



(12) **PATENT**

(11) **341954**

(13) **B1**

**NORGE**

(19) NO

(51) Int Cl.

*C07C 213/00 (2006.01)*

*C07C 215/00 (2006.01)*

*B01D 53/14 (2006.01)*

*C07C 217/00 (2006.01)*

*C09K 3/00 (2006.01)*

## Patentstyret

---

(21)	Søknadsnr	20081201	(86)	Int.inng.dag og søknadsnr	2006.07.21 PCT/US2006/028686
(22)	Inng.dag	2008.03.07	(85)	Videreføringsdag	2008.03.07
(24)	Løpedag	2006.07.21	(30)	Prioritet	2005.08.09, US, 60/706,614
(41)	Alm.tilgj	2008.05.08			
(45)	Meddelt	2018.03.05			
(73)	Innehaver	ExxonMobil Research and Engineering Co, P O Box 900, US-NJ08801-0900 ANNANDALE, USA			
(72)	Oppfinner	Michael Siskin, 56 Shongum Road, US-NJ07869 RANDOLPH, USA Edmund John Mozeleski, 28 Hoffman Drive, US-NJ07830 CALIFON, USA Frank Cheng-Yu Wang, 9 Cambridge Drive, US-NJ08801 ANNANDALE, USA Robert Basil Fedich, 245 Drakestown Road, US-NJ07853 LONG VALLEY, USA			
(74)	Fullmektig	OSLO PATENTKONTOR AS, Postboks 7007 M, 0306 OSLO, Norge			

---

(54)	Benevnelse	<b>Alkylaminoalkyloksy (alkohol) monoalkyleter for syregass scrubbingprosess</b>
(56)	Anførte publikasjoner	US 4417075 A, US 4471138 A, US 4665195 A, US 4894178 A
(57)	Sammendrag	

En syregassabsorbent omfattende en alkylaminoalkyloksy (alkohol) monoalkyleter og en prosess for den selektive fjerningen av H<sub>2</sub>S fra gassformige blandinger inneholdende H<sub>2</sub>S og CO<sub>2</sub> ved anvendelse av en absorbentløsning omfattende alkylaminoalkyloksyalkoholmonoalkyleter.

Den foreliggende oppfinnelsen vedrører en absorbentsammensetning som angitt i krav 1 og en fremgangsmåte som angitt i krav 11 for selektiv absorpsjon av én eller mer gassformig syrekomponent(er) fra en normalt gassformig blanding inneholdende nevnte gassformig syrekomponent(er) og gassformige ikke-syrekomponenter og CO<sub>2</sub> ved anvendelse av absorbentsammensetningen.

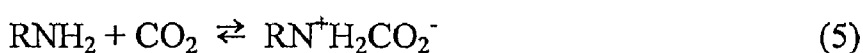
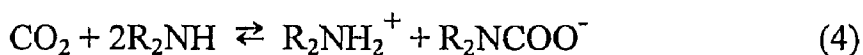
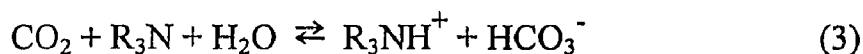
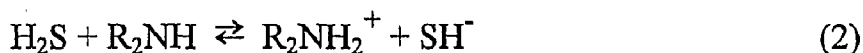
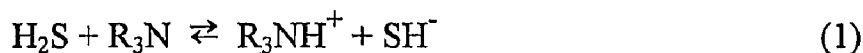
#### Beskrivelse av relatert teknikk

Det er velkjent innen teknikken å behandle gasser og væsker, så som blandinger inneholdende syregasser, inkludert CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, HCN, COS og oksygen og svovelderivater av C<sub>1</sub> til C<sub>4</sub> hydrokarboner, med aminløsninger for å fjerne disse syregassene. Aminet kontakter vanligvis syregassene og væskene som en vandig løsning inneholdende aminet i et absorpsjonstårn hvor den vandige aminløsningen kommer i motstrøms kontakt med syrefluidet.

Behandling av syregassblandingen inneholdende, bl.a. CO<sub>2</sub> og H<sub>2</sub>O, med aminløsninger fører typisk til den samtidige fjerning av en vesentlig mengde av både CO<sub>2</sub> og H<sub>2</sub>S. For eksempel brukes, i en slik prosess generelt referert til som "vandig aminprosess", relativt konsentrerte aminløsninger. En nylig forbedring av denne prosessen innebærer bruk av sterisk hindrede aminer, som beskrevet i USP 4112052, for å oppnå nesten fullstendig fjerning av syregasser, så som CO<sub>2</sub> og H<sub>2</sub>S. Denne prosesstypen kan brukes hvor partialtrykk for CO<sub>2</sub> og relaterte gasser er lave. En annen prosess som ofte brukes for spesialiserte applikasjoner, hvor partialtrykket for CO<sub>2</sub> er ekstremt høyt og/eller hvor mange syregasser er til stede, f.eks. H<sub>2</sub>S, COS, CH<sub>3</sub>SH og CS<sub>2</sub>, innebærer bruk av et amin i kombinasjon med en fysisk absorbent, generelt referert til som "ikke-vandig løsningsmiddelprosess". En forbedring av denne prosessen innebærer bruk av sterisk hindrede aminer og organiske løsningsmidler som fysisk absorbent, slik som beskrevet i USP 4112051. Behandling av syregasser er også kjent fra US 4417075A, US 9471138 A og US 4665195 A.

Det er imidlertid ofte ønskelig å behandle syregassblandingen, inneholdende både CO<sub>2</sub> og H<sub>2</sub>S, for så å fjerne H<sub>2</sub>S selektivt fra blandingen, og dermed minimere fjerning av CO<sub>2</sub>. Selektiv fjerning av H<sub>2</sub>S fører til et relativt høyt H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> forhold i den separerte syregassen, som forenkler omdanning av H<sub>2</sub>S til elementært svovel ved anvendelse av Claus-prosessen.

De typiske reaksjoner for vandige sekundære og tertiære aminer med CO<sub>2</sub> og H<sub>2</sub>S kan representeres som følger:



hvor i hver R er et organisk radikal som kan være like eller forskjellige og kan substituertes med en hydroksygruppe. Ovenstående reaksjoner er reversible, og partialtrykk for både CO<sub>2</sub> og H<sub>2</sub>S er således viktig i bestemmelse av i hvilken grad ovenstående reaksjoner skal skje.

Mens selektiv H<sub>2</sub>S-fjerning er anvendbar på et antall gassbehandlingsoperasjoner, inkludert behandling av hydrokarbongasser fra skiferpyrolyse, raffinerigass og naturgass som har lavt H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub>-forhold, er det spesielt ønskelig i behandling av gasser, hvori partialtrykket for H<sub>2</sub>S er relativt lavt sammenlignet med det for CO<sub>2</sub>, pga. at aminets kapasitet til å absorbere H<sub>2</sub>S fra sistnevnte type gasser er svært lavt. Eksempler på gasser med relativt lave partialtrykk av H<sub>2</sub>S inkluderer syntesegasser laget ved kullgassfikasjon, halegasser fra svovelanlegg og drivstoffgasser med lavt Joule-innhold som man møter i raffinerier hvor tung restolje termisk omdannes til væsker og gasser med lavere molekylevekt.

Selv om det er kjent at løsninger av primære og sekundære aminer, så som mono- etanolamin (MEA), dietanolamin (DEA), dipropanolamin (DPA), og hydroksyetoksyetylamin (DGA), både absorberer H<sub>2</sub>S- og CO<sub>2</sub>-gass, har de ikke vist seg spesielt tilfredsstillende for preferensiell absorpsjon av H<sub>2</sub>S og eksklusjon av CO<sub>2</sub> fordi aminene gjennomgår en lett reaksjon med CO<sub>2</sub> for å danne karbamater, som vist i ligninger 5 og 6.

Diisopropanolamin (DIPA) er relativt unikt blant sekundære aminalkoholer ved at den har blitt industrielt anvendt alene eller med et fysikalsk løsningsmiddel så som sulfolan, for selektiv fjerning av H<sub>2</sub>S fra gasser som inneholder H<sub>2</sub>S og CO<sub>2</sub>, men kontakttider må holdes relativt korte for å få fordel av den raskere reaksjonen for H<sub>2</sub>S med amin sammenlignet med hastigheten for CO<sub>2</sub>-reaksjon vist i ligninger 2 og 4 ovenfor.

I 1950 viste Frazier og Kohl, *Ind. and Eng. Chem.*, 42, 2288 (1950) at det tertiære aminet, metyldietanolamin (MDEA), har en høy selektivitetsgrad mot H<sub>2</sub>S absorpsjon i forhold til CO<sub>2</sub>. Denne større selektiviteten ble knyttet til den relativt langsomme kjemiske reaksjon for CO<sub>2</sub> med tertiære aminer sammenlignet med den raske kjemiske reaksjonen for H<sub>2</sub>S. Den kommersielle nyttebarheten av MDEA er imidlertid begrenset, pga. dens begrensede kapasitet for H<sub>2</sub>S-belastning, og dens begrensede evne til å redusere H<sub>2</sub>S-innholdet til det nivået, ved lavere trykk, som er nødvendig for f.eks. behandling av syntetiske gasser laget ved kullgassifikasjon.

