

Denne oppfinnelse vedrører en fremgangsmåte som angitt i krav 1's ingress.

BAKGRUNN

5 Grunnet de rene forbrenningskvalitetene og anvendeligheten er naturgass i løpet av de senere årene anvendt i stor grad. Mange naturgasskilder er lokalisert i fjerne områder, i stor avstand fra ethvert kommersielt marked for gassen. Noen ganger er en rørledning tilgjengelig for transport av
10 den produserte naturgass til et kommersielt marked. Dersom en rørledning ikke er mulig, prosesseres naturgassen ofte over i kondensert naturgass (som kalles LNG, "liquid natural gas") for transport til markedet.

Ett av de trekkene som skiller et LNG-anlegg fra andre er
15 den store kapitalinvesteringen som er nødvendig for anlegget. Utstyret som nyttes ved kondensering av naturgass er vanligvis relativt kostbart. Kondenseringsanlegget er bygget opp av flere basissystemer, inkluderende gassbehandling for å fjerne urenheter, kondensering, kjøling, kraftenhe-
20 ter, og lagrings- og skipslasteanlegg. Kostnadene for et LNG-anlegg varierer stort avhengig av plassering av anlegget, og et typisk konvensjonelt LNG-anlegg kan koste fra US\$ 5 mrd til US\$ 10 mrd, inkluderende kostnader ved feltutvikling. Anleggets kjølesystem kan stå for opptil 30 % av
25 kostnadene.

Ved design av et LNG-anlegg er de tre viktigste vurderingene 1) valg av kondenseringssyklus, 2) materialer som anvendes i beholdere, rør, og annet utstyr, og 3) prosess-trinnene for å omdanne naturgassføde til LNG.

30 LNG kjølesystemer er kostbare idet mye kjøleeffekt er påkrevet for å kondensere naturgass. En typisk naturgass introduseres i et LNG-anlegg ved trykk fra 4830 kPa til 7600

kPa og ved temperaturer fra 20°C til 40°C. Naturgass, som hovedsaklig er metan, kan ikke kondenseres ved kun å øke trykket hvilket er tilfellet ved andre tyngre hydrokarboner anvendt i energiformål. Den kritiske temperaturen til metan er -82,5°C. Dette betyr at metan kun kan kondenseres under denne den temperaturen uavhengig av trykket. Siden naturgass er en blanding av gasser, kondenseres den over et område av temperaturer. Den kritiske temperaturen til naturgass er mellom -85°C og -62°C. Naturgasskomposisjoner kondenserer typisk i temperaturområdet fra -165°C og -155°C ved atmosfærisk trykk. Siden kjøleutstyr er en så vesentlig del av LNG anleggskostnadene, er stor innsats lagt ned for å redusere kjølekostnadene.

Av de mange kjølesykluser som har blitt anvendt ved kondensering av naturgass er de tre mest vanlige typene idag: 1) ekspansjonssyklus, hvilken ekspanderer gass fra høyt trykk til lavt trykk med korresponderende reduksjon i temperatur, 2) flerkomponent kjølesyklus, hvilken anvender et flerkomponent kjølemiddel i spesielt konstruerte varmevekslere, og 3) kaskadesyklus, hvilken anvender flere enkeltkomponent kjølemidler i varmevekslere som er arrangert til progressivt å redusere temperaturen i gassen til en kondenserings-temperatur. De fleste kondenseringssykluser for naturgass nytter variasjoner eller kombinasjoner av disse tre basistypene.

I kaskadesystemet anvendes vanligvis to eller flere kjølesløyfer, der det ekspanderte kjølemidlet fra ett trinn anvendes for å kondensere det komprimerte kjølemiddel i det neste trinnet. I hvert suksessive trinn anvendes et lettere, mer flyktig kjølemiddel som ved ekspansjon tilveiebringer et høyere nivå av kjøling og derfor kan kjøle til en lavere temperatur. For å redusere kraftbehovet til kompressorene deles hver kjølesløyfe typisk inn i flere trykktrinn (tre eller flere trinn felles). Trykktrinnene har den virkning at de deler kjølearbeidet inn i flere temperaturtrinn. Propan, etan, etylen og metan anvendes vanligvis

som kjølemidler. Siden propan kan kondenseres ved relativt lavt trykk av luft- eller vannkjøleren, er propan vanligvis kjølemiddel i det første trinnet. Etan eller etylen kan anvendes som kjølemiddel i det andre trinnet. For å kondensere etanet som kommer ut fra etankompressorene er det behov for et kjølemiddel med lav temperatur. Propan tilveiebringer denne lavtemperaturkjølefunksjonen. Dersom metan anvendes som kjølemiddel i det siste trinnet, anvendes etan tilsvarende for å kondensere metanet som kommer ut fra metankompressoren. Propankjølesystemet anvendes derfor for å kjøle fødegassen og kondensere etankjølemiddel, og etan anvendes videre for å kjøle fødegassen og å kondensere metankjølemiddel.

