



(12) **PATENT**

(19) NO

(11) **314989**

(13) B1

(51) Int Cl⁷

C 01 B 3/34, C 07 C 29/151,
C 07 C 31/04, 41/01

Patentstyret

(21) Søknadsnr	19996524	(86) Int. inng. dag og søknadsnummer	
(22) Inng. dag	1999.12.28	(85) Videreføringsdag	
(24) Løpedag	1999.12.28	(30) Prioritet	Ingen
(41) Alm. tilgi.	2001.06.29		
(45) Meddelt dato	2003.06.23		

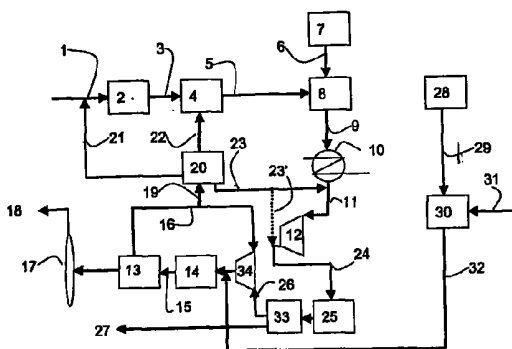
(71) Patenthaver	Statoil ASA, 4035 Stavanger, NO
(72) Oppfinner	Bjørn Jarle Veland, 1358 Jar, NO Øla Olsvik, 7562 Hundhamaren, NO Jostein Sogge, 7500 Stjørdal, NO Linda Bahr, 7046 Trondheim, NO
(74) Fullmektig	Protector Intellectual Property Consultants AS, 0301 Oslo

(54) Benevnelse **Fremgangsmåte for økning av produksjonen i et eksisterende prosessanlegg for konvertering av naturgass til et produkt, samt prosessanlegg**

(56) Anførte publikasjoner US 4782096, US 4546111, EP A 839786, EP A 650950, EP A 195200

(57) Sammendrag

Fremgangsmåte for øking av produksjonen i et eksisterende prosessanlegg for konvertering av naturgass til et produkt, hvor naturgassen først omdannes til en syntesegass i en syntesegassseksjon, syntesegassen bringes til reaksjon i en reaktor for syntese av produktet, hvor ikke-omsatt syntesegass og produkt skilles i to strømmer hvor en produktrik strøm tas ut av prosessen, mens en produktfattig strøm resirkuleres tilbake som føde til reaktoren sammen med frisk syntesegass og hvor en del av den resirkulerende strømmen tas ut av resirkuleringsløyfen som en purge-gass, hvor purge-gassen skilles i hydrogenrike og hydrogenfattige strømmer hvor hydrogenrike strømmer tilføres i trinn i prosessen hvor det er ønskelig med et tilskudd av hydrogen, og hvor gjenværende varmeverdi i den hydrogenfattige strømmen eventuelt utnyttes til oppvarming før den slippes ut. Det blir også beskrevet et modifisert prosessanlegg for utførelse av fremgangsmåten.



Foreliggende oppfinnelse angår en fremgangsmåte for øking av produksjonen i et eksisterende prosessanlegg for konvertering av naturgass til et produkt, samt et prosessanlegg som er modifisert for å utføre fremgangsmåten.

5 Det er i dag en klar tendens ved nybygging av prosessanlegg, som for eksempel anlegg for produksjon av metanol fra naturgass eller andre passende karbonkilder, å bygge anlegg med stadig større produksjonskapasitet, slik som over 5000 tonn metanol hver dag. På denne måten får man redusert produksjonskostnadene på grunn av skaleringsfaktorer.

10

I områder med lav naturgasspris vil man kunne produsere metanol til en kostnad ned mot USD 80 per tonn, noe som muliggjør innpass av metanol i et brenselmarked, dvs. til brenselceller og el-produksjon.

15 For eksisterende prosessanlegg som er for små i forhold til dagens behov, finnes det et behov for løsninger hvor man kan øke totalproduksjonen og derved redusere produksjonskostnadene per enhet uten å måtte foreta store og kostnadskrevende ombygginger og utskiftninger av det eksisterende prosessanlegget.

20 Det finnes mange kjente løsninger for optimalisering av produksjonsprosessen for metanol fra naturgass. Disse løsningene er alle spesielt rettet mot prosessanlegg som bygges fra bunnen av. Således er det fra EP 839 786, EP 650 950, US 4.546.111 og US 4.782.096 kjent å skille purgegass fra syntesesyklusen for fremstilling av metanol i en hydrogenrik og en hydrogenfattig fraksjon, hvor den hydrogenrike fraksjonen tilføres den innkommende naturgass eller tilsettes til syntesegassen i syntesesyklusen.

