



NORGE

(12) **PATENT**

(19) NO

(11) **302422**

(13) B1

(51) Int Cl⁶ C 10 K 1/34

Patentstyret

(21) Søknadsnr	901393	(86) Int. inng. dag og	
(22) Inng. dag	27.03.90	søknadsnummer	28.09.88, PCT/SE88/00502
(24) Løpedag	28.09.88	(85) Videreføringsdag	27.03.90
(41) Alm. tilgj.	27.03.90	(30) Prioritet	02.10.87, SE, 8703816
(45) Meddelt dato	02.03.98		

(73) Patenthaver	TPS Termiska Processer AB, S-611 82 Nyköping, SE
(72) Oppfinner	Clas Ekström, Stockholm, SE
	Bengt-Göran Espenäs, Nyköping, SE
	Waclaw Kowalic, Skärholmen, SE
	Erik Rensfelt, Nyköping, SE
	Lars Waldheim, Skärholmen, SE
(74) Fullmektig	Dag Dawes, Bryn & Aarflot AS, 0104 Oslo

(54) **Benevnelse** **Fremgangsmåte for raffinering av rågass fremstilt fra et karbonholdig materiale ved hjelp av en forgassingsprosess**

(56) **Anførte publikasjoner** NO B 154726, DE B2 2824534, DE A 3023480

(57) **Sammendrag**

Oppfinnelsen vedrører en fremgangsmåte for raffinering av en rågass fremstilt av et karbonholdig materiale ved hjelp av en forgassningsprosess, idet raffineringen finner sted i et sekundært trinn atskilt fra forgasseren. For å redusere gassens innhold av tjære i form av organiske forbindelser som er kondenserbare ved lavere temperaturer, så som romtemperatur, og av ammoniakk, utføres raffineringen i et sekundært trinn som er et hurtigsirkulerende fluidisert sjikt, hvis sjiktmateriale i det minste delvis består av et aktivt materiale i form av et materiale som er katalytisk for tjære- og ammoniakk-omdannelse, hvorved en katalytisk omdannelse av tjære og ammoniakk i rågassen oppnås. For å redusere innholdet av hydrogenklorid i gassen, anvendes et aktivt materiale som også kan absorbere klorid. Friskt, katalytisk og absorberende materiale tilføres i en tilstrekkelig mengde til å få det tilstedeværende hydrogenklorid i rågassen absorbert på materialet, idet en tilsvarende mengde materiale inneholdende absorbert klorid tømmes fra det sekundære trinn.

Denne oppfinnelsen vedrører en fremgangsmåte for raffinering av en rågass fremstilt fra et karbonholdig materiale ved hjelp av en forgassingsprosess hvorved raffineringen finner sted i et sekundært trinn atskilt fra forgasseren i forgassingsprosessen.

En rågass fremstilt fra forskjellige typer av biologiske brensler og anvendt som en brenselsgass er en verdifull oljeerstatning for krevende formål hvor prosesskravene gjør direkte fyring med fast brensel umulig, f.eks. fyring av kalkovner eller omdannelse av eksisterende oljefyrte kokere.

For andre typer formål, f.eks. såkalt kogenerering (av elektrisk energi og varme) ved bruk av dieselmotorer, settes meget høye krav til gassens renhet med hensyn til tjærer og støv. Videre fører miljøaspekter ofte til krav til lave konsentrasjoner av forbindelser som ved forbrenning danner skadelige utslipp så som NO_x , SO_x og forskjellige klorerte forbindelser. Det sistnevnte gjelder spesielt for en gass fremstilt fra brennstoffer basert på avfall (RDF = refuse derived fuel). Disse krav til gassrenhet kan tilfredsstilles ved at rågassen raffineres ved en hensiktsmessig fremgangsmåte.

Forgassing av RDF med etterfølgende raffinering av rågassen betyr en miljømessig gunstig fremgangsmåte for energitvinning fra avfall ved anvendelse av raffinert gass i eksisterende kokere eller for kogenerering i dieselmotorer og/eller kokere.

Dessuten gir anvendelse av rågass ofte andre tekniske problemer.

