

2719 — 30/3.04 — :

000653

Data on T.V.P. and

Carbureol Cracking Plants

ArtenvermerkGegenüberstellung des FVP und des
Carburol-Verfahrens für Spaltanlagen.

Für die Verfahren sind folgende wesentlichen Kennzeichen massgebend:

1) FVP (True Vapor Phase - Reine Dampfphase).

Das Ausgangs-Kondensatöl, das aus der Kondensation der Syntheseanlage stammt, wird zwecks Verdampfung in Röhren erhitzt. Die Trennung der Öldämpfe von Flüssigen erfolgt vor der Spaltung. Die Öldämpfe werden hiernach in Röhren auf eine Spalttemperatur von 550 - 600°C erhitzt und treten dann in eine nicht beheizte Reaktionskammer. Vor dem Eintritt in diese Reaktionskammer, die mit etwa 7 atm arbeitet, werden die Öldämpfe mit dem im Kreislauf gefahrenen Spaltgasen gemischt, die ihrerseits getrennt in Röhren unter 12 atm Druck auf 300°C erhitzt worden sind. Hinter der Reaktionskammer findet die übliche Fraktionierung und Druck-Kondensation der Benzine statt. Es besteht die Möglichkeit, den katalytischen Spaltgasen Gasole beizumischen (Gasole der AK-Anlage), um diese mehr oder weniger zu polymerisieren. Der eigentliche Spaltvorgang bei FVP würde dann also auch bereits eine teilweise Polymerisation der Spaltgasole einschliessen, mit anderen Worten:

In der Spaltanlage würde sowohl gecrackt als auch teilweise polymerisiert.

Anmerkung: Der thermische Prozess zur Polymerisation von gasförmigen Kohlenwasserstoffen ist in erster Linie von der Alco Prod. Co. (Gyro) und der H.W. Kellogg Co. entwickelt worden und wird von diesen in zwei Stufen durchgeführt:

- 1) Spalten des Gases, um ungesättigte Kohlenwasserstoffe zu erhalten und
- 2) Polymerisation der ungesättigten Kohlenwasserstoffe bei hohen Temperaturen und Drücken.

Es wäre deshalb auch zu beweisen, ob die von der FVP vorgeschlagene Arbeitsweise die angegebenen 40% auf Gasole bezogene Polymerbenzolanteile haben wird. Die FVP bestätigt, dass keinerlei Verletzungen von Rechten Dritter dadurch eintritt.

*ja. stimmt nicht
 kann der Assistent
 am 28.8. erledigt.*

Im Angebot sind die Apparate, Maschinen und Verbrauchszellen sowie die Heizflöchen zur Ausführung der Polymerisation der Gasolgase aus der Synthese nicht enthalten. G. S. H. muss die Anlage erhalten, wie angeboten, in der Anlage die Synthesegasole in der angegebenen Menge mitzuverarbeiten.

2) Carburat:

Vorschlag I:

Das Ausgangsöl wird in Röhren auf die günstigste Spalttemperatur erhitzt. Diese Spalttemperatur wird in der Gemischphase während 30 - 60 Sekunden Dauer aufrecht erhalten, bei Drücken bis 80 atü und hohen Strömungsgeschwindigkeiten der spaltenden Öle in den Heizröhren. Die Spaltreaktion dieser ersten Spaltzone wird unterbrechen, wenn der Zustand erreicht ist, in dem der wasserstoffarme Anteil der Spaltprodukte noch koksfrei ist. Die Unterbrechung erfolgt durch Druckentspannung bei gleichzeitiger Temperatursenkung durch Zugabe von Kühlmitteln (z. B. Schwerbenzin oder Gasolgase bzw. Schwerbenzin und Gasolgase). Hiernach werden die Produkte in einen Hochdruck-Abscheider, der gewöhnlich unter 12 atü steht, eingeleitet. Hieran erfolgt die Trennung der Gase und Dämpfe von Flüssigen.

a) Rückkehr der flüssigen, hoch spaltbaren Anteile (nach Abscheidung der koksartigen Rückstandsöl-Produkte) in die erste Zone der Gemischphase-Spaltung, die nur die Aufgabe hat, bei vorgegebenen Temperaturen die nichtbenzinartigen Kohlenwasserstoffe in Benzine umzuwandeln ohne Rücksicht auf die Oktanzahlen, wo Koksbildung und starke Gasolspaltungen in der flüssigen oder Gemischphase zu vermeiden.

b) Weiterleiten der Benzindämpfe gemischt mit den Spaltgasen und den als Kühlmittel angegebenen (Gasol- und) Schwerbenzin-Kohlenwasserstoffen in eine zweite Spaltzone, wo nun in der Dampfphase bei 3 - 10 atü und Temperaturen von 530 - 550°C reformiert und auf Oktanzahl-Erhöhung gearbeitet wird.

Die Produkte der zweiten Spaltzone und des flüssigen Anteiles der ersten Spaltzone werden gemeinsam in einen Niederdruck-Schwerölabscheider entspannt und in üblicher Weise in einer Niederdruck-Kolonne mit anschließender Kondensation der Schwer- und Leichtbenzine in ihre Fraktionen getrennt. Vor Eintritt in den Schweröl-

Abscheider werden die Spaltprodukte mit einem flüssigen Kühlmittel (z.B. Kreislauf-Rücklauföl) auf Temperaturen unterhalb der Spalttemperatur abgekühlt.

Vorschlag 2 :

Gegenüber dem Vorschlag 1 werden gewisse veränderte Massnahmen angewendet. Das Spaltbenzin wird in der Spaltanlage in zwei Fraktionen gewonnen und zwar : Schwer-Spaltbenzin und Leicht-Spaltbenzin.

Das Schwer-Spaltbenzin, welches bereits einen hinreichend niedrigen Dampfdruck besitzen dürfte, wird nicht stabilisiert, sondern gleich mit Schwefelsäure und Natronlauge raffiniert und anschliessend redestilliert.

Das Leicht-Spaltbenzin, welches zwar einen hohen Dampfdruck hat aber nicht raffiniert zu werden braucht, wird mit dem AK-Benzin vermischt und einer gemeinsamen Stabilisieranlage zugeführt. In dieser werden letztere Benzine stabilisiert, während gleichzeitig die Gasolgas aus der AK-Anlage gemeinsam mit den Spaltgasen komprimiert und ebenfalls in der Stabilisieranlage verarbeitet werden.

Der Vorschlag 2 stellt eine Vereinfachung dar, da die Gesamtanlage für die Verarbeitung der flüssigen und gasförmigen Syntheseprodukte nur besteht aus

Spaltanlage,

Raffination des Schwer-Spaltbenzins,

Redestillation " " "

Stabilisation des Leicht-Spaltbenzins und AK-Benzins mit Gaskompression für Gasol und Spaltgas

Langgewinnsuche für Leicht-Spaltbenzin und AK-Benzin

Das fertige Leicht-Spaltbenzin und AK-Benzin wird dann mit dem fertigen Schwer-Spaltbenzin vermischt.

Es wäre nur noch durch Versuche nachzuweisen, ob die Annahme, da Leicht-Spaltbenzin nicht mit Schwefelsäure zu behandeln, zutrifft.

Die Anlage 1 zeigt eine Gegenüberstellung der Versuchs-Ergebnisse des TYP- und des Carburol-Verfahrens, die Anlage 2 eine Tabelle der Versuchs-Ergebnisse mit TYP in Texas City im September 1935. In Anlage 3 sind die voraussichtlichen Benzinausbeuten verschiedener Spaltverfahren gegenübergestellt, wobei erwähnt werden muss, dass die Werte, die für TYP und Carburol angegeben sind, als Basis

werte betrachtet werden können.

Für die neu projektierten Spaltanlagen ist nur das FVP- oder das Carburol-Verfahren in Betracht gezogen.

Als Vergleichsgrundlage wurde eine Spaltanlage für einen Durchsatz von 100 t je Tag gewählt. Es sind für diese Verhältnisse Angebote von der GHH am 5.2.37, von Still am 1.3.37 und vom 7.5.37 und von Wilke am 24.3.37 und 7.5.37 eingegangen. In Anlage 4 werden die Spaltanlagen der Angebote gegenübergestellt, um sich über den Leistungsumfang klar zu werden. Im einzelnen ist dazu zu bemerken, dass bei der Spaltanlage der GHH und Wilke auch die Eisenkonstruktion für das Pumpenhaus eingeschlossen ist, während bei Still lediglich die Apparate-Gerüste ohne Eisenkonstruktion für ein Pumpenhaus enthalten sind. Die GHH hat nur jeweils eine Dampfmaschine ohne Reserve angeboten, wofür sie auch volle Gewähr für den einwandfreien Betrieb für die garantierte Jahresleistung übernehmen würde. Es dürfte sich empfehlen, für die wichtigen Pumpen doch Reserven vorzusehen. Die Firmen Wilke und Still haben jeweils Reservepumpen vorgesehen. Bei Still sind für den Spaltofen Umkehrstücke aus Chrom-Nickel-Stahl vorgesehen, während bei GHH nur "unlegierter Elektrostahl" genannt ist. Bei GHH und Wilke ist ein Blechschürstein für die Spaltöfen einkalkuliert, der bei Still fehlt.

Da für die Weiterverarbeitung der Produkte hinter der Spaltung verschiedene Verfahren in Anwendung kommen, ist eine Gegenüberstellung der Weiterverarbeitung in dem Masse nicht möglich, wie dies bei der Spaltanlage geschehen kann.

Bei GHH erfolgt die Stabilisierung des Spaltbenzins gleichzeitig mit dem AK-Benzin, während Still und Wilke andere arbeiten. Dergleichen gilt für die Raffination und Redestillation der Benzine, wobei GHH ein Raffinationsverfahren anwendet, bei welchem Raffination und Redestillation eine Einheit bilden. Still und Wilke bieten die Raffination und Redestillation als gesonderte Anlagenteile an.

Über die Frage der Polymerisation hinsichtlich der Zunahme an Gesamtausbeute durch Gewinnung weiterer Benzinnengen aus den Spalt- und AK-Massen kann im Augenblick noch nichts gesagt werden, da irgendwelche festen Werte hierfür nicht vorliegen. Die Angaben der GHH

beruhen auf Annahmen, die sich auf Versuche mit Erdöl stützen. Mit den Anlagen von Wilke und Still müssten getrennte Polymerisationsanlagen angegliedert werden, die voraussichtlich nach einem katalytischen Verfahren arbeiten, für das ebenfalls konkrete Werte noch nicht vorliegen. Die bis jetzt gewonnenen Versuchsergebnisse weisen allerdings recht günstige Werte auf, können aber vorläufig nicht als endgültig in Betracht gezogen werden.

Da neben der Renteausbeute auch die Verbrauchszahlen und die Betriebsmittelkosten eine Rolle spielen, wurden diese in Anlage 5 und 6 festgelegt. Wo Annahmen gemacht werden mussten bzw. wo eine genaue Gegenüberstellung der Angebote von GHE, Still und Wilke nicht möglich ist, wird ausführlich durch Fußnoten darauf hingewiesen.

In einer letzten Anlage (Nr. 7) befindet sich noch eine kurze Zusammenstellung der voraussichtlichen Zusatzkosten die bei den verschiedenen Angeboten noch hinzukommen, bis zum Eintritt in die Polymerisation. Zu den dort genannten Gesamtpreisen käme also noch der Preis für die Polymerisationsanlage hinzu und die Betriebsmittel würden durch diese Anlage noch eine Erhöhung erfahren.

Zusatzkosten

GHE

15.000,-	Verlagen
5.000,-	Pumpen
10.000,-	Bohrleistungen
80.000,-	Saurekondensator mit dem
110.000,-	

Stall und Wilke

250.000,- Polymerisation nach Kontaktverfahren.
Anfall von 6 Gew. % Kondensat und Flüssiggas
und 15 Gew. % Reingas (O₂ und C₂ Kohlenwasser-
stoffe)

Katalytische Polymerisationsanlage nach einem Verfahren der
I.G. Ansbau ca 80 - 90% auf Ungeküllte. Es verbleiben
hierbei die geüllten Sacole als Rest. Sollte für diese Sacole
kein Markt vorhanden sein oder sollte man nur Propan als einzigen
Nährstoff verwenden kann, so kann man Propan mit Wasserstoff
in der Dampfgemischphase des Krackens chemisch ver-
arbeiten. Hierfür ist erdunehmen, dass etwa 10% der geüllten
von Sacole hergestellt werden die Behandlung von Wasser allein
hat gewisse Vorteile, weil aus der thermischen Analyse die
C₂ Abgabe steigt und deshalb die Bildung einer kleinen Menge
Verunreinigungen als aus Propan anfallt

Abgabe

	Vorschlag I	Vorschlag II	
1.484.070,-	1.435.060,-	1.521.500,-	1.285.820,-
+ 110.000,-	+ 250.000,-	+ 250.000,-	+ 250.000,-
1.594.070,-	1.685.060,-	1.771.500,-	1.535.820,-

000660

- 2

Preisszusammenstellung:

	G E R	S t e i l		W e i t e
		Vorschlag I	Vorschlag II	
1) Spaltanlage	775 000 814.000,-	868.000,-	1.004.000,-	100.570
Lizenz u. Steuer	310 000 350.070,-			325.500,-
2) Stabilisierungsanlage	140.000,-	270.500,-	305.000,-	237.220,-
Raffinationsanlage	140.000,-	104.500,-	55.000,-	21.447
u. Redestillation	190.000,-	182.000,-	109.500,-	144.230,-
	1.484.070,-	1.436.000,-	1.322.500,-	463.400
Wasserkosten	110.000,-	250.000,-	250.000,-	250.000,-
Grundpreis	EM 1.594.070,-	1.686.000,-	1.572.500,-	1.543.000

Handwritten notes:
 ...
 ...
 ...

Stallman

775 000
 310 000
 145 900
 133 400

 1.394.300
 110

 1.504.400

54950
 91000

 1.300 000

000661

Umlauf, d. d. 11. März 1937
 16/11/37/8.

Anlage A

Bestand der Vermögensgegenstände

Verfahren	Bestand der Vermögensgegenstände		Bilanzpositionen des Bilanzjahres		Klassifizierung	Anmerkungen
	mit	ohne	an der Bilanz	an der Bilanz		
1937	72	35	66	130	75	Anlage in Grundvermögen der Mitarbeiter
Garbholz	71	3	67	100	70	Anlage in Grundvermögen der Mitarbeiter

000662

Anlage 2

Versuchsreihe in Texas City im September 1936
mit flüssiger Fischer-Spindelöl

Versuchsbedingungen	Eigenschaften (Ausbeute)			Eigenschaften des unstablen Rohbenzins												
	Vol. Rückstand	Gas + Verlust	Spez. Gewicht	Stoßpunkt	Stoßpunkt	Stoßpunkt	Stoßpunkt	Stoßpunkt	Stoßpunkt							
1	5,7	10,7	1,6	6,8	14,1	11,5	48	1,038	34	32	119	190	205	0,2	6,2	5
2	5,2	10,6	1,5	6,5	13,6	11,5	50	0,725	32	57	109		162	1,4	13,8	6,72
3	11,1	22,5	2,1	2,1	25,0	20,2	67	0,711	34	54	104	180	196	2,2	15,2	7,72
4	10,2	22,0	2,4	1,2	32,1	31,0	71	0,716	37	50	98	140	193	2,2	21,6	7
5	12,6	23,6	2,1	1,2	34,1	31,6	63	0,722	35	58	107	165	158	2,4	18,9	5
6	12,8	23,5	2,2	1,7	29,1	26,8	66	0,717	31	57,0	112,1	183,2	197	0,4	13,4	6,72

nach unseiner Angabe

Beim Versuch 5 wurde die übliche Anflammebeobachtung für Versuche durch Rückführung von Druckabgasen oder Rückführung zu vermeiden.
Versuch 6 wurde schließlich abgebrochen, da der wegen Druckanstieg und Überhitzung einsetzender Flammvorgang.

