

4/6/4

000930

B

20. Juni 1941.

Herrn Professor Martin
Dr. Hagemann
Direktor Alberts
Dr. Kolling

Betrifft: Katalytische Spaltung von Kohlenwasserstoffen.

1.) Aufgabestellung.

Der vorliegende Bericht ist eine Fortsetzung des Berichtes vom 31.5.40. Als Aufgabestellung gilt auch hier, die Wirksamkeit und die Wirkungsweise von verschiedenen Katalysatoren für die katalytische Spaltung von Kohlenwasserstoffen zu prüfen. Es ist auch weiterhin das Hauptaugenmerk auf die Gewinnung von möglichst viel ungesättigten C_3 -, C_4 - und vorwiegend verzweigten C_5 -Kohlenwasserstoffen gerichtet.

2.) Apparatur.

Die zur Ausführung der Versuche verwendete Apparatur ist in dem bereits erwähnten Bericht vom 31.5.40 ausführlich beschrieben.

3.) Ausgangsmaterial.

Als Ausgangsmaterial für die Spaltung wurde, wie in den früher beschriebenen Versuchen, Cetan ($C_{16}H_{34}$) verwendet.

4.) Endprodukt und dessen Untersuchung.

Das Endprodukt fiel in der gleichen Weise wie bei den früheren Versuchen an. Die analytische Aufarbeitung wurde ebenfalls nach der dort beschriebenen Weise durchgeführt.

5.) Auswertung der Versuchsergebnisse.

Die durch Analyse qualitativ und quantitativ erfassten Spaltprodukte wurden auf Einsatz Cetan bzw. auf Gesamt- ausbringen bezogen berechnet. Bei dieser Berechnung tritt zwischen der Bilanz auf Einsatz bezogen und der Bilanz auf Ausbringen bezogen eine Differenz von 2 - 5% auf, die als unausgewiesener Verlust angegeben sind. Es wurde zunächst angenommen, daß diese Verluste nur auf Undichtigkeiten in der Apparatur oder auf Ungenauigkeiten bei der Olsufuhr zurückzuführen sind. Bei der Regenerierung wurde festgestellt, daß der Verbrauch an Sauerstoff in der Luft größer ist, als dem Äquivalent an gebildetem $\text{CO}_2 + \text{CO}$ entspricht. Es wird also Sauerstoff für eine andere Oxydationsreaktion als für die Verbrennung von C zu CO_2 bzw. zu CO verbraucht. Da bei der Regenerierung im Abgas Aldehyde und Säuren qualitativ nachgewiesen wurden, nahmen wir an, daß sich am Katalysator während der Reaktion außer Kohlenstoff noch irgendwelche hochpolymerisierte Kohlenwasserstoffe festsetzen, die nicht vollständig verbrennen, sondern nur bis zu sauerstoffhaltigen Verbindungen oxydiert werden. Wie aus einem Bericht von Dr. Rottig über die "Untersuchungen von Wasserproben aus der Reaktions- bzw. Regenerierphase des katalytischen Spaltprozesses" vom 6.3.41 hervorgeht, ist aber nur ein geringer Teil des aus der Regenerierluft fehlenden Sauerstoffes in Form von Säuren, Aldehyden und Ketonen nachweisbar. Es kann also nur ein kleiner Teil der unausgewiesenen Verluste als reell angesehen werden. Restlich des fehlenden Sauerstoffes nehmen wir an, daß dieser zur Oxydation des während der Reaktion reduzierten Eisens im Kontakt bzw. an den Wänden der Reaktionskammer verbraucht wurde. Es erscheint daher auch weiterhin wichtiger, die Umwandlung auf das Ausbringen zu beziehen.

Die einzelnen Spaltprodukte werden dann noch in Gewichtsprozenten, bezogen auf die Umwandlung (= 100), angegeben, aus welchen sich weiterhin die Verhältniszahlen (Olefine im Gasol, Butylen in den C_4 -Kohlenwasserstoffen,

Propylen in den C_3 -Kohlenwasserstoffen oder C_4 -Kohlenwasserstoffe im Gasol u. dgl.m.) ergeben.

6.) Durchführung der Versuche.

Alle Versuche wurden in der gleichen Weise, wie im Bericht vom 31.5.40 angegeben, durchgeführt. Wir unterscheiden also grundsätzlich zwischen zwei vergleichbaren Versuchsreihen:

a) Versuche ohne Zusatz von H_2O -Dampf.

Der Einsatz beträgt 50 ccm ^{Octan} pro Stunde bezogen auf 100 ccm Kontaktschüttung. Dies entspricht bei $500^\circ C$ einer wirklichen Verweilzeit von ca. 17 sec., wenn man in der Katalysatorschüttung 50 % Porenraum rechnet.

b) Versuche mit Zusatz von H_2O -Dampf.

Der Einsatz beträgt 25 ccm Octan und 12,5 ccm H_2O /Std. bezogen auf 100 ccm Kontakt. Dies entspricht bei $500^\circ C$ einer wirklichen Verweilzeit von ca. 4 sec., wenn man wieder mit 50 % Porenraum rechnet.

Die Menge des Katalysators war bei allen Versuchen 100 ccm.

Die Reaktionstemperatur war bei allen Versuchen gleichbleibend $500^\circ C$.

Die Reaktionsdauer war bei den Versuchen a) 1 Stunde, bei den Versuchen b) 3 - 4 Stunden. Die Regenerierdauer betrug durchschnittlich 20 - 30 Minuten und war beendet, wenn der CO -Gehalt der Regenerierluft in einer 5-Min.-Probe unter 0,5 % fiel. Die Strömungsgeschwindigkeit der Luft bei $500^\circ C$ betrug 13 - 14 ccm/sec.

Die aus dem Kontaktraum austretenden Spaltgase wurden abgekühlt und das Kondensat sowie die gasförmigen Spaltprodukte der Analyse zugeführt.

7.) Die Katalysatoren.

Als Katalysatoren wurden verwendet:

- a) Künstliche Aluminiumhydroxysilikate, hergestellt durch Fällung von Wasserglas mit Aluminiumsalzen, evtl. unter Zusatz von anderen Metallsalzen,

b) natürliche Aluminiumhydroxysilikate (mit Säure aktivierte Bleicherden) evtl. mit verschiedenen Zusätzen aktiviert.

Die Herstellung der künstlichen Al-Hydroxysilikate ist im Bericht vom 16.4.41 genauer beschrieben. In der folgenden Tabelle 1 sind nur die Katalysatoren, die bei den hier beschriebenen Versuchen Verwendung fanden, angegeben und gleichzeitig ihre Zusammensetzung aufgeführt.

Tabelle 1

Bezeichnung	Herstellungsweise	Formel
S 16	Aluminiumsulfat mit Wasserglas und Ammoniak gefällt, und das getrocknete Silikat mit 2 % Mo als Ammonymolybdat imprägniert	$Al_2O_3 \cdot 4 SiO_2 + 2 \% Mo.$
S 17	Wasserglas mit Aluminiumsulfat und Zinksulfat gefällt, mit Ammoniak neutralisiert	$Al_2O_3 \cdot 0,02 ZnO + 3,2 SiO_2$
S 18	Wasserglas mit Aluminiumnitrat u. Mg-Nitrat gefällt, mit Ammoniak neutralisiert	$0,94 Al_2O_3 \cdot 0,05 MgO \cdot 4,1 SiO_2$
S 23	Wasserglas mit Al-nitrat und Mg-Nitrat gefällt, mit Ammoniak neutralisiert	$0,71 Al_2O_3 \cdot 0,29 MgO \cdot 5,6 SiO_2$
S 25	Wasserglas mit Mg-nitrat u. Na-Aluminat gefällt und zur Aufschlammung MgO eingeührt.	$Al_2O_3 \cdot 4,3 MgO \cdot 8 SiO_2$
S 26	= S 23 mit 2,5 % Fe_2O_3 als Nitrat imprägniert.	
S 27	= S 23 mit 4,8 % Fe_2O_3 als Nitrat imprägniert.	

Bezeichnung	Herstellungweise	Formel
S 28	Wasserglas mit Al-Nitrat und Eisen-nitrat gefällt, mit Ammoniak abgestumpft.	0,9 Al ₂ O ₃ . 0,1 Fe ₂ O ₃ . ca. 4 SiO ₂
S 29	Wasserglas mit Al-Nitrat gefällt, mit Ammoniak abgestumpft und CaO zugesetzt.	
S 30	K-Aluminat mit CaCl ₂ gefällt.	