Ved temperaturer under 1200°C er tjære alltid tilstede i en rågass fremstilt ved forgassing av et karbonholdig materiale, f.eks. kull, torv, bark, tre eller RDF, noe som begrenser utnyttelsen til forbrenning av varm gass i direkte eller nær forbindelse med forgasseren. Driftsforstyrrelser forårsaket av tjærebelegg på apparatur og armatur er et stort problem som begrenser anvendeligheten. Under forbrenning av varm gass gir nitrogen og i visse tilfeller også svovel (f.eks. fra torv) bundet i tjærer samt ammoniakk, H_2S (torv) eller HCl (fra RDF) videre opphav til utslipp som er skadelig

for miljøet (NO_x , SO_x og henholdsvis Hcl, og klorerte hydrokarboner, blant annet dioksiner).

Til tross for utstrakt forskning på tjære- og ammoniakk-omdannelse, er hittil ingen fremgangsmåte som i industriell skala kan gi tilstrekkelig vidtrekkende gassraffinering blitt utviklet. Den tradisjonelle måte å redusere tjæreinnhold i en rågass er ved hjelp av våtvasking, men aerosoldannelse i vaskeren gjør tjærefjerningen ineffektiv. Videre oppnås et prosessvann med høye innhold av organiske forbindelser og ammoniakk. Følgelig må dette vannet igjen renses før det tømmes i et kloakkanlegg. Ved forgassing av RDF inneholder prosessvannet også høye konsentrasjoner av oppløst saltsyre og/eller ammoniumklorid. Ved forgassing av mer svovelrikt brensel, f.eks. torv eller kull, må rågassen også renses for å fjerne hydrogensulfid.

Målet for foreliggende oppfinnelse er å tilveiebringe en rågassraffineringsprosess, ved hjelp av hvilken de ovennevnte problemer i stor grad vil løses.

Dette mål nås ved en fremgangsmåte ifølge oppfinnelsen med de trekk som er definert i det følgende og i de medfølgende krav.

Oppfinnelsen vedrører således en fremgangsmåte for raffinering av en rågass som skal anvendes som brenngass og som fremstilles fra et karbonholdig materiale ved hjelp av en forgassingsprosess, hvor raffineringen finner sted i et sekundært trinn atskilt fra forgassingsprosessen, idet de-aktivert aktivt materiale som tømmes ut fra det sekundære trinn eventuelt aktiveres ved behandling med en oksyderende gass, karakterisert ved at for å redusere gassens innhold av organiske forbindelser i form av tjære som er kondenserbar ved lave temperaturer så som omgivelsestemperaturer, og av ammoniakk, utføres raffineringen i et sekundært trinn i form av et hurtigsirkulerende, fluidisert sjikt, med stående reaktorskaft, idet sjiktet materialet hovedsakelig består av et aktivt materiale om er katalytisk for tjære- og ammoniakk-omdannelse og som består av et magnesium/kalsium-karbonatholdig materiale, fortrinnsvis dolomitt og/eller det tilsvarende kalsinerte (brente) produkt, hvor materialets partikkelstørrelse er mindre enn 2 mm, fortrinnsvis mindre enn 1 mm,

idet driftstemperaturen i det sekundære trinn holdes innenfor området 600 - 1000 °C, fortrinnsvis innenfor området 700 - 900°C, den gjennomsnittlige suspensjonsdensitet i reaktorskaftet holdes i området 80 - 250 kg/m³, gasshastigheten i reaktorskaftet i det sekundære trinn, beregnet på et tomt reaktorskaft, holdes under 10 m/s, fortrinnsvis under 6 m/s, og gassens oppholdstid, beregnet på et tomt reaktorskaft, holdes i området 0,2 - 20 sekunder, fortrinnsvis i området 0,5 - 7 sekunder, slik at det tilveiebringes en kontakt mellom den gjennomgående gass og det aktive materiale for katalytisk omdannelse av tjære og ammoniakk som er tilstede i gassen, fortrinnsvis til konsentrasjoner i den raffinerte gass på henholdsvis under 500 og 300 mg/Nm³.

I spesielle tilfeller kan rågassen også inneholde betydelige mengder hydrogenklorid, idet gassen produseres ved hjelp av en hvilken som helst forgassingsprosess fra et karbonholdig materiale, f.eks. bark, ved, torv eller "refused derived fuel", RDF. I spesielle tilfeller finner absorpsjonen av hydrogenklorid til nesten termodynamisk likevekt samtidig sted. Det sekundære trinn består av et sirkulerende hurtigfluidisert sjikt (CFB = Circulating Fast Fluidized Bed) med et sjiktmateriale i det minste delvis i form av et aktivt materiale, f.eks. dolomitt. Med denne anordning kunne også det sekundære trinn integreres med en hvilken som helst CFB-forgasser, som bare har en primær partikkelseparator foran seg, eller en annen type forgasser.

