



(12) **PATENT**

(19) **NO**

(11) **334582**

(13) **B1**

NORGE

(51) **Int Cl.**

B01D 53/14 (2006.01)

C10K 1/14 (2006.01)

C10L 3/10 (2006.01)

Patentstyret

(21)	Søknadsnr	20043667	(86)	Int.inng.dag og søknadsnr	2003.01.14 PCT/EP2003/00338
(22)	Inng.dag	2004.08.12	(85)	Videreføringsdag	2004.08.12
(24)	Løpedag	2003.01.14	(30)	Prioritet	2002.01.14, EP, 02075133
(41)	Alm.tilgj	2004.08.12			
(45)	Meddelt	2014.04.14			
(73)	Innehaver	Shell Internationale Research Maatschappij BV, Postbus 302, NL-2596HR HAAG, Nederland Theodorus Johannes Brok, Badhuisweg 3, NL-1031CM AMSTERDAM, Nederland Rudolf Johannes Mathilda Groenen, Badhuisweg 3, NL-NL1031CM AMSTERDAM, Nederland Jeanine Marie Klinkenbiji, Badhuisweg 3, NL-NL1031CM AMSTERDAM, Nederland Mariette Catharina Knaap, Badhuisweg 3, NL-NL1031CM AMSTERDAM, Nederland			
(72)	Oppfinner				
(74)	Fullmektig	Tandbergs Patentkontor AS, Postboks 1570 Vika, 0118 OSLO, Norge			

(54)	Benevnelse	Fremgangsmåte for å fjerne karbondioksid fra gassblandinger og en absorbertvæske
(56)	Anførte publikasjoner	WO 00/66249 A1
(57)	Sammendrag	

Fremgangsmåte for å fjerne karbondioksid og eventuelt hydrogensulfid og/eller COS fra en gasstrøm inneholdende disse forbindelser, hvor det foretas vasking av gassen med en vandig vaskeoppløsning inneholdende varm, sulfolan og et sekundært eller tertiært amin avledet fra etanolamin. Nærmere bestemt angår oppfinnelsen den beskrevne forbindelse utført i nærvær av en primær eller sekundær aminforbindelse i en mengde av mellom 0,5 og 15 vekt%, beregnet på mengden av varm, sulfolan og amin. Oppfinnelsen angår også en absorbertvæske for bruk ved fremgangsmåten.

Den foreliggende oppfinnelse angår en fremgangsmåte for å fjerne karbondioksid og eventuelt hydrogensulfid og/eller COS fra en gasstrøm inneholdende disse forbindelser ved vasking av gassen med en vandig vaskeoppløsning inneholdende vann, sulfolan og et sekundært eller tertiært amin avledet fra etanolamin. Oppfinnelsen angår videre en absor-

bentvæske for anvendelse ved den ovenfor omtalte fremgangsmåte.

Anvendelse av organiske oppløsningsmidler eller vandige oppløsninger av organiske oppløsningsmidler for å fjerne såkalte sure gasser som karbondioksid og eventuelt hydrogensulfid og/eller COS fra en gasstrøm inneholdende disse forbindelser har lenge vært kjent, se for eksempel A. L. Kohl og F. C. Riesenfeld, 1974, Gas

Purification, 2. opplag, Gulf Publishing Co. Houston og R. N. Maddox, 1974, Gas and Liquid Sweetening, Campbell Petroleum Series. Fortrinnsvis benyttes et regenererbart absorberoppløsningsmiddel i en kontinuerlig prosess.

I industriell målestokk anvendes hovedsakelig to kategorier absorberoppløsningsmidler, avhengig av mekanismen for absorpsjon av de sure bestanddeler: Kjemiske oppløsningsmidler og fysikalske oppløsningsmidler. Hvert oppløsningsmiddel har sine fordeler og ulemper med hensyn til egenskaper som belastningskapasitet, kinetikk, regenererbarhet, selektivitet, stabilitet, korrosivitet, krav til oppvarming/kjøling, osv.

Kjemiske oppløsningsmidler som har vist seg å være industrielt anvendelige, er primære, sekundære og/eller tertiære aminer avledet fra alkanolaminer. De oftest benyttede aminer er avledet fra etanolamin, spesielt monoetanolamin (MEA), dietanolamin (DEA), trietanolamin (TEA), diisopropanolamin (DIPA) og metyldietanolamin (MDEA).

