

A

Documents Sent to L. L. Newman
Relating To Report On
Koppers Powdered Coal Gasification Process

Koppers G.m.b.H.
Answers to FIAT Questionnaire.

Totzek
Arbeiten der Heinr. Koppers G.m.b.H. "über restlose
Vergasung
Unpublished address 12 June 1942.

Followed by English Translation
Koppers
Prints of drawings identified by the following
numbers -

IOS 92915
IOS 111860
IAK 112745
IAK 131928
IAK 132315B
IOS 146506
IOS 146511
IOS 146520
IOS 146523
IOS 146531
IOS 146544
IOS 146551
IOS 178452
IOS 178479
IOS 178480

Translation

Headquarters
North German Coal Control
Coke Department
Villa Hügel
E s s e n

I/O.Be. To.

2nd May 1947

We beg to acknowledge receipt of your letters dated April 9th and 12th, 1947; regarding the questions of the American Fuel and Lubricants Unit, Fiat, as to the Powered Coal Producer Koppers - Totzek.

In the course of a conversation which took place in addition to this questioning on Wednesday, April 23rd, with Mr. Atwell and Mr. Rosenzweig, in our office all remaining questions were discussed. In the enclosed letter you will find a summary of our answers to the questions and the corresponding sketches and drawings in duplicate.

H E I N R I C H K O P P E R S
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

signed: Totzek

Enclosures:

1) Answers to questions 1 - 31
in addition: 1 list

drawing I.O.S. 92 915, form 1

" 146 506 " 2
" 146 520 " 3
" 146 531 " 4

2) Comments to the questions 10, 23 and 26
in addition: 2 curves equilibrium of water gas

3) Drawings:

I A.K. 131 928 Zeitz
" 146 551 Rheinpreussen
" 112 745 Ruhland
I O.S. 146 511 Rheinpreussen
I A.K. 132 315 B
I O.S. 111 860
" 178 452
" 146 523

I 0-13e

Headquarters North German Coal Control,
Coke Department,
Villa Hügel,
E s s e n .

I./O.Be. To/Zi.

2.5.1947.

Wir bestätigen höflichst den Eingang Ihrer Schreiben vom 9. und 12. April 1947 betreffend Fragen der amerikanischen Brennstoff- und Schmierstoff-Einheit FIAT über den Kohlenstaubgenerator Koppers - Totzek.

In Ergänzung dieser Fragestellung fand mit den Herren A t w e l l und R o s e n b a u m am Mittwoch, dem 23.v.Mts. in unserem Hause eine weitere Besprechung statt, in deren Verlauf alle Restfragen behandelt und in beiliegenden Schreiben zusammengefasst wurden. Wir übersenden Ihnen auch die hierzu gehörigen Skizzen und Zeichnungen in doppelter Ausfertigung.

Hochachtungsvoll !

H E I N R I C H K O P P E R S
Gesellschaft mit beschränkter Haftung.

Anlagen:

1) Antwort a.d.Fragen 1 - 31
hierzu: 1 Tabelle

Zeichnung I.O.S.	92 915,	Blatt 1
"	146 506,	" 2
"	146 520,	" 3
"	146 531	" 4

2) Erläuterung z.d.Fragen 10, 23 und 26
Hierzu: 2 Kurven Wassergasgleichgewichte

3) Zeichnungen:	I.A.K.	131 928	Zeitz
"	"	146 551	Rheinpreussen
"	"	112 745	Ruhland
"	I.O.S.	146 511	Rheinpreussen
"	I.A.K.	132 315B	
"	I.O.S.	111 860	
"	"	178 452	
"	"	146 523	

BRENNSTOFF- und SCHMIERSTOFF-EINHEIT, FIAT

Untersuchung betr. Staubvergasung.

Information über die hierüber angegebenen Punkte wird gewünscht über Ihren Staubvergasungsprozess. Bitte tragen Sie alle erreichbaren Informationen zusammen einschliesslich Versuchsdaten, Zeichnungen, Berechnungen usw. zur Diskussion mit FIAT-Vertretern innerhalb etwa einer Woche. Dieses Material soll in einem ausführlichen Bericht über Ihr Verfahren eingegliedert werden und sollte erweitert werden auf jede mögliche Art, um einen vollständigen und genauen Bericht zu machen.

- 1) Bericht über alle Formen der Apparate und alle Betriebsmethoden, die versucht worden sind und eine Diskussion der in jedem Falle erzielten Resultate. Schwierigkeiten sowohl wie Erfolge sind bedeutend.
- 2) Der Einfluss der Art der Kohle und die Mahlfineinheit auf ihr Benehmen im Vergaser.
- 3) Einzelheiten über die Zuführung der Staubkohle in den Vergaser und Betriebscharakteristiken dieser Einrichtungen.
- 4) Beschreibungen und Zeichnungen aller Teile, die Sie als mehr oder weniger Standard-Einrichtungen betrachten, wie z.B. Vorwärmer, Abhitzekeessel, Wascher usw. und deren Betriebscharakteristiken.
- 5) Eine theoretische und praktische Diskussion über den Entwurf, die Konstruktion und den Betrieb des Vergasungsraumes selbst.
- 6) Vorgeschlagene Methode für die Inbetriebsetzung, für den Betrieb und die Ausserbetriebsetzung einer solchen Einheit.
- 7) Sicherungsvorkehrungen und Einrichtungen.
- 8) Schwierigkeiten, die in irgendeinem Teil des Systems durch Korrosion oder Errosion eintreten können und vorbeugende Hilfsmassnahmen.
- 9) Regelbarkeit der Anlage inbezug auf Durchsatz und Zusammensetzung des fertigen Gases.
- 10) Genaue Methode der Kontrolle der Anlage, um Gas jeder möglichen Zusammensetzung herzustellen, besonders mit einem hohen Verhältnis von H_2 : CO .
- 11) Vergleich des Prozesses mit anderen bekannten Staubvergasungsverfahren einschliesslich Demag, Schmalfeld, Didier usw.
- 12) Einfluss der Zusammensetzung der Kohle und verschiedener Betriebsbedingungen auf den Gehalt des Fertiggases an organischem Schwefel.
- 13) Die Beziehung zwischen den Fliegscharakteristiken der Staubkohle und Benehmen des Vergasers.

- 14) Ausmass der Mitnahme an Asche und andere wichtige Massnahmen bei der Behandlung der Asche unter verschiedenen Betriebsbedingungen.
- 15) Geeignetheit des Verfahrens bei Drücken bis zu 20 atm oder mehr.
- 16) Einfluss des Wassergehaltes der Kohle auf den Betrieb und auf die Qualität des Gases.
- 17) Betriebsbedingungen wie sie bei den Wärmebilanzen bestanden, die in dem Vortrag gegeben sind.
- 18) Spezifische Betriebsdaten für verschiedene Kohlen und verschiedene Gaszusammensetzungen.
- 19) Möglichkeiten eines Energieaustausches zwischen Generator und Sauerstoffanlage.
- 20) Einfluss der Sauerstoffreinheit auf die Betriebscharakteristiken des Generators.
- 21) Methoden zur Feststellung der Harzbildner im Gas und Einfluss verschiedener Betriebsbedingungen auf den Gehalt des Gases an solchen Stoffen.
- 22) Methoden zur Entfernung der Harzbildner und anderer Materialien aus dem Fremdgas.
- 23) Wichtigkeit des Wassergas-Gleichgewichtes bei der Bestimmung der Zusammensetzung des Endgases.
- 24) Einfluss des Lagerns der Kohle auf ihre Vergasungseigenschaften.
- 25) Günstige Betriebsbedingungen um verschiedene Typen Heizgas anstelle von synthetischem Gas zu machen.
- 26) Günstige Betriebsbedingungen zur Herstellung von Synthesegas mit relativ hohen Verhältnissen von $\text{CO} : \text{H}_2$.
- 27) Einfluss der Rückführung eines Teiles des Endgases oder der Zuführung fremder Gase ausser Sauerstoff und Dampf.
- 28) Verwendbarkeit des Verfahrens für ganz oder teilweise verkokte Kohle.
- ~~29) Ist es erwünscht, die Vergasung in Stufen zu erreichen unter verschiedenen Bedingungen ?~~
- 30) Einfluss der Grösse einer Einheit auf Anlagekosten und Betriebskosten.
- 31) Faktoren, die die wirtschaftlichste Grösse einer Einheit bestimmen.

gen. H.V. Atwell

11. April 1947.

Zum Brief an die North German Coal Control vom 2.5.47.