Nylig viste UK Patent publikasjonsnr. 2017524A fra Shell at løste vandige løsninger av dialkylmonoalkanolaminer, og spesielt dietylmonoetanolamin (DEAE), har høyere selektivitet og kapasitet for H<sub>2</sub>S-fjerning ved høyere belastningsnivåer enn MDEA-løsninger. Ikke desto mindre er selv DEAE ikke svært effektiv for den lave H<sub>2</sub>S-belastningen som man hyppig møter i industrien. Dessuten har DEAE et kokepunkt på 161 °C, og som sådan er det karakterisert til å være en aminoalkohol med lavt kokepunkt, og er relativt svært flyktig. Slike stoffer med høy flyktighet vil i de fleste gassscrubbingsbetingelsene føre til store materialtap, med påfølgende tap av økonomiske fordeler.

US Patentnr. 4405581; 4405583 og 4405585 viser bruk av sterkt sterisk hindrede aminforbindelser for selektiv fjerning av H<sub>2</sub>S i nærvær av CO<sub>2</sub>. Sammenlignet med vandig metyldietanolamin (MDEA) fører sterk sterisk hindrede aminer til svært mye høyere selektivitet ved høye H<sub>2</sub>S-belastninger.

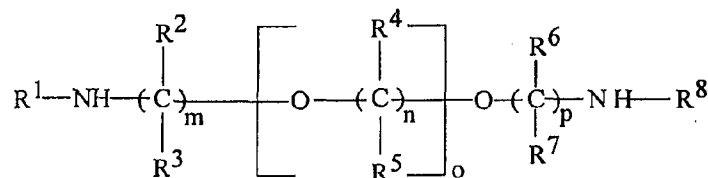
USP 4487967 viser en katalytisk syntetisk prosess for selektiv fremstilling av sterkt sterisk hindrede sekundære amineteralkoholer, ved å la en primær aminforbindelse reagere med en polyalkenyleterglykol i nærvær av en hydrogeneringskatalysator ved høyere temperatur og trykk.

USP 4665195 viser en katalytisk syntese prosess for produksjon av di-amin-polyalkenyletere ved å la (a) én eller flere av sykliske eller heterosykliske aminfor-

bindelser reagere med (b) én eller flere polyalkenyleterglykoler eller polyalkenylaminoeteralkoholer i nærvær av en hydrogeneringskatalysator ved høyere temperaturer og trykk.

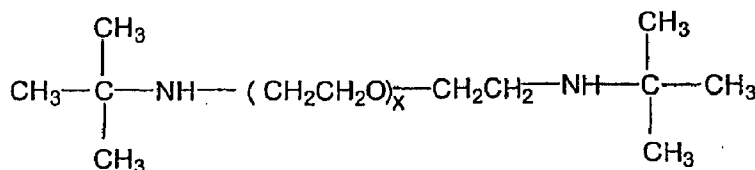
Sammensetningen av BTEE har blitt vist i USP 4405583 og syntetisert fra tertiærbutylamin og bis-(2-kloretoksy)-etan. Imidlertid lider en vandig BTEE-løsning av faseparasjon under regenereringsbetingelser (omtrent 110 °C). EEETB er vist som en ny materialsammensetning i USP 4471138 og kan fremstilles fra tertiærbutylamin og kloretoksyetoksyetanol. EEETB i vandig løsning kan brukes for den selektive fjerning av H<sub>2</sub>S i nærvær av CO<sub>2</sub>. Imidlertid gir BTEE/EEETB-blandingen en bedre selektivitet og høyere kapasitet for H<sub>2</sub>S enn EEETB. Blandingen har ikke faseparasjon under regenereringsbetingelser, dvs. denne blandingen overkommer faseparasjonsproblemet til BTEE. BTEE/EEETB-blandingen gir også en høyere selektivitet for H<sub>2</sub>S enn de observert med sterkt sterisk hindrede aminer, f.eks. etoksyetanol-tertiær-butylamin (EETB), beskrevet i US Patentnr. 4405581 og 4405585.

USP 4417075 viser en klasse av di-sekundære aminetere av formelen

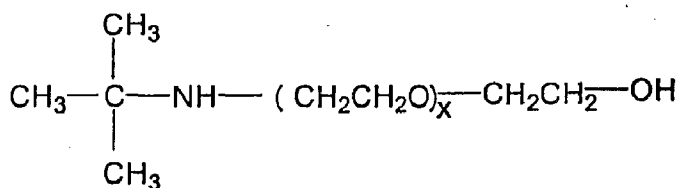


hvor R<sup>1</sup> og R<sup>8</sup> er hver seg uavhengige valgt fra gruppen bestående av primæralkyl som har 1- 8 karbonatomer, og primær hydroksyalkyl som har 2-8 karbonatomer, sekundære alkyl- og sekundære hydroksyalkylradikaler som har 3-8 karbonatomer, tertiære alkyl og tertiære hydroksyalkylradikaler som har 4-8 karbonatomer, R<sup>2</sup>, R<sup>3</sup>, R<sup>4</sup>, R<sup>5</sup>, R<sup>6</sup> og R<sup>7</sup> velges hver seg uavhengig fra gruppen bestående av hydrogen, C<sub>1</sub>-C<sub>3</sub> alkyl og hydroksyalkylradikaler, med det forbehold at R<sup>2</sup>, R<sup>3</sup> og R<sup>7</sup> er C<sub>1</sub> til C<sub>4</sub> alkyl eller hydroksyalkylradikaler når R<sup>1</sup> og R<sup>8</sup> er primære alkyl- eller hydroksyalkylradikaler og minst en av R<sup>2</sup> eller R<sup>3</sup> og R<sup>7</sup> er C<sub>1</sub> - C<sub>3</sub> alkyl- eller hydroksyalkylradikaler når R<sup>1</sup> og R<sup>8</sup> er sekundære alkylradikaler, m, n og p er et positivt heltall som strekker seg fra 2-4 og a er enten null eller et positivt heltall som strekker seg fra 1-10. Disse forbindelsene er nyttige i den selektive fjerningen av H<sub>2</sub>S fra gassformige blandinger inneholdende H<sub>2</sub>S og CO<sub>2</sub>.

USP 4894178 viser en blanding av to sterkt hindrede aminer med den følgende formelen:



5



med x som et heltall som strekker seg fra 2-6, og vektforholdene av det første aminet til det andre aminet spenner fra 0,43:1 til 2,3:1. Denne blandingen kan fremstilles i et-trinnssyntesen, ved den katalytiske tertiær-butylamineringen til polyalkenyleterglykolet, HO-(CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>O)<sub>x</sub>-CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>-OH. For eksempel kan en blanding av en bis(tertiær-butylaminetoksy) etan (BTEE) og etoksyetoksyetanol-tertiær-butylamin (EEETB) oppnås ved den katalytiske tertiær-butylamineringen av trietylenglykol.

#### 15 Beskrivelse av figurene

Figur 1 er et diagrammatisk flyttediagram som illustrerer en absorpsjon-regenereringsenhet for selektiv fjerning av H<sub>2</sub>S fra gassformige strømmer inneholdende H<sub>2</sub>S og CO<sub>2</sub>.

20 Figur 2 presenterer effekten av temperatur på syntesen av metoksyetoksyetanol-t-butylamin fra t-butylamin og dietylenglykolmonometyleter.

Figur 3 sammenligner nivået av produktfremstilling fra den katalytiske reaksjonen av metyl-, etyl- og butyldekket dietylenglykol og monometyl-dekket trietylenglykol med t-butylamin ved 225 °C.

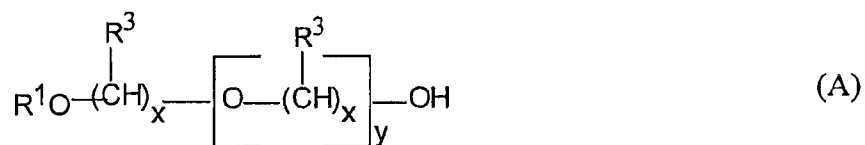
25 Figur 4 sammenligner nivået av produktfremstilling fra den katalytiske reaksjonen av trietylenglykol og monometyl-dekket trietylenglykol med t-butylamin ved 225 °C.

### Oppsummering av oppfinnelsen

Den foreliggende oppfinnelsen er rettet mot en absorbent som angitt i krav 1, laget ved den katalytiske alkylamineringen av en endedekket, kortkjedet alkyloksyglykol, dvs. en kortkjedet alkyloksyalkoholmonoalkyleter, eller en langkjedet polyalkylen-  
 5 glykol, som begge motstår syklisering, mot absorbenten i og for seg, hvor slike absorbenter kan brukes for den selektive absorpsjonen av en eller flere gassformige syrekomponent(er) (f.eks. H<sub>2</sub>S) fra gassformige blandinger inneholdende nevnte gassformige syrekomponent(er) og gassformige ikke-syrekomponenter og CO<sub>2</sub>.