25 I EP 195 200 blir det beskrevet en fremgangsmåte for regenerering av en purgegass fra en lavtrykks metanolsyntese. Denne regenereringen skjer ved en CO-omdanning av purgegassen hvorpå den resulterende gassen skilles i en inert gass-strøm og en hydrogenrik gass-strøm. Den hydrogenrike strømmen tilføres til syntesegassen som føres til syntesesyklusen.

Ingen av disse publikasjonene beskriver løsninger som muliggjør kapasitetsøkning i et eksisterende prosessanlegg uten at det er nødvendig med omfattende ombygninger av et eksisterende anlegg.

5 Det er således et mål ved foreliggende oppfinnelse å fremskaffe en fremgangsmåte for å øke produksjonen i et eksisterende prosessanlegg uten å måtte foreta store kostnadskrevende ombygninger av det eksisterende samt et prosessanlegg som er modifisert for å utføre foreliggende fremgangsmåte.

10 Dette er ifølge foreliggende oppfinnelse oppnådd ved fremgangsmåte for øking av produksjonen i et eksisterende prosessanlegg for konvertering av naturgass til et produkt, hvor naturgassen først omdannes til en syntesegass i en syntesegass-seksjon, syntesegassen bringes til reaksjon i en reaktor for syntese av produktet, hvor ikke-omsatt syntesegass og produkt skilles i to strømmer hvor en produktrik strøm tas ut av
15 prosessen, mens en produktfattig strøm resirkuleres tilbake som føde til reaktoren sammen med frisk syntesegass, hvor en del av den resirkulerende strømmen tas ut av resirkuleringsløyfen som en purgegass og hvor purgegassen skilles i hydrogenrike og hydrogenfattige strømmer hvor hydrogenrike strømmer tilføres i trinn i prosessen hvor det er ønskelig med et tilskudd av hydrogen, og hvor gjenværende varmeverdi i den
20 hydrogenfattige strømmen eventuelt utnyttes til oppvarming før den slippes ut, hvor syntesegassen fra syntesegass-seksjonen tilføres en hydrogenrik strøm fra den skilte purgegassen og at denne hydrogenanrikede syntesegassen ledes gjennom en ny gjennomstrømningsreaktor for fremstilling av produkt samt en enhet for å skille en produktrik strøm som tas ut, samt en produktfattig strøm som benyttes som føde i den
25 opprinnelige reaktoren.

Det er foretrukket at den produktfattige strømmen som benyttes som føde for den opprinnelige reaktoren, tilføres ytterligere syntesegass som blir fremstilt i en separat sekundær syntesegass-linje.

30

Fortrinnsvis blir den eksisterende reaktoren blir drevet tilnærmet uforandret.

Ifølge en foretrukket utførelsesform er den nye syntesegass-linjen basert på ATR eller POX.

Det er foretrukket at produktet er metanol.

5

Det er også fremskaffet et prosessanlegg for fremstilling av et produkt med utgangspunkt i naturgass, hvor prosessanlegget omfatter en syntesegass-seksjon for fremstilling av syntesegass som hovedsakelig består av CO, CO₂, H₂ og vann, en synteseseksjon hvor produktet dannes, samt en renseseksjon hvor produktet skilles fra uomsatte reaktanter og andre stoffer og renses, hvor uomsatte reaktanter som skilles fra produktet, resirkuleres til synteseseksjonen, hvor en del av gassen som resirkuleres trekkes av i en linje for å hindre opphoping av inerte gasser, og hvor anlegget også omfatter en separasjonsenhet for å skille gassen som trekkes av i nevnte linje for å hindre opphoping av inerte gasser, i hydrogenrike og hydrogenfattige fraksjoner, en linje for å lede hydrogenfattige fraksjoner til eventuell forbrenning og linjer for å lede hydrogenrike fraksjoner inn i henholdsvis naturgassføden og for resirkulering til synteseseksjonen, hvor det mellom syntesegass-seksjonen og synteseseksjonen er anordnet en gjennomstrømningsreaktor for syntese av produkt, samt en separasjonsenhet for separasjon av en produktrik fraksjon til en linje samt en produktfattig fraksjon til en linje som leder til synteseseksjonen og hvor en av linjene for å lede hydrogenrike fraksjoner er anordnet for å tilsette hydrogenrike fraksjoner til syntesegassen før denne ledes gjennom gjennomstrømningsreaktoren.

Det er foretrukket at anlegget også omfatter en separat sekundær syntesegasslinje for fremstilling av en sekundær syntesegass, samt en linje for å lede den sekundære syntesegassen som føde for synteseseksjonen.

