

NORGE



**STYRET
FOR DET INDUSTRIELLE
RETTSVERN**

Utlekningsskrift nr. 126522

Int. Cl. C 01 b 17/76 Kl. 12i-17/76

Patentsøknad nr. 3280/68 Inngitt 21.8.1968

Løpedag -

Søknaden alment tilgjengelig fra 24.2.1969

Søknaden utlagt og utlegningsskrift utgitt 19.2.1973

Prioritet begjært fra: 22.8.- og 22.12.1967
Frankrike, nr. 118648, 133630

Ugine Kuhlmann,
10, rue du Général Foy, Paris, Frankrike.

Oppfinner: Bruno Vidon, 8bis rue Michelet,
Suresnes (Hauts-de-Seine), Frankrike.

Fullmektig: Bryns Patentkontor A/S

Fremgangsmåte for fremstilling av svovelsyre ved trykk-katalyse
ut fra gass med lavt SO₂-innhold.

Foreliggende oppfinnelse vedrører en fremgangsmåte for fremstilling av svovelsyre ved katalytisk oksydasjon under trykk av gass med lavt SO₂-innhold, spesielt gasser som har SO₂-innhold på under ca. 9 %, samt av gass som kommer fra svovelforbrenning.

For å løse de alvorlige, aktuelle problemer med den atmosfæriske forurensning har man foreslått å minske restinnholdet av SO₂ i avløpsgassene fra svovelsyrefabrikkene, nemlig ved å øke den katalytiske omsetningsgrad til over 98 %, som tidligere ble betraktet som tilfredsstillende.

Denne fristende løsning støter imidlertid på store praktiske vanskeligheter fordi de gass-sammensetninger som vanlig-

126522

vis behandles i svovelsyrefabrikkene, og industri-katalysatorenes ytelse ikke muliggjør en omsetningsgrad på over 99 % ved vanlig katalyse.

Tidligere har man derfor på området tatt i bruk ytterligere hjelpemidler for å oppnå høyere omsetning, hvilke består i å absorbere en del av svoveltrioksydet som dannes under reaksjonen før omsetningen av SO_2 er ferdig. Ut fra reaksjonens kinetikk har man så beregnet at omsetningsgraden foran første absorpsjon måtte være omkring 90 %.

En del tidligere publiserte dokumenter beskriver den katalytiske omsetning av SO_2 til SO_3 i flere atskilte trinn med en mellomliggende absorpsjon, og skal siteres nedenfor for å vise teknikkens stand. Spesielt fremheves fransk patent nr. 1.281.603, 1.300.466, 1.382.360, 1.382.361, 1.385.698, 1.440.930 (og tilleggs patent nr. 87.930), 1.447.061 og 1.451.923.

En slik katalyseprosess som tar i bruk minst to omsetningstrinn er egnet for anvendelse på alle gasser som stammer fra svovelforbrenning, men lar seg ikke anvende i forbindelse med gasser som kommer fra røsting av svovelminerale, hvis SO_2 -innholdet i sistnevnte ligger på under ca. 9 %, fordi man da må gjenoppvarme gassen som kommer fra renseapparatet før gassen sendes inn i reaktoren som overfører SO_2 til SO_3 . Enkelte av de ovenstående patenter, spesielt fransk patent nr. 1.382.360, 1.382.361 og 1.440.930, vedrører fremgangsmåter for behandling av gass som inneholder under 9 % SO_2 , og beskriver således anordninger som besørger ytre tilførsel av de nødvendige kalorier. Det synes ikke som om disse metoder i det hele tatt er tilfredsstillende fra økonomisk synspunkt.

Når det gjelder nødvendigheten av å nedsette den mengde SO_2 som føres ut til atmosfæren, knytter det seg til dette problemet med å øke svovelsyre-produksjonsenhetenes kapasitet. Sistnevnte problem er vanskelig å løse teknisk sett hvis man vil bruke de bestående systemer og øke deres produksjonskapasitet.

Det skal tilslutt nevnes at vitenskapelige publikasjoner allerede har påpekt at den katalytiske omsetning av SO_2 til SO_3 , som er en eksoterm reaksjon, begunstiges av en økning i reaksjonstrykket. I denne forbindelse skal det pekes på fransk patent nr. 791.425 og 953.583, U.S. patent nr. 2.075.075 og en

artikkel av professor Cathala, utgitt i 1957 i "Annales du Génie Chimique".

Oppfinnelsen benytter seg av og kombinerer visse allerede kjente trekk ved de tidligere metoder, og tar disse i bruk for behandling av gass med lavt SO_2 -innhold. Foreliggende metode gjør det mulig samtidig å innskrenke produksjonsinstallasjonene og minske de mengder SO_2 som føres ut i atmosfæren.

Foreliggende oppfinnelse består således i en fremgangsmåte til fremstilling av svovelsyre ved katalytisk oksydasjon av gass som skriver seg fra forbrenning av svovelholdige materialer og som inneholder mellom 4 og 12 % SO_2 under et trykk som ligger mellom 3 og 9 bar, omfattende et eller to oksydasjonstrinn og et eller to absorpsjonstrinn, og den karakteriseres ved at restgassene som kommer fra absorpsjonen eller fra det siste absorpsjonstrinn som i og for seg kjent oppvarmes for ekspansjon ved varmeutveksling med gasser som går til absorpsjon eller til det siste absorpsjonstrinn og at de gasser som går til oksydasjon eller til det første oksydasjonstrinn er oppvarmet ved varmeutveksling med de gasser som skriver seg fra oksydasjonstrinnene eller et av oksydasjonstrinnene.