Als natürliche Aluminiumhydroxysilikate wurden deutsche, mit Säure aktivierte Bleicherden (Granusil, Fonsil) mit und ohne Imprägnierung mit Borylphosphat und Cobaltnitrat verwendet. Im folgenden ist eine Zusammenstellung der Analysen von Granusil und Fonsil im Vergleich zu Superfiltröl gegeben:

	Granusil	Fonsil	Superfiltröl
SiO ₂	76,2 %	72,2 %	72,8 %
Al ₂ O ₃	16,5 %	19,3 %	19,9 %
Fe ₂ O ₃	3,1 %	4,3 %	1,1 %
CaO	0,7 %	2,3 %	0,8 %
MgO	2,5 %	0,9 %	4,7 %

8.) Diskussion der Versuchsergebnisse.

Über die Verwendung von Superfiltröl sowie von Aluminiumhydroxysilikat von verschiedener Zusammensetzung als Spaltkatalysator ist bereits berichtet worden. Auch dehydrierend wirkende Zusätze wie Chromoxyd und Bariumoxyd zu den künstlich hergestellten Aluminiumhydroxysilikaten wurden untersucht. Die Prüfung von weiteren dehydrierend wirkenden Zusätzen wurde fortgesetzt.

Zunächst wurde als dehydrierender Zusatz Zinkoxyd geprüft. In ein Aluminiumhydroxysilikat von der Formel

$Al_2O_3 \cdot 3,2 SiO_2$ wurden durch Zugabe von Zinksulfat während der Fällung 2 Mol.-% ZnO , bezogen auf das Al_2O_3 , in das Aluminiumhydroxysilikat eingebaut. Die Versuche sind in Tabelle 2 bzw. Fig. 1 dargestellt. Die Umwandlung ist mit 58 % für die Versuche ohne H_2O -Zusatz bzw. mit 36 % für die Versuche mit H_2O -Zusatz etwas besser als unter Verwendung von Superfiltröl als Katalysator und ist ähnlich den Versuchen mit synthetischem Aluminiumhydroxyd mit BaO -Zusatz. Der Gasanfall liegt bei 60 % bzw. 70 % der Umwandlung, also um ca. 10 - 12 % höher als bei Verwendung von Superfiltröl. Die Bildung an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas liegt fast in der gleichen Höhe wie bei Superfiltröl. Die Menge des angefallenen Spaltbenzins ist entsprechend um 10 - 12 % kleiner als bei Superfiltröl. Die hohe Jodzahl beim Spaltbenzin zeigt eine starke Olefinbildung an. Es zeigte sich, daß der Zusatz von ZnO die gleiche Wirkung ausübt wie BaO , daß also solche synthetische Katalysatoren dem Superfiltröl infolge der hohen Gaseausbeute überlegen sind.

Als weiterer dehydrierender Zusatz wurde Magnesiumoxyd geprüft. Tabellen 4, 5, 6 bzw. Fig. 2 zeigen die Ergebnisse dieser Versuche. Es wurden 3 Katalysatoren mit verschiedenen Mengen MgO -Zusatz verwendet. Bei den Katalysatoren "S 18" und "S 23" handelt es sich um Aluminiumhydroxysilikate, bei welchen 6 Mol.-% und 29 Mol.-% Magnesiumoxyd, bezogen auf das Aluminiumoxyd, durch Fällung in das Aluminiumhydroxysilikat eingebaut wurden.

Die Versuche mit dem Katalysator "S 18" (Tab. 4) ohne Wasserzusatz zeigen, was Umwandlung und Anfall an Gas, Benzin und C anbelangt, eine gewisse Ähnlichkeit mit den im vorigen Abschnitt beschriebenen Versuchen unter Verwendung von zinkoxydhaltigen Katalysatoren. Der Gehalt an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas scheint jedoch geringer zu sein. Ebenso ist die Jodzahl des Spaltbensins niedriger. Die Versuche mit Wasserzusatz ergaben auch noch eine geringere Umsetzung.

Mit dem Katalysator "S 23" (vgl. Tab. 5) wurden nur Versuche ohne H_2O -Zusatz gemacht. Die Umwandlung ist mit 45 % etwas niedriger als beim Superfiltröl bzw. bei den synthetischen Katalysatoren. Die Gasausbeute und die Menge der ungesättigten Kohlenwasserstoffe im Gas ist jedoch in der gleichen Höhe wie bei den Katalysatoren mit Bariumoxyd- oder Zinkoxyd-Zusatz. Auch die Jodzahl im Benzin ist mit durchschnittlich 180 hoch und weist auf die dehydrierende Wirkung des MgO -Zusatzes hin.

Der Katalysator "S 25" (vgl. Tab. 6) weist eine noch größere Menge MgO auf. Außerdem ist der größere Teil dieses MgO nicht durch Fällung in das Aluminiumhydro-silikat eingebaut, sondern es wurde in das gefällte Aluminiumhydro-silikat gefälltes MgO nachträglich eingemischt. Hier zeigt sich ein wesentlicher Unterschied in der Wirkungsweise des Katalysators: die Umwandlung liegt unter 40 %, ist also gering. Der Anfall an Benzin, welches eine sehr hohe Jodzahl (210 - 250) aufweist, beträgt etwa 60 %, ist also auffallend hoch. Dementsprechend ist auch die Gasausbeute niedrig. Das Gas enthält 70 - 80 % ungesättigte Kohlenwasserstoffe. Bemerkenswert ist die große Menge von 14 - 18 % an Methan, Ethan und Äthylen sowie der geringe Anfall an Isobutylen und Isobutan.

Das Gesamtbild dieser Spaltungsvorgänge weist große Ähnlichkeit mit dem Bild der thermischen Cracking auf. Nur die Umwandlung von etwa 40 % ist für die thermische Cracking bei $500^{\circ}C$ hoch. Dieser Katalysator hat große Ähnlichkeit mit dem reinen Magnesiumsilikat (vgl. Bericht v. 31.5.40, Seite 13).

In den nächsten Versuchen, die in den Tabellen 7 und 8 bzw. Fig. 3 wiedergegeben sind, wurde die Wirkung von Eisenoxyd untersucht. Der im Vorhergehenden beschriebene Katalysator S 23 (Aluminiumhydro-silikat mit MgO -Zusatz) wurde einmal mit 2/2 % Fe_2O_3 (S 26) und ein anderes mal mit ca. 5 % Fe_2O_3 (S 27) imprägniert. Die Versuche sind in Tabelle 7 zusammengefaßt. Sie wurden ohne Wassereinsatz

000937

durchgeführt und sind mit den Versuchen in Tabelle 5 direkt vergleichbar. Die Umwandlung ist noch etwas geringer geworden und liegt mit ca. 43 % etwa 10 % unter der Umwandlung von Superfiltröl. Auch die Gasausbeute ist um eine Kleinigkeit zurückgegangen, liegt jedoch noch etwas höher als beim Superfiltröl. Dagegen ist die Bildung an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas um etwa 10 % gestiegen und liegt etwa 12 - 15 % höher als beim Superfiltröl. Ein weiteres Ansteigen der Jodzahl im Spaltbenzin weist auch auf die dehydrierende Wirkung des Eisenoxydzusatzes hin. Der Anfall an Methan, Ethan und Äthylen scheint durch einfaches Imprägnieren mit Eisenoxyd nur in geringem Maße beeinflusst zu werden.

In der Tabelle 6 sind die Versuche mit einem anderen, eisenoxydhaltigen Katalysator (S 28) zusammengefaßt. Dieser Katalysator enthält etwa 10 Mol.-% Fe_2O_3 , bezogen auf das Aluminiumoxyd. Außerdem ist dieses Eisenoxyd durch Einsatz von Eisennitrat während der Fällung in das Aluminiumhydroxyd eingebaut. Dieser Katalysator zeigt ein gänzlich abweichendes Verhalten. Die Umwandlung ist sehr hoch. Sie beträgt bei den Versuchen ohne Wasserdampfzusatz ca. 85 %, bei den Versuchen mit Wasserdampfzusatz ca. 63 %. Wie bei allen synthetischen Katalysatoren ist der Gasanfall mit ca. 66 % wieder sehr hoch. Im Gas fällt ein erhöhter Anfall von 7 - 8 % an Methan, Ethan und Äthylen auf. Es ist jedoch keine Verminderung an iso-Kohlenwasserstoffen aufgetreten. Die dehydrierende Wirkung dieses Katalysators ist merkwürdigerweise gering. So fanden wir im Gas nur 46 % Olefine bei Versuchen ohne Wasserdampfzusatz und 60 % Olefine bei Versuchen mit Wasserdampfzusatz. Ebenso war auch die Jodzahl des Spaltbenzins nur etwa 76 im einen Fall und 130 im anderen Fall. Sehr klar tritt in dieser Versuchsreihe die dehydrierende Wirkung des Wasserdampfzusatzes in Erscheinung.

