

BESKRIVNING
OFFENTLIGGJORD AV KUNGL.
PATENT- OCH REGISTRERINGSVERKET



BEVILJAT DEN 19 JANUARI 1950
PATENTTID FRÅN DEN 5 NOV. 1946
PUBLICERAT DEN 21 MARS 1950

Ans. den 5/11 1946, nr 9705/1946.

Härtill en ritning.

STANDARD OIL DEVELOPMENT COMPANY, NEW YORK, N. Y.,
AMERIKAS FÖRENTA STATER.

Process och katalysator för syntes av kolväten ur kolmonoxid och väte.

Uppfinnare: R. W. Krebs.

Prioritet begärd från den 21 december 1945 (Amerikas förenta stater).

Föreliggande uppfinning avser en förbättrad metod för katalytiskt förenande av koloxider och väte för bildning av kolväten med mer än två kolatomer och oxiderade derivat därav. Särskilt avser uppfinningen en metod att leda reaktionen med katalysatorer, i fluidiserad form, ävensom dylika katalysatorer själva.

Uppfinningen beskrives i detalj i det följande under hänvisning till bifogade ritning. Ritningen visar en halvschematisk projektion av en apparat för reduktion av kolmonoxid med väte, varvid katalysatorn användes i fluidiserad form.

Under de sista åren har stor uppmärksamhet riktats på problemet att åstadkomma en förbättrad metod för genomförande av kemiska reaktioner i gasfasen och med katalysatorer i fluidiserad form. Därmed menas, att en finfördelad katalysator dispergeras genom den reagerande gasblandningen för att bilda en tät suspension, vilken flyter genom apparaten på liknande sätt som en vätska och företer både dynamiska och statiska tryck. Dylika system hava med framgång använts i stor skala för krackning av kolväteoljor liksom även för andra reaktioner.

Det är av stor vikt, att katalysatorn i reaktionskärlet hålles väl fluidiserad, enär härigenom tryggas likformig temperatur och likformigt tryck under hela reaktionen liksom även konstanta betingelser i övrigt, varigenom processens utbyte och effektivitet förbättras.

Vid försök att tillämpa systemet på syntes av kolväten och oxiderade derivat genom reduktion av koloxider med väte har det visat sig, att vissa oväntade svårigheter uppkomma, vilka synas vara specifika för denna särskilda reaktion, speciellt när man försöker genomföra den i stor skala, d. v. s. i kommersiell skala och i avsevärt större omfattning, än som normalt förekommer i ett laboratorium.

Till förklarande av de olika slags svårigheter, som hava visat sig vara för handen, må nämnas, att storleksfördelningen av katalysatorpartiklarna i föreliggande fall är av större vikt än i andra reaktioner. Vid vissa, särskilt noggrant kontrollerade och reglerade försök har en lämplig synteskatalysator bringats till fluidiserad form i en syntesgas vid rumstemperatur, d. v. s. under den temperatur, som är lämplig för reaktionen. Sedan fluidiseringen genomförts på tillfredsställande sätt, ökades temperaturen hos den tillförda gasen gradvis till reaktionsområdet i och för syntesen av kolväten och oxiderade derivat. När emellertid reaktionstiden uppnåddes, blev fluidiseringen mycket dålig med ty åtföljande tröghet och ojämnhet. Vid andra försök visade det sig, att enbart väte eller enbart CO kunde användas för att fluidisera katalysatorn även vid de normala reaktionstemperaturerna, men att vid tillsats av det andra reaktionsmedlet, CO eller väte alltefter omständigheterna, fluidiseringen plötsligt upphörde eller blev ytterst dålig i reaktionszonen. Det visade sig slutligen, att vid dessa speciella reaktioner var processen mycket mera känslig än i andra reaktioner, som förut undersökts, och att detta var en egendomlighet för själva reaktionen men icke för det fluidiserade materialet. De verkliga skälen och den fysikaliska förklaringen härtill äro fortfarande ovissa. Det visade sig, att katalysatorstorleksfördelningen var av stor betydelse och i detta avseende innebar mycket skarp skillnad från de resultat, som erhållits vid krackningen av kolväten och vid andra reaktioner. Det visade sig slutligen, att god fluidisering kunde tryggas i ett stabilt tillstånd under driftstemperaturområdet genom användningen av ett lämpligt valt jämviktsförhållande mellan storleken och mängden katalysatorpartiklar i reaktionskärlet. Föreliggande uppfinning har till ändamål att bestämma det rätta området för storleksfördelningen för att syntesreaktioner med finför-

delade fluidiserade partiklar skola framgångsrikt kunna genomföras.

