(12) **SØKNAD**

(19) NO (21) **20131350** (13) **A1**

NORGE

(51) Int Cl.
B01D 53/14 (2006.01)
B01D 53/22 (2006.01)
C10L 3/10 (2006.01)

Patentstyret

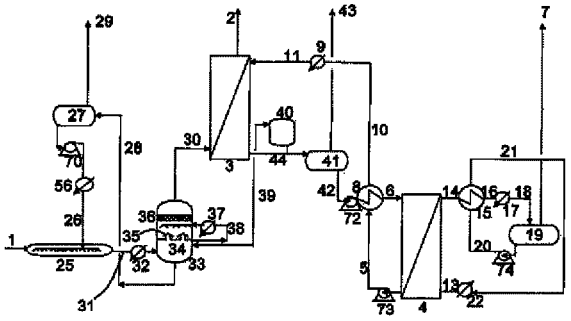
(21)	Søknadsnr	20131350	(86)	Int.inng.dag og søknadsnr	2012.03.16 PCT/EP2012/054665
(22)	Inng.dag	2013.10.10	(85)	Videreføringsdag	2013.10.10
(24)	Løpedag	2012.03.16	(30)	Prioritet	2011.03.28, NO, 20110472 2011.03.16, US, 61/453,145
(41)	Alm.tilgj	2013.10.10			

(73) Innehaver Aker Process Systems AS, Postboks 403, 1327 LYSAKER, Norge
(72) Oppfinner Kamal C Shah, 1738 Carriage Way, US-TX77478 SUGAR LAND, USA
Pål Helge Nøkleby, Bergveien 19C, 3212 SANDEFJORD, Norge
Geir Vingelven, Kokkerudåsen 14, 1363 HØVIK, Norge
(74) Fullmektig Onsagers AS, Postboks 1813 Vika, 0123 OSLO, Norge

(54) Benevnelse **Fremgangsmåte og system for gassrensing med første direkte absorpsjonstrinn og andre absorpsjonstrinn ved hjelp av membrankontaktor**

(57) Sammendrag

Fremgangsmåte for rensing av en trykksatt gasstrøm som omfatter sure gasser, der fremgangsmåten omfatter - i et første trinn, bringe den trykksatte gasstrømmen i direkte kontakt med en første absorpsjonsløsning for å absorbere i det minste en del av de sure gassene, for å gi en gass-væske-blanding, - separere gass-væske-blandingen i en delvis renset, trykksatt gasstrøm og en første rik absorpsjonsløsning, - i et andre nedstrøms absorpsjonstrinn, bringe den delvis rensede, trykksatte gassen i kontakt med en andre absorpsjonsløsning gjennom en membrankontaktor, oppnå en andre rik absorpsjonsløsning og en renset, trykksatt gasstrøm, og - der den første absorpsjonsløsningen er en delvis mager absorpsjonsløsning.



Oppfinnelsen vedrører en fremgangsmåte og system for rensing av gass, spesielt hydrokarboninneholdende gass slik som naturgass som omfatter H_2S, merkaptaner, CO_2 og andre sure kontaminanter.

Bakgrunn

Rensing av trykksatt, hydrokarboninneholdende gass, inkludert naturgass, biogass, osv., heretter kalt gass, kan være ønskelig eller nødvendig av et antall grunner. Fjerning av sure kontaminanter slik som CO_2 og eller sulfidkontaminanter fra gassen forbedrer kvaliteten på gassproduktet. De sure kontaminantene inkluderer CO_2, H_2S, merkaptaner, CS_2, COS og SO_2.

Noen av utfordringene som skal løses med hensyn på rensing er å minimere anleggsstørrelse, energiforbruk, operasjonelle kostnader og investeringskostnader, overføring av absorbent og trykkfall.

Kjent teknikk

US 6228145 beskriver en fremgangsmåte for rensing av gass ved å benytte membraner og absorbent, hvorved absorbenten som passerer på én side av membranen absorberer komponenter som skal renses fra gassen på den andre siden av membranen. Denne publikasjonen peker på noen fortrinn ved å benytte membraner, slik som at skillet mellom gass- og løsningsmiddelfasen gjør det mulig å benytte en høy gassrate i absorberen uten at løsningsmiddelet blir dratt med over (overført), og at en membrankontaktor har en høy pakkingsgrad (m^2/m^3).

Boken «Gas Purification» av Arthur Kohl og Richard Nielsen, femte utgave, publisert av Gulf Publishing, beskriver på sidene 59-62 en absorpsjonsprosess, inkludert splitt-strøm-sykluser (figur 2-12) og medstrøms-absorpsjon (figur 2-13, 2-14).

WO 99/13963 tilkjennegir en fremgangsmåte for fjerning av CO_2 fra naturgass, inkludert turbulent blanding av gass og flytende absorbent.

US 2002/014438, US 4,997,630 og US 4,999,031 tilkjennegir ulike typer av flertrinnsabsorpsjonsprosesser.

WO 2010/102877 A1 tilkjennegir en fremgangsmåte og apparat for vasking av absorbent.

Industrien har undersøkt ulike måter å benytte membranteknologi på kombinert med flytende absorbent for å oppnå et mer kompakt og effektivt anlegg, men fremdeles kan disse eksisterende løsningene være omfattende fordi membraner og regenerering av absorbent til mager absorbent er dyrt. Dermed er en ny måte å minimere omfang av membran og mager absorbent sterkt ønskelig.

Formål med oppfinnelsen

Et mål med foreliggende oppfinnelse er å tilveiebringe en fremgangsmåte for rensing av gass med redusert total anleggsstørrelse, energiforbruk, operasjonelle kostnader og investeringskostnader.

Et annet mål er å tilveiebringe en fremgangsmåte som reduserer overføringen av absorbent til gassfasen fra et direkte absorpsjonstrinn. Videre er et mål å tilveiebringe en fremgangsmåte med lavt trykkfall, spesielt når gassen som skal renses er trykksatt.

Nok et annet mål er å tilveiebringe ytterligere trykkontroll.

Et annet mål er å tilveiebringe et system som er i stand til å utøve fremgangsmåten.

Beskrivelse av oppfinnelsen.

Foreliggende oppfinnelse tilveiebringer en fremgangsmåte for rensing av en trykksatt gasstrøm som omfatter sure gasser, der fremgangsmåten omfatter

- i et første absorberingstrinn, å bringe den trykksatte gasstrømmen i direkte kontakt med en første absorpsjonsløsning for å absorbere i det minste en del av de sure gassene, resulterende i en gass-væske-blanding,
- å separere gass-væske-blandingen i en delvis renset, trykksatt gasstrøm og en første rik absorpsjonsløsning,
- i et andre nedstrøms absorpsjonstrinn, å bringe den delvis rensede, trykksatte gassen i kontakt med en andre absorpsjonsløsning gjennom en membrankontaktor, å oppnå en andre rik absorpsjonsløsning og en renset, trykksatt gasstrøm, og
- der den første absorpsjonsløsningen er en delvis mager absorpsjonsløsning.

I ett aspekt av fremgangsmåten ifølge foreliggende oppfinnelse er den andre absorbsjonsløsningen en mager absorpsjonsløsning.

I et annet aspekt av fremgangsmåten ifølge foreliggende oppfinnelse er den andre absorbsjonsløsningen en delvis mager absorpsjonsløsning og hvor den første og den andre absorpsjonsløsningen inneholder en fysisk absorbent.

Dermed tilveiebringer foreliggende oppfinnelse en fremgangsmåte som omfatter to absorberingstrinn der det første trinnet er basert på direkte kontakt mellom gassen og absorbent, der det andre trinnet er basert på anvendelsen av en membrankontaktor. Anvendelsen av en direkte, medstrøms-kontaktor er kjent for å tilveiebringe en kompakt absorberer men også for å føre til overføring av absorbent til gassfasen. Dersom et andre absorpsjonstrinn er nødvendig nedstrøms for en

direkte kontaktor så har generelt væskeinnhold i gassfasen som skyldes overføring tradisjonelt blitt ansett å være begrensende for valget av absorpsjonsteknikk for det andre trinnet.

Videre er membrankontaktorer trykksensitive og krever normalt trykkontroll eller utlikning av trykk over membranen. Dette har generelt blitt ansett som en begrensning i forhold til hvilke prosesser som kan bli utført oppstrøms for en membrankontaktor.

Nå har likevel foreliggende oppfinnere funnet en løsning for å begrense overføringen og kontrollerer trykket for derved å gjøre det mulig å benytte en kompakt membrankontaktor i det andre trinnet.

I ett aspekt av foreliggende oppfinnelse blir blandingen separert til størrelsesordenen for damptrykket til absorbenten.

Fremgangsmåten ifølge foreliggende oppfinnelse kan videre omfatte oppnåelse av den delvis magre absorpsjonsløsningen ved trykkavlastning av den første, rike absorpsjonsløsningen, eller den andre, rike absorpsjonsstrømmen eller en blanding av den første og andre rike absorpsjonsløsningen.

I én utførelsesform omfatter fremgangsmåten ytterligere å avkjøle gass-væske-blandingen før den blir separert.

Fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen kan i det første absorpsjonstrinnet omfatte tilførsel av den første absorpsjonsløsningen medstrøms med gasstrømmen. Alternativt omfatter fremgangsmåten i det første absorpsjonstrinnet tilførsel av den første absorpsjonsløsningen motstrøms av gasstrømmen.

I et annet aspekt av foreliggende oppfinnelse omfatter fremgangsmåten ytterligere i det første absorpsjonstrinnet spraying av den første absorpsjonsløsningen inn i gasstrømmen.

For å begrense overføring av absorbent til membrankontaktoren kan fremgangsmåten ytterligere omfatte vasking av den delvis rensede gasstrømmen og eller passere den delvis rensede gass-strømmen gjennom en dråpefanger.

I nok et annet aspekt av fremgangsmåten ifølge oppfinnelsen kan fremgangsmåten ytterligere omfatte å utligne trykket over membranen. Uttrykket «utligning av trykk» og tilsvarende refererer slik de benyttes her generelt til behovet for å klargjøre et stabilt og kontrollert trykkmiljø for membranen. I et foretrukket aspekt av fremgangsmåten ifølge foreliggende oppfinnelse omfatter fremgangsmåten å kontrollere trykket over membranen for å opprettholde et stabilt overtrykk på gasstilførselssiden.

I ett aspekt av fremgangsmåten blir trykket kontrollert ved å benytte en trykkutligningslinje som forbinder den delvis rensede trykksatte gassen via et filter med en absorbentbuffertank anbrakt nedstrøms det andre absorpsjonstrinnet. Filteret

stopper absorberingsløsning fra å bli dratt over inn i den delvis rensede gassen når strømningen i trykkutligningslinjen er mot den delvis rensede gasslinjen.

I et annet aspekt av fremgangsmåten ifølge foreliggende oppfinnelse blir trykket kontrollert ved kontrollert kombinasjon av den første rike absorpsjonsløsningen med den andre rike absorpsjonsløsningen nedstrøms det andre nedstrøms absorpsjonstrinnet. Målinger av trykket i den delvis rensede gassen og trykket i den andre rike absorpsjonsløsningen kan i dette aspektet bli benyttet for kontroll av den første rike absorbentstrømmen inn i den andre rike absorbentstrømmen eller nedstrøms for ventilen som kontrollerer strømningen av absorbentløsning inn i trykknedsettelsestrinnet.