30

Oppfinnelsen vil nedenfor bli beskrevet ved hjelp av et eksempel samt de vedlagte figurer, hvor:

figur 1 skjematisk viser oppbyggingen av et tradisjonelt anlegg for fremstilling av metanol fra naturgass, og

figur 2 skjematisk viser oppbyggingen av et anlegg ifølge foreliggende oppfinnelse.

Fremstillingen av metanol gjøres i dag hovedsakelig ifølge prinsippskissen i figur 1.

5 Prosessanlegget består i prinsipielt av tre seksjoner, en syntesegass-seksjon (2, 4, 8) hvor produseres normalt med utgangspunkt i naturgass (NG), en synteseseksjon (14) hvor selve metanolsyntesen foregår og en destillasjonsseksjon (17) hvor den fremstilte metanol renses.

10 Metanolsyntesen skjer ved de to følgende reaksjonene:

- 1) $\text{CO} + 2\text{H}_2 = \text{CH}_3\text{OH}$, eller
- 2) $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 = \text{CH}_3\text{OH}$

Syntesegassene, som i hovedsak omfatter CO, CO₂ og H₂, foruten vann og ikke-reagerte
15 hydrokarboner, blir fremstilt ifølge et av tre ulike konsepter, nemlig:

- a) konvensjonell dampreforming,
- b) konvensjonell autoterm reformering med katalysator (ATR) eller uten katalysator (POX), eller
- c) en kombinasjon av a) og b).

20

Før naturgassen sendes inn i linje 1 til reformeren for syntesegassproduksjon, fjernes svovelforbindelser på konvensjonell måte, og damp mettes deretter inn og/eller tilsettes gassen direkte. Innmettingen kan også skje ved hjelp av en såkalt "saturator". Vanligvis
25 behandles også gassen i en såkalt prereformer 2 før den sendes inn i reformeren 4, 5, for å omsette alle høyere hydrokarboner.

Følgende kjemisk reaksjoner finner sted ved fremstilling av syntesegass:

3. $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$, dampreforming
4. $\text{CH}_4 + 1,5 \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 2 \text{H}_2$, partiell oksidasjon
- 30 5. $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$, skiftreaksjon

Reaksjonene 3 og 5 i reformeringsreaktoren er sterkt endoterme og varmen som er nødvendig for reaksjonen kan enten tilføres ved ekstern fyring, som i en dampreformer,

eller ved en kombinasjon med partiell oksidasjon, ifølge reaksjon 4, som i en autoterm reformer.

I en dampreformer (SR) blir naturgass (NG) (metan) konvertert i en rørreaktor ved høy
5 temperatur og relativt lavt trykk. En tradisjonell dampreformer består av et stort antall reaktorrør, vanligvis 100 til 1000, med en rørlengde på 10 – 16 m, hvor hvert rør har en indre diameter på omkring 10 cm og en ytre diameter på omkring 12 cm. Denne enheten kan ha en lengde på opp mot 50 meter, en bredde på over 10 meter og en høyde på over 20 meter slik at en slik reaktor kan være en relativt plasskrevende.

10

Konvensjonelle dampreformere drives i et trykkområde fra omkring 15 til 40 bar. Utløpstemperaturen fra en slik reformer kan komme opp mot 950 °C. Varmen som skal til for å drive reaksjonen tilføres ved hjelp av ekstern fyring eller oppvarming og reformeren kan være topp-, bunn- eller terrassefyr. Varmen kan også overføres til
15 reaksjonen ved hjelp av konvektiv varme som i en varmevekslereaktor. Forholdet mellom damp og karbon er fra 1,6 til 4 og forholdet mellom H og CO i produktstrømmen fra reformeren er omkring 3. En typisk syntesegass fra en konvensjonell dampreformer inneholder omkring 3 volum% metan.

20

I en autoterm reformer (ATR) foregår syntesegassproduksjonen hovedsakelig ved reaksjonene 3 og 4, slik at varmen som er nødvendig for reaksjon 3 genereres internt ved reaksjon 4. I en ATR føres naturgass (metan) sammen med oksygenholdig gass som eksempelvis luft, inn i et forbrenningskammer. Temperaturen i forbrenningskammeret kan komme opp i over 2000 °C. Etter forbrenningen bringes reaksjonene til likevekt
25 over en katalysator før gassene forlater reformeren med en temperatur på omkring 1000 °C. Størrelsen på en ATR kan være en høyde på 10 – 20 meter med en diameter på omkring 4 – 7 meter.

30

En alternativ autoterm reformer benytter et konsept som kalles partiell oksidasjon (POX). En slik reformer inneholder ikke noen katalysator til å påskynde reaksjonene og vil derfor som oftest ha større dimensjoner enn en ATR.