På ritningen betecknar 1 ett reaktionskärl, vilket i allmänhet är utfört såsom en vertikal cylinder med konisk underdel 2. Ett galler, en skärm eller ett såll 3 är anbragt i cylinderns undre del på sådant sätt, att god gasfördelning åstadkommes. I cylinderns övre del är en stoftavskiljare 4 anordnad. Denna avskiljare eller separator 4 är lämpligen av centrifugaltyp och det genom densamma avskilda stoffet återföres genom röret 5 till den fluidiserade massan, medan gas- och ångblandningen uttages genom röret 6 och ledes till en för rening avsedd kondensör 7, som tillföres vatten genom ett rör 8. Gasen, från vilken vätskeformiga produkter och de sista spåren av katalysatorn hava avlägsnats, uttages genom ett rör 9, medan vätskan avskiljes i avskiljningskärl 10. Från detta avskiljningskärl uttages vatten vid bottnen genom röret 11, medan kolväteprodukten uttages genom det övre röret 12.

Inuti reaktionskärl 1 äro katalysatorpartiklarna fördelade i reaktionsgaserna i form av en tät suspension, vilken består av en tätare fas nedtill och en lättare fas upptill, vilka båda faser äro åtskilda av en mellan- yta, som är antydd vid 13. Inuti den tätare fasen äro kylrör 14 anordnade. Dessa kylrör behöva icke nödvändigtvis vara anordnade på det visade sättet, utan även andra lämpliga anordningar kunna komma i fråga.

Inuti reaktionskärl 1 befinner sig suspensionen i häftig rörelse, varigenom ett effektivt utnyttjande av katalysatorn tryggas och en noggrann temperaturkontroll från toppen till bottnen åstadkommes.

Den tillförda gasen, vilken består av en blandning av väte och CO, lämpligen två delar väte på en del CO, inmatas från ett rör 15 genom en upphettninganordning 16, som användes tills apparaten har antagit ifrågasvarande reaktionstemperatur. Därefter ledes gasen lämpligen åtminstone delvis förbi upphettninganordningen medelst ett rör 16a. Det bör beaktas, att reaktionen själv vanligen alstrar tillräckligt med värme för att vidmakthålla sig själv, och att det i själva verket är nödvändigt att åstadkomma kylning genom rören 14 i reaktionskärl 1.

Vid vissa intervall kan en del av katalysatorn uttagas genom röret 17, varefter katalysatorn kan avskiljas från den transporterande gasen och regenereras eller ånyo behandlas alltefter önskan. Ny katalysator kan tillföras genom röret 18, företrädesvis medelst en transportgas, som kan vara en del av den tillförda gasen.

Betydande förändringar kunna vidtagas i apparaten för reaktionens genomförande, men i allmänhet är den på ritningen antydda anordningen lämplig. I varje fall bör man

använda ett utvidgat eller förstorat reaktionskärl, vilket är försett med kylorgan och tillföres reaktionsgaserna vid bottnen. Katalysatorn skiljes lämpligen från gasen inom reaktionskärls mantel, så att katalysatorns huvudmassa alltid hålles inuti reaktionskärl 1 och de bildade ångorna uttagas. Efter avskiljningen av den vätskeformiga produkten från gasen kan den sistnämnda åter införas i cirkulationen eller kretsloppet genom reaktionskammaren, vanligen efter någon lämplig justering av dess sammansättning.