Den trykkgass som benyttes i prosessen kan fremstilles ved hjelp av hurtig-leverende kompressorer. Oppfinnelsens fremgangsmåte drives under trykk både under den eldste fremgangsmåte som benytter en enkel absorpsjon av den SO_3 som er dannet etter katalysen, og hvor der benyttes dobbelt absorpsjon, dvs. en mellomliggende absorpsjon av SO_3 dannet etter første katalysetrinn. Trykket varierer mellom 3 og 9 bar abs., og den nøyaktige, optimale verdi velges i hvert tilfelle som funksjon av produksjonshetenes størrelse og energiomkostningene.

I henhold til oppfinnelsens fremgangsmåte bør SO_3 -absorpsjonen gjennomføres under trykk, særlig når det gjelder dobbeltabsorpsjon. Absorpsjonen gjennomføres fortrinnsvis ved en temperatur mellom 175 og 250°C for gassen, og 60 til 90°C for syren.

En fordel med foreliggende oppfinnelses fremgangsmåte er at man i installasjoner som benytter dobbelt absorpsjon kan behandle röstegass fra svovelmineraler, hvor gassen inneholder under ca. 9 % SO_2 , særlig et SO_2 -innhold på mellom 4 og 9 %, uten å tilføre ytre varme. Dette skyldes det faktum at gassen

126522

blir oppvarmet idet den komprimeres, og denne oppvarming er tilstrekkelig stor til å gi de manglende kalorier.

Ved en komprimering til f.eks. 4,5 bar abs., vil avløpsgassens temperatur være omkring 240°C ved en innløpstemperatur på 35°C . Man oppnår således en oppvarming på 205°C som gjør det mulig å senke til 4 % SO_2 -innholdet i den gass som kan behandles i en installasjon med dobbelt absorpsjon uten tilførsel av ytre varme. I et anlegg som drives ved et høyere trykk vil det alltid være mulig om nødvendig å bringe gasstemperaturen ved kompressorens utløp opp til 200 - 240°C , ved en passende kjøling mellom kompresjonstrinnene.

Idet SO_2 -innholdet i industrigasser vanligvis ligger høyere enn 4 %, vil man vanligvis disponere over en viss varmemengde innen systemet.

Idet det disponible trykk fra kompressoren er 3 til 9 bar abs. og systemets trykktap bak kompressoren er maksimalt 1,5 bar, vil man ved utløpet fra siste absorpsjonstårn ha en gass som holder ca. 80°C og et trykk på minst 2 bar, oftest høyere. I henhold til oppfinnelsen oppvarmer man således denne gass før den sendes til en ekspansjonsturbin som er koplet til kompressorens drivaksel sammen med en dampturbin eller elektrisk motor. En slik oppvarming kan gjennomføres med den varme som finnes i gassen som kommer fra katalysatoren, eller eventuelt ved direkte eller indirekte forbrenning av brennstoff, eller på andre kjente måter, f.eks. med den varme som er disponibel i röstegassen fra mineraler som brukes til fremstilling av SO_2 , eller varme som stammer fra forbrenning av H_2S og som utnyttes ved hjelp av en varmeveksler.

Hvis oppvarmingen av gassen foran ekspansjonsturbinen er tilstrekkelig til, i betraktning av det trykk som skal utnyttes, vil gassens temperatur ved utløp fra turbinen være tilstrekkelig til å muliggjøre innsetting av en vannvarmer. Temperaturen vil i alle tilfelle ligge på omkring 150°C ved avløpet, og denne temperatur vil bevirke en høy oppstigningshastighet i avløpspipen.

Ifølge oppfinnelsens fremgangsmåte kan man, ut fra gasser som kommer fra svovelmineraler (pyritt, blende, galen, H_2S , pyrrhotitt, gass fra kobber-konverter, gasser fra nedbrytning av gips eller anhydritt), og hvor SO_2 -innholdet kan variere

mellom 4 og 9 %, oppnå omsetninger på minst 99 % med tre katalysatorsjikt i katalyse med enkel absorpsjon, og omsetninger på minst 99,85 % med tre katalysatorsjikt med katalyse med dobbelt absorpsjon.

Oppfinnelsens fremgangsmåte kan likeledes benyttes for behandling av gass som inneholder SO_2 fra svovelforbrenning. Denne gass har imidlertid et SO_2 -innhold på opptil 12 %.

Det er en viktig forskjell mellom foreliggende fremgangsmåtes utførelse når det på den ene side gjelder forbrenningsgass fra svovelforbrander (blende, galen, pyritt, gips eller anhydritt, kobberminerale, H_2S) og på den annen side gasser fra svovelforbrenning, idet førstnevnte trenger rensing før de sendes til katalysatoren, og denne rensing kan ikke foretas uten nedkjøling.

Videre vet man at gasser fra svovelforbrenning kan benyttes direkte på første katalysatorsjikt når svovelet er brent med tørr luft og når gassen ganske enkelt avkjøles til den temperatur hvor oksydasjonen av SO_2 skal finne sted, dvs. en temperatur på mellom ca. 420 og 450°C. Ved behandling av gasser fra brenning av svovel, som en variant av oppfinnelsens fremgangsmåte, behøver man derfor ikke oppvarme gassen før katalysereaksjonen, hvilket forenkler anlegget og metoden, og muliggjør en mindre apparaturinvestering.