Fysikalske oppløsningsmidler som har vist seg å være industrielt anvendelige, er syklotetrametylsulfon og dets derivater, alifatiske syreamider, N-metylpyrrolidon, N-alkylerte pyrrolidoner og de tilsvarende piperidoner, metanol, etanol og blandinger av dialkyletere av polyetylenglykoler.

I en velkjent kommersiell prosess benyttes en vandig blanding av et kjemisk oppløsningsmiddel, spesielt DIPA og/eller MDEA, og et fysikalsk oppløsningsmiddel, spesielt syklotetrametylen-sulfon. Slike systemer oppviser god absorpsjonskapasitet og god selektivitet kombinert med moderate investeringskostnader og driftskostnader. De virker meget godt ved høye trykk, spesielt ved trykk mellom 20 og 90 bara.

En ytterligere forbedring av de ovenfor beskrevne blandede vandige systemer hvor begge typer oppløsningsmidler benyttes, er ønskelig. For å forbedre mengdeforholdet væske/gass, spesielt ved høye trykk og/eller vidtgående karbondioksidfjerning, har det nå vist seg at tilsetning av primære eller sekundære aminforbindelser i relativt små mengder, forbedrer fremgangsmåten ytterligere. Eksempelvis resulterer tilsetning av noen få vekt% piperazin i en klar forbedring av systemets kinetikk, hvilket resulterer i et lavere

vektforhold væske/gass som kan resultere i at anlegget kan gjøres mindre (absorberings-enheten så vel som regenereringsenheten). Ved bruk av det samme mengdeforhold væske/gass vil en større, ofte betydelig større, mengde karbondioksid kunne bli fjernet.

5 Dersom det tilsettes egnede primære eller sekundære aminforbindelser i relativt små mengder kan det i tillegg trykkfallsavdrives mer karbondioksid ved et relativt høyt trykk, sammenlignet med bruk av lignende, vandige kjemiske absorbenter. Dette reduserer kravene til rekomprimering, for eksempel for reinjeksjon. Dette gjelder spesielt for kombinasjonen av DEA, TEA, DIPA og MDEA, spesielt av DIPA og MDEA, og piperazin.

10 Det er angitt i litteraturen at tilsetning av for eksempel piperazin til MDEA resulterer i en forbedret fjerning av sur gass. En spesiell ulempe ved en slik kombinasjon er imidlertid at det kan dannes karbamater spesielt ved høye oppløsningsmiddelbelastninger, hvilke karbamater er uoppløselige i vandige oppløsninger, se for eksempel US patentskrift nr. 4336233. Således kan bare begrensede mengder primære eller sekundære
15 aminforbindelser anvendes i rent vandige oppløsninger. Det tilrådes derfor å ikke benytte fysikalske oppløsninger, for derved å unngå dannelse av de uoppløselige karbamater. Det har imidlertid nå overraskende vist seg at slike begrensninger ikke gjør seg gjeldende i vann/tetrametylsulfonblandinger når disse anvendes for de vanlige kommersielle formål. I tillegg er nedbrytningen og korrosiviteten av disse blandinger meget akseptable.

20 Med den foreliggende oppfinnelse tilveiebringes således en fremgangsmåte som angitt i krav 1 for å fjerne karbondioksid og eventuelt hydrogensulfid og/eller COS fra en gasstrøm inneholdende disse forbindelser, der det benyttes en absorbentvæske som angitt i krav 15. Det foretas vasking av gassen med en vandig vaskeoppløsning inneholdende mellom 15 og 45 vektdele, beregnet på den totale oppløsning, fortrinnsvis mellom 15 og
25 40 vektdele, vann, mellom 15 og 40 vektdele, beregnet på den totale oppløsning, sulfolan og mellom 30 og 60 vektdele, beregnet på den totale oppløsning, av et sekundært eller tertiært amin avledet fra etanolamin, idet mengdene av vann, sulfolan og amin til sammen utgjør 100 vekt%. Fremgangsmåten utføres i nærvær av en primær eller sekundær aminforbindelse i en mengde av mellom 0,5 og 15 vekt%, fortrinnsvis mellom
30 0,5 og 10 vekt%, beregnet på vann, sulfolan og amin.

