

2744 - 30/5.05 - 7

Treibstoffwerk, den 5.3.1944
Be/Rk.

Aktivitätsmessung von Aktivkohle bei verschiedenen Temperaturen.

An verschiedenen Aktivkohle-Proben sollte die Aufnahme-fähigkeit an Propylen jeweils bei Zimmertemperatur und bei 60° ermittelt werden. Die zu untersuchende Kohle befand sich in einem Glasrohr von 18 mm lichter Weite in einer Schichthöhe von rd. 60 cm. Die Messung bei 60° erfolgte durch Einsatz des Glasrohres in einen Heizmantel, dessen Wasserinhalt mit Hilfe eines Thermostaten konstant gehalten wurde. Als Beladegas diente ein Stickstoff-Propylen-Gemisch, in dem etwa 3,0% Propylen vorhanden waren. Die Strömungsgeschwindigkeit des Gases betrug 10 cm in der Sekunde. Das Stickstoff-Propylen-Gemisch wurde durch eine vorgeschaltete Schlange schon auf etwa 55 - 58° C gebracht. Ein der Kohle nachgeschaltetes Interferometer zeigte den Durchbruch bzw. die Sättigung des durchschlagenden Propylens an. Die Werte waren folgende:

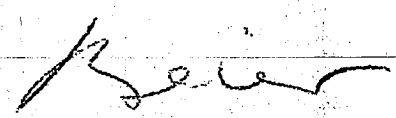
Ungebrauchte Aktiv-Kohle.

Bezeichnung	Strömung l/h	cm/sek.	Vol.% C ₃ H ₆	Durchbruch Gew.% C ₃ H ₆	Sättigung Gew.% C ₃ H ₆
Normale Temperatur	72,0	10	3.052	6.95	7.95
Temperatur bei 60°	72,0	10	3.018	3.54	4.23

Durch Wasserdampf regenerierte Kohle
(ungefähr 350°)

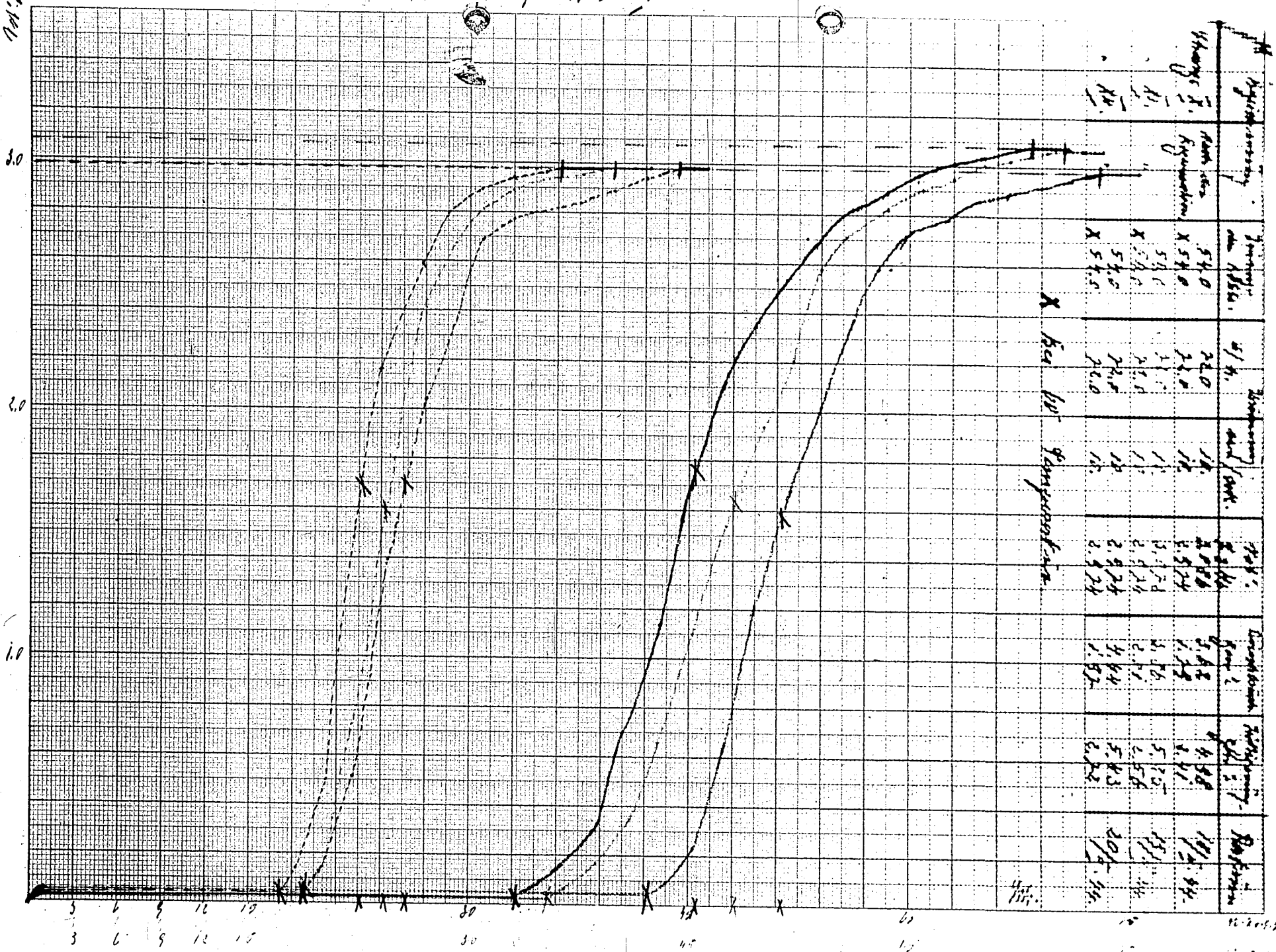
Bezeichnung	Strömung		Vol. % C ₃ H ₆	Durchbruch Gew. % C ₃ H ₆	Sättigung Gew. % C ₃ H ₆	Datum
	l/h	cm/sek.				
<u>Charge I</u>						
<u>N.d. Regeneration</u>						
Messung b. 20°	72,0	10	3.086	3.62	4.98	18.2.44
Temperatur bei 60°	72,0	10	2.974	1.79	2.41	"
<u>Charge XI</u>						
<u>N.d. Regeneration</u>						
Messung b. 20°	72,0	10	3.072	3.86	5.25	19.2.44
Temperatur bei 60°	72,0	10	2.974	2.01	2.56	"
<u>Charge XII</u>						
<u>N.d. Regeneration</u>						
Messung b. 20°	72,0	10	2.974	4.44	5.43	20.2.44
Temperatur bei 60°	72,0	10	2.974	1.97	2.72	"

Wie aus den Werten zu ersehen, ist die Aufnahmefähigkeit der Aktiv-Kohle an Propylen bei 60°C ungefähr die Hälfte der bei 20° ermittelten.



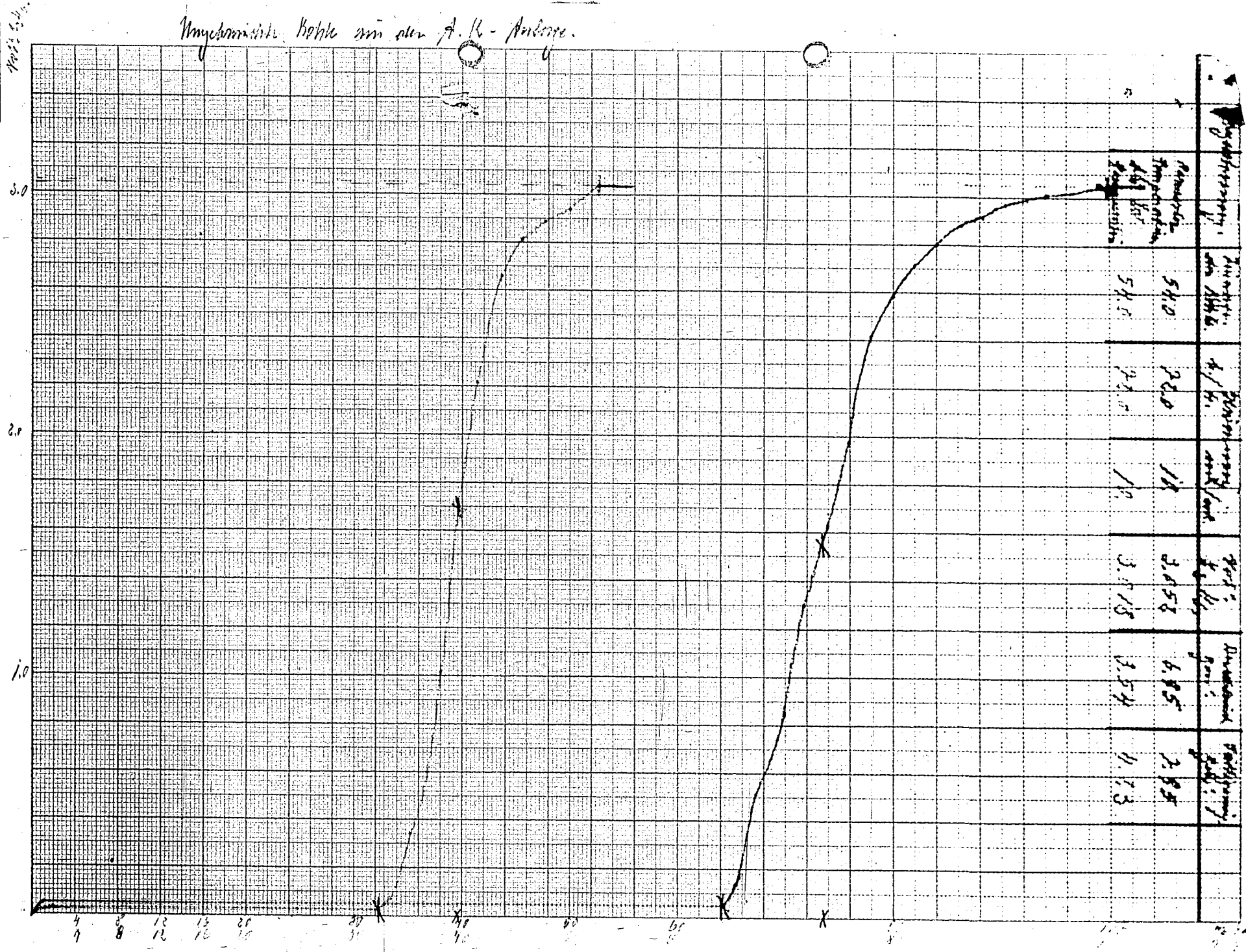
Rechte am Johnston IX.

1911.9.20.



X Sea bed 100' perpendicular

Amphibolite Kohle von der A. R. - Anlage.



Treibstoffwerk, den 19. Nov. 1943
Dr. Gr/S.

69
Bilanz der Wilke-Stabilisation
am 10. November 1943

Die Anlage wurde mit Restgasol der Alkoholanlage und mit A.K.-Benzin aus Tank 2 betrieben. Das nach der 1. Stufe des Kompressors abgeschleuste Produkt wurde in Tank 2 zurückgeführt. Das aus Tank 2 abblasende Gas wurde für sich allein gemessen (= Atmungs-gas) und in Kreislauf zurückgeführt.

Die Messungen dauerten am 10.11.43 von 7³⁰ - 17³⁰ Uhr = 10 Stunden lang.

1.) Einsatz

Tank 2 32,8 m ³ (d=0,6795)	22 260 kg
Gasolgas nach d. Gasometer	
m. Druckkolbenzähler gemessen 2635 m ³	5 810 kg
Synthesegaszusatz 100 m ³	70 kg
	28 140 kg

2.) Ausgebracht

Tank 7 32,8 m ³ (d= 0,679)	22 260 kg
Gasolvorlage 4 8100 l (d= 0,575)	4 660 kg
Zopgas 40 m ³	56 kg
Atmungs-gas 56 m ³	110 kg
	27 086 kg

Gesamtverlust 1054 kg in 10 Stunden = 2500 kg/Tag.

Im einzelnen ergibt sich für die beteiligten Kohlenwasserstoffe folgende Bilanz:

kg Kohlenwasserstoffe

<u>Einsatz</u>	C ₃ H ₆	C ₄ H ₈	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ ⁺	
A.K.-Benzin	92	926	182	680	20300	
Gasolgas	118	910	2110	2140	115	
	210	1836	2292	2820	20415	27573 kg

Ausbringen

Stabilbenzin		775		840	20600	
Gasol Vorlage 4	173	986	1840	1570	30	4569
Zopgas	2	3	20	4		
Atmungs-gas	11	12	28	11		
	186	1776	1888	2425	20630	26905 kg

	C_2H_6	C_4H_{10}	C_3H_8	C_5H_{12}	C_6H_{14}
* Wiedergefunden:	88 %	97 %	82,5 %	88 %	101 %

Verlust: 668 kg = 2,6 t/Tag.

