

TITLE PAGE

3. Erfahrungsaustausch am 4.12.1941.
Exchange of experience on 4 December 1941
at Ludwigshafen.

Frame Nos. 455 - 470

Hochdruckversuche
Lu. 558

4. Dezember 1941

Handwritten: Johann Dr. Zimmermann
Kunzelsdorf
Köthen
455

Erfahrungsaustauschbesprechung am 4. Dezember 1941

im Luftwaffen/Rhein.

8

<u>Anwesend:</u>	Dr. Kraeppehl	Reichsamt für Wirtschaftsausbau
	Dr. Schmidt,	Brandag Berlin
	Schwitter	" Böhlen
	Markmann,	"
	Reinig	" Magdeburg
	Stalke	"
	Roser,	" Zeitz
	Makusch	"
	Dr. Jacob	Gelsenberg-Benzin A.G.
	O. I. Egli	"
	Dr. Wisnal	Hydrierwerke Pöhlitz A.G.
	Dr. Schmitt,	"
	O. I. Zimmermann,	"
	Dr. Urban,	Hydrierwerk Scholven A.G.
	D. I. Müller	"
	Dr. Winkler	Ruhröl G.m.b.H.
	Dr. Frese,	"
	Dr. Müller,	Sudetenländische Treibstoffwerke AG
	Dr. Peukert,	Union Rheinische Braunkohlen-
	Dr. Hahn,	Kraftstoff AG
	Wieland	Wintershall AG
	Dr. Kupplöger,	I.G. Farben: Ammoniakwerk Merseburg
	Dr. Schulze,	GmbH, Leuna Werke
	O. I. Cron,	"
	Dr. Gaelein,	" Oppau
	Dr. Wilde,	"
	O. I. Berger,	" FA Lu
	O. I. Koch,	"
	D. I. Zämpf,	"
	D. I. Schappert,	"
	Dr. Pier,	" Hochdruckversuche Lu
	Dr. Becker,	"
	Dr. Buaren,	"
	Dr. Dinkler,	"
	Dr. Gies,	Dr. Nonnenmacher,
	Dr. Ramsacher,	Dr. Oettinger,
	Dr. v. Hartmann,	O. I. Raichle,
	Dr. Hübner,	Dr. Rank,
	Dr. Löcker,	Dr. Reits,
	Dr. v. Müffling	Dr. Simon.

Übersicht:

- I. Bericht von Pöhlitz über den Hergang des Ausfalls der Kohle-
kammern. Mitteilungen über ähnliche Vorkommnisse auf anderen
Werken, insbesondere über das Auftreten von Verstopfungen
durch Bildung von Gashydraten, Ammonkarbonat usw.
Technische Massnahmen zur Vermeidung von Gashydraten.
Seite 3 - 11
- II. Literatur über Gashydrate. Seite 12 und
Anlage 1.
- III. Kontrolle der bei Verstopfung auftretenden
Druckdifferenzen. Seite 12-13 und
Anlage 2.
- IV. Diskussion über sonstige Erfahrungen bei Störungen
in Hochdruckkammern (Notentschlammung, Lockflamme,
Verbindung zwischen den Öfen). Seite 14-16.

In nachfolgenden Begründungen worten von Dr. Pier berichtet Dr. Wissel über den Hergang des Ausfalles der Kohlekammern 13 und 15 in Pölitz.

Pölitz hat vier Kohlekammern, je zwei Kammern nebeneinander an einem Kreislauf. Die Druckdifferenz im Kreislauf betrug 60 atm. Die Druckdifferenz der Kohlekammern betrug 30 atm je Kammer. Druckseitig wird der Gaskreislauf der Kohlekammern in zwei parallelen Strängen gefahren, getrennt von dem Gaskreislauf der beiden Teerkammern; saugseitig wird das Gas der Teerkammern nicht mehr getrennt gefahren, sodass also drei parallele Stränge vorhanden sind. Der Frischwasserteuf wird auf der Druckseite der Umlaufpumpen zugesetzt.

Etwa acht Tage vor dem Unfalltag war durch Ausfallen des Wasserwerkes wegen Schwammabildung im Kanal ein scharfes Zurückfahren notwendig geworden, wobei grössere Unregelmässigkeiten im Kammerbetrieb auftraten. In dem Unfalltag selbst waren Störungen nicht beobachtet worden. Gegen 11 Uhr trat plötzlich bei den Kohlekammern 13 und 15 Zurückfallen des Gasdurchganges und des gesamten Kaltgases ein. Die Menge Eingangsgas, die durch die Kammern geht, betrug 25 000 cbm, die Menge Kaltgas in einer Kammer etwa 30 000 cbm, in der anderen etwas weniger. Alle Erstmassnahmen, wie Ventilaufreissen an den Frischgas- und Kaltgaszugängen, brachten keine Besserung. Es wurde sofort auf Anreibeöl umgestellt; die Kreislaufdifferenz wurde höher gefahren. Pölitz hat die Möglichkeit, die Kreislaufdifferenz auf 100 atm zu fahren, während sie normalerweise auf 60 atm gehalten wurde. Innerhalb der nächsten sechs Minuten stieg die Temperatur in den Öfen auf 27,2 bzw. 27,8 MV an. Obgleich sich das Umstellen auf Anreibeöl noch in dem ersten Ofen ausgewirkt hat, hat es doch nicht genügt, um die Temperatur ganz heruntersudrücken. Nach etwa sechs Minuten kam der Gasdurchgang plötzlich wieder, die Kammern gingen durch, nach 2-3 Minuten riss in der einen Kammer das Rohr vom zweiten zum dritten Ofen, 1/2 Minute später in der zweiten Kammer das Übergangsrohr vom dritten zum vierten Ofen. Die Notentschlammung war betätigt worden, das Durchgehen konnte jedoch nicht mehr verhindert werden.

Als Ursache konnte nicht ermittelt werden, ob die Hinterher angefüllt
 wurden, ergaben, dass wahrscheinlich Kohlenwasserstoffhydrate
 für das eingetretene Zurückgehen des Wasserdruckes verantwortlich
 sind. Bei Untersuchungen des Kreislaufs im nächsten Tage wurden
 Befunde von Gashydrat gefunden. Nachdem der Kreislauf drucklos
 war, wurden durch Gasanalyse Kohlenwasserstoffe festgestellt,
 deren Vorhandensein auf Zersetzung der Gashydrate zurückzuführen
 ist. Noch einige Tage nach dem Unfall wurden Gashydrate heraus-
 gelassen. Der Kreislauf in Politz wird mit Wassereinspritzung
 gefahren. Das Wasser wird vor der Ölwanne aus dem Kreislauf abge-
 schieden.

Besonders zu bedauern ist, dass in der daneben stehenden
 Kammer 14, in der Leute arbeiteten, zwei Schlosser durch schwere
 Brandwunden tödlich verunglückten. Es wurde beschlossen, dass für
 Leute, die in einer Kammer neben einer laufenden Kammer in mög-
 licher Höhe arbeiten, Warnungssignale vorgesehen werden.

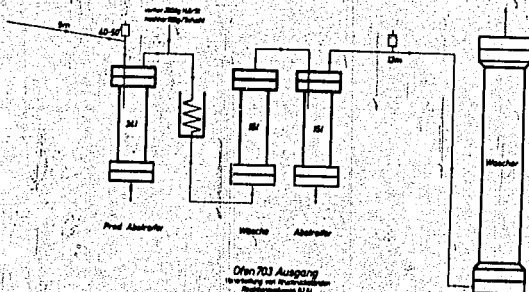
Anschließend an den Bericht wurden Lichtbilder vorgeführt,
 die die beiden beschädigten Kammern zeigten.

Prof. Pier Der offizielle Bericht über den Hergang des Unfalls
 ist allen Teilnehmern der Besprechung zugesandt worden. Zur
 Erklärung hat man in erster Linie an eine Verstopfung des Gas-
 kreislaufes gedacht; tatsächlich haben Untersuchungen die Anwesen-
 heit von Gashydrat ergeben.

Dr. Pier schlägt dann vor, dass die Vertreter der einzelnen
 Werke über ihre Erfahrungen mit Gashydraten berichten. Gleich-
 zeitig wäre es wichtig, über die Entfernung des Ammoniak und über
 Ammonkarbonat-Bildung zu sprechen. Es ist bekannt, dass oberhalb
 einer gewissen Temperatur, 35-40°C, keine Gashydrate mehr be-
 ständig sind, gleichgültig welche Wasserkonzentration und welche
 Kohlenwasserstoffkonzentration vorliegen. Aus Literatur und
 Erfahrungen der amerikanischen Ölindustrie ist bekannt, dass sich
 die verschiedenen Gashydrate gegenseitig beeinflussen. In Gegen-
 wart von Ammoniak, Öl oder Alkohol sind die Gefahren der Gas-
 hydratbildung verringert. Auch durch außerordentlich große
 Wassermengen werden die Gashydrate beseitigt. Doch wird es prak-
 tisch sein, so wenig Wasser wie möglich anzuwenden. Mit Erhöhung

der Temperatur steigt die Wasserdampfkonzentration im Kreislauf, dadurch entsteht höherer Partialdruck. Wenn dann bei einem langen Kreislauf irgendwo eine Kühlung eintritt, kommt es zur Kondensation des Wasserdampfes und damit ist die Möglichkeit zur Gashydratbildung gegeben.

Dr. Simon berichtet über die Störungen, die in der Gross- und Kleinapparatur Ludwigshafen durch Propanhydratbildung aufgetreten sind. Die erste Störung, die auf Propanhydrat zurückgeführt wurde, trat ein beim 100 Liter-Ofen im Juni 1938. Der Ofen wurde bei 700 atm mit Krackrückständen gefahren, Kreislaufgasmenge 185 cbm/Std. Das Kreislaufgas enthielt ungefähr 18% Kohlenwasserstoffe, das mittlere C war 1,4. Es trat eine Druckdifferenz auf, die zunächst nicht lokalisiert werden konnte. Man nahm an, dass die Störungen auf die Bildung von Ammonsalzen zurückzuführen sei und erhöhte die Wasserspülung hinter dem Abscheider und Regenerator auf 1,5 kg/Std. Wasser hinter dem Abscheider, 1,5 kg/Std. hinter dem Regeneratoreingang und 2,5 kg/Std. hinter dem Produktabtreiber. Aber diese Massnahme blieb erfolglos. Man musste den Ofen kalt fahren und abstellen. Die Durchgangs-



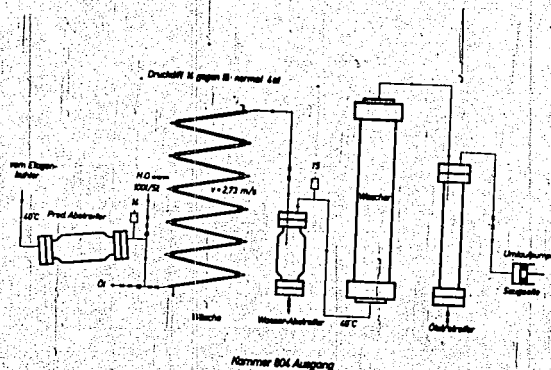
prüfungen liessen den Ort der Verstopfungen nicht erkennen. Die Überlegungen führten dazu, dass es voraussichtlich Gashydrate sind, die die Störungen verursachen. Gleich nach dem Anlaufen trat erneut Druckdifferenz auf. Beim Zurücknehmen des Druckes von 700 auf 200 atm verschwand die Druckdifferenz; jedesmal wieder

Das liess eindeutig auf Gashydrate schliessen. Mit einem normalen angeschlossenen Kolbendifferenzmanometer konnten nur die Druckdifferenzen als zwischen Produktabstreifer und Ausgangsleitung hinter der Wasserwäsche liegend bestimmt werden. Es wurden deshalb diese Leitungen beheizt, ausserdem wurde die Wasserspülung hinter dem Abstreifer von 2,5 kg/Std. auf 1 x 100 g/Schicht zurückgenommen. Danach traten keine Druckdifferenzen mehr auf.

Es wurden zur Verhinderung solcher Störungen zwei Massnahmen getroffen:

- 1) die gesamten Leitungen werden auf 40°C geheizt,
- 2) die Wassereinspritzung wird möglichst weit zurückgenommen.

Ein zweiter Fall von Gashydratbildung wurde beobachtet beim Heilbl-Grossversuch in der 700 atm-Zammer 804 im September 1941.



Um die Bildung von Gashydrat zu vermeiden, waren die Leitungen vom Produktabstreifer bis zum Eingang der Ölwäsche auf der ganzen Strecke auf 40°C geheizt; ausserdem wurde warmes Wasser hinter dem Produktabstreifer eingespritzt in einer Menge von 100 Liter/Std., um die Ammonkarbonatbildung zu vermeiden.

Während des Betriebes der Kammer (Heizöl-Grossversuch) stellte sich im allgemeinen in dem Leitungstück Produktabetreiberausgang Ölwascheeingang eine Druckdifferenz von etwa 4 atm ein. Die Ölwasche selbst zeigte keine messbare Druckdifferenz. Diese Druckverhältnisse im Kammerausgang hielten sich während der Dauer des ganzen zehnwöchigen Versuches annähernd konstant bis auf eine Ausnahme: Die Differenz der Kammer stieg von etwa 23 atm auf etwa 29 atm. Die Gaseingangswagen zeigten Unregelmäßigkeiten sodass Gefahr bestand dass die Gaseingänge nicht mehr gehalten werden konnten. Die Kammer wurde auf Anreibeöl umgestellt. Die Untersuchung ergab, dass die Druckdifferenz in dem Leitungstück zwischen Produktabetreiber und Ölwasche lag. Dieses Leitungstück war durch Versagen eines Kondensstopfes kalt geworden. Nach Beseitigung dieser Störung und Wiederwarmwerden der Leitung ging die Druckdifferenz auf ihren Normalwert zurück und der Betrieb konnte ohne Schwierigkeit fortgesetzt werden. Es wurde mit einer Kreislaufgasmenge von 4350 cbm/Std. gefahren. Das Kreislaufgas setzt sich wie folgt zusammen:

70 %	Methan
2 %	Ethan
1 %	Propan
0.5 %	Butan

Ein dritter Fall der Propanhydratbildung trat auf bei der DHD-Kammer beim Auffüllen des Ofens mit Entspannungsgas. Die Aussentemperatur war sehr niedrig, gearbeitet wurde bei 50 atm.

Dr. K. Winkler berichtet über die Störungen in Welheim durch Propanhydrat. Beim Anfahren der Sumpfphase bei 650 atm im Herbst 1937 war der Gaskreislauf nicht geheilt. Es wurde Wasser in den Gaskühler und in den Kreislauf zur Vermeidung von Ammonkarbonatveratopfungen eingespritzt. Kurz nach dem Anfahren trat, ohne dass die Aussentemperatur besonders niedrig gewesen wäre, im Kreislauf in der 70er Leitung Propanhydratbildung auf. Das Propanhydrat konnte in Stangen aus den Leitungen herausgezogen werden. Seitdem wird der ganze Kreislauf auf 30-35° aufgeheizt und kein Wasser mehr in den Kreislauf eingespritzt. Es wird darauf geachtet, dass kein flüssiges Wasser im Kreislauf ist unter der Annahme, dass sich nur dann Gashydrat bildet, wenn Wasser in flüssiger Form vorhanden ist. Nach dieser Massnahme sind keine

Propanhydratbildung durch Wasserdampf.
 Die Ammoniakwasserlösung ist verdünnt, mit Salzsäure versetzt
 die Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die

In einem Fall von Störungen durch Wasserdampf trat
 im Dezember 1940 in der Campagna die Ammoniaklösung mit verdünnter
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die
 Ammoniaklösung färbt sich rot, nur noch Ammoniak. Die

In dritter Fall trat Ende Dezember 1940/Anfang Januar 1941
 bei einer neu montierten Sauerstoffkammer auf; die Kammer wurde zum
 ersten Mal mit Sauerstoffgas aufgefüllt. Wegen Gasdrucks wurde
 die Kammer nicht mit Sauerstoff, sondern mit Kreislaufgas gefüllt.
 Alle Möglichkeiten zur Propanhydratbildung waren gegeben. Die
 Druckdifferenz der Kammer stieg beim Anfahren plötzlich von 3
 auf 41 atü. In den Regeneratoren, im Oren, in den Leitungen,
 überall fand man Propanhydrat, das nicht aus den Kohlenwasser-
 stoffen und dem Wasser der Isolierungen gebildet hatte. Das Auf-
 tauchen der Leitungen dauerte ca. 14 Tage. Seitdem gilt die Regel,
 dass man eine neue, noch feuchte Kammer nicht mit Kreislaufgas
 füllen darf.

In den Vereinigten Staaten entwässert man die Kohlenwasser-
 stoffe grundtätlich vollkommen, obwohl es viel Geld kostet.

Dr. Press ergänzte die Angaben von Dr. Inkle auf Grund der
 Angaben des verteilten Berichtes, in dem die Vorkommnisse zusammenge-
 stellt sind.

Dr. Kupplinger berichtet von Störungen durch Gashydratbildung im Jahre 1936 in der Graphana-Lösung beim Fahren mit 5058 bei der Vorhydrierung. 1938 traten die gleichen Erscheinungen in Bari auf und zwar in grossem Ausmass, auch bei der Vorhydrierung. In beiden Fällen trat in der Kreislaufgasleitung Saugseite Gashydratbildung ein, wenn die Kammer nur gering belastet waren und viel gasförmige Kohlenwasserstoffe gebildet wurden. Sie konnte vermieden werden, wenn die Wassereinspritzung in den Regenerator abgestellt wurde.

Dr. Urban: In Scholven wurde nirgends die Bildung von Gashydraten beobachtet. Für die Vermeidung von Gashydraten liegen die Verhältnisse bei 500 atm günstiger als bei 700 atm. Scholven hatte Störungen an den parallelgeschalteten Gaskühlern vor der Ölwasche, die jedoch offenbar auf Ammonkarbonat zurückzuführen waren. Jetzt ist die Regelung getroffen, dass ein Mann alle Viertelstunde die Kühler anfaßt, ob sie nicht zu kalt sind.

Die Standmessung und wöchentliche Messleitungen werden in Scholven dauernd gehalten. Die Abstreiferprodukte werden durch Drosselung der Produktkühler bei 55/65°C gehalten, sonst tritt Schaumphase ein.

Der Kreislauf ist nicht gehalten und durch nicht liefert. Scholven hat aber infolge der früheren Bauweise als erstes Steinkohlenhydratwerk kurze Kreisläufe (nur 100-150m), während man heute bei der Errichtung neuer Werke eine möglichst weite Auseinanderziehung der einzelnen Bauten fordert. Die Kammer liegen in Scholven nahe bei dem relativ kleinen Umlaufpumpenbau. Der Kreislauf liegt zwischen den Bauten ziemlich geschützt.

In die Sumpffasekammern werden eingespritzt etwa 800 Liter Wasser/Std. und Kammer, in der Gasphase die gleiche Menge. Scholven muss Wasser in den Kreislauf einspritzen, weil sonst Ammonsalz nicht genügend herausgeht. Das Frischgas wird vor der Saugflasche zugegeben.

Auch in der Gasphase wurde in Scholven bisher kein Gashydrat beobachtet. Die Abstreifertemperatur beträgt 25-35°C wegen mangelnder Kühlung. Die Rückkühlwerke, die nur für zwei Kammer ausgelegt waren, sind zu knapp für vier Kammer.

Dr. Urban erwähnt ferner von früher, dass bei der Gross-
apparatur Kammer 803 in Ludwigshafen oft Verstopfungen in den
parallelen Röhren der Kühler auftraten.

