

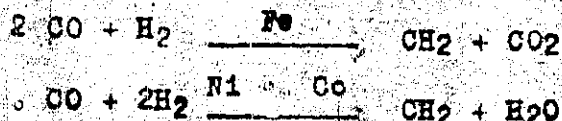
I. Gegenwärtiger technischer Stand des Fischer-Tropsch-Ruhrchemie - Verfahrens.

(Nach Berichten von Herren der Ruhrchemie A.G. und einer Besichtigung der technischen Anlage und des Forschungslaboratoriums in Oberhausen-Holt (H o l t e n)).

A. Die Synthese.

Allgemeines.

Die für die Synthese wirksamen Katalysatoren sind Eisen, Kobalt und Nickel. Eisenkatalysatoren arbeiten bei Temperaturen von 210 - 240° und die Reaktion verläuft im wesentlichen mit Kohlendioxyd als Nebenprodukt. Nickel und Kobalt arbeiten bei wesentlich tieferen Temperaturen und geben Wasser als Nebenprodukt.



Eisenkatalysatoren sind zwar in ihrer Aktivität weitgehend gesteigert worden, sie sind aber für die technische Durchführung der Kohlenwasserstoffsynthese verlassen worden, weil die Kobalt-Katalysatoren noch wesentlich aktiver sind und weil Eisenkatalysatoren einen größeren Kohlenstoffverbrauch haben. Nickelkatalysatoren sind wegen ihrer großen Hydrierfreudigkeit nicht so geeignet für die Synthese. Sie liefern mehr gesättigte Produkte und mehr Methan als Kobalt-Katalysatoren. In der Versuchsanlage des KWI in Mülheim und der Ruhrchemie in Oberhausen-Holt wurden anfänglich Kobalt-Katalysatoren mit Kupferzusatz benutzt, die eine niedrige Reduktionstemperatur bedingen. Die Reduktion solcher kupferhaltiger Katalysatoren kann bei 200° im Synthese-Ofen vorgenommen werden. Sie haben aber keine lange Lebensdauer, und man ist deshalb zu kupferfreien Kobalt-Thorium-Katalysatoren übergegangen, nachdem die Reduktion des Katalysators ausfällt.

des Synthesofens und der Transport und die Einfüllung des reduzierten Katalysators in den Synthesofen technisch gelöst worden war.

Die großtechnisch benutzten Kobalt-Katalysatoren enthielten anfangs bezogen auf Kobalt-Metall, 18 % ThO_2 . Sie wurden auf Kieselgur als Trägermaterial als Hydroxyd oder Karbonat gefällt und bei 350 - 400° im Wasserstoffstrom reduziert. Gegenüber Nickel und Eisen zeichnen sie sich durch sehr niedrige Reaktions-temperatur und geringere Gasbildung aus.

Für die Zusammensetzung der gesamten Produkte bei der drucklosen Synthese werden bei typischen Eisen-, Kobalt- und Nickel-Katalysatoren folgende Durchschnittszahlen erhalten. In der Tabelle sind in der letzten Spalte auch Zahlen für die Synthese bei 7 Atm. mit Kobalt-Katalysatoren angeführt:

atm	Eisen	Nickel	K o b a l t	
			0	7
Reaktionstemp. °C	0	0	0	7
CO/H ₂	200-240	190-210	185-198	180-200
Siedebeginn °C	2 : 1	1 : 2	1 : 2	1 : 2
% - 100°	35	35	35	35
- 200°	38	34	28,5	17
- 320°	60	71	61,5	42
Produkt -200°	98	95	88,5	72
Spez. Gewicht				
Olefine	0,665	0,67	0,695	0,69
Säure in mg KOH/ gr Produkt	42	15	35	18
gr C ₃ H ₈ /Nm ³	0,17	0,005	0,005	0,005
gr CH ₄ /Nm ³	24	18	12	7,8
flüssiges Pro- dukt/Nm ³	42	42	32	25-27
gr CO ₂ /Nm ³	90-95	95-100	120	145
	viel	4	3	ca. 2

Bemerkenswert ist das fast vollständige Fehlen von Athylen in den Reaktionsprodukten und die sehr geringe Menge Athan. Vom Synthesegas werden weit unter 0,1% in Athylen umgewandelt. Der Athylengehalt in der C₂-Fraktion des Endgases beträgt nur 2,5%.