Ruhland, den 16. März 1937
Ru/FE/Wg./Ms.

Vermutliche Benzinausbeuten verschiedener Spaltverfahren aus den gesamten flüssigen Fischer - Primärprodukten mit und ohne Polymerisation der Spaltgasole und der Synthesegasole

Spalt - Verfahren	Spaltbenzin + A.K.-Benzin Gew. %	Spaltbenzin + Polymerbenzin aus Spaltgasol + A.K.-Benzin Gew. %	Spaltbenzin + Polymerbenzin aus Spaltgasol und Sy - Benzin Gew. %	Verfahren der Polymerisation	Anmerkungen:
F V P	43,9 + 40,9 84,8	82,9 (Mot. Okt. 2. 62)	89 (Mot. Okt. 2. 63)	Im Gasüberhitzer der Spaltanlage	Nach Angaben der GHH werden bei der thermischen Polymerisation praktisch nur die ungesättigten Kohlenwasserstoffe in Benzin verwendet, die gesättigten sollen sich nahezu im vollen Umfang unverändert wieder in den abziehenden Spaltgasen befinden.
Carburol	43,9 + 40,1 84 (Research Okt. 2. 65)	86 (Mot. Okt. 2. 62)	89 (Mot. Okt. 2. 63)	In getrennter Polymerisationsanlage mit Katalyse zur Polymerisation der ungesättigten Gasole	Nach Polymerisation der ungesättigten Gasole verbleiben noch die gesättigten Gasole.
Labbe	15 (Mot. Okt. 2. 64)	82 (Mot. Okt. 2. 65)	84 (Mot. Okt. 2. 67)	In getrennter Polymerisationsanlage mit Katalyse zur Polymerisation der ungesättigten Gasole	Bei den Versuchen der G. S. P. Co. ist am Koks gearbeitet worden. (Reaktionsfahigkeit)
Agro		82 (Mot. Okt. 2. 67)	82 (Mot. Okt. 2. 67)	getrennter Polymerisation nach chemischen Verfahren der Alco	Die Crackversuche bei der Alco sind wegen sehr hohen Gasausbeuten und gleichzeitigen Koks (12%) nicht gelungen. Alco schlägt deshalb Crackanlage nur im Zusammenhang mit Polymerisation vor.

Die in der 3. Spalte angegebenen Werte für Spaltbenzin + A.K.-Benzin + Polymerbenzin aus Spaltgasol und Synthesegasol sind sowohl beim TVP- als auch beim Carburol-Verfahren nicht als Garantierwerte, sondern als vermutlich erreichbare Zahlen zu sehen.

M.O.	R.O.	A	Spez. Gew.
62	66	73% ^g	0,720 - 0,730
63		72% ^g	
66	72	70% ^g	

AK

59-60 64-65

< 0,01% CO
< 0,01% CO₂
0,00 O₂
< 3g (m³ ltr)

CO₂ wandelt sich vollst. in 15% Sulfidgas um, wobei 35% für die andere mit 5 ab.

0,67 - 0,68

Spaltanlage von table

Elektrikangehörige

G E Z

S V A I I

Vorschlag 1

Vorschlag 2

S V A I E

Bezeichnung

2 Stück
System Alcorn
1 einzelener Schornstein
aus Blech
1 Luftwärmer

1 Stück 300 m²
System Carburol

1 Stück 300 m²
System Carburol

2 Stück 230 m²
System Carburol
1 Hiedhochornstein

1 Luftventilator

2 Luftventilator
2 Rauchgasventilator
Niedertemperatur aus
unlegierten Elektrostaht
Oxy-Mo-Stahl

1 Luftvorwärmer
2 Luftventilator
2 Rauchgasventilator

1 Luftvorwärmer
2 Luftventilator
2 Rauchgasventilator
Elektrikgehäuse aus
Oxy-Mo-Stahl (7)

Reichste Ausmauerung
System Spula von
Clarence Baker

Feuerfeste Ausmauerung
System Spula von
Clarence Baker

Feuerfeste Ausmauerung
System Spula
von Clarence Baker

Reichste Ausmauerung
System Spula von
Clarence Baker

1 Reaktionskammer
2000 Ø x 23.000 mm

1 Abscheider
Größe unbekannt

Größe

1 Abscheider
1500 x 3000 mm

1 Verdampfer
200 Ø x 4500 mm

1 Niederdruckverdampfer
mit Verteilerteller
Größe unbekannt

1 Verdampfer
1500 x 3000 mm

1 Scrubber
1000 Ø x 7000 mm

1 Rückflussesamler Größe unbekannt
1 Schwefelwasserstoffsamler

1 Rückflussesamler
1500 x 3000 mm

Apparate

000665

2

S 1 1 1 1

II

1. Produktleistung
 1700 x 1500 mm
 1. Produktleistung
 1700 x 2500 mm

2. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm
 3. Rollen
 1700 x 1500 mm

3. Kondensator (für Umwälze)
 Größe unbekannt
 1. Kondensator
 1700 x 1500 mm
 2. Kondensator
 1700 x 1500 mm

4. Kondensator
 Größe unbekannt
 1. Kondensator
 1700 x 1500 mm
 2. Kondensator
 1700 x 1500 mm

5. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

6. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

7. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

8. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

9. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

10. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

11. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

12. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

13. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

14. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

15. Rollen
 1. Rollen
 1700 x 1500 mm
 2. Rollen
 1700 x 1500 mm

000666

9 K X

3 1 1 1 1

W I I K

2 Krollen
 1 Krollen / 5/5 2
 1 Dampf / 3 2
 2 Dampf / 3 2
 1 x Krollen / 23 2
 1 Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x Krollen / 23/2 2
 1 Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x Krollen / 23/2 2
 1 Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x Krollen / 23/2 2
 1 Dampf / 3 2

1. General, Leistung ?
 2 Schworbenstein
 1 x el. Krollen / 1 7 23 30 2
 1 x Dampf / Krollen 30 2
 2 Überlauf
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2

2 Krollen
 1 x Dampf / Krollen
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2

2 Krollen
 1 x Dampf / Krollen
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2
 2 Krollen
 1 x el. Krollen / 2 2 3 2 2
 1 x Dampf / 3 2

Verbrauchszahlen - Geschleisswasser

	S V 2 1 1		Vorschl. 3	
	G H M	Vorschl. 1		Vorschl. 2
<u>I. Spaltenanlage</u>				
Reiniges Kühlw.	$9,45 \times 10^6$	$4,84 \times 10^6$	$4,84 \times 10^6$	$4,85 \times 10^6$
Frischwasser m ³ /h	25 (15°)	16 (15°)	16 (15°)	
Rückkühlwasser m ³ /h	250 (25°)	170 (25°)	170 (25°)	107 (25°)
Strom kWh	301	160	160	32

Menge	<u>II. Stabilisierung</u>			
	157 tate einschl. Kompr. der Gase	72 tate einschl. Kompr. der Gase und AK-Stabili- sierung	100 tate einschl. Kompr. der Gase und AK-Stabili- sierung	100 tate einschl. Kompr. Säulgas + AK-Gase
Frischwasser m ³ /h	32 (15°)	19 (15°)	25 (15°)	
Rückkühlwasser m ³ /h		19 (25°)	45 (25°)	31
Dampf 10 at/2,5 at/1/2				
" 12 at 1/2	1,0	1,0		
" 18 at/300°		2,5	2,5	1,0
Strom kWh	127	237	250	

Menge	<u>III. Refillierung und Inertisierung</u>			
	157 tate	72 tate	40 tate	15 tate
Reiniges Kühlw.		$0,47 \times 10^6$	$0,53 \times 10^6$	$0,18 \times 10^6$
Frischwasser m ³ /h	14 (15°)	11 (15°)	7 (15°)	
Rückkühlwasser m ³ /h		15	10 (25°)	25
Dampf 10 at				
Dampf 12 at		0,12 t/h	0,10 t/h	0,10
Strom kWh	8	58	28	11

Menge	<u>IV. Gesamtverbrauchszahlen</u>			
	6.5.37	90 t/24 h = 3,75 t/h		
Reiniges Kühlw.	$9,45 \times 10^6$	$5,42 \times 10^6$	$5,17 \times 10^6$	$4,50 \times 10^6$
Frischwasser m ³ /h	91	45	45	
Rückkühlwasser m ³ /h	250	204	225	182
Dampf 10 at/2,5 at		1,0 t/h		
" 12 at	1,2	0,12	2,06 t/h	2,06 t/h
" 18 at/300°	1,412 t/h			
Strom kWh	20 438	438	438	305

000668

Anlage 5

14. Mai 1937

Betriebsmittelpreise

Heizgas	1000 kcal	= RM	0,008
Strom	1 kWh	= "	0,015
Dampf, satt	1 t	= "	1,50
Dampf, überhitzt	1 t	= "	2,00
Frischwasser	1 cbm	= "	0,05
Rauchabwasser	1 cbm	= "	0,01

Betriebskosten

	RM	1936	1937	1938
	q m m	Vorjahr	Vorjahr	Vorjahr
Heizgas	28,40	16,25	15,90	15,90
Frischwasser	2,73	1,30	1,30	1,30
Elektrizitätswasser	2,50	2,04	2,27	1,80
Dampf 10 at/2,5 at	1,50	1,50		
" 22 at		0,18	3,49	3,00
" 18 at/300°	2,63			
Strom	6,54	6,53	6,55	6,55
Kosten je Stunde	44,50	27,88	29,14	29,20
Stunden im Jahr = 300 x 24 = 7200 Stunden				

RM 320.500, - 200.500, - 214.000, - 150.300, -
 156.000, -

Neu (Wp) 149814

Da den Betriebskosten können noch in allen Fällen die für den Polarisieren hinz.

18 - 720 - 730
 680

1000
 0,7

AK
 60 M.0
 64 D.

000669

14. 6.37
Berlin, 14.8.37 2 Db/Ks
MTA/H/FT

Aktenvermerk

Betr: Vergleichszahlen zwischen dem TVP- und dem Carburol-Spaltverfahren.

In einer gemeinsamen Besprechung zwischen den Herren Dir. Alberts, Dr. Wagner, Dipl.-Ing. Heilmann, Herren von der Firma Wilke sowie Obering. Dernbach wurde vereinbart, die beiden Anlagen in Holten und Rausel in der nächsten Zeit so zu fahren, daß das Spaltbenzin nachstehende Eigenschaften haben soll :

- 1) Dampfdruck 0,6 nach Reid
- 2) Endsiedepunkt 185 - 190°
- 3) Research-Oktanahl nicht unter 70.

Im übrigen soll das Spaltbenzin handelsübliche Eigenschaften haben. Für dieses Spaltbenzin sollen Stoffbilanz und Verbrauchszahlen angegeben werden.

Bestimmung der Ausbeute.

Hierfür werden folgende Punkte festgelegt :

- 1) Messung des Einsatzes durch Tankstandmessung.
- 2) Messung des unstabilen Spaltbenzins durch Tankmessung.
- 3) Messung des Gasbenzins im Spaltgas durch A-Kohle.
- 4) Bestimmung der Gasolmengen durch Analyse der Spaltgase.
- 5) Bestimmung der Spaltgasmenge nach Absorption der Benzinnenge.

Das spezifische Gewicht des Spaltgases wird durch Analyse bestimmt.

Ø: 15,2xHeilmann, Ruhrbenzin.

000670

Berlin, 8.6.37 Db/Ke
MFA/H/Allg.

Aktenvermerk

Betr: Vergleichsversuche in den Spaltenanlagen
nach TVP und Carburöl.

Am 5.6.37 fand eine Besprechung in Ruhland statt, bei der
anwesend waren :

von Ruhrbenzin	Dir. Alberts
" Gewerkschaft Viktor	" Schmalfeld
" Brabag	Dipl.-Ing. Heilmann
" Carburöl	Dr. Wagner
" Mineralölbau	Obering. Dernbach.

Der Zweck der Besprechung war, die Eigenschaften des Spaltbenzins für die Dauer der Vergleichsversuche nochmals festzulegen. Das Ergebnis war, daß die in den Aktenvermerk vom 14.5.37 erwähnten Daten bis auf die Research-Oktanzahl, die in 66 geändert wurde, beibehalten wurden. Es wird durch diese Änderung bewast auf irgendwelche optimalen Garantiewerte, wie in den Angeboten von GIM, Still und Milke genannt, verzichtet, da die Anlage in Reusel nicht dafür gebaut ist. Der Vergleich soll lediglich den Zweck haben, festzustellen, welche der Anlagen bei Erfüllung der oben geforderten Eigenschaften des Spaltbenzins wirtschaftlicher und betriebssicherer arbeitet.

Es wurde auch versucht, als Einsatzprodukt für beide Anlagen eine Fraktion zu nehmen zwischen 150°C und 300°C siedend. Ob sich dies durchführen läßt, wird noch geprüft.

Ferner wurde vereinbart, daß Herr Dernbach bei den Versuchen zugegen ist. Am Mittwoch und Donnerstag, 9. und 10.6.37, werden die Versuchsergebnisse in Reusel festgestellt. Herr Alberts gibt noch bekannt, wann die Anlage in Volton für den Vergleich gefahren werden kann.

Auf jeden Fall soll angestrebt werden, beide Anlagen möglichst lange ununterbrochen in Betrieb zu halten, um hierdurch die Betriebssicherheit feststellen zu können.

Aktenvermerk

betr. Sitzungen, Besprechungen, Reisen usw.

W. R. W.

des Herrn Dr. Werres.

betreffend Besichtigung der Carburol-Crackanlage, Gewerkschaft Viktor,
Castrop - Rauxel, am 23.6.1937

Der über die Besichtigung obiger Anlage am 18.5.37 niedergelegte Aktenvermerk vom 20.5.1937 wird auf Grund der heutigen Besichtigung wie folgt ergänzt:

Wie bereits im Aktenvermerk vom 20.5. erwähnt wurde, wird - auch heute noch - eine von 100 - 300°C siedende Fraktion der Benzinanlage verarbeitet. Diese Fraktion wird in einer von der eigentlichen Crackanlage getrennten Fraktionieranlage gewonnen. Die Fraktionieranlage besteht im wesentlichen aus dem Heizofen, der Fraktionierkolonne, Kühlern und Zwischenbehältern für Rücklauf und Endprodukte.

Die augenblickliche Verarbeitung einer nur bei 300°C siedenden Fraktion wurde damit begründet, daß z.Zt. die Nachfrage nach den hochsiedenden Produkten, dem sogenannten Paraffingatsch, sehr groß sei und diese Produkte lohnenden Absatz fänden.

Bei der Besprechung der Fraktionieranlage im Rahmen der Weiterverarbeitung ergab sich, daß die Fraktionieranlage für die Weiterverarbeitung nicht unbedingt erforderlich sei, sofern man über eine Redestillationsanlage verfüge. Der Anfall von A-Kohle-Benzin und Syntheseöl mit bestimmten Siedegrenzen läßt sich bis zu einem gewissen Grade durch Einstellung entsprechender Temperaturen bei der Kühlung des Gases in der Kondensation erreichen und zwar allgemein gesagt enthält bei schwacher Kühlung des Gases nach den Kontaktöfen



Aktenvermerk

des Herrn
betreffendDr. Werres.
Besichtigung der Carburol-Crackanlage, Gewerkschaft Seite 2
Viktor, Castrop-Raukel, am 23.6.1937.

das A-K-Benzin mehr hochsiedende Bestandteile, wodurch
obwohl eine Destillation des A-K-Benzins erforderlich wird, andererseits enthält bei starker Kühlung das Syntheseöl viel niedrig siedende Bestandteile für die eine Verarbeitung in der Crackanlage sich erübrigt. (Verluste)

Würde man beispielsweise ein bis 100° siedendes A-K-Benzin erhalten wollen, so würde man dies durch eine entsprechend tiefe Kühlung des Gases vor der A-K-Anlage erreichen können.

