

(12) PATENT

(19) NO

(11) 329963

(13) B1

NORGE

(51) Int Cl.

B01D 53/14 (2006.01)

B01D 53/48 (2006.01)

B01D 53/62 (2006.01)

B01D 53/52 (2006.01)

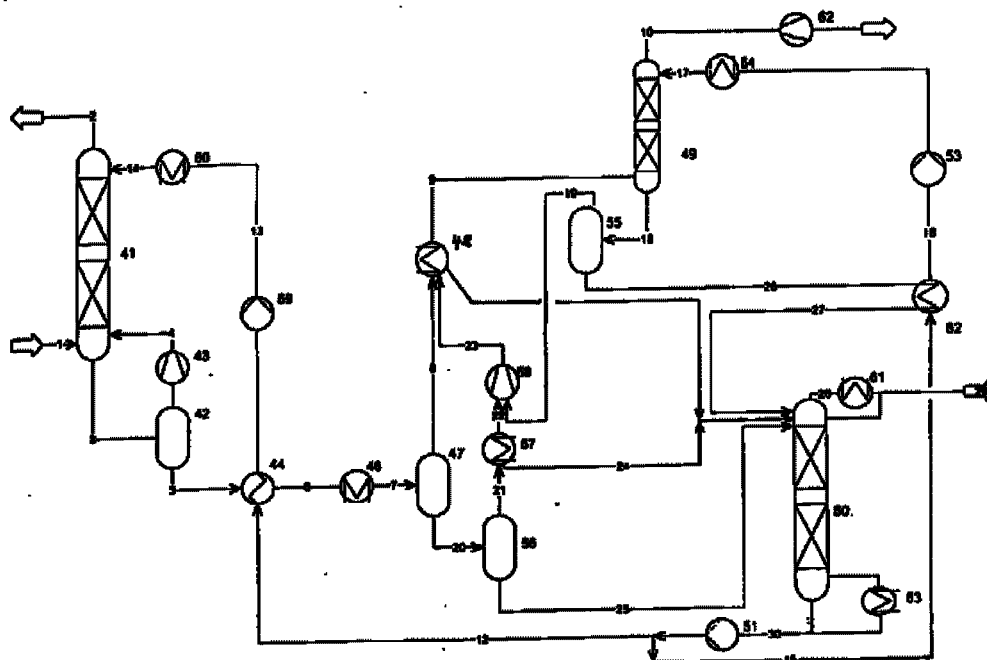
C10L 3/10 (2006.01)

Patentstyret

(21)	Søknadsnr	20054940	(86)	Int.inng.dag og søknadsnr	2004.03.24 PCT/EP2004/03085
(22)	Inng.dag	2005.10.25	(85)	Videreføringsdag	2005.10.25
(24)	Løpedag	2004.03.24	(30)	Prioritet	2003.03.26, DE, 103 13 438
(41)	Alm.tilgj	2005.12.21			
(45)	Meddelt	2011.01.31			
(73)	Innehaver	Uhde GmbH, Friedrich-Uhde-Str. 15, DE-44141 DORTMUND, Tyskland			
(72)	Oppfinner	Johannes Menzel, Krummer Weg 8, DE-45731 WALTROP, Tyskland			
(74)	Fullmektig	Zacco Norway AS, Postboks 2003 Vika, 0125 OSLO, Norge			

(54)	Benevnelse	Fremgangsmåte for selektiv fjerning av hydrogensulfid og CO₂ fra rågass
(56)	Anførte publikasjoner	US 5820837 A
(57)	Sammendrag	

Det beskrives en fremgangsmåte for selektiv fjerning av hydrogensulfider, organiske svovelkomponenter og CO₂ fra rågasser under anvendelse av et første og et andre absorpsjonstrinn (41) henholdsvis (49) for separering av i det vesentlige rent CO₂ hvorved det oppnås en oppløsning der blant annet hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser mest mulig selektivt kan fjernes. Dette oppnås ved at det fra det første absorpsjonstrinn (41) kommende og blant annet med hydrogensulfid og CO₂ anrikede absorpsjonsmiddel forvarmes ved et forhøyet trykk med den fra desorpsjonstrinnet (50) kommende, varme og regenererte oppløsning (12) i en varmeveksler (44) og så trykkavlastes ved det valgte, høyere trykk i en høytrykksflashbeholder (47) hvor den ved det forhøyede trykk i friblivende gasstrøm avkjøles i en kondensator (48) og så føres til det andre absorpsjonstrinn (49) der svovelkomponentene fjernes fullstendig ved hjelp av en delstrøm av det fra desorpsjonstrinnet (50) kommende regenererte absorpsjonsmiddel (15, 16, 17) hvorved absorpsjonsmiddelet fra det andre absorpsjonstrinnet (49) føres tilbake (26, 27) til desorpsjonstrinnet (50).