Dr. Jacob berichtet über Störungen in Gelsenberg. Gelsenberg
wurde vor zwei Jahren angefahren. Zu einem Zeitpunkt, als noch
kein Wasser in die Kammer eingespritzt wurde, traten in dem Gas-
kühler Störungen auf, die durch Wassereinspritzung beseitigt
werden konnten. Es wurde die Bildung von Ammonkarbonat festge-
stellt.

Im November 1939 hatte die damals einzige laufende Kammer
plötzlich kein Kaltgas mehr. Die Kammer wurde sofort entschlammt.
Nach der Notentschlammung wurde die Kammer nochmals mit Gas auf-
gefüllt. Die Kreislaufleitung wurde auseinander genommen, aber
weder Ammonkarbonat noch Propanhydrat festgestellt. Eine Erklärung
wurde nicht gefunden. Auch in den Washern sind Störungen infolge
Druckdifferenz vorgekommen. Bei der Untersuchung wurde gefunden,
dass sich die Raschigringe ganz zusammengepresst hatten. Auch hier
wurde weder Ammonkarbonat noch Propanhydrat gefunden. Vielleicht
hatte sich kurz vor dem Washer Propanhydrat gesteckt, das dann
durchgerissen war.

In der Gasphase ist nichts derartiges vorgekommen.

Seit einiger Zeit sind keine Kreislaufstörungen mehr vorge-
kommen, vielleicht deshalb, weil die Gaskühler so gefahren wurden,
dass vor der Waschanlage Temperaturen von 30/35°C gehalten wurden.
Das Produkt verlässt den Abstreifer mit einer Temperatur von fast
60°C und wird im Gaskühler nur auf 35°C heruntergekühlt. Die
Leitungen zwischen Abstreifer und Kreislauf sind beheizt. Ebenso
werden Äste und Umgänge im Kreislauf geheizt. Gelsenberg spritzt
in seinen Kreislauf 500 Liter Wasser/Stunde und Kammer ein. Vor
dem Kammerkühler werden 1000 Liter je Stunde eingespritzt. Am
Ausgang der Kammer und Eingang der Kreislaufgasseite sind 0,05 %
Ammoniak und 2,1 % Kohlensäure, d.h. Kohlensäure ist im Überschuss.

Dr. Roser berichtet über einen Vorfall in Zeitz aus dem Januar 1940. Eine in Reserve stehende Kammer für TPH war während der Frostperiode repariert worden. Als sie dann mit Gas aufgefüllt wurde (16 000 cbm Gaseingang), trat starke Druckdifferenz auf. Die Druckdifferenz konnte im Laufe einiger Stunden erniedrigt, aber nicht ganz beseitigt werden. Die Kammer wurde wieder geöffnet. Der Krümmer des Eingangs zu Ofen zeigte starke Durchgangsverengung. Die Verstopfung bestand aus einer schnee-ähnlichen Masse und lieferte beim Auftauen eine Menge Gas. Das Gas wurde untersucht und ergab folgende Analyse:

20 %	Schwefelwasserstoff
23 %	Methan
4,7%	Äthan
27 %	Propan
20 %	Butan
3,7%	höhere Kohlenwasserstoffe.

Wasser wird nicht eingespritzt. Der Kreislauf hat eine Temperatur von 30°C. Im Betrieb wurden sonst keine Störungen festgestellt.

Dr. Peukert: Der Gaskreislauf Rheinbraun hat im Kühler acht Parallelstränge, Druck 300 atm; 15 % Kohlenwasserstoffe im Kreislaufgas; C-Zahl = 1,3. Der Abstreifer muss wegen Schäumens sehr hoch, d.h. bei 70°C gehalten werden. In die Kammer werden 1000 kg/Std. Wasser eingespritzt. Das Kreislaufgas ist hinter dem Abstreifer mit Wasserdampf gesättigt. Im Kreislaufgaskühler wird auf 35°C heruntergekühlt. Dabei sowie auch an verschiedenen Stellen des Kreislaufes wurden Wasserabscheidungen beobachtet. Eines Tages wurde festgestellt, dass einige der acht Stränge des Gaskühlers keinen Durchgang mehr hatten. An den verstopften Stellen wurde Wasser zugesetzt und Dampf eingeleitet; damit wurden alle Stränge wieder frei. Seitdem wird die Kühleraustrittstemperatur auf 30°C gehalten, und Verstopfungen sind nicht mehr aufgetreten. Der Gehalt des Kreislaufgases an Ammoniak beträgt nur einige mg, der Kohlensäuregehalt 2-3 %.

In der Gasphase sind bei 300 atm keine Störungen zu verzeichnen gewesen.

Dr. Kahn berichtet über Störungen in der Standmessung. Diese wurden beseitigt, indem die Leitungen beheizt wurden und ausserdem Frischgas als Spülgas verwendet wurde.

Dr. Schmitt: In der letzten Jahreszeit Ende Januar 1941 stieg bei der 6434-Kammer, die mit geringer Belastung gefahren wurde, ohne dass die Temperatur zurückgenommen wurde, die Druckdifferenz im Produktkühler plötzlich an. Das Auftreten der Druckdifferenz war aber kein zwingender Grund zum Abstellen der Kammer, als nach einiger Zeit durch Produktmangel Gelegenheit geboten war, die Kammer zu untersuchen, wurden Gashydrate gefunden. Das Gashydrat trat auf bei einem Druck von 300 atm und einer Temperatur von 15°C. Die Wassereinsparung betrug 500 Liter/Std. in den letzten Agenerator, 1000 Liter/Std. hinter den Produktkühler und 500 Liter/Std. je Kammer im Kreislauf. Diese hohe Wassereinsparung wird durchgeführt, um den Ammoniakgehalt im Kreislauf auf 1-2 mg/cbm zu senken.

In der Teersumpfkammer bei 700 atm trat zu Anfang beim Verarbeiten von Generatorsteer eine wahrscheinliche in der Nähe des Kreislaufkühlers Verstopfung auf. Die Abstreifartemperatur lag bei 30/35°C. Bei niedrigerem Druck gelang es, den Gaseidurchgang wiederherzustellen. Es wurde auf das Vorhandensein von Kohlenwasserstoffhydraten geschlossen. Der Abstreifer wurde dann bei 50/60°C gefahren, und es wurden keine Verstopfungen mehr beobachtet.

II. Dr. Nonnenmacher gibt eine Literaturübersicht über Gashydrate. Das Referat ist als Anlage 1 beigelegt.

III. Dipl. Ing. Schappert berichtet über den Gaskreislauf bei 700 atm, besonders von Standpunkt der Messtechnik aus. Das Referat ist als Anlage 2 beigelegt.

Dr. Urban: Scholven hat eine Druckdifferenzmessung der gesamten Kammer, es wird die Druckdifferenz der Ölwäsche einschliesslich der Kreislaufgaskühlung gemessen, wo eine Gashydratbildung möglich wäre. Der Umgang um die Ölwäsche kann bei Störungen durch Schnellverschlussventil betätigt werden. Diese Ventile befinden sich auf einem kleinen Raum von 2 qm., sodass es möglich ist, sie innerhalb weniger Sekunden auch von Hand zu betätigen. Die Beheizung dieser kleinen Fläche ist vorgesehen und leicht durchzuführen.

Scholven hat auf der Kohle-Seite keine elektrischen Ventile, sondern ölgesteuerte Ventile. Ölgesteuerte Ventile haben sich auf der Kohle-Seite besser bewährt.

Dr. Kuppinger zeigt eine schematische Darstellung des Leuna-Kreislaufes. Der Kreislauf ist ungefähr zusammen 1200 m lang. Druck 250 atm. Die Druckdifferenzen werden in Leuna mit gewöhnlichen Manometern der Firma Eckardt gemessen. Die Druckdifferenz beträgt in Leuna nur 27-28 atm. In jeder Kammer ist ein Zeigermanometer. Bei 200 atm zeigen diese Manometer genügend genau an, andere Messungen sind nicht eingebaut. Dr. Kuppinger erwähnte, dass Leuna anstelle der von Dipl. Ing. Schappert vorgeschlagenen Mengemessungen in den parallelen Leitungen eine Mengemessung in der Kreislaufgasungsleitung hätte. Dipl. Ing. Schappert befürchtete, dass diese Messung sehr starken Stößen ausgesetzt sei, während die vorgeschlagenen Mengemessungen in den parallelen Strängen genügend abgepuffert seien.

Brabag: Bei der Brabag sind grundsätzlich die gleichen Messeinrichtungen wie in Leuna. Die Kreislaufdruckdifferenzmessungen werden nach dem Leuna-System gemessen.

463

Dr. Freese: In Welheim werden die Kreislaufdruckdifferenzen doppelt gemessen. Welheim hat zwei schreibende luftgesteuerte Manometer. An diesen Manometern werden aber viele Trägheitserscheinungen beobachtet. Sie schlagen bei einer eintretenden Druckdifferenz gut aus, aber z. B. bei 50 atm Druckdifferenz dauert es 2-3 Minuten, ehe die Manometer den Endauschlag erreicht haben.

Obering, Egli berichtet über die Trägheit der luftgesteuerten Manometer. Systematische Messungen ergaben bei stärkeren Druckdifferenzen Verzögerungen von 2-4 Minuten bis zur Erreichung des Endauschlags, während die Kolbendifferenzmanometer nur eine Verzögerung von wenigen Sekunden haben. Herr Egli schlägt daher vor, an den wichtigsten Stellen der Kreislaufdruckdifferenzhaltung ein luftgesteuertes und ein Kolbendifferenzmanometer parallel einzubauen.

Der Bedienungsmann reguliert am einfachsten nach dem luftgesteuerten Manometer. Er ist jedoch in der Lage, abnormale Druckspitzen an dem Kolbendifferenzmanometer zu erkennen. Gelsenberg hat überlegt, ob man dem Mann, der die Druckdifferenzhaltung bedient, die Freiheit gibt, die Druckdifferenz der Umlaufpumpen zu erhöhen, wenn Störungen auftreten. Man kam aber zu der Ansicht, dass der Mann durch das selbständige Verändern der Umlaufpumpendruckdifferenzen mehr Schaden als Nutzen kann.

IV. Dr. Jacob: Bei Gasdurchgangsstörungen wird sofort notentschlammung. Es wird zuerst der erste Ofen jeder Kammer entschlammung, dann Ofen 2, 3 und 4.

Dr. K. Winkler/Dr. Freese: In Welheim entschlammung man gleichfalls zuerst den ersten Ofen. Welheim hat keine elektrisch gesteuerten Ventile. Die Ventile müssen von Hand bedient werden. Für die Notentschlammung des ersten Ofens müssen zwei Ventile geöffnet werden. Danach werden die Ofen 2, 3 und 4 entschlammung.

Dr. Urban Scholven bestätigt immer, wenn Temperaturerhöhungen in den Öfen auftreten die Notentschlammung. Es werden alle Öfen gleichzeitig entschlammt. Meist kann man bereits nach sechs Stunden schon wieder mit der vollen Breimenge fahren.

Dr. Pier regte an im Zusammenhang mit dem Unfall in Pölitz zu überlegen, ob man nicht wieder Zündstellen in den Kammern vorzieht. Auch wies er auf die Erfahrung hin, dass in den meisten Fällen eine Entzündung beim Ausströmen von Gas oder brennbaren Flüssigkeiten zustande komme. Hierüber entspann sich eine längere Diskussion, in der unter anderem

Dr. K. Winkler ausführte, dass je höher der Druck ist, desto leichter sich die austretenden Gase entzündet. In einem Fall habe sich jedoch das austretende Gas in einer 700 atm-Kammer in Leuna zu spät entzündet. Die Entzündung der Gemischwolke hatte eine sehr grosse Fernwirkung.

Dr. Pier: Aus den Bildern, die Dr. Wissel zeigte, geht hervor, dass man sich überlegen muss, wie man die senkrechten Rohrleitungen in den Kammern entweder sichern kann oder wie man die Öfen auf dem kürzesten Weg oben miteinander verbindet. Man sollte die senkrechten Stücke möglichst vermeiden.

Göhring Berger absezierte einen Vorschlag, die langen heissen Verbindungsleitungen dadurch zu vermeiden, dass man die Steigleitungen in die Öfen mittels Tauchrohren legt und die Öfen lediglich durch kurze Verbindungsleitungen oben miteinander verbindet. Die Länge der Verbindungsstücke wird so nur 1/5 der jetzigen Steigleitungen betragen.

Konstruktiv ist die Durchführung ohne weiteres möglich. Besondere Sorgfalt muss in diesem Falle auf die Wärmeausdehnungen der heissen Verbindungsrohre gelegt werden.

Das Tauchrohr müsste zwecks Vermeidung von Verkokung am mittleren Rande des Ofens nach unten geführt werden, ähnlich wie dies beim Heissabscheider der Fall ist.

16 473
Es wurde auch der Vorschlag gemacht, jeweils das aus dem
Ofen austratende Rohrstück absichtlich zu verschwächen, um sozu-
sagen eine Platzscheibe "beim Durchgehen der Ofen" zu schaffen

Eine derartige Verschwächung ist möglich und praktisch
ausführbar, wenn lediglich der obere Sektor (halber Umfang) eines
Passrohres auf eine Länge von etwa 2 m auf Bundrohrwandstärke
abgefräst wird

Anlagen

TITLE PAGE

9. Vergleich der Betriebsbedingungen einiger
Hydrieranlagen.
Comparison of the working conditions of
some hydrogenation plants.

Frame Nos. 471

HOCHDRUCKVERSUCHE
Nr 558

1) Pappelement, Aluminium

15. FEBRUAR 1938 35/Pp

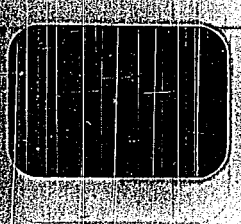
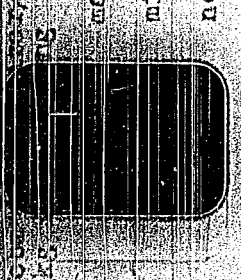
*von W. Düring b
- Probe*

(10)

Vergleich der Betriebsbedingungen einiger
Hydroelektren.

471

Phase	Leistung	Wasserdampf	Wasserdampfdruck	Wasserdampfmenge	Wasserdampfdruck	Wasserdampfmenge
<u>Startphase:</u>						
Vorleistung - Leistungstemperatur	460-476°	433°				
maximal						
minimal	451-456°					
normal		416°		100-110g		
Offenleistungstemperatur	404°	406°				
maximal						
minimal	403°	401°				
normal						
Produktionsleistung:						
maximal	0,9	0,9				
minimal	0,6	0,6				
normal	0,7	0,7	1,13			
Produktionsleistung:						
maximal	60°	50°				
minimal						
normal						



maximal 0,9
 minimal 0,6
 normal 0,7

0,9
 0,6
 0,7

1,1
 0,8
 1,2

1,1-1,3

Produktbetriebs-
 temperatur

maximal 50°
 normal 50-60°

50°
 55°

60°
 55°

Claphase

5053
 Vorwärm- und
 Nachwärmtemperatur
 maximal 400°
 minimal
 normal

(500-500) (0,1-0,5) (0,1-0,5)
 400°
 300°
 350°

400°
 350°
 380°

Ofenoberflächentemperatur
 maximal
 minimal

455°

300°
 370°

430°
 390°

Arbeitsraumtemperatur im Vorwärm-
 und Nachwärmraum

maximal
 minimal
 normal

1,4
 1,0

2,5
 2,5
 1,0
 2,5

6434

Vorwärm- und
 Nachwärmtemperatur
 maximal 400°
 minimal
 normal
 Nachwärmtemperatur-
 maximal
 minimal
 normal

400°
 375°
 400°
 375°

400°
 350°
 300°
 420°
 400°

Arbeitsraumtemperatur oberhalb
 der Vorwärm- und Nachwärmtemperatur

maximal 1,5
 minimal 0,9
 normal 1,0

1,5
 0,9
 1,0

1,5
 0,9
 1,0

Arbeitsraumtemperatur 25-30°

25-30°

25-30°

Arbeitsraumtemperatur 25-30°

25-30°

25-30°

471

471

TITLE PAGE

10. Grundzahlen für die Hydrierung verschiedener Rohstoffe.
Basic data for the hydrogenation of various crude materials.

Frame Nos. 172 - 174

HOCHBAU

472

Bezeichnung	Einheit	Menge	Preis	Werte	Verhältnis
1. ...	m ²	700	170		
2. ...	m ²	1000			
3. ...	m ²	50	27		
4. ...	m ²	65,0 (28)	48,30	31,70	
		<i>gestrichl. n. Handl. 48m² - 35 m. Handl.</i>			
5. ...	m ²	40,3			
6. ...	m ²	100	50		
7. ...	m ²	35,0	27		
8. ...	m ²	11.940	7,4		
9. ...	m ²	10.500	12		
10. ...	m ²	100	20		
11. ...	m ²	101,5	33		
12. ...	m ²	27,4	20,5		
13. ...	m ²	70	10		
14. ...	m ²	10	10		
15. ...	m ²	4.500	6,9		
16. ...	m ²	10,37	11,3		
17. ...	m ²	10.300	21,6		
18. ...	m ²	50	55		
19. ...	m ²	46,5	31		
20. ...	m ²	(431,5)	(43)		
21. ...	m ²	54	51		
22. ...	m ²	17.500	14,4		

931511

progr. Unterr.

bei Hg. an

39. *Sum*

472

700	7
10 000	10
20	2
20 000 (0,5)	31
10	1
10 500	12
20	20
51,5	33
23,4	21
70	7
10	1
5 300	6
1,37	1,37
20 100	21
30	30
40,5	31
(-31,5)	(-31,5)
54	51
17 500	14 400

Unter ...
ei Hg ...

71. Juli 1938

Umm

(473)

	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr
	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr
	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr	100 000 m ³ / Jahr
Stromverbrauch					
100 000 m ³ / Jahr					
Produkt					
Elektrische Leistung					
Strom- und Gasverbrauch					
% Dieselöl	3	31	47	53	53
% Benzin	12	6	25	45	47
S-Phase Druck Atm	700	700	700	700	700
m ³ H ₂ /Stunde	22 400	20 500	22 000	23 000	23 500
t Abstr./Stunde	21	25	21	24	21
m ³ Ofenwöl. (Leistung)	60 (45) ¹⁾	41 (31) ¹⁾	45,5	27	23
t Zündritzung/Stunde	49	44	50	27	26
1000 m ³ Kreislaufgas/Stunde	90	80	85	24	39
10 ⁶ m ³ Hyabgas/Std.	53	40	47	21,5	33
Stromverbrauch kW	16 400	14 300	16 200	6 75	6 900
Gasphase 500 Atm					
m ³ H ₂ /Stunde	3 100	3 100	1 950	3 000	3 300
t Abstr./Stunde	15	13	10,3	13	12,5
m ³ Ofenwölner	20	20	25,2	20	12,2
t Elektrolyse/Stunde	13,5	13,5	1,3	13,5	13
1000 m ³ Kreislaufgas/Stunde	40	40	57,3	40	30
10 ⁶ m ³ Hyabgas/Std.	9,5	9,5	11,0	9,5	7
Stromverbrauch kW	3 900	3 900	1 400	4 100	5 100
Factor	1,35		1,9	1,26	1,33

1) nach dem auf Grund eigener Selbst-Versuche.

