



## (12) PATENT

(19) NO

(11) 339763

(13) B1

NORGE

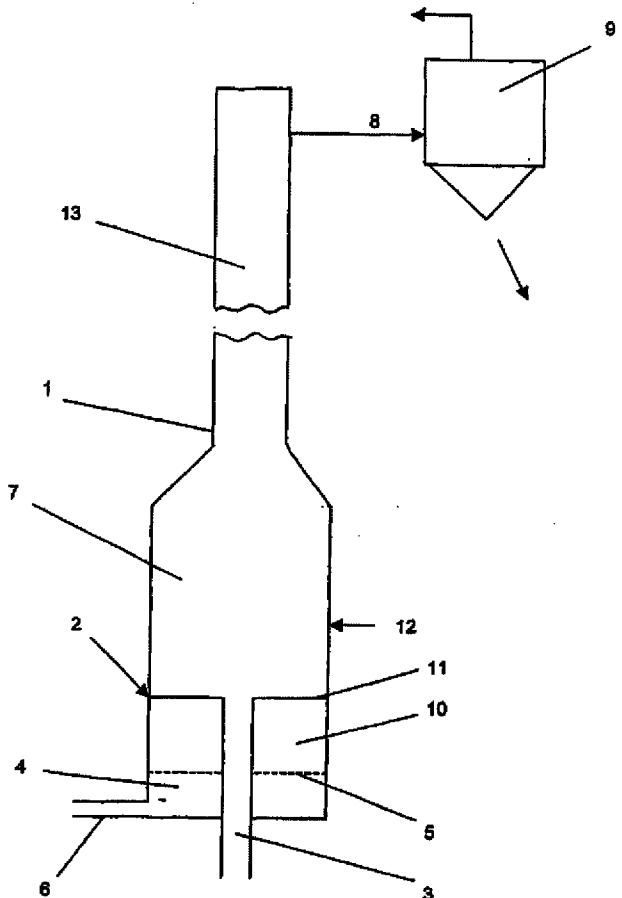
(51) Int Cl.

*B01J 8/24 (2006.01)*  
*B01J 8/18 (2006.01)*  
*B01J 8/00 (2006.01)*  
*C04B 7/47 (2006.01)*  
*F28C 3/16 (2006.01)*  
*C22B 1/10 (2006.01)*

## Patentstyret

(21)	Søknadsnr	20053268	(86)	Int.inng.dag og søknadsnr	2003.12.12 PCT/EP2003/14105
(22)	Inng.dag	2005.07.04	(85)	Videreføringsdag	2005.07.04
(24)	Løpedag	2003.12.12	(30)	Prioritet	2002.12.23, DE, 10260738
(41)	Alm.tilgj	2005.09.05			
(45)	Meddelt	2017.01.30			
(73)	Innehaver	Outokumpu Technology OY, Riihitontuntie 7, FI-02200 ESBO, Finland			
(72)	Oppfinner	Martin Hirsch, Am Vogelschutz 5, DE-61381 FRIEDRICHSDORF, Tyskland			
		Michael Ströder, Dürerstrasse 77, DE-61267 NEU-ANSPACH, Tyskland			
		Jochen Freytag, Waldstrasse 55, DE-61250 USINGEN, Tyskland			
(74)	Fullmektig	Zacco Norway AS, Postboks 2003 Vika, 0125 OSLO, Norge			
(54)	Benevnelse	<b>Fremgangsmåte og anlegg for transport av finkornet tørrstoff.</b>			
(56)	Anførte publikasjoner	US 5033413 A US 2826460 A			
(57)	Sammendrag				

Oppfinnelsen vedrører en fremgangsmåte for transport av finkornede faststoffer i en virvelsjiktreaktor, og et tilsvarende anlegg. Det foreslås å innføre en første gass eller gassblanding nedenfra gjennom et sentralt rør (3) og inn i et blandekammer (7) i reaktoren (1). Det sentrale rør (3) er i det minste delvis omgitt av et stasjonært, ringformet virvelsjikt (10) som fluidiseres ved at det tilføres fluidiseringsgass. Gasshastighetene til den første gass eller gassblanding så vel som til fluidiseringsgassen for det ringformede virvelsjikt (10) blir regulert slik at partikkel-Froudes-tall i det sentrale rør (3) vil være mellom 1 og 100, i det ringformede virvelsjikt (10) vil være mellom 0,02 og 2, og i blandekammeret (7) vil være mellom 0,02 og 2, og i blandekammeret (7) vil være mellom 0,3 og 30.



Foreliggende oppfinnelse vedrører en fremgangsmåte for transport av finkornede faststoffer i en virvelsjiktreaktor, og et tilsvarende anlegg.

Slike fremgangsmåter og anlegg benyttes i ulike anvendelsesområder for forskjellige gass-faststoff-kombinasjoner. Eksempelvis må jernmalm er redusert for fremstilling av svampjernbriketter transportereres til en høyde på ca. 50 m for at den skal kunne tilføres og fordeles til ulike briketteringspresser. For direkte reduksjon av jernmalm eller for gassreduksjon av malm som inneholder titan, benyttes også tyngdekraften for tilføring av de oppvarmede utgangsmaterialer til reaktorene for prosessering. For dette formål må materialene først transportereres opp til en betydelig høyde.

