NORGE

(12) **PATENT**

(19) NO (11) **312857** (13) B1

(51) Int Cl[7] F 25 J 3/02

Patentstyret

(21) Søknadsnr	19996556	(86) Int. inng. dag og søknadsnummer	1998.06.26, PCT/US98/13343
(22) Inng. dag	1999.12.29	(85) Videreføringsdag	1999.12.29
(24) Løpedag	1998.06.26	(30) Prioritet	1997.07.01, US, 51460
(41) Alm. tilgj.	2000.02.24		
(45) Meddelt dato	2002.07.08		

(71) Patenthaver ExxonMobil Upstream Research Co, P O Box 2189, Houston, TX 77252-2189, US

(72) Oppfinner Donald J Victory, Sugar Land, TX 77479, US
Eugene R Thomas, Houston, TX 77005-3848, US

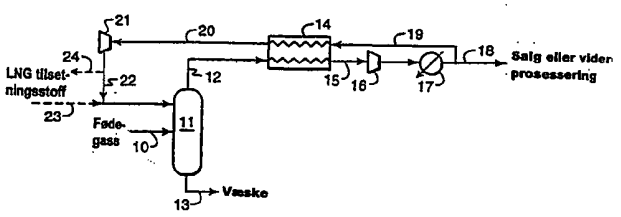
(74) Fullmektig Oslo Patentkontor AS, 0306 Oslo

(54) Benevnelse **Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent gasstrøm inneholdende minst en frysbar komponent**

(56) Anførte publikasjoner Ingen

(57) Sammendrag

Denne oppfinnelsen vedrører generelt en separasjonsprosess hvori en flerkomponent fødestrøm (401) introduseres til et separasjonssystem (490) som drives under faststoffdannende betingelser for minst én av fødestrømkomponentene. Den frysbare komponenten, selv om denne typisk er CO_2, H_2S eller en annen sur gass, kan være enhver komponent som potensielt kan danne faststoff i separasjonssystemet (490). FIerkomponent fødestrømmen introduseres til et separasjonssystem (490), der minst en del drives under faststoffdannende betingelser for minst én komponent i fødestrømmen. En toppdampstrøm (406) tas ut og komprimeres til en strøm (408) med høyere trykk. Minst en del av den komprimerte strømmen kjøles og ekspanderes deretter til et lavere trykk for å viderekjøle den komprimerte strømmen. Minst en del (409) av den ekspanderte strømmen returneres til separasjonssystemet (490), for derved å tilveiebringe kjøling til separasjonssystemet (490).



Foreliggende oppfinnelse omhandler en fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent gasstrøm som angitt i ingressen i kravene 1, 14 og 24-28. Ytterligere trekk ved oppfinnelsen er gitt i kravene 2-13 og 15-23.

Oppfinnelsen er en destillasjonsprosess for separasjon av en flerkomponent gasstrøm der minst én komponent potensielt kan fryse ut under separasjonsprosessen. Mer spesifikt vedrører oppfinnelsen en prosess for anvendelse av åpen-sløyfe kjøling for å tilveiebringe kjøling til et destillasjonssystem som drives ved faststoffdannende betingelser for minst én av komponentene i en fødestrøm til destillasjonssystemet.

Oppfinnelsens bakgrunn

Mange naturgassreservoarer inneholder relativt lave prosentandeler av hydrokarboner (mindre enn f.eks. 40%) og høye prosentandeler av sure gasser, hovedsakelig karbondioksid, men også hydrogensulfid, karbonylsulfid, karbondisulfid og ulike merkaptaner. Fjerning av sure gasser fra brønnproduksjon i fjerne områder er ønskelig for å tilveiebringe behandlet eller søt, tørr naturgass enten for levering til en rørledning, naturgassvæskegjenvinning, heliumgjenvinning, omdanning til flytende naturgass, eller nitrogenavvisning.

Kryogenisk destillasjon er blitt anvendt for å separere karbondioksid fra metan idet den relative flyktigheten mellom metan og karbondioksid er rimelig høy. Toppdampen er anriket med metan, og bunnproduktet er anriket med karbondioksid og andre tyngre hydrokarboner. Kryogenisk destillasjonsprosessering krever riktig kombinasjon av trykk og temperatur for å oppnå den ønskede produktgjenvinningen.

Destillasjonen virker ved motstrøms damp-væskekontakt der damp stiger til toppen og væske strømmer nedover i en vertikal kolonne. Trau, plater, eller pakkmateriale anvendes

typisk for å bringe de to fasene i likevekt. Forskjellene i flyktighet i bestanddelene forårsaker dampvæskeutveksling av bestanddeler ved kontaktoverflatene. Varme tilføres vanligvis ved bunnen av kolonnen for å generere den oppadstigende dampen. Noe av toppdampen kondenseres typisk for å tilveiebringe tilbakeløpsvæske hvilken bærer bestanddeler med lavere flyktighet nedover.

Kryogenisk destillasjon kan møte potensielle vanskeligheter dersom fødestrømmen til tårnet inneholder vesentlige mengder av én eller flere bestanddeler som kan fryse (f.eks. mer enn ca. 2% karbondioksid) ved normale kolonnedriftsbetingelser. Dersom en gass som inneholder store mengder av karbondioksid, utsettes for prosessbetingelsene i en kryogenisk avmetaniseringsenhet, kan karbondioksidet potensielt fryse, hvilket plugger trauene eller pakkmateriale og hindrer tårndriften. En virksom destillasjonsprosess for å separere metan fra karbondioksid og andre hydrokarboner må ta hensyn til potensiell dannelse av karbondioksidfaststoffer.

I det som har blitt kjent som "Ryan/Holmes-prosessen", separeres metan og karbondioksid i en destillasjonskolonne. Ryan/Holmes-prosessen involverer drift av destillasjonskolonnen ved temperaturer, sammensetninger og trykk hvilke produserer en faststoff potensiell sone for karbondioksid innen kolonnen. Betegnelsen "faststoff potensiell sone" nyttes i Ryan/Holmes-prosessen fordi denne prosessen hindrer at faststoffdannelse oppstår til tross for at betingelsene i tårnet er slik at karbondioksidfaststoffer normalt ville dannes. Dette oppnås ved å introdusere et tilsetningsstoff til den øvre delen av destillasjonskolonnen for å undertrykke dannelsen av faststoffer av sure gasser. Ryan/Holmes-tilsetningsstoffer, som er et ikke-polart materiale som er løselig i metan, kan omfatte etan, propan, butan, pentan og blandinger derav. Etter metan/karbondioksidseparasjon gjenvinnes tilsetningsstoffer i en annen destillasjonskolonne. En mer detaljert beskrivelse av

Ryan/Holmes-prosessen er beskrevet i U.S. patentene 4318723, 4383842, 4451274 og 4462814.

I det som er kjent som "CFZ-prosessen" (kontrollert frysesoneprosess, "Controlled-Freeze-Zone process") er det foreslått at en prosess nytter fordelen av frysepotensialet til karbondioksid i kryogenisk destillasjon fremfor å unngå dannelse av karbondioksidfaststoff. I CFZ-prosessen separeres sure gasskomponenter ved kryogenisk destillasjon ved kontrollert frysing og smelting av karbondioksid i en enkel kolonne uten anvendelse av fryseundertrykkende tilsetningsstoffer. CFZ-prosessen anvender en kryogenisk destillasjonskolonne med en spesiell intern seksjon (CFZ-seksjon) for å takle faststoffdannelsen og smeltingen av CO_2. Denne CFZ-seksjon inneholdere ikke pakkmateriale eller trau som konvensjonelle destillasjonskolonner, men inneholder istedenfor én eller flere spraydyser og et smeltetrau. Fast karbondioksid dannes i damprommet i destillasjonskolonnen og faller inn i væsken på smeltetrauet. Hovedsakelig alle faststoffene som dannes, er begrenset til CFZ-seksjonen. Områdene i destillasjonskolonnen over og under CFZ-seksjonen i kolonnen er tilsvarende konvensjonelle kryogeniske avmetaniseringskolonner. En mer detaljert beskrivelse av CFZ-prosessen er beskrevet i U.S. patentnr. 4533372, 4923493, 5120338 og 5265428.

I både Ryan/Holmes-prosessen og CFZ-prosessen krever den kryogeniske destillasjonskolonnen som anvendes ved separasjon av metan og karbondioksid, typisk kjøling for å holde den øvre delen av destillasjonskolonnen under ca. -56,7°C (-70°F) og potensielt under ca. -95,6°C (-140°F). Dersom gasstrømmen inneholder CO_2 i konsentrasjoner slik at CO_2-et kan fryse ut som faststoff under destillasjonsdriften, må kjølesystemet som kjøler fraksjoneringskolonnen, enten hindre frysing av CO_2-faststoffer eller takle faststoffene som dannes. Konsentrasjonen av CO_2 i en gasstrøm der frysing kan oppstå, avhenger hovedsakelig av gasskomponentene, temperatur og trykk. Gasstrømmer som inneholder så lite som 50

ppm CO_2, kan under gitte betingelser danne CO_2-faststoffer. Potensialet for faststoffdannelse øker med økende konsentrasjoner av CO_2. Gasstrømmer som har mer enn ca. 6% CO_2, har et høyt potensiale for CO_2-frysing i kryogeniske kolonner. Tidligere ble kjøling for fraksjonelle destillasjonskolonner som inneholdt vesentlige mengder CO_2, grunnet dette frysepotensiale, tilveiebrakt av flytende kjølemedium i et lukket-krets system, så som et kaskade propanetylensystem, noen ganger betegnet "ekstern kjøling".

Selv om eksterne kjølesystemer har høye termodynamiske virkningsgrader og de kan tilveiebringe den nødvendige kjølingen for å gi tilbakeløp i destillasjonskolonnen, krever de ekstra roterende utstyr og anordninger for å lagre og etterfylle kjølemediet. På offshore olje- og gassproduksjonsplattformer som støtter destillasjonssystemer, har eksterne kjølesystemer en ytterligere ulempe ved økte plass- og vektkrav på plattformen som vesentlig øker kostnadene av plattformen. I fjerne områder kan import av kjølemediumetterfylling være kostbart, og i noen tilfeller er dette ikke praktisk lønnsomt.

Ved destillasjonsfraksjonering av strømmer som inneholder potensielle faststoffdannere, er det et vesentlig umøtt behov for en forbedret prosess som minimerer, og potensielt unngår, behovet for eksterne kjølemedier og assosierte systemer.

Sammendrag av oppfinnelsen

Denne oppfinnelsen vedrører generelt en separasjonsprosess der en flerkomponent fødestrøm introduseres til et separasjonssystem som drives under faststoffdannende betingelser for minst én av fødestrømmens komponenter. Den frysbare komponenten, selv om den typisk er CO_2, H_2S eller en annen sur gass, kan være enhver komponent som har potensialet for å danne et faststoff i separasjonssystemet.

Siden separasjonssystemet drives under faststoffdannende betingelser, vil separasjonssystemet omfatte systemer som kan takle faststoffdannelse, eller separasjonssystemet vil introdusere et tilsetningsstoff til systemet for å undertrykke faststoffdannelsen. I én utforming inneholder separasjonssystemet en kontrollert frysesone (CFZ) for å takle dannelsen av faststoffer. I en annen utforming tilsettes et fryseundertrykkende stoff til systemet. I enda en annen utforming inneholder separasjonssystemet en CFZ for å takle faststoffer som kan dannes og anvender et fryseundertrykkende stoff for å undertrykke dannelsen av faststoffer.

I hver utforming av separasjonssystemet tas en dampstrøm ut fra den øvre regionen av separasjonssystemet og komprimeres til et høyere trykk og kjøles. Den kjølte, komprimerte strømmen ekspanderes deretter i en ekspansjonsanordning for å gi en altoverveiende væskestrøm. Minst en del av væskestrømmen fødes som tilbakeløpsstrøm til separasjonssystemet for derved å tilveiebringe åpen-krets kjøling til separasjonssystemet. En del av toppvæsketilbakeløpsstrømmen kan eventuelt gjenvinnes som høytrykks (over ca. 1.380 kPa) flytende naturgass (LNG).

Et mål med foreliggende oppfinnelse er å tilveiebringe et nytt og effektivt system for å separere flerkomponent fødestrømmer i et separasjonssystem som drives under faststoffdannende betingelser for minst én av komponentene.

Et annet mål ved foreliggende oppfinnelse, mens det ovennevnte målet også oppnås, er å tilveiebringe et åpen-krets kjølesystem til separasjonssystemet.

Enda et annet mål med foreliggende oppfinnelse, mens de ovennevnte målene også oppnås, er å tilveiebringe en forbedret anordning for å produsere flytende naturgass.

Oppfinnelsen er særpreget ved det som er angitt i den karakteriserende del i krav 1. Ytterligere trekk fremgår av kravene 2-28.

Kort beskrivelse av figurene

Figur 1 er en skjematisk presentasjon av en kryogenisk destillasjonsprosess som generelt illustrerer åpen-krets kjøling ved utførelse av foreliggende oppfinnelse.

