



NORGE

(12) PATENT

(19) NO

(11) 313159

(13) B1

(51) Int Cl⁷ F 25 J 3/02

Patentstyret

(21) Søknadsnr	19995428	(86) Int. inng. dag og søknadsnummer	1998.04.16, PCT/US98/07556
(22) Inng. dag	1999.11.05	(85) Videreføringssdag	1999.11.05
(24) Løpedag	1998.04.16	(30) Prioritet	1997.05.07, US, 45874
(41) Alm. tilgj.	1999.11.05		1997.08.20, US, 915065
(45) Meddelt dato	2002.08.19		

(71) Patenthaver Elcor Corp,
Suite 1000, Wellington Centre, 14643 Dallas Parkway,
Dallas, TX 75240-8871, US

(72) Oppfinner Roy E. Campbell
John D. Wilkinson, Midland, TX, US
Hank M. Hudson, Midland, TX, US

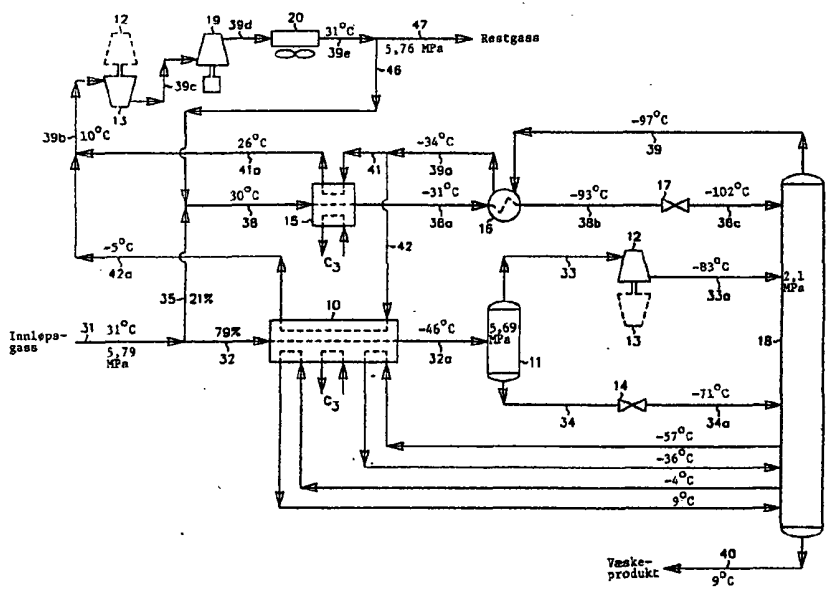
(74) Fullmektig Kyle T. Cuellar, Katy, TX, US
Tandbergs Patentkontor AS, 0306 Oslo

(54) Benevnelse **Frengangsmåte for å separere ut hydrokarbongassbestanddeler samt anlegg for utførelse av samme**

(56) Anførte publikasjoner Ingen

(57) Sammendrag

Det beskrives en fremgangsmåte for utvinning av etan, etylen, propan, propylen og tyngre hydrokarbonkomponenter fra en strøm av hydrokarbon-gass. Strømmen deles til en første (35) og en andre (32) strøm, og den andre strøm (32) ekspanderes til fraksjoneringstårntrykket og tilføres til kolonnen (18) ved en mellomkolonnefødeposisjon (33a, 34a). En resirkulasjonsstrøm (39) tas ut fra tårnets toppstrøm etter at den er blitt varmet og komprimert, og kombineres med den første strøm (35). Den kombinerte strøm (38) kjøles ved å kondensere i hovedsak hele strømmen, og den ekspanderes deretter til fraksjoneringstårnets (18) trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppkolonnefødeposisjon (38c). Trykket av den komprimerte resirkulasjonsstrøm og mengdene og temperaturene av fødene til kolonnen er virksomme til å opprettholde kolonnens topptemperatur ved en temperatur hvorved hovedandelen av de ønskede komponenter utvinnes.



Oppfinnelsens bakgrunn

Den foreliggende oppfinnelse vedrører en fremgangsmåte for å separere ut hydrokarbongassbestanddeler, samt anlegg for utførelse av samme. Søkerne krever 5 prioritet fra US 60/045,874, innlevert 7. mai 1997.

Etylen, etan, propylen, propan og/eller tyngre hydrokarboner kan utvinnes fra mange gasser, slik som naturgass, raffinerigass og syntetiske gasstrømmer oppnådd fra andre hydrokarbonmaterialer slik som kull, råolje, nafta, oljeskifer, tjæresand og 10 lignitt. Naturgass har vanligvis en hovedandel av etan og metan, dvs. at metan og etan sammen omfatter minst 50 mol% av gassen. Gassen inneholder også relativt mindre mengder av tyngre hydrokarboner slik som propan, butaner, pentaner og lignende, så vel som hydrogen, nitrogen, karbondioksid og andre gasser.

Den foreliggende oppfinnelse vedrører generelt utvinning av etylen, etan, propylen, propan og tyngre hydrokarboner fra slike gasstrømmer. En typisk analyse av en 15 gasstrøm for prosessering i henhold til den foreliggende oppfinnelse kan være, i mol%, 67,0 % metan, 15,6 % etan og andre C₂-komponenter, 7,7 % propan og andre C₃-komponenter, 1,8 % isobutan, 1,7 % normalbutan, 1,0 % pentaner og 2,2 % karbondioksid, med rest av nitrogen. Svovelholdige gasser er iblant også til stede.

De historiske sykliske fluktuasjoner i prisene av både naturgass og dens flytende naturgassbestanddeler (NGL) har til tider redusert tilleggsverdien av etan, etylen og tyngre komponenter slik som væskeprodukter. Dette har resultert i et behov for prosesser som kan tilveiebringe mer effektivt uttak av disse produkter, og prosesser som kan tilveiebringe effektive uttak til redusert investert kapital. Tilgjengelige pro- 25 sesser for å separere ut disse materialer innbefatter dem basert på avkjøling og nedkjøling av gass, oljeabsorpsjon og oljeabsorpsjon under nedkjøling. Videre har kryogene prosesser blitt populære på grunn av tilgjengeligheten av økonomisk utstyr som produserer kraft samtidig som gassen ekspanderes og det tas ut varme fra gassen som prosesseres. Avhengig av trykket av gaskilden, rikheten (innholdet av etan, etylen og tyngre hydrokarboner) av gassen, og de ønskede sluttprodukter, kan hver av disse 30 prosesser eller en kombinasjon derav benyttes.

Den kryogene ekspansjonsprosess blir nå generelt foretrukket for uttak av naturgassvæsker fordi den tilveiebringer maksimal enkelhet med letthet ved oppstart, driftsfleksibilitet, godt utbytte, sikkerhet og god pålitelighet. I US-patentpublikasjoner 35 4157904, 4171964, 4278457, 4519824, 4687499, 4854955, 4869740, 4889545, 5275005, 5555748 og 5568737 beskrives relevante prosesser. (Selv om beskrivelsen av den foreliggende oppfinnelse i noen tilfeller er basert på avvikende prosesseringsbetingelser enn dem beskrevet i de anførte US-patentpublikasjoner).

I en typisk kryogen ekspansjonsutvinningsprosess, avkjøles en fødegasstrøm under trykk ved varmeveksling med andre strømmer i prosessen og/eller eksterne kilder til nedkjøling, slik som et propan kompresjonskjølesystem. Ettersom gassen avkjøles kan væsker kondenseres og samles i én eller flere separatorer som høytrykks-
5 væsker inneholdende noen av de ønskede C_2+ -komponenter. Avhengig av rikheten av gassen og mengden av væsker som blir dannet, kan høytrykksvæskene ekspanderes til et lavere trykk og fraksjoneres. Vaporiseringen som finner sted under ekspansjonen av væskene resulterer i ytterligere avkjøling av strømmen. Under noen betingelser kan forkjøling av høytrykksvæskene før ekspansjonen være ønskelig for ytterligere å
10 senke temperaturen som fremkommer ved ekspansjonen. Den ekspanderte strøm, omfattende en blanding av væske og damp, fraksjoneres i en destillasjonskolonne (metanfjerner). I kolonnen destilleres de ekspanderte avkjølte strømmer for å separere ut resterende metan, nitrogen og andre flyktige gasser som toppdamp fra de ønskede C_2 -komponenter, C_3 -komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter som bunn-
15 væskeprodukter.

Dersom fødegassen ikke er fullstendig kondensert (vanligvis er den ikke det), kan dampen som er igjen fra den partielle kondensasjon splittes til to eller flere strømmer. En del av dampen føres gjennom en arbeidsekspansjonsmaskin eller motor, eller en ekspansjonsventil, til et lavere trykk hvorved ytterligere væsker kondenseres som
20 et resultat av ytterligere nedkjøling av strømmen. Trykket etter ekspansjonen er i hovedsak det samme som trykket hvorved destillasjonskolonnen opereres. De kombinerte damp-væskefaser som fremkommer ved ekspansjonen tilføres som føde til kolonnen.

Den resterende del av dampen avkjøles til i hovedsak kondensasjon ved
25 varmeveksling med andre prosesstrømmer, f.eks. den kalde toppstrøm fra fraksjoneringstårnet. Noe eller all høytrykksvæske kan kombineres med denne dampdel før nedkjøling. Den resulterende nedkjølte strøm ekspanderes deretter gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som en ekspansjonsventil, til trykket hvorved metanfjernerer opereres. Under ekspansjon vil en del av væsken fordampe, hvilket medfører avkjøling av totalstrømmen. Den flasheksplanderte strøm tilføres deretter
30 som toppføde til metanfjernerer. Vanligvis kombineres dampdelen av den ekspanderte strøm og toppdampen fra metanfjernerer i en øvre separatorseksjon i fraksjoneringstårnet som resterende metanproduktgass. Alternativt kan den avkjølte og ekspanderte strøm tilføres til en separator for å tilveiebringe damp og væskestrømmer.
35 Dampen kombineres med toppen fra tårnet og væsken tilføres til kolonnen som en topp kolonneføde.

Ved ideell drift av en slik separasjonsprosess vil restgassen som forlater prosessen inneholde i hovedsak all metan i fødegassen, med i hovedsak ingen av de tyngre hydrokarbonkomponenter, og bunnfraksjonen som forlater metanfjernerer vil

inneholde i hovedsak alle de tyngre hydrokarbonkomponenter og er i hovedsak uten noe metan eller mer flyktige komponenter. I praksis oppnås imidlertid ikke denne ideelle situasjon, av to hovedårsaker. Den første årsak er at den konvensjonelle metanfjerner opereres i stor grad som en avdriverkolonne. Metanproduktet fra prosessen omfatter derfor vanligvis damp som forlater toppfraksjoneringstrinnet fra kolonnen, sammen med damp som ikke er blitt underkastet noen rektifikasjon. Betydelige tap av C₂-komponenter finner sted fordi toppvæskeføden inneholder vesentlige mengder av C₂-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, hvilket medfører korresponderende likevektsmengder av C₂-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter i dampen som forlater toppfraksjoneringstrinnet, fra metanfjernereren. Tapet av disse ønskelige komponenter kunne reduseres vesentlig dersom de oppadstigende damper kunne bringes i kontakt med en vesentlig mengde væske (tilbakestrøm) i stand til å absorbere C₂-komponentene og tyngre hydrokarbonkomponenter fra dampene.

Den andre årsak til at den ideelle situasjon ikke kan oppnås er at karbondioksid som finnes i fødegassen fraksjoneres i metanfjernereren og kan bygges opp til konsentrasjoner så høye som 5 % til 10 % eller mer i tårnet, selv når fødegassen inneholder mindre enn 1 % karbondioksid. Ved slike høye konsentrasjoner kan dannelse av fast karbondioksid finne sted, avhengig av temperatur, trykk og væskeløselighet. Det er velkjent at naturgasstrømmer vanligvis inneholder karbondioksid, iblant i betydelige mengder. Dersom karbondioksidkonsentrasjonen i fødegassen er tilstrekkelig høy, blir det umulig å prosessere fødegassen slik som ønsket på grunn av blokkering av prosessutstyret med fast karbondioksid (såfremt ikke utstyr for karbondioksidfjerning er anordnet, hvilket øker investeringskostnaden betydelig). Med den foreliggende oppfinnelse tilveiebringes muligheten for å danne en væsketilbakestrøm som vil forbedre utvinningsutbyttet av de ønskede produkter samtidig som problemet med karbondioksidising (tørris) dempes betydelig. Nærmere bestemt oppnås dette ved at det med den foreliggende oppfinnelse tilveiebringes fremgangsmåter for å separere ut hydrokarbonbestanddelene samt anlegg for utførelse av samme, med utforming og særpreg slik det fremgår av de selvstendige patentkrav.

I henhold til den foreliggende oppfinnelse er det blitt funnet at C₂-uttak større enn 95 % kan oppnås. For de tilfeller hvor uttak av C₂-komponenter ikke er ønskelig, kan C₃-uttak større enn 95 % opprettholdes. I tillegg gjøres det med den foreliggende oppfinnelse mulig med i hovedsak 100 % separasjon av metan (eller C₂-komponenter) og lettere komponenter fra C₂-komponenter (eller C₃-komponenter) og tyngre komponenter, ved redusert energibehov sammenlignet med kjent teknikk, samtidig som de samme utbyttene opprettholdes, og sikkerhetsfaktoren forbedres med hensyn til faren for karbondioksidising. Selv om den foreliggende oppfinnelse er anvendbar for magrere gasstrømmer ved lavere trykk og høyere temperaturer, er den særlig fordel-

aktig ved prosessering av rikere gasstrømmer ved trykk i området 4,14-6,89 MPa eller høyere, under betingelser som påkrever kolonnetopptemperaturer på -79 °C eller lavere.

For en bedre forståelse av den foreliggende oppfinnelse henvises det til de følgende eksempler og tegninger. Med henvisning til tegningene fremstiller disse:

Fig. 1 er et flytskjema av et anlegg for kryogenisk naturgassekspansjon i henhold til kjent teknikk, ifølge patentpublikasjon US 478457;

Fig. 2 er et flytskjema av et anlegg for kryogenisk naturgassekspansjon ifølge et alternativt system ifølge kjent teknikk, ifølge patentpublikasjon US 5568737;

Fig. 3 er et flytskjema for et anlegg for naturgassprosessering i henhold til den foreliggende oppfinnelse;

Fig. 4 er et konsentrasjons-temperaturdiagram for karbondioksid, hvilket viser virkningen med den foreliggende oppfinnelse;

Fig. 5 er et flytskjema som illustrerer en alternativ utførelsesform ifølge den foreliggende oppfinnelse, for anvendelse med en naturgasstrøm;

Fig. 6 er et konsentrasjons-temperaturdiagram for karbondioksid, hvilket viser virkningen med den foreliggende oppfinnelse med hensyn til prosessen på Fig. 5;

Fig. 7 er et flytskjema som illustrerer en annen alternativ utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse for prosessering av en naturgasstrøm;

Fig. 8 er et konsentrasjons-temperaturdiagram for karbondioksid, hvilket viser virkningen med den foreliggende oppfinnelse med hensyn til prosessen ifølge Fig. 7; og

Fig. 9 til 17 er flytskjemaer som illustrerer alternative utførelsesformer av den foreliggende oppfinnelse.

I den etterfølgende forklaring av de ovennevnte figurer, tilveiebringes det tabeller som oppsummerer strømningsmengdene beregnet for representative prosess-betingelser. I tabellene som her frembyr, er verdiene for strømningsmengdene (i pund mol pr. time) blitt avrundet til nærmeste hele tall for enkelhets skyld. De totale strømningsmengder vist i tabellene innbefatter alle ikke-hydrokarbonkomponenter, og er derfor generelt større enn summen av strømningsmengdene for hydrokarbonkomponentene. Temperaturene indikert er omtrentlige verdier avrundet til nærmeste grad. Det bør også bemerkes at designberegningene for prosessen som er gjennomført for å sammenligne prosessene angitt i figurene er basert på antagelsen om at ingen varme strømmer mellom omgivelsene og prosessen. Kvaliteten av kommersielt tilgjengelige isolasjonsmaterialer gjør at dette er en meget rimelig antagelse, hvilken vanligvis foretas innen denne teknikk.

Beskrivelse av kjent teknikk

Det henvises nå til Fig. 1 for en simulering av prosessen ifølge US 4278457, hvorved fødegass ankommer anlegget ved 31 °C og 5,79 MPa som strøm 31. Dersom fødegassen inneholder en konsentrasjon av svovelforbindelser som vil kunne forhindre produktstrømmene fra å oppfylle spesifikasjonene, fjernes svovelforbindelsene ved hensiktsmessig forbehandling av fødegassen (ikke illustrert). Videre blir fødestrømmen vanligvis dehydrert for å forhindre hydratdannelse under kryogene betingelser. Fast tørkemiddel er vanligvis blitt benyttet for dette formål.

Fødestrømmen 31 splittes i to deler, strøm 32 og strøm 35. Strøm 35, inneholdende ca. 26 % av den totale fødegass, ankommer varmeveksler 15 og avkjøles til -27 °C ved varmeveksling med en del av den kalde restgass ved -31 °C (strøm 41) og med eksternt propankjølemiddel. Merk at i alle tilfeller er varmevekslerne 10 og 15 representative for enten flere eller individuelle varmevekslere med enkelt- eller multipassgjennomløp, eller enhver kombinasjon derav. (Bestemmelsen hvorved det benyttes mer enn én varmeveksler for den indikerte kjøling vil avhenge av et antall faktorer, innbefattende, men ikke begrenset til, fødegassens strømningsmengde, varmevekslerstørrelsen, strømtemperaturer, etc.)

Den partielt avkjølte strøm 35a ankommer deretter varmeveksler 16 og rettes i en varmevekslerrelasjon med metanfjernerens toppdampstrøm 39, resulterende i ytterligere avkjøling og i betydelig kondensasjon av gasstrømmen. Den betydelig kondenserte strøm 35b ved -97 °C flashekspanderes deretter gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsinnretning, slik som en ekspansjonsventil 17, til driftstrykket (ca. 1,7 MPa) i fraksjoneringstårnet 18. Underekspansjonen vil en del av strømmen fordampes, hvilket resulterer i avkjøling av totalstrømmen. I prosessen illustrert på Fig. 1 når den ekspanderte strøm 35c som forlater ekspansjonsventil 17 en temperatur på -106 °C, og forsynes til en separatorseksjon 18a i den øvre del av fraksjoneringstårn 18. Væskene som der separeres blir toppfoden til metanfjernerseksjon 18b.

Vedrørende den andre del (strøm 32) av fødegassen, ankommer de resterende 74 % av fødegassen varmeveksler 10 hvor gassen kjøles til -46 °C og kondenseres partielt ved varmeveksling med en del av den kalde restgass ved -31 °C (strøm 42), metanfjernerens gjenkokervæsker ved 12 °C, metanfjernerens sidegjenkokervæsker ved -57 °C, og eksternt propankjølemiddel. Den avkjølte strøm 32a ankommer separator 11 ved -46 °C og 5,69 MPa hvor dampen (strøm 33) separeres ut fra den kondenserte væske (strøm 34).

Dampen fra separator 11 (strøm 33) ankommer en arbeidsekspansjonsmaskin 12 hvor mekanisk energi tas ut fra denne del av høytrykksfoden. Maskinen 12 ekspanderer dampen i hovedsak isentropisk fra et trykk på ca. 5,69 MPa til et trykk ca. 1,72 MPa, hvorved arbeidsekspansjonen avkjøler den ekspanderte strøm 33a til en temperatur på ca. -89 °C. De kommersielt tilgjengelige ekspanderingsinnretninger er i

stand til å ta ut i størrelsesorden 80-85 % teoretisk av arbeidet som er tilgjengelig ved en ideell isentropisk ekspansjon. Arbeidet som tas ut benyttes ofte til å drive en sentrifugekompressor (slik som enhet 13), hvilken kan benyttes til å rekomprimere restgassen (strøm 39b), for eksempel. Den ekspanderte og partielt kondenserte strøm 33a tilføres som føde til destillasjonskolonne 18 ved et mellomliggende punkt. Separatorvæsken (strøm 34) blir tilsvarende ekspandert til ca. 1,72 MPa gjennom ekspansjonsventil 14, hvorved strøm 34 avkjøles til -74 °C (strøm 34a) før den tilføres til metanfjernerer i fraksjoneringstårn 18 ved et lavere punkt i den midlere kolonnedel.