Bei Besprechung der Beheizungsfrage bei der Redestillation gelangte man zu der Ansicht, daß aus Gründen einer besseren Anpassungsfähigkeit an die jeweiligen Anforderungen bei Verarbeitung verschiedener Produkte der Gasbeheizung der Vorzug zu geben sei.

Die Crackanlage sei jetzt seit über 5 Wochen in vollem Betrieb, angeblich ohne nennenswerte Störungen. Auch bei der heutigen Besichtigung gewann man den Eindruck, daß sich die Anlage in einem gleichmäßigen Betriebszustand befindet. Die Temperatur des den Crackofen verlassenden Produktes liegt z.Zt. bei 490 - 495°C (vergl. Aktenvermerk vom 20.5.37). Bei weiterer Steigerung der Temperatur sei mit beginnender Koksbildung zu rechnen.

Wie früher erwähnt, wird der in der Fraktionierkolonne anfallende Rücklauf mit frischem Rohöl wieder dem Crackprozess unterworfen. Das Verhältnis von Rohöl zu Rücklauf ist z.Zt. 1 : 2,5.

11.0 2
 Als ^ROktanzahl des Crackbenzins wurde 65 bis 66 angegeben, die aus den Oktanzahlen für Schwerbenzin =



des Herrn
betreffend

Dr. Werres.
Besichtigung der Carburol-Crackanlage, Gewerkschaft Seite 3
Viktor, Castrop-Rauxel, am 23.6.1937.

57 - 58 und für Leichtbenzin = 77 - 78 resultiert.

Das Litergewicht des Crackgases wurde mit 1,6 g angegeben, der Benzingerhalt des Crackgases mit 250 g/Nm³. Das Crackgas wird der A-K-Anlage zugeführt, wo es gemeinsam mit dem Gasol durch Druckbehandlung bei 15 Atm von den gewinnbaren Benzinbestandteilen befreit wird.

Benzin-Anlage, den 23.6.1937

Werres

Aktenvermerk

betr. Sitzungen, Besprechungen, Reisen usw.

des Herrn Dr. Werres

betreffend Besichtigung der Carburol-Crackanlage, Gewerkschaft Viktor
Castrop-Rauxel, am 18. Mai 1937, 16 Uhr.

Die nach dem Verfahren der Carburol-Gesellschaft arbeitende Crackanlage wurde vor einigen Wochen in Betrieb genommen und befindet sich z. Zt. in einem normalen Betriebszustand. Der tägliche Durchsatz beträgt etwa 56 t eines von 100° - 300° C siedenden Produktes der Benzinanlage. Die über 300° siedenden Paraffine lassen sich ohne weiteres mit verarbeiten; auf der Anlage Viktor werden diese für andere Zwecke verwandt. Die Arbeitsweise ist kurz folgende:

Das durch Wärmeaustausch auf etwa 240° C erwärmte Produkt wird in dem Crackofen bei etwa 35 Atm. auf 480° C (Temperatur hinter dem Ofen) erhitzt und durch besonders konstruierte Ventile in einen Niederdruck-Verdampfer hinein auf etwa 2,5 - 4 Atm. entspannt. Der in dem Röhrensystem des Ofens verlaufende Crackvorgang wird durch die Entspannung unterbrochen. Gleichzeitig wird das heiße Crackprodukt in dem Verdampfer durch entgegenströmendes kaltes Destillat auf etwa 350 - 300° C abgeschreckt. Die Temperatur am Boden des Verdampfers beträgt etwa 300° C. Hier sammelt sich ein aus hochsiedenden Fraktionen bestehendes Rückstandöl, das abgezogen wird und als Heizöl verwendbar ist. Die Menge des Rückstandes ist etwa 4 % des Einsatzes. Die den Verdampfer verlassenden Dämpfe werden, nachdem sie zur Vorwärmung des Rohproduktes benutzt worden sind, der Fraktionierkolonne zugeleitet, in der die Trennung in hoch und niedrig siedende Fraktionen erfolgt. Die hochsiedende Fraktion kehrt in den



Prozess zurück, die niedrig siedende Fraktion tritt in noch dampfförmigem Zustande aus der Fraktionskolonne in mit Bleicherde gefüllte Türme und wird hier einem Reinigungsprozess unterzogen. Anschließend wird durch eine fraktionierte Kondensation das Benzin verflüssigt.

Herr Dr. Liebscher von der Firma Wilke machte folgende Angaben über die Ausbeute an Benzin und dessen Qualität:

Ausbeute: 78 - 80 %

Endsiedepunkt: 185° C

Research-O-Zahl: 68=62-63 Mo-Octan

Spez. Gewicht: 0,700

Gum : 0

Dampfdruck : 0,7 - 0,8

Crackgas : 55 % Methan, etwa 30 % Gasole, der Rest besteht aus Athylen, Wasserstoff, Kohlen-säure, Stickstoff. Das Crackgas wird zur A-Kohle-Anlage geleitet.

Der allgemeine Eindruck über die betriebstechnische und konstruktive Durchbildung des Verfahrens ist recht günstig. In seiner Art ist das Verfahren sehr einfach und die Anlage übersichtlich aufgebaut. Nach den Diagrammstreifen der verschiedenen Meßapparate zur Registrierung der Druck- und Temperaturverhältnisse zu urteilen, befand sich jedenfalls an dem Besuchstage die Anlage seit 7 Uhr morgens (neue Meßstreifen) in einem gleichmäßigen Betriebszustand. In konstruktiver Hinsicht sind die zur Förderung von heißem Öl verwandten Pumpen mit schwingender Kalber Ölsäule erwähnenswert, die eine Förderung von heißem Öl ermöglichen, ohne daß die als Kolbenpumpen arbeitenden



Pumpen mit dem heißen Produkt unmittelbar in Berührung kommen.

Auf die Frage nach Koksansätzen und Ablagerung in dem Röhrensystem wurde geantwortet, daß die Anlage jetzt 18 Tage in Betrieb sei, jedoch nicht die geringsten Anzeichen für eine Koksbildung vorhanden seien.

Bei einem Vergleich des T.V.P.- und Carburol-Verfahrens ist zu berücksichtigen, daß das T.V.P.-Verfahren eine Crack- und Polymer-Anlage in sich vereinigt, wodurch das Verfahren zwar betriebstechnisch komplizierter wird, aber durch die Möglichkeit der gleichzeitigen Polymerisation große Vorteile gegenüber dem Carburol-Verfahren besitzt. Die Frage der Koksbildung bei dem Carburol-Verfahren scheint nicht von so großer Bedeutung zu sein, wie ursprünglich angenommen wurde, da praktisch mit wesentlich niedrigeren Temperaturen und Drücken gearbeitet werden kann als früher angenommen wurde.

Als reines Crackverfahren betrachtet, verdient das Carburol-Verfahren nach den gewonnenen Eindrücken zweifellos Beachtung. Es fragt sich nun, welche Ergebnisse mit dem T.V.P.-Verfahren erzielt werden.

Wie mir bekannt wurde, soll die T.V.P.-Anlage in Holten nach vorgenommenen Änderungen in diesen Tagen wieder in Betrieb genommen werden.

Benzin-Anlage, den 20. Mai 1937

Munz



Aktenvermerk

betr. Sitzungen, Besprechungen, Reisen usw.

des Herrn Dr. Weittenhiller.

betreffend Wahl des Spalt-Verfahrens für Hoesch-Benzin.

Wir hatten uns auf Grund unseres Studiums der Spalt-Verfahren schon vor etwa 1/2 Jahr für das T.V.P.-Verfahren entschieden. Die Bestellung wurde jedoch bis heute noch nicht getätigt, da infolge der Schwierigkeiten in der Material-Beschaffung vor Dezember etwa kein Material für den Bau der Anlage zur Verfügung steht. Wir müssen nämlich zunächst alle anderen Betriebsteile der Benzin-Anlage fertig machen, da nur etwa 50 % des anfallenden Rohbenzins gekrackt zu werden brauchen. Außerdem müssen ja erst gewisse Ölbestände angesammelt werden, da mit Rücksicht auf die vielen Stillstände, die durch die Instandhaltung solcher Anlage bedingt werden, die Anlage wesentlich größer wird, als die täglich anfallende Menge eigentlich bedingt. So wollen wir eine Anlage mit 90 t täglicher Leistung bauen, obwohl die anfallende Ölmenge ausserst 65 t täglich beträgt. Da wir zudem erst größere Bestände an Öl haben müssen, um es entsprechend entwässern zu können, genügt es also zweifellos, wenn die Spalt-Anlage etwa 1/4 Jahr nach Inbetriebnahme der Benzin-Anlage betriebsbereit ist.

Voraussetzung dafür ist allerdings, daß die Stabilisation und Laugenwäsche von Anfang an zur Verfügung steht, damit das Aktiv-Kohle-Benzin und die Gasole von vornherein verkauft werden können. Dementsprechend wurde diese Anlage am 6. August bei der Lurgi bestellt; Lieferfrist 9 Monate. Sie wird also gleichzeitig mit der Wassergasanlage fertig.



Die uns so durch die Verhältnisse bei der Materialbeschaffung aufgezwungene Wartefrist sollte benutzt werden die Fertigstellung der T.V.P.-Anlage in Holten und der Carburool-Anlage in Rauxel abzuwarten. Es ist nämlich zu beachten, daß unsere Wahl lediglich auf theoretischen Erwägungen beruht, die bei der verhältnismäßig großen Unklarheit, die noch in allen Fragen des Spaltens von Fischer-Öl besteht, natürlich auf sehr schwankenden Boden gegründet ist.

Wider Erwarten ist die T.V.P.-Anlage in Holten noch nicht so weit, daß man ihre Leistung einwandfrei überprüfen könnte. Wir kamen trotzdem Anfang August zu der Ansicht, daß wir nun nicht länger warten könnten und die Bestellung herausgeben müssten, da wir im Dezember für die Anlage Material zur Verfügung haben. Das Amt könnte uns also mit Recht den Vorwurf machen, daß wir nicht rechtzeitig bestellt hätten.

Aber auch in Wahrung eigener Interessen wäre es wünschenswert, wenn die Entscheidung nicht weiter hinausgezögert würde. Wenn wir erst im Juli anfangen, was wahrscheinlich ist, kommt die Anlage zwar im Oktober früh genug. Sollte es uns aber gelingen, früher in Betrieb zu kommen, so wäre die Fertigstellung im Oktober doch reichlich spät. Irgendwelche Hemmungen des Betriebes würden dadurch allerdings nicht eintreten. Wir müssten dann lediglich größere Mengen synthetisches Öl stapeln.

Daß nun die Gutehoffnungshütte in Holten noch nicht weiter ist, hat seinen Grund zunächst in unbegreiflichen Konstruktionsfehlern. Viele Flanschen sind zu schwach gewählt, Dehnungsstücke hat man ganz vergessen. Die Hauptur-



sache liegt aber darin, das man kein vertragsgemäßes Rohöl bekam. Das zu spaltende Öl stammt nämlich vorwiegend aus der Anlauf-Periode und hat zu viel niedrig siedende Bestandteile die höhere Spalttemperaturen verlangen. Um nun die Elastizität der Anlage unter Beweis zu stellen, hat man dieses Material verarbeiten und gleichzeitig ein Produkt mit einer hohen Oktanzahl herstellen wollen. Dem waren die Rohre der Vorheizzone aus Gründen, die in der Qualität des dort verwendeten Stahles zu suchen sind, nicht gewachsen. Daß dieser Fehler zu beseitigen ist, geht am besten daraus hervor, daß die viel stärker beanspruchten Rohre der Hauptheizzone die Spaltung von bisher 1000 t ohne die geringste Beschädigung ausgehalten haben. Dabei ist die Anlage mindestens 10 mal angeheizt und wieder kalt gestellt worden. Auch Alberts ist trotz aller Rückschläge zuversichtlich und empfiehlt nach wie vor das T.V.P.-Verfahren.

Auch die Herren S i m m a t und D e r n b u r g von der M.Ö.B. haben sich in der Besprechung, die ich mit ihnen am 10.8. hatte, unaufgefordert dieser Ansicht ausdrücklich angeschlossen. Wir dürfen daher trotz allem damit rechnen, daß wir von der G.H.H. in baulicher und maschineller Beziehung eine einwandfreie Spaltanlage bekommen werden.

Wenn somit die Bedenken, die in rein konstruktiver Beziehung aufgetaucht waren, als ausgeräumt gelten können, so hatte sich trotzdem in den letzten Wochen die Situation für T.V.P. weiter verschlechtert, da Carburol plötzlich statt 66 % 73 % also nur noch 1 % weniger als T.V.P., garantiert. Das bedeutet zusammen mit der niedrigeren Spalt-Gasol-Ausbeute von Carburol zwar immer noch eine jährliche Mehreinnahme von rund RM. 75 000.--

Entscheidend ist aber wohl der Umstand, daß damit unserem inzwischen genehmigten Antrag auf die Zurverfügungstellung der für die Lizenz erforderlichen Devisen, die sachlichen Grundlagen entzogen worden waren, da wir doch zunächst von einer wesentlich besseren Ausbeute beim T.V.P.-Verfahren gesprochen hatten. Ausserdem hatten wir darauf hingewiesen, daß die im Revier anfallenden Treibgasmengen nicht unterzubringen sein würden. Auch hier hat sich die Situation inzwischen grundlegend geändert.

Wie der B.V.(Schmidt) mir mitteilte und unter dem 10. August schriftlich bestätigte - der Brief ist als Anlage beigelegt - ist es sicher, daß der B.V. alle anfallenden Treibgasmengen abnehmen kann. Das hat im wesentlichen seinen Grund darin, daß die Regierung erhebliche Steuer-nachlässe für Kraftwagen die mit Treibgas fahren, gewährt. Unser Argument gegenüber der Reichswirtschaftsstelle, daß das Treibgas nicht unterzubringen sein würde und daß man aus dem Grunde schon eine T.V.P.-Anlage bauen müsste, da dann etwa die Hälfte dieses Treibgases in Form von Benzin anfallen würde, ist somit auch hinfällig.

Aber auch die wirtschaftliche Seite hat sich inzwischen grundlegend geändert. Die Erlöse für Gasol betragen jetzt 28,5 Pfg./kg. Sie sind also genau so hoch wie für das Benzin und werden es nach Ansicht des Sachbearbeiters des B.V. auch bleiben. Nun sind zwar in diesem Betrage etwa 2,5 Pfg. für zusätzliche Kosten - abfüllen, Unterhaltung und Tilgung des Flaschenparkes - abzuziehen.

Bei dem Carburol-Verfahren entstehen außerdem noch die Anlagekosten von rund RM. 250 000.— für die zusätzlich benötigte Polymerisationsanlage. Überdies ist hier mit nicht unerheblichen Betriebskosten - so werden allein täglich für RM. 60.— Phosphorsäure benötigt - zu rechnen. Beim T.V.P.-Verfahren haben wir diese Mehrkosten zwar nicht. Es ist aber bei beiden Verfahren noch nicht sicher, ob und wie weit die unpolymersierbaren Bestandteile noch als Gasol zu verkaufen sind oder ob sie lediglich als Heizgas verwendet werden können.