Figur 2A er en skjematisk presentasjon av én utforming av foreliggende oppfinnelse der karbondioksid og metan separeres ved destillasjon i en destillasjonskolonne som har en CFZ.

Figur 2B er en skjematisk presentasjon av prosessen illustrert i fig. 2A, som viser et separasjonssystem som har to destillasjonskolonner i utførelsen av denne oppfinnelsen.

Figur 3 er en skjematisk presentasjon av en annen utforming av foreliggende oppfinnelse der karbondioksid og metan separeres for destillasjon ved anvendelse av et destillasjonssystem uten en CFZ der et tilsetningsstoff introduseres til separasjonssystemet for å undertrykke utfrysning av CO_2.

Figur 4 er en skjematisk presentasjon av enda en annen utforming av foreliggende oppfinnelse der karbondioksid og metan separeres ved destillasjon i en destillasjonskolonne som har en CFZ hvori én topproduktstrøm er høytrykks flytende naturgass (LNG) og en annen topproduktstrøm er gass for salg.

Figur 5 er en skjematisk presentasjon tilsvarende prosessen illustrert i figur 4, med det unntak av at den eneste toppproduktstrømmen er høytrykks LNG.

Detaljert beskrivelse av oppfinnelsen

Fremgangsmåten i denne oppfinnelsen separerer ved destillasjon en flerkomponent gasstrøm i et separasjonssystem som drives ved faststoffdannende betingelser for minst én av fødestrømmens komponentene. Prosessen er velegnet for gasstrømmer som inneholder én eller flere sure gasser (så som CO_2 og H_2S) som potensielt kan falle ut som faststoffer under kryogeniske destillasjonsprosesser. Prosessen i denne oppfinnelsen minimerer, og potensielt unngår, behovet for eksterne kjølemedier og assosierte systemer.

I prosessen i denne oppfinnelsen komprimeres en del av restgassen fra toppen av en destillasjonskolonne, kjøles og ekspanderes, for å produsere en hovedsakelig væskestrøm. Minst en del av den ekspanderte væskestrømmen resirkuleres til toppen av kolonnen for å tilveiebringe kjøling til kolonnen. Det er funnet at i prosessen i denne oppfinnelsen kan åpen-krets kjøling tilveiebringe kjøling til destillasjonskolonnen selv der fødegasstrømmen inneholder en høy prosentandel av en sur gass så som CO_2. Før denne oppfinnelsen ble åpen-krets kjøling unngått i kryogeniske destillasjonsprosesser av gasser med komponenter som potensielt sett kunne fryse. Kostbare driftsproblemer kan oppstå dersom faststoffdannelse ikke takles på velegnet måte.

Oppfinnelsen beskrives heri sett i sammenheng med separasjonen av en naturgasstrøm inneholdende CO_2, H_2S, CH_4 og tyngre hydrokarboner. Oppfinnelsen kan anvendes for å fullføre primær separasjon av to hvilke som helst komponenter i et separasjonssystem som drives under faststoffdannende betingelser for minst én av komponentene. Den frysbare komponenten er typisk CO_2, H_2S eller en annen sur gass, selv om enhver komponent som gjennomgår minst delvis frysing under driftsbetingelsene i driftssystemet, kan være en frysbar komponent. Alle slike fødestrømmer er innenfor omfanget av foreliggende oppfinnelse, som kun begrenses av de vedlagte kravene.

Driftsbetingelsene som vil forårsake at en komponent i fødestrømmen vil fryse, er en funksjon av fødestrømmens sammensetning, den kjemiske karakteren til den frysbare komponenten, produktspesifikasjoner og separasjonssystemets temperatur og trykk. De faststoffdannende betingelsene for enhver frysbar komponent i fødestrømmen vil typisk bestemmes empirisk gjennom anvendelse av kommersielt tilgjengelig prosessimulerings programvare, som beskrives mer detaljert under.

Figur 1 illustrerer en forenklet skjematisk åpen-krets kjøling ved utførelsen av denne oppfinnelsen. I figur 1 fødes en flerkomponent gasstrøm 10 inneholdende metan og karbondioksid som har blitt dehydrert og kjølt i varmevekslere (ikke vist) inn i en fraksjoneringskolonne 11. Temperaturen i gassen som fødes til kolonne 11, er fortrinnsvis over CO_2-frysetemperaturen. En metan-anriket dampstrøm 12 kommer ut fra toppen av kolonne 11 og en karbondioksid-anriket strøm 13 kommer ut fra bunnen av kolonne 11. En del av kolonnens toppstrøm sendes i tilbakeløp tilbake til kolonnen for å tilveiebringe åpen-krets kjøling. Den gjenværende delen av toppgasstrømmen (strøm 18) kan anvendes som salgsgass eller behandles videre. De vesentlige komponentene i åpen-krets kjølingen omfatter å komprimere toppgasstrømmen som kommer ut i toppen av destillasjonskolonne 11 og kjøle den komprimerte gassen i én eller flere kjølere 17 og lede minst en del av den kjølte gassen (strøm 19) til én eller flere ekspansjonsanordninger 21 for å senke trykket i gassen og å kjøle den, og å føde minst en del av den kjølte, ekspanderte strømmen 22 til fraksjoneringskolonne 11. Resirkuleringen av minst en del av toppdampstrømmen tilveiebringer åpen-krets kjøling til kolonne 11. Strøm 19 kjøles fortrinnsvis i varmevekslere 14, hvilken også varmer dampene i strøm 12. Trykket i strøm 22 kontrolleres fortrinnsvis ved å styre mengden kompresjon for å sikre at trykket i strømmene 19, 20 og 22 er høyt nok til å hindre dannelsen av faststoffer. Ved å returnere minst en del av toppdampstrømmen 12 til den øvre delen av kolonnen 11 som væske

kondensert ved åpen-krets kjøling, tilveiebringes tilbakeløp til kolonne 11.

Alle utformingene av denne oppfinnelse anvender åpen-krets kjøling og løser effektivt potensialet for dannelsen av faststoffer. I én utforming kan strøm 22 som kommer ut fra ekspansjonsanordningen 21, blandes med et fryseundertrykkende tilsetningsstoff (strøm 23) og deretter fødes til en konvensjonell fraksjoneringskolonne 11. Dersom tilstrekkelig fryseundertrykkende tilsetningsstoff er til stede, kan kolonne 11 være en konvensjonell fraksjoneringskolonne som inneholder flere dampvæskekontaktanordninger, så som trau og pakkmateriale. I denne utformingen reguleres fortrinnsvis trykket i strøm 22 slik at det er høyt nok til å hindre dannelsen av faststoffer i strøm 22 før tilsetningsstoffer introduseres.

I en annen utforming styres faststoffene ved at fødestrøm 22 ledes direkte inn i en fraksjoneringskolonne med en kontrollert frysesone (CFZ), dvs. en spesial del for å takle frysning og smelting av CO_2. (Selv om en CFZ ikke er illustrert i kolonne 11 i figur 1, er en CFZ vist skjematisk i figurene 2, 4 og 5). En destillasjonskolonne som har en CFZ, vil ha en konvensjonell destillasjonsdel under CFZ-delen og kan ha en annen destillasjonsdel over CFZ-delen. CFZ-delen klarer enhver dannelse og smelting av faststoffene. Under oppstart kan hele strøm 22 føres direkte til CFZ-delen. Ettersom strøm 22 blir mindre rik på faststoffdannere kan mer av strøm 22 fødes til destillasjonsdelen av kolonnen over CFZ-delen.

I en annen utforming, som er en kombinasjon av de foregående utformingene, anvendes trykket og/eller tilsetningsstoffet for å regulere faststoffdannelsen i den åpne kretsen, og en CFZ-del anvendes for å ta seg av faststoffene i kolonnen.

I enda en annen utforming kan en del av strøm 22, som er høytrykks flytende naturgass (LNG), eventuelt deles av som strøm 24. Høytrykks LNG i strøm 24 har et trykk som er likt eller nær ved driftstrykket i destillasjonskolonnen. Om ønskelig kan høytrykks LNG i strøm 24 omdannes til lavtrykks LNG ved ekstra kjøling, kompresjon og trykkekspansjon (ikke vist i figurene) for å produsere LNG som har eller er nær ved atmosfærisk trykk. Andre prosesser, så som en ekstern kjøleprosess, kan alternativt anvendes for å omdanne høytrykks LNG til lavtrykks LNG.

Fig. 2A beskriver anvendelse av et åpen-krets kjølesystem i en prosess som anvender en CFZ i en destillasjonskolonne 190 for å klare enhver form for faststoffer. Konstruksjon for en velegnet CFZ destillasjonskolonne 190 for anvendelse i utførelsen av denne oppfinnelsen kan konstrueres av fagpersoner. Eksempler på CFZ-kolonner presenteres i U.S. patentnr. 4533372, 4923493, 5062270, 5120338 og 5265428 og i et magasin, Society of petroleum Engineers, presentert på SPE Gas Technology Symposium i Dallas, Texas, 13-15 juni, 1988 (SPE 17757).

For prosessen illustrert i figur 2A antas det at 28,3 millioner standard m^3 pr. dag (49.850 kg-mol/t) naturgassføde mottas ved en temperatur på 18,3°C og trykk på 6.764 kPa. Gassen inneholder (i mol-%) 71,1% CO_2, 26,6% CH_4, 0,4% N_2, 0,6% H_2S og 1,3% etan og tyngre hydrokarboner. I denne utformingen og de andre utformingene beskrevet under antas det at fødestrømmene hovedsakelig er fri for vann for å forhindre frysing og hydratdannelse i prosessen. Vann fjernes typisk fra naturgasstrømmen oppstrøms det kryogeniske anlegget ved glykoldehydrering (absorpsjon) etterfulgt av molekylsikt (adsorpsjons)sjikt. Etter dehydreringen kjøles fødestrømmen, trykkavlastes, og fødes til destillasjonskolonne 190 som drives ved et trykk i området fra ca. 1.380 kPa til ca. 4.480 kPa. Destillasjonskolonnen separerer føden og gir et metan-anriket damptopprodukt og et karbondioksid-anriket væskebunnprodukt. I utførelsen av denne opp-

finnelsen har destillasjonskolonne 190 minst to, og vanligvis tre, klare seksjoner: en destillasjonsdel 191, en kontrollert frysesone 192 over destillasjonsdelen 191, og muligens en øvre destillasjonsdel 193.

I dette eksempel introduseres tårnføden til den øvre delen av destillasjonsdelen 191 via strøm 105 der den gjennomgår typisk destillasjon. Destillasjonsdelene 191 og 193 inneholder trau og/eller pakkmateriale og tilveiebringer den nødvendige kontakten mellom fallende væske og stigende damp. De lettere dampene forlater destillasjonsdelen 191 og kommer inn i den kontrollerte frysesonen 192.

Så snart dampene kommer inn i den kontrollerte frysesonen 192 kommer de i kontakt med væske (sprøytet frysesone væsketilbakeløp) som strømmer ut fra dyser eller sprayjetmontasjer 194). Dampene fortsetter deretter opp gjennom den øvre destillasjonsdelen 193. For virksom separasjon av CO_2 fra naturgasstrømmen i kolonne 190 er kjøling påkrevet for å tilveiebringe væsketrafikk i den øvre delen av kolonnen 190. Ved utførelsen av denne oppfinnelsen tilføres kjøling til den øvre delen av kolonne 190 åpen-krets kjøling.

Selv om separasjonssystemet illustrert i figur 2A kun har én destillasjonskolonne 190, kan separasjonssystem ifølge denne oppfinnelsen omfatte to eller flere destillasjonskolonner. For å redusere høyden av kolonne 190 kan det være ønskelig å dele kolonne 190 i to eller flere kolonner. Kolonne 190 kan f.eks. deles i kolonnene 190A og 190B, som illustrert i figur 2B. I figur 2B inneholder kolonne 190A to seksjoner, en destillasjonsdel 191 og en kontrollert frysesone 192 over destillasjonsdelen 191, og kolonne 190B inneholder én destillasjonsseksjon, som utfører de samme funksjonene som seksjon 193 i figur 2A. Væskebunnstrømmene fra kolonne 190B kan fødes via strøm 111 til den øvre delen av kolonne 190A. Damptoppstrømmen fra kolonne 190A kan fødes via strøm 101 til den nedre regionen av kolonne 190B.

Kolonne 190B vil ha den samme åpen-krets kjølesyklusen som den vist i figur 2A for kolonne 190.

Et flytende fryseundertrykkende middel kan eventuelt tilsettes strøm 109 før den kommer inn i separasjonskolonne 190. Avhengig av driftsbetingelsene kan tilsats av det fryseundertrykkende midlet være nyttig for fleksibel drift og for å bistå ved oppstartsoperasjoner. Figur 2A viser ikke prosesstrømmene for tilsetning av det fryseundertrykkende midlet til strøm 109, og figur 2A viser hellere ikke prosesstrømmene for gjenvinning av midlet for resirkulering. Fagpersoner kan konstruere systemer for å tilsette og gjenvinne et fryseundertrykkende middel til prosessen illustrert i figur 2A.