Sammenlignet med en tidligere kjent fremgangsmåte, dvs. den samme fremgangsmåte uten anvendelse i tillegg av en primær eller sekundær aminforbindelse, spesielt en sekundær aminforbindelse, oppnås én eller flere av de følgende fordeler: hastigheten med hvilken karbondioksid absorberes øker, innmatningsmengden øker,
35 mengdeforholdet oppløsningsmiddel/gass avtar, anlegget kan være mindre, og oppvarmingskravet for regenerering blir lavere (hvilket resulterer i mindre behov for kjøling). Sammenlignet med en annen tidligere kjent fremgangsmåte, hvor det benyttes en absorbent inneholdende vandige aminer, spesielt DMEA og piperazin, resulterer tilsetning

av sulfolan i at det blir mulig å produsere karbondioksid ved mellomliggende trykk, f.eks. ved trykk mellom 3 og 15 bara, fortrinnsvis mellom 5 og 10 bara.

Gassene som det er aktuelt å behandle ved fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen, kan være syntesegass, oppnådd for eksempel ved (katalytisk) partiell oksidasjon og/eller ved damp-metanreforming av hydrokarboner, for eksempel metan, naturgass eller assosiert gass, nafta, diesel og væskeformige restfraksjoner, gasser som stammer fra kullforgassing, koksovnsgasser, raffinerigasser, hydrogen- og hydrogenholdige gasser, og er spesielt syntesegass eller naturgass.

Mengdene av sure gassformige forbindelser kan være i området fra noen få tiendedeler av en prosent og opp til 70 eller sågar 80 vol% av den totale gasstrøm. Det er hensiktsmessig at mengden av karbondioksid er mellom 1 og 45 mol%, fortrinnsvis mellom 5 og 25 mol%, at mengden av hydrogensulfid er mellom 0 og 25 mol%, fortrinnsvis mellom 0 og 10 mol%, og at mengden av COS er mellom 0 og 2 mol% (idet alle prosentmengder er beregnet på den totale gasstrøm).

I den vandige absorbent som benyttes ved den foreliggende fremgangsmåte, er mengden av vann fortrinnsvis mellom 20 og 45 vektdeler, mens mengden av sulfolan fortrinnsvis er mellom 20 og 35 vektdeler og mengden av amin fortrinnsvis er mellom 40 og 55 vektdeler, idet mengdene av vann, sulfolan og amin til sammen utgjør 100 vektdeler. De foretrukne områder resulterer i de fleste tilfeller i en optimal fjerning av karbondioksid.

Aminet avledet fra etanolamin kan være et enkelt sekundært eller tertiært amin avledet fra etanolamin eller kan utgjøres av blandinger av sekundære aminer og/eller tertiære aminer.

Egnede aminer er sekundære aminer avledet fra etanolamin, hvilket etanolamin eventuelt kan være substituert ved ett av karbonatomene eller ved begge karbonatomer. Fortrinnsvis er etanolaminet usubstituert eller substituert ved ett karbonatom. Egnede substituerter er C_{1-4} -alkylgrupper, fortrinnsvis metyl- eller etylgrupper, mer foretrukket metyl. Amingruppen er substituert med en C_{1-4} -alkylgruppe, hvilken gruppe eventuelt er substituert med en hydroksylgruppe. Foretrukne aminsusstituentgrupper er metyl, 2-(1-hydroksyetyl) og 1-(2-hydroksypropyl). Meget velegnede aminer er DIPA, DEA og MMEA, av hvilke DIPA foretrekkes.

En annen gruppe egnede aminer utgjøres av tertiære aminer avledet fra etanolamin, hvilket etanolamin eventuelt kan være substituert ved det ene karbonatom eller ved begge karbonatomer. Fortrinnsvis er etanolaminet usubstituert eller substituert ved ett karbonatom. Egnede substituerter er C_{1-4} -alkylgrupper, fortrinnsvis metyl- eller etylgrupper, mer foretrukket metyl. De andre substituerter kan velges fra den samme gruppe som de første substituerter. Den tredje substituent på amingruppen er en C_{1-4} -alkylgruppe, hvilken gruppe eventuelt er substituert med en hydroksylgruppe. Foretrukne

aminsubstituentgrupper er metyl, 1-(2-hydroksyetyl) og 1-(2-hydroksypropyl). Meget velegnede aminer er MDEA og DMEA, og fortrinnsvis benyttes MDEA.