Die Benzinkohlenwasserstoffe werden nach Vorstehenden restlos wiedergefunden. Der Verlust beschränkt sich auf die Gasol-Kohlenwasserstoffe und daneben in verstärktem Masse auf die Inertenbegleitgase.

D/Herrn Dir. Strüven
 D/ " Rumpf

Fr.W., den 10. September 1943
Be./Sch.

Regeneration von Aktivkohle durch Ausdampfung.

Am 21.7.43 wurden aus 4 in Abständen von etwa 40 cm übereinanderliegenden Probestützen Aktivkohle aus dem Adsorber Nr. 4 der alten Aktivkohle-Anlage zu Ende der Kühlung entnommen. Die bei anschließender Untersuchung gefundenen Werte an Wasser und Restgasbeladung waren folgendes:

<u>Probestelle</u>	<u>% H₂O</u>	<u>Restbeladung</u>
oben	3,3	
1/2 oben	3,0	
1/2 unten	1,8	{ bis 180 ^o C 0,3 Gew.-% Bi bis 320 ^o C 0,5 Gew.-% Bi
unten	1,5	{ bis 180 ^o C 1,3 Gew.-% Bi bis 320 ^o C 3,1 Gew.-% Bi

Durch Ausdampfung mittels überhitzten Wasserdampfes sollte die verbesserte Aufnahmefähigkeit gegenüber der unbehandelten Kohle an Gasolkohlenwasserstoffen erwiesen werden. Als Beladegas diente ein Propylen-Stickstoff-Gemisch mit etwa 3 Vol.-% Propylen und als Meßinstrument für den Durchbruch bzw. die Sättigung der A-Kohle mit Propylen das Interferometer. Die Ausdampfung selbst erfolgte in der dafür bestimmten Lurgi-Apparatur bis die Temperatur von 450^oC im Innern des Ausdampfgefäßes erreicht war. Alle Kohleproben wurden vor der Aktivitätsmessung mit dem Interferometer im Trockenschrank bei 120^o 8-10 Stunden getrocknet. Die unbedingt erfolgte, verbesserte Aufnahmefähigkeit nach der Wasserdampfbehandlung geht aus den beiliegenden Kurven hervor.

Eine ähnliche Untersuchung wurde mit den am 17.8.1943 gezogenen Aktivkohleproben des Adsorbers 5 unternommen, nur mit dem Unterschied, daß die jeweilig gezogenen Proben bis 350°C, dann bis 400°C und als letzte Behandlung bis 450°C ausgedämpft wurden. Die Wassergehalte der auch zu Ende der Kühlung gezogenen Aktivkohle-Proben waren:

oben	6,0 % Wasser
1/2 oben	4,8 % "
1/2 unten	2,1 % "
unten	1,2 % "

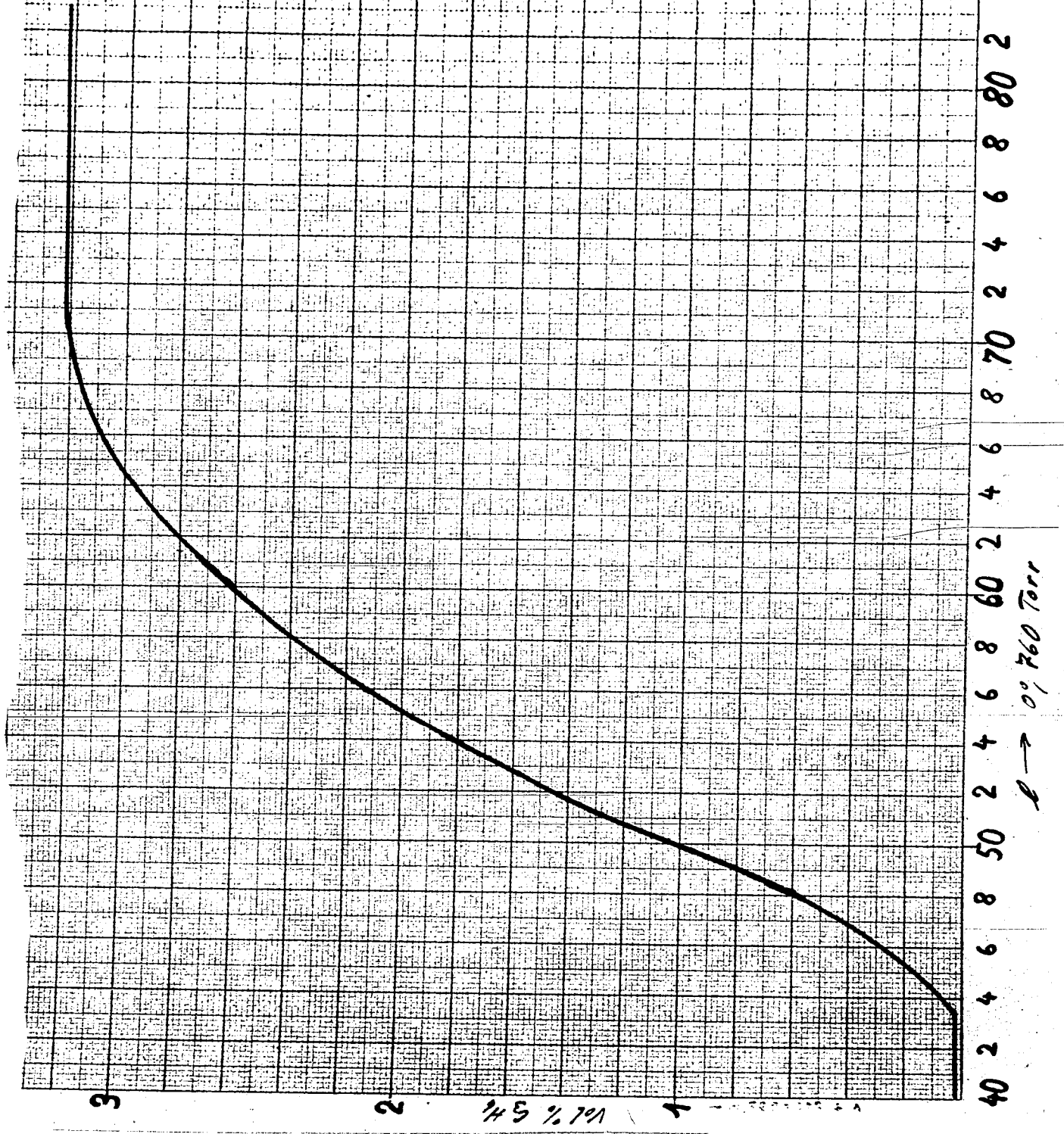
Die Restbeladung der untersten Kohleprobe ergab bis 180°C 1,3 Gew.-% Benzin, bis 320°C 4,0 Gew.-% Benzin.

Aus allen Behandlungen der Aktivkohle sowohl bei Adsorber 4 als auch bei Adsorber 5 ergaben sich eine wesentliche Verbesserung ihrer Aufnahmefähigkeit an Propylen nach der Wasserdampfbehandlung, was im einzelnen aus den kurvenmässigen Darstellungen ersehen werden kann. Aus den Kurven ergibt sich, daß bei den Kohleproben aus den unteren Zonen also bei stärkerer Restbeladung und Alterung die Regeneration bei 350° und 400° größere Wirkung als bei 450° hat. Bei 450° wurde annähernd in allen Fällen die Aktivität von frischer ungebrauchter Kohle erzielt. Bei den Kohleproben aus den höheren Lagen die geringere Schädigungen aufweisen, ist der Einfluß der Regenerationstemperaturen zwischen 350 und 450° deutlich zu erkennen.

Da in der Praxis die Kohle aus den verschiedenen Höhen der Adsorber nicht einheitlich voneinander getrennt werden kann, ist es ratsam, die Ausdämpfung bei 450°C in allen Fällen vorzunehmen, um weitgehendst an die Aufnahmefähigkeit einer neuen Kohle zu gelangen.

Angew. Aktivkohle	Strom. Uh	Gaschw. cm/sek	Vol. % C ₂ H ₆ im Gas	Gew. % C ₂ H ₆ Durchbr.	Sättigung
55	72	10	3,22	4,98	6,04

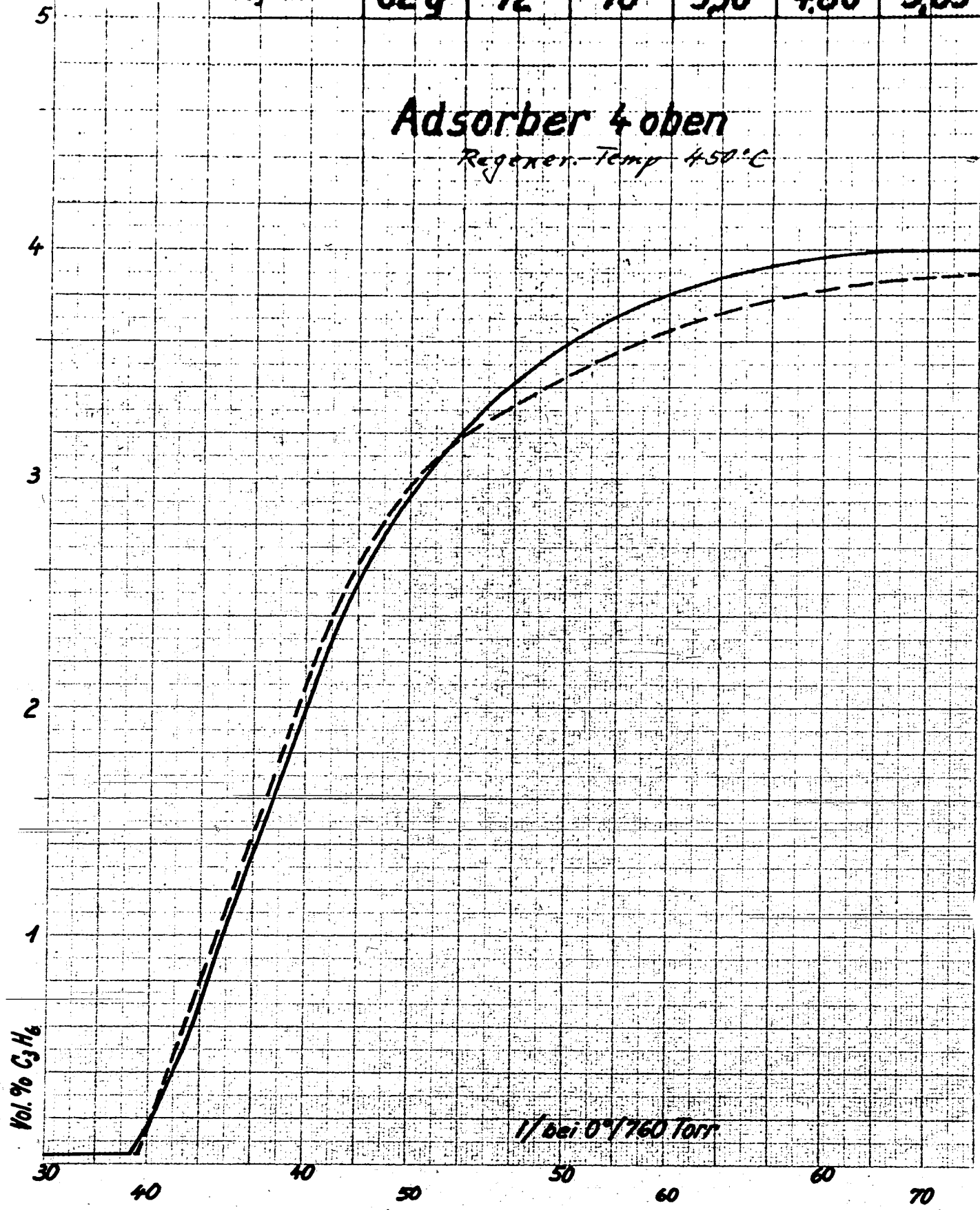
**Ungebrauchte Aktivkohle
(Supersarbon)**



	Angew. A-K. Menge	Strömgeschw. l/h	cm/sek	Vol. % C ₃ H ₆ im Gas	Gew % Durchbruch	G ₁ H ₆ Sättigung
—	65g	72	10	4.00	3.92	4.92
- - -	62g	72	10	3.90	4.80	5.63