I én utførelsesform omfatter fremgangsmåten ytterligere å blande mager absorbent inn i den delvis magre absorbenten oppstrøms for det første absorpsjonstrinnet for å øke absorberingsevnen og den delvis magre absorbentstrømmen.

I en annen utførelsesform omfatter fremgangsmåten ifølge foreliggende oppfinnelse ytterligere å avkjøle den delvis magre absorbenten oppstrøms det første absorpsjonstrinnet.

I nok et annet aspekt av foreliggende oppfinnelse omfatter den første absorpsjonsløsningen en fysisk absorbent og den andre absorpsjonsløsningen omfatter en kjemisk absorbent. Her blir de to absorpsjonsløsningene holdt separert gjennom hele fremgangsmåten.

I et annet aspekt av foreliggende oppfinnelse er både den første og andre absorpsjonsløsningen kjemiske absorbenter. I én utførelsesform er absorbentene og løsningsmidlene i de to absorpsjonsløsningene like og regenereringen av løsningene er integrert på en måte som tillater at i det minste en del av løsningene kan bli blandet.

I et annet aspekt av foreliggende oppfinnelse er den første og andre absorpsjonsløsningen begge fysiske absorbenter og regenereringen av løsningene er integrert og desorpsjon blir oppnådd ved trykkminskning.

Videre tilveiebringer foreliggende oppfinnelse et system for rensing av en trykksatt gasstrøm som omfatter sure gasser, der systemet omfatter

- en første direkte absorber-enhet som omfatter et gassinntak, et absorpsjonsløsningsinntak og et gass-væske-blandingsutløp,
- en separasjonsenhet som omfatter et gassutløp, et utløp for rik absorpsjonsløsning og et inntak koblet til gass-væske-blandingsutløpet,
- en flash-desorpsjonsenhet som omfatter et utløp for desorbert gass, et utløp for delvis magert absorbent i fluid kommunikasjon med absorpsjonsløsningsinntaket i den første absorpsjonsenheten og et inntak i

fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorpsjonsløsningen i separasjonsenheten,

- en andre membran-absorberenhet som på en første side av membranen omfatter et gassinntak i fluid kommunikasjon med gassutløpet i separasjonsenheten, et utløp for renset gass, og som på en andre side av membranen omfatter et inntak for mager absorpsjonsløsning og et utløp for rik absorpsjonsløsning.

I én utførelsesform av systemet ifølge foreliggende oppfinnelse er inntaket til separasjonsenheten tangentiell og separatorenheten er konfigurert som en syklon.

Videre, i ett aspekt av systemet ifølge oppfinnelsen, så er absorpsjonsløsningsinntaket til den første absorberenheten utstyrt med minst én dyse for spraying av absorpsjonsløsningen inn i gassen. Der mer enn én dyse blir benyttet er dysene separert over en avstand som danner en lengde med dyser.

Uttrykket «direkte absorber» refererer slik det blir benyttet her til en medstrøms-absorber der gassen som inneholder forbindelsen som skal absorberes blir brakt i direkte kontakt med fluidet som omfatter absorbenten.

I et annet aspekt av systemet ifølge foreliggende oppfinnelse er den første direkte absorber-enheten kombinert med separasjonsenheten for å danne

- en kombinert første, direkte absorber-separasjonsenhet som i en nedre del omfatter gassinntaket, absorpsjonsløsningsinntaket og utløpet for den rike absorpsjonsløsningen, og som på en øvre del omfatter gassutløpet.

I dette aspektet blir en gass-væske-blanding dannet i den nedre delen av separasjonsenheten og gass-væske-blandingsinntaket og gass-væske-blandingsutløpet er inntaket og utløpet til den nedre delen av den kombinerte første, direkte absorber-separasjonsenheten.

Foreliggende oppfinnelse tilveiebringer et system for rensing av en trykksatt gasstrøm som omfatter sure gasser, der systemet omfatter

- en kombinert første, direkte absorber-separasjonsenhet som på en nedre del omfatter et gassinntak, et absorbsjonsløsningsinntak og et utløp for rik absorbent, og som på en øvre del omfatter et gassutløp,
- en flash-desorbererenhet som omfatter et utløp for desorbert gass, et utløp for delvis mager absorbent i fluid kommunikasjon med absorpsjonsløsningsinntaket på den kombinerte, første absorber-separasjonsenheten og et inntak i fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorpsjonsløsningen på den kombinerte absorber-separasjonsenheten,

- en andre membran-absorber-enhet som på en første side av membranen omfatter et gassinntak i fluid kommunikasjon med gassutløpet på den kombinerte absorber-separasjonsenheten, et utløp for renset gass, og som på en andre side av membranen omfatter et inntak for mager absorpsjonsløsning og et utløp for rik absorpsjonsløsning.

Systemet for rensing ifølge foreliggende oppfinnelse kan i ett aspekt omfatte et system der inntaket på flash-desorbereren også er i fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorpsjonsløsningen på den andre membranabsorberen. I et annet aspekt av dette systemet står den rike absorpsjonsløsningen fra separasjonsenheten via en første og andre ventil i fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorpsjonsløsningen fra membranen både oppstrøms og nedstrøms for en tredje ventil. Output fra trykkmålende enheter anbrakt på gassinntaket og absorbentutløpssiden av membranenheten er anbrakt for å kontrollere åpningen og lukkingen av de tre ventilene som fører til kontroll over trykket over membranen.

I én utførelsesform av systemet for rensing ifølge foreliggende oppfinnelse omfatter separasjonsenheten eller den øvre delen av den kombinerte absorberer- og separasjonsenheten ytterligere et pipebrett (chimney tray) og et system for introdusering og resirkulering av en vaskevæske.

I en annen utførelsesform av systemet omfatter separasjonsenheten eller den øvre delen av den kombinerte absorber-separasjonsenheten ytterligere en dråpefanger.

I et annet aspekt av systemet ifølge oppfinnelsen kan systemet videre omfatte en trykkbuffertank og en trykkutligningsledning i fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorbenten fra den andre membranabsorberen og separasjonsenheten eller den kombinerte absorber-separasjonsenheten eller gassutløpet på separasjonsenheten eller den kombinerte absorber-separasjonsenheten.

I nok et annet aspekt omfatter systemet for rensing ytterligere én eller flere kjølere anbrakt oppstrøms inntaket til separasjonsenheten eller inntakene til den kombinerte absorber-separasjonsenheten og eller absorpsjonløsningsinntaket til den første, direkte absorberenheten.

Uttrykket «membran» skal slik det benyttes her bli tolket som å referere til enhver materialtype, utforming og form som er passende til diffusjon av sure forbindelser derigjennom på en halvpermeabel måte. Én spesielt passende membrantype er hulfibertype, hvis indre diametere typisk er 0,01-0,1 mikron, der gass strømmer. Disse små, indre diameterne er potensielt sensitive overfor væsker som fyller opp volum og blokkerer gasstrømning.

Uttrykket «sure gasser» refererer slik det blir benyttet her til sure kontaminanter slik som CO_2 og sulfidkontaminanter inkludert H_2S, merkaptaner, CS_2, COS og SO_2.

Den absorbent væsken som kan bli benyttet i foreliggende oppfinnelse er ikke spesifikt begrenset, men kan være enhver væske som omfatter en eller flere absorbenter som er i stand til å absorbere sure kontaminanter slik som CO_2 og eller sulfidkontaminanter inkludert H_2S, merkaptaner, CS_2, COS og SO_2.

Anvendbare, flytende absorbenter kan være enhver nåværende eller fremtidig anvendbar flytende løsning som er hensiktsmessig for absorpsjon, inkludert kjemiske absorbenter der absorbenten gjennomgår en kjemisk reaksjon med de sure gassene og fysiske absorbenter der absorberingen av CO_2 er basert på løseligheten av CO_2 i den fysiske absorbenten uten at noen kjemisk reaksjon finner sted.

Eksempler på kjemiske absorbenter inkluderer, men er ikke begrenset til, løsninger av aminer slik som metyl-dietanolamin (aMDEA, MDEA), monoalkohol-substituerte aminer slik som monoetanolamin (MEA), trippelalkohol-substituerte aminer slik som trietanolamin (TEA), løst i et løsningsmiddel slik som vann, alkoholer osv.

Typiske fysiske absorbenter kan være N-mety-2-pyrrolidon, metanol, metyl «glymes» av etylenglykol(EG)-oligomerer, tri-n-butylfosfat, propylenkarbonat, saltvann, ferskvann osv.

Uttrykket «mager absorpsjonsløsning» refererer slik det blir benyttet her til en fersk eller fullt regenerert absorpsjonsløsning, der fullt regenerert refererer til en absorpsjonsløsning som har gått gjennom en desorpsjonsprosess som omfatter oppvarming av absorpsjonsløsningen for desorpsjon av de sure gassene fra løsningen.

Uttrykket «delvis mager absorpsjonsløsning» refererer slik det blir benyttet her til en riks absorpsjonsløsning som kun delvis er regenerert. Den delvis magre absorpsjonsløsningen har fått tilbake en vesentlig del av sin evne til å absorbere sure gasser men inneholder også vesentlige mengder med sure gasser. Den delvise regenereringen blir generelt oppnådd ved trykknedsettelse og noen ganger uten oppvarming.

Ett aspekt av foreliggende oppfinnelse er reduksjonen av masseraten med mager absorbent som er nødvendig i en membranabsorberingsprosess, oppnådd ved bulk-fjerning av kontaminanter oppstrøms den membranabsorberingsprosessen. Fordi masseraten av mager absorbent er redusert blir utstyret og energien som er nødvendig for å regenerere absorbenten redusert.

Anvendelsen av membrankontaktorer som sådan er velkjent. Yeon et al., tilkjennegir i «Application of pilot-scale membrane contactor hybrid system for removal of carbon dioxide from flue gas», Journal of Membrane Science, binn 257, Utgave 1-2, 15.juli 2005, side 156-160 en studie som sammenligner membrankontaktorer med tradisjonelle absorpsjonstårn.

Ett fortrinn ved å benytte membranabsorpsjon er at det ikke er noen overføring av absorbenten til gassen. I konvensjonelle absorpsjonstårn er den minimale overføringen av absorbenten begrenset til fordampingstrykk for absorbenten, minus eventuell effekt av ekstra vaskefremgangsmåter, som illustrert i WO 2010/102877 A1.