Da Thorium nicht überall erhältlich und teuer ist, wurden andere Aktivatoren gesucht. Es wurde gefunden, daß Thorium-Oxyd zum Teil oder vollständig durch Magnesium-Oxyd ersetzt werden kann, wobei man Katalysatoren erhält, die mindestens gleichwertig, eher noch besser sind als thoriumhaltige Katalysatoren. Um Rückschläge zu vermeiden, ist man in den technischen Anlagen nur allmählich von Thorium auf Magnesium-Katalysatoren übergegangen, sodaß heute zum Teil noch mit thoriumhaltigen zum Teil schon mit thoriumfreien Katalysatoren gearbeitet wird. Die Fällung der Magnesium-Katalysatoren erfolgt in der gleichen Weise wie die der Thorium-Katalysatoren.

Magnesium-Katalysatoren zeigen eine etwas kleine Methanbildung und haben eine um ein bis zwei Monate längere Lebensdauer. Sie beladen sich nicht so stark mit Paraffin und müssen nicht so häufig regeneriert werden wie thoriumhaltige Katalysatoren.

Die Beladung mit Paraffin ist etwa wie folgt:

	<u>nach 500 Stunden</u>	<u>nach 1 000 Stunden</u>
Bei Co-ThO ₂ -Katalysatoren	50 Gew.-%	100 Gew.-%
bei Co-MgO-Katalysatoren	33 " "	50 " "

Man ist der Überzeugung, daß sich diese magnesiumhaltigen Katalysatoren noch wesentlich verbessern lassen werden. Ein besonderer Vorteil der Magnesium-Katalysatoren ist ihre höhere Belastbarkeit. Während früher die Thorium-Kobalt-Katalysatoren durchschnittlich nicht höher als mit 1,1 - 1,3 m³ Synthesegas je kg Kobalt je Stunde belastet wurden, können die jetzt verwendeten Magnesium-Katalysatoren im Durchschnitt mit 1,5-1,7 m³/kg Co/h belastet werden.

Der ThO_2 oder MgO -Zusatz kann zwischen 10 und 20 % betragen. Bei höheren Zusätzen werden höhersiedende Produkte erhalten und die Katalysatoren haben eine geringere Aktivität und Lebensdauer. Die Zusammensetzung der Produkte wird durch oxydische Zusätze im Bereich von 10 - 20 % Oxyd zum Katalysator wenig verändert, insbesondere sind Produkte von Mg - und Th -Katalysatoren ungefähr gleich.

Die Qualität der Produkte wird durch verschiedene Arbeitsbedingungen beeinflusst:

Temperatur:

Je niedriger die Temperatur, desto höhersiedend sind die Produkte. Man erhält beim Co-Mg-Th -Katalysator bei $180-184^\circ$ viel Paraffin und hochsiedendes Öl, bei längerem Betrieb, der eine erhöhte Temperatur erfordert, mehr niedersiedende, mehr C_2H_4 und mehr Methan. Die Eigenschaften der Produkte verändern sich etwa wie folgt:

	in den ersten 10 Tagen	im Mit- tel	in den letz- ten 10 Tagen
Temperatur $^\circ\text{C}$	182		198
% - 150°	37 - 39		57 - 59
Olefine im Pro- dukt - 200°	30	35	40
gr Gasol/ m^3	10	12	15
Blutzahl	niedrig	-	höher

Die Ofentemperatur wird bei den technischen Öfen nicht direkt gemessen, sondern durch die Dampftemperatur bzw. den Druck des Wasserdampfes, der die Reaktionswärme indirekt abführt. Die mittlere Reaktions- oder Katalysator-Temperatur liegt $5 - 10^\circ\text{C}$ höher als diese gemessene Temperatur, möglicherweise auch mehr.

Die Temperaturdifferenz in der Katalysatorschicht beträgt von innen nach außen etwa 15°C , in der Katalysatorschicht von oben nach unten etwa 5°C .

CO/H₂ - Verhältnis:

Wird das CO-H₂-Verhältnis von 1 : 2 auf 1 : 1,8 geändert, so entstehen etwa 5 % mehr Olefine im Produkt, ohne wesentliche Änderung der Siedekurve. Die Oktanzahl des Benzins ist dann 2 - 3 Punkte höher. Im Saeol sind beim CO/H₂-Verhältnis 1 : 2 im Synthesegas ca. 50 % Olefine enthalten, und zwar in der C₃-Fraktion ca. 20 % mehr und in der C₄-Fraktion ca. 20 % weniger. Im C₃C₄ steigt der Olefingehalt bis 70 %, wenn mit CO-reicherem Gas gearbeitet wird.