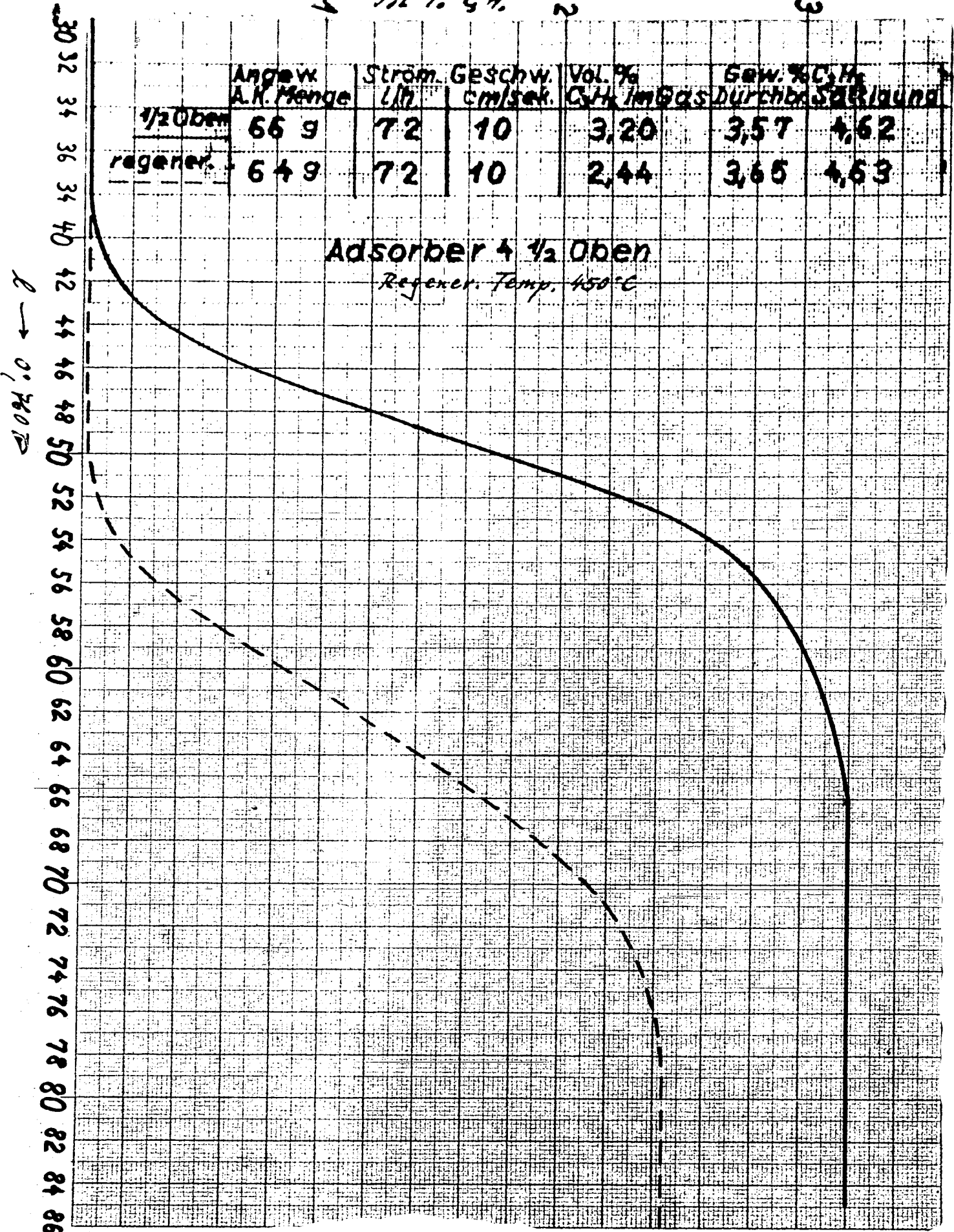
Adsorber 4 oben

Regener.-Temp 450°C

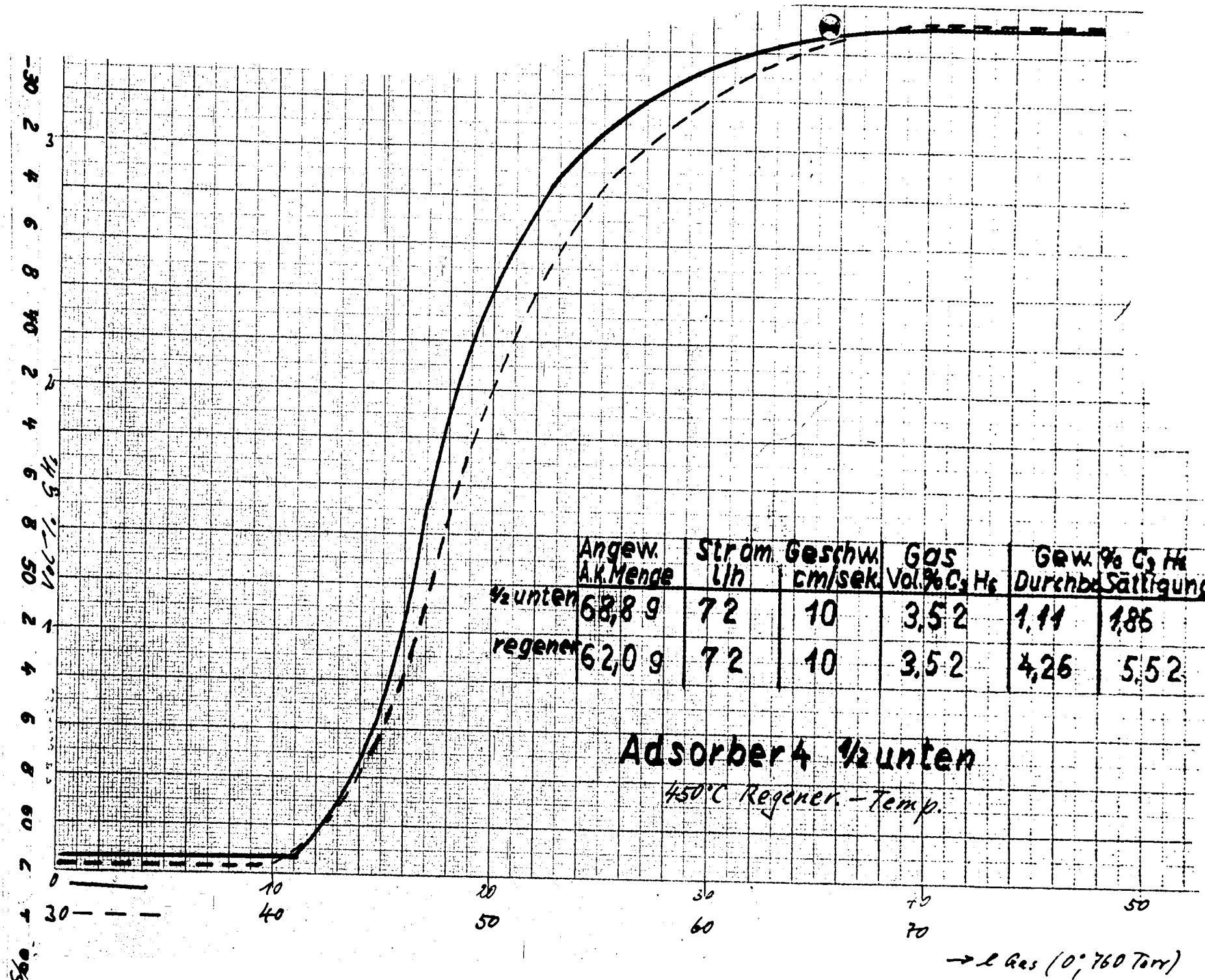


11.1.57. N

W



	Angew. A.K. Menge	Strom. Geschw. l/h	Geschw. cm/sek.	Vol. % C ₂ H ₄ im Gas	Gew. % C ₂ H ₄ Durchbr. Sa. R. d. u. n. d.
1/2 oben	66 g	72	10	3,20	3,57 4,62
regener.	64 g	72	10	2,44	3,65 4,63



	Angew. A.K. Menge	Ström. L/h	Geschw. cm/sek	Gas Vol. % C ₂ H ₆	Gew. % C ₂ H ₆ Durchb. Sättigung	
1/2 unten	68,8 g	72	10	3,52	1,11	1,86
regener	62,0 g	72	10	3,52	4,26	5,52

Adsorber 4 1/2 unten
450°C Regener.-Temp.

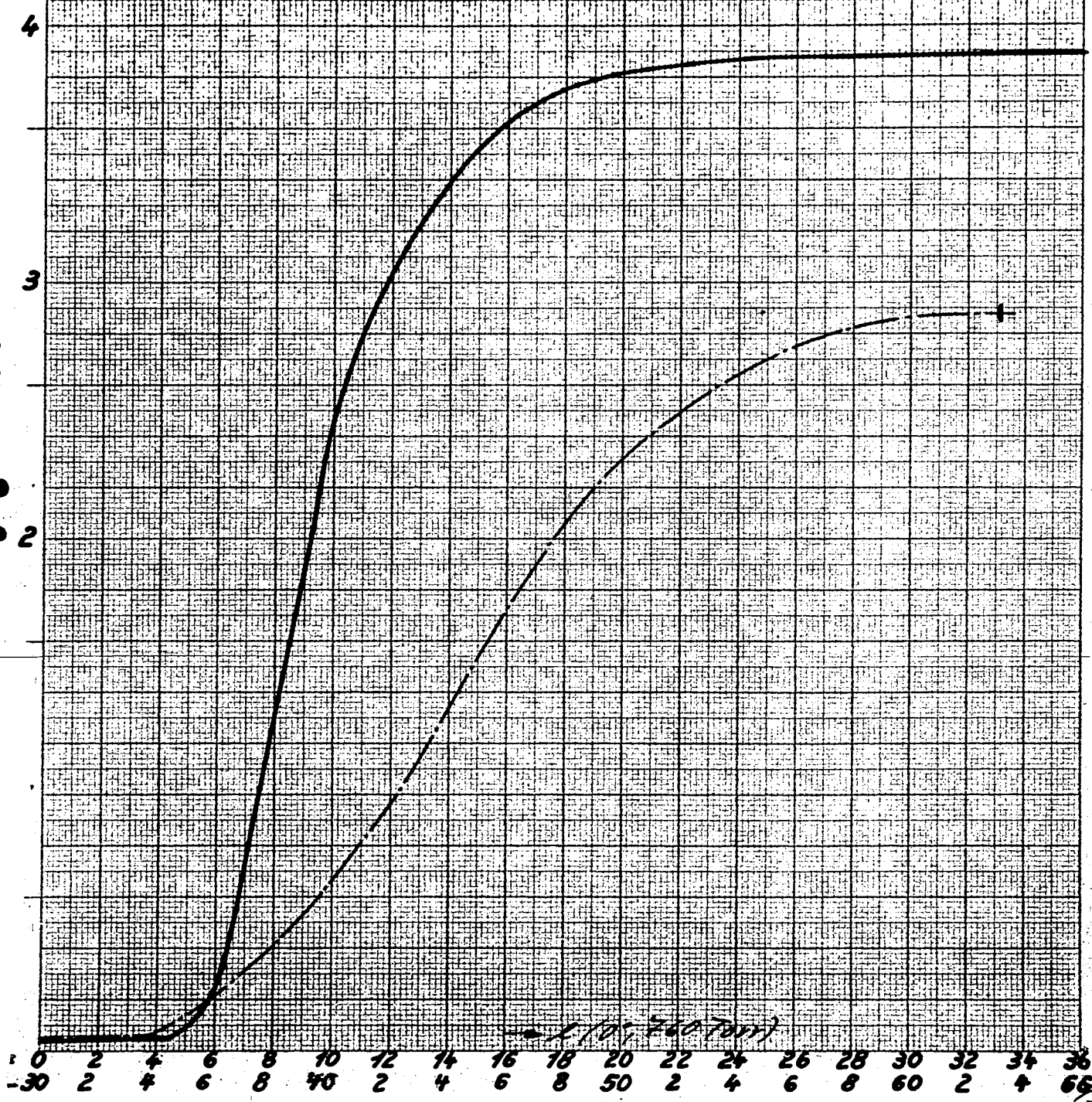
→ l. Gas (0,760 Torr)

Adsorber	Temp. (°C)	Zeit (min)	Gasmenge (ml)	Vol. % C ₃ H ₆ im Gas	Vol. % C ₃ H ₆ im Adsorber	Vol. % C ₃ H ₆ im Gas + Adsorber
unten	55	72	10	3.87	0.68	1.49
regener	58	72	10	2.85	3.14	4.22