1

Foreliggende oppfinnelse er rettet mot en fremgangsmåte for selektiv fjerning av hydrogensulfid, organiske svovelkomponenter og CO₂ fra rå naturgass av den typen som er beskrevet i den innledende del av krav 1, og slik det for eksempel er beskrevet i US 5 820 837-A.

5

Gasser som inneholder verdifulle stoffer som for eksempel naturgass eller syntesegass, inneholder blant annet syredannende forurensninger som CO₂, H₂S, COS, CS₂ og/eller mercaptaner, samt HCN, som på grunn av den videre benyttelse av gassene må fjernes. Lovbestemmelser nødvendiggjør ikke bare en reduksjon av svovelutslippet, men også CO₂-andelene, hvilket dessuten reduserer varmeverdien. Forurensninger kan utgjøre forstyrrende katalysatorgifter, medføre korrosjon og så videre. For å fjerne hydrogensulfidandeler kan man anvende kjemiske absorpsjonsmidler, som for eksempel etanolamid, alkalimetallsaltoppløsninger eller annet eller også benytte fysikalske absorpsjonsmidler, som for eksempel seleksol, propylenkarbonat, metanol og andre, hvorved det ved hjelp av fysikalske absorpsjonsmidler også kan fjernes organiske svovelkomponenter.

Ved valg og anvendelse av et selektivt absorpsjonsmiddel kan man allerede oppnå en relativt god selektivitet for fjerning av hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser i forhold til karbondioksid. Som selektivt virkende absorpsjonsmiddel benyttes både kjemisk virkende absorpsjonsmidler, som for eksempel selektive aminer, og også fysikalske absorpsjonsmidler, som for eksempel Seleksol, Pursiol, Genosorb eller Morfysorb. Denne selektivitet er imidlertid ikke tilstrekkelig når et spesielt ugunstig forhold mellom hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser og karbondioksid i utgangsgassen fører til en surgass med et så lavt innhold av svovelkomponenter at surgassen ikke lenger kan bearbeides i et Claus-anlegg.

De kjemiske absorpsjonsmidler og deres anvendelse beskrives for eksempel i US 4 112 051 (Sartori et al.). I forhold til metodene som benytter disse kjemisk aktive oppløsningsmidler er foreliggende oppfinnelse rettet særlig mot kjemisk ikke-aktive absorpsjonsmidler, for det første for å oppnå mest mulig ren CO₂ som verdifull bestanddel og for det andre for å oppnå surgass, henholdsvis gass, for anvendelse i en Claus-prosess med de der krevede kvalitetskriterier. Som regel blir den fra absorpsjonsmiddelregenereringen oppnådde surgass videre bearbeidet i et Claus-anlegg til svovel. Derved innvirker det i surgassen tilstedeværende karbondioksid ugunstig på Claus-prosessen, siden karbondioksid som ballaststoff øker prosessgasstrømmen i Claus-anlegget, noe som krever en tilsvarende økning av anleggskapasiteten. Videre

kan et Claus-anlegg ikke lenger drives økonomisk med en surgass som inneholder mindre enn 10 volum-% H_2S .

For å bearbeide en slik "svak" surgass i et Claus-anlegg er det derfor nødvendig med ytterligere forholdsregler. Som regel skjer oppkonsentreringen av svovelkomponentene ved at de i den lavkonsentrerte surgassen foreliggende svovelkomponentene fjernes ved hjelp av en andre absorpsjonskolonne, etter eventuell ytterligere kompresjon med regenerert absorpsjonsoppløsning, hvorved det på grunn av de allerede forbedrede forhold mellom hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser i forhold til karbondioksid i surgassen fra det første absorpsjonstrinn oppnås en tilsvarende konsentrasjon av svovelkomponenter i surgassen i det andre absorpsjonstrinn. Denne fremgangsmåten er imidlertid meget energi- og investeringskrevende, siden den totale surgasstrømmen fra det første absorpsjonstrinnet først må bringes til det nødvendige absorpsjonstrykket.

Andre muligheter for behandling av surgasser, og som oppviser et lavere innhold av svovelkomponenter, som svovelutvinning ved direkte oksidative prosesser eller oppnåelse av svovelsyre og så videre, fører til store prosessgassmengdestrømmer og derved til store prosessanlegg.

I US-5 240 476 (Hegarty) beskrives samabsorpsjon i forbindelse med brenngassrensing i et på karbonforgassing basert kraftverk, som drives med kombinert gass- og dampturbin. For regenerering av den anvendte vaskeoppløsningen blir denne trykkavlastet til tilnærmet omgivelsestrykk, hvorved en første del av det ved samabsorpsjon utvaskede CO_2 gasses ut og føres tilbake til rågassen. Det resulterende CO_2 blir, ved utstripping av den gjenværende og delvis rensede vaskeoppløsning fjernet fra denne med i det vesentlige nitrogenholdig gass. Deretter blir den trykkavlastet i et ytterligere trinn til tilnærmet omgivelsestrykk. I en ved hjelp av en sumpoppkoker oppvarmet avdrivningskolonne blir det der gjenværende hydrogensulfidet separert og avgitt som råstoff til et Claus-anlegg.