Transporten av finkornede faststoffer skjer vanligvis pneumatisk, dvs. at faststoffene innføres i en transportledning og fanges opp av en oppadrettet gasstrøm, slik at faststoffene kan tas ut ved transportledningens øvre ende. En vanlig utførelsesform er en hvor transportledningens tverrsnitt innsnevres under faststoff-innføringsstedet og utvider seg konisk oppover som en venturi. Det gassformede transportmedium strømmer med høy hastighet gjennom det smale tverrsnittsområdet, for derved å hindre at faststoffene faller ned i gasstilførselsledningen. De her nødvendige høye hastigheter kan føre til erosjon, ellers, når det dreier seg om følsomme faststoffer, til partikkelrøsting. En annen ulempe er at faststoffer med relativt store diametere, til tross for den høye gasshastighet vil falle ned gjennom det innsnevrede tverrsnittsområdet, i en retning mot gasstrømmen og blokkere gasstilførselsledningen.

Samtidig blir faststoffene avkjølt eller oppvarmet under transporten, avhengig av hvilken transport gass som benyttes, vanligvis trykkluft, og som følge av kontakten med reaktorveggene. Det må derfor ofte anordnes et nedstrøms temperaturstyringstrinn før den videre behandling av faststoffene.

Det er også kjent reaktorer med stasjonære virvelsjikt, hvor gass- og faststoffhastighetene er vesentlig lavere. Slike reaktorer egner seg imidlertid ikke for transport av faststoffer til større høyder.

I US 5033413 A beskrives det en fremgangsmåte for fluidisert bed forbrenningssystem for oppvarming av væsker og for generering av damp.

Det er derfor en hensikt med foreliggende oppfinnelse å tilveiebringe en fremgangsmåte for transport av finkornede faststoffer, hvilken fremgangsmåte muliggjør en mer varsom transport samtidig som det sikres en direkte varmeoverføring mellom den innstrømende gass og de innstrømmende faststoffer.

I samsvar med oppfinnelsen oppnås denne hensikt med en fremgangsmåte som nevnt innledningsvis, hvor en første gass eller gassblanding innføres nedenfra gjennom et fortrinnsvis sentralt anordnet gasstilførselsrør (sentralt rør) og inn i et blandekammerområde i reaktoren, hvilket sentrale rør i det minst delvis er omgitt av et stasjonært ringformet virvelsjikt som fluidiseres ved tilføring av en fluidiseringsgass, og hvor gasshastighetene til den første gass eller gassblanding så vel som til den fluidiserende gass for det ringformede virvelsjikt reguleres slik at partikkel-Froudes-tallet i det sentrale rør vil være mellom 1 og 100, i det ringformede virvelsjikt vil være 0,02 og 2 og i blandekammeret vil være mellom 0,3 og 30, og videre at faststoff-sjikthøyden i reaktoren reguleres slik at det ringformede virvelsjikt vil strekke seg opp over den øvre utløpsenden til gasstilførselsrøret og at faststoffer hele tiden innføres i den første gass eller gassblanding og fanges opp av gasstrømmen til blandekammeret over gasstilførselsrørets utløpsområde, slik det er beskrevet i tilhørende selvstendige krav 1.

20

Anlegg i henhold til oppfinnelsen for transport av finkornede faststoffer er angitt i tilhørende selvstendige krav 17.

25

Fordelaktige utførelsesformer er angitt i de uselvstendige krav 2 – 16, og 18 – 20 henholdsvis.

30

Med fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen kan faststoffene på en overraskende måte transportereres meget varsomt over større høydeforskjeller, uten at det oppstår blokkasje i gasstilførselsledningen og uten at transportledningen utsettes for ekstrem slitasje. Faststoffene fluidiseres i det stasjonære virvelsjikt ved at fluidiserende gass tilføres. Når den går gjennom det øvre området i det sentrale rør vil den første gass eller gassblanding fange opp faststoffer fra det ringformede stasjonære virvelsjikt, her benevnt som det ringformede virvelsjikt, og inn i blandekammeret, hvorfra faststoffene så transportereres vertikalt oppover, inn i og gjennom transportledningen. Ved korresponderende innregulering av gasshastighetene til den første gass eller gassblanding og fluidiseringsgassen, kan faststoffbelastningen i suspensjonen i blandekammeret varieres innenfor vide gren-

ser, opptil eksempelvis 30 kg faststoff per kilo gass. Som følge av reduksjonen av strømningshastigheten til den første gass eller gassblanding etter at den forlater det sentrale rør og/eller som følge av anslaget mot én av reaktorveggene, vil en del av faststoffene kunne bli separert ut fra suspensjonen i blandekammeret og falle tilbake ned i det 5 stasjonære ringformede virvelsjikt, mens resten av de ikke-presipiterte faststoffer tas ut fra blandekammeret sammen med den første gass eller gassblanding. Faststoffsirkulasjonen mellom det ringformede virvelsjikt og blandekammeret, den høye faststoffbelastningen i suspensjonen i blandekammeret og de kraftige turbulensene i området over det sentrale rør, danner ideelle forhold for varmevekslingen mellom gassen og faststoffene, 10 slik at temperaturen til samtlige media vil ligge tilnærmet innenfor noen få grader Celsius i forhold til den teoretiske blandetemperatur. Nok en fordel ved fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen er den mulighet man har for rask, lett og pålitelig tilpassing av gjennomgangsmengden til ønskede krav ved å endre strømningshastighetene til den første gass eller gassblanding og fluidiseringsgassen.