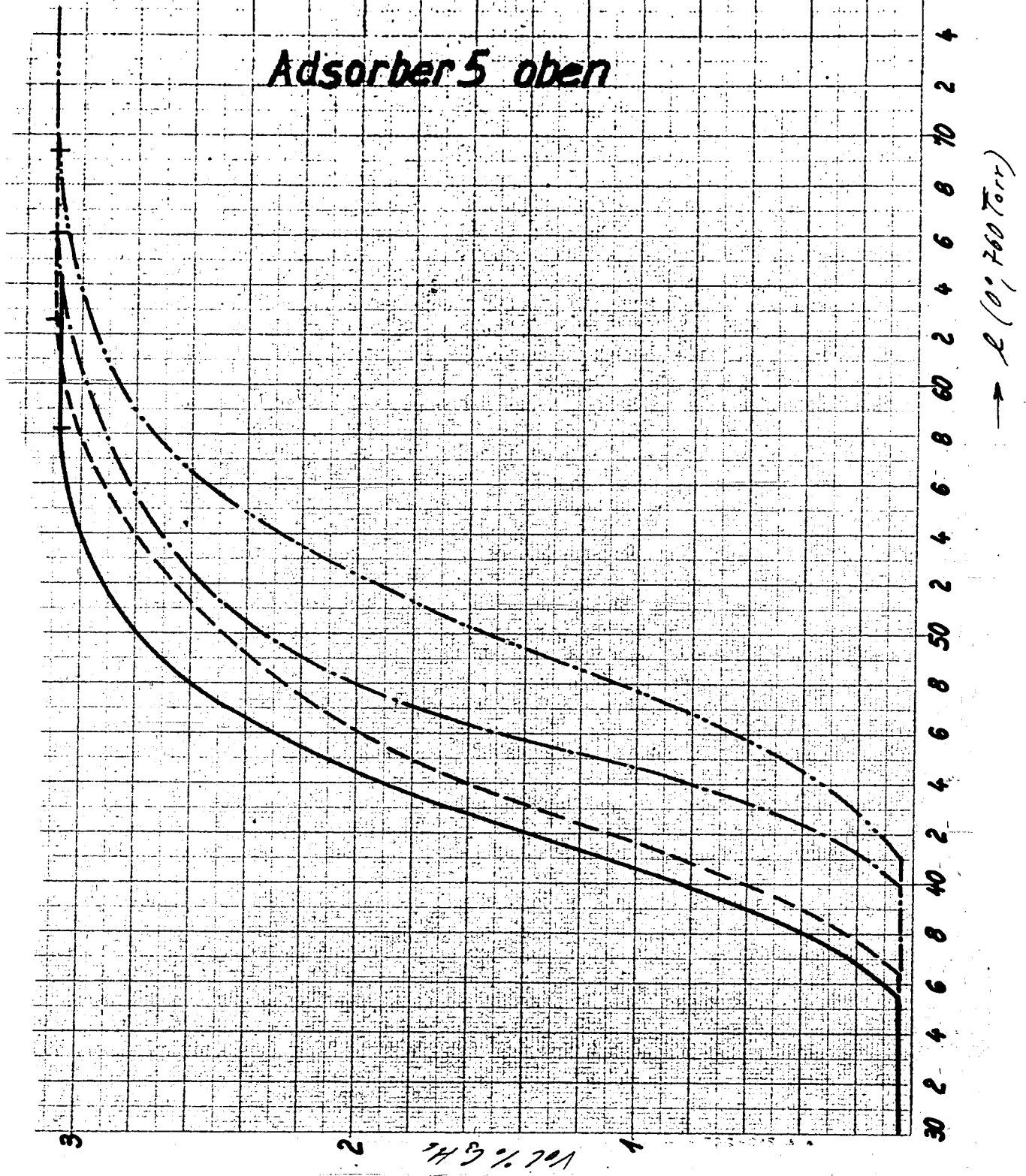
Adsorber 4 unten

450°C Regener-Temp

Vol. % C₃H₆ im Gas

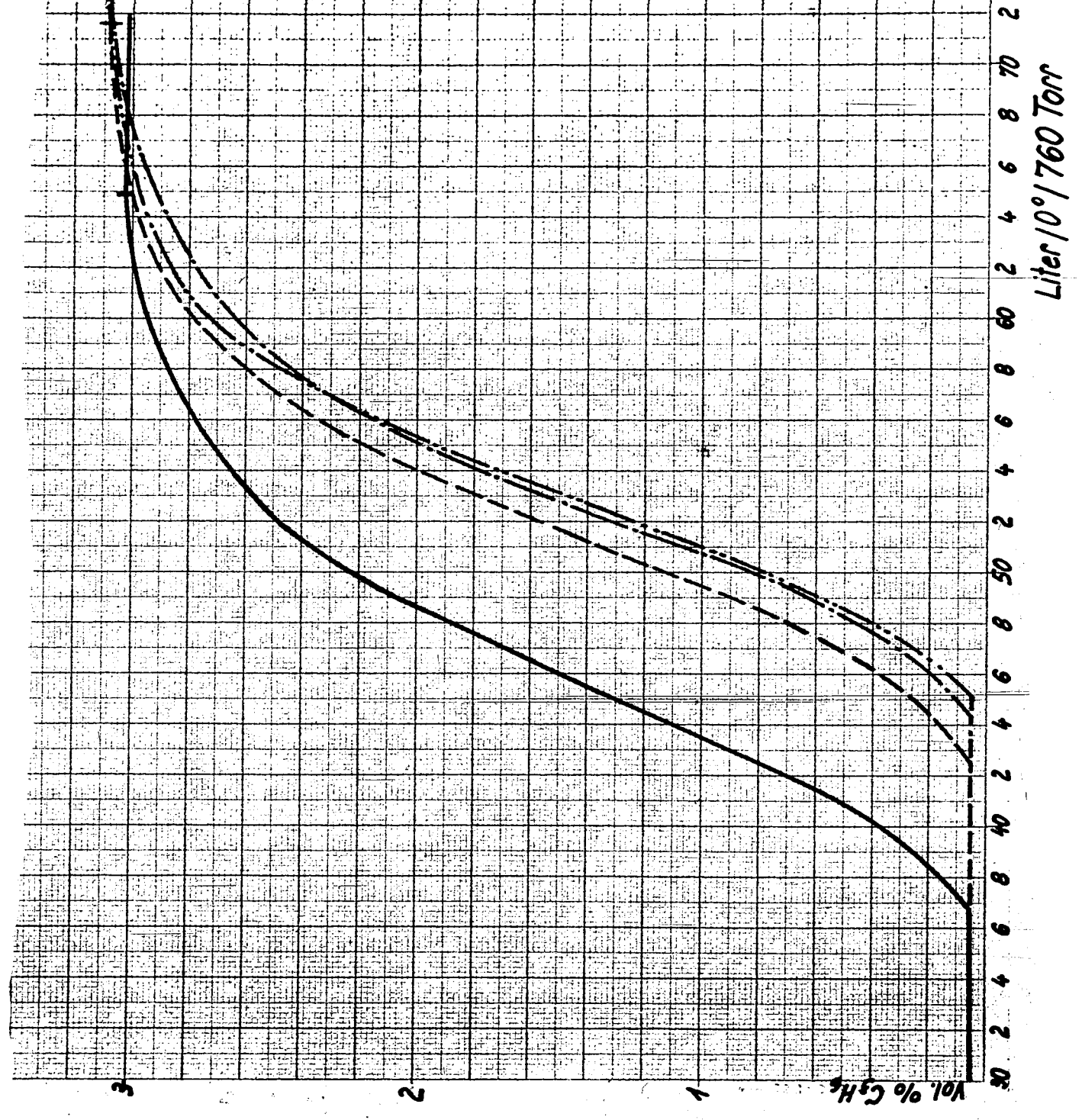


	Angew. A.-K. Menge	Strömgeschw. l/h	Strömgeschw. cm/sek	Vol % C ₂ H ₆ im Gas	Gew % C ₂ H ₆ Durchbruch	Gew % C ₂ H ₆ Säulequers.
Originalprobe bei 120° getr.	61	72	10	3,08	3,37	4,13
bei 350° regener. = 120° getrock.	59,5	72	10	3,10	3,64	4,32
bei 600° regener. = 120° getrock.	60,0	72	10	3,10	3,94	4,72
bei 450° regener. bei 120° getr.	59,0	72	10	3,10	4,12	5,10



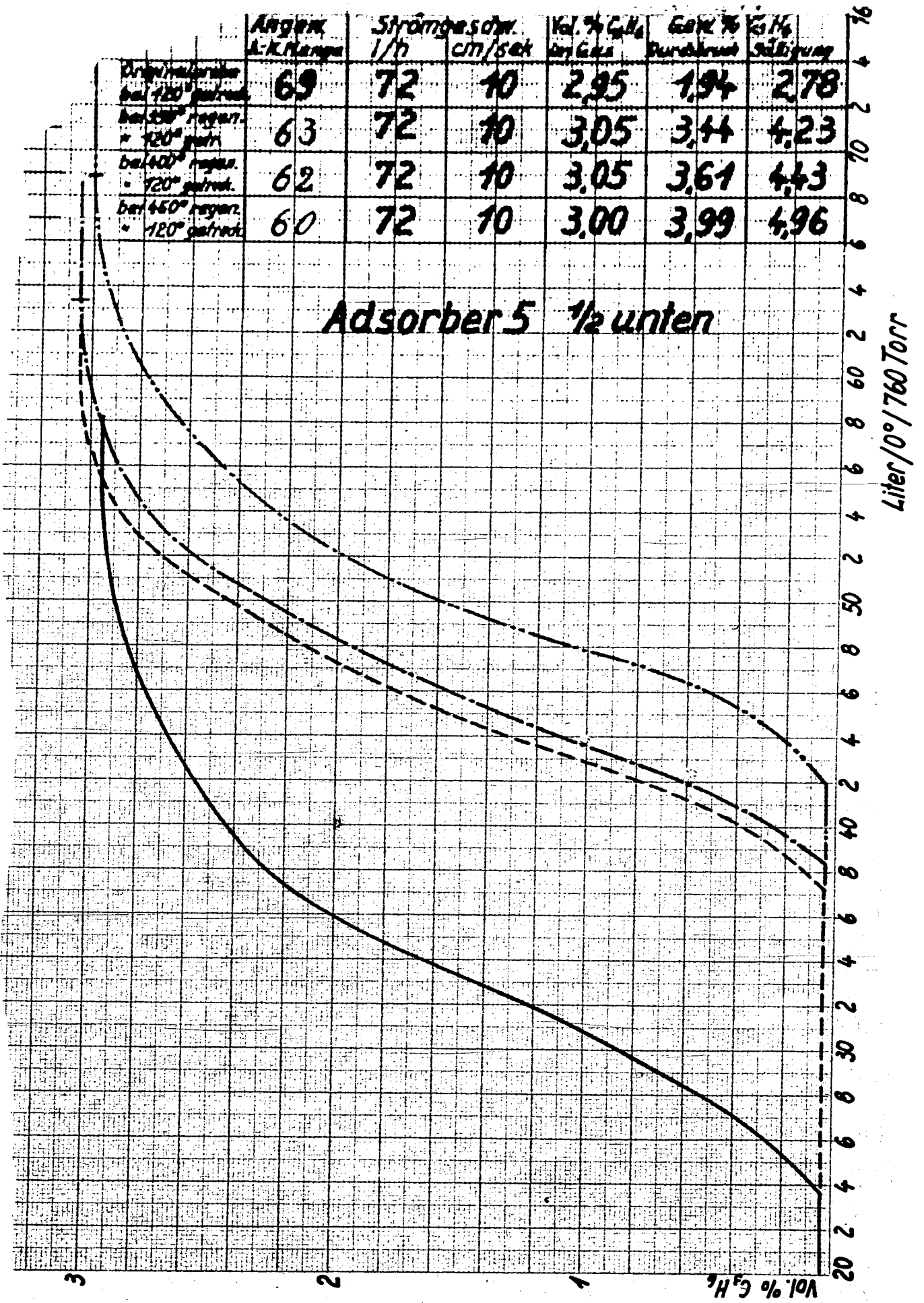
	Adorber A.K. Messer	Strömungsgeschw. l/h	Leistung ccm/sek	Vol. % C ₂ H ₆ Gas	Gas % Durchbruch	C ₂ H ₆ Sättigung
Originalprobe bei 120° getrock.	68	72	10	3,02	3,10	4,12
bei 250° regener. " 120° getrock.	64,5	72	10	3,08	3,82	4,82
bei 400° regener. " 120° getrock.	63,5	72	10	3,08	4,08	5,02
bei 450° regener. " 120° getrock.	64,0	72	10	3,10	4,18	5,04