För att verkningssättet i föreliggande process skall bättre förstås, bör ihågkommas, att gashastigheten uppåt i reaktionskärls innerrum inställes så, att fördelningen av katalysatorpartiklarna genom gasen upprätthålles i en tät suspension. Hastigheten är lämpligen av en storlek mellan 6 cm och 30 cm per sekund, mätt på reaktionskärls största tvärsnitt, ehuru den eventuellt kan vara så stor som 300 cm per sekund. Vanligen ligger den mellan 15 och 150 cm per sekund. När högre tryck användas, exempelvis tryck över 10 atmosfärer, kunna något lägre hastigheter användas. Denna hastighet uppåt är tillräcklig för att hålla katalysatorn i suspension. En betydande slirning eller glidning äger rum mellan katalysatorn och gasen, d. v. s. katalysatorpartiklarna stiga betydligt långsammare än den gas, i vilken de äro suspenderade. Reaktionstemperaturen beror på andra faktorer, i första hand på katalysatorn, men ligger inom ett område från cirka 177° C till 357° C. Vid användning av katalysatorer, vilkas aktiva element är järn, ligger den lämpliga temperaturen mellan 288° C och 344° C, under det att vid användning av katalysatorer, vilkas aktiva element är kobolt, ett lägre temperaturområde från cirka 191° C till 246° C föredrages. Vid järnkatalysatorer är det lämpligt att använda ett tryck om 10 till 30 atmosfärer, när man lägger särskild vikt vid kolväteproduktion, och även högre tryck kunna användas, om man vill öka utbytet av oxiderade derivat på bekostnad av kolvätena. Vid kobolthaltiga katalysatorer kan man utan svårighet använda atmosfäriskt tryck, ehuru det är att föredraga att genomföra reaktionen vid tryck från 5 till 15 atmosfärer.

Vad beträffar katalysatorstorleksfördelningen har det utrönt, att tillfredsställande verkan, varvid fluidiseringen är god och kan hållas stabil, förefinnes endast inom ett jämförelsevis trångt område. Detta innebär icke, att man utanför detta område icke skulle kunna erhålla någon verkan, men drift utanför det ifrågakommande området förlöper icke jämnt och är utsatt för avvikelser under vissa perioder, under vilka katalysatorn synes rusa uppåt genom apparaten i anhopningar och stora bubblor eller rännor av gas passera genom den täta katalysatorblandningen utan att komma i den rätta kontakten med

densamma. I det följande komma närmare uppgifter om katalysatorn att lämnas. Det bör beaktas, att en likformig måttlig spridning av katalysatorstorlekarna är bättre än ett extremt smalt område å ena sidan och ett extremt brett spridningsområde å andra sidan. Hela katalysatormassan är fint fördelad, ehuru en del av densamma kan hava

storlekar över 80 mikron, och den även kan innehålla så små partiklar som 5 mikron och mindre. De större partiklarna över 80 mikron äro i övervägande grad mindre än som motsvarar grovleken 40 maskor per cm, och innehåller icke några partiklar, som är större än den grovlek, som motsvarar cirka 4 maskor per cm.

Katalysatorpartiklarnas diameter	Procentuell mängd	Lämpligaste mängd
0 till 20 mikron	Mindre än 25 %	5 till 25 %
20 » 80 »	30 till 85 »	30 » 85 »
Mer än 80 mikron men fortfarande finfördelning .	Mindre än 45 »	5 » 35 »

Katalysatorn kan framställas på många olika sätt. Exempelvis kan man först mala större klumpar eller stycken av det katalytiska materialet till ungefär den rätta storleken och sedan inställa grovleken inom de ovan angivna gränserna genom tillsats av finare eller grövre partiklar alltefter behov. Grov separering av den malda eller slipade katalysatorn kan utföras genom luftflotation eller genom någon annan mekanisk anordning. Dessa grova fraktioner kunna blandas för åstadkommande av den önskade fördelningen.

Katalysatorer med partiklar av i huvudsak sfärisk form kunna framställas genom bildning av en sol av det katalytiska materialet eller bärmaterial, genom dispersion av densamma i små droppar i en indifferent gas eller oblandbar vätska, exempelvis genom emulgering, och genom att upprätthålla detta tillstånd tills solen har avlagrats till en gel. Det bör beaktas, att solens partiklar antaga sfärisk form under inverkan av den inre ytspänningen. Om bärmaterial användas, exempelvis kiselgel, blandade geler etc., kunna de impregneras med de katalytiska elementen.