Den primære eller sekundære aminforbindelse har hensiktsmessig en pK_b (ved 25 °C i vann) som er lavere enn 5,5, fortrinnsvis lavere enn 5, mer foretrukket lavere enn 4,5. En lavere pK_b resulterer i forbedrede resultater ved fremgangsmåten i form av økt CO_2 -absorpsjon.

Det er hensiktsmessig at den primære eller sekundære aminforbindelse som skal tilsettes til absorpsjonsoppløsningen reagerer hurtigere med karbondioksid, under de samme betingelser, enn aminet reagerer med karbondioksid. Fortrinnsvis reagerer den primære eller sekundære aminforbindelse minst dobbelt så hurtig med karbondioksid som aminet reagerer med karbondioksid, idet reaksjonshastigheten defineres som reaksjonshastighetskonstanten (ved 25 °C). Mer foretrukket reagerer den primære eller sekundære aminforbindelse fem ganger hurtigere enn aminet, og det er ytterligere mer foretrukket at den reagerer tyve ganger hurtigere enn aminet. I det tilfelle hvor det benyttes et sekundært amin, foretrekkes det å benytte en primær aminforbindelse, og i det tilfelle hvor det benyttes et tertiært amin, foretrekkes det å benytte et primært eller sekundært amin. Meget velegnede forbindelser er piperazin, metyletanolamin og (2-aminoetyl)-etanolamin, spesielt piperazin.

Mengden av primær eller sekundær aminforbindelse vil vanligvis være mellom 0,5 og 15 vekt%, beregnet på vann, sulfolan og amin, fortrinnsvis mellom 1 og 10 vekt%, mer foretrukket ca. 4 vekt%.

Mengden av primær eller sekundær aminforbindelse er hensiktsmessig minst 0,8 mol/l, spesielt mellom 1,0 mol/l og 3,0 mol/l, og mer spesielt mellom 1,0 mol og 3,0 mol/l, spesielt for piperazin. For den spesifikke kombinasjon av MDEA og piperazin vil en foretrukket utførelse innebære bruk av 0,7-0,9 mol/l piperazin, spesielt 0,6-0,8 mol/l.

Fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen utføres hensiktsmessig ved en temperatur mellom 15 °C og 90 °C, fortrinnsvis ved en temperatur på minst 20 °C, mer foretrukket ved en temperatur mellom 25 °C og 80 °C, enda mer foretrukket mellom 40 °C og 65 °C og mest foretrukket ved en temperatur på ca. 55 °C. Fremgangsmåten utføres hensiktsmessig ved et trykk på mellom 10 og 150 bar, spesielt mellom 25 og 90 bara.

Fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen vil vanligvis bli utført som en kontinuerlig prosess, som også omfatter regenerering av det belastede oppløsningsmiddel.

Måten hvorpå gassblandingen bringes i kontakt med absorbentoppløsningsmidlet er velkjent i faget. Kontakten utføres hensiktsmessig i en sone med fra 5 til 80 kontaktlag, som for eksempel ventilplater, klokkeplater, ledeplater og lignende. Strukturert fyllmateriale kan også benyttes. Mengden av CO_2 som fjernes kan optimaliseres ved regulering av mengdeforholdet oppløsningsmiddel/gass. Et velegnet mengdeforhold oppløsningsmiddel/gass er et mengdeforhold på fra 1,0 til 10 på vektbasis, fortrinnsvis et mengdeforhold

