



(21) Patentansøgning nr.: 0713/89

(51) Int.Cl.5

B 01 J 8/02

(22) Indleveringsdag: 16 feb 1989

(41) Alm. tilgængelig: 17 aug 1990

(45) Patentets meddelelse bkg. den: 27 sep 1993

(86) International ansøgning nr.: -

(30) Prioritet: -

(73) Patenthaver: *Haldor Topsøe A/S; Nymøllevej 55; 2800 Lyngby, DK

(72) Opfinder: Henrik Otto *Stahl; DK

(74) Fuldmægtig: Kontor for Industriel Eneret

(54) Apparat og fremgangsmåde til exoterme reaktioner

(56) Fremdragne publikationer

(57) Sammen drag:

713-89

713-89

Fremgangsmåde og apparat til exoterme reaktioner

En kølet reaktor til exoterm katalytisk omsætning af gasformigt materiale, fx til oxosyntese, omdannelse af hydrogen og nitrogen til ammoniak og omsætning af kuloxider med hydrogen til metanol har en cylindrisk trykskal 10, fordelingsorganer 34 til syntesegas, en rørplade 20 og et antal katalysatorlejer 20 med kølerør 38 der hver består af et varmevekslende yderrør 4 der omgiver et inderrør 2 der ved indgangen er fluiddæt forbundet med røret 4 og dermed begrænser et ringtæt rum 6. Inderrøret 2 er åbent i indgangssiden og lukket på udgangssiden og forsynet med åbninger 8 til at dirigere strømmen af kølegas, der delvis kan indeholde fødegas-komponenter, til det ringformede rum og langs kølerørets varmevekslingsvæg 7.

Der opnås herved en overordentlig hurtig og effektiv udligning af temperaturforskelle i katalysatorlejet, hvilket medfører forbedret udbytte af reaktionen, hvilket atter gør det muligt at nedsætte katalysatormængden til et givet udbytte af en given proces med ca. 20%, hvilket atter medfører ca. 25% nedsættelse af kapitalomkostningerne.

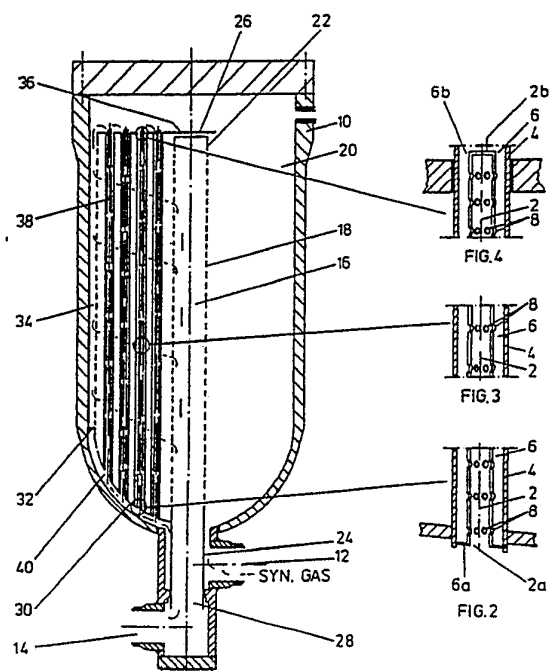


FIG.1

Den foreliggende opfindelse angår en reaktor til gennemførelse af exoterme katalytiske reaktioner, og opfindelsen angår tillige en forbedret proces til gennemførelse af sådanne reaktioner.

5 Exoterme reaktioner optræder ofte under katalytiske omdannelsesreaktioner gennemført ved at man fører en processtrøm af gasformigt råmateriale gennem en fast katalysator under passende tryk- og temperaturbetingelser. Vigtige industrielle eksempler på denne slags pro-
10 cesser er synteser af ammoniak eller metanol samt Fischer-Tropsch syntesen.

Den reaktionsvarme der udvikles ved exoterme reaktioner forøger processtrømmens og katalysatorens temperatur, hvilket ofte fører til forringelse af katalysatorens ydeevne og til nedsættelse af koncentrationen
15 af ønskede produkter fordi den totale reaktionshastighed reagerer voldsomt på ændringer i temperaturen og fordelingen af temperaturen i katalysatorlaget eller -lejet. I tilfælde af reversible exoterme reaktioner går
20 ligevægtskoncentrationen af produktet ned med stigende temperaturer og bliver følgelig mere ugunstig ved høje temperaturer.

Temperaturprofilen i katalysatorlaget under exoterme reaktioner afhænger ikke blot af den hastighed
25 hvormed der udvikles reaktionsvarme men også af den måde på hvilken man fjerner varme fra katalysatorlejet for at undgå for kraftig forhøjelse af temperaturen i det reagerende gasformige materiale og katalysatoren.

Til fjernelse af reaktionsvarme fra katalysatorlejet bruges der i det væsentlige tre forskellige metoder: direkte afkøling ved blanding med en kold fødegas, indirekte afkøling ved hjælp af varmevekslere, eller under anvendelse af kølerør i katalysatorlejet.
30

En metode der for tiden hyppigt bruges til at
35 fjerne overskudsvarme består i varmeveksling mellem en højtemperaturgas som går ud fra katalysatorlaget og en kold fødegas, hvorved man hæver fødegassens temperatur

til et niveau som er nødvendigt for at sætte reaktionen i gang. Enheder til gas-gas-varmeveksling er herved som regel anbragt centralt i eller efter et eller flere katalysatorlejer. Ved denne metode vil imidlertid kun mindre dele af katalysatorlejet være på optimal temperatur.