Ferner ist nicht bekannt, wie weit die hohe Oktanzahl des Polymer-Benzins die Herabsetzung der Oktanzahl des Spaltbenzins und damit der Verluste in der Spaltanlage gestattet.

Da nun aus 2 kg Gasol mit einem Reinerlös von etwa 40 Pfg. nur 1 kg Benzin im Werte von 28,5 Pfg. gewonnen wird, ist es unter den geschilderten Verhältnissen zunächst nicht ratsam, das Gasol zu polymerisieren.

Es erscheint also für die nächsten Jahre, solange einerseits die deutsche Erzeugung noch zu gering ist, die Qualitätsfragen also nicht ausschlaggebend für Absatz und Erlös sein werden, andererseits die Erlöse für Gasol so hoch sind, nicht richtig zu sein, wenn man das Gasol polymerisiert.

Aus diesem Grunde habe ich nochmals am 5. und 7. August auf K.II mit den Herren Dr. S a e m a n n und R e i s e m a n n von der G.H.H. verhandelt und den Herrern gegenüber den Standpunkt vertreten, daß die G.H.H. die Frage der Devisen-Genehmigung beim R.Wi.M. nochmals an-

schneiden und auf die veränderte Lage hinweisen müsse. Das wäre umsomehr erforderlich, als die M.Ö.B. bei ihren engen Beziehungen zu Carburol doch mehr zu letzterem Verfahren neigt und als Hauptgegenargument bekanntlich den Devisen-Bedarf des T.V.P.-Verfahrens immer wieder hervorhebt und das R.Wi.M. entsprechend unterrichtet hat. Diese Klärung wäre umsomehr erforderlich, als Krupp sich inzwischen für das ^{Carburol} T.V.P.-Verfahren entschieden hat.

Da M ü l l e r in Urlaub ist, konnte ich leider nichts über seine Gründe erfahren. Wahrscheinlich ist er aber dem Einfluß der M.Ö.B. erlegen. Die G.H.H. ist der Ansicht, daß Krupp sich mit Rücksicht auf seine besondere Stellung als Heeres-Lieferant genötigt gesehen habe, auf die Devisen zu verzichten.

Die Klärung hinsichtlich der Devisen-Frage wurde nun am 10.8. in Berlin durch die Herren der G.H.H. herbeigeführt. Ministerialrat M u l l e r t, der infrage kommende Referent, hat den Vertretern der G.H.H. gegenüber ausgeführt daß er s.Zt. die Genehmigung nicht auf Grund unserer Anträge befürwortet habe, sondern lediglich weil er Wert darauf lege, 2 Verfahren in Deutschland zu haben, die sich gegenseitig aneinander hochranken sollten. (Die entsprechende schriftliche Erklärung der G.H.H. ist als Anlage beigefügt.)

Damit können die beiden Gegenargumente gegen das T.V.P.-Verfahren, nämlich die schlechte Ausführung der Anlage in Holten und der Bedarf an Devisen als unbedenklich abgetan werden.

Bei dieser Sachlage habe ich den Standpunkt eingenommen, daß es nach wie vor richtig sei, das T.V.P.-Verfahren



ren zu wählen, denn die Garantien hinsichtlich Ausbringen an Benzin und Gasol seien doch dort immer noch wesentlich günstiger als bei Carburol. Ferner muß beachtet werden, daß das T.V.P.-Verfahren auch bessere Qualitäten - höhere Oktanzahl und größeres spezifisches Gewicht - herstellen kann. Schließlich ist es auch noch über RM. 100 000.-- Anlagekapital billiger, wenn man berücksichtigt, daß Carburol später sicher zusätzlich eine Polymerisationsanlage benötigt. Endlich ist noch zu beachten, daß bei T.V.P. die Patentlage restlos geklärt ist, daß die Lieferfrist wahrscheinlich 2 Monate kürzer sein wird und daß bei Wahl des T.V.P.-Verfahrens nach Angabe der G.H.H. ein erhebliches Mehr an Devisen hereingeholt wird, als für das T.V.P.-Verfahren selbst gebraucht wird.

Diesen Argumenten konnten sich die Herren Simmat und Dernburg von der M.Ö.B. in der genannten Sitzung am 10.8. nicht verschließen. Bevor nun ein entgültiger Entschluß gefaßt werden sollte, baten die Herren aber doch noch einmal Dr. Wagner, den Geschäftsführer der Carburol-Gesellschaft zu hören. Dementsprechend wurde am 11.8. mit Herrn Wagner verhandelt.

Es sei vorweg genommen, daß Wagner den Eindruck eines äusserst tüchtigen Chemikers und erfahrenen Praktikers macht. Wagner führte aus, daß er in der Lage sei, dieselben Garantien hinsichtlich Ausbringen, Oktanzahl und spezifischer Gewichte wie T.V.P. zu geben. Ferner sei es ihm auch jetzt gelungen, Flieger-Benzin mit hoher Oktanzahl in seine Versuchsanlage herzustellen. Er sei bereit, alles das zu garantieren. Die Carburol-Gesellschaft würde zusammen mit

den ausführenden Firmen (Still und Wilke) jegliche Haftung für evtl. Schäden übernehmen.

Dadurch wurde natürlich eine vollkommen geänderte Sachlage geschaffen. Einmal hätte es unter diesen Umständen keinen großen Sinn mehr, Devisen auszugeben.

Wenn diese Garantien tatsächlich eingehalten werden, dann muß man z.Zt. eine Überlegenheit des Carburol-Verfahrens aus folgenden Gründen feststellen:

Rüstet man das Carburol-Verfahren mit einer Polymerisationsanlage aus, so ist man auf Grund der Versuchsanlagen, die die J.G. in Ludwigshafen betreibt, sicher, daß die ungesättigten Gasole polymerisiert werden und daß die gesättigten Gasole bei dieser Gelegenheit nicht angegriffen werden, also tatsächlich als Gasol verkauft werden können.

Letzteres erwarten wir ja auch bei der Polymerisation der Gasole beim T.V.P.-Verfahren. Leider ist das aber noch nicht bewiesen, da die Anlage in Holten bis heute noch keine Gasole polymerisiert hat.

Es tauchten nun aber in der Besprechung doch erhebliche Bedenken auf, auf Grund dieser Aussagen von Wagner nun bei Carburol zu bestellen. Die Rauxeler Carburol-Anlage geht zwar gut verarbeitet aber ein sehr leicht zu spaltendes Material, da darin nichts unter 140° und nicht über 300° enthalten ist. Ersteres wird einfach abdestilliert und dem A.K.-Benzin zugesetzt. Das kann man aber auf die Dauer nicht machen, da die niedrig siedenden Bestandteile des Syntheseöles in ungespaltenem Zustand die Qualität zu sehr verschlechtern. Klöckner nützt jetzt lediglich die günstige Marktlage aus.

Die über 300° siedenden Anteile - Paraffingatsch - gehen zur Fettsäureoxydationsanlage in Witten. Das ist aber auf die Dauer kein Markt, da das Amt beschlossen hat, 1938 eine Fischer-Anlage von 100 000 t bauen zu lassen, die vorwiegend Paraffin erzeugen soll.

Das gute Arbeiten der Rauxeler Carburol-Anlage ist also kein Beweis dafür, daß das Carburol-Verfahren nun wirklich T.V.P. überlegen ist. Wie groß S c h m a l f e l d Bedenken sind, geht am besten daraus hervor, daß er sich konstant weigert, auch nur einige Tage Paraffin und Niedrigsiedendes zu verarbeiten. Er bekäme dann bei der Konstruktion der dortigen Anlage bestimmt Koksbildung.

Wagner behauptet zwar, auf Grund seiner Rauxeler Erfahrungen alles geändert zu haben. Die Zweckmäßigkeit dieser ausführlich geschilderten Änderungen, die zweifellos zu Ziele führen können, müßte aber doch wohl praktisch nachgewiesen werden. Simmat machte daher den Vorschlag, die Entscheidung bis zum 1. Oktober auszusetzen, da die große Carburol-Anlage Anfang September in Ruhland in Betrieb kommt, man also bis zum 1. Oktober wissen könne, ob die Garantien, die Carburol geben will, tatsächlich erreicht werden. Da 1 % Mehrausbringen an Benzin und Gasol einen Mehrerlös von RM. 75 000.— jährlich bedeutet, ist es natürlich von ausschlaggebender Bedeutung, wenn man das bessere Verfahren bekommt.

Das ist umso wichtiger, als es später trotz aller Garantien doch sehr schwer sein wird, wenn man ein Verfahren gewählt hat, welches 1 oder 2 % weniger Ausbringen, also in 10 Jahren einen Mindererlös von 0,75 - 1,5 Million



verursacht, die dadurch hervorgerufenen Schäden in voller Höhe vergütet zu bekommen.

Ich habe daher dieser Vereinbarung zugestimmt unter der Voraussetzung, daß die M.Ö.B. die Genehmigung des Amtes für deutsche Roh- und Werkstoffe hierzu einholt.

Die Herren K r a u c h und H e e m s k e r c k vom Amt haben sich nun sofort damit einverstanden erklärt, da sie die Bedeutung dieser Frage einsahen und man bei diesem Vorgehen ja lediglich die Gefahr läuft, 1 oder 2 Monate länger Syntheseöl stapeln zu müssen.

Wir haben so die Gewissheit, daß wir tatsächlich die beste Anlage die es gibt bekommen, da die G.H.H. versichert hat, daß sie bis dahin in Holten richtig in Betrieb sein würde und auch ihrerseits ihre Garantien bis dahin nachweisen und vor allem Klarheit über die Restgase bei der Gasolpolymerisation schaffen könne.

Benzin-Anlage, den 17. August 1937

000687

8-31.

Original letter of Carburant : T &

we

Carburol

Garantie:

Bei Verarbeitung eines Synthesöles von 110°-360° und höher siedend:

Benzin ausbeute: 73%
 Motor-0-Zahl: 63
 Dampfdruck: unter 0,8
 spez. Gewicht: 0,71
 bis 100°C: 30 102%
 Erdsiedepunkt: 195°C

Täglicher Anfall an Synthöl: 644t

64,4t Einsatzöl ergeben:

Spaltbenzin 47,0t = 73%
 Gasol ausbeute 4,9t = 7,67%
 Rückstand
 Restgas (1,75g/l) 6,6t = 10,3%

Hieraus ergeben sich folgende Erlöse:

47t · 285 M/t = M. 13400-
 4,9t · 250 M/t " " 1225-
 M. 14625-

Carburol

Betriebsmittelkosten: Pro t Kohprodukt

1. Frischwasser : -
 2. Rückkühlwasser: 44 m³
 3. Dampf reabü: 0,55 t
 4. Strom : 82 kWh
 5. Heizgas : 1,220 000 kcal

Betriebsmittelkosten für 64,4 t

1. Frischwasser : -
 2. Rückkühlwasser : M. 57,00
 64,4 · 44 · 1,002
 3. Dampf (12 atü) : 53,00
 0,55 · 64,4 · M. 1,50
 4. Strom: 104,00
 82 · 64,4 · M. 0,02
 5. Heizgas : 235,00
 64,4 · 1220 000 · M. 0,003 = 235,00
 M. 449,00

Carburol

Anlagekosten:

1. Spaltanlage: M. 806 500,-
 2. Bleicheranlage: " 46 100-
 3. Stabilisation
 u. Entbenzin: " 230 500-
 4. Kaugenwäsche: " 35 400-
 5. Stahlkonstr.: " 26 500-
 6. Fracht: " 19 500-
 M. 1163 500-

Zusätzliche Anlageteile:

7. Pumpenhaus: M. 91 000,-
 8. 8 Vorlagen, davon 2 behälzge: 19 000,-
 9. 8 Stobbehälter: 2 800,-
 10. 2 Gasolkanalizer (200g): 19 400-
 11. 2 Vorlagen f. gelaugtes Benzin: 4 250-
 12. 5 Pumpen: 4 000,-
 13. Rohrleitungen + Armaturen: 5 000,-
 Fracht: 500-
 M. 145 450,-
 M. 1163 500-
 M. 1309 450,-

1. Spaltanlage Bleicheranlage: M. 806 500,-
 46 100-
 2. Stahlkonstruktion: ~ 15 000-
 3. Pumpenhaus: ~ 50 000-

M. 917 600. ✓

230

1767

T. V. P.

000688

T. V. P.

T. V. P.

Garantie:

Bei Verarbeitung eines Synthesesiles von 140-300°C und höher siedend:

- Benzinausbeute: 74%
- Motor-O-Zahl: 63
- Dampfdruck: unter 9.8
- spez. Gewicht: mindestens 0.77
- Bis 100°: 30 Vol% bei 15°C
- Erstsedepunkte: 195°C

Mk. 806 500.-
 " 46 100.-
 " 230 500.-
 " 35 400.-
 " 26 500.-
 " 18 500.-
 U. 1163 500.-

64.4 t Einsatzöl ergeben:

Spaltbenzin 47.6 t = 74%

Gasöl im Spaltgas Propan + Butane ~ 5 t = ~ 7.8%

Rückstand

Restgas

Hieraus ergeben sich folgende Erlöse:

- 47.6 t · 285 M/t = Mk. 13570.-
- 5 t · 250 M/t = " 1250.-

Mk. 14820.-

Betriebsmittelkosten für 64.4 t

- 1. Frischwasser 64.4 · 20 · 0.064 = Mk. 77.80
- 2. Rückkühlwasser 64.4 · 15 · 0.08 = 19.00
- 3. Dampf (9 atü) 64.4 · 1.2 · Mk. 1.50 = 115.00
- 4. Strom 7 · 84.4 · Mk. 0.02 = 9.00
- 5. Heizgasverbrauch 64.4 · 1.612 · Mk. 0.003 = 311.00

Mk. 531.00

Betriebsmittelkosten pro t Rohprodukt:

- 1. Frischwasser 18°C 20 m³
- 2. Rückkühlwasser 27°C 15 m³
- 3. Dampf f. Pumpen u. Kompressoren (9 atü) 1.2 t
- 4. Strom für sonstige elektr. Pumpen: 7 kWh
- 5. Heizgasverbrauch: 1.612 m³/t

zusätzliche Anlage teile:

- Mk. 1474 100.-
- 110 000

Anlagekosten:

- 1. Spaltanlage: Mk. 775 000.-
- 2. Heizens + Steuer: 310 000.-
- 4. Stabilis.: 145 000.-
- 5. Raffination: 153 000.-
- Mk. 1364 100.-

1. Spaltanlage Mk. 775 000.-
Heizens + Steuer 310 000.-

2. Stabilis. Mk. 145 000.-
Raffination Mk. 153 000.-

Mk. 806 500.-
 46 100.-
 ~ 15 000

Mk. 917 600. ✓

230
1767

Aktenvermerk

betr. Sitzungen, Besprechungen, Reisen usw.

des Herrn Dr. Werres

betreffend Besichtigung der Carburol-Anlage Ruhland am 12.11.1937

Für die Weiterverarbeitung des in der Benzin-Anlage Ruhland anfallenden Kondensatöles auf Benzin sind 2 Spaltanlagen vorhanden, von denen jede für einen Durchsatz von 180 t/24 h ausgelegt ist. Von diesen Anlagen befand sich eine in Vollbetrieb. Die zweite Anlage, die abgesehen von kleinen Abweichungen der ersteren vollkommen gleich ist, befindet sich z.Zt. noch im Bau und wird in einigen Monaten betriebsfertig sein. Die Anlagen sind unter Verwendung neuester Erfahrungen und Erkenntnisse, die man bei dem Betrieb früherer Carburolanlagen gemacht hat, erbaut.