30

Ved fremgangsmåten beskyttet ifølge US 5 240 476 blir det i luftspaltingen oppståtte avfallsnitrogen anvendt for separering av CO_2 fra den anvendte vaskeoppløsning. Derved er denne fremgangsmåten begrenset til anvendelse i nærheten av en ved hjelp av partiell oksidasjon drevet karbonforgassing, og den er derved uegnet for rensing av rå naturgass, analogt for syntesegass uten N_2 . Derved blir den med omstendelig apparatur innførte rågass behandlet enkeltvis i to trinn, nemlig i i rekke koblede absorpsjonskolonner med oppløsning.

35

Når det gjelder den kjente teknikk, hva angår patentlitteratur, skal det henvises til EP 0 033 029-A1 henholdsvis det tilsvarende US 4 242 108, EP 1 004 344 henholdsvis det tilsvarende DE 198 54 353-A1, EP 0 520 316 A1, US 4 498 911 hvorved det arbeides
5 med en stor mengde CO₂ i gassen, for kun å nevne noen eksempler.

En ytterligere fremgangsmåte av denne typen er kjent fra US 5 820 837-A eller DE 32 22 382 C2 der gassen som skal renses først føres gjennom en første absorber og så bringes i kontakt med et fullstendig regenerert oppløsningsmiddel. Det anvendte
10 oppløsningsmiddel føres via en varmer til en trykkavlastningskjele og de der frigitte gassene til en andre absorber der de igjen bringes i kontakt med fullstendig regenerert oppløsningsmiddel. Derved oppnås det imidlertid kun en Claus-gass med 33 volum-% H₂S slik dette er forklart nedenfor.

15 Oppgave for foreliggende oppfinnelse er å tilveiebringe en løsning ved hjelp av hvilken hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser på den ene side mest mulig selektivt kan fjernes, noe som fører til et for lavt karbondioksidinnhold i surgassen, og for det andre å unngå ulempene ved de høye apparative investeringer for CO₂-separasjon.

20 Med en fremgangsmåte av den innledningsvis nevnte typen oppnås dette ifølge oppfinnelsen ved de karakteristiske trekk i krav 1.

Med fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen oppnås en rekke fordeler, for eksempel den spesifikasjonsriktige produksjonen av en Claus-gass, med utgangspunkt fra de
25 ugunstige forholdene mellom H₂S og CO₂ i fødegassen, samt den ytterligere oppnåelse av så å si ren CO₂ med forhøyet trykk.

Ytterligere fordeler og trekk ved oppfinnelsen fremgår av underkravene, hvorved det kan være spesielt fordelaktig når den anvendte absorbens, etter det andre
30 absorpsjonstrinnet, og før inngang i desorpsjonstrinnet oppvarmes, hvorved oppvarmingen skjer i indirekte varmeveksling med den fra desorpsjonstrinnet kommende absorbentstrøm.

En ytterligere forbedring av virkningene består i at det etter det andre absorpsjonstrinn
35 er anordnet et flash-trinn der anvendt absorbent fra det andre absorpsjonstrinnet trykkavlastes og den frigitte flash-gassen, som i det vesentlige inneholder CO₂ og

andeler av H_2S , ledes inn i en ledning som i det minste indirekte fører til det andre absorpsjonstrinnet og absorbenten til desorpsjonstrinnet.

For ytterligere avrikning av karbondioksidet som er inneholdt i det fremdeles i den
 5 andre absorpsjonskolonne foreliggende, anrikede absorpsjonsmiddelet blir absorpsjonsmiddelet trykkavlastet i en flashbeholder ved redusert trykk. Den dannede gassfasen bringes ved hjelp av en flashgasskompressor tilbake til den andre absorpsjonskolonnen. Derved kan det ved utførelsen av oppfinnelsen tas sikte på at det direkte foran den andre absorpsjonskolonnen er anordnet et flashtinn der den fra
 10 kondensasjonstrinnene kommende absorbent trykkavlastes og den frigitte gass, som i det vesentlige inneholder hydrokarboner, H_2S og CO_2 , føres tilbake til det første absorpsjonstrinnet.

Ved siden av de ytterligere og nedenfor angitte fordeler ved oppfinnelsen er det ifølge
 15 oppfinnelsen hensiktsmessig når absorpsjonen skjer ved et driftstrykk på 10 til 150 bar og/eller det foretas en temperaturøkning i det fra absorbereren kommende og anrikede absorpsjonsmiddel til 50 til 200 °C.

Inneholder hovedstrømmen av absorpsjonsmiddelet som kommer fra høytrykksflash-beholderen fremdeles en for høy mengde av karbondioksid kan det i en ytterligere utførelsesform av oppfinnelsen tas sikte på at den anrikede absorpsjonsoppløsning som forlater høytrykksflashbeholderen trykkavlastes i en lavtrykksflashbeholder hvorved flashgassen ved hjelp av en felles kompressor føres til den andre absorpsjonskolonnen sammen med flashgassen fra flashtinnet, og hvorved absorpsjonsoppløsningen som
 25 forlater lavtrykksflashbeholderen føres til toppen av desorpsjonskolonnen.

