



NORGE

[NO]

**STYRET
FOR DET INDUSTRIELLE
RETTSVERN**

[B] (II) UTLEGNINGSSKRIFT

Nr. 152033

(51) Int. Cl.⁴ B 01 D 53/04, B 01 J 19/00

(21) Patentsøknad nr. 794083

(22) Inngitt 13.12.79

(24) Løpedag 13.12.79

(41) Alment tilgjengelig fra 17.06.80.

(44) Søknaden utlagt, utlegningsskrift utgitt 15.04.85

(30) Prioritet begjært 14.12.78, BRD, nr P 28 54 060

(54) Oppfinnelsens benevnelse **FREMGANGSMÅTE VED TILVEIEBRINGELSE AV EN BRUKSGASS FOR EN KJEMISK REAKSJON OG VED ADSKILLELSE AV ET GASSFORMIG REAKSJONSPRODUKT.**

(71)(73) Søker/Patenthaver **LINDE AKTIENGESELLSCHAFT,
Abraham-Lincoln-Strasse 21,
D-6200 Wiesbaden,
Forbundsrepublikken Tyskland.**

(72) Oppfinner **EBERHARD LASSMANN,
Herrnhausen,
CHRISTIAN BENKMANN,
München,
Forbundsrepublikken Tyskland.**

(74) Fullmektig **A/S Oslo Patentkontor Dr.ing. K.O. Berg, Oslo.**

(56) Anførte publikasjoner **Ingen.**

Foreliggende oppfinnelse vedrører en fremgangsmåte ved frembringelse av en reaktiv fødegass for en kjemisk reaksjon og for adskillelse av et gassformig reaksjonsprodukt fra den gassblanding som oppstår ved reaksjonen, idet fødegassen erholdes ved spaltning av en rågassblanding som inneholder denne selv samt en bæregass eller bæregassblanding og bare omsettes ufullstendig i reaksjonen, og den ikke omsatte del skal tilbakeføres i reaksjonen.

10

En slik fremgangsmåte er f.eks. kjent fra DOS 26 10 227. Der dreier det seg om fremstilling og gjenvinning av ozon fra en oksyngengasstrøm. Ozonet fremstilles i en flertrinns-ozongenerator. Herunder kommer oksygenatomene og oksygenmolekylene til reaksjon. Den nødvendige energi for spaltningen av oksygen-

15

molekylene i atomer tilføres i form av elektrisk energi. Gassblanding som kommer ut av ozondannelsesreaksjonen inneholder noen volum-% ozon som dermed utgjør reaksjonsproduktet. Ozon-oksygenblandingen tilføres en adsorberstasjon, hvor fortrinnsvis ozonandelen adsorberes. Som adsorpsjonsmiddel anvendes fortrinnsvis kiselgel. Det ikke adsorberte oksygenet tilbakeføres

20

til ozongeneratorens inngang. I den innmates videre en oksygenandel som tilsvarende den oksygenandelen som er forbrukt i ozondannelsesreaksjonen. Dette oksygen som skal tilsettes kontinuerlig

25

fremstilles i et separat luftspaltningsanlegg som f.eks. kan være et adsorpsjonsanlegg. Desorpsjonen av ozonet som er skilt fra i adsorberstasjonen skjer ved hjelp av en inert spylegass så som det nitrogen som oppnås i luftspaltningsanlegget. Luftspaltningsanlegget kan, når det er et adsorpsjonsanlegg, drives ved de vanlige

30

trykkvekslingsmetoder.

Den kjente fremgangsmåte utmerker seg ved god utnyttelse av det anvendte oksygen, da det ikke omsatte oksygenet i ozongeneratoren alltid tilbakeføres, og bare den del som er omsatt til ozon, må erstattes ved luftspaltning. Fremgangsmåten er dog apparativt krevende. Således har en adsorberstasjon for adskillelse av ozonet fra oksygenstrømmen også et separat luftspaltningsanlegg for utvinning av oksygenet. Den kompliserte apparatur som er forbundet med dette, både m.h.t. adsorpsjonsmiddel-

35

152033

2

bollen som må stilles bredt og med hensyn til styreanordninger og armaturer, er betydelig, siden hvert av de to anleggene har minst to, men fortrinnsvis tre eller fire cyklisk omkoblbare adsorpsjonsmiddelbeholdere.

5

Utføres dertil adsorpsjonen av komponentene som skal adskilles, hvilket ofte er tilfelle, ved adsorpsjonsmetoder ved lave temperaturer, er det ved to avsondrede adsorpsjonsanlegg også nødvendig med dobbel innsats for termisk isolering samt kompensasjon

10

av isolasjonstap.

Til grunn for oppfinnelsen ligger derfor den oppgave å frembringe en fremgangsmåte av den innledningsvis nevnte type som medfører en reduksjon av de apparative og de driftstekniske anstrengelser og til sammen kan utføres på en mest mulig økonomisk måte.

15

Denne oppgave løses ved at spaltningen av rågassblandingen og adskillelsen av det gassformige reaksjonsprodukt utføres i ett eneste adsorpsjonsanlegg som drives i trykkveksel, idet adsorpsjonsanlegget inneholder flere cyklisk omkoblbare adsorbere som brukes både for spaltning av rågassblandingen og for adskillelse av det gassformige reaksjonsprodukt.

20

25 Oppfinnelsen omfatter dermed den integrerte gjennomføring av to fremgangsmåtettrinn som hittil alltid ble utført separat, da de i det konkrete tilfelle tjente løsningen av to forskjellige delproblemer som utmerker seg gjennom et stort antall mulige fremgangsmåtevarianter, lykkes det å integrere de to deloppgaver for
30 spaltning av rågassblanding og adskillelsen av det gassformige reaksjonsprodukt på optimal måte i en enkelt prosess. Trykkvekselmetoden er i foreliggende sammenheng anvendelig med spesiell fordel fordi den særlig ved anvendelse av minst tre cyklisk omkoblbare adsorbere byr på flere på hverandre følgende faser, som
35 hver enkel adsorber kan gjennomløpe. Dermed kan det i det enkelte tilfelle oppnås en optimal tilpassning til de spesielt foreliggende betingelser.