Reformering av naturgass kan også foregå ved kombinert reformering (CR) hvor reformerseksjonen består av en SR og en ATR. En kombinasjon av SR og ATR gjør det mulig å justere sammensetningen ut av reformerseksjonen ved å regulere pådraget på de to reformerne. SR blir i CR drevet under noe mildere betingelser enn ved normal SR, dvs. ved noe lavere temperatur. Dette fører til at det er noe høyere i utslippsgassen fra reformeren. Dette metaninnholdet omsettes i den etterfølgende ATR. Forholdet mellom karbon og dam ligger for en slik reformer i området 1,2 til 2,4, med forhold mellom hydrogen og CO i produktgassen på godt over 2. Optimalt støkiometrisk tall ($SN=(H_2-CO_2)/(CO_2+CO)$) for metanolsyntesen er omkring 2,05.

Figur 1 viser en syntesegass-seksjon av CR-typen. Det er imidlertid ikke kritisk hvilken type syntesegass-seksjon som er i anlegget. I et anlegg med syntesegass-seksjon av ATR-typen vil være uten SR 4, mens et anlegg av SR-typen ikke vil ha noen ATR 8 og luftseperasjonsenhet 7 med tilhørende linje 6.

Etter syntesegass-seksjonen 2, 4, 9 blir syntesegassen ført i linje 9 til en varmeveksler 10 hvor den blir avkjølt. Etter varmeveksleren 10 føres syntesegassen i linje 11 til en kompressor 12 hvor den blir komprimert til det ønskede trykket i metanolsynteseseksjonen, som typisk er omkring 80 bar.

Metanolsyntesen i synteseseksjonen skjer ifølge reaksjonsligning 1 og 2 over, og er en eksoterm prosess hvor det konvensjonelt anvendes flere forskjellige typer reaktorer 14, slik som:

- Isoterm rør-reaktor med katalysator på innsiden av vertikale rør og kokende vann på utsiden. Reaksjonsvarmen vil da bli fjernet ved delvis fordamping av vannet.
- Adiabatiske fixed bed reaktorer med kjøling mellom hvert trinn
- Virvelsjiktreaktor
- Adiabatiske reaktorer med kjøling ved hjelp av tilførsel av ny føde på flere nivåer nedover i reaktoren (quench converter system).

Etter reaktoren 14 ledes produktet via en linje 15 til en råmetanolseparator 13 som skiller produktstrømmen i en metanolrik strøm 34 og en metanolfattig strøm 16. Den

metanolrike strømmen i linje 34 blir ledet til en konvensjonell metanolrenseenhet 17 som gir metanol ut linje 18.

Den metanolfattige ledes vanligvis via en resirkulasjonslinje 16 tilbake til reaktoren 14.

5 Alternativt er reaktoren en gjennomstrømningsreaktor uten resirkulasjon som er etterfulgt av en eller flere tilsvarende reaktorer satt i serie.

I figur 1 er det vist en synteseloop 13, 15 og 16 (resirkuleringsreaktor). Selve resirkuleringsløyfen består av en varmeveksler ("inter exchanger") (ikke vist) som forvarmer føden til syntesereaktoren og avkjøler produksjonsgassen, syntesereaktoren(e) 14, en råmetanolsekseparator 13 og et system for gjenvinning av energi fra de eksoterme metanolsyntesereaksjonene (ikke vist).

En såkalt purgestrøm tas ut av denne resirkuleringsløyfen via linje 19 for å hindre 15 akkumulering av inerte (ikke-reagerende) gasser i resirkuleringsløyfen. Denne purgegassen benyttes normalt som forbrenningsgass til varmekrevende prosesser i metanolsyntesen eller i en annen prosess ved samme anlegg, eller slippes ut.

Figur 2 illustrerer en foretrukket utførelsesform av foreliggende oppfinnelse hvor man 20 har gått ut fra et tradisjonelt eksisterende metanolsynteseanlegg som beskrevet ovenfor. Det ble tatt utgangspunkt i et anlegg med en eksisterende reformerseksjon basert på CR.

Purge-gass som tas ut fra resirkuleringsløyfen i linje 19 separeres her i en separasjonsenhet 20 i tre strømmer, to hydrogenrike gass-strømmer 21, 23 ved 25 forskjellig trykk, og en hydrogenfattig strøm 22. Separasjonsenheten 20 er en konvensjonell hydrogengjenvinningsenhet som enten virker etter Pressure Swing Adsorbtion (PSA)-prinsippet, membranprinsippet eller er av kryogen type. Fortrinnsvis har de hydrogenrike fraksjonene et hydrogeninnhold på 70 til 100 %.