Ved denne metode lider store dele af katalysatorlejet følgelig af utilstrækkelig temperaturkontrol.

For at fjerne reaktionsvarme mere ensartet fra hele katalysatorlejets mængde, er der i kendt teknik udformet reaktionsbeholdere i hvilket der udnyttes kølerør som forløber gennem forskellige områder af katalysatorlejet. Derved overføres den for megen varme til en kold fødegas eller til et eksternt kølemedium. Den gas eller det medium som går ind i de kølerør som løber gennem katalysatorlejet absorberer den varme der udvikles ved reaktionen. Efterhånden som den reagerende gas' temperatur i katalysatorlejet stiger vil temperaturforskellen mellem den reagerende gas og kølerørene stige, og temperaturen overstiger herved i nogle af katalysatorlejets regioner temperaturen for maksimal reaktionshastighed. Temperaturkontrollen bliver som følge heraf træg og temperatursvingninger omkring kølerørene dæmpes meget langsomt. Reaktorer baseret på en sådan konstruktion er den kendte modstrøms-ammoniakkonverter med aksial strømning af Tennessee Valley Authority type (TVA) som beskrevet i Industr. Engr. Chem. 45 (1953), 1242, og den medstrøms-ammoniakkonverter med aksial strømning som er udformet af Nitrogen Engineering Corporation og nævnt i Br. Chem. Eng. 8 (1963), 171.

Afkøling af en reaktor med radial strømning udgør et specielt problem: for at gennemføre afkølingen på gunstig måde må kølefladens temperatur holdes konstant gennem katalysatorlejets højde omend den kan variere med den radiale afstand i lejet.

En fremgangsmåde til fjernelse af reaktionsvarme i en reaktor med radial strømning er, som beskrevet i US

patentskrift nr. 4.321.234, fordampning af en væske under hensigtsmæssigt tryk ved at man fører et flydende kølemedium gennem kølerør. Et kølemedium i form af en stigende strøm indføres og fordeles gennem et system af fordelingsrør til et antal sekundære fordelingsrør og derpå til et stort antal kølerør som er forbundet med de sekundære fordelingsrør som kontrollerer temperaturen inde i katalysatorlejet.

Det store antal indbyrdes forbundne rør og det nødvendige rørføringssystem resulterer i en kompliceret netværkskonstruktion som gør det til en noget besværlig operation at indfylde eller genindfylde katalysatorportioner.

En alvorlig ulempe ved denne metode består i risiko for at forgifte katalysatoren med kølemedier i tilfælde af lækager i rør- eller rørføringssystemet.

En anden ulempe ved den i ovennævnte US patent nævnte metode er nødvendigheden af ydre forvarmning af fødegassen til en temperatur som behøves til igangsættelse af reaktionen i katalysatorlejet samt regulering af kølemediets kogepunkt til et niveau som ligger lige under eller omkring temperaturen inde i katalysatorlejet og som er bestemt af arten af omdannelsesreaktionen.

Det er derfor den foreliggende opfindelses formål at tilvejebringe et apparat i hvilket gasformige råmaterialer omsættes exotermt ved at man fører en strøm af det gasformige råmateriale i radial retning gennem et katalysatorleje under optimal temperaturkontrol med kølerør som fortrinsvis er ordnet i langstrakte kølezoner for gasformigt kølemedium anbragt aksialt gennem katalysatorlejet uden de kendte komplikationer.

Ifølge opfindelsen er der konstrueret en kølet reaktor som omfatter en cylindrisk trykskal, mindst én rørplade (tube sheet) og organer til fordeling af syntesegas i radial retning gennem mindst ét katalysatorleje forsynet med et eller flere kølerør til indirekte afkøling af reagerende gas.

Kølerørene omfatter et væske- og gastæt (i det følgende også betegnet fluidtæt) ydre varmevekslingsrør som er koncentrisk med og omgiver et indre rør fastgjort til det ydre rør i kølerørets indgangsende ved hjælp af en fluidtæt ringformet læbe, hvorved der begrænses et ringformet rum mellem de koncentriske rør, hvilket ringformede rum er åbent ved kølerørens udgangsende. Det indre rør, der er åbent i indgangssiden og lukket i udgangssiden, er forsynet med et antal åbninger til dirigering af strømmen af kølegas til det ringformede rum og langs kølerørets varmevekslingsvæg.

Herved opnås det at den gas, der strømmer ind i det indre rør og langs hele dets længde, fordeles jævnt i det ringformede rum (og dermed langs hele katalysatormængden) så at dette rum holdes på en konstant temperatur mellem det omgivende katalysatorlejes temperatur og gassens indgangstemperatur.

I en foretrukken udførelsesform for reaktoren ifølge den foreliggende opfindelse optimeres temperaturfordelingen i katalysatorlejet ved at kølerørene er anbragt i et antal koncentriske kølingszoner indeholdende indbyrdes forsatte rækker af kølerør for at opnå områder med adiabatisk reaktion og områder med køling i katalysatorlejet.

Ved en anden udførelsesform er de indre perforerede rør blandt kølerørene koniske.