I henhold til denne variant av oppfinnelsen kan man benytte gass med høyere SO_2 -innhold, under de samme nevnte trykk på 3 til 9 bar abs., som angitt ovenfor, og derved oppnå en omsetningsgrad på 99 % med tre katalysatorsjikt i en enkeltabsorpsjon og et utbytte på 99,85 % med fire katalysatorsjikt og en mellomliggende absorpsjon av dannet SO_3 . Kjøleanordningene mellom omsetningstrinnene kan forenkles, og spesielt kan man benytte innsprøytning av trykkluft. Ved behandling av svovelforbrenningsgass kommer gassen inneholdende SO_2 fra en svovelforbrenningsovn og passerer en varmeveksler hvor temperaturen senkes til 420 - 450°C før gassen innføres i første katalysatorsjikt. Den nødvendige luft til forbrenning til SO_2 , som innføres i svovelforbrenningsovnen med trykk på 3 - 9 bar, tilveiebringes ved hjelp av den nødvendige kompressor for utførelse av fremgangsmåten, som følgelig omfatter forbrenning av svovel under trykk.

126522

Man kan med fordel benytte en del av den komprimerte luft til innsprøyting mellom de forskjellige katalysatortrinn for å senke temperaturen mellom de påfølgende omsetningstrinn. Den luft som går ut fra kompressoren er i alle fall oppvarmet ved komprimeringen. For å nedsette volumet, og derved anleggets størrelse, kan man eventuelt avkjøle avløpsluften fra kompressoren, enten ved hjelp av en varmeveksler kjølt med luft eller med vann, eller ved nedstrømning av en svovelsyredusj i et dertil innrettet tårn, hvilket gjør det mulig å oppnå lavere temperatur, idet syren selv avkjøles i en hjelpekjøler. Som en variant kan man også bruke varm luft slik at man får en større fortynning. Videre kan man med fordel begrense avkjølingen slik at man etter ønske kan regulere oksygeninnholdet i gassen etter blanding.

De generelle betingelser for utførelse av foreliggende fremgangsmåte for behandling av svovelforbrenningsgass er som allerede beskrevet i detalj ovenfor, og man vil se at oppvarmingen av gassen, som kommer fra siste absorpsjonstårn, ved behandling av svovelforbrenningsgass og før innføring av gassen i ekspansjonsturbinen fortrinnsvis oppnås ved hjelp av den varmemengde som finnes i gassen som kommer fra katalysen, eller eventuelt ved direkte eller indirekte brennstoff-forbrenning eller på andre, forøvrig kjente måter, f.eks. med varme som er disponibel i mineral-röstegasser, og som utnyttes ved hjelp av en varmeveksler.

I henhold til oppfinnelsen kan man oppnå, ut fra gass som kommer fra svovelforbrenning og hvor SO_2 -innholdet kan gå opp til 12 %, omsetninger på minst 99 % med tre katalysatorsjikt i en katalyse med enkel absorpsjon, og omsetninger på minst 99,85% med fire katalysatorsjikt i katalyse med dobbelt absorpsjon.

Oppfinnelsen illustreres ved de nedenstående eksempler, som ikke er begrensende.

Eksempel 1

Dette eksempel vedrører behandling av en pyrrittgass inneholdende 7,5 % SO_2 og 10,8 % oksygen. Det kjøres med et enkelt absorpsjonstrinn som angitt på vedlagte fig. 1.

I det følgende beskrives det anvendte anlegg og nedenfor forklares henvisningstallene.

Henvisningstall

1

Betydning

første katalysatorsjikt

<u>Henvisningstall</u> (forts.)	<u>Betydning</u>
2	annet katalysatorsjikt
3	tredje katalysatorsjikt
4, 5, 6, 7	varmevekslere
8	tørketårn
9	kompressor
10	absorbsjonstårn
11	gasturbin
12	dampsturbin
13	økonomisator (vannvarmer)
14	avløpspipe

De rå røstegasser går inn ved 15 i tårnet 8.

Etter at gassen kommer ut fra tørketårnet 8, føres den inn i sentrifugalkompressoren 9 hvor den komprimeres til omkring 4,5 bar. Gasstemperaturen ved utløpet fra kompressoren er omkring 220°C.

Gasstemperaturen økes til 430°C i varmeveksleren 5 ved varmeveksling med gass som kommer fra tredje katalysatorsjikt, og deretter i varmeveksleren 4 ved varmeveksling med den gass som er delvis omsatt og som kommer fra første katalysatorsjikt. Etter å ha passert første katalysatorsjikt går gassen inn i varmeveksleren 4 og derpå inn i annet katalysatorsjikt, hvorfra den kommer ut med en temperatur på 515°C og på nytt avkjøles for innføring i tredje katalysatorsjikt, i varmeveksleren 7, ved varmeveksling med den gass som går til ekspansjonsturbinen 11. Derpå går gassen inn i tredje katalysatorsjikt hvor den oppnår en omsetningsgrad på 99 %, og avkjøles deretter delvis i varmeveksleren 5 hvorigjennom man fører gassen som går til konverteren, og deretter blir gassen på nytt avkjølt til 200°C i varmeveksleren 6 ved varmeveksling med den gass som kommer fra absorberen 10. Den dannede SO₃ absorberes derpå i tårnet 10, og inertgassene, ved et trykk på omkring 3,5 bar og en temperatur på ca. 80°C, oppvarmes til ca. 430°C ved fortløpende gjennomføring gjennom varmevekslerne 6 og 7 og går deretter til ekspansjonsturbinen 11. Ved utløpet av denne har de en temperatur på ca. 290°C og blir tilslutt avkjølt til 150°C omtrent, i en vannvarmer 13. Derpå føres gassene til avløpspipen.