Katalysatorer av de ovan angivna slagen kunna lätt fluidiseras i ett stabilt tillstånd, i vilket de icke utsättas för plötsliga oavsiktliga klumpbildningar och ojämnheter, utan kolvätesyntesen kan genomföras mycket jämnt och effektivt. Katalysatoråtgången eller förlusten är icke särskilt stor. Utbytet av den vätskeformiga produkten är större än vad som erhålles vid otillfredsställande fluidisering, antagligen på grund av den bättre fördelningen av katalysatorn i gasmassan och på grund av en mera effektiv temperaturkontroll.

Exempel I.

Vid detta exempel användes en apparat av samma utförande som ovan beskrivits och visats på ritningen. Reaktionskärlet var cirka 37,5 cm i diameter och ungefär 1200 cm högt. Kylning åstadkoms genom åtta vertikala kylrör, vilka uppställ och nedtill voro förbundna genom ringformiga rör med flera anslutningar. Varje rör hade en längd om 900 cm och en diameter om 5 cm. De voro anordnade i

den undre delen av reaktionskärlet och tillfördes kylvätska.

De olika i det följande beskrivna operationerna utfördes i reaktionskärlet med en mängd från 91 till 454 kg av en kobolthaltig katalysator med ett indifferent bärmaterial och vid atmosfäriskt tryck eller vid ett tryck upp till 9,1 kg. Temperaturen varierade inom olika delar av processen från cirka 193° C till 210° C. Syntesgasen bestod av cirka 2 volymer väte på en volym CO och innehöll något CO₂. Vid vissa tidpunkter var den utspädd med extra väte. Temperaturmätningar utfördes på olika nivåer i reaktionskärlet och tryckmanometrar voro också utplacerade på olika höjder utmed reaktionskärlet. Av manometeravläsningarna kan man lätt bestämma höjden av det täta lagret av katalysator, liksom även den totala mängden katalysator i reaktionskärlet. Den totala processen omfattade flera veckors drift och var uppdelad i flera perioder, under vilka katalysatorer med olika stora partikelstorlekar användes under skilda betingelser, varvid olika försök gjordes att åstadkomma god flytbarhet. Det visade sig, att när enbart väte användes, hade katalysatorns partikelstorlek ingen eller föga inverkan och kunde operationen utföras till och med vid reaktionstemperatur, men när CO eller syntesgas tillsattes, inträdde en tidsperiod, då fluidiseringen blev ytterst dålig. Under dessa processer utgjordes ett mått på graden av den framgång, med vilken varje speciell operation kunde genomföras, av den mängd syntesgas (2 H₂ + 1 CO), som kunde användas vid god fluidisering. En fullständigt lyckad process med hänsyn till fluidisering skulle sålunda vara en operation, i vilken ren syntesgas, d. v. s. 2 volymer väte på en volym CO, användes under jämna driftsbetingelser. Dåliga processer voro sådana, i vilka en stor volym extra väte måste tillsättas till syntesgasen för erhållande av fluidisering, om fluidisering över huvud taget kunde åstadkommas. Olika avsnitt av processerna komma att betraktas i detalj:

A. Operationen började med enbart väte och med 179 kg katalysator i reaktionskärlet, vilket hölls vid en temperatur om cirka 288° C och ett tryck om cirka 1,1 kg per cm².