Et yderligere formål med opfindelsen er at tilvejebringe en forbedret proces til exoterme reaktioner af gasformige råmaterialer i et eller flere katalysatorlejer ved at man fører de gasformige råmaterialer gennem mindst ét katalysatorleje, hvor kølerør er anbragt aksialt i mindst et af katalysatorlejerne og består af et fluidtæt ydre varmevekslingsrør som er koncentrisk med og omgiver et indre rør fastgjort til det ydre rør ved indgangen til kølerøret ved hjælp af en væske- og gastæt ringformet læbe, hvorved der begrænses et ringformet rum mellem de koncentriske rør, hvilket ringformede rum

er åbent ved rørenes udgangsende, og ved at man fører en kølegas gennem de perforerede indre rør til det ringformede rum og langs varmevekslingsvæggen ved det ydre rør blandt nævnte kølerør, for at fjerne excessiv reaktionsvarme fra katalysatorlejet ved indirekte varmeveksling med kølegassen.

Ved en foretrukken udførelsesform for processen ifølge opfindelsen holdes det ringformede rum inde i kølerørene på konstant temperatur mellem den omgivende katalysators temperatur og den indkommende syntesegas' temperatur ved at man fører de gasformige råmaterialer i radial retning gennem katalysatorlejet. I yderligere en foretrukken udførelsesform for processen ifølge opfindelsen indeholder kølegassen de gasformige råmaterialer, der forvarmes ved indirekte varmeveksling med reagerende gas til en temperatur der er nødvendig for at opretholde omdannelse af de gasformige råmaterialer i katalysatorlejet til en strøm af produktgas.

Med den reaktor og den fremgangsmåde der er tilvejebragt ved opfindelsen forbedres udbyttet af reaktionen, hvilket gør det muligt at nedsætte katalysatormængden med ca. 20% i sammenligning med kendte reaktorer med radial strømning, hvorved de nødvendige kapitalomkostninger nedsættes med et beløb på ca. 25%.

Andre fordele ved den foreliggende opfindelse vil forstås af den følgende detaljerede beskrivelse og tegningen, på hvilken

fig. 1 skematisk viser en reaktor ifølge opfindelsen i aksialt længdesnit,

fig. 2-4 er forstørrede gengivelser af henholdsvis en bunddel, en central sektion og en øvre del af et kølerør i en reaktor ifølge opfindelsen,

fig. 5 er et diagram der viser et vandret snit gennem en udførelsesform for en reaktor ifølge den foreliggende opfindelse med koncentriske kølezoner forsynet med kølerør i indbyrdes forskudte rækker, og

fig. 6 og 7 er sammenlignelige opstillinger af koncentrations/temperaturprofiler under ammoniaksyntese.

Specielt viser fig. 1 i fuldstændig skematisk form de ønskelige dele af en reaktor ifølge opfindelsen.

Reaktoren har en trykskal 10 som udgør reaktorens ydre overflade. Reaktorskallen er forsynet med en indgang 12 til indstrømmende gas og en udgang 14 til produktgas. Et centralt rør 16 er forbundet med udgangen 14 på konventionel måde. Det centrale rør 16 der tjener til at modtage omsat gas fra et katalysatorleje 20, har en perforeret væg 18 som forløber gennem katalysatorlejet 20, og en gastæt væg 22 ved sin øvre ende; væggen 22 strækker sig fra den gastætte ende 26 til den øvre del af katalysatorlejet 20. Den nedre ende af centralrøret 16 har en gastæt væg 24 som strækker sig fra bunden af katalysatorlejet 20 til den åbne ende 28 af centralrøret 16, lige ved udgangsenden 14.

Væsentlige dele af reaktoren er blandt andet en bund-rørplade (bottom tube sheet) 30, en dækplade (cover sheet) 36, et eller flere gasfordelingsorganer 34 forbundet med periferidelen af trykskallen 10 og kølerør 38 som forløber i aksial retning fra bund-rørpladen 30 gennem katalysatorlejet 20 til dækpladen 36.

Som vist i fig. 2-4 består kølerørene 38 af to koncentriske rør, et indre rør 2 og et ydre rør 4, og de definerer et ringformet rum 6 mellem sig. Inderrøret 2, som er åbent i indgangsenden 2a og lukket i udgangsenden 2b, har et antal åbninger 8 til at dirigere stråler af indstrømmende gas til det ringformede rum. Den nedre kant 6a på inderrøret 2 er bøjet hen imod det ydre rør 4's væg og fastgjort til den nederste kant af yderrøret 4, hvorved der er tilvejebragt en gastæt læbe 6a mellem kølerøret 38's vægge. Yderrøret er fastgjort til bund-rørpladen 30 og dækpladen 36 hvorved det ringformede rum 6 er lukket i sin nedre ende 6a og åbent i sin øvre ende 6b. Kølerørene 38, som eventuelt kan være fordelt ensartet i katalysatorlejet, er anbragt i katalysatorlejet 20 i et antal kølezoner 60a, 60b, 60c, 60d... som skematisk vist i fig. 5. Kølezonerne 60a, 60b, 60c, 60d..., der

hver indeholder et hensigtsmæssigt antal kølerør 38, er fordelt koncentrisk gennem katalysatorlejet så der er opnået områder med adiabatisk reaktion og områder med køling i katalysatorlejet 20.

5 Driften af den i den foregående beskrevne reaktor skal diskuteres generelt under henvisning til fig. 1-5.

10 En strøm af indkommende gas indføres gennem indgangen 12 ind i et rum 40 som ligger op til den nedre del af trykskallen 10 og begrænses af en dækplade 32 i gasfordelingsenheden 34 og bund-rørpladen 30, der er fastgjort til en indre periferi-position af trykskallen 10.