731107

Sum
 71. Juli 1938

Grundskizzen für die Klammern

Planmäßige Skizzen des 1. und 2. Klammernbaus

Objekt	Stärke	Stärke	Stärke	Stärke	Stärke
100 000 - 1/3 des Klammernbaus	100	100	100	100	100
1. Klammern	100	100	100	100	100
2. Klammern	100	100	100	100	100
3. Klammern	100	100	100	100	100
4. Klammern	100	100	100	100	100
5. Klammern	100	100	100	100	100
6. Klammern	100	100	100	100	100
7. Klammern	100	100	100	100	100
8. Klammern	100	100	100	100	100
9. Klammern	100	100	100	100	100
10. Klammern	100	100	100	100	100

Die Zahlen in Klammern sind für die Berechnung der Klammern zu verwenden.

Überprüfen Sie Ihre Berechnungen sorgfältig.

131991

TITLE PAGE

11. Berechnung der bei der Steinkohlehydrierung "Hibernia" voraussichtlich anfallenden Hy-Gasmenge.

Calculation of the amount of hy-gas, which is likely to accrue in the bituminous coal hydrogenation "Hibernia".

Frame Nos. 475 - 532

Handwritten signature

Datum: 11. Juni 1955

475

Rechnung der bei der Steinkohlhydrierung "Nibernick" vorwiegend anfallenden H_2 -Gasengen.

(11)

Einleitung

Im folgenden ist versucht, die bei einer Steinkohlhydrierung mit einer Leistung von mindestens 1,5 500 t/die anfallenden H_2 -Gasengen zu berechnen. Es mu\u00dfte dazu eine Reihe von Annahmen gemacht werden, von denen es sich nicht als Bestimmtsein lassen l\u00e4\u00dft, ob sie sich im sp\u00e4teren Betrieb verwirklichen lassen. Da aber gewisse Ungenauigkeiten in der Rechnung zu erfassen, sind vier F\u00e4lle mit verschiedener Gro\u00dfver\u00e4nderung und ver\u00e4nderlicher Verteilung der Vergasung durchgerechnet. Es ist daher mit gro\u00dfer Wahrscheinlichkeit zu erwarten, da\u00df die tats\u00e4chlich anfallenden Gasengen und ihre Zusammensetzung in etwa in der hier errechneten Gr\u00f6\u00dfe liegen, solange die Fahrweise der Hochdruckstufen nicht wesentlich von der hier angenommenen abweicht. Die verwendeten L\u00f6slichkeitswerte (Absorptionskoeffizienten) stammen aus dem "Steinkohlen-Gro\u00dfverbrauch in 1954", S. 7 von der Hydrierung No. und der I.G.I. und gelten f\u00fcr eine Temperatur von rd. 20\u00b0. Die Ver\u00e4nderung dieser L\u00f6slichkeiten mit der Temperatur (Unterschied zwischen Sommer und Winter) wurde nicht ber\u00fccksichtigt.

F\u00fcr die Mengenangaben dienten die Schemata No. 3183 und No. 3184 bzw. das Schema "Wasserkoeffizient Nibernick" Lu 559/Da von 1955/56.

Allgemein ist noch zu bemerken, da\u00df die Zahl der Stellen nachkommend bei den Analysen kein Ma\u00df f\u00fcr die Genauigkeit der errechneten Werte ist.

I.) By - Gas aus der Kohle - Phase.

1.) Grundlagen.

Vorgewertet wird eine Kohle mit 80,8% Ru\u00dfkohle, Rest Asche und Feinchen, der C-Gehalt der Ru\u00dfkohle ist 83,1%.

Es werden zwei Fälle für die Uffereistung angenommen, der günstigere mit 21% Vergasung und 79% Anlauf, der ungünstigere mit 24% Vergasung und 76% Anlauf.

Die Folgen der Vergasung sind bezogen auf 1000 kg Rohkohle

Werte	Günstiger Fall		Ungünstiger Fall	
	kg	%	kg	%
Kohlenstoffgehalt	1000,00	100,00	1000,00	100,00
Wasserdampf	747	74,7	850	85,0
CO	157	15,7	175	17,5
CO ₂	8,2	0,82	8,2	0,82
unverändertes Kohlenstoff	114	11,4	114	11,4
Kohlenstoffverlust	1000	100,0	1000	100,0
Restkohle	114	11,4	114	11,4

3. Bestandteile des Kohlenstoffes

Für die Verteilung der Vergasungsprodukte sind die Kohlenstoffarten angenommen, die in den Kohlenstoffarten C₁ und C₂, in anderen Kohlen C₃ und C₄ vorkommen.

Vergasungsprodukt	Günstiger Fall		Ungünstiger Fall	
	kg C	kg Gas	kg C	kg Gas
Fall A. C ₁	30,2	70,6 m ³ CH ₄	40,7	60,3 m ³ CH ₄
C ₂	30,1	30,7 " C ₂ H ₆	40,7	40,7 " C ₂ H ₆
C ₃	10,1	10,4 " C ₃ H ₈	10,1	11,0 " C ₃ H ₈
C ₄	22,4	11,1 " C ₄ H ₁₀	22,4	11,6 " C ₄ H ₁₀
CO + CO ₂	5,15	5,4 " CO + CO ₂	5,5	7,1 " CO + CO ₂
Außerdem werden gebildet, aber nicht als Vergasungsprodukte in Gasen	5,0	5,0 m ³ C ₂ H ₄	5,0	5,0 m ³ C ₂ H ₄
als Bestandteil des Kohlenstoffes	4,1	4,1	4,1	4,1
Fall B. C ₁	31,8	100,0 m ³ CH ₄	31,8	100,0 m ³ CH ₄
C ₂	30,7	10,5 " C ₂ H ₆	30,7	30,7 " C ₂ H ₆
C ₃	10,5	10,8 " C ₃ H ₈	10,5	10,8 " C ₃ H ₈
C ₄	7,05	4,0 " C ₄ H ₁₀	7,05	4,5 " C ₄ H ₁₀
CO + CO ₂	5,15	5,4 " CO + CO ₂	5,5	7,1 " CO + CO ₂
Außerdem werden gebildet, aber nicht als Vergasungsprodukte in Gasen	5,0	5,0 m ³ C ₂ H ₄	5,0	5,0 m ³ C ₂ H ₄
als Bestandteil des Kohlenstoffes	4,1	4,1	4,1	4,1

3.) Berechnung der Gasverteilung im Kolbenraum.

Das Gas im Kolbenraum besteht aus Luft und Wasserdampf. Die Luft soll als Gemisch aus N_2 und O_2 betrachtet werden, das sich im Verhältnis von 1,25 zu 1,00 zusammensetzt. Die Wasserdampfmenge wird als 0,10 g/l angegeben.

Die Temperatur des Gasgemisches wird mit 2000 K angenommen. Die Berechnung der Gasverteilung erfolgt nachfolgend.

Tabelle der Löslichkeitswerte:

Gasbestandteil	Löslichkeitswert		Löslichkeitswert		Löslichkeitswert	
	dynamisch	statisch	dynamisch	statisch	dynamisch	statisch
N_2	0,004	0,008	0,004	0,008	0,004	0,008
O_2	0,10	0,015	0,10	0,10	0,10	0,10
H_2	0,07	0,004	0,07	0,07	0,07	0,07
CO	0,07	0,15	0,07	0,07	0,07	0,07
CO_2	1,00	1,17	1,00	1,00	1,00	1,00
H_2O	1,00	1,17	1,00	1,00	1,00	1,00
CH_4	1,00	0,14	1,00	1,00	1,00	1,00

Die dynamischen Löslichkeitswerte geben an, wieviel m^3 des betreffenden Gases sich in 1 m³ Wasser oder Kohlenstoffdioxid bzw. 1 m³ Wasser bei 1 atm Partialdruck im Kristallgas bei Abstreifungslösung, die statischen Werte, wieviel m^3 des Gases nach Entspannung des Gases auf 1 atm Partialdruck des freiverfügbaren Gases im Öl gelöst bleiben.

Gang der Berechnung:

Da die Verhältnisse im Kreislauf konstant bleiben, muß die gleiche Menge aus dem Kolbenraum oder im Frischgas hinzukommender Frischgas (nicht H_2) entfernt werden. Es muß demnach der Partialdruck jedes dieser Gase am Abstreifungsausgang so groß sein, daß sich die neu gebildete Menge in den zu entspannenden oder löst bzw. durch die unvermeidbare Undichtigkeiten entweicht.

Die Rechnung sei an einem Beispiel erläutert:

Teil 1 a. CH_4 -Menge im Gas erzeugt: 70,8 m³
 " " Frischgas zugebracht: 1,0 m³
 zu entfernen sind: 80,8 m³

Bei 10 at Partialdruck lösen sich in:

- 477 kg Abschlam-Ol $10 \times 0,477 \times 0,27 = 1,29 \text{ m}^3$
- 1214 kg Kohleabstr. $10 \times 1,214 \times 0,215 = 2,61 \text{ "}$
- 4250 ltr. Wasch-Ol $10 \times 4,25 \times 0,42 = 17,85 \text{ "}$

Der Gasverlust im Kreislauf wird zu 0,5 des Ofeneingangs, d.h. zu $0,005 \times 4500 = 22,5 \text{ m}^3$ angenommen. Diese $22,5 \text{ m}^3$ entsprechen also einem Gesamtdruck von 290 at. Bei 10 at Partialdruck entweichen also durch Undichtigkeiten

$$\frac{10}{290} \times 22,5 = 0,775 \text{ m}^3$$

Bei 10 at CH₄-Partialdruck werden insgesamt entfernt: $22,525 \text{ m}^3$

Für die Entfernung von $80,8 \text{ m}^3$ hat also ein Partialdruck von 38,87 at erforderlich.

Diese Rechnung ist für alle Gase durchzuführen, wobei bei den Gasen C₂ und C₄, die sich im Waschöl besonders gut lösen, zu beachten ist, daß die dem Partialdruck entsprechende Gasmenge im Kreislauf größer sein muß als diejenige, die sich im Waschöl lösen soll. Sind die Partialdrücke der Fremdgase errechnet, dann ergibt sich als Ergänzung zu 290at der Partialdruck des Wasserstoffs. Aus den Partialdrücken errechnen sich die in den einzelnen Ölen, Abstreifern usw. gelösten, sowie die durch Undichtigkeiten entweichenden Gas mengen.

Es ergibt sich dann folgende Mengenrechnung (am Falle I A als Beispiel erläutert):

Gesamte Gasmenge am Ofeneingang	4500,0 m ³
davon geht ab im Ofen der chem. geb. Wasserstoff	- 890,0 "

Menge gebildete Gase	3710,0 m ³
	+ 185,0 "

	3895,0 m ³
In Abschlam u. Abstreifer sind gelöst rd.	- 23,8 "

Menge am Abstreiferausgang	3771,2 m ³
In Waschöl gelösten und Verlust	- 251,4 "

Menge nach den Umlaufpumpen	3479,8 m ³
Frischgasmenge zum Wiederauffüllen	+ 1020,2 "

Gasmenge am Ofeneingang	4500,0 m ³

Es wird die Menge an H_2 durch den Partialdruck und die Gasverteilung	4701,8 g	479
die H_2 -Menge aus dem Ausgang	5751,2 g	
Verlust in der Reaktion	- 60,7 g	
H_2 -Menge nach der Reaktion	4680,3 g	
die in der Mischung	+ 91,5 g	
die H_2 -Menge	4680,3 g	

Die H_2 -Menge ist also hier gerade 0,3 % des Anfangsangeses. Wird dieser prozentuale H_2 -Gehalt nicht erreicht, dann muss die Gasmenge so lange weiter verdünnt werden, bis sich der gewünschte H_2 -Gehalt einstellt. Diese Rechnung ist in den 4 angeführten Fällen in den Tabellen I-IV durchgeführt.

Es zeigt sich, dass die mögliche Gasmenge bei 1 % Verdünnung zwischen 4500 und 4600 ltr, bei 2 % Verdünnung zwischen 4500 und 4600 ltr schwanken kann.

In diesen Fällen, bei denen es sich um die Verdünnung handelt, ist die H_2 -Menge natürlich nicht zu hoch, wenn die Verdünnung ein wenig prozentualer Wasserstoffgehalt eingehalten werden sollte.

In Absatz I ist ein Beispiel ein solcher Fall durchgeführt.

Guvernement der Provinz Ostpreußen

Verrechnung der Verrechnung: 187 45 0
 Maschinengebühren: 400 157

Teil I
 Teil II

Bestand-Prüfung Teil	Menge	Ordnungsbuch		Masse		Verrechnung		Verrechnung	Verrechnung	Verrechnung	Verrechnung
		Menge	Preis	Menge	Preis	Menge	Preis				
E2	999,2	3071,0	01,00	24,00	112,50	1,50	1,50	1,50	1,50	1,50	1,50
00	200	22,8	1,41	1,18	5,16	1,18	1,18	1,18	1,18	1,18	1,18
F	1800	350,0	7,54	12,07	150,7	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07
G1	100	355,4	0,78	1,57	140,1	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57	1,57
G2	700	700	0,70	1,04	30,0	1,04	1,04	1,04	1,04	1,04	1,04
G3	200	200	0,05	0,07	0,35	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
G4	100	100	0,04	0,01	0,11	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Kont	5,5	0,12	0,4	0,75	1,8	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
Sammel	1000,2	4800,0	100,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00

Die Mengen beziehen sich auf 1 to 10000

Verenteilung in Gasstromlauf des Koffers

Verteilung der Vergasung C₁
 C₂ " "
 C₃ " "
 C₄ " "
 C₅ " "
 C₆ " "

Vergasung 157 kg C
 Abschleimung 5000 ltr

Tabelle II
Teil I B

Bestand- teil	Bestand- Menge		Ofensingang- Menge		Mehrbild- verbrauch		Abstreifer-Ausgang- Part. 1-5-6-7-8-9-10		Abschl. 1-2-3-4-5-6-7-8-9-10 477 kg		Es lösen sich in 5000 ltr		Verlust in Versuch- geläufig	Menge nach den Verlauf- summen
	M	g	M	g	M	g	M	g	M	g	M	g		
M ₂	1011,3	3071,5	81,60	70,50	2752,1	9,81	89,50	10,62	161,9	270,2				
C ₀	2,0	58,5	1,25	1,57	58,9	0,40	4,10	0,25	1,4	5,5				
M ₂	18,0	315,8	7,01	6,34	315,0	1,80	12,50	1,87	15,2	297,8				
C ₁	1,0	445,6	9,29	14,55	534,5	5,52	10,78	3,20	50,0	444,6				
C ₂		3,5	0,08	1,22	25,4	1,55	5,08	0,22	3,9	3,8				
C ₃		2,2	0,05	0,51	20,00	1,52	5,72	0,15	2,8	2,8				
C ₄		1,8	0,04	0,21	7,6	0,35	5,74	0,05	0,0	1,8				
C ₆		0,1	0,07	0,20	7,5	0,20	0,81	0,04	0,4	0,1				
Summe	1032,5	4500,0	100,20	140,00	3750,2	20,00	40,77	22,50	58,5	3467,7				

Die Mengen beziehen sich auf 1 to Kohlen

Abverteilung im Gaswerkslauf des Kesselfens.

Vergasung 24 % = 175 kg C
 Verteilung der Vergasung: C₁ = 25 Gew.-%
 C₂ = 25 " "
 C₃ = 37 " "
 C₄ = 13 " "
 C_{4CO₂} = 2 " "
 Waschleistung = 4500 ltr

Table II

Bestand- teil	Erlaubte Menge	Offen- gang Menge	Zusatz	Neubild- Verbrauch	Abstrahierung		Zu lösen sich abschl. Abstrah. 1115 kg	In Waschl- 4500 ltr	Verlust in Waschl- 4500 ltr	Verlust Hesse nach den Umlauf- 4500 ltr			
					Part	Menge							
B ₂	1005,5	3657,4	81,82	225,0	213,28	70,53	2751,4	11,95	9705	76,85	16,65	93,50	2638,9
C ₀	2,0	34,2	1,43	3,5	5,18	1,79	66,0	0,43	0,47	4,30	0,40	4,80	62,2
B ₂	16,0	335,0	7,42		25,70	8,86	331,7	1,99	1,30	12,71	2,00	14,7	317,0
C ₁	1,0	416,0	9,15	80,8	37,04	13,09	469,8	6,10	9,10	71,70	2,90	74,5	419,9
C ₂		6,8	0,15	40,7	3,22	1,11	41,6	1,75	4,18	34,56	0,23	34,8	6,8
C ₃		2,1	0,04	44,0	2,82	0,98	36,5	2,15	7,45	34,20	0,20	34,4	2,1
C ₄		1,8	0,04	21,6	0,96	0,34	12,6	0,72	10,10	10,72	0,06	10,8	1,8
Rest		6,7	0,15	6,0	0,87	0,30	11,2	0,33	1,15	4,46	0,05	4,5	6,7
Summe	1029,5	4500,0	100,00	690,4	230,00	100,00	3761,4	25,40	42,80	249,40	22,50	271,9	3470,5

Die Mengen beziehen sich auf 1 to Rohkohle

Verteilung im Gasstromlauf des Katalysators

Verteilung der Vorgänge C₁ - C₄
 C₁ = 33 Gew.-%
 C₂ = 31 " "
 C₃ = 29 " "
 C₄ = 5 " "
 C₀ = 2 " "

Vorgang: 175 kg C
 Wäschelmenge 5400 ltr.

Tabella IV
 Fall I B.

Bestand- teil	Dienelgang		Absatzer-Absgang		Verlust		Verlust in Wasser- Pumpen	Verlust nach den Urlauf- Pumpen
	Menge	Zus. Satz	Part. Dr. Zus. Satz	Menge	595 kg	1115 kg		
N ₂	1024,2	3677,2	11,71	75,25	2701,3	11,99	19,50	108,50
CO	2,0	55,8	1,24	1,56	58,5	0,37	0,35	4,7
H ₂	18,0	295,4	6,56	7,73	292,3	1,74	1,29	15,1
C ₁	1,0	450,0	10,23	14,25	250,2	0,14	10,36	97,85
C ₂	2,9	0,06	3,90	1,35	50,7	2,11	3,09	47,60
C ₃	2,1	0,05	2,23	0,77	29,0	1,68	23,70	3,9
C ₄	1,9	0,04	0,54	0,22	8,0	0,48	5,07	0,08
Rest	4,6	0,11	0,73	0,25	5,5	0,18	4,64	0,08
Summe	1045,2	4500,0	100,00	100,00	2770,0	15,50	292,70	215,00

Die Mengen beziehen sich auf 1 to Rohkoble

4.) Stufenentspannung von Kohlsabstreifer und Waschl.

Um die in den H_2 -Gasen enthaltenen wertvollen Gase möglichst zu gewinnen, müssen Kohlsabstreifer und Waschl in mehreren Stufen entspannt werden. Der Druck der ersten Stufe soll so eingestellt werden, daß das freiwerdende Gas gerade 50 % H_2 enthält, denn aus einem Gas mit dieser Zusammensetzung läßt sich in einer Lindezerlegung der größte Teil des Wasserstoffes rückgewinnen. Dagegen sollen die Gase der II. und III. Stufe Propan und Butan in solcher Menge enthalten, daß ihre Gewinnung lohnt.