Totalomsetningen er lik 99 %.

126522

Eksempel 2

Dette eksempel gjelder behandling av en pyrittgass inneholdende 9 % SO_2 og 8,5 % oksygen. Det kjøres med dobbelt absorpsjon i henhold til vedlagte fig. 2. Nedenfor angis henvisningstallenes betydning:

20	første sjikt i første katalysatortrinn
21	annet sjikt i første katalysatortrinn
22	annet katalysatortrinn
23, 24, 25, 26	varmevekslere
27	tørketårn
28	kompressor
29	første absorber
30	annen absorber
31	gassturbin
32	dampsturbin
33	avløpspipe

Rågassen innføres ved 34 i tørketårnet 27.

Første katalyse omfatter to katalysatorsjikt 20 og 21. Annen katalysatorboks består bare av et enkelt katalysatorsjikt 22. Omsetningsgraden etter sjiktet 22 er 99,85 %.

Gassen som tørkes ved 27 innføres til kompressoren 28 og komprimeres til 4,5 bar. Gassen har derved fått en temperatur på ca. 220°C . Temperaturen økes til 430°C i varmeveksleren 25, hvor den opptar varme fra den gass som er delvis omsatt og som forlater sjiktet 21. Derpå går gassen inn på sjiktet 20 hvorfra den strømmer ut med en omsetningsgrad på omkring 70 %. Derpå blir gassen avkjølt i en varmeveksler 26 ved varmeveksling med den gass som strømmer inn til sjiktet 22, og går inn på sjiktet 21 hvor omsetningsgraden kommer opp i 94 %. Derpå avkjøles gassen i varmeveksleren 25 og i en annen varmeveksler 24 ved varmeveksling med gass som kommer fra første absorber 29. Derpå løper gassen inn i første absorber 29 hvor den dannede SO_3 holdes tilbake, og derpå inn i varmevekslerne 24 og 26, før gassen strømmer inn på sjiktet 22 som gir en omsetningsgrad på 97,5 %. Den omsatte gass strømmer ut med en temperatur på ca. 450°C og sendes inn i annen absorber 30 via varmeveksleren 23, hvor gassen avkjøles ved varmeveksling med SO_3 -fri gass som går inn på ekspansjonsturbinen 31. Ved innløpet av turbinen har

gassen et trykk på ca. 3,5 bar og en temperatur på ca. 350°C. Avløpstemperaturen er ca. 180°C, og i denne tilstand sendes gassen til avløpspipen 33.

Eksempel 3

Dette eksempel vedrører behandling av en gass inneholdende 4 % SO₂. Anlegget drives med dobbelt absorpsjon og med katalyse i to trinn, ifølge det skjema som er angitt på fig. 3. De oppførte henvisningstall har følgende betydninger:

40	første sjikt i første katalysatortrinn
41	annet sjikt i første katalysatortrinn
42	annet katalysatortrinn
43, 44, 45, 46	varmevekslere
47	sentrifugalkompressor
48	første absorber
49	annen absorber
50	gassturbin
51	brennstofftilførsel
52	avløpspipe

Kompressoren 47 og gassturbinen 50 har felles aksel. Rågassen innføres ved 53 i kompressoren.

Ved utløpet fra kompressoren 47 har gassen et trykk på ca. 4,5 bar absolutt og en temperatur på omkring 220°C, og oppvarmes videre i en varmeveksler 44 ved varmeveksling med den gass som er delvis omsatt og som kommer fra annet sjikt 42 i første katalysatorboks, og deretter bringes gassens temperatur opp til 430°C ved varmeveksling med den gass som kommer fra første sjikt 40 i første katalysatorboks i varmeveksleren 46. Derpå omsettes gassen delvis i sjiktet 40, og avkjøles derpå i varmeveksleren 46 og sendes på sjiktet 41 hvorfra gassen kommer med en temperatur på ca. 460°C. Derpå sendes gassen til første absorpsjonstårn 48, via en varmeveksler 45, hvor gassen avkjøles til 180 - 200°C ved varmeveksling med den gass som kommer fra første absorpsjon og som går til sjiktet 42. Etter første absorpsjon oppvarmes gassen som inneholder mere SO₂, i en varmeveksler 49 ved varmeveksling med den gass som går til annen absorpsjon. Herfra kommer gassen ut med ca. 200°C, og blir derpå oppvarmet i varmeveksleren 45 før den sendes på katalysatorsjiktet 42 i annen katalysatorboks. Herfra er omsetningsgraden kommet

126522

opp i 97,5 % og gassen sendes til annet absorpsjonstårn via varmevekslerne 43 og 44.

På grunn av det meget lave SO_2 -innhold (4 %) i rågassen må man oppvarme gassen før den sendes inn i turbinen 50. Ved utløpet fra annet absorpsjonstårn 49 blir derfor gassen, som holder 80°C og 3,5 bar abs., oppvarmet til minst 350°C før den sendes inn i gassturbinen 50, ved direkte forbrenning av brensel 51 i gassen, idet gassens oksygeninnhold er tilstrekkelig.

Med et slikt anlegg, og med et minimumstrykk på 4 bar abs. etter komprimering av gassen som holder 4 % SO_2 , er totalomsetningen 99,85 %.

Eksempel 4

Man har likeledes anvendt foreliggende oppfinnelles fremgangsmåte for behandling av forbrenningsgass fra svovelforbrenning, og benyttet det anlegg som er angitt skjematisk på fig. 1 eller fig. 2.