Materialer som anvendes i konvensjonelle LNG-anlegg bidrar også til anleggets kostnader. Beholdere, rør, og annet utstyr som anvendes i LNG-anlegg er vanligvis bygget, i det minste delvis, av aluminium, rustfritt stål eller høynikkel stål for å gi nødvendig styrke og bruddstyrke ved lave temperaturer.

I konvensjonelle LNG-anlegg må vann, karbondioksid, svovel-inneholdende forbindelser så som hydrogensulfid og andre sure gasser, n-pentan og tyngre hydrokarboner inkludert bensen i vesentlig grad fjernes fra naturgassprosessen ned til ppm-nivå. Noen av disse forbindelsene vil fryse og forårsake problemer med plugging i prosessutstyret. Andre forbindelser, så som de inneholdende svovel, fjernes typisk for å møte salgsspesifikasjoner. I et konvensjonelt LNG-anlegg er utstyr for gassbehandling påkrevet for å fjerne karbondioksid og sure gasser. Gassbehandlingsutstyret nytter typisk en kjemisk og/eller fysikalsk løsningsmiddel regenerativ prosess og krever omfattende kapitalinvesteringer. Driftskostnadene er også høye. Tørresjikt dehydratorer, så som molekylsikter, er nødvendig for å fjerne vanndampen. En skrubberkolonne og fraksjoneringsutstyr nyttes vanligvis for å fjerne de hydrokarbonene som tendenserer å forårsake problemer med plugging. Kvikksølv blir også fjernet i et

konvensjonelt LNG-anlegg da det kan forårsake skader på utstyr laget av aluminium. En stor del av nitrogenet som kan finnes i naturgass fjernes i tillegg etter prosessering siden nitrogen ikke forblir i væskefase under transport av konvensjonell LNG og siden nitrogengass i LNG-beholderne ved levering av LNG er uønsket.

SAMMENDRAG AV OPPFINNELSEN

Flytendegjøring av en trykksatt, metanrik gasstrøm utføres ved at gasstrømmen innføres i varmevekslekontakt med en første kjølesyklus, omfattende minst ett kjøletrinn hvor temperaturen for gassen reduseres gjennom varmeveksling med en første del av et første kjølemiddel til å gi en avkjølt gasstrøm, fremgangsmåten er særpreget med det som er angitt i krav 1's karakteriserende del, nemlig

(a) å innføre den avkjølte gasstrøm (18) i varmevekslekontakt med en andre kjølesyklus (33) omfattende minst ett kjøletrinn hvor temperaturen for den avkjølte gasstrømmen reduseres ytterligere ved varmeveksling med et andre kjølemiddel til å gi en flytendegjort metanrik strøm (19), det andre kjølemiddel har et kokepunkt lavere enn kokepunktet til det første kjølemiddel, og det andre kjølemiddel avkjøles delvis og kondenseres ved varmeveksling med en andre del av det første kjølemiddel for å gi et væskeprodukt med en temperatur over ca. -112°C og et trykk tilstrekkelig til at den flytendegjorte strøm er ved eller under dens boblepunkt; og

(b) å innføre den flytendegjorte strømmen til en lageranordning (41) for lagring ved en temperatur over ca. -112°C .

Ytterligere trekk fremgår av kravene 2-10.

Fremgangsmåten i foreliggende oppfinnelse kan anvendes både ved initiell kondensering av naturgassen ved tilførselskil-

den for lagring eller transportering og for å rekondensere naturgassdamper avgitt under lagring og skipsopplasting. Ifølge dette er et mål ved denne oppfinnelsen å tilveiebringe et forbedret kondenseringssystem for kondensering eller rekondensering av naturgass. Et annet mål ved denne oppfinnelsen er å tilveiebringe et forbedret kondenserings-system hvori vesentlig mindre kompresjonskraft er nødvendig enn i tidligere kjente systemer. Enda et ytterligere mål ved oppfinnelsen er å tilveiebringe en forbedret kondenseringsprosess som er økonomisk og virksom i drift. Den svært lave kjøletemperaturen i konvensjonelle LNG-prosesser er meget kostbar sammenlignet med den relativt lite omfattende kjølingen som er nødvendig ved produksjonen av PLNG i sam-svar med utførelsen av denne oppfinnelsen.

15 KORT BESKRIVELSE AV FIGURENE

Foreliggende oppfinnelse og dens fordeler vil forstås bedre ved henvisning til den følgende detaljerte beskrivelse og de vedlagte figurene, som er skjematisk flytdiagrammer over representative utforminger av oppfinnelsen.

20 Figur 1 er et skjematisk flytdiagram av én utforming av prosessen av denne oppfinnelsen som viser et tosløyfekaskadekjølesystem for å produsere PLNG.

Figur 2 er et skjematisk flytdiagram av en andre utforming av denne oppfinnelsen, som illustrerer en prosess for å 25 kondensere avkølt gass og å fjerne tyngre hydrokarboner.

Figur 3 er et skjematisk flytdiagram av en tredje utforming av denne oppfinnelsen.