på mellom 2 og 6. Det belastede oppløsningsmiddel kan foruten CO₂ og eventuelt H₂S og/eller COS også inneholde betydelige mengder av andre forbindelser fra gassblandingen som skal renses, f.eks. hydrokarboner, karbonmonoksid, hydrogen, osv. Det kan være fordelaktig å fjerne disse (ikke-sure) forbindelser i det minste partielt fra det belastede oppløsningsmiddel ved trykkfallsfordampning til et trykk som er høyere enn summen av partialtrykkene for CO₂ og eventuelt H₂S og/eller COS. På denne måte vil bare meget små mengder CO₂ og eventuelt H₂S og COS frigjøres fra oppløsningsmidlet sammen med forbindelsene (de ikke-sure sådanne). Det belastede oppløsningsmiddel kan med fordel hurtigfordampes i et andre trinn til et trykk som er lavere enn partialtrykkene for CO₂ og eventuelt H₂S og COS ved den rådende temperatur. Vanligvis utføres trykkfallsfordampningen ved et trykk på mellom 1 og 15 bara, fortrinnsvis på mellom 1 og 10 bara, mer foretrukket ved omgivelsestemperatur. I gassen som frigjøres under trykkfallsfordampningen, er det til stede store mengder av karbondioksidet og eventuelt H₂S og/eller COS.

Det belastede oppløsningsmiddel regenereres, eventuelt etter trykkfallsfordampning som beskrevet ovenfor, ved en relativt høy temperatur og gjerne ved et trykk på mellom 1 og 2 bara. Regenereringen utføres hensiktsmessig ved oppvarming i en regenereringskolonne, hensiktsmessig ved en temperatur mellom 70 °C og 150 °C. Oppvarmingen utføres fortrinnsvis med damp eller varm olje. Det magre absorbent-oppløsningsmiddel vil bli benyttet på ny i det ovenfor beskrevne absorpsjonstrinn. Det vil være hensiktsmessig å foreta varmeveksling mellom det magre oppløsningsmiddel og det belastede oppløsningsmiddel.

Oppfinnelsen angår videre et absorbentoppløsningsmiddel inneholdende mellom 15 og 45 vektdeler, basert på den totale oppløsning, fortrinnsvis mellom 15 og 40 vektdeler, vann, samt mellom 15 og 40 vektdeler, beregnet på den totale oppløsning, sulfolan og mellom 30 og 60 vektdeler, beregnet på den totale oppløsning, av et sekundært eller tertiært amin avledet fra etanolamin, idet mengdene av vann, sulfolan og amin sammen utgjør 100 vektdeler, samt en primær eller sekundær aminforbindelse i en mengde av mellom 0,5 og 15 vekt% beregnet på vann, sulfolan og amin. De foretrukne individuelle forbindelser i absorbentoppløsningsmidlet og mengdeområdene i oppløsningsmidlet defineres på tilsvarende måte som det er blitt gjort i forbindelse med den ovenfor beskrevne fremgangsmåte.

EKSEMPEL

En strøm av naturgass omfattende 11,9 vol% karbondioksid ble vasket med en absorbentoppløsning omfattende 35 vekt% MDEA, 18 vekt% sulfolan og 43 vekt% vann. Det ble benyttet et standard absorpsjonsapparat som fås i handelen. Ved et mengdeforhold væske/gass på 4,4 ble karbondioksidet fjernet til et nivå på 3,1 vol%. Tilsetning av 1 vekt% piperazin resulterte i en ytterligere reduksjon av mengden av karbondioksid (1,7

vol%). Tilsetning av ytterligere 1 vekt% piperazin resulterte i en ytterligere reduksjon av mengden av karbondioksid (1,3 vol%).

Et tilsvarende forsøk som det ovenfor beskrevne ble utført ved et mengdeforhold væske/gass på 3,1 og ved bruk av 2 vekt% piperazin. Dette resulterte i et karbondioksid-
5 nivå på 1,9 vol%.