30 Den ene hydrogenrike strømmen 21 ledes inn i gasstilførselen 1 og blandes med innkommende naturgass. Den andre hydrogenrike strømmen 23 ledes inn i syntesegassstrømmen i linje 11. Alternativt, alt etter de relative trykk i de forskjellige deler, kan denne hydrogenrike strømmen 23 ledes via linje 23' inn i syntesegassstrømmen etter

kompressoren 12 inn i en linje 24. Den hydrogenfattige strømmen 22 sendes til brennerne i dampreformerer 4 som brensel.

Linje 24 leder syntesegass-strømmen fra kompressoren 12 til en ekstra
5 gjennomstrømningsreaktor 25 for fremstilling av metanol. Denne syntesegass-strømmen er anrikt på hydrogen fra linje 23 eller 23'. Reaktoren 25 vil normalt gi et utbytte på omkring 30 % metanol, dvs. at omkring 30 – 35 % av karbonet inn på reaktoren blir omdannet til metanol. Produktstrømmen fra reaktoren 23 skilles i en råmetanolutskiller 33 i en metanolrik strøm 27 og en strøm 26 som består hovedsakelig av ikke-reagert
10 syntesegass samt i metanolsyntesen inerte gasser. Strøm 26 ledes inn til en resirkuleringskompressor 34 i resirkuleringsløyfen 16 og blir tilført den eksisterende reaktoren 14.

Det støkiometriske tallet, SN, for syntesegassen i linje 9 normalt vil ligge omkring 2,06,
15 vil SN i linje 24 normalt være større enn 2,06 på grunn av tilførsel av hydrogenrik gass fra linje 23 eller 23'. Den metanolfattige strømmen 26 har et høyt hydrogeninnhold i forhold til andre reaktive gasser, dvs. et høyt SN-tall som normalt vil være større enn 2,10.

20 For å redusere SN til gassen fra linje 26, blir resirkuleringslinjen 16 også tilført en syntesegass med lavere SN produsert i en separat sekundær syntesegasslinje 28, 29, 30, 31, 32. Denne sekundære syntesegasslinjen omfatter en ATR- eller POX-reaktor 30 som får oksygen via linje 29 fra oksygenenhet 28 og naturgass fra linje 31. Denne nye syntesegassen tilføres til resirkuleringslinje 16 gjennom linje 32. Denne sekundære
25 syntesegasslinjen vil også kunne inneholde ikke viste enheter kompressor og varmevekslere etc. Gassen som tilføres reaktoren 30 blir forbehandlet på samme måte som den opprinnelige syntesegasslinjen, 2, 4, 8. Varmeoverskudd i prosessen kan benyttes i de forskjellige separasjonstrinnene, eventuelt kan naturgassføden til ATR eller POX 20 varmes ved hjelp av en ekstra forbrenningsovn (fire heater) eller
30 varmeveksling med varm syntesegass ut fra ATR eller POX 20.

Det er her viktig at den nye separate ATR eller POX reaktoren 30 som gir syntese-gass med SN som er mindre enn 2, har en kapasitet som er tilstrekkelig til at SN i føden til reformeren 14 reduseres til omkring 2,06 fra SN på over 2,10 i gassen i linje 26.

- 5 Gjennomstrømningsreaktoren 25 vil gi mer enn nok damp ved riktig trykk til å oppnå et gunstig forhold mellom damp og karbon på reformeren 14.

Omsetningen i den nye reaktoren 25 vil påvirke omsetningen i den eksisterende reaktoren 14 slik at en redusert omsetning i reaktor 25 vil føre til at mer uomsatt syntese-gass blir tilført fra reaktor 25 til reaktor 14, slik at metanolproduksjonen i 14 derfor vil øke.

Hvor mye av gassen i resirkuleringslinjen 16 som tas av som purge gass gjennom linje 19 og hvor mye som resirkuleres direkte tilbake i linje 16 til reformeren 14, kan varieres for optimalisering av systemet.

Eksempler

Tabellen under viser simuleringresultater for to eksempler, ett for en eksisterende metanolprosess ifølge skissen i figur 1, og en for et anlegg ifølge foreliggende oppfinnelse.

Utgangspunktet for simuleringen er naturgass med et metaninnhold på ca. 82 % metan. Oksygenføden er variert slik at CH₄-slip er ca. 1,36 %. Pådragene i den eksisterende reformersekksjonen er de samme i begge eksemplene.

25

Den nye ATR opererer ved 35 bar og forholdet vanndamp til karbon (S/C) til prereformeren i den nye linje II er 1,0. Gjennomstrømningsreaktoren 25 er plassert etter syntese-gassreaktoren 12 og har et utløpstrykk på 80 bar.