Flytdiagrammene illustrert i figurene presenterer ulike utforminger for utførelse av prosessen i denne oppfinnelsen. 30 Figurene er ikke ment å ekskludere andre utforminger, som er et resultat av normale og forventede modifikasjoner av disse spesifikke utformingene, fra omfanget av denne opp-

finnelsen. Ulike påkrevde undersystemer, så som pumper, ventiler, flytstrømblandere, reguleringssystemer og sensorer er utelatt fra figurene for forenkling og klarhet av presentasjonen.

5 BESKRIVELSE AV DE FORETRUKNE UTFORMINGENE

Foreliggende oppfinnelse anvender et kaskadekjølesystem for å kondensere naturgass for å produsere et metanrikt væskeprodukt med en temperatur over ca. $-112\text{ }^{\circ}\text{C}$ og et trykk tilstrekkelig til at væskeproduktet er ved eller under dets boblepunkt. Dette metanrike produktet omtales ofte i denne beskrivelsen som trykksatt, flytende naturgass (PLNG). Betegnelsen "boblepunkt" er den temperaturen og det trykket der væsken begynner å omdannes til gass. Dersom et gitt volum PLNG f.eks. holdes ved konstant trykk mens temperaturen økes, er temperaturen der bobler av gass begynner å dannes i PLNG boblepunktet. Dersom et gitt volum PLNG tilsvarende holdes ved konstant temperatur mens trykket reduseres, er trykket der gass begynner å dannes boblepunktet. Ved boblepunktet er blandingen en mettet væske.

Anvendelse av et kaskadekjølesystem i samsvar med foreliggende oppfinnelse krever mindre kraft for å kondensere naturgassen enn tidligere kaskadekjøleprosesser, og utstyret som anvendes i fremgangsmåten i denne oppfinnelsen, kan lages av mindre kostbare materialer. Kjente teknikker som produserer LNG ved atmosfærisk trykk og som har temperaturer ned mot $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$, krever til sammenligning at minst en del av prosessutstyret lages av kostbare materialer for sikker drift.

Energien som er nødvendig for kondensering av naturgassen i utførelsen av denne oppfinnelsen er mye lavere enn den energien som kreves i et konvensjonelt LNG-anlegg. Reduksjonen i nødvendig kjøleenergi i prosessen ifølge foreliggende oppfinnelse medfører store reduksjoner i kapitalkostnader, proporsjonalt lavere driftskostnader og gir økt

virkningsgrad og regularitet, hvilket således i stor grad fremmer økonomien ved produksjon av flytende naturgass.

Ved rådende driftstrykk og -temperaturer i foreliggende oppfinnelse kan ca. 3,5 vekt% nikkelstål anvendes i rør og
5 utstyr i den kaldeste delen av kondenseringsprosessen mens det mer kostbare 9 vekt% nikkel eller aluminium er nødvendig i det samme utstyret i en konvensjonell LNG-prosess. Dette representerer en annen vesentlig kostreduksjon knyttet til prosessen i denne oppfinnelsen sammenliknet med
10 tidligere LNG-prosesser.

Den første vurderingen i kryogenisk prosessering av naturgass er kontaminering. Ubehandlet naturgassføde som er vel-egnet for prosessen i denne oppfinnelsen kan omfatte naturgass oppnådd fra en råoljebrønn (assosiert gass) eller fra
15 en gassbrønn (ikke-assosiert gass). Sammensetningen av naturgass kan variere i stor grad. Som brukt heri inneholder en naturgasstrøm metan (C_1) som en hovedkomponent. Naturgassen vil typisk også inneholde etan (C_2), høyere hydrokarboner (C_{3+}), og mindre mengder av kontaminanter så som
20 vann, karbondioksid, hydrogensulfid, nitrogen, butan, hydrokarboner med seks eller flere karbonatomer, smuss, jernsulfid, voks, og råolje. Løseligheten av disse kontaminantene varierer med temperatur, trykk og sammensetning. Ved kryogene temperaturer kan CO_2 , vann og andre kontami-
25 nantar danne faste stoffer som kan tette kanaler i kryogene varmevekslere. Disse potensielle problemene kan unngås ved å fjerne slike kontaminanter dersom betingelser som ligger innenfor fast fase temperatur-trykk fasegrensene for deres rene komponent forutses. I den følgende beskrivelsen
30 av oppfinnelsen antas det at naturgasstrømmen er passende behandlet for å fjerne sulfider og karbondioksid og tørket for å fjerne vann gjennom anvendelse av konvensjonelle og velkjente prosesser for å gi en "søt, tørr" naturgasstrøm. Dersom naturgasstrømmen inneholder tyngre hydrokarboner som
35 kan fryse ut ved kondenseringen eller dersom de tyngre hydrokarbonene er uønsket i PLNG'en kan de tyngre hydrokarbo-

nene fjernes gjennom en fraksjoneringsprosess før produksjon av PLNG som beskrives mer i detalj under.