Sentrifugalkompressoren 9 eller 28 innfører tørr luft ved 8 eller 27 i svovelforbrenningsovnen og i en etterfølgende varmeveksler. Luften fra kompressoren er oppvarmet i løpet av komprimeringen. Den SO_2 -holdige gass kommer fra varmeveksleren med en temperatur på omkring 430°C før den sendes inn til første katalysatorsjikt.

Hvis man benytter anlegget vist på fig. 1, dvs. hvis man kjører en katalyse med enkel absorpsjon, erstattes varmevekslerne 4 og 5 med enhver annen, egnet kjøleanordning, f.eks. en vannfordamper eller anlegg for fremstilling av overhetet damp. Anleggets virkemåte er da identisk med det som er vist på fig. 1.

Med den apparatur som er vist på fig. 2, dvs. med katalyse med dobbelt absorpsjon, erstattes varmeveksleren 25 med en kjøleanordning av nevnte type som virker på lignende måte.

Foreliggende eksempel viser at oppfinnellesens fremgangsmåte kan anvendes på gass som inneholder forskjellige, men små mengder SO_2 .

Eksempel 5

Dette eksempel vedrører behandling av en svovelforbrenningsgass som inneholder ca. 9 % SO_2 . Det kjøres med enkel absorpsjon ifølge det angitte skjema på fig. 4.

Nedenfor beskrives den apparatur som er angitt på fig. 4, idet henvisningstallenes betydning er oppført:

101	første katalysatorsjikt
102	annet katalysatorsjikt
103	tredje katalysatorsjikt
104, 105	varmevekslere
106	svovelforbrenningsovn
107	varmegjenvinnings-system
108	törrluftgenerator
109	kompressor
110	absorbsjonstårn
111	gassturbin
112	dampsturbin
113	økonomisator (vannvarmer)
114	syretårn
115	luftinnsprøyting
116	luftinnføringsledning

En kompressor 109 suger törr luft fra generatoren 108 og komprimerer den til 4,5 bar og en temperatur på omkring 200°C, hvorefter gassen sendes inn i en svovelforbrenningsovn 106 og et varmegjenvinningsorgan 107, som drives slik at SO₂-innholdet i den gass som løper inn i katalysatorboksen er 9 %. Gassen går derpå inn i katalysatorsjiktet 101, varmeveksleren 104 og sjiktet 102, og oppnår en omsetningsgrad på 90 til 95 %. Gassen avkjøles ved innsprøyting av luft ved 115, hvilken luft kommer fra kompressoren 109 og hvorav en del 116 går inn i et tårn 114, som dusjes med syre, slik at gassens SO₂-innhold ved innløpet til tredje katalysatorsjikt 103 bringes opp til 7 % ved innløpet til første sjikt.

Etter tredje sjikt 103, som har øket omsetningsgraden til 99 %, blir gassen avkjølt i varmeveksleren 105 før innløpet i SO₃-absorbsjonstårnet 110. Inertgassene, som kommer ut fra tårnet, oppvarmes til 500°C suksessivt i varmevekslerne 105 og 104 før innløpet til ekspansjonsturbinen 111, med et trykk på 3,5 bar. Ved utløpet fra turbinen 111 avkjøles gassen ytterligere i en vannvarmer 113 til ca. 150°C. Gassturbinen 111 har samme aksel som dampsturbinen 112.

126522

Eksempel 6

Dette eksempel vedrører behandling av en svovelforbrenningsgass inneholdende 12 % SO_2 , og man kjører med dobbelt absorpsjon i henhold til skjemaet på fig. 5, vedlagt. Nedenfor angis henvisningstallenes betydning:

120	første katalysatorsjikt i første katalysatortrinn
121	annet sjikt i første katalysatortrinn
122	tredje sjikt i første katalysatortrinn
123	eneste sjikt i annet katalysatortrinn
124, 125, 126, 127	varmevekslere
128	økonomisator
129	annet absorpsjonstårn
130	første absorpsjonstårn
131	gassturbin
132	dampsturbin
133	økonimisator
134	lufttørketårn
135	kompressor
136	svovelovn
137	varmegjenvinnings-system

Som i eksempel 5 suger kompressoren 135 tørrluft fra tårnet 134 og komprimerer luften til et trykk på 4,5 bar, og sender den inn i en ovn 136 og deretter varmegjenvinnings-systemet 137. Ved utløpet av sistnevnte har gassen et SO_2 -innhold på 12 % og temperaturen er ca. 430°C . Gassen går suksessivt gjennom første katalysatorsjikt 120, varmeveksleren 127, annet katalysatorsjikt 121, varmeveksleren 126 og tredje katalysatorsjikt 122. Omsetningsgraden er her ca. 95 %.

Gassen går så til første absorpsjonstårn 130 via varmevekslerne 124 og 125. Ved utløpet fra dette første absorpsjonstårn 130 inneholder gassen ennå ca. 1 % SO_2 , og oppvarmes suksessivt i varmevekslerne 124 og 127 før den løper inn på fjerde katalysatorsjikt 123, som utgjør det eneste katalysatorsjikt i annen katalysatorboks. Den totale omsetningsgrad, beregnet på svovel brent i ovnen, blir 99,85 %. Gassen som kommer ut fra denne andre katalysatorboks 123 avkjøles i en vannvarmer

128 eller i en annen passende anordning (vannfordamper - generator for overhetet damp) før den løper inn i annet absorpsjonstårn 129. Restgassen som kommer ut fra dette tårn holder ca. 80°C og oppvarmes på nytt til 500°C ved innløp i varmevekslerne 125 og 126, før den innføres til turbinen 131 med et trykk på ca. 3,5 bar. Ved utløpet fra turbinen senkes gass-temperaturen til 150°C ved å føres gjennom en vannvarmer 133. Gassturbinen 131 er knyttet til samme aksel som dampturbinen 132.