15 For å sikre en særlig effektiv og samtidig varsom transport av faststoffene i reaktoren, reguleres gasshastighetene til den første gassblanding og til fluidiseringsgassen fordelaktig slik for virvelsjiktet at det dimensjonsløse partikkel-Froudes-tall ( $Fr_p$ ) vil være 1,15 til 20, særlig ca. 8, i det sentrale rør, 0,115 til 1,15, særlig ca. 0,15, i det 20 ringformede virvelsjikt, og/eller 0,37 til 3,7 i blandekammeret. Transportledningen kan ha et mindre tverrsnitt enn blandekammeret, slik at partikke-Froudestall i transportledningen vil være tilsvarende høyere, men fortrinnsvis likeledes i området mellom 0,37 og 3,7. I dette tilfellet defineres Froudestall med følgende ligning:

$$25 \quad Fr_p = \frac{u}{\sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f}}} * d_p * g$$

hvor

- $u$  = effektiv hastighet for gasstrømmen i m/s
- 30  $\rho_f$  = den effektive tettheten til fluidiseringsgassen i  $\text{kg/m}^3$
- $\rho_s$  = tettheten til en faststoffpartikkel i  $\text{kg/m}^3$
- $d_p$  = den gjennomsnittlige diameter i m for partiklene i den finkornede reaktorinnhold eller til de partikler som danner seg når reaktoren er i drift
- $g$  = gravitasjonskonstanten i  $\text{m/s}^2$ .

Ved bruk av denne ligningen må man ta hensyn til at  $d_p$  ikke indikerer den midlere diameter av ( $d_{50}$ ) til det benyttede materialet, men den midlere diameter til reaktorinnholdet som dannes i løpet av driften, hvilket er en verdi som kan skille seg signifikant i begge retninger fra den midlere diameteren til det benyttede materiale (primærpartikler). Det er også mulig at det dannes (sekundær) partikler med den midlere diameter på 20 til 30  $\mu\text{m}$  under varmebehandlingen, ut fra et meget finkornet materiale med den midlere diameter på for eksempel 3 til 10  $\mu\text{m}$ . På den annen side vil noen materialer, eksempelvis malm, bli røstet under varmebehandlingen. I foreliggende oppfinnelse betegnes faststoffer med den midlere sekundærkorndiameter på ca. 10  $\mu\text{m}$  til 15  $\mu\text{m}$  som finkornet materiale.

Ifølge en videreutvikling av oppfinnelsen foreslås det å regulere faststoff-sjikthøyden i reaktoren, eksempelvis ved egnet valg av gasshastigheter og da forholdet mellom faststoffstrømmen og den volumetriske strøm av den første gass eller gassblanding, slik at det ringformede virvelsjikt vil strekke seg opp over den øvre utløpsenden til det sentrale rør, særlig noen få millimeter til centimeter, slik at derved faststoffer hele tiden innføres i den første gass- eller gassblandingsstrøm og fanges opp av gasstrømmen inn i blandekammeret over utløpsområdet til det sentrale rør. Dette vil gi en særlig god transport av faststoffene i reaktoren.

For visse anvendelser har det vist seg særlig fordelaktig å kjøle faststoffene i reaktoren. Eksempelvis kan faststoffene være cement med en temperatur på ca. 600°C. Før behandling blir cementen kjølt under transporten i reaktoren til under 400°C, særlig til ca. 380°C. Det vil kunne være nødvendig med en ytterligere kjøling av gassene som tilføres reaktoren, uavhengig av mengde faststoff som tilføres, eksempelvis dersom faststoffene skal rennes i en nedstrøms elektrostatisk gass-presipitator. Kjølingen av gassen kan da skje på en slik måte at faststoffene ikke varmes opp. Tilsvarende kan kjølingen av faststoffene gjennomføres uten oppvarming av gassen.

I reaktoren kan det oppnås en særlig effektiv kjøling av faststoffene eller gassene ved at gassblanding og fluidiseringsgassen som innføres gjennom det sentrale rør, er luft med en temperatur under 100°C, særlig ca. 50°C. I tillegg, for ytterligere kjøling av faststoffene under transporten, kan et flytende kjølemedium, eksempelvis vann, som fordamper fullstendig i det ringformede virvelsjikt og/eller i blandekammeret ved kontakt med de varmere faststoffer, tilføres. Som følge herav kan man regulere temperaturene til

gassen eller faststoffene i samsvar med de krav som foreligger. Man har funnet at det væskeformede kjølemedium kan innføres ved hjelp av et rør på eller inn i det ringformede virvelsjikt, hvor mediet fordamper når det får kontakt med de varme faststoffene. I noen tilfeller vil det kunne være ønskelig å forstøve kjølemediet ved hjelp av en dyse 5 for én eller to substanser og et gassformet forstøvningsmedium, så som vanndamp eller komprimert luft, når mediet føres inn i reaktoren.

Alternativt kan det for noen anvendelser være ønskelig at faststoffene varmes opp i reaktoren. Dreier det seg eksempelvis om reduksjon av  $Fe_2O_3$  med hydrogen, eller om 10 en gassreduksjon av titanholdig malm, må materialet som er tørket og forvarmet i en oksiderende atmosfære, innføres i reduksjonstrinnet med en så høy temperatur som mulig. For brikettering av finkornet svampjern til svampjernbriketter vil det også være nødvendig å kunne transportere faststoffene til en egnert høyde uten at derved svampjernet kjøles.