Die Berechnung des Zwischenentspannungsdruckes, der dabei freiwerdenden Gasemengen und ihre Zusammensetzung geht auf folgendem Wege vor sich:

Zunächst ist eine bestimmte aus $1 m^3$ O_2 freiwerdende Gasmenge V gewählt werden. Es gilt dann die Beziehung:

$$V = p_x \cdot v + p \cdot V \quad \text{und} \quad p = \frac{p_x \cdot v}{V - v}$$

darin bedeutet:

v die in $1 m^3$ O_2 gelöste Menge eines Gasbestandteils in Normaldruck vor der Entspannung

p der Partialdruck dieses Bestandteils im freiwerdenden Gas der statische Luftdruckwert

$p \cdot x$ ist also die in $1 m^3$ O_2 gelöste bleibende Menge des Bestandteils

$p \cdot V$ ist die bei der Entspannung freiwerdende Menge des Bestandteils

Es läßt sich aus den bekannten Größen v und l und dem angenommenen Wert V für alle gelösten Gasbestandteile der Partialdruck und damit die Zusammensetzung des insgesamt freiwerdenden Gases errechnen. In diesem Fall muß die Größe V solange variiert werden, bis das freiwerdende Gas gerade 50 % H_2 enthält. Die freiwerdenden Mengen werden von den ursprünglich gelösten abgezogen; mit dem Rest wird die Rechnung sinngemäß für die II. Stufe wiederholt. Hier muß der Entspannungsdruck etwas so groß sein, daß das freiwerdende Gas den Gegendruck des Gasometers überwinden kann. Es ist hier rd. 1,05 ata gewählt worden. Bei dieser Rechnung ist außer den Partialdrücken der freiwerdenden Gase noch der Dampfdruck des Pentans zu berücksichtigen.

Die Berechnung dieses Dampfdruckes siehe Anhang II.

Beim Kohlsabstreifer sind als Destillationsgas I die übrigen sich nicht in Benzin lösenden Bestandteile zu rechnen, als Destillationsgas II die in der Stabilisierung noch zu entfernenden. Die Berechnung der gelösten bleibenden Bestandteile siehe Anhang III.

Beim Waschl ist eine Entgasung unter Vakuum nötig, damit der Gehalt an Butan und Propan im Waschl nicht zu sehr ansteigt. Gewählt wurde ein Vakuum von 100 - 110 mm Hg bzw. 0,14 - 0,15 ata.

Die Berechnung der Stufenentspannung des Kohleabstreifers ist in den Tabellen V - VIII, die des Waschl in den Tabellen IX - XII für die vier Grenzfälle durchgerechnet. Der Zwischenentspannungsdruck für Kohleabstreifer sollfrankt danach wieder zwischen 25 und 35 ata, der für Waschl zwischen 30 und 47 ata.

2 a l l e
P a l l e

Stufenabrechnung des Kolllebstreifens

II. Vergabung Verteilung der Vergabung I 6, 23, 29, 37, 40, 23, 24, 04

Bestand- teil	Statisch in 1214 kg in 1000 kg		Stufe I		Stufe II		Zusammen		Desbill. Gas		in Band bleibt
	Text	gelöst	Part. Dr. b. Entsp. a. V. = 0,5	Part. Dr. b. Entsp. a. V. = 0,5	Part. Dr. b. Entsp. a. V. = 0,5	Part. Dr. b. Entsp. a. V. = 0,5	Part. Dr. b. Entsp. a. V. = 0,5	Part. Dr. b. Entsp. a. V. = 0,5	I	II	
12	0,06	9,88	14,81	7,60	50,75	0,74	0,0554	0,74	5,28	-	-
20	0,1	0,51	0,70	0,25	2,40	0,07	0,0052	0,07	0,10	-	-
22	0,06	1,50	2,195	1,10	7,52	0,15	0,0055	0,15	0,92	-	-
21	0,43	7,36	8,29	4,15	26,45	3,56	0,2522	3,56	24,54	0,11	0,11
22	2,23	4,23	1,275	0,54	4,88	5,84	0,1629	2,44	17,56	0,40	0,40
23	4,56	7,27	1,184	0,59	4,04	5,40	0,2021	4,03	28,66	1,02	0,05
24	25,00	10,21	0,237	0,12	0,52	8,09	0,1716	5,50	10,56	2,59	1,87
25	1,50	0,51	0,484	0,04	1,56	0,51	0,0345	0,44	3,13	0,63	-
Samt		43,87	29,175	14,56	100,00	21,54	1,0630	14,06	100,00	7,92	5,74

Die freiverwendeten Gasarten beziehen sich auf 1 to Kolllebstreifer

Kapitel VI
Fall I H

Stufenkennzeichnung des Kohlenstoffreife...

21. Vorgang - Verteilung der Vergütung: 83 9 5 1 31 6 3 2 3 5 3 5

Zustand-Teil	Statisch. Wert	In 1214 25 in 1000 AS Kohlenstoffreife sind gelesen	S. 1 u. 2 I		S. 1 u. 2 II		Zusammenge- setzte	Zusammenge- setzte	Zusammenge- setzte	Zusammenge- setzte
			at	m	at	m				
Z	0,05	9,81	16,16	1,57	60,02	0,21	0,5820	5,92		
B ₁	0,1	0,45	0,07	0,55	2,07	0,08	0,0884	0,51		
B ₂	0,05	1,53	0,16	0,57	0,50	0,10	0,1000	0,05		
C ₁	0,15	10,79	0,88	1,14	21,15	0,21	0,2121	0,14		
C ₂	2,13	5,08	1,56	1,70	4,21	0,21	0,2121	1,79		
B ₃	1,50	6,78	0,95	0,45	0,50	0,08	0,0884	0,51		
C ₃	35,00	0,74	0,155	0,07	0,46	0,114	0,1144	1,07		
C ₅	1,50	0,81	0,55	0,15	1,72	0,21	0,2121	1,79		
Summe		20,77	30,288	11,53	100,00	18,08	10,000	10,00		

Die freierwerbenden Gasmengen beziehen sich auf 1 to Kohlenstoffreife

Beifolgende sind die Kohlenstoffgehalte

Wohlbeil, III
 1911 II B

24 Versuchs Feststellung der Versauerung 13. 12. 1911

Bestand- theil	m ³	In 115 kg Kohlensstoffgehalt gelöst	m ³	In 100 kg Part. Dr. Freiwärde b. Kohlenstoffgehalt gelöst	Kohlensstoff- gehalt	Kohlensstoff- gehalt	Kohlensstoff- gehalt	Kohlensstoff- gehalt	Kohlensstoff- gehalt	Kohlensstoff- gehalt	Kohlensstoff- gehalt		In Bern Stein
											I	II	
H ₂	9,05	2,12	14,76	7,56	49,51	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	-	-	-
CO	0,1	0,00	0,75	0,35	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	-	-	-
H ₂	1,50	1,17	1,08	1,02	0,05	0,11	0,12	0,12	0,12	0,12	-	-	-
C ₁	0,58	0,15	0,76	0,55	0,57	0,77	0,77	0,77	0,77	0,77	0,11	0,11	-
C ₂	0,85	0,75	1,27	0,89	0,53	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,30	0,30	-
C ₃	1,56	0,58	1,20	0,75	0,41	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,30	0,30	0,05
C ₄	35,00	3,08	0,25	0,13	1,27	0,43	0,62	0,62	0,62	0,62	0,30	0,30	1,27
C ₅	1,50	1,05	0,52	0,28	1,00	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,37	0,37	-
Rest													
SUMME		44,07	28,68	15,90	100,00	5,94	1,900	1,978	1,978	1,978	0,30	0,30	1,27

Die Kohlenstoffgehalte sind in 1 to Kohlenstoff

489

STANDARD

Item	Quantity	Unit Price	Total
...	1.00
...	1.10
...	1.20
...	1.30
...	1.40
...	1.50
...	1.60
...	1.70
...	1.80
...	1.90
...	2.00
...	2.10
...	2.20
...	2.30
...	2.40
...	2.50
...	2.60
...	2.70
...	2.80
...	2.90
...	3.00
...	3.10
...	3.20
...	3.30
...	3.40
...	3.50
...	3.60
...	3.70
...	3.80
...	3.90
...	4.00
...	4.10
...	4.20
...	4.30
...	4.40
...	4.50
...	4.60
...	4.70
...	4.80
...	4.90
...	5.00
...	5.10
...	5.20
...	5.30
...	5.40
...	5.50
...	5.60
...	5.70
...	5.80
...	5.90
...	6.00
...	6.10
...	6.20
...	6.30
...	6.40
...	6.50
...	6.60
...	6.70
...	6.80
...	6.90
...	7.00
...	7.10
...	7.20
...	7.30
...	7.40
...	7.50
...	7.60
...	7.70
...	7.80
...	7.90
...	8.00
...	8.10
...	8.20
...	8.30
...	8.40
...	8.50
...	8.60
...	8.70
...	8.80
...	8.90
...	9.00
...	9.10
...	9.20
...	9.30
...	9.40
...	9.50
...	9.60
...	9.70
...	9.80
...	9.90
...	10.00

...

U. S. DEPARTMENT OF AGRICULTURE

OFFICE OF THE ASSISTANT SECRETARY FOR CROP ESTIMATION

Year	Area	Production	Value	Yield	Price	Index
1910	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1911	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1912	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1913	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1914	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1915	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1916	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1917	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1918	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1919	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1920	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1921	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1922	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1923	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1924	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1925	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1926	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1927	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1928	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1929	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1930	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1931	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1932	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1933	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1934	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1935	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1936	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1937	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1938	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1939	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1940	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1941	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1942	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1943	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1944	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1945	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1946	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1947	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1948	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1949	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100
1950	1,000,000	100,000,000	10,000,000,000	100	100	100



STATISTISCHES BUREAU

Tabelle 2

in Prozent

Teil 1

Posten- teil	Station.	aus 1920	aus 1921	aus 1922	aus 1923	aus 1924	Zusammen- setzung	%
	Stationen	aus 1920	aus 1921	aus 1922	aus 1923	aus 1924		
R	0,1	55,30	17,30	17,30	1,30	14,30	49,81	
CO	0,8	2,10	0,00	0,00	0,00	0,54	2,12	
R ₂	5,13	10,30	8,30	8,30	8,30	2,85	7,50	
G ₁	0,7	1,70	17,30	17,30	17,30	8,11	63,70	
G ₂	3,3	10,30	0,00	0,00	0,00	1,45	5,75	
G ₃	1,7	0,00	0,00	0,00	0,00	0,28	0,92	
G ₄	0,0	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,10	
G ₅	0,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,07	
Gesamt		79,70	35,60	34,60	26,60	36,71	100,00	100

Die Abweichungen betragen sich auf 1,1 %

Verteilung der ...

Kategorie	Zusammensetzung	I		II		Zusammensetzung	Kategorie	III		Zusammensetzung	Kategorie
		Anteil	Wert	Anteil	Wert			Anteil	Wert		
1,00	49,81	0,11	0,1081	0,11	0,11	1,00	0,11	0,1081	0,11	0,11	0,11
0,64	2,15	0,10	0,064	0,10	0,10	0,64	0,10	0,064	0,10	0,10	0,10
2,25	7,50	0,41	0,825	0,41	0,41	2,25	0,41	0,825	0,41	0,41	0,41
10,24	13,79	0,25	0,2598	0,25	0,25	10,24	0,25	0,2598	0,25	0,25	0,25
1,56	6,1	0,09	0,1508	0,09	0,09	1,56	0,09	0,1508	0,09	0,09	0,11
0,28	0,75	0,01	0,0028	0,01	0,01	0,28	0,01	0,0028	0,01	0,01	0,70
0,50	0,10	0,01	0,0050	0,01	0,01	0,50	0,01	0,0050	0,01	0,01	1,00
0,01	0,00	0,00	0,0001	0,00	0,00	0,01	0,00	0,0001	0,00	0,00	0,01
100,00	100,00	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	100,00	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,00

RECHENUNGSABSCHEIDUNG

Tabelle XI

Kategorie	1934/35		1935/36		1936/37		Zusammen- setzung	prozent Anteil
	Umsatz	Ertrag	Umsatz	Ertrag	Umsatz	Ertrag		
1	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
2	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00
3	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00
4	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00
5	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
6	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00
7	60,00	60,00	60,00	60,00	60,00	60,00	60,00	60,00
8	70,00	70,00	70,00	70,00	70,00	70,00	70,00	70,00
9	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00
10	90,00	90,00	90,00	90,00	90,00	90,00	90,00	90,00
Gesamt	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Die im vorliegenden Tabelle enthaltenen Zahlen sind auf 100,00 abgerundet.

Rechnung des ...

Umsatz

Verkauf der Waren

Umsatz	Preiswert	Zuwendungsbeitrag	Umsatz	Preiswert	Zuwendungsbeitrag	Umsatz	Preiswert	Zuwendungsbeitrag	Umsatz	Preiswert	Zuwendungsbeitrag	Umsatz	Preiswert	Zuwendungsbeitrag
10,77														
11,56		10,00	1,00											
1,74		2,41	0,67											
2,52		0,61	0,61											
1,66		32,00	10,24											
		4,97	0,49											
		1,55	1,55											
		0,20	0,20											
		0,24	0,24											
17	30,16	100,00												

1. ...

Tabelle XII

Verrechnung

Ver

Fall I

Bestand- teil	statisc. Wert $\frac{3}{m} \frac{3}{m} \text{at}$	aus 5100 A, von 1000 A Maschl. sollen bei Freiwand.		anz. messen in 1000 A bei sein $\frac{3}{m}$	S. 1 u. 2 Part.Nr. 0. Freiwand. S. 1 u. 2, 3, 4		Zusammen- setzung	Zusammen- setzung	Zusammen- setzung
		$\frac{3}{m}$	$\frac{3}{m}$		$\frac{3}{m}$	$\frac{3}{m}$			
12	0,1	1,00	17,00	17,00	20,00	11,00	51,00	2,35	
00	0,2	4,37	1,01	0,91	0,00	0,61	1,12	0,20	
4	0,13	13,37	2,48	2,30	3,31	2,00	7,00	0,43	
0,1	0,5	27,00	10,13	10,13	16,19	10,07	34,23	8,06	
0,2	0,2	47,00	0,81	0,72	0,34	1,45	4,00	7,47	
0,3	12,0	26,70	1,74	0,66	0,42	0,25	1,00	0,40	
0,4	50,0	0,37	1,10	2,23	0,00	0,00	0,00	2,21	
Rest	0,5	4,00	0,00	0,00	0,28	0,17	0,00	0,70	
Summe		292,70	34,21	36,10	47,17	39,07	100,00	26,03	

Die freiwandenden Gasmengen beziehen sich auf 1 m³ Maschl.

Spannung des Schalls

Ergebnis

Verteilung der Spannung: 50, 100, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 550, 600, 650, 700, 750, 800, 850, 900, 950, 1000

Stufe I Freiwert Guadigo	Zusammen- setzung	Gelbst bleiben	Stufe II		Zusammen- setzung	Gelbst bleiben	Stufe III (Verdamm)		Zusammen- setzung	Gelbst bleiben
			Tart. Dr. bei n.V. 11,1 at	Freiwert. Guadigo			Freiwert. Guadigo	Freiwert. Guadigo		
50,00	2,36	0,1124	2,36	20,56	0,03	0,0041	2,36	0,29	-	
100,00	2,12	0,0084	0,20	0,00	-	-	-	-	-	
2,05	7,00	0,0002	0,43	1,93	-	-	-	-	-	
10,07	24,87	0,3730	7,87	35,40	0,10	0,0076	0,10	0,42	-	
1,45	4,33	0,3075	5,29	20,18	0,09	0,0360	0,87	24,84	0,11	
0,26	0,89	0,1598	0,55	15,06	2,05	0,0556	1,35	20,00	0,72	
0,02	0,07	0,0010	0,66	2,07	1,55	0,0210	0,50	10,30	1,00	
		0,0113	0,26	1,12		0,0025	0,54	30,48		
0,17	0,18	0,0007	0,63	2,33	0,07	0,0026	0,03	1,72	0,01	
77	100,00	26,83	1,0000	22,24	100,00	4,55	0,1450	3,50	100,60	1,89

auf 1 n 3 Wechsel

5. Vorarbeitung der H₂-Gase aus der Kohlephase

a.) Abschlammgas

Eine Verarbeitng der Abschlammgase auf Reinstwasserstoff dürfte sich nicht lohnen, weil für die verhältnismäßig geringe Menge ein besonderer Generator und ein Kompressor aufgestellt werden müßte, da die Gase auf den für die Zerlegung nach Linde nötigen Druck von ca 16 at zu komprimieren müßten. Die Abschlammgase werden daher zweckmäßig direkt ins Heizgasnetz geführt.

In Tabelle XIII sind die bei den 4 Fällen anfallenden Mengen deren Zusammensetzung eine durchschnittliche Analyse und ein durchschnittlicher Heizwert zusammengestellt.

b.) Kohleabstreifer und Waschergase

Die Entspannung von Kohleabstreifer und Waschöl soll von vornherein so geleitet werden, daß in der ersten Stufe jeweils ein Gas von ca 50 % H₂-Gehalt anfällt, in der zweiten und dritten ein H₂-armes, dafür gasbenziereiches Gas anfällt. Die Gase ähnlicher Zusammensetzung werden zusammengeleitet und gemeinsam weiterverarbeitet.

In Tabelle XIV a - d sind für die 4 Fälle die zur Lindezerlegung gehenden Gasmengen (Rohgase), ihre Zusammensetzung, die ungefähr anfallenden Rein- und Restgasungen, die ungefähre Zusammensetzung des Restgases nach Entfernung der Verunreinigungen und des Hauptteils von Propan und Butan und der Heizwert des Restgases zusammengestellt.