### Detaljert beskrivelse av oppfinnelsen

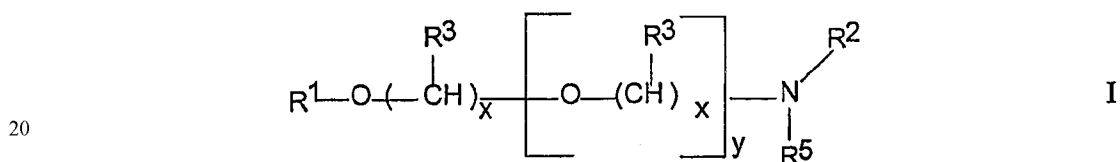
- 10 Slike absorpsjonsmidler som er beskrevet ovenfor, kan fremstilles ved at en alkylaminalkyloksy (alkohol) monoalkyleter fremstilles ved katalytiske reaksjoner av en alkyloksyalkoholeter av formelen:



- 15 med et alkylamin med formelen



for å gi et produkt med formelen:



x er 2 eller 3;

y er 1 eller 2;

R<sup>1</sup> er en C<sub>1</sub>-C<sub>9</sub> alkyl;

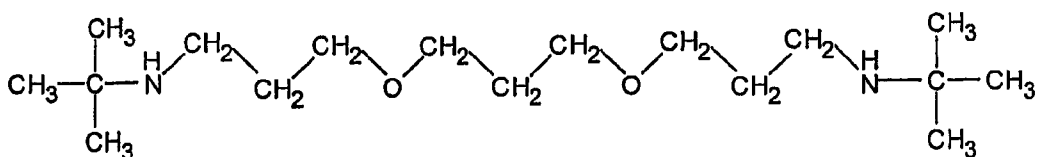
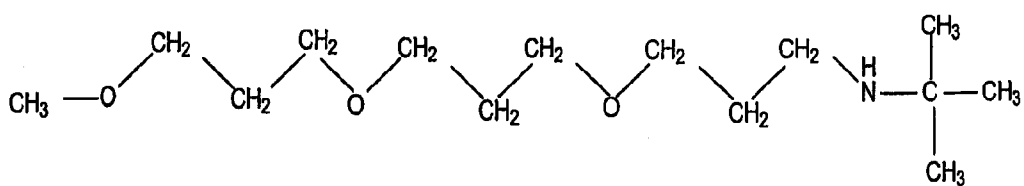
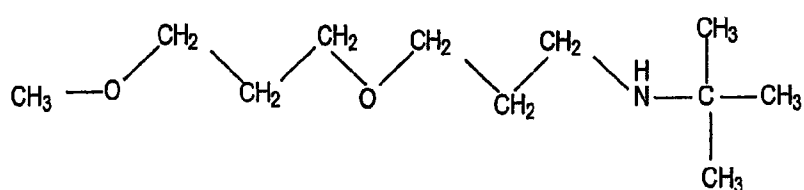
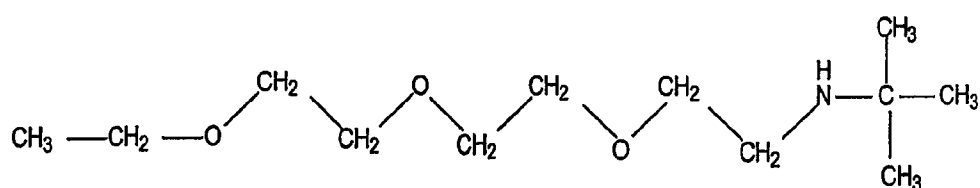
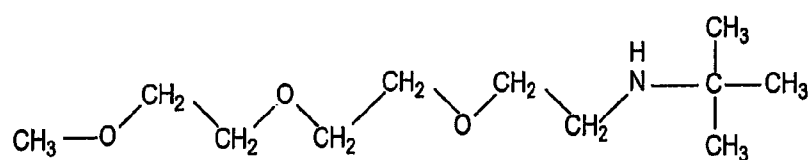
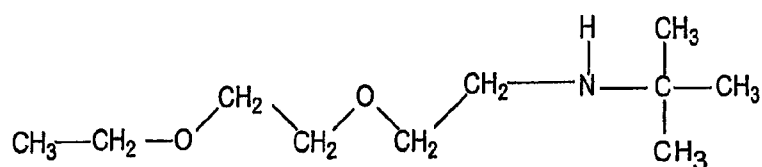
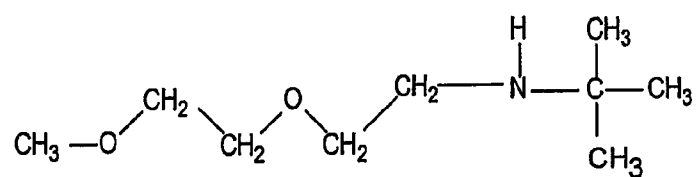
7

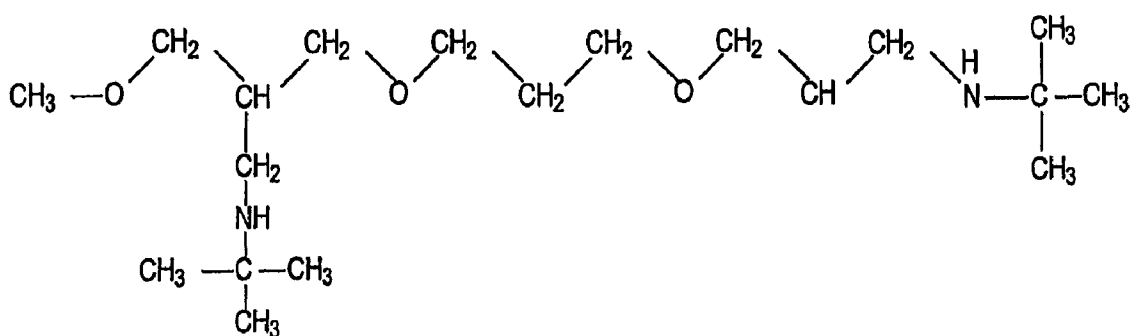
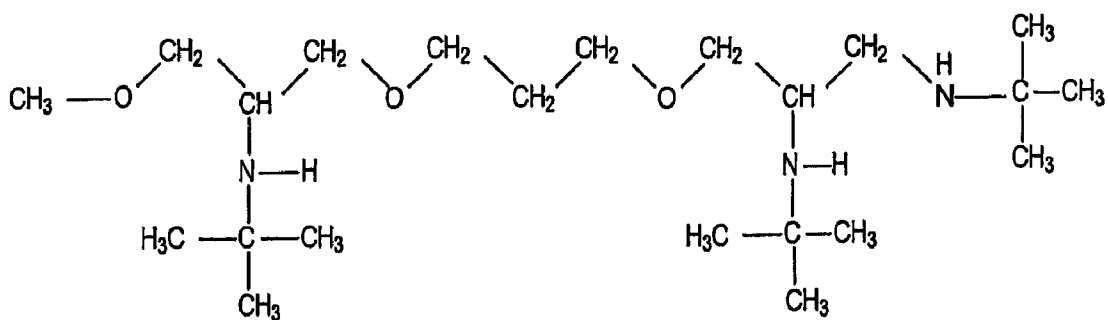
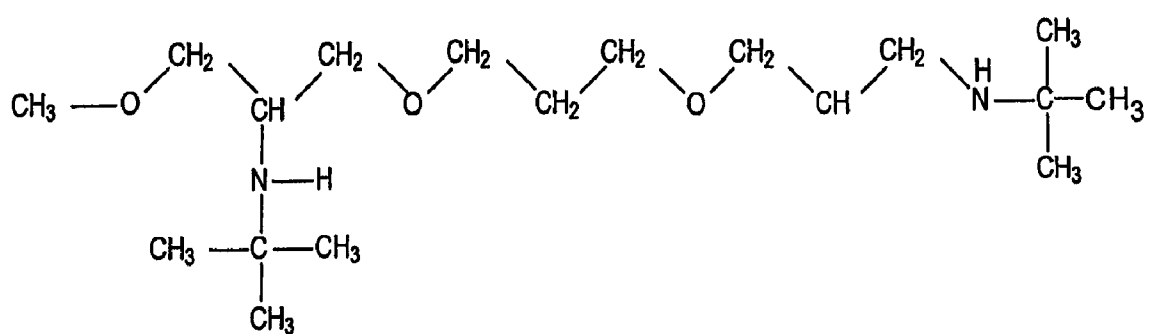
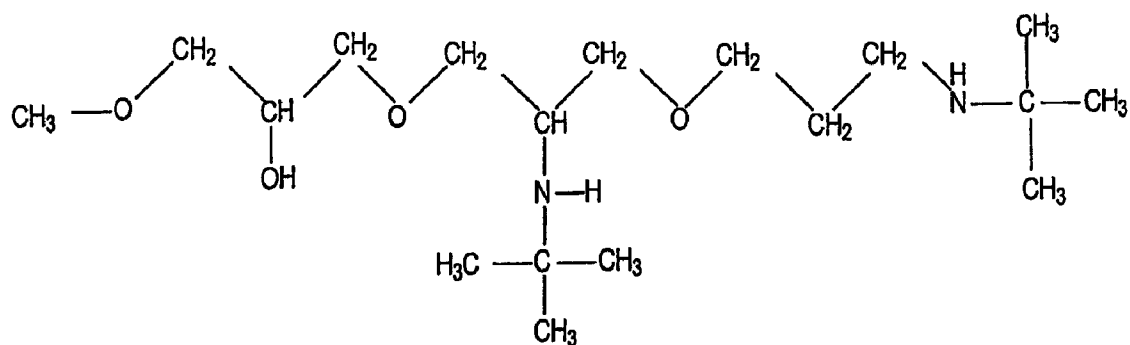
$R^2$  er en  $C_3$ - $C_9$  rett eller forgrenet alkyl, fortrinnsvis en  $C_3$ - $C_6$  rett eller forgrenet alkyl, mer foretrukket en  $C_3$ - $C_4$  rett eller forgrenet alkyl, hvori N er bundet til  $R^2$  gjennom et sekundært eller tertiært karbonatom, mest foretrukket det tertiære karbonatomet av tert-butylradikal;

5  $R^5$  er hydrogen; og

$R^3$  er H.

Ønskelige produkter inkluderer, som et eksempel:





Den katalytiske amineringsprosessen i et-trinnssyntesen herav utføres under hydrogentrykk ved en temperatur som strekker seg fra omtrent 160 °C til omtrent 525 °C, fortrinnsvis fra omtrent 180 °C til omtrent 400 °C, og mest foretrukket fra omtrent 190 °C til omtrent 250 °C.