Hastigheten var cirka 6,9 cm per sekund. När operationen var stabiliserad, var fluidiseringen god, såsom framgick av likformigheten hos temperaturen inuti reaktionskärlet. Manometertrycken på alla ställen voro stabila under operationsperioden. Katalysatorpartiklarnas fördelning alltefter storleken under denna tidsperiod var följande:

0—20 μ	21,3 %
20—40 μ	5,8 »
40—80 μ	9,7 »
80+ μ	63,2 »

B. Efter en timmes stabil drift under de ovan beskrivna betingelserna tillsattes syntesgas till strömmen i en mängd om cirka 60 %. Hastigheten var nu 15,6 cm per sekund, temperaturen gick upp till 208° C, indikerande att reaktionen hade börjat, och en mycket dålig fluidisering blev omedelbart tydlig genom att Δp omedelbart föll över reaktionskärlet (Δp = skillnaden mellan manometeravläsningarna vid toppen och vid botten), och genom en mycket snabb svällning av ytan upp och ned från 240 cm till 285 cm, under det att vid den stabila driften under betingelserna enligt A/ ytan höll sig i huvudsak konstant vid 330 cm. Temperaturen under det föregående avsnittet av processen hade icke varierat mer än cirka 9° C totalt, men under nu föreliggande betingelser inträdde stora och snabba variationer med ett maximum om 99° C. Det visade sig, att katalysator gick förlorad eller förbrukades från reaktionskärlets topp i mycket stora mängder. Vid ett försök att förbättra driften användes 100 % av syntesgasen, d. v. s. utan något extra väte, men någon förbättring erhöles icke härigenom. Ej heller en ändring av hastigheten till 22 cm per sekund gav någon förbättring. Nu insläpptes emellertid ånyo rent väte, varvid man omedelbart erhöil stabila driftsbetingelser, som förekommo under driftsperioden A/. Någon mängd katalysator hade gått förlorad, men betingelserna blevo omedelbart likformiga och fluidiseringen blev ånyo utomordentligt god. Det visade sig, att cirka 29,5 kg katalysator hade gått förlorad. Hastigheten drevs upp till 4,5 cm per sekund och betingelserna förblevo goda. En utgångsprodukt erhöils under syntesperioden, men utbytet var lågt och tycktes variera tid efter annan.

C. En omedelbar omkoppling upp till 100 % syntesgas åstadkom en omedelbar ändring av alla betingelserna en andra gång med exakt samma resultat som ovan omnämmts. Under denna tidsperiod uttogs en del av katalysatorn och gav vid analys följande värden:

0—20 μ	13,4 %
20—40 μ	6,2 »
40—80 μ	12,7 »
80+ μ	67,7 »

D. Vid denna tid var den i reaktionskärlet kvarvarande mängden katalysator cirka 104 kg, varför 227 kg tillsattes och operationen upprepades med rent väte. Fluidiseringen var ytterst god och betingelserna voro ungefär desamma som under driftsperioden A/. Syntesgas tillsattes nu långsamt och mängden ökades, så att det visade sig, att ett gott resultat kunde erhållas med 42 % syntesgas och 58 % extra väte. Det bör beaktas, att reaktionskärlet i detta fall drevs med blott 42 % av sin nominella kapacitet (normala eller avsedda kapacitet). En därpå skeende fortsättning av samma driftssätt visade, att den procentsats syntesgas, som kunde tolereras, långsamt nedgick till cirka 20 %. En analys av katalysatorn gav följande värden:

0—20 μ	6,9 %
20—40 μ	13,8 »
40—80 μ	23,2 »
80+ μ	56,1 »

Det var tydligt, att de vid denna tidpunkt rådande betingelserna icke voro tillfredsställande och att fluidiseringen hade successivt blivit sämre.

E. Vid denna tidpunkt tillsattes en ytterligare volym katalysator med betydligt mindre partikelstorlek än den ursprungliga använda. Analysen gav nu följande värden:

0—20 μ	24,4 %
20—40 μ	18,1 »
40—80 μ	23,0 »
80+ μ	34,5 »

