

Aktennotiz

Über die Besprechung mit

Verfasser: Dr. Feist/Dr. Schuff

Chemische Werke Essener Steinkohle

Durchdruck an:

Bergkamen am 2. Sept. 1942

Martin
Alberts
Benzingewinnung
BetriebskontrolleAnwesend:Direktor Schwenke (zeitw.)
Dr. Löpmann
Dr. Schuff
Dr. FeistZeichen:Datum:

F/Ore

15.9.1942

Betritt: Besuch der Chemischen Werke Essener Steinkohle

Es werden z.Zt. ca. 70 000 m³/h Sy-Gas mit ca. 85% Nutgasgehalt verarbeitet. Sämtliche 10 Generatoren sind unter Feuer, davon 9,2 durchschnittlich in Betrieb. Die Überholung setzt wieder ein, wenn in etwa 2 Monaten von den im Bau befindlichen 2 Generatoren einer in Betrieb genommen ist. Die Generatorenleistung wird jetzt nicht besonders forciert mit Rücksicht auf die besonderen Verhältnisse der Verschlackungsgefahr. Sie beträgt z.Zt. 7 500 m³/h u. Generator. Nach Inbetriebnahme der neuen Generatoren erwartet man, die Gasleistung auf 8 100 - 8 200 m³/h u. Generator erhöhen zu können, da dann die nötigen Reserven vorhanden sind. Der spez. Koksverbrauch ohne Berücksichtigung der Koks gas-spaltung konnte in den letzten Monaten von 4,4 auf 4,0 Kg verbessert werden.

Zur Besserung des Gesundheitszustandes der Bedienungsleute werden umfassende Maßnahmen getroffen, die eine wirksame Belüftung des Gebäudes durch Ventilatoren gestatten. Dr. Löpmann weist darauf hin, daß er z.Zt. bestrebt ist, für alle Betriebsstelle, die eine Gasgefahr für die Leute aufweisen, wie Gaserzeugung, Gasreinigung, Synthese und Aktivkohle eine vierte Schicht aufzustellen, so daß alle drei Wochen eine Schicht herausgezogen werden kann, die dann mit Arbeiten im Freien, also ohne Gasbelastung, eine Woche beschäftigt wird. Es ist bemerkenswert, daß selbst in einem Werk wie den Chemischen Werken Essener Steinkohle, bei dem aufgrund seines besulichen Zustandes die Gefolgschaft weit geringerer Gasbelastung ausgesetzt ist, diese Maßnahmen ergriffen worden. Es zeigt, daß man versorglich im Interesse des Betriebes für die Gesundheit der Gefolgschaft eintritt.

Bezüglich der Grebreinigung glaubt man nach verschiedenen Versuchen sagen zu können, daß es weniger auf die Art der verwendeten Masse oder die Zusätze ankommt als auf die Einhaltung günstiger Betriebsbedingungen wie Feuchtigkeit und Temperatur des Gases. Versuche mit verschiedenen Massegemischen sind trotzdem noch vorgesehen.

Abweichend von anderen Anlagen führt man heute während des Betriebes ein Umpacken der Masse durch, wobei eine Regeneration an der Luft erfolgt. Diese regenerierte Masse anschließend durch eine Mischmaschine und wird dann zur weiteren Aufbereitung wieder in den Reiniger eingepackt. Es bestehen auch hier Abreitschwierigkeiten für ausgebrauchte Grobreinigungsmasse. Wie Direktor Schwonke mitteilt, fehlen in dem Werk Horst der Ruhrgas AG. nur einige 30 Mann, um dieses auf die doppelte Kapazität ausgearbeitete Werk auszunutzen zu können.

Seit Anfang Juli läuft die Vorreinigung des grob gereinigten Synthesegases in einer Aktivkohleanlage, bestehend aus 5 Adsorbern zu je 15 t Kohle (Desorex). Außer ihrer Hauptaufgabe, der Entfernung der die Feinreinigung sowie die Kontakte schädigenden schwefelhaltigen höher siedenden Kondensate, von denen 700 - 800 l/Tag entsprechend 35 gr/100 m³ mit einem Schwefelgehalt von rund 6 % gewonnen werden, nimmt sie außerdem in größerer Menge niedrigsiedende Schwefelverbindungen wie Schwefelkohlenstoff heraus, so daß gleichzeitig der Gehalt des Gases an organischem Schwefel von 12 - 15 gr auf 8 - 10 gr/100 m³ zurückgeht. Die Beladungszeit eines Adsorbers war mit 75 Stunden vorgesehen. Vor allem aufgrund der Feuchtigkeitsverhältnisse des Gases mußte diese hohe Beladungszeit auf 50 Stunden zurückgenommen werden. Um aber einen wesentlichen Anteil organischen Schwefels zu entfernen, wird zur Zeit die Anlage mit einer Beladungszeit von nur 25 Stunden betrieben.

Nach Löpmanne Ansicht ist diese Art der Kondensat- und Schwefel-Vorreinigung trotz des hohen Kohlenpreises und des erhöhten Dampfverbrauches immer noch billiger als durch erhöhten Einsatz von Feinreinigungsmasse.

Der organische Schwefel nach der Feinreinigung liegt nunmehr laufend um 0,10 gr/100 m³, während er vorher trotz des vorhandenen Nachreinigers nicht unter 0,3 - 0,5 gr/100 m³ zu bringen war. Die Werte vor, zwischen und nach der Feinreinigung betragen 10 bzw. 0,35 - 0,88 und etwa 0,10 gr/100 m³. Höhere Angaben über die Schwefelgehalte im Gas siehe in dem als Anlage 1 beigegebenen Schwefelbestimmungen für den 31.8. - 1.9.1942. Weitere Auswirkungen hinsichtlich Einsparung an Feinreinigungsmasse und längerer Kontaktaufzeit müssen abgewartet werden. Eine Probe der anfallenden Kondensate wurde uns für Versuche überlassen.

Bezüglich des eigentlichen Synthesetriebes ergab sich:

1.) Die bereits in Betrieb befindlichen Erweiterung um 8 Öfen zur Kondensationsanlage hin wird am anderen Ende sowie in der Mitte der Anlage um weitere 20 Öfen ergänzt, so daß dann insgesamt 124 Öfen zur Verfügung stehen. Die Lieferung dieser Öfen beginnt in den nächsten Monaten und ist innerhalb Jahresfrist beendet. Zum Unterschied von den Kammeröfen zeigen die Rohröfen nach Aussage von Herrn Dr. Löpmann alle gewisse Gesandtheiten, so daß an die Verschweißung der Rohre mit den Stirnwänden gedacht wird.

2.) Das Anfahren der Öfen geschieht weiterhin in der bereits bekannten Weise mit Restgas. Nachdem z. Bt. die Anschlussarbeiten beendet sind, die es nunmehr ermöglichen, daß sämtliche Öfen auf Stufe 1 und geschaltet werden können, werden nun alle Kontakte ihre erste Laufzeit von 2 - 3 Monaten ohne jegliche Regenerierung in der zweiten Synthesestufe durchmachen. Alsdann erfolgt nach Absenkung der Temperatur ihre Umschaltung auf die erste Synthesestufe für etwa eine weitere Woche. Die Temperatur beträgt dann max. 194°, die durchgesetzte

Gasmenge insgesamt etwa 2,5 Mill. m³. Hauptsächlich wird die erste Regenerierung durch Extraktion durchgeführt. Diese erste Extraktion erfolgt mit 70 m³ eines leichteren Schwebbenns bei 100°, während bei den weiteren Extraktionen nur noch 60 m³ angewandt werden. Weitere Extraktionen erfolgen in Abständen von etwa 20 Tagen. Von insgesamt 6 Extraktionen werden die 3 ersten ohne, die 3 letzten mit einer anschließenden Wasserstoffbehandlung vorgenommen, die zu einer weiteren Erhöhung der Kontaktlaufzeiten von 5 - 6 Monaten auf über 7 Monaten beigetragen hat. Die Wasserstoffbehandlungen erfolgen bei 200° über 8 Stunden und bei einem Wasserstoff-Kreislauf von 1 400 m³ bei einem Frischwasserstoffzusatz von 200 m³/h. Der Wasserstoff ist 85 %.

Wie bereits aus früheren Ergebnissen von Schwarzheide bekannt, nimmt die Paraffinmenge bei den einzelnen Extraktionen mit fortschreitender Laufzeit des Kontaktes ab und beträgt insgesamt mindestens 10 t. Dieses Kontaktparaffin hat 0,6 % Anteil bis 120° und 5,6 % bis 450°. Es wird z.B. an Beilits geliefert. Als typisches Beispiel dieser Fahrweise seien folgende Zahlen der Blöcke 17 und 20 angeführt:

Block 17

	Retr.-Tage	Temp.	Gasdurchs. Mill. m ³	Kontaktpar.
Stufe II	109	194,0	2,40	
Stufe I	110	185,7		
	115	193,9	2,56	
1. Extr.				11,0
	116	185,7		
	133	193,7	3,05	
2. Extr.				8,8
	134	189,5		
	156	195,9	3,58	
3. Extr.				8,5
	157	190,0		
	173	197,0	4,04	
4. Extr. + H.				5,0
	174	185,0		
	193	197,5	4,56	
5. Extr. + H.				3,5
	194	183,3		
	210	196,5	5,06	
6. Extr. + H.				2,3
	211	192,9		
	223	198,0	5,30	
Schluss-Extraktion				3,2
				<u>42,3</u>

Block 20

Stufe II	87	193,7	2,15
Stufe I	88	180,0	
	95	194,0	
1. Extr.			
	96	180,5	
	119	191,5	2,89
2. Extr.			
	120	182,5	
	143	194,0	3,44
3. Extr. wird z.Zt. durchgeführt			

- A n l a g e I -

H₂S-Bestimmungen

Datum	Zeit	Probestelle	g H ₂ S/ 100 m ³	v.G. %	Ausgef. d.
1.9.42	6.30	Eintr. Grobr.	312,0		Gloger/Kunsem./Bals
		" "	2 158,0	49	"
31.8.- 1.9.	6.30-6.30	Austr. " 3	0,77		"
		" Stufe 1	0,72		"
1.9.42	6.30	Eintr. Grobr.	312,0		"
		" "	8 99,1	68	"
31.8.- 1.9.	6.30-6.30	Austr. " 5	1,18		"
		" Stufe 2	1,22		"
		theor. A.Grobr.	0,98		"
8.30-8.30		E.A.-K.Reinigung	1,01		"
		A. " "	0,00		"
		Mitte 1	0,02		"
		Nach 1	0,01		"
		Mitte 2	0,10		"
		Nach 2	0,12		"
		Mitte 4	0,02		"
		Nach 4	0,00		"
		Austr. Feinr.	0,02		"
		Ges. Austr. Nachr.	0,00		"
		theor. Wert	0,04		"
		Mischgas	0,00		"
6.30-6.30		Konv.v.d.Kühler	0,11		"
		" n.d. "	0,58		"
		Endgas 1	0,33		"
		Endgas 2	0,15		"
		Sy-Gas 1	0,08		"
		" " 2	0,03		"
		Kohlensäure	0,42		"
		Wasserstoff	0,00		"

A n l a g e I

Org.-S.-Bestimmungen

Datum	Zeit	Probesteile	g/100 m ³	%	G.W.G. %	Ausgef.
30.-31.8.		A.A.-K.Reinig.	mißglückt			Dieckhauer
		A. "	10,00	10,05		Dieckh./Günther
		Mitte	1	0,88	91	"
		Nach	1	0,64	95	"
		Mitte	2	0,50	95	100
		Nach	2	0,11	78	"
		Mitte	4	0,35	97	99
		Nach	4	0,20	43	"
		Austr. Feintr.	0,10		98	"
		theor. Wert	0,12		99	"
		Ges. Austr. Nachr.	0,10		99	"
6 - 6		Mischgas	1	0,08	99	"
		"	2	0,16	99	"
		Labor	1	0,12	98	"
		"	2	0,17	99	"
		"	3	0,15	98	"
8.30-8.30		Leckgas	1	13,54	13,10	"
		"	2	13,90	13,85	Günther
		"	3	13,60		"
6 - 6		Labor	1	0,17		"
		Mischgas	1	0,09		"
		"	2	0,15		"

O2-Feinbestimmungen

1.9.1942	6.30	Eintr. Gebf.	0,06			Heermann/Stiegm.
		" Grobr.	0,28			"
		" Feintr.	0,12			"
		Mitte	1	0,08		"
		Nach	1	0,04		"
		Mitte	2	0,03		"
		Nach	2	0,02		"
		Mitte	4	0,12		"
		Nach	4	0,09		"
		Mischgas	0,05			"
		theor. Wert	0,05			"

