



(12) PATENTSKRIFT

Patent- og  
Varemærkestyrelsen

---

- (51) Int.Cl.: **B 01 D 53/34 C 01 F 11/46**
- (21) Patentansøgning nr: **PA 1984 03402**
- (22) Indleveringsdag: **1984-07-11**
- (24) Løbedag: **1984-07-11**
- (41) Alm. tilgængelig: **1985-03-10**
- (45) Patentets meddelelse bkg. den: **2003-01-20**
- (30) Prioritet: **1983-09-09 JP 58/166363**
- (73) Patenthaver: **Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-2, Ohtemachi 2-chome, Chiyoda-ku, Tokyo, Japan**
- (72) Opfinder: **Taiki Hashimoto, Kure Works of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-9, Takara-machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**  
**Osamu Kanda, Kure Works of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-9, Takara-machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**  
**Hiroshi Kuroda, Kure Works of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-9, Takara-, machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**  
**Masakatsu Nishimura, Kure Works of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-9, Takara-machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**  
**Tsukasa Nishimura, Kure Works of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-9, Takara-machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**  
**Shigeru Nozawa, Kure Works of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 6-9, Takara-machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**  
**Kenji Shibata, Kure Research Laboraroty of Babcock-Hitachi Kabushiki Kaisha, 3-36, Takara-machi, Kure-shi, Hiroshima-ken, Japan**
- (74) Fuldmægtig: **Zacco Denmark A/S, Hans Bekkevolds Allé 7, 2900 Hellerup, Danmark**
- 

(54) Benævnelse: **Fremgangsmåde til afsvovling af røggas**

(56) Fremdragne publikationer:

**DE A1 3136629**

**US A 4328195**

**DE A1 3110974**

**US A 3789109**

**DK B 0162194**

**DK B 0157662**

**DE A1 3124671**

**Nævnt i alm. del i EP B1 0139802.**

**Nævnt i alm. del i EP B1 0139802.**

**PA 1984 02794. § 2.2.2.**

**PA 1984 04157. § 2.2.2.**

(57) Sammendrag:

Fremgangsmåde til afsvovling af røggas, ved hvilken gips kan udvikles. Den derved anvendte mængde vand er lille. Effluentet behandles i et lukket system, det anvendte udstyr er minimal, og der forekommer

Den foreliggende opfindelse angår en fremgangsmåde til afsvovling af røggas af den i krav 1's indledning angivne art.

- 5 Røggas-afsvovlingsprocesser af vådtype er blevet rettet mod en fremgangsmåde til overføring af svovloxider  $SO_x$  (sædvanligvis  $SO_2$  eller  $SO_3$ ) indeholdt i røggasser i gips, som er kemisk stabilt og anvendeligt, med  $CaCO_3$ ,  $CaO$  eller  $Ca(OH)_2$ , som råmateriale, som forekommer i naturen i rigelig mængde, og som er billigt tilgængeligt, for at gøre røggasser uskadelige.
- 10 Konventionelle røggasafsvovlingsprocesser omfatter et køletrin, et absorptionstrin, et koncentreringstrin og et røggasopvarmningstrin. Navnlig indføres røggas først i køletrinnet, hvor den delvis afsvovles og samtidigt afkøles og befries for støv, hvorpå den sendes til absorptionsstrinnet, hvor den bringes i
- 15 kontakt med en opslæmning indeholdende kalksten og kalk (hvilken opslæmning i det følgende benævnes absorberopslæmning eller kalkstensopslæmning) og afsvovles dermed og sendes til røggasopvarmningstrinnet, hvor den opvarmes og udsendes. Opslæmningen indeholdende kalksten og kalk absorberer svovloxider i absorptionsstrinnet og danner som biprodukt calciumsulfit ( $CaSO_3$ ) og calciumhydrogensulfit ( $Ca(HSO_3)_2$ ), men da opslæmningen delvis indeholder uomsat  $CaCO_3$  og læsket kalk ( $Ca(OH)_2$ ), recirkuleres den til absorptions- eller køletrinnet, hvor indholdet af  $CaCO_3$ , etc. reduceres. Endvidere oxideres en del af  $CaSO_3$  og  $Ca(HSO_3)_2$  som biprodukter i absorptionsstrinnet og køletrinnet til dannelse af gips.
- 20
- 25 Den i køletrinnet anvendte opslæmning sendes til koncentrationstrinnet. Deri fraskilt vand genbruges, medens koncentrerede faste stoffer ( $CaSO_3$ ,  $Ca(HSO_3)_2$  og  $CaSO_4$ ) bortkastes i en dam ved siden af. Endvidere kan det resulterende vand efter udfældning af de faste stoffer ofte genanvendes.
- 30 Ved ovennævnte konventionelle processer består biprodukterne imidlertid af en blanding af  $CaSO_3$  og  $CaCO_3$ . Selv om de udvindes, indeholder de en stor mængde biprodukter, således at det er umuligt på effektiv måde at anvende dem. Endvidere er det således, at selv i koncentrationstrinnet har par-

5 tikler partikeldiametre så små som flere  $\mu\text{m}$ , og de har også en dårligere evne til bundfældning, da  $\text{CaSO}_3$  og  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$  forefindes i stor mængde. Koncentrationsapparatet må derfor have en sådan kapacitet, at bl.a. bundfældningstanken uundgåeligt bliver enormt stor. Som nævnt i det foregående har man mødt adskillige problemer. I tilfælde, hvor en opslæmning af calciumforbindelser anvendes som absorptionsmiddel, bliver calciumsulfit og calciumsulfat som biprodukter hovedårsagen til scaling (afsætninger og udfældninger i anlægget). Derfor kræver scalingsproblemet uundgåeligt en modforanstaltning.

10

Det er endvidere kendt at indskyde et oxidationstrin i ovennævnte processer, hvori de sulfit-holdige opslæmninger konverteres til sulfat-holdige opslæmninger, hvorfra gips kan udskilles, jfr. f.eks. DE A1 31 24 671 A, DE A1 nr. 31 36 529 A og US patentskrift nr. 4 328 195. Et problem ved disse metoder består i, at en række skadelige stoffer fjernes allerede i køletrinnet, hvorfra de udtages med det våde effluent. Disse skadelige stoffer, bl.a. chloridioner, fluoridioner, tungmetaller etc. kan af miljømæssige grunde ikke udledes direkte i naturen, men det er heller ikke hensigtsmæssigt at lade dem optræde som urenheder i det udtagne gipsprodukt.

20

Fra et sådant synspunkt har det været ønsket at tilvejebringe en forbedret og pålidelig fremgangsmåde af den indledningsvis omtalte art, ved hvilken der kan udvindes ren gips som produkt, mængden af anvendt vand er lille, der kan foretages en simpel, men fleksibel effluent behandling i et lukket system, som åbner mulighed for en miljømæssigt forsvarlig deponering af de i effluentet forekommende skadelige stoffer, ved hvilken der ikke forekommer scaling, og ved hvilken det bliver muligt at udvinde gips i forskellige kvaliteter.

25  
30

Disse opgaver løses på én gang ifølge opfindelsen ved at udøve den indledningsvis nævnte fremgangsmåde til afsvovling af røggas som angivet i krav 1's kendetegnende del.

Herved bliver det muligt at udtage dels ren gips af høj kvalitet - dels et sekundært gipsprodukt med lavere kvalitet, som på forsvarlig måde løser problemet med bortskaffelsen af de skadelige stoffer i effluentet fra køletrinnet.

5 I en udførelsesform for den her omhandlede fremgangsmåde kan pH-indstillingstrinnet og calciumsulfitoxidationstrinnet udføres ved at indsprøjte den for støv befriede og afkølede afgangsgas fra køletrinnet gennem en ejektor ind i opslæmningen fra absorptionstrinnet eller ved at omsætte gassen med opslæmningen i reaktoren til fremstilling af gips.

10

I en udførelsesform for fremgangsmåden ifølge opfindelsen er det muligt at anbringe en opslæmningskøler i cirkulationssystemet i absorptionstårnet eller i cirkulationssystemet i køletårnet for at udvinde vand fra røggassen eller inhibere vandfordampning ind i røggassen for således at formindske vandmængden i ovennævnte processer.

15

Af krav 3 fremgår en fordelagtig udførelsesform for opfindelsen, hvor en del af røggassen fra afkølingstrinnet eller en gas opnået ved tilsætning af luft til delen kan bringes i kontakt med den opslæmning, der udtages fra absorptionstrinnet, til direkte opnåelse af gips.

20

Andre fordelagtige udførelsesformer fremgår af krav 2 og 4-13.

På tegningen viser

25

fig. 1 et strømningdiagram for en udførelsesform for fremgangsmåden til afsvovling af røggas ifølge opfindelsen under anvendelse af kalksten-kalk som absorptionsmiddel,

30

fig. 2 viser et diagram, der viser forholdet mellem røggastemperaturen og den molære fugtighed under forskellige betingelser,

fig. 3 viser forfra et tværsnit af en opvarmer til genopvarmning af den gas, der er behandlet ifølge opfindelsen,

fig. 4 viser et sidetværsnit af ovennævnte opvarmer,

5

fig. 5 viser et tværsnit forfra af en anden udførelsesform af opvarmeren til gasgenopvarmning, hvori der anvendes varmerør,

fig. 6 viser i delvis tværsnit en udførelsesform for et oxidationstårn, der kan anvendes i fremgangsmåden ifølge opfindelsen,

10

fig. 7 viser et tværsnit af ovennævnte oxidationstårn set langs IX-IX på fig. 6,

fig. 8 viser et deltværsnit af detaljer af en rotor til dannelse af fine bobler anvendt i oxidationstårnet i fig.

15

4,

fig. 9 viser en blæsetank knyttet til oxidationstårnet,

fig. 10 viser skematisk metoden til indstilling af koncentrationen af gipsopslæmningen opnået i faststof-væske-separatoren i processen ifølge opfindelsen,

20

fig. 11 viser et strømningsdiagram over det tilfælde, hvor en ejektor anvendes, når pH-indstillingen og oxidationen af opslæmningen udføres under anvendelse af afgangsgassen fra køletårnet ved en udførelsesform for fremgangsmåden ifølge den foreliggende opfindelse,

25

fig. 12 viser et strømningsdiagram over det tilfælde, hvor en reaktor udstyret med en forstøver anvendes i stedet for ejektoren på fig. 11,

30

fig. 13 viser skematisk strukturen af et reaktionsanlæg, hvori køletrinnet og absorptionstrinnet udføres i et enkelt tårn,

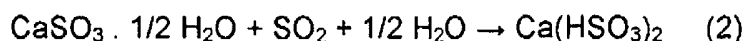
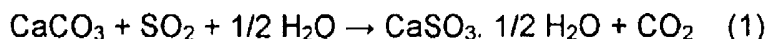
fig. 14 viser et tværsnit af modtagerdelen i fig. 13,

fig. 15 viser skematisk et tværsnit af en centrifugalseparator, der kan anvendes i fremgangsmåden ifølge opfindelsen, og

fig. 16 viser i tværsnit ovennævnte separator set i retning af pilene langs snittet XX-XX på fig. 15.