15 Fra rummet 40 løber gassen ind i det indre rør i hvert af kølerørene 38. Gassen tvinges gennem åbningerne 8 langs hele væggen om det indre rør 2 og fordeles derved ensartet i det ringformede rum 6 og langs varmevekslingsvæggen 7 på det ydre rør 4.

20 Et konisk indre rør 2, forsynet med et antal åbninger 8, leverer en ensartet gasstrøm til det ringformede rum 6 med konstant hastighed langs varmevekslingsvæggen 7 på det ydre rør 4. Eftersom den reagerende gas har radial strømning retning vil katalysatorlejets temperatur være konstant ved og langs hele den ydre varmevekslingsvæg 7 på kølerøret 38, hvilket ved konstant varmeoverførsel giver konstant temperatur inde i det
25 ringformede rum 6.

I tilfælde af at den indkommende kølegas er syntesegas indføres gassen i gasfordelingsenheden 34 efter at have forladt kølerørene 38, og den fordeles ensartet
30 i katalysatorlejet 20. Den reagerende gas løber i radial retning og under i hovedsagen rette vinkler til kølerørene fra gasfordelingsenheden til centralrøret 16, hvorefter den passerer områder med adiabatisk reaktion og områder med køling i kølezonerne 60a, 60b, 60c og 60d...
35 Produktstrømmen af syntesegas føres fra centralrøret 16 til udgangen 14.

Opfindelsen som beskrevet i det foregående er generelt anvendelig på katalytiske reaktioner hvor gasformige råmaterialer omsættes exotermt til dannelse af gasformige produkter. Typiske katalytiske reaktioner på hvilke opfindelsen er anvendelig er reaktionen mellem kuloxider og hydrogen til dannelse af metanol, oxosyntese og katalytisk omdannelse af hydrogen og nitrogen til ammoniak.

I de følgende eksempler er opfindelsen udnyttet i beregningsmodeller, computermodeller som belyser forskellige fordele ved den kølede reaktor og fremgangsmåden ifølge den foretrukne udførelsesform for henholdsvis reaktoren og fremgangsmåden ifølge opfindelsen.

Eksempel 1

En model-procedure udnyttes i et ammoniakanlæg der simuleres som et antal tilbageblandings-reaktorer i serie og med en produktionskapacitet på 1000 metriske t om dagen ved udnyttelse af fremgangsmåden og reaktoren ifølge opfindelsen som vist i fig. 1 og 6.

Den i model-proceduren anvendte katalysator er den konventionelle ammoniak-katalysator KM 1,5-3 som leveres af Haldor Topsøe A/S, Lyngby, Danmark, og har en partikelstørrelse på 1,5-3 mm og en massefylde på 2700 kg/m³. Katalysatorlejet 20 er indstillet på et samlet rumfang på 46 m³ og en højde på 10 m.

Sammensætningen af den indgående syntesegas er vist i tabellerne I-III sammen med sammensætningen af produktstrømmen og yderligere data som har relation til eksempel 1. Reaktoren drives ved et tryk på 140 kg/cm²g. En processtrøm af syntesegas på 500.000 Nm³/h med en indgangstemperatur på 266°C indføres gennem indgangen 12 i et ringformet rum 30 i bunden af reaktorskallen, der tjener til at fordele den indkommende gas til kølerørene 38 som er aksialt arrangeret som to indbyrdes fortsatte rækker i hver af de tre koncentriske kølezoner

60a, 60b og 60c bestående af henholdsvis 72 rør, 183 rør og 226 rør. Langs varmevekslingsvæggen 7 om kølerørene antager gassen en konstant temperatur mellem temperaturen af den indgående gas og temperaturen af den reagerende gas.

Efter at have forladt kølerørene tvinges processtrømmen i det væsentlige i radial retning gennem katalysatorlejet 20 via gasfordelingsenheden 34.

Mens processtrømmen passerer gennem katalysatorlejet stiger dens temperatur i de adiabatiskke områder uden for kølezonerne på grund af den exoterme reaktion og går ned inde i kølezonerne ved indirekte varmeveksling med kold indkommende gas i kølerørene. Der optræder følgelig kun små temperatursvingninger og de dæmpes og udlignes meget hurtigt som det ses i fig. 6 og fig. 7.

Ammoniakkoncentration i processtrømmen stiger fra 4,1 til 16,6 rumfangs% ved at strømmen kontinuerligt føres gennem adiabatiskke områder og køleområder. Produktstrømmen af syntesegas modtages derefter i det centrale rør 16 og føres til udgangen 14 med en temperatur på ca. 450°C.

Eksempel 2

Reaktoren og fremgangsmåden i nærværende eksempel 2 er de samme som beskrevet i eksempel 1 med undtagelse af følgende træk:

Rumfanget af katalysatoren er hævet fra 46 til 56 m³ og strømmen af syntesegas er sat ned til 480.000 Nm³/h.

Antallet af kølerør 38 i den første kølezone 60c er hævet fra 226 som i eksempel 1 til 348, anbragt i tre indbyrdes forsatte rækker i stedet for i to, og i den tredje kølezone 60a fra 72 til 125. Udbyttet af ammoniak forbedres herved fra 16,6 til 17,4 rumfangs% skønt gasstrømmen er reduceret med 4%. Den udstrømmende produktgas har en temperatur på 430°C.

Andre parametre for processen og for reaktoren vil fremgå af tabellerne I-III. Profilen for temperatur og ammoniakkoncentration ved processen er vist i fig. 7 som en punkteret linie.