Vi har funnet at tilstrekkelig omdannelse av tjærer og ammoniakk, og i spesielle tilfeller samtidig absorpsjon av hydrogenklorid, kan oppnås ved først å skille den tjæreholdige gass fra større brenselspyrolysepartikler i forgassingstrinnet, og deretter i et separat, sekundært trinn i form av et sirkulerende, hurtigfluidisert sjikt og kontakte gassen med et passende aktivt materiale så som dolomitt ved egnede prosessparametre.

Hvis det karbonholdige materialet også inneholder svovel i betydelige mengder, som f.eks. tilfellet er for torv, vil absorpsjonen av hydrogensulfid på det katalytiske og absorberende materialet selvfølgelig også finne sted.

Mengden av aktivt materiale som kreves i forbindelse med rågassinnholdet bestemmes ved den nødvendige romhastighet for katalytisk omdannelse av tjærer og ammoniakk og avhenger av flere parametre så som temperaturen, gassens oppholdstid, det aktive materialets partikkelstørrelse, reaktantenes partialtrykk og det aktive materialets deaktiveringsgrad. For lav temperatur og/eller CO₂ partialtrykk kan føre til tjære-omdannelse som bevirker karbonavsetning på den aktive overflaten, hvilket fører til deaktivering. Hvis dette opptre, kan materialet aktiveres ved behandling med en oksyderende gass, f.eks. luft og/eller damp. Absorpsjon av HCl (og/eller H₂S) finner sted så raskt ved de aktuelle temperaturer at disse reaksjoner blir nesten bestemt av likevekten og fører til et forbruk av aktivt materiale svarende til det dannede faste klorid (og henholdsvis sulfid).

Vi har således funnet at absorpsjon av klorid (og i visse tilfeller også av hydrogensulfid) på et aktivt materiale så som dolomitt, er en rask reaksjon og krever nærvær av betydelig mindre mengder aktivt materiale i forhold til gassstrømmen enn katalytisk omdannelse av tjærer og ammoniakk.

Anvendelse av et sekundært trinn i form av et hurtig-sirkulerende fluidisert sjikt (CFB) betyr betydelige fordeler.

Et slikt sjikt er istand til å håndtere medrevet støv fra forgasseren, gir meget jevne temperaturer i reaksjonssonen og gir også en homogen kontakt mellom gass og sjiktmateriale, dvs, liten risiko for variasjoner i omdannelses-/absorpsjonsgrad. Videre kan partikkelstørrelsen varieres nedover i stor grad for slike tilfeller hvor dette kreves for å gi øket omdannelse ved en viss temperatur og romhastighet. Betydelig erosjon av sjiktmaterialet fører også til øket tilgjengelig aktiv overflate. Et sekundært trinn utformet som et CFB kan også med fordel integreres med en hvilken som helst CFB-forgasser, hvilken bare har en primær partikkelseparator, eller annen type forgasser. Man oppnår også relativt små diametere ved dimensjonsøkning, da gasshastighetene kan holdes relativt høye, opp til 10 m/sekund, fortrinnsvis opptil 6 m/sekund.

I tilfelle forgasseren består av en CFB-forgasser, kan en forbindelse direkte etter primærstøvseparasjonen således foretas. Hvis et aktivt materiale brukes som et sjikt-
materiale i CFB-forgasseren, kan det sekundære trinn på fordelaktig måte integreres med forgasseren, f.eks. slik at støv
fra en sekundær partikkelseparator etter det sekundære trinn
totalt eller delvis resirkuleres til forgasseren. På denne
måten blir de totale tap av sjiktmateriale også lavere, og
man oppnår også fordelene ved bare å bruke én type sjikt-
materiale.

Den nødvendige mengde aktivt materiale i reaktorskaftet i det sekundære trinn for tilstrekkelig katalytisk omdannelse av tjære og ammoniakk reguleres av den totalt tilsatte mengde og ved kontrollert resirkulering av sjiktmateriale. Den
krevede omdannelse avgjør egnet kombinasjon av temperatur, partikkelstørrelse og mengde aktivt materiale. På grunn av slitasje, deaktivering og/eller absorpsjon av HCl (og eventuelt H_2S) erstattes forbrukt aktivt materiale ved tilsetning av tilsvarende mengder friskt, aktivt materiale og/eller
slikt aktivert materiale. Oppholdstiden til gassen kan reguleres ved kombinasjonen diameter/høyde over gassinnløpet.