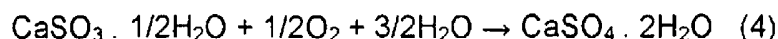
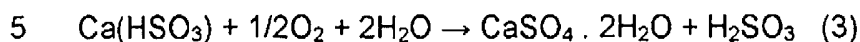
10 I det følgende beskrives først hele fremgangsmåden til afsøvling af røggas ifølge en udførelsesform for opfindelsen under henvisning til fig. 1.

Under henvisning til denne figur føres en svovloxidholdig røggas 1 gennem en gasvarmer 3 ind i et køletårn 5, hvori støv og sure gasser i røggassen fjernes og afkøles, og derpå føres videre ind i et absorptionstårn 7, hvori gas-  
 15 sen bringes i kontakt med et absorptionsmiddel (kalksten, kalk, etc.) tilført fra en absorberopslæmningstank 9, og svovloxider i røggassen reagerer med absorptionsmidlet og fjernes i form af calciumsulfit. Den resulterende rensede gas 11 føres ind i gasvarmeren 3, hvori den genopvarmes ved varmeveksling  
 20 med røggas med høj temperatur 1 og sendes ud i atmosfæren uden dannelse af hvid røg. På den anden side tilføres absorberopslæmningen fra tanken 9 gennem en ventil 13 til en absorberopslæmningscirkulationsledning 15. Absorberopslæmningen bringes i kontakt med røggassen i absorptionstårnet 7, hvori SO<sub>2</sub> i røggassen fjernes i form af CaSO<sub>3</sub> eller Ca(HSO<sub>3</sub>)<sub>2</sub> efter følgende ligninger:  
 25



30 Opslæmningen indeholdende calciumsulfit dannet i absorptionstårnet 7 og uomsat absorptionsmiddel føres gennem ledninger 17 og 21, en ventil 23 og en ledning 14 ind i en pH-indstillende tank 25, hvori pH for opslæmningen indstilles til den værdi, der er krævet til den efterfølgende oxidation, med

svovlsyre tilført fra en ledning 18, og derpå føres den til et oxidationstårn 29, hvori  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$  i opslæmningen oxideres med luft tilført gennem en ledning 31 til dannelse af gips ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) efter følgende ligninger:



Oxidationsreaktionen udtrykt ved ovennævnte ligninger foregår, når oxygen i luft opløses i opslæmningen og kommer i kontakt med  $\text{CaSO}_3$  deri. På den anden side varierer opløseligheden af  $\text{CaSO}_3$  i høj grad med pH for opslæmningen, og jo lavere pH er, des højere er opløseligheden.

Opløseligheden af oxygen i opslæmningen er imidlertid ca. 6 ppm ved normale temperaturer og normale tryk, og selv om pH nedsættes i betragtelig grad, påvirkes oxidationshastigheden ikke så meget, og modsætningsvis mistes svovlsyre. Det foretrækkes således, at pH for opslæmningen i oxidationstrinnet er 5 eller derunder, mere foretrukket ca. 4,5 til 3,5. I oxidationstårnet dannes der imidlertid ofte  $\text{S}_2\text{O}_6^{2-}$  (dithionsyre), som er hovedårsagen til COD (kemisk oxygenforbrug) i det afsvovlede effluent, og hvis pH på oxidationstidspunktet er for lavt, forøges mængden af dannet syre. I et sådant tilfælde er det muligt at kontrollere pH i pH-indstillingstrinnet, så man opnår et pH på 5 til 6 ved afgang fra oxidationstårnet. Den teoretiske mængde oxygen tilført til oxidationen kan beregnes ud fra mængden af  $\text{CaSO}_3$  ved indgangen til oxidationstårnet. Endvidere forøges oxidationshastigheden i oxidationstårnet ved forøgelse af mængden af tilført luft, men partikeldiameteren for det som biprodukt dannede gips påvirkes af oxidationshastigheden, og hvis oxidationshastigheden er højere, bliver partikeldiameteren mindre. Med henblik på kvaliteten af biproduktet er det derfor foretrukket at indføre luft i en mængde i området 1,5 til 3 gange den teoretiske mængde.

Ifølge opfindelsen gennemføres pH-indstillingen og oxidationen af opslæmningen under anvendelse af røggassen. En reaktor 202 kan anvendes til oxidationen i stedet for oxidationstårnet 29. Navnlig fjernes en del af røggassen

efter fjernelse af støv og afkøling ved hjælp af en blæser 201. Denne del sammen med den opslæmning 17, der udtages fra absorptionstårnet 7 ved dets udgang og passerer gennem en ventil 19, føres ind i reaktoren 202, hvor der effektueres en god kontakt dermed. Som følge deraf reagerer uom-

5 sat  $\text{CaCO}_3$  i opslæmningen fra udgangen af absorptionstårnet 7 med  $\text{SO}_2$  i røggassen under dannelse af calciumsulfit, som derpå sammen med calciumsulfit dannet i absorptionstårnet 7 oxideres af oxygen i røggassen til dannelse af gips. I dette tilfælde, hvor  $\text{SO}_3$  er indeholdt i røggassen, udføres pH-

10 indstillingen af opslæmningen på samme tid. Hvad angår reaktor 202 anvendes foretrukket en ejektor, der har en god effektivitet for gas-væskekontakt eller en reaktor udstyret med et bobledannende apparat, såsom en forstøver. Den opslæmning, der forlader reaktoren 202, føres derpå gennem en ventil 30 ind i en koncentrator 45.

15 Når man anvender et oxidationstårn 29, blandes opslæmningen, der indeholder calciumsulfit, med luft under omrøring, og i dette tilfælde kan der forekomme besvær, såsom manglende evne til luftgennemførsel gennem ledning 31, f.eks. på grund af tilpropning af lufttilførselsledningen. I et sådant tilfælde udtages opslæmningen i oxidationstårnet og føres gennem en ledning 20

20 en ventil 35 ind i en nødstrømningstank 37, hvor luft blæses gennem en ledning 39 til undgåelse af, at opslæmningen sætter sig og koagulerer. Den resulterende opslæmning sendes igen tilbage til oxidationstårnet gennem en pumpe 41. Nødstrømningstanken 37 kan også anvendes som tank til tilbageholdelse af opslæmningen af absorptionssystemet og gips-

25 udvindingssystemet.

Den opslæmning, der forlader oxidationstårnet 29 eller reaktoren 202, føres derpå gennem en ventil 43 eller en ventil 30 ind i en koncentrator 45, hvor den skilles i en koncentreret opslæmning og et filtrat. Dette filtrat sendes via

30 en ledning 47 og en ventil 50 tilbage til kalkstensopslæmningstanken 9 og anvendes deri til fortynding af kalksten. Dette filtrat kan også anvendes som fødevand til afkølingstrinnet eller som vaskevand til forskellige dele af anlægget.

På den anden side føres den koncentrerede opslæmning fra koncentratoren 45 gennem en koncentrationsindstillende tank 91 og en ledning 51 til en centrifugalseparator 53, hvor der sker faststof-væske-separation. Gips fraskilt i  
5 centrifugalseparatoren 53 udtages gennem en ledning 55, og filtratet returneres gennem en ledning 56, en tank 57 og en pumpe 59 ind i koncentratoren 45, og en del af filtratet sendes tilbage gennem en ventil 48 og en ledning 61 til absorptionstårnet 7, hvori gipspartiklerne i filtratet anvendes som podekrystaller til undgåelse af gipsscaling i absorptionstårnet.

10

Den mængde af filtratet i centrifugalseparatoren 53, der skal returneres til absorptionssystemet, er foretrukket i en sådan mængde, at gipskoncentrationen i den i absorptionssystemet opnåede opslæmning er 5 vægt-% eller højere, således at effektiviteten af podekrystallerne kan komme til udtryk, og  
15 den mængde af filtratet, der endelig returneres, bestemmes baseret på relationen deraf med en mængde, i hvilken  $\text{CaSO}_3$  og  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$  oxideres i absorptionssystemet af  $\text{O}_2$  i røggassen.

20

For at undgå gipsscaling i absorptionssystemet (absorptionsopslæmningstanken 9 til absorptionstårnet og dertil hørende rørnet) kan man returnere opslæmningen ved udgangen af oxidationstårnet eller den koncentrerede opslæmning ved udgangen af koncentratoren til absorptionssystemet, imidlertid er størstedelen af gipspartiklerne indeholdt i disse opslæmninger krystalpartikler, som er fuldt udvoksede, og som derfor ikke er særligt  
25 effektive som podekrystaller. I modsætning dertil er de gipspartikler, der er indeholdt i effluentet fra centrifugalseparatoren, for det meste sådanne, som har passeret gennem filterklædet (eller metalgasen), som har små partikeldiametre, og som indeholder en stor mængde uudvoksede fine krystaller (kerner). De er derfor særligt effektive som podekrystaller.

30

Via ledningen 55 udtages gips i høj kvalitet som produkt. Da faste stoffer, såsom støv, tungmetaller, etc. føres ud ved ovennævnte effluentbehandling i køletrinet, blandes en del af den koncentrerede gipsopslæmning i en be-

- handlingsafdeling 4 med en opslæmning opnået ved tilsætning af  $\text{CaCO}_3$  og  $\text{Ca(OH)}_2$  til effluentet fra køletårnet til udvinding af et biprodukt, der er nyttigt som gips, skønt det er af ringe kvalitet, idet det indeholder de med effluentet fjernede skadelige stoffer, såsom støv, tungmetaller, etc. Det er således muligt at udtage dels gips med høj kvalitet og dels et sekundært gipsprodukt med en lavere kvalitet, hvor sidstnævnte repræsenterer en acceptabel løsning af problemet med deponering af de med effluentet fjernede skadelige stoffer.
- 10 Fig. 2 viser relationen mellem røggastemperaturen og fugtigheden i et afsvovlingsanlæg af vådtype. Røggas under betingelser som angivet ved punkt A underkastes varrefjernelse med en gas-gas-varmer og indtager et stadium, som vist ved punkt B ved indgangen af køletårnet. Derefter afkøles og fugtes røggassen langs en adiabatisk kølelinie i køletrinnet, idet den når en mætningstemperatur (punkt C) ved udgangen af absorptionstårnet. I gas-gas-varmeren opvarmes gassen sædvanligvis til en temperatur på grænsen for dannelse af hvid røg eller derover (betingelser ved punkt D ved indgangen til skorstenen) og udstødes gennem en skorsten. I fig. 2 betegner E atmosfæriske betingelser; F betegner en fugtkurve ved en relativ fugt på 100%, og G betegner det område, hvor der dannes hvid røg. Fugtforskellen i gassen ved punkt B og punkt C ganget med gasmængden svarer til mængden af vand fordampet i køletrinnet, og denne mængde kommer op på en værdi så stor som ca. 70 til 100 t/time i tilfælde af røggasbehandlende afsvovlingsanlæg i 1000 MW klassen. I den foreliggende opfindelse som illustreret på fig. 1 afkøles opslæmningerne fra de opslæmningscirkulerende systemer fra køletårnet og/eller absorptionstårnet indirekte med en køler 203 eller en køler 204, og de bringes i kontakt med røggassen, hvorved det er muligt at inhibere dannelse af vand på dampform og også kondensere den mættede damp i røggassen for derved at udnytte det således udvundne vand og yderligere reducere vandforbruget.
- I det følgende beskrives eksempler på det i den foreliggende opfindelse anvendte udstyr.