5

Eksempel 3

Processen og reaktoren ifølge nærværende eksempel 3 er det samme som beskrevet i de foregående eksempler, dog med den forskel at der nu er fordelt 894 kølerør som to indbyrdes forsatte rækker og arrangeret i 5 kølezoner 60a-60e som specificeret yderligere i tabel III.

10

Katalysatorrumfanget er hævet til 128 m^3 og strømmen af syntesegassen nedsat til $380.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

15

Mængden af ammoniak i produktgassen er yderligere forbedret til 21,8 rumfangs%. Temperaturen af den udstrømmende produktgas er 392°C .

Andre procesparametre vil fremgå af tabellerne I-III.

20

Sammenligningseksempler

Fig. 6 viser koncentrations-temperaturprofilen for processen ifølge eksempel 1 i sammenligning med den tilsvarende profil for en simuleret proces gennemført i den kendte radiale strømningskonverter med to lejer S-200 som nævnt i US patentskrift nr. 4.181.701 og udstyret med en central monteret varmeveksler i første katalysatorleje.

30

I fig. 6 repræsenterer kurve B den termodynamiske ligevægtskoncentration ved procesbetingelserne og ved den syntesegas-sammensætning som er brugt i eksempel 1 (se tabel I). Kurve A belyser en tilnærmelse til denne ligevægtstilstand ved 10°C , svarende til en fornuftig tilnærmelse som kan opnås i praksis.

35

De øvrige kurver, C og D, repræsenterer ændringer der optræder med hensyn til temperaturen og ammoniakkoncentrationen i processtrømmen af syntesegas under dens passage gennem katalysatorlejet for så vidt angår den proces der er opnået henholdsvis i eksempel 1 og S-200 konverteren.

Koncentrations-temperaturprofilen for processen fra eksempel 1 ifølge opfindelsen repræsenteres af den kraftigt optrukne linie C og den punkterede linie D repræsenterer forløbet af den proces der opnås i den kendte reaktor. Alle de i S-200 reaktoren anvendte procesparametre er de samme som dem der er beskrevet i eksempel 1 med undtagelse af mængden af katalysator, der er 56 m^3 i S-200 reaktoren i stedet for de 46 m^3 der bruges i reaktoren ifølge opfindelsen.

Begge reaktorer er simuleret som et antal tilbageblandingsreaktorer forbundet i serie. Som det fremgår af fig. 7 bevirker udskiftning af varmeveksleren med kølerør monteret i flere kølezoner en bemærkelsesværdig dæmpning af temperatursvingningerne omkring den optimale reaktions-temperaturkurve A i sammenligning med den kendte reaktor.

Mængden af ammoniak i produktstrømmen er den samme i begge tilfælde skønt katalysatorrumfanget i reaktoren ifølge den foreliggende opfindelse er reduceret med næsten 20%.

Virksomheden af den temperatur/ammoniakkoncentrationskurve der er fremkaldt af kølerørene er yderligere vist i fig. 7, som belyser en meget snær tilnærmelse til den optimale reaktionshastighedskurve A som blev opnået i processen i eksempel 2 (repræsenteret af den lukkede linie D). Ved montering af et stigende antal kølerør inde i katalysatorlejet kan temperaturforskellene mellem de adiabatiskke områder og køleområderne jævnes endnu tættere ud i det område hvor der hersker maksimal reaktionshastighed i sammenligning med den proces der er opnået i eksempel 1 (repræsenteret som den brudte linie C).

Tabel I

<u>Eksempel</u>	<u>1-3, sammenligningseksempler</u>	
5	Sammensætning af strømmen, rumfangs% indkommende gas	
	H ₂	66,00%
	N ₂	22,00%
	NH ₃	4,12%
10	Ar	2,50%
	CH ₄	5,38%
	Tryk, kg/cm ² g	140
	Reaktorens produktionskapacitet, metriske t/dag	1000
15	Typefaktor	1,7
	Katalysatorens massefylde kg/m ³	2700
	centralrør, udvendig diameter, mm	500

20

Tabel II

<u>Eksempel</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>Ref. S-200</u>
Strømhastigheder, 1000 Nm ³ /h	500	480	380	500
Strømtemperatur, °C				
25 Fødestrøm, reaktorindgang	266°C	266°C	266°C	266°C
Fødestrøm, reaktor udgang	448	430	392	448
Strømsammensætning, rumfangs%				
Produktstrøm	16,6	17,4	21,8	16,6
Katalysatorrumfang, m ³	46	56	128	56
30 Katalysatorleje, udvendig diameter, m	2,7	3,0	3,0	3,0
højde, m	10,0	10,0	25,0	10,0

35

Tabel III

Kølerør, udvendig diameter, mm	50
hældning, mm	60
h_i , kcal/m ² h ^o C	1500

5

	<u>Kølezo-</u> <u>ner</u>	<u>Diame-</u> <u>ter, mm</u>	<u>Antal</u> <u>rør</u>	<u>Varmetransmissions-</u> <u>koefficient h_y, kg</u> <u>(kcal/m²h^oC)</u>	
10	<u>Eksempel 1</u>	1	2166	226	274
		2	1750	183	314
		3	1333	72	373
15	<u>Eksempel 2</u>	1	2166	348	268
		2	1750	183	306
		3	1333	125	363
20	<u>Eksempel 3</u>	1	2583	270	121
		2	2166	226	134
		3	1750	183	152
		4	1333	125	178
		5	917	90	224

Varmetransmissionskoefficienten h_y på ydersiden af kølerøret er beregnet i henhold til standardformler for tværstrøm inde i et rørbundet under hensyn til det ned-

25 satte strømningsareal der bevirkes af katalysatorpartiklerne.

