

C.26

3440 - 30/5.07 - 40

Beobachtungen über die Fahrweise des Treibstoffwerks
Rheinpreussen.

Fließschema der Anlage:

Koks wird in Generatoren zu Wassergas verarbeitet und das Gas in einem Gasometer gespeichert. Parallel hierzu wird Koksgas in einer besonderen Anlage gespalten und ebenfalls in einem Gasometer für sich gespeichert. Beide Gase werden von einem Gebläse in den Mengen angesaugt wie es das jeweils gewünschte CO/H₂-Verhältnis erfordert, und dann durch je 4 parallel geschaltete Grobreiniger gedrückt. Von hier wird das Sygas mit einem zweiten Gebläse, welches mit dem ersten auf einer Welle sitzt, angesaugt und zur Feinreinigung gefördert. Ein Teilstrom wird hinter der Grobreinigung abgezweigt und über eine im Nebenschluss liegende Konvertierung geleitet und dient zur endgültigen Einstellung des CO/H₂-Verhältnisses. In der Feinreinigung fließt das Sygas durch 4 parallel geschaltete Feinreiniger-Aggregate und 2 Nachreiniger und gelangt so zur Synthese. Die Synthese wird zweistufig gefahren und das Benzin hinter der 2. Stufe herausgenommen.

Von den anfallenden Produkten wird das Kondensatöl zur Fraktionierung über 2 Zwischentanks von je 100 m³ Inhalt gepumpt, die alle 12 Stunden umgeschaltet werden. Das AK-Benzin fließt über Uhren zur Stabilisierung und wird anschliessend ebenfalls über 2 Wechseltanks von je 100 m³ Inhalt geschickt und gemessen. Das Gasolgas wird in 2 Lurgistabilisierungen verflüssigt und zur Alkoholanlage weitergeleitet. Aus dieser kommt das olefinfreie polymerbenzinhaltige Gasol zu einer Wilke-Stabilisierung, die unter Zusatz von einem kleinen Teil Primärbenzin das endgültige Fertiggasol liefert.

Wassergasanlage:

Die Wassergasanlage besteht aus 6 alten und 4 neuen Koppers-Generatoren, die eine mittlere Leistung von 5 570 m³/h Wassergas haben. Der Koksverbrauch (berechnet mit 5% Wasser) beträgt 0,792 kg pro m³ Wassergas, 0,573 kg pro m³ Sygas (ohne Luft) und 4,61 kg pro t flüssiges Produkt mit Gasol.

	<u>September</u>	<u>Oktober</u>
Kokseinsatz	28 038	29 268 t
Wassergaserzeugung	34 500 000	35 290 000 m ³

Die Kokskörnung wechselt augenblicklich zwischen 40 - 100 mm. Infolge unregelmässiger Löschungen auf der Kokerei schwankt der Wassergehalt des Kokses in letzter Zeit zwischen 7,6 - 14,4. Der Aschegehalt liegt bei ca. 9%.

Spaltgasanlage:

Die Spaltgaserzeugung ist ebenfalls von Koppers gebaut und arbeitet regenerativ bei einer max. Temperatur von ca. 1 530°. Die Regeneratoren sind mit Silikasteinen ausgekleidet. Der anfallende Kohlenstoff wird durch Theisenwäscher bis auf etwa 10 mg/m³ ausgewaschen. Die max. Leistung der Anlage beträgt 10 300 m³/h Koksgas. Die eingesetzte Koksgasmenge betrug für September 7 730 700 m³. Die Expansion des Gases beträgt das 1,7 fache. Der Verbrauch an Koksgas ist 0,16 m³/m³ Synthesegas und 1 311 m³/t flüssiges Produkt mit Gasel. Die Anlage ist wegen Koksgasmangel nicht ausreichend, um im Synthesegas das erforderliche CO/H₂-Verhältnis zu erreichen, und es ist aus diesem Grunde noch eine Konvertierungsanlage erstellt worden. Der CO-Verbrauch ist 0,566 kg pro m³ Wassergas + Spaltgas.

Grobreinigung, Konvertierung, Feinreinigung:

In der Grobreinigung wird der Schwefelwasserstoff von 3 - 4 g pro m³ bis auf etwa 0,01 g/m³ entfernt. Die Reiniger werden während ihrer Laufzeit und vor der Entleerung je einmal im Kreislauf regeneriert. Eine Regenerierung erfordert etwa 4 Wochen Zeit, bewirkt jedoch, dass der Kontakt beim Entleeren nicht mehr brennt. Der Luftzusatz vor der Grobreinigung beträgt bis max. 40 000 m³/Tag und richtet sich je nach dem Sauerstoffgehalt im Wassergas, der zum Teil infolge hängender Windschieber in der Wassergasanlage schwankt. Er wird so eingestellt, dass er vor der Grobreinigung 0,5 % beträgt.

Ein Teilstrom des Sygases wird hinter der Grobreinigung mit einem Gebläse zur Konvertierung abgesaugt. Der max. Durchsatz der Konvertierung beträgt 8000 m³/h und der Dampfverbrauch 1,5 t/1000 m³ eingesetztes CO. Das konvertierte Gas wird vor der Feinreinigung dem Sygas wieder beigemischt.

Der organische Schwefel wird in der Feinreinigungsanlage in den 1. Türmen von 8 auf 3, in den 2. von 3 auf etwa 0,4 und in den Nachfeinigern auf etwa 0,2 g in 100 m³ herausgenommen. Infolge der Spaltung des Koksgases bei hohen Temperaturen befinden sich im Sygas keine Kondensate, die den Reinigungsprozess stören oder ungünstig auf die Synthese einwirken könnten.

Die einzelnen Gase, die bis zur Synthese anfallen, haben etwa folgende Zusammensetzung:

	CO ₂	CnHm	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
Wassergas	7	-	36+	47	0,3	7-9
Koksgas	4	2	7	52	25	10-12
Spaltgas	4	-	15	70	2	7-9
Konvertgas	24	-	5	62	-	7-9
Sygas	8	-	28	55+	0,9	7

Der hohe Stickstoffgehalt im Koksgas erklärt sich daraus, dass die Kokskammern infolge häufiger Luftgefahr stärker abgesaugt werden müssen, um einen Lichtschein durch nach aussen schlagende Flammen zu verhindern. Der Stickstoffgehalt im Wassergas ist deshalb höher, weil die Spülperiode bei den Generatoren zur besseren Ausnutzung des Kokes auf ein Mindestmass herabgesetzt ist. Diese Abnahme ist in sofern gerechtfertigt als das richtige CO/H₂-Verhältnis hauptsächlich durch Zusatz von Spaltgas zum Wassergas erreicht wird, und daher weniger Inerte in das Sygas gelangen, als das beim Zusatz von Konvertgas der Fall sein würde.

Synthese:

Die Synthese umfasst 96 Öfen, die sämtlich je einen Oberkessel und ein oder zwei Umwälzpumpen haben. Diese Anordnung erlaubt es, jeden Ofen individuell zu fahren, und es ist nicht wie bei der ³ROH, dass von 2 Öfen schon vom Anfahren her immer ein Ofen nachhinkt. Will man diesen Ofen durch Temperaturerhöhung nachziehen, so geht der andere durch, mindestens aber macht er wesentlich mehr Methan. Das Speisewasser ist infolge der Permutitwassererntgasung bereits vorgewärmt, sodass im Boyler keine Vorwärmeschlangen nötig sind, die sich zusetzen könnten. Von den 96 Öfen befinden sich laufend 6 in Entleerung und 3 in Extraktion, in Betrieb sind 87, davon 52 - 55 in der I. Stufe und 32-35 in d. II.

- * 1250 - 1300 m³/h und in der II. Stufe 800 - 850 m³/h. Die äusseren Grenzen der Gasbelastung sind nach oben etwa 2 000 m³/h in beiden Stufen, und nach unten 800 m³/h in der I. und 260m³/h in
- * Die Gasbelastung beträgt in der I. Stufe im Mittel

der II. Stufe. Das Ofenalter schwankt zwischen 3 1/2 und 5 Monaten. Die Leistung eines Ofens beträgt 270 t bei einer mittleren Laufzeit von 1500 Stunden, das sind etwa 2,1 tato/Ofen. Das CO/H₂-Verhältnis schwankt im Monatsmittel zwischen 1,95 und 2,05.