Hvad angår opvarmeren 3 i fig. 1 anvendes der, skønt en gas-gas varmeveksler er anvendelig, fortrinsvis en varmeveksler af typen med indirekte opvarmning, som det er vist i fig. 3, 4 og 5.

5

De i fig. 3 viste opvarmere, der i fig. 4 er vist set fra siden, omfatter et hus 61, en skilleplade 63, der inddeler rummet i huset parallelt med gasstrømningsretningerne 1 og 11 og en række varmerør 65, der passerer gennem skillepladen 63. Varmerørene 65 indeholder et kondenserbart varmemedium. Skillepladen 63 og varmerørene 65 er fastgjort til hinanden, således at der ikke er noget gab mellem dem. Lavtemperaturgas 11 føres efter afsvovling gennem den øvre passage, der er dannet af ovennævnte skilleplade 63, mens ubehandlet højtemperaturgas 1 føres gennem den nedre passage. Denne ubehandlede højtemperaturgas 1 tilfører varme til varmerørene 65, og mediet i varmerørene 65 fordampes ved hjælp af denne varme, bevæger sig opad som følge af trykforskellen i rørene, kondenserer i den øvre del af rørene og afgiver den resulterende kondensationsvarme til lavtemperaturgassen 11.

10  
15

Fig. 5 viser en anden udførelsesform af varmerør anvendt i en gasvarmer 3, hvori varmerørene er anbragt separat med de med den højere temperatur på den ene side og de med den lavere temperatur på den anden side. På denne figur er varmerørene på den højere temperaturside 161 forbundet via et øvre hoved 163 anbragt over rørene og et forbindingsrør (rør for opadstigende damp) 165 til et øvre hoved 169 anbragt over varmerørene ved den lavere temperaturside 167, anbragt over hovedet 163. På den anden side er et lavere hoved 171 under varmerørene 167 forbundet via et forbindelsesrør (rør for nedad gående væske) 173 til et lavere hoved 175 under varmerørene på højtemperatursiden 161. Hovedet 169 er fyldt med et fyldstof 168 indpakket i et trådnet for at fremme dampkondensationen. Varmerørene på den højere temperaturside 161 og de på den lavere temperaturside 167 er anbragt separat i en gang, gennem hvilken højtemperaturgassen passerer, og en gang, gennem hvilken lavtemperaturgassen passerer. Kondenserbar væske, såsom vand, findes i varmerørene på højtemperatursiden 161, medens man

20  
25  
30

holder et bestemt niveau som vist på figuren. Denne væske opvarmes og fordampes med højtemperaturgassen, der passerer gennem ydersiden af rørene. Den resulterende damp passerer gennem et forbindelsesrør 165 og bevæger sig til varmerørene på lavtemperatursiden 167, hvori dampen afkøles og kondenseres af den gas med lavere temperatur, der passerer gennem ydersiden af rørene, til udvirkning af varmeveksling. Det resulterende kondensat samles i hovedet 171 og sendes derpå tilbage via væskefaldrøret 173 til det lavere hoved 175 under varmerørene på højtemperatursiden 161. Medens den i det foregående beskrevne fordampning og kondensation gentages, udføres varmeveksling mellem den gas, der strømmer gennem ledningen på højtemperatursiden, og den, der strømmer på lavtemperatursiden. Desuden udgør et varmerør 177 på lavtemperatursiden et gasudskillende rør, fra hvilket en ikke-kondenserbar gas fjernes via det øvre hoved 169 gennem en ventil 179.

Da ledningen på højtemperatursiden er anbragt separat i ovennævnte varmerør af separationstypen, bliver varmeoverførsel over lang afstand mulig. Endvidere er det unødvendigt at tilvejebringe et kompliceret rørsystem, således at ledninger indeholdende varmerør kan være nabostillet til hinanden, hvorved det er muligt at reducere tryktab på grund af rørene. Da rørene på højtemperatursiden og lavtemperatursiden endvidere er adskilt og anbragt uafhængigt på hver sin side, er det let at vælge materialer og former til de respektive rør. Deres vedligeholdelse bliver også let.

På fig. 3, 4 og 5 kan anvendelse af varmerør med ribber yderligere forbedre varmeoverførselseffektiviteten uden fare for tilpropning på grund af støv.

Ved de udførelsesformer, der er gengivet i ovennævnte figurer, under anvendelse af varmerør, er der, da de to typer gasstrømme er fuldstændig adskilt, hverken gaslækage som observeret i en konventionel varmeveksler af Ljungstroem-typen eller reduktion i afsvovlingsgraden. Det er således muligt at få den rene udstødningsgas til at passere gennem varmeveksleren uden at blive forurenede med støv indeholdt i røggassen til undgåelse af genforuren-

ing af udstødningsgassen. Da endvidere varmevekslingsprocenten er meget høj i varmerør, er det muligt at gøre hele varmeveksleren mindre. Når varmerørene desuden er anbragt spredt, er det også muligt at forhindre adhæsion af støv og lignende indeholdt i røggassen. Det er således muligt at

5 reducere tryktab og driftsomkostninger for afsvovlingsanlægget. Den rensede gas, der forlader absorptionstårnet 7, genopvarmes i varmeren 3, der gør brug af spildvarme, uden at gøre brug af nogen ydre varmekilde, såsom brændstof, og det er muligt at undgå hvid røg i skorstensudtaget. Endvidere er det muligt at undgå korrosion i skorstenen og at gøre det let for gassen at

10 diffunderes fra skorstenene.

Foretrukne udførelsesformer for oxidationstårnet 29 er vist på fig. 6 og 7. Bunddelen af oxidationstårnet 29 er udstyret med forstøvere 69, der hver har en konisk rotor 67, og rotoraksen for rotoren 67 er forbundet til en motor 73

15 gennem et træk og et bånd 71 uden for tårnet. Lige under rotoren 67 for de pågældende forstøvere 69 er der anbragt et ringhoved eller en ringsamlkasse, der har dyser 31A åbne mod rotoren, og komprimeret luft tilføres gennem en lufttilførselsledning 31 ind i dyserne 31A. En ledning til fraførsel af oxideret gipsopslæmning 34 findes på sidevæggen af den nedre del af tårnet. På den anden side er den øvre del af tårnet udstyret med en fødelinie for råmaterialeopslæmning 32, der strækker sig fra pH-kontroltanken 25, og ved

20 topdelen af tårnet findes der en gasraførselsledning 75. Ledningen 33 er en dræningsledning. 77 og 78 indikerer mandehuller, og 79 er en ventil for gasudledning fra topdelen af tårnet.

25 I oxidationstårnet, der har den i det foregående anførte konstruktion, føres opslæmningen indeholdende  $\text{CaSO}_3$  og  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$  via en ledning 32 i den øvre del af tårnet, medens komprimeret luft indføres gennem dyserne 31A ved den nedre del af tårnet. Luften danner fine luftbobler rundt om rotorerne

30 67 på grund af disses rotationskraft, hvorefter boblerne trænger op inde i tårnet, medens de dispergeres ensartet og bringes i kontakt med opslæmningen til oxidation af  $\text{CaSO}_3$  og  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$  indeholdt deri til dannelsen af gips ( $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ).

- Ved ovennævnte drift er det, skønt trykket inde i tårnet kan være atmosfærisk tryk, ønskeligt at forøge trykket inde i tårnet op til ca. 1,5 atm eller højere (fortrukket ca. 2 atm) for at fremme oxidationsreaktionen. Endvidere er det
- 5 også ønskeligt at sørge for, at mængden af komprimeret luft tilført via ledningen 31 er ca. 1,5 gange eller mere den teoretiske luftmængde påkrævet for at oxidere  $\text{CaSO}_3$  og  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ . Udstødningsgas fra oxidationstårnet udtages fra topdelen af tårnet via en ledning 75 og en ventil 79 til absorptionstårnet, medens opslæmningen indeholdende gips udtages gennem ledningen
- 10 34 i den nedre del af tårnet og yderligere via en ventil 43 sendes til en fast-stof-væskeseparator 45. Når opslæmningen udtages gennem ledningen 34, indstilles ventilen 43 således, at væskniveauet for opslæmningen i oxidationstårnet kan holdes konstant.
- 15 Ved at udforme rotoren 67 i forstøveren 69 konisk dispergeres luftbobler ensartet af centrifugalkraften i den radiale retning i tårnet ved hjælp af opslæmningen, der strømmer langs overfladen af rotoren som vist ved de stiplede linier i fig. 8, hvilke linier hver er forsynet med en pil, til effektivering af god gas-væskontakt. Da endedelen af rotoren endvidere er dækket med
- 20 luftbobler, reduceres dens modstand, og dens rotationskraft reduceres også. Da endvidere rotoren 67 ikke har noget hul, bliver dens struktur enkel, og ikke desto mindre er dens ydelse fremragende. Formen af rotorerne 67 kan desuden være elliptisk konisk, omvendt konisk, etc. foruden den koniske form, der er vist på figuren (f.eks. med en vinkel på 90° med lodret).
- 25
- Detaljerne for en nødvendig blæsetank 37, der er forbundet til oxidationstårnet 29 i det omhandlede anlæg, er vist på fig. 9. Idet der henvises til denne figur er der ved den øvre del af tanken 37 anbragt hovedrør 39A, 39B, der hver er forbundet til et moderrør 39, og fra de pågældende hovedrør er der
- 30 en række forgreninger af lodrette rør 81 til opslæmningsagitering, således at deres ender er adskilt fra bunden af beholderen med et lille mellemrum. Komprimeret luft sendes gennem rør 39, 39A, 39B og lodrette rør 81 og sprøjtes fra enderne af rørene 81 mod bunddelen af tanken 37. Som det flui-

dum, der skal udsprøjtes, kan luft erstattes med selve opslæmningen. Op-  
slæmningen omrøres kraftigt inde i tanken ved at blæse sådan luft eller selve  
opslæmningen ind i opslæmningen. Selv hvis opslæmningen flyder tilbage i  
de lodrette rør 81, er dens modstand meget lille, og når lufttilførslen stand-  
5 ses, sætter de faste stoffer, der er indeholdt i opslæmningen, sig naturligt på  
ydernsiden af rørene. Derfor forekommer der ingen tilpropning.

Selv når mængden af tilført luft eller trykket af den tilførte opslæmning ikke  
forøges, er det muligt at udføre en meget effektiv agitation eller omrøring. Da  
10 det endvidere ikke er nødvendigt for rørene at være udstyret med små huller  
eller dyser, har apparatet en enkel konstruktion og er derfor økonomisk.

Hvis opslæmningstemperaturen forøges ved oxidationsreaktionen for calci-  
umsulfit inde i oxidationstårnet 23, således at der opstår korrosionsproblemer  
15 for de respektive udstyr og rør, så er det muligt at inhibere temperatur-  
forøgelsen ved at tilsætte vand gennem ledningen 83 (fig. 1) ind i oxi-  
dationstårnet 29 til forøgelse af vandindholdet i opslæmningen (f.eks. til 92 til  
94 vægt-%). Hvad angår det supplerende vand tilført gennem ledningen 83  
er det muligt at indføre filtratvandet fra centrifugalseparatoren 53 via en gren  
20 fra ledningen 61 og en ventil 85.

