

Arbeiten

der

Feinr. Koppers G.m.b.H.

über restlose Vergasung.

Vortrag vor dem Energieausschuss

(gehalten am 12.6.1942.)

Wir wurden von Ihnen gebeten, die Ergebnisse unserer Arbeiten auf dem Gebiete der restlosen Vergasung vor diesem geladenen Kreise bekanntzugeben. Wir folgen dieser Aufforderung gerne, da die Arbeiten praktisch abgeschlossen sind und ein ausführungsfähiges Verfahren aufgezeigt werden kann. Wir setzen hierbei Ihr Einverständnis voraus, dass insbesondere diejenigen Herren unter Ihnen, die sich, sei es selbständig oder innerhalb einer Arbeitsgemeinschaft ebenfalls mit der restlosen Vergasung befassen, aus dem Gehörten oder Gesehenen keinen Gebrauch zum Nachteil unserer Firma machen und in diesem Sinne meine Mitteilungen als vertrauliche behandeln werden.

Indem ich Ihnen für Ihre <sup>Consent</sup> Zustimmung danke, möchte ich mit meinen Ausführungen beginnen.

Die gewaltige Anregung, die das Wirtschaftsleben und namentlich die Technik in den letzten Jahren erfahren haben, stellten den Techniker vor Aufgaben, die in einem anderen Zeitraum nur am Rande betrachtet wurden. Der steigende Bedarf auf allen Gebieten liess sehr bald die Grenzen der Leistungsfähigkeit der normalen Produktion althergebrachter Verfahren und Methoden erkennen. Diese Erkenntnis führte aber nicht zur Resignation der Industrie und Technik, sondern öffnete dem Streben nach neuen Mitteln und neuen Wegen die Tür und, wie wir sagen können, mit einem noch vor 10 Jahren nicht für möglich gehaltenen Erfolg.

Die Grundlage fast jeder Industrie ist die Kohle. Ihr fällt die höchste Aufgabe zu. Sie ist berufen, direkt oder

indirekt den Ausgangsstoff für die verschiedensten Produkte zu bilden. Neben den bekannten Verwendungszwecken wurde ihr in den letzten Jahren für die Treibstoffherzeugung auf dem Wege über die Synthese oder Hydrierung ein besonders grosses Anwendungsgebiet erschlossen. Die Inanspruchnahme von Koks und Steinkohlengas für diesen Zweck stieg gewaltig; daneben wuchs die Abnahme von Leuchtgas für die Städte und die Industrie so bedeutend, dass sehr bald der Punkt erreicht wurde, an welchem Überlegungen darüber angestellt werden mussten, auf welche Weise dem auftretenden Mangel an diesen Produkten der Steinkohlendestillation gesteuert werden konnte.

Ich sage mit vorstehendem nichts neues, es wurden diese Probleme gelegentlich besonderer Tagungen und besonders in Ihrem Kreise in allen Einzelheiten erörtert.

Das Ausgangsmaterial für die Grossgaserzeugung stellte die Kohle dar, wenn man von der Wassergaserzeugung in Winkler-Generatoren aus Braunkohlengrube absieht.

Die Förderung der Koks Kohlen kann nicht mehr wesentlich gesteigert werden und somit auch nicht die Produktions-erhöhung von Koks und Steinkohlengas. Ferner ist zu berücksichtigen, dass die Koks Kohlendecke immer dünner wird und ein Haushalten hiermit ein Gesetz der jetzigen Generation ist.

8 Aus diesen Ursachen heraus entstand der Wunsch und die Forderung, für die Vergasung solche Brennstoffe heranzuziehen, die in grösseren abbauwürdigen Vorkommen vorhanden sind, deren Inanspruchnahme aber für diesen Zweck in-

folge Fehlens geeigneter Methoden und Verfahren praktisch unmöglich war. Bei den angedeuteten Kohlenvorkommen handelt es sich vornehmlich um Braunkohlen und nicht oder schlecht backende Steinkohlen.

Doktor Heinrich Koppers stellte sich begeistert in den Dienst dieser Zeitforderung. Ein Blick auf das Vorhandene gab ihm die Überzeugung, dass, wollte man den Ansprüchen gerecht werden, gänzlich neue Wege zu beschreiten sind. Als erstes wurde die Frage überprüft, auf welche Weise die Braunkohle zur Grossgaserzeugung für die Synthese herangezogen werden kann. Nach relativ kurzen Studien der Gesamtfrage übernahm Koppers auf eigenes Risiko bereits im

August des Jahres 1935 den Bau einer Braunkohlenbrikett-Vergasungsanlage für eine Stundenleistung von 25 000 Nm<sup>3</sup> normgerechtes Synthesegas für die Fischer-Tropsch-Benzinsynthese. Die Anlage kam bereits im April 1936 in Betrieb. Die Betriebsergebnisse waren ein glänzender technischer Erfolg. Nach 14-tägigem Betrieb dieser Erstanlage wurden bereits 5 weitere Anlagen in Auftrag gegeben mit einer Stundenleistung von insgesamt 125 000 Nm<sup>3</sup> und vor ca.

1 Jahr wurde mit dem Bau des 7. Aggregates begonnen, so dass nach vollendetem Ausbau und Vollbetrieb sämtlicher Aggregate 4 320 000 Nm<sup>3</sup> normgerechtes Synthesegas in

24 Stunden hergestellt werden, oder mit anderen Worten werden, da aus einer Tonne Briketts 1200 Nm<sup>3</sup> Gas erzeugt werden, in der Anlage täglich 3600 to Braunkohlenbriketts vergast. Sie erkennen aus diesen Angaben die einzigartige Pionierarbeit von Heinrich Koppers auf diesem Gebiete.