Ved 90 bar kan for eksempel én type absorbent, aMDEA, absorbere omtrent 0,6 mol CO_2 per ml aMDEA. Når aMDEA-trykket blir redusert, f.eks. i en flash-separator, så blir denne absorpsjonskapasiteten typisk redusert til omtrent 0,3 mol CO_2 per mol aMDEA, og en delvis mager absorbent blir oppnådd. Slik kan CO_2-innholdet i tilførselsgassen bli redusert vesentlig når den bringes i kontakt med den delvis magre absorbenten, og absorbenten kan bli regenerert uten behov for regenerering ved varmegenerering. CO_2-nivået i tilførselsgassen kan typisk bli redusert fra 10 % til 5 % ved slik bulk-CO_2-fjerning. En utfordring er likevel å unngå at absorbenten kommer inn på tilførselssiden av membranabsorbentkontaktoren som benyttes til ytterligere senkning av CO_2-innholdet. Absorbent på tilførselssiden kan forstyrre (ved tilstopping osv.) absorpsjonsprosessen. I én utførelsesform består membranen av hule membranrør. På gassiden har disse typisk svært små diameter 0,1-1,0 mikron. Videre, dersom absorbenten ikke er separert effektivt før det blir tilført inn i membranabsorberen så vil det ende opp som overført absorbent i gassproduktet.

Oppfinnelsen løser denne utfordringen ved en effektiv absorbentseparasjon mellom førstetrinns bulk-absorpsjonen og andretrinns membranabsorpsjonen. Fortrinnsvis er separasjonen til størrelsesordenen for damptrykket til absorbenten. Dette kan bli oppnådd ved å benytte et separasjonsvolum som er stort nok til å oppnå dette. Enhver kjent separasjonsbeholder som er passende for effektiv separasjon av væske og gass kan bli overveid til dette formålet, inkludert beholdergeometri, inntaksvinkler og et gittersystem for å unngå at små dråper blir fraktet over. I tillegg kan sykloner og/eller et vaskesystem bli benyttet for en enda mer effektiv separasjon, dersom nødvendig.

Damptrykket er ved naturlov en funksjon av temperaturen i gassen. Gasstemperaturen vil øke ved den eksoterme absorpsjonsreaksjonen, og dermed er trykket i absorbentdampen som potensielt kan komme inn i membranabsorbereren på gasstilførselssiden høyt. Foreliggende oppfinnelse løser dette potensielle problemet ved en intermediær gass/absorbent-separasjon, kombinert med gasskjøling for å redusere damptrykket til absorbenten. Gasskjølingen kan være indirekte med ekstra kaldt absorbent og/eller med avkjøling av gass mellom det førstetrinns bulk-absorpsjonen og andretrinns membranabsorpsjonen. I tillegg kan ytterligere trinn for separasjon også bli benyttet, slik som f.eks. vannvasking og/eller dråpefiltre.

I én utførelsesform av foreliggende oppfinnelse blir rik absorpsjonsløsning tilveiebrakt fra bunnen av membrankontaktoren til en flash-enhet, der den delvis

magre absorbenten blir oppnådd, og deretter blir det trykksatt og blandet med tilførselsgassen.

Den kombinerte strømmen av tilførselsgass og absorpsjonsløsning dannet i det første trinnet passerer gjennom en kjøler (medstrøms), og dette ikke bare avkjøler løsningen, men fjerner også varmen fra reaksjonen og øker likevekten for sur gass-innholdet på grunn av lavere temperatur og høyere tilgjengelig oppholdstid.

På grunn av den høye konsentrasjonen av sur gass i tilførselsgassen så kan høyt innhold av løsningsmiddel bli oppnådd ved den lavere temperaturen som er opprettholdt i kjøleren.

I en annen utførelsesform blir tilførselsgass og eller den delvis magre absorbenten avkjølt med separate kjølere før det første absorpsjonstrinnet. Kjølingen kan bli oppnådd ved varmeveksling med den rike absorbenten fra det første absorberingstrinnet, eller ved varmeveksling med den delvis rensede gassen.

Fjerningen av sur bulk-gass i det første trinnet før det andre trinnet med membrankontaktor vil effektivt redusere temperaturøkningen på grunn av den eksoterme reaksjonen i membrankontaktoren, noe som vil hjelpe til å beskytte membranen.

Den totale løsningsmiddelsirkulasjonen blir redusert på grunn av økningen i sur gass innhold som oppnås ved de lavere temperaturene som oppnås i kjøleren. Dette reduserer den totale størrelsen på anlegget og kapitalkostnadene for det totale systemet. Vesentlige energibesparelser vil bli realisert med reduksjonen i løsningsmiddelsirkulering, fordi regenerering av absorpsjonsløsning er energikrevende. Både størrelses-/kapitalkostnader og energibesparelser er direkte proporsjonale med løsningsmiddelsirkuleringsraten.

Den nødvendige graden av separasjon for gass/væske-separasjonen før inngang i membrankontaktoren må være basert på membranens toleranse for væskeoverføring.

Kort beskrivelse av figurene

Figur 1 illustrerer en absorpsjons-desorpsjonsprosess som tilkjennegitt i den kjente teknikken ifølge US 6,228,145.

Figur 2 illustrerer skjematisk en første utførelsesform av foreliggende oppfinnelse.

Figur 3 illustrerer skjematisk en andre utførelsesform av foreliggende oppfinnelse.

Figur 4 illustrerer skjematisk en tredje utførelsesform av foreliggende oppfinnelse.

Figur 5 illustrerer skjematisk en fjerde utførelsesform av foreliggende oppfinnelse.

Figur 6 illustrerer skjematisk en femte utførelsesform av foreliggende oppfinnelse.

Figur 7 illustrerer en ytterligere utførelsesform av foreliggende oppfinnelse.

Figur 8 illustrerer en utførelsesform av oppfinnelsen som kun benytter en fysisk absorbent.

Detaljert beskrivelse av oppfinnelsen

Foreliggende oppfinnelse vil nå bli beskrevet i ytterligere detalj med referanse til de vedlagte figurene og illustrerte utførelsesformene.

Figur 1 viser opplegget for en prosess ifølge den kjente teknikken. En gasstrøm 1 som omfatter sure gasser blir ført inn i en første ende av en membran-gass-væske-kontaktor 3 på en første side av membranen. Ren gass forlater kontaktoren fra en andre ende gjennom linje 2. En strøm 11 med flytende absorbent blir ført motstrøms fra den andre enden til den første enden av kontaktoren på en andre side av membranen. Den derved oppnådde rike, flytende absorbenten blir fjernet fra kontaktoren gjennom rør 12 og varmet opp i en varmeveksler 8 før det sendes inn som strøm 6 inn i en desorpsjonsmembrankontaktor 4. I membrankontaktoren 4 blir de sure gassene frigjort fra absorbenten og passerer membranen og blir transportert ut av kontaktoren 4 med en motstrøms dampstrøm som kommer inn fra ledning 13 og som går ut gjennom ledning 14. Strømmen blir renset og resirkulert via en dampresirkuleringsloop. Den rike dampen blir avkjølt først i varmeveksler 15 og derfra fortsetter den gjennom rør16 inn i kjøler 17 før den via ledning 18 går inn i en separator 19. Kjølingen fører til kondenseringen av dampen. De sure gassene forlater separatoren gjennom ledning 7 mens den kondenserte vannfasen blir varmet opp på nytt etter at den er fjernet via pumpe 74 gjennom ledning 20. Oppvarming blir delvis utført ved varmeveksling med den rike dampen i varmeveksler 15. Derfra blir den delvis oppvarmede strømmen ført gjennom ledning 21 inn i varmer 22. Varmeren 22 tilveiebringer den ytterligere varmen for å danne motstrøms-dampstrømmen. Den magre absorbenten forlater desorpsjonsmembrankontaktoren 4 via pumpe 73 gjennom ledning 5. Den magre absorbenten blir først avkjølt ved varmeveksling med den rike absorbenten i varmeveksler 8. Derfor blir den magre absorbenten ført gjennom ledning 10 inn i kjøler 9 der den magre absorbentstrømmen 11 blir dannet.

Anvendelsen av desorpsjonsmembrankontaktor begrenser overføring av absorbent til dampstrømmen. Videre enhver strøm som ikke er kondensert og som derfor blir ført over sammen med de sure gassene i strømmen 7 medfører ikke noen vesentlige problemer verken miljømessig eller prosessmessig. Det kan likevel vær behov for å etterfylle vanntapet i dampresirkuleringsloopen.

Figur 2 illustrerer skjematisk en første utførelsesform av fremgangsmåten og systemet ifølge foreliggende oppfinnelse. Her blir gass renset ved to separate absorbentresirkuleringslooper, der begge loopene inkluderer flash-separasjon, men

kun det siste trinnet inkluderer også regenerering/desorpsjon ved oppvarming for å danne en mager absorbent.

På figurene, blir det der det er mulig benyttet like referansenummer på elementer som er lik elementer som er til stede på figur 1.

I den første utførelsesformen på figur 2 blir gasstrømmen 1 som skal renses introdusert i en direkte absorbererenhet 25, absorpsjonsløsningen tilført til den direkte absorberenheten 25 gjennom ledning 26 er en delvis mager absorpsjonsløsning. En blanding av gass og absorbent forlater absorberen gjennom ledning 31 og går inn i kjøler 32. Avkjølingen klargjør gassen for rensing i den andre absorberingsloopen og senker også avdampingstrykket for absorbenten.

Etter avkjøling blir blandingen tilført en nedre seksjon 34 av en separator 33. Delvis renset gass blir fjernet fra toppen av separatoren gjennom ledning 30. Den rike absorpsjonsløsningen blir resirkulert ved å transportere løsningen gjennom rør 28 til en flash-separator 27. I det minste en del av de absorberte, sure gassene blir frigjort i flash-separatoren 27, og de frigjorte sure gassene blir fjernet gjennom ledning 29. Den derved oppnådde delvis magre absorpsjonsløsningen blir tilført den direkte absorberenheten 25 via pumpe 70 gjennom ledning 26. Eventuelt kan en kjøler 56 være installert oppstrøms absorberenheten 25. Dersom væsken i den delvis magre absorbentloopen har tilstrekkelig stor massestrømningsrate, og blir avkjølt tilstrekkelig, så vil denne kalde delvis magre absorbenten virke som en åpen direkte kjøler på tilførselsgassen.

Separatoren 33 kan inkludere en vaskeresirkuleringsloop for ytterligere å fremme separasjon av absorbent. Vaskeloopen omfatter oppstrøms introduksjon av et vaskefluid og et pipebrett 35 som tillater gass med gjenværende absorbent og sure gasser å komme inn i vaskesonen, men denne pipen forhindrer også at vaskefluid faller ned i bunnsonen 34. Fluidet for vaskeresirkuleringsloopen kan være enhver væske som er akseptabel for overføring og som er hensiktsmessig for redusere innholdet av absorbent, slik som vann. Vaskefluidet blir fjernet fra pipebrettet 35 via ledning 38 og avkjølt i kjøler 37 før det blir resirkulert til toppen av vaskesonen. I tillegg kan resirkuleringsloopen i en foretrukket utførelsesform inkludere en blødnings- og erstatningstilførsel for dette vaskefluidet for å erstatte kontaminert vaskefluid.

Alternativt eller i tillegg kan separatoren 33 ytterligere omfatte en dråpefanger 36 som er inkludert for å begrense overførselen av absorbent inn i den andre absorberingsloopen.