Reaktortrykket kan strekke seg fra omtrent 3,4 til omtrent 206,8 bar, fortrinnsvis fra omtrent 6,9 til omtrent 68,9 bar, og mest foretrukket fra omtrent 10,3 til omtrent 51,7 bar.

5 Reaktoren som anvendes, kan inkludere en hvilken som helst egnet beholder som er i stand til å motstå trykkene, som er nødvendig for å utføre amineringsprosessen. Fortrinnsvis, i amineringen føres reaktantene over et fast sjikt av katalysatoren, enten medstrøms eller motstrøms. Andre reaktorer som er egnet for anvendelse her, inkluderer bevegende sjiktsreaktorer, og kontinuerlig omrøringsreaktorer. F.eks., i en kontinuerlig omrøringsreaktor sirkuleres katalysatoren og reaktantene  
10 og reaksjonsproduktet føres gjennom reaksjonsbeholderen ved en regulert hastighet.

Hydrogeneringskatalysatoren brukt i amineringsprosessen her kan inkludere en hvilken som helst av de kjente hydrogeneringskatalysatorene. Illustrerende hydrogeneringskatalysatorer inkluderer platina, palladium og andre edelmetaller, så som  
15 ruthenium, rhodium, osmium og iridium avsatt på inerte bærere så som karbon, silika, alumina eller andre ildfaste oksider, Raneynikkel, nikkel-på-kieselgur, nikkel-på-inert bærer, massivt nikkel eller nikkel-kobolt eller nikkel-kobolt-kobber kopresipitert med silikat og/eller aluminiumsalter som har alumina eller kieselgurbærere. Foretrukne katalysatorer inkluderer kopresipitert nikkel, nikkel-kobolt og nikkel-  
20 kobolt-kobber båret på silika, alumina eller en blanding derav. Også foretrukket er platina båret på alumina. Enda mer foretrukket er katalysatorer som har økte konsentrasjoner av nikkel, omtrent 40 % til 70 % nikkel, ved vekt. Siden foretrukne katalysatorer inkluderer de massivt-metall kopresipiterte hydrogeneringskatalysatorene beskrevet i US patentnumre 3697445; 425394; 4251672; 4263173; 4263225;  
25 4273680; 4273939; 4307248; 4318829; og de metallkopresipiterte katalysatorene inneholdende aluminium og silika vist og krevd i US serienumre 388966 og 388967. Det er foretrukket at katalysatorene reduseres eller aktiveres av en reluktant, så som hydrogen før anvendelse i amineringsreaksjonen. Denne reduksjonen eller aktiveringen utføres typisk ved å føre hydrogen over katalysatoren ved temperaturer  
30 som strekker seg fra 175 °C til omtrent 400 °C, fortrinnsvis 200 °C til omtrent 350 °C.

Konsentrasjonen av hydrogeneringskatalysatoren er den som er katalytisk effektiv og den mengden vil generelt strekke seg fra omtrent 0,1 til omtrent 10 vektprosent basert på vekten av reaktantladningen. De normale forbehandlingsbetingelsene og håndteringen av hydrogeneringskatalysatoren bør praktiseres for de som er fagfolk innen teknikken vedrørende hydrogeneringskatalysatorer. Molforholdet for aminforbindelsen til polyalkenyleterglykolet anvendt her strekker seg fra 1,2:1 til 4:1.

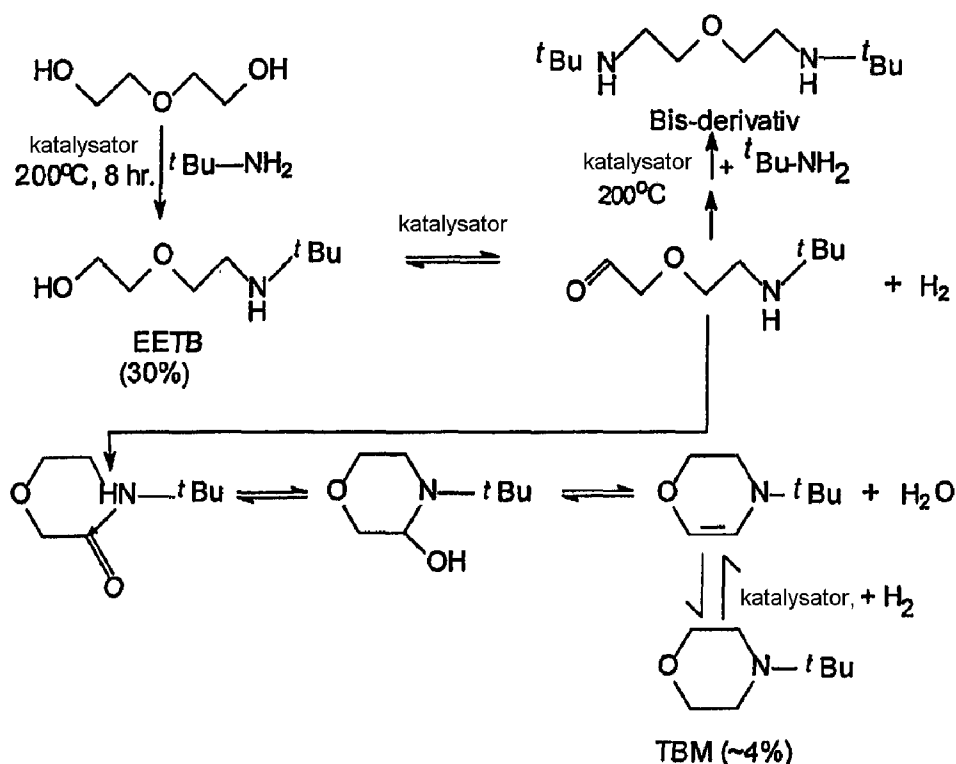
For formålene av denne oppfinnelsen kan det være ønskelig å inkludere et inert løsningsmiddel i reaksjonsmediet. Fortrinnsvis er løsningsmidlet et løsningsmiddel, så som en syklisk eller lineær eter, eller en hydrokarboninnholdende forbindelse, hvor reaktantene vil oppløses. Løsningsmidlet bør være av relativt lav molekylvekt, for å gjøre det lettere med dets fjerning fra reaksjonsproduktet. Mengden av løsningsmidlet kan variere, men vil generelt strekke seg fra omtrent 10 til 50 vektprosent, fortrinnsvis fra 15 til 30 vektprosent, basert på vekten av reaktantene som brukes. Foretrukne løsningsmidler inkluderer tetrahydrofuran, dimetyleter fra etylenglykol og toluen.

Reduksjon av katalysatoren kan utføres på stedet mens prosessen gjennomføres i nærvær av hydrogen.

Straks reaksjonen har blitt fullført, kan reaksjonsproduktblandingen på en hensiktsmessig måte gjenvinnes ved kjente teknikker, så som løsningsmiddelfordampning, fordampning av flyktige komponenter, destillasjon o.l.

En foretrukket syntese benytter katalysatoren som beskrevet i PCT/US2005/003062, hvori katalysatoren omfatter et katalytisk aktivt metall på en bærer, den metallastede katalysatoren er karakterisert ved å ha et BET-overflateareal i området av omtrent 50 til omtrent 1200 m<sup>2</sup>/g, bæreren er karakterisert ved å ha et mikroporevolum over omtrent 0,05 cm<sup>3</sup>/g, den metallastede katalysatoren utviser en porestørrelsesfordeling, når normalisert for porer, på 19,99 nm eller mindre for omtrent 30 % eller mer, med porer opp til 4,99 nm, og porene på 5 til opp til 19,99 nm som utgjør resten. Prosessen benytter et initielt hydrogentrykk ved romtemperatur fra 0 til 20,7 bar, en temperatur på omtrent 150 °C til omtrent 350 °C, et totalt reaktortrykk ved driftstemperatur fra 3,4 til 103,4 bar, en reaksjonstid fra 0,5 til 24 timer, og et molforhold av reaktant i formel B til reaktant av formel (A) på 2:1 til 5:1, fortrinnsvis 2:1 til 4:1, mer foretrukket 2:1 til 3:1. Fortrinnsvis er katalysatormetallet nikkel, katalysatoren omfatter omtrent 2,5 til omtrent 80 % redusert metall, basert på hele den reduserte katalysatoren.

Fordelen ved alkylaminoalkyloksyalkyletere er at deres syntese er mer effektiv enn den for etylksyetanol-t-butylamin (EETB), fordi uønskede biprodukter ikke blir dannet når det startes med f.eks. dietylenglykolmonoalkyletere mot syntesen av etoksyetanol-t-butylamin (EETB), som starter med dietylenglykol (DEG). I syntesen av EETB fra DEG og t-butylamin i nærvær av en katalysator, etter t-butylaminering av den første hydroksylgruppen til DEG fører dehydrogenering av den andre hydroksylgruppen i aldehydet til rask syklisering, med dannelse av Schiff-Base/azometin som hydrogeneres til t-butylmorfolin (TBM), som er et uønsket sideprodukt, og en liten mengde av bis-derivat (di-t-butylaminoetyleter). Dette er skissert nedenfor:



I syntesen av EETB med anvendelse av nikkelkatalysator, er omdanning begrenset til omtrent 30 % pga. den negative økonomien knyttet til TBM-dannelse. Når nikkelkatalysatoren av PCT/US 2005/003062 brukes, reduseres omdanning til TBM og EETB-fremstilling når opp til omtrent 60 %.

