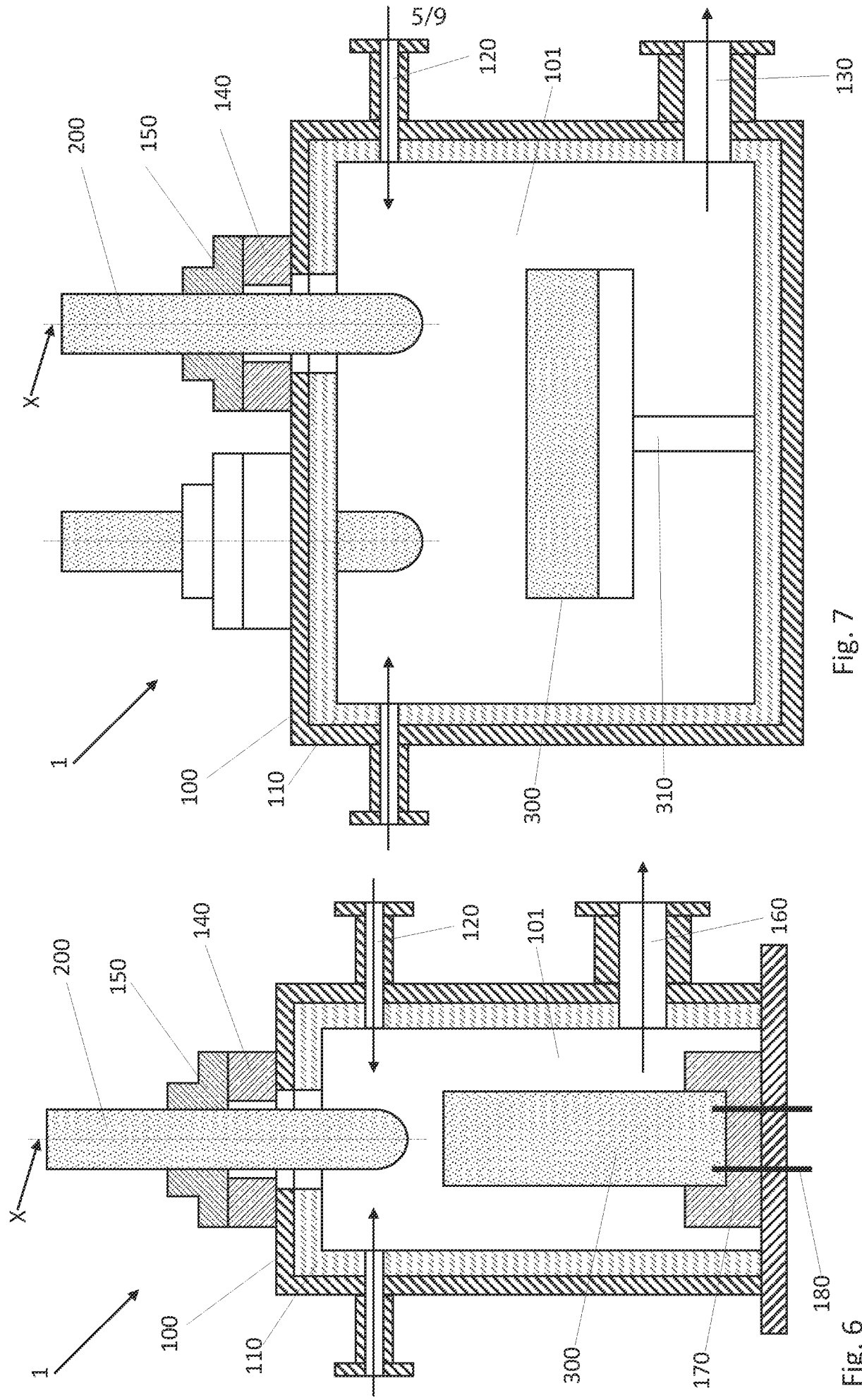


Fig. 7

Fig. 6