I samsvar med en utførelsesform av oppfinnelsen blir fuktige, kornformede faststoffer tørket i reaktoren. Den for dette formål nødvendige varme leveres fortrinnsvis av den første gass eller gassblanding. Dette vil være mulig selv når det dreier seg om faststoffer som ikke kan fluidiseres i fuktig tilstand. De fuktige faststoffene blir da i det ringformede virvelsjikt umiddelbart omgitt av allerede tørkede, varme faststoffer, som presipiterer fra blandekammeret, slik at derved de fuktige faststoffene varmes og tørkes. 20 Faststoffene kan så fanges opp i den fremdeles varme gass eller gassblanding i det sentrale røret, hvorved de gis en ytterligere oppvarming. På denne måten kan man ikke bare trekke ut overflatefuktighet, men også krystallisert vann (uavhengig av eventuell overflatefuktighet) fra faststoffene ved hjelp av oppvarming.

For dette formål har man funnet det fordelaktig å tilføre oppvarmet gass eller gassblanding, så som eksempelvis hydrogen eller avlopgass med en temperatur på ca. 900°C, til reaktoren gjennom det sentrale rør, inn i det ringformede virvelsjikt og/eller ved hjelp 30 av lanser eller lignende inn i blandekammeret. Dersom den første gass eller gassblanding eller fluidiseringsgassen for det ringformede virvelsjikt inneholder oksygen, kan et brensel, særlig naturgass, i tillegg tilføres reaktoren, for derved i det minste å kompensere for det temperaturtap som skyldes stråling fra reaktorveggene og/eller de gasser som benyttes for transporten ved en forbrenning, eller for å varme opp faststoffene over 35 den teoretiske blandetemperatur. Det har vist seg fordelaktig i denne forbindelse å drive reaktoren med et trykk på 0,8 til 10 bar, særlig fordelaktig under atmosfæretrykk.

I samsvar med oppfinnelsen vil det være mulig å tilføre reaktoren mer enn bare én faststoffstrøm. Det vil også være mulig å ha ulike temperaturer i de ulike faststoffstrømmer. Reaktoren vil da samtidig virke som en blander, hvor en strøm av faststoffer med 5 høyere temperatur kan kjøles med en andre strøm av faststoffer som har en lavere temperatur.

Det vil også være mulig å forbinde to eller flere ringformede virvelsjikt med enhver ønsket avstand, parallelt eller i serie, eksempelvis for ulike temperaturer.

10 Fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen egner seg også særlig for i det minst delvis oppvarming og/eller kalsinering av jernoksidholdige faststoffer i i det minste ett forvarmetrinn og redusering av faststoffene i et nedstrøms reduseringstrinn. Faststoffene transporteres fra det i det minste ene forvarmetrinn og inn i det nedstrøms reduksjonstrinn 15 ved hjelp av reaktoren, som virker som en flash-varmeinnretning, idet oppvarmingen eksempelvis skjer ved hjelp av en forbrenning av naturgass.

For å bedre energiforbruket foretrekkes det at avløpsgassene fra reaktoren går til det i 20 det minste ene forvarmetrinn, som når det dreier seg om malm, som krever en lang oppholdstid, kan innbefatte en reaktor med et sirkulerende virvelsjikt eller når det dreier seg 25 om malm som krever en kort oppholdstid, kan innbefatte en venturi-forvarmer. På denne måten kan brensel tilføres reaktoren, som tjener som flash-oppvarmingsinnretning, mens forvarmetrinnet eller –trinnene i hovedsaken drives med spillvarmen fra reaktoren. Sammenlignet med de kjente fremgangsmåter, hvor forvarmede faststoffer 30 transporterdes inn i reduksjonstrinnet med i noen tilfeller et betydelig varmetap, eksempelvis ved hjelp av en koppelevator, kan faststoffene oppvarmes ytterligere under transporten dersom reaktoren benyttes som en flash-oppvarmingsinnretning. Den høyere temperaturen til faststoffene som innføres i reduksjonstrinnet eller –trinnene, medfører at driften av pre-reduksjonstrinnet forenkles vesentlig.

35 I samsvar med en foretrukket utførelsesform måles faststoffenes virkelige utløpstemperatur ved utgangen fra reaktoren. Avhengig av denne målte virkelige utløpstemperatur i forhold til en fastsatt utløpstemperatur kan tilførselen av kald eller varm gass eller gassblanding, til et særlig flytende kjølemedium og/eller brensel, varieres. Den optimale temperatur for den videre behandling av faststoffene kan på denne måten reguleres raskt og pålitelig mens driften foregår.

Et anlegg i samsvar med oppfinnelsen, hvilket anlegg egner seg særlig godt for gjen-nomføring av den foran beskrevne fremgangsmåte, innbefatter en reaktor i form av en virvelsjiktreaktor for transport av faststoffer. Reaktoren har et gasstilførselssystem som  
 5 er slik utformet at den gass som strømmer gjennom gasstilførselssystemet vil ta med seg faststoffer fra et stasjonært, ringformet virvelsjikt, som i det minste delvis omgir gass-tilførselssystemet, og fører faststoffene inn i blandekammeret. Fordelaktig strekker dette gasstilførselssystemet seg inn i blandekammeret. Det vil imidlertid også være mulig å la gasstilførselssystemet slutte under overflaten til det ringformede virvelsjikt. Gassen blir  
 10 da ført inn i det ringformede virvelsjikt gjennom eksempelvis sideåpninger, idet gassen da tar med seg faststoffer fra det ringformede virvelsjikt og inn i blandekammeret som følge av sin strømningshastighet.