I den foreliggende opfindelse kan der som gipskoncentreringsbeholder (fast-  
stof-væske-separator) 45 til adskillelse af gips fra den gipsholdige opslæm-  
ning foretrukket anvendes en fortykker af laktypen eller en væskecyclon.  
25 Med henblik på centrifugalseparatoren 53 anbragt under faststof-væske-  
separatoren 45 er det ønsket, hvis det tilsigtes at opnå en god kvalitetsgips  
som biprodukt, i alvorlig og nøjagtig grad at detektere og kontrollere kon-  
centrationen og mængden af opslæmning, der føres til cen-  
trifugalseparatoren 53, som er anbragt efter faststof-væske-separatoren 45  
30 (f.eks. til et område på 15 til 25 vægt-%).

Fig. 10 illustrerer en fremgangsmåde til kontrol af mængden og koncentrationen af opslæmningen i det tilfælde, hvor en fortykker 87 er anvendt som faststof-væske-separator 45.

- 5 Gipsopslæmningen koncentrerer ved udfældning i fortykkeren 87, og samtidigt udtages den koncentrerede opslæmning via en kontrolventil 89 til en tank 91 for koncentreret opslæmning. I dette tilfælde er det som for den fremgangsmåde, hvor man udtager opslæmningen til opslæmningstanken 91, ønskeligt at anvende et system, hvori niveauet af opslæmningen i opslæmningstanken 91 detekteres med en niveau transmitter 93 og signaler åben eller lukket transmitteres til ovennævnte reguleringsventil 89 af en monitorkontakt 95. Varigheden af åbningen eller lukningen af kontrolventilen 89 kan eventuelt indstilles ved hjælp af en timer anbragt i et pulseringskredsløb 97, som modtager signalerne fra niveau transmitteren 93 og monitorkontakten 95.
- 10 Navnlig svarer pulseringskredsløbet 97 til et kredsløb til udførelse af aflåsningen af kontrolventilen 89, etc. Varigheden af åbningen eller lukningen af kontrolventilen 89 kan således eventuelt kontrolleres ved indstilling af timeren. Ud over pulseringskredsløbet 97 er der tilsluttet en niveauregulator 99, som tillader eventuelt at ændre åbnings- eller lukningskontrollen af ventilen
- 15 89 enten til automatisk kontrol eller til manuel kontrol. Navnlig når kontrolorganet 99 indstilles til automatisk kontrol er det muligt automatisk at åbne eller lukke kontrolventilen 89 under gentagelse af "åben" eller "lukket" med signaler gennem niveauregulator 99 og over pulseringskredsløbet 97, der aktiveres af de signaler, der transmitteres fra monitorkontakten 95 og niveau transmitteren 93.
- 20
- 25

- På den anden side detekteres opslæmningskoncentrationen med en koncentrationsdetektor 101 neddyppet i opslæmningstanken 91. Koncentrationssignalet fra denne detektor 101 går ind i en opslæmningskoncentrationsregulator 103, og denne regulator 103 kontrollerer åbningen eller lukningen af en regulator 105 for fortyndingsvand anbragt i passagen for tilføring af fortyndingsvand til opslæmningstanken 91. Dvs. mængden af fortyndingsvand for-
- 30

øges eller nedsættes ved regulering af åbnings- eller lukningsgraden af kontrolventilen 105.

5 Ved fremgangsmåden ifølge opfindelsen kan der for at underkaste opslæmningen fra absorptionstårnet 7 oxidationsbehandling til opnåelse af gips uden at passere opslæmningen gennem den pH-indstillede tank 25 og oxidations-  
10 tårnet 29 anvendes en proces, hvori en del af røggassen ved udgangen fra køletårnet 5, befriet for støv og sure gasser, suges med en blæser 201 efterfulgt af kontakt deraf med opslæmningen i en reaktor 202 til neutralisering af  
15 uomsat  $\text{CaCO}_3$  med  $\text{SO}_x$  i røggassen og også oxidation af calciumsulfid dannet deri og i absorptionstårnet 7 med oxygen i røggassen. Ifølge dette system neutraliseres overskud af  $\text{CaCO}_3$ , som har været krævet til forøgelse af den procentiske fjernelse af  $\text{SO}_2$ , med  $\text{SO}_2$  i røggassen, og da røggassen endvidere sendes tilbage gennem en ledning 206 til absorptionstårnet 7, er  
20 det unødvendigt at neutralisere overskud af  $\text{CaCO}_3$  med svovlsyre i pH-indstillingstanken 25, hvorved mængden af svovlsyre reduceres betydeligt. I det tilfælde, hvor oxygenkoncentrationen i røggassen er lav, kan luft endvidere delvis blandes med røggassen for at forøge gaskoncentrationen for derved at gøre oxidationshastigheden passende.

20 Udførelsesformer anvendt i det tilfælde, hvor pH-indstillingen og oxidationen af en opslæmning indeholdende  $\text{CaSO}_3$ ,  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$  fra absorptionstårnet 7 foretages med røggassen ved udgangen af køletårnet 5 er vist på fig. 11 og  
25 12. Fig. 11 viser et tilfælde, hvor en ejektor anvendes som reaktoren 202 (fig. 1), og fig. 12 viser et tilfælde, hvor en reaktor med en forstøver, der danner bobler, på tilsvarende måde anvendes som reaktoren 202.

Der henvises nu til fig. 11, hvor røggassen 1 fra f.eks. en kedel føres gennem et indgangsrør 220 ind i køletårnet 5, hvor den befries for støv og afkøles og  
30 dernæst befries for flyvetåge med en tågeeliminator 2, hvorpå den føres ind i absorptionstårnet 7, hvor svovloxider i røggassen 1 absorberes og fjernes af en absorptionopslæmning 225. En rensset gas 224 udledes gennem toprøret 223 i absorptionstårnet 7. I absorbereren absorberes svovloxider under dan-

- nelse af sulfitter i absorptionstårnet 7 og i dettes opslæmningscirkulations-tank 226, og en del af sulfitterne oxideres med oxygen i røggassen til dannelse af gips. En del af absorptionsmidlet forbliver uomsat i opslæmningen. Denne opslæmnings tryk forøges ved hjælp af en udluftningspumpe 227 og
- 5 føres gennem en ledning 228 ind i en ejektor 231. Den i ejektoren 231 indførte opslæmning indsuges af gassen 230, når denne passerer ejektoren efter støvfjernelse i køletårnet. På dette tidspunkt reagerer uomsat absorptionsmiddel i reaktionsopslæmningen med  $\text{SO}_2$  i gassen under dannelse af sulfitter, som oxideres sammen med de sulfitter, der er dannet i oxidationstrinnet
- 10 med  $\text{O}_2$  i gassen, til dannelse af sulfat. Da oxiderbarheden på dette tidspunkt er meget bedre end luftoxidation ved hjælp af en forstøver i absorptionstårnet, kan den i røggassen indeholdte oxygenmængde være tilstrækkelig. I det tilfælde, hvor oxygenkoncentrationen i røggassen er lav, eller i det tilfælde, hvor det er nødvendigt yderligere at forøge oxidationshastigheden, kan
- 15 luft imidlertid blæses ind gennem en ledning 229 i en del af røggassen for at forøge oxidationshastigheden. På figuren betegner henvisningstallet 221 en cirkulationspumpe for opslæmningen fra køletårnet og 239 repræsenterer en tågeeliminator anbragt ved udgangen af absorptionstårnet 7.
- 20 Den i ejektoren 231 oxiderede opslæmning indeholdende det resulterende dannede sulfat sendes gennem en ledning 233 ind i en fortykker 234, hvor opslæmningen koncentrerer, og den resulterende koncentrerede opslæmning sendes gennem et indføringsrør 236 til en dehydratisator 53 (såsom en centrifugalseparator), hvor den dehydratiseres og udvindes i form af sulfat-
- 25 partikler (gips) 237.
- Ovennævnte fortykker 234 har foretrukket en struktur, hvori faststof-væske-separation og gas-væske-separation udføres på samme tid. Hvis den fraskilte gas i fortykkeren 234 sendes tilbage gennem en ledning 232 til absorptionstårnet 7, er det muligt at forenkle systemet uden behov for nogen særlig be-
- 30 handling. Filtratvandet i fortykkeren 234 udtages gennem en ledning 235 og recirkuleres ind i det oprindelige apparat, hvor det genanvendes.

Ifølge den udførelsesform, der er vist på fig. 11, udføres dannelsen af sulfitter fra absorptionsopslæmningen og pH-indstillingen for opslæmningen og også oxidation til sulfat i ejektoren 231 med  $\text{SO}_2$  og  $\text{O}_2$  indeholdt i røggassen, da en tank til pH-indstilling med svovlsyre og et oxidationstårn med en forstøver er unødvendigt, hvorved det bliver muligt at reducere installationen og forenkle udstyret. Endvidere er det muligt at underkaste den omsatte og oxiderede opslæmning i ejektoren for faststof-væske-separation for derved at udvinde gips med god kvalitet som biprodukt. Endvidere er det muligt at underkaste gassen fra ejektoren gas-væske-separation i fortykkeren 234 og sende den tilbage til absorptionstårnet 7 for derved at overflødiggøre et særligt gasbehandlingsapparat og dermed rationalisere hele systemet.

Fig. 12 viser et eksempel, hvori en reaktor af forstøvertypen med en rotor af paraplytypen anvendes i stedet for ejektoren 231 i udførelsesformen ifølge fig. 11. I fig. 12 udtages opslæmningen fra absorptionstårnet 7 indeholdende uomsat absorptionsmiddel gennem en ledning 238 i en mængde svarende til den mængde svovloxider, der er absorberet, og føres derpå til en reaktor 240. I dette tilfælde kan ledningen 238 være udstyret med en kontrolventil, hvis åbningsgrad indstilles svarende til den detekterede værdi for  $\text{SO}_2$  absorberet i absorptionstrinnet. På den anden side ledes en del af røggassen efter støvfjernelse og afkøling i køletårnet og påfølgende indføring i absorptionstårnet gennem en ledning 241 og en blæser 242 ind i reaktoren 240. I denne reaktor 240 reagerer  $\text{SO}_2$  i gassen med uomsat absorptionsmiddel i reaktionsopslæmningen til dannelse af sulfitter, som sammen med sulfitter dannet i absorptionstrinnet oxideres med  $\text{O}_2$  indeholdt i røggassen under dannelse af gips. Reaktoren 240 er således konstrueret, at gassen kan absorbere under en rotor 244 af paraplytypen, således at faststof-væske-separation og gas-væske-separation kan udføres samtidigt, hvorved man opnår gas-væske-kontakt. Ved en sådan struktur er det muligt at returnere den fraskilte gas gennem en ledning 243 til absorptionstårnet 7. Det er derfor muligt at forenkle systemet uden behov for særlig gasbehandling. Desuden kan filtratvandet cirkuleres gennem en ledning 235 til absorptionstrinnet og genanvendes der. Når  $\text{O}_2$ -koncentrationen i røggassen er lav, eller når det er nød-

vendigt yderligere at forøge oxidationshastigheden, kan luft blæses ind i røggassen gennem en ledning 229.