I slike spesielle tilfeller når HCl er tilstede i rågassen i betydelige mengder, betyr det aktive materialet som medrives av utløpgassen fra det sekundære trinn at HCl-
absorpsjonen forbedres, da den termodynamisk blir mer vidtrekkende ved lavere temperaturer under den forutsetning at den raffinerte gass føres ned til en vesentlig lavere temperatur før sluttstøv-fjerning.

I det følgende skal oppfinnelsen beskrives ved hjelp av en utførelsesform som viser til den vedlagte tegning, som
skjematisk viser et forgassings- og gassraffinerings-system som illustrerer den foreliggende oppfinnelse.

I systemet som er vist på tegningen transporteres karbonholdig materiale 1 til en forgasser 3, som består av et
sirkulerende, hurtigfluidisert sjikt (CFB). Dette omfatter en reaktor 51, en primærseparator 52 og resirkuleringsanordningen 53 for sjiktmaterialet skilt fra i primærseparatoren. Sjiktmaterialet består av et aktivt katalytisk og absorberende materiale, fortrinnsvis i form av dolomitt, blandet

med ikke-forgasset karbonholdig materiale, tjære. Primærseparatoren 52 er en mekanisk separator av ikke-sentrifugaltype, hensiktsmessig en U-stråle separator, i henhold til det som er beskrevet i vårt europeiske patent EP 0.103.613 som
5 vedrører en CFB-koker og det her henvises til.

Den varme rågass 2 som fremstilles i forgasseren 3 tas ut direkte fra primærseparatoren 52 og føres direkte til et sekundært gassrensetrinn 25 uten noen ytterligere støvfjerning. Det sekundære trinn 25 er konstruert som et sirkulerende, hurtigfluidisert sjikt (CFB) 26 og har den samme
10 type aktive sjiktmateriale som forgasseren 3.

Rågassen føres til det sekundære trinn 25 slik at den utgjør en fluidiserende gass.

Det sekundære trinn 25 er konstruert med et langt og
15 smalt reaktorskaft med hvilket som helst tverrsnitt (f.eks. sirkulært eller kvadratisk). Sjiktmaterialet som følger med gass-strømmen ut fra toppen av reaktorskaftet skilles hovedsakelig i en primær partikkelseparator 27, fortrinnsvis en U-stråle separator av den samme type som U-stråleseparatoren i
20 forgasseren etterfulgt av en sekundærseparator 28, fortrinnsvis en syklon. Materialet 30 som separeres i den primære partikkelseparator resirkuleres til den nedre del av det sirkulerende sjikt 26 gjennom et resirkulasjonsanlegg. Materialet 29 som separeres i den sekundære partikkel-
25 separator 28 føres hovedsakelig til den nedre del av forgasseren 3, strøm 31. Ved behov kan en del av materialstrømmen 29 også føres til den nedre del av det sirkulerende sjikt 26, strøm 34, og/eller tømmes ut av systemet, strøm 43.

For tilførsel av friskt, katalytisk og absorberende
30 materiale 14 til det sekundære trinn 25, anvendes en sidetilførselsanordning 15 som befinner seg på passende høyde. Forbrukt og/eller deaktivert sjiktmateriale 35 tømmes ut ved hjelp av en uttømmingsanordning 36 som befinner seg i forbindelse med bunnen av det sekundære trinn 25.

35 Det aktive materialet som brukes i det sekundære trinn i dette eksemplet består av et kalsium-magnesiumkarbonatholdig materiale, fortrinnsvis dolomitt, med en mindre partikkelstørrelse enn 2 mm, fortrinnsvis mindre enn 1mm, som i kombi-

nasjon med føring av gassen danner det hurtigsirkulerende fluidiserte sjikt 26.

Gasshastigheten i den øvre del av reaktorskaftet, beregnet fra det frie tverrsnitt, justeres slik at den er under 10 m/sek., fortrinnsvis ikke over 6 m/sek.

Den fluidiserende gass i det hurtigsirkulerende sjikt 26 består av rågassen 2 og tilsatt oksyderende gass 13, f.eks. luft. Ved behov kan ytterligere oksyderende gass 33 settes til i det sekundære trinn 25 på ett eller flere andre egnede, høyere lokaliserte nivåer.