Ved å starte med materialet av formel A, kan ikke det uønskede sykliseringsbiproduktet TBM dannes, og dessuten kan heller ikke bis-derivat dannes, derfor kan 90 % + omdanning til ønsket produkt oppnås i løpet av 6 timer mot de tidligere 8 timene brukt for å oppnå kun 30 til 60 % produktutbytte. Videre, når det startes med materiale av formel A, er det ikke nødvendig å utføre den til nå benyttede de-

stillasjons-/renseprosedyren som er nødvendig for å gjenvinne de ønskede produktene fra uønskede biprodukter.

Absorbentene beskrevet ovenfor utviser høy selektivitet for gassformig syrekomponent, f.eks. H<sub>2</sub>S-fjerning og opprettholder deres høye selektivitet og belastningskapasitet selv etter regenerering.

Absorbentene benyttes for den selektive absorpsjonen av én eller flere gassformige syrekomponenter (f.eks. H<sub>2</sub>S) fra en normalt gassformig blanding inneholdende slike gassformige syrekomponenter (f.eks. H<sub>2</sub>S) og gassformige ikke-syrekomponent og CO<sub>2</sub>, som omfatter å:

- 10 (a) kontakte nevnte normalt gassformige blanding med en absorbentløsning, karakterisert til å være i stand til å selektivt absorbere gassformig syrekomponent (f.eks. H<sub>2</sub>S) fra nevnte blanding;
- (b) regenerere, i det minste delvis, nevnte absorbentløsning inneholdende gassformig syrekomponent, (f.eks. H<sub>2</sub>S); og
- 15 (c) resirkulere den regenererte løsningen for den selektive absorpsjonen av gassformige syrekomponenter (f.eks. H<sub>2</sub>S) ved kontaktering som i trinn (a).

Fortrinnsvis utføres regenereringstrinnet ved å varme og strippe, og mer fortrinnsvis oppvarming og stripping med damp.

Uttrykket "absorbentløsning" som brukt her inkluderer løsninger hvor aminforbindelsen oppløses i et løsningsmiddel valgt fra vann eller en fysikalsk absorbent eller blandinger derav. Løsningsmidler som er fysikalske absorbenter (i motsetning til aminforbindelsene, som er kjemiske absorbenter) er f.eks. beskrevet i USP 4112051, og inkluderer f.eks. alifatiske syreaminer, N-alkylerte pyrrolidoner, sulfoner, sulfoksider, glykoler og mono- og dieterer derav. De foretrukne fysikalske absorbentene her er sulfoner, og mer spesielt sulfolat. Det foretrukne flytende mediet omfatter vann.

Absorbentløsningen har normalt en konsentrasjon av aminforbindelse på omtrent 0,1 til 6 mol/l av den totale løsningen, og fortrinnsvis 1 til 4 mol/l, primært avhengig av den spesifikke aminforbindelsen som brukes og løsningsmiddelsystemet som brukes. Dersom løsningsmiddelsystemet er en blanding av vann og fysikalsk absor-

bent, kan den effektive mengden av den fysikalske absorbenten som brukes, variere fra 0,1 til 5 mol/l av total løsning, og fortrinnsvis fra 0,5 til 3 mol/l, hovedsakelig avhengig av typen aminforbindelse som benyttes. Aminforbindelsens avhengighet av konsentrasjonen til den særskilte forbindelsen som brukes er signifikant, siden øking av konsentrasjonen av aminforbindelsen kan redusere basisiteten for absorbentløsningen, og derved på en skadelig måte påvirke dens selektivitet for H<sub>2</sub>S-fjerning, spesielt dersom aminforbindelsen har en spesifikk vandig løselighetsgrense, som vil bestemme maksimale konsentrasjonsnivåer innenfor området gitt ovenfor. Det er derfor viktig at det riktige konsentrasjonsnivået som egner seg for hver særskilte aminforbindelse opprettholdes for å sikre tilfredsstillende resultater.

Slike løsninger kan inkludere en rekke additiver typisk anvendt i selektive gassfjerningsprosesser, f.eks. antiskummingsmidler, antioksidanter, korrosjonsinhibitorer o.l. Mengden av disse additivene vil typisk være i området hvor de er effektive, dvs. en effektiv mengde.

Dessuten kan aminforbindelsene beskrevet her sammenblandes med andre aminforbindelser som en blanding. Forholdet av de respektive aminforbindelsene kan variere sterkt, f.eks. fra 1 til 99 vektprosent av aminforbindelsene beskrevet her.

Tre karakteristikkene som er av ytterste betydning her i bestemmelse av effektiviteten av aminforbindelsene for H<sub>2</sub>S-fjerning, er "selektivitet", "belastning" og "kapasitet". Uttrykket "selektivitet", som brukt gjennom hele spesifikasjonen, er definert ved den følgende molforholdsfraksjonen:

$$\frac{(\text{mol H}_2\text{S/mol CO}_2) \text{ i væskefase}}{(\text{mol H}_2\text{S/mol CO}_2) \text{ i gassfase}}$$

Jo høyere denne fraksjonen er desto høyere er selektiviteten for absorbentløsningen for H<sub>2</sub>S i gassblandingen.

Med uttrykket "belastning" menes konsentrasjon av H<sub>2</sub>S- og CO<sub>2</sub>-gasser, fysisk oppløst og kjemisk kombinert i absorbentløsningen, som uttrykt i mol per gass/mol av aminet. De beste aminforbindelsene er de som utviser god selektivitet opp til et relativt høyt belastningsnivå. Aminforbindelsene brukt i praktiseringen av den foreliggende oppfinnelsen har typisk en "selektivitet" på hovedsakelig ikke mindre enn 10 ved en "belastning" på 0,1 mol, fortrinnsvis en "selektivitet" på ikke vesentlig

mindre enn 10 ved en belastning på 0,2 eller flere mol av  $H_2S$  og  $CO_2$  per mol av aminforbindelsen.

5 "Kapasitet" defineres som mol  $H_2S$  lastet inn i absorbentløsningen ved slutten av absorpsjonstrinnene minus mol lastet inn i absorbentløsningen før slutten av desorpsjonstrinnene. Høy kapasitet gjør det mulig å redusere mengden av aminløsning som skal sirkuleres og bruke mindre varme eller damp under regenerering.

10 Syregassblandingen inkluderer her nødvendigvis  $H_2S$ , og kan eventuelt inkludere andre gasser, så som  $CO_2$ ,  $N_2$ ,  $CH_4$ ,  $H_2$ ,  $CO$ ,  $H_2O$ ,  $COS$ ,  $HCN$ ,  $C_2H_4$ ,  $NH_3$  o.l. Ofte finnes slike blandinger i forbrenningsgasser, raffinerigasser, bygass, naturgass syngass, vanngass, propan, propylen, tunge hydrokarbongasser, osv. Absorbentløsningen her er spesielt effektiv når den gassformige blandingen er en gass, f.eks. oppnådd fra skiferoljeretorte, kullkondensasjon eller gassifikasjon, gassifikasjon av tungolje med damp, luft/damp eller oksygen/damp, termisk omdanning av tung restolje til væsker og gasser med lavere molekylvekt, f.eks. fluidkoksanlegg, fleksio-

15 koksanlegg, eller forsinket koksanlegg eller i renseoperasjoner for halegass i svovelanlegg.

Absorpsjonstrinnet innebærer generelt kontaktering av den normalt gassformige strømmen med absorbentløsningen i en hvilken som helst kontakteringsbeholder. I slike prosesser kan den normalt gassformige blandingen inneholdende  $H_2S$  og  $CO_2$ ,

20 hvorfra  $H_2S$  skal selektivt fjernes, bringes i intim kontakt med absorbentløsningen ved anvendelse av konvensjonelle midler, så som et tårn pakket med forskjellige ringer eller siktplater, eller en boblereaktor. Andre syregassformige komponenter vil også bli preferensielt fjernet, sammenlignet med  $CO_2$ .

I en typisk modus utføres absorpsjonstrinnet ved å mate den normalt gassformige blandingen inn i den lavere delen av absorpsjonstårnet, mens den ferske absorbentløsning mates inn i det øvre området av tårnet. Den gassformige blandingen, som er hovedsakelig frigjort for  $H_2S$ , går ut fra den øvre delen av tårnet, og den lastede absorbentløsningen, som inneholder det selektivt absorberte  $H_2S$ , forlater tårnet i nærheten av eller ved bunnen. Fortrinnsvis er innløpstemperaturen for absorbentløsningen under absorpsjonstrinnet i området fra omtrent 20 °C til omtrent

30 100 °C, og mer foretrukket fra 30 °C til omtrent 60 °C. Trykk kan variere bredt; akseptable trykk er mellom 0,34 og 138 bar, fortrinnsvis 1,38 til 103,4 bar, og mest foretrukket 1,7 til 68,9 bar i absorbereren. Kontaktingen finner sted under forhold slik at  $H_2S$  selektivt absorberes av løsningen. Absorpsjonsbetingelsene og

apparaturen er konstruert slik at oppholdstiden for væsken i absorberen minimeres for å redusere opptak av CO<sub>2</sub>, mens det samtidig opprettholdes tilstrekkelig oppholdstid for gassblandingen med væske for å absorbere maksimal mengde av H<sub>2</sub>S-gassen. Væskemengden påkrevd for å sirkulere for å oppnå en gitt grad av H<sub>2</sub>S-fjerning, vil avhenge av den kjemiske strukturen og basisiteten til aminforbindelsene, og av partialtrykket for H<sub>2</sub>S i mategassen. Gassblandinger med lave partialtrykk, så som de man møter i termiske omdanningsprosesser, vil kreve mer væske under de samme absorpsjonsbetingelsene, enn gasser med høyere partialtrykk, så som skiferoljeretortegasser.