Die Herren Dr. W a g n e r, Dipl.-Jng. H e i l m a n n (Carburol-Ges.) und Dr. L i e b s c h e r (Wilke-Werke) machten über den Betrieb der Anlage folgende Angaben:

Die Spaltanlage befand sich am Besichtigungstage seit 44 Tagen in ununterbrochenem Vollbetrieb. Die durchschnittliche Leistung beträgt etwa 150 - 170 t Kondensatöl. Das eingesetzte Rohprodukt siedet zwischen 150 - 160°C und 310 - 320°C.

Der über 320° siedende Paraffingatsch wird als solcher an die Fettsäure-Industrie abgegeben. Bei Verarbeitung des vorgenannten Rohproduktes beträgt die durchschnittliche Ausbeute 78 - 80 %. Das anfallende unstabilisierte Spalt-Benzin hat eine Research-O-Zahl von 64, ein spezifisches Gewicht von 0,7 - 0,71 und einen Dampfdruck von etwa 0,9. Zu der

verhältnismäßig niedrigen O-Zahl von 64 bemerkte Wagner, daß es ohne weiteres möglich sei, das Produkt auf eine O-Zahl von 66 zu spalten - natürlich unter Verminderung der Ausbeute - daß jedoch hierfür keine Veranlassung bestünde, da das Produkt von ihren Abnehmern nicht beanstandet würde und das von ihnen auf den Markt gebrachte Benzin den marktüblichen Qualitätsanforderungen entspräche.

Ich machte darauf aufmerksam, daß uns mit der Genehmigung zum Bau der Benzin-Anlage amtsseitig die Auflage gemacht worden sei, ein Benzin mit einer Klopfestigkeit von 62 Motor-Oktan (ohne Zusatz) zu machen, was einer Research-O-Zahl von etwa 66 - 67 entsprechen dürfte. Wagner erwiderte, daß nach seiner Ansicht diese Forderung volkswirtschaftlich gesehen unzweckmäßig sei, da Benzin mit 60 - 64 Research-O-Zahlen genügend hohe Klopfestigkeit hätte. Er habe hierüber mit Herrn Albrecht vom Rohstoffamt, der kürzlich die Anlage besichtigt habe, gesprochen und er habe den Worten des Herrn Albrecht entnommen, daß man amtlicherseits diese Frage bereits erwogen hätte und daß Aussicht auf eine Abschwächung der Forderung hinsichtlich der Klopfestigkeit bestünde.

Wagner wies weiter darauf hin, daß nach ihren Erfahrungen im Bereich von 60 - 70 Oktan-Zahlen Unterschiede von 4 Punkten zwischen Motor und Research nicht erwiesen seien, sondern daß sich nennenswerte Unterschiede erst bei höheren O-Zahlen von über 80 bemerkbar machten.

Auf die Frage, welche Garantie er auf Grund der letzten Erfahrungen zu geben in der Lage sei, sagte Wagner, daß er keine Garantien abgeben möchte, die irgendein Risiko

für ihn einschließen. Er glaube sicher, daß es möglich sein wird, Ausbeuten von über 73 % bei 66 O-Zahl zu erreichen. Je doch garantiere er nicht mehr als 73, wie uns auch seitens der Wilke-Werke, auf seine Veranlassung hin, garantiert worden sei. Er sei bereit, eine Ausbeute von 75 % zu garantieren, jedoch bei einer Research-O-Zahl von 64.

Die bei dem Durchsatz des von 150° - 320° siedenden Produktes erhaltenen Ausbeute-Zahlen sind aus den nachfolgenden als Beispiel aufgeführten Bilanzen ersichtlich:
14. / 15. Oktober 1937.

Frischöl D 15° = 0,760

Kolbenzählermessung: 226,4 m³ = 172 t/24 h

Ausbeute Spaltbenzin D 15° 0,705

- | | |
|--|------|
| 1) Tankmessung 195 m ³ = 137,5 t = | 80 % |
| 2) Spaltrückstand D 15° = 0,900 | |
| Vorlagemessung 7,7 m ³ = 6,9 t = | 4 % |
| 3) Spaltgas (Reichgas), spez. Gewicht 1,5-1,6 | |
| durchschnittliche Gasmenge 720 m ³ /h = | |
| 17 200 m ³ /24 h = 27 t = | 16 % |

Gasbenzin im Spaltgas: etwa 230-250 g/m³.

100 %

9. / 10. November 1937.

Frischöl D 15° 0,76

Frischölmenge 180 m³ = 136 t

Ausbeute Spaltbenzin D 15° 0,705

- | | |
|--|--------|
| 1) Tankmessung = 152,2 m ³ = 107,0 t = | 79 % |
| 2) Spaltrückstand D 15° = 0,900 | |
| Vorlagemessung 3,9 m ³ = 3,5 t | 2,6 % |
| 3) Spaltgas (Reichgas) spez. Gewicht 1,5-1,6, | |
| durchschnittliche Gasmenge 660 m ³ /h = | |
| 15 800 m ³ /24 h = 25,0 t = | 18,4 % |

100 %



Bei Verarbeitung eines Rohproduktes, welches viel über 320° siedende Bestandteile enthält, empfahl Wagner, das Produkt selektiv zu spalten, da man es dann in der Hand habe, das jeweilige Produkt bei seinen optimalen Crack-Temperaturen und -Bedingungen zu spalten. Daß hierbei Ausbeuten von etwa 80 % zu erwarten seien, glaubte Wagner mit Sicherheit annehmen zu dürfen.

Die Carburol-Anlage ist konstruktiv gut durchgebildet und macht in ihrem Gesamtaufbau einen guten Eindruck. Die Pumpen sind in 2 getrennten Pumpenhäusern untergebracht. In dem einen befindet sich die mit schwingender Ölsäule ausgerüstete heiße Ölpumpe nebst Reserve; in dem anderen die übrigen Kaltölpumpen. Die Unterteilung des Pumpenhauses ist eine Sicherheitsmaßnahme, die nicht unbedingt notwendig ist und sich in einfacherer Weise lösen lassen wird. Der Crackofen ist sehr hoch gebaut, bedingt durch bestehende Bestimmungen bei der Brabag, nach denen Rauchgaskanäle sich nicht unterhalb der Erdoberfläche befinden sollen. Der Ofen ist mit einer Rauchgasumwälzung und Luftvorwärmung ausgerüstet. Zur Überwachung des Betriebes sind Kontroll-Apparate für die Temperaturen und Drücke und Messgeräte zur Messung des eingesetzten Rohproduktes, des Rücklaufs, der Spaltgasmengen und Heißgasmengen reichlich vorgesehen.

An den Besuchstagen lief die Anlage ohne die geringste Störung. Die laufend registrierten Druck- und Temperaturverhältnisse in der Anlage, sowie die Diagrammstreifen der übrigen Messapparate, die evtl. auftretende Unregelmäßigkeiten des Betriebes sofort erkennen lassen würden, zeigten keine Schwankungen und wiesen auf einen sehr gleich

mäßigen Betriebszustand, auch an den vorhergehenden Tagen, hin. Für die Bedienung der Anlage sind 4 Mann ^{1/2} und Schicht vorhanden.

Zur Herstellung eines Benzins mit höherer Oktanzahl ist die Carburol-Anlage mit einem Scheider ausgerüstet, in welchem durch Entspannung auf etwa 15 atm. eine Trennung des aus dem Ofen austretenden Produktes in Unverdampftes und Dampf erfolgt. Die Dämpfe sollen dann in den Ofen zurückgeführt und in einer anderen Zone bei 15 atm. gespalten werden. Dieser Scheider ist nicht in Betrieb, weil man auf die Herstellung eines Benzins mit höherer Oktanzahl (über 70) z.Zt. keinen Wert legt. Außerdem befindet sich der Scheider wegen Undichtigkeit seiner Schweißnähte in Reparatur. Die Durchführung eines Versuches zur Herstellung eines Benzins mit höherer Oktanzahl ist daher z.Zt. nicht möglich. Wagner wies darauf hin, daß in ihrer Versuchsanlage diese Versuche gemacht worden seien und daß sich Benzine mit Oktanzahlen über 70 ohne Schwierigkeiten herstellen ließen. Die Ausbeute, die bei einem Benzin mit einer O-Zahl von 72 Research zu erwarten sei, liege bei etwa 65 %.

Das in der Carburol-Anlage erzeugte Benzin wird mit Säure und Lauge raffiniert. In Zukunft würde man jedoch das Benzin mit Bleicherde raffinieren, da inzwischen alle Schwierigkeiten, die früher bei der Raffination mit Bleicherde aufgetreten waren, beseitigt sind. Auch die Patentfrage bei der Bleicherde-Raffination sei vollkommen geklärt. Die Anwendung der Raffination mit Bleicherde sei möglich ohne Zahlung irgendwelcher Lizenzen.

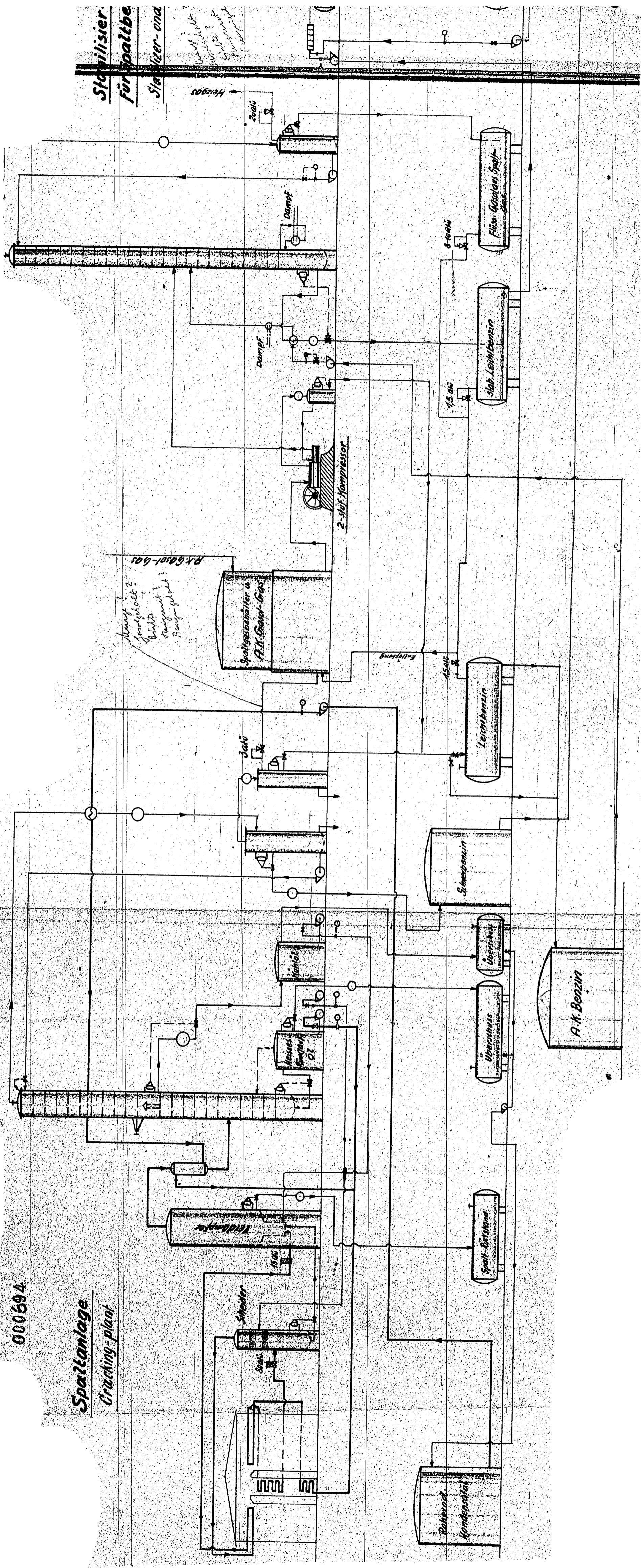
Benzin-Anlage, den 18.11.1937

Werres



000694

Spaltanlage
Cracking-plant



Stabilisier- und für Spaltbe

Stabilisier- und

Heizgas

20.00

Dampf

Dampf

2-stufig Kompressor

Spaltgasenhalter u. A.K. Gasol-Gas

Spaltgas? Spaltgas? Spaltgas? Spaltgas?