Omdannelse av tjære og ammoniakk i rågassen 2 og absorpsjon av klorid i rågassen finner sted ved hjelp av kontakt med det katalytiske og absorberende materialet i det sirkulerende sjikt 26 i et temperaturområde på 600 - 1000°C, fortrinnsvis 700 - 900°C eller helst 850 - 950°C. Det nødvendige temperatur-nivå holdes ved å brenne forbrennbare gasskomponenter inne i sekundærtrinnet 25, som kontrolleres ved justering av mengden tilsatt oksyderende gass, strømmer 13 og 33.

Den gjennomsnittlige suspensjons-densitet i reaktorskaftet i det sekundære trinn 25 holdes i et område 20 - 300 kg/m³, fortrinnsvis i et område 80 - 250 kg/m³, slik at den nødvendige kontakt mellom den passerende gass og det aktive materialet oppnås. Dette oppnås ved å justere totalmengden av sirkulerende materiale i kombinasjon med regulering av strømningshastigheten av resirkulert materiale 30 og 34.

Gassens oppholdstid i reaktorskaftet beregnet på et tomt reaktorskaft holdes i et område på 0,2 - 20 sekunder, fortrinnsvis i et område på 0,5 - 7 sekunder.

Ved behov kan aktivering av deaktivert katalytisk og absorberende materiale utføres ved å tilføre oksyderende gass 32, f.eks. luft, til materialet som resirkuleres til den nedre del av det sirkulerende sjikt, strømmer 30 og 34. Mengden av tilsatt oksyderende gass 32 reguleres slik at aktiveringen finner sted innenfor et temperaturområde på 600 - 1000°C, fortrinnsvis innenfor et område på 750 - 900°C.

Før driften av prosessen starter, finner oppvarming av det sekundære trinn 25 som inneholder sitt sjiktmateriale sted ved hjelp av forbrenning av LP gass 24 deri.

Den raffinerte gass-strøm 4 som forlater den sekundære separator 28 av det sekundære trinn 25 befris for medrevet, finfordelt sjiktmateriale og damp i etterfølgende gassbehandlingstrinn.

5 Gassen går gjennom to varmevekslere. I den første varmeveksel 37 finner varmeveksel sted med oksyderende gass, strøm 10, ment både for forgasseren 3 og det sekundære trinn 25, slik at forvarmet oksyderende gass 11 ved utløpet fra varmeveksleren 37 har en egnet temperatur, fortrinnsvis rundt 10 400°C. Den for-varmede oksyderende gass 11 brukes både i forgasseren 3 (blant annet som fluidiserende gass), strøm 12, og i det sekundære trinn 25, strømmen 13, 32 og 33.

I den etterfølgende sekundære varmeveksel 38 senkes temperaturen til gassen 5 til et nivå som tillater utløps- 15 gassen 6 å renses videre ved å bruke f.eks. standard tekstil-fibre eller en syklon for ytterligere støvfjerning ved 39, dvs. fortrinnsvis ned til 150 - 300°C. Det fjernede støv 18 tas ut fra støvfjerningstrinnet 39.

Som forut nevnt, inneholder gass-strømmen 4 medrevet, 20 finfordelt aktivt materiale som følger med gass-strømmen ut av den sekundære separator 28. I spesielle tilfeller, f.eks. i forbindelse med forgassing av RDF, inneholder rågassen 2 fra forgasseren betydelige mengder HCl. Da absorpsjon av HCl på kalkholdige materialer så som dolomitt, begunstiges ved 25 synkende temperatur, bidrar gasskjølingen i varmevekslerene 37 og 38 til å øke absorpsjonsgraden av resterende HCl på det medrevete materialet.

Den nesten støvfrie gass 7 som forlater støvfjernings- trinnet 39 føres til en vasker 40, hvori den befris for 30 fuktighet og andre vannløselige komponenter. I vaskeren 40 finner både fukting av gass-strømmen 7 og kondensasjon av damp sted. Ved vanlige betingelser finner også utfelling av nesten alle gjenværende findeler og absorpsjon av vannløse- lige gasskomponenter, f.eks. NH_3 , HCl og/eller NH_4Cl sted.

35 Vannstrømmen 20 som forlater vaskeren 40 resirkuleres med en pumpe 41, hvorved den avkjøles i en varmeveksler 42, slik at temperaturen til vannet 19 som resirkuleres til vaskeren 40 holdes i området 15 - 20°C. Vannoverskudd 21 tømmes fra vannkretsen.