Anlage II

1.-2.9.42

Gasanalysen Barometerst. 756,0
 Nichtbelegheit A eimerbidur

Zeit	CO ₂ %	OnHm %	O ₂ %	CO %	H ₂ %	CH ₄ %	N ₂ %	H ₂ O %	H ₂ O C-Zs.	H ₂ O Gew.	Ausgef.
Koksgas											
1.00 - 5.00	1,6	2,4	0,1	6,0	59,8	27,6	2,5				Wollbg.
5.00 - 9.00	1,9	1,9	0,1	6,3	60,7	25,5	3,6				Schw.
9.00 - 13.00	2,0	2,0	0,1	6,3	60,4	25,3	3,9				Fischer
13.00 - 17.00	1,6	2,0	0,0	6,2	61,7	25,0	3,5				Heinz.
17.00 - 21.00	1,7	2,2	0,0	6,0	62,1	25,4	2,7				Teichert
21.00 - 1.00	1,8	2,2	0,0	6,5	59,5	26,6	3,4				Weiß
Ø	1,8	2,1	0,1	6,2	60,7	25,9	3,3		0,432		
Restg. 23-23	24,0	0,4	6,0	7,7	11,3	33,0	23,6	1,47	1,07	1,131	19,0 Wollbg.
Geb1. E											
21.00 - 5.00	4,4	0,2	0,1	29,0	57,3	4,6	4,4	1,98			86,3 Fratzke
5.00 - 13.00	4,3	0,2	0,1	29,3	56,6	4,9	4,6	1,93			85,9 Schw.
13.00 - 21.00	4,3	0,2	0,1	29,6	56,6	4,5	4,7	1,92			86,2 Heinz.
Ø	4,3	0,2	0,1	29,3	56,8	4,7	4,6	1,94	0,598		86,1
Geb1. A 22-22	4,0	0,2	0,1	28,9	56,3	4,8	5,7	1,95	0,599		85,2 Teichert
Ønv.G. 20-20	23,1	0,4	0,0	3,3	66,4	3,7	4,1				
H ₂ "	1,4	0,3	0,0	3,3	84,4	4,8	5,8		0,254		Weber
Sy-Gas I											
3.00 - 7.00	4,7	0,2	0,1	28,5	56,5	4,9	5,1	1,98			85,0 Fischer
7.00 - 11.00	4,7	0,3	0,1	28,5	56,4	4,5	5,5	1,98			84,9 Schw.
11.00 - 15.00	4,6	0,2	0,0	28,7	56,4	4,7	5,4	1,97			85,1 Teichert
15.00 - 19.00	4,7	0,2	0,0	28,4	56,5	4,6	5,6	1,99			84,9 "
19.00 - 23.00	4,7	0,3	0,1	28,6	56,0	4,6	5,7	1,96			84,6 Wollbg.
23.00 - 3.00	4,8	0,3	0,0	28,6	56,2	4,6	5,5	1,97			84,8 Klapper
Ø	4,7	0,3	0,1	28,6	56,3	4,7	5,5	1,98	0,607		84,9
Endgas I											
3.00 - 7.00	10,5	1,8	0,0	20,8	38,6	17,3	11,0	1,86	1,28		59,4 Schw.
7.00 - 11.00	11,0	1,7	0,0	20,5	38,3	16,9	11,6	1,89	1,29		58,8 "
11.00 - 15.00	10,8	1,8	0,1	20,9	37,8	16,4	12,2	1,81	1,29		58,7 Teichert
15.00 - 19.00	12,6	2,0	0,0	18,8	32,6	19,5	14,3	1,74	1,30		51,6 "
19.00 - 23.00	11,3	1,7	0,0	21,6	37,2	15,9	12,3	1,72	1,29		58,8 Klapper
23.00 - 3.00	11,1	2,0	0,2	20,7	37,9	16,6	11,5	1,83	1,34		58,6 Wollbg.
Ø	11,2	1,8	0,1	20,5	37,1	17,1	12,2	1,81	1,30		57,6
SyGas II											
3 - 3.00	11,3	1,0	0,0	21,7	37,8	15,5	12,7	1,74	1,09	0,820	59,5 Fratzke
Endgas II											
3.00 - 7.00	23,3	2,0	0,0	6,2	10,9	36,9	20,7	1,76	1,20		17,1 Schw.
7.00 - 11.00	23,5	2,0	0,1	6,0	9,9	36,4	22,0	1,62	1,21		16,0 "
11.00 - 15.00	23,8	2,0	0,1	6,6	10,4	34,6	22,5	1,58	1,23		17,0 Heinz.
15.00 - 19.00	23,5	2,2	0,1	6,4	9,1	35,7	23,0	1,42	1,20		15,5 "
19.00 - 23.00	23,8	2,0	0,0	7,5	10,2	33,4	23,1	1,36	1,20		17,7 Klapper
23.00 - 3.00	23,2	2,0	0,2	6,8	10,0	34,5	23,3	1,47	1,23		16,8 Wollbg.
Ø	23,5	2,0	0,1	6,6	10,1	35,3	22,4	1,54	1,21		16,7
Abw. A.K. 9.00	0,0	0,0	0,0	20,7	0,3	0,4	0,4	78,2			Schw.
" H ₂ "	0,1	0,0	0,0	21,2	0,3	0,5	0,3	77,6			Fischer
" H.K. "	0,3	0,0	0,0	20,5	0,2	0,2	0,3	78,5			Rehf.
Rohgasol 7.00	10,2	28,1	0,0	4,4	8,7	46,1	2,5	3,02			Buschm.
Expans.G. "	23,8	6,2	0,1	11,3	17,4	34,2	7,0	2,19			Schwenk
CO ₂	100,0										Schw.
Sy-Gas I H ₂ :CO = 1,98											I = 56,9
" II " = 1,74											II = 52,3
Idealgas I = 84,9											Gas. " = 80,0 CO ₂
kontr.St. I = 56,9											
II = 59,5											

Kontr. in N₂ I. 55,0
 II. 43,2

Aktennotiz

Mei. Hei
Ne. /

über die Besprechung mit

Chem. Werke Essener Steinkohle

Verfasser:

Dr. Schuff

Durchdruck an:

Martin
Alberts
Hagemann
Weibel
Feist

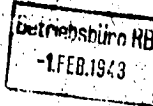
in Bergkamen am 25.1.1943

Anwesend:

die Herren:

Direktor Schwenke Ess. Steink.

Dr. Feist RCh
Dr. Schuff



Zeichen:

Schu Datum:

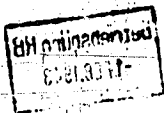
30.1.43

Betrifft:

Gelegentlich eines Besuchs in Bergkamen am 23.1. kam Herr Dir. Schwenke nochmals auf die Kobaltverwertungsanlage zu sprechen. Er glaubt, dass beim Übergang der Syntheseanlage auf die Fahrweise der Chem. Werke Ess. Steinkohle durch Erreichung der hohen Laufzeiten sich infolge des geringeren Kontakteinsetzes allein in den Normaldruckanlagen schon nach Ablauf dieses Jahres eine einmalige Einsparung von 50 t erreichen lasse, einer Menge, die praktisch mit dem zurzeit vorhandenen jährlichen Kobaltverlust übereinstimmt. Hierdurch wäre ein weiteres Jahr gewonnen, die energiereiche Verfolgung dieses Zieles sei daher unbedingt lohnend in Übereinstimmung mit der Unterredung in Holten am 18.1.1943.

In Ergänzung seiner Ausführung gelegentlich dieser Besprechung sagte Herr Dir. Schwenke, dass falls die Syntheseanlage Litzkendorf in größerem Umfang in Betrieb komme und die Synthesegas dort den uns bisher bekannt gewordenen geringen Reinheitsgrad aufweise, man unter allen Umständen vermeiden müsse, dass diese Anlage den Kobaltbestand der Synthesewerke gefährde. Seine Meinung geht dahin, dass Litzkendorf diesen Zustand selbst vorzuziehen habe, da man bei der Art der Gaseiszeit-Braunkohle mit einem entsprechend hohen Gehalt an schwefelhaltigen Kondensaten und Harzbildnern in Synthesegas rechnen musste und daher die erforderlichen Reinigungsanlagen, insbesondere die Vorreinigung mit Aktivkohle hätte treffen müssen. Die übrigen Lizenznehmer müssten daher im Hinblick auf die gebotene Sparbarkeit im Kobaltverbrauch verlangen, dass auch Litzkendorf einwandfreie Reinigungsanlagen besitze. Er meinte sogar, man könne bis zur Erstellung solcher Einrichtungen verlangen, dass eine Braunkohle aus einem anderen Gebiet zur Vergasung eingesetzt werde. Schliesslich sagte H. Dir. Schwenke, dass wenn die Verluste der Katorfabrik Holten höher als die der anderen heute doch nicht ausgenutzt

Katorfabriken seien, dann solle man ernsthaft in Erwägung ziehen, die gesamte Kontaktherstellung an jene Produktionsstellen zu verlegen, die damit verbundenen erhöhten Kosten im Interesse der Kobalteinsparung mit in Kauf nehmen. Seines Erachtens liege dies auch im Interesse der KGH, denn er könne sich vorstellen, dass man dann entsprechende Mängel in aller Ruhe abstellen und evtl. erforderliche zusätzliche Einrichtungen erstellen könne, um die Anlage in Zukunft auf denselben leistungsfähigen Stand zu bringen wie ihn die anderen Katorfabriken aufweisen.



Kühn

Aktennotiz

Über die Besprechung mit
Chemische Werke Essener-Steinkohle

Verfasser: **Feisst**

Durchdruck an:

in **Bergkamen** am **28. Jan 1945**

**Martin
Alberts
Schuff**
Betriebskontrolle
Benzin-Gewinnung

Anwesend:

Essener-Steinkohle:
Dir. Dr. Löpmann

Ruhrochemie:
Dr. Schuff
Dr. Feisst

Me	Sc
Ma	
J	

Zeichen:

F/gst

Datum:

15. Febr. 1945

540

Betrifft: Fahrweise Essener-Steinkohle

Nach Ansicht **Löpmanns** müssen folgende Voraussetzungen erfüllt sein, wenn die Fahrweise dieses Werkes, wie sie im Bericht vom April 1942 1) skizziert ist, zum Erfolg führen soll.

- 1.) Die Ofenbelastung muss herabgesetzt werden
- 2.) Das $\text{CO}+\text{H}_2$ -Verhältnis und die aufgegebenen Gasmengen müssen weitgehend konstant gehalten werden.
- 3.) Die Gaserzeugung und die Synthese müssen von einem Herrn geleitet werden, um ein gutes Zusammenspiel der beiden Anlagen zu erreichen.

Auf unsere Anfrage, ob nicht Stillstände eine besonders schwere Einbusse in der Umsetzung bringen, wurde betont, dass auch in Bergkamen Stillstände vorkommen, ohne dass über den zeitlich bedingten Produktionsausfall hinaus ein Einfluss auf die Synthese feststellbar wäre. Beim Wiederanfahren werden sämtliche Öfen der 1. und 2. Stufe um 40° zurückgenommen. Neus in Betrieb gekommene Blöcke werden wie bei der ersten Anfahrt behandelt. Auch die Feinreinigung wird bei Stillständen, vor allem bei jungen Systemen, unter Temperatursenkung in Betrieb genommen. Während des ganzen Betriebes wird jede Änderung der Gasmenge und des $\text{CO}+\text{H}_2$ -Verhältnisses so wie auch des Aktiven-Gehaltes vermieden. Zur Überwachung des Sy-Gas 1 werden täglich 24 bis 48 Stichproben analysiert und nach ihnen die Zugabe von Koksgas und damit das $\text{CO}+\text{H}_2$ -Verhältnis eingestellt. Das Labor hilft also in weitgehendem Masse zur Einstellung des Synthesegases mit. Die Arbeitsleistung des einzelnen Laboranten ist höher als bei uns, was aus einer Analysensummenstellung, die unserem Betriebslabor zugestellt wurde, deutlich hervorgeht. Ein besonderes Kontroll-Labor überwacht die Genauigkeit der Betriebsanalysen laufend.

Die Röhrbogenöfen haben sich eindeutig als für die Umsetzung schlechter erwiesen im Vergleich zu den Kammernöfen. Rund $1/4$ der Öfen gehen nach der ersten Extraktion in der 1. Stufe durch, d. h. die Kontraktion über Kohlenkure gemessen steigt von 50 - 55 % auf 65 % an.