Den delvis rensede gassen blir introdusert til den første siden av en gass-væske-membrankontaktor 3 der rensingen blir utført til et tilfredsstillende nivå og den rensede gassen blir oppnådd via ledning 2. Den flytende absorbenten som blir introdusert motstrøms til kontaktoren 3 fra ledning 11 består av mager absorbent

som er regenerert på en tilsvarende måte som beskrevet ovenfor i relasjon til figur 1. Anvendelsen av en full regenerert mager absorbent sikrer at et tilfredsstillende nivå av rensing blir oppnådd. Rikt absorbent som omfatter de absorberte sure gassene forlater kontaktoren gjennom ledning 44 og blir tilført i en andre flash-separator 41. Inne i den andre flash-separatoren 41 blir en del av de absorberte sure gassene desorbert og fjernet gjennom ledning 43, mens den delvis regenererte absorpsjonsløsningen gjennom ledning 42 og via pumpe 72 blir introdusert til den fulle regenereringsloopen.

Systemet og fremgangsmåten som er illustrert på figur 2 omfatter ytterligere en trykkutligningslinje 39 mellom den nedre delen av separasjonsenheten 33 og en buffertank 40 forbunnet med den rike absorbenten ledningen 44. Membranen som benyttes i membrankontaktoren 3 er trykksensitiv og utlikningen av trykk over membranen forbedrer varigheten, stabiliteten og levetiden til membranene. Trykkutlikningslinjen kan som illustrert være koblet til separasjonsenheten 33 oppstrøms dråpefangeren 36 slik at enhver fordampet absorbent som er til stede i buffertanken 40 ikke blir ført med over inn på gassiden av membrankontaktoren 3. Alternative konfigurasjoner for trykkontrollen og trykkutligningen som kan bli kombinert med det tilkjennegitte systemet vil bli beskrevet i sammenheng med figur 3, 7 og 8.

I utførelsesformen som er illustrert på figur 2 blir absorbentresirkuleringsloopen i det første trinnet holdt helt separert fra absorbentresirkuleringsloopen i det andre absorpsjonstrinnet.

Absorbenten i den første resirkuleringsloopen kan i én utførelsesform av oppfinnelsen være en fysisk absorbent, og en kjemisk absorbent i det andre absorpsjonstrinnet. Siden fysiske absorbenter er basert på løseligheten av CO_2 i løsningsmiddelet, og ikke på en kjemisk reaksjon, så blir lite eller ingen varme generert fra denne CO_2-absorpsjon og mindre kjøling vil være nødvendig oppstrøms for absorpsjonen. Deretter vil lite eller ingen oppvarming være nødvendig for desorpsjon, og dermed spares utstyr og energi. Faktisk kan den fysiske absorbenten virke som et åpent kjølesystem for gassen oppstrøms membrankontaktoren. Regenerering når det benyttes en fysisk absorbent blir ofte oppnådd kun ved trykkfrigjøring, dvs. uten oppvarming.

Denne kombinasjonen av fysisk absorbent for bulk-fjerning, og kjemisk absorbent i andre trinn, er fordelaktig i mange tilfeller fordi fysisk absorbenter vanligvis er billigere, genererer mindre varme og vanligvis er mer miljøvennlig. Kombinasjonen oppnår et størrelses- og kostnadseffektivt system for gassrensing.

Figur 3 illustrerer en andre utførelsesform ifølge foreliggende oppfinnelse, der de separate absorbentresirkuleringsloopene blir kombinert i en felles flashing. Her blir den delvis regenererte absorbentstrømmen 26 som introduseres i gasstrømmen 1 i den direkte absorberenheten 25 oppnådd fra den andre flashenheten 41 og den første

flashenheten 27 blir utelatt. I denne utførelsesformen blir den rike absorbenten som fjernes fra den separate enheten 33 via ledning 28 introdusert til den andre flash-enheten 41 via rik absorbentledning 44. Den andre utførelsesformen kan eventuelt inkludere en vaskeloop i sammenheng med separasjonsenheten 33.

Videre illustrerer figur 3 en alternativ løsning for kontrollering av trykket over membranen. I denne løsningen er trykkutligningslinjen koblet til den delvis rensede gassen oppstrøms membranen men nedstrøms for dråpefangeren 36. Buffertanken 40 og utlikningslinjen er dimensjonert i overensstemmelse med dette. Fortrinnsvis vil da et filter 45 bli anbrakt på toppen av buffertanken 40 i sammenheng med trykkutligningslinjen 39', for å minimere at enhver strøm av absorbent inn i gassfasen 30 som går inn i membrankontaktoren. Filteret 45 kan være ethvert passende middel for å stoppe damp fra å bli transportert i trykkutligningslinjen, der noen eksempler inkluderer (ikke begrensende) en «mesh pad, vanes packs eller fibre beds» osv.

I utførelsesformen som er illustrert på figur 3 er trykkutligningslinjen 39' anbrakt mellom ledningen 30 som frakter delvis renset gass til membrankontaktoren.

Figur 4 illustrerer en tredje utførelsesform av foreliggende oppfinnelse. Denne utførelsesformen er lik den tredje utførelsesformen men her blir en del av den avkjølte, magre absorbenten fra ledning 11 via ledning 50 introdusert inn i den delvis magre absorbentstrømmen 26 for å oppnå en noe mer mager absorbent i den delvis magre absorbentstrømmen 26 for å bli benyttet i den direkte absorbereren 25.

Figur 5 illustrerer en fjerde utførelsesform av foreliggende oppfinnelse. I denne utførelsesformen er den direkte absorberen inkludert i den samme enheten som separasjonsenheten ved at den delvis magre absorbenten blir ført fra den andre flash-enheten 41 via rør 55 og kjøler 56 inn i den kombinerte absorpsjons- og separasjonsenheten 57. Gasstrømmen 1 blir eventuelt avkjølt i kjøler 51 før den går inn i enheten 57 gjennom ledning 52. Gassen går inn i enhet 57 i en lavere sone 54 men over utløpet inn i ledningen 28 for rik absorbent. Den delvis magre absorbenten blir introdusert i den øvre delen av den nedre sonen 54 som dermed virker som en direkte absorberingssone. I den nedre sonen 54 inneholder enheten en gass-væske-blanding. Sammenlignet med andre utførelsesformer danner toppdelen 58 og bunndelen 59 på den nedre sonen 54 utløpet og inntaket for gass-væske-blandingen. Den avkjølte delvis magre absorbenten avkjøler gass-strømmen ytterligere. Figur 5 illustrerer videre at trykkutligningslinjen 39 kan være koblet til den kombinerte absorpsjons- og separasjonsenheten 57 i en sone 53 oppstrøms for vaskesonen. Her kan også et filter 45 oppstrøms buffertanken 40 bli benyttet, i sammenheng med trykkutligningslinjen 39', for å minimere at enhver strømning av absorbent til gassfasen 30 kommer inn i membrankontaktoren. I dette tilfellet tilveiebringer linjen 39' en mer presis trykkontroll i tilfellet der vaskeseksjonen og dråpefangeren 36 selv er årsaken til ytterligere trykkvariasjoner.

Figur 5 illustrerer et ytterligere aspekt av foreliggende oppfinnelse som også kan bli inkludert i de andre illustrerte utførelsesformene. Systemet omfatter en ledning 50 som muliggjør at en strøm av mager absorpsjonsløsning kan bli blandet med den delvis magre absorbenten før det første direkte absorpsjonstrinnet. Dermed kan absorberingskapasiteten til den delvis magre absorpsjonsløsningen bli justert, og videre kan den magre absorpsjonsløsningen bli avkjølt og avkjøler derfor også den delvis magre absorbentstrømmen.

Figur 6 illustrerer en femte utførelsesform av foreliggende oppfinnelse. I denne utførelsesformen inkluderer separasjonsenheten 61 et tangentielt og nedover rettet direkte inntak 60 for den avkjølte gassen og absorbenten fra den direkte absorberen 25. Dermed tilsvarer den nedre sonen 63 av separasjonsenheten en syklonseparator. Som vist kan diameteren på inntaket bli økt for å dempe gassfluktueringer som kan føre til trykkfluktueringer over membranen. Den viste utførelsesformen omfatter ytterligere en «vane pack» 62 oppstrøms dråpefangeren 36 for å øke separasjonen og begrense overføringen av absorbent.

I utførelsesformen på figur 6 blir den delvis magre absorbenten avkjølt med kjøler 56, som kan bli benyttet i stedet for eller i kombinasjon med en kjøler 32 og eller eventuell kjøler 51. Den totale kjølende energien fra disse kjølerne bør fortrinnsvis være summen av den eksoterme energien fra den første absorpsjonsprosessen og energien for å avkjøle gassen tilstrekkelig for den andre absorpsjonsprosessen. Et stort fortrinn ved å avkjøle gassen før den kommer inn i membranabsorberingsprosessen ved å benytte absorbenten er at det reduserer gasstrykkfallet som ellers ville blitt forårsaket mekanisk ved kjøleren 32. En lav temperatur i gassen muliggjør bedre separasjon av delvis mager absorbent, fordi avdampingstrykket for absorberingsløsningen blir redusert med temperaturen.

Absorbentkjøleren 56 er også illustrert på figurene 2 og 6. Disse figurene viser alternative utførelsesformer som viser hvordan kjøling av den delvis magre absorbenten kan bli benyttet i tillegg til eller i stedet for kjøleren 32. Temperaturen på den delvis magre absorbenten som går inn i den direkte absorberenheten 25 blir senket og dette gjør det mulig å oppnå en høyere andel av sur gass i forhold til løsningsmiddel i den absorbent strømmen som forlater den direkte absorberen.

Oppfinnelsen beskriver en første og en andre absorpsjonsprosess, hvorved den andre absorpsjonsprosessen benytter membraner. Oppfinnelsen inkluderer også at den første absorpsjonsprosessen kan bli konfigurert i parallell eller i serie med førstetype absorpsjonsprosesser, og at den andre absorpsjonsprosessen kan bli konfigurert i parallell og serie med førstetype absorpsjonsprosesser.

I tilfellet der en fysisk absorbent blir benyttet i første serie og kjemisk absorbent i det andre trinnet så er ikke konsekvensen av at absorbentdamp forsvinner ut av separatoren mellom trinnene så kritisk, og dermed er ikke vaskesekvens nødvendigvis nødvendig. Fluider fra den kjemiske absorbenten fra det andre trinnet

må da likevel fremdeles bli forhindret fra å unnslippe gjennom trykkutligningslinjen, og i en slik konfigurasjon vil da et filter i eller oppstrøms buffertanken fortrinnsvis bli benyttet.

Den ytterligere utførelsesformen som er illustrert på figur 7 viser en alternativ løsning for kontrollering av trykket over membranen. Det er viktig at kontrollen av trykkutligningen er rask og presis, og at tverrsnittdiameteren på trykkutligningslinjen og nærhet er designet for tilstrekkelig responsevne. Trykkutligningen kan bli regulert med adekvat responstids- og membranbeskyttelsessystemer, for eksempel slik som vist i US 6649047.