Abrechnung III

Abrechnung III

Bestand-Teil	P a l l I A		P a l l I B		P a l l I I A		P a l l I I B		Mittlere Zuschlag	Kittler Beizwert
	21. Vorgang Menge	Zuschlag	21. Vorgang Menge	Zuschlag	24. Vorgang Menge	Zuschlag	24. Vorgang Menge	Zuschlag		
H ₂	6,62	48,84	47,75	47,08	11,85	47,08	11,60	48,09	47,80	1120
C ₀	0,34	1,71	1,50	1,59	0,48	1,59	0,47	1,40	1,50	66
H ₂	1,87	8,59	7,50	7,84	1,89	7,84	1,74	6,84	7,80	-
H ₁	4,52	23,22	26,00	24,02	6,10	24,02	6,94	27,10	23,80	1180
C ₂	1,59	6,48	7,75	6,61	1,79	6,61	1,11	9,18	7,50	1009
C ₃	1,53	7,69	6,10	6,46	2,15	6,46	1,65	8,09	7,00	1512
C ₄	0,54	1,71	1,80	2,84	0,72	2,84	0,40	1,88	1,80	575
Rest	0,29	1,40	1,00	1,30	0,53	1,30	0,26	1,11	1,10	-
Menge in to Kante	17,90		20,00		25,40		25,40			
" " Rendite	57,20		52,50		48,9		40,10			
" " "	214 500		215 600		305 800		303 800			

Ergebnisse zur Bilanzierung

Tabelle IVa

Fall IA

Bestand- teil	Kohlens- tafel Gas I	Lindgas I		Zusammen- setzung	Restgas		Zusammen- setzung des Restgases	Heizwert
		B	A		B	A		
H ₂	2,28	13,10	74,18	1,57	60,20	7,08	8,10	200
CO	0,48	3,19	3,01	1,48		1,01	4,08	137
H ₂ O	1,04	11,15	12,29	2,71	1,40	10,00	12,00	-
C ₁	1,04	10,10	20,18	20,18		2,10	21,08	4840
C ₂	0,75	6,20	7,80	1,00		7,10	8,09	1339
C ₃	0,7	1,08	2,50	1,30		0,40	0,58	115
C ₄	0,14	0,30	0,44	0,20		0,24	0,35	14
Rest	0,29	1,00	1,35					
Summe (Menge je to Kohle)	17,71	129,50	147,21	100,00	62,00	70,26	100,00	6837 $\frac{10^3}{m^3}$
Menge je to Benzin			153,00		115,5	120,0 m ³	mit 550000 VE	

Tabelle IVb

Fall IB

Bestand- teil	Kohlens- tafel Gas I	Lindgas I		Zusammen- setzung	Restgas		Zusammen- setzung des Restgases	Heizwert
		B	A		B	A		
H ₂	8,82	74,75	80,57	47,88	76,80	0,77	7,87	180
CO	0,88	3,20	3,56	2,10		0,56	4,14	115
H ₂ O	1,18	11,25	12,43	7,43	1,60	10,23	12,60	-
C ₁	1,51	50,55	52,06	53,04		10,00	63,10	5130
C ₂	0,85	7,75	8,60	3,12		0,50	8,60	1032
C ₃	0,52	1,40	1,92	1,15		0,25	0,29	59
C ₄	0,08	0,15	0,23	0,14		0,05	0,03	9
Rest	0,30	1,00	1,30	0,76				
Summe (Menge je to Kohle)	17,92	150,05	167,97	100,00	78,40	80,00	100,00	6838 $\frac{10^3}{m^3}$
Menge je to Benzin			229,10		134,8	148,0 m ³	mit 1 015000 VE	

Hydrogenen der Linde-Anlage (Kohlensaure)

497

Tab. 11a IIIa

26.5. Vergasung

Tab. 11a IIIa

Bestand- teil	Kohlenab- treiber Gas	Recht- gas I	Summe	Zusammen- setzung	Reingas	Kohlensaure	Zusammen- setzung	Heizwert
					von der	Bindenlage	des Kohlegases	
	m	m	m	%	m	m	%	kJ
H ₂	8,83	2,80	11,63	12,91	70,0	6,03	7,74	183
CO	3,29	3,35	6,64	7,41		3,72	4,78	130
H ₂ O	1,37	10,00	11,37	12,55	1,0	11,07	12,07	
C ₁	4,89	6,50	11,39	12,57		13,59	14,59	4889
C ₂	0,77	0,78	1,55	1,73		7,40	8,12	1115
C ₃	0,74	2,18	2,92	3,20		0,80	0,81	134
C ₄	0,15	0,27	0,42	0,45		0,04	0,05	13
Rest	0,28	1,00	1,28	1,41				
Summe	18,61	135,79	154,40	100,00	71,8	77,74	100,00	6563 $\frac{kJ}{m^3}$
(Menge je to Rohkohle)								
Menge je to Benzin			355,0		137,5	149,5 m ³		mit ca 899000 kJ

Tab. 11b IIIb

Tab. 11b IIIb

Bestand- teil	Kohlenab- treiber Gas	Recht- gas I	Summe	Zusammen- setzung	Reingas	Kohlensaure	Zusammen- setzung	Heizwert
					von der	Bindenlage	des Kohlegases	
	m	m	m	%	m	m	%	kJ
H ₂	8,03	79,05	87,08	80,02	80,1	0,95	7,61	184
CO	0,33	3,30	3,63	3,08		3,04	4,08	113
H ₂ O	0,99	11,06	12,05	6,92	1,6	10,46	11,70	
C ₁	5,10	54,21	59,31	54,18		53,45	66,53	5220
C ₂	0,80	7,84	8,64	4,86		8,40	9,43	1300
C ₃	0,50	1,40	1,90	1,69		0,40	0,43	64
C ₄	0,08	0,11	0,19	0,11		0,03	0,03	3
Rest	0,23	0,72	0,95	0,65				
Summe	16,05	156,03	172,08	100,00	81,7	80,34	100,00	6911 $\frac{kJ}{m^3}$
(Menge je to Rohkohle)								
Menge je to Benzin			355,0		157,5	172,0 m ³		mit ca 1190 000 kJ

Aus den Reichtgasen (die in der zweiten und dritten Unterpumpestufe bzw. Destillation freierwerden) soll das Gasbenzin und möglichst weitgehend Butan und Propan gewonnen werden. Die unmittelbar aus der Kohlephase gewinnbaren leichteren Kohlenwasserstoffe enthalten aber organischen Schwefel und müssen raffiniert werden. Für die Raffination von flüssigen Gasen liegen bisher aber noch keine genügende Erfahrungen vor. Es erscheint daher zweckmäßig, ebenfalls den von der H. I. P. I. G. Marburg begangenen Weg einzuschlagen, nämlich das Propan und das Butan der Kohlephase mit dem Einspritzprodukt der Gasphase in den Benzinefen zu erhitzen und dort über 500°C Kontakt zu raffinieren. Es wird dadurch eine solche Gasbenzin- und Propan-Butan-Gewinnungsanlage zur Gasphase überflüssig. Es hat sich gezeigt, daß die Reichtgase der Gasphase am besten auf ca. 15 bar komprimiert werden und dann mit Einspritzprodukt der Gasphase gewaschen werden. Bei diesem Prozeß wird praktisch das Butan und ca. 90% des Propan von dem Mittelteil aufgenommen.

Aus später geneigten Rechnungen über die Gasverteilung in Gasphaseofen geht hervor, daß es bei dieser Anordnung und durch Kompression des Gases der ersten Lösungsstufe beim Benzinebetreiber möglich ist (ca. die Hälfte bis 2/3) des Lösungsverlustes an H₂ in der Gasphase zu vermeiden.

In den Tabellen XV - XVIII sind die anfallenden Reichtgase aus der Kohlephase, ihre Zusammensetzung, die vom Einspritzprodukt her zuzugewonnenen Mengen und die Zusammensetzung und Heizwerte der Festgase zusammengestellt. Für das Einspritzprodukt sind die dynamischen Löslichkeitswerte des Benzols angenommen.

Verluste durch Undichtigkeiten usw. sind bei der Rechnung nicht berücksichtigt worden.

Zuweisung der Kohlepreise
 Teilung der Vergütung 25, 10, 15, 20, 30, 31, 13, 14

Bestand-Kohlenbe- sell	Kohlen- Dest.Geb	Kohl- II	Kohl- III	Summe	Zusammen- setzung	Kohl. Preis auf 100 kg	Zusammen- setzung des Restes	Belwert je m ³
1,00	-	7,74	0,04	8,78	8,34	1,71	1,71	2,32
0,00	-	0,76	-	0,76	0,76	0,13	0,13	40
0,18	-	1,79	-	1,79	1,79	1,07	1,07	-
4,19	0,16	2,06	0,54	6,91	6,91	0,88	0,88	3070
2,96	0,48	21,86	3,40	27,90	27,90	1,13	1,13	3000
3,89	1,17	18,56	9,60	33,02	33,02	1,07	1,07	100
2,79	4,66	4,42	0,17	12,04	12,04	0,60	0,60	28
0,58	0,76	1,11	2,59	5,04	5,04	0,58	0,58	-
0,58	0,58	2,01	0,00	3,17	3,17	0,78	0,78	-
17,00 (Yase 10 to Kohle)	8,98	21,80	21,86	127,00	120,00	1,75,00	1,75,00	9130
Wenig je to Basis				219,2			18,9 1/2 mit 0,2 1/2	

Zoilerbuch der Kohlenwerke

Rechnung

21. Verrechnung

Verrechnung der Verrechnung 31. 01, 01. 01, 01. 01, 01. 01, 01. 01

Bestand- teil	Kohlenbebr. III	Kohlenbebr. II	Kohlenbebr. I	Rechn- Sas II	Rechn- Sas III	Summe	Zusammen- rechnung	Part. Br. b. Kauf auf 25 at	Rechn. Br. b. in 04/28 14F Mitt. 01	Rest- Sas	Zusammen- rechnung den Restposten	Reinwert je MO
B2	0,98	-	-	10,50	0,00	11,58	6,10	2,02	4,15	11,58	13,61	326
B3	0,08	-	-	0,00	-	0,08	0,68	0,17	0,00	0,00	1,75	332
B4	0,15	-	-	2,25	-	2,40	1,55	0,82	0,24	2,17	3,00	-
B5	0,10	0,17	-	30,25	0,00	31,42	23,10	7,32	0,68	37,84	15,77	3700
B6	3,62	0,62	-	30,45	4,45	39,14	27,50	0,87	15,75	42,30	30,55	3020
B7	2,80	1,31	-	15,50	5,75	27,45	19,20	1,20	24,00	4,37	4,00	610
B8	1,81	0,19	-	4,15	5,65	10,80	7,50	1,00	10,75	0,00	0,75	15
B9	0,51	0,44	-	1,50	2,70	4,25	3,48	0,87	4,00	-	-	-
B10	0,46	0,06	-	3,00	0,55	3,56	2,71	0,68	1,50	2,56	3,11	-
Summe	16,61	5,73	-	108,10	17,85	142,54	100,00	24,70	59,08	82,41	110,00	4304
(Menge je to Kohlen)												
Menge je to Mehl												
141,7 B 3 ca 1 200,00 B 1												

Rechnung aus der Kohlenprobe
24. Vergasung
Verteilung der Vergasung: 25.01.13 bis 27.03.13.04

Bestand- teil	Kohlenstoff- Gas II	Kohlenstoff- Dunst, Gas	Wass- gas III	Wass- gas II	Wass- gas I	Summe	Zusammen- setzung	Part. Br. Br. Kohlr. auf 25 St 25 St	als Kohlenstoff in 100 kg aus Kohlenstoff	Wass- gas	Mengen- setzung des Restgases	Heizwert je m ³
H ₂	0,92	-	0,78	0,05	-	1,70	0,72	1,78	0,11	0,19	10,75	601
CO	0,08	-	0,85	-	-	0,93	0,25	0,16	0,10	0,21	1,10	34
H ₂	0,13	-	1,85	-	-	1,98	1,08	0,35	0,20	0,55	2,93	-
CO	4,06	0,12	27,56	0,52	-	32,26	13,73	5,65	0,01	30,13	40,04	511,3
CO	2,96	0,46	24,15	3,56	-	31,13	11,97	6,27	11,18	20,04	26,27	371
CO	5,15	1,51	21,78	10,25	-	38,69	27,10	8,25	30,20	3,67	11,35	2090
CO	2,99	5,14	5,15	5,31	-	18,57	10,22	0,33	16,91	0,77	10,02	24
CO	0,56	0,64	1,17	2,43	-	4,79	0,50	0,34	4,72	-	-	-
CO	0,79	3,05	3,05	0,81	-	7,69	0,97	0,74	1,20	0,38	4,01	-
Summe	17,55	6,84	64,40	22,59	-	142,79	100,00	25,00	58,21	74,35	100,00	1683
Restgas (je to Kohlen)												
Restgas (je to Benzin)												

Tabella XVIII

Table II

Zeichenerklärung Kohlsäure

24. Versuchung

Verteilung der Vergasung: 33 C₁, 31 C₂, 29 C₃, 5 C₄

Zustand- teil	Kohlensäure		Kohlensäure		Wach- gas II	Wach- gas III	Summe	Zusammen- setzung	Isot. Dr. b. Komparat. E ₀ s ₁	E ₀ s ₂ s ₁ s ₂	E ₀ s ₁ s ₁ s ₂	E ₀ s ₁ s ₁ s ₂	Zusammen- setzung des Restgases	Menge je m ³
	Gas II	Gas III	Gas II	Gas III										
H ₂	0,96	-	12,70	0,05	13,71	8,48	0,14	10,07	1,77	1,77	1,77	1,77	10,07	301
CO	0,09	-	1,08	-	1,16	0,72	0,13	1,15	1,04	1,04	1,04	1,04	1,15	39
H ₂	0,14	-	3,52	-	3,66	2,62	0,14	3,66	3,52	3,52	3,52	3,52	3,66	-
CO	5,02	0,14	40,50	1,02	46,70	30,12	1,07	40,00	30,11	30,11	30,11	30,11	40,00	301
CO	3,73	0,56	35,00	4,70	34,04	17,22	1,07	30,11	30,11	30,11	30,11	30,11	30,11	301
CO	4,11	1,20	19,10	7,16	26,29	18,91	1,04	26,29	26,29	26,29	26,29	26,29	26,29	26,29
CO	1,34	3,00	3,56	2,70	11,26	6,86	1,19	11,26	11,26	11,26	11,26	11,26	11,26	11,26
CO	0,56	0,43	1,40	2,32	3,80	2,28	1,19	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80	3,80
Rest	0,72	0,06	3,40	0,32	4,02	2,75	1,19	4,02	4,02	4,02	4,02	4,02	4,02	4,02
Summe	17,32	5,40	100,11	18,90	121,73	100,00	55,54	121,73	121,73	121,73	121,73	121,73	121,73	121,73
(Menge in to Kohle)														
Menge je to Benzin														

II. Hy-Gase aus der Kohlephase

1. Gasbildung

In Ergänzung zur Kohlephase soll hier nicht mit verschiedener Vergasung gearbeitet werden, sondern es wird für alle Fälle 10% Vergasung bezogen auf das G des A-Mittelble (von der Summe f. l. abgezogene Mittelble) angenommen. Verschieden groß wird dagegen je nach der Höhe der Vergasung die Kohlephase als zur Gasphase gehörende Einwirkungszone.

Es sollen wieder zwei Fälle verschiedener Verteilung der Vergasung angenommen werden, im einen Fall mehr C_1 und C_2 , im anderen Fall mehr C_3 und C_4 .

Wie bereits angedeutet, sollen die Flüssiggase der Kohlephase in der Gasphase raffiniert werden. Um nun die Chancen für den Hy-Gasausfall der Gasphase möglichst weit zu stecken, wird so gerechnet, dass der Fall der Kohlephase mit hoher C_3 und C_4 -Bildung mit dem Fall der Gasphase mit ebenfalls hoher C_3 und C_4 -Bildung kombiniert wird; und ebenso werden die Fälle mit beiderseits hoher C_1 und C_2 -Bildung kombiniert.

Die nachstehenden Mengen beziehen sich auf 1 to Kohleblei:

	I. Günstiger Fall	II. Ungünstiger Fall	
Mittellänge	54	561	kg
C in der Vergasung	10	38	"
Mineralerzfaser	690	704	"
Sauerstoff chemgebunden	400	390	m ³
Kreislaufgasmenge, d. C. f. d. Gang	3200	3200	"
Verlust durch Undichtigk., S.	14,1	13,0	"

2. Gasneubildung im Benzolofen (Menge je to Kohleblei)

Verteilung der Vergasung:		I. Günstiger Fall		II. Ungünstiger Fall	
Fall A:	C_1 9 Gew.-%	3,67 kg C	= 7,36 m ³ CH ₄	3,1 kg C	= 6,94 m ³ C ₂ H ₆
	C_2 15 "	6,45 "	= 6,73 " C ₂ H ₆	5,7 "	= 5,9 " C ₂ H ₆
	C_3 19 "	12,26 "	= 8,44 " C ₃ H ₈	11,0 "	= 7,5 " C ₃ H ₈
	C_4 47 "	20,8 "	= 13,2 " C ₄ H ₁₀	17,85 "	= 9,0 " C ₄ H ₁₀
werden als Bestandteil des Benzins und Gasbenzins			13,0 " C ₄ H ₁₀		= 13,0 " C ₄ H ₁₀

Fall B.	C ₁	10,3 Gew.-%	7,87 kgC	= 10,0 m ³ CH ₄	0,98 kgC	= 14,1 m ³ CH ₄
	C ₂	18,2 "	7,87 "	= 7,85 m ³ C ₂ H ₆	0,97 "	= 7,0 m ³ C ₂ H ₆
	C ₃	27,3 "	10,05 "	= 10,88 m ³ C ₃ H ₈	14,19 "	= 9,6 m ³ C ₃ H ₈
	C ₄	26,4 "	11,28 "	= 8,77 m ³ C ₄ H ₁₀	10,03 "	= 5,1 m ³ C ₄ H ₁₀
Außerdem als Bestandteil des Benzins u. Gasbenzins				15,00 m ³ C ₄ H ₁₀		15,0 m ³ C ₄ H ₁₀

3.) Berechnung der Gasverteilung im Gaskreislauf

Aus Schema II geht die Gasführung hervor.

Es soll ein H₂-Partialdruck von rd 200 at am Ofeneingang gehalten werden, das entspricht bei einem Gesamtdruck von 600 at einem H₂-Gehalt von 33,3 %.

Es läßt sich errechnen, daß sich bei dem hohen Lösungsvermögen des Benzinabstreifers f. B die Fremdgase durch Verdrängung am Ofeneingang ein H₂-Partialdruck von ca 245 at einstellen würde.

Wenn man dagegen die gesättigten Reichtgase der Sumpffase in die Gasphase drückt, erhält man einen H₂-Partialdruck von ca 165 at. Wird das Reichtgas nun unter ca 28 at mit dem Einspritzprodukt der Gasphase gewaschen und dieses gesättigte Produkt direkt in die Gasphase gegeben, dann wird der H₂-Partialdruck ca 220 at.

Nimmt man diese Waschung der Reichtgase bei rd 25 at vor - dabei gehen ca 80 - 90 % des vorhandenen U₂H₆ in das Öl - und drückt man die in der Entspannungsstufe des Benzinabstreifers freiverdenden Gase wieder in den Benzinofen, dann kann man durch entsprechende Wahl des Zwischenentspannungsdruckes (zwischen 100 und 150 at) nicht nur den gewünschten H₂-Partialdruck am Ofeneingang erreichen, sondern kann auch 50 - 70 % des sich im Benzinabstreifer befindenden H₂ auf einfachem Wege rückgewinnen.

Es muß später im Betrieb festgestellt werden, welche Drücke bei der Waschung und in der Zwischenentspannung zweckmäßig eingeschaltet werden. Je größer die Frohmanausbeute sein soll, desto höher muß der Waschdruck gehalten werden, desto höher wird auch der Druck der Zwischenentspannung liegen müssen.

Der Ausgangspunkt für die Berechnung der Gasverteilung ist, die Forderung, daß die aus dem Kreislauf herauszunehmenden Gasbestandteile nach Abzug der durch Undichtigkeiten entweichenden Menge im Benzinabstreifer nach der I. Entspannungsstufe gelöst sein müssen.

Ein Rechenbeispiel ist folgender:

Die herauszubehaltende Menge eines Fremdgases im Frischgas und ein Abstrahprodukt eingeträcht und in einem Abstrahgefäß, wird zusammengefaßt und eine geschlossene rückkomprimierte Menge dazugeschlagen. Auf dem selben Weg wie früher bei der Rechenweise berechnet man die am Abstraherausgang benötigte Stützmenge der einzelnen Gase und damit wieder den Anfall der durch Undichtigkeiten entweichende Menge. Die zum aus dem Kreislauf herauszunehmenden ist, errechnen sich die Partialdrücke der einzelnen Gasbestandteile im Zusammenhaltungsgefäß nach der einfachen Gleichung:

$$p = \frac{p_i \cdot V_i}{V} \quad \text{oder} \quad p = \frac{p_i \cdot A}{A_i}$$

wobei bedeutet:

- a) die herauszubehaltende Menge eines Gasbestandteils nach Abzug der durch Undichtigkeiten verlorene Menge
- b) der Partialdruck dieses Bestandteils bei der Zusammenhaltung
- c) die statische Höhehöhe im Abstraher
- d) die Benzinstützformenge

Es wird dann eine bestimmte Gasmenge angenommen, die je teure Kohle bei der Entflammung der 1. Stufe frei wird, im Falle 1.4 (Tabelle II) ist V = 0,0 gew. Mit heraus ergibt sich die rückzukomprimierende Gasmenge, die jetzt in der Höhe der herauszunehmenden Gase richtig einzusetzen ist. Die jetzt festgelegten Bestandteile bestimmen den Partialdruck im Abstraherausgang und die im Benzinstützformenge gebundene Gasmenge.