En fordel ved foreliggende oppfinnelse er at de høyere driftstemperaturene muliggjør at naturgassen kan ha høyere konsentrasjoner av frysbare komponenter enn hva som ville ha vært mulig i en konvensjonell LNG-prosess. I et konvensjonelt LNG-anlegg som produserer LNG ved -160°C må for eksempel CO_2 konsentrasjonen være lavere enn ca. 50 ppm for å unngå fryseproblemer. Ved å holde prosessstemperaturen over ca. -112°C kan naturgassen i kondenseringsprosessen i denne oppfinnelsen til sammenlikning inneholde CO_2 i mengder opp mot 1,4 mol% CO_2 uten å forårsake fryseproblemer.

I tillegg trenger ikke moderate mengder nitrogen i naturgassen å fjernes i prosessen i denne oppfinnelsen fordi nitrogen vil forbli i væskefasen sammen med de kondenserte hydrokarbonene ved driftstrykkene og temperaturene i foreliggende oppfinnelse. Muligheten til å redusere eller i noen fall å fjerne utstyret som er nødvendig for gassbehandling og nitrogenavvisning dersom naturgassammensetningen tillater det representerer vesentlige tekniske og økonomiske fordeler. Disse og andre fordeler ved oppfinnelsen vil forstås bedre ved henvisning til figurene.

I figur 1 kommer trykksatt naturgassfødestrøm 10 fortrinnsvis inn i kondenseringsprosessen ved et trykk over ca. 1724 kPa og mer foretrukket over ca. 4830 kPa, og fortrinnsvis ved temperaturer under ca. 40°C ; men ulike trykk og temperaturer kan imidlertid anvendes om ønskelig, og systemet kan passende modifiseres ifølge dette av fagpersoner som er kjent med beskrivelsene i denne oppfinnelsen. Dersom gasstrømmen 10 er under ca. 1724 kPa, kan den trykkeses ved en egnet kompresjonsanordning (ikke vist) som kan omfatte én eller flere kompressorer.

Fødestrømmen 10 ledes gjennom en serie av varmevekslere, fortrinnsvis to varmevekslere 30 og 31, hvilke kjøles av en

første kjølesyklus 32. Kjølesyklus 32 kjøler fødestrømmen 10 i varmevekslerne 30 og 31, og kjøler kjølemiddel i en andre kjølesyklus 33 som er nedstrøms i kondenseringsprosessen. Kjølesyklus 33 kjøler ytterligere naturgassen i en serie av varmevekslere, fortrinnsvis tre vekslere 37, 38 og 39, som vist i figur 1. Utformingen og driften av kjølesykluserne 32 og 33 er vel kjent blant fagpersoner, og detaljer omkring driften kan finnes i kjent teknikk. Kjølemiddel i den første kjølesyklusen 32 er fortrinnsvis propan, og kjølemiddel i den andre kjølesyklusen 33 er fortrinnsvis etylen. Eksempler på kaskadekjølesystemer er beskrevet i US-patent 3 596 472; Plant Processing of Natural Gas, utgitt av the Petroleum Extension Service, The University of Texas at Austin, TX (1974); og Harper, E.A. et al., Trouble Free LNG, Chemical Engineering Progress, vol. 71, nr. 11 (1975).

Kondensert naturgasstrøm 19 som strømmer ut fra den siste varmeveksleren 39 i samsvar med utførelsen av denne oppfinnelsen, har en temperatur over -112°C og et trykk tilstrekkelig til at væskeproduktet er ved eller under dets boblepunkt. Dersom trykket i strøm 10 idet det strømmer ut fra det siste trinnet i den andre kjølesyklusen er høyere enn trykket nødvendig for å holde strøm 10 i væskefase, kan strøm 10 eventuelt ledes gjennom én eller flere ekspansjonsanordninger, så som en hydraulisk turbin 40, for å produsere et PLNG-produkt med lavere trykk, men fremdeles med en temperatur over ca. -112°C og et trykk tilstrekkelig til at væskeproduktet er ved eller under dets boblepunkt. PLNG sendes deretter (strøm 20) til en velegnet transport- eller lagringsanordning 41, så som en velegnet rørledning eller en frakter, så som et PLNG-skip, en tankbil eller en jernbanevogn.

Figur 2 illustrerer en annen utforming av oppfinnelsen, og i denne og utformingene vist i figurene 1 og 3 har delene med like nummertall også de samme prosessfunksjonene. Fagpersoner vil se at prosessutstyr fra én utforming til en annen kan variere i størrelse og kapasitet for å behandle

ulike strømningsrater, temperaturer og sammensetninger. I figur 2 kommer en fødegasstrøm inn i systemet gjennom linje 10 og ledes gjennom varmevekslerne 30 og 31, hvilke kjøles av en første kjølesyklus 32. Kjølesyklus 32 kjøler føde-
5 strømmen 10 og kjøler kjølemiddel i en andre kjølesyklus 33, hvilken er ytterligere nedstrøms i kondenseringsprosessen.

Etter at fødegassen kommer ut fra den siste varmeveksleren 31, introduseres den til en konvensjonell faseseparator 34.