Metanfjernerer i fraksjoneringstårn 18 er en konvensjonell destillasjonskolonne som inneholder mange vertikalt adskilte trau, ett eller flere pakkede sjikt, eller kombinasjoner av trau og pakking. Slik tilfellet ofte er i prosesseringsanlegg for naturgass, kan fraksjoneringstårnet bestå av to seksjoner. Den øvre seksjon 18a er en separator hvor den partielt avdampede toppføden ledes inn i sine respektive damp- og væskedeler, og hvor dampen stiger fra den nedre destillasjons- eller metanfjerningsseksjon 18b og kombineres med dampdelen (hvis noen) av toppføden for å danne den kalde restgassdestillasjonsstrøm 39 som tas ut fra toppen av tårnet. Den lavere, metanfjernende del 18b inneholder trau og/eller pakking, og tilveiebringer den nødvendige kontakt mellom væsken som faller nedover og dampene som stiger oppover. Den metanfjernende del innbefatter også gjenkokere som varmer og avdamer en del av væskene som strømmer ned i kolonnen for å tilveiebringe avdrivningsdampene som strømmer opp i kolonnen for å avdrive væskeproduktet, strøm 40, av metan. En typisk spesifisering for bunnvæskeproduktet er å ha et forhold metan:etan på 0,015:1 på volumbasis. Den væskeformige produktstrøm 40 tas ut fra bunnen av metanfjernerer ved -1 °C og strømmer til etterfølgende prosessering og/eller lagring. Den kalde restgasstrøm 39 føres i motstrøm til en del (strøm 35a) av fødegassen i varmeveksler 16 hvor den varmes til -31 °C (strøm 39a) hvorved den tilveiebringer videre kjøling og betydelig kondensasjon av strøm 35b. Den kalde restgasstrøm 39a deles deretter i to deler, strøm 41 og 42. Strømmene 41 og 42 føres i motstrøm til fødegassen i varmevekslerne hhv. 15 og 10, og varmes til 26 °C og 27 °C (hhv. strømmene 41a og 42a) hvorved strømmene tilveiebringer kjøling og partiell kondensasjon av fødegassen. De to varmede strømmer 41a og 42a rekombineres deretter som restgasstrøm 39b ved en temperatur på 26 °C. Denne rekombinerte strøm rekomprimeres deretter i to trinn. Det første trinn er kompressor 13 drevet av ekspansjonsmaskin 12. Det andre trinn er kompressor 19 drevet av en supplerende kraftkilde som komprimerer restgassen (strøm 39c) til salgsledningstrykk. Etter kjøling i utløpskjøler 20, strømmer restgassproduktet (strøm 39e) til salgsgassledningen ved 31 °C og 5,76 MPa.

En oppsummering av strømningsmengdene og energiforbrukene for prosessen illustrert på Fig. 1 er fremsatt i den etterfølgende tabell:

TABELL I

(FIG. I)

Strømningsoppsummering - (pundmol/h)

Strøm	Metan		Etan		Propan	Butaner+	Totalt
31	5516	1287	633	371	8235		
32	4069	949	467	274	6075		
35	1447	338	166	97	2160		
33	2235	199	38	8	2665		
34	1834	750	429	266	3410		
39	5487	64	3	0	5844		
40	29	1223	630	371	2391		
	<u>Utbytter*</u>						
						Etan	95,00%
						Propan	99,54%
						Butaner+	99,95%
						<u>Hestekrefter</u>	
						Restkomprimering	4,034
						Nedkjølingskomprimering	1,549
						Totalt	5,583

5

*(Basert på ikke-avrundede strømningsmengder)

10 Den kjente teknikk illustrert på Fig. 1 er begrenset til etanutvinningen vist i
 Tabell I ved mengden av i hovedsak kondensert fødegass som kan produseres for å
 tjene som tilbakestrøm for den øvre rektifikasjonsdel av metanfjernerer. Utvinningen
 av C₂-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter kan forbedres opp til et punkt
 enten ved å øke mengden av i hovedsak kondensert fødegass tilført som toppføde til
 15 metanfjernerer, eller ved å senke temperaturen i separator 11 for å redusere tempera-
 turen av arbeidsekspandert fødegass og derved redusere temperaturen og mengden av
 damp som tilføres til det midlere kolonnefødepunkt i metanfjernerer som må

rektifiseres. Endringer av denne type kan kun oppnås ved å fjerne mer energi fra fødegassen, enten ved å tilføre ytterligere nedkjøling for å avkjøle fødegassen videre, eller ved å senke driftstrykket av metanfjernerer for å øke energiuttaket i arbeidseks-
pansjonsmaskin 12. I begge tilfeller vil hjelpebehovene (kompresjon) øke uhensikts-
messig samtidig som det tilveiebringes kun en marginal økning av C₂+komponentut-
vinningsnivåene.

En måte for å oppnå mer effektiv etanutvinning som ofte benyttes for rike føde-
gasser slik som denne (hvor uttaket er begrenset ved energien som kan fjernes fra
fødegassen) er i hovedsak å kondensere en del av den rekomprimerte restgass og
resirkulere denne til metanfjernerer som dens toppføde (tilbakestrøm). Dette er
essensielt en åpen kompresjon-nedkjølingssyklus for metanfjernerer ved bruk av en
del av den flyktige restgass som arbeidsfluid. Fig. 2 representerer en slik alternativ
tidligere kjent prosess i henhold til US 5568737, hvorved det resirkuleres en del av
restgassproduktet for å tilveiebringe toppføden til metanfjernerer. Prosessen ifølge
Fig. 2 er blitt anvendt på samme fødegassammensetning og betingelser som beskrevet
ovenfor for Fig. 1.

I simuleringen av denne prosess, som i simuleringen for prosessen ifølge Fig.
1, ble driftsbetingelsene valgt for å minimere energiforbruket for et gitt utvinnings-
nivå. Fødestrømmen 31 splittes til to strømmer, strøm 32 og strøm 35. Strøm 35,
inneholdende ca. 19 % av den totale fødegass, ankommer varmeveksler 15 og
nedkjøles til -29 °C ved varmeveksling med en del av den kalde restgass ved -40 °C
(strøm 44) og med eksternt propankjølemiddel. Den partielt avkjølte strøm 35a
ankommer deretter varmeveksler 16 og rettes i varmeveksling med en del av den
kalde metanfjerningsoverdamp ved -102 °C (strøm 42), hvilket resulterer i ytterligere
nedkjøling og betydelig kondensasjon av gasstrømmen. Den betydelig kondenserte
strøm 35b ved -98 °C flasheksponeres deretter gjennom ekspansjonsventil 17 til
driftstrykket (ca. 1,9 MPa) i fraksjoneringstårn 18. Under ekspansjonen fordampes en
del av strømmen, hvilket avkjøler den totale strøm til -103 °C (strøm 35c). Den
ekspanderte strøm 35c ankommer deretter destillasjonskolonnen eller metanfjernerer
ved en mellomliggende kolonnefødeposisjon. Destillasjonskolonnen er i en lavere-
liggende del av fraksjoneringstårn 18. Tilbake til den andre del (strøm 32) av
fødegassen, ankommer de resterende 81 % av fødegassen varmeveksler 10 hvor
gassen nedkjøles til -44 °C og kondenseres partielt ved varmeveksling med en del av
den kalde restgass ved -40 °C (strøm 45), metanfjernerens rekokervæsker ved 7 °C,
metanfjernerens siderekokervæsker ved -57 °C, og eksternt propankjølemiddel. Den
nedkjølte strøm 32a ankommer separator 11 ved -44 °C og 5,69 MPa hvor dampen
(strøm 33) separeres ut fra den kondenserte væske (strøm 34).

Dampen fra separator 11 (strøm 33) ankommer en arbeidsekspansjonsmaskin
12 hvor mekanisk energi tas ut fra denne del av høytrykksføden. Maskinen 12 eks-

panderer dampen i hovedsak isentropisk fra et trykk på ca. 5,69 MPa til trykket i metanfjernerens (ca. 1,9 MPa), hvorved arbeidsekspansjonen nedkjøler den ekspanderte strøm til en temperatur på ca. -84 °C (strøm 33a). Separatorvæsken (strøm 34) blir tilsvarende ekspandert til ca. 1,9 MPa ved ekspansjonsventil 14, hvorved strøm 34 nedkjøles til -71 °C (strøm 34a) før den forsynes til metanfjernerens i fraksjoneringstårn 18 ved et lavereliggende midtkolonne-fødepunkt.

En del av høytrykksrestgassen (strøm 46) tas ut fra hovedreststrømmen (strøm 39e) for å bli toppdestillasjonskolonneføde (tilbakestrøm). Resirkulert gasstrøm 46 føres gjennom varmeveksler 21 i varmeveksling med en del av den kalde restgass (strøm 43) hvorved gassen avkjøles til minst 18 °C (strøm 46a). Avkjølt resirkulasjonsstrøm 46a føres deretter gjennom varmeveksler 22 i varmeveksling med den andre del av den kalde metanfjerneroverdestillasjonsdamp, strøm 41, hvilket resulterer i ytterligere nedkjøling og betydelig kondensasjon av resirkulasjonsstrømmen. Den betydelig kondenserte strøm 46b ved -98 °C ekspanderes deretter gjennom ekspansjonsventil 23. Etersom strømmen ekspanderes til metanfjernerens driftstrykk på 1,9 MPa, fordampes en del av strømmen, hvilket avkjøler totalstrømmen til en temperatur på ca. -111 °C (strøm 46c). Den ekspanderte strøm 46c forsynes til tårnet som toppføde.

Det væskeformige produkt (strøm 40) tas ut fra bunnen av tårn 18 ved 6 °C og strømmer deretter til etterfølgende prosessering og/eller lagring. Den kalde destillasjonsstrøm 39 fra den øvre seksjon av metanfjernerens deles i to strømmer, strøm 41 og 42. Strøm 41 føres i motstrøm til resirkulasjonsstrøm 46a i varmeveksler 22, hvorved den oppvarmes til -50 °C (strøm 41a) hvorved den tilveiebringer kjøling og betydelig kondensasjon av den nedkjølte resirkulasjonsstrøm 46a. Tilsvarende ledes strøm 42 i motstrøm til strøm 35a i varmeveksler 16, hvorved den oppvarmes til -33 °C (strøm 42a), hvorved den tilveiebringer nedkjøling og betydelig kondensasjon av strøm 35a. De to partielt varmede strømmer 41a og 42a kombineres deretter som strøm 39a ved en temperatur på -40 °C. Denne rekombinerte strøm deles i tre deler, strømmene 43, 44 og 45. Strøm 43 føres i motstrøm til resirkulasjonsstrøm 46 i varmeveksler 21, hvorved den oppvarmes til 26 °C (strøm 43a). Den andre del, strøm 44, strømmer gjennom varmeveksler 15, hvorved den oppvarmes til 26 °C (strøm 44a), hvorved den tilveiebringer avkjøling til den første del av fødegassen (strøm 35). Den tredje del, strøm 45, strømmer gjennom varmeveksler 10 hvorved den oppvarmes til 27 °C (strøm 45a), hvorved den tilveiebringer avkjøling til den andre del av fødegassen (strøm 32). De tre varmede strømmer 43a, 44a og 45a rekombineres som varm destillasjonsstrøm 39b. Den varme destillasjonsstrøm ved 27 °C rekomprimeres deretter i to trinn. Det første trinn er kompressor 13 drevet av ekspansjonsmaskin 12. Det andre trinn er kompressor 19 drevet av en supplerende kravkilde, hvilken komprimerer restgassen (strøm 39c) til salgsledningstrykket. Etter kjøling i utgangs-

kjøler 20, splittes den nedkjølte strøm 39e til restproduktgassen (strøm 47) og resirkulasjonsstrømmen 46, som tidligere beskrevet. Restgassproduktet (strøm 47) strømmer til salgsgassledningen ved 31 °C og 5,76 MPa.

En oppsummering av strømningsmengdene og energiforbrukene for prosessen 5 illustrert på Fig. 2 er fremsatt i den etterfølgende tabell:

TABELL II
(FIG. 2)

10

Strømningsoppsummering - (pundmol/h)

Strøm	Metan		Etan		Propan	Butaner+	Totalt
31	5516	1287	633	371	8235		
32	4478	1045	514	301	6685		
35	1038	242	119	70	1550		
33	2607	244	47	10	3120		
34	1871	801	467	291	3565		
39	6160	72	0	0	6591		
46	673	8	0	0	720		
47	5487	64	0	0	5871		
40	29	1223	633	371	2364		
	<u>Utbytter*</u>						
	Etan					95,00%	
	Propan					100,00%	
	Butaner+					100,00%	
	<u>Hestekrefter</u>						
	Restkomprimering					4,048	
	Nedkjølingskomprimering					1,533	
	Totalt						5,581

*(Basert på ikke-avrundede strømningsmengder)

Sammenligning av utvinningsnivåene og forbrukene som vises i Tabellene I og II viser at nedkjølingen tilveiebrakt ved tilsats av resirkuljonsstrøm 46 ikke var effektiv til å forbedre etanutvinningsutbyttet i dette tilfelle. Selv om den betydelig kondenserte og ekspanderte strøm 46c på Fig. 2-prosessen er signifikant kaldere og signifikant magrere (med lavere konsentrasjon av C_2+ -komponenter) enn toppføden for Fig. 1-prosessen (strøm 35c), er kvantiteten av strøm 46c utilstrekkelig til å absorbere C_2+ -komponentene på en effektiv måte fra dampen som stiger opp i tårnet 18. Slik tilfellet var for prosessen vist på Fig. 1, er utvinningsnivåene ennå gitt av mengden energi som kan tas ut fra fødegassen, hvilket betyr at mengden av toppføde (ikke dens sammensetning) er den bestemmende faktor som bestemmer etanutvinningsutbyttet i dette tilfelle. Den magrere toppfødesammensetning som er et trekk med prosessen ifølge Fig. 2 kunne bare forbedre etanutvinningen i dette tilfelle dersom mengden av toppføde ble øket, hvilket ville øke kraftbehovet som ovenfor er opplistet i Tabell II.

Beskrivelse av oppfinnelsen

Eksempel 1

Fig.3 illustrerer et flytskjema av en prosess i henhold til den foreliggende oppfinnelse. Fødegassammensetningen og betingelsene som er betraktet i prosessen presentert på Fig. 3 er de samme som dem for Figurene 1 og 2. Følgelig kan prosessen ifølge Fig. 3 sammenlignes med prosessene ifølge Fig. 1 og Fig. 2, for å illustrere fordelene med den foreliggende oppfinnelse.

I simuleringen av prosessen ifølge Fig. 3, ankommer fødegass ved 31 °C og trykk 5,79 MPa som strøm 31, og splittes i to deler, strøm 32 og strøm 35. Strøm 32, inneholdende ca. 79 % av den totale fødegass, ankommer varmeveksler 10 og avkjøles ved varmeveksling med en del av den kalde restgass ved -34 °C (strøm 42), metanfjernerens gjenkokervæsker ved 4 °C, metanfjernerens sidegjenkokervæsker ved -57 °C, og eksternt propankjølemiddel. Den nedkjølte strøm 32a ankommer separator 11 ved -46 °C og 5,69 MPa, hvor dampen (strøm 33) separeres ut fra den kondenserte væske (strøm 34).

Dampen (strøm 33) fra separator 11 ankommer en arbeidsekspanjonsmaskin 12 hvor mekanisk energi tas ut fra denne del av høytrykksfoden. Maskinen 12 ekspanderer dampen betydelig isentropisk fra et trykk på ca. 5,69 MPa til driftstrykket (ca. 2,1 MPa) i fraksjoneringstårn 18, hvorved arbeidsekspanjonen avkjøler den ekspanderte strøm 33a til en temperatur på ca. -83 °C. Den ekspanderte og partielt kondenserte strøm 33a forsynes deretter som føde til destillasjonskolonne 18 ved et mellomliggende fødepunkt.

Den kondenserte væske (strøm 34) fra separator 11 flashekspanderes gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som ekspansjonsventil 14, til driftstrykket i fraksjoneringstårn 18, hvorved strøm 34 avkjøles til en temperatur på $-71\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 34a). Den ekspanderte strøm 34a som forlater ekspansjonsventil 14 forsynes deretter til fraksjoneringstårn 18 ved et lavere liggende fødepunkt i den mellomliggende kolonneneddel.

Tilbake til den andre del (strøm 35) av fødegassen, inneholdende de resterende 21 % av fødegassen, kombineres denne med en del av høytrykksrestgassen (strøm 46) tatt ut fra hovedreststrømmen (strøm 39e). Den kombinerte strøm 38 ankommer varmeveksler 15 og avkjøles til $-31\text{ }^{\circ}\text{C}$ ved varmeveksling med en andre del av den kalde restgass ved $-34\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 41) og med eksternt propankjølemiddel. Den partielle nedkjølte strøm 38a føres deretter gjennom varmeveksler 16 i varmeveksling med den kalde destillasjonsstrøm 39 ved $-97\text{ }^{\circ}\text{C}$, hvorved den kjøles ytterligere ned til $-93\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 38b). Den resulterende betydelig kondenserte strøm 38b flashekspanderes deretter gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som ekspansjonsventil 17, til driftstrykket (ca. 2,1 MPa) i fraksjoneringstårn 18. Under ekspansjonen fordampes en del av strømmen, hvilket resulterer i nedkjøling av totalstrømmen. I prosessen illustrert på Fig. 3, når den ekspanderte strøm 38c som forlater ekspansjonsventil 17 en temperatur på $-102\text{ }^{\circ}\text{C}$ og forsynes til fraksjoneringstårn 18 som toppkolonneføde. Da MPa andelen (dersom denne finnes) av strøm 38c kombineres med dampene som stiger fra toppen av fraksjoneringstrinnet av kolonnen, for å danne destillasjonsstrøm 39, hvilken tas ut fra den øvre del av tårnet.

Det flytende produkt (strøm 40) tas ut fra bunnen av tårn 18 ved $9\text{ }^{\circ}\text{C}$ og strømmer til etterfølgende prosessering og/eller lagring. Den kalde destillasjonsstrøm 39 ved $-97\text{ }^{\circ}\text{C}$ fra den øvre seksjon av metanfjernere fører strøm til den partielle avkjølte kombinerte strøm 38a i varmeveksler 16, hvorved den varmes til $-34\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 39a), hvorved den tilveiebringer videre kjøling og betydelig kondensasjon av strøm 38b. Den kalde restgasstrøm 39a deles deretter inn i to deler, strømmene 41 og 42. Strøm 41 føres i motstrøm til blandingen av fødegass og resirkulasjonsgass i varmeveksler 15 og varmes til $26\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 41a), hvorved den tilveiebringer kjøling og partiell kondensasjon av den kombinerte strøm 38. Strøm 42 føres i motstrøm til fødegassen i varmeveksler 10 og varmes til $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 42a), hvorved den tilveiebringer kjøling og partiell kondensasjon av fødegassen. De to oppvarmede strømmer 41a og 42a kombineres deretter som restgasstrøm 39b med temperatur $10\text{ }^{\circ}\text{C}$. Denne rekombinerte strøm rekomprimeres deretter i to trinn. Det første trinn er kompressor 13 drevet av ekspansjonsmaskin 12. Det andre trinn er kompressor 19 drevet av en supplementerende kraftkilde hvilken komprimerer restgassen (strøm 39c) til salgsledningstrykket. Etter avkjøling i utløpskjøler 20 splittes den nedkjølte strøm 39c til restgassproduktet (strøm 47) og resirkulasjonsstrømmen 46, slik det tidligere er

beskrevet. Restgassproduktet (strøm 47) strømmes til salgsgassledningen ved 31 °C og 5,76 MPa.