Die Wirkung von CaO im Katalysator zeigen die Tabellen 9 und 10 bzw. Fig. 4. Zunächst wurde als Katalysator

(S 29) ein synthetisches Aluminiumhydroxysilikat, dem gefälltes CaO nach der Fällung beigemischt wurde, geprüft (Tab.9). Die Aktivität des Katalysators ist niedrig (25 % ohne Wasserdampfzusatz bzw. 8 % mit Wasserdampfzusatz im Vergleich zu 55 % bzw. 33 % beim Superfiltrat oder noch höheren Umwandlungen bei synthetischen Katalysatoren). Das Verhältnis der angefallenen Reaktionsprodukte zueinander ist normal. Es wurden ca. 55 % Gas, ca. 42 % Benzin und ca. 3 % C gebildet. Im Gas fällt die erhöhte Menge an Methan, Ethan und Äthylen auf (zwischen 11 und 14 %). Die Bildung an iso-Kohlenwasserstoffen ist jedoch normal. Außerordentlich hoch sind mit 88 - 89 % bzw. 91 - 95 % die ungesättigten Kohlenwasserstoffe im Gas. Auch eine hohe Jodzahl im Benzin zeigt einen stark dehydrierenden Einfluß des CaO -Zusatzes an. - Die Tabelle 10 bringt Versuche mit Calciumaluminat als Katalysator (S 30). Die Umwandlung ist ähnlich niedrig wie beim vorher beschriebenen Katalysator. Auch die dehydrierende Wirkung ist sehr ähnlich dem Aluminiumhydroxysilikat mit Calciumoxydzusatz. Die Benzinbildung ist auf Kosten der Gasentwicklung gefallen, die Menge an Methan, Ethan und Äthylen ist gestiegen und die Bildung von iso-Kohlenwasserstoffen ist fast völlig unterdrückt worden. Der Katalysator zeigt die Wirkungsweise der thermischen Spaltung.

Schließlich wurde noch Molybdän in Form einer Imprägnierung mit Ammoniomolybdat zugesetzt (S 16), vgl. Tab.3, bzw. Fig. 1. In diesem Falle ist eine außerordentlich hohe Aufspaltung bemerkenswert. Die Abscheidung von Kohlenstoff ist jedoch so hoch, daß eine Anwendung eines solchen Zusatzes unmöglich erscheint.

In den weiteren Versuchen wurde natürliches Aluminiumhydroxysilikat in Form von aktivierter Bleicherde geprüft. In Tabelle 11 bzw. Fig. 5 sind Versuche mit Granusil, einer mit Schwefelsäure aktivierten Bleicherde, zusammengestellt. Wir unterscheiden Versuche mit rohem Granusil, dann mit

Granusil ca. 120 Std. bei 500°C calziniert und mit Granusil ca. 120 Std. bei 700°C calziniert. Tabelle 12 bzw. Fig. 6 enthält Versuche, die mit Granusil, das mit Borylphosphat und Cobaltnitrat imprägniert ist, durchgeführt wurden. Dabei unterscheiden wir rohen Katalysator und solchen, der ca. 120 Std. bei 500°C calziniert worden war. Beide Versuchsreihen wurden mit und ohne Wasserdampfzusatz, wie aus den Tabellen und Figuren ersichtlich ist, ausgeführt. Wir vergleichen diese Versuche mit denen, die mit Superfiltröl, einer amerikanischen Bleicherde, gemacht wurden und im Bericht vom 31.5.40 in Tab. 3 bzw. Fig. 2 zusammengefasst sind. Die Umwandlung ist mit Granusil höher als mit Superfiltröl, mit imprägniertem Granusil ist sie ungefähr gleich hoch wie mit Superfiltröl. Das Calzinieren bei 500°C scheint in allen Fällen die Aktivität zu erniedrigen. Dagegen scheint das Calzinieren bei 700°C keine Änderung in der Aktivität hervorzurufen. Die Gasbildung ist mit Granusil vielleicht etwas höher als mit Superfiltröl, mit imprägniertem Granusil ist sie gleich hoch. Auffallend ist der Anfall an Methan, Athan und Athylen. Der ist im allgemeinen bei Granusilkatalysatoren etwas höher als bei Superfiltröl, er sinkt jedoch bei den bei 500°C calzinierten Katalysatoren bei allen Versuchen auf etwa 3 - 4 %. Die Kohlenstoffbildung ist bei den Granusilkatalysatoren auch etwas höher als beim Superfiltröl und besonders auffallend ist die Steigerung an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas. Nach diesen Versuchsergebnissen ist Granusil bzw. imprägniertes Granusil dem Superfiltröl überlegen.

Schließlich wurde noch Tonsil, eine mit Salzsäure aktivierte deutsche Bleicherde (vgl. Tabelle 13 bzw. Fig. 6) und Tonsil mit Borylphosphat und Cobaltnitrat imprägniert (vgl. Tabelle 14 bzw. Fig. 6) geprüft. Die Aktivität ist die gleiche wie beim Granusil. Der Gasanfall scheint etwas geringer zu sein als beim Granusil und Superfiltröl, dafür ist die Menge des Spaltbenzines höher. Die Bildung an Methan, Athan und Athylen ist im Durchschnitt höher als bei-

den mit Schwefelsäure aktivierten Bleicherden. Die Bildung an Olefinen im Gasol ist höher als bei Anwendung von Granusil oder Superfiltrol.

In den Figuren 7, 8 und 9 sind die Durchschnittswerte, nach Versuchsgruppen geordnet, zusammengestellt und mit Superfiltrol vergleichbar. Die Versuche mit und ohne Wasserdampfzusatz sind getrennt aufgeführt. Fig. 7 stellt die Umwandlung unter gleichen Versuchsbedingungen in Gewichtsprozenten vom Ausbringen dar. In Fig. 8 ist die Aufteilung der Spaltprodukte in Gas, Benzin (einschl. C₅) und Kohlenstoff in Gewichtsprozent der Umwandlung zusammengefaßt. Hierbei ist deutlich zu erkennen, daß die synthetischen Katalysatoren den natürlichen in Bezug auf Gasbildung überlegen sind. Die Tabelle 9 enthält die ungesättigten Kohlenwasserstoffe im Gas.

9.) Zusammenfassung.