Hiermit war die Frage der Wassergasherstellung auf Basis Braunkohle innerhalb kürzester Zeit ganz eindeutig gelöst, sofern es sich um brikettierfähige Braunkohle handelt.

Die Arbeitsweise des Verfahrens ist bekannt, sie liegt im Prinzip in der Wärmeausnutzung eines Spülgas-Dampfgemisches in dem Temperaturbereich zwischen 1250 und 700° C. Diese Methode ist aber nur anwendbar auf stückige oder brikettierte Braunkohle, die bei der Hydrolyse nicht zerfällt. Die Deckung der Wärme erfolgt durch Vergasung des in Form von Grudekoks anfallenden Restbrennstoffes in Drehrostgeneratoren. Die Vergasungsmöglichkeit in diesen Generatoren ist aber nur dann gegeben, wenn der Restbrennstoff in körniger Form anfällt.

Es stellte sich nun heraus, dass die Formbeständigkeit der Briketts bei der Vergasung sehr starken Schwankungen unterworfen ist. Bei Verwendung ungeeigneter Briketts fiel ein mehr oder weniger grosser Teil des Restbrennstoffes als in Drehrostgeneratoren nicht vergasbares, feinkörniges Material und teilweise als Staub an.

An diesem Punkt begann die zweite Etappe unserer Arbeiten, denn es musste ein Weg gefunden werden, der es ermöglichte, auch das feinste Korn restlos zu vergasen, um den Heizgasbedarf zu decken.

Bereits im Jahre 1938 wurde nach vorbereitenden Laboratoriumsversuchen und besonderen Ideen eine Versuchsanlage zur Herstellung von Heizgas auf dem Werk Schwarzheide der Braunkohle-Benzin A.-G. errichtet und in Betrieb genommen. Für die Versuche wurde Feingrude bzw. Braunkohle verwandt.

Die Versuche zeigten die Mängel und Unzulänglichkeiten der angewandten Methode, deuteten aber gleichzeitig den Weg an, der zu dem erstrebten Ziel führen musste. Da infolge der hohen Reaktionsfähigkeit der Braunkohle ein Arbeiten mit diesem Ausgangsstoff wesentlich einfacher ist, und ein Verfahren, in welchem sich Steinkohlen vergasen lassen, ohne weiteres auf Braunkohlen angewandt werden kann, fassten wir, da sich Umbauten und Änderungen notwendig machten, den Entschluss, die Anlage in Schwarzheide abzubauen und an einer Stelle, an der uns Steinkohlen in Staubform zur Verfügung stehen, nach den neu gewonnenen Gesichtspunkten wieder zu errichten und so zu vervollständigen, dass nicht nur Heizgas, sondern auch Wassergas erzeugt werden konnte.

Dank dem Entgegenkommen von Herrn Generaldirektor Kost wurde uns die Möglichkeit geboten, die Einrichtung auf der Schachtanlage IV der Rheinpreussen-Schächte zu erbauen und zu betreiben.

Es ist uns ein besonderes Bedürfnis, Herrn Generaldirektor Kost an dieser Stelle für das Entgegenkommen unseren ganz besonderen Dank auszusprechen und noch besonders zu erwähnen, dass das fortlaufende und immer neue Interesse, welches Herr Generaldirektor Kost unseren nicht immer einfachen Arbeiten entgegenbrachte, seine belebende Wirkung nicht verfehlt hat.

Die Anlage kam im Januar des vorigen Jahres in Betrieb, nachdem in eingehenden Versuchen am kalten Objekt Aufklärung über verschiedene physikalische Vorgänge zwischen den gasförmigen Medien und der Kohle gefunden wurde.

Zum Verfahren selbst und der Entwicklung desselben ist folgendes zu bemerken.

Um zu einer Einrichtung zu gelangen, die mit Recht Anspruch auf die Bezeichnung "Universal-Vergasungsverfahren" erheben kann, mussten sämtliche Kohlenarten in den Betrachtungskreis einbezogen und hiermit entsprechende Versuche durchgeführt werden. In verschiedenen Versuchsreihen wurden backende und nicht backende Steinkohlen, ferner Braunkohlengrude und Braunkohlen verarbeitet. Aus diesen Kohlen wurde hergestellt Synthesegas für die Methanolsynthese, für die Fischer-Tropsch-Synthese mit verschiedenen Verhältnissen an  $\text{CO} : \text{H}_2$ , ferner Wassergas für die Hochdrucksynthese mit hohem Wasserstoffgehalt, weiter Gas für die Stickstoffsynthese und Heizgas mit einem Heizwert zwischen 1000 - 1300 WE. Auf die Einzelheiten komme ich noch zurück.

Es klingt zwar paradox, wenn ich sage, dass, um die Arbeiten zu vereinfachen, zunächst die schwierigsten Brennstoffe ausgewählt wurden. Dieses sind backende Steinkohle und Braunkohle mit einem Wassergehalt bis zu 15 %, denn es konnte mit Recht gefolgert werden, dass, wenn es gelingt, Koks-kohle ordnungsmässig zu vergasen, die übrigen Steinkohlen, d.h. nichtbackende, keine zusätzlichen Schwierigkeiten mehr bieten würden. Bei der Braunkohle kam es darauf an, den Einfluss des hohen Wassergehaltes zu beseitigen. Inbezug auf die Reaktionsfähigkeit standen somit zwei extreme Brennstoffe gegenüber. Dieses hatte noch den Vorteil, dass im Verlaufe der Versuchsdurchführung die Braunkohle als Indikator für die Richtigkeit oder Wirksamkeit der verschiedenen Massnahmen benutzt werden konnte, denn es zeigt

te sich, dass bestimmte Verfahrensänderungen bei der Steinkohle nur eine geringe Veränderung des Ergebnisses brachten, die gleiche Massnahme auf Braunkohle angewandt dagegen eine 5 bis 10 mal so grosse Wirksamkeit wie bei der Steinkohle zeigte.