I samsvar med en foretrukket utførelse av oppfinnelsen innbefatter gasstilførselssyste-met et sentralt rør som strekker seg oppover, i hovedsaken vertikalt fra reaktorens nedre  
 15 område, hvilket rør i det minste delvis omgis ringformet av et kammer hvor det stasjo-nære, ringformede virvelsjikt dannes. Det ringformede virvelsjikt behøver ikke være ringformet, idet man også kan tenke seg andre ringformede virvelsjikt, avhengig av geo-metriken til det sentrale rør over reaktoren, så lenge bare det sentrale rør er i det minste  
 20 delvis omgitt av det ringformede virvelsjikt.

Reaktoren kan selvfølgelig også ha to eller flere sentrale rør, med ulike eller identiske dimensjoner og former, men det foretrekkes at i det minste ett av et antall sentrale rør er anordnet tilnærmet sentralt i reaktorens tverrsnittsareal.  
 25

Separasjonen av faststoffene fra den gass eller gassblanding som benyttes for transpor-ten muliggjøres før en ytterligere behandling dersom det anordnes en separator ned-strøms for reaktoren. Det kan her eksempelvis benyttes en syklon, en elektrostatisk varmgass-presipitator, et posefilter eller lignende.  
 30

For tilveiebringelse av en pålitelig fluidisering av faststoffene og dannelse av et stasjo-nært virvelsjikt, kan det i reaktorens ringformede kammer være anordnet en gassfordeler som deler kammeret i et øvre virvelsjiktområde og et nedre gassfordelingskammer. Gassfordelingskammeret er forbundet med en tilførselsledning for fluidiseringsgass.  
 35 Istedentfor gassfordelingskammeret kan det også benyttes en gassfordeler med flere rør.

For regulering av de temperaturer som er nødvendige for den videre behandling av faststoffene eller gassen, kan reaktoren ha en tilførselsledning for brensel eller et egned flytende kjølemedium, som vann, hvilken tilførselsledning går til det sentrale rør, til det ringformede kammer og/eller til blandekammeret.

5

- I det ringformede virvelsjikt og/eller i reaktorens blandekammer kan det være anordnet midler for deflektering av faststoffene og/eller fluidstrømmene. Det vil eksempelvis være mulig å plassere en ringformet skjerm, med en diameter mellom diameteren i det sentrale rør over reaktorveggen, i det ringformede virvelsjikt, slik at skjermens øvre kant vil rage opp over faststoffnivået under drift, mens skjermens nedre kant er anordnet i en avstand fra gassfordeleren eller lignende. Da vil faststoffer som faller ut fra blandekammeret i nærheten av reaktorveggen først passere skjermens nedre kant før de igjen kan oppfanges av gasstrømmen i det sentrale rør og gå tilbake til blandekammeret. På den måten fremmes det en utbytting av faststoffer i det ringformede virvelsjikt, slik at det derved kan oppnås en mer jevn oppholdstid for faststoffene i det ringformede virvelsjikt.

Videreutviklinger, fordeler og anvendelsesmuligheter for oppfinnelsen vil gå frem av den etterfølgende beskrivelse av utførelseseksempler og av tegningen. Samtlige trekk som er beskrevet og/eller er vist i tegningen utgjør en realisering av oppfinnelsen per se eller i alle mulige kombinasjoner, uavhengig av trekkenes innordning i kravene. Tegningsfigurer viser rent skjematiske fremgangsmåte og et anlegg ifølge en utførelsesform av oppfinnelsen.

- I den fremgangsmåte som fremgår av figuren, hvilken fremgangsmåte er særlig egnet for transport av finkornede faststoffer, blir faststoffene innført i reaktoren 1 gjennom en tilførselsledning 2. Reaktoren 1, som eksempelvis kan være sylinderisk, har et sentralt rør 3. Dette røret 3 er anordnet i hovedsaken koaksialt med reaktorens lengdeakse og strekker seg i hovedsaken vertikalt opp fra reaktorens 1 bunn.

30

I området ved reaktorens 1 bunn er det et ringformet gassfordelingskammer 4. Dette er oventil begrenset med en gassfordeler 5 som er forsynt med åpninger. En tilførselsledning 6 munner ut i gassfordelingskammeret 4.

- Reaktoren 1 har et virvelsjiktkammer 7 og en transportledning 13 som i reaktorens 1 øvre område er forbundet med en utløpsledning 8 som går til en separator 9, her utfør-

met som en syklon. Transportledningen 13 kan ha et redusert tverrsnitt i forhold til blandekammeret 7 og er eventuelt betydelig lengre enn blandekammeret 7.