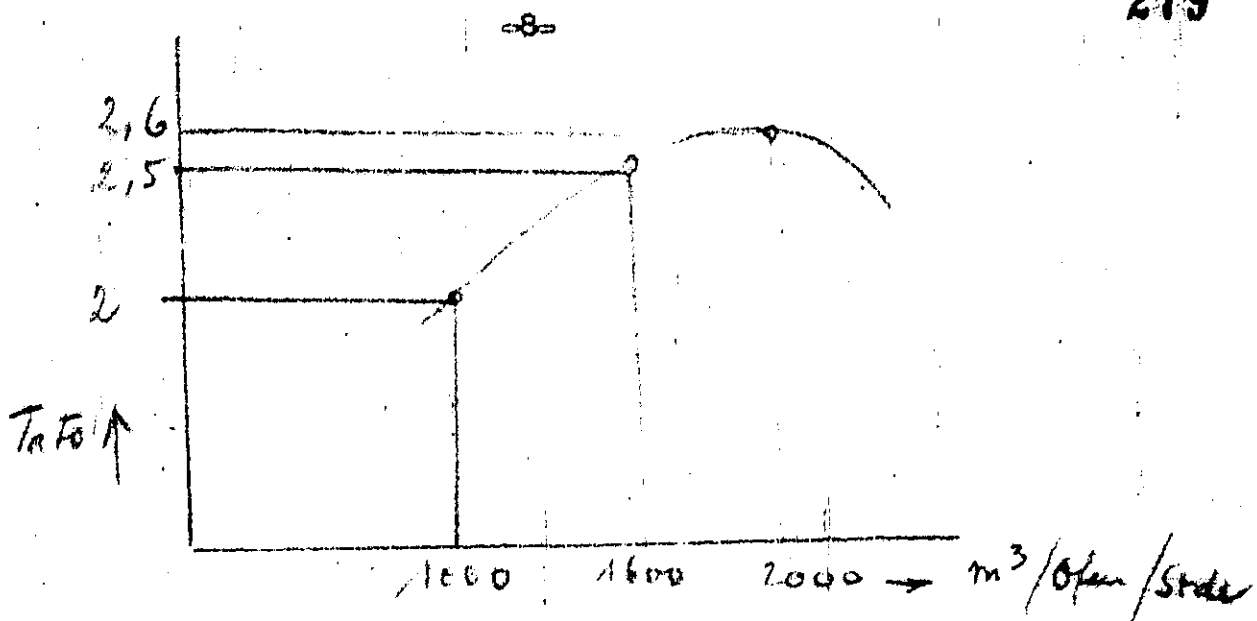
Das CO/H₂-Verhältnis im Endgas der ersten Stufe, d. h. also auch im Eingangsgas für die zweite Stufe, verschiebt sich auf etwa 1 : 1,6, wenn das Eingangsgas der ersten Stufe ein CO/H₂-Verhältnis 1 : 1,8 hat.

Wird der Wasserstoffgehalt im Synthesegas erhöht, so werden mehr niedrigsiedende Produkte erhalten. Das geht soweit, daß mit einem Synthesegas, bestehend aus 95 Teilen Wasserstoff und 5 Teilen CO, 90 % des umgesetzten CO als Methan erscheinen.

Inertgehalt im Synthesegas:

Wir der Partialdruck an CO + H₂ durch anwesendes Inertgas, wie Stickstoff, Kohlensäure, Methan, erniedrigt, so entstehen mehr niedrigsiedende Produkte. Infolgedessen sind die Syntheseprodukte der zweiten Stufe niedriger siedend als die der ersten Stufe (das Synthesegas geht mit 30 - 40 % Inerten in die zweite Stufe).

Bei steigender Strömungsgeschwindigkeit werden mehr leichtere Produkte und mehr Olefine erhalten und der Umsatz ist kleiner. Bei Steigerung des Gasedurchsatzes von 1000 m³/to Co auf 1700 m³ je to Co steigt die Ofenleistung, d. h. je to Co/h oder je m³ Ofenraum wird mehr Produkt erzeugt; wird der Durchsatz aber weiter erhöht, so nimmt die Ofenleistung wieder ab.