5 Ved ovennævnte udførelsesform er det, da absorberopløsningen underkastes reaktion og oxidation med  $\text{SO}_2$  og  $\text{O}_2$ indeholdt i røggassen efter afkøling og støvfjernelse, for at effektuere pH-indstilling for opløsningen indeholdende sulfitter dannet deri og oxidation af disse til sulfat, muligt ikke blot at reducere antallet af kemikalier til anvendelse, men også at forenkles apparaturet. Endvidere kan opslæmningen, der er omsat og oxideret i reaktoren 240, underkastes faststof-væske-separation i en fortykkerdel ved bunden af reaktoren eller i en separat anbragt fortykker til udvinding af gips med god kvalitet som biprodukt. Endvidere kan gassen efter omsætning i reaktoren 240 underkastes gas-væske-separation og sendes tilbage til absorptionstårnet 7 for derved at rationalisere hele systemet uden at kræve noget særligt gasbehandlingsanlæg. Da absorberopslemningen i absorptionstårnet 7 endvidere ikke er fuldstændig omsat og oxideret, idet kun en del af den udtagne opslæmning er omsat og oxideret i en mængde svarende til mængden af  $\text{SO}_2$  absorberet i absorptionstårnet, er det muligt yderligere at forbedre anlæggets effektivitet.

20

Ved fremgangsmåden ifølge opfindelsen er køletårnet 5 og absorptionstårnet 7 sædvanligvis konstrueret separat og forbundet med en forbindingsledning 2 (se fig. 11 og 12), og yderligere er der anbragt en tågeeliminator i ledningen. Hvis det imidlertid ønskes at gøre anlægget kompakt, er det muligt at anvende en konstruktion omfattende et enkelt tårn udstyret med begge disse funktioner.

25

Fig 13 viser en udførelsesform for et gas-væskekontakthanlæg, hvori køletrinnet og absorptionstrinnet udføres i et enkelt tårn. Dette anlæg består hovedsageligt af et tårnlegeme 268, der har en indgangsledning 250 for røggas 1 ved den nedre del af tårnet og en udgangsledning 260 for behandlet gas 262 ved den øvre del af tårnet. En tank 264 til cirkulerende absorptionsopløsning er anbragt i ét med legemet ved dets nedre del, sprøjtedyser 270 for

30

absorptionsopslæmningen er anbragt ved den øvre del inde i tårnet, et rørsystem 258, gennem hvilket den i tanken 264 opbevarede opslæmning cirkuleres via en pumpe 254 til sprøjtedyserne 270 for absorptionsopløsningen, en under sprøjtedyserne 270 anbragt modtager 274 til modtagelse af den fra sprøjtedyserne 270 udsprede absorptionsopslæmning, en genvindingsledning 276, gennem hvilken opslæmningen fra modtageren 274 kan flyde ned i den cirkulerende opslæmning i tanken 264, kølevandssprøjtedyser 266 anbragt oven over indførelsesstedet for den via røgindgangsledningen 250 indførte røggas og under modtageren 274, som modtager den absorberende opløsning, en modtager 278 anbragt under dyserne 266 til modtagelse af det fra sprøjtedyserne udsprede kølevand, en tank for cirkulerende kølevand 284 til opbevaring af kølevand fra modtageren, og et rørsystem 280, gennem hvilket kølevandet i tanken 284 via en pumpe 282 cirkuleres til kølevandssprøjtedyserne 266. Desuden betegner nr. 252 en fødelinie for absorptionsopslæmningen, 256 en udtagningsledning for opslæmningen, 272 en tågeeliminator anbragt ved topdelen af tårnet, 275 et rør til føding af kølevandet og 286 et udtagningsrør herfor.

Fig. 14 viser tværsnittet af modtagerne for absorberopløsningen eller kølevandet (274 eller 278) som vist på fig. 13. Modtageren består af skrånende trug 288A, 288B, der har et tværsnit som bogstavet U og er anbragt i zigzag konfiguration og i to trin. Trugene er således arrangeret, at afstanden D mellem trugene i øvre trin er mindre end åbningen  $D_2$  for trugene i det nedre trin. Væskedråber 290, som falder fra et sted over trugene, og passerer mellem de øvre trug 288A, vil således modtages af trugene i det nedre trin 288B. Endvidere bestemmes gabet mellem trugene i det øvre trin 288A og det nedre trin 288B således, at modstanden i strømningsvejen 292 for gassen ikke bliver for stor, og væskedråberne 290 heller ikke falder uden for trugene. Væskedråberne, som drypper på trugene 288A og 288B, flyder i skråretningen af trugene, dvs. i retningen mod højre på tegningen, i modtagerne 274 og 278 på figur 15 og genvindes i tankene 264 og 284 som beskrevet i det foregående.

I anlægget (fig. 13) konstrueret som anført i det foregående føres røggassen 1 gennem ledningen 250 ind i absorptionstårnet 268, hvor gassen afkøles og befries for støv med væskedråber af kølevand sprøjtet fra sprøjtedyserne 266, og væsken modtages af modtageren 278 og udvindes uden af falde  
5 ned. Denne væske samles i en separat anbragt tank 284 og returneres gennem pumpen 282 til sprøjtedyserne 266 til recirkulering og genanvendelse. Når en modtager ved anvendelsen af en sådan kombination af trug anvendes, er det muligt at reducere mængden af nedadfaldende vand til under 5% eller mindre.

10

Den således afkølede og for støv befriede røggas bringes i kontakt med væskedråber sprøjtet fra sprøjtedyserne 260, der er en del af tårnet, anbragt ved den øvre del for at absorbere  $\text{SO}_2$  i gassen. De resulterende væskedråber samles i modtageren 274 og føres gennem udvindingsledningen 276 ind i  
15 tanken 264 ved den nedre del af tårnet. Den således genvundne væske sendes ved hjælp af en pumpe og via et rør 258 tilbage til den øvre del af tårnet til recirkulering og genanvendelse af absorberopløsningen. Røggassen, der er fri for  $\text{SO}_2$ , underkastes derpå fjernelse af flyvetåge med demisteren 272 øverst i tårnet og udsendes gennem en ledning 260 som ren gas 262. Absorberopslæmningen tilføres gennem et rør 252, udtages gennem et rør 256 i  
20 en mængde svarende til den mængde  $\text{SO}_2$ , der er absorberet, og føres gennem oxidationstrinnet til dannelse af gips som biprodukt, der derpå udvindes. Vand til køling og støvfjernelse tilføres gennem et rør 275, udtages via et rør 286 fra en tank 284 i en mængde svarende til støvkoncentrationen, og behandles separat.  
25

Ifølge ovennævnte udførelsesform bliver apparatet, da der tilvejebringes et enkelt tårn med funktioner i form af afkøling og støvfjernelse af røggas og absorption og fjernelse af  $\text{SO}_2$ , kompakt, og derfor er et lille installationsområde tilstrækkeligt. Da afkøling og støvfjernelse er fuldstændig adskilt  
30 fra afsvovling, blandes støv og urenheder, såsom  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$  etc., i røggassen ikke med absorberopløsningen, hvorved man undgår reduktion af absorberopløsningens effektivitet og forringelse af kvaliteten af det som biprodukt

dannende gips. Da modtagerne til kølevæske eller absorberopløsning desuden er anbragt inde i tårnet, er dispergerbarheden af røggassen bedre, effektiviteten af gas-væske-kontakten forbedret, og effektiviteten som følge af forbedringen af den procentvise afsvovling er konstateret.

5

I det tilfælde, hvor gipsopslæmningen opnås ved pH-kontroltanken 25 og oxidationstårnet 29 (fig. 1) og underkastes faststof-væske-separation med væskecyklonen, er der på den anden side ikke indeholdt så mange uomsatte kalkstenspartikler i opslæmningen. Derfor udtages en væske indeholdende gips med mindre partikelstørrelse fra overstrømningsrøret i cyklonen, mens en opslæmning indeholdende gips med mindre partikelstørrelser, udtaget fra den øvre del af væskecyklonen, sendes tilbage til absorptionstårnet 7 (fig. 1), gipskoncentrationen i absorberopløsningen i absorptionstårnet forøges derved, og ogsåfriskdannet gips i absorptionstrinnet udkrystalliserer på ovennævnte gips med fin partikelstørrelse, som er indeholdt i absorberopløsningen. Derfor undgås scalingproblemer, der ellers forekommer ved udfældning af gips på indervæggen, og på samme tid opnås gips med større partikelstørrelse på grund af krystallisationen af gips på ovennævnte gips med fin partikelstørrelse.

10  
15  
20

Koncentrationen af den gipsopslæmning, der føres til centrifugalseparatoren 53, kan med fordel indstilles til at ligge i området 15 til 25 vægt-% til tilvejebringelse af stabil drift af centrifugalseparatoren og konstant gipskvalitet.

25 Fig. 15 og 16 viser foretrukne udførelsesformer for centrifugalseparatoren 53 som anvendt i den foreliggende opfindelse. På disse figurer er centrifugalseparatoren 53 udstyret med et overløbsrør 129, et udtagningsrør for vand 131 og en udtagningskanal for vand 133 forbundet til disse rør. Lige under centrifugalseparatoren 53 er der anbragt en tragtformet beholder til afgangsvand  
30 135 som modtagetallerken for modtagelse af afgangsvand på tidspunktet for tilførsel af væske såvel som for tidspunktet for dehydratisering, og en tragtformet beholder 137 som modtagetallerken for modtagelse af dehydratiseret materiale ved tidspunktet for fuldendelse af dehydratiseringen. Disse tragt-

formede beholdere er forbundet med en forbindelsesdel 139. Beholderne 135 og 137 er udformet således, at de kan tilpasses deres respektive operationer, mere konkret være i stand til at blive bevæget frem og tilbage over en sektion 141, idet udgangen 143 for afgangsvandsbeholderen 135 bevæges frem og tilbage over den oplukkelige del af afgangsvandkanalen 133. Denne oplukkelige del af kanalen 133, der tillader frem- og tilbagegående bevægelse af udgangen 143 for afgangsvandbeholderen 135, er forsynet med bælg 145A, 145B, som er fastgjort ved hjælp af armaturer 147, så de ikke forstyrrer virkningen af udgangen 143, til undgåelse af damplækage.

10

Ved denne konstruktion har kanalen 133 ingen åbningsdel, men er altid lukket trods den frem- og tilbagegående bevægelse af vandbeholderen 135 og beholderen 137. Derfor forekommer der ingen damplækage ved afgang af overstrømningsvand og vand fra dehydratisering, og på tidspunktet for væskeføddningen. På denne måde undgås fugtlækage rundt om centrifugalseparatoren, og ufuldstændig aktivering af elektriske instrumenter på grund af vedhæng af støv samt stilstand kan undgås. Endvidere undgås befugtning af dehydratiseret materiale (gips) på grund af drypning derpå af kondenseret damp.

20

En del af dehydratiseringsvandet fra centrifugalseparatoren 53 passerer gennem en slange 149, der er fastgjort til en slangefastgører 151 i ledningen 131 for afgangsvandet, og sprøjtes fra en dyse 153 anbragt ved bunddelen af vandbeholderen 135 til bortvaskning af rester adhæreret til bunddelen. Dehydratiseringsvandet fra centrifugalseparatoren føres kontinuerligt til driften. Derfor udføres også kontinuerlig vask af beholderen 135.