Adsorber 5 1/2 oben



	Angabe L-K-Menge	Strömgeschw. l/h	cm/sek	Vol. % C ₂ H ₆ bei G ₂	G ₂ % Durchbruch	Et H ₂ Sättigung
Originaladsorber bei 120° getrock.	69	72	10	2,95	1,94	2,78
bei 50° regener. • 120° getrock.	63	72	10	3,05	3,44	4,23
bei 400° regener. • 120° getrock.	62	72	10	3,05	3,61	4,43
bei 450° regener. • 120° getrock.	60	72	10	3,00	3,99	4,96

Adsorber 5 1/2 unten

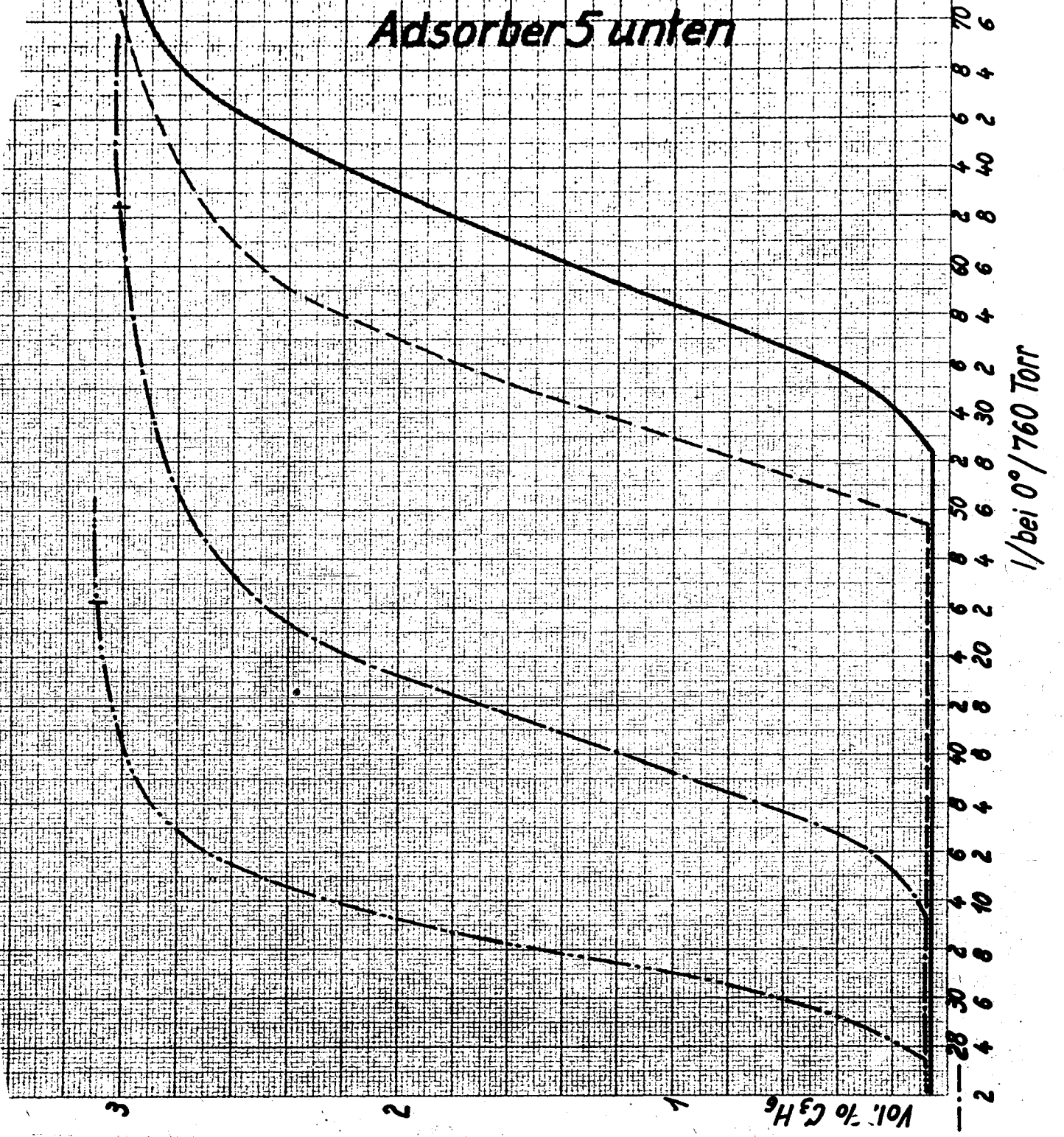


Liter/0°/760 Torr

Vol. % C₂H₆

	Angew. A.Menge	Strömgeschw. l/h	Strömgeschw. cm/sek	Vol. % C ₃ H ₆ im Gas	Zeit % C ₃ H ₆ Durchbruch	Zeit % C ₃ H ₆ Sättigung
bei 120° getrocknet	70g	72	10	3.08	0.288	0.727
bei 150° regen. 120° getrock.	60g	72	10	3.08	2.47	3.14
bei 100° regen. 120° getrock.	59g	72	10	3.08	2.81	3.75
bei 150° regen. 120° getrock.	55g	72	10	3.01	3.45	4.44

Adsorber 5 unten



29.9.1943.

Sieb-Analysen der alten A.K.
(Raße Kühlung)

	% H ₂ O	Gew.% Rest- beladung b.180°	Rest- b.320°	Angew. Menge	über 2 mm	1-2 mm	unter 1 mm			
				g	g	g	g	g	g	
Adsorber 1										
oben	3,3			425,6	414,0	97,3	5,9	1,4	5,7	1,3
1/2 oben	3,0			383,5	381,5	99,5	1,7	0,4	0,3	0,1
1/2 unten	2,4			439,5	412,5	95,8	14,9	3,5	3,1	0,7
unten	0,9	0,2	1,9	460,0	418,1	90,9	34,9	7,6	7,0	1,5
Adsorber 2										
oben	5,4			445,3	436,1	97,8	7,0	1,6	2,7	0,6
1/2 oben	4,8			396,4	385,4	97,3	8,1	2,0	2,9	0,7
1/2 unten	1,8			383,8	373,6	97,3	7,7	2,0	2,5	0,7
unten	1,2	0,8	4,8	422,2	407,5	96,5	10,4	2,5	4,3	1,0
Adsorber 3										
oben	6,9			378,5	367,1	96,9	9,3	2,5	2,1	0,6
1/2 oben	2,7			419,6	391,1	93,2	26,3	6,3	2,3	0,5
1/2 unten	1,5			390,5	381,4	97,7	8,7	2,2	0,4	0,1
unten	1,2	1,8	5,8	455,9	448,4	98,4	7,0	1,5	0,5	0,1
Adsorber 4										
oben	0,0			414,7	395,1	95,3	15,0	3,6	4,6	1,1
1/2 oben	4,5			380,2	374,1	98,5	4,5	1,2	1,2	0,3
1/2 unten	1,5			394,2	392,2	99,5	0,7	0,2	1,3	0,3
unten	1,2	0,1	3,8	283,1	278,4	98,4	4,1	1,4	0,6	0,2
Adsorber 5										
oben	2,7			369,6	357,0	96,6	7,7	2,1	4,9	1,3
1/2 oben	3,0			395,2	385,6	97,6	8,6	2,2	0,8	0,2
1/2 unten	1,8			326,2	324,3	99,3	1,6	0,5	0,6	0,2
unten	1,8	1,3	3,1	333,1	330,2	99,1	1,9	0,6	1,0	0,3
Adsorber 6										
oben	4,5			345,1	328,8	95,3	12,2	3,5	4,1	1,2
1/2 oben	3,9			399,9	390,2	97,6	9,0	2,2	0,7	0,2
1/2 unten	1,7			408,0	399,0	98,1	6,2	1,5	1,8	0,4
unten	0,9	0,8	4,5	381,0	376,8	98,9	3,3	0,9	0,9	0,2
Adsorber 7										
oben	3,0			403,4	400,0	99,1	0,3	0,1	3,1	0,8
1/2 oben	2,7			367,6	395,1	97,4	7,8	2,1	1,8	0,5
1/2 unten	2,1			454,1	450,1	99,1	2,8	0,6	1,2	0,3
unten	0,9	0,1	2,7	355,6	350,1	98,5	3,7	1,0	1,8	0,5

2.8.43
B

29.8.1943

Sieb-Analysen der neuen A.K.
(Ende Kühlung gezogen)

	* H ₂ O	Gew.% Rest- beladung		Angew. Menge	Über 2 mm		1-2 mm		unter 1mm	
		b. 180°	b. 320°		g	%	g	%	g	%
<u>Adsorber 8</u>										
oben	25,8			499,6	490,8	98,2	7,5	1,5	1,3	0,3
1/2 oben	25,2			290,9	283,5	97,4	6,9	2,4	0,3	0,2
1/2 unten	10,8			377,6	364,6	96,6	11,8	3,1	1,2	0,3
unten	3,3	0,7	2,9	281,1	274,8	97,7	5,6	2,0	0,9	0,3
<u>Adsorber 9</u>										
oben	53,1			386,3	350,1	90,7	18,5	4,8	17,5	4,5
1/2 oben	52,8			415,8	389,4	93,6	23,1	5,6	3,3	0,8
1/2 unten	22,8			328,8	288,9	87,9	28,4	8,6	11,5	3,5
unten	3,3	0,3	1,3	348,3	321,4	92,3	19,5	5,6	7,4	2,1
<u>Adsorber 10</u>										
oben	22,5			445,6	424,6	95,3	20,8	4,7	0,2	-
1/2 oben	20,7			339,3	332,3	98,0	5,5	1,6	1,5	0,4
1/2 unten	3,9			343,0	334,8	97,6	7,2	2,1	1,0	0,3
unten	3,6	0,1	0,5	186,6	177,1	95,0	8,3	4,4	1,2	0,6
<u>Adsorber 11</u>										
oben	30,6			205,1	198,3	96,7	4,2	2,0	2,6	1,3
1/2 oben	17,7			249,8	222,3	89,8	15,6	6,2	9,9	4,0
1/2 unten	3,9			265,1	250,1	94,4	13,3	5,0	1,7	0,6
unten	2,7	9,8	4,6	203,6	190,6	93,6	10,0	4,9	3,0	1,5
<u>Adsorber 12</u>										
oben	11,7			416,0	412,2	99,1	3,6	0,9	0,2	-
1/2 oben	11,1			344,0	340,6	99,1	2,9	0,8	0,5	0,1
1/2 unten	10,2			320,1	314,1	98,2	4,2	1,3	1,9	0,5
unten	2,1	4,4	6,9	238,3	232,8	97,7	4,8	2,0	0,7	0,3
<u>Adsorber 13</u>										
oben	18,9			355,6	352,6	99,2	2,2	0,6	0,8	0,2
1/2 oben	3,6			373,9	372,1	99,5	1,7	0,5	0,1	-
1/2 unten	3,6			376,2	372,9	99,1	3,1	0,8	0,2	0,1
unten	2,7	0,5	1,9	307,2	303,6	98,9	2,6	0,8	1,0	0,3
<u>Adsorber 14</u>										
oben	26,4			351,3	350,1	99,7	0,8	0,2	0,4	0,1
1/2 oben	22,4			395,9	394,1	99,5	1,5	0,4	0,3	0,1
1/2 unten	6,0			365,6	354,1	96,9	8,2	2,2	3,3	0,9
unten	1,2	0,2	2,2	273,3	254,4	93,1	13,7	5,0	5,2	1,9

x.v.s.
3

24.9.1943.