Sämtliche Öfen werden in den Ruhrbenzolanlagen von oben nach unten gefahren. Beim Fahren von unten nach oben tritt bald Verstopfung der Rohre durch abgeschiedenes Paraffin ein. Bei Laboratoriumsversuchen in Glasröhren ist diese Ansammlung von Paraffin deutlich sichtbar. Beim Fahren von oben nach unten ist die Druckdifferenz im Ofen über 4 Monate konstant 100 - 150 mm Wassersäule.

Technische Arbeitsweise:

Drucklose Synthese.

Bei den jetzigen technischen Anlagen wird grundsätzlich in 2 Stufen gearbeitet, mit Kondensation der bei Raumtemperatur flüssigen Produkte zwischen den beiden Stufen. Beim drucklosen Arbeiten wird auf diese Weise das bis etwa 150° siedende Benzol der ersten Stufe mit über die zweite Stufe geführt. Eine Veränderung dieses Benzols tritt dabei nicht ein. Wenn dieses Benzol zwischen den beiden Stufen z. B. durch A-Kohle herangezogen wird, verändert sich in der zweiten Stufe nichts. Die Ausbeute beträgt in der ersten Stufe drucklos je m³ Idealgas 100 gr flüssiges Produkt und 12 gr Gasol. In der zweiten Stufe ist der Durchsatz an Synthesegas 10 % größer als in der ersten Stufe. Die Ausbeute beträgt, bezogen auf 1 m³ in der ersten Stufe eingesetzten Idealgas, 20 gr flüssiges Produkt und 3 gr Gasol.

Die Gasszusammensetzung vor der Synthese und nach der ersten und zweiten Stufe ist folgende:

	Synthesegas	Gas nach der 1. Stufe x)	Gas nach der 2. Stufe
CO	28,0	17,0	6,0
H ₂	55,0	32,5	10,0
CH ₄	0,4	8,0	1,8
CO ₂	13,5	35,5	85,7
N ₂	3,1	6,5	10,0
Olefine	-	0,5	1,2

Im allgemeinen wird technisch mit abnehmendem Durchsatz und langsam steigender Temperatur gefahren. z. B. bei Th-Katalysatoren im Laufe von 4 - 5 Monaten von 1,2 m³/kg Co bis 0,9, und bei Mg-Katalysatoren von 1,5, abnehmend bis 1,1 m³/kg Co/h. Man erreicht dadurch während der gesamten Katalysator-Lebensdauer in der ersten Stufe einen konstanten Kohlenoxyd-Umsatz von 70-75%. In der zweiten Stufe wird das Kohlenoxyd bis auf einen Rest von 5 - 10 % verbraucht.

Beim Arbeiten in zwei Stufen werden pro Tonne Kobalt bei Th-Katalysatoren in 4 Monaten 345 to flüssiges Produkt erzeugt, bei durchschnittlich 1000 m³ Gas/to Co/h. Bei Magnesium werden jetzt technisch 380 to flüssiges Produkt/to Co erhalten. Bei weiterer Steigerung des Durchsatzes, die bei diesen Katalysatoren noch möglich ist, wird eine Leistung von 515 to flüssiges Produkt je to Kobalt erwartet.

Für drucklos arbeitende technische Anlagen wird zur Zeit mit folgenden Zahlen gerechnet:

Für Thorium-Katalysatoren: 720-750 m³ Gas je Ofen **xx)**
 Für Magnesium- " " " " " " " " " " " "

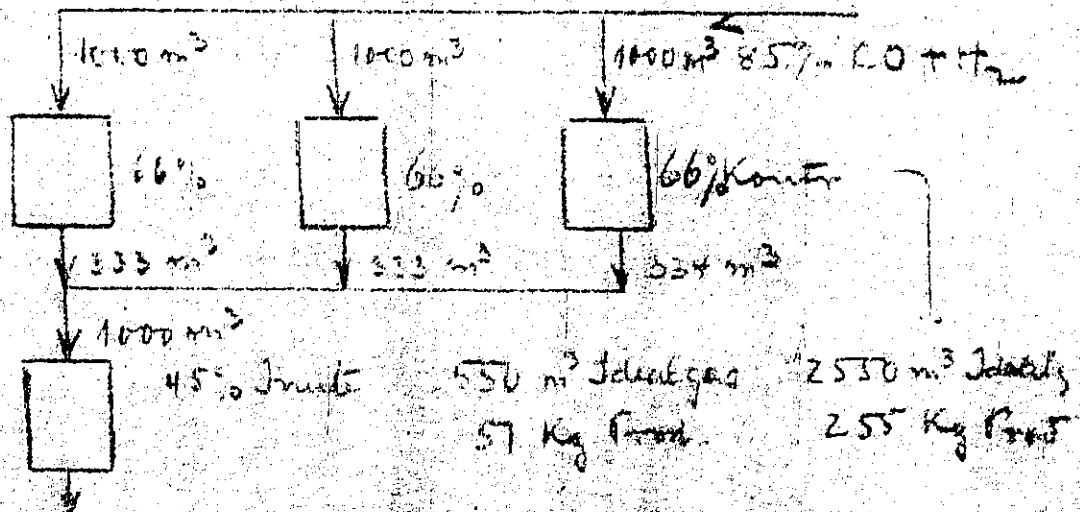
x) Bei 72-75% Co-Umsatz und drucklosen Arbeiten.