L ü p m a n n ist bereit, seine Beobachtungen über die Unterschiede der beiden Ofenkonstruktionen, die vor allem in letzter Zeit durch Messung des Wasserumlaufes vervollständigt wurden, auf einer Erfahrungsaustauschsitzung bekanntzugeben.

Für die Entleerung eines Vierer-Blocks vom Beginn der Extraktion bis zum Anfahren werden $3 \frac{1}{3}$ Tag benötigt. Nach Ansicht L ü. hat sich die Anordnung der Syntheseöfen in Vierer-Blocks als Arbeitseinheit ausgezeichnet bewährt. Er bezeichnet heute im Gegensatz zu früher diese Anordnung als sehr guten Vorschlag der Ruhrchemie.

Aufgrund der Betriebserfahrungen glaubt er, dass die Kontakte im letzten $\frac{1}{2}$ Jahr schlechter geworden sind. Dies zeigt sich vor allem in den zwangweise nötigen höheren Temperaturen der 2. Stufe. Durch diese Verschlechterung des Kontaktes sind die Verbesserungen der Synthesequalität, wie sie durch die Inbetriebnahme der Aktiv-Kohle-Reinigung erfolgten, nicht zur Auswirkung gekommen. Die Ausbeute konnte wohl auf 160 g/m^3 Nutzgas gehalten werden und die Lebensdauer des Kontaktes blieb mit 2860 Betriebsstunden ebenfalls eine recht hohe. Es war aber aufgrund der wesentlichen Verbesserungen des Schwefelgehaltes des Synthesegases eine momentane Verbesserung der Ausbeute erwartet worden, die nicht eintrat. Eine Erhöhung der Produktion um etwa 20 t/Tag wurde nach Ansicht L ü. im Monat Oktober gegenüber dem August-Ergebnis durch Zugabe des Hydrierwasserstoffes zur 1. Stufe erreicht, da hierdurch der Gesamtdurchsatz erhöht wurde. Diese Produktionserhöhung ist, wie nachträglich festgestellt, nur teilweise aus den Monatsmittelwerten zu ersehen und hat zu keiner dauernden Erhöhung geführt.

Nach Ansicht L ü. sind Schwankungen des $\text{CO}+\text{H}_2$ -Verhältnisses zwischen 1,92 und 2,1 schädlich. Diese Schwankungen wurden in Bergkanen durch die gute Überwachung und die gleichmässige Fahrweise auf 1,95 bis 2,05 herabgedrückt. Die im Synthesegas angeschalteten Dichteschrauber zeigen neben der Gasanalyse jede Schwankungen ebenfalls momentan an und erleichtern so die Einstellung der Gasszusammensetzung. Die Hereinahme des gewaschenen Konvertgases in das Synthesegas brachte eine Erhöhung des Aktiven-Gehaltes von 0,5 - 1 %, was sich ebenfalls günstig auf die Ausbeute ausgewirkt hat. Der Aktiven-Gehalt liegt s. Zt. bei etwa 84 %. L ü. beabsichtigt, ihn aber dadurch noch zu erhöhen, dass die Spülzeiten am Generator verlängert werden, da er glaubt, dass die Erhöhung des Aktiven-Gehaltes mehr einbringt als der erhöhte Dampf- bzw. Koksverbrauch in der Generatoranlage ausmacht.

Über die Fahrweise der Grobreinigung wurde folgendes in Erfahrung gebracht:

Es kommt nur Luxmasse zum Einsatz. Nach Einschaltung als 3. Kasten läuft die Masse über die 2. zur 1. Schaltung und bleibt so lange an erster Stelle bis die Schwefelaufnahme auf etwa 50 - 60 % abgenommen hat. Das entspricht einer Aufladung von 200 - 300 t. Die Schaltung innerhalb des Kastens ist von Anfang an eine 8-fache. Der hierdurch gegebene hohe Widerstand kann aufgrund der Gebläseanordnung in Kauf genommen werden. Sinkt die Schwefelaufnahme auf unter 50 - 60 % ab, so wird die Masse herausgenommen. Hierzu wird durch Einspritzen von Wasser die Masse gleichmässig befeuchtet und zwar so stark, bis unten am Reinigerkasten Wasser abgelaufen werden kann. Die so befeuchtete Masse lässt sich ohne Selbstentzündung auspacken und gleich anschliessend in einer Schlagkreuzmühle unter Luftzutritt zerkleinern. Hierbei und beim anschliessenden Lagern in der Massegrube tritt eine gleichmässige Durchoxydation ein. Sofort anschliessend wird diese Masse wieder in den glei-

15.2.1943

chen Reiniger eingepackt und dieser wieder an erster Stelle geschaltet. Der Wirkungsgrad beträgt im Anfang dieser 2. Laufzeit über 90 % und fällt dann schneller ab. So gelang es, bei den bisher durchgeführten 3 Versuchen, die Schwefelaufladung auf 50 und mehr % in den ausgebrauchten Massen zu steigern. Auch bei der endgültigen Auspackung der Masse wird zuerst die Befeuchtung durchgeführt, und auch dann wieder die Masse gemahlen. Etwas Schwierigkeiten beim Versand oder bei der Aufarbeitung bei der Ruhrgas AG. durch Selbstentzündung traten nach dieser Behandlungswiese nicht auf. Es ist ferner darauf hinzuweisen, dass die angewandte Schichthöhe 450 mm beträgt. Ein im Ausbau befindlicher Reiniger, der zur ersten Umpacking gelangte, konnte besichtigt werden. Hier trat deutlich die ungleichmäßige Beladung der einzelnen Schichten aufgrund ihrer hohen Schichtdicke und der geringen Auflockerung beim Gebrauch von reiner Luxmasse auf.

In der Feinreinigung hat die Inbetriebnahme der Aktiv-Kohle-Vorreinigung insofern eine Entlastung gebracht, als heute nur noch 2 - 5 g org. Schwefel auf die Feinreinigung gelangen. Hierdurch hat sich natürlich die Laufzeit der einzelnen Reiniger wesentlich erhöht und beträgt augenblicklich 160 - 180 Tage. Ferner konnte die Temperatur der Reinigung weiterhin gesenkt werden. Der Nachreiniger, der eine Laufzeit von ungefähr einem Jahr augenblicklich hat, erniedrigt den Schwefelgehalt gleichbleibend auf 0,1 g/100 m³ und weniger, obwohl durch die Veränderung der Fahrweise seine Temperatur mit etwa 170° niedriger ist als in der ersten Hälfte seiner Fahrzeit.

Ferner ist bemerkenswert, dass die Aktiv-Kohle-Anlage weiterhin ausgebaut wird. Bisher waren in der 1. Stufe 7 Adsorber mit je 15 t Kohle und in der 2. Stufe 4 Adsorber mit je 18 t Kohle vorhanden. Um ohne Störung des normalen Betriebes Reparaturen in der Aktiv-Kohle 2. Stufe durchführen zu können, wird z. Zt. ein 5. Adsorber aufgestellt. Fernerhin hat sich gezeigt, dass ein Auswechseln der Kohle, d. h. ein Ersatz durch neue bzw. regenerierte Kohle eine wesentliche Verbesserung der Gasolgewinnung bringt und selbst dann tragbar ist, wenn, wie in dem vorliegenden Fall, die Garantiender L u r g 1 noch nicht einmal erreicht sind. Die Kohle der 1. Stufe ist schon vollständig ausgewechselt, die der 2. wird z. Zt. ausgewechselt. Ferner wird z. Zt. ein Kühl- und Trockenkreislauf für 45.000 m³ stündlich eingerichtet, der nur für die 2. Stufe in Betrieb genommen wird, um hier eine gute Trocknung und vor allem eine gute Kühlung zu erreichen.

Die seit einiger Zeit beobachtete Neubildung von Schwefelwasserstoff in der Kondensation der 1. und 2. Stufe konnte bis jetzt noch nicht beseitigt werden. Beide Endgase zeigen bei Eintritt in die Aktiv-Kohle einen Schwefelwasserstoffgehalt von 0,6 - 0,8 g/100 m³. Dieser Schwefel tritt über die Aktiv-Kohle in die flüssigen Syntheseprodukte ein, sodass nach der Aktiv-Kohle-Anlage kein Schwefelwasserstoff mehr in Gas nachweisbar ist. Untersuchungen über die Schädigung der Kohle durch Schwefelwasserstoffgehalte sind nicht durchgeführt.

Der Bericht Dr. L. S. vom 17. April 1942 ist als Anlage 1) der Aktennotiz beigelegt, um ihn auf diesem Wege den interessierten Stellen der KW-Betriebe zur Kenntnis zu bringen.



1 Anlage

Ruhrchemie Aktiengesellschaft

Oberhausen-Holtien
Betriebsbüro KW

F/Gst

Oberhausen-Holtien, den 4. Januar 1943
Betrieb: Betriebslabor I

Herrn Direktor A l b r t s !

Betrifft: Vergleichsproben Chemische Werke Essener-Steinkohle

Am 18.12.1942 wurden nochmals gleichzeitig mit dem Treibstoffwerk Rheinpreussen bei den Chemischen Werken Essener-Steinkohle Endgas- und Restgasproben gezogen. Die Ergebnisse der Exakten-Analyse, die als Anlage beigegeben sind, zeigen auch hier wieder, dass die Ausbeuten an flüss. Produkten + Gasol /m³ Nutgas zwischen 160 und 163 g/m³ liegen und dass die Ausbeute an flüss. Produkten zwischen 140 und 143 g/m³ gefunden wird. Die als Anlage 3 beigegebene Restgasanalyse des Treibstoffwerkes Rheinpreussen zeigt eine sehr gute Übereinstimmung mit unseren Ergebnissen. Auch hier wird als spez. Ausbeute an flüss. Produkten + Gasol/m³ 163,4 g/m³ Nutgas gefunden. Auch diese Vergleichsuntersuchungen zeigen erneut, dass an Hand der Exakten-Analyse die spez. Ausbeute mit reproduzierbaren Werten errechnet werden kann, die in guter Übereinstimmung mit der tatsächlichen Produktion stehen.

Weiterhin bemerkenswert ist die weitgehende Gasolgewinnung bei den Chemischen Werken Essener-Steinkohle. Sowohl nach unserer wie auch nach der Analyse des Treibstoffwerkes Rheinpreussen beträgt der C₃-Gehalt des Restgases nur 2,23 g bzw. 1,98 g. Da im Endgas 61,5 g C₃ und C₄ Kohlenwasserstoff festgestellt wurde, liegt der Wirkungsgrad der Aktiv-Kohle zwischen 96 und 98 %. Diese Verbesserung des Wirkungsgrades wurde aber nur durch die Erneuerung der Aktiv-Kohle in sämtlichen Adsorbern der 2. Stufe erreicht. Die gesamte Kohle dieser Stufe wurde durch eine Mischung von neuer Aktiv-Kohle mit regenerierter Kohle im Verhältnis 1 : 1 ersetzt. Dieser Kohlen austausch wurde, wie Dr. L ü p p m a n n mitteilt, vorzeitig, d. h. lange vor Erfüllung der Garantie-Leistung durchgeführt, da durch die Schwefelschädigung die Aktiv-Kohle in ihrem Aufnahmevermögen stark nachgelassen hat.