Den ved redusert trykk flashbehandlede absorpsjonsmiddelstrømmen i hoved- og delkretsløpet trykkavlastes i desorpsjonskolonnen, hvorved det i sumpen av kolonnen ved stripping ved hjelp av strippedamp eller strippegass oppnås tilnærmet
 30 oksyngengassfri og regenerert absorpsjonsmiddelstrøm. Ifølge oppfinnelsen oppnås det så, ved toppen av desorpsjonskolonnen, en konsentrert surgassfraksjon med ønsket høyt innhold av hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser. Den ved toppen av desorpsjonskolonnen uttredende surgassstrømmen avkjøles for absorpsjonsmiddel-gjenvinning ved hjelp av en kondensator.

35

Likeledes blir også flashgassen fra laveretrykks flashbeholderen avkjølt ved hjelp av en kjøler for gjenvinning av absorpsjonsmiddelet, før flashgassen føres til

flashgasskompressoren. Det ved toppen av den andre absorpsjonskolonnen ved
forhøyet trykk, oppnådde tilnærmet rene karbondioksid, kan enten anvendes videre i
prosessen eller oppnås som salgbart produkt eller utnyttes for reinjeksjon i naturgass- og
råolje-felt på grunn av det allerede økede fortrykket. Det forhøyede trykket kan utnyttes
5 ved hjelp av en ekspandermaskin for gjenvinning av energi.

I forhold til de ovenfor beskrevne, konvensjonelle fremgangsmåter der
oppkonsentrasjonen av svovelkomponentene skjer ved hjelp av et etterkoblet, andre
absorpsjonskretsløp der surgassen som inneholder lite hydrogensulfid og organiske
10 svovelforbindelser må bringes til det nødvendige absorpsjonstrykket ved hjelp av en
kompressor, har den her beskrevne fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen den avgjørende
fordel at en stor del av surgassen, ved trykkavlastning ved høyere trykk og forhøyet
temperatur allerede har det for absorpsjon med fysikalske absorpsjonsmidler
nødvendige høye trykknivå og at denne delstrøm derfor ikke lenger må komprimeres.

15

Med absorpsjonen av disse flash-gasser i sidestrømabsorpsjonen blir selektiviteten for
hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser øket ganske tydelig i forhold til
karbondioksid og fører derved til en øket konsentrasjon av hydrogensulfid og organiske
svovelforbindelser i surgassen.

20

Økes kan også selektiviteten for hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser med
henblikk på karbondioksid ved hjelp av å koble inn de ytterligere lavtrykksflashttrinn
med kompresjon og tilbaketransport til den andre absorpsjonskolonnen, slik at også
fødegasser som har et meget ugunstig forhold mellom hydrogensulfid og organiske
25 svovelforbindelser på den ene siden og karbondioksid på den annen side, for eksempel
1:40, kan underkastes en konsentrasjon av hydrogensulfid og organiske
svovelforbindelser i surgassen på mer enn 50 mol-% med denne fordelaktige
fremgangsmåtemetodikk.

30 Den ønskede konsentrasjon av svovelkomponentene i surgassen kan videre innstilles via
trykket i lavtrykksflashbeholderen hvorved det for de fleste anvendelsestilfeller oppnås
et fordelaktig trykk mellom 3 og 10 bar, noe som ved tilbakekompresjon av
lavtrykksflashgassen fører til en ytterligere tydelig innsparing av drifts- og investerings-
omkostninger sammenlignet med en konvensjonell to-trinnsabsorpsjon.

35

Ytterligere fordeler, enkeltheter og trekk ved oppfinnelsen fremgår av den etterfølgende
beskrivelse samt ved hjelp av figurene. Disse viser

fig. 1 et anlegg i henhold til oppfinnelsen for gjennomføring av oppfinnelsens fremgangsmåte, samt

fig. 2 et konvensjonelt anlegg med de samme henvisningstall.

- 5 I figurene er alle ledninger og prosesstrømmer angitt med sifrene 1 til 30, mens alle anvendte anleggsdeler bærer sifrene 41 følgende.

Det i fig. 1 viste anlegg oppviser i første omgang en første, og med 41 angitt, absorpsjonskolonne, vist til venstre, som mates med natur- henholdsvis syntesegass via
 10 ledningen 1 og som gjennomstrømmer absorpsjonskolonnen nedenfra og oppover og som via ledningen 2 trer ut som rensset gass. Derved blir fødegassen 1 ført til sumpen av absorpsjonskolonnen 41. De i gassen foreliggende surgasskomponenter fjernes i motstrøm fra den fra toppen av absorpsjonskolonnen 41 kommende, regenererte oppløsning 14, hvorved de i absorpsjonskolonnen 41 inneholdte
 15 stoffutbyttingselementer sørger for den nødvendige materialoverføring.