I figur 2A deles den innkommende fødestrømmen i to strømmer: ca. 60% ledes til strøm 102 og ca. 40% ledes til strøm 103. Strøm 102 er delvis kjølt i én eller flere varmevekslere. I dette eksemplet anvendes tre varmevekslere 130, 131, 132 for å kjøle strøm 102 og for å virke som fraksjoneringskokere for å tilveiebringe varme til destillasjonsdelen 191 i kolonne 190. Strøm 103 kjøles av én eller flere varmevekslere som er i varmeveksling med én eller flere av bunnproduktstrømmene fra kolonne 190. Figur 2A viser to varmevekslere 133 og 134 som varmer bunnproduktene som strømmer ut fra kolonne 190. Antallet varmevekslere for å tilveiebringe kjøling av fødestrømmen vil imidlertid avhenge av flere faktorer inkluderende, men ikke begrenset til, innløpsgasstrømningsrate, innløpsgassammensetning, fødetemperatur og varmevekslingsbehov. Selv om dette ikke er vist i figur 2A kan fødestrøm 103 eventuelt kjøles av en produktstrøm som kommer ut fra toppen av kolonne 190. Som en annen opsjon kan fødestrøm 103 kjøles minst delvis ved konvensjonelle kjølesystemer, så som lukket-krets propankjøling.

Strømmene 102 og 103 rekombineres, og den kombinerte strømmen ledes gjennom en passende ekspansjonsanordning, så som

en Joule-Thomson ventil 150, til et trykk på omtrent 2.760 kPa, hvilket er driftstrykket i separasjonskolonnen 190. En turboekspansjonsenhet kan alternativt anvendes i stedet for Joule-Thomson ventilen 150. Flash-ekspansjonen gjennom ventil 150 gir en kaldekspandert strøm 105 på -56°C, som ledes til den øvre delen av destillasjonsdelen 191 på et punkt der temperaturen fortrinnsvis er høy nok til å unngå frysing.

Toppdamp fra separasjonskolonne 190 (strøm 106) ledes gjennom varmeveksler 145 for å varme restdampstrømmen til 15,5°C (strøm 107). Den oppvarmede dampstrømmen rekomprimeres gjennom enkelttrinns kompresjon eller et flertrinns kompresjonstog. I dette eksemplet ledes strøm 107 suksessivt gjennom tre konvensjonelle kompressorer 160, 161 og 162. Etter hvert kompresjonstrinn kjøles produktstrømmen av omgivende luft eller vann ved etterkjølere 138, 139 og 140. Komprimeringen og kjølingen av strøm 107 i en gass (strøm 110) med trykk på 16.824 kPa ved en temperatur på 51,7°C, som er velegnet for salg til en naturgassrørledning. Komprimeringen av restgasstrømmen 107 vil normalt være på et trykk som møter rørledningens krav.

En del av strøm 107 kan eventuelt etter komprimering i kompressor 160 tas ut (strøm 125) for anvendelse som brennstoff i gassprosesseringsanlegget. En annen del av strøm 107, ca. 55% av strøm 107, ledes som strøm 108 til varmeveksler 145, som varmeveksles med en del av toppdampstrøm 106, hvilket resulterer i oppvarming av strøm 106 og kjøling av strøm 108. Strøm 108 ekspanderes deretter i en passende ekspansjonsanordning, så som turbo-ekspander 158, til et trykk på 2.758 kPa og en temperatur på -105°C (strøm 109). Strøm 109 kommer deretter inn i den øvre delen av separasjonskolonne 190. For å starte opp prosessen kan strøm 109 fødes via strøm 109A og sprayes inn i CFZ-seksjonen 192 via spraydyse 194. Etter prosessoppstart fødes strøm 109 (strøm 109B) fortrinnsvis til den øvre delen 193 av separasjonskolonnen 190. Utløpstrykket fra kompressor 161 regule-

res fortrinnsvis for å gi et trykk tilstrekkelig høyt slik at trykkfallet over ekspansjonsenheten 158 tilveiebringer tilstrekkelig kjøling for å sikre at strøm 109 hovedsakelig er væske, hvilket derved tilveiebringer flytende tilbakeløp til den øvre delen av kolonne 190.

En CO_2-anriket væskeproduktstrøm 115 strømmer ut fra bunnen av kolonne 190. Strøm 115 deles i to deler, strøm 116 og strøm 117. Én del (strøm 116) kan pumpes av pumpe 157 til et trykk på ca. 29.650 kPa for injeksjon inn i en underjordisk formasjon. Utløpstrykket av pumpe 157 vil normalt bestemmes av den endelige destinasjonen til væskeproduktet. Den andre delen (strøm 117) ekspanderes i en passende ekspansjonsanordning, så som ekspansjonsventil 151, og ledes gjennom varmeveksler 133, hvor den varmeveksles med fødestrøm 103 for derved å kjøle fødestrømmen. Strøm 117 ledes deretter til separator 180, som er en konvensjonell gass-væskeseparasjonsanordning. Damp fra separator 180 (strøm 118) ledes gjennom én eller flere kompressorer og høytrykkspumper for å øke trykket til trykket som er nødvendig for injeksjon av den karbondioksid-anrikede strømmen. Figur 2A viser en serie av to kompressorer 164 og 165 og pumpe 166 med konvensjonelle kjølere 143 og 144. Produktstrøm 122 som forlater pumpe 166 i serien, har et trykk på 29.752 kPa og en temperatur som er velegnet for injeksjon inn i en underjordisk formasjon.

Væskeprodukter som forlater separator 180 i strøm 119, ledes gjennom en ekspansjonsanordning, så som ekspansjonsventil 152, og ledes dertil gjennom varmeveksler 134 som har varmeveksling med fødestrøm 103, for derved å kjøle fødestrøm 103. Strøm 119 ledes deretter til separator 181, som er en konvensjonell gassvæskeseparasjonsanordning. Damp fra separator 181 ledes (strøm 120) til en kompressor 163, etterfulgt av en konvensjonell etterkjøler 142. Strøm 120 blandes deretter med strøm 118.

Strøm 116 blandes med strøm 122 og kan reinjiseres inn i en underjordisk formasjon. Deling av strøm 115 i to strømmer, én (strøm 116) for å pumpes og den andre (strøm 117) for å anvendes som kjøling for fødestrømmen 103, utføres for å maksimere virkningsgrad. Tilgjengelig kjøling i strøm 116 kan eventuelt anvendes et annet sted i prosessen. Strøm 116 kan f.eks. anvendes for ekstra kjøling av fødestrøm 102, den kan anvendes for å kjøle tilbakeløpsstrøm 108 før den kommer inn i varmeveksler 145, eller den kan prosesseres ytterligere for å øke mengden gjenvunnet kondensat.

Ethvert kondensat som er tilgjengelig i strøm 121, kan gjenvinnes ved konvensjonelle flash- eller stabiliseringsprosesser, og deretter selges, forbrennes eller anvendes som brennstoff.

Typiske driftstemperaturer, trykk, strømningsrater og sammensetninger av strømmer ved ulike punkt i prosessen illustrert i figur 2A og kraftbehovene for kompressorer og pumper vist i figur 2A er gitt i tabell 1. Disse dataene antok at seksjon 191 inneholdt 13 teoretiske trinn og seksjon 193 inneholdt fire teoretiske trinn. Det nødvendige antall trinn i seksjonene 191 og 193, så vel som det nødvendige tilbakeløpsforholdet i strøm 109 og varmeleveransen fra fraksjoneringskokerne 130, 131 og 132, avhenger av produktspesifikasjonene. I dette eksemplet var spesifikasjonene 1,0 mol-% metan i strøm 115 og 16 ppm H_2S og 0,1% CO_2 i strøm 106. Fagpersoner kan øke eller minke antallet trinn, tilbakeløpsforhold og fraksjoneringskokerytelse for å møte andre spesifikasjoner, så som 4 ppm H_2S og 2% CO_2 i strøm 106, 50 ppm CO_2 i strøm 106, og/eller 0,5% metan i strøm 115. Dataene gitt i tabell 1 kan oppnås ved anvendelse av kommersielt tilgjengelige prosessimulerings modelleringsprogrammer, inkluderende f.eks. HYSIM™, HYSYS™, PROII™ og ASPEN PLUS™, hvilke er alle kjente blant fagpersoner.

TABELL 1

Strømfase		Trykk		Temperatur		Total strøm		Sammensetning (mol-% eller ppm)				
		Psia	kPa	°F	°C	lbmol/t	kgmol/t	CO_2	N_2	CH_4	H_2S	C_2+
101	Damp	981	6.764	65	18,3	109.900	49.850	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
102	Damp	981	6.764	65	18,3	43.400	19.686	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
103	Damp	981	6.764	65	18,3	66.500	30.164	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
104	Damp/Væske	971	6.695	18	-7,8	12.300	5.579	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
105	Damp/Væske	400	2.758	-70	-56,7	109.900	49.850	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
106	Damp	400	2.758	-147	-99,4	67.100	30.436	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
107	Damp	370	2.551	60	15,6	67.100	30.436	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
108	Damp	1.630	11.238	81	27,2	38.100	17.282	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
109	Væske	400	2.758	-157	-105,0	38.100	17.282	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
110	Damp	2.440	16.823	125	51,7	25.700	11.657	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
115	Væske	400	2.758	12	-11,1	81.000	36.741	96,5	0	1	0,7	1,8
116	Væske	400	2.758	12	-11,1	14.600	6.622	96,5	0	1	0,7	1,8
117	Væske	400	2.758	12	-11,1	66.400	30.119	96,5	0	1	0,7	1,8
118	Damp	260	1.793	-8	-22,2	48.000	21.772	96,8	0	1,3	0,7	1,2
119	Væske	260	1.793	-8	-22,2	18.400	8.346	95,5	0	0,1	0,9	3,5
120	Damp	90	621	-10	-23,3	17.800	8.074	97,8	0	0,1	0,9	1,2
121	Væske	90	621	-10	-23,3	500	227	18,7	0	0	0,6	80,7
122	Væske	4.315	29.751	150	65,6	66.000	29.937	97,1	0	1	0,7	1,2
123	Væske	4.315	29.751	133	56,1	80.500	36.514	97	0	1	0,7	1,3
125	Damp	820	5.654	198	92,2	3.100	1.406	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0

TABELL 1 (forts.)

Kraftbehov

Kompressorer		Kraft, hp	Kraft, kW
160		29.870	22.274
161		25.010	18.650
162		5.270	3.930
163		9.690	7.226
164		26.140	19.493
165		21.430	15.981
Pumper			
157		19.020	14.183
166		4.010	2.990
	Subtotal	140.440	104.728
Ekspansjonsenhet			
158		-1.880	-1.402
	Total	138.560	103.326

I figur 3 kjøles en fødegasstrøm 201 (inneholdende 71,2% CO_2, 27% CH_4, 0,5% H_2S, 0,4% N_2 og 0,9% etan og tyngre hydrokarboner) i varmeveksler 240 og fødes til separasjonskolonne 275. Separasjonskolonne 275 er en rektifiseringsenhet som fjerner vokskomponenter (langkjedete n-paraffin-hydrokarboner) som kan finnes i gasstrøm 201. Toppdamp fra separasjonskolonne 275 ledes gjennom en serie varmevekslere 244, 245, 246 og 247 for å kjøle dampen før den kommer inn i en Joule-Thomson ekspansjonsventil 286. Gasstrømmen som strømmer ut fra ekspansjonsventil 286 (strøm 205) fødes til fraksjoneringskolonne 200, som også kalles en avmetaniseringsenhet. Væsker som kommer ut fra bunnen av separasjonskolonne 275 (strøm 204), strømmer gjennom varmeveksler 242 før den kommer inn i Joule-Thomson ekspansjonsventil 285. Gasstrømmen som kommer ut fra ventil 285 strømmer inn i separator 276. Damp som kommer ut fra toppen av separator 276 ledes (strøm 206) til avmetaniseringsenhet 200.

Toppdamp fra avmetaniseringsenhet 200 (strøm 211) ledes gjennom varmeveksler 297 for å varme restdampstrømmen til -3,9°C (strøm 212). Den oppvarmede dampstrømmen rekomprimeres ved enkelttrinns kompresjon eller et flertrinns kompresjonstog. I dette eksemplet ledes strøm 212 suksessivt gjennom tre konvensjonelle kompressorer 290, 291 og 292. Etter hvert kompresjonstrinn kjøles produktstrømmen av omgivende luft eller vann i etterkjølere 250, 251 og 252. Komprimeringen og kjølingen av strøm 212 gir en gass (strøm 219) med trykk på 19.444 kPa ved en temperatur på 51,7°C, hvilket er velegnet for salg til en naturgassrørledning. Komprimeringen av restgasstrømmen 219 vil typisk være til et trykk som møter rørledningskravene.