		Eksempel 1	Eksempel 2
		Eksisterende metanol-prosess	Nytt konsept for økt metanol-produksjon
Linje I			
NG-rate til eksisterende linje	Normalisert (%)	100	100
NG-fuel	%	100	100
Oksygen til sekundærreformer 8	%	100	110
S/C i føde til reformere 4, 8	%	1,8	1,8
Temperatur i primærreformer 4			
Duty	%	100	100
Temperatur i sekundærreformer 8	°C	1000	1000
Linje II			
NG-rate til ATR-linje 31	% i forhold til eks. anlegg		26
S/C-føde til ny prereformer			1
Oksygen til ny ATR 30	% i forhold til eks. anlegg		40
Innløpstemperatur i ny ATR 30	°C		600
Utløpstemperatur i ny ATR 30	°C		1000
Utløpstrykk fra ny ATR 30	bara		35
CH ₄ -slip fra ny ATR 30	mol %		1,4
Støkiometriske tall			
SN 1, linje I fra For Reaktor			2,13
SN 2, linje I, føde For Reaktor			2,08
SN 4, linje II fra ny ATR 30			1,68
SN fra CR, linje 9			2,02
SN 3, linje I+II, MUG til syntese-loop			2,06
Syntese-loop			
Resirkuleringsforhold i syntese-loop		4,2	4,2
Totalt forbruk og produksjon			
Total NG til hovedprosess	%	100	
Tot. O ₂ -forbruk	%	100	
Tot. produksjon av råmetanol, I+II (metanolinnhold i råmetanolen)	%	100	126

Man kan se fra tabellen over at man i det viste eksempelet kan øke produksjonen av råmetanol i et prosessanlegg for metanolproduksjon betydelig, uten å belaste det opprinnelige anlegget mer enn ved tradisjonell drift. Dette har først og fremst en

betydning utvidelser av eksisterende anlegg hvor man ønsker å benytte eksisterende anlegg i størst mulig grad og ikke behøve å dimensjonere om og bygge om store deler av det eksisterende anlegget.

- 5 For det ombygde anlegget får man utnyttet overskuddsmaterialer eller uomsatte mengder av en type reaktanter i prosessen ved tilførsel av nye mengder av andre reaktanter og på denne måten øke produksjonen slik at denne blir billigere.

10 Det kan være viktig å merke seg at de enkelte moduler og bestanddeler i de eksemplifiserte anleggene kan være annerledes oppbygget enn det som i utgangspunktet kan leses ut fra figurene. Elementer som fagmannen ved inngår eller kan inngå i slike anlegg, slik som varmevekslere, kompressorer, avspenningstanker etc., er til dels utelatt da de ikke har betydning for oppfinnelsen. På samme måte kan sammenstillingen av enkelte av elementene avvike. Således kan enkelte av de elementer som er tegnet som
15 en enhet, bestå av flere like eller forskjellig elementer koblet i serie og/eller i parallell. Eksempelvis kan reaktoren 14 omfatte et flertall parallellkoblede og/eller seriekoblede reaktorer.

20 Det å trekke av purge-gass og skille denne i hydrogenrike og hydrogenfattige strømmer, kan bli benyttet for utvidelse av kapasiteten også i andre prosesser slik som anlegg for fremstilling av dimetyleter. Dette er anlegg som er relativt parallele til anlegg for metanolproduksjon og hvor problemstillingene kan være helt parallele.

P a t e n t k r a v

1.

Fremgangsmåte for øking av produksjonen i et eksisterende prosessanlegg for
5 konvertering av naturgass til et produkt, hvor naturgassen først omdannes til en
syntesegass i en syntesegass-seksjon, syntesegassen bringes til reaksjon i en reaktor for
syntese av produktet, hvor ikke-omsatt syntesegass og produkt skilles i to strømmer
hvor en produktrik strøm tas ut av prosessen, mens en produktfattig strøm resirkuleres
10 tilbake som føde til reaktoren sammen med frisk syntesegass, hvor en del av den
resirkulerende strømmen tas ut av resirkuleringsløyfen som en purgegass og hvor
purgegassen skilles i hydrogenrike og hydrogenfattige strømmer hvor hydrogenrike
strømmer tilføres i trinn i prosessen hvor det er ønskelig med et tilskudd av hydrogen,
og hvor gjenværende varmeverdi i den hydrogenfattige strømmen eventuelt utnyttes til
oppvarming før den slippes ut, k a r a k t e r i s e r t v e d a t
15 syntesegassen fra syntesegass-seksjonen tilføres en hydrogenrik strøm fra den skilte
purgegassen og at denne hydrogenanrikede syntesegassen ledes gjennom en ny
gjennomstrømningsreaktor for fremstilling av produkt samt en enhet for å skille en
produktrik strøm som tas ut, samt en produktfattig strøm som benyttes som føde i den
opprinnelige reaktoren.