Punkt 1)

Zunächst wurde ein Schwebvergaser gebaut, dem eine Form gegeben wurde, um die Relativbewegung in betonter Weise zu fördern. Es war ursprünglich beabsichtigt, Heizgas zu machen und zwar unter Verwendung von Grudestaub. In einem Kohlenstaubbrenner spalte primär ein Teil des Kohlenstoffes unter Zumischung von Wasserdampf verbrannt werden. An einer zweiten Stelle sollte weiterer Kohlenstaub zugeführt und mit dem heißen Rauchgasdampfgemisch in Berührung gebracht werden, um die Rauchgase und den Wasserdampf zu reduzieren.

Die Ergebnisse waren unbefriedigend. Es wurde nur ca. 30 % des eingebrachten Kohlenstoffes vergast. Der Rest fiel in den toten Räumen aus. Der Heizwert betrug nur ca. 800 kcal/cbm. Als Ersatz für den Kohlenstaubbrenner wurde das als Restgas anfallende Buthan des Werkes verbrannt und versucht, diese Rauchgase mit Kohlenstaub zu reduzieren. Hierbei gingen wir von folgender Voraussetzung aus:

Bei der Verbrennung von Kohlenstaub entsteht lediglich CO_2 . Der Wasserdampf wurde kalt zugemischt und drückte die Temperatur weiter. Bei der Verbrennung des Buthan-gases entsteht aber neben CO_2 in hohem Masse H_2O -Dampf auf hoher Temperaturstufe. Die Ergebnisse bei dieser Fahrweise waren etwas günstiger. Die Fortsetzung derartiger Versuche erschien aber nicht lohnend, weil auch hier eine weitergehende Umsetzung des sekundär zugeführten Kohlenstaubes nicht festgestellt werden konnte.

Begründung für das Versagen.

Um ein Kohlenstaubkorn restlos zu vergasen, ist es notwendig, dass es in der Vergasungsatmosphäre eine gewisse Relativbewegung erhält, ferner dass die Strecke, auf welcher das Korn getragen wird, genügend lang ist, um das Korn auf die Reaktionstemperatur zu bringen und weiter genügend Zeit zur Reaktion mit dem Gas zur Verfügung steht. Die Geschwindigkeiten in der genannten Apparatur waren nicht hoch genug und zu undiszipli-

niert, um das gesamte Korn ordnungsmässig zu vergasen. Der grösste Teil des Kohlenstaubes fiel auf dem Wege bis zum Gasabgang aus und entzog sich somit der Vergasung.

Es wurde angestrebt, die aus diesen Versuchen gezogenen Lehren in der Apparatur 2 zur Anwendung zu bringen, um eine intensive Berührung der Reaktionsmedien mit dem Kohlenstaubkorn zu erzielen. Um die Versuche zu vereinfachen, wurde für die Primärverbrennung kein Kohlenstaub, sondern Gas genommen. Dieses wurde durch ein Kanalsystem in einen zylindrischen Vergasungsraum und durch tangential liegende Bodendüsen in den Vergaser eingeblasen. Der Kohlenstaub wurde am vorderen Ende des Vergasers durch freien Fall eingeschleust und durch den Vergaser transportiert. Der Kohlenstaub wurde durch diese Konstruktionsanordnung gezwungen, in kleinen Spiralen durch den Vergaser zu wandern. Hierdurch wurde eine genügend lange Wegstrecke erzielt. Die Geschwindigkeiten am Umfang des Vergasers waren so hoch gewählt dass der Kohlenstoff gezwungen wurde, in der Schwebe zu bleiben.

Versuchsergebnisse.

Bei Versuchen an der kalten Apparatur zeigte sich, dass die Überlegungen an sich richtig waren. Der Kohlenstaub wurde, durch die kalten Medien gefördert, in Spiralform durch den Vergaser getragen. (Diese Versuche wurden an einem Holzmodell in der gleichen Ausführung durchgeführt.) Nachdem die Apparatur auf Temperatur gebracht und Kohlenstaub vergast werden sollte, zeigte sich ein starker Staabanflug an den Wänden. Dieser Staub blieb haften. Der Kohlenstoff wurde restlos vergast, die Asche blieb über und der Generator verschlackte.

Als Material hatten wir Sillimanit vorgesehen. Dieses war den Schlackenangriffen nicht gewachsen. Nach einer Betriebszeit von wenigen Tagen war die Apparatur restlos zerstört und konnte nicht mehr betrieben werden.

Die Apparatur wurde zu wiederholten Malen in der gleichen Form wieder neu zugestellt und wurden hierbei Ände-

rungen in der Düsenzahl und auch in der Düsenanordnung getroffen. Anstatt der Bodendüsen wurden die Düsen auf den oberen Umfang des Vergaserraumes gelegt. Aber auch diese Massnahme konnte die Ergebnisse nicht verbessern. Der Kohlenstaub wurde gegen den Boden des Vergasers gedrückt und es entstanden Anhäufungen. Während bei Braunkohlengrude messbare Ergebnisse erzielt wurden (Heizwert von ca. 900 kcal, Kohlenstoffvergasung ca. 50 - 60 %) war eine Vergasung von backender Steinkohle nicht möglich, weil der ausgefallene Staub verkokte und den Durchgang versperrte.

Die hieraus gezogenen Schlussfolgerungen ergaben, dass die Geschwindigkeiten noch nicht genügend hoch waren, um das gröbere Korn in der Schwebelage zu halten, während das feine Korn infolge mangelnder Relativbewegung in der Atmosphäre unvergast ausgetragen wurde. Um die Schlackenansätze zu verhüten, wurden die Temperaturen des Rauchgases auf ca. 900° C gedrückt. Inbezug auf die Verschlackung trat eine Besserung ein; der Vergasungsgrad wurde noch schlechter, sodass eine Fortsetzung der Versuche in dieser Richtung zwecklos erschien.

Allgemein muss festgestellt werden, dass bei den bis zu diesem Zeitpunkt durchgeführten Versuchen die rein mechanischen Schwierigkeiten, d.h. das Ausfallen des Stabes, die Verschlackungen usw. so gross waren, dass genaue Messungen über Vergasungsgrad, Gasqualität, Wirtschaftlichkeit usw. nicht durchgeführt wurden.

Die Beobachtungen bei diesen Versuchen führten uns zu einer Ausführungsform nach Bild 3. Hierbei wurde davon ausgegangen, dass, wenn die Verschlackungen nicht zu verhüten sind:

- 1) mit wesentlich höheren Temperaturen gearbeitet werden muss, damit die Schlacken flüssig ablaufen,
- 2) muss unter allen Umständen versucht werden, den Staub vom Boden des Vergasers wegzubringen bezw. ihn ständig wieder aufzuwirbeln.

und nicht zur Ruhe kommen zu lassen. Wie dieses Ziel erreicht werden sollte, geht aus dem obengenannten Bild 3 hervor.

Ferner wurde der Kohlenstaub von oben durch 5 Einzel- einlässe eingebracht.- Als Ausmauerungsmaterial wurde nunmehr ein schlackenfestes Magnesitmaterial gewählt.