30

35

P a t e n t k r a v

1. Kølet reaktor til exoterm katalytisk omsætning af gasformigt råmateriale, hvilken reaktor har en cylindrisk trykskal (10), mindst én rørplade (30) og organer (34) til
5 fordeling af syntesegas i radial retning gennem et eller flere katalysatorlejer (20) forsynet med et eller flere kølerør til indirekte afkøling af reagerende gas, k e n d e - t e g n e t ved at disse kølerør (38) består af et fluidtæt varmevekslende yderrør (4) som er koncentrisk
10 med og omgiver et inderrør (2) der er fluidtæt fastgjort til yderrøret (4) ved indgangssiden (2a) af kølerøret og dermed begrænser et ringformet rum (6) mellem de koncentriske rør, hvilket ringformede rum (6) er åbent på udgangssiden (6b) af kølerørene (38), hvilket inderrør
15 (2), der er åbent i indgangssiden (2a) og lukket på udgangssiden (6b), er forsynet med et antal åbninger (8) til dirigering af strømmen af kølegas til det ringformede rum (6) og langs kølerørets (38) varmevekslingsvæg (7).
- 20 2. Kølet reaktor ifølge krav 1, k e n d e t e g n e t ved at kølerørene (38) i katalysatorlejet (20) er anbragt i koncentriske kølezoner (60a, 60b, 60c..) indeholdende indbyrdes forskudte rækker af kølerørene (38).
3. Kølet reaktor ifølge krav 1 eller 2, k e n d e - t e g n e t ved at det indre perforerede rør (2) i kølerøret (38) er kegleformet.
- 25 4. Fremgangsmåde til exoterm omsætning af gasformige råmaterialer i et eller flere katalysatorlejer (20) i en reaktor ifølge krav 1, k e n d e t e g n e t ved
30 at den indbefatter trin ved hvilke man fører de gasformige råmaterialer gennem mindst ét katalysatorleje (20) indeholdende kølerør (38) og fører en kølegas gennem de perforerede inderrør (2) til det ringformede rum (6) og langs varmevekslingsvæggen (7) og yderrøret (4) i nævnte
35 kølerør (38), for at fjerne excessiv reaktionsvarme fra katalysatorlejet (20) ved indirekte varmeveksling med kølegassen.

5. Fremgangsmåden ifølge krav 4, k e n d e t e g -
n e t ved at temperaturen i det ringformede rum (6) i
kølerørene (38) holdes på en konstant temperatur, der
ligger mellem den omgivende katalysators (20) temperatur
5 og den indkommende syntesegas' temperatur, ved at man
fører de gasformige råmaterialer i radial retning gen-
nem katalysatorlejet.
6. Fremgangsmåde ifølge krav 4 eller 5, k e n d e -
t e g n e t ved at kølerørene (38) er arrangeret i kø-
10 lezoner (60a, 60b, 60c..) i et eller flere katalysator-
lejer (20).
7. Fremgangsmåde ifølge et hvilket som helst af kra-
vene 4-6, k e n d e t e g n e t ved at kølegassen inde-
holder de gasformige råmaterialer, der forvarmes ved
15 indirekte varmeveksling med reagerende gas til en tem-
peratur der er nødvendig til at opretholde omdannelse af
de gasformige råmaterialer inde i katalysatorlejet til
en strøm af produktgassen.