En oppsummering av strømningsmengdene og energiforbrukene for prosessen illustrert på Fig. 3 er fremsatt i den etterfølgende tabell:

5

TABELL III

(FIG. 3)

Strømningsoppsummering - (pundmol/h)

Strøm	Metan		Etan		Propan	Butaner+	Totalt
31	5516	1287	633	371	8235		
32	4357	1017	500	293	6505		
35	1159	270	133	78	1730		
33	2394	213	40	8	2853		
34	1963	804	460	285	3652		
39	6040	71	3	0	6444		
46	553	7	0	0	590		
38	1712	277	133	78	2320		
47	5487	64	3	0	5854		
40	29	1223	630	371	2381		
	<u>Utbytter*</u>						
	Etan					95,00%	
	Propan					99,48%	
	Butaner+					99,93%	
	<u>Hestekrefter</u>						
	Restkomprimering					3,329	
	Nedkjølingskomprimering					1,897	
	<u>Totalt</u>						5,226

10

*(Basert på ikke-avrundede strømningsmengder)

Sammenligning av utvinningsnivåene og forbrukene fremvist i Tabellene I og III viser at med den foreliggende oppfinnelse opprettholdes i hovedsak de samme utvinningsnivåer av etan, propan og butaner+, som for prosessen ifølge Fig. 1, samtidig som kraftforbruket reduseres med ca. 6 %. Mengden av toppføde til tårnet ifølge prosessen vist på Fig. 3 (strøm 38c), er omtrent den samme som for prosessen

15

ifølge Fig. 1 (strøm 35c), men med den foreliggende oppfinnelse består en betydelig fraksjon av toppfoden av restmetan, hvilket resulterer i konsentrasjoner av C_2+ -komponenter i toppfoden som er signifikant lavere for prosessen ifølge Fig. 3. Ved å kombinere restmetan i resirkulasjonsstrøm 46 med en del av fødegassen muliggjøres det derfor med den foreliggende oppfinnelse å tilveiebringe en tilbakeløpsstrøm for toppen av metanfjerner 18 som er magrere enn fødegassen, men som ennå er av tilstrekkelig mengde til å være effektiv til å absorbere C_2+ -komponentene i dampen som stiger opp i tårnet.

Sammenligning av utvinningsnivåene og forbrukene som er vist i Tabellene II og III viser at med den foreliggende oppfinnelse opprettholdes også den samme etan-utvinning som ved prosessen ifølge Fig. 2, med en tilsvarende reduksjon på ca. 6 % i kraftforbruket. Selv om prosessen ifølge Fig. 2 har en svakt bedre propanutvinning (100 % mot 99,8 %) og utvinning av butaner+ (100 % mot 99,93 %) enn prosessen ifølge Fig. 3, er det med den foreliggende oppfinnelse, slik det er vist på Fig. 3, behov for signifikant færre utstyrsenheter enn med prosessen ifølge Fig. 2, hvilket resulterer i betydelig lavere kapitalinvestering. Fraksjoneringstårnet 18 ifølge prosessen ifølge Fig. 3 har også behov for færre kontakttrinn enn det korresponderende tårn vist på Fig. 2, hvilket ytterligere reduserer kapitalinvesteringen. Reduksjonen for både kostnader forbundet med drift og investering som oppnås med den foreliggende oppfinnelse er et resultat av å bruke massen av en del av fødegassen til et supplement til massen i restmetanresirkulasjonsstrømmen, slik at det derved er tilstrekkelig masse i tilbakestrømmen i toppfoden til metanfjerner 18 til å benytte nedkjølingen tilgjengelig i resirkulasjonsstrømmen på en effektiv måte for å absorbere C_2+ -komponenter fra dampene som stiger opp i tårnet.

En ytterligere fordel med den foreliggende oppfinnelse i forhold til prosessene ifølge kjent teknikk er redusert sannsynlighet for karbondioksidising. Fig. 4 er en graf av sammenhengen mellom karbondioksidkonsentrasjon og temperatur. Linje 71 representerer likevektsforholdene mellom fast og væskeformig karbondioksid i hydrokarbonblandinger som dem som finnes i fraksjoneringstrinnene i metanfjerner 18 ifølge Figurene 1 til 3. (Grafen er tilsvarende en graf gitt i artikkelen "Shortcut to CO_2 Solubility", Warren E. White, Karl M. Forency, og Ned P. Baudat, *Hydrocarbon Processing*, V. 52, s. 107-108. august 1973, men sammenhengen vist på Fig. 4 for væske-faststofflikevektslinjen er blitt beregnet ved bruk av en tilstandsligning for på hensiktsmessig måte å ta i betraktning virkningen av hydrokarboner tyngre enn metan.) En væsketemperatur på eller til høyre for linjen 71, eller en karbondioksidkonsentrasjon på eller ovenfor denne linje, betyr en tilstand med ising. På grunn av variasjonene som normalt finner sted i gassprosesseringsutstyr (for eksempel fødegassammensetning, betingelser og strømningsmengde), er det vanligvis ønskelig å designe en metanfjerner med en betydelig sikkerhetsfaktor mellom forventede

driftsbetingelser og isingsbetingelsene. Erfaring ha vist at betingelsene for væsker i fraksjoneringstrinnene i en metanfjerner, fremfor betingelsene for damper, styrer de mulige driftsbetingelser for de fleste metanfjernere. Av denne årsak er den korresponderende damp-faststoff-likevektslinje ikke vist på Fig. 4.

5 På Fig. 4 er det også plottet linjer som representerer betingelsene for væsker i fraksjoneringstrinnene i metanfjerner i henhold til prosessene vist på Figurene 1 og 2 (henholdsvis linjer 72 og 73). For Fig. 1 er det en sikkerhetsfaktor på 1,17 mellom forventede driftsbetingelser og isingsbetingelsene. Det betyr at en økning på 17 % i karbondioksidinnhold i væsken vil bevirke ising. For prosessen ifølge Fig. 2 er imidlertid en del av driftslinjen til høyre for likevektslinjen væske-faststoff, hvilket
10 indikerer at prosessen ifølge Fig. 2 ikke kan opereres ved disse betingelser uten at det støtes på isingsproblemer. Som et resultat derav er det ikke mulig å benytte prosessen ifølge Fig. 2 under disse betingelser, slik at dens potensial for forbedret utbytte i forhold til prosessen ifølge Fig. 1 faktisk ikke kan realiseres i praksis uten fjerning av i
15 det minste noe av karbondioksidet fra fødegassen. Dette vil selvfølgelig øke kapitalkostnaden betydelig.

Linje 74 på Fig. 4 representerer betingelsene for væskene i fraksjonerings-trinnene i metanfjerner 18 ifølge den foreliggende oppfinnelse, som vist på Fig. 3. I motsetning til prosessene ifølge Figurene 1 og 2 er det en sikkerhetsfaktor på 1,33
20 mellom de forventede driftsbetingelser og isingsbetingelsene for prosessen ifølge Fig. 3. Med den foreliggende oppfinnelse vil det derfor kunne tolereres nær dobbelt økning av konsentrasjonen av karbondioksid i forhold til prosessen ifølge Fig. 1, uten risiko for ising. Mens prosessen ifølge Fig. 2 ikke kan opereres for å oppnå utvinningsnivåene gitt i Tabell II på grunn av ising, kan videre den foreliggende oppfinnelse
25 faktisk opereres ved enda høyere utvinningsnivåer enn dem gitt i Tabell III uten risiko for ising.

Skiftet i driftsbetingelser for metanfjerner i henhold til Fig. 3, som indikert ved linje 74 på Fig. 4, kan forstås ved å sammenligne de adskillende trekk med den foreliggende oppfinnelse med prosessene i henhold til kjent teknikk ifølge Figurene 1 og 2. Formen av driftslinjen for prosessen ifølge Fig. 1 (linje 72) er veldig lik formen
30 for driftslinjen for den foreliggende oppfinnelse. Hovedforskjellen er at driftstemperaturene for fraksjoneringstrinnene i metanfjerner i prosessen ifølge Fig. 3 er signifikant høyere enn dem i de korresponderende fraksjoneringstrinn i metanfjerner i prosessen ifølge Fig. 1, hvilket effektivt forskyver driftslinjen på prosessen
35 ifølge Fig. 3 bort fra likevektslinjen faststoff-væske. De høyere temperaturer i fraksjoneringstrinnene i metanfjerner ifølge Fig. 3 er resultatet av drift av tårnet ved betydelig høyere trykk enn for prosessen ifølge Fig. 1. Imidlertid bevirker det høyere trykk i tårnet ikke et tap i utvinningsnivåene av C₂+komponenter, fordi resirkulasjonsstrømmen 46 i prosessen ifølge Fig. 3 i hovedsak er en åpen direktekontakt

kompresjons-nedkjølingssyklus for metanfjernerer ved bruk av en del av den flyktige restgass som arbeidsfluidet, med tilførsel av den nødvendige kjøling til prosessen for å overvinne tapet i utvinning som normalt følger ved en økning av metanfjernerens driftstrykk.

5 Den kjente prosess ifølge Fig. 2 tilsvarer den foreliggende oppfinnelse ved at det også gjøres bruk av en åpen kompresjons-nedkjølingssyklus for å tilføre ytterligere nedkjøling til metanfjernerer. Med den foreliggende oppfinnelse blir imidlertid den flyktige restgass som er arbeidsfluidet anriktet med tyngre hydrokarboner fra fødegassen. Dette resulterer i at væskene i fraksjoneringstrinnene i den øvre del av metanfjernerer ifølge Fig. 3 inneholder høyere konsentrasjoner av C₄+hydrokarboner enn de korresponderende fraksjoneringstrinn i metanfjernerer i prosessen ifølge Fig. 2. Virkningen av disse tyngre hydrokarbonkomponenter (sammen med det høyere driftstrykk i tårnet) er å heve boblepunkttemperaturene i trauvæskene. Dette frembringer høyere driftstemperaturer for fraksjoneringstrinnene for metanfjernerer ifølge 15 Fig. 3, hvilket igjen forskyver driftslinjen for prosessen ifølge Fig. 3 bort fra likevektslinjen væske-faststoff.

Eksempel 2

Fig. 3 representerer den foretrukne utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse for temperatur- og trykkbetingelsene som er vist, fordi den vanligvis medfører lavest kapitalinvesteringsbehov og utstyrsbehov. En alternativ metode for å anrike resirkulasjonsstrømmen er vist i en annen utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse, illustrert på Fig. 5. Fødegassammensetningen og betingelsene som er betraktet ved prosessen presentert på Fig. 5 er de samme som dem i Figurene 1 til 3. 20 Følgelig kan Fig. 5 sammenlignes med prosessene ifølge Fig. 1 og 2 for å illustrere fordelene med den foreliggende oppfinnelse, og kan likedan sammenlignes med utførelsesformen vist på Fig. 3.

Ved simuleringen av prosessen på Fig. 5 ankommer fødegass ved 32 °C og 5,79 MPa som strøm 31, og avkjøles i varmeveksler 10 ved varmeveksling med en del av den kalde restgass ved -48 °C (strøm 42), metanfjernerens gjenkokervæsker ved -6 °C, metanfjernerens sidegjenkokervæsker ved -57 °C, og eksternt propankjølemiddel. Den nedkjølte strøm 31a ankommer separator 11 ved -43 °C og 5,69 MPa, hvor dampen (strøm 33) separeres ut fra den kondenserte væske (strøm 34). 30

Dampen (strøm 33) fra separator 11 ankommer en arbeidsekspansjonsmaskin 12 hvor mekanisk energi tas ut fra denne del av høytrykksfoden. Maskinen ekspanderer dampen i hovedsak isentropisk fra et trykk på ca. 5,69 MPa til driftstrykket (ca. 1,92 MPa) i fraksjoneringstårn 18, hvorved arbeidsekspansjonen avkjøler den ekspanderte strøm 33a til en temperatur på ca. -81 °C. Den ekspanderte og partielt kon- 35

denserte strøm 33a forsynes deretter som føde til destillasjonskolonnen 18 ved et mellomliggende kolonnefødepunkt.

Den kondenserte væske (strøm 34) fra separator 11 deles i to strømmer, strømmene 36 og 37. Strøm 37 inneholdende ca. 67 % av den totale kondenserte væske, flashekspanderes til driftstrykket (ca. 1,92 MPa) i fraksjoneringstårn 18 gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som en ekspansjonsventil 14, hvilket avkjøler strøm 37 til en temperatur på $-68\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 37a). Den ekspanderte strøm 37a som forlater ekspansjonsventil 14 forsynes deretter til fraksjoneringstårn 18 ved et lavere mellomliggende fødepunkt.

En del av høytrykksrestgassen (strøm 46) tas ut fra hovedreststrømmen (strøm 39e) og avkjøles til $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$ i varmeveksler 15 ved varmeveksling med den andre del av den kalde restgass ved $-48\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 41). Den partielt nedkjølte resirkulasjonsstrøm 46a kombineres deretter med den andre del av væsken fra separator 11, strøm 36 inneholdende ca. 33 % av den totale kondenserte væske. Den kombinerte strøm 38 føres deretter gjennom varmeveksler 16 i varmeveksling med den kalde destillasjonsstrøm 39 som holder $-97\text{ }^{\circ}\text{C}$, og avkjøles derved til $-93\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 38a). Den resulterende betydelig kondenserte strøm 38a flashekspanderes deretter gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som ekspansjonsventil 17, til driftstrykket (ca. 1,92 MPa) i fraksjoneringstårn 18. Under ekspansjonen blir en del av strømmen fordampet, hvilket resulterer i avkjøling av totalstrømmen. I prosessen illustrert på Fig. 5, når den ekspanderte strøm 38b som forlater ekspansjonsventil 17 en temperatur på $-102\text{ }^{\circ}\text{C}$ og forsynes til fraksjoneringstårn 18 som toppkolonneføden. Dampdelen (om noen) av strøm 38b kombineres med dampene som stiger fra toppen av fraksjoneringstrinnet av kolonnen for å danne destillasjonsstrøm 39, hvilken tas ut fra den øvre del av tårnet.

Det væskeformige produkt (strøm 40) tas ut fra bunnen av tårn 18 ved $8\text{ }^{\circ}\text{C}$ og strømmer til etterfølgende prosessering og/eller lagring. Den kalde destillasjonsstrøm 39 ved $-97\text{ }^{\circ}\text{C}$ fra den øvre del av metanfjernerer føres i motstrøm til den kombinerte strøm 38 i varmeveksler 16, hvor den varmes til $-48\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 39a) som derved tilveiebringer kjøling og betydelig kondensasjon av strøm 38a. Den kalde restgasstrøm 39a deles deretter i to deler, strømmene 41 og 42. Strøm 41 føres i motstrøm til resirkulasjonsgassen i varmeveksler 15 og varmes til $26\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 41a), hvorved den tilveiebringer kjøling av resirkulasjonsstrøm 46. Strøm 42 føres i motstrøm til fødegassen i varmeveksler 10 og oppvarmes til $27\text{ }^{\circ}\text{C}$ (strøm 42a), hvorved den tilveiebringer kjøling og partiell kondensasjon av fødegassen. De to oppvarmede strømmer 41a og 42a rekombineres deretter som restgasstrøm 39b ved en temperatur på $27\text{ }^{\circ}\text{C}$. Denne rekombinerte strøm rekomprimeres deretter i to trinn. Det første trinn er kompressor 13 drevet av ekspansjonsmaskin 12. Det andre trinn er kompressor 19 drevet av en supplerende kraftkilde, hvilken komprimerer restgassen (strøm

39c) til salgsledningstrykket. Etter avkjøling i utløpskjøler 20 blir den avkjølte strøm 39e splittet i restgassproduktstrømmen (strøm 47) og resirkulasjonsstrømmen 46, slik det er beskrevet tidligere. Restgassproduktet (strøm 47) strømmer til salgsgassledningen ved 31 °C og 5,76 MPa.

5 En oppsummering av strømningsmengdene og energiforbrukene for prosessen illustrert på Fig. 5 er fremsatt i den etterfølgende tabell:

TABELL IV

(FIG.5)

Strømningsoppsummering - (pundmol/h)

Strøm	Metan		Etan		Propan	Butaner+	Totalt
31	5516	1287	633	371	8235		
33	3324	320	63	13	3989		
34	2192	967	570	358	4246		
36	723	319	188	118	1400		
37	1469	648	382	240	2846		
39	6706	78	5	0	7151		
46	1219	14	1	0	1300		
38	1942	333	189	118	2700		
47	5487	64	4	0	5851		
40	29	1223	629	371	2384		
	<u>Utbytter*</u>						
	Etan					95,00%	
	Propan					99,40%	
	Butaner+					99,92%	
	<u>Hestekrefter</u>						
	Restkomprimering					3,960	
	Nedkjølingskomprimering					1,515	
	Totalt						5,475

*(Basert på ikke-avrundede strømningsmengder)

En sammenligning av tabellene III og IV viser at denne utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse (Fig. 5) gjør det mulig å oppnå i hovedsak samme produktutvinning som den tidligere viste utførelsesform i henhold til Fig. 3, selv om det er påkrevet med høyere kraftforbruk. Når den foreliggende oppfinnelse benyttes som i Eksempel 2 ved bruk av en del av den kondenserte væske for å anrike resirkulasjonsstrømmen, blir imidlertid fordelene med hensyn til å unngå betingelser som gir karbondioksidising ytterligere forbedret sammenlignet med utførelsesformen ifølge Fig. 3. Fig. 6 er en annen graf av sammenhengen mellom karbondioksidkonsentrasjon og temperatur, hvor linje 71 i likhet med tidligere representerer likevektstilstanden mellom fast og væskeformig karbondioksid i hydrokarbonblandinger som dem som finnes i fraksjoneringstrinnene i metanfjernerer 18 på Figurene 1, 2, 3 og 5. Linjen 75 på Fig. 6 representerer betingelsene for væskene i fraksjoneringstrinnene i metanfjernerer 18 i den foreliggende oppfinnelse, som vist på Fig. 5, og viser en sikkerhetsfaktor på 1,45 mellom de forventede driftsbetingelser og isingsbetingelsene for prosessen ifølge Fig. 5. Derfor kan det med denne utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse tolereres en økning på 45 % av konsentrasjonen av karbondioksid uten risiko for ising. I praksis kan denne forbedring av isingssikkerhetsfaktoren benyttes for fordelaktig å operere metanfjernerer ved lavere trykk (dvs. med lavere temperaturer i fraksjoneringstrinnene) for å heve utvinningsnivåene av C₂+komponenter uten å støte på isingsproblemer. Formen av linje 75 på Fig. 6 er meget lik den for linje 74 på Fig. 4. Hovedforskjellen er de noe høyere driftstemperaturer i fraksjoneringstrinnene for metanfjernerer ifølge Fig. 5, på grunn av virkningen av væskebøylepunkttemperaturer fra høyere konsentrasjoner av tyngre hydrokarboner med denne utførelsesform, idet den kondenserte væske benyttes til å anrike resirkulasjonsstrømmen.

Eksempel 3

En tredje utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse er vist på Fig. 7, hvor ytterligere utstyr benyttes for å forbedre utvinningsutbyttet med den foreliggende oppfinnelse. Fødegassammensetningen og betingelsene som betraktes ved prosessen illustrert på Fig. 7 er de samme som dem i Figurene 1, 2, 3 og 5.

I simuleringen av prosessen ifølge Fig. 7, er fødegasssplittingen, avkjølingen og separasjonen, og resirkulasjonsanrikningen, i hovedsak de samme som dem benyttet på Fig. 3. Forskjellen ligger i anbringelsen av kondenserte væsker som forlater separator 11 (strøm 34). I stedet for å flashekspandere væskestrømmen og tilføre den direkte til fraksjoneringstårnet ved et lavereliggende fødepunkt i mellomkolonnen, kan den såkalte autonekjølingsprosess benyttes for å avkjøle en del av væskene slik at de kan bli en effektiv øvre mellomkolonnefødestrøm.