P a t e n t k r a v.

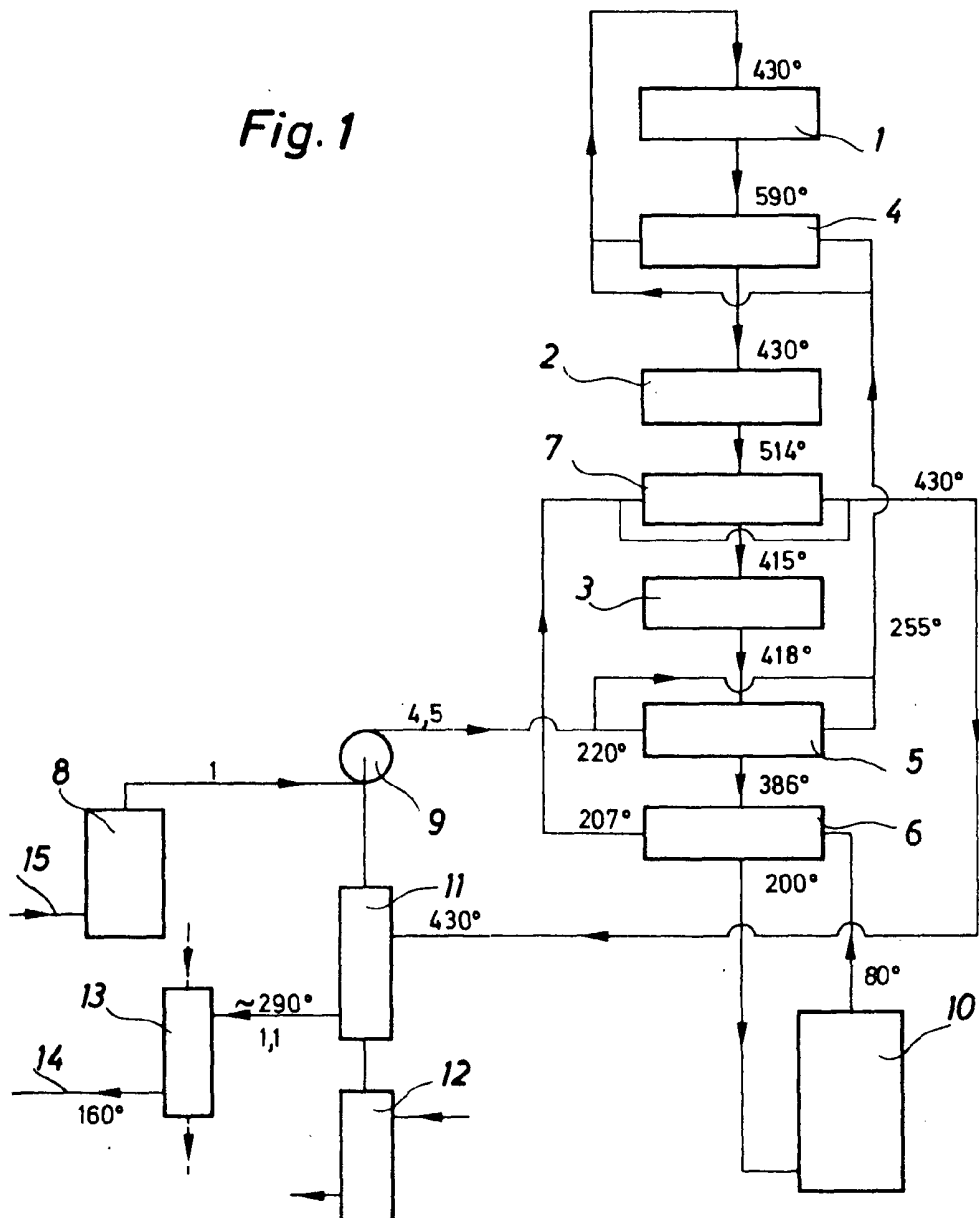
Fremgangsmåte til fremstilling av svovelsyre ved katalytisk oksydasjon av gass som skriver seg fra forbrenning av svovelholdige materialer og som inneholder mellom 4 og 12 % SO_2 under et trykk som ligger mellom 3 og 9 bar, omfattende ett eller to oksydasjonstrinn og ett eller to absorpsjonstrinn, k a r a k t e r i s e r t v e d at restgassene som kommer fra absorpsjonen eller fra det siste absorpsjonstrinn som i og for seg kjent oppvarmes før ekspansjon ved varmeutveksling med gasser som går til absorpsjon eller til det siste absorpsjonstrinn, og at de gasser som går til oksydasjon eller til det første oksydasjonstrinn, er oppvarmet ved varmeutveksling med de gasser som skriver seg fra oksydasjonstrinnene eller et av oksydasjons-trinnene.