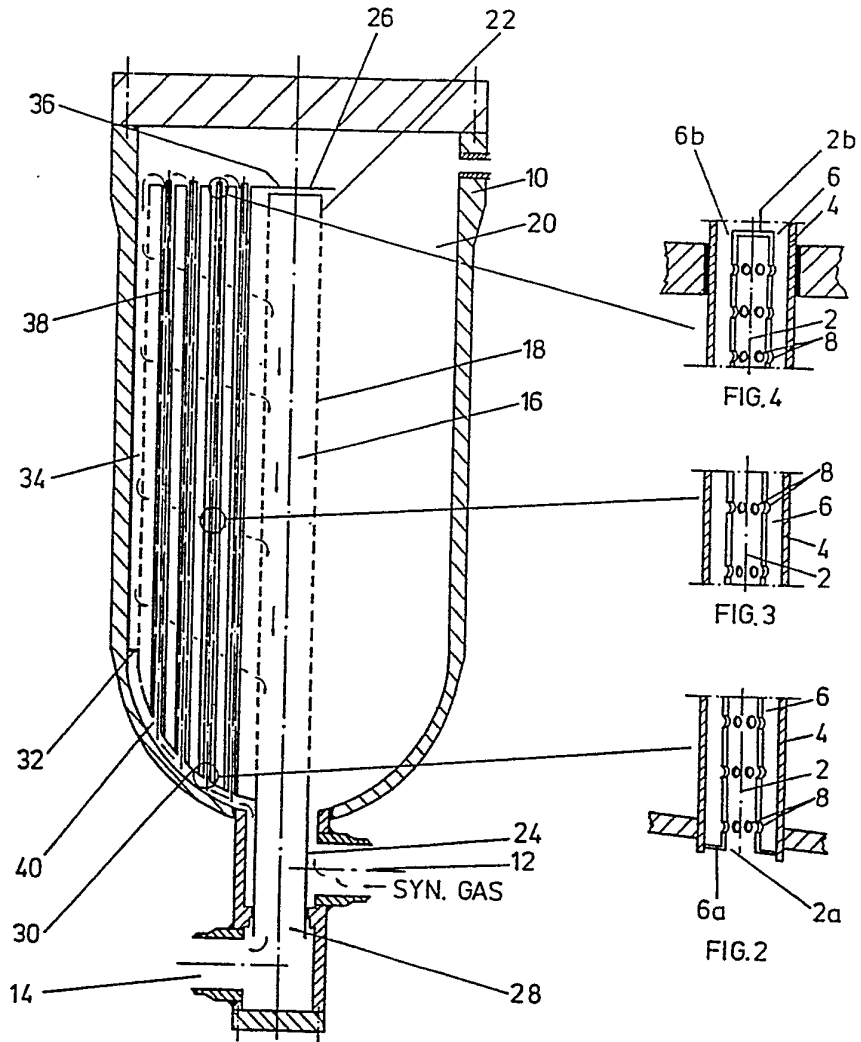


FIG.1

FIG.4

FIG.3

FIG.2

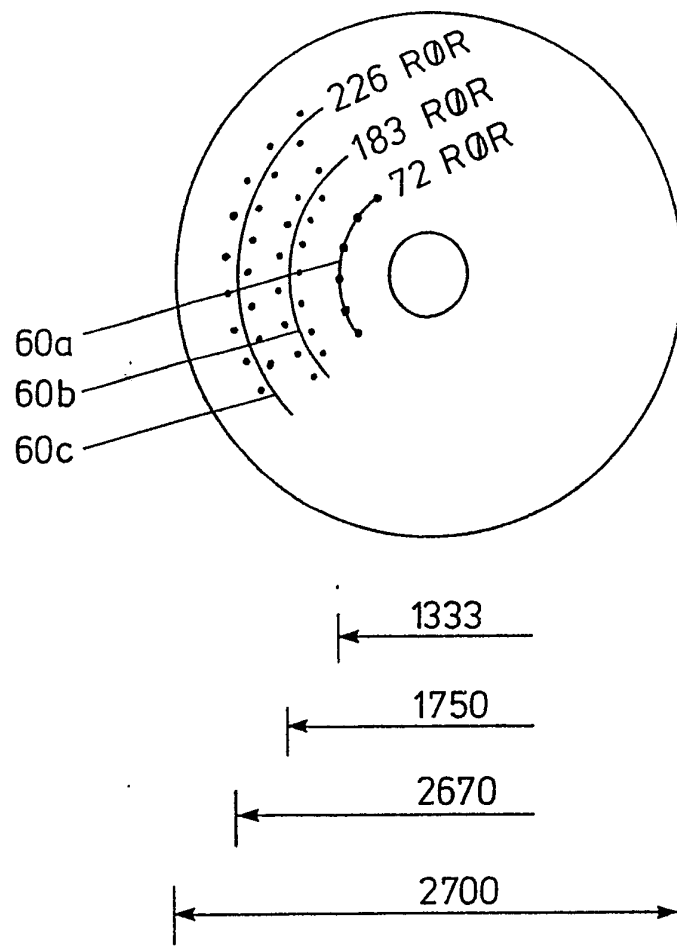