- 10 En typisk prosedyre for den selektive fasen av H<sub>2</sub>S-fjerning i prosessen omfatter selektiv absorpsjon av H<sub>2</sub>S via motstrømskontakt av den gassformige blandingen, inneholdende H<sub>2</sub>S og CO<sub>2</sub>, med løsning av aminforbindelsen i en kolonne som inneholder et flertall brett ved en lav temperatur, f.eks. under 45 °C, og ved en gasshastighet på minst omtrent 0,9 m/sek (basert på "aktiv" eller ventilert brettoverflate), avhengig av driftstrykket for gass, nevnte brettkolonne har færre enn 20 kontakterende brett, med f.eks. 4 til 16 brett som typisk brukes.

Etter kontaktering av den normalt gassformige blandingen med absorbentløsningen, som blir mettet eller delvis mettet med H<sub>2</sub>S, kan løsningen i det minste delvis regenereres slik at den kan resirkuleres tilbake til absorberen. Som med absorpsjon, finner regenerering sted i en enkel væskefase. Regenerering eller desorpsjon av absorbentløsningen kan utføres ved konvensjonelle måter, så som trykkreduksjon av løsningen eller økning i temperaturen til et punkt hvor det absorberte H<sub>2</sub>S gasses av, eller ved å by-passe løsningen inn til en beholder av tilsvarende oppbygging, som den anvendt i absorpsjonstrinnet, ved den øvre delen av beholderen, og føre en inert gass så som luft eller nitrogen, eller fortrinnsvis damp, oppover gjennom beholderen. Løsningens temperatur under regenereringstrinnet bør være i området fra omtrent 50 °C til omtrent 170 °C, og fortrinnsvis fra omtrent 80 °C til 120 °C, og trykket for løsningen ved regenerering bør spenne fra omtrent 0,034 til omtrent 6,9 bar, fortrinnsvis 0,069 til omtrent 3,4 bar. Absorbentløsningen, etter at den er rensset for minst en del av H<sub>2</sub>S-gassen, kan resirkuleres tilbake til absorpsjonsbeholderen. Påfyllsabsorbent kan tilsettes ved behov.

I den foretrukne regenereringsteknikken, sendes den H<sub>2</sub>S-anrikede løsningen til regeneratoren, hvori de absorberte komponentene strippest av dampen, som genereres ved nytt oppkok av løsningen. Trykk i avgassingsbeholderen og stripperen er vanligvis 0,069 til 3,4 bar, fortrinnsvis 1,03 til omtrent 2,07 bar, og temperaturen

er typisk i området fra omtrent 50 °C til 170 °C, fortrinnsvis omtrent 80 °C til 120 °C. Stripper- og avgassingstemperaturer vil selvsagt avhenge av strippertrykket, således ved omtrent 1,03 til 2,07 bar strippertrykk vil temperaturen være omtrent 80 °C til omtrent 120 °C ved desorpsjon. Oppvarmingen av løsningen som skal regenereres kan på en svært egnet måte effektueres ved hjelp av indirekte oppvarming med lavtrykkdamp. Det er imidlertid også mulig å bruke direkte injeksjon av damp.

I én utførelsesform for praktisering av hele prosessen her, som illustrert i figur 1, blir gassblandingen som skal renses tilført gjennom linje 1 til den lavere delen av en gass-væske motstrøms kontakteringskolonne 2, nevnte kontakteringskolonne har en nedre seksjon 3 og en øvre seksjon 4. Den øvre og nedre seksjonen kan være atskilt ved én eller flere pakkete sjikt, som ønskelig. Absorbentløsningen som beskrevet ovenfor, tilføres den øvre delen av kolonnen gjennom et rør 5. Løsningen som strømmer til bunnen av kolonnen, møter gassen som strømmer motstrøms, og løser opp H<sub>2</sub>S preferensielt. Gassen som er frigjort for det meste av H<sub>2</sub>S, går ut gjennom et rør 6, for endelig bruk. Løsningen, hovedsakelig inneholdende H<sub>2</sub>S og noe CO<sub>2</sub>, strømmer mot bunndelen av kolonnen, hvorfra den slippes ut gjennom rør 7. Løsningen pumpes deretter via en valgfri pumpe 8, gjennom en valgfri varmeveksler og en kjøler 9, avsatt i rør 7, som tillater den varme løsningen fra regeneratoren 12 å vekse varme med kjøle-løsningen fra absorberer eller fra absorberkolonnen 2 for energibesparelse. Løsningen går inn via røret 7 til en avgassingsbeholder 10, utstyrt med en linje (ikke vist) som ventilerer til linje 13 og blir deretter tilført med rør 11 inn i den øvre delen av regeneratoren 12, som er utstyrt med flere plater og effektuerer desorpsjonen av H<sub>2</sub>S- og CO<sub>2</sub>-gasser fraktet sammen med løsningen. Denne syregassen føres igjennom et rør 13 ned til en kondensator 14, hvori kjøling og kondensasjon av vann og aminløsning fra gassen skjer. Gassen går deretter i en separator 15, hvor ytterligere kondensasjon effektueres. En kondensert løsning returneres gjennom røret 16 til den øvre delen av regeneratoren 12. Gassen som blir igjen fra kondensasjonen, som inneholder H<sub>2</sub>S og noe CO<sub>2</sub>, fjernes gjennom rør 17 for endelig avhending (f.eks. til en lufting, eller en forbrenner, eller til en apparatur som omdanner H<sub>2</sub>S til svovel, så som en Klaus-enhet eller en Stretford omdanningsenhet (ikke vist)).

Løsningen frigjøres for det meste av gassen som den har, mens den strømmer nedover gjennom regeneratoren 12 og går ut gjennom rør 18 i bunnen av regeneratoren for overføring til en kjel 19. Kjel 19, utstyrt med en ekstern varmekilde (f.eks. damp injisert gjennom rør 20 og kondensatet går ut gjennom et andre rør (ikke

vist)), fordamper en del av denne løsningen (hovedsakelig vann) for å drive ut ytterligere H<sub>2</sub>S derfra. H<sub>2</sub>S og damp drevet av returneres via rør 21 til den lavere seksjonen av regeneratoren 12 og går ut gjennom rør 13 for inngang inn i kondensasjonstrinnene av gassbehandling. Løsningen som blir igjen i kjelen 19, trekkes ut gjennom rør 22, avkjøles i varmeveksler 9 og tilføres via virkningen av pumpe 23 (valgfri dersom trykket er tilstrekkelig høyt) gjennom rør 5 inn i absorberkolonnen 2.

Typisk vil en gassformig strøm som skal behandles, som har 1:10 molforhold av H<sub>2</sub>S:CO<sub>2</sub> fra en apparatur for termisk omdanning av tung restolje, eller en Lurgi kullgass som har et molforhold av H<sub>2</sub>S til CO<sub>2</sub> på mindre enn 1:10, gi en syregass som har et molforhold av H<sub>2</sub>S:CO<sub>2</sub> på omtrent 1:1 etter behandling med prosessen beskrevet ovenfor. Prosessen her kan brukes sammen med en annen H<sub>2</sub>S-selektiv fjerningsprosess; imidlertid er det foretrukket å utføre denne prosessen alene, siden aminforbindelsene er ekstremt effektive i seg selv i preferensiell absorpsjon av H<sub>2</sub>S.

#### Eksperimentell prosedyre

1. Absorpsjonstester ble utført ved 35 °C på 0,15 M vandig løsning av absorbent ved anvendelse av en testgassblanding av nitrogen:karbondioksid:hydrogensulfid på 89:10:1, i 2 timer.
2. Desorpsjon ble kjørt ved 85 °C i strømmende N<sub>2</sub> i 2 timer ved samme strømningshastighet som testgassblandingen.

#### Tegnforklaring for tabeller og figurer

DEG = dietylenglykol	EETB = etoksyetanol-t-butylamin
TEG = trietylenglykol	MEETB = metoksyEETB
DEGM = dietylenglykolmonometyleter	EEETB = etoksyEETB
TEGM = trietylenglykolmonometyleter	MEEETB = metoksyTEGTB
DEGE = dietylenglykolmonoetyleter	TEGTB = trietylenglykol-t-butylamin
TBM = t-butylmorfolin	Bis-SE = Bis-t-butylaminoDEG
TBA = t-butylamin	BIS-TEGTB = bis-t-butylaminoTEG

ABSORPSJON/REGENERERINGSEKSEMPLER

Tabell 1. SAMMENDRAG AV ABSORPSJONSTESTINGSRESULTATER

Forbindelse	Molekylvekt	Selektivitet	Ladning (%)	Kapasitet (%)	Selektivitets-reabsorpsjon
EETB (USP 4405585)	161,24	15,4	16,3	60	13,3
Bis-SE (USP 4405585)	216,36	16,7	28,2	80	25,2
MEETB	175	56,01	21,57	67,4	59,6
EEETB	189,30	75,4	13,1	89,3	86,7
BEETB	217,35	90,2	16,8	92,5	197,6
MEEETB	219,32	64,4	24,2	98,4	69,7
TEGTB (32,2 %): [Bis-TEGTB] (67,4 %) (USO 4894178)	205,26/260,42	128,2	45,4	82,6	231,2
TBA-NA-(CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -HN-TBA	172,31	26,2	9,8	46	20,2

Selektivitet = (H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub>) i løsning/ (H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub>) i fødegass

5 Ladning = Mol av H<sub>2</sub>S/Mol av forbindelse

Kapasitet = 
$$\frac{\text{Mol H}_2\text{S absorbert av absorbentløsning/Mol H}_2\text{S som forblir etter desorpsjon fra løsning}}{\text{Mol H}_2\text{S absorbert av absorbentløsning}}$$

Som kan ses, har metyl-, etyl- og butylsubstituert dietylen og trietylglykol-t-butylaminer høyere selektivitetsgrader sammenlignet mot EETB og Bis-derivatet i litteraturen, har minst en ekvivalent og i de fleste tilfeller overlegen kapasitet og overlegen selektivitet etter regenerering enn EETB- og Bis-derivatet i litteraturen.