Grunnprinsippet ved oppfinnelsen kan realiseres på forskjellig

måte. Trykkvekselmetoden byr nemlig prinsippielt på to muligheter for adsorpsjonsbelastning med adsorptiv virkning: på den ene side de som regel ved konstant trykk forløpende egentlig adsorpsjonsfaser og på den annen side de trykkoppbygningsfaser som forløper under stigende trykk. Jo flere adsorbere som foreligger, desto flere trykkoppbygningsfaser kan oppnås. Der-til kan også flere adsorpsjonsfaser kobles inn etter hverandre, hvori adsorberene belastes med gassblandinger av forskjellig sammensetning det adsorpsjonsmiddelet eller midlene belastes etter hverandre.

En mulig utførelsesform av oppfinnelsen blir derfor først at adsorberene i påhverandre følgende adsorpsjonsfaser etter valg belastes én gang med rågassblandingen og den andre gang med den gassblanding som oppstår ved den kjemiske reaksjon. En videre utførelsesform består i å belaste adsorberene under en trykkoppbygningsfase og en etterfølgende adsorpsjonsfase etter ønske én gang med rågassblandingen og den andre med den gassblanding som oppstår ved den kjemiske reaksjon. I dette tilfelle vil det ofte være hensiktsmessig å foreta spaltning av rågassblandingen under en adsorpsjonsfase og adskillelsen av det gassformige reaksjonsprodukt under en trykkoppbygningsfase som er koblet foran denne, spesielt når rågassblandingen står til rådighet ved høyere trykk enn den gassblanding som oppstår ved den kjemiske reaksjon. Man kan altså gå slik fram at spaltningen av rågassblandingen foretas under en første adsorpsjonsfase og adskillelsen av det gassformige reaksjonsprodukt under den andre som er koblet etter den første.

Hva man skal gjøre i det enkelte tilfelle, avhenger fremfor alt av adsorberbarheten til komponentene som skal adskilles og partialtrykket til den anvendte gass for det ene i rågassblandingen og for det andre i gassblandingen som kommer fra reaksjonen, i det følgende kort kalt reaksjonsgassblandingen. Da gassen som anvendes må adskilles både fra rågassblanding og også fra reaksjonsgassblandingen, inntar den i en viss grad en særstilling. Derfor må det først skilles mellom de to tilfellene hvor gassen som anvendes enten adsorberes tydelig svakere eller også tydelig sterkere enn de to andre gassene, nemlig bære-

gassen og det gassformige reaksjonsproduktet. Dertil er det av betydning om gassen som anvendes i rågassblandingen eller i reaksjonsblandingen foreligger i høyere konsentrasjoner henholdsvis under det høyere partialtrykk.

Når nå reaktivgassen er svakest adsorberbar, slik ofte tilfelle er, må av de to adskillellesprosesser, nemlig spaltningen av rågassblandingen og adskillelsen av det gassformige reaksjonsprodukt fra reaksjonsgassblandingen, alltid den siste utføres ved hvilken reaktiv gassen foreligger i den lavere konsentrasjon henholdsvis under det lavere partialtrykk. Derved oppnås at den gassblanding som ved begynnelsen av ekspansjonsfasen befinner seg i adsorberens hulrom alltid er fattigst mulig på reaktiv gass, og dermed kan en størst mulig andel av reaktivgassen umiddelbart, d.v.s. ikke ved omveien gjennom trykkoppbygningstrinn, tilføres den kjemiske reaksjon. Dertil anvendes ved trykkvekselmetoden ofte en del av ekspansjonsgassen ikke for trykkoppbygning, men enten slippes den fullstendig ut eller anvendes for å spyle en annen adsorber under desorpsjonsfasen, og også av dette følger det krav at ekspansjonsgassen skal være fattigst mulig på reaktivgass. Hvis produktgassblandingen dermed er rikere på reaktivgass enn rågassblandingen, føres den følgelig hensiktsmessig før sistnevnte inn i adsorberen, eventuelt under et trykkoppbygningstrinn.

Foreligger reaktivgassen derimot i rågassblandingen i høyere konsentrasjoner henholdsvis under høyere partialtrykk enn i produktgassblandingen, innledes gjerne rågassblandingen først i adsorberen. Dette gjelder som allerede nevnt, under den forutsetning at reaktiv gassen adsorberes svakest.

Hvis reaktivgassen har den sterkest adsorberte komponent, blir forholdene motsatt. For nå kommer det an på om ikke under den andre av to på hverandre følgende belastningsfaser en del av den under første fase allerede adsorberte reaktiv gass igjen går over i gassfasen. Følgelig burde gassblandingen, hvori reaktivgassen foreligger i høyere konsentrasjoner henholdsvis under høyere partialtrykk, først innledes under den andre belastningsfasen i adsorberen. Dermed tilbakeholdes totalt en maksimal mengde reaktiv

tivgass adsorbtivt.