Membraner bør fortrinnsvis ha et overtrykk på gassiden, dvs., rørsiden av absorbermembranen. Dette er for å unngå en kollaps av rørene. Dette kan bli kontrollert ved å benytte en væskeutligningslinje 75 mellom separatoren 61 og absorpsjonsløsningen på membransiden. Linjen 75 tilveiebringer også de samme funksjonene som en linje 28 på de tidligere tegningene, for å transportere den første rike absorpsjonsløsningen til flash-enheten 41. Trykkforskjellen kan bli målt med trykkinstrumentene 76 og 77. Dette systemet omfatter tre ventiler 78, 79 og 80 som blir benyttet for å kontrollere trykket i den rike absorpsjonsløsningen ved utløpet av membranenheten. Ved stabile trykkbetingelser er ventilen 79 åpen og ventil 78 er lukket. Et slikt system vil alltid ha nok væske for å kunne justere trykk fordi væsketilførsel er tilveiebrakt i det første absorpsjonstrinnet, gitt at separatoren ikke tømmes ut ved strømmen gjennom ventil 79 inn i flash-separatoren 41. Forhindringen av at separatoren tømmes kan bli kontrollert ved å justere ventilen 79 mot et tilstrekkelig væskenivå i separator 61. Dersom man ikke har denne tilstrekkelige tilførselen av væske 75 og kontrollere væskenivået i separator 61 vil en gass i stedet gå inn i væskeutligningslinjen, som vil være komprimerbar, og ikke så effektiv til justering av trykk effektivt nok. Konfigurasjonen på figur 7 muliggjør en kombinert, effektiv membranbeskyttelse og trykkontroll, og også utstyrsbesparelser fordi systemet ikke behøver noen andre buffertanker.

Fordi væske er relativt lite komprimerbar sammenlignet med gass vil dette utgjøre en rask trykkjustering for trykkvariasjoner i gasstilførselen 1.

For desorpsjonen strømmer gassen fortrinnsvis på skallsiden av membranen, så her er overtrykket fortrinnsvis ikke i absorbentvæsken 6, men i stedet i dampen 13. Trykket fra absorbentvæsken 6 og dampen 13 er lettere å kontrollere fordi disse er trykk som er generert fra et kontrollert system, og ikke i en gassproduksjon 1 med potensielle alvorlige gassfluktueringer.

Fra US 2002/195251 er det kjent å avkjøle gass for å fjerne og separere kontaminanter/kondensater oppstrøms for en membran, og varme opp gassen igjen ved å benytte en kryssvarmeveksler før inngang i en membranseparator. Imidlertid når det innses at løseligheten til karbondioksid er en sterk invers funksjon av temperaturen i absorbenten, spesielt i en fysisk absorbent slik som sjøvann, så er

avkjøling av gassen oppstrøms og fjerning av kontaminantene inkludert kondensat oppstrøms det første absorpsjonstrinnet foretrukket. Dersom kondensatene ikke fjernes oppstrøms den første absorpsjonen vil de kondensere i separatoren 61 og bli transportert via linje 75 sammen med den rike absorbenten og fortsette via linjene 79, 42, 6, 5, 10 og 11 og derved ende opp i membranen på absorbentsiden, der de sannsynligvis vil tilstoppe membranen.

I den illustrerte utførelsesformen blir gasstrømmen 100 som omfatter kondensater avkjølt med kjøler 82 og kondensatene blir fjernet som strøm 81 i separator 84 før den kondensatmagre gasstrømmen 1 går inn i den første absorbereren 25. I denne utførelsesformen kan den delvis magre gassen 30 eventuelt bli varmet opp i varmeveksler 83 oppstrøms for membranseparatoren.

I en foretrukket utførelsesform blir gassen som er avkjølt nedstrøms for det første absorpsjonstrinnet kryssvarmevekslet med den delvis magre gassen 30, de illustrerte, separate enhetene 82 og 83 vil da være illustrasjoner på de to sidene av den samme enheten.

I en alternativ utførelsesform blir gassen 100 varmevekslet med den separerte absorbenten 75, enten som én kryssvarmeveksler eller to varmevekslere i kommunikasjon med hverandre eller som to varmevekslere med et varmepumpesystem mellom.

I denne utførelsesformen oppnår man bedre kondensering oppstrøms for det første absorpsjonstrinnet, og bedre desorpsjon ved trykksenkingstrinnet 41, og man gjenvinner også ekstra varme.

I utførelsesformen som er illustrert på figur 8 blir gasstrømmen 1 som skal renses introdusert til en direkte absorbererenhet 25, absorpsjonsløsningstilførselen til den direkte absorbererenheten 25 gjennom ledning 26 er en delvis mager absorpsjonsløsning. I denne utførelsesformen blir en fysisk absorbent benyttet.

En blanding av gass og absorbent forlater absorberen gjennom ledning 31. Ingen kjøling er nødvendig.

Blandingen blir tilført til en lavere seksjon av separator 33. Delvis renset gass blir fjernet fra toppen av separatoren gjennom ledning 30 etter å ha gått gjennom den eventuelle dråpefangeren 36. Den rike absorpsjonsløsningen blir resirkulert ved å transportere løsningen gjennom rør 75 til en flash-separator 41. I det minste en del av de absorberte sure gassene blir frigjort i flash-separatoren 41, de frigjorte sure gassene blir fjernet gjennom ledning 43. Den slik oppnådde i det minste delvis magre absorpsjonsløsningen blir tilført den direkte absorberenheten 25 via pumpe 70 gjennom ledning 26.

Separatoren 33 kan inkludere en vaskesyklusloop for ytterligere å fremme separasjon av absorbent fra gassfasen, ikke vist.

Den delvis rensede gassen blir introdusert til den første siden av gass-væske-membrankontaktoren 3 der rensingen blir fullført til et tilfredsstillende nivå og den rensede gassen blir oppnådd gjennom ledning 2. Den flytende absorbenten som introduseres motstrøms til kontaktoren 3 fra ledning 11 består av i det minste delvis mager absorbent som er regenerert gjennom flash-desorpsjon i enhet 41 og pumpet tilbake med pumpe 72 på en tilsvarende måte som beskrevet ovenfor for den direkte absorbereren. Når det benyttes en fysisk absorbent frigjør trykkavlastningen de absorberte sure gassene. I den illustrerte utførelsesformen er ingen ytterligere desorpsjonsprosess nødvendig. Pumpene danner trykket på nytt og ytterligere oppvarming eller avkjøling er eventuelt ikke nødvendig.

Systemet for trykkontroll er likt systemet som er illustrert på figur 7. Trykket blir kontrollert ved å benytte en væskeutligningslinje 75 mellom separatoren 61 og absorpsjonsløsningen på membransiden. Trykkforskjellen kan bli målt med trykkinstrumentene 76 og 77. Systemet omfatter tre ventiler 78, 79 og 80 som blir benyttet for å kontrollere trykket i den rike absorpsjonsløsningen ved utløpet på membranenheten.

Figurene som er inkludert her illustrerer noen av utførelsesformene av foreliggende oppfinnelse men disse bør generelt likevel ikke bli ansett som begrensende for omfanget av foreliggende oppfinnelse slik den er definert i kravene, slik dette er klart for fagfolk på området. Fagfolk på området vil ytterligere innse at ulike løsninger som er vist i de ulike illustrerte utførelsesformene fritt kan kombineres uten å fjerne seg fra omfanget av foreliggende oppfinnelse.

PATENTKRAV

1. Fremgangsmåte for rensing av en trykksatt gasstrøm som omfatter sure gasser, der fremgangsmåten omfatter

- i et første absorberingstrinn, å bringe den trykksatte gasstrømmen i direkte kontakt med en første absorpsjonsløsning for å absorbere i det minste en del av de sure gassene, resulterende i en gass-væske-blanding,
- å separere gass-væske-blandingen i en delvis renset, trykksatt gasstrøm og en første rik absorpsjonsløsning,
- i et andre nedstrøms absorpsjonstrinn, å bringe den delvis rensede, trykksatte gassen i kontakt med en andre absorpsjonsløsning gjennom en membrankontaktor, derved oppnå en andre rik absorpsjonsløsning og en renset, trykksatt gasstrøm, og
- der den første absorpsjonsløsningen er en delvis mager absorpsjonsløsning.

2. Fremgangsmåte ifølge krav 1, der den andre absorpsjonsløsningen er en mager absorpsjonsløsning.

3. Fremgangsmåte ifølge krav 1, der den andre absorpsjonsløsningen er en delvis mager absorpsjonsløsning og der den første og eventuelt også den andre absorpsjonsløsningen inneholder en fysisk absorbent.

4. Fremgangsmåte ifølge krav 1, 2 eller 3, der blandingen blir separert til størrelsesordenen for damptrykket til absorbenten.

5. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de foregående krav, som ytterligere omfatter å oppnå den delvis magre absorpsjonsløsningen ved trykkavlastning av den første rike absorpsjonsløsningen, eller den andre rike absorpsjonsløsningen eller en blanding av den første og den andre rike absorpsjonsløsningen.

6. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de foregående krav, der fremgangsmåten ytterligere omfatter å avkjøle gass-væske-blandingen før den blir separert.

7. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de tidligere krav, der fremgangsmåten i det første absorpsjonstrinne omfatter tilsetning av den første absorpsjonsløsningen sammen med gasstrømmen.

8. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de tidligere krav, der fremgangsmåten i det første absorpsjonstrinnet omfatter å spraye den første absorpsjonsløsningen inn i gasstrømmen.

9. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de foregående krav, der fremgangsmåten omfatter å vaske den delvis rensede gasstrømmen og eller passere den delvis rensede gass-strømmen gjennom en dråpefanger.

10. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de foregående krav, der fremgangsmåten omfatter å kontrollere trykket over membranen for å opprettholde et stabilt overtrykk på gasstilførselssiden.

11. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de foregående krav, der fremgangsmåten ytterligere omfatter å blande mager absorbent inn i den delvis magre absorbenten oppstrøms det første absorpsjonstrinnet.

12. Fremgangsmåte ifølge ethvert av de foregående krav, der fremgangsmåten ytterligere omfatter å avkjøle den delvis magre absorbenten oppstrøms det første absorpsjonstrinnet.

13. Fremgangsmåte ifølge krav 10, der trykket blir kontrollert ved å benytte en trykkutliknende linje som kobler sammen delvis rensede, trykksatte gassen via et filter med en absorbentbuffertank anbrakt nedstrøms det andre absorpsjonstrinnet.

14. Fremgangsmåte ifølge krav 5 og 10, der trykket blir kontrollert ved å regulere en strøm mellom den første rike absorpsjonsløsningen og den andre rike absorpsjonsløsningen oppstrøms trykkavlastningstrinnet for å oppnå den delvis magre absorpsjonen.