SYNTESEKSEMPLER

a. Tertiær-butylamin (TBA) i en mengde på 109,9 gram ble kombinert med monometyldietylglykol i en mengde på 91,2 g (2:1 molforhold) i en autoklav i nitrogen ved romtemperatur. 0,503 g (0,25 vektprosent av fersk nikkellastet kata-

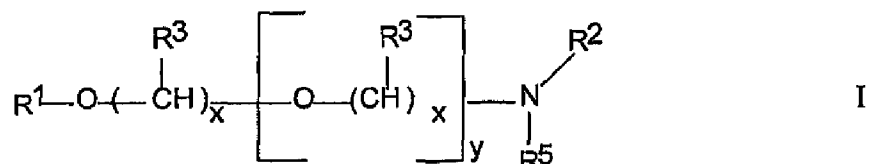
lysator som møter kravene sitert i PCT/US2005/003062 ble brukt og tilsatt autokla-  
ven). Katalysatoren inneholder 64 % nikkel med en reduksjonsgrad på 0,35 (Ek-  
sempel 1 (b) i PCT/US2005/003062). Starthydrogentrykk ved romtemperatur var  
100 psi. Tre separate kjøringar ble utført ved 200 °C, 220 °C og 225 °C med omrø-  
ring ved 1800 rpm, prøvetakinger ble gjort hver time. Resultatet er presentert i  
5 figur 2, som viser at utbyttet ble forbedret med økende temperatur. Når produktut-  
byttet oppnår minst omtrent 80 %, som justert for å ta hensyn til ikke-reagert ter-  
tiær-butylamin, kan avløpet fra reaktoren benyttes i H<sub>2</sub>S-sorpsjonsreaksjonen uten  
rensing eller separasjon, produktet er hovedsakelig fritt for uønsket biprodukt.

10 b. Tertiær-butylamin (TBA) ble reagert separat med deler av monometyldi-  
etylenglykol, monoetyldietylenglykol, monobutyldietylenglykol og monometyltri-  
etylenglykol (2:1 molforhold) ved anvendelse av prosedyren i eksempel (a), men  
ved 225 °C. Ved hvert tilfelle ble produktutbyttet (justert for å ta hensyn til ikke-  
reagert TBA) oppnådd utbytter på 90 % eller mer i løpet av 5 til 7 timer, som pre-  
15 sentert i figur 3. Ved å oppnå dette produksjonsnivået er behovet for separate,  
tidskrevende rensetrinn eliminert.

c. Tertiær-butylamin ble reagert individuelt med trietylenglykol og monome-  
tyltrietylenglykol (2:1 molforhold) og over 25 vektprosent av katalysatoren i ek-  
sempel (a) ved 225 °C. Etter 5 timer ble omtrent 95 % utbytte av monometoksy-  
20 trietylenglykol-t-butylamin produsert. I løpet av de samme 5 timene ble produktut-  
byttet fra trietylenglykolet omtrent 55 % trietylenglykol-t-butylamin og 10-12 %  
bis-trietylenglykol-t-butylamin (for en total på omtrent 65-67 % utbytte). Imidlertid  
over tid, ettersom kjørevarigheten ble forlenget, f.eks. til 22 timer, avtar utbyttet  
av monometyltrietylenglykol ettersom den omdannes til bis-trietylenglykol-t-  
25 butylamin (~33 %) mens utbyttet av bis-trietylenglykol-butylamin øker til omtrent  
63 % utbytte for et kombinert utbytte av omtrent 95 eller mer av ønsket produkt.  
(Figur 4).

**P a t e n t k r a v**

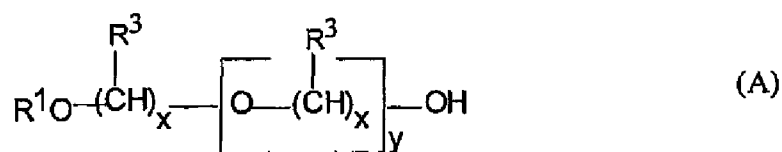
1. Absorpsjonsmiddel for selektiv fjerning av gassformige syrekomponenter fra en gassformig blanding inneholdende nevnte gassformige syrekomponenter og gassformige ikke-syrekomponenter og CO<sub>2</sub>, hvor absorpsjonsmaterialet omfatter materialer av formelen



hvor

- x er 2 eller 3;  
 y er 1 eller 2;  
 R<sup>1</sup> er en C<sub>1</sub>-C<sub>9</sub> alkyl;  
 10 R<sup>2</sup> er en C<sub>3</sub>-C<sub>9</sub> rett eller forgrenet alkyl, hvori N er bundet til R<sup>2</sup> gjennom et sekundært eller tertiært karbonatom av R<sup>2</sup>;  
 R<sup>3</sup> er hydrogen, og  
 R<sup>5</sup> er hydrogen.

2. Fremgangsmåte for fremstilling av absorpsjonsmiddel ifølge krav 1 ved katalytisk å reagere en alkoksyalkohol av formelen



med et alkylamin av formelen

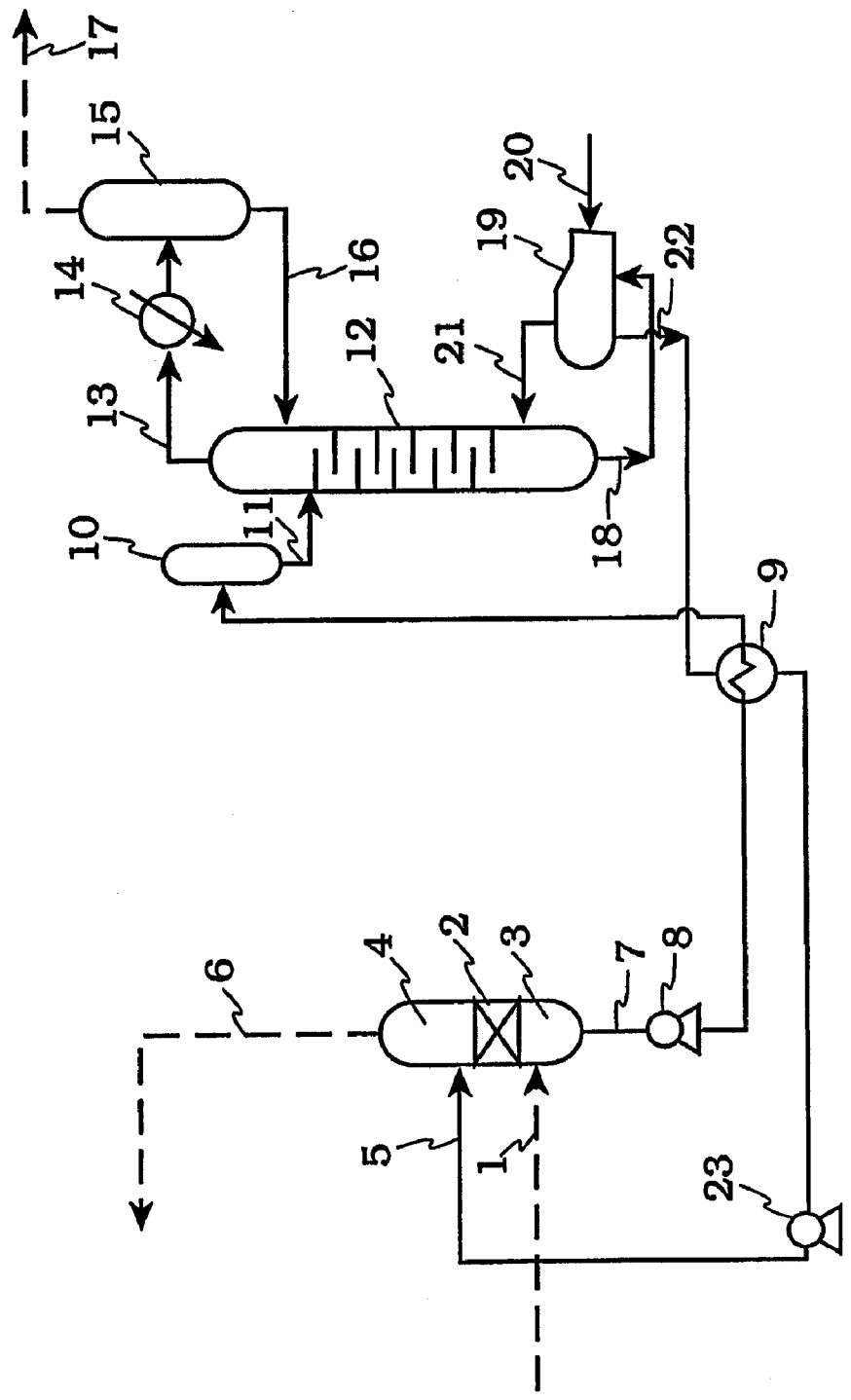


hvor R<sup>1</sup>, R<sup>2</sup>, R<sup>3</sup>, R<sup>5</sup>, x og y er som definert i krav 1.