3 Anlagen

Dd. Schuff
Betriebskontrolle
Benzin-Gewinnung



Anlage 1

Datum:

Tiefemperatur Siedeanalyse

Gas: Erdgas II aus einer Steinkohle v. 1892.42
11³⁰ - 11³⁰

Zusammensetzung in			Umsetzung in %		
	Vol %	g/m ³			
			Kontraktion	72,3	
CO ₂	22,5		CO-Umsatz	91,6	
O ₂			H ₂ "	95,4	
CO	8,34		CO+H ₂ "	94,1	
H ₂	9,02		CO ₂ Neubildung } bezog. auf umgesetzte CO	3,6	
N ₂	26,31			CH ₄ "	9,5
CH ₄	27,75	199,0		C ₂ "	3,5
C ₂ H ₄	0,053	0,69	Ausbeute in g/pro m ³		
C ₂ H ₆	1,595	21,63	Gasole im Sy-Gas	17,0	
C ₃ H ₆	0,380	7,28	" Nutzgas	20,6	
C ₃ H ₈	1,690	34,10	Flüss. Prod im Sy-Gas	116,6	
C ₄ H ₈	0,358	9,28	" Nutzgas	140,9	
C ₄ H ₁₀	0,401	10,64	Flüss. Prod + Gasole i. Sy-Gas	133,6	
C ₅ +Hö	1,605	60,20	" Nutzgas	161,9	
Gasol		61,50			

Tieftemperatur-Siedeanalyse

Bezeichnung des untersuchten Gases und Zeit der Probenahme

1. Restgas nach A.K. II Essener Steinkohle
vom 18.12.1942 11¹⁰-14¹⁰.
2.
3.
4.

Zusammensetzung der Kohlenwasserstoffe in g/m³ Gas

	1	2	3	4
CH ₄	291,90			
C ₂ H ₄	0,79			
C ₂ H ₆	14,20			
C ₃ H ₆	0,25			
C ₃ H ₈	1,98			
C ₄ H ₈	0,0			
C ₄ H ₁₀	0,0			
Gesamt (C ₃ + C ₄)	2,23			
Benzin	0,0			

Handwritten signature

Anlage 3

Datum:

Tiefemperatur Siedeanalyse

Gas: Restgas Essener Steinkohle v. 18.12.42
Werte v. Rheinpreußen 11-14

Zusammensetzung in			Umsetzung in %	
	Vol %	g/m ³	Kontraktion	
CO ₂	22,5		CO-Umsatz	
O ₂			H ₂ "	
CO	9,66		CO+H ₂ "	
H ₂	11,82		CO ₂ Neubildung } bezog. auf umgesetztes CO	
N ₂ - 25,8	25,8			CH ₄ " }
CH ₄	26,83		C ₂ " }	
C ₂ H ₄	0,111		Ausbeute in g/prom ³	
C ₂ H ₆	0,751			
C ₃ H ₆	0,003		Gasole im Sy-Gas	
C ₃ H ₈	0,090		" " Nutzgas	
C ₄ H ₈			Flüss. Prod im Sy-Gas	
C ₄ H ₁₀			" " Nutzgas	
C ₅ +Hö			Flüss. Prod Gasoli. Sy-Gas	
Gasol		2,98	" " " Nutzgas	163,4

Jim

Datum: _____

Tiefenperatur-Wiederanalyse

GWG: Werte von Gießrinne

Zustand des Ernie St. 4.12

Zusammensetzung in			Umsetzung in %		
	Vol. %	g/g	Kontraktion		
	Zuges.	g/g	CO-Umsatz		
CO ₂	22.5	4.7	H ₂ "		
O ₂		1.2	CO+H ₂ "		
CO	4.86	28.1	C ₂ Neubildung } bezog. auf umgesetztes CO		
H ₂	1.82	54.4		CH ₄ "	
N ₂ gem. 25.8	26.0	1.8 g. 1.54		C ₂ "	
CH ₄	28.83	5.5	Ausbeute in g/prom ³		
C ₂ H ₄	0.111		C ₂ H ₆	0.751	
			C ₃ H ₆	0.073	
			C ₃ H ₈	0.090	
			C ₄ H ₆		
			C ₄ H ₁₀		
			C ₅ H ₁₀		
			Flüss. Prod. in Sy-Gas		
			" " Nutzgas		
			Flüss. Prod. in Sy-Gas		
			" " Nutzgas		
			Flüss. Prod. in Sy-Gas		
			" " Nutzgas		
Gesamt:					
Zuflühende Prod. in Gas/Nutzgas			163.4		
Gew. in g. 1.98					

Laufende Nr. 6621

Tieftemperatur-Destillation

Gasart:

Endgas II-Essener Springbrunne vom 18.12.22

Datum: 18.12.22

M. Fein

Orsat-Analyse: eingesetztes Gas, Vol. %

Fraktionen	m m Hg		Temperatur in °C			CO ₂	C _n H _m	C ₂ H ₄	O ₂	CO	H ₂	C _n H _{2n+1}	N ₂	C-Z
	Frak.	Atm.	Gas	Dephlegmator	Kolonne									
1. 10,537 l Inerte	-10	532	19	-170						55	46	111	57	11
2. 1 "														
3. 1 "						22,5						117	11	
4. 1 "						6,7	1,7			6,3	5,5	1,2	0	22
5. 1 "														
6. 4,528 l C ₁	-6			-90					2,4	7,0	1,2	0	0	
7. 1,285 l C ₂	-6			+45				3,0	1,5		1,3	0	0	
8. 1,603 l C ₃	-2						2,1				1,5	0	0	
9. 1,104 l C ₄	-0			-5			4,0				2,6	0	0	

10. 1,101 g C₅ und höhere KWSI in 18,54 gesamt l von O^o 760 m m Hg 1,225 g Benzin pro Nm³ eingesetztes Gas

Umrrechnung auf O^o 760 m m Hg

Fraktionen l	CO ₂	O ₂	CO	H ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆	C ₄ H ₁₀	C ₅ +	Dichte
1. 6,213 l			1,25	1,10	1,30	1,70								
2. 1														
3. 1														
4. 1														
5. 1														
6. 4,072 l			0,53	0,20	0,30	0,50								
7. 0,322 l			1,25				0,10	1,30						
8. 1,306 l								0,5	1,1	1,20				
9. 0,125 l											0,02	0,10		
10. 1,304 l													1,304	
Σ: 14,683 l			1,50	1,20	1,60	2,20	0,10	1,30	1,1	1,20	1,10	0,10	1,304	

Vol. %	22,5	4,34	9,92	16,31	27,9	1,03	1,595	0,387	1,690	1,058	0,40	1,605	
g/Nm ³					7,000	6,65	2,63	7,28	3,40	9,28	10,84	6,820	

Die Gasprobe enthält 40% $\frac{1}{2}$ 110076

6,50 g Gasol / Nm ³ eingesetztes Gas
" " " Synthesegas
" " " Idealgas

Laufende Nr. 113

Tieftemperatur-Destillation

Gasart:

Rostgas nach Essensgas-Analyse vom 28.2.47

Datum:

16.2.47

Orsals-Analyse: eingesetztes Gas, Vol. %

CO ₂	O ₂	CO	H ₂	N ₂	C-Z
11.2	9.6	11.8	5.6	5.7	1.2

Fraktionen	m'm Hg		Temperatur in °C			CO ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	O ₂	CO	H ₂	C _n H _{2n+2}	N ₂	C-Z
	Frak.	Atm.	Gas	Repleg-Factor	Kolonne									
1. Inerte	1.2	734	100	100	100					11.8	5.6	5.7	1.2	
2. "														
3. "														
4. "														
5. "														
6. C ₁	-													
7. C ₂	-													
8. C ₃	-													
9. C ₄	-													

10. g C₁ und höhere KWSI in gesamt / von O₂ 760 m'm Hg = 1.2 g Benzin pro Nm³ eingesetztes Gas

Umrechnung auf Oⁿ 760 m'm Hg

Fraktionen	CO ₂	O ₂	CO	H ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₆	C ₄ H ₁₀	C ₅ +	Dichte
1.			11.8	5.6	5.7	1.2									
2.															
3.															
4.															
5.															
6.															
7.															
8.															
9.															
10.															

Σ:	11.8	9.6	11.8	5.6	5.7	1.2									
Vol. %	11.2	9.2	11.2	5.3	5.4	1.1									
g/Nm ³															

1.2 g Gasol / Nm³ eingesetztes Gas

" " " " Synthesegas

" " " " Idealgas

Handwritten notes and signatures, including "113 To" and "113 To".

O+H₂-Bilanz:

Sy-Gas: _____, Nutzgas: _____

H ₂	N ₂ fein	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	Kontraktion

H₂-Bilanz

CO+H₂-Bilanz

g Gasol pro m³ Endgas: 6.50, Sy-Gas: _____

	CO ₂	CO	CO + H ₂	H ₂	N ₂ fein	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆
Sy-Gas	4.7	28.30	82.80	34.50	6.67	5.2		
Endgas	22.5	8.34		9.02	24.40	27.25		
umgerechnet	6.94	2.28		2.46		7.58		
	12.6	26.02	48.06	52.94		2.38		

	CO-Bilanz		H ₂ -Bilanz	
neuentstandenes CO ₂	15.6		28.6	
" CH ₄	23.8		28.6	
" C ₂	6.0		22.5	
Umsatz	56.62		520.4	
gasförmig	42.0		26.7	
zur Verflüssigung	213.6		444.3	
	135.0		733.3	

% CO-Umsatz	11.0		
% H ₂ -Umsatz	95.5		
% CO + H ₂ -Umsatz	94.3	11.7	
% neuentstandenes CO ₂ bez. a. u. CO	5.5	5.8	
% " CH ₄	9.6	5.8	
% " C ₂	3.5	3.5	

g flüssige Produkte + Gasol pro m ³ Sy-Gas	733.0	733.0
g Gasol	16.8	16.8
g flüssige Produkte	118.2	118.2
g flüssige Produkte + Gasol pro m ³ Nutzgas	163.1	163.1
g Gasol	20.3	20.3
g flüssige Produkte	142.8	142.8

Laufende Nr. 662

Tieftemperatur-Destillation

Casarl:

Essenz 2. Essenz

Datum: 18.12.22

Orsat-Analyse: eingesetztes Gas, Vol. %

CO ₂	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	O ₂	CO	H ₂	C ₁ H ₄	N ₂	C-Z
22.5	1.5			4.3	33.2	26.4	1.1	

Fraktionen	m m Hg		Temperatur in °C			CO ₂	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	O ₂	CO	H ₂	C ₁ H ₄	N ₂	C-Z
	Frak.	Atm.	Gas	Dampf	Kolonne									
1. Inerte	32													
2. "														
3. "						22.5								
4. "						4.3				33.2				
5. "														
6. C ₁									4.3	33.2	26.4			
7. C ₂								3.0						
8. C ₃														
9. C ₄														

10. g C₁ und höhere KWSI in g_{gesamt} / von 760 m m Hg: 1.2 g Benzol pro Nm³ eingesetztes Gas

Umrechnung auf 760 m m Hg

Fraktionen	CO	O	CO ₂	H ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	Dichte
1.														
2.														
3.														
4.														
5.														
6.														
7.														
8.									1.2	13.20				
9.														
10.														

Σ: 1.623

Vol. %	22.5	1.5	4.3	33.2	26.4	1.1								
g/Nm ³														

67.50 g Gasol / Nm³ eingesetztes Gas

" " " " Synthesegas

" " " " Idealgas

Laufende Nr. 113 ✓

Tieftemperatur-Destillation

Gasart:

Essenöl - Essenzöl

Datum:

12.12.1911

Orsat-Analyse: eingesetztes Gas, Vol. %

Fraktionen	m.m Hg		Temperatur in °C			CO ₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	O ₂	CO	H ₂	C ₁ H ₃ + C ₁ H ₄	N ₂	C-Z
	Frak.	Atm.	Gas	Destillier- trichter	Kolonne									
1. Inerte														
2. "														
3. "														
4. "														
5. "														
6. 1 C ₁														
7. 1 C ₂														
8. 1 C ₃														
9. 1 C ₄														

10. g C₁ um höhere KWSt in gesamt / von 0° 760 m m Hg g-Benzin pro Nm³ eingesetztes Gas

Umrechnung auf 0° 760 m m Hg

Fraktionen	CO	O ₂	CO	H	N	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	C ₈ H ₁₈	C ₉ H ₂₀	Dichte
1.															
2.															
3.															
4.															
5.															
6.															
7.															
8.															
9.															
10.															
Σ:															

Vol.-%															
g/Nm ³															

g Gasol / Nm³ eingesetztes Gas

" " Synthesegas

" " Idealgas

Firma

Essener-Steinkohle A.G.
Chemische Werke

z. Hd. v. Herrn Dr. L ö p m a n n

B e r g k a m e n

KW F/Gst

335

19. November 1942

Untersuchung der Kondensate aus Synthesegas
(Unsere Kostenstelle 66.200)

Die uns zur Verfügung gestellte Kondensatprobe wurde in einer Widmerkolonne in 17 Fraktionen nach ihrem Siedeverhalten aufgeteilt. Die einzelnen Fraktionen wurden auf ihren Schwefelgehalt durch Verbrennung im reinen Wasserstoffstrom untersucht. Gleichzeitig wurden die Dichte und Refraktionen festgestellt. Die Daten dieser Untersuchung sind als Anlage dem Brief beigegeben. Aus dieser Untersuchung geht hervor, dass das Kondensat im Synthesegas hauptsächlich aus Benzol bzw. anderen Aromaten besteht. Im Gegensatz zu dem Kondensat im Synthesegas des Werkes B r a b a g - Schwarzheide befindet sich der höchste Schwefelgehalt in den niedrigen Fraktionen unter 60°. Eingehende Untersuchungen vor allem über die Art der vorliegenden Schwefelverbindung wurden nicht durchgeführt. Hierzu sind grössere Mengen des Produktes notwendig. Von Interesse wäre, die Einwirkung der einzelnen Kondensatfraktionen auf die Kontakt-Aktivität zu untersuchen. Sie wurden von uns schon mit einem Kondensat des Werkes B r a b a g - Schwarzheide durchgeführt und dabei festgestellt, dass die in diesem Falle stark schwefelhaltigen Fraktionen von 90 - 120° die grössten Kontaktschädigungen ergeben. Aus Personal-mangel müssen wir aber leider darauf verzichten diese Untersuchung mit Ihrem Kondensat zu wiederholen.