Gassen 8 som forlater vaskeren kan for industrielle anvendelser anses som ren, dvs. den er nesten fri for tjærer, ammoniakk, støv, HCl og H₂S. Ved de foreliggende utløps-temperaturer (ca. 30°C) er den imidlertid mettet med damp; avhengig av formålet kan gass-strømmen 8 for å redusere den relative fuktighet, forvarmes eller føres gjennom et ytterligere tørkettrinn for å redusere dens fuktighetsinnhold. Den rene gassen tilfredstiller kravene til motordrift, f.eks. ved hjelp av turboladede dieselmotorer, og kan brennes uten noen etterfølgende eksosgassrensing. For enklere anvendelser, f.eks. varmedannelse i kokere, kan vaskeren 40 utelates, slik at den raffinerte gass kan anvendes enten direkte etter varmeveksleren 37, strøm 22, eller etter støvseparatoren 39, strøm 23.

I det beskrevne eksempel har sekundærtrinn 25 blitt integrert med en forgasser 3 basert på CFB-teknologi. Forgasseren 3 kan produsere rågassen 2 fra flere forskjellige typer brensel, f.eks. grov bark, torv eller brennstoffer basert på avfall (RDF). Som sjiktmateriale i det sirkulerende sjikt i forgasseren 3 er det som nevnt greit å bruke et katalytisk og absorberende materiale av den samme type som i det sekundære trinn 25.

Det totale trykkfall i den tilførte oksyderende gass, f.eks. luft, ved passasje gjennom produksjonssløyfen, er litt over 1 bar. Dette setter krav til anvendelse av en kompressor 16, som øker den oksyderende gassens trykk i strømmen 9 til det nødvendige trykknivå i strømmen 10.

P a t e n t k r a v :

1. Fremgangsmåte for raffinering av en rågass som skal anvendes som brenngass og som fremstilles fra et karbonholdig materiale ved hjelp av en forgassingsprosess, hvor raffineringen finner sted i et sekundært trinn atskilt fra forgassingsprosessen, idet deaktivert aktivt materiale som tømmes ut fra det sekundære trinn eventuelt aktiveres ved behandling med en oksyderende gass, k a r a k t e r i s e r t v e d at for å redusere gassens innhold av organiske forbindelser i form av tjære som er

kondenserbar ved lave temperaturer så som omgivelsestemperaturer, og av ammoniakk, utføres raffineringen i et sekundært trinn i form av et hurtigsirkulerende, fluidisert sjikt, med stående reaktorskraft, idet sjiktmaterialet hovedsakelig består av et aktivt materiale som er katalytisk for tjære- og ammoniakk-omdannelse og som består av et magnesium/kalsium-karbonatholdig materiale, fortrinnsvis dolomitt og/eller det tilsvarende kalsinerte (brente) produkt, hvor materialets partikkelstørrelse er mindre enn 2 mm, fortrinnsvis mindre enn 1 mm, idet driftstemperaturen i det sekundære trinn holdes innenfor området 600 - 1000 °C, fortrinnsvis innenfor området 700 - 900°C, den gjennomsnittlige suspensjonsdensitet i reaktorskraftet holdes i området 80 - 250 kg/m³, gasshastigheten i reaktorskraftet i det sekundære trinn, beregnet på et tomt reaktorskraft, holdes under 10 m/s, fortrinnsvis under 6 m/s, og gassens oppholdstid, beregnet på et tomt reaktorskraft, holdes i området 0,2 - 20 sekunder, fortrinnsvis i området 0,5 - 7 sekunder, slik at det tilveiebringes en kontakt mellom den gjennomgående gass og det aktive materiale for katalytisk omdannelse av tjære og ammoniakk som er tilstede i gassen, fortrinnsvis til konsentrasjoner i den raffinerte gass på henholdsvis under 500 og 300 mg/Nm³.

2. Fremgangsmåte ifølge krav 1, hvor rågassen omfatter hydrogenklorid,

k a r a k t e r i s e r t v e d at aktivt materiale inneholdende absorbert klorid tømmes fra det sekundære trinn periodevis eller kontinuerlig og at det periodevis eller kontinuerlig tilføres en tilsvarende mengde friskt, aktivt materiale til det sekundære trinn.

3. Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 2,

k a r a k t e r i s e r t v e d en samtidig tilførsel av oksyderende gass, fortrinnsvis en oksygenholdig gass og/eller damp, til reaktoren i det sekundære trinn.

4. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av kravene 1, 2 eller 3,

k a r a k t e r i s e r t v e d at driftstemperaturen i det sekundære trinn reguleres med tilsatte mengder oksygenholdig gass.

5 5. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av de foregående krav,

k a r a k t e r i s e r t v e d at aktivt materiale som er deaktivert som følge av karbonavsetning eller av annen grunn, periodisk eller kontinuerlig tømmes fra det sekundære
10 trinn og erstattes med ekvivalente mengder av friskt, og/- eller aktivert materiale.

6. Fremgangsmåte ifølge krav 5,

k a r a k t e r i s e r t v e d at det deaktiverte
15 aktive materiale som tømmes fra det sekundære trinn aktiveres ved behandling med en oksyderende gass, fortrinnsvis en oksygenholdig gass og/eller damp, i et separat aktive-ringstrinn, og at det således aktiverte materiale tilbakeføres til det sekundære trinn.

20

7. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av de foregående krav,

k a r a k t e r i s e r t v e d at det aktive materiale som er deaktivert som et resultat av karbonavsetning eller av
25 annen grunn, aktiveres ved behandling med en oksyderende gass, fortrinnsvis en oksygenholdig gass og/eller damp i systemet som resirkulerer separert sjiktmateriale fra det andre trinn.

30 8. Fremgangsmåte ifølge krav 6 eller 7,

k a r a k t e r i s e r t v e d at aktiveringen finner sted ved en driftstemperatur i området 600 - 1000 °C, fortrinnsvis innenfor området 750 - 900°C.

35 9. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av kravene 6, 7 eller 8,

k a r a k t e r i s e r t v e d at driftstemperaturen i
aktiveringingen kontrolleres ved hjelp av tilsatte mengder oksy-
genholdig gass.

- 5 10. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av de foregående
krav,
k a r a k t e r i s e r t v e d at rågassen føres til det
sekundære trinn direkte fra forgasseren uten noen mellomlig-
gende støvfjerning.

10

11. Fremgangsmåte ifølge krav 10, hvori forgasseren omfatter
et hurtigsirkulerende, fluidisert sjikt,
k a r a k t e r i s e r t v e d at rågassen føres til det
sekundære trinn direkte fra den primære separator for forgas-
15 seren.

15

12. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av de foregående
krav,
k a r a k t e r i s e r t v e d at den fluidiserende gass
20 fra det sekundære trinn omfatter rågassen og eventuelt en
oksyderende gass.

20

13. Fremgangsmåte ifølge krav 12,
k a r a k t e r i s e r t v e d at den oksyderende gass
25 som ikke utgjør en fluidiserende gass, føres til reaktoren i
det sekundære trinn ved én eller flere høyder over den flui-
diserende gasstilførsel.

25

14. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av de foregående
30 krav,

30

k a r a k t e r i s e r t v e d at hydrogenkloridinn-
holdet i den raffinerte gass som forlater det sekundære
trinn, senkes videre ved hjelp av absorpsjon på det kataly-
tiske og absorberende materialet som er tilbake i gassen
35 etter partikkelseparasjonen i det sekundære trinn, idet
gassen etter det sekundære trinn først kjøles til en betyde-
lig lavere temperatur, fortrinnsvis til en temperatur mellom

35

150 og 300°C, og deretter gjennomgår en ytterligere støvseparasjon.

15. Fremgangsmåte ifølge hvilket som helst av de foregående krav,

k a r a k t e r i s e r t v e d rågasstilførselen til det sekundære trinn er direkte knyttet til den primære partikkelseparator av en forgasser med et hurtigsirkulerende, fluidisert sjikt, hvori det sirkulerende sjiktmaterialiet består av et aktivt materiale av den samme type som i det sekundære trinn, ved at støv fraskilt i det sekundære trinn, fortrinnsvis i en sekundær partikkelseparator, i det minste delvis resirkuleres til den nedre del av forgassingsreaktoren, og ved at sjikt-materialet som er revet med rågassen fra forgasseren og materialet som eventuelt er tømt ut fra bunnen av forgasseren, erstattes med materiale som er resirkulert til forgassingsreaktoren fra det sekundære trinn i kombinasjon med friskt, katalytisk og absorberende materiale som settes til forgasseren periodevis eller kontinuerlig.