10 En væskestrøm 11 strømmer ut fra bunnen av separatoren og ledes til en konvensjonell avmetaniseringsenhet 35. Avmetaniseringsenheten produserer en toppdampstrøm 12 som er rik på metan og en bunnvæskestrøm 13 som hovedsakelig er naturgassvæsker (NGL, natural gas liquids), hovedsakelig etan,
15 propan, butan, pentan og tyngre hydrokarboner. Bunnstrømmen 13 fra avmetaniseringsenheten ledes til et konvensjonelt fraksjoneringsanlegg 36, og den alminnelige driften av dette er kjent blant fagpersoner. Fraksjoneringsanlegget 36 kan omfatte én eller flere fraksjoneringskolonner (ikke
20 vist i figur 2) som separerer væskebunnstrømmen 13 over i forutbestemte mengder av etan, propan, butan, pentan og heksan. Disse væskene tas ut fra fraksjoneringsanlegget 36 som kondensatprodukter, hvilke kollektivt er avbildet i figuren som strøm 14. Toppstrømmer fra fraksjoneringsanlegget
25 36 er rike på etan og andre lettere hydrokarboner. Disse toppstrømmene er kollektivt vist i figur 2 som strøm 15. Fraksjoneringsanlegget omfatter fortrinnsvis flere fraksjoneringskolonner (ikke vist), så som en avetaniseringskolonne som produserer etan, en avpropaniseringskolonne
30 som produserer propan og en avbutaniseringskolonne som produserer butan, hvilke kan anvendes som kjølemiddeletterfylling for kaskadekjølesystemet (første og andre kjølesykluser 32 og 33) eller ethvert annet velegnet kjølesystem. Kjølemiddeletterfyllingsstrømmene er kollektivt vist i fi-
35 gur 2 som linje 16. Dersom fødestrøm 10 inneholder høye konsentrasjoner av CO₂, kan det være, selv om dette ikke er vist i figur 2, at én eller flere av kjølemiddeletterfyl-

lingsstrømmene må behandles for å fjerne CO₂ for å unngå potensielle tettingsproblemer i kjøleutstyret. Dersom CO₂-konsentrasjonen i fødestrømmen overstiger ca. 3 mol%, inkluderer fraksjoneringsanlegget 36 fortrinnsvis en CO₂-fjerningsprosess.

Den metanrike strømmen 17 fra separator 34, den metanrike strømmen 12 fra avmetaniseringsenheten 35 og strøm 15 fra fraksjoneringsanlegg 36 kombineres og ledes som strøm 18 til en serie av varmevekslere 37, 38 og 39 for å kondensere naturgassen. Kjøling til varmevekslerne 37, 38 og tilveiebringes av den andre kjølesyklusen 33 beskrevet ovenfor. Selv om kjølemediene i den første og den andre kjølesyklusen 32 og 33 sirkulerer i et lukket kretssystem, kan kjølemedier dersom de tapes fra systemet gjennom lekkasjer etterfylles med kjølemedier fra fraksjoneringsanlegget 36 (linje 16). I kondenseringsprosessen illustrert i figur 2 er kun to sykluser i et kaskadesystem nødvendig for å kjøle naturgasstrømmen 10 i samsvar med utførelsen av denne oppfinnelsen.

Kondensert naturgasstrøm 19 som strømmer ut fra den siste varmeveksleren 39, ledes gjennom én eller flere ekspansjonsanordninger, så som hydraulisk turbin 40, for å produsere PLNG-produkt ved en temperatur over ca. -112 °C og et trykk tilstrekkelig til at væskeproduktet er ved eller under dets boblepunkt. PLNG sendes deretter i linje 20 til en velegnet lagringsanordning 41.

Ved lagring, transport og håndtering av kondensert naturgass kan en stor del avkølt gass som skyldes fordamping av kondensert naturgass forekomme. Denne oppfinnelsen er særlig velegnet for kondensering av avkølt gass fra PLNG. Prosessen i denne oppfinnelsen kan eventuelt rekondensere slik avkølt gass. I figur 2 kan avkølt gass introduseres til prosessen i denne oppfinnelsen gjennom linje 21. Eventuelt kan en del av strøm 21 tas ut som strøm 22 og ledes gjennom en varmeveksler 42 for å kjøle dampstrømmen 18 og å varme

den uttatte avkokte gassen for senere anvendelse som brennstoff i kondenseringsanlegget. Den gjenværende delen av strøm 21 ledes gjennom en konvensjonell kompressor 43 for å komprimere den avkokte gassen til omtrent det trykket som er i dampstrøm 18, og kombineres deretter med strøm 18.

Figur 3 illustrerer en annen utforming av foreliggende oppfinnelse. Prosessen illustrert i figur 3 er tilsvarende prosessen beskrevet ovenfor med hensyn til figur 2, med unntak av at i figur 3 ledes strøm 18 gjennom en kompressor 44, og den komprimerte dampstrømmen 18 ledes deretter gjennom varmevekslerne 45 og 46, hvilke kjøles av et kjølemiddel fra den første kjølesyklusen 32.