Rohgasol-Gas

3.00

8.000

15.00

15.00

Einleitung

Leichtbenzin

Leichtbenzin

Speicherbenzin

Überbenzin

Überbenzin

Spalt-Rücklauf

Rohprod. Kondensierbehälter

A.K. Benzin

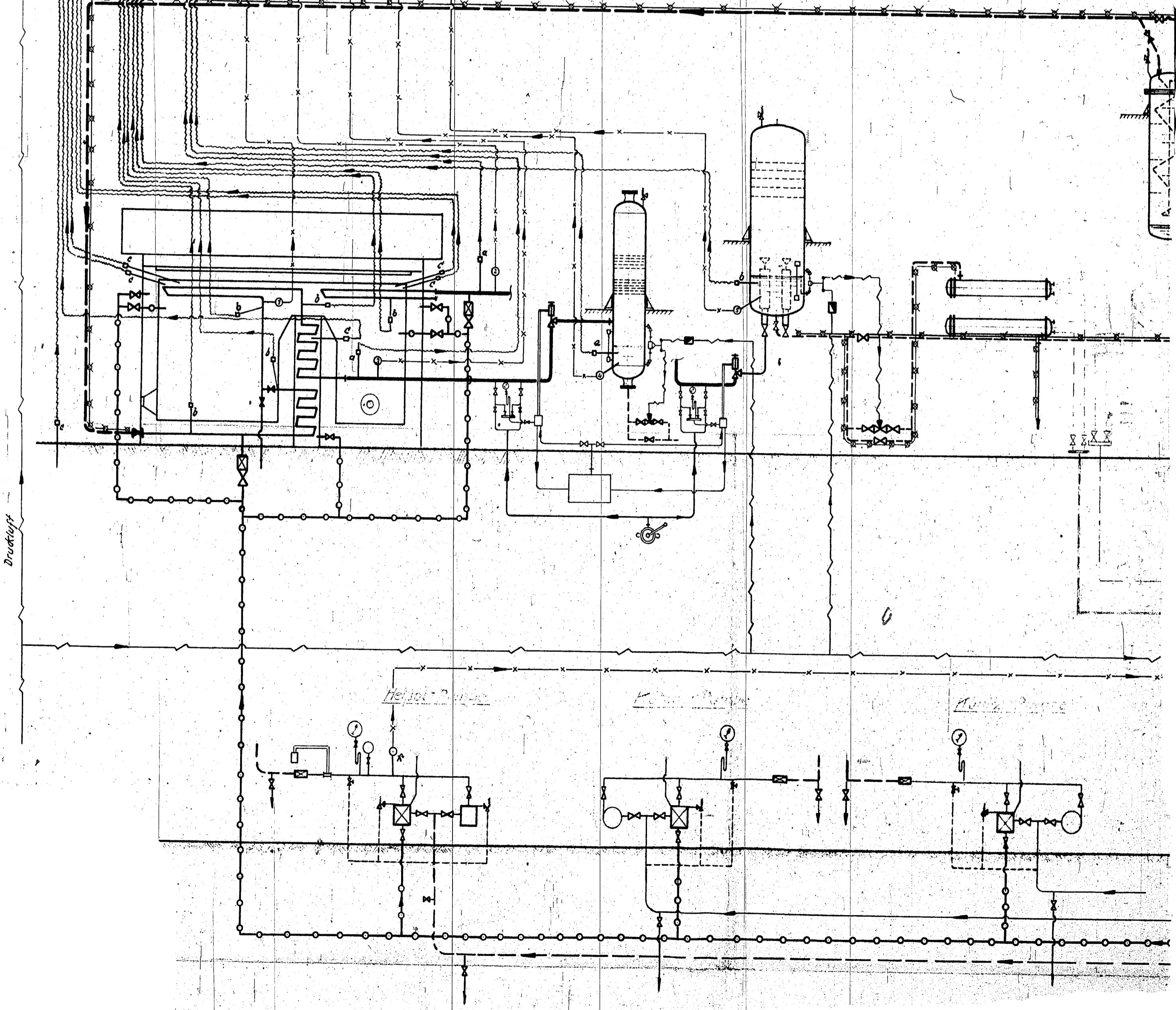
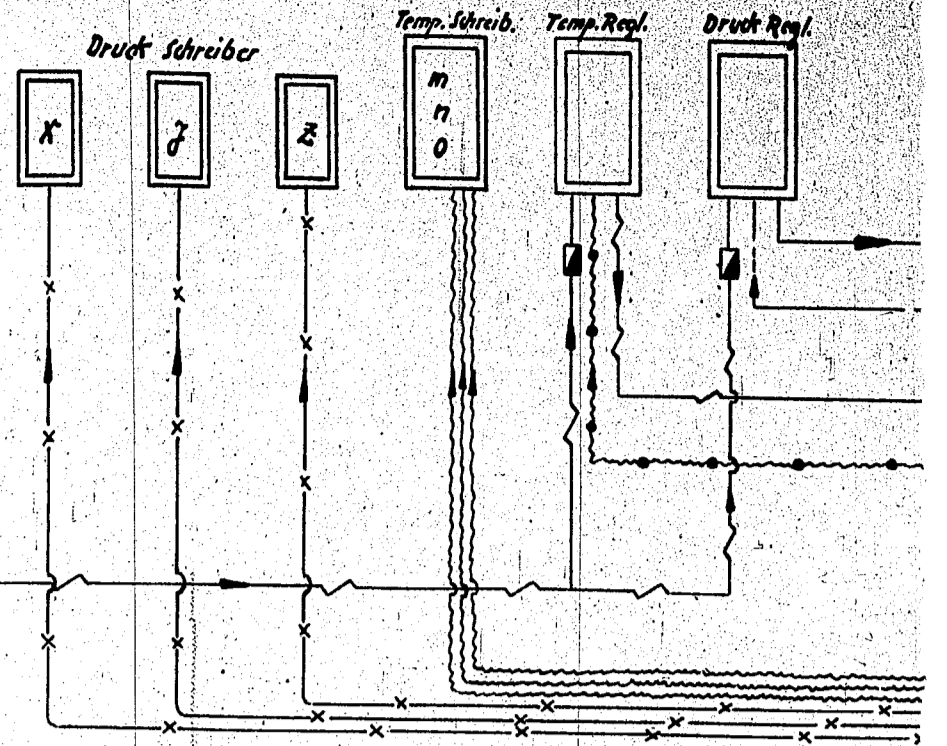
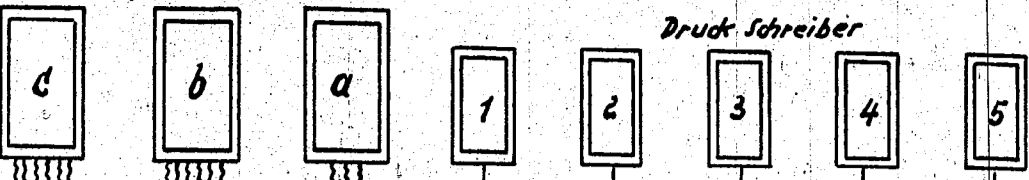
000893

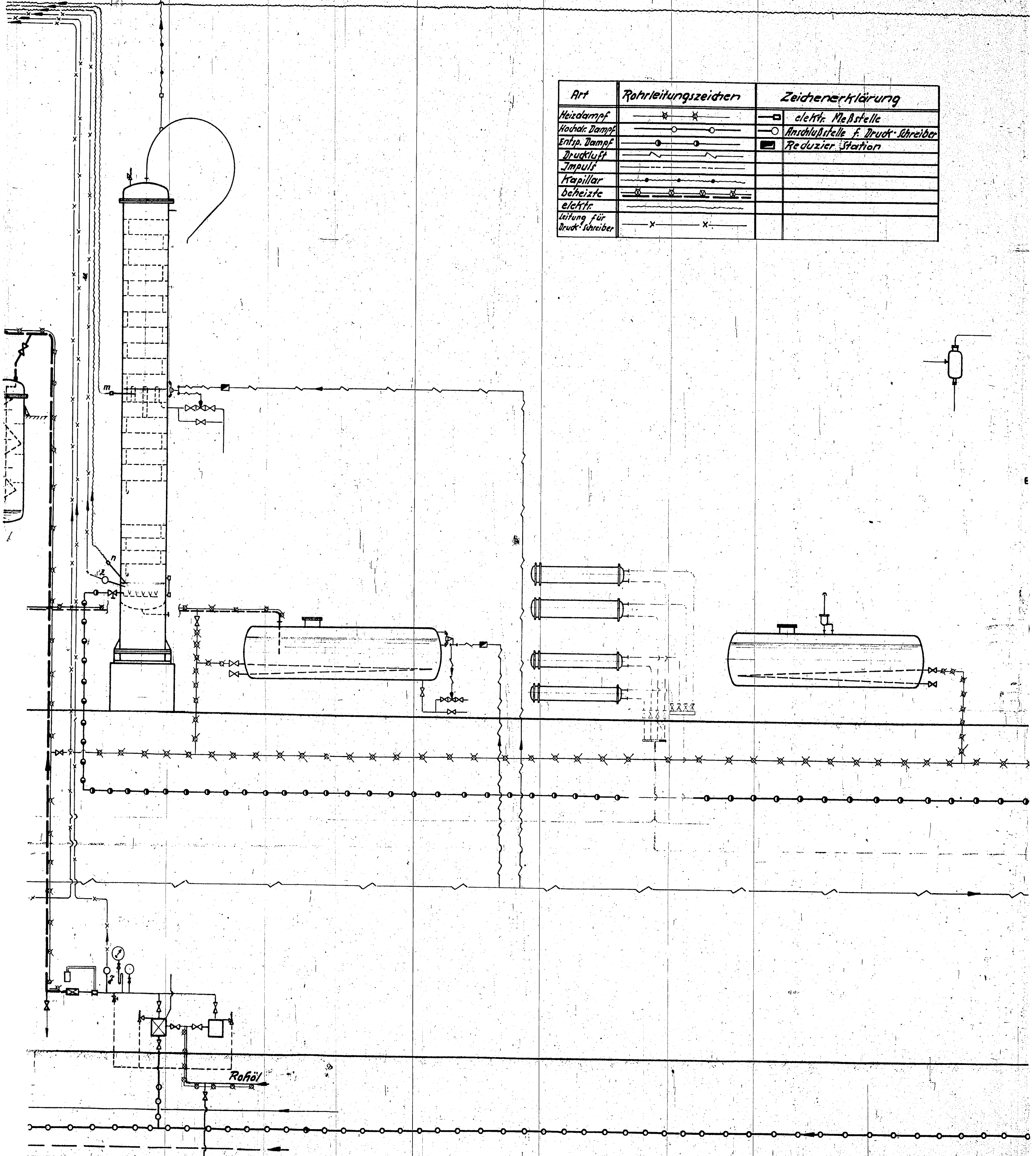
Temp. Schreiber

Druck Schreiber

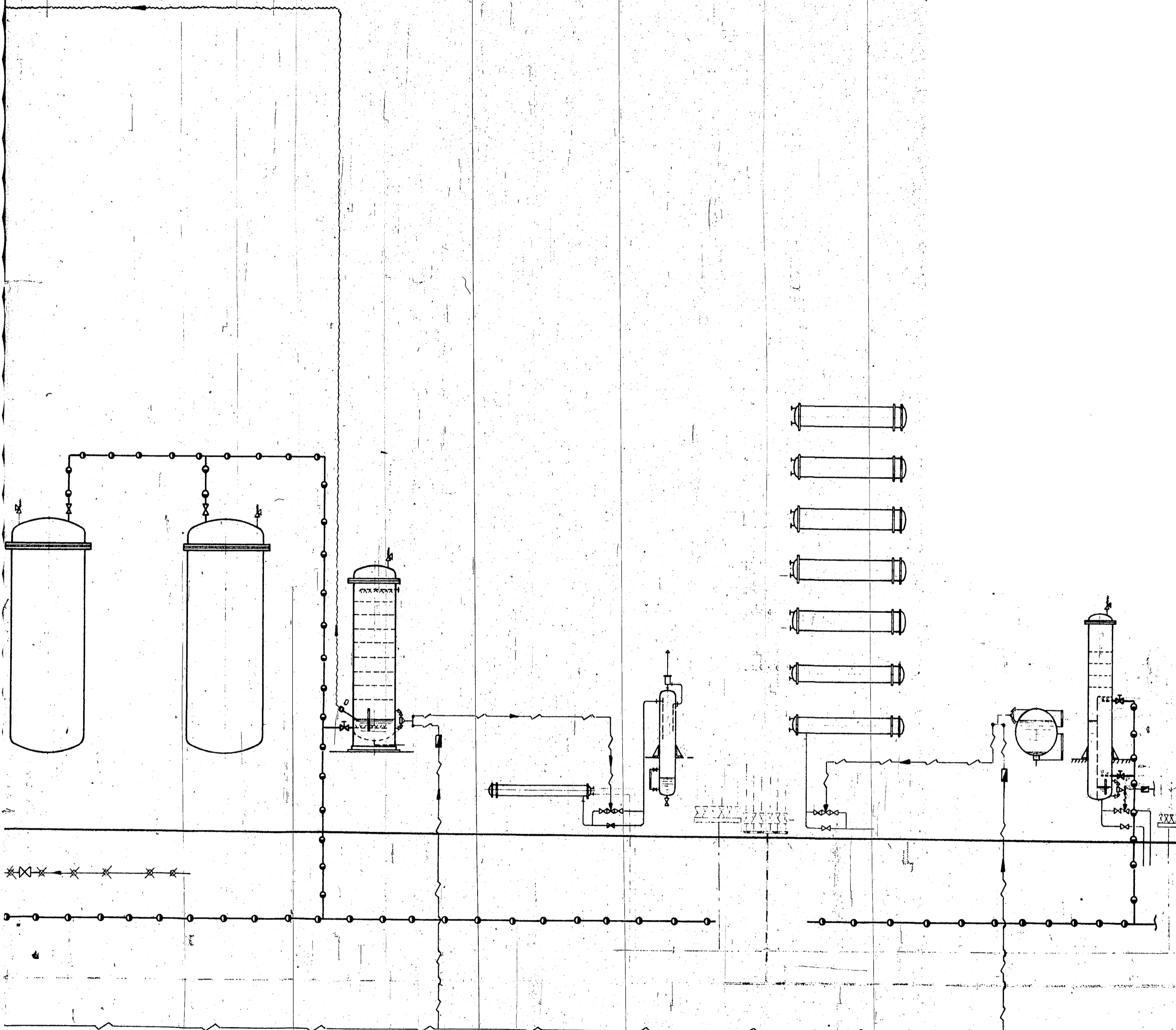
Druck Schreiber

Temp. Schreib. Temp. Regl. Druck Regl.

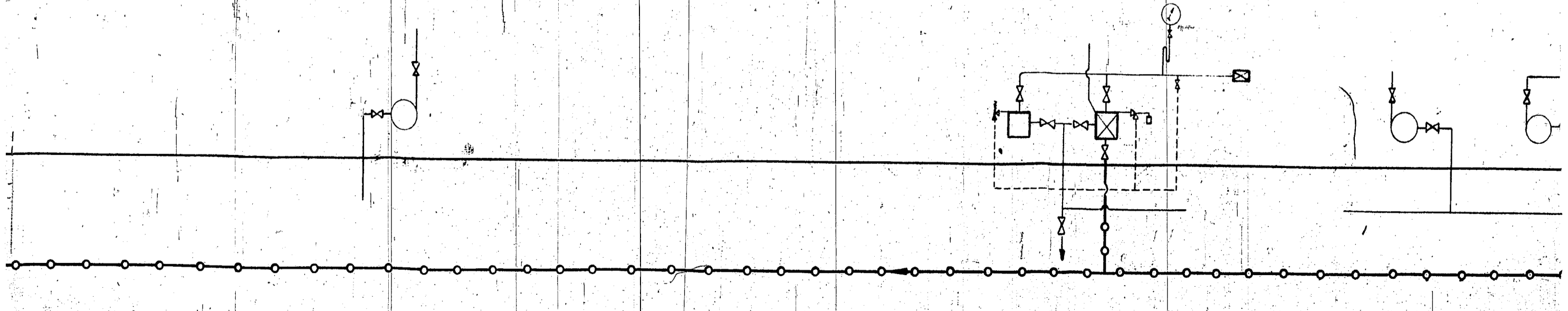




Art	Rohrleitungszeichen	Zeichenerklärung
Heizdampf	— x — x —	□ elektr. Meßstelle
Hochdr. Dampf	— ○ — ○ —	○ Anschlußstelle f. Druck-Schreiber
Entsp. Dampf	— ● — ● —	■ Reduzier Station
Druckluft	— — — — —	
Impuls	— — — — —	
Kapillar	— — — — —	
beheizte	— x — x — x — x —	
elektr.	— — — — —	
Leitung für Druck-Schreiber	— x — x —	

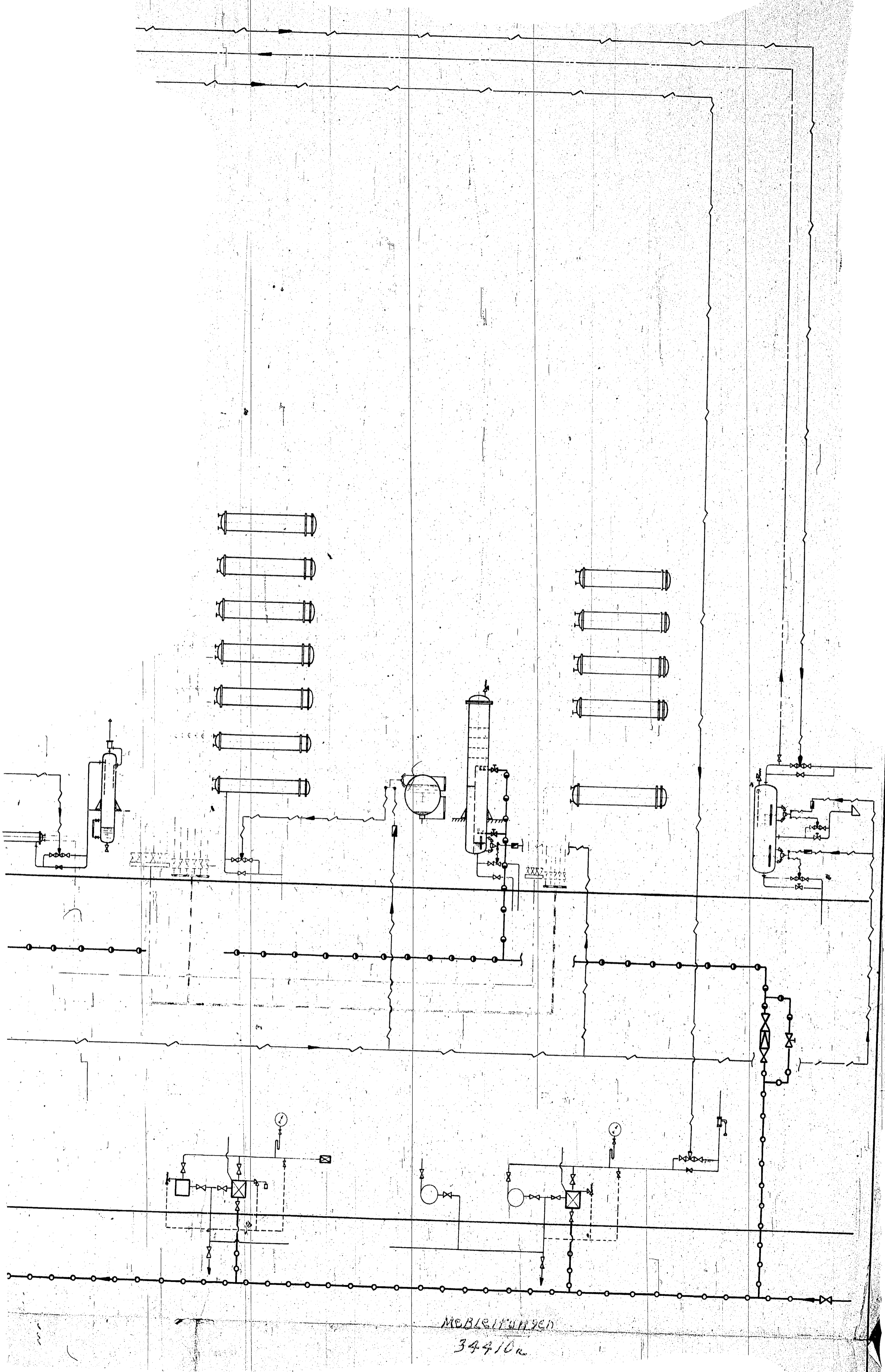


Wash Pumpe



000695

000695



MECHANISCH
34410K

0232A

Fr. Wores

000696

Dr. Weittenhiller

Bilanz über die Spaltperiode vom 21.5.-9.6.41.