En del av strøm 212 kan, etter kompresjon i kompressor 290, tas ut for anvendelse som brennstoff (strøm 213) i gassprosesseringsanlegget. En annen del av strøm 212, ca. 40% av strøm 212, ledes som strøm 215 til varmeveksler 297, der den varmeveksles med toppdampstrøm 211, hvilket varmer opp strøm 211 og kjøler strøm 215. Strøm 215 ekspanderes der-

etter i en velegnet ekspansjonsanordning, så som turboekspander 289, til et trykk på 4.826 kPa og en temperatur på -79,4°C (strøm 216). Trykket til den ekspanderte strøm 216 er tilstrekkelig til å hindre utfrysning av CO_2. Utløpstrykket fra kompressor 291 styres for å gi en temperatur i strøm 216 som er tilstrekkelig lav til at strøm 216 hovedsakelig er i væskeform.

Et fryseundertrykkende tilsetningsstoff fra strøm 217 tilsettes fortrinnsvis til strøm 216 før strøm 216 fødes til den øvre delen av avmetaniseringsenhet 200. Selv om dette ikke vises i figur 3 kan strøm 217 introduseres direkte til den øvre delen av avmetaniseringsenhet 200 dersom det fryseundertrykkende tilsetningsstoffet ikke er nødvendig for å kontrollere dannelsen av faststoffet i strøm 216. Tilsetningsstoffet kan være et eksternt additiv, eller det kan alternativt være én eller flere resirkulerte komponenter fra bunnprodukter tatt fra avmetaniseringsenheten 200. Tilsetningsstoffet undertrykker frysing av CO_2 i avmetaniseringsenhet 200.

Det fryseundertrykkende tilsetningsstoffet kan være materialer som reduserer frysepotensialet til den frysbare komponenten i fødestrømmen. Ikke-begrensende eksempler på slike tilsetningsstoffer kan inkludere etan, propan, butan, pentan og høyere hydrokarboner, metanol, etanol og glykol, eller blandinger derav.

Mengden fryseundertrykkende tilsetningsstoff vil avhenge av faktorer så som sammensetning av føden, driftstrykk, gjennomstrømning i avmetaniseringsenhet 200, og typen tilsetningsstoff som velges. Mengden tilsetningsstoff nødvendig for å undertrykke frysing av CO_2 kan bestemmes av fagpersoner innen kryogenisk destillasjonsprosessering ved anvendelse av kommersielt tilgjengelig simuleringsprogrampakke så som modelleringsprogrammene nevnt over.

Ekstra fryseundertrykkende tilsetningsstoff tilføres av separasjonskolonne 277, hvilken betegnes som tilsetningsstoff-etterfyllingskolonnen. Væskestrømmen 207 fødes til tilsetningsstoff-etterfyllingskolonnen og separeres i brennoljestrøm 208 og en tilsetningsstoff-etterfyllingsstrøm 209.

Væsker som strømmer ut fra bunnen av avmetaniseringsenhet 200 ledes gjennom en ekspansjonsventil 285. Den ekspanderte, hovedsakelig dampstrømmen som strømmer ut fra ekspansjonsventil 285, ledes deretter til separator 278. En toppdampstrøm som kommer ut fra separator 278, fødes til et separasjonstårn 281 for gjenvinning av det fryseundertrykkende tilsetningsstoffet. Væske som strømmer ut fra separator 278 (strøm 221), varmes deretter i varmeveksler 245, som kjøler fødestrømmen 203. Fra varmeveksler 245 fødes den delvis fordampede væskestrømmen til en annen separator 279. Væske fra separator 279 ledes gjennom ekspansjonsventil 288. Det altoverveiende dampproduktet som forlater Joule-Thomson ekspansjonen 288, ledes deretter til en annen separator 280. Væske som strømmer ut fra separator 280 (strøm 229) varmes i varmeveksler 247, som også kjøler fødestrøm 235. Den delvis fordampede væskestrømmen som forlater varmeveksler 247, fødes deretter til enda en annen separator 282. Væske som strømmer ut fra separator 282 pumpes av pumpe 264 gjennom varmevekslerne 259 og 262 og fødes deretter til separasjonskolonne 281, hvilken betegnes som tilsetningsstoff-gjenvinningskolonnen.

Dampstrøm 218 som strømmer ut fra separator 279, blandes med dampstrøm 222 fra separasjonskolonne 281 og ledes gjennom kompressorene 293 og 294, og pumpe 295, og kjølerne 256 og 257 for å øke trykket av CO_2-et til et trykk velegnet for injeksjon (strøm 226) inn i en underjordisk formasjon.

Toppdamp fra separator 282 ledes (strøm 230) gjennom varmeveksler 266 og blandes med toppdamp (strøm 228) fra separator 280. Den kombinerte dampstrømmen ledes deretter gjennom

kompressor 296 og kjøler 258 (strøm 231) og blandes med strømmene 222 og 218.

Det fryseundertrykkende tilsetningsstoffet som strømmer ut fra bunnen av separasjonskolonne 281, ledes gjennom varmeveksler 260. En del av væsken som strømmer ut fra varmeveksler 260, kan tas ut fra prosessen gjennom linje 224 og ledes til separasjonskolonne 277 (tilsetningsstoff-etterfyllingskolonnen). Den gjenværende væsken pumpes av pumpe 271 gjennom en serie varmevekslere 270, 242, 262 og 266 før den fødes (strøm 217) til strøm 216.

Separasjonskolonne 275, separasjonskolonne 277 og separasjonskolonne 281 resirkulerer alle (tilbakeløp) en del av toppdampstrømmene tilbake til toppdelen av kolonnene. Varmevekslere (244, 253 og 259) i resirkuleringskretsen kjøler tilbakeløpsstrømmen. Bunndelene av kolonnene 275, 277 og 281 fraksjoneringskokes av resirkuleringsstrømmene hvilke varmeveksles (varmevekslere 240, 254 og 261) med varmekilder, så som fødestrøm 201 for kolonne 275 og en ekstern varmekilde, så som fyringsolje for kolonnene 277 og 281. Separasjonskolonne 281 fraksjoneringskokes i tillegg av sidefraksjoneringskoker 260.

Typiske driftstemperaturer, trykk, strømningsrater og sammensetninger av strømninger ved ulike punkt i prosessen illustrert i figur 3 og kraftbehov for kompressorer og pumper vist i figur 3 er gitt i tabell 2. I dette eksemplet ble det antatt at separasjonskolonne 275 hadde 11 teoretiske trinn, avmetaniseringsenhet 200 hadde 19 teoretiske trinn, kolonne 277 hadde 13 teoretiske trinn, og kolonne 281 hadde 17 teoretiske trinn. Data gitt i tabell 2 kan oppnås ved anvendelse av kommersielt tilgjengelige prosessimulerings modelleringsprogrammer, hvilke er kjent blant fagpersoner.

TABELL 2

Strømfase		Trykk		Temperatur		Total strøm		Sammensetning (mol-% eller ppm)				
		Psia	kPa	°F	°C	lbmol/t	kgmol/t	CO_2	N_2	CH_4	H_2S	C_2+
201	Damp	995	6.860	66	18,9	108.200	49.079	71,2	0,4	27	0,5	0,9
202	Damp	990	6.826	61	16,1	108.200	49.079	71,2	0,4	27	0,5	0,9
203	Damp/Væske	975	6.722	37	2,8	105.100	47.673	70,9	0,4	27,4	0,5	0,8
204	Væske	985	6.791	51	10,6	3.000	1.361	83,4	0,1	11,1	0,8	4,6
205	Damp/Væske	450	3.103	-73	-58,3	105.100	47.673	70,9	0,4	27,4	0,5	0,8
206	Damp	485	3.344	40	4,4	2.700	1.225	86	0,1	0	0,8	1,1
207	Væske	485	3.344	40	4,4	300	136	57,7	0	2,2	1,2	38,9
208	Væske	310	2.137	541	282,8	100	45	0	0	0	0	100
209	Damp	300	2.068	294	145,6	300	136	53,7	0	2,1	1,5	43,1
210	Væske	460	3.172	25	-3,9	80.100	36.333	92,9	0	1	0,7	5,4
211	Damp	450	3.103	-98	-72,2	52.700	23.904	8	1,4	90,5	16 ppm	0
212	Damp	440	3.034	26	-3,3	52.700	23.904	8	1,4	90,5	16 ppm	0
213	Damp	760	5.240	113	45,0	500	227	8	1,4	90,5	16 ppm	0
214	Damp	1.290	8.894	82	27,8	30.800	13.971	8	1,4	90,5	16 ppm	0
215	Damp	1.290	8.894	82	27,8	21.400	9.707	8	1,4	90,5	16 ppm	0
216	Væske	700	4.826	-111	-79,4	21.400	9.707	8	1,4	90,5	16 ppm	0
217	Væske	720	4.964	-55	-48,3	3.600	1.633	8	1,4	90,5	16 ppm	0
218	Damp	285	1.965	2	-16,7	39.800	18.053	97,5	0	0,8	0,6	1,1
219	Damp	2.820	19.443	125	51,7	30.800	13.971	8	1,4	90,5	16 ppm	0
220	Damp	290	1.999	-2	-18,9	10.600	4.808	93,7	0	4,4	0,6	1,3
221	Væske	290	1.999	-2	-18,9	69.600	31.570	92,8	0	0,4	0,8	6
222	Damp	285	1.965	-4	-20,0	16.700	7.575	94,6	0	2,8	1,1	1,5
223	Væske	290	1.999	394	201,1	3.700	1.678	0	0	0	0	100
224	Væske	290	1.999	225	107,2	100	45	0	0	0	0	100
225	Damp	280	1.931	20	-6,7	76.700	34.791	97,1	0	1,1	0,8	1

TABELL 2 (forts.)

Strømfase		Trykk		Temperatur		Total strøm		Sammensetning (mol-% eller ppm)				
		Psia	kPa	°F	°C	lbmol/t	kgmol/t	CO_2	N_2	CH_4	H_2S	C_{2+}
226	Væske	4.315	29.751	148	64,4	76.700	34.791	97,1	0	1,1	0,8	1
227	Væske	285	1.965	2	-16,7	29.800	13.517	86,4	0	0,1	0,9	12,6
228	Damp	83	572	-62	-52,2	6.600	2.994	98	0	0,4	0,7	0,9
229	Væske	83	572	-62	-52,2	23.200	10.523	83	0	0	1	16
230	Damp	80	548	-62	-52,2	13.600	6.169	98,5	0	0	0,8	0,7
231	Damp	280	1.931	82	27,8	20.200	9.163	98,3	0	0,1	0,7	0,9
232	Væske	80	548	-62	-52,2	9.600	4.354	60,3	0	0	1,3	38,4
234	Damp/Væske	965	6.653	4	-15,6	105.100	47.673	70,9	0,4	27,4	0,5	0,8
235	Væske	960	6.619	-21	-29,4	105.100	47.673	70,9	0,4	27,4	0,5	0,8

TABELL 2 (forts.)

Kraftbehov

Kompressorer		Kraft, hp	Kraft, kW
290		14.070	10.492
291		15.320	11.424
292		13.010	9.702
296		12.690	9.463
293		25.890	19.306
294		27.700	20.656
Pumper			
264		200	149
271		340	254
295		21.140	15.764
	Subtotal	130.360	97.211
Ekspansjonsenhet			
289		-680	-507
	Total	129.680	96.704

312857

Figur 4 illustrerer i skjematisk form en annen utforming av denne oppfinnelsen hvori prosessen i oppfinnelsen produserer både kondensert naturgass (LNG) og salgsgass som produktstrømmer. Prosessen vist i figur 4 er tilsvarende prosessen beskrevet over i figur 2A. I denne utformingen er topproduktstrømmene 50% LNG (strøm 326) og 50% salgsgass (strøm 310). Ytterligere LNG, opptil 100%, kan imidlertid produseres ved å tilveiebringe ekstra kjøling fra enten varmeveksling med kaldere fluid eller ekstra trykkfall over ekspansjonsanordningen gjennom installasjon av ekstra komprimering og etterkjølere. Likeledes kan mindre LNG produseres ved å tilveiebringe mindre kjøling. I figur 4 har fødestrømmen 301 den samme temperaturen, trykket og sammensetningen som fødestrøm 100 i prosessen illustrert i figur 2A. Fødestrømmen behandles også på samme måte før den kommer inn i destillasjonskolonne 390 som fødestrømmen 100 blir behandlet i prosessen beskrevet i figur 2A før den kommer inn i kolonne 190.

Toppdamp fra separasjonskolonne 390 (strøm 306) ledes gjennom varmeveksler 345 for å varme restdampstrømmen til -30,6°C (strøm 307). Den oppvarmede dampstrømmen rekomprimeres ved enkelttrinnskompresjon eller i en flertrinnskompressor. I dette eksemplet ledes strøm 307 suksessivt gjennom to konvensjonelle kompressorer 360 og 361. Etter hvert kompresjonstrinn kjøles produktstrømmen av omgivende luft eller vann i etterkjølerne 338 og 339. Komprimeringen og kjølingen av strøm 307 gir en gass med trykk 16.824 kPa ved en temperatur på 51,7°C, hvilket er velegnet for salg til en naturgassrørledning eller for videreprosessering. Komprimering av restgasstrøm 307 vil normalt være til et trykk som minst møter rørledningskravene.