Sieb-Analysen der alten A.K. 1

	angew. Menge	über 2 mm		1-2 mm		unter 1 mm		
		g	%	g	%	g	%	
Adsorber 1								
oben	426	414	97,2	10,9	2,6	1,1	0,2	
1/2 oben	404,5	398,2	98,5	5,3	1,3	1,1	0,2	
1/2 unten	396,7	381,9	96,2	11,0	2,8	3,8	1,0	
unten	309,5	291,2	94,1	10,8	3,5	7,5	2,4	
Adsorber 2								
oben	382	376	98,4	5	1,3	1	0,3	
1/2 oben	395	382	96,8	11	2,8	2	0,5	
1/2 unten	371	363	97,9	5	1,3	3	0,8	
unten	287	273	95,1	10	3,5	4	1,4	
Adsorber 3								
oben	388	342	88,1	43	11,1	3	0,8	
1/2 oben	400	381	95,2	13,4	3,4	5,6	1,4	
1/2 unten	387	377	97,4	9	2,3	1	0,3	
unten	308	305	99,1	2,8	0,9	0,2	-	
Adsorber 4								
oben	523,6	504,6	96,4	14,7	2,8	4,3	0,8	
1/2 oben	633,9	622,9	98,3	7,1	1,1	3,9	0,6	
1/2 unten	502,9	494,8	98,4	6,6	1,3	1,5	0,3	
unten	670,4	660,6	98,4	5,6	0,8	4,2	0,6	
Adsorber 5								
oben	488,3	456,8	93,6	25,5	5,2	6,0	1,2	
1/2 oben	545,8	534,9	98,0	8,8	1,6	2,1	0,4	
1/2 unten	390,4	387,1	99,2	2,8	0,7	0,5	0,1	
unten	298,5	296,3	99,3	1,9	0,6	0,3	0,1	
Adsorber 6								
oben	624,2	600,7	96,3	5,2	0,8	18,3	2,9	
1/2 oben	581,9	568,2	97,6	9,9	1,7	3,8	0,7	
1/2 unten	546,0	503,5	91,6	37,0	7,4	5,5	1,0	
unten	477,2	468,2	98,1	6,8	1,4	2,2	0,5	
Adsorber 7								
oben	402,1	384,9	95,7	15,5	3,9	1,7	0,4	
1/2 oben	431,0	426,3	99,1	2,6	0,6	2,1	0,5	
1/2 unten	419,8	412,5	98,2	5,3	1,3	2,0	0,5	
unten	315,1	311,5	98,8	2,8	0,9	0,8	0,3	

Die Abhängigkeit der durchgeschlagenen C_3 -Kohlenwasserstoffe von der Beladetemperatur der Aktivkohlen-Anlage.

Auf Grund stark schwankender Werte der C_2 - und C_3 -Kohlenwasserstoffe im Sy.-Gas II bzw. Restgas nach interferometrischer Bestimmung wurden die Durchschnittstemperaturen der einzelnen Adsorber "Ende Beladung" ermittelt. Die Adsorber untereinander zeigten stark schwankende Temperaturen, die bei den Einzeladsorbern nicht so stark in Erscheinung traten.

Die Abhängigkeit der durchgeschlagenen C_3 -Kohlenwasserstoffe zur Temperatur zeigt die graphische Darstellung, wo bei der neuen Anlage trotz niedrigerer Temperaturen die entsprechenden C_3 -Kohlenwasserstoffmengen sich in fast derselben Höhe bewegen wie bei der alten Anlage.

Durchschnittstemperaturen einzelner Adsorber (Ende Beladung)

Datum	Adsorber-Nr.								Nach Interferometermessung
	1	2	3	4	5	6	7	Ø	
1.3.43	41°C	42°C	43°C	35°C	48°C	45°C	29°C	40,4°C	4,62 g C_3 - K.W./m ³
2.3.43	38	41	43	35	45	45	28	39,2	4,85 "
3.3.43	36	39	40	33	45	41	25	37,0	3,68 "
4.3.43	40	46	48	39	49	48	29	42,7	7,77 "
5.3.43	42	43	47	37	49	47	29	42,0	4,51 "
6.3.43	43	48	52	39	54	50	33	45,5	8,53 "
7.3.43	49	51	54	45	58	56	38	50,0	7,30 "
8.3.43	45	46	51	41	53	51	34	45,8	7,33 "
9.3.43	45	49		43			35		4,88 "
10.3.43	49	50	54	45	57	56	36	49,5	6,50 "
11.3.43	52	54	55	46	57	58	35	51,0	9,46 "
12.3.43	47	48	51	41	52	52	39	47,1	7,53 "
13.3.43	45	46	51	41	51	48	34	45,0	6,73 "
14.3.43	39	41	43	33	43	42	28	38,5	6,40 "
15.3.43	38	41	43	34	54	42	26	40,0	8,63 "

Datum	Adsorber-Nr.							ø	Nach Interfero- metermessung	
	8	9	10	11	12	13	14			
1.3.43	28	34	40	42		47	49	40,0	6,40	g C ₃ - K.W./m ³
2.3.43	27	35	28	43		45	50	38,0	6,32	"
3.3.43	25	34	38	40		43	47	38,0	7,45	"
4.3.43	27	35	39	41		43	48	39,0	3,98	"
5.3.43	26	34	39	40		44	48			
6.3.43	25	35	41	41		44	48	40,7	8,15	"
7.3.43	25	34	34	41		43	49	37,7	9,05	"
8.3.43	25	34	39	45		45	50	39,7	5,92	"
9.3.43	25	34	38	47		47	51	40,3	6,25	"
10.3.43	25	35	40	45		48	52	41,0	6,20	"
11.3.43	27	36	33	51		50	54	42,0	8,78	"
12.3.43	26	35	41	46		49	52	41,5	8,16	"
13.3.43	26	35	43	42		45	49	40,0	4,97	"
14.3.43	25	35	43	42		45	50	40,0	8,64	"
15.3.43	26	35	42	39		43	46	38,6	12,00	"

B.

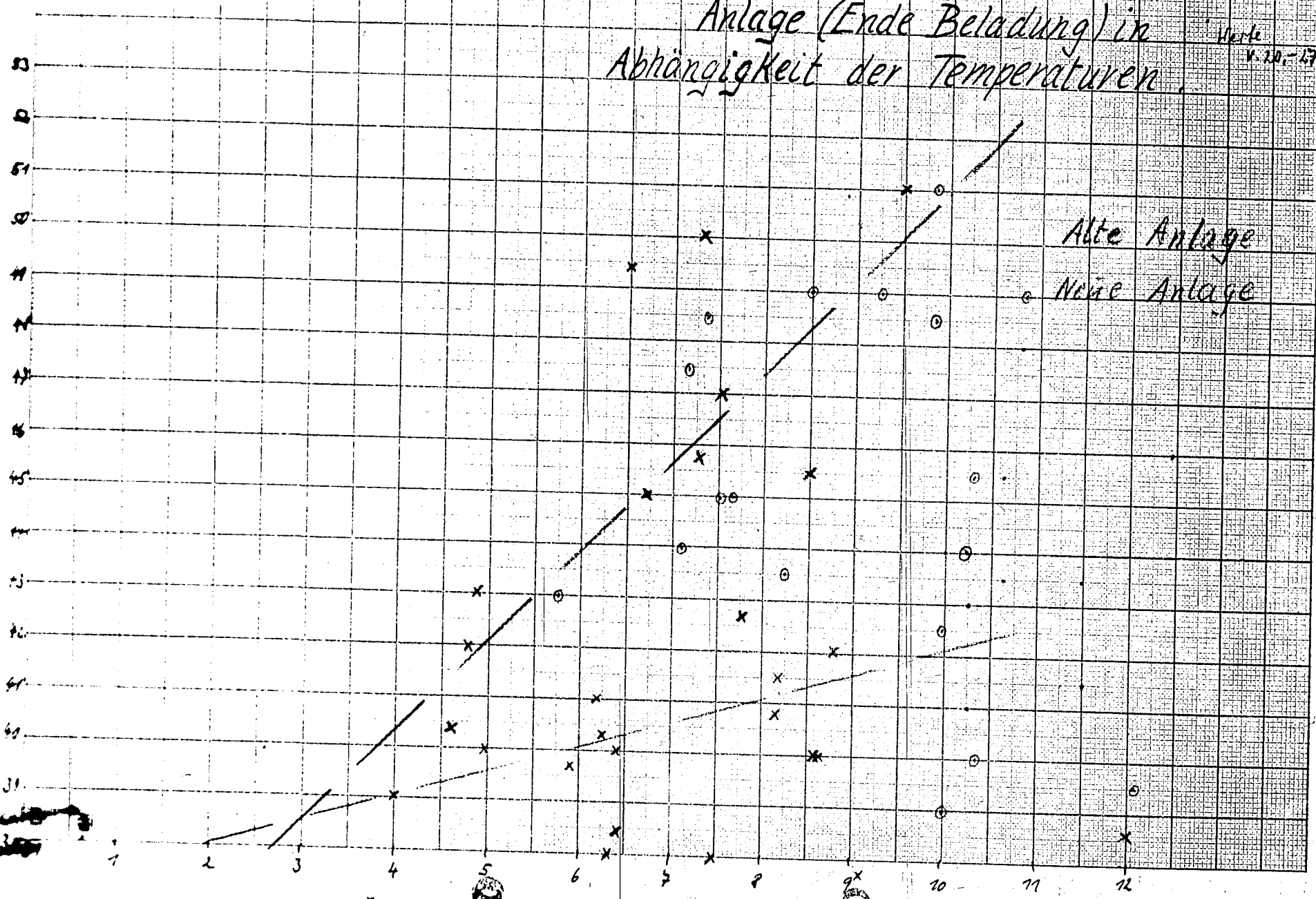
Ergänzung

Datum	Adsorber								Nach Interferometermessung
	1	2	3	4	5	6	7	Ø	
16.3.43	45	46	50	39	49	48	33	44	10,22 g C ₃ -K.W./m ³
17.3.43	45	45	50,5	40	51	47	32	44	7,10 "
18.3.43	41	45	49	39	51	46	30	43	5,77 "
19.3.43	49	49	55	44	55	51	36	48,5	7,35 "
20.3.43	47	52	52	41	54	51	35	47,5	7,14 "
21.3.43	44	45	49	39	50	46	32	43,5	8,28 "
22.3.43	45,5	47,5	51	41	50	46	33	45	7,64 "
23.3.43	48	49	53	43	54	51	36	49	18,52 "
24.3.43	52	49	53	43	(54 ^x)	51	37	48,5	9,86 "

Datum	Adsorber								Nach Interferometermessung
	8	9	10	11	12	13	14	Ø	
16.3.43	26	35	34	44	44	49	39	39	10,00 g C ₃ -K.W./m ³
17.3.43	23,5	34	40	44	45	50	39,5	39,5	12,08 "
18.3.43	23	32	40	48	46	50	40	40	10,35 "
19.3.43	28	33	40	51	49	53	42,5	42,5	9,96 "
20.3.43	33	36	48	50	49	53	45	45	7,54 "
21.3.43	35	40	48	50	49	51	45,5	45,5	10,32 "
22.3.43	39	48	53	51	50	52	49	49	9,23 "
23.3.43	41	51	47	52	50	53	49	49	10,80 "
24.3.43	52	51	54	55	51	53	51	51	9,88 "

Temperatur
aller Adsorber
(Ende Beladung)

Durchbruch der C₃-K.W. bei der Aktivkohle-
Anlage (Ende Beladung) in
Abhängigkeit der Temperaturen.



Alte Anlage
Neue Anlage

→ g C₃-Kohlenwasserstoffe

Beina

Mengen-Bilanz der Lurgi-Stabilisation
am 2.7.1943, 8,00-14,00.

Der Anlage wurden als gemessene Produkte zugeführt:

- 1.) AK-Benzin (Dichte 0,6855/15°) durch Standmessung im Tank.
An der Speisepumpe wurde unter Eiskühlung eine Dauerprobe des Benzins gezogen.
- 2.) Rohgasolgas von der Aktivkohle-Anlage (Litergewicht 2,206) durch Messung im Drehkolbenzähler bei gleichzeitiger Kontrolle von Druck und Temperatur.

Als aus der Anlage abgezogene Produkte wurden gemessen:

- 1.) Stabilbenzin (Dampfdruck 0,74) durch Standmessung im Tank.
Hinter dem Benzinkühler wurde unter Eiskühlung eine Dauerprobe des Stabilbenzins entnommen.
- 2.) Flüssig-Gasol (Tank 8, angenommene Dichte 0,565 bei Außentemperatur) durch Standmessung der Gasolvorlage. Aus der mittleren und oberen Zone der Vorlage wurden je eine Flüssig-Gasol-Probe entnommen.
- 3.) Restgas (Litergewicht 1,683) durch Messung im Drehkolbenzähler unter gleichzeitiger Messung von Druck und Temperatur.

Bei dem Versuch wurde der Stand im Gasol-Gasometer und im Komprimatbehälter bei Beginn und Ende des Versuches auf denselben Stand gebracht.

Die Beschickung des Butylens von der Alkoholanlage (Kaskade) zur Lurgi-Stabilisation ist für die Dauer des Versuches unterblieben.