Die Fahrweise der Ofen (siehe Kurve) ist folgende: Nach dem Füllen wird der Ofen sehr schnell aufgeheizt. Mit Hilfe der Umwälzpumpe sind in ca. 4 Stunden 140 - 150°C erreicht. Bei dieser Temperatur wird der Ofen mit ca. 1600 m³/h Sygas II belastet und auf 35 % Kontraktion gefahren. Durch das Anfahren in II. Stufe soll wie bekannt eine schonende Formierung des Kontaktes unter Vermeidung von Kohlenstoffabscheidung bewirkt werden. Die Fahrzeit mit Sygas II dauert ca. 10 - 14 Tage, während welcher die Kontraktion von 35 % durch Temperatursteigerung eingehalten wird. Nach dieser Anfahrzeit wird der Ofen auf Sygas I umgestellt und sofort mit der grösstmöglichen Menge (2 000 m³/h) belastet. Die Kontraktion wird sofort auf 65 % gefahren und bis zum Ende der 1. Reise in den ersten Tagen durch Temperatursteigerung, nachher durch Absenken der Gasbelastung auf 60 - 65 % gehalten. Nach Möglichkeit sollen dabei 12,5 atü 192° nicht überschritten werden. Nach jeder Reise, die etwa 28 Tage dauert, wird der Ofen extrahiert und danach bei grosser Belastung schnell wieder auf die Endtemperatur der letzten Reise gefahren. Darüber hinaus wird er in jeder folgenden Reise um 2° gesteigert. Die Kontraktion wird konstant gehalten durch Absenken der Gasmenge. Je nach Qualität eines Ofens, oder wie es die Synthese erfordert, werden die Ofen später in die II. Stufe geschaltet. Auf alle Fälle werden sie nach der Einfahrperiode längere Zeit in I. Stufe gefahren.

Kontrolle der Synthese:

Der alte und neue Ausbau der Synthese haben je eine von der Ofenhalle getrennte Warte, in der alle Siemensregler der betreffenden Ofen angebracht sind und die von je einem Mann dauernd überwacht wird. Der Mann registriert ausserdem alle 2 Stunden Temperaturen und Mengen der Ofen und erkennt dadurch zwangsläufig alle Unregelmässigkeiten in der Fahrweise.

Zur Betriebskontrolle der Synthese sind ausserdem folgende Einrichtungen vorhanden, die sich ebenfalls ausserhalb der Ofenhalle befinden:

1. ein CO₂-Kontraktionsschreiber, an den Sygas und Endgasangeschlossen sind,
2. Ein Ados-Analysenapparat, der CO₂, CO und N₂ bestimmt und H₂ zu errechnen gestattet.

3. Ein Mono-Analysenapparat, welcher CO_2 , H_2 und N_2 schreibt und CO errechnen lässt.

Dieser Apparat und damit die Synthese werden durch Stichproben vom Sygas und Restgas alle 3 Stunden durch das Labor kontrolliert.

Von den Einzelöfen werden laufend CO_2 -Analysen gemacht. Hierfür steht ein Junge im Tagdienst zur Verfügung, der mit Hilfe eines transportablen CO_2 -Orsats mehrere Male am Tage sämtliche Öfen kontrolliert. Die Ofenfahrer bedienen nur die Öfen und machen selbst keine Analysen.

Der Sygas-Durchsatz beträgt etwa $68\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$, die Aufarbeitung ist folgende: (Nach Analysen vom 16. - 17. Oktober 6-6⁰⁰.)

	CO_2	CnHm	O_2	CO	H_2	CH_4	C_2H_6 HOm	N_2	C.-Z.	N_2 -Fein
Sygas 1	9,1	0,0	0,0	27,9	55,2	0,9	-	6,9	-	7,0
Endgas I	24,0	2,1	0,1	16,7	28,7	-	10,9	17,5	1,59	17,65
Sygas II	24,5	2,4	0,0	16,8	27,9	-	11,5	16,9	1,60	17,15
Endgas II	36,7	2,9	0,0	8,1	9,8	-	19,3	23,2	1,63	23,98
Restgas										
alte AK	38,2	0,4	0,1	7,7	9,1	-	18,2	26,3	1,09	
neue AK	38,5	0,3	0,1	7,6	9,5	-	18,1	25,9	1,03	
Gasometer	37,0	0,3	0,1	8,6	10,5	-	18,2	25,3	1,02	

Bei den CO_2 -Werten ist zu bemerken, dass sie in sämtlichen Analysen nach Vergleichswerten korrigiert sind, die durch Untersuchungen von Stichproben und Dauerproben mit Quecksilber und Salzlösungen als Sperrflüssigkeit gefunden wurden. Diese Korrektur macht bei 9 % CO_2 etwa 0,8 % und bei 35 % CO_2 etwa 2,0 % aus. Nachdem jetzt auch die Ruhlandmethode längere Zeit zum Vergleich ausprobiert wurde, konnte festgestellt werden, dass die nach Grimme korrigierten CO_2 -Analysen gut mit denen der Ruhlandmethode ohne Korrektur übereinstimmen.

Die Gesamtkohlensäurebildung wird mit Hilfe von Analysen und Gasmengen regelmässig festgestellt und ergibt für Oktober und November folgendes Bild:

	<u>Oktober</u>	<u>November</u>
% CO in Sygas	8,9	
% " " Endgas II	35,8	
m ³ " " Sygas	4.462.000	4 489 000
m ³ " " Endgas I	4.790.000	4 718 000
m ³ " " Endgas II	5 268 000	5 177 000
m ³ eingesetztes Co	13 823 000	13 300 000
m ³ entstandene CO ₂ in Stufe I	328 000	229 000
m ³ entstandene CO ₂ in Stufe II	478 000	459 000
m ³ entstandene CO ₂ gesamt	806 000	688 000
% CO ₂ -Bildung in Stufe I	2,8	1,7
" " " " " II	3,5	3,5
" " " " " Gesamt	5,8	5,2

Die Aufarbeitung des CO und H₂ bis auf ein Verhältnis von fast 1:1 wird darauf zurückgeführt, dass infolge der hohen Gasbelastung (vielleicht auch durch häufiges Laufen der Wasserrumwälzpumpen) eine gute Wärmeabführung bedingt ist und daher die Konvertierungsreaktion weitgehend zurückgedrängt wird.

Folgende Tabelle zeigt den Vergleich von Kontraktionen und CO-Umsatz einiger Monatsmittezahlen.

	<u>Juli</u>	<u>August</u>	<u>September</u>
Kontraktion nach Menge	69,5	70,3	71,0
" " N ₂ -Fein	71,3	71,2	71,0
" " CO ₂	7,0	74,8	75,2
% Inerte	11,7	17,7	17,1
CO-Umsatz nach Mengen-Kontraktion		92,8	93,2
" " N ₂ "		93,0	93,2
Aus Prod. } N ₂ "		94,2	95,9
rückwärts } Mengen "		96,0	95,3
errechnete			

Wiederbelebung des Kontaktes durch Extraktion:

Die Zwischen- und Entleerungsextraktionen werden in einem besonderen Kreislauf für das Extraktionsmittel ausgeführt. Als Extraktionsmittel wird wegen seiner grösseren Differenz im Siedeverhalten zum Paraffin Schwerbenzin verwendet. Das Benzin wird durch 4 mm-Nybil sa-Düsen zerstäubt. Jeder Ofen bekommt 2 Düsenstangen, an denen in gleichmässigem Abstand je 11 Düsen angebracht sind. Der max. Benzindurchlass ist 3,5 ³ m³/h/Ofen. Um zu verhindern, dass in-

folge zu starker Verdampfung des Schwerbenzins im Ofen Überdruck entsteht, wird während der Extraktion ein mit Wasser oder Öl gefüllter Syphon von 3 m Länge angeschlossen. Die Temperatur lässt man während der Extraktion durch wechselndes Umschalten des Boilers von 2,5 auf 9 atü Abdampf und Ein- und Ausschalten der Umwälzpumpe pendeln. Man will dadurch am Kontakt einen Wechsel zwischen Aufnahme und Abgabe des Extraktionsmittels und damit eine stärkere Durchtränkung bewirken. Die Dauer einer Extraktion richtet sich nach dem Aussehen des ablaufenden Extraktionsmittels. Sobald dieses klar ist, wird die Extraktion beendet.

Das ablaufende Benzin und Paraffin wird in Wechsellagern aufgefangen und aus diesen zu einer Vakuum-Anlage gesaugt. Hier wird zunächst bei 170° der grösste Teil des Schwer-Benzins abdestilliert, der Rest wird in einer Blase durch Erhitzen bis auf 320° gewonnen. Der Rückstand von Hartparaffin wird gekühlt und zum Erstarren in Formen abgelassen. Das abdestillierte Benzin wird mit einer Pumpe über Filter wieder in den Kreislauf gedrückt. Die bei der Extraktion durch Aufnahme am Kontakt entstehenden Verluste werden durch Zusatz von Schwer-Benzin aus dem Zwischentank hinter der A-Kohle-Anlage gedeckt. Diese Menge wird seit kurzem mit Ovalradzähler gemessen und beträgt 20 - 25 to/Tag.