Velges adsorpsjonsmiddelet slik at reaktivgassen adsorberes av adsorpsjonsmiddelet tydelig svakere i blanding med bæregassen henholdsvis bæregassblandingen og i sammenligning med det gassformige reaksjonsprodukt, kan fremgangsmåte utføres slik at bæregassen og det gassformige reaksjonsprodukt desorberes sammen. Denne mulighet kan anvendes når det er tillatelig eller ønsket å oppnå, oppbevare eller anvende det gassformige reaksjonsprodukt i fortynning med bæregassen. Ellers kan adsorbere anvendes som inneholder to etter hverandre anordnede adsorpsjonsmiddelfyllinger, hvorav en fortrinnsvis adsorberer bæregassen henholdsvis bæregassblandingen, og den andre fortrinnsvis adsorberer gassblandingen som er dannet ved den kjemiske reaksjon, idet desorpsjonen foretas ved samtidig avsugning fra begge adsorbenter. Således kan bæregassen og det gassformige reaksjonsprodukt utvinnes separat. Er derimot reaktivgassen den komponent som adsorberes tydelig sterkere av adsorpsjonsmiddelet, både i sammenligning med bæregassen henholdsvis bæregassblandingen og i sammenligning med det gassformige reaksjonsprodukt, består bare den mulighet å utvinne det gassformige reaksjonsprodukt separat når de to separasjonsprosessene foretas i to adsorpsjonsfaser og ikke i en trykkoppbygningsfase og en etterfølgende adsorpsjonsfase, da hele gassblandingen forblir i adsorberen under en trykkoppbygningsfase, og de ikke adsorberte komponenter riktignok fortrenses på begynnelsen av den etterfølgende adsorpsjonsfase, men en fullstendig adskillelse er problematisk.

I det følgende skal oppfinnelsen belyses nærmere ved figurer og utførelseseksempler.

Fig. 1 viser skjematisk et flow-sheet av den generelle fremgangsmåte;

Fig. 2 viser et tidsforløpsdiagram for et adsorpsjonsanlegg med fire adsorbere med to etterhverandre koblete adsorpsjonsfaser for rågassblandingen og gassblandingen som oppstår ved den kjemiske reaksjon;

Fig. 3 viser et tidsforløpsdiagram for et adsorpsjonsanlegg med fire adsorbere med en siste trykkoppbygningsfase under

innføring av den gassblanding som er oppstått ved den kjemiske reaksjon samt en etterfølgende adsorpsjonsfase for rågassblandingen;

Fig. 4 viser skjematisk prosessforløpet for et spesielt utførelseseksempel, nemlig fremstillingen av ozon ut fra luft ved hjelp av et adsorpsjonsanlegg med tre adsorbere

Fig. 5 viser tidsforløpskjema for fremgangsmåten ifølge fig. 4.

I figur 1 betyr 1 det ifølge oppfinnelsen anordnede eneste adsorpsjonsanlegg, 2 reaktor for gjennomføringen av den kjemiske reaksjon, 3 en kompressor for kompresjon av rågassblandingen til adsorpsjonstrykket, 4 en kretsløpkompressor for den gassblanding som dannes under reaksjonen og 5 en kompressor, en vifte eller en vakumpumpe for vekkføring av det kjemiske reaksjonsproduktet og eventuelt bæregassen. Rågassblandingen som består av en bæregass henholdsvis bæregassblanding og en reaktiv gass tilføres rågasskompressoren 3 gjennom en ledning 6, komprimeres der til adsorpsjonstrykket, kjøles eventuelt til adsorpsjonstemperaturen, føres inn gjennom en ledning 13 i adsorpsjonsanlegget og adsorberes der. Der adskilles reaktivgassen fra bæregassen henholdsvis bæregassblandingen og tilføres reaktoren 2 gjennom en ledning 7, i hvilken reaktor eventuelt ytterligere komponenter som tar del i reaksjonen innføres gjennom ledningen 8. Gassblandingen som dannes under reaksjonen, som ved siden av det gassformige reaksjonsprodukt inneholder ikke omsatt reaktivgass, tas ut gjennom en ledning 9 fra reaktoren 2, tilbakekomprimeres eventuelt av kretsløpkompressoren 4 og tilbakekjøles deretter og tilføres til slutt gjennom en ledning 10 til adsorpsjonsanlegget 1. Der adskilles det gassformige reaksjonsproduktet og suges eventuelt vekk sammen med bæregassen henholdsvis bæregassblandingen gjennom en ledning 11 ved hjelp av vakumpumpen henholdsvis kompressoren 5. Gjennom ledningen 12 kan det gassformige produkt så suges vekk komprimert til det ønskede sluttrykk. Den ikke omsatte reaktivgass føres gjennom ledningen 7 tilbake i reaktoren 2.

I fig. 2 er vist en mulighet for prosessføringen i adsorpsjonsanlegget 1 i form av et tidsforløpsdiagram. Adsorpsjonsanlegget bør i dette spesielle tilfelle inneholde fire

cyklisk omkoblbare adsorbere som alle gjennomløper samme faseforløp. Hver av disse fire adsorberene er på figuren fremstilt ved en egen bjelke. Tidsforløpet går fra venstre mot høyre. For enkelthets skyld antas at rågassblandingen bare består av to komponenter, en bæregass og reaktiv-gassen. I den gassblanding som dannes ved reaksjonen foreligger foruten ett eneste gassformig reaksjonsprodukt bare den del av reaktivgassen som skal tilbakeføres, slik at denne blandingen likeledes består av to komponenter.

Utførelsesseksempelet ifølge figur 2 vedrører det tilfelle at reaktivgassen adsorberes langt sterkere enn bæregassen og det gassformige reaksjonsproduktet. Dertil forutsettes at reaktivgassen er oppkonsentrert sterkere i gassblandingen som oppstår ved reaksjonen under rågassblandingen. Så innføres rågassblandingen i et første adsorpsjonsfase (ADS 1) ennå før gassblandingen som dannes gjennom reaksjonen i de enkelte adsorbere, slik at bæregassen under denne første adsorpsjonsfasen strømmes ut av adsorberen og reaktivgassen adsorberes. Bæregassen som strømmes ut, anvendes i et andre trykkoppbyggningsstrinn (D2) for en av de tre andre adsorbere. Etter avslutningen av den første adsorpsjonsfasen er adsorberen forbelastet med reaktivgass. Den kommer da inn i den andre adsorpsjonsfasen (ADS2), hvorunder den gjennomstrømmes av gassblandingen som dannes ved reaksjonen. Derunder belastes den nesten opp til gjennombrudd med reaktivgass, og den ikke adsorberte andel, nemlig det gassformig reaksjonsprodukt, føres vekk gjennom ledningen 11 fra adsorpsjonsanlegget. Den nå fullstendig belastede adsorber tømmes i en etterfølgende ekspansjonsfase (E) til desorpsjonsstrykket, idet det ennå tilstedeværende gassformige reaksjonsproduktet i adsorpsjonsmiddelfyllingens hulrom strømmes vekk. Dette tilføres en av de andre tre adsorbere under en første trykkoppbyggningsfase (D1). Under den etterfølgende desorpsjonsfasen desorberes den adsorberte reaktivgass, f.eks. ved hjelp av en vakuumpumpe, og etter kompresjon til det trykk som skal bestå under reaksjonen, føres den til reaktoren. Endelig bringes adsorberen i to påhverandre følgende trykkoppbyggningsfaser igjen til adsorpsjonsstrykket. Under den første trykkoppbyggningsfasen (D1) tilføres den ekspansjonsgass fra en av de tre andre adsorbere. Denne består i det vesentlige av gassfor-