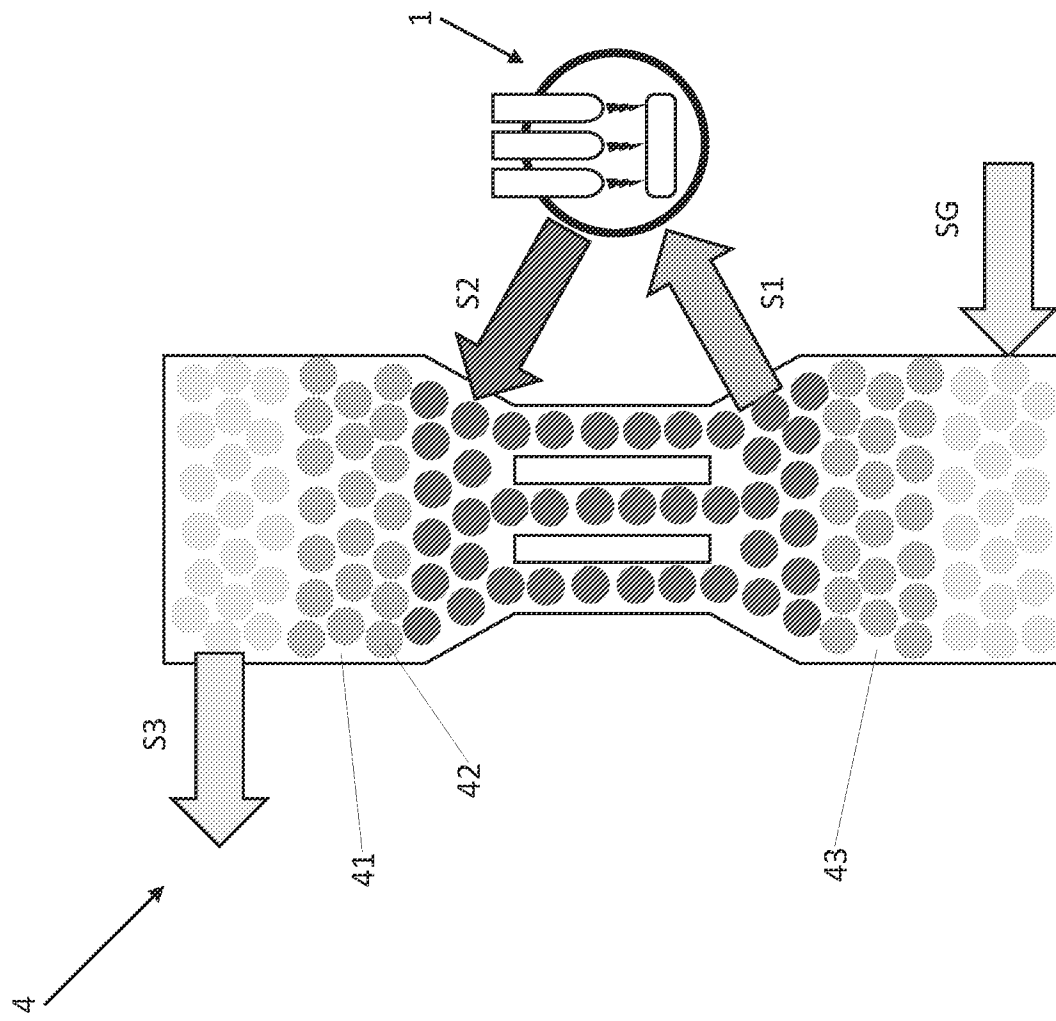


Fig. 8

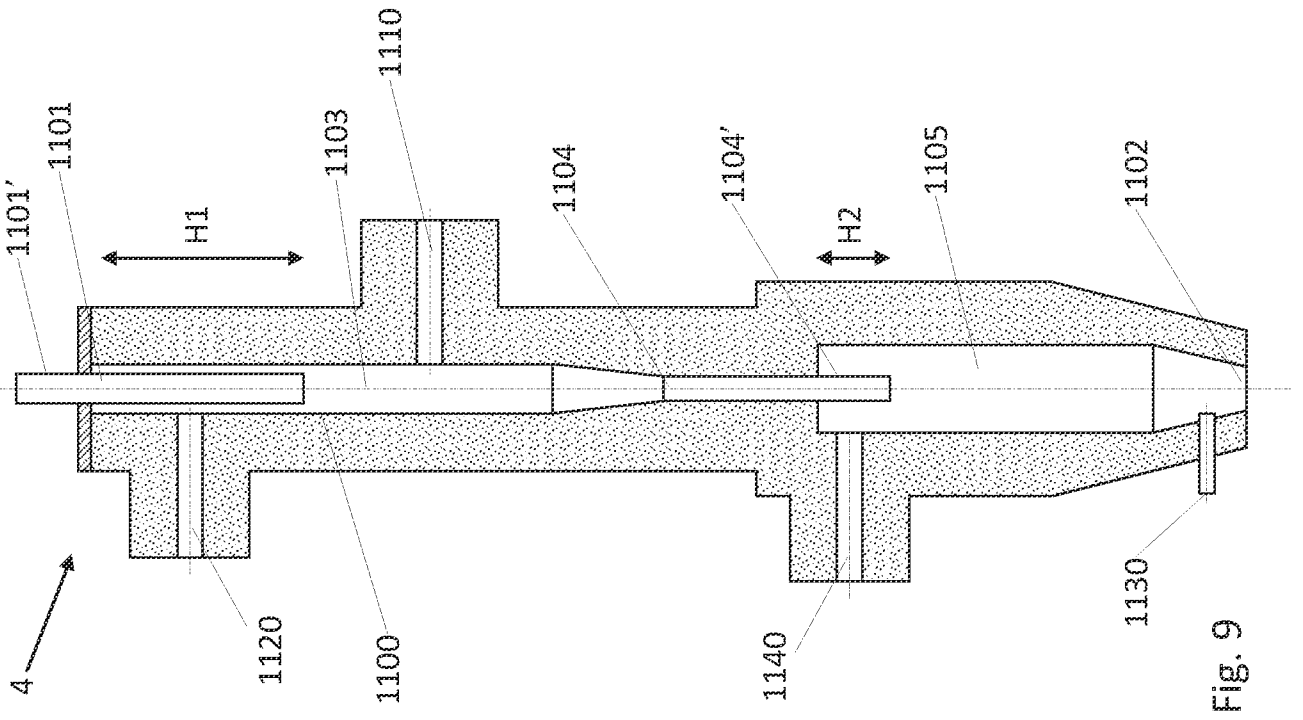