Det fra sumpen av absorpsjonskolonnen 41 avtrukkede og med surgassholdige absorpsjonsmiddel (ledning 3) føres til en resirkuleringsgassflashbeholder 42 og trykkavlastes der og føres tilbake i kretsløpet via en resirkuleringsgasskompressor 43 og
 20 ledningen 4 til sumpen av absorpsjonskolonnen 41, særlig når de i absorpsjonsmiddelet oppløste verdifulle gasser som hydrokarboner, hydrogenokarbonmonoksid, skal gjenvinnes.

I den ytterligere prosessføring blir oppløsningen som forlater resirkuleringsgassflash-beholderen 42 via ledningen 5 ført til en første varmeveksler 44 og der foroppvarmet og så ført via ledningen 6 til en andre varmeveksler 46 for ytterligere oppvarming og derfra ført til en høytrykksflashbeholder 47. Den i høytrykksflashbeholderen frigitte gassfase føres via ledningen 8 til en kjøler 48, mens dannet kondensat via ledningene 11 og 24 føres til den i prosessen tilveiebrakte desorpsjonskolonne 50 hvorved det her, for
 30 å øke selektiviteten for hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser, ved siden av høytrykksflashbeholderen 47 er bygget inn en lavtrykksflashbeholder 56 i ledningene 20, 25.

Flashgassen som forlater kjøleren 48 fra ledningene 9 og 23 føres til sumpen i en andre absorpsjonskolonne 49. I motstrøm blir det til toppen av den andre absorpsjonskolonnen 49 og via ledningene 15, 16 og 17, som delstrøm, ført regenerert absorpsjonsmiddel som tilføres fra sumpen av desorpsjonskolonnen 5 via

varmevekslerne 52 og 54. Via ledningen 10 forlater rent CO_2 som ønsket materiale den andre absorpsjonskolonnen 49 over topp. Det i kolonnen 49 dannede, anrikede absorpsjonsmiddel blir via ledningen 18 trykkavlastet for ytterligere å øke selektiviteten for hydrogensulfid og organiske svovelforbindelser, i en flashbeholder 55, hvorved
 5 absorpsjonsmiddelet som delstrøm føres via en varmeveksler 52 og ledningen 27 til toppen av desorpsjonskolonnen 50.

Den andre delstrøm av det fra desorberen 50 kommende absorpsjonsmiddel føres via ledningen 52 til den allerede ovenfor nevnte første varmeveksler 49 av oppløsnings-
 10 middelstrømmen som forlater flashbeholderen 42. Etter gjennomgangen gjennom varmeveksleren 44 blir det regenererte absorpsjonsmiddel avkjølt via ledning 14 gjennom kjøleren 60 og ført til toppen av absorpsjonskolonnen 41.

Med oppfinnelsens oppkopling av de forskjellige anleggsdeler kan man erkjenne at
 15 målet ved oppfinnelsen oppnås på spesielt gunstig måte, nemlig på mest mulig effektiv måte å opparbeide fødegasskomponenter som er oppnådd ved hjelp av absorpsjon, det vil si hydrogensulfider og organiske svovelforbindelser, for å oppnå en mest mulig H_2S -rik Claus-gass som forlater anleggssystemet ved pilen 29, hvorved samtidig tilnærmet ren CO_2 oppnås som verdifullt materiale. Derved er det mulig, slik oppfinnelsen tar
 20 sikte på, å forvarme absorpsjonsmiddelet ved et forhøyet trykk ved hjelp av den fra desorpsjonskolonnen 50 kommende varme, genererte oppløsning 12 i varmeveksleren 44, hvorved det innstilles en trykkverdi mellom trykket i absorpsjonskolonnen 41 og trykket i desorpsjonskolonnen 50.

I fig. 2 er det vist et kopleingsskjema for et konvensjonelt anlegg, for å forenkle de etterfølgende sammenligninger hvorved de samme anleggsdeler her bærer de her
 25 anvendte henvisningstall. Det her beskrevne eksempel inneholder ingen resirkuleringsgassflashtinn 42 og heller ingen resirkuleringsgasskompressor 43. Som eksempel antas det en gass med en mengdestrøm på 10000 kmol/t med følgende sammensetning:

30 CO_2 med 201 kmol/t, H_2 med 66 kmol/t, N_2 med 50 kmol/t, CH_4 med 29 kmol/t, CO_2 med 3572 kmol/t, H_2S med 100 kmol/t og 17,5 kmol/t vanddamp. Strømmene som resulterer for disse eksemplene på fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen er oppført i tabell 1.