Fødegassen ankommer ved 31 °C og 5,79 MPa som strøm 31 og splittes i to deler, strøm 32 og strøm 35. Strøm 32, inneholdende ca. 79 % av den totale fødegass, ankommer varmeveksler 10 og avkjøles ved varmeveksling med en del av den kalde restgass ved -32 °C (strøm 42), metanfjernerens rekokervæsker ved -5 °C, metankokerens siderekokervæsker ved -49 °C, og eksternt propankjølemiddel. Den avkjølte strøm 32a ankommer separator 11 ved -39 °C og 5,69 MPa, hvor dampen (strøm 33) separeres ut fra den kondenserte væske (strøm 34).

Dampen (strøm 33) fra separator 11 ankommer en arbeidsekspanjonsmaskin 12 hvor mekanisk energi tas ut fra denne del av høytrykksføden. Maskinen 12 ekspanderer dampen i hovedsak isentropisk fra et trykk på ca. 5,69 MPa til driftstrykket (ca. 2,06 MPa) i fraksjoneringstårn 18, hvorved arbeidsekspanjonen avkjøler den ekspanderte strøm 33a til en temperatur på ca. -77 °C. Den ekspanderte og partielt kondenserte strøm 33a forsynes deretter som føde til destillasjonskolonne 18 ved et midtkolonnefødepunkt.

Den kondenserte væskestrøm (strøm 34) fra separator 11 ledes til varmeveksler 22 hvor den nedkjøles til -82 °C (strøm 34a). Den etterkjølte strøm 34a deles deretter i to deler, strømmene 36 og 37. Strøm 37 flashekspanderes gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som ekspansjonsventil 23, til noe over driftstrykket i fraksjoneringstårn 18. Under ekspansjon fordampes en del av væsken, hvilket nedkjøler totalstrømmen til en temperatur på -86 °C (strøm 37a). Den flashekspanderte strøm 37a ledes deretter til varmeveksler 22 for å være forsyning til avkjølingen av strøm 34, som er beskrevet tidligere. Den resulterende varmede strøm 37b, ved en temperatur på -43 °C, tilføres deretter til fraksjoneringstårn 18 ved et lavere mellomkolonnefødepunkt. Den andre del av den etterkjølte væske (strøm 36) flashekspanderes også gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som ekspansjonsventil 14. Under flashekspanjonen til driftstrykket i metanfjernerens (ca. 2,06 MPa), fordampes en del av væsken, hvilket nedkjøler totalstrømmen til en temperatur på -86 °C (strøm 36a). Den flashekspanderte strøm 36a forsynes deretter til fraksjoneringstårn 18 ved et øvre mellomkolonnefødepunkt, over fødepunktet for den arbeidsekspanderte strøm 33a.

Tilbake til den andre del (strøm 35) av fødegassen, kombineres de resterende 21 % av fødegassen med en del av høytrykksrestgassen (strøm 46) tatt ut fra hovedreststrømmen (strøm 39e). Den kombinerte strøm 38 ankommer varmeveksler 15 og nedkjøles til -28 °C ved varmeveksling med den andre del av den kalde restgass ved -32 °C (strøm 41) og med eksternt propankjølemiddel. Den partielt avkjølte strøm 38a ledes deretter gjennom varmeveksler 16 i varmeveksling med den kalde destillasjonsstrøm 39, ved -98 °C, hvorved den kjøles videre ned til -94 °C (strøm 38b). Den resulterende betydelig kondenserte strøm 38b flashekspanderes deretter gjennom en hensiktsmessig ekspansjonsanordning, slik som ekspansjonsventil 17, til drifts-

trykket (ca. 2,06 MPa) i fraksjoneringstårn 18. Under ekspansjonen fordampes en del av strømmen, hvilket resulterer i avkjøling av totalstrømmen. I prosessen illustrert på Fig. 7 når den ekspanderte strøm 38c, hvilken forlater ekspansjonsventil 17, en temperatur på -103 °C, og forsynes til fraksjoneringstårn 18 som toppkolonneføde. Da 5 MPa andelen (om noen) av strøm 38c kombineres med dampene som stiger fra toppfraksjoneringstrinnet i kolonnen for å danne destillasjonsstrøm 39, hvilken tas ut fra den øvre del av tårnet.

Det væskeformige produkt (strøm 40) tas ut fra bunnen av tårnet 18 ved 8 °C og strømmer til etterfølgende prosessering og/eller lagring. Den kalde destillasjonsstrøm 39 ved minst 98 °C fra den øvre del av metanfjernerer føres i motstrøm til den 10 partielt nedkjølte kombinerte strøm 38a i varmeveksler 16, hvor den varmes til -32 °C (strøm 39a), hvorved den tilveiebringer videre kjøling og betydelig kondensasjon av strøm 38b. Den kalde restgasstrøm 39a deles deretter i to deler, strømmene 41 og 42. Strøm 41 føres i motstrøm til blandingen av fødegass og resirkulasjonsgass i varmeveksler 15 og varmes til 26 °C (strøm 41a), hvorved den tilveiebringer avkjøling og 15 partiell kondensasjon av den kombinerte strøm 38. Strøm 42 føres i motstrøm til fødegassen i varmeveksler 10 og varmes til 26 °C (strøm 42a), hvorved den tilveiebringer kjøling og partiell kondensasjon av fødegassen. De to varmede strømmene 41a og 42a rekombineres deretter som restgasstrøm 39b med en temperatur på 26 °C. 20 Denne rekombinerte strøm rekomprimeres deretter i to trinn. Det første trinn er kompressor 13 drevet av ekspansjonsmaskin 12. Det andre trinn er kompressor 19 drevet av en supplementær kraftkilde, hvilken komprimerer restgassen (strøm 39c) til salgsledningstrykket. Etter kjøling i utløpskjøler 20 splittes den nedkjølte strøm 39e i restgassproduktet (strøm 47) og resirkulasjonsstrømmen 46, slik det er beskrevet tidligere. 25 Restgassproduktet (strøm 47) strømmer til salgsgassledningen ved 31 °C og 5,76 MPa.

En oppsummering av strømningsmengdene og energiforbrukene for prosessen illustrert på Fig. 7 er fremsatt i den etterfølgende tabell:

TABELL V
(FIG. 7)

Strømningsoppsummering - (pundmol/h)

Strøm	Metan		Etan		Propan	Butaner+	Totalt
31	5516	1287	633	371	8235		
32	4357	1017	500	293	6505		
35	1159	270	133	78	1730		
33	2898	309	64	14	3515		
34	1459	708	436	279	2900		
36	622	302	186	119	1275		
37	837	406	250	160	1715		
39	6041	71	3	0	6435		
46	554	7	0	0	590		
38	1713	277	133	78	2320		
47	5487	64	3	0	5845		
40	29	1223	630	371	2390		
	<u>Utbytter*</u>						
	Etan					95,00%	
	Propan					99,50%	
	Butaner+					99,93%	
	<u>Hestekrefter</u>						
	Restkomprimering					3,516	
	Nedkjølingskomprimering					1,483	
	Totalt					4,999	

*(Basert på ikke-avrundede strømningsmengder)

10 En sammenligning av Tabellene III og V viser at denne utførelsesform
av den foreliggende oppfinnelse (Fig. 7) gjør det mulig å oppnå i hovedsak den
samme produktutvinning som ved den tidligere viste utførelsesform ifølge Fig. 3,
15 samtidig som det er behov for enda lavere kraftforbruk (dvs. ca. 10 % lavere enn for
de kjente prosesser som er angitt i Figurene 1 og 2). I tillegg er fordelene med hensyn
til å unngå karbondioksidising ytterligere forbedret sammenlignet med Fig. 3- og Fig.

5-utførelsesformene. Fig. 8 er en annen graf av sammenhengen mellom karbondioksidkonsentrasjon og temperatur, og hvor linje 71 slik som tidligere representerer likevektsbetingelsene mellom fast og flytende karbondioksid i hydrokarbonblandinger som dem funnet i fraksjoneringstrinnene i metanfjerner 18 på Figurene 1, 2, 3, 5 og 7. Linje 76 på Fig. 8 representerer betingelsene for væsker i fraksjoneringstrinnene i metanfjerner 18 med den foreliggende oppfinnelse, slik som angitt på Fig. 7, og viser en sikkerhetsfaktor på 1,84 mellom de forventede driftsbetingelser og isingsbetingelsene for prosessen ifølge Fig. 7. Følgelig kan denne utførelsesform av den foreliggende oppfinnelse tolerere en økning på 84 % av konsentrasjonen av karbondioksid uten risiko for ising. I praksis kan denne forbedring av sikkerhetsfaktoren mot ising benyttes fordelaktig ved å operere metanfjernerer ved lavere trykk (dvs. ved lavere temperaturer i fraksjoneringstrinnene) for å heve utvinningsnivåene av C₂+komponenter uten at det støtes på isingsproblemer. Karbondioksidkonsentrasjonene for linje 76 på Fig. 8 er signifikant lavere enn dem for linje 74 på Fig. 4. Dette skyldes adsorpsjonen av karbondioksid av de tyngre hydrokarbonkomponenter i den øvre mellomkolonneføde, strøm 36a, hvilket forhindrer karbondioksidet fra å konsentreres i så stor grad i den øvre del av metanfjernerer i prosessen ifølge Fig. 7, slik som det foregår ved de tidligere utførelsesformer.

20 Andre utførelsesformer

I henhold til den foreliggende oppfinnelse kan anrikingen av resirkulasjonsstrømmen med tyngre hydrokarboner utføres på mange måter. I utførelsesformene ifølge Figurene 3 og 7 gjennomføres anrikingen ved å blande en del av fødegassen med resirkulasjonsgassen før det finner sted noen kjøling av fødegassen. I utførelsesformen ifølge Fig. 5 gjennomføres anrikingen ved å blande resirkulasjonsgassen med en del av den kondenserte væske som er resultatet etter avkjøling av fødegassen. Som illustrert på Fig. 9, kunne anrikingen istedenfor gjennomføres ved å blande resirkulasjonsgassen med en del (strøm 35) av dampen som er igjen etter avkjøling og partiell kondensasjon av fødegassen. I tillegg kan anrikingen vist på Fig. 9 økes ved også å blande all eller en del av den kondenserte væske (strøm 36) som er resultatet etter nedkjøling av fødegassen. Den resterende del, om noen, av den kondenserte væske (strøm 37) kan benyttes til fødegasskjøling eller annen varmevekslingstjeneste før eller etter ekspansjonstrinnet før innstrømning til metanfjernerer. I noen utførelsesformer kan dampsplitting bevirkes i en separator. Alternativt kan separatoren 11 i prosessen vist på Fig. 9 være unødvendig dersom fødegassen er relativt mager.

Som vist på Fig. 10 kan anrikingen også oppnås ved å blande resirkulasjonsgassen med en del av fødegassen før kjøling, eller etter kjøling men før noen fraseparasjon av væsker som kan kondenseres fra fødegassen. Enhver væske som

kondenseres (strøm 34) fra fødegassen kan ekspanderes og tilføres til metanfjerner, eller kan benyttes for fødegasskjøling eller annen varmevekslingstjeneste før eller etter ekspansjonstrinnet, før strømning til metanfjerner. Separatoren 11 i prosessen vist på Fig. 10 kan være unødvendig dersom fødegassen er relativt mager.

5 Avhengig av de relative temperaturer og mengder av individuelle strømmer, kan to eller flere av fødestrømmene, eller deler derav, kombineres, og den kombinerte strøm kan deretter tilføres til den midlere kolonnefødeposisjon. For eksempel, slik som vist på Fig. 9, kan den resterende del av den kondenserte væske (strøm 37) flashekspanderes med ekspansjonsventil 14, og deretter kan hele eller deler av den 10 flashekspanderte strøm 37a kombineres med minst en del av den arbeidsekspanderte strøm 33a for å danne en kombinert strøm som deretter forsynes til kolonne 18 ved en midlere kolonnefødeposisjon. Tilsvarende, som vist på Figurene 10 og 11, kan hele eller en del av den flashekspanderte strøm (strøm 34a) på Fig. 10, strøm 36a på Fig. 11) kombineres med minst en del av den arbeidsekspanderte strøm 33a for å danne en 15 kombinert strøm som deretter forsynes til kolonnen 18 ved en midlere kolonnefødeposisjon.

Eksemplene av den foreliggende oppfinnelse illustrert på Figurene 3, 5, 7, 9, 10 og 11 illustrerer uttak av resirkulasjonsstrøm 46 etter at destillasjonsstrøm 39 er blitt varmet ved varmeveksling med fødestrømmer og er blitt komprimert til rørlednings- 20 trykk. Avhengig av anleggsstørrelse, utstyrskostnad og tilgjengelighet, etc., kan det være fordelaktig å ta ut resirkulasjonsstrøm 46 etter varming men før komprimering, slik det er vist på Fig. 12. Ved en slik utførelsesform kan en separat kompressor 24 og utløpskjøler 25 benyttes for å heve trykket av resirkulasjonsstrøm 46b slik at den deretter kan kombineres med en del (strøm 35) av fødegassen. Slik det er vist på Fig. 25 13 kan resirkulasjonsstrøm 46 alternativt tas ut fra destillasjonsstrøm 39 før både varming og komprimering. Resirkulasjonsstrøm 46 kan benyttes som en del av forsyningen for fødegasskjøling, og deretter strømme til en separat kompressor 24 og utløpskjøler 25 for å heve trykket i resirkulasjonsstrøm 46d slik at den kan kombineres med en del (strøm 35) av fødegassen.

30 Eksemplene som hittil er blitt presentert har alle betraktet bruk av den foreliggende oppfinnelse når trykkene av fødegassen og restgassen i hovedsak er de samme. I situasjoner hvor dette ikke er tilfellet kan imidlertid trykkhevning av lavtrykksstrømmen benyttes i henhold til den foreliggende oppfinnelse. Noen av de alternative måter å benytte den foreliggende oppfinnelse i disse situasjoner er illustrert 35 på Figurene 14 til 16, hvilke illustrerer trykkhevning av henholdsvis resirkulasjons-gassen, fødegassen og de kondenserte væsker.

I henhold til den foreliggende oppfinnelse kan bruk av ekstern nedkjøling som supplement til kjølingen tilgjengelig til fødegassen fra andre prosesstrømmer være unødvendig, spesielt i tilfellet med en fødegass som er magrere enn den benyttet i

Eksempel 1. Bruken og distribusjonen av metanfjernervæsker for prosessvarmeveksling, og særlig arrangementet med varmevekslere for fødegasskjøling, må evalueres for hver bestemt anvendelse, så vel som valget av prosesstrømmer for spesifikke varmevekslingsformål.

Høytrykksvæsken på Fig. 3 (strøm 34) og den første del av høytrykksvæsken på Fig. 5 (strøm 37) kan benyttes til fødegasskjøling eller andre varmevekslingsformål før eller etter ekspansjonstrinnet før strømning til metanfjerner. Slik det er angitt på Fig. 17, kan den arbeidsekspanderte strøm 33a også benyttes til fødegasskjøling eller andre varmevekslingsformål før strømning til kolonnen.

Fremgangsmåten ifølge den foreliggende oppfinnelse er også anvendbar til prosessering av gasstrømmer når det er ønskelig å utvinne kun C₃-komponentene og tyngre hydrokarbonkomponenter (bortsending av C₂-komponenter og lettere komponenter til restgassen). På grunn av de varmere prosessdriftsbetingelser forbundet med propanutvinning (etanbortsending), er fødegassens kjøling vanligvis forskjellig fra tilfellene med etanutvinning, illustrert på Figurene 3, 5, 7 og 9 til 16. Fig. 17 illustrerer en typisk anvendelse av den foreliggende oppfinnelse når utvinning av kun C₃-komponentene og tyngre hydrokarbonkomponenter er ønsket. Ved drift som en etanfjerner (etanbortsending), er tårnets gjennomsnittstemperaturer signifikant høyere enn ved drift som en metanfjerner (etanutvinning). Dette gjør det generelt umulig å gjenkoke tårnet ved bruk av anleggsfødegassen, slik det vanligvis gjøres ved etanutvinning. Derfor blir en ekstern kilde til gjennomsnittstemperatur normalt benyttet. For eksempel kan en del av den komprimerte restgass (strøm 39d) iblant benyttes for å tilveiebringe den nødvendige gjennomsnittstemperatur. I noen tilfeller kan en del av væskenedløpet fra den øvre, kaldere del av tårnet tas ut og benyttes til fødegasskjøling i varmeveksler 10 og deretter returneres til tårnet i en lavereliggende, varmere seksjon, hvorved varmegjenvinningen fra tårnet maksimeres mens de eksterne varmetilførsler minimeres.

Det vil også innses at den relative mengde av føde som finnes i hver gren av kolonnefødestrømmene vil avhenge av flere faktorer, innbefattende gasstrykk, fødegassammensetning, mengden varme som økonomisk kan tas ut fra føden, og mengden kraft tilgjengelig. Mer føde til toppen av kolonnen kan øke gjenvinningen samtidig som kraften som tas ut fra ekspansjonsmaskinen senkes, hvorved rekompresjonskraftbehovet økes. Økning av føden lengre ned i kolonnen reduserer kraftforbruket, men kan også redusere produktutvinningen. De midlere kolonnefødeposisjoner angitt i Figurene 3, 5 og 7 er de foretrukne fødeposisjoner for prosessdriftsbetingelsene som er beskrevet. Imidlertid kan de relative posisjoner av de midlere kolonneføder variere avhengig av innløpsammensetning og andre faktorer slik som ønskede utvinningsnivåer og mengden av væske som dannes under fødegasskjølingen. Figurene 3, 5 og 7 er de foretrukne utførelsesformer for

sammensetningene og trykkbetingelsene som er vist. Selv om individuell strømekspansjon fremstilles i spesielle ekspansjonsanordninger, kan alternative ekspansjonsanordninger benyttes der det er hensiktsmessig. For eksempel kan forholdene betinge arbeidsekspansjon av den betydelig kondenserte strøm (38b på Figurene 3 og 7, 38a på Fig. 5).

Selv om de utførelsesformer som menes å være foretrukne er blitt beskrevet, vil fagpersoner innen denne teknikk innse at andre og ytterligere modifikasjoner kan foretas, for eksempel å tilpasse oppfinnelsen til forskjellige betingelser, typer av føde eller andre betingelser, ute å fravike fra idéen med den foreliggende oppfinnelse, slik denne er definert i de etterfølgende krav.