RUHRCHEMIE AKTIENGESELLSCHAFT

Ruhrchemie Aktiengesellschaft
 Oberhausen-Holten
 Betriebsbüro KW
 F/Gat

Oberhausen-Holten, den 19. November 1942
 Betrieb: Benzin-Gewinnung

Kondensat aus Synthesegas der Chemischen Werke Essener-Steinkohl

Fraktion	Siedeverhalten in °C.	Vol. %	Dichte bei 20°C	Refraktion bei 20°C	g S./l
1.	bis 55°	2,58	0,8641	1,4818	-
2.	55 - 60°	1,72	0,8751	1,4963	-
3.	60 - 65	7,18	0,8896	1,4960	37,1
4.	65 - 70	3,50	0,8909	1,5011	59,0
5.	70 - 75	2,96	0,8969	1,5013	81,5
6.	75 - 80	19,78	0,8781	1,5008	51,2
7.	80 - 85	20,07	0,8716	1,5002	14,05
8.	85 - 90	16,60	0,8701	1,4995	7,47
9.	90 - 95	4,16	0,8693	1,4987	7,24
10.	95 - 100	2,40	0,8661	1,4985	8,07
11.	100 - 105	2,24	0,8660	1,4979	8,91
12.	105 - 110	2,12	0,8641	1,4963	10,52
13.	110 - 115	0,92	0,8541	1,4941	} 9,50
14.	115 - 120	0,40	-	1,4928	
15.	120 - 125	0,20	-	1,4909	} 8,43
16.	125 - 130	0,32	-	1,4911	
17.	130 - 135	0,80	-	1,4963	
18.	Rückstand	12,0 G.%			3,25 Gew.%

ppa. St. ||

i. W. Babst

Obh.-Holten, den 18. November 1942

Herrn Dr. F e i s t .

Betrifft: Kondensate im Sy-Gas des Benzinwerkes
Essener Steinkohle.

Die bei der Spaltung von Koksgas entstandenen Kondensate werden im Benzinwerk Essener Steinkohle durch eine hinter die Grobreinigung geschaltete Aktiv-Kohle Anlage entfernt. Die Untersuchung des aus der Aktiv-Kohle abgetriebenen Produktes zeigt folgendes Ergebnis:

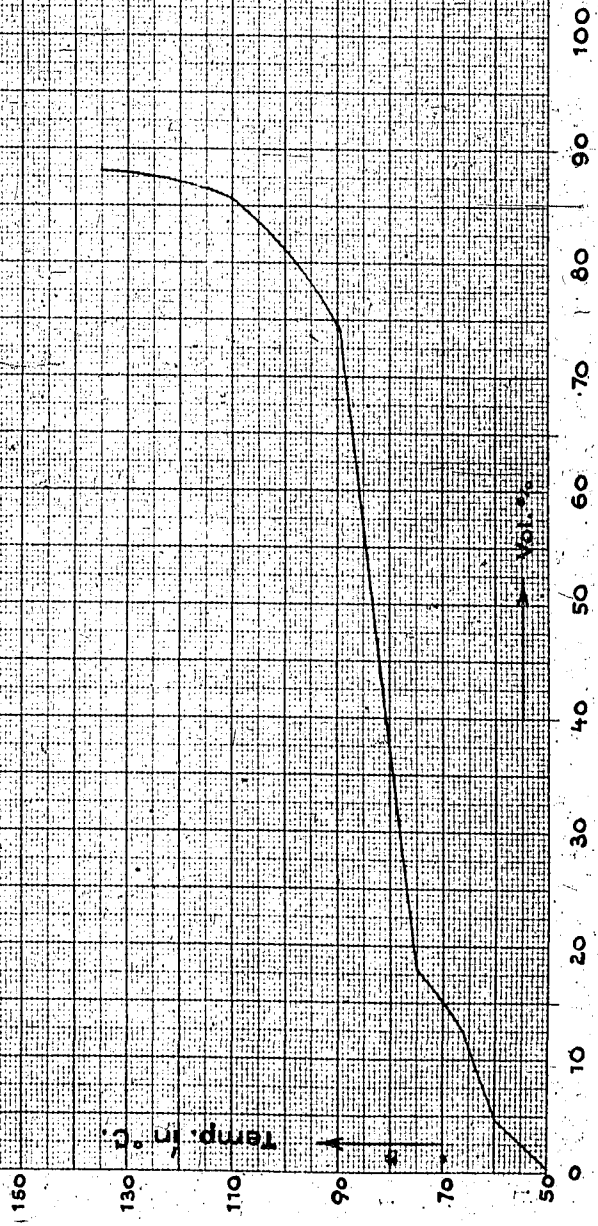
Das Gesamtprodukt, welches mengenmäßig ca. 40-45 cm³ pro 100 m³ Sy-Gas ausmacht, hat ein spezifisches Gewicht von 0,8878, eine Refraktion von 1,5057 und enthält 7,04 Gew.% Schwefel. Durch Destillation in der Widmerkolonne wurden 17 Fraktionen und ein Rückstand erhalten, deren Beschaffenheit in der anliegenden Tabelle zusammengestellt sind. Der Schwefelgehalt der Fraktion bis 60°, welche aus einer Sonderdestillation gewonnen wurde, ergab einen Wert von 18,8 Gew.%. Dieser Wert erscheint deshalb so niedrig, weil die Destillation unter normalen Bedingungen durchgeführt wurde und dabei wahrscheinlich sehr leichtsiedende Produkte, wie Schwefelkohlenstoff, nur zum Teil kondensiert wurden.

Krüger

Kondensat aus Sy-Gas des Benzinwerkes Essener Steinkohle.

Fraktion	Siedeverhalten in °C.	Vol.-%	Dichte bei 20°C	Refrak- tion bei 20°	g S./l
1.	bis 55°	2,58	0,8641	1,4818	--
2.	55 - 60°	1,72	0,8751	1,4963	--
3.	60 - 65	7,18	0,8896	1,4960	37,1
4.	65 - 70	3,50	0,8909	1,5011	59,0
5.	70 - 75	2,96	0,8969	1,5013	81,5
6.	75 - 80	19,78	0,8781	1,5008	51,2
7.	80 - 85	20,07	0,8716	1,5002	14,05
8.	85 - 90	16,60	0,8701	1,4995	7,47
9.	90 - 95	4,16	0,8693	1,4987	7,24
10.	95 - 100	2,40	0,8661	1,4985	8,07
11.	100 - 105	2,24	0,8660	1,4979	8,91
12.	105 - 110	2,12	0,8641	1,4963	10,52
13.	110 - 115	0,92	0,8541	1,4941	} 9,50
14.	115 - 120	0,40	--	1,4928	
15.	120 - 125	0,20	--	1,4909	} 8,43
16.	125 - 130	0,32	--	1,4911	
17.	130 - 135	0,80	--	1,4963	
18.	Rückstand	12,0 G.%			3,25 Gew%
eingesetztes Produkt			0,8878	1,5057	62 -

Siedekurve
des Kondensats aus der A.K. Reinigung
des Sy - Gases
vom Treibstoffwerk Essener Steinkohle.



Obh.-Holten, den 18. November 1942

Herrn Dr. F e i s t .

Betrifft: Kondensate im Sy-Gas des Benzinwerkes
Essener Steinkohle.

Die bei der Spaltung von Kokegas entstandenen Kondensate werden im Benzinwerk Essener Steinkohle durch eine hinter die Grobreinigung geschaltete Aktiv-Kohle-Anlage entfernt. Die Untersuchung des aus der Aktiv-Kohle abgetriebenen Produktes zeigt folgendes Ergebnis:

Das Gesamtprodukt, welches mengenmäßig ca. 40-45 cm³ pro 100 m³ Sy-Gas ausmacht, hat ein spezifisches Gewicht von 0,8878, eine Refraktion von 1,5057 und enthält 7,04 Gew.% Schwefel. Durch Destillation in der Widmerkolonne wurden 17 Fraktionen und ein Rückstand erhalten, deren Beschaffenheit in der anliegenden Tabelle zusammengestellt sind. Der Schwefelgehalt der Fraktion bis 60°, welche aus einer Sonderdestillation gewonnen wurde, ergab einen Wert von 18,8 Gew.%. Dieser Wert erscheint deshalb so niedrig, weil die Destillation unter normalen Bedingungen durchgeführt wurde und dabei wahrscheinlich sehr leichtsiedende Produkte, wie Schwefelkohlenstoff, nur zum Teil kondensiert wurden.

Kruge

Ruhrchemie Aktiengesellschaft

Oberhausen-Holten

Kondensat aus Sy-Gas des Benzinwerkes Essener Steinkohle.

Fraktion	Siedeverhalten in °C.	Vol. %	Dichte bei 20°C	Refrak- tion bei 20°	g S./l
1.	bis 55°	2,58	0,8641	1,4818	--
2.	55 - 60°	1,72	0,8751	1,4963	--
3.	60 - 65	7,18	0,8896	1,4960	37,1
4.	65 - 70	3,50	0,8909	1,5011	59,0
5.	70 - 75	2,96	0,8969	1,5013	81,5
6.	75 - 80	19,78	0,8781	1,5008	51,2
7.	80 - 85	20,07	0,8716	1,5002	14,05
8.	85 - 90	16,60	0,8701	1,4995	7,47
9.	90 - 95	4,16	0,8693	1,4987	7,24
10.	95 - 100	2,40	0,8661	1,4985	8,07
11.	100 - 105	2,24	0,8660	1,4979	8,91
12.	105 - 110	2,12	0,8641	1,4963	10,52
13.	110 - 115	0,92	0,8541	1,4941	} 9,50
14.	115 - 120	0,40	--	1,4928	
15.	120 - 125	0,20	--	1,4909	} 8,43
16.	125 - 130	0,32	--	1,4911	
17.	130 - 135	0,80	--	1,4963	
18.	Rückstand	12,0 Gew%			3,25 Gew%
	eingesetztes Produkt		0,8878	1,5057	62 -

Ruhrchemie* Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten

Kundenrat am 1/2. Jan. des gegenwärtigen Jahres 1914.

g.S. bei ang.
1107 Sec. - Produkte

Fraktion	Siedeverhalten in °C.	Vol.-%	Dichte bei 20°C.	Refrak- tion	g x S. / l	bez. auf % S. der Ges.-Masse	
1.	bis 55°	2,58	0,8641	1,4808	-	-	-
2.	55 - 60°	1,72	0,8751	1,4948	-	-	-
3.	60 - 65°	7,18	0,8896	1,4940	37,1	2,7	3,0
4.	65 - 70°	3,50	0,8909	1,4991	59,0	2,1	2,4
5.	70 - 75°	2,96	0,8969	1,4993	81,5	2,4	2,7
6.	75 - 80°	19,78	0,8781	1,4385	51,2	10,2	11,6
7.	80 - 85°	20,07	0,8716	1,4979	14,05	2,8	3,2
8.	85 - 90°	16,60	0,8701	1,4972	7,47	1,3	1,5
9.	90 - 95°	4,16	0,8693	1,4967	7,24	0,3	0,3
10.	95 - 100°	2,40	0,8661	1,4962	8,07	0,2	2
11.	100 - 105°	2,24	0,8660	1,4956	8,91	10,2	2
12.	105 - 110°	2,12	0,8641	1,4940	10,52	0,2	2
13.	110 - 115°	0,92	0,8541	1,4918	9,50	0,1	1
14.	115 - 120°	0,40	--	1,4905	9,50	< 0,1	2
15.	120 - 125°	0,20	--	1,4884	8,43	< 0,1	1
16.	125 - 130°	0,32	--	1,4886		< 0,1	1
17.	130 - 135°	0,80	--	1,4338		0,1	1
18.	Rückstand	12,0	0,85		3,25 % Gew.	3,9	3,8
eingesetztes Produkt			0,8778	1,4957	7,04 % Gew.	7,0	7,0

Säurezahl
10 mg / g

Fachn. 1. 80° am Siedep. des Wassers 18.2.5

29,6

20° C

1	4 8 8 5	2 30	1.4818
2	4 7 4 8	2 30	1.4963
3	4 7 4 8	2 30	1.4960
4	4 7 9 1	2 34	1.5011
5	4 7 7 3	2 34	1.5013
6	4 9 8 5	2 35	1.5008
7	4 9 2 9	2 36	1.5002
8	4 9 2 3	2 34	1.4995
9	4 9 6 2	2 34	1.4987
10	4 9 6 2	2 34	1.4985
11	4 9 5 6	2 34	1.4979
12	4 9 4 0	2 34	1.4963
13	4 9 0 8	2 34	1.4946
14	4 9 0 5	2 34	1.4928
15	4 8 8 4	2 25	1.4909
16	4 8 8 6	2 25	1.4911
17	4 9 3 8	2 25	1.4963

Grand total 15.8
24.5

1. 5 0 77 20° C
1. 5 0 77 40° C
1. 1 4 1940

- 0,0005

1.5018

rec.