25

## Patentkrav:

-----

## 1. Fremgangsmåde til afsvovling af røggas omfattende

5

et køletrin (5) til afkøling af og støvfjernelse fra en røggas, der indeholder svovloxider ( $\text{SO}_x$ );

10 et absorptionstrin (7), hvor man bringer den i køletrinet afkølede røggas i kontakt med en kalkstensopslæmning for at absorbere og fjerne  $\text{SO}_x$  i gas-

15 et pH-indstillingstrin (25) til indstilling af pH for den resulterende opslæmning indeholdende calciumsulfit og calciumhydrogensulfit dannet i absorptionstrin-

20 et oxidationstrin (29) til oxidation af den resulterende opslæmning, der blev opnået i pH-indstillingstrinnet, ved, at den bringes i kontakt med en oxygenholdig gas til dannelse af gips;

et koncentrationstrin (45) til koncentreret af den i oxidationstrinnet dannede gipsholdige opslæmning til en koncentreret gipsopslæmning;

25 et trin (91) til indstilling af koncentrationen af den resulterende koncentrerede gipsopslæmning;

et centrifugeringstrin (53) til adskillelse af gips fra den koncentrerede gipsopslæmning; og

30 et trin (4) til behandling af effluentet fra røggas-afkølingstrinnet,

k e n d e t e g n e t ved, at effluentet fra køletrinet (5) blandes med en del af den koncentrerede gipsopslæmning, idet der tilsættes en kalkstensopslæm-

ning til indstilling af blandingens pH-værdi, hvorpå blandingen underkastes faststof-væske-separation til separat udskillelse af et sekundært gipsprodukt.

- 5 2. Fremgangsmåde ifølge krav 1, k e n d e t e g n e t ved, at pH i pH-indstillingstrinnet ligger i området 4 til 5; at mængden af luft blæst ind i oxidationstrinnet ligger i området 1,5 til 3 gange den teoretiske mængde; at fine gipspartikler, der har passeret gennem en centrifugalseparator i centrifugalseparationstrinnet, sendes tilbage til absorptionstrinnet, og at gipskoncentrationen i opslæmningen i absorptionstrinnet er 5 vægt-% eller højere.
- 10 3. Fremgangsmåde ifølge krav 1 eller 2, k e n d e t e g n e t ved, at en del af røggassen fra køletrinet eller en gas opnået ved tilsætning af luft til delen bringes i kontakt med den opslæmning, der udtages fra absorptionstrinnet, til direkte opnåelse af gips.
- 15 4. Fremgangsmåde ifølge krav 3, k e n d e t e g n e t ved, at en ejektor, en reaktor udstyret med en bobledannende rotor eller en reaktor yderligere udstyret med en mekanisme til koncentrering af gips foruden ovennævnte rotor, anvendes som middel til opnåelse af gas fra gas-væske-kontakten.
- 20 5. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at køletrinet og absorptionstrinnet udføres i et enkelt tårn.
- 25 6. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at trinnet til indstilling af koncentrationen af den koncentrerede gipsopslæmning udføres ved detektering af gipskoncentrationen ved hjælp af en koncentrationsdetektor (101), og at mængden af koncentreret opslæmning og mængden af fortyndet vand for gipskoncentrationstrinnet reguleres, styret af detektionssignalet.
- 30 7. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at koncentrationen af den koncentrerede gipsopslæmning indstilles til en værdi i området 15 til 25 vægt-%.

8. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at der anvendes et oxidationstårn (29) til oxidationstrinnet, hvilket tårn er udstyret med en forstøver (69), der har en konisk rotor (67) ved sin nedre  
5 ende.

9. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at der anvendes et oxidationstårn (29) til oxidationstrinnet, og at oxidationstårnet er forbundet med en blæsetank (37) udstyret med væskeudsprøjtende dyser rettet mod bunddelen i den lodrette retning.  
10

10. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at oxidationstrinnet er udstyret med et trin til fødnings af vand til kontrol af temperaturforøgelsen af opslæmningen på grund af oxidationsreaktionen af calciumsulfit.  
15

11. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at vandindholdet i opslæmningen i oxidationstrinnet indstilles i området 92 til 94 vægt-%.  
20

12. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at den rene gas, der udstødes fra absorptionstrinnet, underkastes varmeveksling med den meget varme røggas, der føres til køletrinnet, med et varmevekslerorgan (3) udstyret med varmerør, til genopvarmning.  
25

13. Fremgangsmåde ifølge ethvert af de foregående krav, k e n d e t e g n e t ved, at et opslæmningsafkølingsorgan (203) forefindes i opslæmningscirkuleringssystemet i absorptionstrinnet og/eller i opslæmningscirkuleringssystemet for køletrinnet.  
30