mig reaksjonsprodukt som bare adsorberer meget dårlig og under den senere følgende første adsorpsjonsfase (ADSl) fortrenses fra adsorbereren. Etter den første trykkoppbyggningsfase følger en andre og siste trykkoppbyggningsfase (D2), mens adsorbereren tilføres ikke adsorbert bæregass som stammer fra den første adsorpsjonsfasen (ADSl) til en annen adsorber. Etter de to trykkoppbyggningsfaser befinner dermed gassblandingen av gassformig reaksjonsprodukt og bæregass seg inne i adsorbereren. Denne blandingen fortrenses først ved begynnelsen av den etterfølgende første adsorpsjonsfase ved innstrømmende, ikke adsorbert bæregass fra adsorberens hulerom. Den kan så enten slippes ut fordi den andre trykkoppbyggningsfasen til den tilsvarende andre adsorber ennå ikke har begynt ved begynnelsen av den første adsorpsjonsfasen, eller anvendes under den første trykkoppbyggningsfasen til den samme andre adsorber.

Strømningsføringen og adsorberenes tilordning er markert ved piler i fig. 2. I tillegg er anmerket hvilke komponenter som inngår: A står for reaktivgassen B for bæregassen og C for det gassformige reaksjonsprodukt. På øvre bjelke er videre angitt gjennom hvilke av de fig. 1 viste ledninger gassblandingene henholdsvis de enkelte gasser til henholdsvis vekkledes. Ved markeringen av de gasser som strømmer vekk under de to adsorpsjonsfaser er det i diagrammet på figuren ikke tatt hensyn til at det på begynnelsen av fasene dannes gassblandinger av B og C.

Det utførelseseksempel som er vist i form av et tidsforløpsdiagram i fig. 3 vedrører det tilfelle at reaktivgassen er vesentlig dårligere adsorberbar enn bæregassen og det gassformige reaksjonsprodukt. Videre forutsettes også her at gassblandingen som dannes ved reaksjonen, er rikere på reaktivgass en rågassblandingen. Også ved dette utførelseseksempel anvendes fire syklisk omkoblbare adsorbere, som med en viss faseforskyvning gjennomløper de samme faser. Fremstillingsmåten er forøvrig den samme som ved fig. 2.

Til forskjell fra fig. 2 foreligger ved utførelseseksempelen i fig. 3 fire ekspansjonsfaser og tre trykkoppbyggningsfaser, derimot bare én adsorpsjonsfase som finner sted på det høyeste, nemlig adsorpsjonstrykket. I adsorberene som etter gjennomløp

av trykkoppbygningsfasene (D1, D2, D3) befinner seg på adsorpsjonstrykket innføres under den nå begynnende adsorpsjonsfase (ADS) rågassblandingen (A + B) som er tilført gjennom ledningen 13. Adsorberen som under den siste trykkoppbygningsfase (D3), som nærmere forklart nedenfor, allerede er forbelastet med gassformig reaksjonsprodukt C, belastes under adsorpsjonsfasen videre med bæregassen B, mens den svakest adsorberbare komponent, nemlig reaktivgassen A, igjen forlater adsorberen nesten kvantitativt for å tilbakeføres reaktoren gjennom ledningen 7. Etter metning av adsorpsjonsmiddelet henholdsvis adsorpsjonsmiddelet med de adsorberte komponenter avsluttes adsorpsjonsfasen, og den første ekspansjonsfase (E1) innledes. Gassen som befinner seg i hul-rommene i adsorberen og ved adsorpsjonsmiddelets metning har nær rågassblandings sammensetning, tas delvis ut av adsorberen og anvendes i den andre trykkoppbygningsfasen (D2) til en annen adsorber, inntil et visst mellomtrykk er oppnådd i den første adsorber, ved hvilket den andre ekspansjonsfasen (E2) begynner. Den under denne ekspansjonsfase, som fører til et ennå lavere mellomtrykk, uttatte gass som i sammensetning likeledes svarer til rågassblandingen, anvendes som spylegass for desorpsjon av en ytterligere av de tre øvrige adsorbere. Gassblandingen som unnviker under en tredje ekspansjonsfase (E3), innledes i den første trykkoppbygningsfasen (D1) til den forut nettopp andre spylte adsorber i denne. Endelig ekspanderes adsorberen til desorpsjonstrykket, og den under den for dette nødvendige siste ekspansjonsfase (E4) unnvikende gassblanding slippes ut, eventuelt fortynnet med en ikke miljøskadelig inert gass. Sammensetningen av gassblandingen som unnviker under de siste to ekspansjonsfaser (E3, E4), avhenger av de oppnådde mellomtrykk. Jo lavere desorpsjonstrykket selv henholdsvis disse mellomtrykk ligger, desto mer vil de allerede i de siste ekspansjonsgasser desorberte komponenter være tilstede. Da det gassformige reaksjonsprodukt C dog skal utvinnes så fullstendig som mulig, må prosessen styres slik at de siste ekspansjonsgasser er så fri som mulig for disse komponenter. Under den etterfølgende desorpsjonsfase (DES) drives de adsorberte komponenter, nemlig bæregassen B og det gassformige reaksjonsprodukt C, ut så fullstendig som mulig. Dette skjer enten ved hjelp av en vakumpumpe eller, som vist i fig. 3, ved spyling med ekspansjonsgassen fra