Auch bei dieser Methode waren die im Falle 2 geschilder- ten Schwierigkeiten wieder vorhanden, d.h. der Kohlen- staub war nicht restlos in Schwebelage zu halten. Die ab- gelagerten Kohlenstaubkörner wurden restlos ausgegast, es bildete sich aber eine zähflüssige Schlacke. Der Vergaser war nicht sauber zu halten. Der Vergasungs- grad und die Gasqualität waren unbefriedigend und konnten zu einer Fortsetzung der Versuche in dieser Richtung nicht ermutigen.

Eine der wichtigsten Feststellungen war, dass versucht werden müsse, zunächst die Schlacke dünnflüssig an- fallen zu lassen. Diese Temperaturhöhe kann jedoch mit Rauchgas nicht erreicht werden. Aus diesem Grunde wurde das Rauchgas mit einem nennenswerten Luftüberschuss zu- geführt. Den Anfall einer dünnflüssigen Schlacke erreich- te man aber erst, als anstatt von Rauchgas ein hoch vor- gewärmtes Luftdampfgemisch eingeführt wurde. In Ergän- zung hierzu muss noch bemerkt werden, dass die Appa- ratur mit einem Regenerator ausgerüstet wurde, wie er sich auch jetzt noch auf der Versuchsanlage befindet.

Bei dieser Fahrweise musste aber mit einer hohen Ab- gangstemperatur gearbeitet werden und zwar lag diese, wie auch bei metallurgischen Öfen bzw. bei Kohlenstaub- schmelzfeuerungen bekannt, bei ca. 1600° C. Bei dieser Fahrweise wurde das gröbere Korn restlos der Vergasung bzw. Verbrennung zugeführt, während das Feinkorn sich der Reaktion, namentlich der letzten Düsen, dadurch entzog, dass es infolge mangelnder Relativbewegung mit der Gasatmosphäre ausgetragen wurde.

Trotz hoher Vorwärmung der Vergasungsmittel (Luft und Dampf auf ca. 1200°C) drückte die hohe Gasabgangstemperatur die Gaskonzentration, sodass nur Heizwerte von 800 - 900 kcal erzielt wurden.

Im Vergleich zu den vorigen Versuchen ist also festzustellen, dass die Gasqualität sich nicht verbessert hat, lediglich der Vergasungsgrad des Kohlenstoffes war besser, aber auch noch nicht befriedigend.

Bei Fortsetzung der Versuche wurde nunmehr angestrebt zunächst einmal den Weg zu finden, um das Kohlenstaubkorn restlos zu vergasen. Um dieses zu erreichen, muß das Korn ordnungsmässig in Schwebelage gehalten werden. Es wurde eine Ausführung in Anlehnung an die Kohlenstaubfeuerung gewählt und es entstand die Ausführung hierbei wird der Kohlenstaub mittels eines Teilstroms kalter Luft am Kopfende des Vergasers eingebracht und das heisse Luftdampfgemisch durch eine Mischdüse am Kopf und durch Einzeldüsen bis zur halben Mantellänge zugeführt.

Versuchsergebnisse.

Bei Verwendung von Braunkohle und Braunkohlengruße konnte eine nahezu restlose Vergasung des Kohlenstoffes erreicht werden. Die Schlacke fiel flüssig an. Der Vergasungsraum hatte eine konische Form erhalten, um der Schlacke einen natürlichen Ablauf zu geben.

Die Versuche mit Steinkohle ergaben, dass der Vergasungsgrad wesentlich schlechter wurde und die Gaskonzentration lediglich durch den hohen Gehalt der Steinkohle an fl. Bestandteilen gehalten wurde. Will man hierbei eine restlose Vergasung erzwingen, so müssten die Vorwärmtemperaturen des Dampf-Luftgemisches noch höher getrieben werden bei gleichzeitiger Erhöhung der Gasabgangstemperatur. Durch diese Massnahmen aber, d. h. weitgehende Erhöhung der Vorwärmtemperaturen der Vergasungsmedien und hohe Abgastemperaturen ist eine wirtschaftliche Vergasung von Steinkohlenstaub mittels Luft nicht gegeben.

Bei diesem Stand unserer Arbeiten erhielten die Versuche einen gewissen Abschluss, der wie folgt zusammenzufassen ist:

- 1) Bei hoher Vorwärmung (Bis zu 1200°C) der Vergasungsmedien (Luft, Dampf) können hochreaktionsfähige Brennstoffe wie Braunkohle und Braunkohlengrude wirtschaftlich zu Schwachgas verarbeitet werden.
- 2) Die Vergasung von Steinkohlenstaub erscheint aus den obengenannten Gründen wirtschaftlich nicht tragbar.

Nachdem die Versuche zur Herstellung von Luftgas hiermit ihren praktischen Abschluss gefunden hatten, wurde mit den Versuchen zur Herstellung von Wassergas begonnen. Diese Versuche wurden in der zuletzt geschilderten Apparatur durchgeführt und zwar derart, dass in den Regeneratoren ein Wasserdampf-Spülgasgemisch (Prinzip Schmalfeldt) auf 1200°C vorgewärmt wurde. Der Kohlenstaub wurde mit einem Teilstrom dieses Gemisches in den Vergaser gebracht.

Das Prinzip besteht darin, dass die fühlbare Wärme zwischen 1200 und ca. 900°C für den Vergasungsprozess ausgenutzt wird, d.h. die Spülgasmengen wurden so hoch bemessen, dass die Reaktionswärme in dieser Temperatur enthalten ist.

Die Versuchsergebnisse zeigten, dass die mechanischen Verhältnisse im Generator geordnet abliefen. Der Vergasungsgrad war jedoch schlecht. Selbst bei Braunkohle gelang es nur, neben der Austreibung der flüchtigen Bestandteile einen geringen Prozentsatz, ca. 20 %, des festen Kohlenstoffes abzubauen. Bei Vergasung

von Steinkohlenstaub wurden die Verhältnisse noch schlechter, sodass infolge der schlechten Wirtschaftlichkeit die Versuche in dieser Richtung nicht weiter betrieben wurden.

Zusammenfassend kann also gesagt werden, dass es nicht möglich ist, Kohlenstaub in einem Spülgasstrom auf einer Temperaturhöhe von ca. 1200°C zu vergasen. Es muss berücksichtigt werden, dass die Vergasung ein rein endothermer Vorgang ist und die Vergasungsgeschwindigkeit mit fallender Temperatur in sehr starkem Masse abnimmt. Die Aufenthaltszeiten im Vergaser müssten praktisch unendlich gross sein, um ein befriedigendes Ergebnis zu erreichen. Die uns bisher über eine derartige Arbeitsweise bekanntgewordenen Zahlen zeigen dieses auch ganz deutlich, da eine Nachrechnung der Bilanz ergibt, dass lediglich bei derartiger Fahrweise der Gehalt an flüchtigen Bestandteilen ausgetrieben wird und der gesamte feste Kohlenstoff als solcher wieder anfällt. Es kann also nicht von einer restlosen Vergasung gesprochen werden.

Diese Feststellungen zwingen zu einer wesentlichen Temperaturerhöhung im Vergasungsprozess und dieses ist nur, will man ein einwandfreies Gas und einen entsprechenden Vergasungsgrad erreichen, unter Zuhilfenahme von Sauerstoff möglich.

Es wurde nunmehr das Spülgasdampfgemisch ersetzt durch ein Sauerstoffdampfgemisch. Dieses Gemisch wurde in den Regeneratoren auf eine Temperatur von ca. $1000 - 1200^{\circ}\text{C}$ gebracht. Zur Auflockerung und gleichmässigen Verteilung wurde der eingebrachte Kohlenstaub mit einem überhitzten Gasdampfgemisch verblasen.