P a t e n t k r a v

1. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:
- 5 (a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;
- (b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og
- (c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;
- 15 k a r a k t e r i s e r t v e d a t f ø r k j ø l i n g d e l e s g a s s e n t i l e n f ø r s t e g a s s t r ø m o g e n a n d r e g a s s t r ø m; o g
- (1) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og varmes;
- (2) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til høyere trykk og
- 20 d e l e s d e r e t t e r t i l d e n f l y k t i g e r e s t g a s s f r a k s j o n o g e n k o m p r i m e r t r e s i r k u l a s j o n s s t r ø m;
- (3) den komprimerte resirkulasjonstrøm kombineres med den gassformige første strøm for å danne en kombinert strøm;
- (4) den kombinerte strøm kjøles for å kondensere i hovedsak hele strømmen;
- 25 (5) den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;
- (6) den gassformige andre strøm kjøles under trykk tilstrekkelig til partielt å kondensere den;
- (7) den partielt kondenserte andre strøm separeres for derved å tilveiebringe
- 30 e n d a m p s t r ø m o g e n k o n d e n s e r t s t r ø m;
- (8) dampstrømmen ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til en første mellomkolonnefødeposisjon til en destillasjonskolonne i en lavereliggende del av fraksjoneringstårnet;
- (9) minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til det lavere trykk
- 35 o g t i l f ø r e s t i l d e s t i l l a s j o n s k o l o n n e n v e d e n a n d r e m e l l o m k o l o n n e f ø d e p o s i s j o n; o g
- (10) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets topptemperatur ved en temperatur hvorved hovedandelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

2. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:

(a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;

(b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og

(c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;

karakterisert ved at strømmen kjøles tilstrekkelig til partielt å kondensere den; og

(1) den partielt kondenserte gasstrøm separeres for derved å tilveiebringe en dampstrøm og en kondensert strøm;

(2) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og varmes opp;

(3) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til høyere trykk og deles deretter til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(4) den komprimerte resirkulasjonsstrøm kombineres med minst en del av den kondenserte strøm for å danne en kombinert strøm;

(5) den kombinerte strøm kjøles for i hovedsak å kondensere den;

(6) den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;

(7) dampstrømmen ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til en mellomkolonnefødeposisjon til et destillasjonstårn i en lavereliggende del av fraksjoneringstårnet; og

(8) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets topptemperatur ved en temperatur hvorved hovedandelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

3. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:

(a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;

(b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og

(c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;

5 k a r a k t e r i s e r t v e d a t e t t e r k j ø l i n g d e l e s d e n n e d k j ø l t e s t r ø m t i l e n f ø r s t e o g e n a n d r e s t r ø m; o g

(1) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og oppvarmes;

10 (2) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til et høyere trykk og deles deretter til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(3) den komprimerte resirkulasjonsstrøm kombineres med den første strøm for å danne en kombinert strøm;

(4) den kombinerte strøm avkjøles for å kondensere i hovedsak hele strømmen;

15 (5) den i hovedsak kondenserte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;

(6) den andre strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til en mellomkolonnefødeposisjon til en destillasjonskolonne i en lavereliggende del av fraksjoneringstårnet; og

20 (7) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets toppetemperatur ved en temperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

25 4. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:

(a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;

(b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og

35 (c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;

k a r a k t e r i s e r t v e d a t g a s s t r ø m m e n k j ø l e s t i l s t r e k k e l i g t i l p a r t i e l t å k o n d e n s e r e d e n; o g

(1) den partielt kondenserte gasstrøm separeres for derved å tilveiebringe en dampstrøm og en kondensert strøm;

(2) dampstrømmen deles deretter i den første gasstrøm og en andre gasstrøm;

(3) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og varmes;

(4) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til høyere trykk og deles deretter til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(5) den komprimerte resirkulasjonsstrøm kombineres med den første gasstrøm for å danne en kombinert strøm;

(6) den kombinerte strøm kjøles for å kondensere i hovedsak hele strømmen;

(7) den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;

(8) den gassformige andre strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til den første midtkolonnefødeposisjon til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet;

(9) minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til destillasjonskolonnen ved en andre mellomkolonnefødeposisjon; og

(10) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets topptemperatur ved en temperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

5. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:

(a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;

(b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og

(c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;

k a r a k t e r i s e r t v e d a t g a s s t r ø m m e n k j ø l e s t i l s t r e k k e l i g t i l p a r t i e l t å k o n d e n s e r e d e n ; o g

(1) den partielt kondenserte gasstrøm separeres for derved å tilveiebringe en dampstrøm og en kondensert strøm;

(2) dampstrømmen deles deretter til en første og en andre gasstrøm;

- (3) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og varmes;
- (4) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til høyere trykk og deles deretter til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;
- 5 (5) den komprimerte resirkulasjonsstrøm kombineres med den første gasstrøm og minst en del av den kondenserte strøm for å danne en kombinert strøm;
- (6) den kombinerte strøm kjøles for kondensere i hovedsak hele strømmen;
- (7) den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;
- 10 (8) den gassformige andre strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til en mellomkolonnefødeposisjon til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet;
- (9) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets
- 15 topptemperatur ved en temperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

6. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig

20 restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:

- (a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;
- 25 (b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og
- (c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;
- karakterisert ved at før kjøling deles gassen til en første gasstrøm og en
- 30 andre gasstrøm; og
- (1) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og varmes;
- (2) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til høyere trykk og deles deretter til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;
- 35 (3) den komprimerte resirkulasjonsstrøm kombineres med den første gasstrøm for å danne en kombinert strøm;
- (4) den kombinerte strøm kjøles for å kondensere i hovedsak hele strømmen:

(5) den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm ekspanderes til lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;

(6) den andre gasstrøm kjøles under trykk og ekspanderes deretter til det lavere trykk og tilføres ved en mellomkolonnefødeposisjon til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet; og

(7) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets topptemperatur ved en temperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

7. Fremgangsmåte for separasjon av en gasstrøm inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor fremgangsmåten omfatter:

(a) å kjøle gassen under trykk for å tilveiebringe en nedkjølt strøm;

(b) å ekspandere den nedkjølte strøm til et lavere trykk, hvorved strømmen nedkjøles ytterligere; og

(c) å fraksjonere den ytterligere nedkjølte strøm ved lavere trykk, hvorved komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes;

karakterisert ved at etter kjøling deles den kjølte strøm til en første og en andre strøm; og

(1) en destillasjonsstrøm tas ut fra en øvre del av et fraksjoneringstårn og varmes;

(2) den oppvarmede destillasjonsstrøm komprimeres til høyere trykk og deles deretter til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(3) den komprimerte resirkulasjonsstrøm kombineres med den første strøm for å danne en kombinert strøm;

(4) den kombinerte strøm kjøles for å kondensere i hovedsak hele strømmen;

(5) den i hovedsak kondenserte kombinertstrøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til fraksjoneringstårnet ved en toppfødeposisjon;

(6) den andre strøm kjøles tilstrekkelig til partielt å kondensere den;

(7) den partielt kondenserte andre strøm separeres for derved å tilveiebringe en dampstrøm og en kondensert strøm;

(8) dampstrømmen ekspanderes til det lave trykk og tilføres til den første mellomkolonnefødeposisjon til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet;

(9) minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til destillasjonskolonnen ved en andre mellomkolonnefødeposisjon; og

(10) mengden og trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av fødestrømmene til kolonnen er virksomme til å opprettholde tårnets topptemperatur ved en temperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

8. Fremgangsmåte ifølge krav 1, 2, 3, 4, 5, 6 eller 7, karakterisert ved at

(a) den varmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

9. Fremgangsmåte ifølge krav 1, 2, 3, 4, 5, 6 eller 7, karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

10. Fremgangsmåte ifølge krav 2 eller 5,

karakterisert ved at minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til lavere trykk og deretter tilføres til destillasjonskolonnen ved en andre mellomkolonnefødeposisjon.

11. Fremgangsmåte ifølge krav 10, karakterisert ved at

(a) den varmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

12. Fremgangsmåte ifølge krav 10,

karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

13. Fremgangsmåte ifølge krav 1, 4 eller 7,
karakterisert ved at

(a) den kondenserte strøm kjøles og deles deretter i en første væskedel og en
5 andre væskedel, før ekspansjonen;

(b) den første væskedel ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til
kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon; og

(c) den andre væskedel ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til
kolonnen ved en høyere mellomkolonnefødeposisjon.

14. Fremgangsmåte ifølge krav 13,
karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige
restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
15 komprimerte resirkulasjonsstrøm.

15. Fremgangsmåte ifølge krav 13,
karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en
20 resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
komprimerte resirkulasjonsstrøm.

16. Fremgangsmåte ifølge krav 13,
karakterisert ved at den ekspanderte første væskeandel oppvarmes før den
føres til destillasjonskolonnen.

17. Fremgangsmåte ifølge krav 16,
karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige
restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
komprimerte resirkulasjonsstrøm.

18. Fremgangsmåte ifølge krav 16,
karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restfraksjon og en
resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

19. Fremgangsmåte ifølge krav 13,

5 k a r a k t e r i s e r t v e d d e n f ø r s t e v æ s k e a n d e l e k s p a n d e r e s, l e d e s i v a r m e -
v e k s l i n g s f o r h o l d m e d d e n k o n d e n s e r t e s t r ø m o g f ø r e s d e r e t t e r t i l k o l o n n e n v e d e n
m e l l o m k o l o n n e f ø d e p o s i s j o n .

20. Fremgangsmåte ifølge krav 19,

10 k a r a k t e r i s e r t v e d a t

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

15

21. Fremgangsmåte ifølge krav 19,

k a r a k t e r i s e r t v e d a t

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

20 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

22. Fremgangsmåte ifølge krav 1, 2 eller 7,

25 k a r a k t e r i s e r t v e d a t m i n s t e n d e l a v d a m p s t r ø m m e n o p p v a r m e s e t t e r
e k s p a n s j o n t i l d e t l a v e r e t r y k k .

23. Fremgangsmåte ifølge krav 22,

k a r a k t e r i s e r t v e d a t

30 (a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

24. Fremgangsmåte ifølge krav 22,

35 k a r a k t e r i s e r t v e d a t

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

25. Fremgangsmåte ifølge krav 3, 4, 5 eller 6,
karakterisert ved at minst en del av den andre strøm oppvarmes etter
ekspansjon til det lavere trykk.

5

26. Fremgangsmåte ifølge krav 25,
karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige
restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

10 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
komprimerte resirkulasjonsstrøm.

27. Fremgangsmåte ifølge krav 25,
karakterisert ved at

15 (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en
resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
komprimerte resirkulasjonsstrøm.

20 28. Fremgangsmåte ifølge krav 1, 4 eller 7,
karakterisert ved at minst en del av den ekspanderte kondenserte strøm
oppvarmes før den føres til destillasjonskolonnen.

29. Fremgangsmåte ifølge krav 28,

25 karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige
restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
komprimerte resirkulasjonsstrøm.

30

30. Fremgangsmåte ifølge krav 28,
karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en
resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

35 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den
komprimerte resirkulasjonsstrøm.

31. Fremgangsmåte ifølge krav 2 eller 5,

karakterisert ved at minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til det lavere trykk, oppvarmes og tilføres deretter til destillasjonskolonnen ved en andre mellomkolonnefødeposisjon.

5 32. Fremgangsmåte ifølge krav 31, karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

10 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

33. Fremgangsmåte ifølge krav 31, karakterisert ved at

15 (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

34. Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 7,

20 karakterisert ved at minst deler av den ekspanderte dampstrøm og den ekspanderte kondenserte strøm kombineres for å danne en andre kombinertstrøm, hvorpå den andre kombinertstrøm tilføres til kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon.

25 35. Fremgangsmåte ifølge krav 34, karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

30 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

36. Fremgangsmåte ifølge krav 34, karakterisert ved at

35 (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

37. Fremgangsmåte ifølge krav 2,

karakterisert ved at minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til det lavere trykk og kombineres med minst en del av den ekspanderte dampstrøm for å danne en andre kombinertstrøm, hvorpå den andre kombinertstrøm tilføres til kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon.

5

38. Fremgangsmåte ifølge krav 37,

karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

10 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

39. Fremgangsmåte ifølge krav 37,

karakterisert ved at

15 (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

20 40. Fremgangsmåte ifølge krav 4,

karakterisert ved at minst deler av den ekspanderte andre strøm og den ekspanderte kondenserte strøm kombineres for å danne en andre kombinertstrøm, hvorpå den andre kombinertstrøm tilføres til kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon.

25

41. Fremgangsmåte ifølge krav 40,

karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

30 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

42. Fremgangsmåte ifølge krav 40,

karakterisert ved at

35 (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

43. Fremgangsmåte ifølge krav 5,

karakterisert ved at minst en del av den kondenserte strøm ekspanderes til
det lavere trykk og kombineres med minst en del av den ekspanderte andre strøm for å
danne en andre kombinertstrøm, hvorpå den andre kombinertstrøm tilføres til
5 kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon.

44. Fremgangsmåte ifølge krav 43,

karakterisert ved at

- 10 (a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og
- (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

45. Fremgangsmåte ifølge krav 43,

15 karakterisert ved at

- (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og
- (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

20

46. Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 7,

karakterisert ved at

- (a) den kondenserte strøm kjøles og deles deretter til en første og en andre væskeandel før ekspansjonen;
- 25 (b) den første væskeandel ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon;
- (c) den andre væskeandel ekspanderes til det lavere trykk og kombineres med minst en del av den ekspanderte dampstrøm for å danne en andre kombinertstrøm; og
- 30 (d) den andre kombinertstrøm tilføres til kolonnen ved en høyere mellomkolonnefødeposisjon.

47. Fremgangsmåte ifølge krav 46,

karakterisert ved at

- 35 (a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og
- (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

48. Fremgangsmåte ifølge krav 46,

karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

49. Fremgangsmåte ifølge krav 46,

karakterisert ved at den ekspanderte første væskeandel oppvarmes før den tilføres til destillasjonskolonnen.

50. Fremgangsmåte ifølge krav 49,

karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

51. Fremgangsmåte ifølge krav 49,

karakterisert ved at

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

52. Fremgangsmåte ifølge krav 46,

karakterisert ved at den første væskeandel ekspanderes, rettes i varmeveksling med den kondenserte strøm, og forsynes deretter til kolonnen ved en mellomkolonneføddeposisjon.

53. Fremgangsmåte ifølge krav 52,

karakterisert ved at

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

54. Fremgangsmåte ifølge krav 52,

karakterisert ved at

- (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm for oppvarming; og
- (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

5

55. Fremgangsmåte ifølge krav 4,
karakterisert ved at

- (a) den kondenserte strøm kjøles og deles deretter til en første og en andre væskeandel før ekspansjonen;
- 10 (b) den første væskeandel ekspanderes til det lavere trykk og tilføres til kolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon;
- (c) den andre væskeandel ekspanderes til det lavere trykk og kombineres med minst en del av den ekspanderte andre strøm for å danne en andre kombinertstrøm; og
- 15 (d) den andre kombinertstrøm tilføres til kolonnen ved den høyere mellomkolonnefødeposisjon.

56. Fremgangsmåte ifølge krav 55,
karakterisert ved at

- 20 (a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og
- (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

25 57. Fremgangsmåte ifølge krav 55,
karakterisert ved at

- (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm for oppvarming; og
- 30 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

58. Fremgangsmåte ifølge krav 55,
karakterisert ved at den ekspanderte første væskeandel oppvarmes før den tilføres til destillasjonskolonnen.

35

59. Fremgangsmåte ifølge krav 58,
karakterisert ved at

- (a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

60. Fremgangsmåte ifølge krav 58,

5 k a r a k t e r i s e r t v e d a t

(a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

10

61. Fremgangsmåte ifølge krav 55,

k a r a k t e r i s e r t v e d a t d e n f ø r s t e v æ s k e a n d e l e k s p a n d e r e s , r e t t e s i v a r m e v e k s l i n g m e d d e n k o n d e n s e r t e s t r ø m o g t i l f ø r e s d e r e t t e r t i l k o l o n n e n v e d e n m e l l o m k o l o n n e f ø d e p o s i s j o n .

15

62. Fremgangsmåte ifølge krav 61,

k a r a k t e r i s e r t v e d a t

(a) den oppvarmede destillasjonsstrøm deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før kompresjon; og

20 (b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

63. Fremgangsmåte ifølge krav 61,

k a r a k t e r i s e r t v e d a t

25 (a) destillasjonsstrømmen deles til den flyktige restgassfraksjon og en resirkulasjonsstrøm før oppvarming; og

(b) resirkulasjonsstrømmen komprimeres deretter for å danne den komprimerte resirkulasjonsstrøm.

30

64. Anlegg for separasjon av en gass inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor anlegget omfatter:

35

(a) en første kjøleinnretning for å nedkjøle den tilkoblede gass under trykk, for å tilveiebringe en nedkjølt strøm under trykk;

(b) en første ekspansjonsinnretning tilkoblet for å motta minst en del av den nedkjølte strøm, for å ekspandere strømmen til et lavere trykk, hvorved den nedkjøles ytterligere; og

(c) et fraksjoneringstårn koblet til den første ekspansjonsinnretning for å motta den ytterligere nedkjølte strøm derfra;

karakterisert ved at anlegget innbefatter:

(1) en første deleinnretning før den første kjøleinnretning for å dele fødegassen til en første gasstrøm og en andre gasstrøm;

(2) en varmeinnretning koblet til fraksjoneringstårnet for å motta en destillasjonsstrøm som stiger opp i fraksjoneringstårnet og å varme denne;

(3) en komprimeringsinnretning koblet til varmeinnretningen for å motta den oppvarmede destillasjonsstrøm og å komprimere denne;

(4) en andre deleinnretning koblet til komprimeringsinnretningen for å motta den oppvarmede komprimerte destillasjonsstrøm og å dele denne til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(5) en kombineringsinnretning tilkoblet for å kombinere den komprimerte resirkulasjonsstrøm og den første gasstrøm til en kombinertstrøm;

(6) en andre kjøleinnretning tilkoblet til kombineringsinnretningen for å motta den kombinerte strøm og å kjøle denne tilstrekkelig til i hovedsak å kondensere den;

(7) en andre ekspansjonsinnretning koblet til den andre kjøleinnretning for å motta den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm og å ekspandere denne til det lavere trykk; hvor den andre ekspansjonsinnretning videre er koblet til fraksjoneringstårnet for å tilføre den ekspanderte kondenserte kombinertstrøm til tårnet ved en toppfødeposisjon;

(8) en anordning hvormed den første kjøleinnretning kobles til den første deleinnretning for å motta den andre gasstrøm og å kjøle denne under trykk tilstrekkelig til partielt å kondensere den;

(9) en separasjonsanordning koblet til den første kjøleinnretning for å motta den partielt kondenserte andre strøm og å separere den til en damp og en kondensert strøm;

(10) en anordning hvormed den første ekspansjonsinnretning er koblet til separasjonsinnretningen for å motta dampstrømmen og ekspandere denne til det lavere trykk; hvor den første ekspansjonsinnretning videre er koblet til en destillasjonskolonne i en nedre del av fraksjoneringstårnet, for å tilføre den ekspanderte dampstrøm til destillasjonskolonnen ved den første mellomkolonnefødeposisjon;

(11) en tredje ekspansjonsinnretning koblet til separasjonsinnretningen for å motta den kondenserte strøm og ekspandere denne til det lavere trykk; hvor den tredje ekspansjonsinnretning videre er koblet til destillasjonskolonnen for å tilføre den ekspanderte kondenserte strøm til destillasjonskolonnen ved en andre mellomkolonnefødeposisjon; og

(12) en styreinnetning tilpasset til å regulere trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av den kombinerte strøm, den andre strøm og den kondenserte strøm, til å opprettholde kolonnens topptemperatur ved en temperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

65. Anlegg for separasjon av en gass inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor anlegget omfatter:

(a) en første kjøleinnetning for å nedkjøle den tilkoblede gass under trykk, for å tilveiebringe en nedkjølt strøm under trykk;

(b) en første ekspansjonsinnetning tilkoblet for å motta minst en del av den nedkjølte strøm, for å ekspandere strømmen til et lavere trykk, hvorved den nedkjøles ytterligere; og

(c) et fraksjoneringstårn koblet til den første ekspansjonsinnetning for å motta den ytterligere nedkjølte strøm derfra;

karakterisert ved at anlegget innbefatter:

(1) en første kjøleinnetning tilpasset til å kjøle fødegassen under trykk tilstrekkelig til partielt å kondensere den;

(2) en separasjonsinnetning koblet til den første kjøleinnetning for å motta den partielt kondenserte fødestrøm og separere denne til en damp og en kondensert strøm;

(3) en varmeinnetning koblet til fraksjoneringstårnet for å motta en destillasjonsstrøm som stiger opp i fraksjoneringstårnet og å varme den;

(4) en komprimeringsinnetning koblet til varmeinnetningen for å motta den varmede destillasjonsstrøm og å komprimere den;

(5) en deleinnetning koblet til komprimeringsinnetningen for å motta den oppvarmede komprimerte destillasjonsstrøm og å dele den til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(6) en kombinasjonsinnetning koblet til for å kombinere den komprimerte resirkulasjonsstrøm og minst en del av den kondenserte strøm til en kombinertstrøm;

(7) en andre kjøleinnetning koblet til kombinasjonsinnetningen for å motta den kombinerte strøm og å kjøle den tilstrekkelig til i hovedsak å kondensere den;

(8) en andre ekspansjonsinnetning koblet til den andre kjøleinnetning for å motta den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den andre ekspansjonsinnetning videre er koblet til fraksjoneringstårnet

for å tilføre den ekspanderte kondenserte kombinerte strøm til tårnet ved en toppfødeposisjon;

(9) en anordning hvormed en første ekspansjonsinnretning er koblet til separasjonsinnretningen for å motta dampstrømmen og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den første ekspansjonsinnretning videre er koblet til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet for å tilføre den ekspanderte dampstrøm til destillasjonskolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon; og