den andre ekspansjonsfasen (E2) til en annen adsorber. Trykkoppbygningen under de første to trykkoppbygningsfaser (D1, D2) skjer med ekspansjonsgasser som har tilnærmet rågassblandings sammensetning. Derunder forbelastes adsorpsjonsmiddelet allerede med bæregass, riktignok i meget lav grad. I den til slutt følgende tredje og siste trykkoppbygningsfase (D3) gjennom ledningen 10 tilførte gassblanding (A + C) fra den kjemiske reaksjon innledes i adsorberen. Denne bringes så igjen på adsorpsjonstrykket, idet nesten alt det gassformige reaksjonsprodukt C adsorberes, slik at det ved avslutningen av den tredje trykkoppbygningsfasen i hulrommene i adsorberen nesten utelukkende bare er reaktivgass A for den kjemiske reaksjon tilbake. Denne fortrenses under den etterfølgende adsorpsjonsfasen og tilføres reaktoren 2 gjennom ledningen 7.

Deretter følger et spesielt utførelseseksempel som henviser til fremstillingen av ozon fra luft slik som den allerede innledningsvis omtalte kjente fremgangsmåte. Noen henvisningstall med samme betydning er overtatt fra fig. 1.

Gjennom ledningen 6 tilføres 15,17 kmol/t luft, komprimeres i kompressoren til 2 bar og innledes gjennom ledningen 13 og en åpen ventil 17 i en adsorber 14. Denne inneholder 100 kg aktivert leirjord, 350 kg finporet kiselgel og 1500 kg zeolitisk molekylar-sikt av typen 5A. Den aktiverte leirjord tjener til å ta opp vanndamp fra luften, kiselgelen til å ta opp ozon og karbondioksyd i luften, molekylarsikten for adsorpsjon av nitrogen. Under adsorpsjonsfasen som finner sted ved en temperatur på 30°C, strømmes en gassblanding ut fra utløpsenden av adsorberen 14 gjennom en åpen ventil 20 og ledningen 7, hvilken består av 90 mol-% oksygen og 5 mol-% av argon og 5 mol-% nitrogen. Molekylarsiktfyllingen er nesten belastet til gjennombrudd med nitrogen. Denne gassblandingen som følgelig består av 90 mol-% oksygen, som er bestemt for ozondannelsesreaksjon, føres til reaktoren 2 i en mengde på 22,3 kmol/t. I reaktoren omvandles en del av det molekylære oksygen gjennom tilførsel av elektrisk energi i ozon. Den derved gjennom ozondannelsesreaksjonen dannede gassblanding, som består av 85,7 mol-% oksygen, 4,1 mol-% ozon og 5,1 mol-% av både argon og nitrogen, tas ut i

en mengde på 21,86 kmol/t gjennom ledningen 9, kjøles ned i en kjøler 35 som drives med fremmedkjøling til 30°C og innføres i en pufferbeholder 36. Mengde- og konsentrasjonsangivelsene med hensyn til gassblandingene som strømmes i ledningene 7 og 9, er tidsmessig middelerverdier. Som det vil fremgå klart i det følgende, kan små konsentrasjonsforandringer opptre ved begynnelsen av adsorpsjonsfasene, siden gassblandingen som står i adsorberens hulrom da først må fortrenses. Pufferbeholdningen tjener til utjevning av slike variasjoner. Deretter tilbakekomprimeres gassblandingen som er oppstått ved ozondannelsesreaksjon for å utjevne oppståtte trykktap i kretsløpskompressoren 4 til 2 bar, tilbakekjøles i en fremmed kjøler og innledes gjennom ledningen 10 og en åpen ventil 30 i en adsorber 15, hvor ozonandelen adsorberes av kiselgelfyllingen. Dette skjer under en andre trykkoppbygningsfase ved lukket ventil 21. Etter avslutning av denne trykkoppbygningsfasen omkobles adsorberen 15 til adsorpsjonsfasen. En første trykkoppbygningsfase går forut for den andre trykkoppbygningsfasen, mens ekspansjonsgassen fra den forut belastede adsorber, i dette tilfelle adsorberen 16, strømmes inn i adsorberen 15, som igjen skal bringes til adsorpsjonstrykk gjennom ledningen 33 ved åpen ventil 24. Denne ekspansjonsgass som etter adsorpsjonsfasens avslutning forblir i hulrommene til adsorberen 16, har omtrent sammensetningen til luft, da molekylarsiktfyllingen i adsorpsjonsfasen nesten mettes fullstendig med nitrogen. Etter denne ekspansjonen, ved hvis avslutning et trykk på 0,9 bar oppnås, skjer desorpsjonen av adsorberen 16. For dette åpnes en ventil 28, og inntakssiden til adsorberen forbindes derunder gjennom ledningen 11 med vakumpumpen 5. Derved suges det adsorberte ozon og det adsorberte nitrogen vekk. Mot slutten av desorpsjonsfasen oppnås et trykk på ca. 0,1 bar. I tidsgjennomsnitt tas under desorpsjonsfasene 14,72 kmol/t av en gassblanding vekk, som består av 80,5 mol-% nitrogen, 12,5 mol-% oksygen, 6,0 mol-% ozon og 1 mol-% argon. Oksygen delen stammer fra den gassblanding som er tilbake i adsorberen etter ekspansjonen som har omtrent luftens sammensetning. Den høye oksygen-andel som foreligger i gassblandingen som oppnås gjennom ozondannelsesreaksjonen som under den andre trykkoppbygningsfasen først kommer i adsorberen 15, fortrenses på be-

gynnelsen av den etterfølgende adsorpsjonsfase fra denne og tilbakeføres gjennom den da åpnete ventil 21 og ledningen 7 igjen til reaktoren 2.