En del av strøm 307 tas ut (strøm 328) for anvendelse som brensel i prosesseringsanlegget etter at den har strømmet gjennom kompressor 360. En annen del av strøm 307 (ca. 75% av strøm 307) ledes som strøm 308 til varmevekslerne 340, 336 og 337. For å produsere ekstra LNG kan ytterligere

komprimering installeres etter kompressor 360 og før varmeveksler 336. Strøm 308 kjøles i varmevekslere 336 og 337 med kalde fluid fra strøm 324 som strømmer ut fra bunnen av kolonne 390. Strøm 308 varmeveksles deretter i veksler 345 med en del av toppdampstrømmen 306, som fører til oppvarming av strøm 306 og ytterligere kjøling av strøm 308. Strøm 308 ekspanderes deretter i en velegnet ekspansjonsanordning, så som turbo-ekspander 358, til et trykk på 2.758 kPa og en temperatur på -101,7°C (strøm 309). Strøm 308 deles deretter, én del (ca. 24%) ledes som LNG-produkt (strøm 326) ved en temperatur på -101,7°C og et trykk på 2.758 kPa for lagring eller transportering, for omdanning til lavtrykks LNG, eller enhver annen ønskelig bruk. Den andre delen (strøm 309) kommer inn i separasjonskolonne 390. Utløpstrykket fra kompressor 361 styres for å gi et trykk som er høyt nok slik at trykkfallet over ekspansjonsenheten 358 tilveiebringer tilstrekkelig kjøling til å sikre at strømmene 309 og 326 hovedsakelig er væske anriket metan. For å starte opp prosessen fødes strøm 309 fortrinnsvis gjennom linje 309A og sprøytes direkte inn i CFZ-seksjonen 392 gjennom spraydyse 394. Etter prosessoppstart kan strøm 309 fødes (strøm 309B) til den øvre seksjonen 391 av separasjonskolonnen 390.

En væskeproduktstrøm 315 løper ut fra bunnen av kolonne 390. Strøm 315 deles inn i to deler, strøm 316 og strøm 317. En del (strøm 316) ledes gjennom en velegnet ekspansjonsanordning, så som en Joule-Thomson-ventil 353, til et trykk på ca. 1.930 kPa. Strøm 324 som kommer ut fra ventil 353, varmes deretter i varmeveksler 336, og strøm 324 ledes gjennom en annen Joule-Thomson-ventil 354 og enda en varmeveksler 337. Den resulterende strømmen 325 blandes deretter med dampstrøm 320 fra separator 381.

Den andre delen av væskestrømmen som strømmer ut fra kolonne 390 (strøm 317), behandles på samme måte som strøm 117, som beskrevet over for prosessen illustrert i figur 2A. Strøm 318 blandes med strøm 320 og 325 nedstrøms kjøler

342. Strømmene 320 og 325 blandes som vist i figur 4 og ledes gjennom en serie kompressorer 363, 364 og 365, pumpe 366, og kjølere 342 og 343 og 344 for å gi et produktstrøm 322 med trykk på 29.752 kPa og en temperatur som er velegnet for injeksjon inn i en underjordisk formasjon.

Ethvert tilgjengelig kondensat i strøm 321 kan gjenvinnes ved konvensjonelle flash- eller stabiliseringsprosesser og kan deretter selges, forbrennes, eller anvendes som brennstoff.

Typiske driftstemperaturer, trykk, strømningsrater og sammensetninger av strømninger ved ulike punkt i prosessen illustrert i figur 4 og kraftbehov for kompressorer og pumper vist i figur 4 er gitt i tabell 3. I dette eksemplet ble det antatt at kolonne 390 hadde den samme konfigurasjonen som kolonne 190 i figur 1 for å gi dataene i tabell 1. Topproduktstrømmene var 50% LNG (strøm 326) og 50% salgsgass (strøm 310). Dataene gitt i tabell 3 kan oppnås ved anvendelse av kommersielt tilgjengelige prosessimulerings modelleringsprogrammer, som nevnt over.

TABELL 3

Strømfase		Trykk		Temperatur		Total strøm		Sammensetning (mol-% eller ppm)				
		Psia	kPa	°F	°C	lbmol/t	kgmol/t	CO_2	N_2	CH_4	H_2S	C_{2+}
301	Damp	981	6.764	65	18,3	109.900	49.850	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
302	Damp	981	6.764	65	18,3	43.500	19.731	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
303	Damp	981	6.764	65	18,3	66.400	30.119	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
304	Damp/Væske	971	6.695	18	-7,8	13.100	5.942	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
305	Damp/Væske	400	2.758	-70	-56,7	109.900	49.850	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
306	Damp	400	2.758	-147	-99,4	68.600	31.116	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
307	Damp	370	2.551	-23	-30,6	68.600	31.116	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
308	Damp	2.440	16.823	125	51,7	52.300	23.723	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
309	Væske	400	2.758	-151	-101,7	39.700	18.008	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
310	Damp	2.440	16.823	125	51,7	12.600	5.715	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
315	Væske	400	2.758	12	-11,1	81.000	36.741	96,5	0	1	0,7	1,8
316	Væske	400	2.758	12	-11,1	14.400	6.532	96,5	0	1	0,7	1,8
317	Væske	400	2.758	12	-11,1	66.600	30.209	96,5	0	1	0,7	1,8
318	Damp	270	1.862	-6	-21,1	47.900	21.727	96,8	0	1,3	0,7	1,2
319	Væske	270	1.862	-6	-21,1	18.700	8.482	95,5	0	0,1	0,9	3,5
320	Damp	90	621	-10	-23,3	18.100	8.210	97,8	0	0,1	0,9	1,2
321	Væske	90	621	-10	-23,3	500	227	18,7	0	0	0,6	80,7
322	Væske	4.315	29.751	150	65,6	80.500	36.514	97	0	1	0,7	1,3
323	Damp	2.410	16.616	-19	-28,3	52.300	23.723	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
324	Damp/Væske	280	1.931	-8	-22,2	14.400	6.532	96,5	0	1	0,7	1,8
325	Damp	90	621	-8	-22,2	14.400	6.532	96,5	0	1	0,7	1,8
326	Væske	400	2.758	-151	-101,7	12.600	5.715	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
328	Damp	1.000	6.895	133	56,1	3.600	1.633	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0

TABELL 3 (forts.)

Kraftbehov

Kompressorer		Kraft, hp	Kraft, kW
360		31.450	23.453
361		33.270	24.810
363		17.530	13.072
364		33.170	24.735
365		26.090	19.456
Pumper			
366		23.090	17.218
	Subtotal	164.600	122.744
Ekspansjonsenhet			
358		-4.280	-3.192
	Total	160.320	119.533

312857

Mengden salgsgass (strøm 310) som tas ut mot mengden LNG som tas ut (strøm 326) fra resirkuleringskretsen, vil avhenge av driftsbetingelser og det kommersielle behovet for produktene. Mengden LNG produsert kan økes ved å tilveiebringe ekstra kjøling fra enten varmeveksling med kaldere fluid eller ekstra trykkfall ved ekspansjonsenheten 358 ved å installere ekstra komprimering og etterkjølere, hvilke kan installeres etter kompressor 360 og før varmeveksler 336. Likeledes kan mindre LNG produseres ved å anvende mindre kjøling. Mengden komprimering og varmeveksling nødvendig for å justere mengden LNG produsert i prosessen i denne oppfinnelsen kan bestemmes av fagpersoner.

Figur 5 illustrerer et eksempel på prosessen i denne oppfinnelsen hvori alt av produktstrømmen som gjenvinnes fra tilbakeløpssyklusen, er LNG. Tabell 4 viser typiske driftstemperaturer, trykk, strømningsrater og sammensetninger av strømning ved ulike punkt i prosessen illustrert i figur 5 og kraftbehovene for kompressorer og pumper.

Begge prosessene illustrert i figurene 4 og 5 produserer LNG og er varianter av prosessene illustrert i figur 2A. For prosessen i figur 4 produseres LNG ved ekstra kjøling fra væskebunnproduktet i varmevekslere 336 og 337, og ekstra trykkfall over ekspansjonsenhet 358. Det ekstra trykkfallet skyldes det høyere trykket som oppnås ved toppstrømkomprimeringen (360 og 361). I prosessen i denne oppfinnelsen ble både ekstra kjøling med kaldere fluider og ekstra komprimering benyttet for å produsere LNG. Det er imidlertid ikke nødvendig å nytte begge. Ekstra LNG kan produseres ved å øke kjølingen med kaldere fluider, ved ekstra komprimering, eller både ved økt kjøling og ved komprimering.

Selv om den detaljerte beskrivelsen av denne oppfinnelsen illustrerer et separasjonssystem inneholdende en CFZ- eller en konvensjonell destillasjonskolonne som anvender et fryseundertrykkende tilsetningsstoff, eller en kombinasjon av begge, er denne oppfinnelse ikke begrenset til separasjons-

systemene beskrevet heri. Omfanget av separasjonssystemet er begrenset kun av de vedlagte kravene.

TABELL 4

Strømfase		Trykk		Temperatur		Total strøm		Sammensetning (mol-% eller ppm)				
		Psia	kPa	°F	°C	lbmol/t	kgmol/t	CO_2	N_2	CH_4	H_2S	C_2+
401	Damp	981	6.764	65	18,3	109.900	49.850	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
402	Damp	981	6.764	65	18,3	43.400	19.686	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
403	Damp	981	6.764	65	18,3	66.500	30.164	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
404	Damp/Væske	971	6.695	18	-7,8	12.300	5.579	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
405	Damp/Væske	400	2.758	-70	-56,7	109.900	49.850	71,1	0,4	26,6	0,6	1,3
406	Damp	400	2.758	-147	-99,4	69.300	31.434	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
407	Damp	370	2.551	-23	-30,6	69.300	31.434	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
408	Damp	2.440	16.823	125	51,7	65.300	29.620	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
409	Væske	400	2.758	-151	-101,7	40.300	18.280	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
415	Væske	400	2.758	12	-11,1	81.000	36.741	96,5	0	1	0,7	1,8
416	Væske	400	2.758	12	-11,1	14.300	6.486	96,5	0	1	0,7	1,8
417	Væske	400	2.758	12	-11,1	67.000	30.391	96,5	0	1	0,7	1,8
418	Damp	270	1.862	-6	-21,1	48.300	21.909	96,8	0	1,3	0,7	1,2
419	Væske	270	1.862	-6	-21,1	18.700	8.482	95,5	0	0,1	0,9	3,5
420	Damp	90	621	-10	-23,3	18.100	8.210	97,8	0	0,1	0,9	1,2
421	Væske	90	621	-10	-23,3	500	227	18,7	0	0	0,6	80,7
422	Væske	4.315	29.751	150	65,6	80.500	36.514	97	0	1	0,7	1,3
423	Damp	3.680	25.373	-16	-26,7	65.300	29.620	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
424	Damp/Væske	100	689	-58	-50,0	14.300	6.486	96,5	0	1	0,7	1,8
425	Damp	90	621	-75	-59,4	14.300	6.486	96,5	0	1	0,7	1,8
426	Væske	400	2.758	-151	-101,7	25.100	11.385	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0
428	Damp	1.000	6.895	137	58,3	3.800	1.724	0,1	1,5	98,4	16 ppm	0

TABELL 4 (forts.)

Kraftbehov

Kompressorer		Kraft, hp	Kraft, kW
460		32.090	23.930
461		33.410	24.914
462		13.650	10.179
463		19.320	14.407
464		33.170	24.735
465		26.100	19.463
Pumper			
466		23.100	17.226
	Subtotal	180.840	134.855
Ekspansjonsenhet			
458		-8.390	-6.257
	Total	172.450	128.598

312857

Selv om begge prosessene illustrert i figurene 4 og 5 for produksjon av LNG anvender en separasjonssystem med CFZ, kan en prosess som nytter en fryseundertrykkende tilsettingstoff i prosessen i figur 3, også produsere LNG. Selv om dette ikke er illustrert i figur 3, kan f.eks. en del av strøm 216 gjenvinnes som høytrykks LNG tilsvarende prosessen for gjenvinning av LNG (strøm 326) i figur 4. Utførelsen av denne oppfinnelsen er imidlertid ikke begrenset til anvendelse av CFZ eller fryseundertrykkende tilsetningsstoffer. Andre separasjonssystemer som nytter åpen-krets kjøling, kan anvendes i utførelsen av denne oppfinnelsen.