Dieser Schritt brachte uns einen vollen Erfolg, dessen Resultate in dem Vortrag vom 12.6.1942 niedergelegt sind. Es war zu beobachten, dass infolge des heissen Sauerstoffdampfgemisches eine sehr schnelle Zündung des Kohlenstaubes erfolgte und rein rechnerisch eine Tempe-

ratur von mehr als 2000° C auftritt. Diese Temperatur beschleunigte den Vergasungsablauf so ausserordentlich, dass der eingebrachte Kohlenstaub bis zu ca. 95 % restlos in Gas umgesetzt wurde. Die Austrittstemperatur lag bei Braunkohlenstaub und Braunkohlengrude bei ca. 900 - 1000° C und bei Steinkohle bei ca. 1200° C. Da die Wärme bei dieser Fahrweise restlos für die Vergasung ausgenutzt wurde, traten keine überhitzten Partien in der Atmosphäre auf und auch die Schlacke fiel nur zu einem ganz geringen Bruchteil flüssig an und zwar bildeten sich an den Wandungen kleine Tropfen, die in den Aschenfall gehen.

Bei diesem Stand der Versuche, deren Endergebnisse im Vortrag vom 12.6.1942 niedergelegt sind, wurde die Versuchseinrichtung zerstört.

Bei der Neuerrichtung der Anlage wurde der Vergaser mit Wasserkühlung vorgesehen, um durch Kühlung der Ausmauerung eine Korrosion derselben zu verhüten.

Beim Wiederanfahren der Einrichtung im Jahre 1944 wurde festgestellt, dass eine zu weitgehende Kühlung nicht ratsam ist, da dem Prozess hierdurch zu viel Wärme entzogen wird. Eine gewisse Ausmauerungsstärke und Isolation ist notwendig.

Weitere Versuche wurden an der Apparatur nicht durchgeführt, da die Kriegereignisse dieses verhinderten.

Punkt 2)

Wie bereits in vorstehendem ausgeführt, ist eine hoch reaktionsfähige Kohle wie beispielsweise Torf, Braunkohle, Braunkohlengrude usw. für die Vergasung in Stauhform besser geeignet, als Steinkohle, namentlich für die Herstellung von Heizgas. Für die Herstellung von Wassergas kann Steinkohle ohne weiteres verwandt werden.

Bezüglich der Mahlfineinheit ist zu bemerken, dass wir eine solche von Zementfeinheit vorschreiben, d.h. der gleiche Feinheitsgrad wie er für die Staubkohlenfeuerung gewünscht wird, mit anderen Worten, 80 % der Staubkohle müssen durch das 4900er Maschensieb gehen. Der Idealbrennstoff für die Vergasung würde eine möglichst gleichmässige Kornzusammensetzung, aber von genügend Feinheitsgrad, erfordern. Im Hinblick darauf, dass das allerfeinste Korn z.B. unter 0,05 mm sich gern der Vergasung entzieht, weil es keine Relativbewegung mehr besitzt. Bei einem zu groben Korn von beispielsweise über 0,1 mm besteht die Gefahr, dass sich dieses durch Ausfall dem Vergasungsvorgang entzieht.

Punkt 3)

Wie bereits unter Punkt 1) gesagt, findet die Zuführung der Staubkohle in derselben Weise statt wie bei der Kohlenstaubfeuerung. Es muss dafür gesorgt werden, dass die Schnecken genügend lang sind, sodass ein Durchschliessen des Kohlenstaubes verhindert wird. Die Umdrehungszahl muss einen sicheren Masstab für die geförderten Mengen ergeben.

Punkt 4)

Als Standarteinrichtung betrachten wir:

- a) die Rekuperatoren, welche das Heizgas und die Brennluft für die Regeneratoren (Cowper) vorwärmen,
- b) die Cowper mit ihren Nebeneinrichtungen, wie sie entsprechend der Zeichnung für unsere Anlagen Ruhland und für die Gaspalter zu wiederholten Malen ausgeführt wurden,
- c) der stehende Abhitzeessel lt. Zeichnung, wie er bei diversen Einrichtungen in der Industrie vorgesehen ist,
- d) der statische Wascher, wie er zur Reinigung bei Wassergasgeneratoren oder Koks-generatoren lt. Zeichnung üblich ist,

- e) der Desintegrator, wie er ebenfalls zur Reinigung von Hochofengichtgas usw. in Gebrauch ist;
- f) die diversen Gebläse, Pumpen usw.
- g) die Sauerstoffanlage und die hierzu gehörenden Gebläse.

Punkt 5)

Diese Fragen sind im wesentlichen unter Punkt 1) beantwortet. Anhalt für die theoretischen Nachprüfungen bieten die in der Literatur bestehenden Veröffentlichungen von Gumz, Traustel und Dolch.

Punkt 6)

Die Apparatur wird zunächst mit dem in den Rekuperatoren vorgewärmten Wind angewärmt, alsdann werden in einem Cowper, wenn er auf Zündtemperatur ist, die Brenner gezündet und das heisse Gas durch den Vergaser gedrückt. Ist die Betriebstemperatur erreicht, dann werden die Regeneratoren auf automatischen Beheizungswechsel umgestellt und ein Luftdampfgemisch dem Cowper zugeführt. Gleichzeitig wird die Staubzufuhr in Betrieb genommen und nunmehr die am Cowper eingegebene Luft durch Sauerstoff abgelöst. Auf diese Weise werden die einzelnen Brenner des Vergasers in Betrieb genommen. Nachdem zunächst die dem Vergaser nachgeschalteten Einrichtungen durch Rauchgas entlüftet sind, werden die Gebläse anlaufen gelassen. Jeweils halbstündlich werden die Cowper gewechselt derart, dass der dem Vergaser zugeführte Luftdampfstrom nicht unterbrochen wird.

Die Ausserbetriebnahme würde so vor sich gehen, dass der Sauerstoff zunächst abgesperrt und wieder durch Luft ersetzt wird. Hieran anschliessend werden nacheinander die Staubzuführungen abgeschaltet, wodurch nur noch Rauchgas anfällt. Nachdem die nachgeschalteten Apparaturen mit Rauchgas gefüllt sind, erfolgt die Abschaltung der Cowper.

Punkt 7)

Die grösste Gefahr besteht beim Ausfallen des Kohlenstaubes. Die beste Sicherheit hiergegen liegt in der Vereinigung mehrerer Brenner zu einem Vergaser. Es kann, wenn einzelne Staubzuführungen unterbrochen werden, lediglich ein schlechtes Gas oder Rauchgas anfallen und nicht reiner Sauerstoff in den Gasbehälter gelangen.

Bei der Versuchsanordnung wurden keine weiteren Sicherungseinrichtungen angewandt, sind aber für eine Betriebsanordnung erforderlich. In welcher Weise diese anzubringen sind, muss noch näher studiert werden.

Punkt 8)

In den dem Vergaser vorgeschalteten und nachgeschalteten Apparaten sind besondere Korrosionen oder Erosionen nicht zu erwarten, da der jahrelange Betrieb dieser Einrichtungen die vollkommene Bewährung derselben ergeben hat. In welcher Form der Vergaser oder Teile desselben anormalem Verschleiss unterworfen sind, kann nicht angegeben werden, da die relativ kurzen Versuchszeiten keinen eingehenden Aufschluss gegeben haben.

Punkt 9)

Die Anlage ist in bezug auf die Schweb- und Reaktionszeiten für eine bestimmte Leistung dimensioniert. Geringere Belastung der Brenner kann zu einem Ausfall von Staub und somit zu einer schlechten Gasqualität führen. Aus diesem Grunde soll die Dimensionierung der Einrichtungen für jede Werksleistung besonders festgelegt sein derart, dass sich stets eine Anzahl von Generatoren ergibt, sodass eine Leistungsänderung durch Ab- oder Zuschalten einer ganzen Einheit möglich ist.