Während der gesamten Betriebsdauer wurden mit Ausnahme des letzten Tages stets gewisse Wassermengen mit dem Rohöl durchgesetzt. Die Wasserzugabe wurde über 500 l, 700 l und auf 1 000 l/h innerhalb von 2 Tagen gesteigert. Es konnte dabei in dem erhaltenen Spaltbenzin bei gleichem Siedeendpunkt ein Ansteigen der Olefingehalte beobachtet werden, und zwar lagen die Olefingehalte maximal um 70 - 72 %. Es wurden annähernd stets 4 m³ Rohöl und 16 m³ Heißöl gefahren. Bei einem Wasserzusatz von 1 000 l/h stellt sich ein Pumpendruck von etwa 42 - 45 atü ein. Der Wasserzusatz erhöhte den Pumpendruck um etwa 15 atü. Die Ofenaustrittstemperaturen lagen etwa bei 500 - 510°. Als am letzten Tage der Pumpendruck auf über 60 Atmosphären angestiegen war, wurde der Wasserzusatz abgestellt, daraufhin ging nach einigen Schwankungen der Pumpendruck wieder auf 45-50 Atmosphären zurück. Die höchsten Olefingehalte im Benzin wurden während der ersten Tage erhalten. Mit langsam ansteigendem Druck fielen die Olefingehalte. Am Ende der Periode waren die Olefingehalte etwa 64 %. Als besonderes Kennzeichen dieser Fahrweise ist die praktisch rückstandsfreie Spaltung festzustellen. Die Ausbeute an flüssigen Produkten ist etwa die gleiche wie ohne Wasserzusatz, jedoch ist die Treibgasmenge um die verminderte Rückstandsmenge größer.

Unter der Annahme, daß die bei der Bilanz ermittelte Fehlmenge mit in die Spaltanlage eingesetztes Wasser darstellt, ergeben sich folgende Ausbeutezahlen:

Spaltbenzin stabil, - 180°, OZ. etwa 60	43,1 %
Spaltdieselöl	35,2 %
Treibgas	15,7 %
Rückstand	0,9 %
Spaltgas	5,1 %
	<u>100,0 %</u>

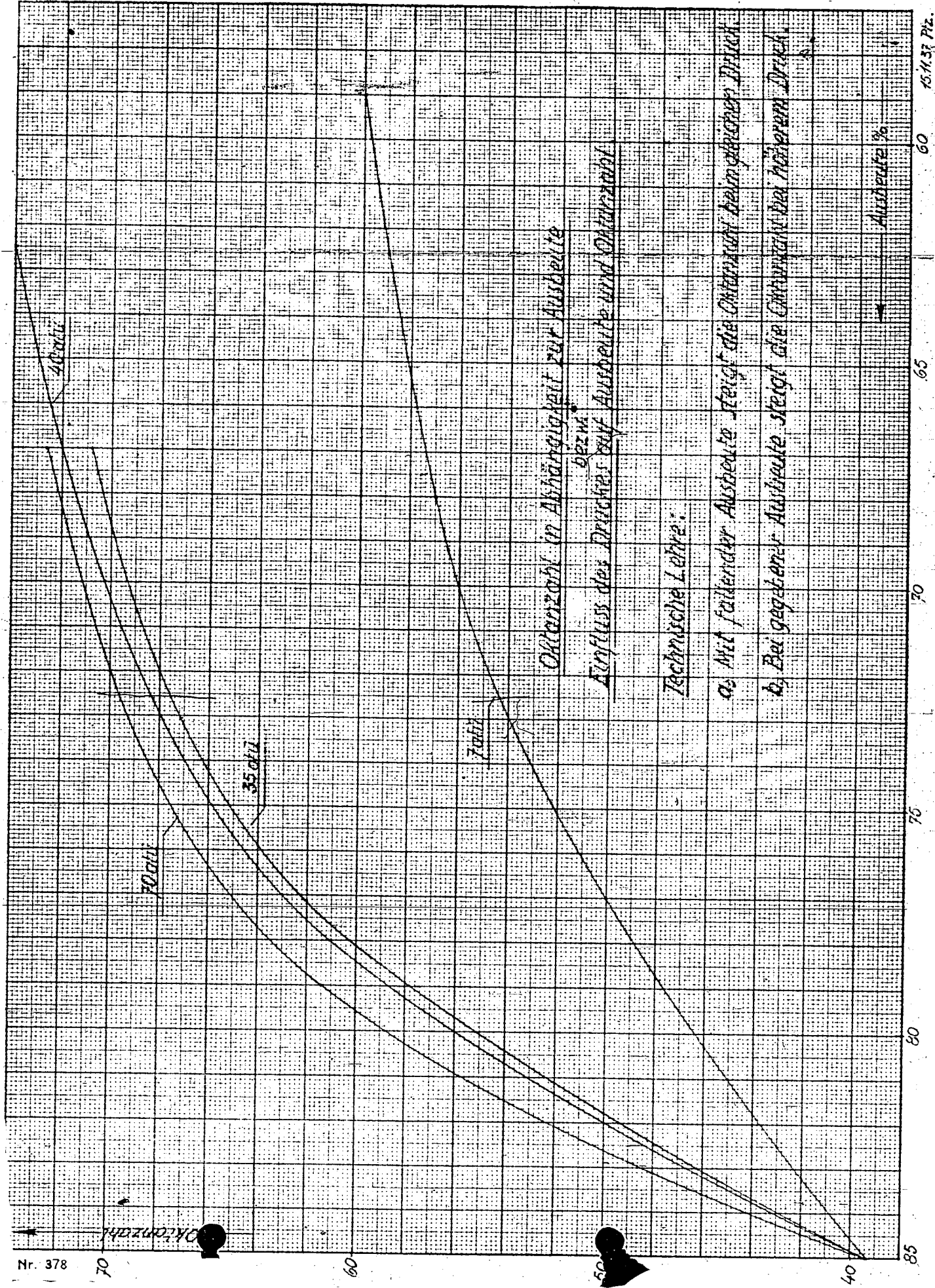
*Wassermenge
aus dem
Wasserzusatze
von 1000 l/h*

Auf Grund dieser Ausbeutezahlen errechnet sich folgender Erlös:

Benzin	320,-- RM/t	43,1 %	=	RM	138,--
Dieselöl	250,-- RM/t	35,2 %	=		88,--
Treibgas	280,-- RM/t	15,7 %	=		44,--
Rückstand	65,-- RM/t	9,9 %	=		<u>0,60</u>
				RM	270.60

Wores
11.6.41

000697



Ordnungszahl in Abhängigkeit zur Ausbeute

Einfluss des Druckes auf Ausbeute und Ordnungszahl

Technische Lehre:

- a) Mit fallender Ausbeute steigt die Ordnung beim gleichen Druck
- b) Bei gegebener Ausbeute steigt die Ordnung bei höherem Druck

Aktenvermerk

betr. Sitzungen, Besprechungen, Reisen usw.

des Herrn Dr. Weittenhiller.

betreffend Wahl des Spaltverfahrens für Hoesch-Benzin.

In der Besprechung bei der Mineralöl-Baugesellschaft am 10. August 1937 (Akt.-Vermerk v. 17.8.37) war beschlossen worden, die Entscheidung über das Spaltverfahren hinauszuzögern, bis die Carburol-Anlage in Ruhland in Betrieb sei. Das Amt hatte hierzu im Hinblick auf die Bedeutung der zur Entscheidung-stehenden Frage, seine Zustimmung gegeben, selbst auf die Gefahr hin, daß wir dadurch etwas später in Betrieb kommen würden.

Die Anlage in Ruhland ist fristgemäß in Betrieb gekommen und hat, wie wir selbst auf Grund eingehender Besichtigungen feststellen konnten, die Garantien voll und ganz erreicht. Demnach ist die Situation also folgende:

Carburol garantiert jetzt bei einer O-Zahl von 66 eine Ausbeute von 73 %, bei einer O-Zahl von 64, eine Ausbeute von 75 %. Diese Zahlen gelten als Mindestzahlen. Es darf angenommen werden, daß sie überschritten werden.

Die Anlage in Holten ist noch immer nicht betriebsbereit. Man hat noch 2 mal versucht, sie in Betrieb zu nehmen, hat aber immer wieder wegen Undichtigkeiten still setzen müssen. Es scheint nun doch zum mindesten wesentlich schwieriger als beim Carburol-Verfahren zu sein, eine T.V.P.-Anlage zu betreiben, da die Temperaturen in den Rohren noch rund 100° höher liegen, als beim Carburol-Verfahren. Die Garantien der T.V.P.-Gesellschaft betragen 74 % bei einer

0-Zahl von 66, also nur noch 1 % mehr. Dabei wird aber die Einschränkung gemacht, daß sich die Lizenz um 6 000 engl. Pfund ermäßigen müsse für jedes % Minderausbeute.

Da nun feststeht, daß die Gasole der Carburol-Anlage verkäuflich sind, während bei T.V.P. weder etwas über die Qualität noch über die Menge der Gasole bekannt ist oder garantiert wird, schien es uns nun doch ratsam, das Carburol-Verfahren zu wählen. Dieser Entschluß wurde weiter dadurch erleichtert, daß die T.V.P.-Anlage etwa RM. 400 000.- mehr kostet. Da nun auf der einen Seite noch nicht bewiesen ist, ob die T.V.P.-Anlage tatsächlich nennenswerte Mengen Gasol polymerisiert, auf der anderen Seite die katalytische Polymerisationsanlage der J.G. etwa RM. 250 000.- kosten wird, so ist das Carburol-Verfahren auch von diesem Standpunkt aus als das Richtigere zu bezeichnen. Dazu kommt noch, daß für die Gasole nach den neuesten Verfügungen der Reichsregierung der Absatz als gesichert erscheint, sodaß es unter diesen Umständen geradezu verkehrt wäre, Gasole zu polymerisieren.

Zusammenfassend ist also zu sagen, daß einer nicht sicheren Mehrausbeute bei T.V.P. von 1 % = RM. 75 000.- Mehrerlös je Jahr eine Anlagekostensparnis von RM. 400 000.- bei Carburol gegenübersteht. Ferner ist noch nicht bewiesen, daß T.V.P. verkäufliche Gasole liefert. Das Gasol von Carburol ist hingegen seit langem im Handel (Klöckner). Der Reinerlös für Gasol beträgt mindestens 20 Pfg./kg. Zur Herstellung von 1 kg Polymer-Benzin im Werte von 28,5 Pfg. benötigt man 2 kg Gasol mit einem Erlös von 40 Pfg. Jedes kg Polymer-Benzin, welches also die T.V.P.-Anlage zwangsläufig aus dem Gasol erzeugt, bedeutet einen Verlust von 11,5 Pfg/kg

000700

Aktenvermerk

des Herrn Dr. Weittenhiller.
betreffend Wahl des Spaltverfahrens für Hoesch-Benzin.

Seite 3

Polymer-Benzin. Da nun der Absatz des Gasols auf Grund der neuesten Verfügung der Reichsregierung als gesichert erscheint, ist es richtig, die Carburol-Anlage zu bestellen. Dieser Entschluß ist umso leichter zu fassen, als wir dann sicher sind, von vornherein eine betriebssichere Anlage zu bekommen. Außerdem ist es nach Informationen, die ich in Berlin bekommen habe, sehr wahrscheinlich, daß man uns die Devisengenehmigung entziehen wird. Durch die Wahl des Carburol-Verfahrens kommen wir diesem Schritt des Reichswirtschaftsministeriums zuvor.

Benzin-anlage, den 20. Januar 1938



Aktenvermerk

betr. Sitzungen, Besprechungen, Reisen usw.

des Herrn Dr. Werres.

Schreiben Ruhrchemie vom 21.9.42

betreffend Spaltung Kogasin für Ruhrchemie.

Vorvertrag der Ruhrchemie

Einsatzprodukt: Kogasinfraktion über 230° siedend;
Menge: 700 t Hoesch-Lieferung und 300 t fremde Lieferung =
1000 moto.

*Ruhrchemie
Schreibh.*

Wir vergüten Ihnen:

für die Zurverfügungstellung Ihrer Spaltanlage
und die Durchführung des Betriebes derselben

einen Satz von RM 50.-/t Einsatzprodukt

für allgemeine Unkosten und Gewinn

einen Satz von -RM 15.-/t Einsatzprodukt,

insgesamt also RM 65.-/t Einsatzprodukt

=====

Alle in der Spaltanlage anfallenden Produkte, soweit sie für uns brauchbar sind, werden in Kesselwagen auf unsere Kosten zu unserem Werk nach Holten verladen. Die nichtgewinnbaren Benzin- und Gasolmengen schreiben Sie uns mit Ihrem jeweiligen Verkaufserlös gut. Die Bestimmung dieser Mengen geschieht vereinbarungsgemäss wie folgt:

- 1.) Die Benzinanteile, die in dem Spaltgas enthalten sind, werden analytisch aus dem Spaltgas bestimmt; hiervon werden 90 % als gewonnen gutgeschrieben.
- 2.) Da die Bestimmung der Gasolmenge auf analytischem Wege bzw. die daraus sich folgernde Gutschrift nicht durchführbar ist, da Ihre AK-Anlage bzw. Ihre Kompressoren überlastet sein werden, sind wir dahin übereingekommen, die über Ihre normale Gasolproduktion, die ja in bestimmter Abhängigkeit von der eingesetzten Gasmenge steht und damit feststeht, anfallenden Gasolmengen gutzuschreiben.
- 3.) Die verbleibenden WE-Mengen, soweit sie nicht bereits unter 1) und 2) gewonnen und gutgeschrieben sind, werden zu einem Heizwertpreis von 0.15 Pfg/1000 WE gutgeschrieben.
- 4.) Die Versand- und Entladekosten werden, soweit sie über Ihre bisherigen Kosten bei dem Versand der 700 t Kogasin hinausgehen, nach den bei Ihnen üblichen Sätzen von uns übernommen.