FIG. 1

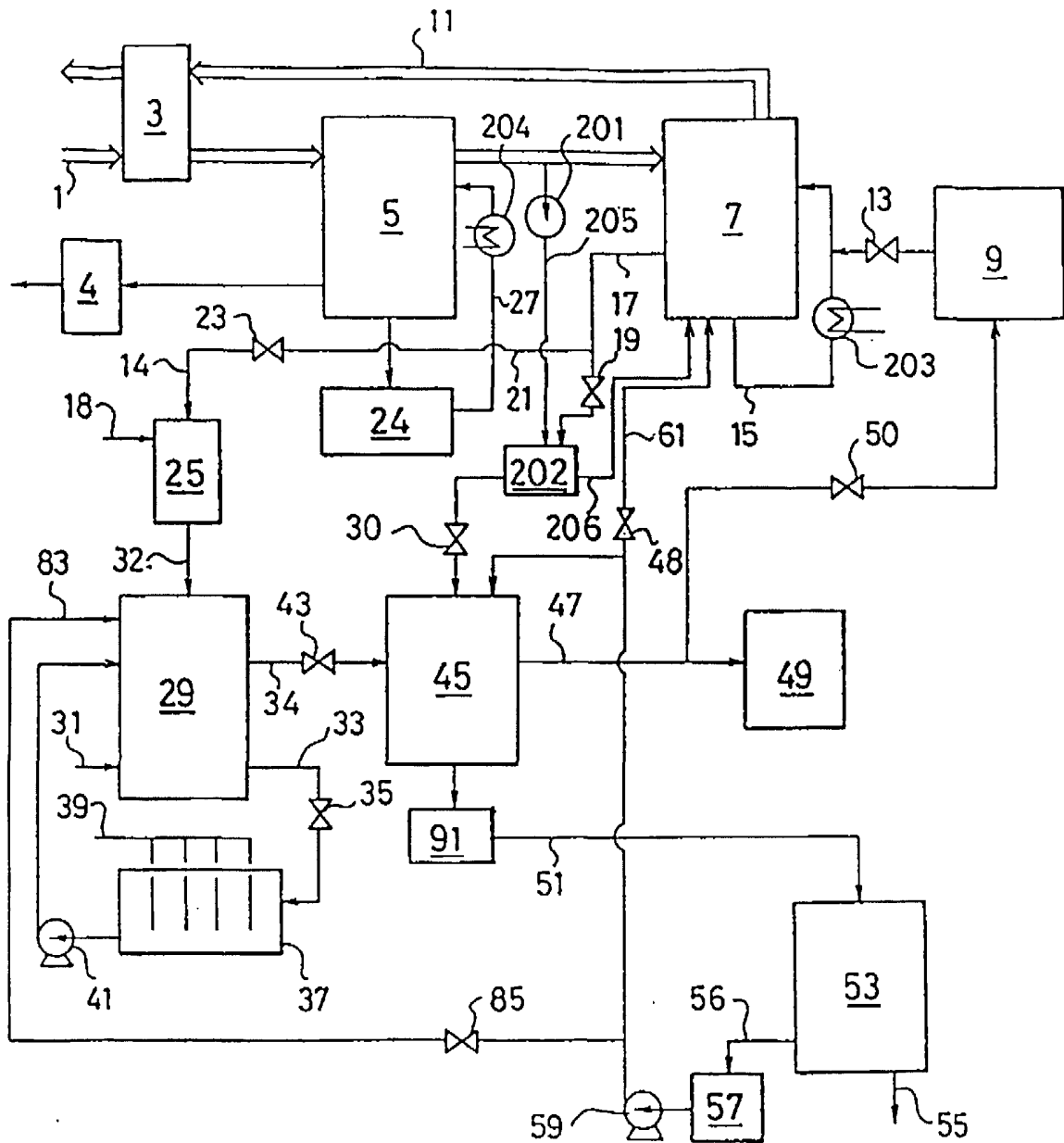


FIG.2

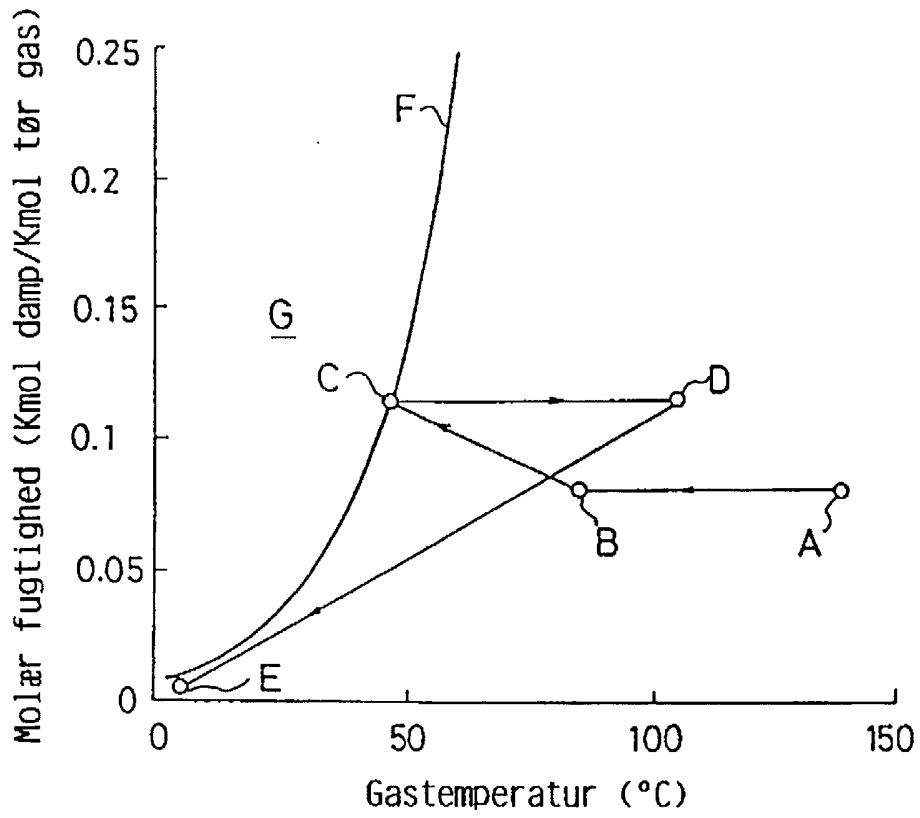


FIG.3

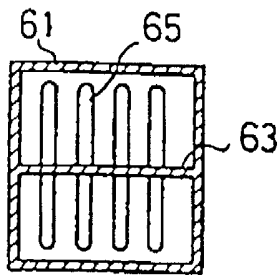


FIG.4

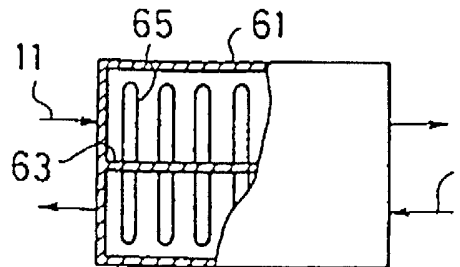


FIG.5

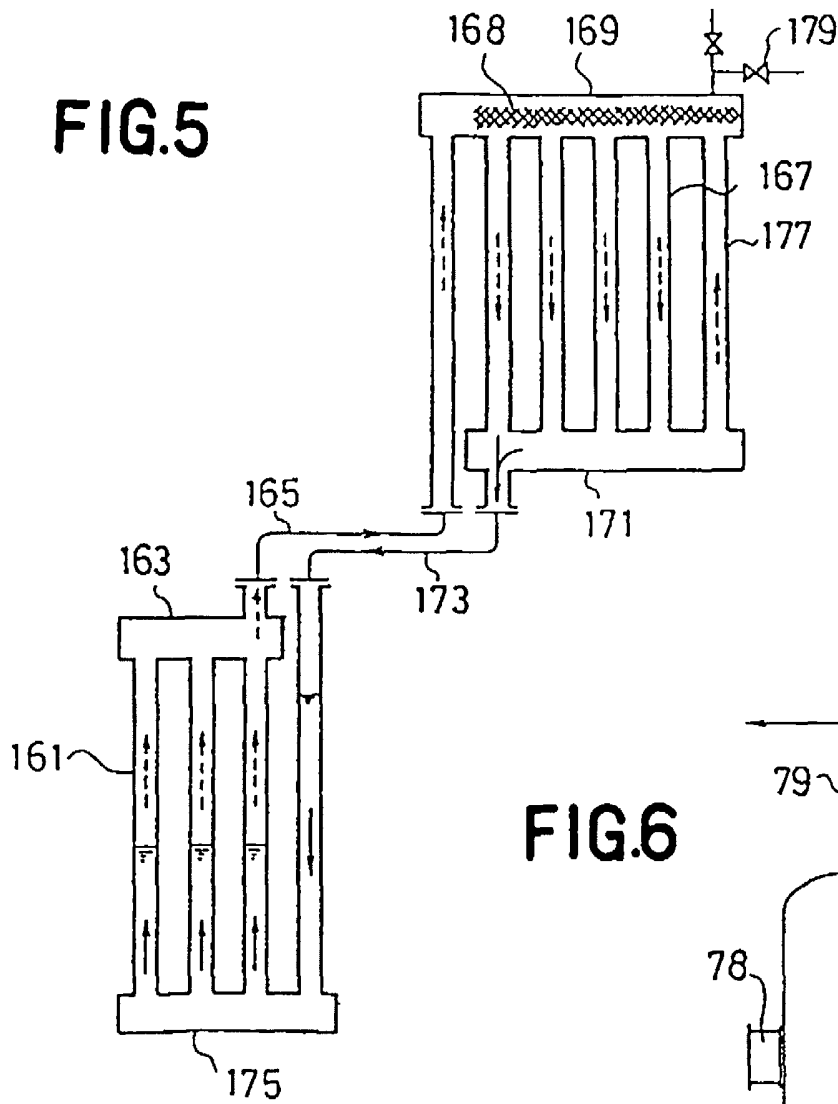


FIG.6

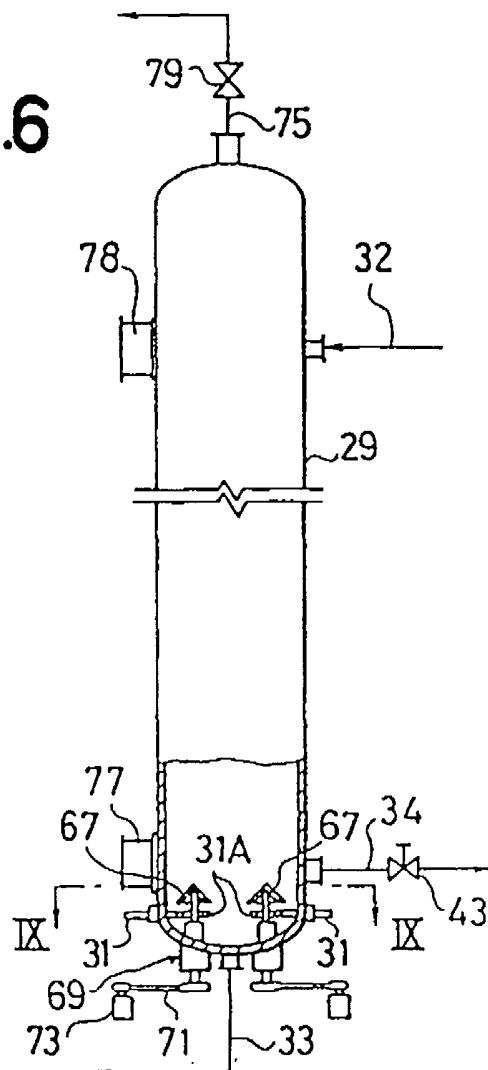


FIG.7

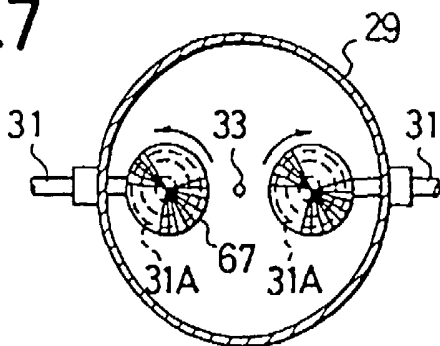


FIG.8

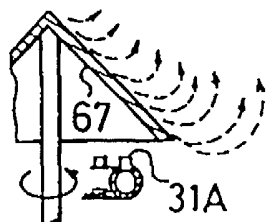