xx) Unter Gas ist hier effektives Synthesegas oder Idealgas CO + H₂, 1 : 2 ohne Inertbestandteile verstanden.

75 % der Öfen werden für die erste Stufe und 25 % der Öfen für die zweite Stufe eingesetzt. Eine Anlage kann auch so gefahren werden, daß die Öfen mit neuem Katalysator im Durchschnitt 80 - 85 % Umsatz und die mit ältestem Katalysator 60 - 65 % Umsatz ergeben, sodaß sich im Mittel in der ersten Stufe ein Umsatz von 70 - 75 % ergibt.

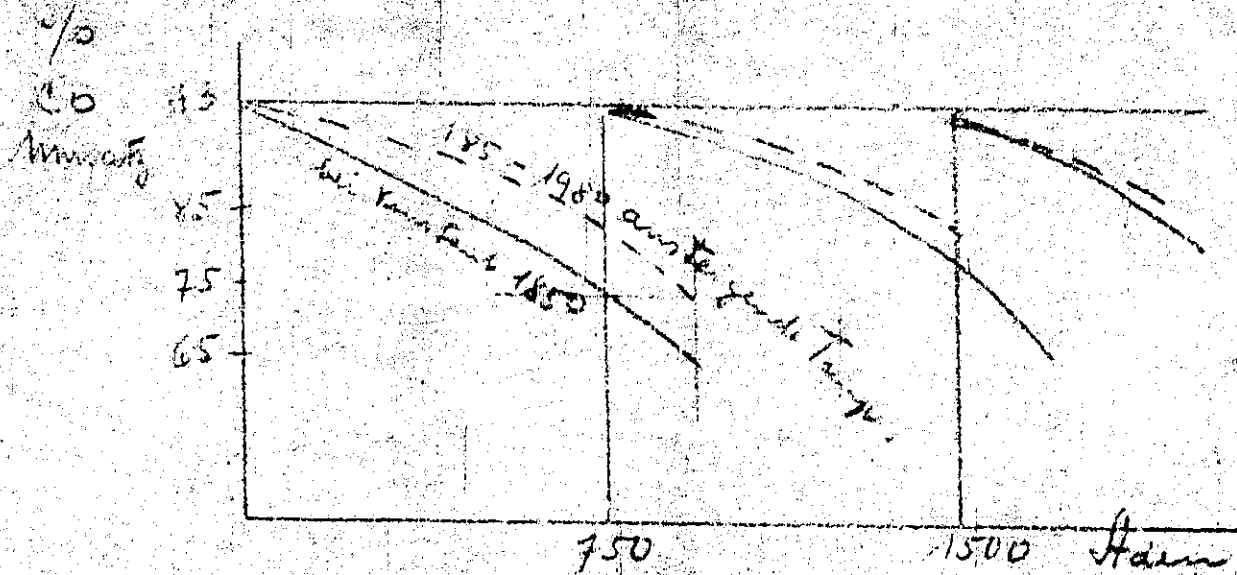
Bei 10 - 15 % Inerten im Synthesegas entspricht das 60-65% Kontraktion in der ersten Stufe. In der zweiten Stufe werden normalerweise 50 - 40 % Kontraktion erzielt.

Das Verhältnis der Ofenzahl in der ersten und zweiten Stufe kann naturgemäß variiert werden. Das folgende Schema gibt als Beispiel eine Schaltung mit 3 Öfen in der ersten und 1 Ofen in der zweiten Stufe wieder, für ein Synthesegas mit 85 % CO + H₂ (1 : 2).