(10) en styreinnretning tilpasset til å regulere trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av den kombinerte strøm og dampstrømmen, for å opprettholde en kolonnetopptemperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

66. Anlegg for separasjon av en gass inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor anlegget omfatter:

(a) en første kjøleinnretning for å nedkjøle den tilkoblede gass under trykk, for å tilveiebringe en nedkjølt strøm under trykk;

(b) en første ekspansjonsinnretning tilkoblet for å motta minst en del av den nedkjølte strøm, for å ekspandere strømmen til et lavere trykk, hvorved den nedkjøles ytterligere; og

(c) et fraksjoneringstårn koblet til den første ekspansjonsinnretning for å motta den ytterligere nedkjølte strøm derfra;

karakterisert ved at anlegget innbefatter:

(1) en første deleinnretning før den første kjøleinnretning for å dele fødegassen til en første gasstrøm og en andre gasstrøm;

(2) en varmeinnretning koblet til fraksjoneringstårnet for å motta en destillasjonsstrøm som stiger i fraksjoneringstårnet og å varme den;

(3) en komprimeringsinnretning koblet til varmeinnretningen for å motta den oppvarmede destillasjonsstrøm og å komprimere den;

(4) en andre deleinnretning koblet til komprimeringsinnretningen for å motta den oppvarmede komprimerte destillasjonsstrøm og å dele den til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;

(5) en kombineringsinnretning tilkoblet for å kombinere den komprimerte resirkulasjonsstrøm og den første gasstrøm til en kombinertstrøm;

(6) en andre kjøleinnretning koblet til kombineringsinnretningen for å motta den kombinerte strøm og å kjøle den tilstrekkelig til i hovedsak å kondensere den;

(7) en andre ekspansjonsinnretning koblet til den andre kjøleinnretning for å motta den i hovedsak kondenserte kombinerte strøm og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den andre ekspansjonsinnretning videre er koblet til fraksjoneringstårnet for å tilføre den ekspanderte kondenserte kombinertstrøm til tårnet ved en toppfødeposisjon;

(8) en anordning hvormed den første kjøleinnretning er koblet til den første deleinnretning for å motta den andre gasstrøm og å kjøle den under trykk;

(9) en anordning hvormed den første ekspansjonsinnretning er koblet til den første kjøleinnretning for å motta den nedkjølte andre strøm og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den første ekspansjonsinnretning videre er koblet til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet for å tilføre den ekspanderte andre strøm til destillasjonskolonnen ved en mellomkolonnefødeposisjon; og

(10) en styreinnretning tilpasset til å regulere trykket av den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av den kombinerte strøm og den andre strøm for å opprettholde en kolonnetopptemperatur hvorved hoveddelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

67. Anlegg for separasjon av en gass inneholdende metan, C₂-komponenter, C₃-komponenter og tyngre hydrokarbonkomponenter, til en flyktig restgassfraksjon og en relativt mindre flyktig fraksjon inneholdende C₂-komponentene, C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter eller C₃-komponentene og de tyngre hydrokarbonkomponenter, hvor anlegget omfatter:

(a) en første kjøleinnretning for å nedkjøle den tilkoblede gass under trykk, for å tilveiebringe en nedkjølt strøm under trykk;

(b) en første ekspansjonsinnretning tilkoblet for å motta minst en del av den nedkjølte strøm, for å ekspandere strømmen til et lavere trykk, hvorved den nedkjøles ytterligere; og

(c) et fraksjoneringstårn koblet til den første ekspansjonsinnretning for å motta den ytterligere nedkjølte strøm derfra;

k a r a k t e r i s e r t v e d a t a n l e g g e t i n n b e f a t t e r:

(1) en første deleinnretning før den første kjøleinnretning for å dele fødegassen til en første gasstrøm og en andre gasstrøm;

(2) en varmeinnretning koblet til fraksjoneringstårnet for å motta en destillasjonsstrøm som stiger i fraksjoneringstårnet og å varme den;

(3) en komprimeringsinnretning koblet til varmeinnretningen for å motta den varmede destillasjonsstrøm og å komprimere den;

- (4) en andre deleinnretning koblet til komprimeringsinnretningen for å motta den varmede komprimerte destillasjonsstrøm og å dele den til den flyktige restgassfraksjon og en komprimert resirkulasjonsstrøm;
- (5) en kombineringsinnretning koblet til for å kombinere den komprimerte resirkulasjonsstrøm og den første gasstrøm til en kombinertstrøm;
- (6) en andre kjøleinnretning koblet til kombineringsinnretningen for å motta den kombinerte strøm og å kjøle den tilstrekkelig til i hovedsak å kondensere den;
- (7) en andre ekspansjonsinnretning koblet til den andre kjøleinnretning for å motta den i hovedsak kondenserte kombinertstrøm og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den andre ekspansjonsinnretning videre er koblet til fraksjoneringstårnet for å tilføre den ekspanderte kondenserte kombinertstrøm til tårnet ved en toppfødeposisjon;
- (8) en anordning hvormed den første kjøleinnretning er koblet til den første deleinnretning for å motta den andre gasstrøm og å kjøle den under trykk tilstrekkelig til partielt å kondensere den;
- (9) en separasjonsinnretning koblet til den første kjøleinnretning for å motta den partielt kondenserte andre strøm og å separere den til en damp og en kondensert strøm;
- (10) en anordning hvormed den første ekspansjonsinnretning er koblet til separasjonsinnretningen for å motta dampstrømmen og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den første ekspansjonsinnretning videre er koblet til en destillasjonskolonne i en lavere del av fraksjoneringstårnet for å tilføre den ekspanderte dampstrøm til destillasjonskolonnen ved en første mellomkolonnefødeposisjon;
- (11) en varmevekslingsinnretning koblet til separasjonsinnretningen for å motta den kondenserte strøm og å kjøle den;
- (12) en tredje deleinnretning koblet til varmevekslingsinnretningen for å motta den nedkjølte kondenserte strøm og å dele den til en første væskestrøm og en andre væskestrøm;
- (13) en tredje ekspansjonsinnretning koblet til den tredje deleinnretning for å motta den første væskestrøm og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den tredje ekspansjonsinnretning videre er koblet til varmevekslingsinnretningen for å varme den ekspanderte første væskestrøm og derved tilføre kjøling til den kondenserte strøm; hvor varmevekslingsinnretningen videre er koblet til destillasjonskolonnen for å tilføre den oppvarmede ekspanderte første væskestrøm til destillasjonskolonnen ved en andre mellomkolonnefødeposisjon;
- (14) en fjerde ekspansjonsinnretning koblet til den tredje deleinnretning for å motta den andre væskestrøm og å ekspandere den til det lavere trykk; hvor den fjerde

ekspansjonsinnretning videre er koblet til destillasjonskolonnen ved den øvre mellomkolonnefødeposisjon; og

- (15) en styreinretning tilpasset til å regulere trykket i den kombinerte strøm og mengdene og temperaturene av den kombinerte strøm, den andre strøm, den første væskestrøm og den andre væskestrøm, for å opprettholde kolonnens topptemperatur ved en temperatur hvorved hovedandelene av komponentene i den relativt mindre flyktige fraksjon utvinnes.

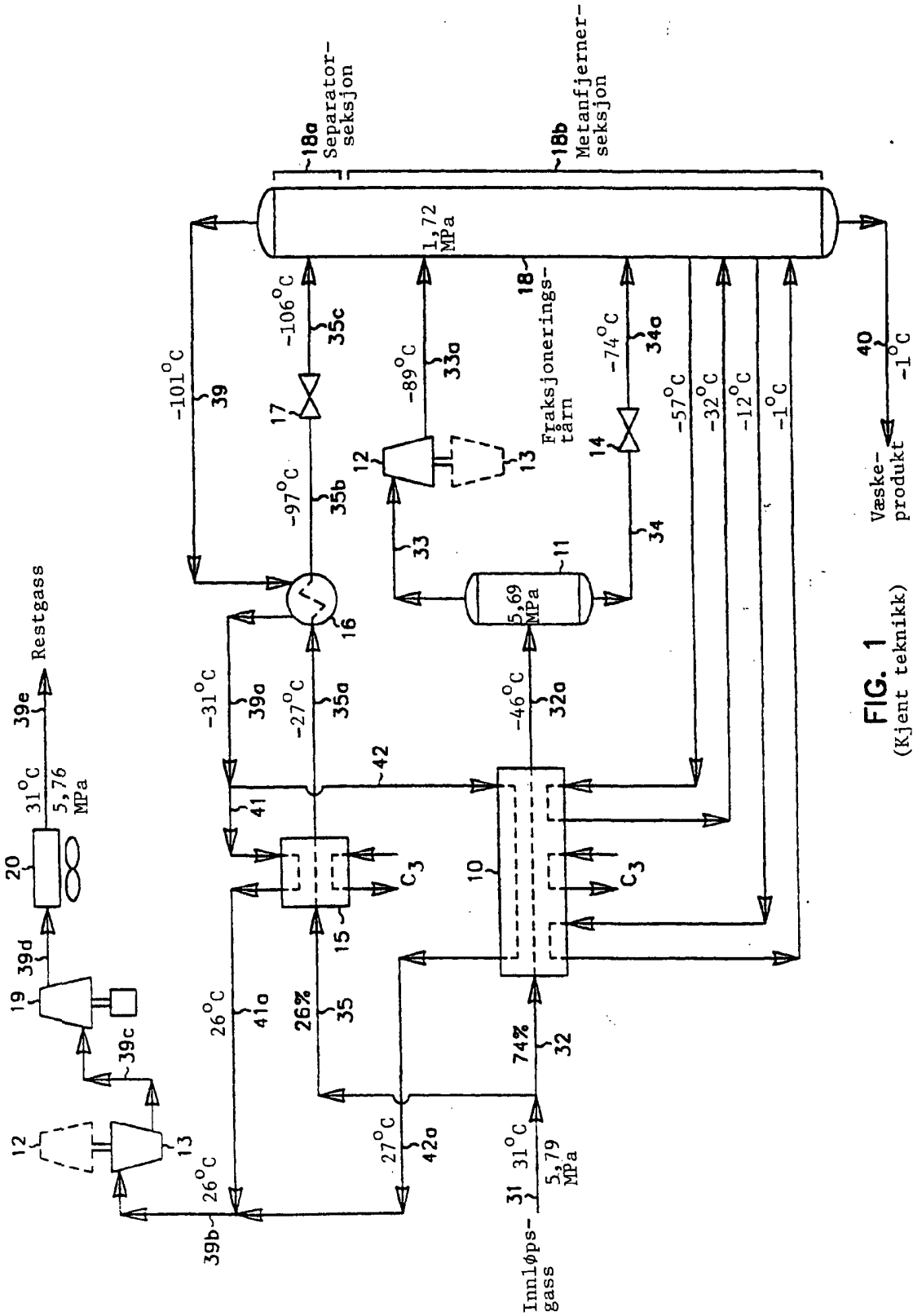


FIG. 1
(Kjent teknikk)

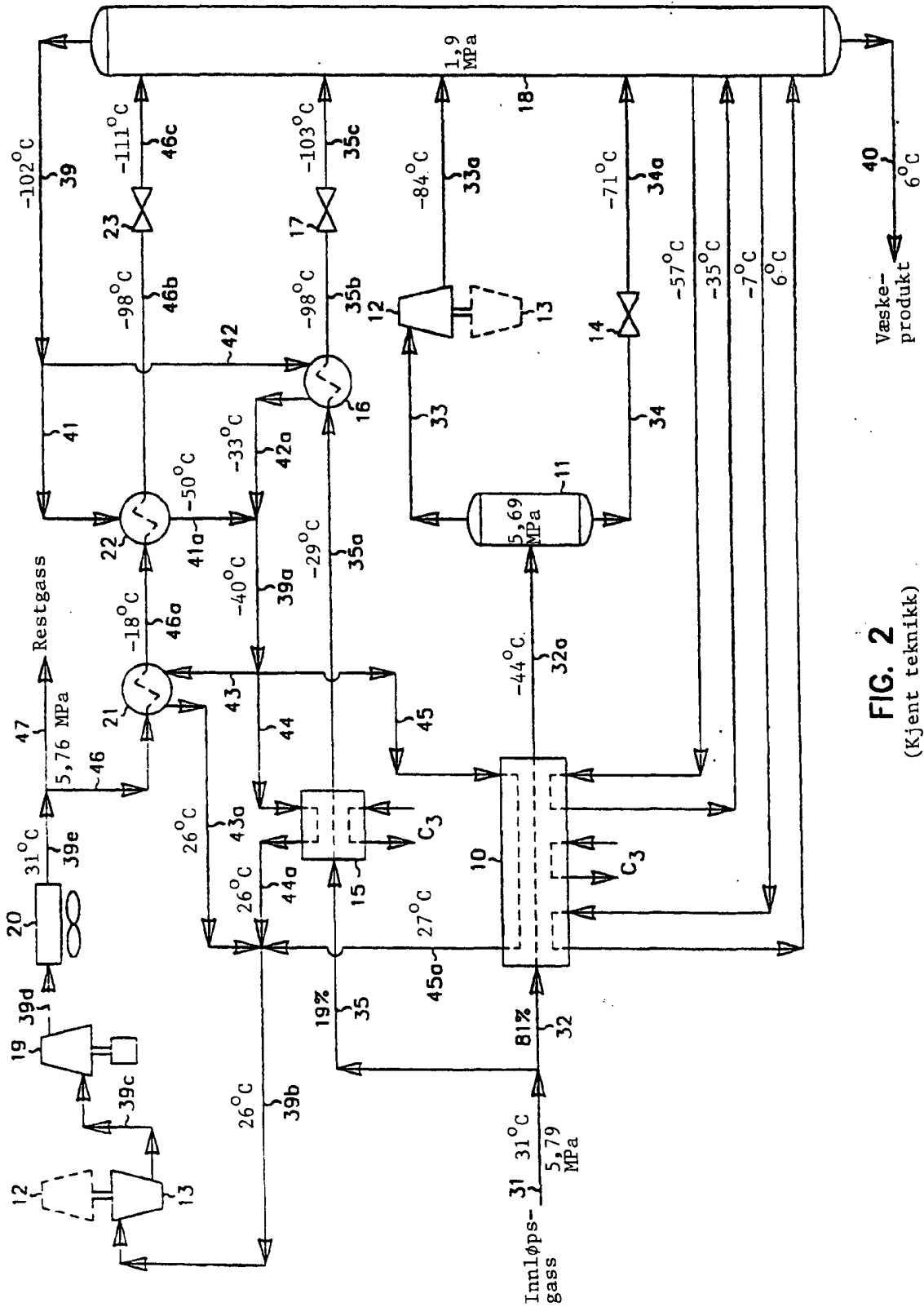


FIG. 2
(Kjent teknikk)