F. Efter tillsatsen av den ovannämnda katalysatorn utjämnade sig operationen omedelbart utan några andra ändringar i temperatur och tryckförhållanden, vilka blevo fullständigt konstanta. Det visade sig nu möjligt, men på grund av katalysatorns arbete med 100 % syntesgas och med en hastighet om 34,2 cm per sekund. Temperaturen hade stabiliserat sig vid cirka 218° C och det förefanns praktiskt taget icke någon variation mellan olika punkter i reaktionskärlet. Alla tryckmanometrarnas avläsningar höllo sig alltså i huvudsak konstanta. Under denna tidsperiod samlade sig produkten kontinuerligt, men på grund av katalysatorns låga aktivitet var omvandlingen endast cirka 36 %. Det visade sig även, att katalysatorförlusten var obetydlig under denna period och att sammansättningen av katalysatorn vid periodens slut var densamma som förut. Apparaten arbetade med sin normala kapacitet, men, såsom ovan omnämmts, var omvandlingen icke så hög, som den egentligen borde vara, på grund av katalysatorns dåliga aktivitet. Operationen var mycket överlägsen de föregående perioderna. Med andra ord, apparaten visade sig arbeta mekaniskt perfekt med hänsyn till fluidiseringen. De

föregående perioderna voro karakteriserade av snabba och stora variationer i temperatur och tryck, under det att arbetssättet inom föreliggande avsnitt var ytterst jämnt och mycket tillfredsställande.

Exempel II.

Under de föregående processerna eller försöken hade fastställts, att storleken av katalysatorpartiklarna var ett av de viktigaste villkoren för processen, varför vid nu föreliggande försök en ny och aktiv katalysator med följande partikelfördelning användes:

0—20 μ	13,9 %
20—40 μ	39,9 »
40—80 μ	37,4 »
80+ μ	8,8 »

Under detta försök hölls temperaturen vid approximativt 204° C medelst en kylmantel i stället för de i reaktionskärlet enligt exempel I använda kylrören, varvid variationerna mellan olika ställen i reaktionskärlet voro obetydliga eller inga. Apparaten tillfördes 100 % syntesgas. Liksom förut omfattade denna gas 2 volymer väte, 1 volymsdel CO och en ringa mängd CO₂. Trycket var cirka 0,7 kg per cm² och hastigheten inuti reaktionskärlet varierades tid efter annan från 16,8 till 21 cm per sekund men utan någon nämnvärd verkan på reaktionen. Under perioden företogs mätningar kontinuerligt på reaktionskärlet och följande utbytesvärden erhöles:

Omvandling av CO	86 %
Utbyte av gas, kubikmeter	162
Selektivitet i avseende på (C ₁ till C ₆)	32 %
Selektivitet i avseende på C ₄ (vätska)	54 %

Av ovanstående framgår, icke endast att reaktionskärlet arbetar jämnt utan även att omvandlingen var stor, utbytet gott och selektiviteten god. Försöket fortsattes under cirka 67 timmar. Under hela perioden var katalysatorförlusten obetydlig. Efter förloppet av 59 timmar uttogs ett prov på katalysatorn, varvid följande värden erhöles:

0—20 μ	13,5 %
20—40 μ	38,8 »
40—80 μ	38,0 »
80+ μ	9,7 »

Denna fördelning av katalysatorn är i hudsak densamma som den, med vilken operationen började.

Exempel III.

Den i exempel II angivna apparaten drevs med en järnkatalysator, som var sammansatt på följande sätt:

0—20 mikron	27,8 %
20—40 »	24,2 »
40—80 »	27,6 »
80+ »	20,4 »

Efter 120 timmars reduktion med huvudsakligen rent väte användes syntesgas. Under syntesoperationen användes temperaturer om cirka 316° C och tryck om cirka 28,2 kg per cm². Den totala gashastigheten var cirka 15 cm per sekund och driften var oklanderlig. Efter en syntesoperation om 119 timmar uttogs katalysator, som analyserades och visade följande värden:

0—20 mikron	8,5 %
20—40 »	28,5 »
40—80 »	40,0 »
80+ »	23,0 »

Höjden på katalysatorskiftet eller katalysatorbädden var mellan 600 och 750 cm och temperaturen hos katalysatorn över hela längden av detta skift varierade endast cirka 18° C. Avläsningarna på tryckmanometrarna voro jämna och visade den verkliga vikten av katalysatorn i reaktionskärlet, vilken vikt var cirka 518 kg. Värmeöverföringskoefficienten, som är ett mått på fluidiseringen var 2,12 kg cal/cm²/hr/° C.