Entleerung:

Nach der Extraktion wird der Ofen von rückwärts unter Gas gesetzt und dadurch das Benzin im Filter und in der Leitung zurückgedrückt, damit keine Verluste beim Wechseln von Düsenstangen und Filter entstehen. Dann wird der Ofen bei geöffnetem Paraffinablauf drucklos gemacht, die Stangen werden ausgebaut und er wird auf 200° aufgeheizt. Nach einiger Zeit wird der Paraffinablauf geschlossen und für eine Stunde Sygas I durch den Ofen geschickt, wobei er auf etwa 50 % Kontraktion kommen soll. Dann wird bis auf 220° aufgeheizt, auf Sygas 2 umgestellt und damit etwa 3 Stunden gefahren, wobei sich eine Kontraktion von 40 % einstellen soll. Nach einer Dauer von 4 1/2 - 5 Stunden ist die Trocknung beendet und der Ofen wird entleert. Trotz dieser geringen Zeitdauer fällt der Kontakt in den meisten Fällen gut. Ergeben sich jedoch Schwierigkeiten dadurch, dass der Kontakt trotz Stochen z.T. im Ofen sitzen bleibt, so wird er mit Wasser, das zum Herbeiführen einer Benetzung einen Zusatz von Fettseifen aus der Benzinwäsche erhält, aufgekocht. Ausserdem wird mit denselben Rohren, die zum Sauberblasen des Ofens dienen, Luft in das Wasser eingeblasen.

Die Zahl der Neufüllungen beträgt etwa 20/Monat, wobei der Kontakt je nach Anlieferung in 1 - 2 oder 2 - 3 mm Körnung eingefüllt wird. Ein Unterschied in der Arbeitsweise konnte dabei ebenso wenig festgestellt werden, wie bei Kontakten mit Röstgur, womit etwa 25 Öfen in Betrieb sind.

Das zum Neutralisieren benötigte Schutzgas wird in einer Bamag-Anlage durch Verbrennung von Röstgas hergestellt und hat einen Sauerstoffgehalt von etwa 2 %. Dieses Gas wird auf 2 - 3 atü komprimiert und in einer Druckvorlage gespeichert.

AK-Anlage:

Die AK-Anlage besteht aus 2 Teilen mit je 7 Adsorbern, deren Kohle-Inhalt in Anlage 1 je 8,5 t und in Anlage 2 je 15 t beträgt. Der Inertschaltschritt dauert 125 bzw. 235 Sek. Der Verbrauch an Spül- und Heißdampf ist etwa 4 kg/kg Benzin. Beide Anlagen sind parallel hinter die 2. Synthesestufe geschaltet.

Das Endgas enthält an Benzin und Gasol hinter Stufe I 100 bzw. 75 g und hinter Stufe II 160 bzw. 95 - 100 g. Für Oktober und November sind die Gasolwerte in der I. Stufe 45 - 50 g und in der 2. Stufe 70 - 75 g. Angeblich beruht das Abfallen der Gasolgehalte auf einem Absinken der Temperaturen in den Syntheseöfen. Unter Berücksichtigung der Kontraktion ist in der 2. Stufe kaum mehr Gasol vorhanden als in der 1. Stufe. Da aber eine Neubildung stattgefunden haben muss, so wird angenommen, dass in der 2. Stufe ein Teil der Gasole zu höheren Kohlenwasserstoffen polymerisiert ist. Eine Bestätigung sei dadurch gegeben, dass die Gasole hinter der 2. Stufe gesättigter sind als hinter der 1.

Infolge schlechten Wärmeübergangs in den Zwischenkühlern und eines beschädigten Schlusskühlers, hinter dem das Kreislaufgas abgesaugt wird, gelingt es nicht, die Adsorber bei der Kühlperiode kalt genug zu fahren. Aus diesem Grunde schlägt ein Teil der Gasole durch die A-Kohle durch. Die Höhe des Durchschlages beträgt etwa 0,3 % Olefine. Nach exakten Messungen wurden 12 - 15 g Gasole im Restgas gefunden, die nur C₃- und keine C₄-Kohlenwasserstoffe enthielten. Eine Kontrolle der Anlage zu Anfang November lieferte folgendes Ergebnis.

Gefunden:	1 628 000	m ³ /Tag Sygas
	499 000	" Endgas
	470 000	" Restgas
	25,8	t/Tag Gasol
	79	" Benzin (darin 5,5% Gasol z.0,83 Reid = 4,35 t Gasol)
	+ 4,35	t Gasol
	= 30,15	t " Gesamt
Bestimmt und errechnet	73,58	g C ₃ +C ₄ /m ³ Endgas
	12,5	" " " Restgas
	= 36,6	t Gasol/Tag im Endgas
	- 5,9	" " " Durchschlag im Restgas
	= 30,7	" " " gewinnbar.

Die Differenz beträgt also nur 0,55 t. Bei einer Produktion von 181 t flüssige Produkte abzüglich 4,5 t für Benzin-Stabilisierung ergibt das eine Ausbeute von 176,5 t = 108,5 g/m³ Synthesegas und mit Gasol 206,65 t = 127 g/m³ Synthesegas entsprechend bei 17 % Inerten = 131 bzw. 153g/m³ Idealgas.

Erläuterungen zur Produktionstabelle:

Die Synthesegasmenge, welche für die Auswertung der spezifischen Ausbeute zugrunde gelegt ist, wird mit 2 Staurändern in der alten und neuen Grobreinigung gemessen. Die zugesetzte Luft ist bereits darin enthalten. Die Ausrechnung der Gasmenge wird zwar nach einer anderen Formel/vorgenommen als bei der Ruhrbenzin, jedoch wurden bei einem Vergleich beider Rechnungsarten übereinstimmende Ergebnisse gefunden.

Das Öl ist über Wechseltanks gemessen worden, ebensc das Benzin in stabilisiertem Zustande wie es hier eingesetzt ist. Die angeführten Gasolmengen zeigen die Vorlagenmessungen von Fertiggasol. Dabei muss berücksichtigt werden, dass das Rohgasol durch Gewinnung von Alkohol und Benzin um etwa 5 t abgenommen hat. Der Gehalt an Olefinen beträgt 33 % im rohen Flüssiggasol und 17 % im Fertiggasol, nachdem ein Teil durch die Alkohol-Anlage gegangen ist, wobei 80 % der ungesättigten umgesetzt worden sind. Die Erzeugung der Alkohol-Anlage beträgt etwa 3 tato.

Die Verarbeitungsverluste in der Fraktionierung betragen etwa 2 %, diejenigen für Gasol allein etwa 5 - 6 %.