Punkt 10)

Die Zusammensetzung des Gases, d.h. der H_2 und CO -Gehalt ist durch die Art des Brennstoffes in gewissem Masse bedingt. Bituminöse Brennstoffe mit einem hohen

Gehalt an flüchtigen Bestandteilen ergeben einen höheren H_2 -Gehalt, da der disponible Wasserstoff frei wird. Das übrige Verhältnis zwischen H_2 und CO ist weitergehend durch die Reaktionsfähigkeit des jeweils vorliegenden Kohlenstoffes bedingt, weil hierdurch die Ausgangstemperatur festgelegt ist. Hieraus ergibt sich der H_2 und CO-Gehalt nach dem Wassergasgleichgewicht bei gegebenem Wasserdampfüberschuss. Das Verhältnis von CO : H_2 ist also in dieser Phase steuerbar durch Temperatur und Wasserdampfüberschuss. Da die Temperatur festliegt, verbleibt nur noch die Regulierung des Wasserdampfes, wobei zu beachten ist, dass bei Einstellung des Verhältnisses auch der CO_2 -Gehalt Änderungen unterworfen ist. Der Wasserdampfüberschuss ist aber begrenzt, da verhindert werden muss, dass die Temperatur im Vergaser zu weitgehend absinkt. Aus diesem Grunde ist die Maximalhöhe des Wasserstoffes begrenzt. Eine zu weitgehende Erhöhung des H_2 -Gehaltes im Vergaser ist auch nicht notwendig, da diese in der nachgeschalteten Konvertierung erreicht wird.

Punkt 11)

Von fremden Staubvergasungsverfahren ist uns nur dasjenige von Schmalfeldt auf der Anlage Lützkendorf und dem Werk Ruhland bekannt. Von der Anlage Ruhland wissen wir, dass diese Anlage nach einer kurzen Betriebszeit stillgesetzt und nicht wieder in Betrieb gesetzt wurde. Die Arbeitsweise des Verfahrens wurde bereits bei unserer Beschreibung unter Punkt 1) gestreift. Es handelt sich hier um ein Verfahren, bei welchem ein in Cowpern hochvorgewärmtes Spülgas-Wasserdampfgemisch (ca. $1200^\circ C$) mit Braunkohlenstaub in Berührung gebracht wird. Die Ergebnisse dürften dieselben sein, wie sie bei unserem unter Punkt 1) beschriebenen Parallelversuch sich ergeben haben. Es ist unmöglich, bei dieser Verfahrensweise zu annehmbaren Ergebnissen zu kommen, da die mit Spülgas erreichbaren Temperaturen ungenügend sind.

Punkt 12)

Der Einfluss der Zusammensetzung der Kohle und der verschiedenen Betriebsbedingungen auf den Gehalt des Fertiggases an organischem Schwefel wurde nicht untersucht. Es ist lediglich festzustellen, dass bei unserer Verfahrensweise der organische Schwefel in klaren Verbindungen anfällt, sodass dessen Entfernung aus dem Gase im normalen Feinreinigungsverfahren restlos möglich ist.

Punkt 13)

Die den Zuführungsschnecken vorgeschalteten Bunker, Lager und Messbunker müssen so ausgebildet sein, dass der Kohlenstaub sich in diesen nicht aufhängen, brücken oder klemmen kann. Überlegungen hierüber wurden anhand der Versuchsapparatur nicht angestellt. Die Punkte, welche hierbei beachtet werden müssen, sind in der diversen Industrie, wie beispielsweise bei Kohlenstaubfeuerungen, Zementfabriken, Mühlen usw. bekannt und würden wir uns beim Bau einer derartigen Anlage diese Erkenntnisse zu Nutzen machen. In jedem Falle muss festgehalten werden, dass die gleichmässige Vergasung eine gleichmässige Zuführung des Kohlenstaubes erfordert.

Punkt 14)

Wie bereits bei den Ausführungen unter Punkt 1) festgestellt, fällt ein geringer Prozentsatz der Asche in flüssiger Form an, der andere wird mit dem erzeugten Gas fortgetragen und kommt teilweise in Dampfkessel zu ~~Ausfall und der Rest wird in den Waschern durch das~~ Wasser herausgenommen. Die flüssig (tropfenform) anfallende Asche wird mit dem im Vergaser ausfallenden Staub nach indirekter Kühlung ausgetragen.

Punkt 15)

Das Fahren der Apparatur bei Drucken bis zu 20 atü war für uns uninteressant, da wir neben Heizgas nur Wassergas erzeugen wollten. Soll das Gas einem Verwendungszweck zugeführt werden, bei dem höhere Drucke erforderlich sind, so wird das kalte gereinigte Gas

auf diesen Druck gebracht. Das Fahren bei hohem Druck im Vergaser ist nur dann notwendig, wenn man auf ein Gas mit einem hohen Methangehalt (Lurgi-Druckgasherstellung) fahren wird. Eine derartige Methode kommt nur für die Leuchtgasherstellung infrage. Es dürfte ohne weiteres möglich sein, bei entsprechender Ausbildung der Staubeinschleusung in dem Vergaser den Prozess bei höheren Drucken ablaufen zu lassen. Die Staubzufuhr müsste ähnlich ausgebildet werden wie beim Kohlenstaubmotor.

Punkt 16)

Der Wassergehalt der Kohle wird bestimmt durch die Kohlenmühle. Im Vergaser selbst können diejenigen Kohlen verarbeitet werden, die in einwandfreier Weise aufgemahlen werden können. Das ist:

bei Steinkohle ein Wassergehalt von 2 %
bei Braunkohle " " bis zu 15 % und
bei Torf " " bis zu 35 %, je nach Art
des Torfes.

Durch einen zu hohen Wassergehalt der Feinkohle wird die Vergasungstemperatur gedrückt, da dieses Wasser im Prozess verdampft und aufgewärmt werden muss. Die Qualität des Gases wird hierdurch verschlechtert.

Punkt 17)

Die Betriebsbedingungen, welche den Wärmebilanzen in dem Vortrag vom 12.6.1942 zugrunde lagen, wurden bereits unter Beantwortung des Punktes 1) geschildert.

~~Hierbei ist zu beachten, dass die Laufzeit jedes Versuches wegen der beschränkten Betriebsmittelgrundlage ca. 4 - 5 Stunden betrug.~~

Punkt 18)

Spezifische Betriebsdaten für die bei der Versuchsdurchführung verwandten Kohlen sind in beiliegender Zusammenstellung aufgeführt. (Gemessene Versuchswerte)

Punkt 19)

Der Energieaustausch zwischen Generator und Sauerstoffanlage ist nur über den dem Generator nachgeschalteten Dampfkessel möglich, in welchem hochgespannter Dampf hergestellt wird, der für den Antrieb der Sauerstoffkompressoren dient.

Punkt 20)

Bei hochreaktionsfähigen Brennstoffen wie Torf oder Braunkohle ist eine absolute Reinheit des Sauerstoffes (98 %) nicht erforderlich. Bei schwer reaktionsfähigen Brennstoffen wie Steinkohle und deren Koks muss eine weitgehende Sauerstoffreinheit (bis zu 98 %) angestrebt werden, um, wie die unter Punkt 1) geschilderten Versuche ergeben haben, die Reaktionstemperaturen möglichst hoch zu bringen. Der Stickstoffgehalt wirkt störend.

Punkt 21)

Zum Zwecke der Feststellung der Harzbildner wurde ein Gasbehälter von ca. 4000 cbm mit einem im Kohlenstaubgenerator hergestellten Wassergas gefüllt. Dieses Gas wurde durch ein A-Kohlenfilter abgezogen, welches alle kondensierbaren Stoffe aufnimmt. Die Gasmengen wurden sorgfältig gemessen, ebenso die aus dem A-Kohlenfilter abgetriebenen kondensierbaren Kohlenwasserstoffe. Die Untersuchungen waren negativ, d.h. im Gas waren keine Harzbildner vorhanden, während selbst in Kokswassergasgeneratoren kondensierbare Kohlenwasserstoffe oder Harzbildner feststellbar sind. Es ist dieses ein Beweis für die hohe Temperatur, die das Gas durchlaufen hat. Die Tatsache, dass das Gas selbst bei hoch bituminösen Brennstoffen kein CH_4 aufweist, wird in der Technik als Indikator für die Abwesenheit von Harzbildnern betrachtet.