15. System for rensing av en trykksatt gasstrøm som omfatter sure gasser, der systemet omfatter

- en direkte absorberenhet som omfatter et gassinntak, et absorpsjonsløsningsinntak og et gass-væske-blandingsutløp,
- en separasjonsenhet som omfatter et gassutløp, et utløp for rik absorpsjonsløsning og et inntak koblet til gass-væske-blandingsutløpet,
- en flash-desorpsjonsenhet som omfatter et utløp for desorbert gass, et utløp for delvis mager absorbent i fluid kommunikasjon med absorpsjonsløsningsinntaket i den første absorpsjonsenheten og et inntak i fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorpsjonsløsningen i separasjonsenheten,

- en membranabsorberenhet som på en første side av membranen omfatter et gassinntak i fluid kommunikasjon med gassutløpet i separasjonsenheten, et utløp for renset gass, og som på en andre side av membranen omfatter et inntak for mager absorpsjonsløsning og et utløp for rik absorpsjonsløsning.

16. System ifølge krav 11, der den direkte absorpsjonsenheten er kombinert med separasjonsenheten for å danne

- en kombinert direkte absorber-separasjonsenhet som på en nedre del omfatter gassinntaket, inntaket for absorpsjonsløsningen og utløpet for den rike absorbenten, og som på en øvre del omfatter gassutløpet.

17. System for rensing ifølge ethvert av kravene 11-14, der inntaket på flash-desorbereren også er i fluid kommunikasjon med utløpet for den rike absorpsjonsløsningen på membranabsorberen.

18. System for rensing ifølge ethvert av kravene 11-15, der separasjonsenheten eller den øvre delen av den kombinerte absorber-separasjonsenheten ytterligere omfatter et skorsteinsbrett og et system for introduksjon og resirkulering av vaskevæske.

19. System for rensing ifølge ethvert av kravene 11-16, der separasjonsenheten eller den øvre delen av den kombinerte absorber-separasjonsenheten ytterligere omfatter en dråpeutfeller.

20. System for rensing ifølge ethvert av kravene 11-17, der systemet ytterligere omfatter en trykkbuffertank og en trykkutligningsledning i fluid kommunikasjon med utløpet for rik absorbent fra membranabsorberen og separasjonsenheten eller den kombinerte absorber-separasjonsenheten eller gassutløpet på separasjonsenheten eller den kombinerte absorber- separasjonsenheten.

21. System for rensing ifølge ethvert av kravene 11-18, der systemet ytterligere omfatter én eller flere kjølere anbrakt oppstrøms inntaket i separasjonsenheten eller inntakene til den kombinerte absorber- separasjonsenheten og eller inntaket for absorpsjonsløsningen til den direkte absorberenheten.

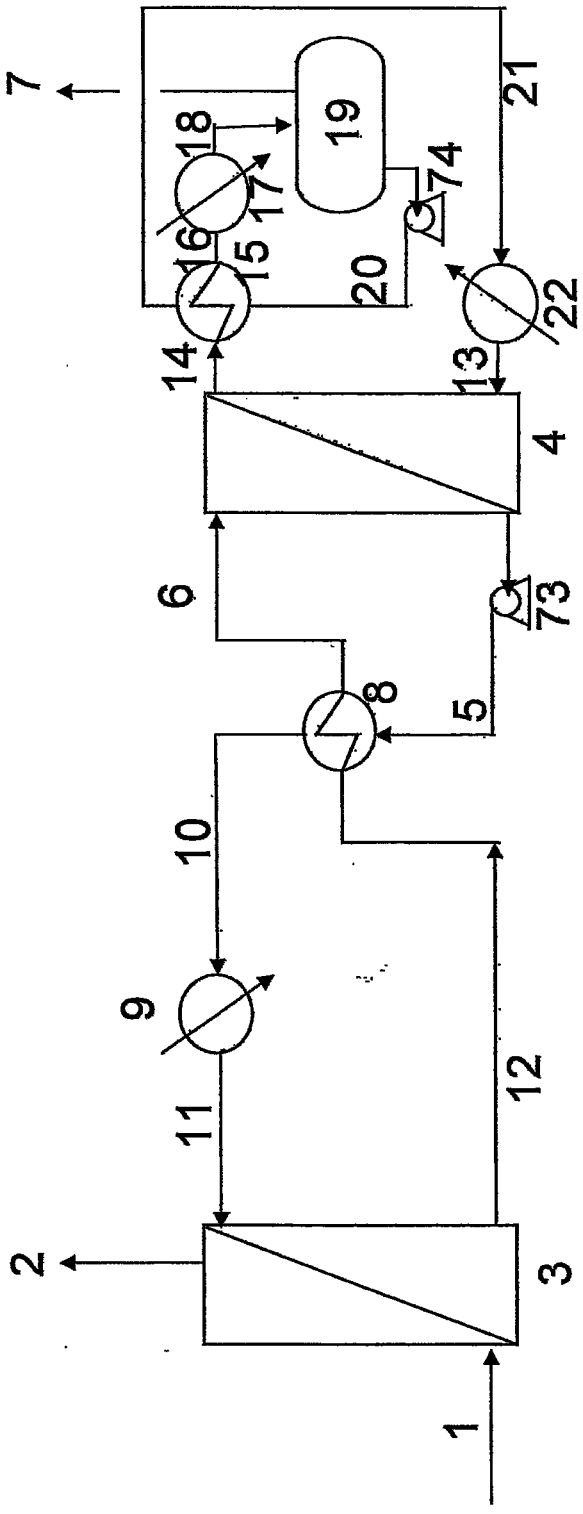


Fig. 1 (Prior art)

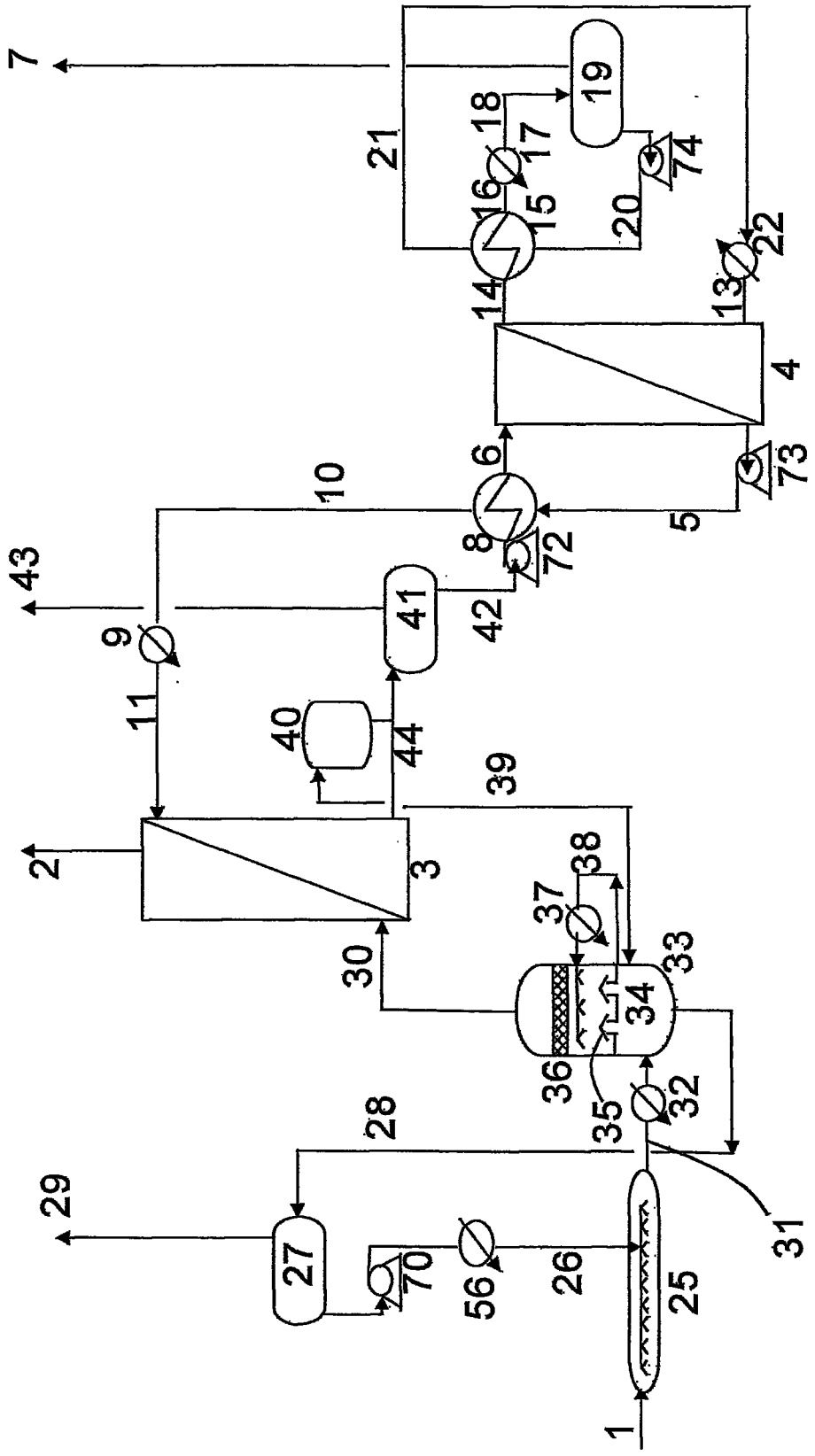

7
19
18
17
74
21
16
15
20
22
14
13
4
6
73
10
8
72
5
43
41
9
42
11
40
44
39
2
3
38
37
30
33
34
36
35
32
28
31
29
27
70
56
26
25
1