Bevor ich auf die eigentliche Vergasung eingehe, ist noch einiges über den Aschegehalt und das Verhalten der Asche zu sagen.

In einem für alle Kohlenarten anwendbaren Vergasungsverfahren darf der Aschegehalt und das Schmelzverhalten der Asche keine Rolle spielen. Dieses soll praktisch bedeuten, dass ungewaschene Förderkohle, ja unter Umständen ein Mittelprodukt mit einem Aschegehalt bis zu 25 - 40 % einwandfrei verarbeitet werden kann, unter der Voraussetzung, dass die Begleitstoffe der Aufmahlung keine Schwierigkeiten entgegensetzen. Nebenbei sei erwähnt, dass versuchsweise Grudekoks mit einem Aschegehalt bis zu 45% vergast wurde. Es galt also, den Vergasungsvorgang so zu führen, dass das Schmelzverhalten der Aschen denselben nicht nachteilig beeinflusst. Diese unabdingbaren Forderungen fanden in dem Verfahren ihre sorgfältigste Berücksichtigung, sodass ein Einfluss der Begleitstoffe der Kohlen auf das Verfahren ausgeschaltet werden konnte, ein nicht ganz selbstverständliches Ergebnis, wenn berücksichtigt wird, dass die landläufigen Massnahmen zur Vermeidung von Schlackenschwierigkeiten nicht angewandt werden können, da die Reaktionsfähigkeit des Kohlenstoffes der Anwendung derselben hindernd im Wege steht.

Wir sind hiermit bei der Betrachtung derjenigen Eigenschaf-



ten angelangt, die in ausschlaggebender Weise der Vergasung ihren Stempel aufdrückt.

Es ist verschiedentlich darauf hingewiesen worden, dass zwischen Verbrennung und Vergasung bei der Verwendung staubförmiger Brennstoffe eine Parallele zu ziehen ist. Dieses ist nur mit einer tief einschneidenden Einschränkung richtig, denn die reine Verbrennung ist eine temperaturmässig und somit wärmemässig betrachtete aufbauende, d.h. exotherme Reaktion, während sich bei der Vergasung, wenn von reiner indirekter Wärmeübertragung abgesehen wird, exotherme und endotherme Reaktionen ablösen, d.h. die Verbrennung ist mit einer fortlaufenden Temperatursteigerung und somit auch Steigerung der Reaktionsfähigkeit des Brennstoffkornes bis zur restlosen Aufzehrung des Kohlenstoffes verbunden, unter der Voraussetzung, dass diejenigen mechanischen Mittel, Turbulenz usw. angewandt werden, die das Brennstoffkorn mit dem erforderlichen Sauerstoff in Berührung bringen. Grundsätzlich anders ist der Ablauf der Vergasung, wenn man die selbstverständliche Voraussetzung macht, ein Gas brauchbarer Konzentration zu erhalten. Hier ergibt sich folgendes

Bild:

Nach Zündung des Kohlenstoffes setzt sich dieser bzw. seine Destillationsprodukte mit dem Sauerstoff um. Nach Aufzehrung des Sauerstoffes ist ein Gemisch von Kohlenstoff und gasförmigen Medien, also  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  und Wasserdampf, bei Verwendung von Luft noch  $\text{N}_2$ , vorhanden, d.h. eine Mischung von Kohlenstoff und einem Gas von unbedeutendem Heizwert sowie den Reaktionsmitteln und erheblichen Ballaststoffen. Um nun zu der erstrebten Reaktion zu kommen, muss sich der Was-

serdampf sowie das überschüssige  $\text{CO}_2$  mit dem Restkohlenstoff umsetzen. Das hat aber zunächst zur Voraussetzung, dass die notwendige Wärme zur Verfügung steht, eine auf den ersten Blick zunächst leicht zu erfüllende Forderung. Ich sage ausdrücklich auf den ersten Blick, denn an diesem Punkt hängt das ganze Problem der Staubvergasung. Es kommt nicht darauf an, dass die notwendige Wärme in dem Gesamtgemisch vorhanden ist, sondern dass der Kohlenstoff zum mindesten die Reaktionstemperatur erreicht hat. Es ist hiermit diejenige Temperatur gemeint, bei welcher der Kohlenstoff bereits eine grosse Reaktionsfreudigkeit aufweist. Dieselbe liegt, wie bei den Versuchen festgestellt wurde,  $300 - 400^\circ$  über den in der Literatur bekanntgegebenen Reaktionstemperaturen. Ist diese Forderung erfüllt, dann läuft die Reaktion unter der wünschenswerten Geschwindigkeit bis zur praktisch restlosen Aufzehrung des Kohlenstoffes ab.

Diese Forderung kann aber nicht automatisch wie bei der Verbrennung erfüllt werden, sondern setzt bestimmte Massnahmen voraus, die in unserem Verfahren verwirklicht wurden.