Tabell 1

	Totalstrøm	H ₂ S	CO ₂	Temperatur	Trykk	Absorpsjons- middel
Strømnr.	kmol/t	kmol/t	kmol/t	°C	bar	m ³ /t
1	100000,0	100,0	3571,7	40	61	-
2	9727,7	0,004	2805,7	0	60,2	-
8	695,0	49,3	617,3	140	40	-
19	274,5	64,1	209,9	21,6	4	-
21	184,7	31,0	131,9	129	4	-
9	1119,2	144,2	959,1	20	40	-
10	725,0	0,016	711,2	45	40	-
29	163,6	100,0	54,8	40	1,4	-
5	-	100,0	766,0	7,7	60,4	202
12	-	0,0007	0,0	163,4	5	183
15	-	0,0007	0,0	163,4	5	63
11	-	50,8	148,8	139	40	197
25	-	19,7	16,8	129	4	179
26	-	80,1	37,4	22	4	61
18	-	144,1	247,3	47	40	86

Tabell 2:

Beregnet moteksempel for en typisk absorber/desorberkobling i henhold til figur 2:

5

	Totalstrøm	H ₂ S	CO ₂	Temperatur	Trykk	Absorpsjons- middel
Strømnr.	kmol/t	kmol/t	kmol/t	°C	bar	m ³ /t
1	100000,0	100,0	3571,7	40	61	-
2	9129,3	0,0130	2829,8	-1	60,2	-
9	870,7	100,0	741,9	12,6	1,4	-
5	-	100,0	741,9	7,3	60,4	199
11	-	0,001	0,0	142,7	67	156

Slik det fremgår av tabellen ovenfor kan man for en fødegass med meget ugunstig $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}$ -forhold på 31:36 allikevel oppnå en meget god Claus-kvalitet på 60 volum-% H_2S , slik at Clausgassen kan bearbeides videre med et Claus-anlegg av enkel standard. Slik man ser fra tabell 2, som viser en konvensjonell fremgangsmåte, kan denne gode
5 kvalitet oppnås med fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen selv om $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$ -forholdet er dårligere enn i eksempler i henhold til den kjente teknikk (her 1:36, der 1:26). I henhold til den kjente teknikk ifølge tabell 2 oppnås det dessuten kun en Claus-gass med 33 volum-% H_2S , noe som fører til at Claus-anlegget må konstrueres betydelig mer komplisert enn i henhold til fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen.

10

Hvis det anvendes en fødegass med et H_2S -forhold på 1:36, slik det her er mulig ved oppfinnelsen, ville dette ved den kjente teknikk kun gi en Claus-gass på rundt 22 volum-%, noe som ville føre til en ytterligere, tydelig forstørrelse av det nødvendige Claus-anlegg.

15

Som en sammenfatning kan man derved fastslå at samvirket av de i kravene nevnte elementer som flashkjeler 47, 56, andre absorpsjonskolonner 49 og i en ytterligere utførelse ved anvendelsen av flashbeholderen 35, oppnås en overraskende høy selektivitet som fører til en Claus-gass med rundt 60 volum-% H_2O .

20

Anvendelsen av flashbeholderen 55 som normalt, i fysiske absorpsjonsprosesser, tjener som såkalt resirkuleringsgassflashbeholder for tilbakevinning av samabsorberte viktige bestanddeler, som hydrokarboner ved vasking av naturgass, av CO henholdsvis H_2 ved syntesegassproduksjon, bevirker ved flashing av den utløpende strøm 18 en tydelig
25 økning av $\text{H}_2\text{S}:\text{CO}_2$ -selektiviteten.

P a t e n t k r a v

1.

Fremgangsmåte for selektiv fjerning av hydrogensulfid, organiske svovelkomponenter
 5 og CO₂ fra rågasser som for eksempel naturgass eller syntesegass, under anvendelse av
 et første absorpsjonstrinn (41) og et andre absorpsjonstrinn (49) for separering av i det
 vesentlige ren CO₂ og anvendelse av et desorpsjonstrinn (50) for å oppnå en
 hydrogensulfidrik gass, hvorved den regenererte absorbent fra desorpsjonstrinnet (50)
 igjen tilføres til de to absorpsjonstrinn (41, 49), hvorved det som absorbent anvendes et
 10 kjemisk ikke-aktivt oppløsningsmiddel, og
 det fra det første absorpsjonstrinn (41) kommende (og med hydrogensulfid, organiske
 svovelforbindelser og CO₂ anrikede) absorpsjonsmiddel forvarmes med den fra
 desorpsjonstrinnet (50) kommende varme, regenererte oppløsning (12) i en
 varmeveksler (44) og trykkavlastes deretter i en høytrykksflashbeholder (47) og så føres
 15 til det andre absorpsjonstrinn (49), og
 absorpsjonsmiddelet fra det andre absorpsjonstrinnet (49) tilbakeføres (26, 27) til
 desorpsjonstrinnet (50),
 k a r a k t e r i s e r t v e d a t
 det fra absorpsjonstrinnet (41) kommende absorpsjonsmiddel som foreligger med et
 20 forhøyet trykk som ligger mellom trykket i absorpsjonskolonnen (41) og trykket i
 desorpsjonskolonnen (50), avlastes til det valgte, høyere trykk i
 høytrykksflashbeholderen (47),
 den ved det forhøyede trykk frigitte gasstrøm avkjøles i en kondensator (48) og tilføres
 deretter til det andre absorpsjonstrinn (49) der svovelkomponentene fullstendig fjernes
 25 ved hjelp av den innledningsvis nevnte delstrøm av det fra desorpsjonstrinn (50)
 kommende regenererte absorpsjonsmiddel (15, 16, 17), og
 hvor det etter det andre absorpsjonstrinnet (49) er tilveiebrakt et flashtinn der
 ytterligere tilstedeværende absorbent fra det andre absorpsjonstrinnet trykkavlastes og
 den frigitte flashgassen, som i det vesentlige inneholder CO₂ og andeler av H₂S, føres
 30 inn i en ledning som i det minste indirekte fører til det andre absorbertrinn, og
 absorbenten (26) føres til desorpsjonstrinnet.