Fig. 9

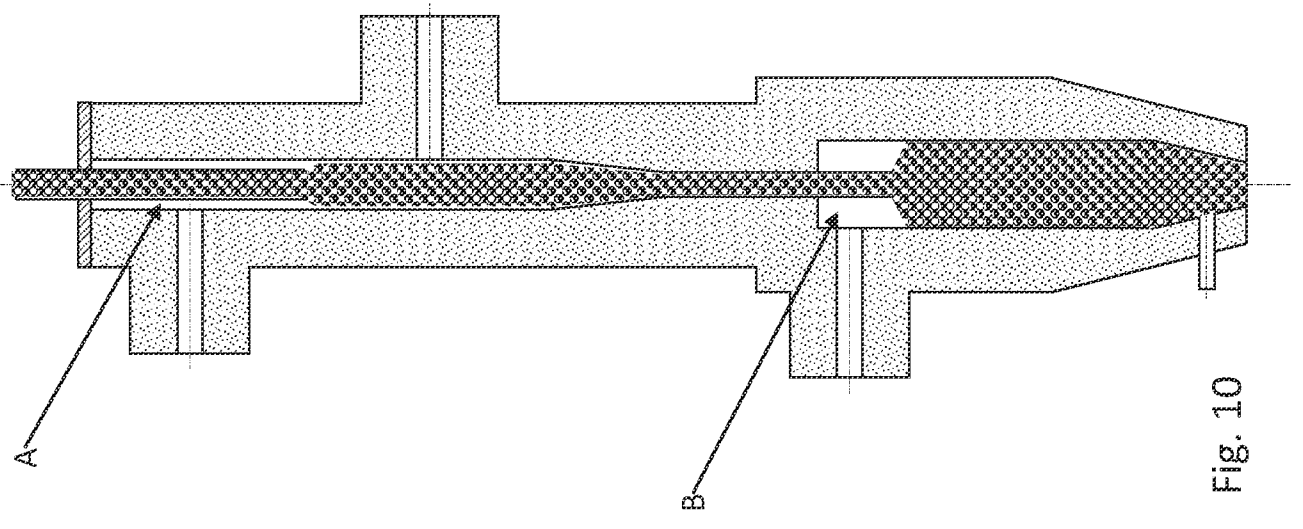


Fig. 10