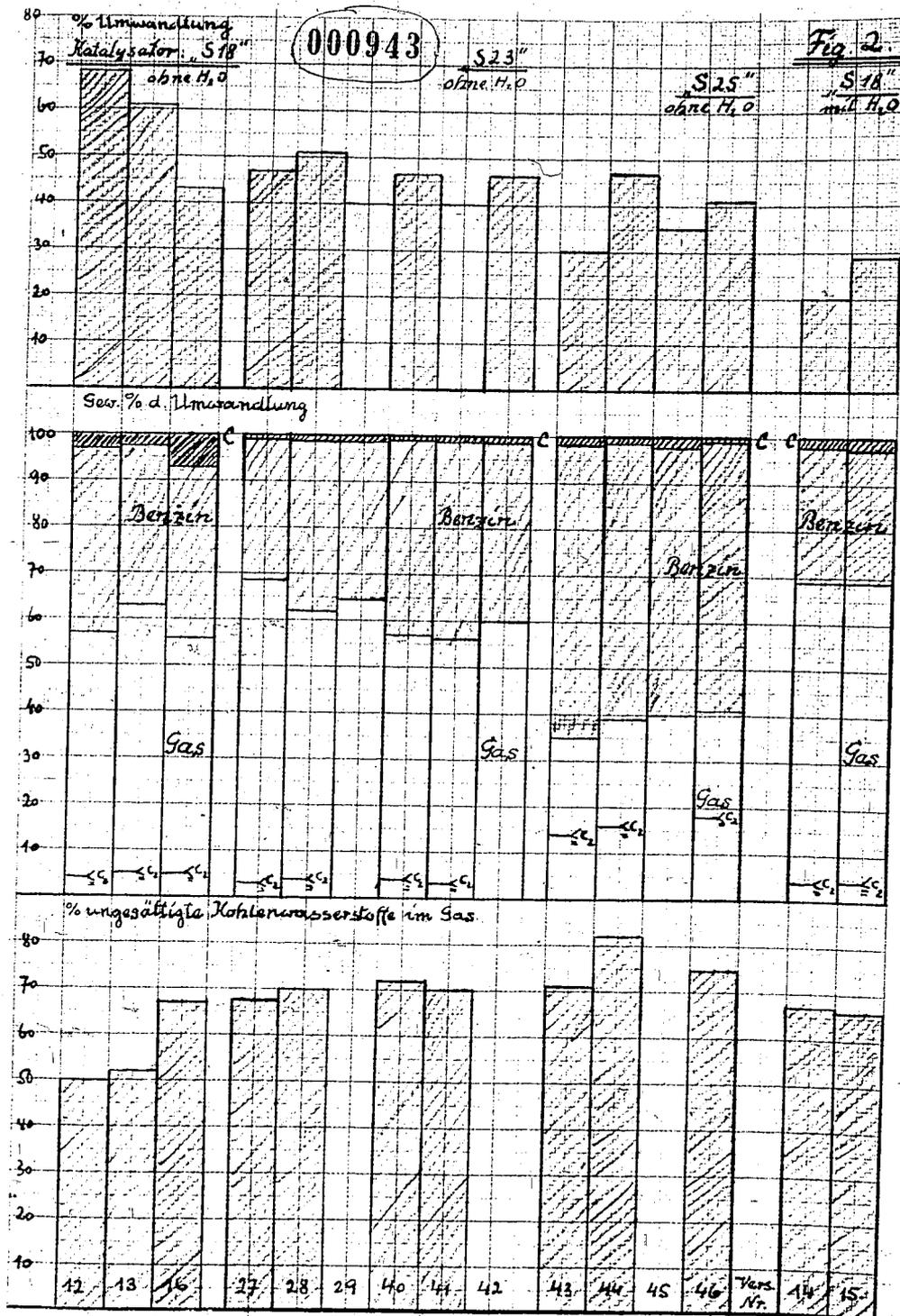
Der vorliegende Bericht enthält eine Zusammenstellung von weiteren Versuchen zur Prüfung von Katalysatoren für die katalytische Spaltung. Es werden natürliche und synthetische Aluminiumhydrosilikate miteinander vergleichen. Dabei wurde festgestellt, daß deutsche aktivierte Bleicherden mit und ohne Zusätze (Borylphosphat u. Cobaltnitrat) eine höhere Aktivität zeigen als die amerikanische aktivierte Bleicherde Superfiltrol. Auch die Menge an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas ist gleich groß oder in manchen Fällen größer als beim Superfiltrol. Bei den synthetischen Katalysatoren wurde bei guter Aktivität eine vermehrte Gasbildung festgestellt. Als dehydrierend wirkende Zusätze, um die Ausbeute an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas zu erhöhen, haben sich vor allem Chromoxyd und Bariumoxyd, über deren Wirkungsweise bereits berichtet wurde, bewährt. Zusätze von Zinkoxyd, Magnesiumoxyd und Calciumoxyd wirken in ähnlicher Weise, wenn auch etwas schwächer als die vorhergenannten Zusätze, aber nur, wenn sie durch Fällung in das Aluminiumhydrosilikat eingebaut sind. Auch eine Imprägnierung mit

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

- 12 -

000941

Eisennitrat gibt eine Erhöhung der Ausbeute an ungesättigten Kohlenwasserstoffen im Gas.



Katalysator: S 26, S 27 " 0,7Al₂O₃, 0,3MgO, 0,5SiO₂, 1Fe₂O₃

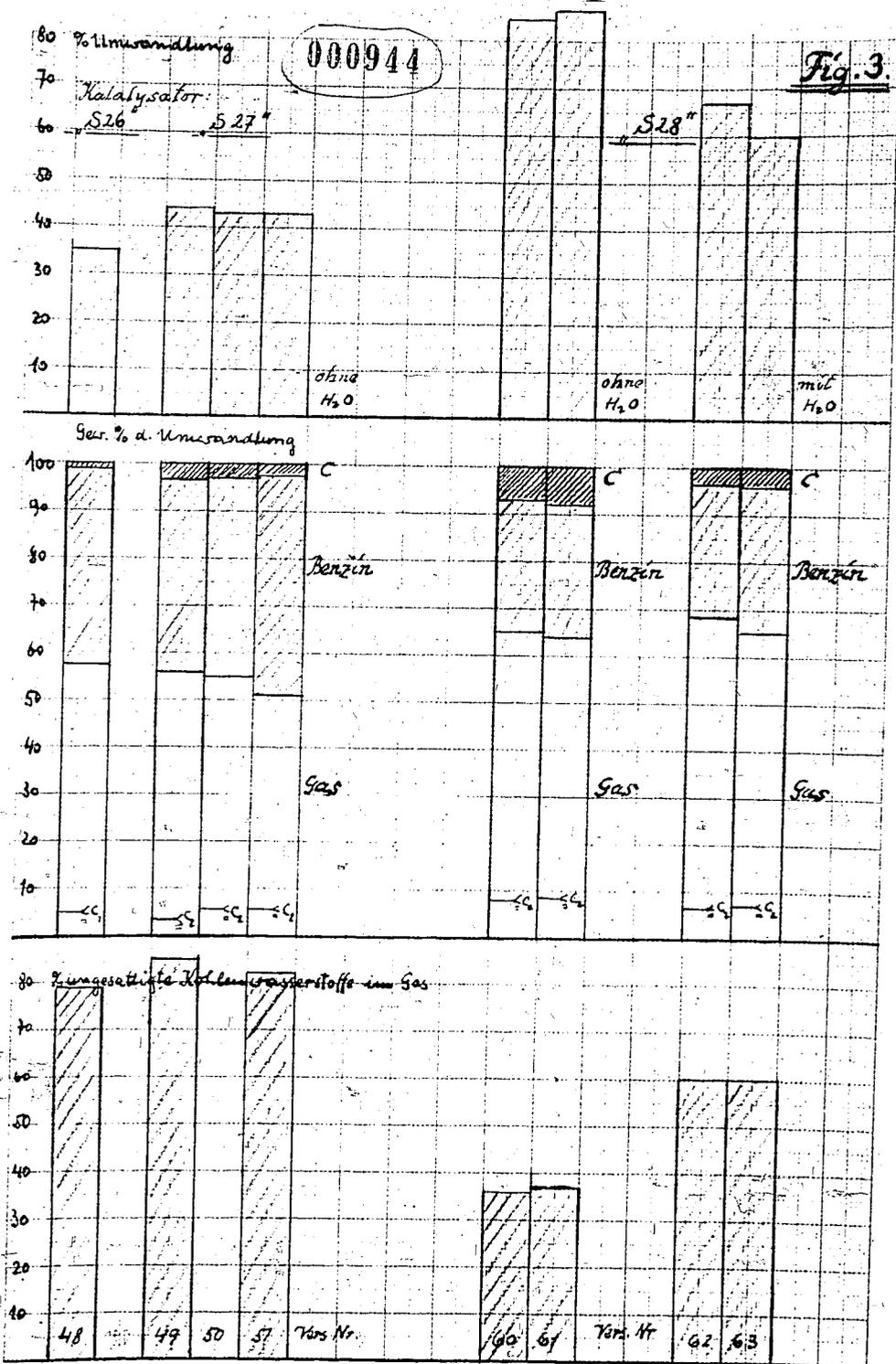
Tabelle 7

Stoff	Einsatz Tol. %	Endprodukt			Ersparnis			Sow. % d. Umsatzleistung										Benzin							
		End- gas	Kond- gas	Benz	Kohlst	C	Benz	Sow. % d. Umsatzleistung										C ₃ ⁺	C ₄ ⁺						
								Σ C ₁	Σ C ₂	Σ C ₃	Σ C ₄	Σ C ₅	Σ C ₆	Σ C ₇	Σ C ₈	Σ C ₉	Σ C ₁₀			Σ C ₁₁	Σ C ₁₂	Σ C ₁₃	Σ C ₁₄	Σ C ₁₅	Σ C ₁₆
48	51	-	2.3	18.0	14.8	64.5	0.4	-	35.5	41.7	57.2	4.8	7.8	9.4	19.0	2.1	5.4	3.2	5.5	0.3	7.4	18.6	183	897	406
49	50	-	5.1	19.6	17.8	56.0	1.5	-	44.0	40.0	56.2	6.5	7.9	6.9	23.4	1.4	3.3	2.9	3.4	0.5	8.2	8.9	209	703	413
50	50	-	3.5	20.2	18.2	56.4	1.2	-	43.1	42.1	55.0	4.8	6.5	7.6	20.2	1.4	4.2	4.2	5.8	0.3	7.6	8.3	174	692	413
51	50	-	3.1	18.1	19.4	55.3	1.0	3.1	43.0	40.5	50.9	4.4	7.2	8.0	17.0	1.7	3.4	2.9	5.6	0.6	7.9	8.5	221	703	410