Når faststoffer innføres i reaktoren 1 gjennom tilførselsledningen 2 vil det på gassfordeleren 5 danne seg et ringformet lag rundt det sentrale røret 3. Dette ringformede lag danner et ringformet virvelsjikt 10. Fluidiseringsgass som føres inn i gassfordelingskammeret 4 gjennom tilførselsledningen 6, vil strømme gjennom gassfordeleren 5 og fluidisere det ringformede virvelsjikt 10, slik at det dannes et stasjonært virvelsjikt. Hastigheten til de til reaktoren 1 tilførte gasser reguleres slik at partikkel-Froudes-tallet i det ringformede virvelsjikt 10 vil være ca. 0,15, i blandekammeret 7, og i transportledningen 13 ca. 1,8 eller ca. 3.

Ved å tilføre mer faststoff til det ringformede virvelsjikt 10 vil faststoffnivået 11 i reaktoren 1 øke helt til faststoffene kan gå inn i det sentrale rør 3. Samtidig blir en gass eller gassblanding ført inn i reaktoren 1 gjennom det sentrale rør 3. Hastigheten til den gass som tilføres reaktoren 1 blir fortrinnsvis regulert slik at partikkel-Froudes-tallet i det sentrale rør 3 vil være ca. 8. Som følge av disse høye gasshastigheter vil den gass som strømmer gjennom det sentrale rør ta med seg faststoffer fra det stasjonære, ringformede virvelsjikt 10 og føre faststoffene inn i blandekammeret 7.

Som følge av at nivået 11 til det ringformede virvelsjikt 10 ligger høyere enn den øvre munningskanten til det sentrale rør 3 vil faststoffer strømme over denne kanten og inn i det sentrale rør 3. Derved dannes det en intensivt blandet suspensjon. Den øvre kanten til det sentrale rør 3 kan være rett, korrugert eller forsynt med innskjæringer, eller røret 3 kan ha sideveis rettede innløpsåpninger. Som følge av strømhastighetsreduksjonen når gasstrømmen ekspanderer og/eller slår mot en reaktorvegg, vil de oppfangede faststoffer raskt tape hastighet og delvis falle tilbake i det ringformede virvelsjikt 10. Mengden av ikke-presipiterte faststoffer går ut fra reaktoren 1 sammen med gasstrømmen, via transportledningen 13 og ledningen 8. Mellom det stasjonære, ringformede virvelsjikt 10 og blandekammeret 7 oppnås det en faststoffsirkulasjon som gir en god varmeoverføring. Før videre behandling blir faststoffene som går ut gjennom ledningen 8, separert fra gassen eller gassblanding i syklonen 9.

For oppvarming av de i reaktoren 1 transporterte faststoffer kan gassen eller gassblanding som går til det sentrale rør 3 og/eller til gassfordelingskammeret 4, oppvarmes på forhånd. I tillegg kan et brensel tilføres det sentrale rør 3, gassfordelingskammeret 4

og/eller ved hjelp av et lansearrangement eller lignende, indikert med henvisningstallet 2, inn i det ringformede virvelsjikt 10 eller inn i blandekammeret 7. Forbrenningen i reaktoren 1 vil gi en jevn oppvarming av faststoffene uten lokale temperaturtopper.

- 5 Alternativt, for kjøling av faststoffene som transporteres i reaktoren 1, kan kalde gasser eller gassblandinger tilføres det sentrale rør og/eller gassfordelingskammeret 4. Uttrykket ”kald” skal her forstås i forhold til faststofftemperaturen. Hensikten er å oppnå en ønsket kjøling. I tillegg kan et kjølemedium, så som vann eller lignende, tilføres det sentrale rør 3, gassfordelingskammeret 4 og/eller gjennom lansearrangementet 12 eller lignende, for ytterligere redusering av faststofftemperaturen i reaktoren 1.

Temperaturen til faststoffene som går ut fra reaktoren kan varieres etter behov ved hjelp av en reguleringsinnretning. For dette formål måles faststoffenes reelle utløpstemperatur, eksempelvis i ledningen 8, og tilførselen av brensel eller kjølemedium til reaktoren 1 styres i avhengighet av en regulerbar innstilt utløpstemperatur.

Oppfinnelsen skal nå beskrives nærmere i form av tre eksempler som belyser den inventive idé, uten å begrense denne.

- 20 **Eksempel 1 (transport av  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  eller titanholdig malm med varmeveksling under oksideringsbetingelser)**

I et anlegg som vist i tegningsfiguren tilføres 65,7 tonn/time  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  med en temperatur på 985°C, for transport og eventuelt tørking i en oksiderende atmosfære i reaktoren. Videre tilføres reaktoren 1000 Nm<sup>3</sup>/time luft gjennom ledningen 6 og 12300 Nm<sup>3</sup>/time luft gjennom det sentrale rør 3 med en temperatur på 50°C, som transportmedium. I det sentrale rør 3 tilsettes det 532 Nm<sup>3</sup>/time naturgass som brensel, like før tilføringen i det ringformede virvelsjikt 10. Gjennom ledningen 8 tas det fra reaktoren ut 65,7 tonn/time  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  med en temperatur på 1000°C.

Fluidforholdene i blandekammeret 7, med et partikkelfroudes-tall på ca. 3, muliggjorde en forbrenning av naturgassen uten temperaturtopper. På denne måten ble det, istedenfor et temperaturtap i reaktoren 1 som følge av reaktorveggstråling og blandingen av faststoffene med kald transportluft, oppnådd en temperaturøking i faststoffene på 15°C i ledningen 8.