Der Versuch, die Wärmeübertragung von den heisseren Reaktionsmedien an das Brennstoffkorn durch entsprechende Aufenthaltszeiten in grossen Räumen zu erzwingen, führt nur teilweise zum Ziel. Die notwendige Gaskonzentration wird nicht oder nur unvollkommen erreicht. Ein oft erwähnter und beschrittener Weg ist die Verwendung einer zusätzlichen Kohlenstoffmenge, d.h. praktisch die Erhöhung der Kohlenstoffkonzentration. Der überschüssige Kohlenstoff muss aber dann nachträglich abgeschieden und dem Prozess oder einem anderen Verwendungszweck zugeführt werden. Man kann hierbei nicht

mehr von einer restlosen Vergasung sprechen, da diese Methode mit erheblichen Brennstoff- und Wärmeverlusten verbunden ist, die in Höhe von mindestens 20 - 25 % des eingebrachten Kohlenstoffes in Ansatz gebracht werden muss. Aus diesem Grunde gingen unsere Arbeiten planmässig in der Richtung, den Brennstoff praktisch restlos und zwar in einem Arbeitsgang zu erfassen. Unter Berücksichtigung dieser Gesichtspunkte ergab sich mit zwingender naturgesetzlicher Folgerichtigkeit Verfahren und Methode.

Betrachten wir zunächst die Herstellung von Synthesegas. Wir wollen diese Bezeichnung als Ersatz für den Ausdruck Wassergas wählen, da an Synthesegas für die verschiedenen Verwendungszwecke weitgehendere Ansprüche gestellt werden, als an normales Wassergas.

Wie bereits angedeutet, gingen unsere Arbeiten dahin, aus bituminösen Brennstoffen in einem Arbeitsgang brauchbares Synthesegas zu erzeugen und zwar setzten wir uns folgendes Ziel:

- 1) Die Idealgaskonzentration ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) muss so hoch liegen, dass sie die Verarbeitung des Gases in der Fischer-Tropsch-Synthese ohne Auswaschung der  $\text{CO}_2$  zulässt. Hierbei ist angenommen, dass der niedrigste für die Synthese noch zulässige Wert bei 82 % liegt, denn es muss berücksichtigt werden, dass bei Erzielung eines hohen  $\text{H}_2$ -Gehaltes sich der  $\text{CO}_2$ -Gehalt automatisch ergibt und dass es notwendig ist, mindestens eine gewisse Menge des Wasserstoffes der Kohle zu erhalten.
- 2) Das Verhältnis an  $\text{CO} : \text{H}_2$  soll in weiten Grenzen regelbar

sein und zwar wurden hier die Forderungen unterlegt, die das Fischer-Tropsch-Verfahren bei Verwendung der verschiedenen Kontakte stellt. Dieses besagt, dass  $\text{CO} : \text{H}_2$  in den Grenzen von 1 : 2 bis 2 : 1 regelbar sein muss.

- 3) Das Gas darf keine Harzbildner führen und muss nach Möglichkeit frei von Kohlenwasserstoffen sein. Harzbildner isolieren die Katalysatoren. Ihre Entfernung in nachgeschalteten Einrichtungen ist sehr kostspielig.
- 4) Der Schwefel soll in solchen Verbindungen anfallen, dass deren Entfernung im normalen Grob- und Feinreinigungsverfahren möglich ist.

Sie ersehen hieraus, dass das Ziel sehr weit gesteckt war. Es galt nun, dieses mit den wirtschaftlichsten Mitteln zu erreichen. Die Verwendung von Sauerstoff ist im allgemeinen nicht populär, sie ist aber bei Vergasung staubförmiger Brennstoffe zur Erzeugung von Sy-Gas eine unabdingbare Notwendigkeit. Die Anwendung von hochoberhitzten Spülgasen nach der Methode unserer Braunkohlen-Brikettvergasung ist selbst bei der hochreaktionsfähigen staubförmigen Braunkohle unmöglich. Die letztgenannte Erkenntnis ist bekannt, da diese Methode bereits bei einer Grossanlage Anwendung gefunden hat und praktisch mit einem Misserfolg endete. Die Ursachen hierfür wurden von uns in einer längeren Versuchsperiode in der Apparatur, die Sie später sehen werden, überprüft und dabei die rein rechnerischen Feststellungen bestätigt. Weil nun bei Erzeugung von Synthesegas die Heranziehung von Sauerstoff nicht zu umgehen ist, musste angestrebt werden, den Verbrauch an Sauerstoff auf ein Minimum zu beschränken. Bei unserem

Verfahren werden die Reaktionsmedien hoch vorgewärmt und kommt die Kohle in einer Aufmahlung zur Anwendung wie bei den Staubkohlenfeuerungen. Nach Lösung einer Fülle von Detailaufgaben konnten die Ergebnisse in längeren Betriebsperioden erhärtet werden, sodass heute ein ausführungsfähiges Verfahren aufgezeigt werden kann.

Ich zeige Ihnen nun einige Lichtbilder und zwar zunächst von der Synthesegaserzeugungsanlage auf dem Werk der Braunkohle-Benzin A.-G., Schwarzheide.

Bild 1

Vergasungsanlage I Ruhland

1252

Auf diesem Bilde sehen Sie die bereits eingangs erwähnte Erstanlage zur Braunkohlenbrikettvergasung. In den Erhitzern wird das Spülgas-Dampfgemisch auf ca. 1250° aufgeheizt. Hierbei werden die Kohlenwasserstoffe aufgespalten und wird das heisse Spülgasdampfgemisch dann dem Vergaser, der unter dem hier sichtbaren Bunker angeordnet ist, zugeführt. Das Fertiggas verlässt den Vergaser in mittlerer Höhe des Schachtes auf einer Temperaturstufe von ca. 700° und gelangt über den Dampfkessel zur Ausnutzung der fühlbaren Wärme des Gases zur Dampferzeugung, zur Waschanlage.

Ein Teilstrom des Gases schwelt die Briketts im oberen Teil ab. Die hierbei freiwerdenden Schwelgase werden nach Entteerung über einen Gassauger den Erhitzern zugeführt.