Det tidsmessige fremgangsmåteforløp og tilordningen av de enkelte adsorbere fremgår av tidsforløpsdiagrammet på fig. 5. Ifølge dette gjennomløper hver enkelt adsorber en første trykkoppbygningsfase (D1) hvis varighet er ca. 0,5 minutter, en andre trykkoppbygningsfase (D2) på eksempelvis ca. 2,5 minutter, en adsorpsjonsfase (ADS) på ca. 3 minutters varighet, og en eneste ekspansjonsfase (E) på 0,5 minutters varighet samt en desorpsjonsfase (DES) på igjen 2,5 minutters varighet. Tidsforløpet i diagrammet foregår fra venstre mot høyre. Tilordningen av bjelkene til de tre adsorbere 14, 15, 16 er angitt til venstre. Pilene symboliserer de til-henholdsvis vekkstrømmende gasser henholdsvis gassblandinger, idet også posisjonstallene til de tilsvarende ledninger og de vesentlige gasskomponenter er oppført.

Med hensyn til ventilstillingen gjelder følgende: Ved drift av adsorberen 14 er ventilene 17 og 20 åpnet under adsorpsjonsfasen, ventilene 26, 29, 23 og 25 lukket, under ekspansjonsfasen ventilene 17, 26, 29, 20 og 23 lukket og ventilene 25 åpnet, under desorpsjonsfasen ventilen 26 åpnet og ventilene 17, 29, 20, 23 og 25 lukket, under den første trykkoppbygningsfasen ventilen 23 åpnet og ventilene 17, 26, 29, 20 og 25 lukket og under den andre trykkoppbygningsfasen ventilen 29 åpnet samt ventilene 26, 17, 23, 25 og 20 lukket. Tilsvarende gjelder for adsorberene 15 og 16.

Ved hjelp av den beskrevne fremgangsmåte er det dermed mulig å omsette tilnærmet 40 % av oksygenet i en luftstrøm til ozon. Gasstrømmen som tas ut av anlegget og inneholder 6 mol-% ozon samt nitrogenoksygen kan f.eks. anvendes ved avløpsvannsbehandling.

Fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen er dog ikke på noen måte i sin anvendelighet begrenset til ozonfremstilling. Den kan anvendes over alt der hvor minst en av reaktivgassene for en kjemisk reaksjon må skilles fra en rågassblanding, og dette kan skje

adsorptivt på grunn av de forskjellige adsorpsjonsevner til komponentene som skal adskilles, hvor videre en betraktelig del av denne reaktivgassen ikke omsettes i den kjemiske reaksjon og derfor resirkuleres, og hvor igjen den andel av reaktivgassen som skal resirkuleres på grunn av forskjellige adsorpsjonsevner kan adskilles adsorptivt fra det egentlige reaksjonsprodukt.

Som et videre mulig anvendelsestilfelle, skal det bare også nevnes ammoniakksyntese ved middels trykk. Foreligger f.eks. et karbonoksydholdig råhydrogen, kan dette først befris for karbonoksyder i adsorpsjonsanlegget og tilføres ammoniakksyntese som reaktiv gass, hvori så også nitrogen innledes som ytterligere reaksjonsgass. Ved middels trykk inneholder gassblandingen som oppnås ved syntesereaksjonen bare en ammoniakandel av størrelsesorden 10 vol-%. Denne gassblandingen kan så likeledes spaltes i adsorpsjonsanlegget ved at ammoniakken adskilles adsorptivt, og den ikke omsatte hydrogenandel tilbakeføres i syntesereaksjonen.

P a t e n t k r a v

5

1. Fremgangsmåte ved frembringelse av en reaktiv fødegass for en kjemisk reaksjon og for adskillelse av et gassformig reaksjonsprodukt fra den gassblanding som oppstår ved reaksjonen, idet fødegassen erholdes ved spaltning av en rågassblanding som inneholder denne selv samt en bæregass eller bæregassblanding og bare omsettes ufullstendig i reaksjonen og den ikke omsatte del skal tilbakeføres i reaksjonen, k a r a k t e r i s e r t v e d a t spaltningen av rågassblandingen og adskillelsen av det gassformige reaksjonsprodukt utføres i ett eneste adsorpsjonsanlegg som drives i trykkveksel, idet adsorpsjonsanlegget inneholder flere cyklisk omkoblbare adsorbere som brukes både for spaltning av rågassblandingen og for adskillelse av det gassformige reaksjonsprodukt.

20

2. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t adsorberene i påhverandre følgende adsorpsjonsfaser etter valg en gang belastes med rågassblandingen og den andre med den gassblanding som erholdes ved den kjemiske reaksjon.

25

3. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t adsorberene under en trykkoppbygningsfase og en etterfølgende adsorpsjonsfase etter valg en gang belastes med rågassblandingen og den andre gang med den gassblanding som erholdes ved den kjemiske reaksjon.

30

4. Fremgangsmåte ifølge krav 3, k a r a k t e r i s e r t v e d a t spaltningen av rågassblandingen foretas under en adsorpsjonsfase og separasjonen av det gassformige reaksjonsprodukt under en trykkoppbygningsfase som er koblet foran denne.

35

5. Fremgangsmåte ifølge et av kravene 2 - 4, k a r a k t e-
r i s e r t v e d at adsorpsjonsmiddelet eller midlene
5 velges slik at fødegassen adsorberes tydelig svakere både i
sammenligning med bæregassene henholdsvis bæregassblandingen og
også i sammenligning med det gassformige reaksjonsprodukt og
bæregassen samt det gassformige reaksjonsprodukt desorberes sam-
men.