FIG.9

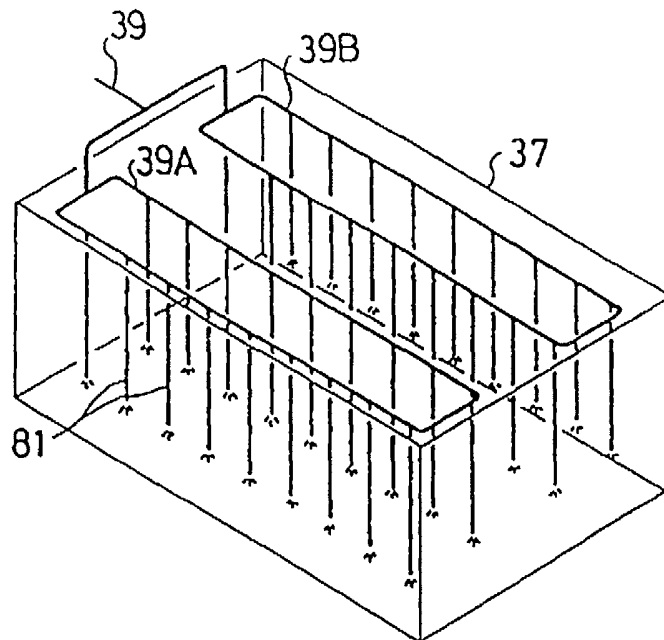


FIG.10

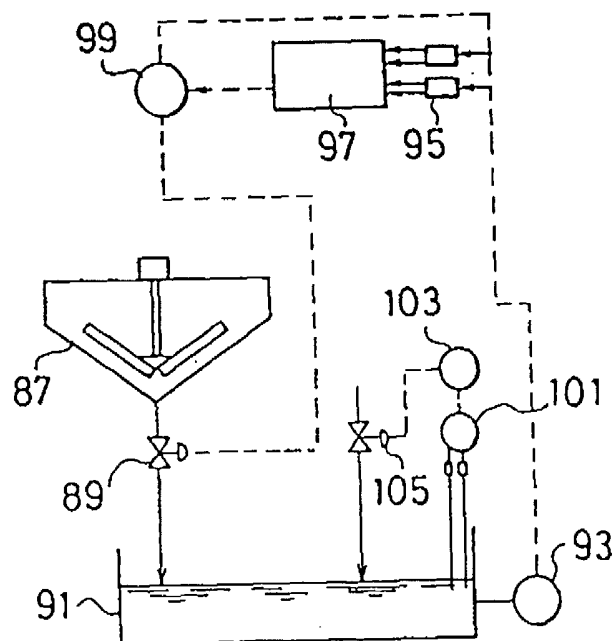


FIG.11

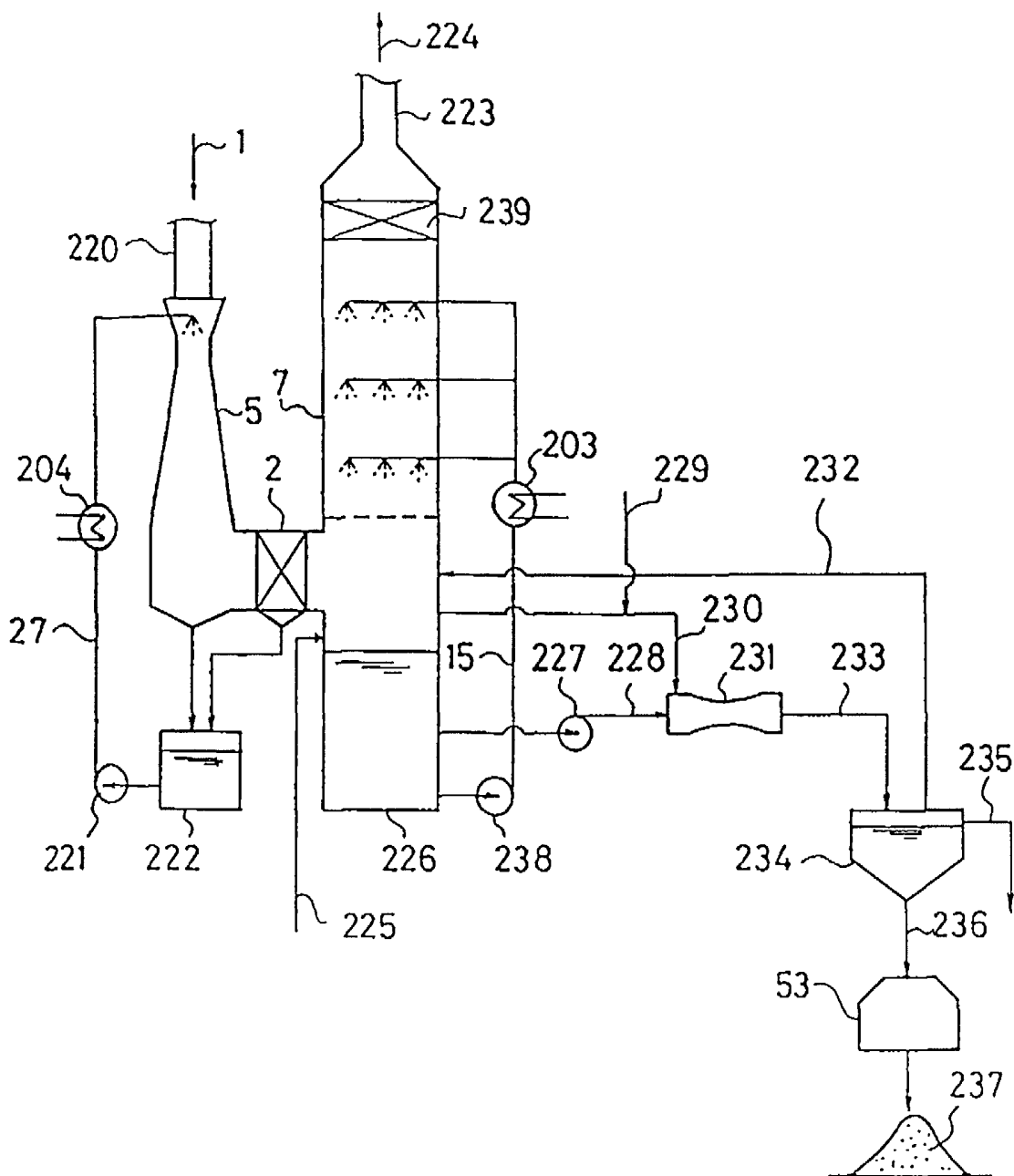


FIG.12

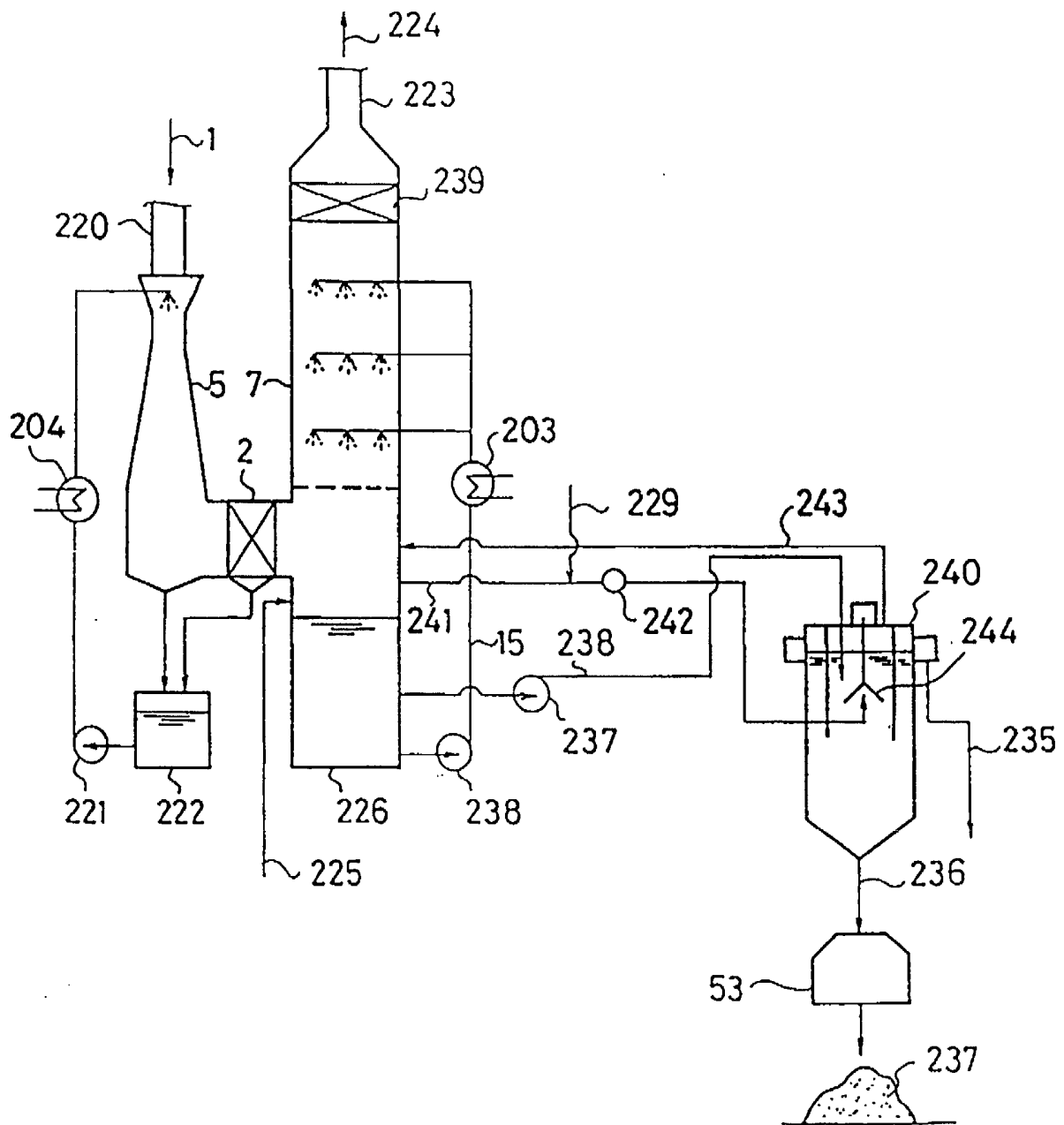
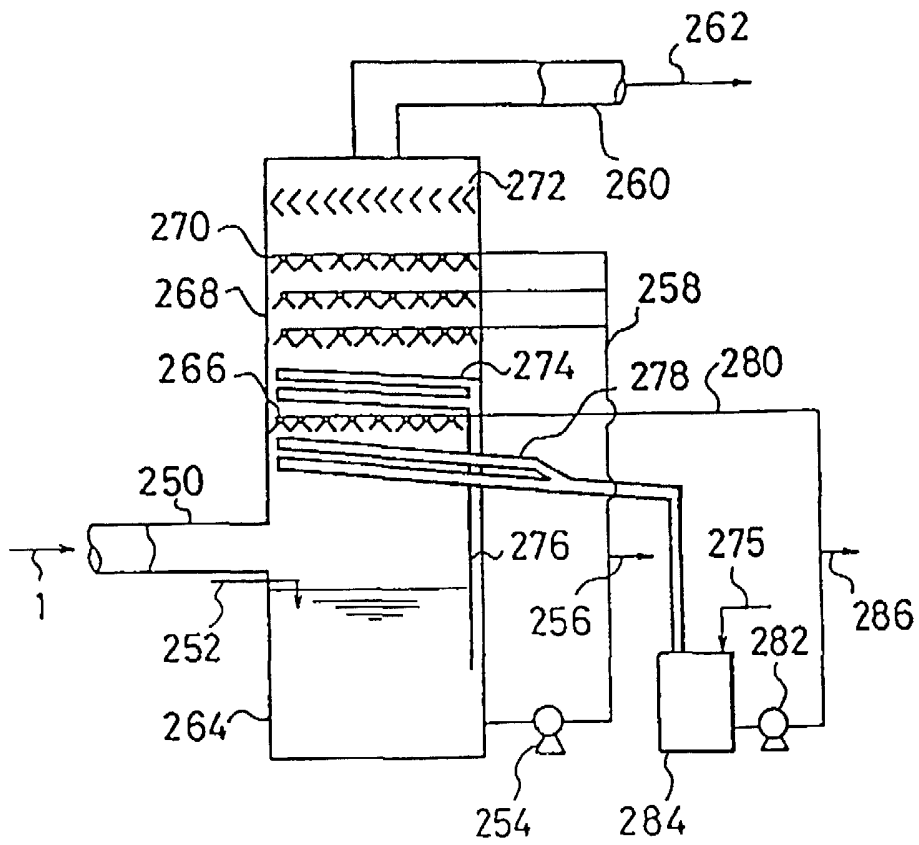


FIG.13



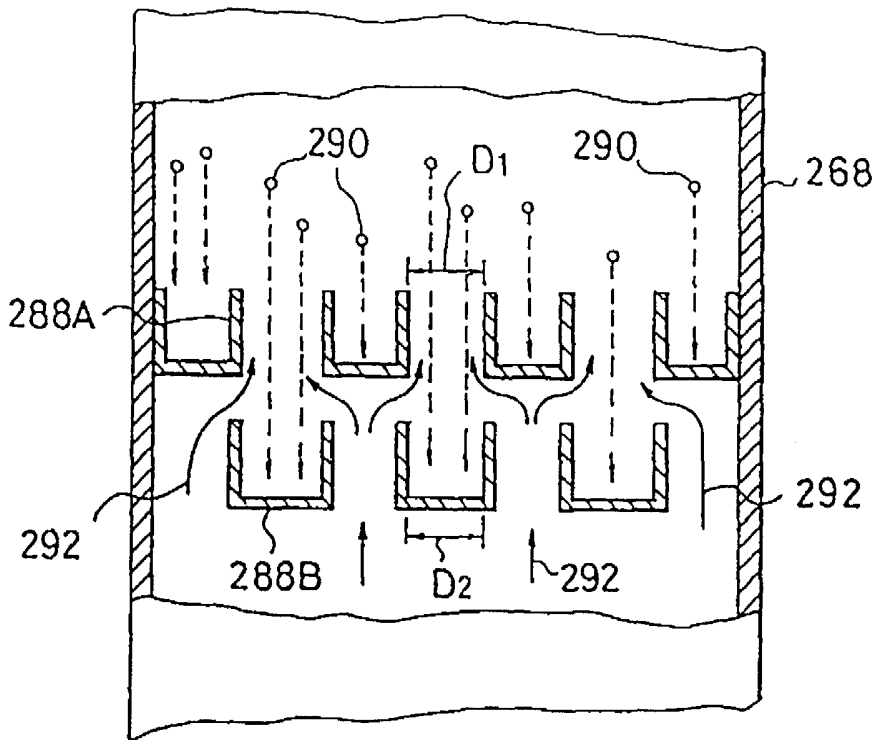


FIG. 14

FIG. 15

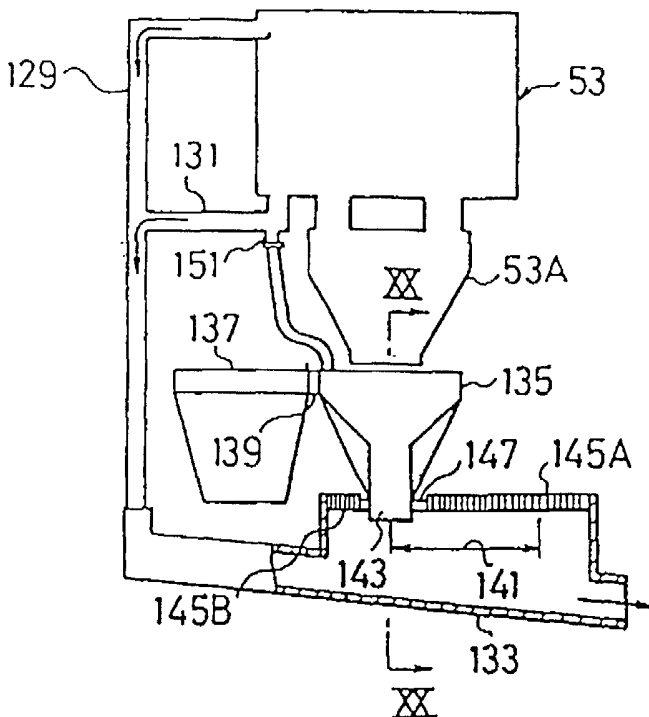


FIG. 16