20

2.

Fremgangsmåte ifølge krav 1, k a r a k t e r i s e r t v e d a t d e n
produktfattige strømmen som benyttes som føde for den opprinnelige reaktoren, tilføres
ytterligere syntesegass som blir fremstilt i en separat sekundær syntesegass-linje.

25

3.

Fremgangsmåte ifølge krav 1 eller 2, k a r a k t e r i s e r t
v e d a t d e n e k s i s t e r e n d e r e a k t o r e n b l i r d r e v e t t i l n æ r m e t u f o r a n d r e t .

30 4.

Fremgangsmåte ifølge ett eller flere av de foregående krav, k a r a k -
t e r i s e r t v e d a t d e n n y e s y n t e s e g a s s - l i n j e n e r b a s e r t p å A T R e l l e r
POX.

5.

Fremgangsmåte ifølge ett eller flere av de foregående krav, k a r a k -
t e r i s e r t v e d at produktet er metanol.

5 6.

Prosessanlegg for fremstilling av et produkt med utgangspunkt i naturgass, hvor
prosessanlegget omfatter en syntesegass-seksjon (2, 3, 4, 5, 6, 7, 8) for fremstilling av
syntesegass som hovedsakelig består av CO, CO₂, H₂ og vann, en synteseseksjon (14)
hvor produktet dannes, samt en renseseksjon (13, 17) hvor produktet skilles fra
10 uomsatte reaktanter og andre stoffer og renses, hvor uomsatte reaktanter som skilles fra
produktet, resirkuleres til synteseseksjonen (14), hvor en del av gassen som resirkuleres
trekkes av i en linje (19) for å hindre opphoping av inerte gasser, og hvor anlegget også
omfatter en separasjonsenhet (20) for å skille gassen som trekkes av i linje (19) i
hydrogenrike og hydrogenfattige fraksjoner, en linje (22) for å lede hydrogenfattige
15 fraksjoner til eventuell forbrenning og linjer (21, 23) for å lede hydrogenrike fraksjoner
inn i henholdsvis naturgassføden og for resirkulering til synteseseksjonen (14),
k a r a k t e r i s e r t v e d at det mellom syntesegass-seksjonen
(2, 4, 8) og synteseseksjonen (14) er anordnet en gjennomstrømningsreaktor (25) for
syntese av produkt, samt en separasjonsenhet (33) for separasjon av en produktrik
20 fraksjon til en linje (27) samt en produktfattig fraksjon til en linje (26) som leder til
synteseseksjonen (14) og hvor linje (23) er anordnet for å tilsette hydrogenrike
fraksjoner til syntesegassen før denne ledes gjennom gjennomstrømningsreaktoren(25).

7.

25 Prosessanlegg ifølge krav 6, k a r a k t e r i s e r t v e d at det
også omfatter en separat sekundær syntesegasslinje (28, 29, 31, 30) for fremstilling av
en sekundær syntesegass, samt en linje (32) for å lede den sekundære syntesegassen
som føde for synteseseksjonen (14).