Obh.-Holtzen, den 20. November 1942

Betrifft: Bisherige Untersuchungen über Kondensate im Wassergas
und Synthesegas der Ruhrchemie.

Die Versuche wurden durchgeführt vom 18.11.41 - 11.11.42.

	Angew. Gasmenge	cm ³ /100 m ³	Spez. Gewicht 20°	mg S./g	Refraktion 20°
Wassergas	259 m ³	--	--	--	--
	309 "	0,0	--	--	--
	754 "	--	--	--	--
	1390 "	0,04	--	--	--
Sy-Gas 1 NS	245 m ³	0,80	0,684	--	--
	384 "	0,16	--	--	--
	647 "	0,87	0,667	0,136	1,3812
	1333 "	1,65	0,691	0,130	1,3940
Sy-Gas 1 DS	202 m ³	1,38	0,711	0,973	--
	349 "	0,32	--	--	--
	696 "	Spur.	--	--	--
	1463 "	1,20	0,658	0,169	1,3762

Kru

Bericht über die Arbeitsweise des Benzinerkes
Essener-Steinkohle im November 1940.

Das Fließschema der Anlage ist folgendermassen:

In Wassergasgeneratoren wird aus Koks unter Zusatz von Dampf und Koksgas Synthesegas hergestellt und über Desintegratoren zu einem Gasometer geschickt. Durch diese Schaltung wird infolge einer Druckverminderung die Leistung der Generatoren erhöht. Aus dem Gasometer wird das Gas mit einem Gebläse durch die Grobreinigung gedrückt und hiermit mit einem 2. Gebläse über die Feinreinigung und 2 parallel geschaltete Nachreiniger zur Synthese weiter geleitet. Hinter die Kondensation der 1. Stufe ist eine Aktiv-Kohle geschaltet, aus der das Gas von einem 3. Gebläse abgesaugt und durch die 2. Stufe der Synthese mit ebenfalls nachgeschalteter Aktiv-Kohle zum Restgas-Gasometer gedrückt wird.

Ein Teil des Synthesegases wird hinter der Nachreinigung zur Konvertierung abgesaugt und zur Feineinstellung des CO/H_2 -Verhältnisses benutzt. Ein weiterer Teil geht ebenfalls von dieser Stelle zur Druckkonvertierung. Der hier erzeugte Wasserstoff dient zur Hydrierung der Syntheseböden, nachdem die Kohlensäure in einer Alkalischwäche ausgewaschen ist. Die Kohlensäure wird für Neutralisationszwecke benutzt. Das anfallende Kondensatöl geht über eine Scheidegrube, wird hier wie üblich vom Wasser getrennt und gelangt dann über einen Tank zur Fraktionierung oder zur Crackanlage. Das AK-Benzin geht mit dem Gasolgas auf dem üblichen Wege zur Stabilisierung.

Wassergasanlage.

Die Wassergasanlage besteht aus 10 Koppern-Generatoren, von denen 7 laufend in Betrieb, 1 unter Feuer und 2 in Überholung sind. Die mittlere Leistung eines Generators ist $9000 \text{ m}^3/\text{h}$ Synthesegas. Der eingesetzte Koks hat eine Körnung von 40-90 mm, einen Aschegehalt von 8-10% und 5-7% Wasser (Werte bis 17% kommen vor). Der Koksverbrauch ist $0,46 \text{ kg}/\text{m}^3$ Synthesegas und $4,44 \text{ kg}/\text{kg}$ flüssige Produkte. Der Preis beträgt 17,86 RM/to. Der Koksgasverbrauch

Liegt bei $0,28 \text{ m}^3/\text{m}^3$ Synthesegas und $2,52 \text{ m}^3/\text{kg}$ flüssige Produkte. Der Heizwert des Koks-gases schwankt zwischen $4\ 300$ und $5\ 000 \text{ WE}/\text{m}^3$ und die Dichte zwischen $0,58$ und $0,63$. Die Schwankungen in der Dichte beruhen vor allen Dingen auf unregelmäßigem Fahren in der Kokerei, infolge Fliegeralarm. Der Preis ist $103 \text{ RPF}/4\ 500 \text{ WE}$.

Der in den Abhitze-kesseln erzeugte Dampf hat einen Druck von 22 atü und wird auf 300° überhitzt. Über eine Gegen-druckturbine wird er auf $2,5 \text{ atü}$ (ca. 240°) entspannt, wobei etwa 4000 KW erzeugt werden. Der Dampfverbrauch liegt bei etwa $0,8 - 0,9 \text{ kg}/\text{m}^3$ Wassergas. Der grösste Verschleiss an den Generatoren tritt an den Rosten und der Blocke auf. Die Laufzeit eines Generators beträgt augenblicklich 6 Monate und soll auf 7 Monate gesteigert werden.

Der hinter den Scrubbern noch verbleibende Staub wird durch Desintegratoren ausgewaschen. In Betrieb mit 1 Desintegrator hat das Gebläse vor der Grobreinigung eine Laufzeit von $800 - 900 \text{ h}$, mit zweien eine solche von $1\ 700 \text{ h}$. Nach dieser Zeit war der Läufer sehr stark verkrustet und musste zur Schäuberung ausgebaut werden. Es soll evtl. versucht werden, mit 3 Desintegratoren zu fahren, um die Laufzeit des Gebläses noch weiter heraufzusetzen.

Die Gebläse vor und hinter der Grobreinigung sind Jaeger-Gebläse mit einer Leistung von $75\ 000 \text{ m}^3/\text{h}$, welche in 10 Stufen regelbar sind. Das Gebläse 1 drückt das Sygas mit einem Überdruck von $0,8 \text{ m WS}$ zur Grobreinigung und das Gebläse 2 fördert das Gas mit $2,5 - 3 \text{ m WS}$ weiter.

Grobreinigung.

Die Grobreinigung besteht aus 2×4 Reinigungstürmen, die mit 640 t Reinigungsmasse gefüllt sind. Die Verwendung von Raseneisenerz und Luxmasse im Verhältnis $1:1$ hat bisher die üblichen Schwierigkeiten gezeigt und führte nur zu einer Aufladung von etwa 40% Schwefel. Ein jetzt mit Luxmasse gefüllter Turm, der achtfach geschaltet ist, enthält bereits 42% Schwefel, hat aber trotzdem noch einen Wirkungsgrad von 90% . Der Widerstand hierbei ist etwa 200 mm WS . Bei 16 -facher Schaltung fällt der Wirkungsgrad auf 60% . Es wird deshalb versucht, so lange wie möglich diesen Turm achtfach geschaltet zu lassen.

Die Regenerierung der Reinigungsmasse wurde bisher in jeder Laufzeit einmal vor der Entladung vorgenommen. Trotzdem sie grundsätzlich regeneriert wurde, kam es vor, dass die Masse noch brannte.

Der Sauerstoffgehalt vor der Grobreinigung beträgt 0,35% und wird bis auf 0,2 bis 0,25 % aufgearbeitet. Der Zusatz der Luft erfolgt direkt hinter dem Gebläse 1 und zwar unmittelbar am Druckstutzen des Gebläses, um eine möglichst gute Durchwirbelung zu erzielen.

Feinreinigung.

Durch den Zusatz von Koks gas in den Wassergasgeneratoren befinden sich im Synthesegas aromatische schwefelhaltige Kondensate, welche die Feinreinigung des Synthesegases sehr stark beeinflussen. Da diese Verbindungen in der Feinreinigung nicht zersetzt, sondern zum Teil nur absorbiert werden und den Kontakt verharzen, schlagen sie nach kurzer Zeit bereits durch und bedingen einen sehr hohen Schwefelgehalt vor der Synthese. Die augenblicklichen Schwefelwerte sind vor der Feinreinigung 13 - 18 g/100 m³, hinter dem 1. Turm 2-3 g, hinter dem 2. Turm 0,8 - 1 g und hinter den Nachreiniger 0,5 - 0,8 g. Die Laufzeit des ersten Turmes beträgt 30 Tage bei einem Inhalt von 120 t. Masse und einer Belastung von etwa 30 000 m³/h und Gruppe und einer Endtemperatur von 300° am Eintritt des 1. Turmes. Um ein so schnelles Absinken der Synthese-Kontakte zu vermeiden, wird der 1. Turm bereits nach einer Aufladung von 2 % Schwefel entleert. Es ist vorgesehen, eine Feinreinigung auf A-Kohle-Basis hinter die Nachreinigung einzubauen.

Die Bestimmung der Schwefelgehalte im Synthesegas erfolgt nach der Methode von Keelen und Feisst. Bei der Anwendung der Grimmschen Methode wurden nur 70% des wirklich vorhandenen Schwefels gefunden. Diese Erscheinung steht im Widerspruch zu den Ergebnissen mit Lützkendorf, bei der beide Methoden übereinstimmende Ergebnisse lieferten.

Konvertierung.

Die Konvertierung ist eine Bamag-Anlage, die genau wie die der Ruhrtensin drucklos mit Injektorförderung arbeitet. Ein Sättiger ist nicht vorhanden. Die garantierte Leistung der Anlage beträgt 7 200 m³/h bei einer CO-Aufarbeitung bis 12% oder 6000 m³/h bis 4% CO. Augenblicklich wird sie mit nur 1000 m³/h Sygas beschickt, welches sie bis auf 1 - 2% CO herunterkonvertiert. Der Schwefelwasserstoffgehalt hinter der Anlage beträgt etwa 0,5 g/100 m³, entsprechend dem vor der Anlage im Gas enthaltenen organischen Schwefel. Der Kontakt ist von dem I.G. geliefert und auf 4 Lagen angeordnet. Da er Schwefel enthält,

musste das Synthesegas beim Anfahren bis zum Abklingen der Schwefelwasserstoffabgabe ins Freie abgefrachtet werden.

Wasserstoffanlage.

Die Wasserstoffanlage ist ebenfalls von der Bameg erstellt und arbeitet bei einem Druck von etwa 8 atü. Zur Auswaschung der Kohlensäure wird das konvertierte Gas nicht in einer Druckwasserwäsche gewaschen, sondern in einer Waschkolonne mit Alkalisilauge Typ "M" berieselt. Durch den Waschvorgang, welcher ebenfalls bei einem Druck von 8 atü erfolgt, wird die Kohlensäure bis auf etwa 2% und der restliche Schwefelwasserstoff ausgewaschen. Aus dem Sumpf der Waschkolonne wird die Lauge durch einen Schwimmerregler entspannt und gelangt über Wärmetauscher zu einer Ausgasekolonne. In dieser wird die Lauge durch Zugabe von direktem und indirektem Dampf regeneriert, dann von einer Pumpe abgeaugt und über Wärmetauscher wieder zu dem Wascher gedrückt.

Die Temperaturen im Wascher betragen 50 - 70° und in der Ausgasekolonne 120 - 100°. Der Überdruck in der Ausgasekolonne ist 2 - 2,50 m WS. Die Ausgaseung der Lauge erfolgt bis zu einem Gaswert von 10 g³ CO in 10 cm³ Lauge. Die umgewälzte Laugenmenge soll bei 20 m³/h liegen, sie ist jedoch nur 10 - 12 m³/h, weil die Wärmetauscher infolge Zugabe von Wasserglas und Arsenik zwecks Vermeidung von Korrosionen zum Teil sehr stark verstopft sind.