Aus den vorstehenden Messungen ergibt sich folgende Gesamtbilanz:

Eingesetzt		Ausgebracht	
1) AK-Benzin	8,8 m ³ = 6 030 kg	1) Stabil-Benzin	12,5 m ³ = 8 330 kg
2) AK-Gasol	5 597 m ³ = <u>11 530 kg</u>	2) Flüss.-Gasol	10,5 m ³ = 6 140 kg
	<u>Sa.: = 17 560 kg</u>	3) Restgas	= <u>2 625 kg</u>
			<u>Sa.: = 17 095 kg</u>

Der Verlust zwischen Einsatz und Ausbringung ist 465 kg (2,65 %) und entspricht 1,86 to/Tag. Um über die Verteilung und den Verbleib der einzelnen Kohlenwasserstoffe ein Bild zu gewinnen, wurden die Einzelproben der exakten Kondensations-Analyse unterworfen. Dabei ergaben sich folgende Zusammensetzungen in Gewichtsprozenten:

Gew. %	Rohgasol von der AK-Anl.	AK-Benzin	Stabil- Benzin	Flüssig- Gasol Vorlage 8	Restgas
WO ₂	14,52	0,045	-	0,004	47,13
C ₂ H ₄	0,92	-	-	0,003	0,37
C ₃ H ₆	6,26	0,326	-	5,422	7,11
C ₄ H ₈	13,33	4,013	0,061	41,985	3,65
CO	1,42	-	-	-	4,62
H ₂	0,16	0,012	-	-	0,50
CH ₄	0,46	-	-	0,001	2,14
C ₂ H ₆	2,71	-	-	0,033	2,06
C ₃ H ₈	15,63	0,679	0,001	16,776	18,96
C ₄ H ₁₀	12,02	3,397	0,044	28,016	3,68
C ₅ +	29,36	91,466	99,894	7,207	1,91
N ₂	3,21	0,062	-	0,552	7,88
Itgew.	2,206				1,683

Die Einzelbilanz zeigt folgende Aufstellung:

Eingesetzt		Ausgebracht	
<u>CO₂</u>			
AK-Benzin	2,7 kg	Sta-Benzin	- kg
AK-Gasol	<u>1 674,2 kg</u>	Flüss.-Gasol	0,3 kg
	1 676,9 kg	Restgas	<u>1 233,2 kg</u>
			1 233,5 kg
<u>C₃H₆</u>			
AK-Benzin	19,7 kg	Sta-Benzin	- kg
AK-Gasol	<u>722,0 kg</u>	Flüss.-Gasol	332,8 kg
	741,7 kg	Restgas	<u>186,5 kg</u>
			519,3 kg
<u>C₃H₈</u>			
AK-Benzin	40,9 kg	Sta-Benzin	- kg
AK-Gasol	<u>1 802,1 kg</u>	Flüss.-Gasol	1 031,- kg
	1 843,0 kg	Restgas	<u>497,7 kg</u>
			1 528,7 kg

Eingesetzt

Ausgebracht

C₄H₈

AK-Benzin 241,7 kg
 AK-Gasol 1 537,- kg
 1 778,7 kg

Sta-Benzin 5,2 kg
 Flüss.-Gasol 2 578,- kg
 Restgas 95,8 kg
 2 679,0 kg

C₄H₁₀

AK-Benzin 204,8 kg
 AK-Gasol 1 386,- kg
 1 590,8 kg

Sta-Benzin 3,7 kg
 Flüss.-Gasol 1 720,2 kg
 Restgas 96,6 kg
 1 820,5 kg

C₅H₁₂

5 515,4 kg
 AK-Benzin AK-Benzin
 AK-Gasol 3 386,0 kg
 8 901,4 kg

Sta-Benzin 8 321,1 kg
 Flüss.-Gasol 442,5 kg
 Restgas 50,1 kg
 8 813,7 kg

C₂-KWst

AK-Benzin - kg
 AK-Gasol 418,8 kg
 418,8 kg

Sta-Benzin - kg
 Flüss.-Gasol 2,1kg
 Restgas 63,8 kg
 65,9 kg

CO

AK-Benzin - kg
 AK-Gasol 163,8 kg
 163,8 kg

Sta-Benzin - kg
 Flüss.-Gasol - kg
 Restgas 121,3 kg
 121,3 kg

H₂

AK-Benzin 0,7 kg
 AK-Gasol 18,5 kg
 19,2 kg

Sta-Benzin - kg
 Flüss.-Gasol - kg
 Restgas 13,1 kg
 13,1 kg

CH₄

AK-Benzin - kg
 AK-Gasol 53,1 kg
 53,1 kg

Sta-Benzin - kg
 Flüss.-Gasol - kg
 Restgas 56,2 kg
 56,2 kg

Eingesetzt

Ausgebracht

N₂

AK-Benzin 3,7 kg

AK-Gasol 320,2 kg

323,9 kg

Sta-Benzin - kg

Flüss.-Gasol 33,9 kg

Restgas 206,8 kg

240,7 kg

Sa.: 17 513 kg

Sa.: 17 092 kg

Differenz 419 kg

Bemerkenswert ist der hohe Dampfdruck des Stabilbenzins trotz der geringen Anteile an Gasolkohlenwasserstoffen (0,106 %).

Die schlechte Übereinstimmung der Gesamtbilanz sowie der Bilanz der Einzelbestandteile macht eine neue Bilanz der Lurgi-Stabilisation erforderlich,



Tr.W., den 2.7.1943, 8-14⁰⁰ *B*

Leistungsversuch Lurgi-Anlage.

$$t = 28^{\circ}\text{C}$$

$$p = 20 \text{ mm Hg}$$

$$B = 763 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Drehkolben AK } 8^{00} = 4\,265\,933$$

$$\text{" " } 14^{00} = 4\,271\,530$$

$$5\,597 \text{ m}^3 \cdot \frac{273 \cdot 783 \cdot (2.206) = 11530}{760 \cdot 301} = \underline{\underline{11\,340 \text{ kg}}}$$

$$\text{Tank 3 } 8^{00} = 73,3 \text{ m}^3$$

$$\text{" } 3 \text{ } 14^{00} = 64,5 \text{ m}^3$$

$$8,8 \text{ m}^3 \cdot 0,670 = \underline{\underline{5\,900 \text{ kg}}}$$

(0,6855) = 6030

Gasometer und Komprimatbehälter unverändert.

$$\text{Einsatz Lurgi gesamt: Drehkolbenzähler AK } 11\,340 \text{ kg}$$

$$\text{Abnahme Tank 3 } 5\,900 \text{ kg}$$

$$\underline{\underline{17\,240 \text{ kg}}}$$

$$\text{Drehkolben Lurgi } 8^{00} = 264\,233$$

$$\text{" " } 14^{00} = 265\,596$$

$$1\,363 \cdot \frac{273 \cdot 959 \cdot (1,683) = 2625}{760 \cdot 301} = \underline{\underline{2\,765 \text{ kg}}}$$

$$\text{Tank 1 } 8^{00} = 31,3 \text{ m}^3$$

$$\text{" } 1 \text{ } 14^{00} = 43,8 \text{ m}^3$$

$$12,5 \text{ m}^3 \cdot 0,666 = \underline{\underline{8\,330 \text{ kg}}}$$

$$\text{Vorlage 8 } 8^{00} = 13 \text{ cm} = 900 \text{ l}$$

$$\text{" } 8 \text{ } 14^{00} = 90 \text{ cm} = 11400 \text{ l}$$

$$10500 \text{ l} \cdot 0,585 = \underline{\underline{6\,140 \text{ kg}}}$$

$$\text{Erzeugung gesamt : Drehkolben Lurgi } 2\,765 \text{ kg}$$

$$\text{Tank 1 } 8\,330 \text{ kg} \quad 17\,240 \text{ kg}$$

$$\text{Vorlage 8 } 6\,140 \text{ kg} \quad - 17\,235 \text{ kg}$$

$$\text{Topgas von 8-14}^{00} = 1\,350 \text{ kg}$$

$$\underline{\underline{17\,235 \text{ kg}}} \quad \underline{\underline{\text{Verlust } 5 \text{ kg}}}$$

W. Thiermer

Gasol - Mengenbilanz der Aktiv-Kohle-Anlage.

am 5.3.1942, 10,00 - 18,00.

Gemessen wurden als der Anlage zugeführten Produkte bei gleichzeitiger Kontrolle von Druck und Temperatur:

- 1) Endgas II (Litergewicht 1,393) durch Messung von Mengenschreiber mit 156 800 Nm³.
- 2) Restgas der Lurgi-Anlage (Litergewicht 1,764) durch Messung im Drehkolbenzähler mit 1668 Nm³.
- 3) Restgas der Wilke-Anlage (Litergewicht 1,311) ebenfalls durch Messung im Drehkolbenzähler mit 409 Nm³.

An abgezogenen Produkten der Anlage wurden auch bei gleichzeitiger Kontrolle von Druck- und Temperatur gemessen.

- 1) Rohgasol zum Gasometer (Litergewicht 2,249) durch Messung im Drehkolbenzähler mit 6635 Nm³.
- 2) A.K.-Benzin ($d = 0,664/15^{\circ}$; (Dampfdruck unkorrig. 1,55)
(" " korrig. 1,38)
Durch Standmessung in der Vorlage 30,3 Nm³.

An der Speisepumpe wurde unter Eiskühlung eine Dauerprobe des Benzins gezogen.

- 3) Restgas der A.K. mit 146 200 Nm³ (Litergewicht 1,302)

Die Durchschnittsproben der vorstehenden Einzelprodukte wurden der exakten Destillationsmethode unterworfen, um die Verteilung der einzelnen Kohlenwasserstoffe ersehen zu können.

Die einzelnen Analysen ergaben folgende Zusammensetzung in Volum-Prozenten: (Zusammensetzung des A.K.-Benzins in Gewichtsprozenten angegeben).

	Endgas II	Restgas d. Lurgi-Anl.	Restgas d. Wilke-Anl.	Rohgasol v.d.A.K.-Anlage	Restgas d. A.K.-Anl.	A.K.-Benzin (in Gewicht prozenten)
CO ₂	36,00	45,30	21,60	19,60	35,60	0,052
O ₂ H ₄	0,038	0,391	0,351	0,964	0,015	—
O ₃ H ₆	0,603	5,027	3,587	8,590	0,067	0,385
O ₄ H ₈	0,575	1,622	1,774	11,961	0,009	4,56
CO	6,960	2,128	13,219	0,990	9,381	0,081
H ₂	10,777	4,912	28,924	1,056	11,323	0,005
CH ₄	13,128	6,499	2,051	0,898	14,023	0,003
C ₂ H ₆	0,838	3,658	1,535	3,380	0,568	—
C ₃ H ₈	1,746	15,324	17,750	24,827	0,228	0,869
C ₄ H ₁₀	0,692	2,589	2,402	13,459	0,023	4,335
C ₅₊	2,723	00	00	11,750	0,007	1,745
N ₂	25,920	12,550	6,807	2,525	28,755	0,071
O ₂						0,056

Aus den exakten Analysen ergeben sich folgende Einzel-Bilanzen der Gasol-Kohlenwasserstoffe:

		<u>Eingesetzt:</u>	<u>Ausgebracht:</u>	
<u>C₃H₆</u>	im Endgas II	1815 kg	Gasol z. Gasometer	1090 kg
	im Restgas der Lurgi-Anl.	160,5 kg	A.K.-Benzin	77,4 "
	im Restgas der Wilke-Anl.	28,1 "	Restgas d.A.K. z. Gasometer	187,3 "
		<u>2003,6 kg</u>		<u>1354,7</u>
<u>C₄H₈</u>	im Endgas II	2338 kg	Gasol z. Gasometer	2056 kg
	im Restgas der Lurgi-Anl.	70,1 kg	A.K.-Benzin	916,5 "
	im Restgas der Wilke-Anl.	18,7 "	Restgas d.A.K. zum Gasometer	33,6 "
		<u>2426,8 kg</u>		<u>3006,1</u>
<u>C₃H₈</u>	im Endgas II	5520 kg	Gasol z. Gasometer	3323 kg
	im Restgas der Lurgi-Anl.	516,0 "	A.K.-Benzin	174,6 "
	im Restgas der Wilke-Anl.	146,0 "	Restgas der A.K. z. Gasometer	672,0 "
		<u>6182,0 kg</u>		<u>4169,6 kg</u>
<u>C₄H₁₀</u>	im Endgas II	2933 kg	Gasol z. Gasometer	2408 kg
	im Restgas der Lurgi-Anl.	116,7 "	A.K.-Benzin	870,5 "
	im Restgas der Wilke-Anl.	26,6 "	Restgas der A.K. z. Gasometer	90,6 "
		<u>3076,3 kg</u>		<u>3369,1 kg</u>

Für die C₃- und C₄-KWst. ergeben sich folgende Ergebnisse:

<u>Eingesetzt:</u>		<u>Ausgebracht:</u>	
<u>C₃-KWst.</u>	2003,6 kg C ₃ H ₆ 6182,0 " C ₃ H ₈ <u>8185,6 kg</u>	<u>C₃-KWst.</u>	1354,7 kg C ₃ H ₆ 4169,6 " C ₃ H ₈ <u>5524,3 kg</u>
<u>C₄-KWst:</u>	2426,8 kg C ₄ H ₈ 3076,3 " C ₄ H ₁₀ <u>5503,1 kg</u>	<u>C₄-KWst:</u>	3006,1 kg C ₄ H ₈ 3369,1 " C ₄ H ₁₀ <u>6375,2 kg</u>

Aus der Berechnung aus den Analysenwerten und Mengemessungen ergibt sich eine Differenz von ≈ 1790 kg zwischen Einsatz und Ausbringung innerhalb der Aktivkohle-Anlage.