Es muß nun folgende Bilanzrechnung durchgeführt werden (folgt II)

Kreislaufgasmenge aus Ofenabgang	2180,0	m ³
Chemisch gebundener Wasserstoff	2180,0	"
	4360,0	m ³
Bildung und Freibwerden der im Abstraher und gelagerten Gasmenge (0,5 x 20,0 m ³)	110,0	m ³
Menge am Ofenabgang	4470,0	m ³
Gehalt im Benzinstützformier	100,0	"
Menge am Abstraherausgang	4570,0	m ³
Verlust durch Undichtigkeiten	11,1	"
Menge nach der Umlaufzeit	4558,9	m ³
Rückkomprimiertes Gas	11,8	"
Frischgas	4570,7	"
Kreislaufgasmenge aus Ofenabgang	2180,0	m ³

aus dem H_2 -Partialdruck am Abströmungsgang ergibt sich H_2 -Menge und weiter nach Abzug und Hinaufgang der entsprechenden Mengen die H_2 -Menge von der H_2 -Menge am Ofeneingang. Im Falle I A findet sich diese zu 56,09 das sind rd. 504 at H_2 -Partialdruck am Ofeneingang. Wird dieser gewünschte Druck nicht erreicht, dann sind mit einem kleineren Volumen V (Zuführungsvolumen der I. Stufe) die Bedingungen noch einmal durchzuführen.

In dem folgenden Tabellen XVII bis XXI sind die Gasverteilungen und Stoffmengenanteile des Benzolabstreifers für die 4 Fälle durchgerechnet.

Es sei bemerkt, daß die in dieser Tabelle der H_2 -Menge das Frischgas einen gewissen Anstieg auf der Höhe des Zwischenabströmungsganges hat.

Die vorangehenden in der Tabelle VII bis X sind von der Benzolabströmung H_2 von der I. O. I.

Werte	in der I. O. I.	Werte	in der II. Stufe
H_2	0,11	0,12	
C_1	0,10	0,20	
C_2	0,18	0,20	
C_3	0,00	0,00	
C_4	0,00	4,45	
C_5	7,40	30,40	
C_6	11,20	110,00	

Die Berechnung des Benzolpartialdrucks in der II. Stufe wird im Ventilationsgas siehe Absatz II

Die Tabelle IV ist Gasverteilung und Benzolabstreiferentspannung für den Fall A (Schwermetalle vergasen nach C_3 und C_4) und unter der Voraussetzung durchgerechnet, daß keine Gase aus der Abströmung in die Gasphase getrieben werden.

Tabelle III
Fall 1A

Verteilung des Gaskreislaufes
Vergasung im Kohleofen 21%, Verteilung der
Vergasung im Heizofen 10%,
Wäsche der Kohlephase mit dem Bl.
Elektronen der bei 1,5 at Zwischenstapeln

Bestand- teil	Verunrei- gung des Gases %	In der Spritze %	Gaubildung Ver- brauch %	Elektronen %	Heran- zufuhr %	Abstreifen- aus	
						Druck at	Zusamm- setzung %
H ₂		(0,13)	(-- 0,00)			100,45	62,67
CO	0,85	0,03		0,60	1,48	7,09	2,41
H ₂ O	7,70	0,04		0,30	15,04	62,40	21,57
C ₁	0,42	2,20	7,00	2,67	12,15	20,38	7,25
C ₂		12,35	6,16	0,74	20,65	7,90	2,73
C ₃		33,70	8,44	0,43	47,60	6,42	2,22
C ₄		10,40	20,22	0,08	41,70	1,05	0,67
Rest		1,50	0,10	0,11	1,81	0,71	0,2
Summe	8,37	68,50	48,20	10,16	151,91	200,00	100,00

Die Mengen beziehen sich auf 1 t0 Rohkohle

1. In Gusskornverteilung...
 21. Verteilung der Verteilung...
 10%...
 der Kohlenmasse mit dem...
 100 at...
 100 at...
 aus dem...
 ...

Partial-Druck	Abstreifer-Druck	Zufluss-Druck	Abstreifer-Druck	In 5.0.80	Verlust	Werte hin-	Frischgas-	Werte hin-	Werte hin-	Werte hin-
at	at	at	at	at	at	at	at	at	at	at
102,45	0,87	1101,0	17,88	8,80	10,11	115,18	11,81	1720,0	88,00	
0,87	2,41	58,1	1,14	0,84	8,1	0,88	0,88	0,8	0,10	
	21,57	514,0	10,01	8,83	11,5	7,70	1,80	274,0	11,81	
	7,25	178,7	12,12	1,81	171,7	0,12	1,87	171,8	6,71	
	2,76	8,0	1,54	0,87	1,6		0,81	108,0	2,52	
50	6,42	2,22	22,8	42,88	0,88	82,5	0,45	80,0	1,88	
78	1,95	0,8	18,1	1,78	0,08	88,0	0,08	18,1	0,87	
81	0,71	0,2	0,8	1,78	0,88	8,7	0,11	8,8	0,71	
	290,00	100,0	2285,7	116,88	12,10	2274,2	121,10	21,80	280,0	100,00

I

Stufenweiseprüfung des Stützgerüsts.

Tab. 111e. V.

Teil I A

Rechnungsteil	In 200 kg Eisen. Abzug sind 10%.	I. Stufe		II. Stufe		Zusammen beide Stufen	Posten Nr. I	Posten Nr. II	In 1000 kg. Eisen.
		at	z	at	z				
N ₁	11,88	0,107	11,04	0,016	0,016	0,123			
G ₁	2,14	0,178	0,80	0,009	0,009	0,187			
K ₁	10,01	0,178	1,30	0,015	0,015	0,193			
G ₂	10,14	0,171	2,67	0,010	0,010	0,181			
G ₃	12,68	0,136	4,73	0,014	0,014	0,150			
G ₄	12,28	0,125	0,56	0,011	0,011	0,136			
G ₅	11,70	0,100	0,26	0,008	0,008	0,108			
Rest	1,70	0,0	0,114	0,005	0,005	0,119			
Summe	146,59	102,08	31,80	124,79	1,0521	103,86	18,14	17,00	120,86

Die Mengen beziehen sich auf 1 to Reckolle

Date	Particulars	Amount	Balance
		100,00	100,00
		10,00	90,00
		5,00	85,00
		15,00	70,00
		20,00	50,00
		10,00	40,00
		5,00	35,00
		1,00	34,00
		5,00	29,00
		10,00	19,00
		1,00	18,00
		1,00	17,00
		1,00	16,00
		1,00	15,00
		1,00	14,00
		1,00	13,00
		1,00	12,00
		1,00	11,00
		1,00	10,00
		1,00	9,00
		1,00	8,00
		1,00	7,00
		1,00	6,00
		1,00	5,00
		1,00	4,00
		1,00	3,00
		1,00	2,00
		1,00	1,00
		1,00	0,00

Account	Balance	Debit	Credit	Balance
Capital	100,00			100,00
Truck		10,00		90,00
		2,00		88,00
		10,00		78,00
		11,00		67,00
		3,00		64,00
		2,00		62,00
		2,00		60,00
		1,47		58,53
		0,81		57,72
	100,00			57,72

Reference should be made to the following pages

100 101 102

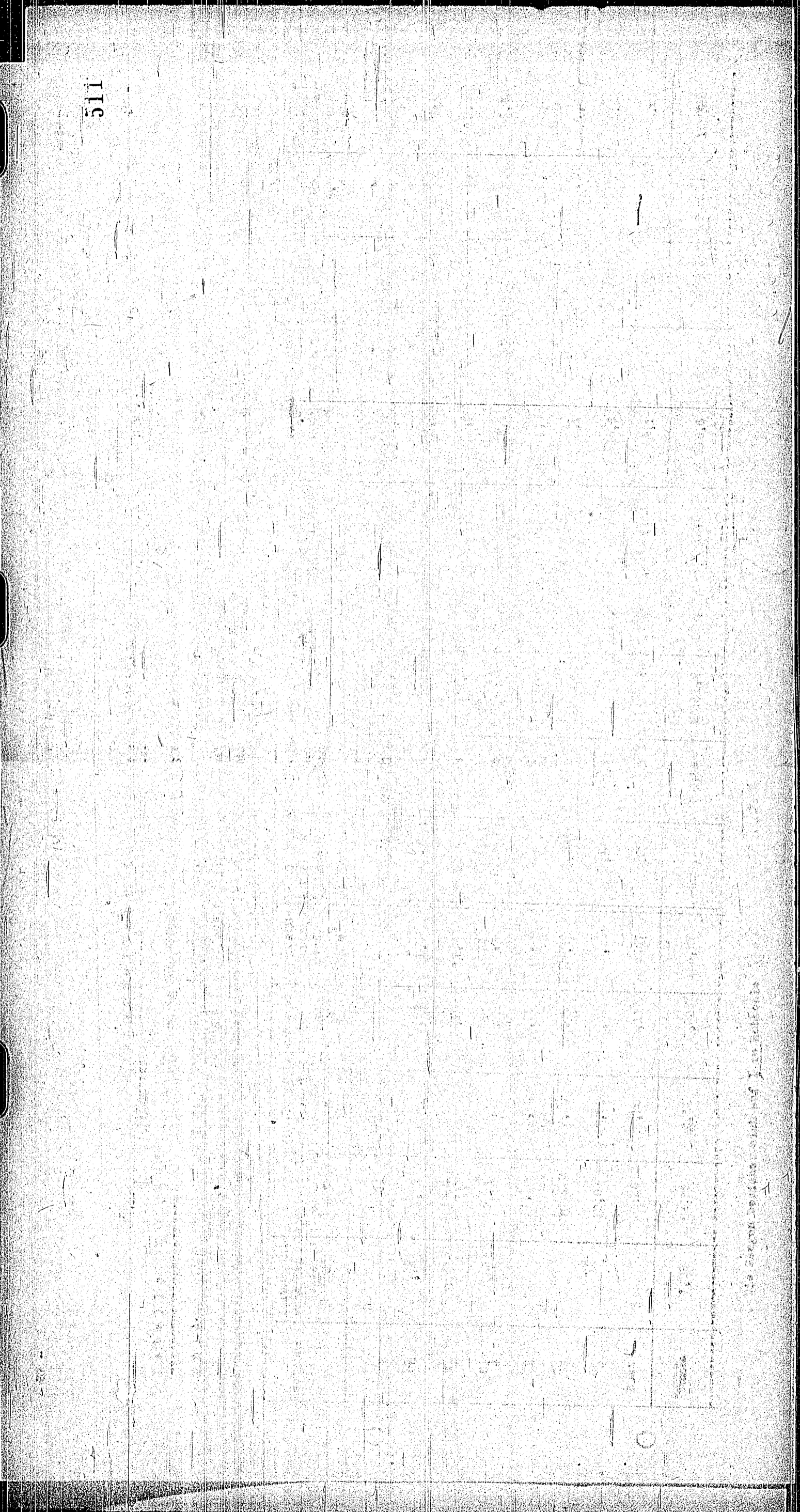
103 104 105

No.	Description	Particulars	Amount	Balance	Particulars	Amount	Balance
100
101
102
103
104
105
106
107
108
109
110
111
112
113
114
115
116
117
118
119
120
121
122
123
124
125
126
127
128
129
130
131
132
133
134
135
136
137
138
139
140
141
142
143
144
145
146
147
148
149
150
151
152
153
154
155
156
157
158
159
160
161
162
163
164
165
166
167
168
169
170
171
172
173
174
175
176
177
178
179
180
181
182
183
184
185
186
187
188
189
190
191
192
193
194
195
196
197
198
199
200

This amount is taken from the ...

O

511



Faint vertical text or markings on the right side of the page.

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..

... ..

Stufenverpackung des Benzolnährstoffers.

Zusatzblatt KVI

Teil II

Ausgangsteil	In 794 kg Benzol abgetrennt sind	I. Stufe		II. Stufe		Zusammengefasst	Zusammengefasst	Zusammengefasst	Zusammengefasst	Zusammengefasst	Zusammengefasst
		Part. Dr. Wert	Part. Dr. Wert	Part. Dr. Wert	Part. Dr. Wert						
22	15,50	0,005	75,50	0,0767	7,17	17,50	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
60	0,85	0,159	7,18	0,0855	0,81	0,82	-	-	-	-	-
23	7,50	0,159	29,45	0,0487	4,50	4,75	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
C1	18,01	0,035	24,60	0,1701	16,81	16,82	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17
C2	21,15	0,50	5,81	0,2105	12,75	20,70	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
C3	54,02	10,27	1,07	0,2330	25,80	27,00	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
C4	39,27	87,5	0,33	0,1032	14,04	14,55	14,55	14,55	14,55	14,55	14,55
C5	-	-	-	0,0064	0,07	0,05	-	-	1,10	1,10	1,10
Rest	1,12	0,7	0,51	0,145	1,35	1,30	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
Summe	124,78	-	140,26	1,45	106,19	106,19	10,95	10,95	10,95	10,95	10,95

Die Mengen beziehen sich auf 1 to Rohkohle

4.2. Formelstellung der Reaktion von Ca mit H_2SO_4

Die Reaktion von Ca mit H_2SO_4 verläuft nach folgender Gleichung:
$$\text{Ca} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{CaSO}_4 + \text{H}_2$$

Die Reaktion ist exotherm und verläuft sehr schnell. Die Reaktion wird durch die Bildung von CaSO_4 an der Oberfläche des Ca durch den Schutz vor weiterer Reaktion durch H_2SO_4 verlangsamt. Die Reaktion wird durch Erhitzen beschleunigt. Die Reaktion wird durch Zugabe von H_2O beschleunigt. Die Reaktion wird durch Zugabe von H_2SO_4 beschleunigt.

In der Praxis werden Calciumsalze wie CaCl_2 und CaSO_4 als Füllstoffe für Kunststoffe verwendet. Die Calciumsalze werden durch die Reaktion von Ca mit H_2SO_4 hergestellt.

Die Reaktion wird durch Zugabe von H_2SO_4 beschleunigt.

Die Reaktion wird durch Zugabe von H_2SO_4 beschleunigt. Die Reaktion wird durch Zugabe von H_2SO_4 beschleunigt. Die Reaktion wird durch Zugabe von H_2SO_4 beschleunigt.

RECOISSER DES COLONIES.

LE BELLE LAYNE

1811 IA

Revenu total	Contributions Cac II	Destill. Cac I	SURCIS SUR MARCHANDISES.	CHARGES MARCHANDISES	Destill. Cac II	Destill. Cac LI	Surcises MARCHANDISES	Destill. Cac III	Surcises MARCHANDISES	Destill. Cac III	Surcises MARCHANDISES
M ₁	5,25	0,02	0,54	5,17							
C ₁	0,54		0,54	0,46							
M ₂	4,70	0,01	4,71	3,90							
C ₂	0,40	0,07	0,47	7,85							
C ₃	18,24	0,75	18,74	10,95							
C ₄	20,24	4,74	20,24	55,13							
C ₅	20,81	10,11	20,50	25,61							
C ₆	5,50	1,64	6,44	7,50							
Total	1,50	0,02	1,55	1,34							
SURCIS	101,05	17,05	100,71	100,10							
(Mouche de la Robecchia)											
(Mouche de la Robecchia)											
Total											

Eichengasse des Grafen

Kategorie XVIII

Kategorie I B

Bestandteil	Benzinabgabe Gas II	Partielle Gas I	Summe zur Erhaltung	Zusammensetzung	Gasbenzin	Beheiz. Gas II	Heizungsgas, Heizungsanlagen	Prozent	Zusammenstellung	Beheiz. Gas II
H ₂	6,65	0,01	0,66	7,31			6,65	100	11,14	603
CO	0,59	-	0,59	0,59			0,59			27
H ₂	5,22	0,01	5,23	4,42			5,23		2,60	
G ₁	17,50	0,12	17,62	14,87			17,62		20,10	
G ₂	22,40	0,84	23,24	18,63			23,24		27,22	0,740
G ₃	29,60	3,30	32,90	27,77		1,60	34,50	6,45	7,01	1,805
G ₄	15,12	4,63	19,75	17,53	0,01	4,60	24,34			
G ₅	6,85	1,12	7,97	6,72	7,7					
Rest	1,33	0,05	1,38	1,25			1,43	1,35		
Summe (Heizung zu Heizungs)	108,26	10,16	118,42	100,00	8,99	6,00	115,74	61,50	100,00	5,850
Heizung zu Heizungs			203,5					125,4		100,00

44

REICHSGESAMTANZEIGEN

TABLELLE XLIX

FALL III

Restposten	Permanenter Ges II	Destill. Ges I	Summe zur Entbeug.	Zusammen- setzung	Gas II	Wenige Min- Erzeugnisse	Prozent	Zusammen- setzung	Gas II
1	7,17	0,01	7,18	0,92	3	7,18	7,78	23,84	310
2	0,50	-	0,50	0,47	3	0,50	0,50	0,05	10
3	4,53	0,01	4,54	4,31	3	4,54	4,54	0,51	-
4	15,51	0,11	15,62	14,82	3	15,62	15,62	0,88	100
5	19,78	0,76	20,54	19,47	3	20,54	20,54	0,00	5 370
6	25,60	0,98	26,58	27,79	3	26,58	26,58	0,70	1 400
7	14,64	4,83	19,47	18,78	3	19,47	19,47	-	-
8	6,07	1,10	7,17	6,80	3	7,17	7,17	-	-
Rest	1,32	0,04	1,36	1,29	3	1,36	1,36	2,58	-
Summe (Wenige je to Rohkohle)	95,49	9,90	105,39	100,00	3	105,39	105,39	100,00	0 248
Wenige je to Benzol			202,00		3	202,00	202,00	101,5 1/2	mit 0,07 Benzol

1.) ...	1. A	1. B	2. A	2. B
Vergütung	21,2	21,2	21,2	21,2
Abschreibung Menge in %	34,0	34,0	34,0	34,1
Wert in 1000 M	14,2	10,0	303,8	306,0
Restwert der ...	200,0	100,0	394,2	306,0
Restwert der ...	110,0	1,4	17,0	157,8
Restwert	14,0	14,0	14,0	178,0
Restwert in 1000 M	100,0	101,0	999,0	1190,0
Restwert der ...	10,0	100,0	270,0	311,3
Restwert ohne diesen ...	100,0	141,7	140,8	204,8
Restwert dieser ...	100	1250	1300	1670
Restwert der ...	33,5	27,5	33,5	29,7
Restwert der ...	110,7	200,5	210,0	202,0
Restwert der ...	100,0	190,0	270	182
Restwert aus der ...	77,0	100,4	70,7	101,5
Restwert der ...	700,0	800	740	937
Summe aller ...	330,6	409,5	418,7	627,1
Restwert in 1000 M	2000,0	3270,0	3440,0	3400,0
Restwert ohne ...	207,0	201,5	200,1	205,1

2.) Maximale Leistungen in 1 Stunde

	IVL	I	II	III	IV	V
Vorgabe	21,0	17,3	17,3	16,0	15,3	15,0
Reichhaltigkeit des Rohgases	17,3	15,8	17,3	16,0	15,3	15,0
Abgasleistung in 10 ⁶ m ³	300	340	395	345	282	295
Wärterwert in 10 ⁶ Kcal	3,75	5,35	5,73	5,10	4,34	4,27
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	4280	4500	4550	4550	4550	4550
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	2000	1900	1350	1100	1170	1400
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	1800	1700	1500	1040	1000	1200
Wärterwert des Rohgases in 10 ⁶ Kcal	16,8	17,3	17,33	16,0	15,8	15,8
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	3700	3400	3500	3800	4000	4000
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	1700	1500	2400	2100	2050	2100
Wärterwert dieses Restgases in 10 ⁶ Kcal	13,5	12,35	11,6	10,75	12,0	11,1
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	400	500	400	400	600	470
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	3700	3400	3500	3110	3570	3100
Gewinnbare Methanleistung in 10 ⁶ m ³	4500	4050	2070	2070	4310	2140
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	1500	1200	1200	1000	1210	1000
Wärterwert dieses Restgases in 10 ⁶ Kcal	11,9	11,7	17,1	15,0	11,8	11,8
Summe aller Restgase	3500	3200	2400	2700	2500	2300
Wärterwert d.h. in 10 ⁶ Kcal	14,5	10,5	10,0	9,75	11,4	10,3
Reichhaltigkeit des Rohgases zur Methanbildung	3800	3500	4500	4000	4250	3800

Verfahren zur Bestimmung

Die Vorläufer des ... sind, die bei einer ...

... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

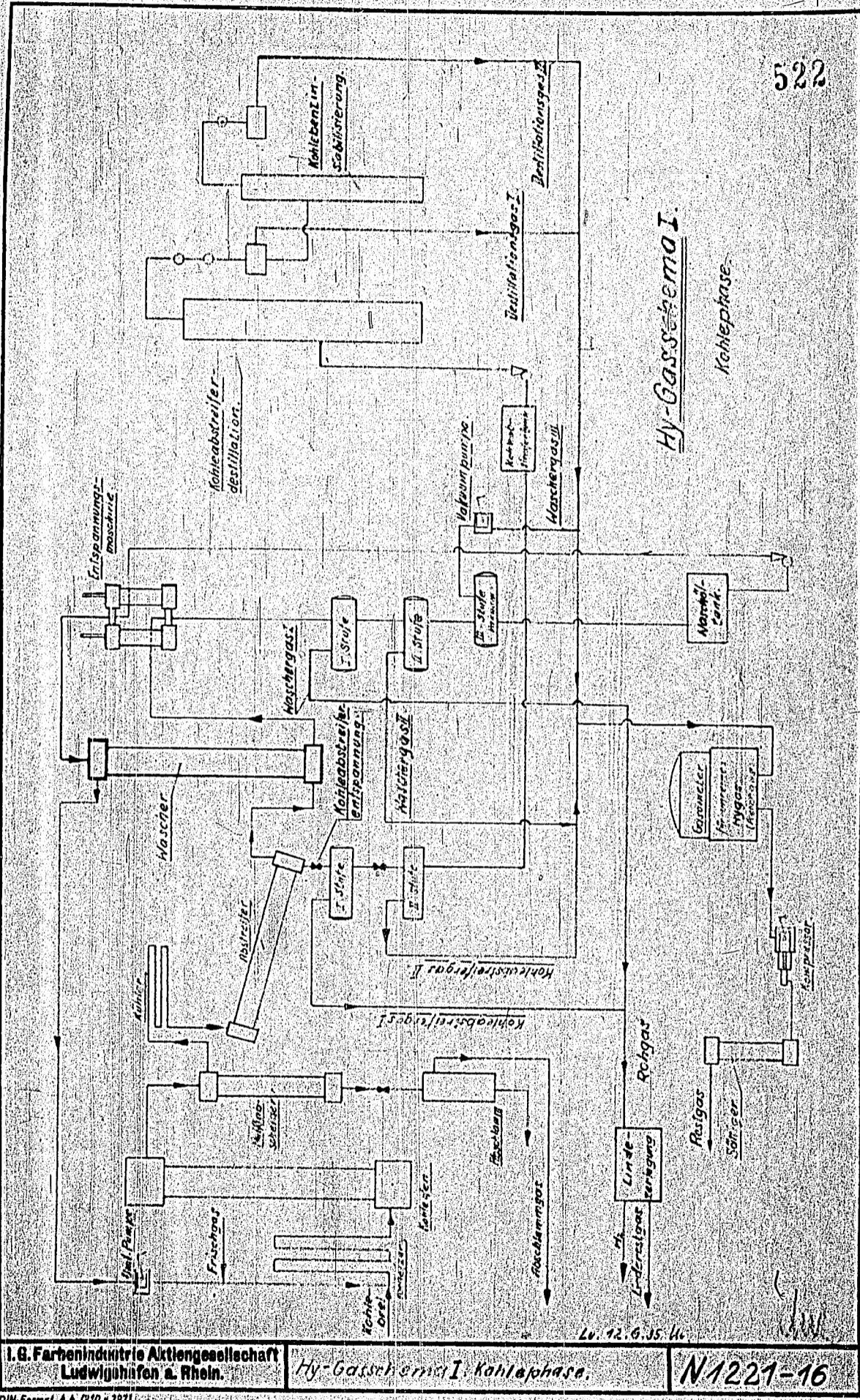
... die ...

... die ...

... die ...

... die ...

alyse
des Kumpfhorns In Gasphase wird allerdings statt 10% 10% Kohlenstoff

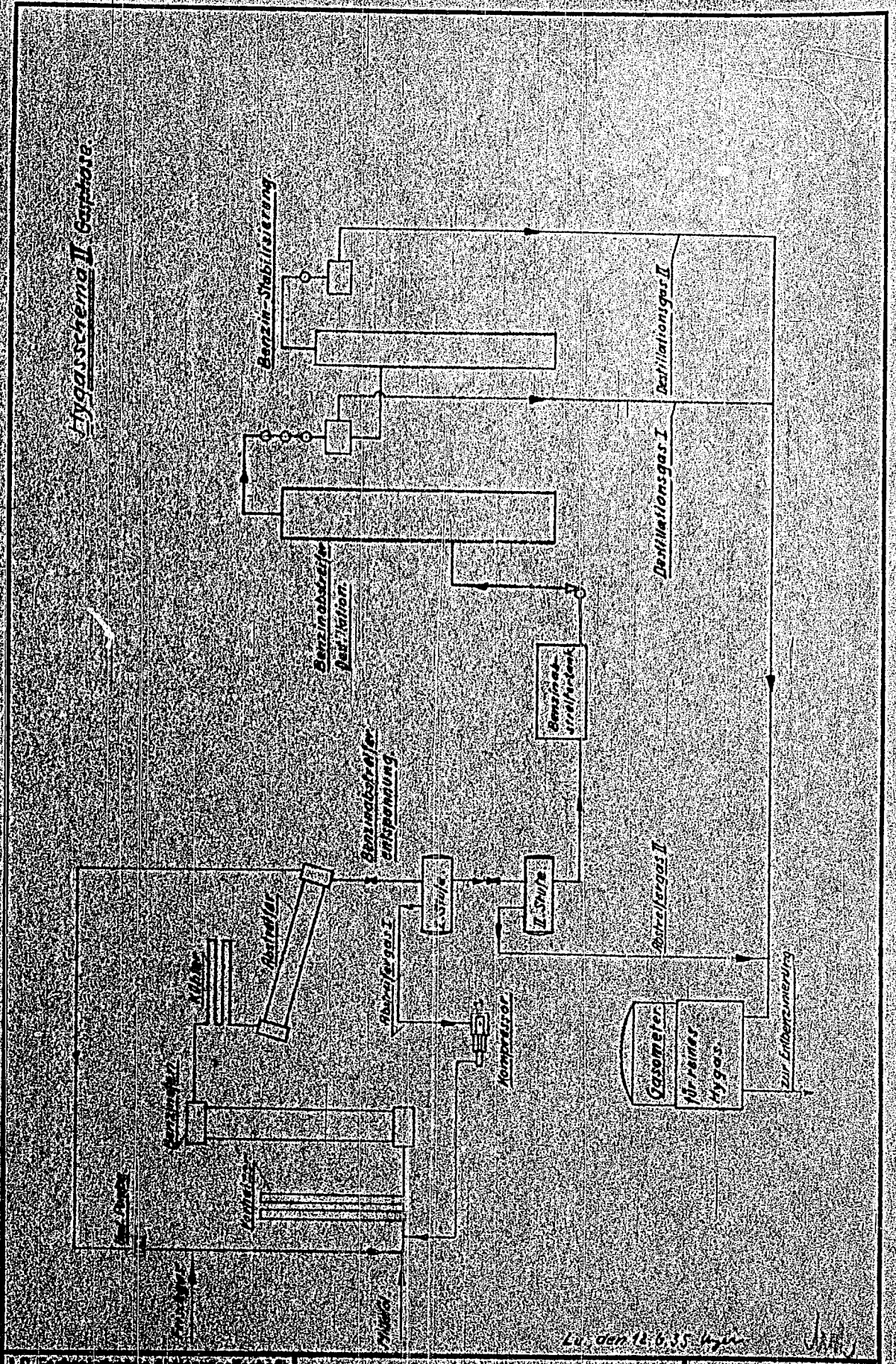


I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Ludwigshafen a. Rhein.

Hy-Gasverfahren I. Kohlephase.

N 1221-16

Hygasschema II Gasphase



L. E. F. ...
 ...

Hygasschema II Gasphase

N 1227-16

DIN-Formal A 4 (110 x 217)

523
523
Ludwigshafen a. Rh., den 12. August 1935

fr. Kammern

Nachtrag zur

Berechnung der bei der Steinkohlhydrierung "Eibenzia" voraussichtlich
anfallenden Hygasmengen.

Aufgrund neuerer Überlegungen, ergeben sich für Anfall und Verarbeitung der Hygase folgende Änderungen gegenüber der in obiger Berechnung vom 11. Juni 1935 gemachten Angaben:

1.) Die in der Kohlephase anfallenden Reichgase sollen nicht mit dem Einspritzprodukt der Gasphase gewaschen werden, sondern direkt zur gemeinsamen Entbenzinierung und evtl. später noch zu einer Entpropanisierung der Reichgase aus Kohle- und Gasphase geführt werden.

Infolgedessen tritt die vorher im Einspritzprodukt der Gasphase gelöste Gasmenge nicht mehr in Erscheinung und die in den Spalten 7 bis 11 der Tabellen XV bis XVIII aufgeführten Angaben werden hinfällig.

2.) Die als Gasneubildung und zwar als Bestandteil des Benzins und Gasbensins (Seite 29 u. 30) angenommene C_4H_{10} -Mengen verringern sich von 15 bzw. 13 cbm/t Rohkohle auf 8 bzw. 7 cbm/t Rohkohle.

Dementsprechend ändern sich die Gasverteilung im Gaskreislauf und des Benzinoferns und die in der Gasphase anfallenden Hygasmengen.

Der auf Seite 31 und 32 angegebene Berechnungsweg bleibt sinngemäß bestehen, es ändern sich die Zahlen der Bilanzrechnung.

In den Tabellen I - IV sind für den günstigsten Fall d.h. 21% Vergasung im Kohleofen, Gasverteilung und die bei der Entspannung des Benzinabstreifers bzw. Destillation freiwerdenden Gas Mengen für die beiden als Grenzfälle angesehenen Verteilungen der Vergasung berechnet. Letzten Endes müssen die in der "Summe der Reichgase" plus den als Verlust angegebenen Mengen an CO , N_2 , C_1 bis C_4 gleich den im Ofen neu gebildeten plus den im Frischgas zugeführten Mengen sein.

Die Berechnung der C_5 Mengen wurde nach folgenden in einem Bericht der I.C.I. angegebenen Methode durchgeführt:

Die allgemeine Gleichung für das Gleichgewicht eines Bestandteils in einer Flüssigkeit und dem darüber stehenden Dampf oder Gas lautet:

$$I_F \cdot x = f \cdot y \quad \text{oder} \quad \frac{y}{x} = \frac{f_F}{f_G} = k$$

wobei bedeutet

- p die Flüchtigkeit des reinen Bestandteils als Flüssigkeit
- p^* " " " " " " " " " Gas bei gleichen Temperaturen und gleichem Druck.
- x den Molenbruch " " " " " in der Flüssigkeit
- y " " " " " " " in Gas
- k die sog. Gleichgewichtskonstante, die nur von der Temperatur und dem Gesamtdruck abhängt.

Diese Konstante hat nach Versuchen der I.C.I. für C_5H_{12} bei $25^\circ C$ und 760 mm Hg den Wert 0,87 für 1,05 als 1,81 sie sich durch Interpolation zu 0,85 ermitteln

Annahmen auf Grund von Versuchen der I.C.I. und unserer Kleinapparatur

Pentangehalt im Benzinstreifer	7,9 Gdw.-%		
Molekulargewicht des Benzinstreifers	160		
Abstreifermenge je t Rohkohle	890 kg	5,56	Mole
Pentan in Abstreifer	890 · 0,079	69,4 kg	0,964 "

Fall III A (Tabelle II) In der II. Entspannungsstufe Freiwerden G

Gasmenge	30,78 cbm	=	1,261	Mole
gelöstbleibende Gasmenge	17,62 "		0,722	"

Angenommen es werden m_1 Mole C_5 verdampft, dann ist der Molenbruch des C_5 in der Gasphase

$$\frac{m_1}{1,261 + m_1}$$

und der Molenbruch des C_5 in der flüssigen Phase

$$\frac{0,964 + m_1}{5,56 + 0,722 + m_1}$$

Bei Gleichgewicht zwischen Gas und Flüssigkeit gilt die Gleichung

$$\frac{m_1}{1,261 + m_1} = 0,85 \cdot \frac{0,964 + m_1}{5,282 + m_1}$$

daran sind

$$6,282 \cdot m_1 - m_1^2 = 0,85 \cdot 0,964 \cdot 1,261 + 0,85 \cdot 3,964 \cdot m_1 - 0,85 \cdot 1,261 \cdot m_1$$

$$- 0,85 \cdot m_1^2 \quad 0,85 \cdot m_1^2 \quad 6,475 \cdot m_1 + 0,791 \cdot 0$$

$$m_1 = 0,123 \text{ Mole} = 3,00 \text{ cbm}$$

Partialdruck des C_5 in Entspannungsgas $\frac{3,00}{30,78 + 3,00} \cdot 1,05 = 0,0933 \text{ at}$

Pentan-Gehalt im Abgas der Destillation

Benzinmenge	45 kg	3,71	Mole
Destillationsgas I	7,05 cbm	0,269	"
gelöst bleiben	10,57 "	0,433	"

Angenommen es werden m_2 Mole verdampft, dann ist

wobei bedeutet

- p_p die Flüchtigkeit des reinen Bestandteils als Flüssigkeit
- p " " " " " " Gas bei gleichen Temperaturen und gleichem Druck.
- x den Molenbruch " " " " in der Flüssigkeit
- y " " " " " " in Gas
- k die sog. Gleichgewichtskonstante, die nur von der Temperatur und dem Gesamtdruck abhängt.

Diese Konstante hat nach Versuchen der I.C.I. für C_5H_{12} bei 25°C und 760 mm Hg den Wert 0,67 für 1,05 ata läßt sie sich durch Interpolation zu 0,65 ermitteln.

Annahmen auf Grund von Versuchen der I.C.I. und unserer Kleinapparatur

Pentangehalt im Benzinabstreifer 7,6 Gew.-%
Molekulargewicht des Benzinabstreifers 160

Abstreifenmenge je t Rohkohle 890 kg = 5,56 Mole
Pentan im Abstreifer 890 · 0,076 = 68,4 kg = 0,964 "

Fall III A (Tabelle II) In der II. Entspannungsstufe freierdampf G

Gasmenge 30,76 cbm = 1,261 Mole
gelöst bleibende Gasmenge 17,63 " = 0,722 "

Angenommen es werden m_1 Mole C_5 verdampft dann ist der Molenbruch des C_5 in der Gasphase

$$\frac{m_1}{1,261 + m_1}$$

$$\frac{0,964 - m_1}{5,56 + 0,722 - m_1}$$

und der Molenbruch des C_5 in der flüssigen Phase

Bei Gleichgewicht zwischen Gas und Flüssigkeit gilt die Gleichung

$$\frac{m_1}{1,261 + m_1} = 0,65 \cdot \frac{0,964 - m_1}{5,282 - m_1}$$

daraus sind

$$6,282 \cdot m_1 - m_1^2 = 0,65 \cdot (0,964 \cdot 1,261 - 0,65 \cdot 0,964 \cdot m_1 - 0,65 \cdot 1,261 \cdot m_1 + 0,65 \cdot m_1^2)$$

$$6,282 \cdot m_1 - m_1^2 = 0,65 \cdot (1,215 - 1,261 \cdot m_1 - 0,781 \cdot m_1 + m_1^2)$$

$$6,282 \cdot m_1 - m_1^2 = 0,790 - 1,261 \cdot m_1 + 0,65 \cdot m_1^2$$

$$5,021 \cdot m_1 - 0,65 \cdot m_1^2 = 0,790$$

Partialdruck des C_5 in Entspannungsgas $\frac{3,00}{30,78 + 3,00} \cdot 1,05 = 0,0933$ at

Pentan-Gehalt im Abgas der Destillation
Benzinmenge 245 kg = 3,71 Mole
Destillationsgas I 7,05 cbm = 0,289 "
gelöst bleiben 10,57 " = 0,433 "

Angenommen es werden m_2 Mole verdampft, dann ist

der Molenbruch des C_5 in der Gasphase $\frac{m_2}{0,289 + m_2}$ und
 " " " C_5 in der flüssigen Phase $\frac{0,964 + 0,123 \cdot m_2}{3,71 + 0,433 \cdot m_2}$

Bei Gleichgewicht, d.h. wenn Benzin und Dämpfe zusammen auf 25 abgekühlt werden, gilt:

$$\frac{m_2}{0,289 + m_2} = 0,67 \cdot \frac{0,841 + m_2}{4,143 + m_2} \quad ; \text{ daraus wird}$$

$$4,143 \cdot m_2^2 - 0,67 \cdot 0,941 \cdot 0,289 + 0,67 \cdot 0,841 \cdot m_2 - 0,67 \cdot 0,289 \cdot m_2^2 = 0$$

$$0,33 \cdot m_2^2 - 3,768 \cdot m_2 + 2,163 = 0$$

$$m_2 = 0,0433 \text{ Mole} \quad 1,06 \text{ cbm}$$

Fall III B. (Tabelle IV) Entspannungsstufe II.

Freiwerdende Gasmenge	84,92 cbm	=	1,841 Mole
gelöst bleibende "	13,22 "	=	0,542 "
Benzinabstreifermenge	890 kg	=	5,56 "
Pentan im Benzinabstreifer	69,4 "	=	0,964 "

m_1 Mole C_5 verdampfen, bei Gleichgewicht gilt die Gleichung

$$\frac{m_1}{1,841 + m_1} = 0,65 \cdot \frac{0,964 + m_1}{5,56 + 0,512 \cdot m_1} \quad \text{daraus wird}$$

$$6,102 \cdot m_1^2 - m_1 = 0,65 \cdot 0,964 \cdot 1,841 + 0,65 \cdot 0,964 \cdot m_1 - 0,65 \cdot 1,841 \cdot m_1 - 0,65 \cdot m_1^2$$

$$0,35 \cdot m_1^2 - 8,673 \cdot m_1 + 1,154 = 0$$

$$m_1 = 0,174 \text{ Mole} = 4,24 \text{ m}^2$$

Partialdruck des C_5 im Entspannungs gas $\frac{4,24}{44,9244,24} \cdot 1,05 = 0,0906 \text{ at}$

Pentangehalt im Abgas der Destillation

Benzinmenge	445 kg	=	3,71 Mole
Destillationsgas I	4,67 cbm	=	0,192 "
gelöst bleibendes Gas	8,55 "	=	0,350 "

m_2 Mole verdampfen, bei Gleichgewicht gilt die Gleichung

$$\frac{m_2}{0,192 + m_2} = 0,67 \cdot \frac{0,964 + 0,174 \cdot m_2}{3,71 + 0,35 \cdot m_2} \quad ; \text{ daraus wird}$$

$$4,06 \cdot m_2^2 - m_2 = 0,67 \cdot 0,79 \cdot 0,192 + 0,67 \cdot 0,79 \cdot m_2 - 0,67 \cdot 0,192 \cdot m_2 - 0,67 \cdot m_2^2$$

$$0,33 \cdot m_2^2 - 3,66 \cdot m_2 + 0,1016 = 0$$

$$m_2 = 0,0278 \text{ Mole} = 0,68 \text{ m}^3$$

Abzug: ...
 Verteilung der Verasung
 nach Verfahren der ...
 Luftkompression ...