Som vist i figur 3, kan avkokt gass eventuelt introduseres til strøm 18 etter at strøm 18 er avkjølt av den første kjølesyklusen 32, og før den kjøles av den andre kjølesyklusen 33. Minst en del av avkokt gasstrøm 21 komprimeres i en konvensjonell kompressor 43, og den komprimerte gassen (strøm 23) kjøles i varmeveksler 42, hvilken er kjølt av strøm 22 som er tatt ut fra strøm 21. Strøm 22 kan anvendes som brennstoff i kondenseringsanlegget etter at den er varmet i varmeveksler 42.

Selv om figurene 2 og 3 viser at den avkokte gassen introduseres til kondenseringsprosessen på et punkt etter fraksjoneringstrinnene og før kjøletrinnene i den andre kjølesyklusen, kan den avkokte gassen i utførelsen av denne oppfinnelsen introduseres til gasstrømmen som skal kondenseres ved ethvert punkt i prosessen fra før veksler 30 til etter veksler 39 og før ekspansjonsenhet 40.

Denne oppfinnelsen er ikke begrenset til noen type varmeveksler, men grunnet økonomi foretrekkes plate-kjøleribbevekslere og kaldboksvarmevekslere. Alle strømmer som inneholder både væske- og dampfaser, hvilke sendes til varmevekslerne, har fortrinnsvis både væske- og dampfasene likt fordelt over tverrsnittsarealet i kanalene de kommer inn i.

For å oppnå dette foretrekkes det å tilveiebringe fordelingsapparater for individuelle damp- og væskestrømmer. Separatorene kan tilføyes flerfasestrømmene som påkrevd for å dele strømmene opp i væske- og dampstrømmer. Slike separatorene kan tilføyes prosessen illustrert i figurene 2 og 3 før varmevekslerne 38 og 39.

EKSEMPEL

En simulert masse masse- og energibalanse ble utført for å illustrere utformingene illustrert i figurene, og resultatene vises i tabellene under.

Dataene ble oppnådd ved anvendelse av et kommersielt tilgjengelig prosesssimuleringsprogram ved navn HYSYS™, men andre kommersielt tilgjengelige prosesssimuleringsprogrammer kan imidlertid anvendes for å utvikle dataene, inkludert f.eks. HYSIM™, PROII™ og ASPEN PLUS™, som alle er kjent blant fagpersoner. Dataene som presenteres i tabell 1, er vist for å gi en bedre forståelse av utformingene vist i figur 1, men oppfinnelsen er ikke ment begrenset av dette. Temperaturene og strømningsratene er ikke ment å være begrensende for oppfinnelsen, hvilken kan ha mange variasjoner i temperaturer og strømningsrater ut fra beskrivelsene heri. I denne utformingen er den første kjølesyklusen 32 et propansystem, og den andre kjølesyklusen er et etylen-system.

Dataene i tabell 2 er gitt for å tilveiebringe en bedre forståelse av utformingene vist i figur 2. I denne utformingen er den første kjølesyklusen 32 et propansystem, og det andre kjølesystemet er et etansystem.

Ved anvendelse av basisprosessflytdiagrammet vist i figur 1 og anvendelse av den samme fødestrøms sammensetningen og temperaturen var den nødvendige totalt installerte effekten for å produsere konvensjonell LNG (ved nær atmosfærisk effekt og en temperatur på -160 °C), mer enn det dobbelte av

totalt installert effekt for å produsere PLNG ved anvendelse av utformingen vist i figur 1: 177 927 kW (238 600 hp) for å produsere LNG mot 75 839 kW (101 700 hp) for å produsere PLNG. Denne sammenligningen ble utført ved anvendelse
5 av HYSYS™-prosesssimulatoren.

Tabell 1

Strøm	Fase	Trykk		Temperatur		Strømnings- rate		Sammensetning, mol%					
		kPa	psia	°C	°F	kgmol/ hr	lbmol/ hr	C ₁	C ₂	C ₃₊	CO ₂	N ₂	
10	D/V	5516	800	4,4	40	36707	80929	92,6	3,9	2,48	0,98	0,04	
11	V	8378	780	-34,4	-30	1285	2833	38,13	9,61	50,97	1,29	0	
12	D	5364	778	-34,4	-30	437	1043	94,6	3,69	0,73	0,97	0,01	
13	V	5378	780	187,8	370	817	1801	5,43	13,04	80,05	1,48	0	
14	V	138	20	26,7	80	553	1219	0	0	100	0	0	
15	D/V	5295	768	71,7	161	224	494	19,54	46,61	33,85	0	0	
16	V	3378	490	13,3	56	25	55	0	2,73	97,26	0,01	0	
17	D	5378	780	-34,4	-30	35422	78096	94,58	3,69	0,72	0,97	0,04	
18	D	5295	768	-29,4	-21	36120	79634	94,11	3,96	0,93	0,96	0,04	
19	V	5019	728	-92,8	-135	37469	82609	94,29	3,84	0,89	0,94	0,04	
20	V	2861	415	-95,6	-140	37469	82609	94,29	3,84	0,89	0,94	0,04	
21	D	2827	410	-90,0	-130	2724	6007	99,11	0,46	0,01	0,28	0,14	
22	D	2827	410	-90,0	-130	1375	3031	99,11	0,46	0,01	0,28	0,14	

TABELL 1 (FORTS.)