Bei den drucklosen Öfen ist die Regeneration mit Wasserstoff jetzt nach je 1200 Stunden erforderlich, sie nimmt jeweils 10 - 12 Stunden in Anspruch. Die Regeneration mit Wasserstoff wird bei 210° vorgenommen. Sie führt zu dem gleichen Erfolg wie eine Extraktion des Katalysators im Ofen z. B. mit Benzol. Bei der Regeneration des Wasserstoffes wird das im Katalysator enthaltene Paraffin zu 50 % zu Ölen mit einem Siedebereich von 200 - 320°, zur Hälfte zu Methan aufgespalten. Bezogen auf den angewandten Idealgas beträgt dieser Methanverlust bei der

Regeneration etwa $1,5 \text{ gr/m}^3$. Das folgende Diagramm gibt schematisch den Effekt der Regeneration auf die Kontaktwirksamkeit wieder:



Die Regelung der Temperatur erfolgt automatisch durch Dampfdruckregler. Die Reaktion wird ständig kontrolliert durch Gasstrommessung und CO₂-Schreiber.

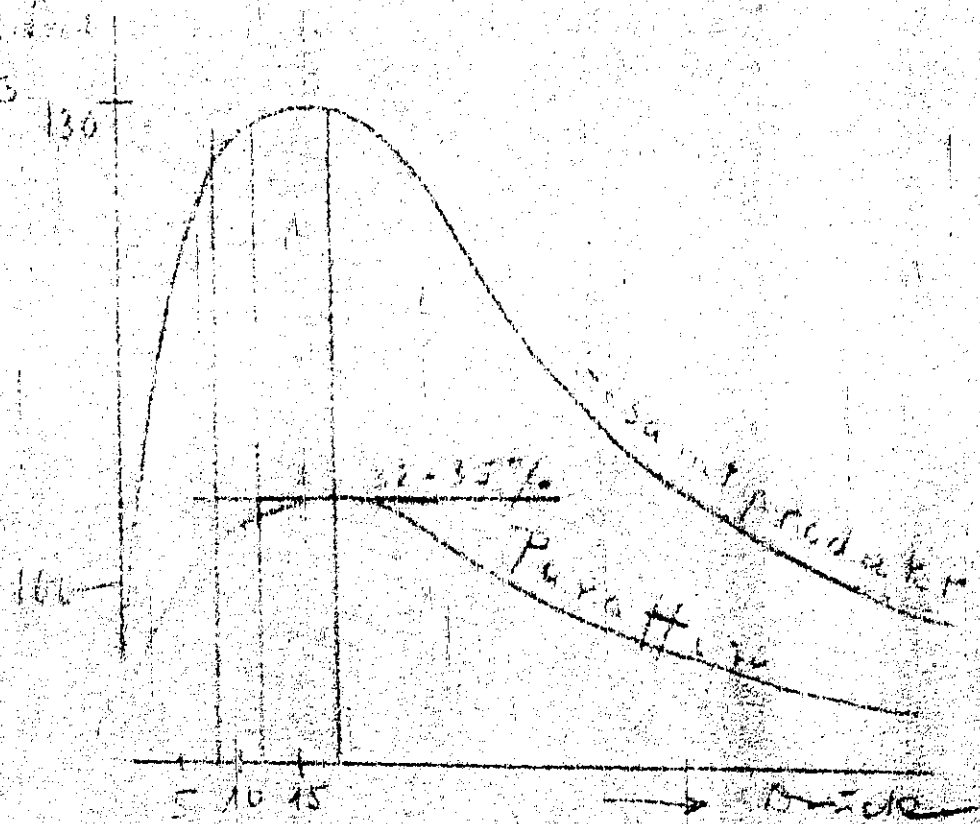
Die Füllung der Öfen erfolgt mit reduziertem Katalysator in einer Inertgas-Atmosphäre. Das geschieht in der Weise, daß auf den Ofen ein etwa 80 cm hoher Rahmen aufgesetzt wird, der bis zum Rand mit Kohlenstaub gefüllt wird, und dann wird der Füllstutzen des Transportgefäßes, das den Katalysator enthält, in diese CO₂-Atmosphäre eingetaucht und geöffnet.

Druck - Synthese.