10 6. Fremgangsmåte ifølge et av kravene 2 - 4, k a r a k t e-
r i s e r t v e d at adsorbere anvendes som inneholder to
etterhverandre anordnede adsorpsjonsmiddelsfyllinger, hvorav
15 en fortrinnsvis adsorberer bæregassen henholdsvis bæregassblan-
dingen og den andre fortrinnsvis det gassformige reaksjonspro-
duktet, og desorpsjonen foretas gjennom avsugning fra begge ad-
sorberender.

20

25

30

35

152033

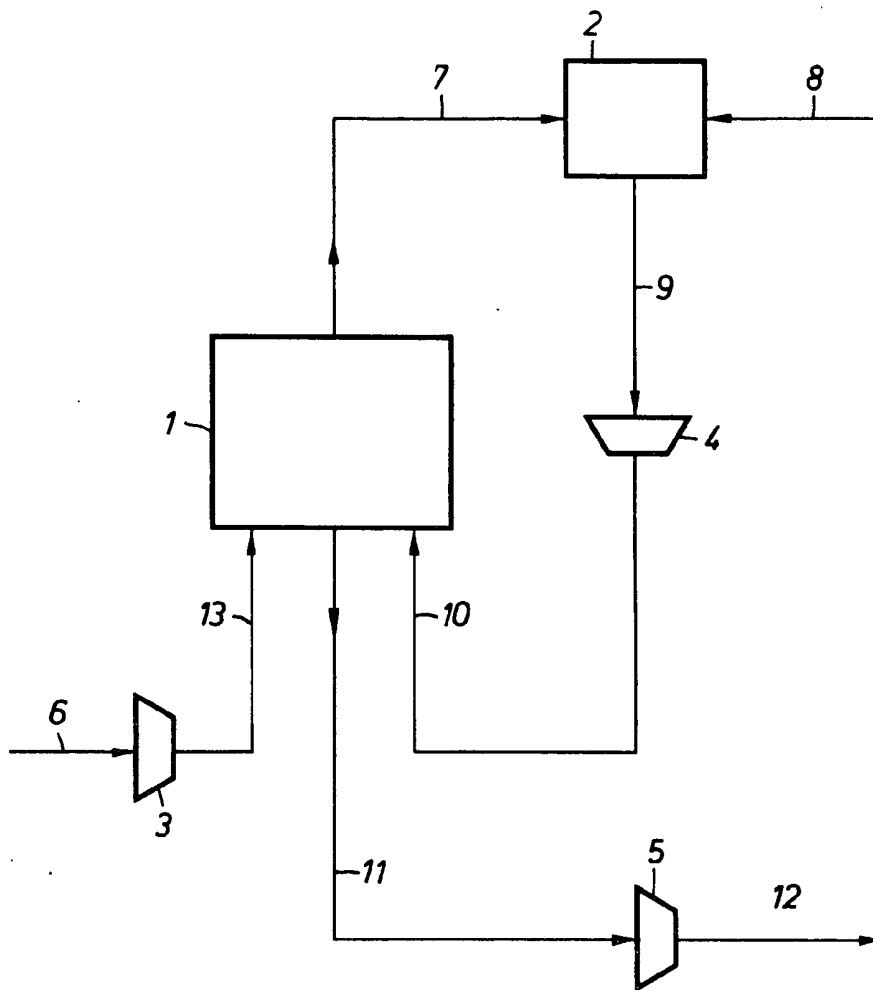


Fig. 1

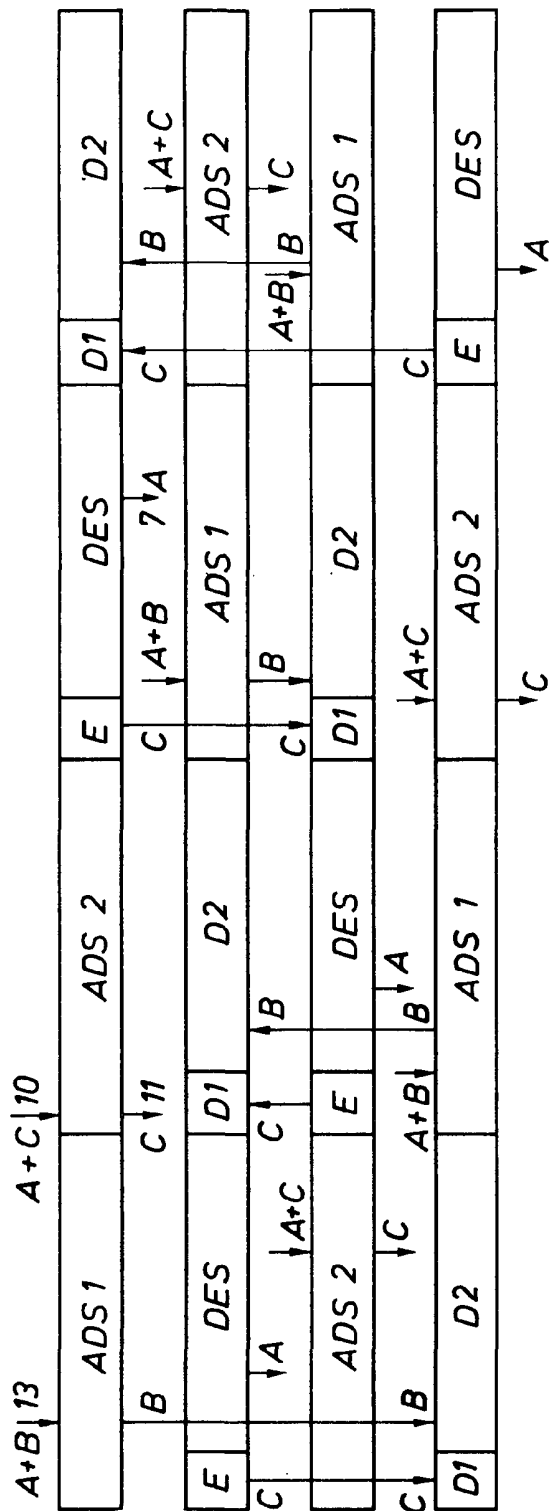


Fig. 2

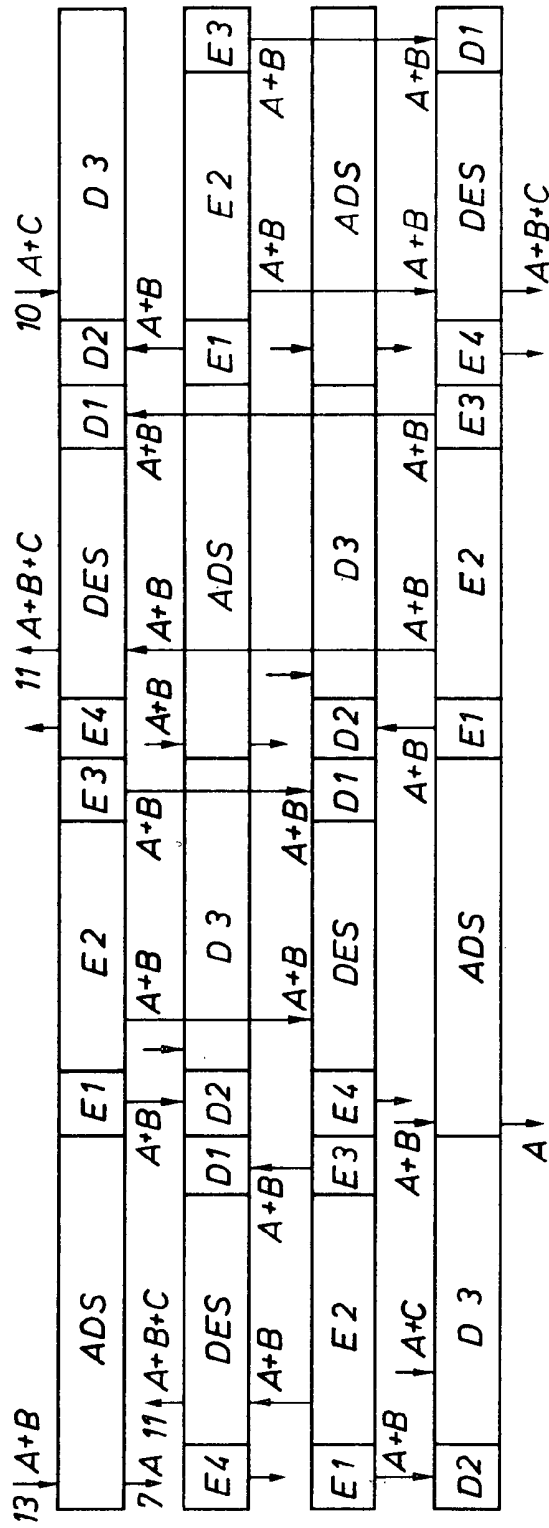


Fig. 3

152033

152033

Fig. 4

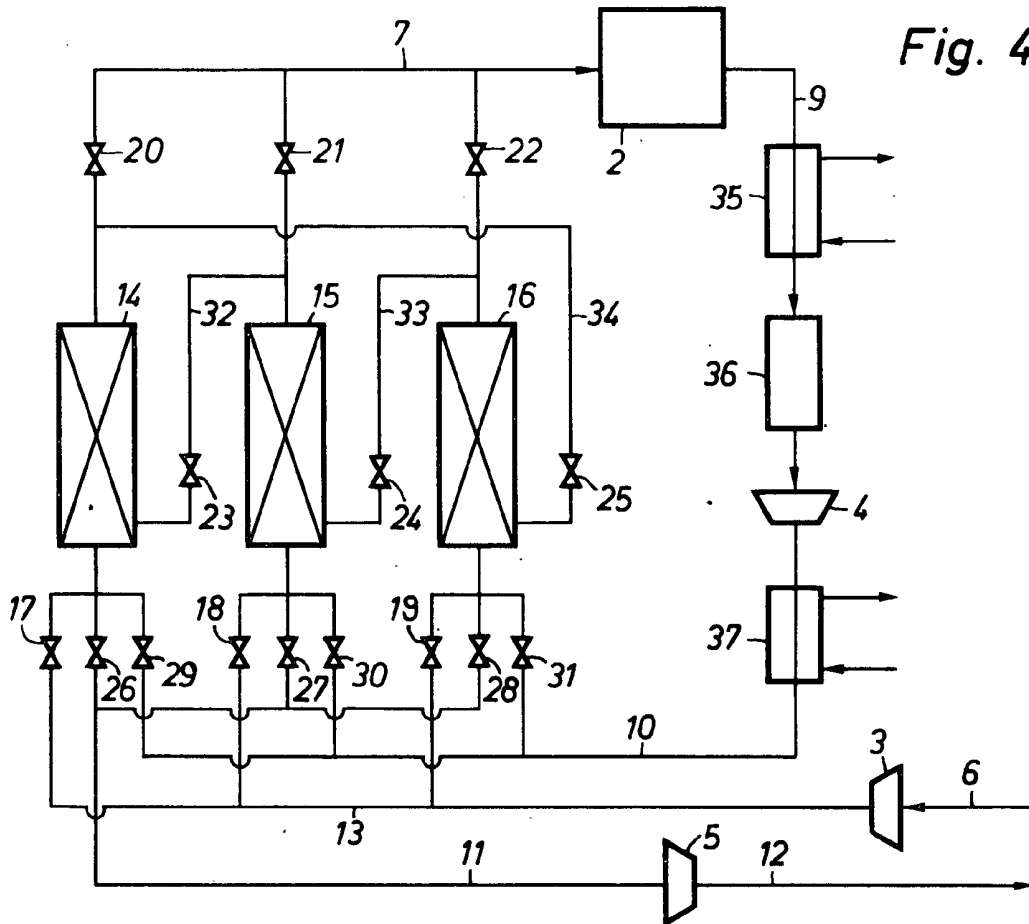


Fig. 5