Bild 2 Nr. 1197

Ruhland II

Auf diesem Bilde sehen Sie den Ausbau des Werkes um 5 weitere Vergasungs-Anlagen. Im Vordergrund ist die Drehrost-generatorenanlage zur Vergasung des anfallenden Kestbrennstoffes sichtbar, daran anschliessend wieder die bereits genannten Erhitzer und die Vergaser mit den Nebeneinrichtungen.

Bild Nr 3, 1251

Ruhland II

Dieses Bild zeigt die gleiche Anlage von der Südseite her.

Der Vollständigkeit halber zeige ich hier ein Bild über eine Erhitzer-Anlage auf dem Treibstoffwerk Rheinpreussen.

Bild 4 Nr. 1127

Diese Einrichtung wird benutzt zur Umformung von Koksofengas, um aus dem Gemisch des umgeformten Koksofengases mit normalem Kokswassergas ein normgerechtes Synthesegas ohne Konvertierung zu erzielen. Diese Anlage ist ebenfalls annähernd 4 Jahre in störungslosem Betrieb.

Ich komme nun nach dieser kurzen Abschweifung, die zur Illustration der Einleitung meines Vortrages dienen sollte, wieder zum eigentlichen Thema und zeige Ihnen jetzt

Bild 5 Nr. 1249

das Schema einer Anlage zur Vergasung von Kohlenstaub. Aus diesem Schema ist der Aufbau der Anlage zu erkennen. Sie sehen hier das Erhitzerpaar, den Vergaser mit dem nachgeschalteten Dampfkessel zur Ausnutzung der fühlbaren Wärme des Gases zur Dampferzeugung, die Gaskühl- und Reinigungsanlage und die Gebläseanlage. Ferner sehen Sie zwischen den Erhitzern und dem Vergaser den Kohlenstaubbunker. Rein äusserlich werden Sie eine gewisse Ähnlichkeit mit den Vergasungsanlagen auf dem Werk Schwarzheide feststellen. Es ist tatsächlich so, denn die Erhitzeranlage und die Anlagen hinter dem Vergaser sind grundsätzlich die gleichen Einrichtungen wie <sup>sie</sup> bei der Synthesegaserzeugung aus Braunkohlenbriketts angewandt wurden. Eine besondere Bedeutung kommt den Erhitzern zu. Sie sind geeignet, die Reaktionsmedien auf Temperaturen bis zu  $1300^{\circ}$  C aufzuheizen. Es dürfte Sie interessieren, dass wir in den letzten Jahren 16 solcher Erhitzeranlagen errichtet haben und befinden sich dieselben, wie bereits erwähnt, zum Teil in jahrelangem anstandslosen Betrieb. Die dem Vergaser nachgeschalteten Einrichtungen, wie Dampfkessel, Gasreinigungsanlage usw. stellen ebenfalls bekannte und im jahrelangen Betrieb bewährte Elemente dar, sodass es sich erübrigt, hierauf näher einzugehen.

Der Vollständigkeit halber zeige ich Ihnen hier



Bild 6 Nr. 1250

die Perspektive einer Anlage zur Vergasung von Kohlenstaub für eine Durchsatzleistung von 400 to Kohlenstaub in 24 Stunden. Sie sehen in diesem Bilde, dass ein Erhitzerpaar auf 4 Vergaser arbeitet, d.h. jeder Vergaser ist für eine Durchsatzleistung von 100 to Staub in 24 Stunden vorgesehen. Zu jedem Vergaser gehört ein Abhitzekeessel und ein Kühlwascher. Nach dem Kühlwascher werdendie Gase zusammengefasst und der Feinreinigung bzw. der Gebläseanlage zugeführt.

Die Form und die Arbeitsweise des Vergasers ist das eigentlich neue an der Anlage. Es würde zu weit führen, im Rahmen dieses Vortrages auf Einzelheiten einzugehen, jedoch behalten wir uns vor, in einem späteren Vortrag nähere Mitteilungen, insbesondere über die Entwicklung zu der heutigen endgültigen Form und Arbeitsweise, zu machen.

Das Ziel, welches wir uns bei der Kohlenstaubvergasung stellten, habe ich Ihnen bereits bekanntgegeben. Es kann nun mitgeteilt werden, dass sämtliche Forderungen in ein-

wandfreier und betriebssicherer Weise erfüllt wurden.

Die Konzentration des erzeugten Synthesegases an  $\text{CO} + \text{H}_2$  liegt je nach der Gaszusammensetzung, d.h. je nach dem Verhältnis an  $\text{CO} : \text{H}_2$  zwischen 82 und 90 %.

Das Verhältnis an  $\text{CO} : \text{H}_2$  ist durch Abstimmung der Reaktionsmedien und durch die Temperaturlage leicht einstellbar in den Grenzen zwischen 1 : 2 und 2 : 1. Es ist dies ein besonderes Kennzeichen unseres Verfahrens, weil diese Regelbarkeit im Verfahren selbst, d.h. in einem Arbeitsgang erzielt wird, eine Feststellung, die Ihnen zweifellos neu sein wird.

Das Gas ist vollkommen frei von Harzbildnern und auch spurefrei von anderen Kohlenwasserstoffverbindungen, sodass sein Anwendungsgebiet unbeschränkt ist.

Der Schwefel aus der Kohle fällt im Gas zum grössten Teil in Form von Schwefelwasserstoff an, der in der bekannten normalen Schwefelwasserstoffreinigungsanlage entfernt werden kann. Der Gehalt an organischem Schwefel ist sehr gering, der Mittelwert betrug bei Verarbeitung von Steinkohle  $18,4 \text{ g}/100 \text{ Nm}^3$ . Die Reinigung des Gases von seinen organischen Schwefelverbindungen ist im Hinblick auf die Reinheit des Gases ebenfalls in den normalen bekannten Reinigungsverfahren durchführbar.