I denne detaljerte beskrivelsen av oppfinnelsen beskrives utforminger for separasjon av metan og karbondioksid ved anvendelse av CFZ eller Ryan/Holmes-prosessen. Denne oppfinnelsen kan imidlertid også anvendes for å separere andre gasser under driftsbetingelser der krystallinske faststoffer potensielt sett kan dannes. Oppfinnelsen kan anvendes for å separere komponenter med høy flyktighet fra hverandre i nærvær av en frysbar komponent med lavere flyktighet. Prosessen kan f.eks. anvendes for å separere en frysbar komponent med relativt lav flyktbarhet (f.eks. CO_2, H_2S, benzen) og CH_4 fra en komponent med høy flyktighet (f.eks. N_2) hvorved den frysbare komponenten og CH_4-et separeres ut som en væske i et enkelt delingstårn uten frysing av den frysbare komponenten. Denne oppfinnelsen kan også anvendes med andre prosesser som drives under betingelser der krystallinske faststoffer potensielt kan dannes.

En fagperson, og især en som kjenner beskrivelsen i dette patentet, vil se mange modifikasjoner og variasjoner av de spesifikke prosessene beskrevet over. Mange temperaturer og trykk kan f.eks. anvendes i samsvar med oppfinnelsen, avhengig av total utformingen til systemet og sammensetningen av fødegass. Fødegass-kjøletoget kan også suppleres eller rekonfigureres, avhengig av totalutformingskravene, for å oppnå optimal og virksom varmeveksling. Mer en én varmeveksler kan f.eks. anvendes og ekstra kjølere og andre

kjøleanordninger kan likeledes anvendes i tillegg til de to separatorene eksemplifisert i figur 2A, og fraksjoneringsanordninger kan ordnes som separatorer. Gitte prosesstrinn kan i tillegg gjennomføres ved å tilføre anordninger som kan byttes med de viste anordningene. Separering og kjøling kan f.eks. gjennomføres i en enkel anordning. Som nevnt over, skal ikke de spesifikk beskrevne utformingene og eksemplene begrense eller innskrenke omfanget av oppfinnelsen, hvilken skal bestemmes av kravene under og deres ekvivalenter.

P a t e n t k r a v

1. Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent gasstrøm
k a r a k t e r i s e r t v e d a t den omfatter trinnene:

(a) å introdusere en flerkomponent fødestrøm (10) inn i et separasjonssystem (11), der minst en del av systemet drives under faststoffdannende betingelser for minst én av komponentene i fødestrømmen;

(b) å ta ut en dampstrøm (12) fra en øvre region av separasjonssystemet (11);

(c) å komprimere (16) dampstrømmen til en strøm med høyere trykk og deretter kjøle (14) minst en del (19) av den komprimerte strømmen (18);

(d) å ekspandere (21) den kjølte komprimerte strømmen (20) for ytterligere å kjøle den komprimerte strømmen; og

(e) å føde (22) minst en del av den ekspanderte strømmen til separasjonssystemet (11) og regulere trykket i den komprimerte strømmen (19) fra trinn (c) og trykket i den ekspanderte strømmen (d) for å hindre dannelse av faststoffer i strømmen tilført separasjonssystemet for derved å tilveiebringe kjøling til minst en del av separasjonssystemet (11).

2. Fremgangsmåte ifølge krav 1,
k a r a k t e r i s e r t v e d a t dampstrømmen som tas ut i trinn (b), ledes i varmeveksling (14) med den komprimerte strømmen (19) fra trinn (c) for derved å varme dampstrømmen (12) fra trinn (b) og kjøle den komprimerte strømmen (19) fra trinn (c).

3. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t flerkomponent fødestrømmen (105) introduseres til en destillasjonsseksjon (191) i separasjonssystemet (190) hvor separasjonssystemet omfatter en fryseseksjon (192) over destillasjonsseksjonen.

4. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t separasjonssystemet (190) omfatter en første destillasjonsseksjon (193), en andre destillasjonsseksjon (191) under den første destillasjonsseksjon, og en frysesone (192) mellom den første og den andre destillasjonsseksjon, den ekspanderte strømmen (109) introduseres til den første destillasjonsseksjonen (193).

5. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t separasjonssystemet (190) omfatter en første destillasjonsseksjon (193), en andre destillasjonsseksjon (191) under den første destillasjonsseksjon, og en frysesone (192) mellom den første og andre destillasjonsseksjonen hvori den ekspanderte strømmen (109A) introduseres til frysesonen (192).

6. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t et fryseundertrykkende middel (23) introduseres til den ekspanderte strømmen (22) før den ekspanderte strømmen fødes til separasjonssystemet.

7. Fremgangsmåte ifølge krav 6, k a r a k t e r i s e r t v e d a t det fryseundertrykkende midlet omfatter etan, propan, butan, pentan, og høyere hydrokarboner, metanol, etanol, glykol, eller blandinger derav.

8. Fremgangsmåte ifølge krav 6, k a r a k t e r i s e r t v e d a t det fryseundertrykkende midlet (217) separeres fra et bunnprodukt (223)

fra separasjonssystemet og resirkuleres til den ekspanderte strømmen (216) før den ekspanderte strømmen fødes til separasjonssystemet (200).

9. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den videre omfatter å fjerne væske (315) og (353) fra separasjonssystemet (390), å kjøle væsken i en trykkekspansjonsanordning (336) og (337), og i det minste å delvis fordampe væsken ved varmeveksling med den komprimerte strømmen (323) fra trinn (c).

10. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den videre omfatter å fjerne væske (315) fra separasjonssystemet (390), å kjøle den fjernede væsken i en trykkekspansjonsanordning (351), og å kjøle flerkomponent fødestrømmen (301) før den kommer inn i separasjonssystemet (390) ved varmeveksling (333) med den avkjølte, fjernede væsken.

11. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den videre omfatter å kjøle fødestrømmen (301) i en ekspansjonsanordning (350) før den kommer inn i separasjonssystemet (390).

12. Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t trykket i den komprimerte strømmen (323) fra trinn (c) og trykket i den ekspanderte strømmen (d) (309) reguleres for å hindre at faststoffer dannes i strømmen (309B) tilført separasjonssystemet (3909 i trinn (e).

13. Fremgangsmåte ifølge krav 1, hvori separasjonssystemet omfatter en første destillasjonskolonne (190A) og en andre destillasjonskolonne (190B), der den første destillasjonskolonnen (190A) omfatter en destillasjonsseksjon (191) og en frysesone (192) over destillasjonsseksjonen, der den andre destillasjonskolonnen (190B) omfatter en destilla-

sjonsseksjon,
k a r a k t e r i s e r t v e d a t fødestrømmen (105) introduseres fra trinn (a) til den første destillasjonskolonnen (190A), å føde en damptoppstrøm (101) fra frysesonen til en lavere region av den andre destillasjonskolonnen (190B), å ta ut dampstrømmen (106) fra trinn (b) fra den andre destillasjonskolonnen, å føde den ekspanderte strømmen (109) fra trinn (d) til den øvre regionen av det andre separasjonssystemet, å ta ut en væskebunnstrøm (111) fra den andre destillasjonskolonnen, og å føde væskebunnstrømmen til frysesonen (192) i den første destillasjonskolonnen (190A).

14. Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent fødestrøm (100) inneholdende minst metan og en frysbar komponent som har en relativ flyktighet lavere enn den til metan,
k a r a k t e r i s e r t v e d a t den omfatter trinnene å:

(a) kjøle (133) flerkomponent fødestrømmen;

(b) introdusere flerkomponent fødestrømmen (105) til separasjonssystemet (190), hvilket separasjonssystem har en toppstrøm (106) anriket med metan og en bunnstrøm (115) anriket med den frysbare komponenten og der minst en del (192) av separasjonssystemet drives ved en temperatur og et trykk som ville fryse ut den frysbare komponenten;

(c) komprimere (160) og (161) og kjøle (145) minst en andel av toppstrømmen;

(d) ekspandere (158) minst en andel av den komprimerte og kjølte toppstrømmen, og føre minst en andel (109B) av den ekspanderte strømmen til den øvre sonen av separasjonssystemet, og derved tilveiebringe kjøling av den øvre andel av separasjonssystemet; og

(e) regulere trykket i den komprimerte og kjølte strømmen (108) fra trinn (c) og trykket i den ekspanderte strømmen (109) fra trinn (d) for å hindre at faststoffer dannes i toppstrømmen tilført separasjonssystemet (190).

15. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den komprimerte toppstrømmen (106) etter komprimeringen (160) av denne og før dennes ekspansjon (158), ledes i varmeveksling 145 med toppstrømmen (106) fra separasjonssystemet for derved å kjøle den komprimerte toppstrømmen (108) før dens ekspansjon (158).

16. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t fødestrømmen (100) før den kommer inn til separasjonssystemet (190), varmeveksles (130), (131) og (132) med en væske fra separasjonssystemet (190) for å tilveiebringe fraksjoneringskoking til den lavere delen av separasjonssystemet og å kjøle fødestrømmen.

17. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t et fryseundertrykkende middel (23) introduseres til den ekspanderte strømmen (22) fra trinn (d) før den ekspanderte strømmen fødes inn i separasjonssystemet 11.

18. Fremgangsmåte ifølge krav 17, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den fryseundertrykkende forbindelsen omfatter etan, propan, butan, pentan, og høyere hydrokarboner, metanol, etanol, glykol, eller blandinger derav.

19. Fremgangsmåte ifølge krav 17, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den fryseundertrykkende forbindelsen (217) separeres fra en bunnstrøm (223) fra separasjonsprosessen og resirkuleres til den

ekspanderte strømmen (216) før den ekspanderte strømmen fødes til separasjonssystemet (200).

20. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den videre omfatter å fjerne væske (315) fra separasjonssystemet (390), å kjøle væsken i en trykkekspansjonsanordning (353) og i det minste å delvis fordampe væsken gjennom varmeveksling (336) og (337) med den komprimerte toppstrømmen (323) fra trinn (c).

21. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den videre omfatter å fjerne væske (315) fra separasjonssystemet (390), å kjøle væsken i en trykkekspansjonsanordning (351), og å kjøle flerkomponent fødestrømmen (301) før den kommer inn til separasjonssystemet (390) ved varmeveksling (333) med den ekspanderte væske.

22. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t den videre omfatter å kjøle flerkomponent gasstrømmen (301) i en ekspansjonsanordning 350 før den kommer inn i separasjonssystemet 390.

23. Fremgangsmåte ifølge krav 14, k a r a k t e r i s e r t v e d a t trykket i toppstrømmen (306) reguleres for å hindre at faststoffer dannes i den ekspanderte strømmen (309) som returneres til separasjonssystemet (390).

24. Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent fødestrøm k a r a k t e r i s e r t v e d a t den omfatter trinnene:

(a) å introdusere fødestrømmen (100) til et separasjonssystem (190) der separasjonssystemet omfatter en første

destillasjonsseksjon (193), en andre destillasjonsseksjon (191) under den første destillasjonsseksjonen, og en frysesone (192) mellom den første og den andre destillasjonsseksjonen, og der minst en del av frysesonen drives under faststoffdannende betingelser for minst én komponent i fødestrømmen;

(b) å ta ut en dampstrøm (106) fra en øvre region av separasjonssystemet (190);

(c) å komprimere (160) dampstrømmen (106) til en strøm med høyere trykk og deretter kjøle (145) minst en del av den komprimerte strømmen;

(d) å ekspandere (158) den kjølte, komprimerte strømmen for å viderekjøle den komprimerte strømmen; og

(e) å føde (109B) minst en del av den ekspanderte strømmen (109) til den første destillasjonsseksjon (193) i separasjonssystemet for derved å tilveiebringe kjøling til minst en del av separasjonssystemet.

25. Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent gasstrøm,
k a r a k t e r i s e r t v e d a t den omfatter trinnene:

(a) å introdusere (100) fødestrømmen til et separasjonssystem (190) der separasjonssystemet omfatter en første destillasjonsseksjon (193), en andre destillasjonsseksjon (191) under den første destillasjonsseksjonen, og en frysesone (192) mellom den første og den andre destillasjonsseksjonen, og der minst en del av frysesonen drives under faststoffdannende betingelser for minst én komponent i fødestrømmen;

(b) å ta ut en dampstrøm (106) fra en øvre region av separasjonssystemet (190);

(c) å komprimere (160) dampstrømmen (106) til en strøm med høyere trykk og deretter kjøle (145) minst en del av den komprimerte strømmen;

(d) å ekspandere (158) den kjølte, komprimerte strømmen for å viderekjøle den komprimerte strømmen; og

(e) å føde (109A) minst en del av den ekspanderte strømmen (109) til frysesonen (192) i separasjonssystemet for derved å tilveiebringe kjøling til minst en del av separasjonssystemet.

26. Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent gasstrøm,
k a r a k t e r i s e r t v e d a t den består av trinnene:

(a) å introdusere fødestrømmen (301) til et separasjonssystem (390) der minst en del (392) av separasjonssystemet drives under faststoffdannende betingelser for minst én komponent i fødestrømmen;

(b) å ta ut en dampstrøm (306) fra en øvre region av separasjonssystemet;

(c) å komprimere (360) dampstrømmen til en strøm med høyere trykk og deretter kjøle (345) minst en del av den komprimerte strømmen;

(d) å ekspandere (358) den kjølte, komprimerte strømmen for å viderekjøle den komprimerte strømmen; og

(e) å føde minst en del av den ekspanderte strømmen (309) til separasjonssystemet for derved å tilveiebringe kjøling til minst en del av separasjonssystemet; og

(f) å fjerne væske (315) fra separasjonssystemet (390), å kjøle væsken i en trykkekspansjonsanordning (353), og minst

delvis å fordampe væsken gjennom varmeveksling (336) og (337) med den komprimerte strømmen fra trinn (c).