Katalysator: S 28 " 0,9Al₂O₃, 0,1Fe₂O₃, 4,5SiO₂

Tabelle 8

60	50	-	6.3	44.3	22.6	13.3	5.2	8.3	85.5	28.8	44.7	4.2	3.8	3.6	14.1	2.9	15.5	12.2	7.9	0.5	3.9	3.7	81	147	441
61	50	-	6.7	44.3	22.7	11.9	6.3	8.1	87.1	28.4	43.8	2.5	4.2	4.1	15.5	5.2	12.4	11.3	8.4	0.4	3.8	5.8	72	204	423
62	26	12	3.9	41.6	19.0	32.4	2.2	4.0	67.3	28.4	48.4	3.2	4.7	6.7	22.8	2.5	11.6	10.0	6.6	0.2	6.1	5.7	133	725	412
63	25	11	3.8	34.4	18.5	39.2	2.3	1.8	60.1	31.6	44.6	3.6	4.9	4.8	20.8	2.7	9.5	10.9	7.2	0.2	6.0	5.2	130	700	429



Katalysator S 29* Aluminiumhydroxyklat + CaO

Tabelle 9.

Stufe	Einsatz		Endprodukt				Umwandlg.		Gew. % d. Umwandlung										Benzin								
	Benzin	H ₂ O	End-gas	Korn-gas	Benz.	Öl	C	Verlust	Gas					C					C ₁₀ ⁺ / C ₁₀ ⁻	C ₉ ⁺ / C ₉ ⁻							
									Σ	1C ₆	2C ₆	3C ₆	4C ₆	5C ₆	6C ₆	7C ₆	8C ₆	9C ₆			10C ₆	11C ₆	12C ₆	13C ₆	14C ₆	15C ₆	J.Z.
80	58	-	4.4	9.9	12.5	72.7	0.5	-	27.3	45.8	52.4	5.8	6.8	4.7	15.6	0.7	1.1	3.0	14.5	0.2	1.8	87	91	84	197	694	406
83	58	-	2.6	8.3	7.9	80.7	0.5	-	19.3	41.0	56.4	8.3	9.2	4.4	18.2	0.7	1.4	3.0	11.3	0.1	2.6	89	91	86	213	698	412
81	16	12	1.2	2.5	2.7	93.4	0.2	-	6.6	41.0	56.0	7.4	6.8	4.8	19.3	0.6	1.2	2.1	13.2	0.2	3.0	91	92	90	237	-	411
82	25	12	1.4	3.0	3.4	90.5	0.2	1.5	8.0	42.5	55.0	6.6	8.3	6.4	18.6	0.4	0.6	1.2	12.8	0.3	2.5	95	95	95	245	699	410

Katalysator S 30* Calciumaluminat

Tabelle 10.

84	52	-	7.7	5.4	14.1	72.3	0.5	-	27.7	50.9	47.3	4.6	3.6	0.4	10.7	1.2	0.5	1.9	24.3	0.2	1.8	84	83	85	232	730	419
85	52	-	10.8	8.7	23.0	55.7	1.8	-	44.3	52.0	44.0	4.5	3.5	0.3	10.3	1.2	0.6	1.8	21.5	0.3	4.0	84	83	85	166	730	424
86	50	-	5.0	4.3	9.9	79.0	1.8	-	21.0	47.1	44.3	4.1	3.9	0.8	12.7	0.7	0.3	2.0	19.6	0.2	8.6	88	90	86	247	720	418
87	25	12	1.6	1.3	3.8	92.8	0.5	-	7.2	52.8	40.3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.9	-	-	169	742	429	

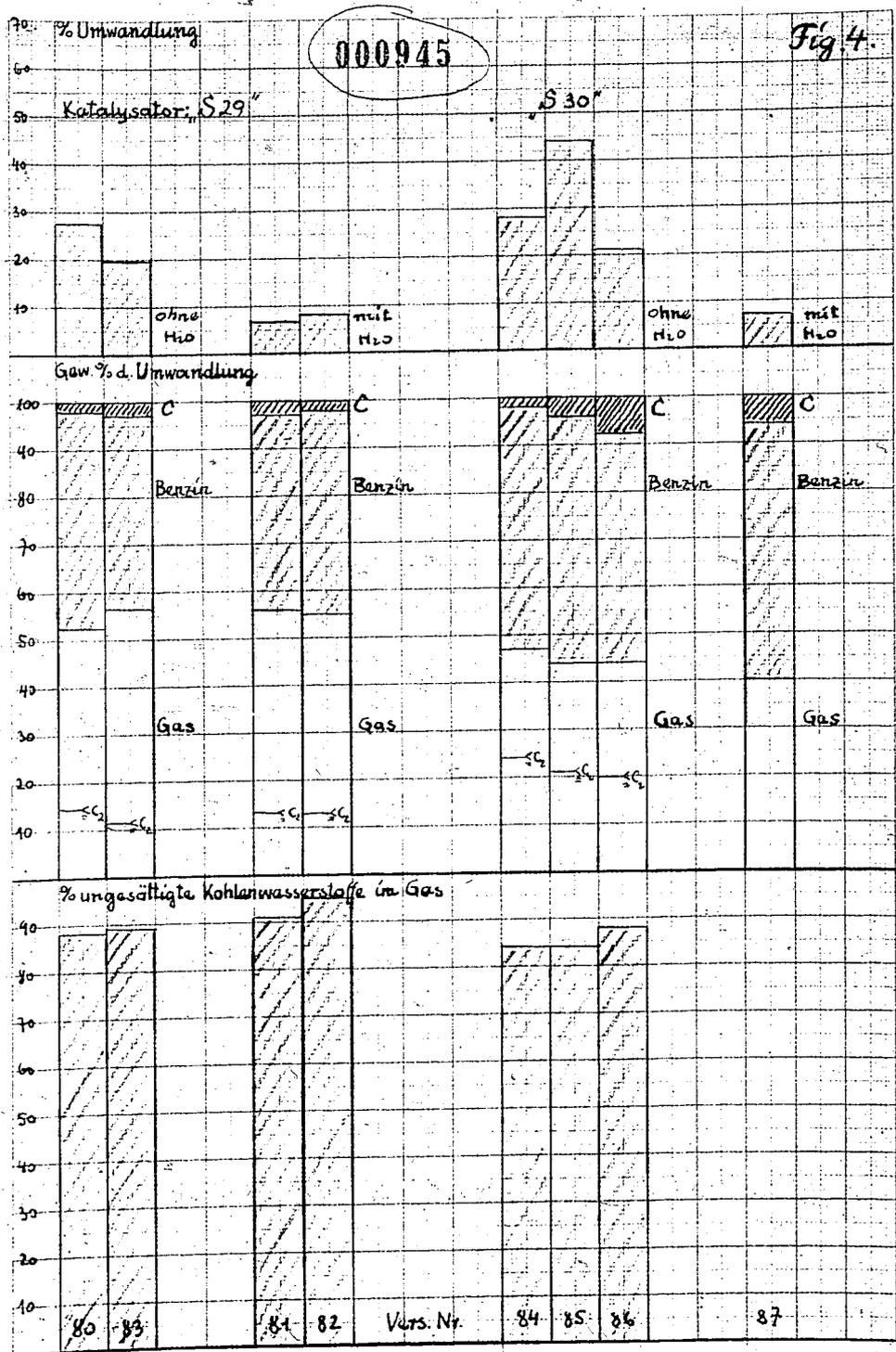


Tabelle 11.

Katalysator: Granusil
roh.