Anførte publikasjoner:

Norsk patent nr. 54727
Fransk patent nr. 1440930
U.S. patent nr. 2075075

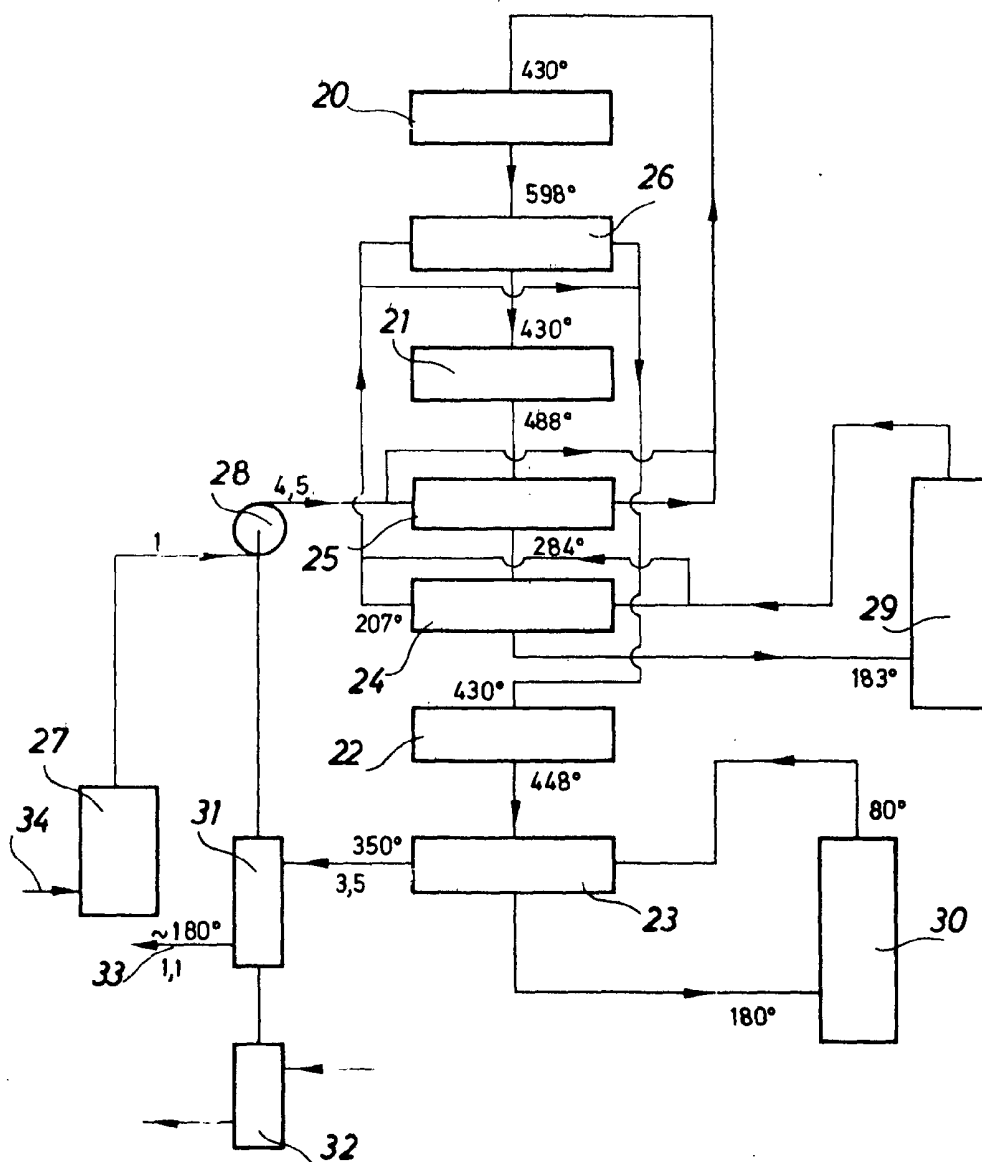
126522

Fig. 1