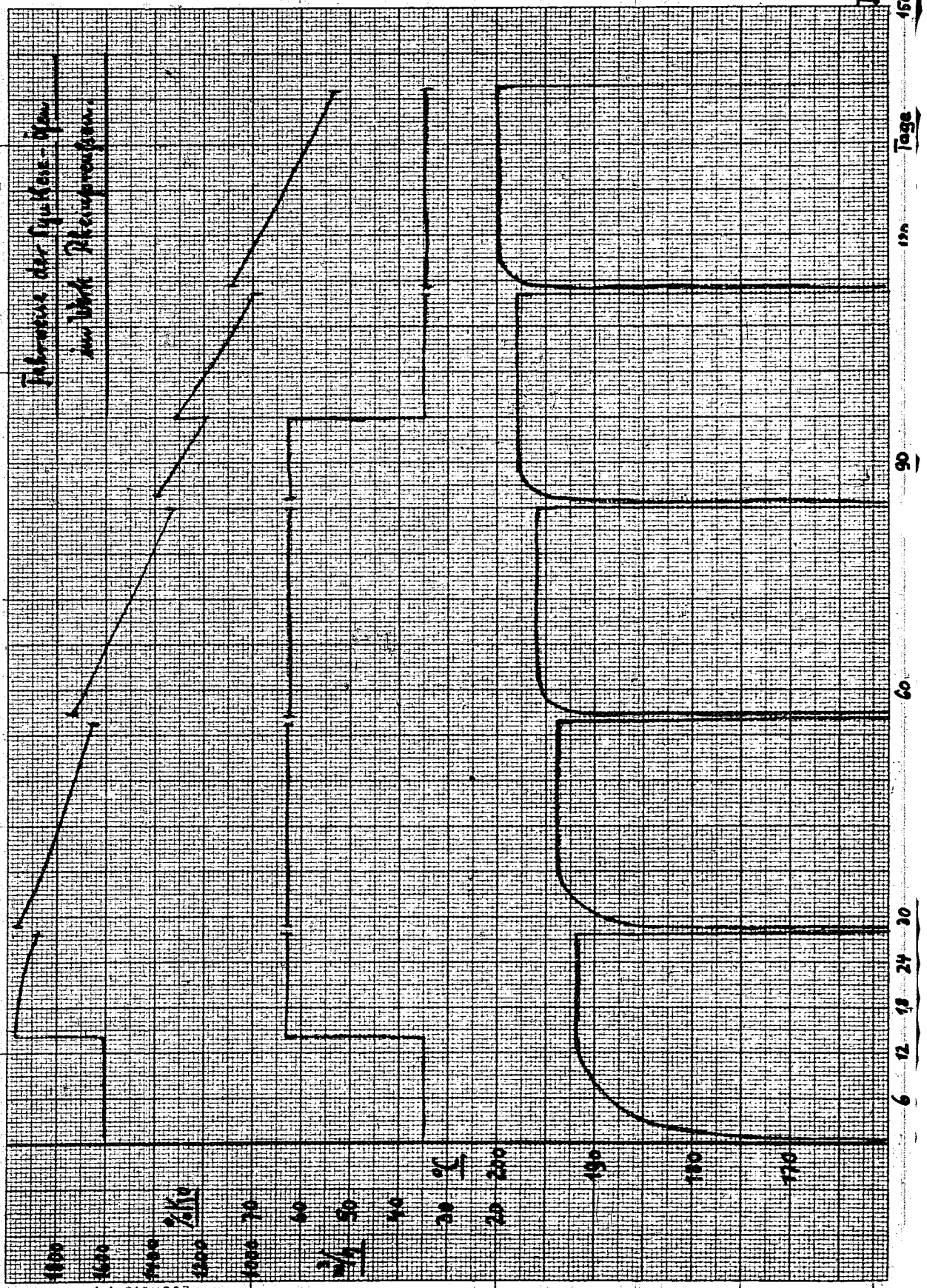
Krupp

Produktion vom 1.-24. Oktober 1940

nach den in der "Wärmestelle" vorliegenden Zahlen.

Dat.	m ³ Sy-Gas pro Tag	m ³ Luft Zusatz	kg				g/m ³		Ideal - Gas	
			Öl	Benzin	Sa.d.fl.Prod.	Gasol	Sy-Gas ohne Gasol	mit Gasol	ohne Gasol	mit Gasol
1.	1 535 000	3 000	90 280	66 400	156 680	17 600	103,7	118,2	124,9	138,6
2.	1 562 000	5 000	93 890	72 800	166 690	24 000	108,0	123,3	132,6	151,4
3.	1 617 000	5 000	93 890	81 200	170 090	28 200	109,5	126,8	133,1	154,1
4.	1 557 000	4 000	96 940	73 500	170 440	29 100	110,7	129,8	133,3	155,8
5.	1 604 000	4 000	95 460	76 000	171 460	18 500	108,1	119,7	130,2	144,1
6.	1 614 000		103 380	74 000	177 380	20 900	110,2	122,9	133,0	148,2
7.	1 628 000		103 960	83 800	187 400	16 600	116,5	126,9	140,5	152,8
8.	1 631 000		99 160	73 900	173 060	19 500	107,6	119,6	128,0	142,2
9.	1 615 000		95 460	79 900	175 360	18 900	110,1	123,6	134,9	149,3
10.	1 612 000		99 160	73 500	172 660	20 100	108,7	121,1	130,8	145,8
11.	1 658 000		100 640	75 400	176 040	23 400	107,7	121,8	131,5	148,7
12.	1 690 000		103 600	81 000	184 600	21 600	110,7	123,4	133,7	149,0
13.	1 632 000		99 160	74 300	173 460	25 400	107,0	123,4	130,8	149,7
14.	1 576 000		94 720	69 200	163 920	17 280	105,5	116,5	128,2	141,7
15.	1 622 000		99 160	80 700	179 660	19 200	112,4	124,2	134,1	148,3
16.	1 678 000		100 640	82 900	183 540	23 160	110,9	124,6	133,6	150,0
17.	1 551 000		91 020	78 700	169 720	17 200	111,0	122,1	133,1	146,4
18.	1 521 000	7 000	93 240	82 200	175 440	21 000	116,5	130,2	140,0	156,5
19.	1 630 000	14 000	98 420	78 000	176 420	21 300	108,8	121,8	131,4	147,0
20.	1 629 000	14 000	101 380	83 700	185 060	20 300	114,2	126,5	138,6	153,5
21.	1 649 000	12 000	102 860	82 000	184 860	16 950	112,6	122,9	134,7	147,0
22.	1 646 000	16 000	95 460	85 900	181 360	13 700	110,6	118,9	133,9	144,0
23.	1 650 000	11 000	94 720	83 100	177 820	15 900	108,1	117,6	130,1	141,7
24.	1 698 000	14 000	99 160	79 400	176 560	25 000	110,3	125,8	136,4	155,6
Mittel vom 1.-24.10.40			97 800	78 000	175 800	20 600	110,0	123,0	133,0	148,6

Fibrous der Lykose-Gen
im Wert Steigend



Feisst

Rheinpreussen

Moers-Meerbeck 8.10. 43

Hagemann
Schuff
Benzingewinnung
Betriebslabor

Rheinpreussen: Dir. Grimme
Dir. Strüwen

Ruhrchemie: Dr. Schuff
Dr. Feisst

F/Gst

21.10.1943

Fahrweise der Synthese

Wie bekannt, hat Rheinpreussen seit etwa einem Jahr versucht, die Fahrweise Essener Steinkohle (Verlagerung der Aufarbeitung möglichst gleichmässig auf beide Stufen, langfristiges Fahren der Öfen in der 2. Stufe, Erhöhung des Ofenalters auf bis 3000 Stunden, Gesamtbelastung an Sygas rund 600 m³/h) durchzuführen. Wie aus früheren Besprechungen hervorgeht (vergleiche Aktennotiz Nr. 625 vom 20.3.1943) gelang es nicht, diese Fahrweise in allen ihren Bedingungen zu verwirklichen, da einmal die Belastung nicht auf 600 m³ abgesenkt werden konnte, ohne dass eine einschneidende Gasdrosselung durchgeführt worden wäre; oder anders ausgedrückt, die Ofenzahl bei Rheinpreussen erlaubt nicht die Gasbelastung der Chemischen Werke Essener Steinkohle und zum andern erlaubt der Aktivgehalt des Synthesegases es nicht, die Aufarbeitung in den beiden Stufen einigermaßen gleichzustellen. Ferner sind die Regenerierungsbedingungen bei Rheinpreussen wesentlich ungünstiger als bei Essener Steinkohle, da kein Wasserstoff zur Verfügung steht. Das Kontaktalter wurde auf 1900 - 2000 Stunden erhöht, die Ofenbelastung von etwa 775 auf 725 ermässigt. Die spez. Ausbeute zeigt bei dieser Fahrweise im Durchschnitt des letzten Jahres nach Angabe von Dr. Grimme einen Abfall von etwa 3 g flüssigen Produkten/m³ NG, während sich aus den Monatsmittelwerten ein Abfall von rund 6 g/m³ NG ergibt. Während die Monatsproduktion an flüssigen Produkten für die Zeit von März bis Juli 1942, also vor Einführung der neuen Fahrweise, rund 5400 Moto betrug, sank sie für den gleichen Zeitraum 1943, für eine Zeit also, wo die neue Fahrweise durchgeführt wurde, auf rund 5000 Moto, also um 7,4 % ab. Dagegen ist der Nutzgaseinsatz nur um 2,9 % geringer geworden. Von Seiten Rheinpreussens wird der verminderte Gaseinsatz, der durch die geforderte geringere Ofenbelastung bedingt ist, als besonders ungünstig angesehen. Aus den obigen Werten aber geht hervor, dass das Absinken der spez. Ausbeute ausschlaggebender ist.

Aufgrund dieser Ergebnisse verlässt R h e i n p r e u s s e n augenblicklich diese Fahrweise der Chemischen Werke Essener-Steinkohle wieder und kehrt zur früheren Betriebsweise zurück, die sich durch hohe Ofenbelastung und hohe Aufarbeitung in der ersten Stufe bei geringem Ofenalter von den Betriebsweisen aller anderer Synthesewerke deutlich unterscheidet.