Stoff	Einsatz		Endprodukt				Verlust	Gew.% d. Umwandlung										Benzin									
	Vol. %	H ₂ O	Erad. gas	Kond. gas	Benz.	Öl		C	Benzin					Gas					C	C ₃ ⁺	C ₄ ⁺	C ₅ ⁺					
									Σ	iC ₄	2C ₄	iC ₃	iC ₃	iC ₄					iC ₄								
102	50	-	6.6	31.4	36.3	17.4	2.1	6.2	81.4	47.6	49.7	3.7	5.5	5.6	15.3	1.3	4.8	5.1	8.2	0.3	2.7	73	71	75	83	712	410
104	50	-	7.4	32.0	23.1	30.9	2.2	4.4	67.7	35.8	60.8	4.6	7.3	6.9	17.6	3.0	5.6	6.0	9.7	0.2	3.4	71	69	75			
103	25	12	7.4	24.9	20.2	39.8	1.5	6.2	57.5	37.4	60.0	6.3	5.4	7.5	19.3	1.9	4.8	5.3	9.2	0.4	2.6	76	74	78	747	411	
105	25	12	8.0	24.7	23.4	38.0	1.0	4.9	60.0	40.9	57.1	4.3	7.5	7.1	18.8	1.2	3.2	4.1	10.9	0.3	1.8	82	81	82	735	732	

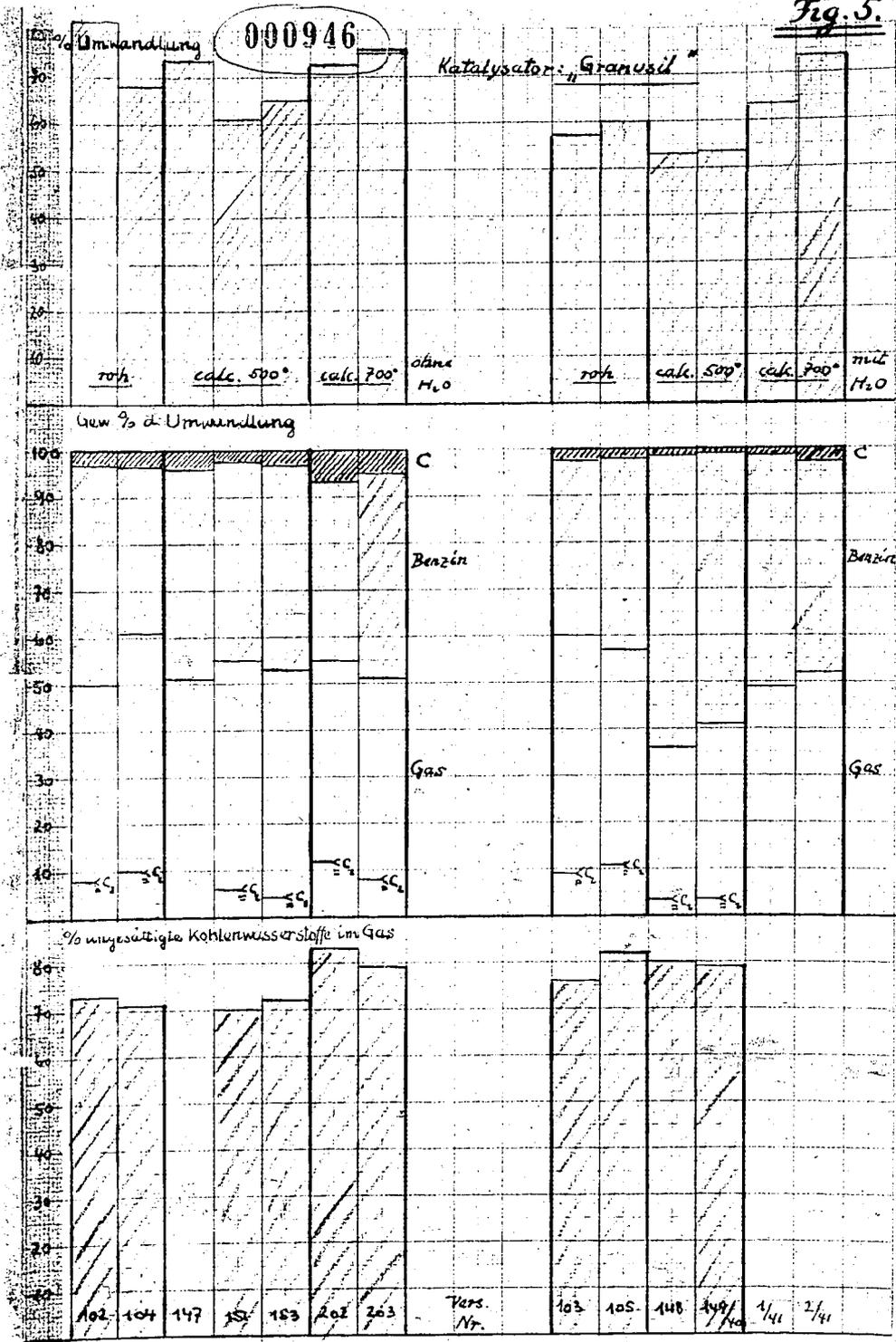
calc. 500°

117	50	-	4.9	31.0	31.7	25.5	2.3	4.0	73.3	45.3	51.3										3.4							707	724	424
151	50	-	3.8	27.8	24.7	37.5	1.3	4.4	60.6	42.7	55.0	3.9	7.7	7.3	15.3	2.1	6.6	5.9	6.1	0.1	2.3	70	69	72	773	682	401			
153	50	-	2.8	29.7	27.2	33.3	1.8	5.2	61.8	44.1	52.9	4.5	7.6	7.5	16.8	2.5	6.1	5.3	3.5	0.2	3.0	72	69	75	731	706	412			
148	25	12.5	1.8	16.5	32.4	45.0	0.8	3.5	53.4	63.0	35.6	3.8	5.1	5.4	11.6	1.1	2.8	2.4	3.3	0.2	1.4	80	79	83	209	83	702			
149	25	12.5	2.3	18.9	30.2	44.7	0.5	3.4	53.7	58.3	40.8	3.6	5.8	5.7	14.2	1.4	3.4	3.1	3.4	0.2	0.9	79	76	82	201	6	409			

calc. 300°

202 ⁴⁰	50	-	41.5	23.3	24.3	23.9	4.0	13.0	72.5	38.5	55.0	4.1	7.7	6.9	15.3	1.2	2.8	3.0	12.5	1.4	6.5	83	82	84	166	152	428
203 ⁴⁰	50	-	8.3	30.2	32.9	24.3	3.4	0.4	75.7	43.7	57.1	12.1		7.5	14.6	4.9		3.9	7.3	0.9	5.2	79	80	79	104	710	427
1/41	25	12.5	5.1	26.3	30.6	35.9	0.4	1.2	63.0	49.0	49.5										1.5				476	738	415
2/41	25	12.5	7.8	30.4	33.0	26.3	2.1	0.2	73.0	43.0	57.2										2.8				187	712	412

Fig. 5.



Katalysator: K.C.-Kontakt (Granul.-BPO₄-Co)
Tabelle 12.

Stufe	Einsatz		Endprodukt				Gew. % d. Umwandlung										Benzin										
	Gehalt	H ₂ O	End gas	Kend gas	Benzol	Öl	Verlust		Glob										C ₄ ⁺ /C ₃ ⁺	C ₄ ⁺ /C ₃ ⁺							
							C	C	Σ	1C ₂	2C ₂	3C ₂	4C ₂	5C ₂	6C ₂	7C ₂	8C ₂	9C ₂			10C ₂	11C ₂	12C ₂	13C ₂	14C ₂	15C ₂	16C ₂
90	50	-	6.1	178	24.4	404	2.4	8.9	557	481	47.2	3.8	6.6	5.3	11.8	2.0	3.6	3.3	9.2	1.6	4.7	7.6	74	78	175	718	421
94	48	-	4.7	248	26.3	413	2.4	0.5	584	451	50.7	4.6	7.6	6.6	13.7	2.1	4.8	4.7	5.9	0.7	4.1	74	75	149	229	421	
96	50	-	4.5	215	24.9	43.4	1.3	4.4	546	478	49.7	7.5	8.0	4.7	14.8	0.9	1.9	2.8	8.7	0.3	2.5	86	84	169	243	428	
91	20	2.0	2.8	11.9	19.7	61.8	1.1	2.7	364	51.9	41.8	4.8	6.8	5.4	13.2	1.3	3.4	1.9	4.2	0.7	3.3	82	78	105	248	430	
95	26	11.0	6.5	17.4	17.5	56.6	1.7	-	434	40.3	58.8	4.7	6.8	7.3	16.9	1.3	4.7	3.3	9.6	0.1	3.9	79	76	187	228	421	

calc. 500°

150	50	-	3.7	191	28.0	475	1.7	-	575	534	45.6	3.2	2.3	6.9	13.6	5.3	4.1	2.9	4.7	0.6	3.0	68	57	188	694	411
154	50	-	2.6	195	22.6	45.6	0.9	8.8	500	49.6	48.4	5.0	6.2	7.0	13.8	2.8	4.3	4.2	4.6	0.4	2.0	74	72	207	688	403
152	26	12.5	4.2	14.3	13.9	69.2	0.9	0.5	30.5	45.9	57.2	5.4	7.4	7.7	16.7	1.2	4.4	4.2	3.1	0.5	2.9	79	78	146	671	369

Tabelle 13.