När man försökte använda en grövre järnkatalysator i samma apparat, var denna värmeöverföringskoefficient under i övrigt jämförbara förhållanden endast 1,66 kg cal/cm²/hr/° C. Vidare varierade temperaturen mellan olika ställen i katalysatormassan så mycket som 39,6° C. Denna grövre katalysator hade följande partikelsammansättning:

0—20 mikron	2,5 %
20—40 »	17,8 »
40—80 »	27,8 »
80+ »	51,9 »

Denna analys gjordes efter syntes under 82 timmar. Nämnade data visa, att denna mera grovkorniga katalysator var märkbart underlägsen.

Patentanspråk:

1. Process för syntes av vätskeformiga kolväten och oxiderade produkter ur kolmonoxid och väte, kännetecknad därav, att en blandning av nämnda gaser ledes upp genom en reaktionszon, vilken innehåller en massa av finfördelade fasta ämnen, som äro i stånd att verka katalytiskt på ifrågavarande reaktion och som utgöras av partiklar av olika storlekar som variera uppåt från cirka 5 mikron, varvid de största av dessa partiklar hava en storlek, som är mindre än som motsvarar ungefär 4 maskor per cm, och huvuddelen av nämnda partiklar passerar genom ett såll med ungefär 40 maskor per cm, vi-

dare att hastigheten på de upp genom nämnda katalysatormassa passerande gaserna hålles vid ett värde, som ligger mellan cirka 6 och 300 cm per sekund och som är lämpligt för att hålla katalysatormassan i en tät fluidiserad fas, varvid tätheten och fluidiseringen hos denna blandning är tillräcklig för att upprätthålla i huvudsak likformig temperatur genom hela reaktionszonen, samt att lämpliga syntesbetingelser i avseende på temperatur och tryck upprätthållas i reaktionszonen, varjämte produkter utvinns från reaktionszonens övre del.

2. Process enligt patentanspråket 1, kännetecknad därav, att ett kylmedium ledes i direkt värmeutväxlingsförhållande med de fasta beståndsdelarna i nämnda täta fluidiserade blandning inuti reaktionszonen för avledning av värme därifrån och för att hålla denna zon vid den önskade syntestemperaturen.

3. Process enligt patentanspråket 1 eller 2, kännetecknad därav, att reaktionsprodukter avlägsnas, vilka innehålla medförd katalysator från nämnda katalysatormassa, att pulverformigt material avskiljes från nämnda reaktionsprodukter och att det sålunda avskilda pulvret återföres till nämnda täta fluidiserade massa.

4. Process enligt något av patentanspråken 1—3, kännetecknad därav, att den finfördelade katalysatorn hålles i stabil fluidiserad form i en vertikal reaktionszon och därefter avskiljes mekaniskt från den ångformiga pro-

dukten, varvid en katalysator användes, som är karakteriserad av nedanstående fördelning av partikelstorlekarna:

Diameter i mikron	Procentuell mängd
0 till 20	Mindre än 25 %
20 » 80	30 till 85 %
80 +	Mindre än 45 %

5. Process enligt patentanspråket 4, kännetecknad därav, att hastigheten hos den upp genom reaktionskärlet strömmande gasen hålles mellan 6 och 45 cm/sek.

6. Process enligt patentanspråket 2, kännetecknad därav, att reaktionszonen hålles vid en temperatur från cirka 177° C till cirka 344° C.

7. Process enligt patentanspråket 2, kännetecknad därav, att reaktionszonen hålles vid ett tryck, som är högre än det atmosfäriska.

8. Katalysator för utförande av den i patentanspråket 4 angivna processen, kännetecknad av en finfördelad blandning av katalysatorpartiklar av aktiva metalliska element med atomtal från 26 till 27, varvid blandningen har nedanstående fördelning av partikelstorlekarna: Se tabell till patentanspråket 4.

9. Katalysator enligt patentanspråket 8, kännetecknad därav, att den aktiva beståndsdel i katalysatorn är järn.

10. Katalysator enligt patentanspråket 8, kännetecknad därav, att den aktiva beståndsdel i katalysatorn innehåller kobolt.