Som følge herav var det mulig å holde temperaturen til reduseringsgassen for fluidisering av faststoffene i et nedstrøms reduksjonstrinn under den kritiske grense for den tekniske gjennomføring på 1000°C. Faststoffene ble i dette tilfellet transportert opp i reaktoren 1 til en høyde på ca. 46 meter.

5

På samme måte ble det mulig å transportere titanholdig malm med samtidig tørking under oksideringsbetingelser. I dette tilfellet ble det i tillegg innført naturgass i reaktoren 1 for forbrenning. Tilføringen av naturgassen skjedde via en lanse 12 over det ringformede virvelsjikt 10, dvs. direkte inn i blandekammeret 7.

10

Gasshastighetene ble i dette tilfelle valgt slik at partikkel-Froudes-tallet i det ringformede virvelsjikt 10 var ca. 0,15 og ca. 8 i det sentrale rør 3.

### **Eksempel 2 (transport og oppvarming av svampjern)**

15

I et anlegg som i tegningsfiguren, ble 68 tonn/time finkornet svampjern med en temperatur på ca. 650°C tilført reaktoren 1 gjennom tilførselsledningen 2.

20

Fra et oppstrøms reduksjonstrinn for jernmalm ble reaktoren 1 tilført 40000 Nm<sup>3</sup>/time hydrogen med en temperatur på 900°C gjennom det sentrale rør 3. Ytterligere 750 Nm<sup>3</sup>/time hydrogen ved omgivelsestemperatur ble tilført reaktoren 1 via gassfordelingskammeret 4. Gasshastighetene ble her valgt slik at partikkel-Froudes-tall i det ringformede virvelsjikt 10 var tilnærmet 0,15, i blandekammeret 7 ca. 1,8 og i det sentrale rør 3 ca. 8.

25

På denne måten var det mulig å transportere finkornet svampjern til en høyde på ca. 50 m i reaktoren 1, med samtidig oppvarming til den temperatur som var nødvendig for en nedstrøms brikettering i presser for tilveiebringelse av svampjernbriketter.

30

### **Eksempel 3 (transport og kjøling av sement)**

I et anlegg som i tegningsfiguren ble 68 tonn/time finkornet sement med en temperatur på ca. 600°C tilført reaktoren 1 gjennom tilførselsledningen 2.

35

Videre ble reaktoren 1 tilført 6250 Nm<sup>3</sup>/time luft via det sentrale rør 3, som transportmedium, og 750 Nm<sup>3</sup>/time luft ble tilført reaktoren 1 via gassfordelingskammeret 4, for

fluidisering. Den respektive gasstemperatur var 50°C. Gasshastighetene ble i dette tilfelle valgt slik at partikkel-Froudes-tall i det ringformede virvelsjikt 10 var ca. 0,15, i blandekammeret 7 ca. 1,8 og i det sentrale rør ca. 8. I transportledningen ble det etablert en temperatur på 510°C.

5

I tillegg ble det via lansearrangementet 12 tilført 2600 kg/time vann med en temperatur på ca. 20°C. På denne måten var det mulig å oppnå den temperatur for sementen som var nødvendig for en nedstrøms avstøving i en elektrostatisk varmgass-presipitator på 380°C ved enden av transportledningen, dvs. i ledningen 8.

P a t e n t k r a v

1.

Fremgangsmåte for transport av finkornede faststoffer i en virvelsjiktreaktor 1,  
5 k a r a k t e r i s e r t v e d at en første gass eller gassblanding innføres nedenfra gjennom et gasstilførselsrør (3) inn i et blandekammer (7) i reaktoren (1), hvilket gasstilførselsrør (3) i det minste delvis er omgitt av et stasjonært, ringformet virvelsjikt (10) som fluidiseres med tilført fluidiseringsgass, og at gasshastigheten til den første gassen eller gassblandingen så vel som til fluidiseringsgassen for det ringformede virvelsjikt (10), reguleres slik at partikkel-Froudes-tallet i gasstilførselsrøret (3) er mellom 1 og 100, i det ringformede virvelsjikt (10) er mellom 0,02 og 2 og i blandekammeret (7) er mellom 0,3 og 30, og videre at  
at faststoff-sjikthøyden i reaktoren (1) reguleres slik at det ringformede virvelsjikt (10) vil strekke seg opp over den øvre utløpsenden til gasstilførselsrøret (3) og at faststoffer hele tiden innføres i den første gass eller gassblanding og fanges opp av gasstrømmen til blandekammeret (7) over gasstilførselsrørets (3) utløpsområde.

2.

20 Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d at partikkel-Froudes-tallet i gasstilførselsrøret (3) er mellom 1,15 og 20, særlig ca. 8.

3.

25 Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 2, k a r a k t e r i s e r t v e d at partikkel-Froudes-tallet i det ringformede virvelsjikt (10) er mellom 0,115 og 1,15, særlig ca. 0,15.

4.

30 Fremgangsmåte ifølge ett av de foregående krav, k a r a k t e r i - s e r t v e d at partikkel-Froudes-tallet i blandekammeret (7) er mellom 0,37 og 3,7, særlig ca. 1,8 eller ca. 3.

5.

35 Fremgangsmåte ifølge ett av de foregående krav, k a r a k t e r i -

s e r t v e d at substanser, særlig oppvarmede faststoffer, så som eksempelvis sement, kjøles i reaktoren (1) under transporten.

6.