Auf die Frage, wieweit die Gasmengenmessung als sichere Rechnungsgrundlage benutzt werden kann, wird von Dr. G r i m m e darauf hingewiesen, dass die Überprüfung der Synthese durch exakte Analyse, die ebenfalls in Zehntage-Abschnitten erfolgt, eine gute Übereinstimmung dieser Produktionsmessung und damit auch dieser Gasmengenmessung ergibt. Die vorgelegten Zahlen zeigen, dass die hier auftretenden Differenzen etwa 5 % betragen, die aber durch Verluste in Form von Säuren und Alkoholen erklärt werden können.

Es wurde von uns erneut die Frage des H_2/CO -Verhältnisses in den Endgasen der Synthese aufgegriffen. Nach den von früher bekannten Endgasanalysen verschiedener Synthesewerke liegt dieses Verhältnis bei R h e i n p r e u s s e n für Stufe I mit 1,6 - 1,7 und für Stufe II mit 1,3 - 1,2 ausnehmend niedrig und erreicht fast die von der Mitteldrucksynthese bei Anwendung eines Verhältnisses von ca. 2,00 her bekannten Werte von 1,50 bzw. 1,00. Im Zusammenhang hiermit wurde vor längerer Zeit durch Rechnungen gezeigt, dass unter der Annahme eines bestimmten CO -Umsatzes und einer bestimmten CH_4 -Bildung und unter Berücksichtigung des Verbrauchverhältnisses für die Kohlenwasserstoffbildung mit steigender nach der Konvertierungsreaktion angenommenen CO_2 -Bildung das H_2/CO -Verhältnis im Endgas sehr stark ansteigt, und dass die beobachteten H_2/CO -Werte mit den rechnerisch ermittelten übereinstimmen. (Vergl. 1. Ref. a. d. Arbeitstagung der Synthesewerke in Berlin am 13.9.1940 S. 5 und Aktennotiz über eine diesbezgl. Besprechung in R h e i n p r e u s s e n am 5.8.1941). Da diese Dinge in verschiedener Hinsicht von Interesse sind, sollen Unterlagen anderer Werke beschafft und die Angelegenheit in einer späteren Besprechung eingehender behandelt werden.

Ferner werden die Verhältnisse in der AKA. besprochen. In R h e i n p r e u s s e n ist die erstmalig eingefüllte Kohle in beiden Anlagen ohne Regeneration heute noch in Betrieb, sodass also in der ersten Anlage in 7 Adsorbern mit einem Durchmesser von 3,5 m die Kohle heute 7 Jahre in Betrieb ist, während die Kohle der zweiten Anlage der ebenfalls 7 Adsorber mit 5,50 m Durchmesser 5 Jahre alt ist. Die Untersuchung von Kohleproben der untersten Lage zeigt eine starke Schädigung des Gaslaufnahmevermögens, während die oberste Lage nur ein Abfallen der Aktivität um rund 20 % ergab. Diese Untersuchungen wurden mit Propylen und zwar in Mischung von 3 Gewichtsprozenten durchgeführt. Aufgrund dieser und der Betriebsergebnisse will man möglichst bald die Kohle durch Behandeln mit Wasserdampf bei hohen Temperaturen regenerieren, da Versuche mit der stark geschädigten Kohle der unteren Lagen gute Regenerationserfolge ergaben. Vor etwa einem Jahr hat man eine Verbesserung der Gasolgewinnung durch Auffüllen der Adsorber mit der neuen TS-Kohle versucht, ohne damit einen Erfolg erzielt zu haben. Dieses Ergebnis steht im Widerspruch zu unserem Versuch, bei dem im Adsorber 6 TS-Kohle allein zur Anwendung gelangt. Über diesen Versuch wird in nächster Zeit meinerseits eingehender berichtet.

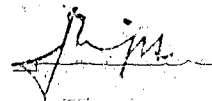
Auch bei R h e i n p r e u s s e n treten bei den grossen Adsorbern manchmal erhöhte Wassergehalte in den oberen Kohleschichten auf, ohne dass die direkte Ursache hierfür zu erkennen wäre. Auch hier sind es wie bei uns ganz bestimmte Adsorber, die diese Feuchtigkeit immer wieder aufweisen.

Oberhausen-Holten

Die Inertschaltsschritte bzw. der Kohlen säuregehalt des Rohgasols sind nicht besonders scharf eingestellt. Eine analytische Überprüfung des Inertschaltsschrittes erfolgt von Zeit zu Zeit, wobei aber nur auf den Durchschlag von Kohlenwasserstoffen geachtet wird. Die interferometrische Überwachung der Aktivkohleanlage wird in 24 Stunden-Proben des Restgases durchgeführt. Sie hat brauchbare Ergebnisse gezeigt. Bei Untersuchungen an Einzeladsorbentien wird die Probe über einen Schaltschritt ausgedehnt, wobei die ersten und letzten 2 Minuten des Schaltschrittes nicht in die Probennahme einbezogen werden.

Vor nicht allzu langer Zeit wurde zum 4. Male ein 33.000 m³-Gebläse für Synthesegas durch Läuferschaden zerstört, wobei eine Gasverpuffung mit anschliessendem Brand und grösserem Schaden im Gebläsehaus hervorgerufen wurde. Rheinpreussen besitzt 3 Gebläse dieser Leistung, die von Kühnle, Kopp und Kausch geliefert wurden. Bei einer Umdrehungszahl von 3700 sind die Gebläse 2-stufig ausgelegt, wobei die erste Stufe das Rohgasel vom Gasometer ansaugt und durch die Grobreinigung drückt, während die zweite Stufe das Gas aus der Grobreinigung in die Feinreinigung und Synthese weiterschickt. In der zweiten Stufe sind bisher keinerlei Schwierigkeiten aufgetreten, dagegen macht die Verschmutzung und Erosion der ersten Stufe fast unüberwindliche Schwierigkeiten, da vor allem durch Konstruktionsmangel die Nietverbindungen am Laufer angegriffen werden. Zur Beseitigung von Staubablagerungen werden die Gehäuse der ersten Gebläsestufe etwa alle 3 - 4 Tage mit Wasser gefüllt und ausgespült. Alle 2 - 3 Monate muss der Gebläseläufer durch einen neuen ersetzt werden, da er durch Erosion zu stark angegriffen und unbrauchbar geworden ist. Die Staubbestimmungen im Rohgas ergaben auch bei Rheinpreussen nur Werte bis etwa 20 mg/m³. Die vorgelegte Analyse des Staubes wich mit ihren niedrigen Schwefel- und hohen Kalziumkarbonatwerten wesentlich von unseren Staubzusammensetzungen ab. Auch diese Frage muss in einer späteren Besprechung noch einmal aufgegriffen werden. Rheinpreussen wird hierzu eine Zusammenstellung der bisher durchgeführten Untersuchungen liefern.

Die Verlagerung wichtiger Ersatzteile ist in Rheinpreussen weitgehend durchgeführt, wobei Stücke bis zu mittelschwerer Grösse in einer Schachtanlage gelagert werden. Die Reserveteile der Generatorenanlage und andere grosse Stücke sind möglichst splittersicher im Treibstoffwerk untergebracht.



Versuch: H. 46 Blatt: 3 Sasart: Dampfung Reduktion: $\frac{1}{2}$ Fl 300°C Ofen Nr.
 Kontakt Nr. P. 4225 Zusammensetzung: 100 Lu 20 Ww 25 ThO₂ 20 Al₂O₃
 Menge: 45.5 cm³ gr. Schichtlänge: 58 cm Rohr-Ø: 10 mm