Fig. 2

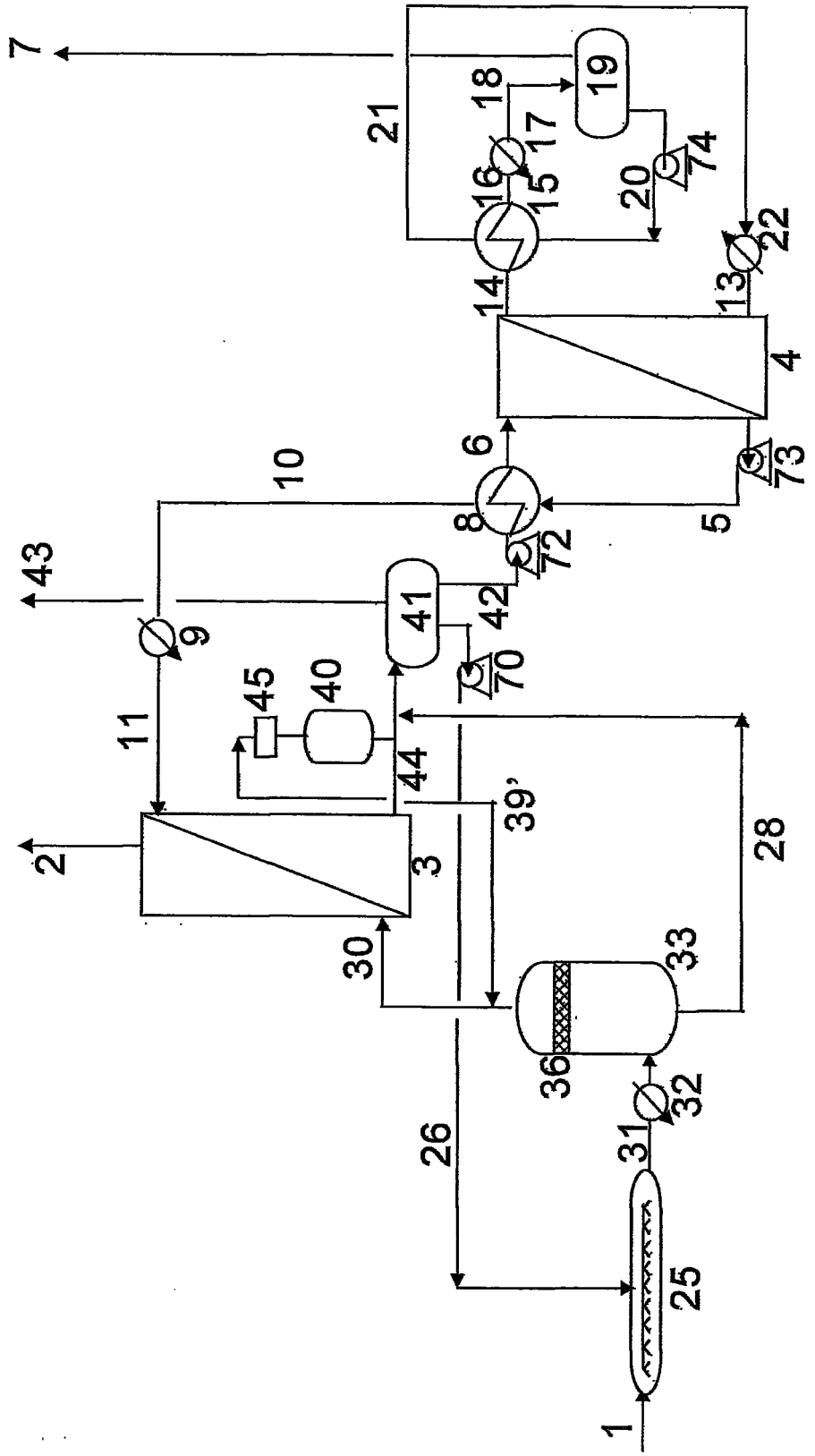

7
21
18
19
17
74
16
15
20
22
14
13
4
6
10
73
8
72
5
43
41
42
9
70
45
40
11
44
39'
28
2
3
30
33
36
32
26
31
25
1

Fig. 3

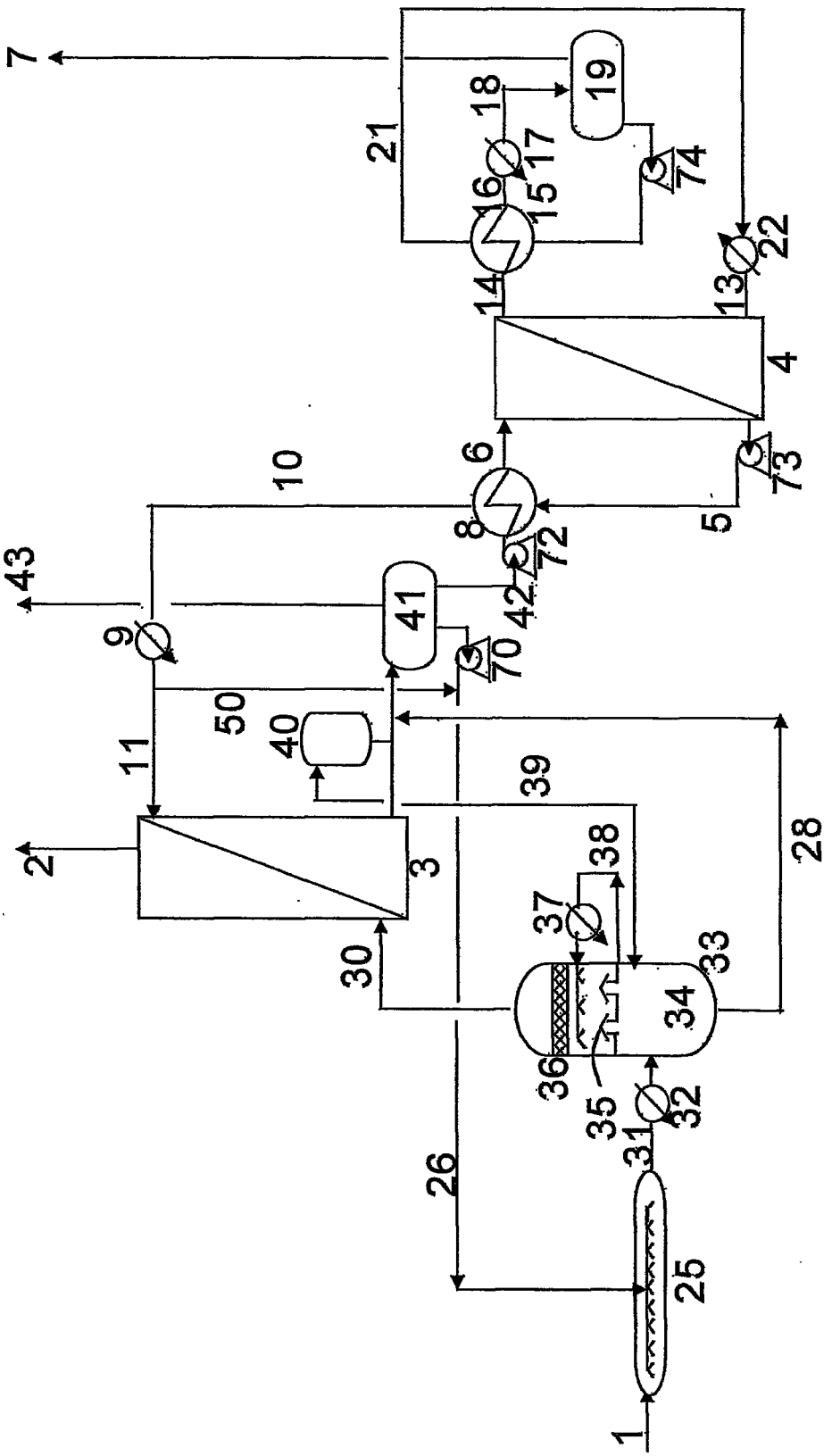

7
21
19
18
17
74
16
15
14
22
13
4
73
6
10
8
72
5
43
9
41
42
70
50
40
11
39
2
3
38
37
28
30
33
34
36
35
32
31
26
25
1

Fig. 4

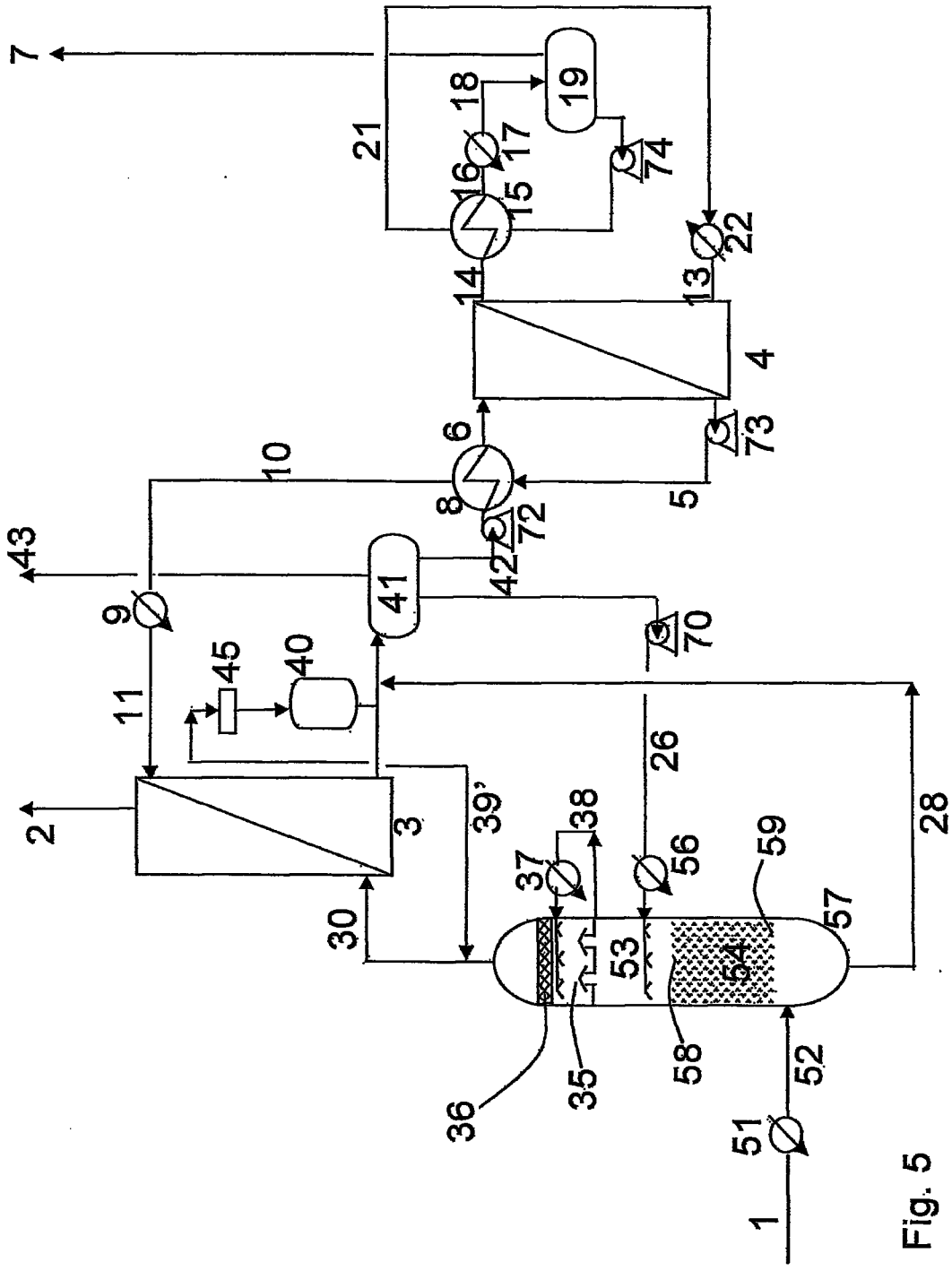

7
18
19
21
16
17
74
15
22
14
13
4
6
73
10
8
72
5
43
42
41
9
70
45
40
11
26
2
3
39'
38
37
56
59
28
30
57
53
54
36
35
58
52
51
1