P a t e n t k r a v

- 5 1. Fremgangsmåte for å fjerne karbondioksid og eventuelt hydrogensulfid og/eller COS fra en gasstrøm inneholdende disse forbindelser, ved vasking av gassen med en vandig vaskeoppløsning inneholdende mellom 15 og 45 vektdeler vann, beregnet på den totale oppløsning, mellom 15 og 40 vektdeler sulfolan, beregnet på den totale oppløsning, og mellom 30 og 60 vektdeler, beregnet på den totale oppløsning, av et sekundært eller
10 tertiært amin avledet fra etanolamin, idet mengdene av vann, sulfolan og amin til sammen utgjør 100 vekt%,
k a r a k t e r i s e r t v e d at den utføres i nærvær av en primær eller sekundær aminforbindelse i en mengde av mellom 0,5 og 15 vekt%, beregnet på vann, sulfolan og amin.
- 15 2. Fremgangsmåte ifølge krav 1,
k a r a k t e r i s e r t v e d at gasstrømmen utgjøres av naturgass eller syntesegass.
3. Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 2,
k a r a k t e r i s e r t v e d at mengden av karbondioksid er mellom 1 og 45 mol%,
20 fortrinnsvis mellom 5 og 25 vol%, at mengden av hydrogensulfid er mellom 0 og 25 mol%, fortrinnsvis mellom 0 og 10 mol%, og at mengden av COS er mellom 0 og 2 mol%, idet alle prosentmengder er basert på den totale gasstrøm.
4. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-3,
25 k a r a k t e r i s e r t v e d at mengden av vann er mellom 20 og 45 vektdeler, at mengden av sulfolan er mellom 20 og 35 vektdeler, og at mengden av amin er mellom 40 og 55 vektdeler, idet mengdene av vann, sulfolan og amin til sammen utgjør 100 vektdeler.
5. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-4,
30 k a r a k t e r i s e r t v e d at det sekundære amin avledet fra etanolamin er DIPA, DEA eller MMEA, fortrinnsvis DIPA.
6. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-4,
k a r a k t e r i s e r t v e d at det tertiære amin avledet fra etanolamin er MDEA eller
35 DEMA, fortrinnsvis MDEA.
7. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-6,

karakterisert ved at den primære eller sekundære aminforbindelse har en pK_b (ved 25 °C i vann) som er lavere enn 5, fortrinnsvis lavere enn 4,5.

8. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-6,

karakterisert ved at den primære eller sekundære aminforbindelse reagerer minst dobbelt så hurtig med karbondioksid som aminet reagerer med karbondioksid, idet reaksjonshastigheten er definert ved reaksjonshastighetskonstanten (ved 25 °C), idet den primære eller sekundære aminforbindelse fortrinnsvis reagerer fem ganger så hurtig som aminet, mer foretrukket tyve ganger så hurtig som aminet.

10 9. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-8,

karakterisert ved at den primære eller sekundære aminforbindelse utgjøres av piperazin, metyletanolamin eller (2-aminoetyl)etanolamin, spesielt av piperazin.

10. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-9,

15 karakterisert ved at mengden av primær eller sekundær aminforbindelse er mellom 2,5 og 10 vekt%.

11. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-10,

karakterisert ved at mengden av primær eller sekundær aminforbindelse er minst 0,8 mol/l, spesielt mellom 1,0 mol/l og 3,0 mol/l, mer spesielt mellom 1,0 mol og 3,0 mol piperazin/l.

12. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-11,

karakterisert ved at fremgangsmåten utføres ved en temperatur på minst 20 °C fortrinnsvis ved en temperatur på mellom 25 og 90 °C, mer foretrukket ved en temperatur på mellom 40 °C og 65 °C, ved et trykk på mellom 25 og 90 bara.

13. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-12,

karakterisert ved at den også omfatter en regenerering av det belastede oppløsningsmiddel.

14. Fremgangsmåte ifølge ett av kravene 1-13,

karakterisert ved at den utføres ved et trykk mellom 25 og 90 bara, og at det belastede oppløsningsmiddel trykkfallsfordampes ved et trykk mellom 1 og 15 bara, etterfulgt av regenerering ved et trykk mellom 1 og 2 bara.

15. Absorbentvæske,

karakterisert ved at den inneholder mellom 15 og 45 vektdeler vann, beregnet på den totale oppløsning, mellom 15 og 40 vektdeler sulfolan, beregnet på den totale oppløsning, og mellom 30 og 60 vektdeler av et sekundært eller tertiært amin avledet fra etanolamin, basert på den totale oppløsning, idet sulfolanet og aminet sammen utgjør 100
5 vektdeler, og en primær eller sekundær aminforbindelse i en mengde av mellom 0,5 og 15 vekt%, beregnet på vann, sulfolan og amin.

16. Absorbentvæske ifølge krav 15,
karakterisert ved at de enkelte forbindelser er ytterligere definert som angitt i
10 krav 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10 eller 11.