Datum	23.9.43	25.9.43	27.9.43	29.9.43	1.10.43	4.10.43	6.10.43	8.10.43	11.10.43	13.10.43	15.10.43
Betriebsstunden	1171	1219	1267	1315	1363	1435	1483	1531	1603	1661	1709
Temperatur: °C	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300
Druck atü	47	48	48	48	47	47	46	46	46	46	46
Sasuhrstand Endg.		6413	6731	6830	7336	7779	8198	8375	8753	9190	9415
Ausg. /h		3.4	7.7	2.4	12.0	6.7	9.3	4.3			5.4
Kontraktion %	7.8	17.8	14.6	13.7	12.5	9.1	6.2	13.8			12.7
Wässrige Flüssigkeit i. Fl./Std.	0.271	0.271	0.271	0.250	0.250	0.250	0.250	0.229	0.175	0.167	0.167
D 20											
g. CH ₃ OH / Kont. u. Stunde											
g. CH ₃ OH / Nm ³											
Ölige Flüssigkeit i. Fl./Std.											
D 20											
g. Öl / Nm ³											
Sasol: g / Nm ³											
z. Busbaute Öl + Alkohol: g / Nm ³											
Sasanalyse:											
CO ₂ Vol. %	6.9 9.4	6.5 9.2	6.5 9.3	6.2 10.0	6.3 9.6	6.1 8.8	6.2 7.2	6.3 9.0	6.3 8.8	6.6 8.7	6.3 8.3
CO / Nm ³	0.2 0.2	0.1 0.2	0.1 0.1	0.0 0.1	0.2 0.1	0.2 0.1	0.1 0.2	0.1 0.1	0.1 0.2	0.2 0.2	0.0 0.1
O ₂	0.1 0.1	0.1 0.1	0.1 0.2	0.1 0.2	0.1 0.2	0.1 0.2	0.2 0.1	0.2 0.1	0.2 0.1	0.3 0.2	0.2 0.2
CO	37.7 37.7	35.1 37.5	36.2 38.0	35.3 38.9	36.2 38.5	36.6 38.2	38.7 38.2	36.4 38.5	34.5 38.3	36.3 38.3	37.0 37.0
H ₂	46.0 46.3	48.9 45.9	48.0 45.4	48.3 45.0	47.0 45.0	47.8 46.0	48.5 45.5	47.6 45.6	47.9 48.2	47.8 46.8	48.7 47.0
CH ₄	0.6 0.6	0.5 1.5	0.6 1.0	0.4 1.3	0.4 1.3	0.3 1.2	0.2 1.0	0.3 1.5	0.3 1.0	0.2 0.8	0.4 0.7
N ₂	8.5 8.7	6.2 9.0	7.2 7.6	7.0 8.1	7.1 7.0	7.1 7.1	6.5 7.3	6.8 7.3	6.7 7.2	6.6 7.0	6.1 6.7
C-2	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -
N ₂ Feinbestimmung	7.9 8.3	6.0 7.3	6.4 7.4	6.3 7.3	6.3 7.2	6.0 6.6	6.0 6.4	5.6 6.5	5.9 6.1	6.0 6.0	5.5 6.3
CO : H ₂	1:1.22 1:1.33	1:1.30 1:1.34	1:1.28 1:1.25	1:1.23 1:1.27	1:1.24 1:1.24	1:1.24 1:1.25	1:1.27 1:1.17	1:1.23 1:1.25			1:1.27 1:1.27
CO-Umsatz	12.5	14.6	16.5	20.0	18.5	13.7	5.0	19.1			15.9
CO als CO ₂	2.3	2.7	4.1	3.2	3.4	2.8	3.8	5.3			6.8
CO = CH ₄	97.7	6.9	3.1	16.8	10.3	7.6	2.7	8.2			3.0
CO - Verfl. grad	23.0	90.3	92.8	86.0	80.3	89.6	93.5	86.5			90.2
H ₂ - Umsatz		13.3	18.1	19.7	10.1	12.5	11.9	17.4			15.8
g CH ₃ OH / Nm ³	68.7	87.0	95.5	120.1	119.2	84.4	29.0	122.1			96.5
g (CH ₂) _x /	21.5	38.1	41.7	55.2	52.2	36.9	12.7	53.4			42.3
Verbr. Verhältniss CO : H ₂	1:0.41	1:1.18	1:1.40	1:1.25	1:1.05	1:1.13	1:0.35	1:1.05			1:1.26

neu 9.10.43
 19.10.43
 10.10.14
 10.10.14
 10.10.14

Versuch: H.46 Blatt: 2 Gasart: *Wassergas* Reduktion: $\frac{1}{2}$ H₂ 300°C Ofen Nr.

Kontakt Nr. P. 4225 Zusammensetzung: 100 Lu, 20 H₂, 20 Ph₂, 20 Al₂O₃
 Menge: 45.5 cm³ gr. Schichtlänge: 5.8 cm Rohr-Ø: 10 mm

Datum	2.9.43	4.9.43	6.9.43	8.9.43	10.9.43	13.9.43	14.9.43	16.9.43	18.9.43	20.9.43	21.9.43
Betriebsstunden	667	715	763	811	859	931	955	1003	1051	1099	1123
Temperatur: °C	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300
Druck at ²	46	46	46	46	46	45	46	45	45	45	46
Sasuhrstand Endg	3868	3929	4272	4535	4704	5208	5338	5599	5860	6809	
Rusg /z	6.1	15.6	9.8	0.7		8.9	6.3	6.0	5.9	22.8	
Kontraktion %	12.2	18.5	27.4	18.4		21.4	18.7	10.0	7.3	13.3	14.9
Wässrige Flüssigk ³ i Fl/Std.	0.240	0.292	0.261	0.250	0.250	0.243	0.125	0.250	0.250	0.250	0.146
D 20											
g. CH ₃ OH / 2 Kont. u. Stunde											
g. CH ₃ OH / Nm ³											
Ölart Flüssigk. cm ³ i Fl/Std.											
D 20											
g. Öl / Nm ³											
Sasol: g / Nm ³											
Σ Ausbeute Öl-Alkohol: g / Nm ³											

aus gemischter

Sasanalyse:	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.	Rusg.	Endg.
CO ₂ Vol %	6.9	11.3	7.1	9.8	6.6	10.7	7.2	10.9			7.2	11.5	7.5	11.7	7.2	9.9	7.0	9.8	6.9	10.4	6.6	10.5
CO ₂ km	0.1	0.1	0.1	0.2	0.0	0.0	0.0	0.3			0.1	0.4	0.0	0.0	0.0	0.2	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.1
O ₂	0.3	0.1	0.2	0.1	0.1	0.0	0.2	0.1			0.2	0.1	0.2	0.0	0.1	0.1	0.2	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1
CO	37.2	34.1	37.6	35.4	36.6	34.2	37.1	33.4			36.2	33.2	36.8	32.0	37.6	35.0	37.2	35.3	37.7	34.8	37.6	34.9
H ₂	47.4	44.7	46.6	44.4	48.8	43.8	47.3	44.8			48.0	44.9	48.0	45.5	46.8	45.0	46.3	44.4	46.6	44.6	46.2	44.5
CH ₄	0.2	1.3	0.3	0.8	0.2	0.7	0.2	0.7			0.2	0.4	0.2	1.4	0.4	0.7	0.2	1.0	0.2	0.9	0.2	0.5
N ₂	7.9	8.4	8.1	9.3	7.7	10.6	8.0	9.8			7.5	9.5	7.3	9.4	7.9	9.1	9.0	9.2	8.3	9.0	9.1	9.4
C-2	1.0	1.0	-	-	-	1.0	-	1.0			-	1.0	-	1.0	-	-	-	-	-	-	-	-
N ₂ Feinbestimmung	7.2	8.2	7.5	9.2	7.6	-	7.2	-			7.0	8.9	7.4	9.1	7.2	8.0	7.6	8.2	7.2	8.3	8.0	8.1
CO: H ₂ :	1:1.30	1:1.34	1:1.29	1:1.26	1:1.33	1:1.28	1:1.27	1:1.34			1:1.28	1:1.35	1:1.30	1:1.42	1:1.29	1:1.28	1:1.24	1:1.25	1:1.23	1:1.27	1:1.23	1:1.27
CO-Umsatz	19.3	23.4	32.2	26.7							27.9	29.4	16.4	11.8	19.9	21.0						
CO als CO ₂	2.4	0.8	10.7	5.8							10.8	5.4	3.6	2.2	3.6	3.4						
CO = CH ₄	8.0	2.9	3.9	3.3							10.1	1.2	3.0	6.3	12.5	3.9						
CO-Verfl. grad	89.6	87.3	85.4	90.9							73.1	93.4	93.4	91.5	83.9	92.7						
H ₂ -Umsatz	17.1	22.3	34.8	21.8							23.4	22.9	13.5	11.0	16.9	17.9						
g CH ₃ OH / Nm ³	92.2	109.7	144.0	128.5							105.5	144.0	81.5	53.5	128.0	121.5						
g(CH ₂)x / -	40.3	48.0	63.0	56.2							46.1	63.0	35.6	25.1	40.0	53.3						
Verbr. Verhältniss CO: H ₂	1:1.12	1:1.18	1:1.14	1:1.14							1:1.31	1:0.98	1:1.03	1:1.16	1:1.05	1:1.05						

Versuch: H 46 Blatt: 1 Gasart: Wassergas Reduktion: $\frac{1}{2}$ bei 300°C

Ofen Nr.