Fig. 5

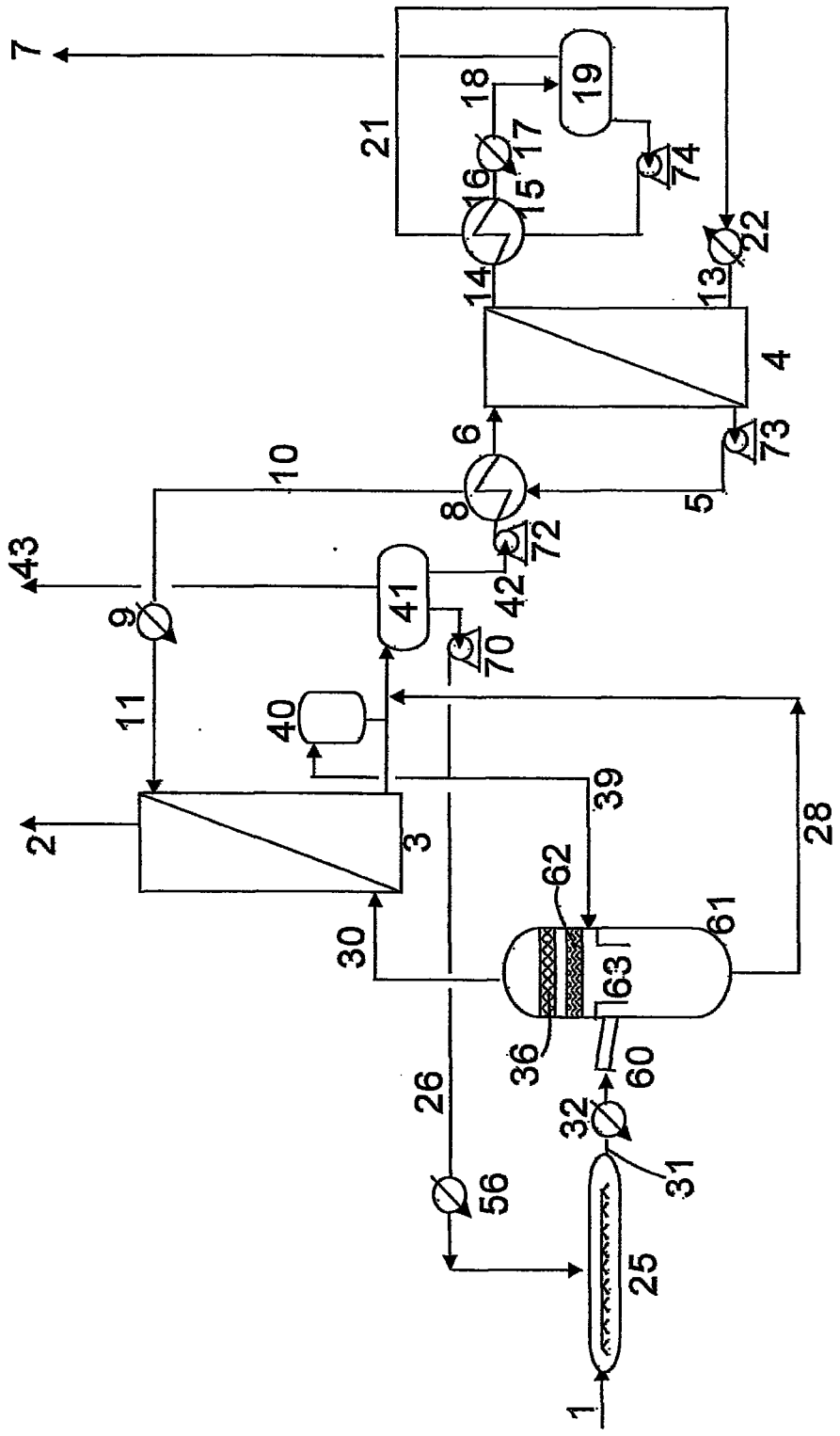

7
18
19
21
17
16
15
74
22
14
13
4
6
73
10
8
72
5
43
9
41
42
70
11
40
39
28
2
3
62
61
30
63
36
60
26
32
31
56
25
1

Fig. 6

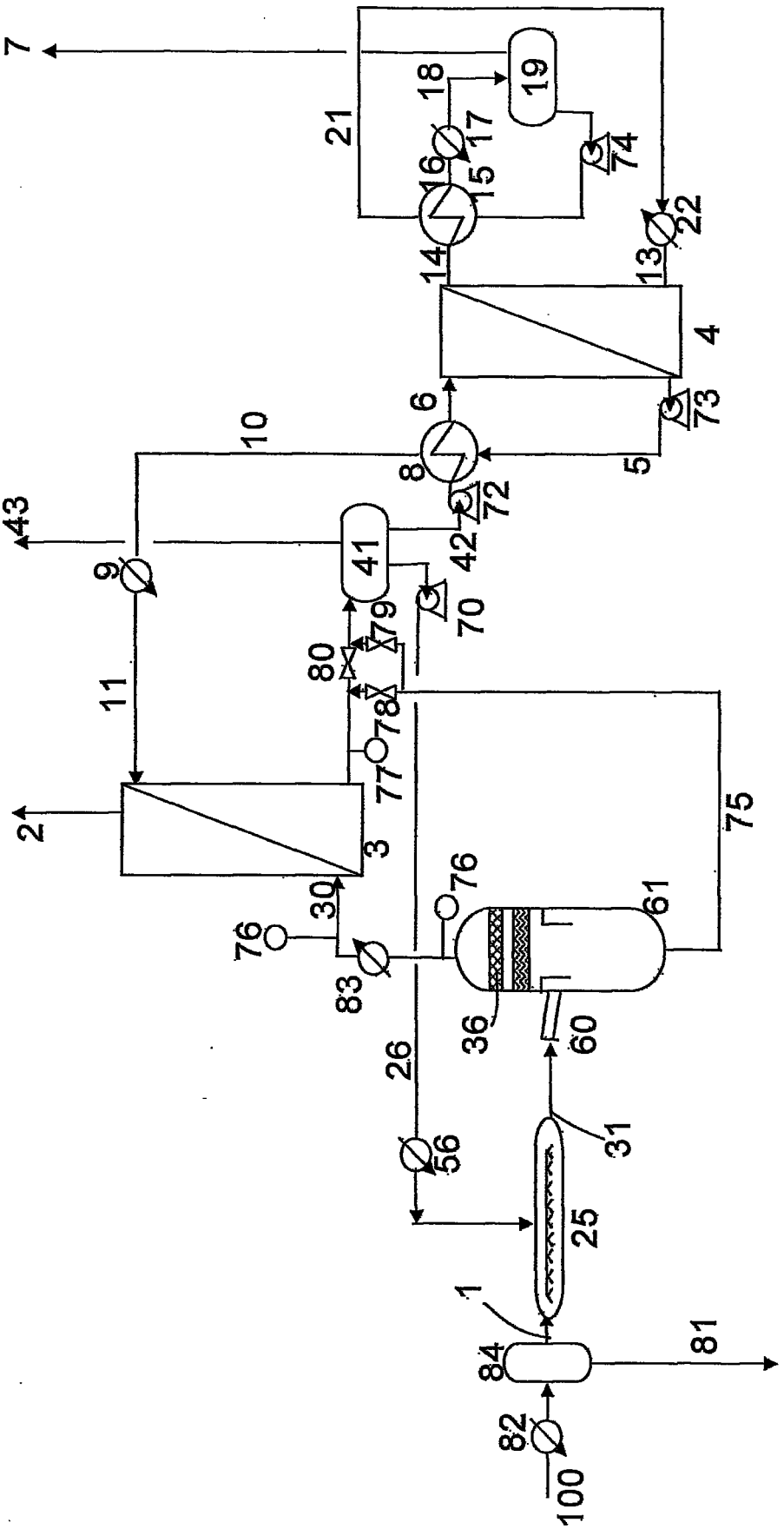

7
21
18
19
17
74
16
15
22
14
13
4
6
73
10
8
72
5
43
9
41
42
70
79
80
78
11
77
2
3
75
76
30
76
61
83
36
60
26
56
31
25
1
84
81
82
100

Fig. 7

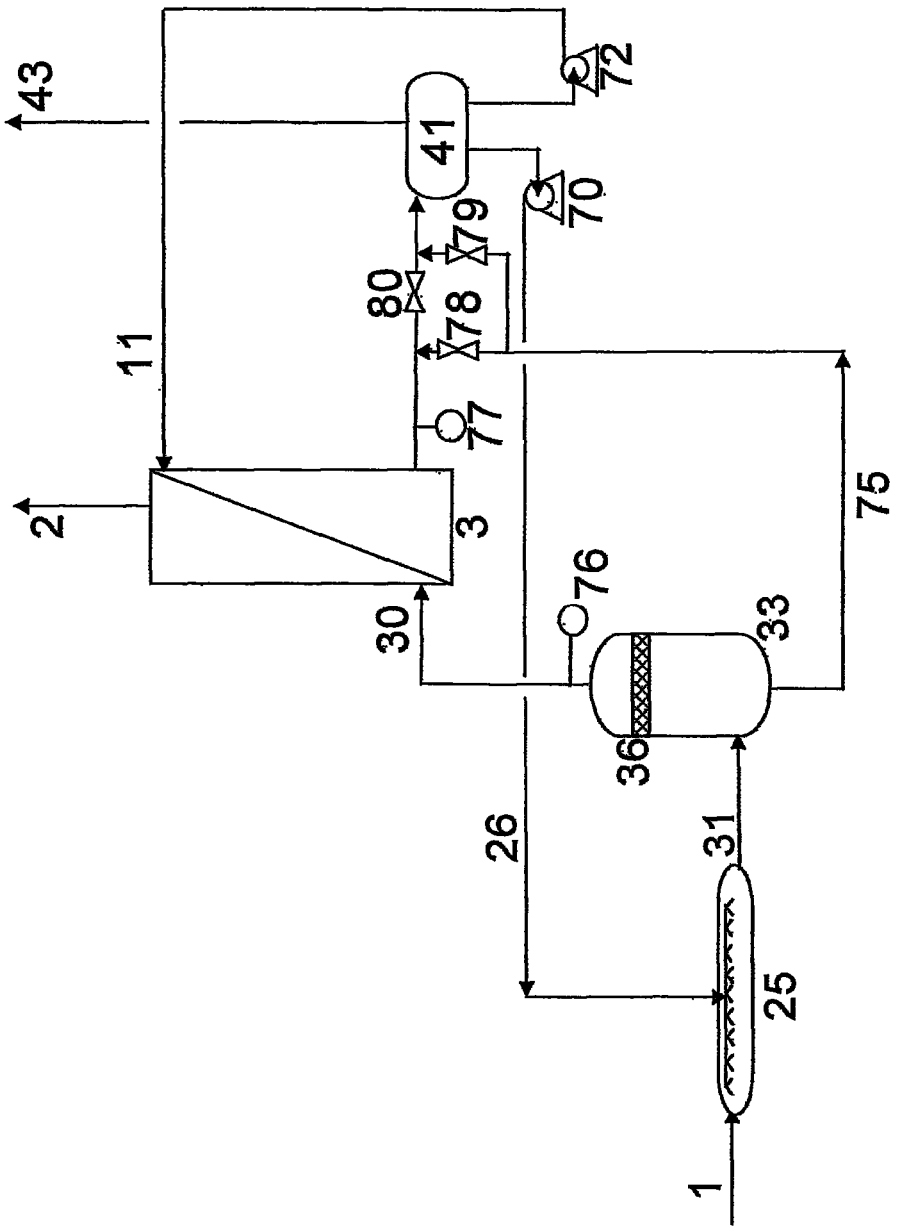


Fig. 8