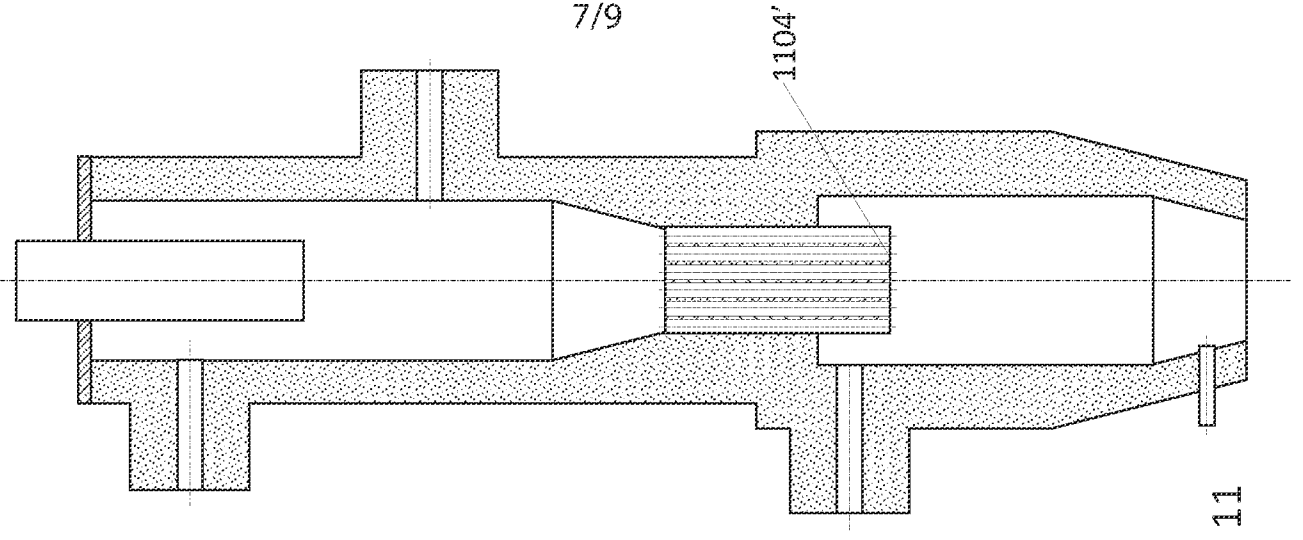


Fig. 11