Punkt 22)

Diese Frage erledigt sich durch Beantwortung der Frage 21). Hierüber hinaus kann bemerkt werden, dass sonst

keine irgendwelche nachgeschalteten chemischen Prozessen schädigende Begleitstoffe im Gas enthalten sind, nachdem dieses vom Staub gründlich gereinigt ist. Es kann noch bemerkt werden, dass die Asche in Staubteilchen vornehmlich im Desintegrator entfernt wird. Es konnte aber gelegentlich festgestellt werden, dass bei nicht einwandfreier Arbeitsweise der feinste Staub noch in die Kontaktöfen oder in die Feinreinigung gelangte und diese Einrichtungen versetzte. Zweckmässig dürfte es sein, den Gesamtgasstrom durch ein Elektrofilter zu schicken, ähnlich wie bei einer Hochofengichtgasreinigung.

Punkt 23)

Für die Zusammensetzung des Endgases ist das Wassergasgleichgewicht in der Gasphase massgebend. Die Vorausberechnung der Betriebsmittel erfolgt unter Zugrundelegung des Wassergasgleichgewichtes. Es ergibt mit genügender Genauigkeit die notwendigen Anhaltspunkte. Die Feinregulierung erfolgt im Betrieb nach den erforderlichen Bedürfnissen. Es muss berücksichtigt werden, dass die Einstellung des Wassergasgleichgewichtes nicht in der gleich starren Weise erfolgt wie beim ruhenden Bett.

Punkt 24)

Wie unter Punkt 1) erwähnt, wurden sämtliche Kohlenarten auf ihre Vergasungseignung untersucht. Es spielt also nun keine Rolle, ob eine Kohle durch langes Lagern teilweise oxydiert ist oder sonst in irgendeiner Form Veränderungen unterworfen wurde. Hierdurch könnte lediglich der Wasserstoffgehalt beeinflusst werden.

Punkt 25)

Diese Frage wurde dem Grunde nach bereits unter Punkt 1) beantwortet. Heizgas lässt sich nur unter Vorwärmung des Luftdampfgemisches aus hoch reaktionsfähigen Brennstoffstauben, wie Torf und Braunkohle, wirtschaftlich herstellen. Die Herstellung von Heizgas aus Stein-

Kohle ist, wie unter Punkt 1) erläutert, unwirtschaftlich.

Punkt 26)

Bei der Herstellung eines Gases mit einem Verhältnis von $\text{CO} : \text{H}_2$ wie beispielsweise $2 : 1$ wird ein Teil des Wasserdampfes durch CO_2 ersetzt. Als Reaktionsmittel wird also nunmehr ein Gemisch verwendet aus $\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}$ -Dampf + CO_2 .

Punkt 27)

Die Einführung fremder Gase (Restgas) in den Prozess erfolgt mit dem Brennstaub. Die Menge soll an sich begrenzt sein, da die Spaltung von schweren Kohlenwasserstoffen bezw. Methan den Wärmehaushalt des Vergasers belastet.

Punkt 28)

Wie bereits in dem Vortrag erwähnt, ist es möglich, alle Kohlen und ihre Koks, sofern es sich um aufnehmbare Produkte handelt, zu verwenden.

Punkt 29)

Es ist nicht erwünscht, die Vergasung in Stufen durchzuführen, da die Ausfiltrierung des Staubes in den Zwischenstufen unüberwindbare Schwierigkeiten bereitet. Nur das Verfahren kann als einwandfrei angesprochen werden, bei dem es gelingt, in einem Arbeitsgang den eingebrachten Brennstaub restlos auf ein qualitativ hochwertiges Gas zu verarbeiten.

Punkt 30)

Die Grösse der Einheiten richtet sich nach dem Umfang des Werkes, auf dem derartige Einrichtungen gebaut werden. Zum Beispiel ergeben sich für die Grösse der in Deutschland gebauten kleinen Synthesanlagen Einheiten mit einem Durchsatz von $100 \text{ to}/24 \text{ h}$. Das bedeutet, dass auf derartigen Werken 8 - 10 solcher Kohlenstaubgenera-

toren erstellt wurden. Auf Synthesewerken, wie sie in Mitteldeutschland stehen, z.B. Böhlen, Zeitz, Leuna usw. könnten Kombinationen von ca. 300 to Durchsatz errichtet werden.

Wie bei allen technischen Einrichtungen sind natürlich eine grosse Anzahl kleiner Aggregate teurer, als eine wesentlich kleinere Anzahl grösserer Aggregate. Nach unserer heutigen Auffassung ist es wirtschaftlich, Einheiten zwischen 50 und ca. 300 to Durchsatz/24 h zu bauen.

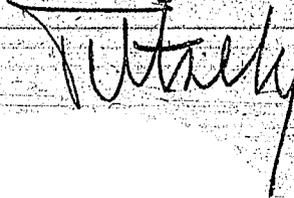
Punkt 31)

Die wirtschaftlichste Grösse einer Einheit wird zunächst durch die Anzahl der Einheiten bestimmt, die ebenfalls durch die Grösse des Werkes bedingt ist. Eine kontinuierliche Gaserzeugung erfordert eine Aufteilung der Gaserzeugungseinheiten, damit beim Ausfall eines Apparates die Produktion des Werkes nicht in unverantwortlicher Weise beeinflusst wird. Die Produktionseinschränkung, die selbst bei in Reservehaltung von 1 - 2 Apparaten eintreten darf, dürfte nicht mehr als 10 % betragen. Hieraus ergibt sich, dass je nach der Werksgrösse nicht eine Unzahl kleiner Apparate gebaut werden sollte. Die Maximalzahl in Betrieb befindlicher Apparate soll nach dem Vorgesagten nicht mehr als 10 Stück betragen. Hierdurch wird nunmehr umgekehrt die Grösse der Einzelapparatur bestimmt und sollte die grösste Einheit nicht mehr als 300 to durchsetzen. Die über diese Frage von uns angestellten Überlegungen waren bisher aber nur allgemeiner Natur.

Anlagen:

1	Tabelle "Spezifische Betriebsdaten"		
1	Zeichnung I.O.S. 92 915, Bl. 1		
1	" " 146 506 "	2	
1	" " 146 520 "	3	
1	" " 146 531 "	4	

HEINRICH KOPPERS
Gesellschaft mit beschränkter Haftung,
Abteilung Betrieb.



Staubvergasung! Spez. Betriebsdaten. (Punkt 18.)

		Steinkohle			Braunkohle		Braunkohlen- grude
		Wasser	1,95%		Wasser	13,00%	
		Asche	8,93% tr		Asche	5,95% tr	Wasser 5,00%
		fl. Best.	22,30% tr		fl. Best.	51,40% tr	Asche 21,00% tr
		Hu = 7744 WE/kg			Hu = 5120 WE/kg		Hu = 6054 WE/kg
		Synthesegas:			Synthesegas:	Heizgas:	Heizgas:
Gasanalyse:	CO ₂	11,0%	15,0%	18,0	19%	60%	60%
	CO	54,0%	42,0%	33,0	35%	24,0%	26,0%
	H ₂	34,0%	42,0%	48,0	45%	17,0%	18,0%
	N ₂	1,0%	1,0%	1,0	1%	52,0%	50,0%
	Unterer Heizwert WE/kg	2505	2347	2230	2214	1162	1248
	Erzeugte Gasmenge Nm ³ /kg	2,10	2,15	2,40	1,84	2,50	2,70
	Sauerstoffverbrauch Nm ³ /kg	0,57	0,62	0,53	0,38		
	Heizgasverbrauch WE/kg	415	890	1600	579		
	CO ₂ -Verbrauch Nm ³ /kg	0,14					

Betr. Kohlenstaubgenerator

Zum Brief an die North German Coal Control
vom 2. Mai 1947.