27. Fremgangsmåte ved separasjon av en flerkomponent gasstrøm,
karakterisert ved at den omfatter trinnene:

(a) å introdusere fødestrømmen (301) til et separasjonssystem (390) der minst en del (392) av separasjonssystemet drives under faststoffdannende betingelser for minst én komponent i fødestrømmen;

(b) å ta ut en dampstrøm (306) fra en øvre region av separasjonssystemet;

(c) å komprimere dampstrømmen (360) til en strøm med høyere trykk og deretter kjøle (345) minst en del av den komprimerte strømmen;

(d) å ekspandere (358) den kjølte, komprimerte strømmen for å viderekjøle den komprimerte strømmen; og

(e) å føde (309) minst en del av den ekspanderte strømmen til separasjonssystemet for derved å tilveiebringe kjøling til minst en del av separasjonssystemet; og

(f) å fjerne væske (315) fra separasjonssystemet, å kjøle den fjernede væsken i en trykkekspansjonsanordning (351), og å kjøle (333) flerkomponent fødestrømmen (301) før den kommer inn i separasjonssystemet gjennom varmeveksling med den kjølte, fjernede væsken.

28. Fremgangsmåte ved separasjon som anvender et separasjonssystem som omfatter en første destillasjonskolonne (190A) og en andre destillasjonskolonne (190B), der den første destillasjonskolonnen omfatter en destillasjonsseksjon (191) og en frysesone (192) over destillasjons-

seksjonen, og den andre destillasjonskolonnen (190B) omfatter en destillasjonsseksjon,
k a r a k t e r i s e r t v e d a t den omfatter trinnene:

(a) å introdusere en flerkomponent fødestrøm (100) til den første destillasjonskolonnen (190A), å føde en damptoppstrøm (101) fra frysesonen til en lavere region av den andre destillasjonskolonnen (190B), og der minst en del av separasjonssystemet drives under faststoffdannende betingelser for minst én komponent i fødestrømmen;

(b) å ta ut en dampstrøm (106) fra den andre destillasjonskolonnen i separasjonssystemet;

(c) å komprimere (160) dampstrømmen til en strøm med høyere trykk og deretter kjøle (145) minst en del av den komprimerte strømmen;

(d) å ekspandere (158) den kjølte, komprimerte strømmen for å viderekjøle den komprimerte strømmen;

(e) å føde (109) minst en del av den ekspanderte strømmen til den øvre delen av det andre separasjonssystemet (190B), for derved å tilveiebringe kjøling til minst en del av separasjonssystemet;

(f) å ta ut en væskebunnstrøm (111) fra den andre destillasjonskolonnen; og

(g) å føde væskebunnstrømmen (111) til frysesonen (192) i den første destillasjonskolonnen (190A).

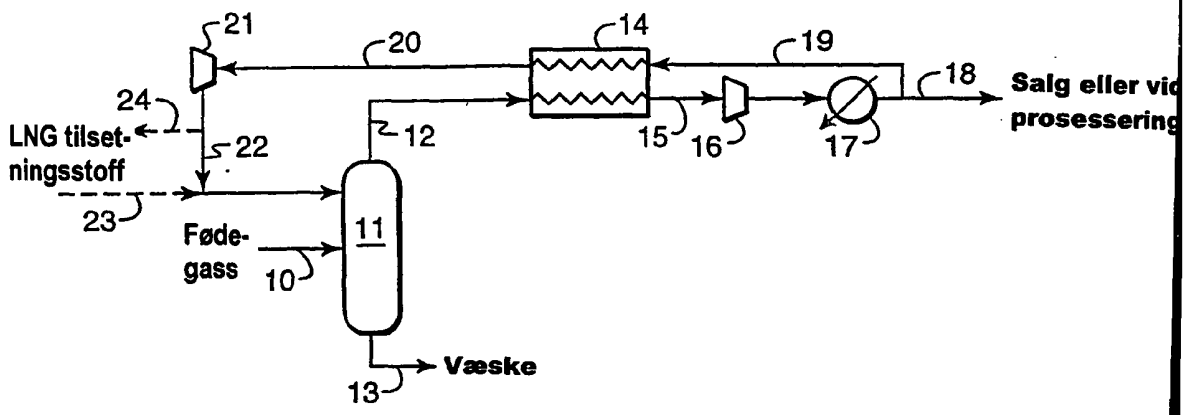

21
20
14
19
18
Salg eller vid
prosessering
24
LNG tilset-
ningsstoff
22
12
15
16
17
23
Føde-
gass
10
11
Væske
13

FIG. 1

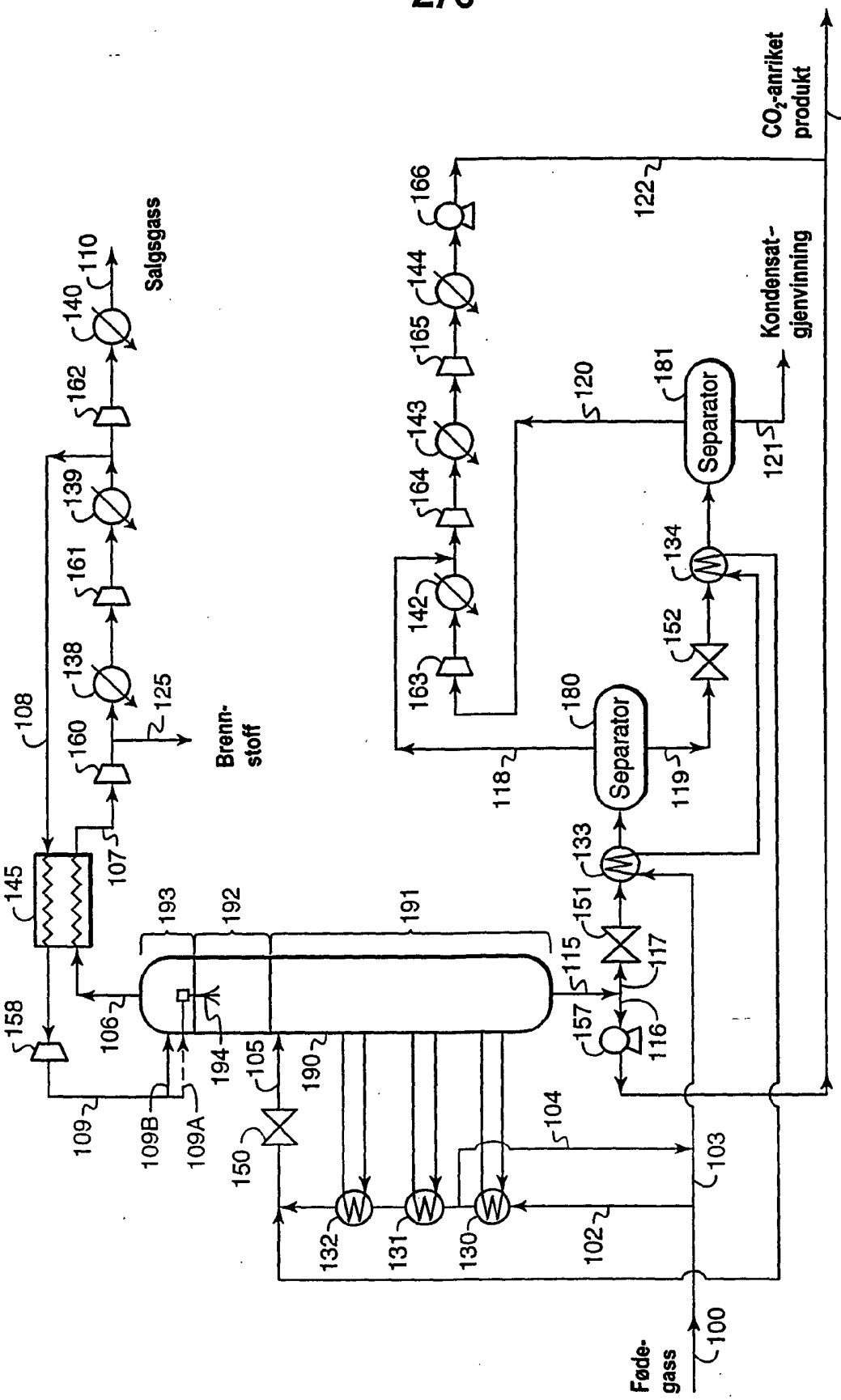
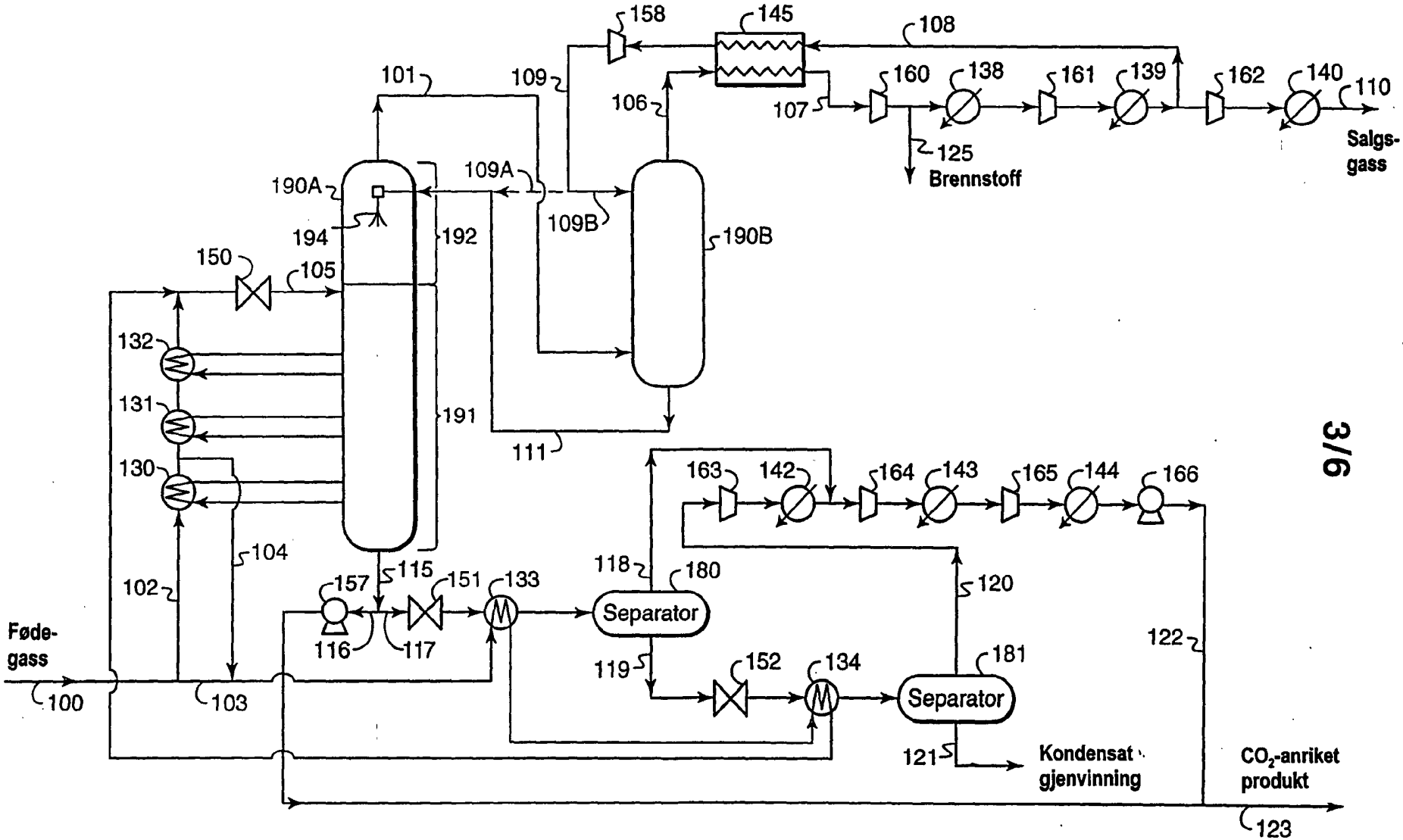

Salgsgass
Brenn-
stoff
Separator
Separator
Kondensat-
gjenvinning
CO_2-anriket
produkt
Føde-
gass
100
102
103
104
105
106
107
108
109
109A
109B
110
115
116
117
118
119
120
121
122
123
125
130
131
132
133
134
138
139
140
142
143
144
145
150
151
152
157
158
160
161
162
163
164
165
166
180
181
190
191
192
193
194