2.

Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den
 35 tilstedeværende absorbent (18) etter det andre absorpsjonstrinn (49) og før inngang i
 desorpsjonstrinnet oppvarmes hvorved oppvarmingen skjer i indirekte varmeveksling
 (52) med den fra desorpsjonstrinnet kommende absorbentstrøm (15).

3.

Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 2, k a r a k t e r i s e r t

v e d at det direkte før det andre absorpsjonstrinn (49) er koplet inn et flashtinn

- 5 (55) der den fra kondensasjonstrinnet (48) kommende absorbent trykkavlastes og den frigitte utnyttbare gassen som i det vesentlige er hydrokarbon, H₂S og CO₂, føres tilbake til det første absorpsjonstrinn (41).

4.

- 10 Fremgangsmåte ifølge et hvilket som helst av de foregående krav, k a r a k -
t e r i s e r t v e d at absorpsjonen skjer ved et driftstrykk på 10 til 150 bar.

5.

- 15 Fremgangsmåte ifølge et hvilket som helst av de foregående krav, k a r a k -
t e r i s e r t v e d at det foretas en temperaturøkning i det fra absorberen kommende og anrikende absorpsjonsmiddel fra 50 til 200 °C.

6.

- 20 Fremgangsmåte ifølge et hvilket som helst av de foregående krav, k a r a k -
t e r i s e r t v e d at den anrikede absorpsjonsoppløsning som forlater høytrykksflashbeholderen (47) trykkavlastes i et lavtrykksflashtinn hvorved flashgassen ved hjelp av en felles kompressor (58) føres til den andre absorpsjonskolonne (49) sammen med flashgassen fra flashtinn (55) og hvorved
25 absorpsjonsoppløsningen som forlater lavtrykksflashtinnet (56) føres til toppen av desorpsjonskolonnen.