Kontakt Nr. P 4225 Zusammensetzung: 100 C₂H₂ 20 N₂ 20 H₂O 30 H₂ O₂

Menge: 45,6 cm³ gr

Schichtlänge: 58 cm

Rohr-Ø: 30 mm

Datum	5.8.43		6.8.43		9.8.43		11.8.		13.8.		16.8.		12.8.43		24.8.43		26.8.43		28.8.43		31.8.43	
Betriebsstunden	14 ^h 20 ^m		19		21		139		182		259		321		451		499		547		619	
Temperatur: °C	300		295/290		300/304		301/302		300/302		302/307		300/305		300		300		300		300	
Druck atü	45		45		46		45		45		46		46		48		47		46		45	
Sauerstoff Endg.	566.0		670.0		934.0		1087.0		1574.0		2929.0		2336.0		2929.0				3195		3610	
Ausg. l/2			5.9		5.2		2.3		6.6		6.9		6.9		5.4				6.4		6.1	
Kontraktion %	25.6		25.6		23.9		20.6		16.8		17.5		17.6		9.4				14.3		6.2	
Wässrige Flüssigk. cm ³ i Fl./Std.			0.26		0.361		0.490		0.365		0.326		0.278		0.133				0.291		0.250	
D 20																						
g CH ₃ OH/l Kont. u. Stunde																						
g CH ₃ OH/Nm ³																						
Ölige Flüssigk. cm ³ i Fl./Std.																						
D 20																						
g Öl Nm ³																						
Gasol: g/Nm ³																						
Σ Ausbeute Öl, Alkohol: g/Nm ³																						
Gasanalyse:	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.
CO ₂ Vol. %	7.5	15.7	7.5	15.7	6.9	13.5	6.9	12.6	6.2	11.3	7.0	12.0	6.5	14.1	6.7	9.9	6.9	11.0	6.2	10.7	7.7	8.3
CO	0.0	0.3	0.0	0.3	0.0	0.3	0.1	0.3	0.0	0.3	0.0	0.3	0.1	0.3	0.1	0.1	0.1	0.2	0.0	0.2	0.0	0.0
H ₂	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.1	0.1	0.2	0.3	0.2	0.2	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.0	0.1
CH ₄	25.7	29.4	25.7	29.4	25.4	29.8	27.5	22.1	27.2	29.1	27.7	22.1	27.2	30.9	28.0	35.1	27.9	23.8	27.6	34.2	20.7	20.7
N ₂	48.8	41.6	48.8	41.6	42.6	42.6	42.7	42.1	45.0	42.4	47.2	42.5	40.3	42.4	46.2	44.7	46.4	44.0	47.5	44.6	47.8	40.9
C-2	0.3	2.3	0.3	2.3	0.3	1.3	0.2	1.7	0.2	1.4	0.2	1.7	0.2	2.3	0.3	0.7	0.5	1.4	0.2	1.3	0.2	0.3
N ₂ Feinbestimmung	2.0	10.2	2.0	10.2	2.7	9.1	2.1	10.2	2.1	9.3	2.1	10.2	2.1	8.2	2.1	8.5	9.4	9.0	9.5	8.3	8.8	7.6
CO: H ₂	-	-	-	-	-	1.0	-	1.0	-	1.0	-	1.0	-	1.0	-	1.0	-	1.0	-	1.0	-	1.0
CO-Umsatz	7.5	10.5	7.5	10.5	7.3	9.6	7.3	9.6	7.9	8.7	7.5	9.5	7.5	9.1	7.7	8.5	8.0	8.2	7.2	8.4	7.5	8.0
CO als CO ₂	1:1.30	1:1.48	1:1.30	1:1.48	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42	1:1.42
CO = CH ₄	38.2	31.2	38.2	31.2	35.3	36.9	35.9	37.1	33.9	37.1	33.9	37.1	33.9	37.1	33.9	37.1	33.9	37.1	33.9	37.1	33.9	37.1
CO - Verfl. grad	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4	30.4
H ₂ - Umsatz	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9	9.9
g CH ₃ OH/Nm ³	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2	60.2
g(CH ₂) _x / "	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5	118.5
Verbr. Verhältniss CO: H ₂	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9	51.9
Verbr. Verhältniss CO: H ₂	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20	1:1.20

mit Wasser
 gesättigt
 mit Wasserdampf

Versuch: H.42 Blatt: 5 Sasart: *Concupiscus* Reduktion: Ofen Nr. _____
 Kontakt Nr. 0.4281 Zusammensetzung: 100 lü 25 lü 25 lü 50 lü H_2O_2 50 lü H_2
 Menge: 60 cm³ schichtlänge: 75 cm Rohr-Ø: 10 cm

Datum	2.10.43	4.10.43	5.10.43	7.10.43	9.10.43	11.10.43	12.10.43	14.10.43												
Betriebsstunden	2106	2154	2178	2226	2274	2322	2346	2394												
Temperatur: °C	300	300	300	300	300	300	305	300												
Druck atü	48	47	47	47	46	46	48	46												
Sauerstand Endg.	3677	4009	4059	4195	4336	4517	4663	4935												
Ausg. /h	7.0	7.3	2.6	2.9	3.1			6.0												
Kontraktion %	4.5	4.7	20.0	6.5	6.4			6.2												
Wässrige Flüssigkeit l/Std.	0,125	0,146	0,075	0,167	0,167	0,104	0,104	0,135												
D 20																				
g CH ₃ OH / l Kont. u. Stunde																				
g CH ₃ OH / Nm ³																				
Wässr. Flüssigkeit cm ³ / l/Std.																				
D 30																				
g O ₂ / Nm ³																				
Säure: g / Nm ³																				
Σ Ausbeute Öl + Alkohol: g / Nm ³																				
Sasanalyse:	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.
CO ₂ Vol. %	6.4	7.8	6.1	7.7	6.5	7.5	6.7	7.5	6.6	7.8	6.3	7.7	6.3	7.3	6.1	7.6				
CO l/m	0.1	0.1	0.2	0.0	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.2	0.0				
O ₂ "	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1				
CO "	37.9	37.3	38.5	37.8	38.3	37.4	37.7	37.4	37.9	36.9	37.5	36.0	39.0	37.3	38.4	37.2				
H ₂ "	48.0	46.8	47.8	46.4	47.6	46.9	48.2	47.4	48.4	47.5	48.0	47.3	47.4	48.3	48.6	48.0				
CH ₄ "	0.5	0.6	0.3	0.5	0.3	0.5	0.4	0.8	0.2	1.0	0.3	0.6	0.1	0.6	0.6	0.7				
N ₂ "	7.0	7.3	7.0	7.5	7.1	7.3	6.2	6.7	6.6	6.6	6.7	6.3	7.0	6.3	6.0	6.4				
C-2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
N ₂ Feinbestimmung	6.3	6.6	6.0	6.3	6.0	6.0	5.7	6.1	5.8	6.2	5.7	5.8	5.7	6.0	6.0	6.0				
CO : H ₂ :	1:1,26	1:1,25	1:1,24	1:1,23	1:1,24	1:1,25	1:1,28	1:1,22	1:1,27	1:1,29					1:1,26	1:1,29				
CO-Umsatz	6.1	6.5	21.9	7.2	9.0										7.4					
CO als CO ₂	2.3	2.0	-	3.4	4.8										3.6					
CO = CH ₄	-	2.5	8.4	9.0	4.8										-					
CO - Verfl. grad	97.7	95.5	91.6	87.6	90.4										96.4					
H ₂ - Umsatz	6.9	7.3	21.2	10.2	8.1										7.4					
g CH ₃ OH / Nm ³	33.6	37.4	131.0	44.0	53.6										53.2					
g (CH ₂)x / "	14.7	16.3	57.2	19.3	23.5										23.3					
Verbr. Verhältniss CO : H ₂	1:1,43	1:1,40	1:1,20	1:1,81	1:1,14										1:0,10					

9.10.43
 10.10.43
 11.10.43
 12.10.43
 14.10.43

Versuch: H. 42 Blatt: 4 Sasart: *Thalanthus* Reduktion: Ofen Nr.
 Kontakt Nr. P. 4281 Zusammensetzung: 100 Lu 45 Me 25 ThO₂ 50 Ru₂O₃ Schichtlänge: 75 cm Rohr-Ø: 10 mm
 Menge: 60 cm³ 95