Katalysator: Tonsil A (Tonsil geförmt, calc. 700°)

141	50	-	9.0	15.9	25.4	44.9	2.8	2.0	51.2	48.0	46.9	4.0	5.8	5.4	12.1	1.6	2.3	3.3	11.4	1.1	5.1	79	80	78	728	426
142	25	12.5	4.0	10.3	14.9	62.8	1.2	6.8	32.6	49.1	47.2	4.6	7.0	5.9	12.9	1.1	2.1	3.5	8.7	1.3	3.7	82	85	79	735	428

Tabelle 14.

Katalysator: Tonsil C (Tonsil-229-Co geförmt, calc. 500°)

144	75	-	3.7	13.6	34.5	43.4	2.1	2.7	55.4	61.0	32.2	4.0	4.3	3.5	9.1	0.6	1.9	2.2	6.3	0.4	3.8	81	81	81	715	427
145	26.5	12.5	7.0	16.8	26.9	47.5	1.8	-	52.5	57.2	45.3	4.0	5.5	5.3	11.1	1.1	1.3	2.1	11.2	0.8	3.5	84	81	87	740	417
146	25	12.5	10.0	17.8	33.4	29.0	2.6	7.2	58.8	51.1	48.8	7.8	5.8	5.0	12.7	0.6	1.0	1.6	11.6	0.7	4.0	90	91	81	747	431

000947

Fig. 6

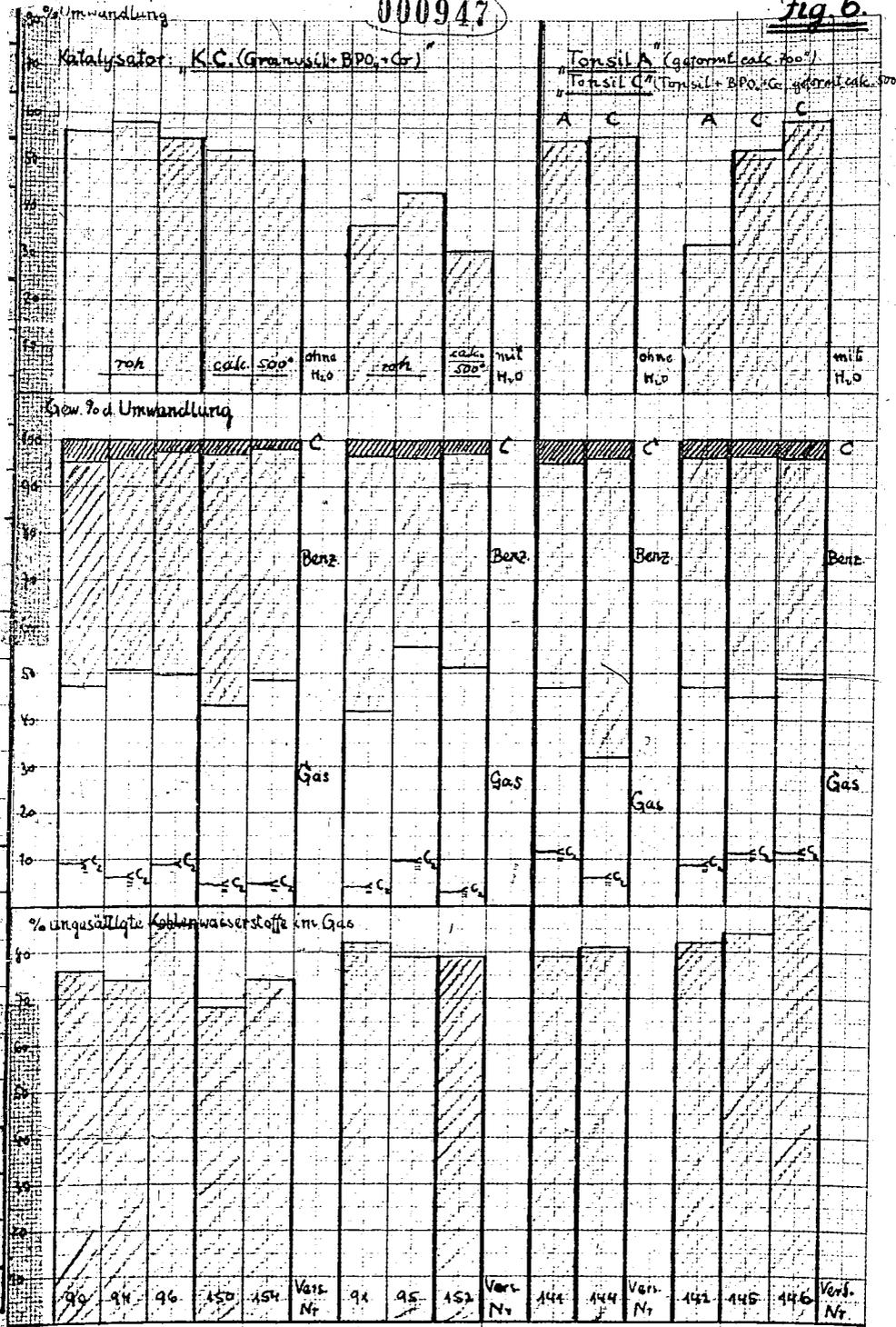
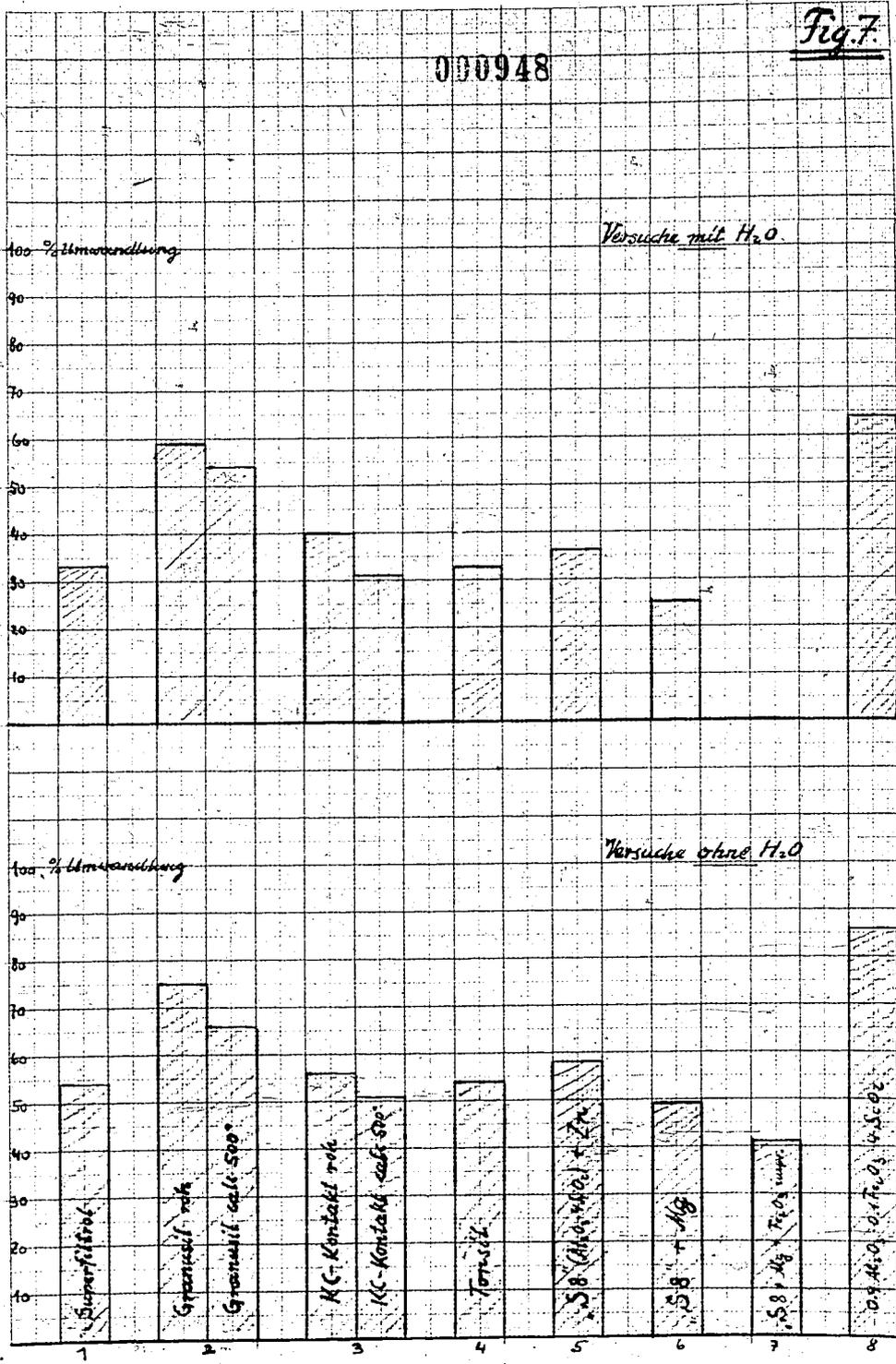


Fig. 7

000948



000949

Fig. 8.