FIG. 2A



158
145
108
101
109
106
107
160
138
161
139
162
140
110
Salgs-
gass
125
Brennstoff
190A
109A
109B
190B
194
192
150
105
132
131
130
191
111
163
142
164
143
165
144
166
104
102
157
115
151
133
118
180
Separator
120
Føde-
gass
116
117
119
152
134
181
Separator
122
100
103
121
Kondensat
gjenvinning
CO_2-anriket
produkt
123

FIG. 2B

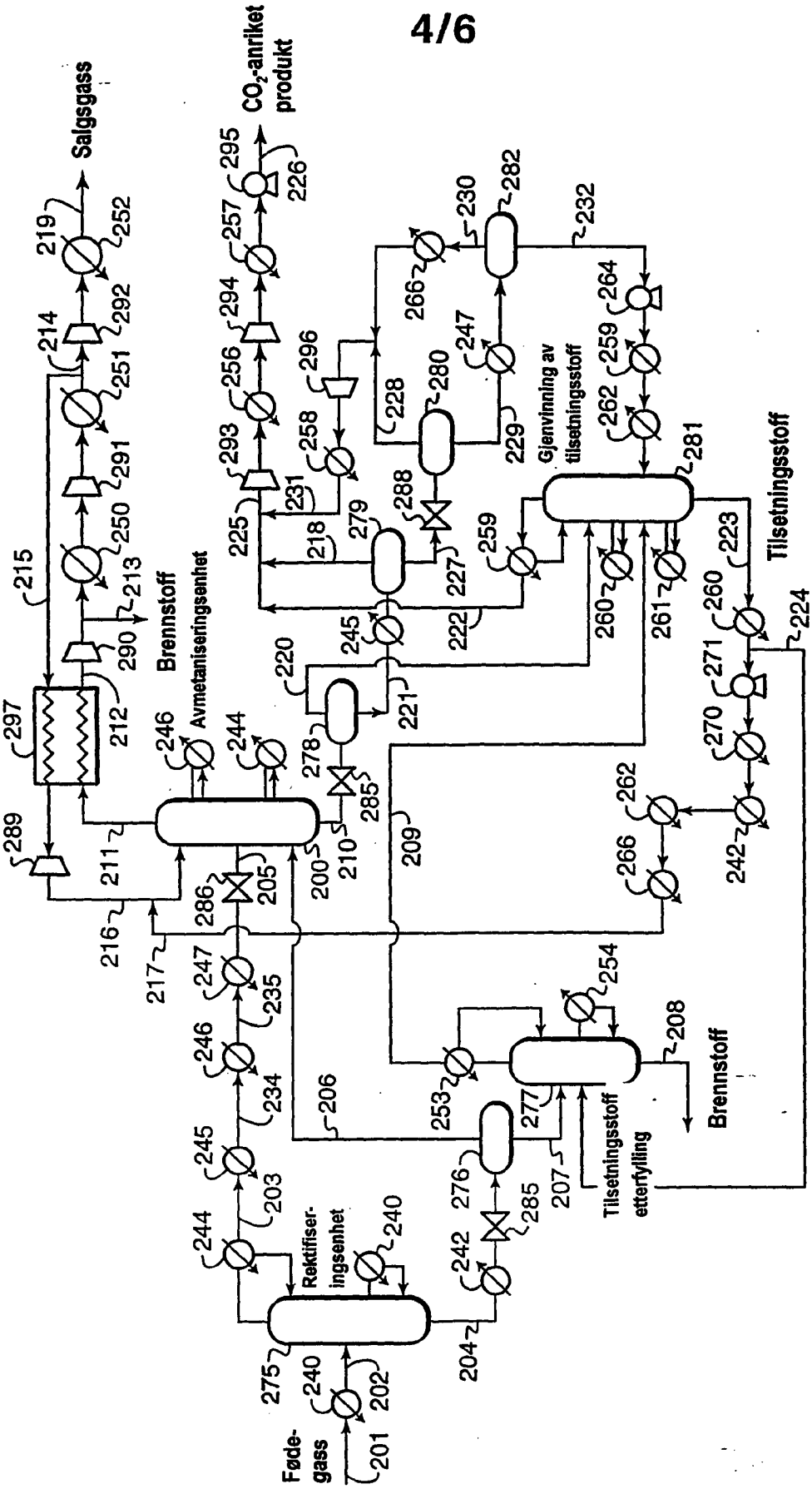

Salgsgass
CO_2-anriket produkt
Brennstoff
Avmetaniseringsenhet
Gjenvinning av tilsetningsstoff
Tilsetningsstoff
Rektifiseringsenhet
Føde-gass
Tilsetningsstoff etterfylling
Brennstoff

FIG. 3

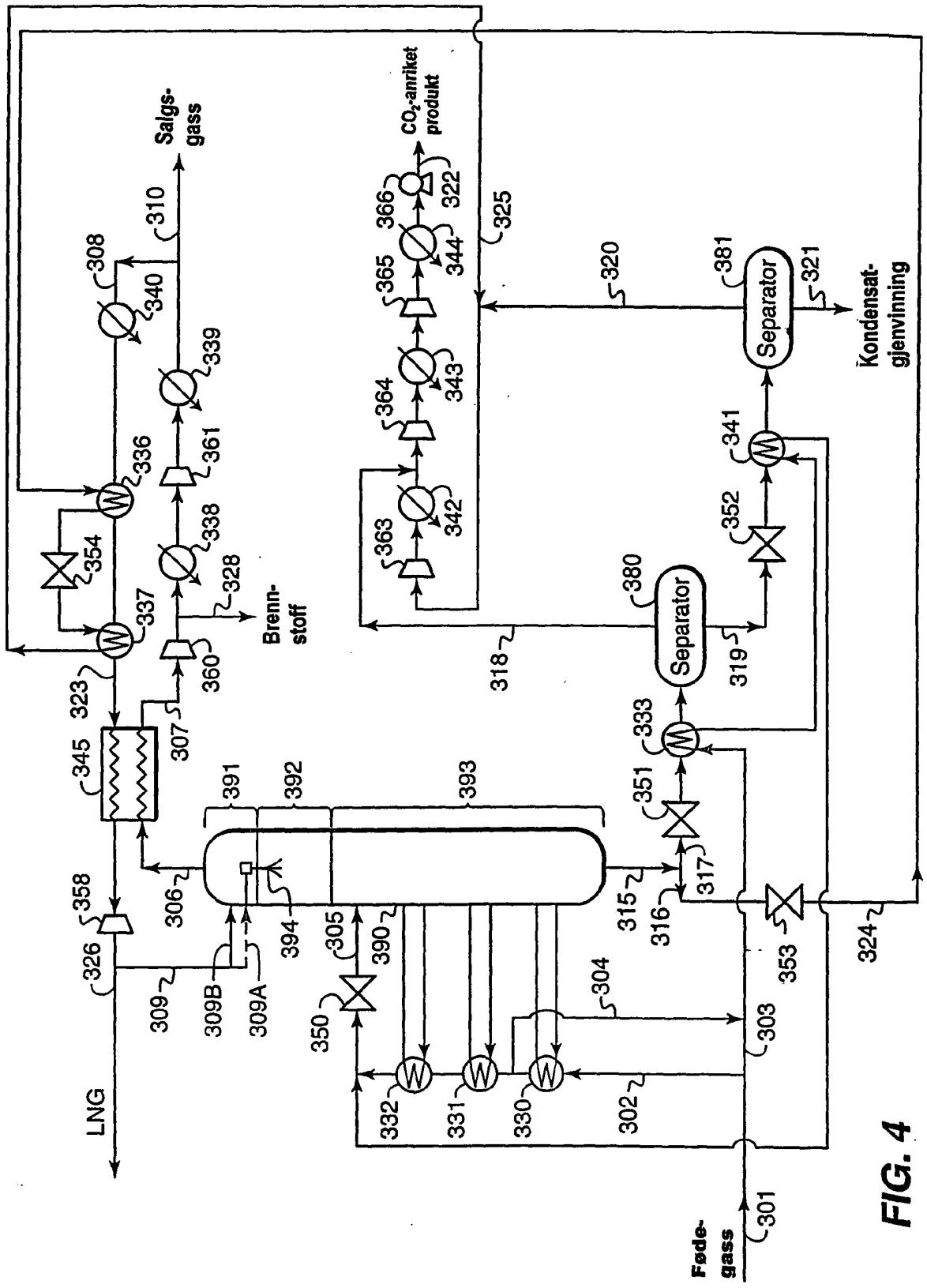

Salgs-gass
CO_2-anriket produkt
Brenn-stoff
Separator
Separator
Separator
Kondensat-gjenvinning
LNG
Føde-gass
301
302
303
304
305
306
307
308
309
309A
309B
310
315
316
317
318
319
320
321
322
323
324
325
326
328
330
331
332
333
338
339
340
341
342
343
344
345
350
351
352
353
354
358
360
361
363
364
365
366
380
381
390
391
392
393
394

FIG. 4

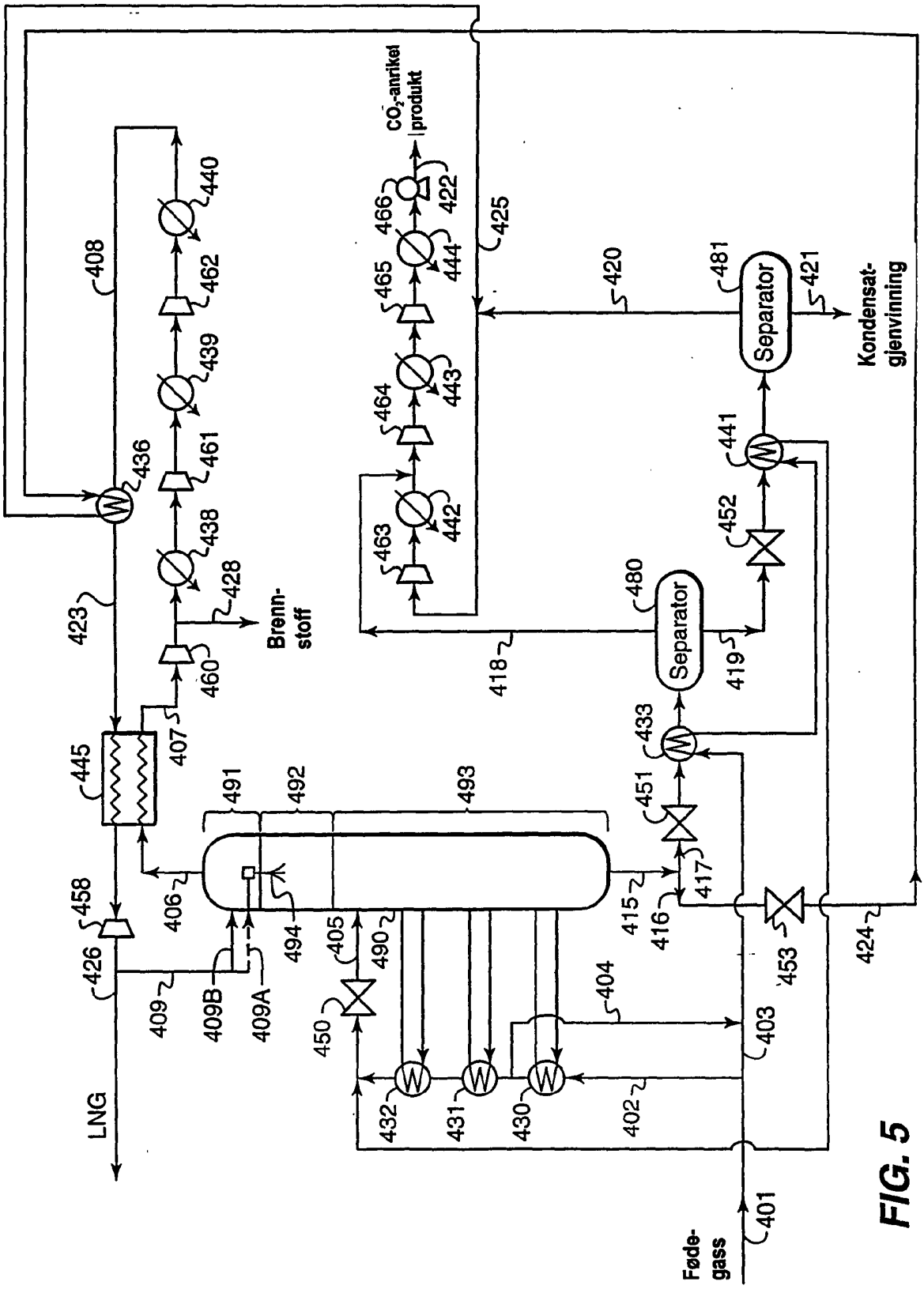

LNG
Føde-gass
Brenn-stoff
CO_2-anriket produkt
Kondensat-gjenvinning
Separator
Separator
401
402
403
404
405
406
407
408
409
409A
409B
410
411
412
413
414
415
416
417
418
419
420
421
422
423
424
425
426
427
428
430
431
432
433
436
438
439
440
441
442
443
444
445
450
451
452
453
458
460
461
462
463
464
465
466
480
481
490
491
492
493
494

FIG. 5