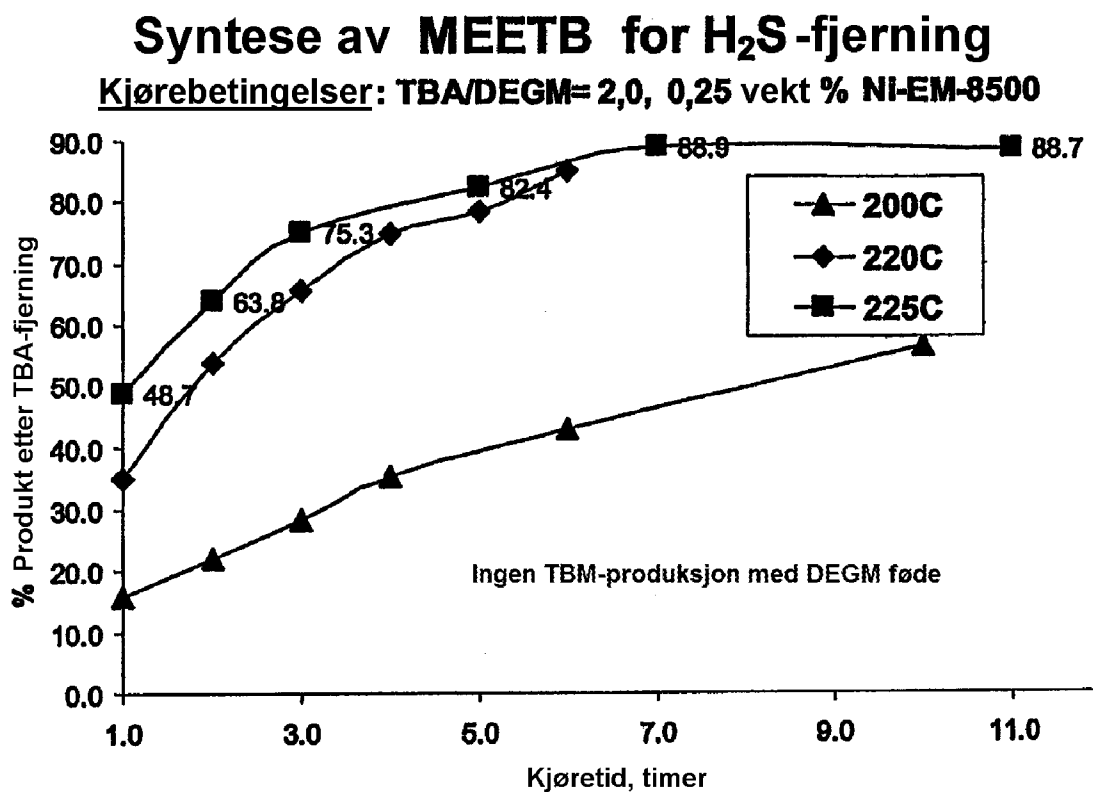
3. Fremgangsmåte ifølge krav 2, hvor katalysatoren omfatter et katalytisk aktivt metall på et støttemateriale, hvor den metallinneholdende katalysatoren er karakterisert ved at den har et BET overflateareale i området 50 til 1200 m<sup>2</sup>/g, støttematerialet er
- 5 karakterisert ved at det har et mikroporevolum over 0,05 cm<sup>3</sup>/g, idet den metallinneholdende katalysatoren oppviser en porestørrelsesfordeling når normalisert for porer på 19,99 nm eller mindre av 30% eller fler porer på opp til 4,99 nm og porene på 5 til opp til 19,99 nm utgjør det resterende.
4. Absorpsjonsmateriale ifølge krav 1 eller fremgangsmåte ifølge krav 2 eller
- 10 krav 3, hvor R<sup>1</sup> er et C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> alkyl og R<sup>2</sup> er C<sub>3</sub>-C<sub>6</sub> forgrenet alkyl.
5. Absorpsjonsmiddel ifølge krav 1 eller fremgangsmåte ifølge krav 2 eller krav 3, hvor x er 2 og y er 1.
6. Absorpsjonsmiddel ifølge krav 1 eller fremgangsmåte ifølge krav 2 eller krav 3, hvor x er 2 og y er 2.
- 15 7. Absorpsjonsmiddel eller fremgangsmåte ifølge krav 6, hvor R<sup>1</sup> er metyl og R<sup>2</sup> er tert-butyl.
8. Absorpsjonsmiddel ifølge krav 1 eller fremgangsmåte ifølge krav 2 eller krav 3, hvor R<sup>1</sup> er C<sub>3</sub>-C<sub>9</sub> forgrenet alkyl eller C<sub>5</sub>-C<sub>9</sub> cykloalkyl.
9. Absorpsjonsmiddel ifølge krav 1 eller fremgangsmåte ifølge krav 2 eller krav
- 20 3, hvor R<sup>1</sup> er C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub> forgrenet alkyl.
10. Absorpsjonsmiddel ifølge krav 1 eller fremgangsmåte ifølge krav 2 eller krav 3, hvor R<sup>2</sup> er tert-butyl og N er bundet til R<sup>2</sup> via det tertiære karbonatom av R<sup>2</sup>.
11. Fremgangsmåte for selektiv fjerning av én eller flere gassformige sure komponenter fra naturlige gassblandinger inneholdende nevnte gassformige sure komponent og gassformige ikke-sure komponenter og CO<sub>2</sub> ved å sette nevnte blanding i
- 25 kontakt med en absorpsjonsmiddelopløsning omfattende et absorpsjonsmiddelmateriale ifølge et hvilket som helst av kravene 1 eller 4 til 10 eller et absorpsjonsmiddel fremstilt ifølge fremgangsmåten i henhold til et hvilket som helst av kravene 2 til 10, under betingelser hvorved én eller flere av de gassformige sure komponenter blir selektivt absorbert fra blandingen.
- 30

12. Fremgangsmåte ifølge krav 11, hvor den selektivt absorberede sure komponent er  $\text{H}_2\text{S}$ .

**Figur 1**  
Adsorpsjon-regenereringsenhet for selektiv H<sub>2</sub>S -fjerning



## Figur 2



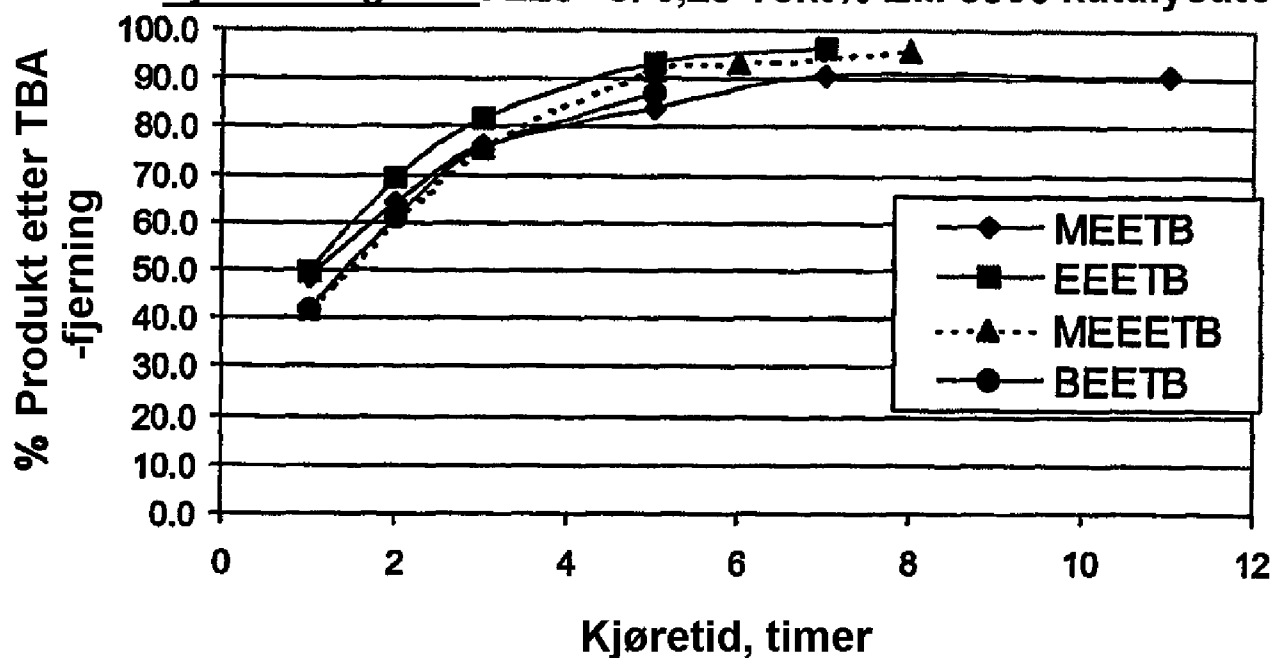
Høy omdanning av DEGM  
eliminerer destillasjonskrav

3/4

## Figur 3

Sammenligning av dietylenglykol monometyl  
Eter (monoetyl), (monobutyl) og trietylen  
glykolmonometyleterføder

Kjørebetingelser: 225 °C/ 0,25 vekt% EM-8500 katalysator



4/4

# Figur 4

## Trietylenglykol vs. trietylenglykol monometyleterføder

Kjørebetingelser: 225°C / 0,25 vekt% EM-Ni-8500