Datum	9.9.43	11.9.43	13.9.43	15.9.43	17.9.43	20.9.43	22.9.43	24.9.43	27.9.43	28.9.43	30.9.43
Betriebsstunden	1554	1602	1650	1698	1746	1818	1866	1914	1986	2010	2058
Temperatur: °C	300	300	305	300	300	300	300	300	300	302	300
Druck atü	46	45	45	46	46	45	45	48	48	48	48
Sasuhrstand Endg	0452	0722	1082	1257	1547	2098	2260	2579	3033	3054	3357
Ausg /z	7.3	3.7	2.7			10.1			20.0		6.8
Kontraktion %	10.7	3.8	9.1			7.4	10.8		5.9	12.5	7.1
Wässrige Flüssigk. cm ³ i Fl./Std.	0,177	0,167	0,167	0,167	0,187	0,480	0,167	0,167	0,153	0,104	0,167
D 20											
g. CH ₃ OH/l Kont. u. Stunde											
g. CH ₃ OH/Nm ³											
Ölige Flüssigk. cm ³ i Fl./Std.											
D 20											
g. Öl Nm ³											
Sasol: g/Nm ³											
Σ Ausbeute Öl-Alkohol: g Nm ³											
Sasanalyse:	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.	Ausg. Endg.
CO ₂ Vol %	7.0 8.6	7.1 9.0	7.2 9.4			6.9 8.2	6.8 8.0	6.4 7.7	6.5 8.1	6.1 7.1	6.6 7.7
CO ₂ H ₂ " "	0.1 0.0	0.1 0.0	0.1 0.2			0.1 0.1	0.0 0.2	0.1 0.0	0.1 0.2	0.2 0.1	0.1 0.1
O ₂ " "	0.2 0.0	0.2 0.2	0.2 0.0			0.2 0.2	0.1 0.1	0.1 0.1	0.1 0.1	0.1 0.1	0.0 0.1
CO " "	36.9 35.8	36.4 34.2	36.2 34.7			37.7 37.1	38.0 37.7	38.0 37.0	37.5 37.5	38.3 37.7	37.5 36.5
H ₂ " "	47.7 45.4	48.1 48.1	48.6 46.7			46.6 46.5	46.5 44.2	47.5 47.2	48.0 45.4	47.3 45.8	48.0 47.4
CH ₄ " "	0.2 0.4	0.2 0.5	0.2 0.4			0.2 0.3	0.2 0.8	0.5 0.6	0.6 0.9	0.5 1.0	0.3 0.6
N ₂ " "	7.9 9.8	7.7 8.0	7.5 8.7			8.3 7.0	8.4 9.0	7.4 7.4	7.2 7.8	7.5 8.2	7.5 7.6
C-2	- 1.0	- 1.0	- 1.0			- -	- -	- -	- -	- -	- -
N ₂ Feinbestimmung	7.5 8.4	7.5 7.8	7.0 7.7			7.2 6.7	7.4 8.3	6.8 7.8	6.4 6.8	6.3 7.2	6.5 7.0
CO: H ₂ :	1:1.29 1:1.27	1:1.32 1:1.40	1:1.34 1:1.35			1:1.23 1:1.25	1:1.22 1:1.17	1:1.25 1:1.27	1:1.28 1:1.21	1:1.27 1:1.21	1:1.28 1:1.30
CO-Umsatz	12.5	9.6	13.0			8.7	13.0		6.1	14.1	9.6
CO als CO ₂	8.3	2.2	3.3			4.7	1.4		2.1	5.4	7.2
CO = CH ₄	5.0	1.2	4.7			4.1	8.8		10.1	13.5	1.8
CO-Verfl. grad	86.7	96.6	92.0			91.2	89.8		87.8	81.1	91.0
H ₂ -Umsatz	15.0	37.4	12.6			7.7	15.0		11.0	15.4	8.3
g CH ₃ OH/Nm ³	61.9	48.4	61.7			51.6	70.0		37.4	95.0	56.4
g (CH ₂) _x / "	27.1	15.1	27.0			22.6	21.9		16.4	41.6	24.7
Verbr. Verhältniss CO: H ₂	1:1.44	1:1.94	1:1.29			1:1.19	1:1.59		1:0.23	1:1.35	1:1.11

Handwritten notes:
 20.9.43
 22.9.43
 24.9.43
 27.9.43
 28.9.43
 30.9.43

Versuch: H. 47, Blatt: 3 Sasart: *Mouffingus* Reduktion: Ofen Nr.

Kontakt Nr. P. 4281 Zusammensetzung: 100 Lu 25 Ww 25 Th₂ 50 g_{an} g_{gr}
 Menge: 60 cm³ 9% Schichtlänge: 75 cm Rohr-Ø: 10 mm

Datum	19.8.43	21.8.43	23.8.43	25.8.43	27.8.43	30.8.43	1.9.43	3.9.43	5.9.43	7.9.43	7.9.43											
Betriebsstunden	1050	1098	1146	1194	1242	1314	1362	1410	1458	1506	1506											
Temperatur: °C	306/304	309/310	305/300	305/300	305/300	305/300	305/300	305/300	300	300	300											
Druck atü	46	45	45.5	47	46.5	46	46	46	45	45	45											
Sasuhrstand Endg	7285.0	7514.0	7925.0	8216.0	8555.0	9069	9273	9559	9846	0140	0140											
Ausg. /h	4.2	5.4	9.2	6.6		5.3	4.5	6.7	7.0	18.8	10.3											
Kontraktion %	8.5	12.5	7.5	8.5		7.8	6.7	11.8	14.9	67.5	20.4											
Wässrige Flüssigk. cm ³ i Fl./Std.	0,230	0,209	0,208	0,208	0,209	0,222	0,208	0,208	0,187	0,187	0,177											
D 20																						
g CH ₃ OH/l Kont. u. Stunde																						
g CH ₃ OH/Nm ³																						
Ölige Flüssigk. cm ³ i Fl./Std.		0,0209																				
D 20																						
g. Öl/Nm ³																						
Sasol: g/Nm ³																						
% Ausbeute Öl-Alkohol: g/Nm ³																						
Sasanalyse:	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.	Ausg.	Endg.
CO ₂ Vol %	6.5	8.8	7.2	8.6	6.6	8.3	7.0	8.4	6.7	8.8	7.0	8.8	7.3	9.0	7.0	8.5	6.7	7.8	7.3	7.2	7.3	8.6
CO ₂ H ₂	0.1	0.1	0.0	0.1	0.2	0.1	0.0	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1	0.0	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0
O ₂	0.3	0.1	0.1	0.0	0.1	0.1	0.2	0.0	0.2	0.1	0.2	0.2	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.2	0.2	0.3	0.2	0.1
CO	37.9	36.0	37.1	36.7	38.5	37.0	37.6	36.5	37.1	36.1	36.8	36.5	37.4	35.8	37.1	36.5	37.5	36.4	37.3	32.9	37.3	23.4
H ₂	46.9	45.8	47.7	45.2	45.8	45.1	46.8	45.4	47.5	45.9	46.1	45.2	47.7	46.1	46.9	45.4	47.5	45.8	47.0	35.3	47.0	54.1
CH ₄	0.2	0.5	0.2	0.6	0.2	0.4	0.2	0.6	0.2	0.8	0.4	0.1	0.1	0.9	0.4	0.4	0.2	0.2	0.3	0.3	0.3	4.0
N ₂	8.1	8.7	7.7	8.8	8.6	7.0	8.7	9.4	8.1	8.1	9.4	9.1	7.2	8.0	8.3	9.0	8.0	9.4	7.8	24.0	7.8	9.8
C-2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.0	-	1.0	-
N ₂ Feinbestimmung	7.5	8.2	7.5	-	7.4	8.0	7.5	8.2	7.2	7.0	8.3	9.0	7.0	7.5	7.5	8.5	7.6	-	7.5	-	7.5	-
CO : H ₂	1:1.24	1:1.27	1:1.28	1:1.23	1:1.17	1:1.22	1:1.24	1:1.24			1:1.25	1:1.24	1:1.30	1:1.24	1:1.24	1:1.24	1:1.26	1:1.29	1:1.24	1:1.10	1:1.72	1:2.31
CO-Umsatz	13.2	13.5	11.2	11.2						76.0	10.7	13.2	17.3	71.8	50.1							
CO als CO ₂	32.0	6.0	2.6	1.7						3.9	2.7	9.8	-	-	-							
CO = CH ₄	6.0	6.0	4.6	7.1						1.8	1.7	-	-	-	6.4							
CO - Verfl. grad	62.0	88.0	92.8	91.2						95.3	95.3	90.2	100.0	100.0	93.6							
H ₂ - Umsatz	10.6	17.0	9.0	8.5						78.0	9.8	13.8	17.9	79.5	8.3							
g CH ₃ OH/Nm ³	44.3	63.0	57.0	54.7						38.1	54.5	63.2	93.0	380.0	250.0							
g(CH ₂) _x /°	19.4	27.5	24.9	23.9						16.7	23.8	27.6	40.6	166.6	109.4							
Verbr. Verhältniss CO:H ₂	-	1:1.62	1:0.95	1:0.95						1:0.78	1:1.99	1:1.39	1:1.30	1:1.33	1:2.08							