Der Verbrauch für direkten und indirekten Dampf beträgt je 500 kg/h. Es werden 250 - 300 m³ CO₂/h ausgewaschen, die jedoch noch 5 - 6 g H₂S/100 m³ enthalten. Um zu vermeiden, dass bei Verwendung der Kohlensäure als Schutzgas durch den Schwefelwasserstoff Schädigungen auftreten können, ist vor die Abnahme des Schutzgases ein Luxmassfilter eingeschaltet worden. Dadurch wird der Schwefelwasserstoff bis auf etwa 0,5 g in 100 m³ herausgenommen.

Synthese.

In der Ofenhalle sind 104 Synthesöfen aufgestellt, die alle in vier-er Blocks angeordnet sind. Von den Öfen sind 100 in Betrieb und zwar in der 1. Stufe 64 und in der 2. Stufe 36. Im Mittel sind etwa 2 Öfen dauernd in Hydrierung. Bei einer Gesamtbelastung von 61 - 62 000 m³/h Synthesegas entspricht das also einer mittleren Belastung von etwa 630 m³/h/Ofen, wobei die Öfen der 1. Stufe mit etwa 950 m³/h und die der 2. Stufe mit etwa 850 m³/h belastet sind. Die maximale Belastung der Öfen liegt bei etwa 1000 m³/h.

Die mittlere Laufzeit der Öfen ist 1 600 Stunden, wobei zu berücksichtigen ist, dass die Öfen der 1. Stufe infolge des hohen Gehaltes an verharzenden Stoffen im Synthesegas in ihrer Aktivität viel eher nachlassen als diejenigen der 2. Stufe. Die Öfen der 2. Stufe werden daher wesentlich älter als die der 1. Stufe. Im Maximum erreichen sie in der 1. Stufe ein Alter von 90, in der zweiten ein Alter von 150 Tagen.

Die Entleerung der Öfen wird nicht allein nach dem Alter vorgenommen, sondern richtet sich auch nach der Qualität des Kontaktes. Pro Monat werden 24 - 28 Öfen neu gefüllt. Die Verteilung des neuen Kontaktes auf die Öfen erfolgt nicht genau nach Kenn-Nummern, sondern nach dem vorhandenen Platz. Dabei kommt es vor, dass in einem Ofen sowohl Kontakte verschiedener Körnung (1-2 und 2-3) als auch Kontakte mit Normal- und Rüstgur gemischt werden, Trotzdem ist in der Arbeitsweise der einzelnen Öfen kein Unterschied festzustellen. Ebenso ist aus den Öfen, die nur mit Normalgur und nur mit Rüstgur gefüllt sind, nicht zu ersehen, welcher Gur der Vorzug zu geben ist. Etwa 25 % der Öfen enthalten Rüstgur. Aus Nachforschungen bei der Katorfabrik über einige Rüstgurkontakte, welche sehr gut arbeiten, ergab sich kein klares Bild. Es handelt sich hier um Kontakte von 2-3 mm Körnung, die sowohl Oberhe- als auch AKW-Gur enthalten, ein Kobalt-Kieselgur-Verhältnis von 1,1,5 und 1,1,7 - 1,8 haben und genau so hergestellt sind, wie andere Chargen auch. Das bessere Arbeiten scheint vielmehr daran zu liegen, dass die Kontakte in neue Öfen eingefüllt sind, welche erst die 1. Füllung haben.

Die Wiederbelebung der Kontakte wird vorläufig noch mit Wasserstoff vorgenommen, soll jedoch allmählich auf Zwischenextraktion umgestellt werden. Die Hydrierung erfolgt mit 1000 m³/h Frisch-Wasserstoff + 3000 m³/h Kreislauf-Wasserstoff. Die Dauer beträgt etwa 12 Stunden/Block, wovon 4 Stunden für Anheizen und Abkühlen der Öfen gerechnet werden müssen. Die Temperatur beträgt 200°. Jeder Block wird während seiner Fahrzeit 4 - 5 mal hydriert, jedoch wird die 1. Hydrierung möglichst lange hinausgeschögert. Die Blocks der nördlichen Ofenhalle, die sowohl in 1. als auch in 2. Stufe gefahren werden können. lässt man zum Teil bis zu 90 Tagen ohne Hydrierung in 2. Stufe laufen. Die Temperatursteigerungen betragen im Maximum bei der 1. Reise 192, bei der 2. 196, bei der 3. 198 und bei der 4. 200°. Der Wasserstoff wird vor der Kondensation über einen Druckregler entspannt und fließt auch bei Unterbrechung der Hydrierung dauernd in das Endgas 1.

Die Entleerungsextraktionen werden mit einer Schwebensin-Fraktion bei etwa 90° - 100° und einer Menge von 120 m^3 /Ofen und 5 m^3 in einem besonderen Kreislauf durchgeführt. Das Extraktionsprodukt wird in einer Kolonne und anschliessenden Vakuum bei 180° und 400 mm Hg getrennt. Es fällt dabei ein Paraffin mit einem Erstarrungspunkt von 85° - 90° an, welches bei 450° noch 4% Öl enthält. Nach der Extraktion werden die Öfen bei 200° mit Wasserstoff getrocknet und dann entleert. Die Entleerungskolonne besteht aus einem Meistervertreter, 3 Vorarbeitern und 12 Mann. Für die Entleerung sind Prämien festgesetzt, die bei 5 Blocks 39,— RM, bei 6 Blocks 37 RM und bei 7 Blocks 36,— RM betragen. Der Vorarbeiter bekommt 3,— RM und der Meistervertreter 6,— RM Block mehr. Auf diese Weise erhält jeder Mann im Monat 300,— RM Falls keine für die Entleerung notwendigen Arbeiten zu verrichten sind, arbeiten die Leute im normalen Stundenlohn. Für die Entleerung von 7 Blocks wird eine Zeit von etwa 18 - 21 Tagen benötigt.

Zur Kontrolle der Synthese ist für jeden Block ein Mono-Apparat vorhanden, der nach je einer Stunde auf einen anderen Ofen umgestellt wird. Ferner ist tagsüber ein Mann ausschliesslich mit CO_2 -Analysen beschäftigt. Dieser Mann untersteht dem Vorarbeiter der Synthese und kann von diesem je nachdem, wie es der Betrieb erfordert, eingesetzt werden. Ausserdem sind auf jeder Schicht 2 Ofenfahrer, die keine Analysen "schaukeln", sondern lediglich für die Wartung der Öfen zur Verfügung stehen. Eine Erleichterung entsteht ihnen hierbei noch dadurch, dass die Oberkessel mit durchscheinenden von rückwärts beleuchteten Wasserständen ausgerüstet sind. Um beidnen Mono-Apparaten Fehler durch Temperaturschwankungen ausschalten, sind die grossen Laugebehälter unter dem Mono entfernt und dafür kleiner von etwa 2 Ltr. Inhalt in den Apparat eingebaut worden. Die Temperaturen in der Bürette und in dem Absorptiongefäss sind daher gleich und können keine Volumenveränderung bewirken. Für die Beheizung der Apparate sind elektrische Birnen eingesetzt. An den Gassuführungsleitungen der Monos befinden sich keine Wasserkühler, da nur die von den Pumpen angesaugte Gasmenge aus der Hauptleitung abgenommen und kein Dauerstrom an den Apparaten vorbeigeleitet wird. Von Beginn des Anfahrens an wird durch Variierung der Gas-

menge dafür gesorgt, dass die Kontraktionen der 4 Öfen eines Blockmüglicht den gleichen Wert erreichen. In der Praxis ist es tatsächlich so, dass trotz des stündlichen Umschaltens die CO_2 -Werte fast auf einer Linie liegen.

Die wichtigsten Apparate zur Kontrolle der gesamten Synthese sind je ein Dichte-Schreiber im Synthesegas hinter der Wassergas-Anlage und vor der Ofenhalle und je ein Heizwertschreiber im Kokegas und im Restgas. Bei normaler Fahrweise in der Wassergasanlage sind im CO_2/H_2 -Verhältnis Schwankungen von 0,03 erlaubt (es sind heute grössere Schwankungen infolge Unregelmässigkeiten auf der Kokerei durch Fliegeralarm im wechselnden Stickstoffgehalt des Kokegases bemerkbar.). Alle Schwankungen, die infolge der Wirkungweise des Dichte-Schreibers sofort angezeigt werden, werden in der Synthese durch Veränderung der Ofentemperatur kompensiert. Zeigt ein Steigen der Dichte ein Sinken des CO/H_2 -Verhältnisses an, so werden die Ofentemperaturen gesteigert, im umgekehrten Falle abgesenkt. Die Grössenordnung der Temperaturänderungen ist etwa $1/10 - 1^\circ$ bei einer Dichte-änderung von 0,58 - 0,63.

Die Auswirkung dieser Kompensation wird nun wieder durch Monos bei den einzelnen Öfen und durch den Heizwert-Schreiber im Restgas kontrolliert. Der Methangehalt im Restgas soll 31 - 32% nicht überschreiten. Zeigt der Heizwertschreiber eine zu starke Steigerung an, so sind die Ofentemperaturen zu hoch und müssen gesenkt werden. Angeblich lebt die Synthese vom Temperatursenken.

Die Fahrweise der Synthese ist folgende: Sämtliche Öfen werden mit Zusatz von Restgas angefahren und zwar wird jeder Ofen mit etwa 400 - 500 m^3/h Restgas belastet und in der 1. Stufe soviel Synthesegas 1 und in der 2. Stufe soviel Synthesegas 2 zugesetzt, dass ein Anfahrsgas mit 12% CO_2 entsteht. Sygas 1 enthält 4 - 5% CO_2 , Sygas 2 9%, Restgas 19 - 20% CO_2 . Die Anfahrtemperatur beträgt in der 1. Stufe 150 - 152° und in der 2. Stufe 160 - 163. Sie wird während der Anfahrperiode, die in der 1. Stufe drei Tage und in der 2. Stufe 2 Tage dauert, auf 170° gesteigert. In dieser Zeit wird in mehreren Stappen der Restgassubstanz immer mehr verringert, bis der Ofen nur noch mit Synthesegas belastet ist. Der kritische Augenblick beim völligen Absetzen des Restgases, besonders in der 1. Stufe, wird nicht nur durch Mono-Schreiber, sondern auch durch

dauernde CO_2 -Analysen sorgfältig überwacht. Die CO_2 -Kontraktion wird während des Anfahrens auf 45 - 50% gehalten und wird danach in der 1. Stufe auf 53 - 55 % und in der 2. Stufe ^{auf} 55, - 60% eingestellt. Da die Öfen unter sich im allgemeinen Zustand ziemlich gleichmäßig sind, kann man diese Einstellung durch geringe Änderung der Gasmenge an den 4 Öfen jedes Blockes sehr leicht erreichen. Die einmal eingestellte Gasmenge soll nach Möglichkeit während der ganzen Fahrperiode nicht geändert werden.

Die Aufarbeitung des Synthesegases geht aus Tabelle 1 hervor. Die Tabelle zeigt alle an einem Tag ausgeführten Dauerproben. (In diesem Falle vom 18.-19.11.1940.). Vom Synthesegas vor Gebläse und Ofenhäus und vom Endgas 1 und 2 werden 4-Stunden-Proben gezogen, also 6 pro Tag. Die anderen Dauerproben laufen 8 bzw. 24 Stunden. Das Abziehen der Gasproben erfolgt in normalen 10 Ltr. Tubus-Flaschen, über die ein konstanter Gasstrom geleitet wird und aus denen die Sperrflüssigkeit konstant in eine zweite Flasche abfließt. Für die Kohlendioxidwerte sind keine Korrekturen eingesetzt. Die Kohlenstoffbilanzen aus vorliegenden Analysen ergeben folgende Werte, die in Tabelle 2 angeführt sind. Tabelle 2. Für die Angaben in den Monatsmittelwerten werden diese Zahlen nicht verwendet. Ausserdem ist zu bemerken, dass die Aufarbeitung des Kohlenoxyds normalerweise bis zu etwa 7% erfolgt. Werte von 9 oder 10%, wie sie hier vorliegen, gehören zu Ausnahmen.

Aktiv-Kohle-Anlage.