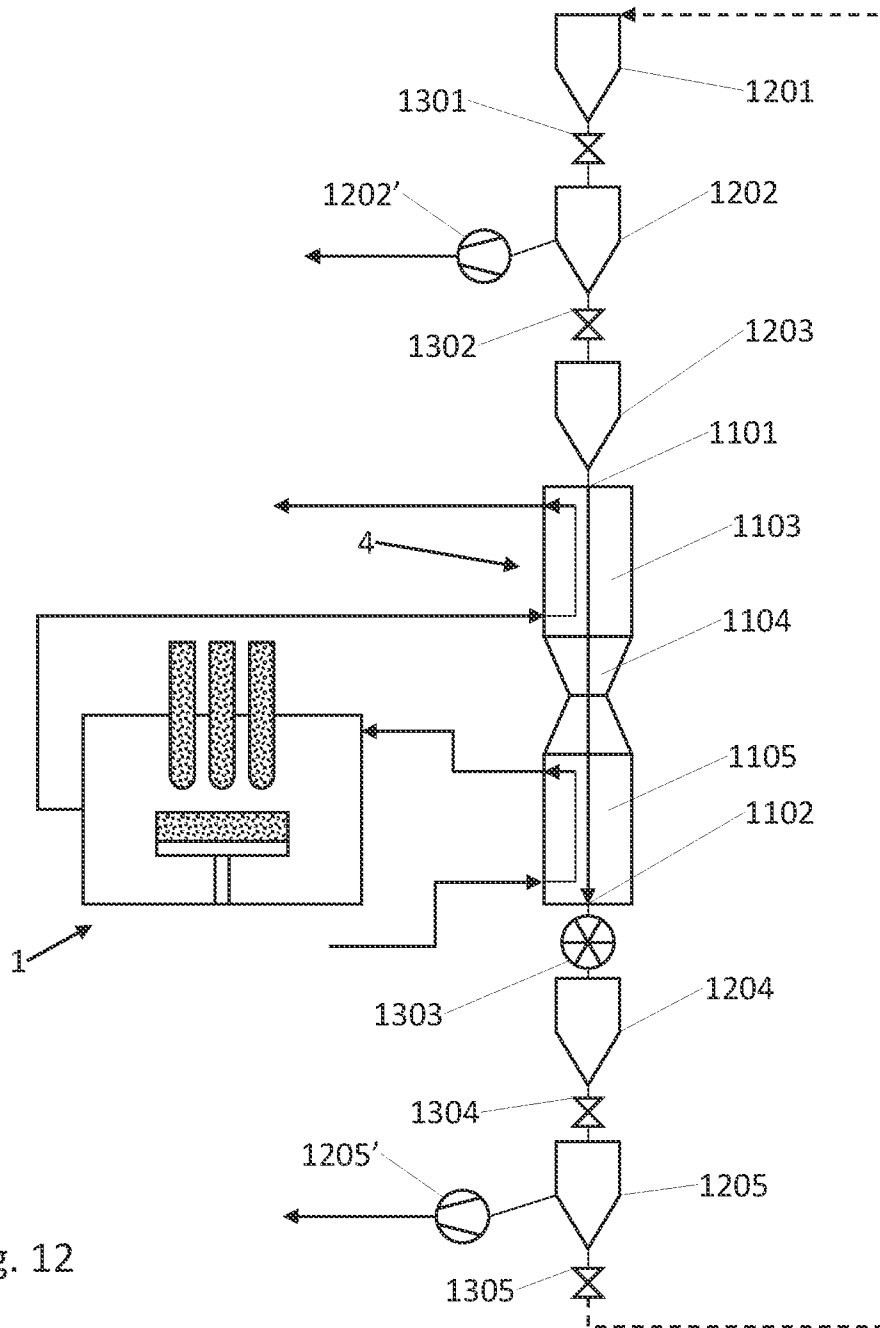


Fig. 12



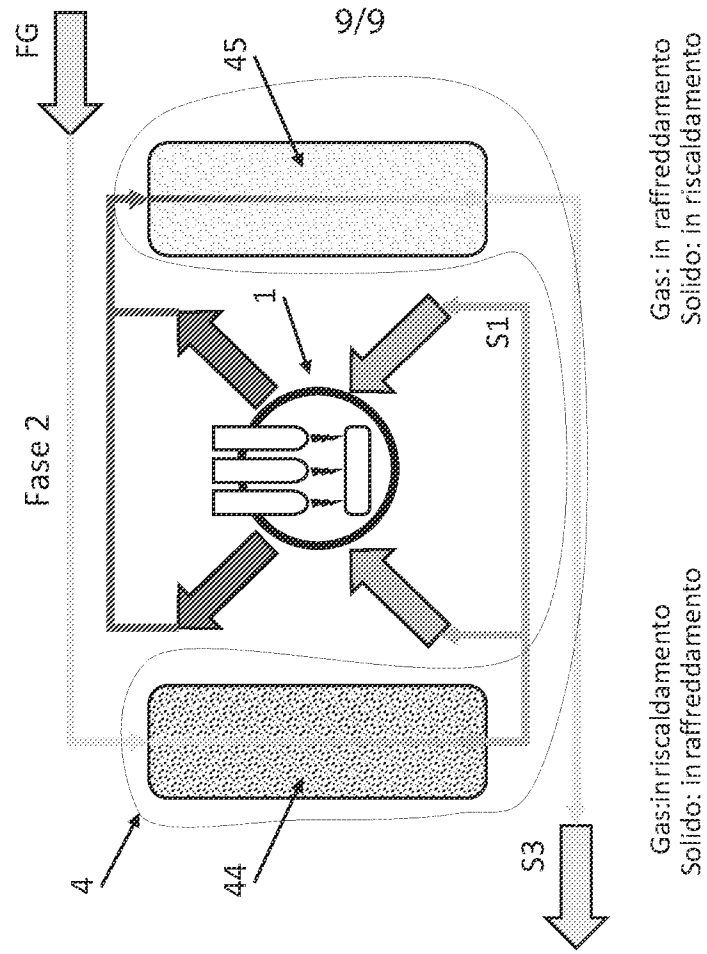