- 5 Fremgangsmåte ifølge krav 5, k a r a k t e r i s e r t v e d at en gass eller gassblanding som innføres i reaktoren (1), kjøles, særlig uten oppvarming av faststoffene under prosessen.

7.

- 10 Fremgangsmåte ifølge krav 5 eller 6, k a r a k t e r i s e r t v e d at gassblandingen og/eller fluidiseringsgassen som innføres via gasstilførselsrøret (3), er luft med en temperatur under 100°C, særlig ca. 50°C.

8.

- 15 Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 5 til 7, k a r a k t e r i s e r t v e d at et kjølemedium, så som vann, innføres i det ringformede virvelsjikt (10) og/eller i blandekammeret (7).

9.

- 20 Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1 til 5, k a r a k t e r i s e r t v e d at faststoffene oppvarmes i reaktoren (1).

10.

- 25 Fremgangsmåte ifølge krav 9, k a r a k t e r i s e r t v e d at det som faststoffer benyttes faststoffer som inneholder titanholdige malmer, jernoksid eller andre metalloksider.

11.

- 30 Fremgangsmåte ifølge krav 9 eller 10, k a r a k t e r i s e r t v e d at oppvarmet gass, eksempelvis hydrogen eller avløpsgass med en temperatur på ca. 900°C, tilføres reaktoren (1) gjennom gasstilførselsrøret (3), inn i det ringformede virvelsjikt (10) og/eller gjennom lanser (12) eller lignende inn i blandekammeret (7).

12.

- 35 Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 9 til 11, k a r a k t e r i s e r t v e d at et brensel, særlig naturgass, tilføres reaktoren (1) gjennom gasstilførsels-

røret (3), inn i det ringformede virvelsjikt (10) og/eller gjennom lanser (12) eller lignende inn i blandekammeret (7), og at trykket i reaktoren (1) er mellom 0,8 og 10 bar.

13.

- 5 Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 9 til 12, karakterisert ved at faststoffer som inneholder jernoksider blir i det minste delvis oppvarmet og/eller kalsinert i det minste ett forvarmetrinn og redusert i et nedstrøms reduksjonsstrinn, idet faststoffene transporteres fra det i det minste ene forvarmetrinn og inn i det nedstrøms reduksjonstrinn ved hjelp av reaktoren (1) som virker som en flash-oppvarmingsinnretning.

14.

- Frengangsmåte ifølge krav 13, karakterisert ved at avløpsgassene fra reaktoren (1) føres til det i det minste ene forvarmetrinn, som har en reaktor med et sirkulerende virvelsjikt og/eller en venturi-forvarmer.

15.

- Fremgangsmåte ifølge krav 13 eller 14, karakterisert ved at et brensel tilføres reaktoren (1), som tjener som en flash-oppvarmingsinnretning, og at forvarmetrinnet eller -trinnene drives i hovedsaken med spillvarme fra reaktoren (1).

16.

- Fremgangsmåte ifølge ett av de foregående krav, karakterisert ved at den reelle utløpstemperaturen til faststoffene ut fra reaktoren (1) måles og at tilførselen av kald eller oppvarmet gass eller gassblanding, et kjølemedium og/eller brensel varieres i avhengighet av den målte reelle utløpstemperatur i forhold til en innstilt utløpstemperatur.

30 17.

- Anlegg for transport av finkornede faststoffer, særlig for gjennomføring av en fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1 til 16, innbefattende en reaktor (1) som danner en virvelsjiktreaktor, karakterisert ved at reaktoren (1) har et gasstilførselssystem utformet slik at gass som strømmer gjennom gasstilførselssystemet vil fange opp faststoffer fra et stasjonært, ringformet virvelsjikt (10), som i det minste delvis omgir gasstilførselssystemet, og føre faststoffene inn i et blandekammer

(7), og videre at faststoffpartiklene går ut fra reaktoren (1) gjennom en transportledning som kobler blandekammeret (7) med en ekstern separator (9) nedstrøms av reaktoren, hvor gasstilførselssystemet har i det minste ett gasstilførselsrør som strekker seg oppover i hovedsaken vertikalt fra reaktorens (1) nedre område og inn i reaktorens (1)

5 blandekammer (7), hvilket gasstilførselsrør i det minste delvis er omgitt av et ringkammer hvor det stasjonære, ringformede virvelsjikt (10) dannes, og at det i reaktorens (1) ringkammer er anordnet en gassfordeler (5) som deler kammeret i et øvre virvelsjiktområde (10) og et nedre gassfordelingskammer (4), og at

10 gassfordelingskammeret (4) er forbundet med en tilførselsledning (6) for fluidiserings-gass.

18.

Anlegg ifølge krav 17, karakterisert ved at gasstilførselsrøret (3) er anordnet i hovedsaken sentralt i forhold til reaktorens (1) tverrsnittsareal.

15

19.

Anlegg ifølge ett av kravene 17 til 18, karakterisert ved at den eksterne separatoren, særlig en syklon (9), en elektrostatisk varmgass-presipitator eller et posefilter er anordnet nedstrøms for reaktoren (1), for separering av

20 faststoffer.

20.

Anlegg ifølge ett av kravene 17 til 19, karakterisert ved at reaktoren (1) har i det minste én tilførselsledning (6) for brensel og/eller et

25 kjølemedium, hvilken i det minste én tilførselsledning leder til gasstilførselsledningen (3), og/eller i det minste én slik tilførselsledning (6) som fører til ringkammeret.

1/1