Als Erläuterung zu der Fragebeantwortung der Punkte 10, 23 und 26 geben wir Ihnen im nachstehenden ein Berechnungsbeispiel. Dem Beispiel wird eine Fettkohle unterlegt, mit welcher ein grosser Teil der Versuche durchgeführt wurde und zwar mit folgender Elementaranalyse:

Wasser	1,95 %
Asche	8,75 %
H ₂	4,27 %
Rein-C	80,50 %
S verbr.	1,80 %
N ₂	1,19 %
O ₂	1,46 %
	100,00 %

Gaszusammensetzung:

Es wird ein Gas gefordert, in annähernd nachstehender Zusammensetzung:

CO ₂	15 %
CO	42 %
H ₂	42 %
N ₂	1 %

Hierbei soll CO : H₂ im Verhältnis von 1 : 1 stehen und das Gas eine Konzentration von ca. 84 % aufweisen. Diese Annahme erfolgt aufgrund der Versuchsergebnisse. Die folgende Nachrechnung wird ergeben, ob ein derartiges Gas dieser Konzentration erreicht werden kann.

Kohlenstoffbilanz:

Eingebracht im Rohstaub: 0,805 kg

Ausgebracht in Gasform:

(Zusammensetzung des erzeugten Gases
siehe oben)

Gasmenge, gemessen 2,3 Nm³

$(0,42+0,15) \cdot 0,536 = 0,306 \text{ kg/Nm}^3$

$2,3 \times 0,306 = 0,705 \text{ kg C/kg eingebrachte Kohle}$

Kohlenstoffverlust u. Messdiff.

$0,805 - 0,705 = 0,100 \text{ kg} = 12 \%$

Bei den Versuchen wurden Kohlenstoffverluste von 8 - 14 % festgestellt. Die Höhe derselben ist in starkem Masse von der

gleichmässigen Kohlenstaubzufuhr abhängig. Der Betrieb zeigt, dass wir normal mit einem Kohlenstoffverlust von ca. 10 % rechnen können. Für die Berechnung soll der oben errechnete Verlust von 12 % zugrunde gelegt werden.

Wasserstoffbilanz:

Wasserstoff im Gas:

$$2,3 \times 0,42 = 0,97 \text{ Nm}^3$$

Wasserstoff aus der Kohle:

$$\frac{4,27}{0,09} = 0,47 \text{ Nm}^3$$

Wasserstoff aus zersetztem W.D.

$$0,97 - 0,47 = 0,50 \text{ Nm}^3$$

Es sind also $0,50 \text{ Nm}^3$ Wasserdampf mit Kohlenstoff umgesetzt worden.

Sauerstoffbilanz:

Sauerstoff im Gas:

$$(0,15 + \frac{0,42}{2}) \cdot 2,3 = 0,83 \text{ Nm}^3$$

Sauerstoff aus zersetztem W.D.

$$\frac{0,50}{2} = 0,25 \text{ Nm}^3$$

Sauerstoff fremd einzubringen: = $0,58 \text{ Nm}^3$

Der aus der Kohle kommende Sauerstoff, Stickstoff und Schwefel soll wegen der Geringfügigkeit vernachlässigt werden.

Fremddampf:

Die zur Durchführung des Vergasungsprozesses notwendige Dampfmenge setzt sich zusammen aus der zersetzten Dampfmenge und der für die Aufrechterhaltung des Prozesses notwendigen Überschussdampfmenge. Der Wert errechnet sich nach dem Wassergasgleichgewicht.

Bei dem Kohlenstaubgenerator kann weder das bekannte Wassergasgleichgewicht bei Anwesenheit von Kohlenstoff noch dasjenige Wassergasgleichgewicht bei Abwesenheit von Kohlenstoff zugrunde gelegt werden. (Gemeint sind die in der Literatur bekannten Wassergasgleichgewichtskonstanten). Zur Erklärung des vorstehenden sind die grafischen Darstellungen über die Wassergasgleichgewichtskonstanten bei den beiden verschiedenen Fällen beigelegt.

Beim Kohlenstaubgenerator wird man mit Werten zu rechnen haben, die zwischen den beiden obengenannten liegen. Der Sicherheit halber wird unserer Nachrechnung die Gleichgewichtskonstante unterlegt, die sich bei Abwesenheit von Kohlenstoff ergibt, weil herausgefunden wurde, dass sich das Gleichgewicht diesen Konstanten nähert. Hierdurch erhält man eine gewisse Sicherheit über die maximal notwendige Dampfmenge.

Analog dem Rechenbeispiel der beiliegenden grafischen Darstellung errechnet sich der Wasserdampf v_{H_2O} wie folgt:

$$v_{H_2O} = \frac{K_w \cdot v_{CO_2} \cdot v_{H_2}}{v_{CO}}$$

Nach der oben angegebenen Gaszusammensetzung sind die Werte für CO_2 , H_2 und CO bekannt. Der Wert v_{H_2O} wird gesucht. Erfahrungsgemäss stellt sich das Wassergasgleichgewicht beim Kohlenstaubgenerator unter Verwendung einer Steinkohle der oben angegebenen Zusammensetzung bei $1200^\circ C$ ein. Hiernach ergibt sich für $1200^\circ C$ entsprechend der beiliegenden Kurve ein Wert für K_w von 2,5.

Aus diesen Grössen errechnet sich v_{H_2O} wie folgt:

$$v_{H_2O} = \frac{2,5 \cdot 0,15 \cdot 0,42}{0,42}$$

$$v_{H_2O} = 0,375 \text{ Nm}^3 \text{ Dampf je Nm}^3 \text{ Gas}$$

$$\text{Summe: } v_{H_2O} = 0,375 \times 2,3 = 0,86 \text{ Nm}^3 \text{ Dampf/kg eingesetzte Kohle}$$

Gesamtdampfbedarf:

$$0,86 + 0,5 = 1,36 \text{ Nm}^3/\text{kg eingesetzte Kohle}$$

Dampfbedarf in kg:

$$1,36 \cdot 0,804 = 1,09 \text{ kg}$$

$$\text{Dampf aus Kohlenfeuchtigkeit} = 0,02 \text{ kg}$$

benötigter Fremddampf:

$$1,09 - 0,02 = 1,07 \text{ kg}$$

Das Rechenbeispiel zeigt, dass die Vorausberechnung an bestimmte Erfahrungswerte gebunden ist. Die Versuche haben gezeigt, dass beispielsweise bei Verwendung von Steinkohlen das Verhältnis von $CO : H_2$ sich innerhalb der Grenzen von 1 : 1,5 bis 2 : 1 bewegt und der hierzu gehörende CO_2 -Gehalt zwischen 18 und 8 % liegt. Weiter haben die Versuche ergeben, dass die Ausgangstemperaturen ca. $1200^\circ C$ betragen.

Nach erfolgter Nachrechnung der Stoffbilanzen verbleibt noch die Nachprüfung der Wärmebilanz. Diese errechnet sich wie folgt:

Wärmebilanz:

Eingebracht:

$$\begin{array}{rcl}
 1 \text{ kg Rohstaub} & \cdot H_u & = 7700 \text{ WE} \\
 \text{Dampfvorwärmung auf } 1200^\circ \text{ C} & & \\
 1,07 \cdot 0,524 \cdot 1200 & = & \underline{684 \text{ WE}} \\
 & & 8384 \text{ WE} \\
 & & =====
 \end{array}$$

Ausgebracht:

Unterer Heizwert des erzeugten Gases = 2347 kcal/Nm³

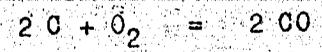
Ausgebrachte WE:

$$\begin{array}{rcl}
 2,3 \cdot 2347 & = & 5400 \text{ WE} = 64,5 \% \\
 \text{C-Verlust} & & \\
 0,12 \cdot 0,805 \cdot 8000 & = & 770 \text{ WE} = 9,2 \% \\
 \text{fühlb. Wärme im erzeugten Gas (feucht)} & & \\
 \text{Gas: } 2,3 \cdot 0,37 \cdot 1200 & = & 1020 \text{ WE} \\
 \text{W.D. } 0,86 \cdot 0,42 \cdot 1200 & = & \underline{430 \text{ WE}} \quad 1450 \text{ WE} = 17,2 \% \\
 \text{Restglied: (Verl. an Strahlung + Lei-} & & \\
 \text{tung)} & & \underline{764 \text{ WE}} = 9,1 \% \\
 & & 8384 \text{ WE} = 100,0 \% \\
 & & =====
 \end{array}$$

Zu dem Restglied, d.h. Verlust an Strahlung + Leitung ist noch zu bemerken, dass dieser in einer Grossapparatur wesentlich niedriger wird, da bei einer Versuchsapparatur mit Rücksicht auf die Grösse und Betriebszeiten dieser Faktor relativ hoch wird und es allgemein bekannt ist, dass bei grossen Betriebseinheiten diese Verluste stark vermindert werden.