Die Qualität des Gases wurde seitens des Forschungslaboratoriums des Treibstoffwerkes Rheinpreussen eingehend geprüft und hierbei obige Angaben bestätigt.

Hiermit ist erstmalig in der Geschichte der Technik ausbackender Steinkohle in einem Arbeitsgang Synthesegas hergestellt worden, welches durch seine regelbare Zusammensetzung, seine hohe Konzentration und seine Reinheit, alle bisherigen Ergebnisse auf dem Gebiete der Vergasungstechnik übertrifft.

Ich komme nun zur Bildübertragung der Betriebsergebnisse bei Erzeugung von Synthesegas bei Vergasung von Braunkohlenstaub und Steinkohlenstaub.

Sie sehen hier das Wärmeflussbild bei Erzeugung von Synthesegas aus Braunkohlenstaub.

Bild 7 Nr. 1246

Zur Verwendung gelangte Staub aus mitteldeutscher Braunkohle folgender Zusammensetzung:

Wasser .....	13,00	%
Asche .....	5,95	%
Fl.Bestandteile .....	51,40	%
unterer Heizwert .....	5120	WE

Hieraus wurde ein Gas folgender Zusammensetzung hergestellt:

CO <sub>2</sub>	14 %
CO	35 %
H <sub>2</sub>	50 %
N <sub>2</sub>	1 %

mit einem unteren Heizwert von 2342 WE je Nm<sup>3</sup>.

Die Konzentration an CO + H<sub>2</sub> beträgt 85 %.

Die Gasausbeute wurde mit 1,9 m<sup>3</sup> je kg Rohkohle festgestellt, entsprechend einer Idealgasausbeute von 1,62 Nm<sup>3</sup>.

Der Sauerstoffaufwand je kg Kohle betrug 0,304 Nm<sup>3</sup>, entsprechend 0,16 Nm<sup>3</sup> je Nm<sup>3</sup> Synthesegas oder 0,188 Nm<sup>3</sup> je Nm<sup>3</sup> Idealgas.

Hier ist der rationelle Sauerstoffverbrauch erkennbar, er beträgt nur ca. 50 % des Verbrauches in bekannten bisherigen Synthesegaserzeugungsanlagen bei Vergasung mit Sauerstoff.

Im nächsten Wärmeflussbild

Bild 8 Nr. 1244

sehen Sie die Betriebszahlen bei Erzeugung von Synthesegas

aus Steinkohlenstaub. Zur Verwendung gelangte Kohlenstaub aus backender Kokskohle der Zeche Rheinpreussen. Die Kohle hatte folgende Zusammensetzung:

Wasser .....	1,95 %
Asche .....	8,93 %
Fl.Bestandteile .....	22,30 %
unter Heizwert .....	7650 WE

Hieraus wurde ein Gas folgender Zusammensetzung hergestellt:

CO <sub>2</sub>	11 %
CO	54 %
H <sub>2</sub>	34 %
N <sub>2</sub>	1 %

mit einem unteren Heizwert von 2505 WE je Nm<sup>3</sup>.

Die Konzentration an CO + H<sub>2</sub> beträgt 88 %.

Das Verhältnis an CO : H<sub>2</sub> wurde im Hinblick auf Spezialversuche mit dem Gas auf 1,6 : 1 eingestellt.

Die Gasausbeute wurde mit 2,1 Nm<sup>3</sup> je kg Einsatzkohle ermittelt, entsprechend einer Idealgasausbeute von 1,85 Nm<sup>3</sup>.

Der Sauerstoffaufwand je kg Kohle betrug 0,525 Nm<sup>3</sup>, entsprechend 0,25 Nm<sup>3</sup> je Nm<sup>3</sup> Synthesegas oder 0,284 Nm<sup>3</sup> je Nm<sup>3</sup> Idealgas.

Es ist festzustellen, dass der Sauerstoffverbrauch bei Steinkohlenvergasung höher ist als bei Braunkohlenvergasung. Dieses liegt an der schlechteren Reaktionsfähigkeit der Steinkohle gegenüber der Braunkohle, wodurch ein ca.

20 % höherer Sauerstoffaufwand bedingt ist. Daneben ist der Sauerstoffverbrauch in Abhängigkeit von der Zusammensetzung des erzeugten Synthesegases. Es sei jedoch an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass die Gaszusammensetzung durch Einführung von  $\text{CO}_2$  in den Vergasungsprozess bei Erzeugung von Synthesegas mit hohem  $\text{CO}$ -Gehalt im Interesse niedrigsten Sauerstoffverbrauches zusätzlich gesteuert werden kann.

Ich komme nun zu den Gestehungskosten des Synthesegases aus Braun- und Steinkohle.

Obwohl es zusätzlich galt, das Problem als solches zu lösen, durften die nationalwirtschaftlichen und die rein kaufmännischen Gesichtspunkte nicht ausser Acht gelassen werden. Die ersteren fordern eine rationelle Ausnutzung der Kohle, die zweiten die Erreichung dieses Zieles mit wirtschaftlichen Mitteln. Es ist nicht immer gesagt, dass sich beide Forderungen ergänzen, denn es könnte sein, dass beispielsweise zur Erfüllung der nationalwirtschaftlichen Belange die Erreichung dieses Zieles nur mit einer sehr kostspieligen Anlage möglich ist, sodass der Kapitaldienst die Erreichung der kaufmännischen Forderung unmöglich macht. Dass aber nun beide Forderungen mit unserem Verfahren erfüllt werden, zeigt die von uns anhand der Betriebsergebnisse durchgeführte Berechnung der Gestehungskosten je  $\text{Nm}^3$  Synthesegas bei Vergasung von Braunkohle und Steinkohle.