3/17

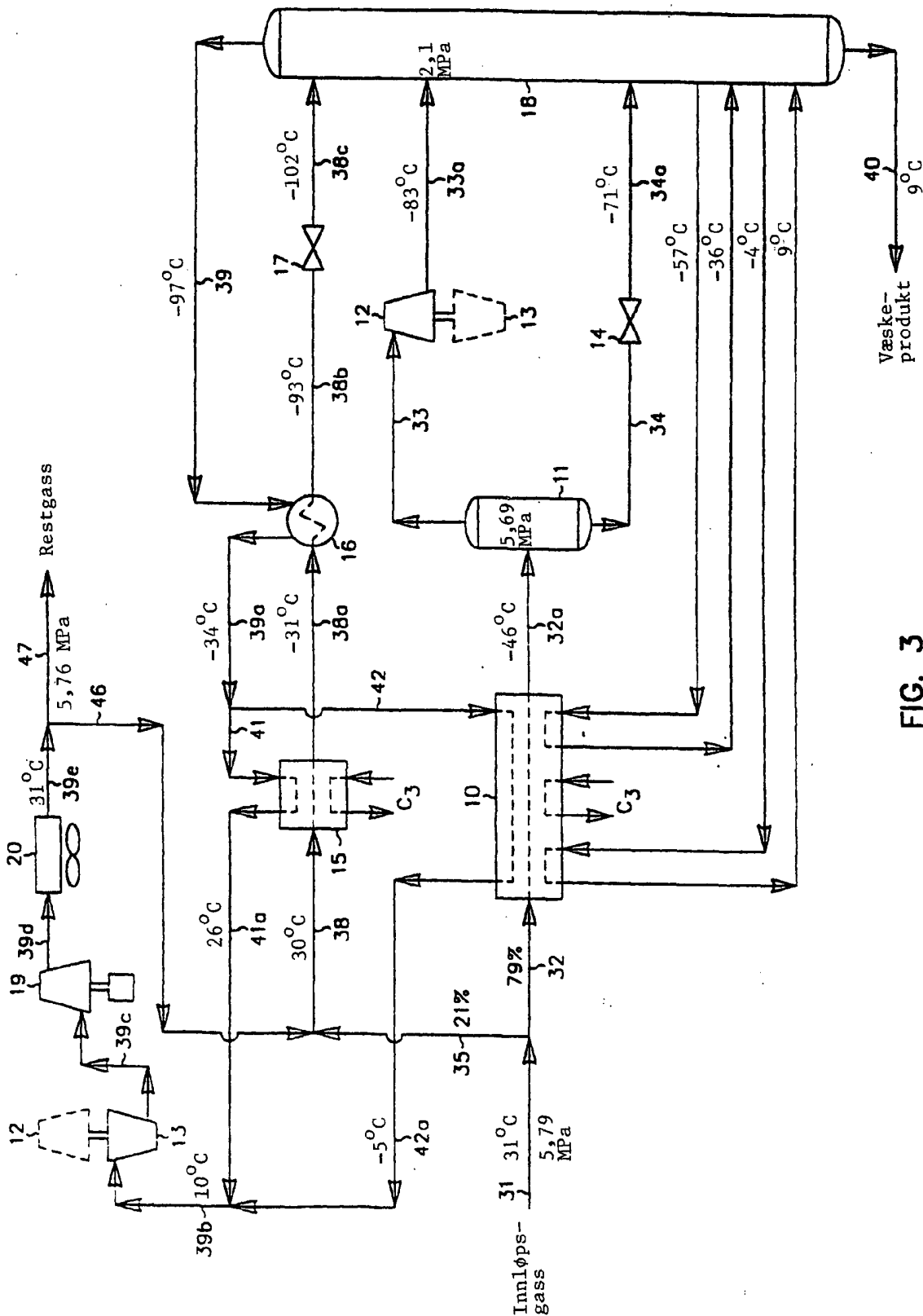


FIG. 3

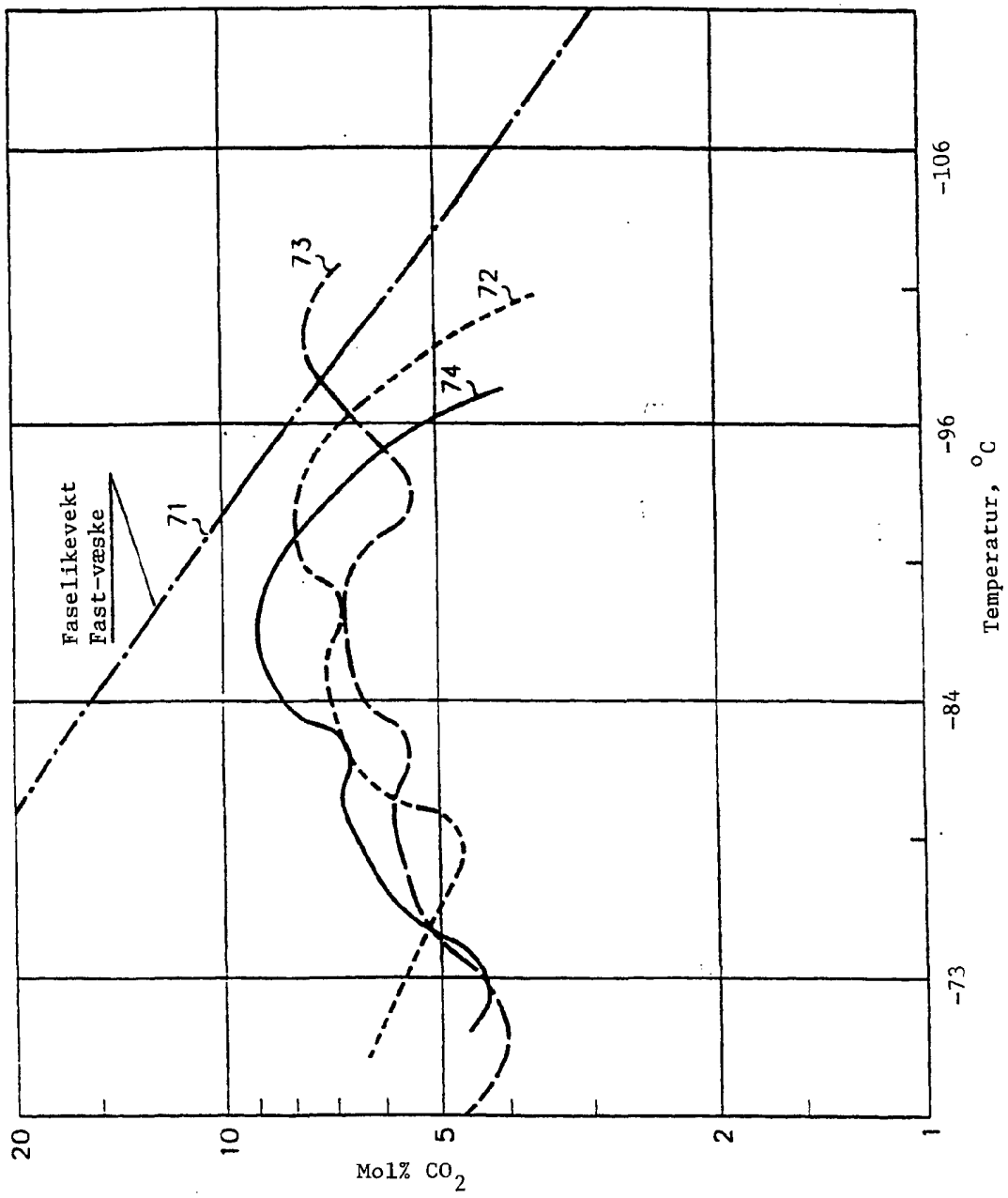


FIG. 4

5/17

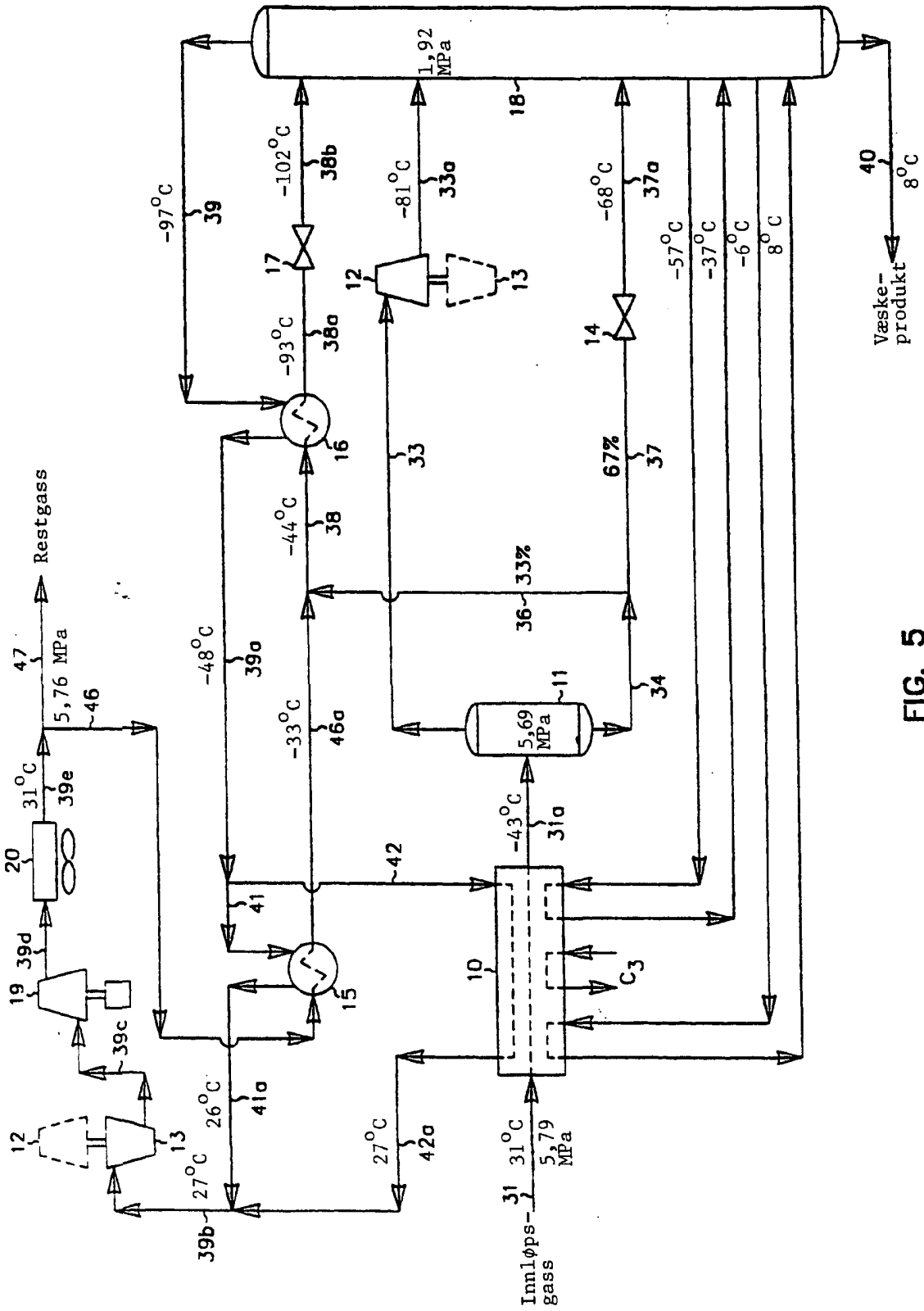


FIG. 5

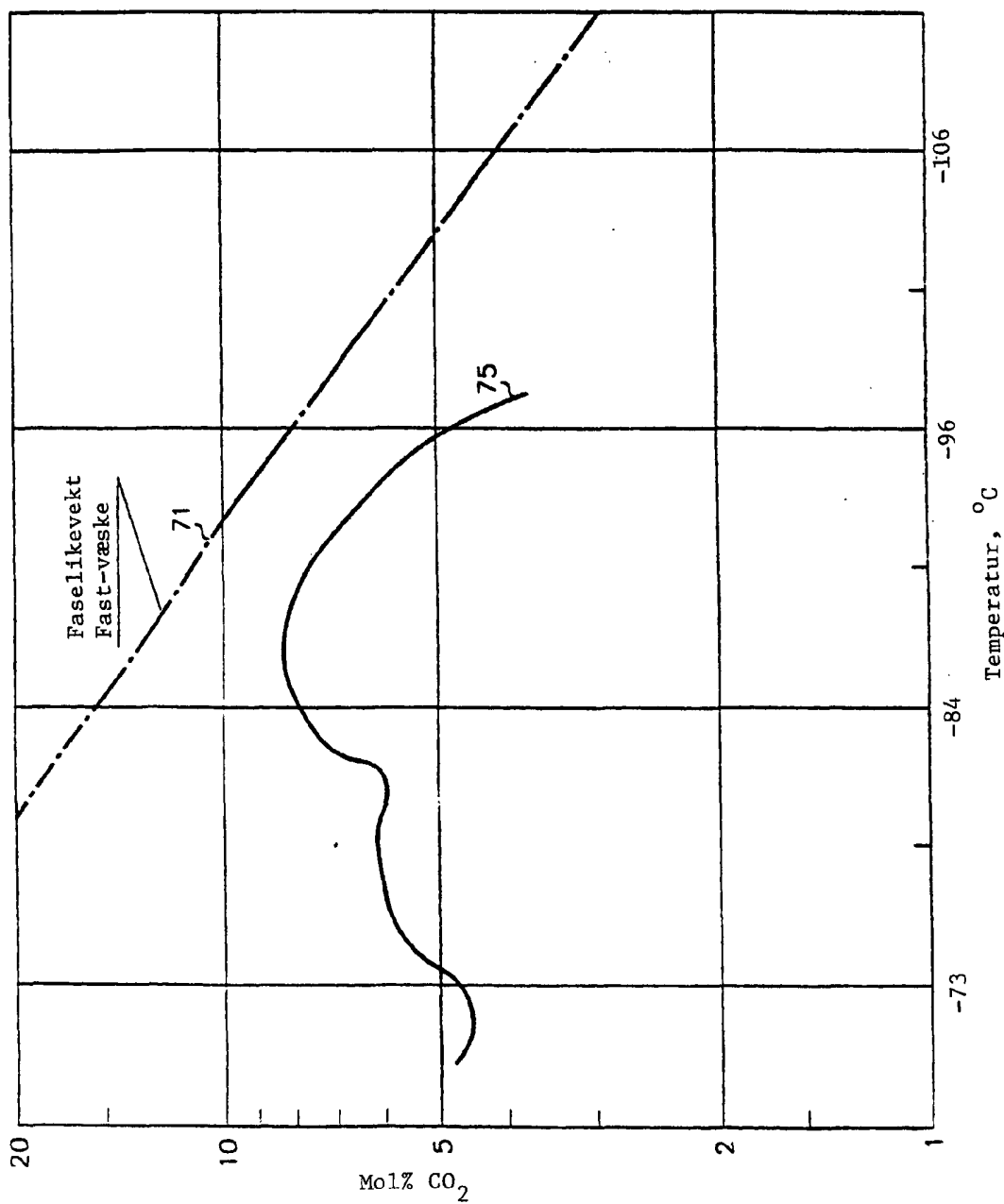


FIG. 6

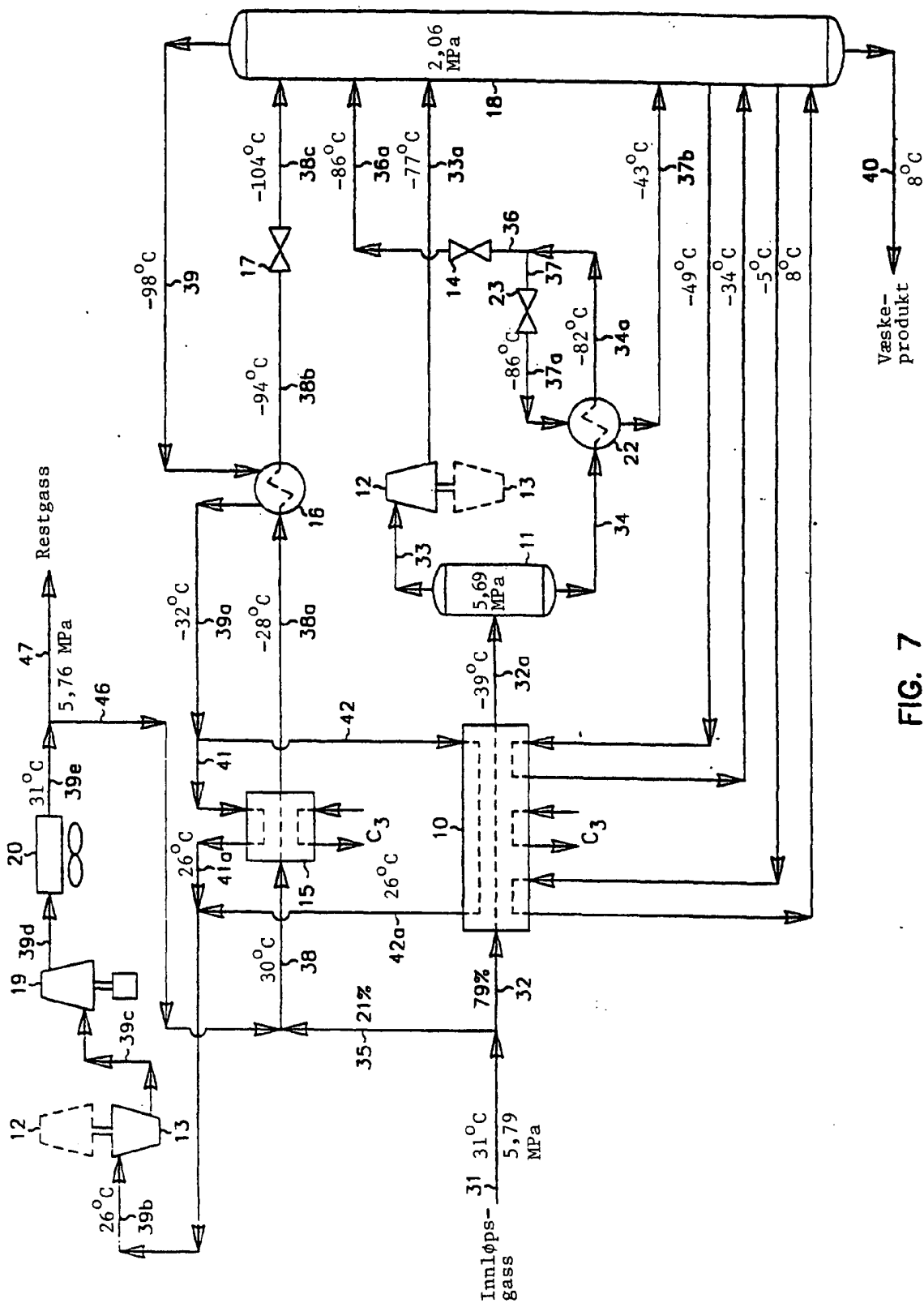


FIG. 7

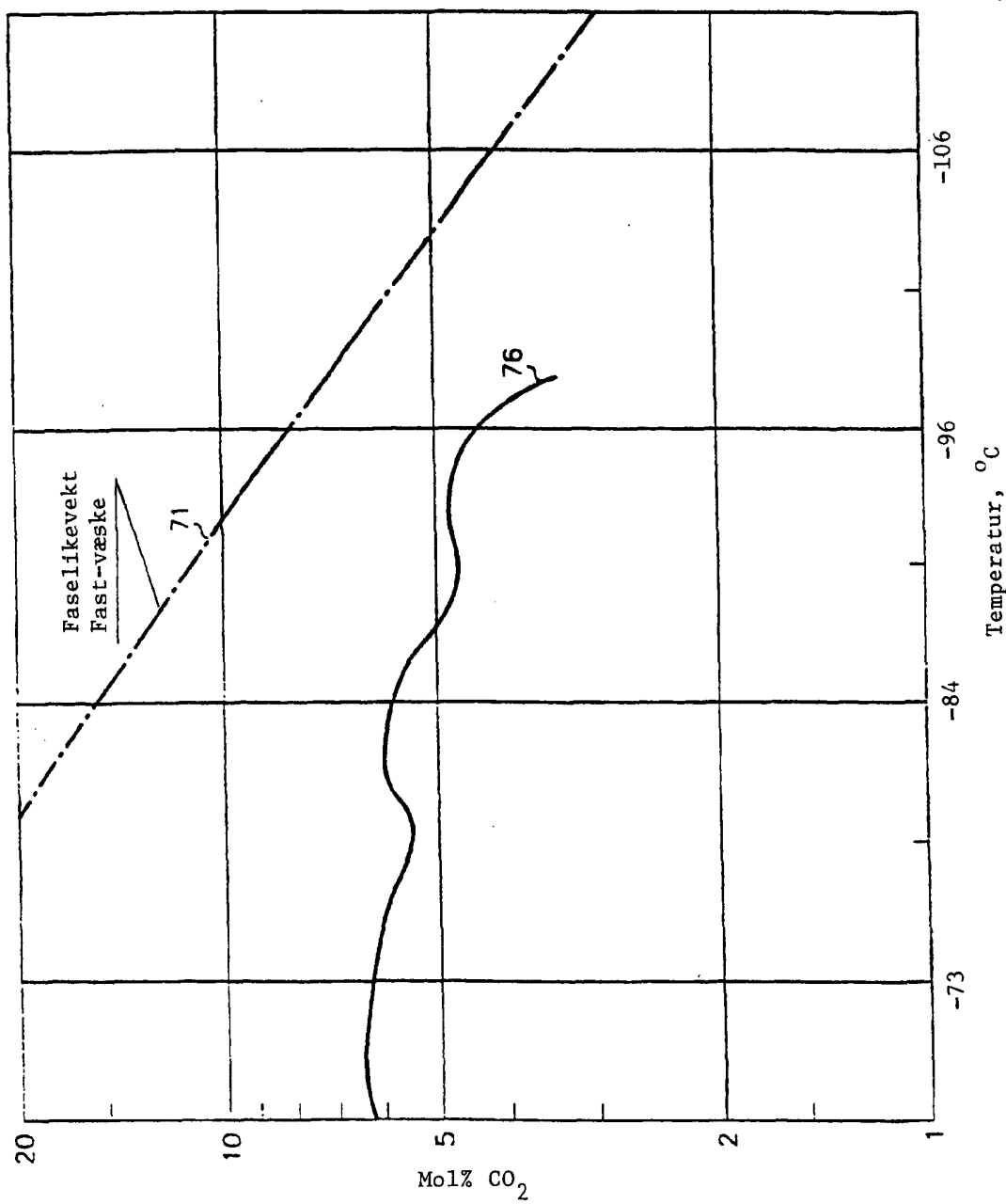


FIG. 8