Bei den G_3 -KWst. zeigt sich beim Einsatz ≈ 2500 kg mehr als bei der Ausbringung und bei den G_4 -KWst. bei der Ausbringung ≈ 870 kg mehr als beim Einsatz, sodass man annehmen kann, dass der Verlust von 1790 kg Gasol in erster Linie durch G_3 -KWst. bedingt ist.

Beier

2. Dezember 1941.

Dr. Gr./Kr.

Bericht über die Ergebnisse
der getrennten Aktivkohleschaltung hinter jeder
Synthesstufe.

Vom 18.-26. November wurde die für uns ungewöhnliche Fahrweise angewandt, bei der die neue A-K-Anlage hinter die erste und die alte A-K-Anlage hinter die zweite Synthesstufe zwecks getrennter Abscheidung der Produkte aus beiden Stufen eingeschaltet war. Zu diesem Zweck wurde die Kühlung im Kondensationsturm I durch Aufgabe von Frischwasser verstärkt (Austrittstemperatur ca 25°). Außerdem war für die Förderung des Endgases II durch die alte A-K-Anlage ein Gebläse nach Austritt aus dem Beladungsorber vor Eintritt in den Kühladorber geschaltet.

Der Zwischenkühler der neuen Anlage wurde während der Versuchsperiode geschubert, sodaß während der letzten Versuchstage günstigste Temperaturen herrschten. Im übrigen wurde die Kreislaufschaltung der neuen Anlage und die Dreifachschaltung der alten Anlage unverändert beibehalten.

Die Belastung der Anlagen war im Mittel folgende:

1. Stufe	Synthesegas	66500 m ³ /h;	60,7 % Kontraktion
	Endgas I	26100 m ³ /h	
	Strömungsgeschwindigkeit in der Kohle beim Beladen		18,5 cm/Sek.
	" " " " " " " " " " " "		Kühlen
			32,0 cm/Sek.
2. Stufe	Endgas II	18700 m ³ /h;	29 % Kontraktion der 2. Stufe,
			71,9 % Gesamtkontraktion,
	Strömungsgeschwindigkeit in der Kohle		27,0 cm/Sek.

Die hohe Strömungsgeschwindigkeit in der 2. Stufe führte dazu, daß Kohlenstaub in den Zwischenkühler und in die Restgasleitung ausgetragen wurde.

Die Kohlen beider Stufen zeigten während des Versuchs eine Zunahme der Restbeladung in der unteren Zone, die trotz Steigerung der Spüldampfaufgabe am Schluß des Versuchs ca. 5 - 7 % in der neuen Anlage und 9 - 11 % in der alten Anlage erreichte.

Die Synthese-Ergebnisse während der neuen Fahrweise wurden mittels exakter Gasanalysen laufend kontrolliert. ~~ZUSÄTZLICH~~ ~~ERGAB~~ ~~SICH~~ Dabei ergab sich, daß in der neuen A-K-Anlage 24 - 28% des Gasols der 1. Stufe nicht aufgenommen wurden. Dieses durchbrechende Gasol bestand nur aus C_3 -Kohlenwasserstoffen. Infolge dieses Verlustes in der 1. Stufe wurde die Gasolkonzentration im Endgas der 2. Stufe über die Eigenbildung der 2. Stufe hinaus stark erhöht, sodaß im Endgas II der Gehalt an C_3 und C_4 -Kohlenwasserstoffen 35 - 40 g betrug. Von dieser Menge brachen nun Restgas 8 - 9 g = 20 - 25 % durch; Diese verlorenen Gasolmengen bestanden ebenfalls nur aus C_3 -Kohlenwasserstoffen. Benzol wurde nur in Konzentrationen unter 2,0 g im Restgas nachgewiesen.

Die prozentuale Aufnahme des Gasols in beiden Stufen erfolgte also in ähnlicher Größenordnung, obschon die gleichzeitige Zusatzbelastung mit Benzol sehr unterschiedlich war. In der 1. Stufe wurden je Beladung durchschnittlich 1360 Liter Benzol gewonnen, entsprechend einer Zusatzbelastung von 5,7 % des Kohlegewichts. In der 2. Stufe waren die Benzolbelastungen durchschnittlich 260 Liter = 2,1 % Zusatzbelastung.

Wegen der geringeren Benzoldampfkonzentration, die gegenüber der normalen Fahrweise in der Kondensation vor den A-K-Anlagen herrschte, war die Kohlenwasserstoff-Abscheidung in der Kondensation weniger weitreichend und dadurch die Belastung der A-Kohle mit höher siedenden Benzolbestandteilen größer. Das A-K-Benzol zeigte während der Versuchsperiode einen Endsiedepunkt von 160 - 165°, der also ca. 15° höher lag als beim Normalbetrieb. Die Jodzahl des stabilisierten A-K-Benzols war ca. 120 gegenüber ca. 100 beim Normalbetrieb.

Die aus den exakten Gasanalysen errechneten spezifischen Ausbeuten an Gesamtumsatzprodukten und an Gasol sind in der Anlage I für die 1. Stufe, für die 2. Stufe und für die 1.+2. Stufe getrennt aufgestellt.

Nachstehend wird ein Vergleich gegeben zwischen den SO-Umsätzen bei der normalen Fahrweise und während der Versuchsperiode, die aus den exakten Analysen abgeleitet sind.

	Datum:	I. Stufe CO-Umsatz		II. Stufe CO-Umsatz		I.+II. Stufe CO-Umsatz	
		Gesamt	an $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ + C_2H_6	Gesamt	an $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ + C_2H_6	Gesamt	an $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + \text{C}_2\text{H}_6$
1941							
normaler Betrieb	2.10.	74,8%	13,6 %	61,0%	25,0 %	90,1%	19,5 %
	13.10.	77,0	13,0	57,8	15,3	90,2	17,0
	21.10.	75,6	18,5	68,0	12,4	92,5	21,1
	28.10.	77,2	13,1	62,5	24,4	91,4	18,8
	5.11.	77,7	15,7	65,0	12,5	91,7	16,7
	13.11.	73,6	9,3	61,8		88,8	19,2
	Durchschn.	76,0 %	13,9 %	62,3 %	17,9 %	90,8 %	18,7 %
2-Stufen- Betrieb	18.11.	78,2 %	13,3%			95,1 %	21,5 %
	22.11.	78,7	17,4	74,8	31,3	94,3	26,2
	24.11.					90,3	22,9
	26.11.	78,6	11,3	73,7	32,3	94,4	19,2
	Durchschn.	78,5 %	14,0 %	74,2 %	31,8 %	93,5 %	22,5 %

Aus vorstehender vergleichender Zusammenstellung geht hervor, daß die 1. Synthesstufe in den beiden Vergleichsperioden annähernd übereinstimmend gearbeitet hat. Dagegen zeigen sich im Umsatz der 2. Stufe große Unterschiede, da der Gesamt-CO-Umsatz beim 2-Stufen-Betrieb von 62,3% auf 74,2% ansteigt. Allerdings führt diese Zunahme des CO-Umsatzes nur zu einer verstärkten Bildung von gasförmigen Produkten. (31,8% gegenüber 17,9%) Diese Zunahme der gasförmigen Reaktionsprodukte ist sehr auffällig und deutet darauf hin, daß die 2. Stufe beim 2-Stufen-Betrieb mit wesentlich tieferer Temperatur gefahren werden muß. Das CO-H₂-Verhältnis im Synthesegas der 2. Stufe war 1:1,8, bot also zu verstärkter Gasbildung keinen Anlaß. An der starken Gasbildung ist die Bildung von CO₂ viel stärker beteiligt, als beim Normalbetrieb üblich ist.

Von besonderem Interesse war bei dem Versuchsbetrieb die Produktion an Olefinen im Gasol. Zum Vergleich seien die Verhältnisse im Normalbetrieb vorausgeschickt. Als Durchschnitt der exakten Analysen im Oktober und November wurde bei Normalbetrieb die Bildung von 21,3 g C₃+C₄-Kohlenwasserstoffe je m³ Synthesegas ermittelt. Bei 1 600 000 m³ Sy-Gas/Tag entspricht das einer Menge

von 10,7 t Propylen + Butylen, die sich, abgesehen von einem kleinen Verlust in Restgas, in Primärgasol und in Stabilisiergas wiederfinden.

Dagegenüber lieferte der 2-Stufen-Betrieb in der 1. Stufe ca. 15 - 16 g Gasol / m³ Synthesegas mit ca 46 % = 7,2 g Olefin. Von dieser Menge brechen in der A-K-Anlage der 1. Stufe 4 - 5 g Gasol mit 1,2 - 1,4 g Olefin durch, so daß die 1. Stufe eine Produktion von ca 6 g Olefin / m³ Sy-Gas bringt.

Im Indgas der 2. Stufe sind 11 g Gasol / m³ Synthesegas I mit 25 % = 2,7 g Olefin enthalten. Bei restloser Herausnahme des Gasols in der 2. A-Kohle-Anlage würden also insgesamt

$$6 + 2,7 = 8,7 \text{ g Olefin / m}^3 \text{ Synthesegas}$$

gewonnen worden sein, das bedeutet eine Zunahme von 2 g gegenüber dem Normalbetrieb bzw. eine tägliche Mehrproduktion von ca 3 t.

Der beobachtete Olefingehalt in Primärgasol war während des Versuchsbetriebs ca 36 % gegenüber ca 32 % im Normalbetrieb.

Zusammenfassend ergeben sich als Folgerungen aus dem Versuchsbetrieb:

- 1.) Die Kapazität der beiden A-K-Anlagen, namentlich der als 2. Stufe geschalteten alten Anlage, ist zu klein, um beim 2-Stufen-Betrieb eine befriedigende Gasolabscheidung zu erreichen.
- 2.) Bei Aufgabe von Synthesegas II, das zuvor von den aus der 1. Synthesestufe stammenden Kohlenwasserstoffen befreit ist, ist die Neigung zur Gasbildung in der 2. Synthesestufe stark vergrößert. Als Maßnahme zur Vermeidung dieses unerwünschten Syntheseverlaufs erscheint eine erhebliche Senkung der Ofentemperaturen der 2. Stufe geeignet.
- 3.) Der Olefingehalt in Gasol nach der 2. Stufe ist beim 2-Stufenbetrieb geringer als beim Normalbetrieb, sodaß die Steigerung der Olefinausbeute beim 2-Stufen-Betrieb nur durch die Produktion der 1. Stufe erreicht werden kann. Aus diesem Grunde ist eine möglichst weitgehende Abscheidung des Gasols in der 1. A-Kohle-Stufe anzustreben.

Herrn Generaldirektor Kost
* Direktor Strüven
* Dipl. Ing. Baumgarten.



Tabelle I

	I. Stufe				II. Stufe				I+II. Stufe		
	ans CO	ans H ₂	Gasol		ans CO	ans H ₂	Gasol		ans CO	ans H ₂	Gasol
	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³	g/m ³
1941	Sy-Gas	Sy-Gas	Endg. I	Sy-Gas I	Sy-Gas II	Sy-Gas II	Endg. II	Sy-Gas II	Sy-Gas I	Sy-Gas I	Sy-Gas I
18. 11.	14,1	110,2	38,7	15,4					127,9	131,6	26,6
22. 11.	107,3	112,6	42,6	16,9	43,5	50,4	36,1	26,1 - 12,7 13,4	119,9	130,5	20,3
24. 11.							34,0		120,0	125,6	
26. 11.					41,8	43,7	32,8	23,6 - 9,7 13,9	135,6 (?)		124,0

Gasoldurchbruch der 1. Stufe.