Zur Erläuterung ist folgendes zu bemerken:

Wenn eine hohe CO-Konzentration verlangt wird, so wird dieses nach folgender Reaktion erreicht:



Diese Reaktion ist sehr stark exotherm. Zur Toppung der Temperatur wird CO₂ zugemischt, die wie folgt verläuft:



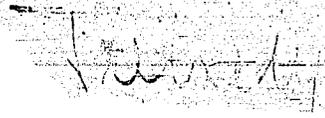
Die notwendige Menge CO₂ wird durch den Wärmehaushalt bestimmt, wobei hier auch wieder mit einer Ausgangstemperatur von 1200° C gerechnet werden muss.

Die Stoff- und Wärmebilanz ergibt sich bei einem derartigen Gas genau wie in dem vorstehend aufgeführten Beispiel, d.h. es müssen aufgrund der Versuchsergebnisse bekannte Werte in die Nachrechnung eingesetzt werden.

Erzeugte Dampfmenge:

wie oben angegeben, ist der Wärmehalt, der sich in der fühlbaren Wärme des Gases zeigt, recht erheblich. Da die Temperaturlage mit 1200° C sehr hoch liegt, wird die Ausnutzung im Dampfkessel wirtschaftlich. Es ist möglich, hochgespannten Dampf zu erzeugen, der als Energiequelle für die Erzeugung von Sauerstoff herangezogen werden kann.

H E I N R I C H K O P P E R S
Gesellschaft mit beschränkter Haftung
Abteilung Betrieb

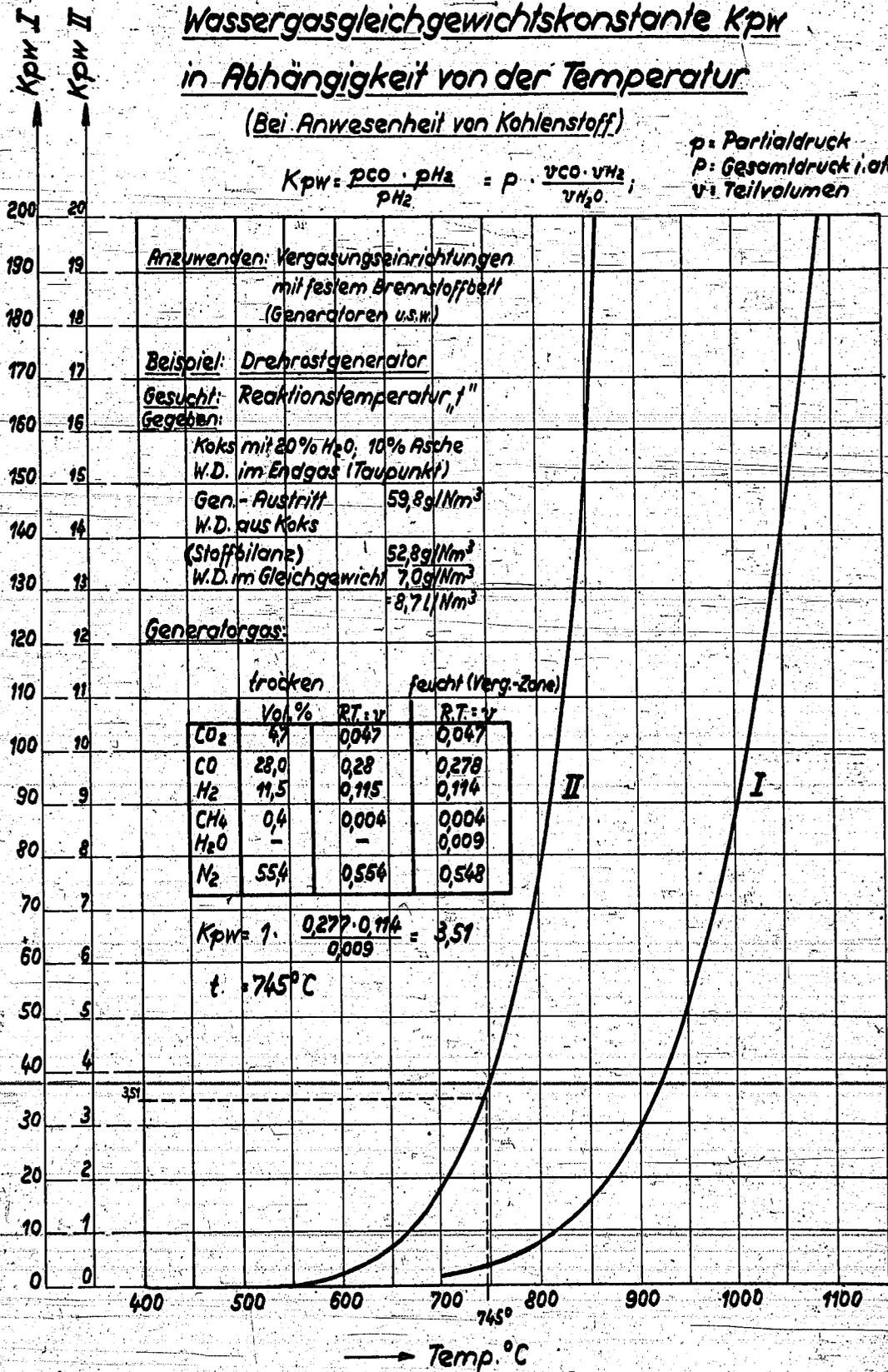


Wassergasgleichgewichtskonstante K_{pw} in Abhängigkeit von der Temperatur

(Bei Anwesenheit von Kohlenstoff)

p : Partialdruck
 P : Gesamtdruck i. ata
 v : Teilvolumen

$$K_{pw} = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2}}{p_{H_2O}} = P \cdot \frac{v_{CO} \cdot v_{H_2}}{v_{H_2O}}$$



Anzuwenden: Vergasungseinrichtungen
mit festem Brennstoffbett
(Generatoren u.s.w.)

Beispiel: Drehrastgenerator

Gesucht: Reaktionstemperatur, 1"
Gegeben:

Koks mit 20% H₂O, 10% Asche
W.D. im Endgas (Taupunkt)

Gen.-Austritt 59,8g/Nm³
W.D. aus Koks

(Stoffbilanz) 52,8g/Nm³
W.D. im Gleichgewicht 7,0g/Nm³
= 8,7l/Nm³

Generatorgas:

trocken

feucht (Verg.-Zone)

	Vol. %	RT: v	RT: v
CO ₂	4,7	0,047	0,047
CO	28,0	0,28	0,278
H ₂	11,5	0,115	0,114
CH ₄	0,4	0,004	0,004
H ₂ O	-	-	0,009
N ₂	55,4	0,554	0,548

$$K_{pw} = 1 \cdot \frac{0,277 \cdot 0,114}{0,009} = 3,51$$

t. = 745°C

Wassergasgleichgewichtskonstante K_W

in Abhängigkeit von der Temperatur

(Nur in der Gasphase bei Abwesenheit von Kohlenstoff)