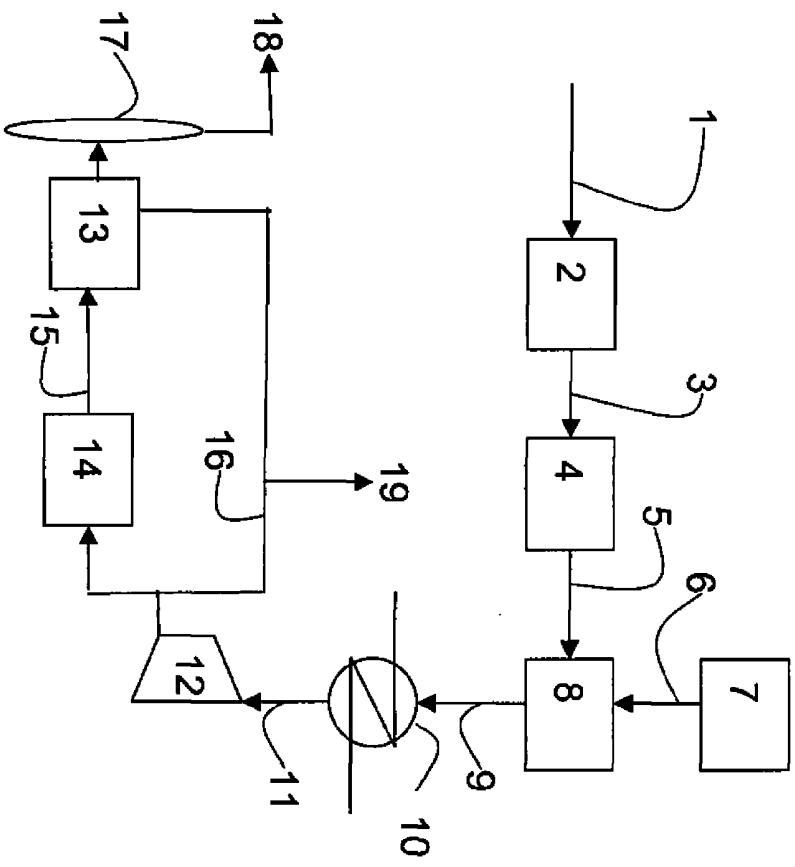


Fig. 1

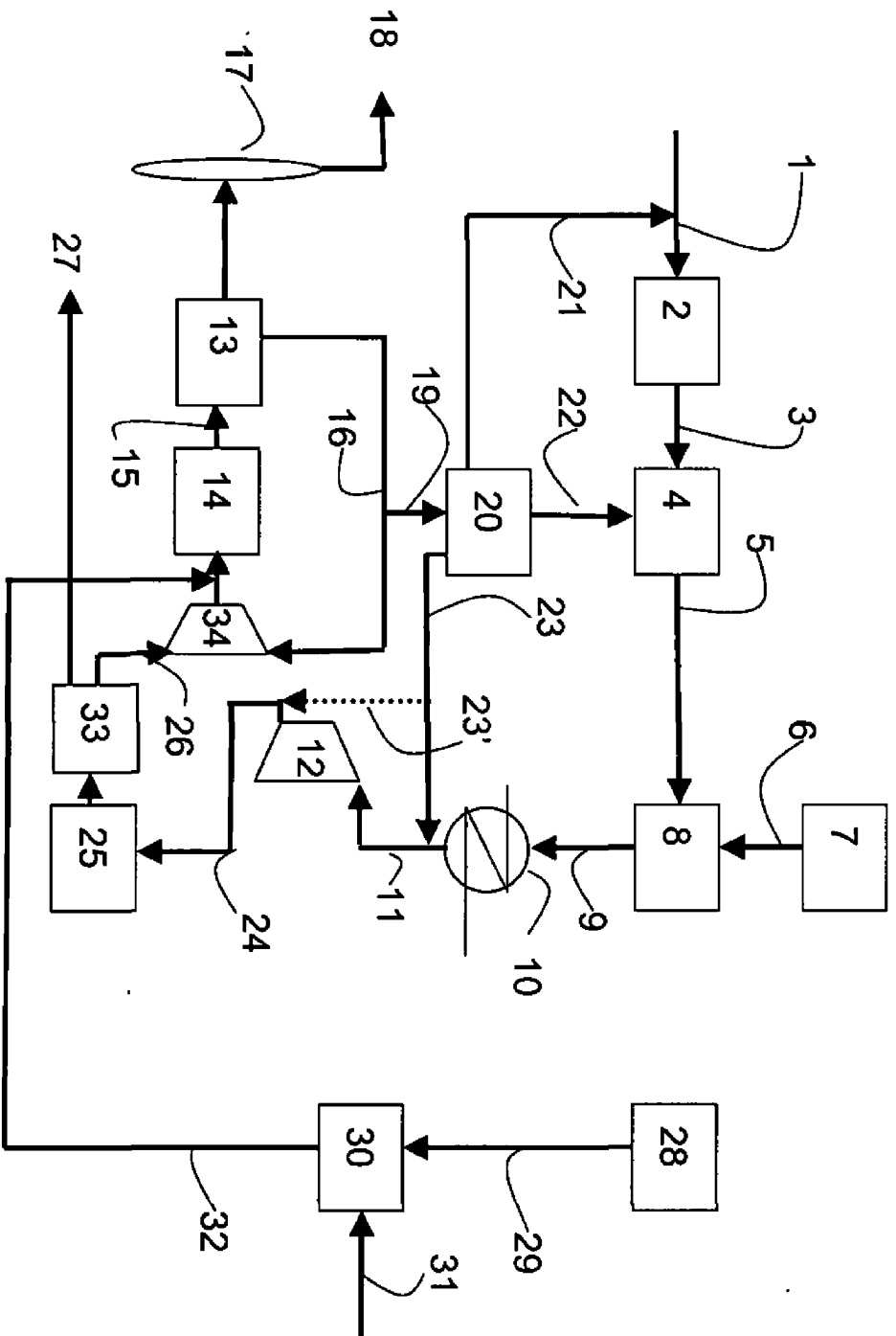


Fig. 2