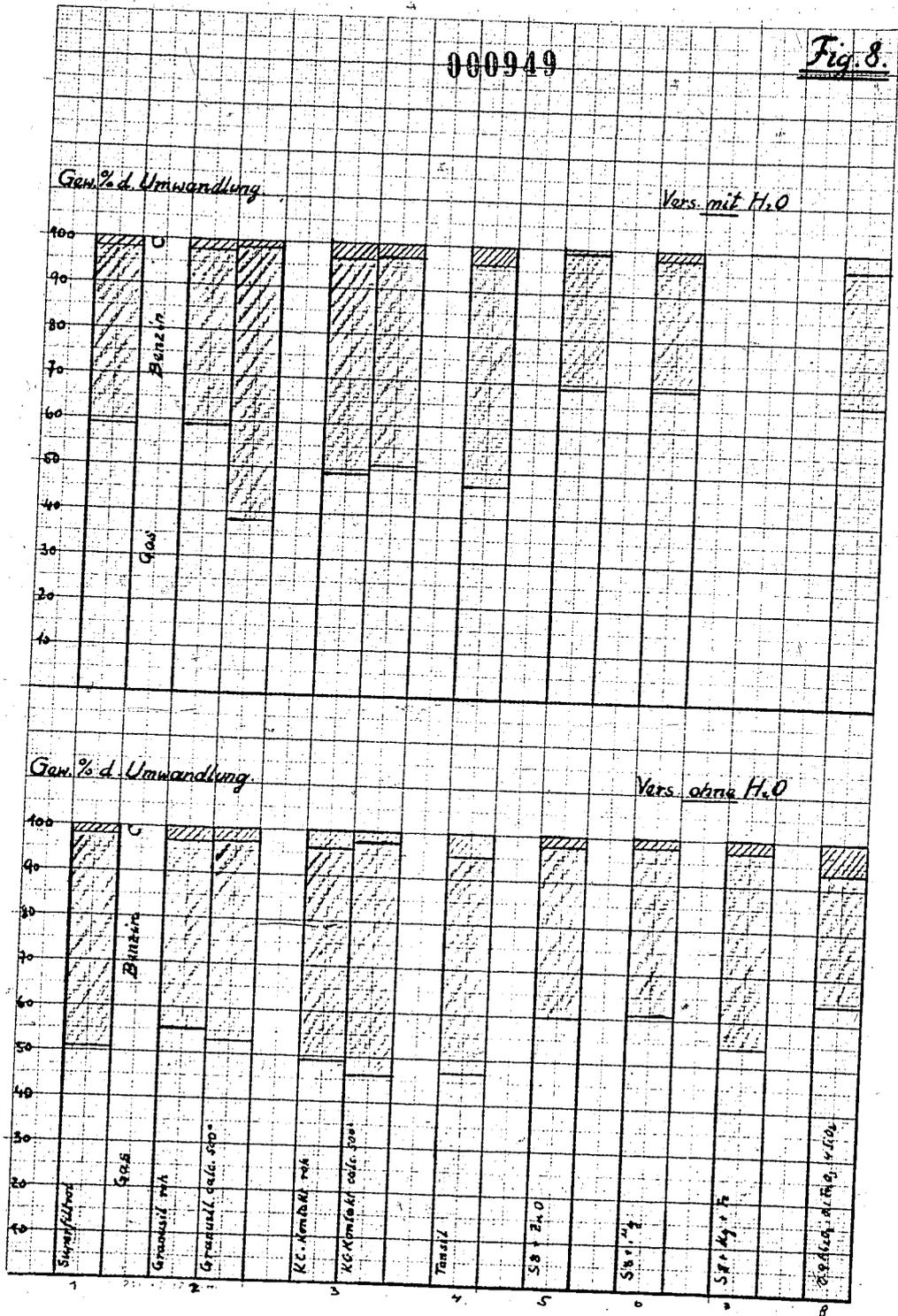
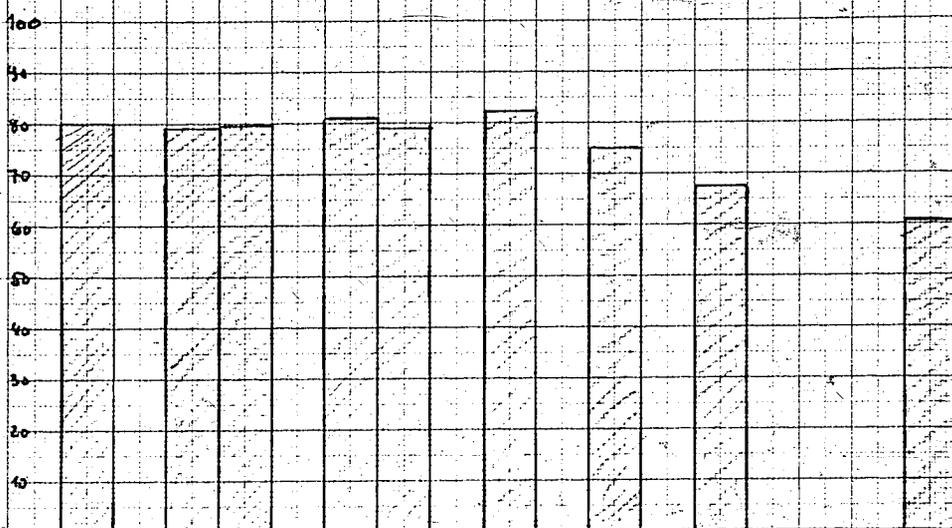


Fig. 9.

000950

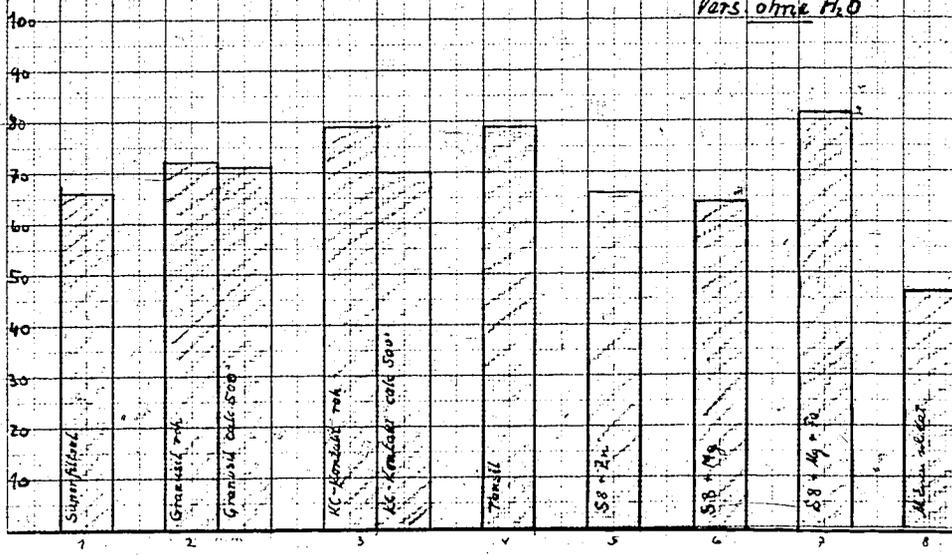
% ungesättigte Kohlenwasserstoffe im Gas

Vers. mit H₂O



% ungesättigte Kohlenwasserstoffe im Gas

Vers. ohne H₂O



Superfildenz

Granulat m.k.

Granulat Calc. Soap

KC-Katalysat. m.k.

KC-Katalysat. cold Soap

Tinellit

Sb-Zn

Sb-Mg

Sb-Mg-Pb

Mit. m. ungesat.