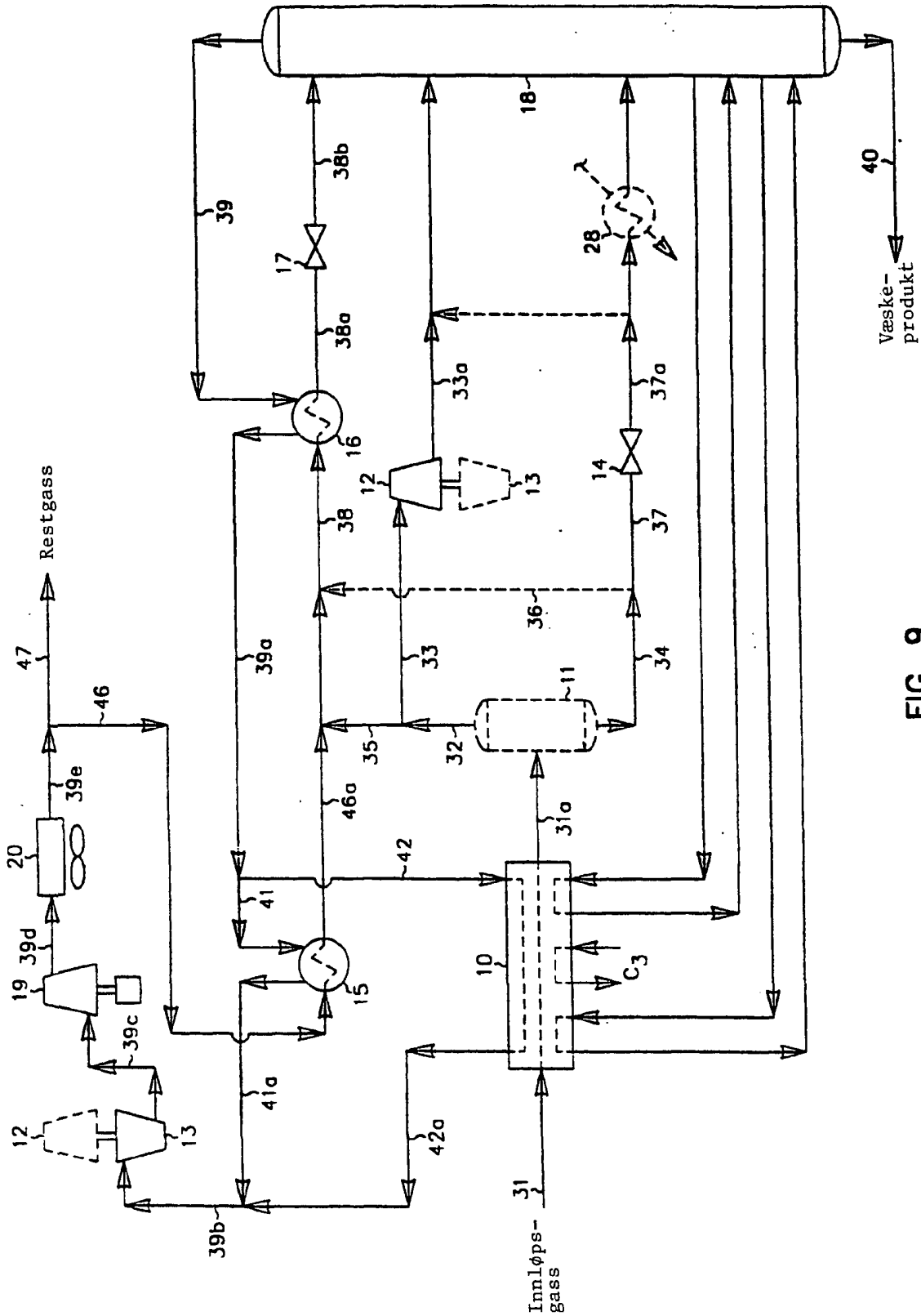


FIG. 9

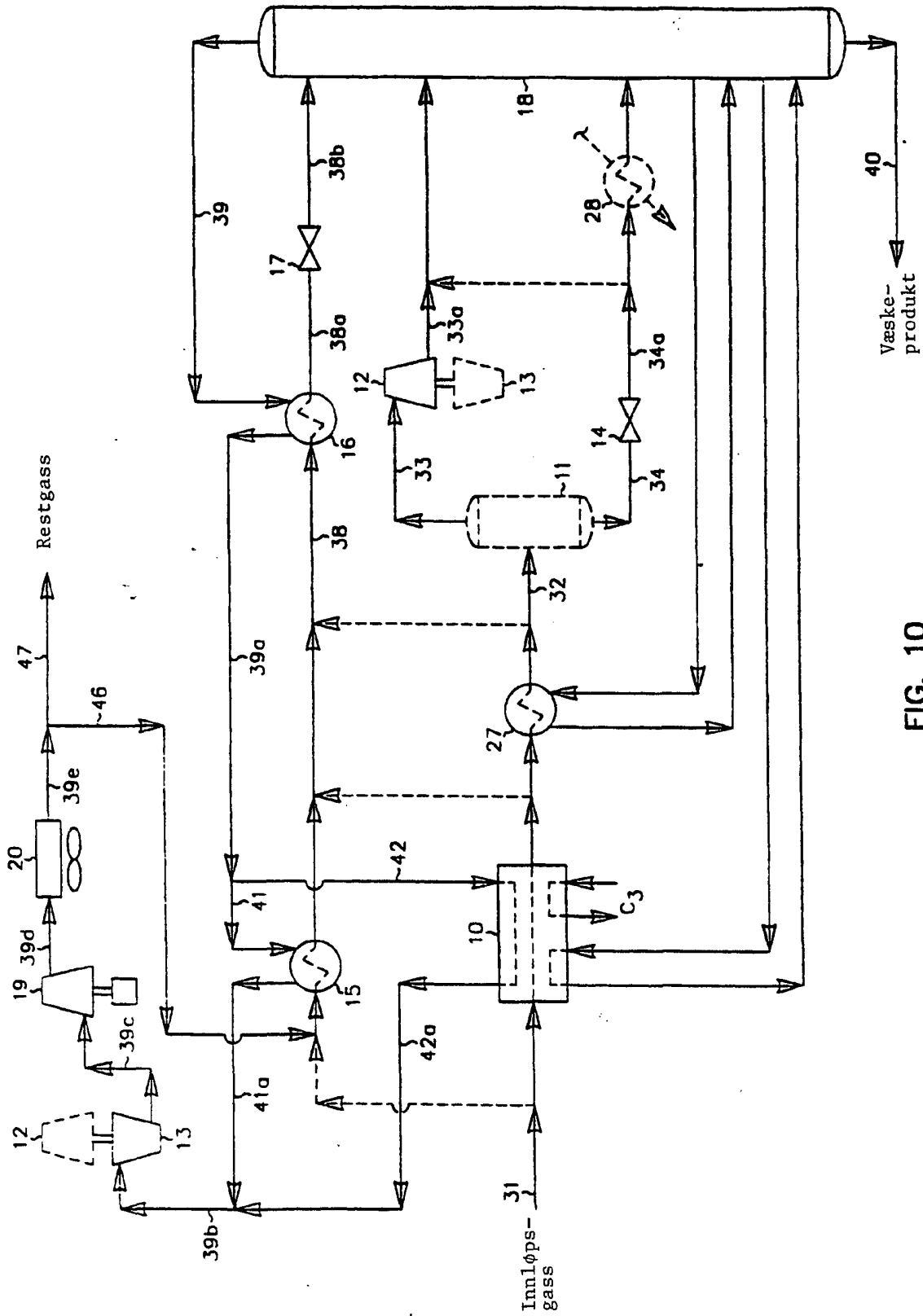


FIG. 10

12/17

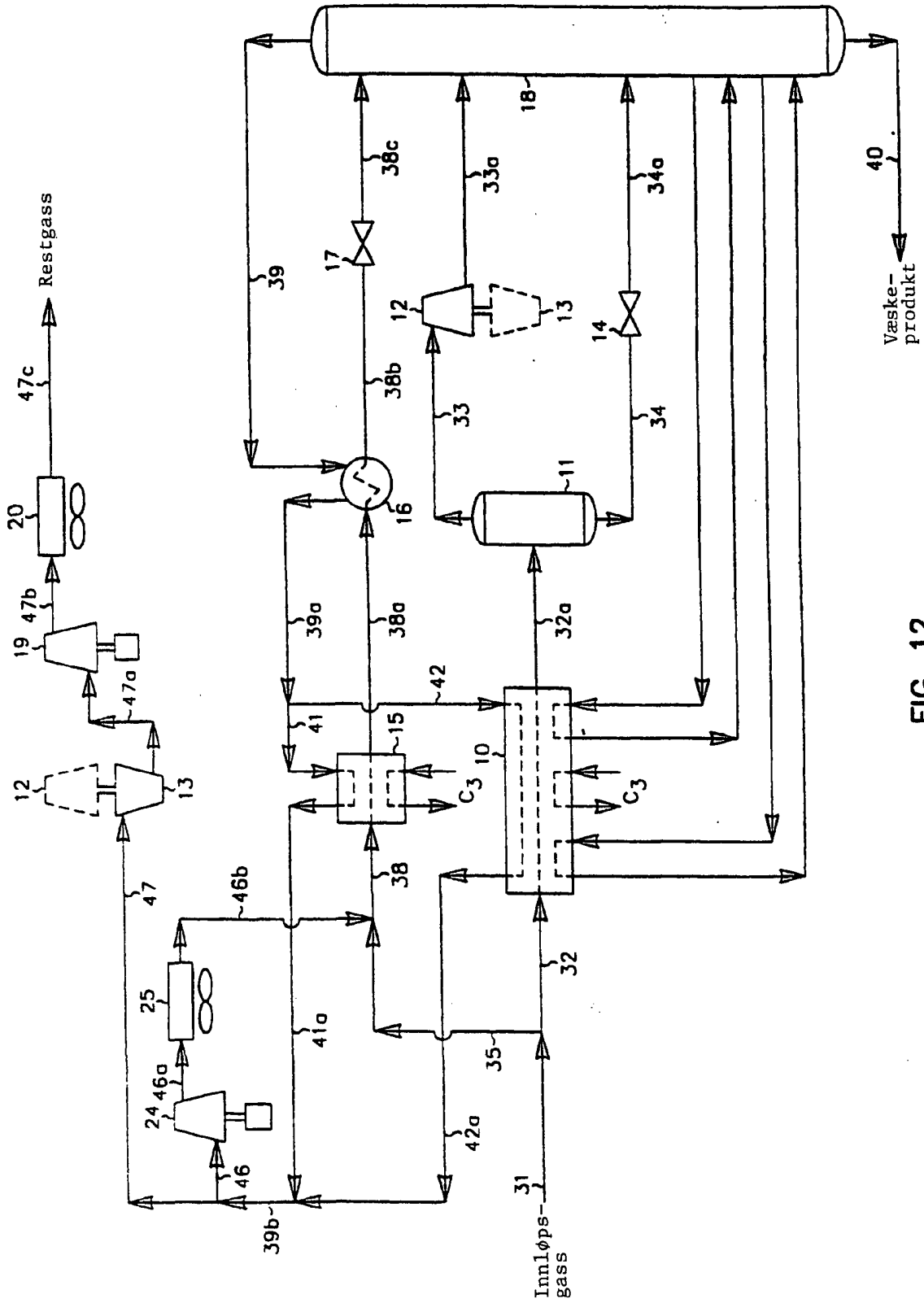


FIG. 12

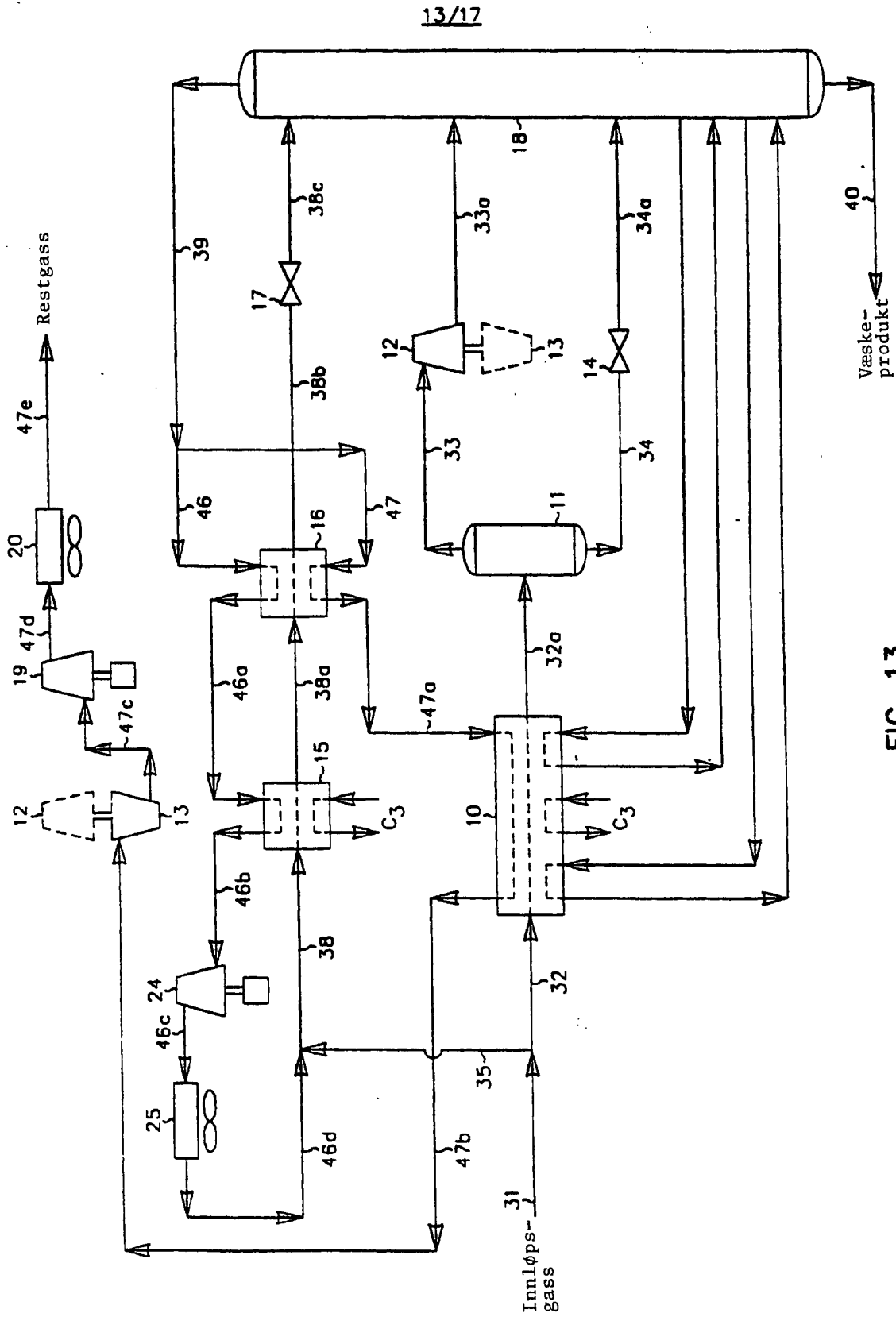


FIG. 13

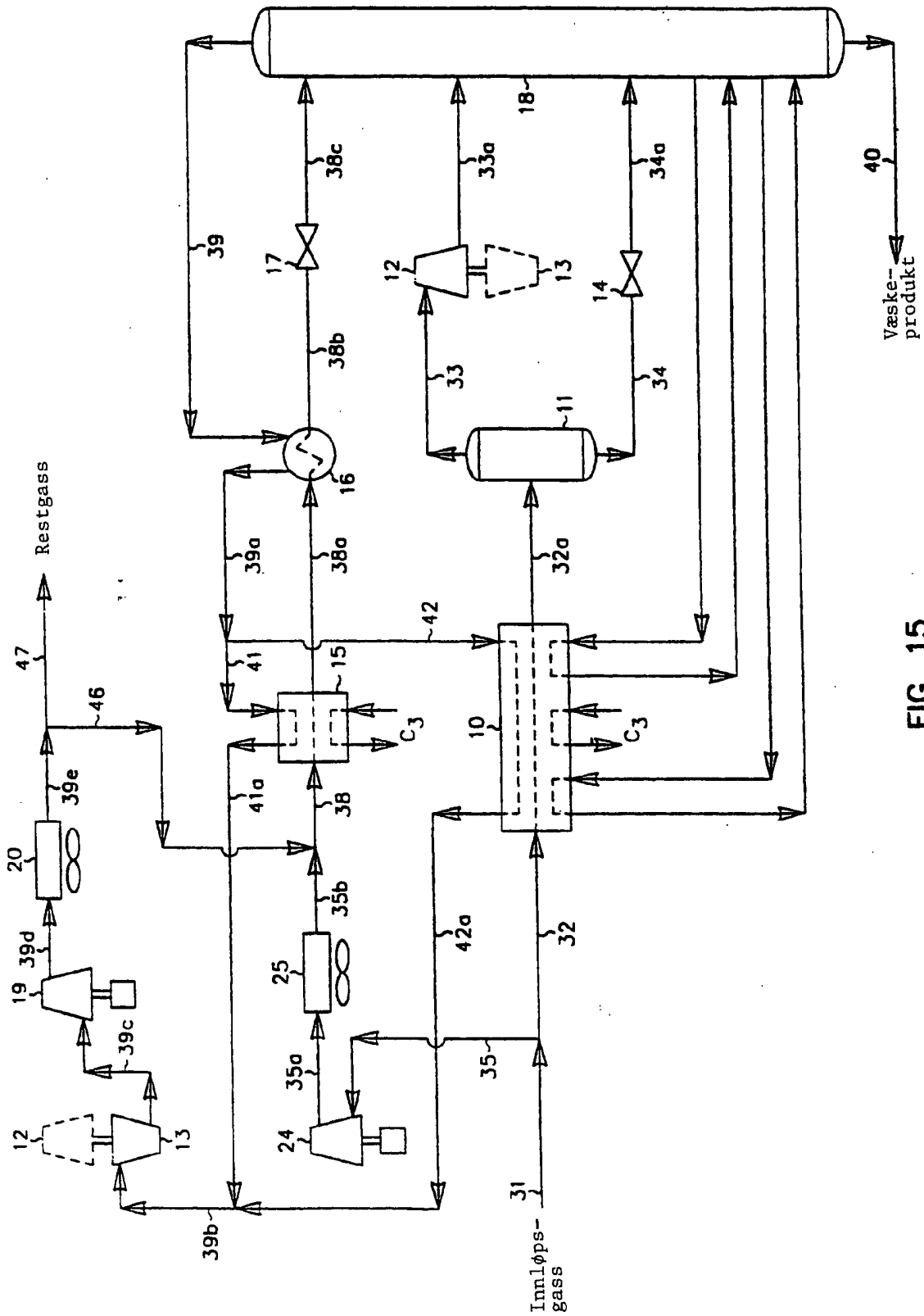


FIG. 15

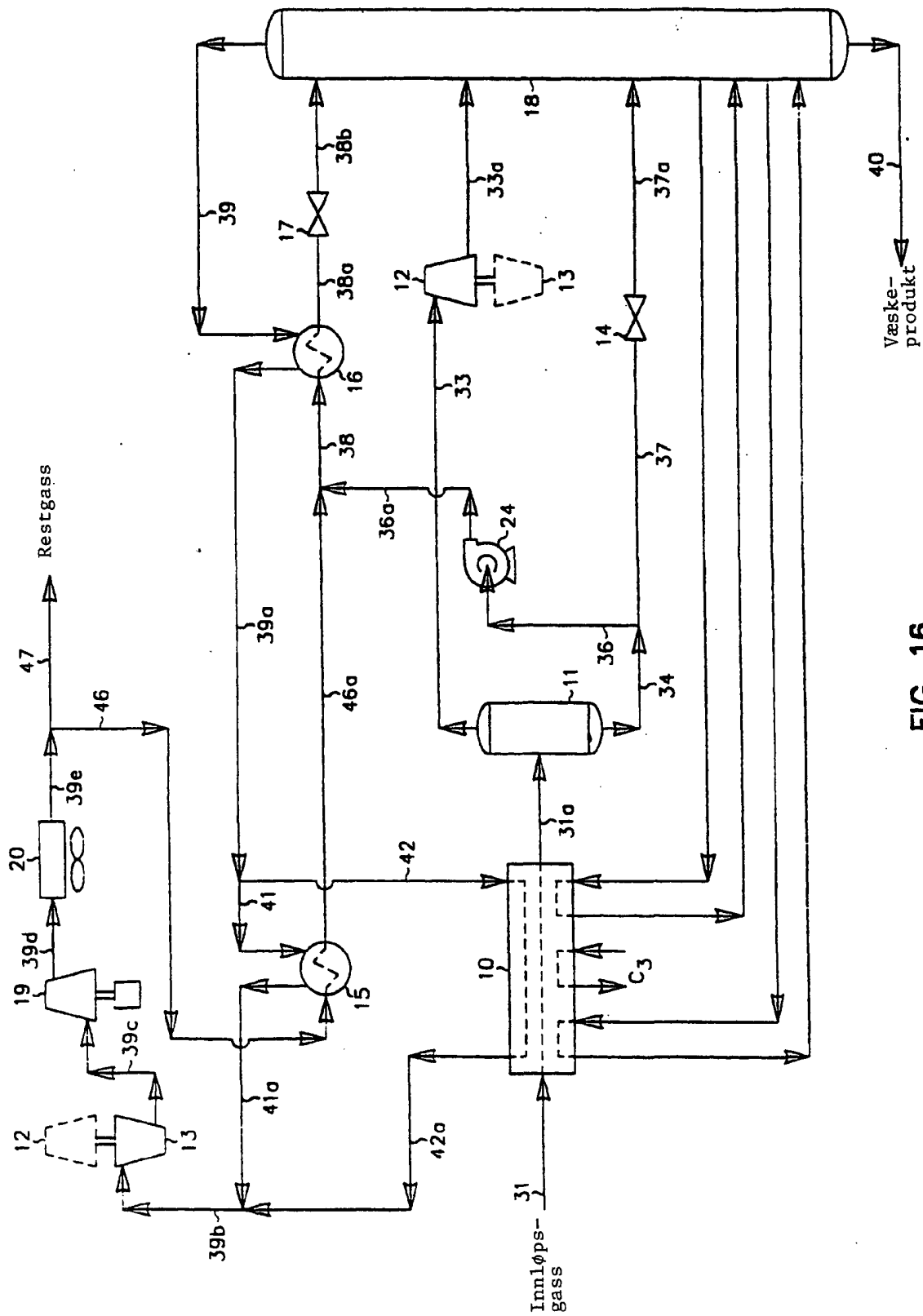


FIG. 16