Wir haben unseren Berechnungen folgende Preise unterlegt:

1 to Braunkohlenstaub frei Staubbunker	RM. 8.--
1 to Steinkohlenstaub frei Staubbunker	RM. 14.--
1 Arbeiterschicht	RM. 12.--

1 kWh Kraftstrom	2 Pfg.
1 m <sup>3</sup> gekühltes und geklärtes Umlaufwasser	2 Pfg.
1 m <sup>3</sup> Frischwasser	2 Pfg.
1 m <sup>3</sup> Kesselspeisewasser	20 Pfg.
1 to Niederdruckdampf von 1,5 atü	RM. 1,50
1 m <sup>3</sup> 98 %iger Sauerstoff	2,5 Pfg.
1 Million WE Heizgas	RM. 4,20

An Kapitaldienst und Unterhaltung ist mit 15 % des Anlagekapitals gerechnet, zusammengesetzt aus:

- 12 % für Abschreibung und Verzinsung und
- 3 % für Reparaturen usw.

Bei der Berechnung der Gestehungskosten haben wir uns auf die Feststellung der Kosten des fertigen Synthesegases am Ausgang aus der Gaserzeugungsanlage beschränkt.

Dieses Bild

Bild 9 Nr. 1253

zeigt die Belastung des Preises je Nm<sup>3</sup> Synthesegas bei Vergasung von Braun- und Steinkohle durch:

- 1) die Kohle abzüglich Gutschrift für den in der Anlage erzeugten Dampf,

2) den Sauerstoff

3) den Bedarf an Betriebsmitteln wie Heizgas, Dampf, Kraftstrom, Umlaufwasser, Frischwasser, Speisewasser und Betriebslöhne,

- sowie

4) die Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung.

Hiernach ergibt sich bei der Braunkohlenvergasung und Erzeugung eines Synthesegases der aufgezeigten Zusammensetzung und Konzentration ein Gaspreis von 1,32 Pfg. Bei Vergasung von Steinkohle und Erzeugung eines Synthesegases der aufgezeigten Zusammensetzung und Konzentration beträgt der Preis je Nm<sup>3</sup> Synthesegas 1,72 Pfg.. Würde man bei Vergasung von Steinkohle auf gleiche Gaszusammensetzung arbeiten wie bei der Braunkohle, so ergibt sich ein Gaspreis von rd. 1,5 Pfg.

Ich komme nun zur Betrachtung der Heizgasherstellung.

Bei diesen Versuchen wurde neben den bereits für die Synthesegasherstellung erwähnten Stein- und Braunkohlen noch Braunkohlengrude herangezogen. Bei der Herstellung von Heizgas stellten wir uns die Aufgabe, ohne Sauerstoff auszukommen. Die Versuche zeigten, dass Braunkohle und Braunkohlengrude einen besonders dankbaren Ausgangsstoff darstellen. Die gute Reaktionsfähigkeit dieses Materials förderte den Ablauf der Vergasung in ganz bedeutsamer Weise, während die Vergasung der Steinkohle mit Rücksicht auf die schlechtere Reaktionsfähigkeit auf entsprechend höherer Temperaturstufe durchgeführt werden musste. Es darf nicht ausser Acht gelassen werden, dass der Luftstickstoff eine erhebliche Verdünnung des Gemisches Kohlenstaub + Reaktions-



mittel darstellt. Aber auch diese Schwierigkeiten wurden durch zweckentsprechende Führung der Vergasung überwunden, sodass auch bei Vergasung von Steinkohle die Aufgabenstellung erfüllt wurde.

Es ist hier noch auf folgendes aufmerksam zu machen:

Während bei der Herstellung von Synthesegas der Ausnutzung der fühlbaren Wärme des den Vergaser verlassenden Gases durch Dampfgewinnung, wie Sie den bereits gezeigten Schaubildern entnehmen konnten, keine besonders grosse Bedeutung zukommt, ist sie für die Wirtschaftlichkeit der Heizgasherstellung aus Steinkohle ein bedeutsamer Faktor und zwar aus folgendem Grunde:

Das aus eine kg Steinkohle hergestellte Heizgasvolumen ist ungefähr 2 - 3 mal so gross wie das aus gleicher Kohlenmenge hergestellte Synthesegasvolumen. Weiter ist die Austrittstemperatur des Heizgases bei Vergasung von Steinkohle ca.  $200^{\circ}$  C höher als die Heizgastemperatur bei Vergasung von Braunkohle und Braunkohlengrude. Aus diesem Grunde muss die Abwärme zur Hochdruckdampferzeugung herangezogen werden. Die Betriebsergebnisse werden zweckmässig an den nun folgenden Schaubildern erörtert.

Ich bringe Ihnen nun zunächst wieder die Wärmeflussbilder und zwar zeigt dieses Bild:

Bild 10 Nr. 1247

die Erzeugung von Heizgas aus Braunkohlenstaub.

Zur Anwendung gelangte Braunkohlenstaub folgender Zusammensetzung:

Wasser .....	13,00	%
Asche .....	5,95	%
fl. Bestandteile .....	51,40	%
unterer Heizwert .....	5120	WE

Hieraus wurde ein Gas folgender Zusammensetzung hergestellt:

CO <sub>2</sub>	6 %
CO	27 %
H <sub>2</sub>	20 %
N <sub>2</sub>	47 %

mit einem unteren Heizwert von 1329 WE/Nm<sup>3</sup>.

Die Nutzgasausbeute wurde mit 2,44 Nm<sup>3</sup>/kg Einsatzkohle festgestellt.