Das Arbeiten unter Druck zwischen 5 und 10 Atm. verlängert die Lebensdauer der Katalysatoren und ergibt höhere Ausbeuten an flüssigen Produkten. Eine Regeneration des Katalysators, die bei der drucklosen Synthese nach je 1000 Stunden nötig ist, ist bei der Drucksynthese überflüssig. Die Verweilzeit des Gases ist bei dem Arbeiten unter Druck viel länger, trotzdem kann nicht mit wesentlich höherem Durchsatz gearbeitet werden. Die Tatsache

wird damit erklärt, daß die Adsorption und Desorption im Katalysator bei 7 atm. nicht wesentlich anders ist als bei gewöhnlichem Druck. Die Beladung des Katalysators mit Paraffin ist beim Arbeiten unter Druck höher.

In der ersten Stufe wird unter Druck zwischen 5 und 10 atm. mehr Paraffin erhalten. Wenn weniger erwünscht ist, muß mit höherem Durchsatz gefahren werden. Dasselbe gilt für ungesättigte Kohlenwasserstoffe im Gesamtanfall. Der Druck von 5 - 10 atm. stellt ein Optimum für die Ausbeute an Paraffinen und an Gesamtprodukt dar. Einige Versuchsergebnisse aus Kleinapparat-Versuchen sind in dem folgenden Diagramm dargestellt.



Unter Druck ist der Durchsatz bei 7 atm. 20 % höher. Die Ausbeute in der ersten Stufe beträgt heute großtechnisch 120 - 130 gr flüssige Produkte und 7 gr Gasol je m³ Idealgas.

Auch unter Druck ist der Durchsatz in der zweiten Stufe

10 % größer als in der ersten Stufe. Die Ausbeute beträgt 25 – 30 gr flüssiger Produkt und 3 gr Gasol, bezogen auf 1 m³ Idealgas der ersten Stufe.

In beiden Stufen zusammen genommen werden zur Zeit technisch erhalten:

drucklos	120 gr flüssigee Produkt und 15 gr Gasol
unter Druck	140 gr flüssigee Produkt und 10 gr Gasol

Bei beiden Synthesen sind etwa 90 - 92 % des nutzbaren Kohlenoxyds umgesetzt. Die Vergasung ist also bei der drucklosen Synthese viel höher. Man hofft mit neuen im halbtechnischen Versuch bereits erprobten Katalysatoren bei der Drucksynthese technisch auf eine Ausbeute von 160 gr flüssiges Produkt und 20 gr C₃C₄ zu kommen, das sind 90 % der Theorie (theoretisch sind ca. 205 gr möglich).

In der folgenden Tabelle sind die Ergebnisse beim Arbeiten unter Druck den Ergebnissen beim drucklosen Arbeiten gegenüber gestellt:

-14-

	Normaldruck	7 Atm. Druck
Temperatur °C	185-198	180-210
Siedebeginn °C	35	35
% - 100°	28,5	17
- 150°	42,0	29,2
- 200°	61,5	42
- 320°	88,5	72
Spezifisches Gewicht Im Produkt -200°	0,693	0,600
Olafine	35	18
Säure mg KOH/gr Produkt	0,005	0,005
Säure im Paraffin		1 - 2 mg
gr CO ₂ je Nm ₃ Gas	3	1 - 2
" C ₃ O ₄ " " "	12	7 - 8
" CH ₄ " " "	32	25 - 27
Produkt	120	145
Durchsatz m ³ /to Anfang Mittel	1500 (bei Thorium) 1000 (" ")	1700 (bei Th-Mg) 1200 (" ")
Benzin, einschliesslich Crack- und Polymerbenzin:	10 gr	320 gr
bestehend aus:		
Synthesebenzin gr	60 (-150°)	29 (-120°)
Crackbenzin (mit 73% Ausbeute berechnet) gr	42	85
Polymerbenzin gr	5	6
Oktanzahl Researchmethode	66	66
Motormethode x)	66	66
Kompression/m ³ Gas auf 10 atü	0	0,125-0,13 kWh
Gasdruck	3 m Wassersäule	7 Atm.
Kraftverbrauch je to Produkt	600-800 kWh	
Energie-Überschuß je to	ca. 400 kWh	zusätzliche Energie erforderlich
Lebensdauer	4 Monate	mind. 6 Monate

x) Die Research-Oktanzahl ist bei einzelnen Fraktionen dieser Benzine manchmal höher als die Motor-Oktanzahl.

Technische Einzelheiten.

Früher waren für eine Ofenfüllung 1200 - 1300 kg Kobalt je Ofen erforderlich, gegenüber 850 kg bei den jetzigen Katalysatoren. Es sind aber schon Katalysatoren entwickelt worden, die laboratoriumsmäßig nur 450 kg Kobalt je Ofenfüllung enthalten und die gleichen Resultate je Liter Katalysator ergeben wie die jetzt verwendeten Co-reicheren. Man hofft, noch weiter heruntersukommen. Nach theoretischen Überlegungen sind 80 - 100 kg Kobalt je Ofenfüllung für die Synthese nötig.