Posten	Verfahren	Wahlleistung	Rückstand	Verfahren	Abstreifer	Zusammen-	Verlust
	Leist.	Verbr.	Verbr.	Leist.	Leist.	setzung	Leist.
	h	h	h	h	h	%	h
H ₂		(400)			179,45	81,87	1 474,9
C ₀	0,64		0,94	1,78	8,52	2,94	70,1
C ₁	0,58		8,55	15,31	77,20	26,62	635,0
C ₂	0,45	7,05	4,12	12,40	19,75	6,81	162,5
C ₃		6,95	0,68	7,27	2,83	0,98	23,5
C ₄		2,11	0,18	8,67	1,40	0,45	10,7
C ₅		5,22	0,08	18,30	0,86	0,30	7,1
Rest		0,30	0,02	0,22	0,09	0,03	0,7
Summe:	8,82	41,28	34,56	84,80	290,00	100,00	2 394,5

Die Mengen beziehen sich auf 1 t Rohkohle (bei 21% Verasung im Kohleofen).

1. Gasstromlauf des Benzinsolens

an 10. Verteilung der Vergasung: 9 % C₁, 15 % C₂, 29 % C₃, 47 % C₄

gegen aus der Stempflase

71,2 at Zwischenstaplungsdruck aus dem Benzinausträger freiwerdenden Gase

Abstreifer - Partial- druck at	Zusammensetzung %	Usgang Menge m ³	In 800 kg Benz. Abstr. sind gel. m ³	Verlust m ³	Menge hinter d. Um- laufpumpen m ³	Eriachgas- menge m ³	Rückkompr. Belastung m ³	Ofen Menge m ³	Eingang Zusammensetzung %
179,45	81,87	1474,9	17,59	8,8	1466,1	412,34	13,90	1892,5	67,09
8,52	2,94	70,1	1,36	0,42	69,7	0,81	0,94	71,5	2,54
77,20	26,62	635,0	12,36	3,75	631,2	2,56	8,55	647,3	22,97
19,75	6,81	162,5	11,44	0,96	161,5	0,42	4,12	166,0	5,86
2,83	0,98	23,5	7,07	0,14	23,4		0,65	24,1	0,86
	0,45	10,7	8,55	0,17	10,6		0,18	10,8	0,30
	0,30	7,1	10,26	0,04	7,0		0,08	7,1	0,25
0,09	0,03	0,7	0,21	0,01	0,7		0,02	0,7	0,03
290,00	100,00	2384,5	75,64	14,10	2370,4	421,16	28,44	2820,0	100,00

(Vergasung im Kohleofen).

Aufbereitungsanlage des Bauxitbetriebs

Nachtrag:

Tabelle II

Teil III A

In 690 kg Satz- teil	I. Stufe		II. Stufe		Dest. Gas I	Dest. Gas II	Summe d. Zusammen- setzung einleitend
	Part. Dr. b. Freiver- dende u. rückkompr bleiben	Part. Dr. Freiver- dende u. rückkompr bleiben	Part. Dr. b. Freiver- dende u. rückkompr bleiben	Part. Dr. Freiver- dende u. rückkompr bleiben			
H ₂	17,59	0,107	34,70	13,90	0,1141	3,68	10,90
CO	1,36	0,178	2,36	0,94	0,0139	0,42	1,24
H ₂	12,58	0,178	21,40	8,55	0,1177	3,79	11,22
C ₁	11,44	0,71	10,31	4,12	0,2224	7,16	21,20
C ₂	7,07	3,96	1,62	0,65	0,1776	5,72	16,93
C ₃	8,55	18,25	0,46	0,18	0,1580	5,34	15,81
C ₄	16,25	98,00	0,19	0,08	0,1598	4,50	13,62
C ₅					0,0933	3,00	8,88
Rest	0,21	3,20	0,05	0,02	0,0054	0,17	0,50
Summe:	76,84		71,10	25,44	1,0481	38,78	100,00

Die Mengen beziehen sich auf 1 t Rohkohle (bei 21% Vergasung im Kohleofen).

151

152

Handwritten text on a page with a grid, possibly a ledger or account book. The text is extremely faint and illegible due to the quality of the scan. The page appears to be part of a bound volume, with a metal fastener visible on the left edge.

32

36

Verteilung der ...
aus der ...
At. Zwischenstadium ...

Abteilung	Zusammen- druck	Zusammen- setzung	Ausgang	in ...	Verlust	Reste nach
100.35	40.28	1.604.8	10.00	6.75	1.476
	2.42	0.34
	0.84
	13.85
2.30	1.14
1.00	0.57
0.01	0.22
0.08	0.03
100.00	100.00

Abzug in ...

Nachtrag:

Tab. Tabelle IV
 Teil I, III B.

Stufenkennlinien des Benzolabtriebers

In 50 kg Zeit- punkt	I. Stufe		II. Stufe		III. Stufe	IV. Stufe	V. Stufe	VI. Stufe	VII. Stufe	VIII. Stufe	IX. Stufe	X. Stufe
	Part. Dr. b. Pfeilver- Einst. auf Gende n. V = 0,22	Geigel Einst. auf Gende n. V = 0,22	Part. Dr. Pfeilver- Einst. auf Gende n. V = 0,22	Part. Dr. Pfeilver- Einst. auf Gende n. V = 0,22								
2	17,67	0,187	24,00	11,90	5,77	0,1225	5,75	11,72	0,51	0,07	5,77	10,12
CO	1,12	-0,178	2,50	0,52	0,52	0,0107	0,52	1,02			0,52	0,52
3	10,14	-0,078	25,50	5,50	14,54	0,0071	4,22	10,20	0,02	-0,02	4,54	7,27
CO	19,58	0,71	20,33	4,53	14,53	0,2150	14,53	29,85	0,22	0,22	14,90	100,00
4	8,22	5,95	1,97	0,43	7,79	0,1542	7,10	14,62	0,60	0,57	0,031	7,70
5	10,93	18,95	0,59	0,13	10,80	0,1685	7,76	15,72	2,04	0,22	0,72	10,54
6	13,77	92,00	0,14	0,03	13,74	0,0050	4,43	9,00	0,21	1,67	1,30	12,40
7						0,0008	4,24	3,53		0,08	0,08	5,00
Rest	0,20	5,95	0,05	0,01	0,20	0,0040	0,18	0,56	0,02		0,50	0,55
Summe:	81,43		105,06	23,30	55,14	1,0546	49,16	100,00	13,22	5,01	8,47	50,56

Die Mengen beziehen sich auf 1 t Rohkohle (bei 21% Verstaub im Kohleofen).

In der nachfolgenden Tabelle V sind die je t Kohlschie (bei 21 % Vergasung im Kohlenofen) anfallenden Hyckomengen zusammengestellt. Die Gas mengen der Summphase stammen aus den Tabellen XV und XVI der ersten Berechnung vom 11. Juni 1935; die Gas mengen der Gasphase aus den Tabellen II und IV des Nachtrages.

Als Nebenrechnung ist eine Ermittlung der Restgaszusammensetzung einer Druckentherzinsierungskolonne und das richtige Laucken in dieser Kolonne angeführt unter der Voraussetzung, daß ca. 7 % Butan im Gasbenzin genommen werden kann.

In die Tabelle VI sind die Summphase-Reichgas aus den Tabellen XVII und XVIII der ersten Rechnung übernommen, die Gasphase-Reichgas wurden durch Veränderung der Gas mengen aus Tabelle II und IV des Nachtrages im Verhältnis $\frac{794}{690}$ (Abstreifenmengen) gefunden.

Nachtrag

Gründliche Nachkontrolle von Gasphase

531

Tabelle V.

III. Sulfidphase-Nachgasen

Best.- teil	Fall I A 21/10 % Vorgasung			Fall II B			Summe m ³ /t R.K.	Zusammen- setzung
	Reichgas m ³ /t R.K.	Reichgas Gasphase m ³ /t R.K.	Summe m ³ /t R.K.	Reichgas Substanz m ³ /t R.K.	Reichgas Substanz m ³ /t R.K.	Reichgas Gasphase m ³ /t R.K.		
H ₂	6.02	3.10	12.37	2.12	1.53	18.72	17.30	8.66
CO	0.34	0.12	1.20	0.92	0.98	0.50	1.48	0.74
N ₂	1.20	3.61	5.67	3.20	2.21	4.54	6.75	3.39
O ₂	22.31	7.52	35.53	30.35	41.42	14.30	66.22	29.17
C ₂	27.89	8.42	41.31	18.75	39.14	7.79	46.93	23.50
C ₃	34.32	6.31	42.63	24.51	27.45	10.74	38.19	19.14
C ₄	16.53	12.08	28.81	10.40	10.80	7.64	18.44	9.24
C ₅	4.70	4.92	6.92	5.39	5.95	5.00	9.95	5.14
Rest	4.93	0.19	4.22	2.45	3.76	0.10	4.06	2.03
Summe	127.06	46.45	173.52 m ³		142.34	50.96	190.32 m ³	
Menge je t Benzol			ca 299.0 "				ca 343.5 "	
je t (17.7 t Benzol)			ca 5300 "				ca 6080 "	

Best.- teil vorgebr. fach	Restgas		Zusammen- setzung	P _d 10°C	Restgas		Zusammen- setzung	P _d 40°C
	Menge	%			Menge	%		
C ₂	37.12	33.53	0.0066		47.64	43.42	0.00124	
C ₃	44.04	26.91	0.01330		39.50	21.01	0.01506	
C ₄	9.54	8.83	0.01055		6.1	3.26	0.00620	
m.C ₅	18.05	11.03	0.02849		11.16	6.93	0.01526	
Summe	108.75	100.00	0.06327		104.40	100.00	0.04216	

P = 15.8 ata

P = 23.7 ata

Nachtrag

Gemeinsame Entschärfung von Gasphase
und Sumpffase Reichwaden.

532

Tab. 1.1.0. VI

Best.- teil	Fall II A 24/10 Vergasung			Zusammen- setzung %	Fall II B			Zusammen- setzung %
	Reichgas Sumpffase m ³ /t R.K.	Reichgas Gasphase m ³ /t R.K.	Summe m ³ /t R.K.		Reichgas Sumpffase m ³ /t R.K.	Reichgas Gasphase m ³ /t R.K.	Summe m ³ /t R.K.	
H ₂	9.50	5.29	12.99	9.98	13.71	5.15	18.86	8.86
CO	0.93	0.38	1.31	0.71	1.16	0.45	1.61	0.75
H ₂	1.98	3.40	5.38	3.91	2.45	4.05	6.51	3.08
C ₁	32.46	4.55	38.99	21.30	43.76	13.20	56.96	29.10
C ₂	31.32	5.73	36.99	20.00	44.04	6.95	50.99	23.96
C ₃	36.69	7.41	44.10	24.98	70.59	9.61	80.20	18.88
C ₄	18.37	10.78	29.65	16.02	11.25	6.82	18.07	8.47
C ₅	4.79	4.02	8.81	4.77	5.20	4.73	10.03	4.70
Rest	4.24	0.17	4.41	2.39	4.52	0.18	4.70	2.21
Summe	142.78	41.71	184.49	100.00	161.79	51.14	212.93	100.00
Menge je t Benzin			355.0 "				409.5 "	
je A (15.5 t Benzin)			5.600,0 "				6.470,0 "	

Best.- teil- verein- facht	Restgas Menge m ³ /t R.K.	Restgas Zusammen- setzung %	P _d 10 ⁻⁴	Restgas Menge m ³ /t R.K.	Restgas Zusammen- setzung %	P _d 10 ⁻⁴
C ₂	39.89	22.83	0.00407	54.12	26.81	0.00479
C ₃	47.57	27.23	0.01354	41.77	20.70	0.01485
1. C ₄	9.60	5.06	0.01024	6.02	2.99	0.00541
n. C ₄	18.75	10.95	0.02774	10.96	5.44	0.01405
Summe	174.65	100.00	0.04247	231.81	100.00	0.04025

P = 16.0 at

P = 24.0 at

TITLE PAGE

12. Heizölbesprechung in Scholven am 5.1.1942.
Fuel oil conference at Scholven on
5 January 1942.

Frame Nos. 533 - 535

5. Januar 1942 Hg/K1

Heizölbesprechung in Scholven am 5. I. 1942

Anwesend:

Dr. Jost
Dr. Grünig
Dr. Urban
Dr. Schöfeller
Dr. Ing. Schappert
Dr. Becker

zeitweise
Ludwigshafen

(12)

Scholven stellt derzeit eine Versuchsmenge von 1000 to Heizöl her.

Die Kapazität der Rückstandsaufarbeitung, der H₂-Erzeugung und der derzeitige Ausfall von H₂ sind zur Zeit die Engpässe und bestimmen die Produktion. Der Ausbau der Rückstandsaufarbeitung mit 2 Kugelöfen ist im Juli 1942, der der Wassergasfabrik mit 2 Generatoren auf insgesamt 12 im Mai 1942 beendet. Zur Zeit beträgt die H₂-Kapazität 70 000 m³/h; dazu kommen etwa 6000 m³ H₂-Lieferung je Stunde von H₂. Nach dem Ausbau beläuft sich die Eigenherzeugung auf 79 000 m³/h. Dazu kommt eine Lieferung von H₂ in der Höhe von 8 - 10 000 m³/h (ist mehr wegen Abgase von G. Kohlekammer), sodass insgesamt 88 000 m³ zur Verfügung stehen. Diese werden für eine Benzinerzeugung von 19 000 moto benötigt, bei 3 300 m³/l to Benzin.

Durch die Einspritzung von Zusatzkohlebrei hatte Scholven im Januar eine Erzeugung von 18 000 moto VT 705 geplant. Diese Menge reduziert sich wegen des Ausfalls der Wasserstofflieferung von H₂ auf 17 000 moto (dan ist sehr viel u. nur deshalb Dezentral-Mittelml gestapelt wurde). Wenn im Januar schon die Erzeugung von Heizöl gewünscht wird, können neben 15 000 moto L-Benzin 2 500 moto Heizöl abgeliefert werden.

Die Durchführung der Zusatzkohlebreieinspritzung in sämtlichen Kammern sowie die Aufnahme der Produktion mit der etwa Mai-Juni fertiggestellten 6. Kammerschmelze ist wegen der oben angeführten Engpässe (H₂ Erzeugung und Schwelerei) nicht möglich. Daher können erst ab April 1942 18.000 moto L-Benzin oder neun 18.000 moto L-Benzin 4.000 moto Heizöl hergestellt werden.

Diese Produktionsmengen stellen die sicheren Mengen dar. In einzelnen ergeben sich folgende Produktionen:

Zahl der Kohlekammern in Betrieb u. Reserve	5	6	5	6
Zusatzkohlebrei	4 + 1	5 + 1	4 + 1	5 + 1
Kohledurchsatz	ohne	ohne	mit	mit
Benzinerzeugung moto	40	50	50	60
Benzin a. 2500 moto Fremdöl	13 000	15 500	15 500	18 000
Gesamtbenzin-Erzeugung bei Heizölerzeugung	1 500	1 500	1 500	1 500
L-Benzin	rd. 15 000	17 000	17 000	rd. 19 000
Heizöl	-	-	-	15 000
				4 000

In Scholven wird wie in Gelsenberg der Zusatzkohlebrei vollständig zu Benzin + Mittelöl aufgespalten. Für die Heizölerzeugung ergibt sich daraus, daß mit Mittelöl angetrieben werden muß. Es ergeben sich auf Grund der vorliegenden Abstreifersiedekurven folgende Möglichkeiten:

jetzige Fahrweise	bei Heizölerzeugung a)	bei Heizölerzeugung b)
Abstrahlmenge 500 000 jato	500 000 jato	500 000 jato
Benzin -190°: 50 000	Benzin -190°: 50 000	Benzin -190°: 50 000
Mittelöl -330°: 200 000	Mi'öl -300°: 150 000	Mi'öl -330°: 150 000
Schweröl >330°: 250 000	Schweröl >300°: 250 000	Schweröl >330°: 210 000) als An-
	Heizöl >300°: 50 000	Mittelöl -330°: 40 000) reibeöl
		Mi'öl -330°: 10 000) als
		Schweröl >330°: 40 000) Heizöl

135

Schölven entscheidet sich bei Heizölerzeugung für die Fahrweise a), zumal die Viskosität des Schölveners (Schweröl) (im Vergleich zum Gelsenberger) bereits verhältnismäßig niedrig ist.

Auffallend ist der niedrige Wasserstoffgehalt des Schölveners Heizöls:

%	Schölveners Heizöl	Ludwigshafener Heizöl aus Großversuch
% C	91,3 - 90,7 %	89,5 - 87,9
% H	7 - 7,2	8 - 8,7

Diese Tatsache hat im Hinblick auf die zum Teil über den Wasserstoffgehalt der Produkte erfolgende Abrechnung große Bedeutung.

Wir erhielten von Dr. Urban eine Heizölprobe aus dem zur Zeit laufenden Großversuch. Dieses Heizöl ist aus reiner Kohleverflüchtigung und enthält keinen Zusatz von Teeröl, wird also voraussichtlich auch nicht zu Beanstandungen hinsichtlich der Sulfidfreiheit führen.

gez. Becker

TITLE PAGE

13. Heizolbesprechung in Gelsenberg am 5.1.1942.
Fuel oil conference at Gelsenberg on
5 January 1942.

Frame Nos. 536 - 539

Hochdruckversuche
Lu 558

5 Januar 1942 Be/K1

536

Heizölbeprobung in Gelsenberg am 5. I. 1942.

Anwesend:

Dr. Pross
Dr. Jakob
Dr. Klinkhardt
Dr. Friehelt
D'Ing. Schoppert
Dr. Becker

Ludwigshafen

Handwritten signatures and initials

13

Gelsenberg hat bisher gute Erfahrungen mit Zusatzkohlebrei gemacht. Es wurden bisher in einer 4-fach Kammer bis zu 16,5 to Reinkohle durchgesetzt, davon 2,5 to Reinkohle als Zusatzkohlebrei. Die Spaltung verläuft dabei praktisch zu 100 % Benzin + Mittelöl im verfügbaren Ölgewinn. Der Asphaltgehalt ist um ca. 1-2 % von 15-16 auf 17 % gestiegen. Es bleibt abzuwarten, ob dadurch Schwierigkeiten in der Rückstandsaufarbeitung auftreten. (Vgl. Aktennotiz über Zusatzkohlebrei).

Da der Zusatzkohlebrei zu Benzin + Mittelöl aufgespaltet wird, wird das zu erzeugende Heizöl auch Mittelölanteile enthalten.

Gelsenberg Heizöle

	I Probe 303 nach Lu ohne Teeröl	II Probe 304 nach Lu ohne Teeröl	III Angaben v. Dr. Rudolf ohne Teeröl	IV Angaben v. Dr. Rudolf ohne Teeröl
d_{20}	1,068	1,078	1,062	1,041
$^{\circ}E/50^{\circ}C$	7,8 ^a	8,8 ^b	6,4 ^c	-
$^{\circ}E/20^{\circ}C$	-	-	95,3	28,5
$^{\circ}C$	-	-	-	305
Siedebeginn	330 ^d	330 ^d	305 ^d	262 ^d
% -325 ^e	0	0	-	30 %
% vom Abstreifer	ca 50 %	ca 50 %	-	-
% C	-	-	-	-
% H	-	-	-	-