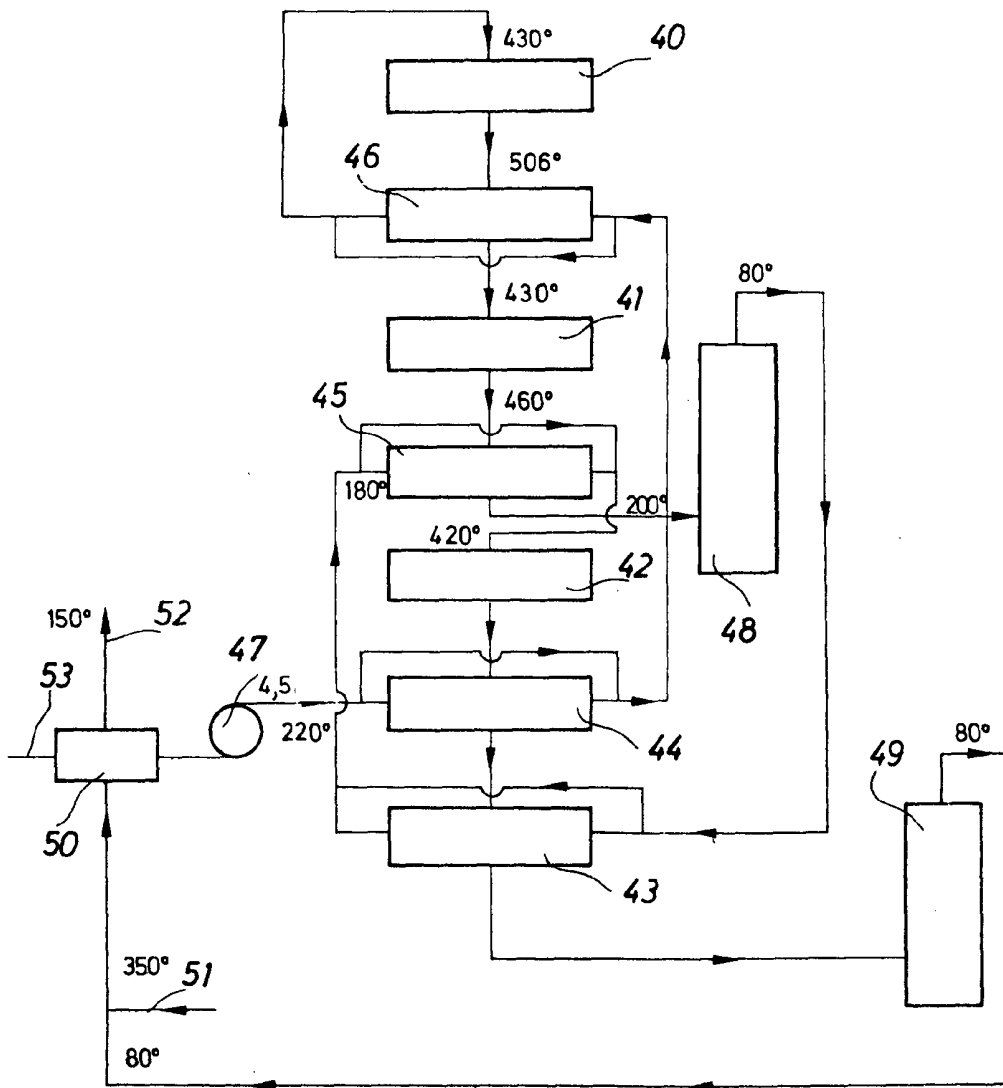
126522

Fig. 2



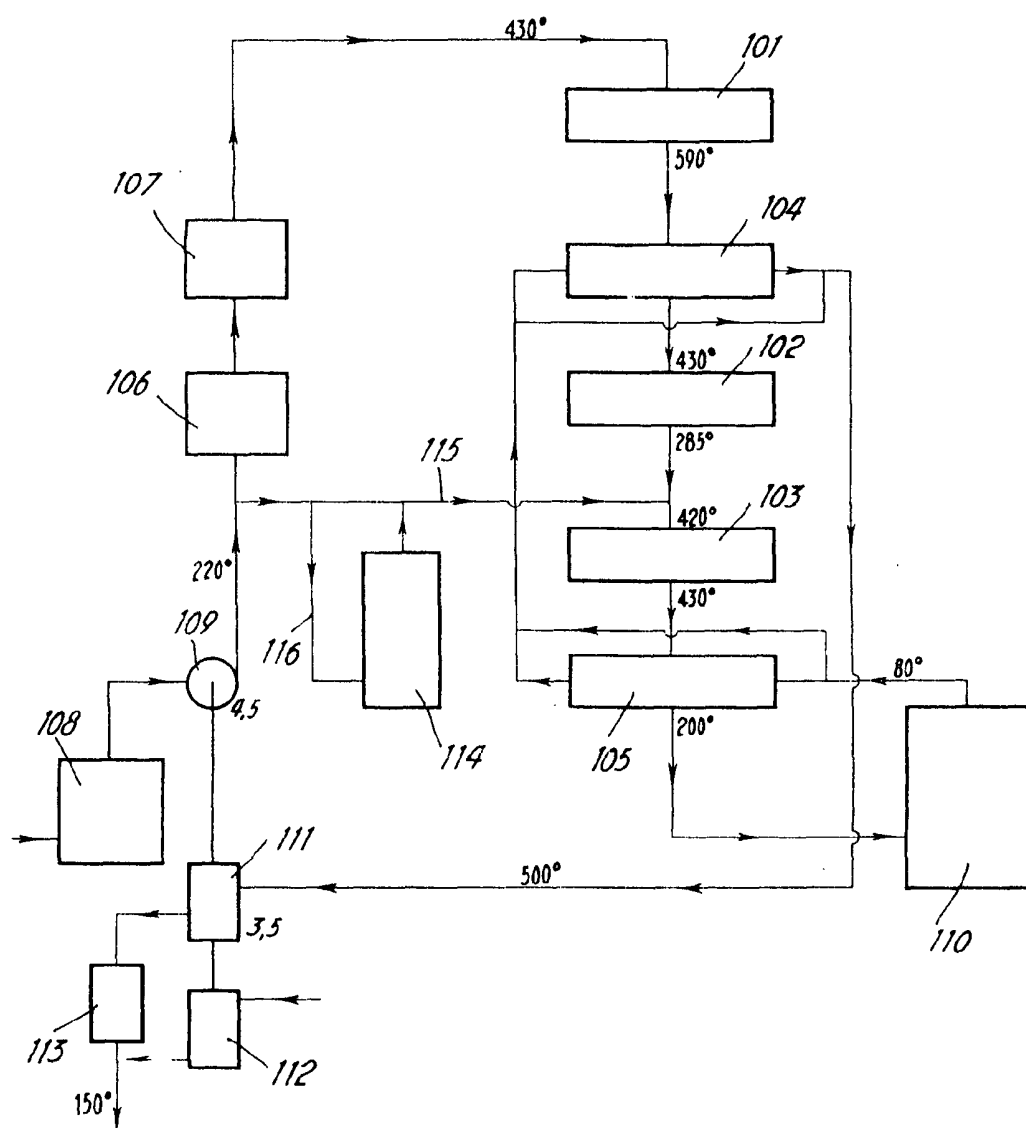
126522

Fig. 3



126522

Fig. 4



126522

Fig. 5