Die Aktiv-Kohle-Anlage besteht in der 1. Stufe aus 7 Adsorbern mit je 15 t Kohle und in der 2. aus 4 Adsorbern mit je 18 t und ist voll automatisch gesteuert. Der Schaltschritt ist in beiden Stufen 30 Minuten mit einer Inertzeit von 5 Minuten. Ausserdem wird das Gasolgas nach diesen 5 Minuten weitere 3 Minuten ohne Kühlung zum Gasolgasometer getrieben und erst dann auf normale Kondensation geschaltet. Der Wassergehalt der A-Kohle wird so eingestellt, dass er am Schluss der Kühlperiode an der oberen Probestelle 1-2% beträgt. Aus den Temperaturkurven muss ein deutlicher Anstieg bei der Beladung ^{her} vorgehen. Falls dieses durch gleichmäßiges Fahren nicht zu erreichen ist, werden die Trockentemperaturen (max. 130°) am Gasolhitzer für jeden Adsorber besond. eingestellt. Das Ausdampfen erfolgt bis zu einem Benzin-Wasser-Verhältnis von 1:10. Der Dampftrag ^{ist} beträgt 3,6 kg/kg Benzin. Von

Gasolgehalten im Endgas von der A.-Kohle lagen keine Bestimmungen vor. Der Olefingehalt im Restgas ist nach der üblichen Bestimmungsmethode etwa 0,2 %. Bei einer täglichen Gasolgewinnung von etwa 25 t und einer Restgasmenge von 375 000 m³ errechnet sich ein Durchschlag von etwa 5 t Gasol/Tag. Die Ausbeute an Gasol wäre demnach nur 80%, es wird jedoch aufgrund der Fahrweise der Aktiv-Kohle angenommen, dass sie eine Gasolausbeute von 95% erreicht. Der Nachweis zur Bestimmung des Durchschlages mithilfe von Aktiv-Kohle und nach der neuen Untersuchungsmethode soll noch erbracht werden.

Weiterverarbeitung.

Für die Weiterverarbeitung der Synthese stehen eine Carburol-Spalzanlage, eine Fraktionieranlage von Still und eine Stabilisierung von der Lurgi zur Verfügung. Die Spaltanlage wird bei verhältnismäßig tiefer Temperatur gefahren (510°) und dadurch eine sehr schonende Krackung der eingesetzten Produkte bewirkt. Die Anlage liefert, bezogen auf das eingesetzte Produkt, maximal 85% flüssige Produkte und zwar 25 - 30% Dieselöl, 50 - 55% Benzin und 14 - 15% Spaltgas. Im Spaltgas sind 50% Gasol, also von etwa 5 - 6 t/Tag und außerdem 1 t Benzin/Tag. Das Benzin hat im Gemisch mit AK-Benzin eine O.Z. von 60, wobei zu berücksichtigen ist, dass das AK-Benzin allein eine Oktanzahl von 62 aufweist. In der Fraktionierung werden Schwerbenzin, Spindelöl, Leichtöl, Schweröl und Gatsch gewonnen. Der Gatsch, der nach Wittengeliefert wird, enthält unter 320° keine anderen Produkte und besteht bis 450° bis zu 97% aus Gatsch.

Die Stabilisierung liefert ein Benzin mit einem Siedebeginn von 28° und einem Siedende von 165°. Bis 150° gehen 95% über. Es enthält 38 - 40% Olefine. Das Flüssiggasol hat bis 50% Olefine. Die Weiterverarbeitungeverluste werden für die Stabilisierung mit 4 - 7% eingesetzt. Für die Fraktionierung sind sie noch nicht zu erfassen, da die Anlage gerade angefahren wird.

Ausbeuten und Erläuterungen zu Tabelle 3.

Die für die Ausbeuten der Synthese in den Monatsmittelnwerten zugrunde gelegten Werte entstammen folgenden Messungen:

1. Synthesegas (Spalte 14 - 15). Die Messung erfolgt vor dem Eintritt in die Ofenhalle. Der für die Hydrierung verwendete Wasserstoff (etwa 1000 m³) ist nicht darin enthalten.

2. Kondensatöl. Die Messung erfolgt durch Kolbenzähler an der Pumpe hinter der Scheidegrube der direkten Kondensation. (Spalte 1). Wechselvorlagen sind nicht vorhanden. Das Öl wird direkt in den Tank gepumpt, aus dem gleichzeitig zur Weiterverarbeitung abgesaugt wird. Das anfallende Wasser wird täglich berücksichtigt.
3. Benzin. Die Messung erfolgt durch Siemens-Benzinzuhren in der A-Kohle-Anlage, also in unstabiliertem Zustand (Spalte 3).
4. Das Paraffin von den Entleerungsextraktionen wird gewogen (Spalte 7).
5. Gasol. (Spalte 10 - 13). Die wirklich anfallende Gasolmenge, die in der Abfüllstation gewogen wird, geht aus Spalte 12 hervor. Für die Ausbeute wird die Menge aus Spalte 11 eingesetzt. Die Differenz zwischen beiden (Spalte 6) ist die Gasolmenge, die aus dem Rohbenzin beim Stabilisierungsvorgang ausgetrieben wird. Da bei den Monatsmittelwerten unstabiliertes AK-Benzin eingesetzt ist, würden sich, verglichen mit unseren Zahlen, Differenzen ergeben die aus Spalte 15 - 18 hervorgehen. Die Ausbeuten wären demnach nicht 136 bis 137, sondern 123 bis 129 g flüssige Produkte. Ebenfalls würde die Ausbeute an flüssigen Produkten mit Gasol von 152 auf ca. 149 g zurückgehen, wenn man berücksichtigt, dass der Wasserstoff für die Auswertung im Synthesegas nicht mit eingesetzt ist.

Kunze

Tabelle 1

	CO ₂	O ₂	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	H ₂ /C ₁	Litr.-Gew.	Idalgas
Koksas											
21-5	2,6	2,0	0,1	8,9	59,5	24,5	4,2				
5-13	2,2	1,8	0,1	7,9	59,5	25,8	4,2				
11-21	2,0	1,8	0,1	8,0	60,5	24,5	4,5				
L.A.	2,3	1,9	0,1	7,9	59,8	24,5	4,5				
Gehäup 1 Eintritt											
21-1	3,7	0,9	0,1	30,4	57,0	4,4	4,5				
1-5	3,7	0,9	0,1	30,4	58,0	3,7	5,0		1,98		87,4
5-9	3,4	0,9	0,1	30,3	57,4	4,0	5,0		1,97		87,1
9-13	3,5	0,9	0,1	30,3	58,9	4,0	4,5		1,98		87,8
13-17	3,6	0,9	0,1	29,9	58,0	3,7	4,5		1,97		87,8
17-21	3,8	0,9	0,1	30,3	57,7	3,7	4,5		1,94		87,8
L.A.	3,6	0,9	0,1	30,3	57,4	3,9	4,6		1,94		87,8
Gehäup 1 Austr.											
15-15	3,8	0,9	0,2	29,7	58,2	4,3	5,5		1,93	0,980	87,6
Kanarigen											
5-5	25,2	0,0	0,2	88,4	8,4	3,3	5,5		1,88	0,823	85,9
Synas 1											
21-1	4,7	0,0	0,2	28,1	58,3	4,2	5,5				
1-5	4,5	0,0	0,1	29,0	58,8	3,4	5,5		1,98		85,0
5-9	4,0	0,0	0,1	29,0	58,7	4,1	5,7		1,8		85,8
9-13	4,5	0,0	0,2	29,0	58,3	4,1	5,5		1,9		85,8
13-17	4,4	0,0	0,1	28,2	57,8	3,8	5,5		1,4		85,3
17-21	4,3	0,0	0,1	28,1	58,9	3,7	5,5		2,0		85,9
L.A.	4,4	0,0	0,1	28,9	58,9	3,7	5,5		1,99		86,0
Endgas 1											
21-1	9,0	1,4	0,1	22,9	43,8	12,0	10,4	1,36		0,823	85,8
1-5	9,0	1,4	0,0	23,9	42,8	13,6	10,0	1,17			86,7
5-9	9,0	1,4	0,1	22,7	41,5	14,2	10,7	1,17			85,8
9-13	8,7	1,4	0,1	22,6	43,8	12,9	10,9	1,18			86,2
13-17	9,0	1,4	0,0	22,2	44,4	12,8	10,1	1,22			86,4
17-21	8,8	1,4	0,1	22,8	44,3	12,5	10,7	1,22			86,8
L.A.	8,9	1,4	0,1	22,8	44,3	12,5	10,7	1,22			86,8
Synas 2											
5-5	9,1	1,7	0,1	22,7	43,4	13,0	10,2	1,19			87,1
21-1	20,6	1,9	0,1	11,4	18,0	20,7	21,3	1,74	1,88		88,1
1-5	21,0	2,0	0,1	10,1	18,6	20,7	21,3	1,19			87,4
5-9	20,3	1,7	0,1	9,7	18,1	21,7	20,4	1,19			86,4
9-13	21,5	1,8	0,2	9,0	18,9	22,8	20,5	1,19			86,7
13-17	21,0	2,0	0,0	9,4	18,4	21,2	21,0	1,19			86,8
17-21	20,8	2,0	0,0	9,4	18,1	22,9	20,8	1,20			86,8
L.A.	20,8	1,9	0,1	9,7	18,6	21,3	20,6	1,19			86,1
Restgas											
5-5	21,0	0,4	0,1	10,4	18,2	20,1	22,8	1,07		1,871	85,3
Destillation											
5-5	21,6	0,6	0,0	10,5	18,8	20,2	21,3	1,08		1,880	85,3
8-8	21,3	0,3	0,0	10,3	18,9	20,6	21,5	1,09		1,871	85,3
Wasserstoff											
8-8	2,3	0,2	0,2	1,9	88,3	3,8	5,3				
Polgasol											
13,0	27,5	0,2	2,5	3,2	51,1	26,9				0,265	
Freiblaues Rückflüßgas											
35,2	8,0	0,0	0,1	11,5	32,4	5,8					
Topgas											
41,4	12,0	0,1	1,4	0,9	42,4	3,8					
Expansionsgas											
41,5	8,0	0,2	4,3	2,3	40,0	2,5					
CO₂ (Alkali-Anlage)											
88,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0					

Tabelle 2

	2. Stufe	2. Stufe	Gesamt	Aus 1. u. 2. Stufe getrennt berechnet bei einer Kontrak- tion der 1. Stufe, von:
Flüssige Produkte ohne Gasol in g/m ³ Sygas	63,5	76,0	105,8	
" " " " " "	74,6	89,7	124,5	43,7%
" " " " " "	74,7	113,5	124,7	50%
" " " " " "	88,0	134,0	146,7	131,4
" " " " " "				162,4
" " " " " "				177,0

Tabelle 3

Produktionszahlen vom 17.-24. November 1950.

Datum	kg Kondensat		kg M-K-Benzin		t		kg flüssige Produkte		kg Gasol (11-6)	Summe Erzeugung ohne Bitter	Butan	Speies 3 vor Ofenhallo ohne Dichtungsgerätee	Idealgas		g/m ³ Idealgas			
	nach Uhr in der Kondensation	Einheit zur Fraktionierung	nach Uhr in der M-K-Lozge	Einheit nach Uhren in der Fertigung	Paraffin	unstabil	stabil (1-5)	Gasolgas × Dichte × -Druckbenzin					ohne mit Gasol	mit Gasol	ohne mit Gasol	mit Gasol		
17.11.	86 570	105 000	81 200	83 090	2,0	169 770	163 460	32 990	21 070	28 060	-	1 473 500	1 283 000	134,4	171,7	127,2	149,3	
18.11.	85 620	107 800	85 700	72 000	1,0	172 320	167 120	33 990	16 680	21 680	-	1 468 100	1 280 100	135,6	170,0	130,3	147,4	
19.11.	86 510	105 400	84 600	81 400	2,0	173 110	168 010	30 990	20 970	28 070	-	1 464 600	1 280 000	136,5	173,0	128,8	150,2	
20.11.	85 070	92 300	83 970	84 300	2,0	170 170	163 670	34 700	20 680	27 380	1	1 479 900	1 280 000	134,2	170,6	128,9	146,0	
21.11.	81 300	95 200	89 990	84 990	2,0	173 090	167 100	32 430	17 290	23 240	000	1 495 000	1 272 000	136,0	171,2	129,0	146,8	
22.11.	80 290	82 900	92 700	84 700	-	172 990	168 390	30 720	17 840	24 440	420	1 490 000	1 281 000	137,2	171,7	129,7	149,0	
23.11.	76 600	83 200	93 600	82 300	2,0	172 200	165 700	36 800	16 520	23 020	770	1 479 000	1 272 500	139,8	175,3	132,0	152,5	
24.11.	77 380	93 900	90 400	83 600	2,0	172 810	166 280	34 620	15 490	21 990	330	1 485 000	1 284 000	136,7	173,2	129,4	150,6	
		2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
									110									

① wird bezeichnet als Frubgas aus der Synthese

② = 21 600 • 4/100