FIG. 5

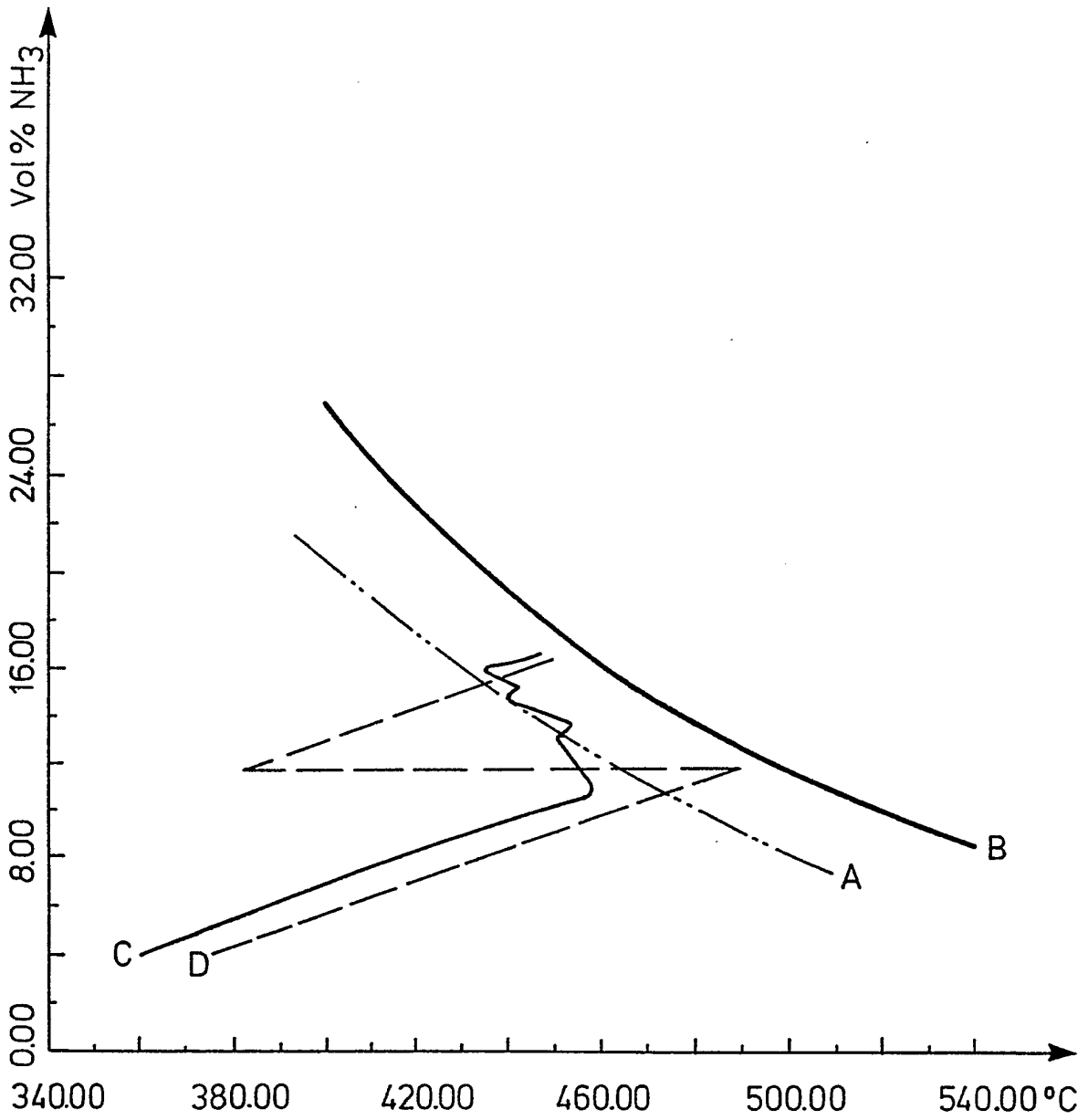


FIG. 6

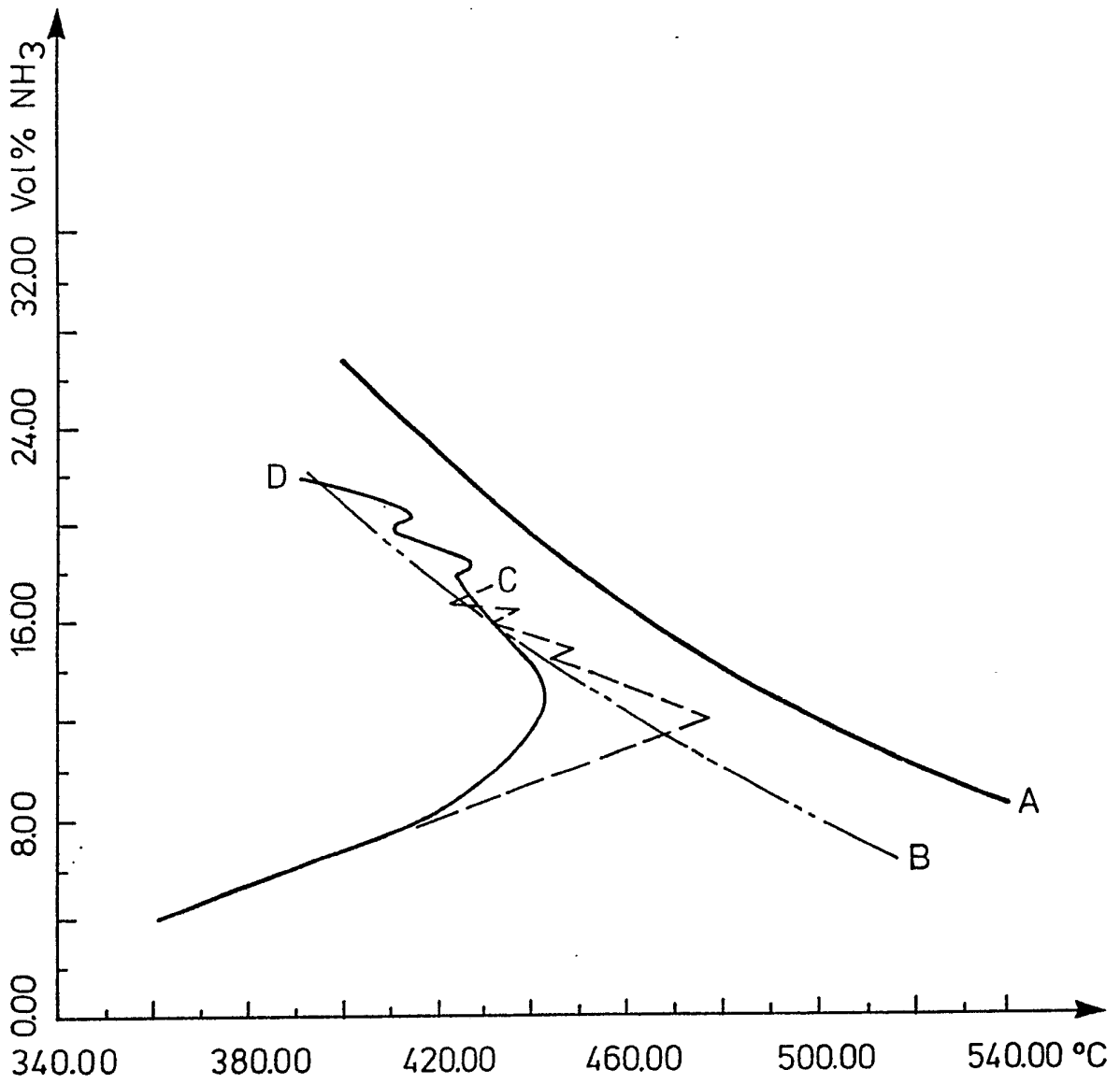


FIG. 7