Die Katalysatorschicht ist bei den drucklosen Öfen 2500 mm lang und 7,4 mm dick. Bei den Drucköfen 5000 mm lang und 10mm dick, dabei ist der Katalysator in einem Ringraum untergebracht, der außen von einem Rohr von 44 mm lichter Weite und innen von einem Rohr von 14 mm Außendurchmesser begrenzt wird.

Die Größe der Öfen und insbesondere die Länge von 2,50 m für die Katalysatorschicht ist durch die Transportmöglichkeiten auf der Deutschen Reichsbahn gegeben. Man ist überzeugt, daß auch wesentlich höhere Öfen gut arbeiten würden. Die Versuchsergebnisse mit den halbertechnischen Öfen, die eine Katalysatorschicht von 1/2 m hatten, und mit großen Öfen, die nur zur Hälfte oder 1/4 mit Katalysator gefüllt waren, zeigten nur geringe Abweichungen von den technischen Ergebnissen.

Verschieden lange Katalysatorschichten ergeben etwa gleiche Produkte. Dagegen sind die Produkte etwas verschieden, wenn der Inertgehalt des Synthesegases schwankt, und zwar sind die Produkte leichter, wenn mehr Inerte vorhanden sind. Versuche, die bei gewöhnlichem Druck in Drucköfen vorgenommen worden sind, haben keine Unterschiede gegenüber den Ergebnissen in den Normaldrucköfen ergeben.

Wenn mehr Inertgas vorhanden ist, können dickere Rohre in den Katalysatoröfen verwendet werden.

Wichtig für die Synthese ist der Korndurchmesser des Katalysators. Unter gleichen Bedingungen werden mit 0,5 - 1 mm

Korndurchmesser 90 - 92 % Kohlenoxydumsatz und bei 2 - 3 mm Korndurchmesser 75 % Kohlenoxydumsatz erzielt. Bei kleinerem Korn ist auch die Methanbildung etwas kleiner.

Für einen Idealofen wäre anzustreben, Rohre von höchstens 10 mm Durchmesser von sehr gut wärmeleitendem Material, z. B. Aluminium, mit möglichst geringer Wandstärke, z. B. 0,75 bis 1 - 1,5 mm zu verwenden und den Katalysator in Form möglichst fester Kugeln und möglichst kleinem Durchmesser, etwa 0,4 - 0,5 mm, anzuwenden. Die Belastung des Ofens ist $100 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$ Kontakt-raum je Stunde. Der gesamte Inhalt der drucklosen Ofen ist ca. 20 m^3 , davon werden 7 - 9 m^3 von Rohren und Lamellen erfüllt. Sie haben demnach ca. $12,50 \text{ m}^3$ Inhalt, die Drucköfen 10 m^3 . Beide Ofenarten enthalten aber gefüllt gleich viel, nämlich bei den jetzt angewandten Katalysatoren 10 m^3 , das sind ca. 850 - 880 kg Kobalt. Infolge des horizontalen Einbaues bei den drucklosen Ofen ist das Schüttgewicht des Katalysators kleiner als bei den Ofen mit vertikalen Rohren für die Drucksynthese.

1 m^3 Katalysator wiegt 280 - 300 kg.

Der ungesinterter Katalysator (Grünkorn) enthält 24-28% Co. Zur Untersuchung der Kontaktfestigkeit wird lediglich der Abrieb in Form von Staub beim Schütteln bestimmt.

In Oberhausen-Holtum sind zur Zeit von 52 drucklosen Ofen jeweils 48 - 50 in Betrieb, davon 36 in der ersten Stufe und 12 - 14 in der zweiten Stufe.

36 Drucköfen sind zum Anfahren fertig.

Bei den Ofen der zweiten Stufe ist keine Regeneration erforderlich.

Bei den technischen Anlagen sind 4 - 6 Ofen an einen Boiler angeschlossen.

Beim Anfahren werden jeweils alle Ofen eines gemeinsamen Blockes gleichzeitig angefahren. Die Katalysatoren der drucklosen Ofen 1000 g, davon 10 % Rohre und 90 % Kugeln. Bei den Drucköfen ist die Wasserführende Rohrlänge 2100 mm.