EFFEKT

	Effekt, hp	Effekt, kW
Kompressorer		
32, trinn 1	18000	13423
32, trinn 2	35400	26398
33, trinn 1	3300	2461
33, trinn 2	14300	10664
33, trinn 3	29000	21626
43	450	336
36	60	45
Ekspansjonsenhet		
40	-1200	-895
Pumpe		
36	30	22
Netto effekt	99300	74049
Totalt installert	101700	75839

TABELL 2

Strøm	Fase	Trykk		Temperatur		Strømnings- rate		Sammensetning, mol%					
		Damp/ væske	kPa	psia	°C	°F	kgmol/ hr	lbmol/ hr	C ₁	C ₂	C ₃₊	CO ₂	N ₂
10	D/V		5516	800	4,4	40,0	36707	80929	92,6	3,9	2,48	0,98	0,04
11	V		5378	780	-34,4	-30,0	1285	2833	38,13	9,61	50,97	1,29	0
12	D		5364	778	-34,4	-30,0	498	1098	94,61	3,69	0,72	0,97	0,01
13	V		5378	780	220,0	428,0	787	1735	2,35	13,36	82,8	1,49	0
14	V		138	20	26,7	80,0	553	1219	0	0	100	0	0
15	D/V		5295	768	73,9	165,0	194	428	8,57	47,09	38,91	5,43	0
16	V		3378	490	13,3	56,0	40	88	4,52	32,87	62,6	0,01	0
17	D		5378	780	-34,4	-30,0	35422	78096	94,58	3,69	0,72	0,97	0,04
18	D		5295	768	-33,3	-28,0	36115	79623	94,11	3,93	0,93	0,99	0,04
19	V		9997	1450	-87,8	-126,0	37554	82796	94,31	3,79	0,89	0,97	0,04
20	V		2861	415	95,6	-140,0	37554	82796	94,31	3,79	0,89	0,97	0,04
21	D		2827	410	-90,0	-130,0	2724	6007	99,11	0,46	0,01	0,28	0,14
22	D		2827	410	-90,0	-130,0	1285	2833	99,11	0,46	0,01	0,28	0,14
23	D		10273	1490	-3,3	26,0	1439	3173	99,11	0,46	0,01	0,28	0,14

TABELL 2 (FORTS.)

EFFEKT

	Effekt, hp	Effekt, kW
Kompressorer		
32, trinn 1	15800	11782
32, trinn 2	35100	26174
33, trinn 1	1400	1044
33, trinn 2	7600	5667
33, trinn 3	14800	11037
43	1100	820
44	18200	13572
36	30	22
Ekspansjonsenhet		0
40	-3900	-2908
Pumpe		0
36	30	22
Netto effekt	90200	67263
Totalt installert	98000	73080

P a t e n t k r a v

1. Fremgangsmåte ved flytendegjøring av en trykksatt, metanrik gasstrøm (10) hvor gasstrømmen innføres i varmevekslekontakt med en første kjølesyklus (32) omfattende minst ett kjøletrinn (30) hvor temperatur for gasstrømmen reduseres gjennom varmeveksling med en første del av et første kjølemiddel til å gi en avkjølt gasstrøm,
k a r a k t e r i s e r t v e d

(a) å innføre den avkjølte gasstrøm (18) i varmevekslekontakt med en andre kjølesyklus (33) omfattende minst ett kjøletrinn hvor temperaturen for den avkjølte gasstrømmen reduseres ytterligere ved varmeveksling med et andre kjølemiddel til å gi en flytendegjort metanrik strøm (19), det andre kjølemiddel har et kokepunkt lavere enn kokepunktet til det første kjølemiddel, og det andre kjølemiddel avkjøles delvis og kondenseres ved varmeveksling med en andre del av det første kjølemiddel for å gi et væskeprodukt med en temperatur over ca. -112°C og et trykk tilstrekkelig til at den flytendegjorte strøm er ved eller under dens boblepunkt; og

(b) å innføre den flytendegjorte strømmen til en lageranordning (41) for lagring ved en temperatur over ca. -112°C .

2. Fremgangsmåte ifølge krav 1,

k a r a k t e r i s e r t v e d idet minste å flytendegjøre en avkokt gass (21) dannet ved fordamping av flytende naturgass med en temperatur over ca. -112°C og et trykk tilstrekkelig til at væskeproduktet er ved eller under dets boblepunkt.

3. Fremgangsmåte ifølge krav 2,

k a r a k t e r i s e r t v e d å separere den avkokte gass (21) til en første strøm og en andre strøm, komprimere (43) den første strøm, og føre den komprimerte første strøm

til flytendegjøringsprosessen før det siste kjøletrinn i den andre kjølesyklus (33), den andre strøm føres til en varmeveksler (42) for å varme den andre avkokte strøm, og for å kjøle naturgasstrømmen (18), og anvende den oppvarmede, andre avkokte strøm som brennstoff.