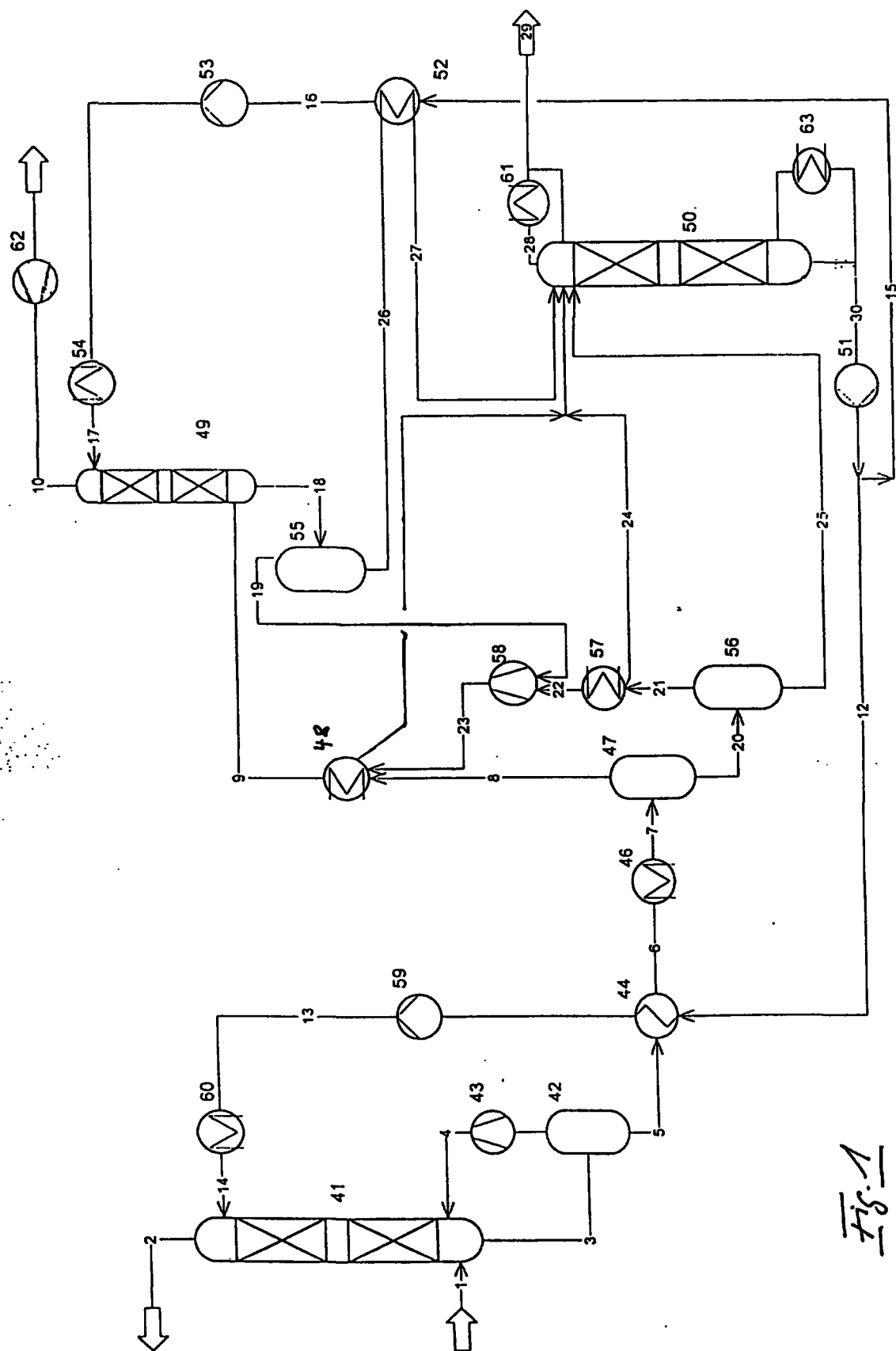
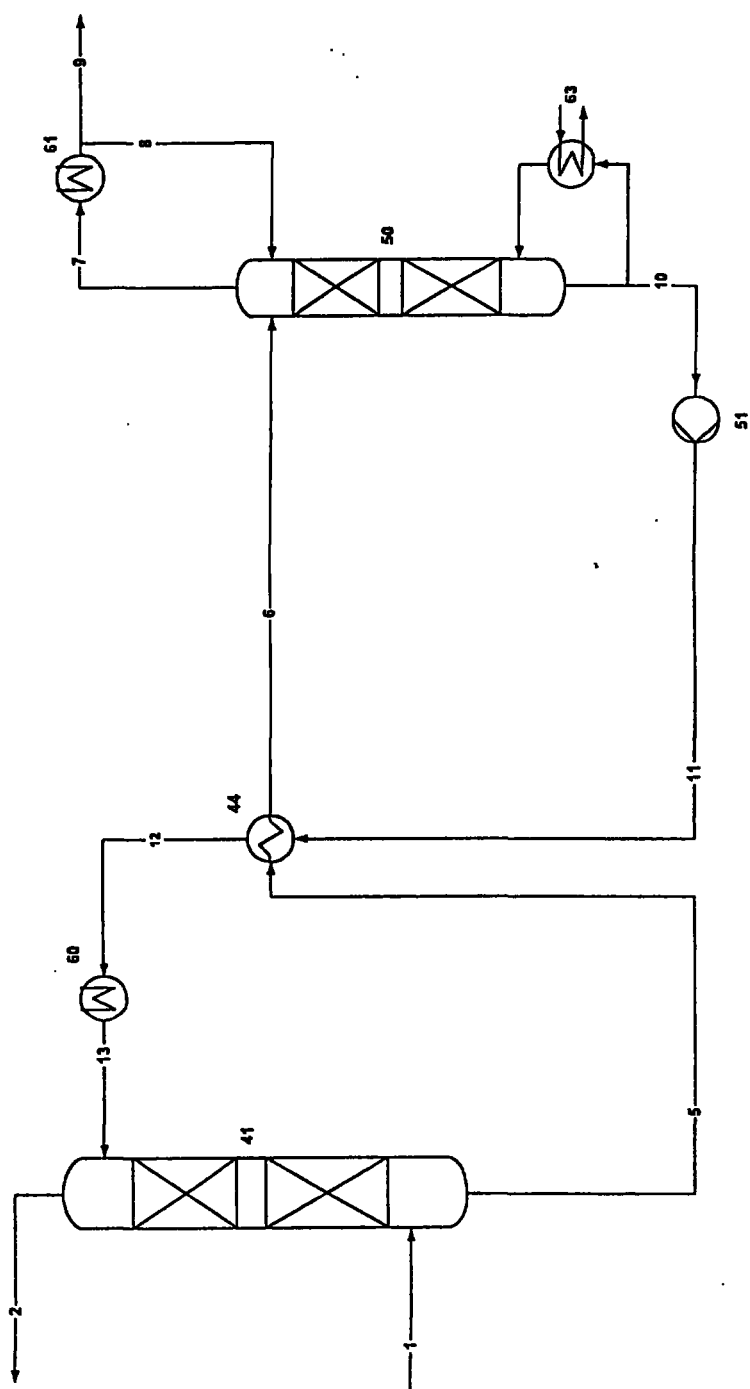


Fig. 1

Fig. 2