Fig. 13

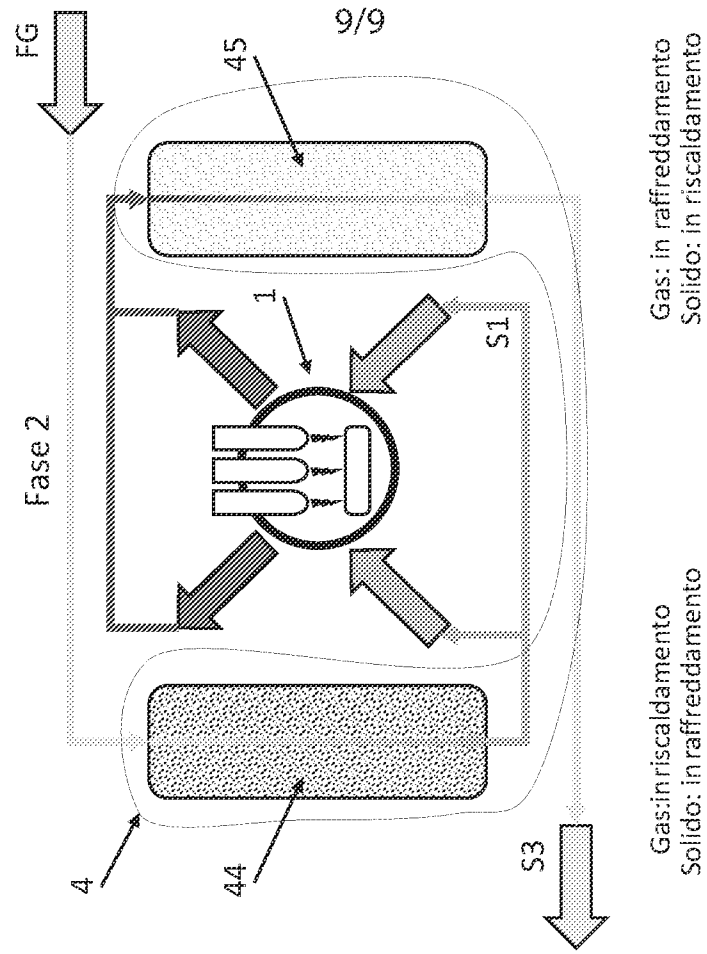


Fig. 14