4. Fremgangsmåte ifølge krav 3, karakterisert ved å separere den avkokte gass (21) til en første strøm og en andre strøm, komprimere (43) den første strøm, og føre den komprimerte første strøm til varmeveksleren (42), føre den andre strøm gjennom varmeveksleren (42) for oppvarming av den andre strøm, og å kjøle den komprimerte første strøm, og å innføre den avkjølte, komprimerte første strøm til naturgasstrømmen (18) før det siste trinnet i den andre kjølesyklusen.

5. Fremgangsmåte ifølge krav 1, hvor gasstrømmen inneholder metan og hydrokarbonkomponenter tyngre enn metan, karakterisert ved å fjerne hovedandelen av de tyngre hydrokarboner til å gi en dampstrøm (12), rik på metan og en flytende strøm (13) rik på de tyngre hydrokarboner.

6. Fremgangsmåte ifølge krav 5, karakterisert ved at væskestrømmen (13) rik på tyngre hydrokarboner fraksjoneres (36) til å gi en damp (15) rik på etan, som kombineres med den metanrike strøm (18).

7. Fremgangsmåte ifølge krav 1, karakterisert ved at flytendegjøring av gasstrømmen (10) utføres kun ved to lukkede kjølesyklus (32 + 33) anordnet i kaskade.

8. Fremgangsmåte ifølge krav 1, hvor gasstrømmen (10) inneholder metan og hydrokarbonkomponenter tyngre enn metan, karakterisert ved at etter trinn (a) fjernes (36) en hoveddel av tyngre hydrokarboner til å gi

en gasstrøm (15), i det vesentlige fri for hydrokarboner med tre eller flere karbonatomer, komprimere (44) dampstrømmen (18), avkjøle (45 + 46) gasstrømmen i minst ett kjøletrinn med en tredje del av kjølemidlet fra den første kjølesyklus (32), og deretter å føre den flytendegjorte strøm til lagringsanordningen (41) ved en temperatur over ca. -112°C .

9. Fremgangsmåte ifølge krav 1, karakterisert ved at den trykksatte metanrike gass (10) har et trykk over 3103 kPa.

10. Fremgangsmåte ved flytendegjøring av en gasstrøm (10) hvor naturgassen avkjøles av en eller flere varmekjølere (30) ved hjelp av en første kjølesyklus (32) i et kaskadekjølesystem med to sykler, karakterisert ved

(a) føre den avkjølte naturgass til en faseseparator (34) til å gi en første dampstrøm (17) og en væskestrøm (11),

(b) føre den flytende naturgasstrøm (11) til en avmetaniseringsanordning (35) til å gi en andre dampstrøm (12) og en andre væskestrøm (13),

(c) føre den andre væskestrøm (13) til et fraksjoneringsanlegg (36) til å gi et kondensatprodukt (14), oppfriskningskjølemiddel (16) og en tredje dampstrøm (15),

(d) å kombinere den første dampstrøm (17), den andre dampstrøm (12) og den tredje dampstrøm (15), å føre den kombinerte dampstrøm til én eller flere varmevekslere (37) avkjølt av den andre kjølesyklus (33) i kaskadekjølesystemet for i det minste å delvis flytendegjøre den kombinerte dampstrøm, og

(e) føre den kombinerte dampstrøm fra trinn (d) til en ekspansjonsanordning (40) til å gi flytendegjort naturgass

(20) med en temperatur over -112°C og et trykk tilstrekkelig til at væskeproduktet er ved eller under dets boblepunkt.

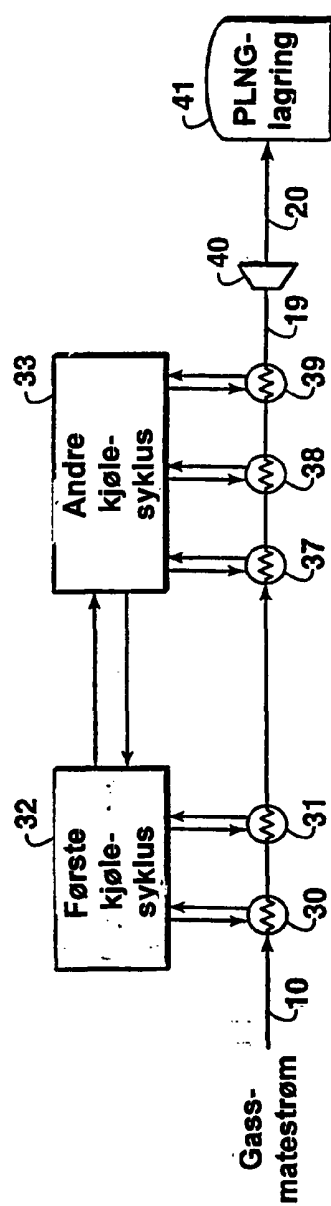


FIG. 1

2/2