*Vorvertrag
zu schreiben*

Dortmund, den 24.9.1942



Wernes

000702

Akte 17

Gesamtbilanz der Spaltanlage von 23.4. - 12.5.1943.

*Spaltungsgas
f. Petroleum*

Bestand am 23.4. Tank B	325 020 kg		
" " 24.4.	<u>322 710 "</u>		
	2 310 kg	2 310 kg	
" am 23.4. Tank G	674 730 kg		
" " 1.5.	<u>464 070 "</u>		
	209 960 "	209 960 kg	
" " 8.5. Tank B	627 540 kg		
" " 13.5.	<u>395 660 "</u>		
	231 880 kg	<u>231 880 kg</u>	
		437 150 kg	
Vorlageänderung-Bestandzunahme		<u>8 930 "</u>	
		428 220 kg	428 220 kg 100 %

ERZEUGNISSE

Bestand Benzin am 23.4.32	3 000 kg		
Bestand Benzin am 13.5.43			
Vorlage 2	0 kg		
" 3	19 770 "		
Zwischenbehälter	5 330 "		
Wasserscheider	1 000 "		
Tank 6	<u>18 900 "</u>		
	45 000 kg		
Bestandzunahme	42 000 kg	42 000 kg	
Benzinversand		<u>237 000 "</u>	
Benzinerzeugung		279 000 kg	65,2 %
Benzin im Spaltgasol		10 270 kg	2,4 %
Treibgas		58 885 kg	13,8 %
Spaltgasmenge (CH ₄ usw.)		<u>71 125 kg</u>	<u>16,6 %</u>
Gesamterzeugung		419 280 kg	419 280 kg 98,0 %
Fehlmenge			<u>8 940 kg</u> 2,0 % ✓
		428 220 kg	100,0 %

Meßabteilung Treibstoffwerk, den 13. 5. 1943

Mey

Al

000703

Gas-, Kühlwasser- und Öltemperaturen am 3. 11. 1946

8

	10 Uhr	18 Uhr	2 Uhr
Gas vor Kühlergruppe I (südlich)	81	83	82
" " " I (nördlich)	84	84	86
" " " II (südlich)	98	96	94
" " " II (nördlich)	75	80	76
" " " III	83	83	85
Gas nach Kühlergruppe I (südlich)	20	20	25
" " " I (nördlich)	15	15	21
" " " II (südlich)	15	18	21
" " " II (nördlich)	20	20	21
" " " III	16	22	25
Kühlwasser vor Kühlergruppe I	10	13	15
" " " II	14	18	19
" " " III	18	19	21
Kühlwasser nach Kühlergruppe I	29	31	32
" " " II	29	32	32
" " " III	46	53	60
Gas vor dem Sauger	17	22	23
Gas nach dem Sauger	36	42	47
Gas vor dem Sättiger	35	40	40
Gas nach dem Sättiger	-	-	-
Gas vor Wascher I	14	15	17
Gas nach Wascher VII	10	11	10
Öl nach Wascher I	10	11	10
Öl vor Wascher VII	16	18	16
Lufttemperaturen	- 12	- 3	- 3
Kühlwasser für den Schlusskühler	8	10	14
Kühlwasser für den Ölkühler	5	8	8
Ruhrwasser	3	3	4

R u h r w a s s e r v e r b r a u c h

	Benzol- gewinnung	Gaskühler u. Sonstig.	Insgesamt
Morgenschicht			
Mittagschicht			
Nachtschicht			
Insgesamt	700	1597	2297

M. Mes.

000704

Akte *Fabrikation*

Gesamtbilanz der Spaltanlage vom 17.11. - 21.12. 1942.

Bestand am 17.11. Tank C	607 140 kg		
" " 8.12. " B	538 480 "		
	<u>1 145 620 kg</u>		1 145 620 kg
Bestand am 21.12. Tank C	21 150 kg		
" " " B	199 890 "		
	<u>440 040 kg</u>		
Bestandsabnahme			<u>410 040 kg</u>
Zugang an Fremdware			735 580 kg
Kogasinerzeugung vom 8.12. - 17.12.1942			169 360 "
Zugang von Tank 1 u. 3 nach Tank B			279 830 "
Zugang zur Spaltanlage			<u>64 700 "</u>
Bestand in der Spaltanlage am 17.11.1942		0 kg	0 kg
am 21.12.1942 Heißölvorlage	10 290 kg		
Kühlölvorlage	4 550 "		
Ofen	0 "		
Grube	<u>3 000 "</u>		
	17 840 kg	<u>17 840 kg</u>	<u>17 840 kg</u>
Bestandszunahme			
Einsatz an Spaltstock			
			1 231 630 kg 100,0 %
<u>Erzeugung:</u>			
<u>Benzin</u>			
nach Tank 6 gepumpt	550 900 kg		
Versand	220 560 "		
Zwischenbehälter	2 000 "		
Vorlage 2	<u>9 070 "</u>		
" 3	18 720 "		
Wasserschneider	1 000 "		
Brandschaden	<u>2 000 "</u>		
Spaltbenzin	804 250 kg	804 250 kg	
Benzin im Spaltgasol 47 610 kg davon 90 %		42 849 kg	65,3 %
Treibgas		130 142 kg	68,8 } 5,5 %
Spaltgas CH ₄ u.		<u>171 633 kg</u>	10,6 %
Gesamterzeugung		1 148 879 kg	14,5 } 13,9 %
Fehlmenge			93,3 %
		<u>82 751 "</u>	6,7 %
			<u>1 231 630 kg 100,0 %</u>

Messabteilung Treibstoffwerk, den 23.12.1942.

Mes

000705

Treibgasbilanz der Spaltanlage vom 17.11.-21.12.1942.

Für die Treibgasbilanz wird der Monat November über I-Gas berechnet + 10 % zugrunde gelegt:

Treibgaserzeugung im November	284 400 kg
I - Gasmenge im November	24 719 700 Nm ³
je Nm ³ I - Gas	0,01151 kg Treibgas
+ 10 %	<u>0,00115 kg</u>
für 1 Nm ³ I - Gas werden	0,01266 kg Treibgas berechnet

Berechnung der Treibgasmenge aus der Spaltanlage.

I - Gasmenge vom 1.12.41 bis einschl. 19.12.42.	16 465 100 Nm ³	
daneben Primärtreibgas	(16 465 100 · 0,01266 kg)	208 448 kg
Gesamttrieb-gaserzeugung vom 1-19.12.42		338 590 kg
davon Primärtreibgas (Berechnung über I-Gas)		<u>208 448 kg</u>
für die Spaltanlage verbleiben		130 142 kg

Spaltgasanalyse Ø

CO ₂	- 1,3 %
O ₂	- 0,0 %
CO	- 1,4 %
H ₂	- 1,4 %
N ₂	- 1,5 %
CH ₄	- 12,1 %
C ₂ H ₆	- 15,4 %
C ₂ H ₄	- 23,7 %
C ₃	- 29,9 %
C ₄	- 6,5 %
C ₅	- 4,5 %
C ₆	- 2,3 %
	100,0 %

	19 175 kcal	
Spaltgasmenge	- 205 961 Nm ³	19 175 kcal
		<u>3 949 302 175 kcal</u>

davon Benzin im Spaltgas 47610 kg

(47610 · 90 · 11000 kcal)	
100	471 339 000 kcal

davon Spalttreibgas 130142 kg

(130142 · 11300 kcal) =	<u>1 470 604 600 ")</u>
	1 941 943 600 kcal

Rest für Spaltgas ohne Benzin und Treibgas

<u>1 941 943 600</u>
2 007 358 575 kcal

= 2 007 359 Nm³ mit 1000 kcal

Messabteilung Treibstoffwerk, den 28.12.42.

Bilanz Spaltenanlage.

23. 9. 40

Aus Tank 3 entnommen	95,21 t		
Nach Tank 7 gepumpt	45,34 t		
Vorlagenveränderung Zunahme	3,78 t		
Nach der Trennanlage gepumpt	<u>1,21 t</u>		
Davon Schweröl			
Einsatz	44,88 t	44,88 t	100,0 %

Erzeugung:

Spaltbenzin	22,57 t)		
Spaltbenzin nach der	4,25 t)	26,82 t	59,8 %
Trennanlage			
Dieselöl nach der Trennanlage	6,62 t		14,9 %
Benzin im Spaltessöl	2,73 t		6,1 %
Spaltgas	12,23 t		27,4 %
Rückstand	<u>1,1 t</u>		<u>2,2 %</u>
	49,52 t	49,52 t	113,4 %
Verbrauch		4,64 t	11,4 %
Benzin nach Tank 4 gepumpt lt. Vorlagenveränderung			14,69 t
Benzin nach Tank 4 gepumpt lt. Benzinuhr			15,45 t
Benzin nach Tank 4 gepumpt lt. Teilung			12,28 t

Zeit Beginn

Einsatz	364,17 t	364,17 t	100,0 %
---------	----------	----------	---------

Erzeugung:

Spaltbenzin	5,22 t		56,4 %
Benzin im Spaltessöl	17,32 t		4,8 %
Dieselöl	6,68 t		1,8 %
Spaltgas	31,75 t		25,2 %
Rückstand 1)	<u>11,47 t</u>		<u>3,1 %</u>
	332,44 t	332,44 t	91,3 %
Verbrauch		31,73 t	8,7 %
		364,17 t	100,0 %

000707

- 2 -

Benzin nach Tank 4 gepumpt lt. Vorlage	185,89 t
Benzin nach Tank 4 gepumpt lt. Benzinuhr	187,49 t
Benzin nach Tank 4 gepumpt lt. Teilung	188,61 t

1) Von 20.3.4 sind 6,15 kg Rückstand in Abzug gebracht, die durch Scheumbildung und Wasser zu viel berechnet wurden.

M Jones

000708

Dr. Weittenhiller

Bericht über die Spaltperiode vom 15.9.-22.9.

Die Spaltung sollte im Gegensatz zu früher mit niedrigen Drücken und evtl. mit Dampfzusatz durchgeführt werden. Der Dampfzusatz konnte nicht gegeben werden, da an den vorgesehenen Stellen die Betriebsdrücke meist höher lagen als der Dampfdruck.

1. Betriebsbedingungen:

Frischöl-Einsatz	4 m ³ /h
Heißöl-Einsatz	15 - 16 m ³ /h
Gesamt-Einsatz	19 - 20 m ³ /h
Spaltgas	400 m ³ /h

Temperaturen:

Eintritt vor Wärmezone	270°
Eintritt Strahlungszone I	370°
Eintritt Spaltzone	420°
Eintritt Strahlungszone II	430°
Austritt Strahlungszone II	470°

Die Drücke waren bis auf zwischenzeitlich aufgetretene Drucksteigerungen, die aber im Laufe von 2 Tagen wieder auf die normalen Druckverhältnisse zurückgegangen waren, etwa folgende:

Pumpendruck	26 atü
Ofen-Eintritt	24 "
Austritt Strahlungszone I	20 "
Eintritt Strahlungszone II	15 "
Austritt Strahlungszone II	2 "
Enddruck	1,5 "

2. Eigenschaften des Frischöls und der Spaltprodukte.

a) Das Frischöl zeigte im \emptyset nachstehende Analysendaten:

Siedebeginn:	110°
bis 140°	2 %
160°	2,5 %
180°	3 %
200°	3,5 %

220°	4,5 %
240°	7,5 %
260°	15,0 %
280°	35,0 %
300°	82,5 %
320°	95 %

Dichte bei 15° 0,780

b) Das anfallende unstarile Spaltbenzin zeigte im Ø folgende Eigenschaften:

bis 50°	3,5 %
60°	8,5 %
70°	15,0 %
80°	20,5 %
90°	30,0 %
100°	36,5 %
110°	43,0 %
120°	51,0 %
130°	58,0 %
140°	65,0 %
150°	71,0 %
160°	77,0 %
170°	82,0 %
180°	86,5 %
190°	90,0 %
200°	92,0 %
210°	93,0 %
220°	93,5 %

Spez. Gewicht bei 15° 0,7000

Cetan-Zahl Ø 58,0 %

Olefine Ø 55 %

Dampfdruck Ø 0,75

c) Das Spaltgas zeigte folgende Kenndaten:

Ltr.-Gewicht	1,85
Athylen-Gehalt	14 Vol. %
Olefin-Gehalt	31 " %
Benzin-Gehalt	330 g/Nm ³
C ₃ + C ₄	68 Gew. %
C ₃ bez. auf C ₃ +C ₄	78 " %

Um einen Überblick darüber zu bekommen, ob in den vorhandenen Olefinen größere Mengen Diolefine enthalten sind, die bei dieser niedrigen Druckspaltung erzeugt werden sollten und für eine Nachbehandlung wesentlich sind, wurde das Spaltbenzin vom Lauf täglich einer Feinfraktionierung unterworfen und in den scharfen Fraktionen die Olefine und die Jodzahl bestimmt. Aus der Differenz der gefundenen Jodzahl gegenüber der für Monoolefine theoretischen Jodzahl, kann auf den Gehalt an Diolefinen geschlossen werden. Es ergibt sich hierbei folgendes:

	17.9.			18.9.			20.9.		
Spaltgas	27,7 %			27,4 %			20,8 %		
	Di-Olefine	Monoolefine	Summe	Di-Olefine	Monoolefine	Summe	Di-Olefine	Monoolefine	Summe
Iso-Pentan-Fraktion	10,4%	58,6 %	69,0	14,9%	61,1 %	76,0			66,0
n-Pentan-Fraktion	11,0%	51,0 %	62,0	15,1%	49,1 %	64,2	-	-	-
Hexan-Fraktion	35,8%	20,2 %	56,0	30,8%	31,2 %	62,0	12,4%	39,6 %	52,0
Heptan-Fraktion	32,7%	19,3 %	52,0	41,2%	11,8 %	53,0	15,5%	32,5 %	48,0
Octan-Fraktion	39,3%	9,7 %	49,0	41,3%	11,7 %	53,0	19,9%	27,1 %	47,0

Aus dieser Tabelle geht hervor, daß mit größerer Spaltgasmenge die Zahl der Gesamtolefine höher liegt, und daß der Anteil der Diolefine mit größerer Spaltgasmenge ansteigt. Außerdem zeigen überraschenderweise die Zahlen, daß der Diolefine-Anteil bei den höheren Fraktionen im allgemeinen größer ist als bei den niederen. Vergleichsuntersuchungen mit Primär-Benzin haben nach der gleichen Methode ergeben, daß in diesem keine Diolefine vorliegen.

Die Bilanz über die gesamte Laufzeit hat eine Fehlmenge von 6,34 t ergeben, Es ergeben sich folgende Ausbeute-Zahlen:

Stabiles Spaltbenzin	54,5 %	55,4 %
Benzin im Spaltgasol	4,9 %	5,0 %
Dieselöl	8,9 %	9,0 %
Ausbeute an flüssigen Produkten	68,3 %	69,4 %

000711

- 4 -

Ausbeute an flüssigen Produkten	68,3 %	69,4 %
Spaltgas	26,4 %	26,7 %
Rückstand	3,7 %	3,9 %
<u>Fehlmenge</u>	<u>1,6 %</u>	<u>-</u>
	100,0 %	100,0 %

Ein großer Teil der Fehlmenge wird höchst wahrscheinlich Wasser gewesen sein, so daß die Ausbeuten-Ermittlung der 2. Spalte zum Teil gerechtfertigt ist.

Hoesch-Benzin, den 27. September 1940