Das nächste Wärmeflussbild

Bild 11 Nr. 1248

zeigt die Betriebsergebnisse bei Erzeugung von Heizgas aus Grudestaub. Es gelangte Grudestaub folgender Zusammensetzung zur Anwendung:

Wasser .....	5,00	%
Asche .....	21,00	%
fl. Bestandteile .....	6,3	%
unterer Heizwert .....	6054	WE

Hieraus wurde ein Gas folgender Zusammensetzung hergestellt:

CO <sub>2</sub>	6	%
CO	26	%
H <sub>2</sub>	18	%
N <sub>2</sub>	50	%

mit einem unteren Heizwert von 1253 WE/Nm<sup>3</sup>.

Die Nutzgasausbeute wurde mit 2,93-Nm<sup>3</sup>/kg-Grudestaub festgestellt.

Im nächsten Wärmeflussbild

Bild 12 Nr. 1245

sind die Betriebsergebnisse bei Erzeugung von Heizgas aus Steinkohle aufgezeigt. Die angewandte Steinkohle hatte folgende Zusammensetzung:

Wasser .....	1,95	%
Asche .....	8,93	%
fl. Bestandteile .....	22,30	%
unterer Heizwert .....	7650	WE

Das erzeugte Gas hatte folgende Zusammensetzung:

CO <sub>2</sub>	7	%
CO	21	%
H <sub>2</sub>	16	%
N <sub>2</sub>	56	%

Der untere Heizwert betrug 1023 WE/Nm<sup>3</sup>.

Die Nutzgasausbeute wurde mit 3,3 Nm<sup>3</sup>/kg Einsatzkohle festgestellt.

Wie Sie aus dem Wärmeflussbild ersehen, werden je kg Einsatzkohle 1910 WE in Form von Dampf gewonnen, entsprechend einer Dampferzeugung von 2,85 kg/kg Kohle, Dampf von

20 atü Spannung. Bei einem Dampfprijs von RM. 3.-- je to entspricht dies einer Gutschrift von RM. 8,55 je to Einsatzkohle, das sind 61 % des Kohlenpreises. Man kann hier mit Recht von einer kombinierten Gas- und Dampferzeugungsanlage sprechen.

Ich komme nun zu den Gesteungskosten je 1000 WE unterer Heizwert des Heizgases bei Vergasung von Braunkohle, Grudekoks und Steinkohle. Der Vollständigkeit halber und zum Vergleich sind die Gesteungskosten festgestellt bei Vergasung von Steinkohlenkoks, 10 - 40 mm Korngrösse, also Nuss III/IV in normalen Drehrostgeneratoren. Auch hier durften bei der Lösung des Problems wie bei der Synthesegaserzeugung die nationalwirtschaftlichen und die rein kaufmännischen Gesichtspunkte nicht ausser Acht gelassen werden. Es galt hier also dasselbe wie für die Synthesegaserzeugung.

Der Berechnung der Gesteungskosten haben wir folgende Preise unterlegt:

1 to Braunkohlenstaub frei Staubbunker	RM. 8.--
1 to Grudestaub frei Staubbunker	RM. 8.--
1 to Steinkohlenstaub frei Staubbunker	RM. 14.--
1 to Steinkohlenkoks 10 - 40 mm frei Brennstoffbunker	RM. 18.--
1 Arbeiterschicht	RM. 12.--
1 KW Stunde Kraftstrom	2 Pfg.
1 m <sup>3</sup> geklärtes und gekühltes Umlaufwasser	2 Pfg.
1 m <sup>3</sup> Frischwasser	2 Pfg.
1 m <sup>3</sup> Kesselspeisewasser	20 Pfg.

1 to Dampf 20 atü Spannung RM. 3.--

1 to Niederdruckdampf 1,5 atü RM. 1,50

/ An Kapitaldienst und Unterhaltung wurde mit 15 % des Anlagekapitals gerechnet, zusammengesetzt aus:

12 % für Abschreibung und Verzinsung und

3 % für Reparaturen usw.

Die Gestehungskosten verstehen sich für das bis auf einen Staubgehalt von 50 mg gereinigte Heizgas ab Vergasungsanlage.

Das Bild

Bild 13 Nr. 1254

zeigt die Belastung je 1000 WE Heizgas

1) durch den Brennstoff abzüglich Dampfgutschrift,

2) durch die Betriebsmittel wie Dampf, Kraftstrom, Umlaufwasser, Frischwasser, Speisewasser und Betriebslöhne sowie

3) für Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung.

Hiernach betragen die Gestehungskosten je 1000 WE Heizgas bei Vergasung von:

Braunkohlenstaub .....	0,42	Pfg.
Grudekoks .....	0,41	Pfg.
Steinkohlenstaub .....	0,42	Pfg.

Dem gegenüber steht bei Vergasung von Steinkohlenkoks, 10 - 40 mm Korngrösse in Drehrostgeneratoren ein Gesteherungspreis von ..... 0,446 Pfg.

Selbst wenn man aus dieser Gegenüberstellung der Gesteherungskosten feststellt, dass der Preis je 1000 WE Heizgas bei Staubvergasung nicht wesentlich niedriger liegt als bei der Steinkohlenkoksvergasung, so erkennt man aber aus der Belastung der Gaskosten durch den Brennstoff die hohe volkswirtschaftliche Bedeutung der Staubvergasung. Steinkohle und Steinkohlenkoks sind unmittelbar miteinander verwandt. Bei Vergasung von Koks ist aber wertmässig die Belastung des Gaspreises durch den Brennstoff mehr als doppelt so hoch als bei Vergasung von Steinkohlenstaub. Hierin kennzeichnet sich das Verfahren ganz besonders im Hinblick auf die volkswirtschaftliche Bedeutung.

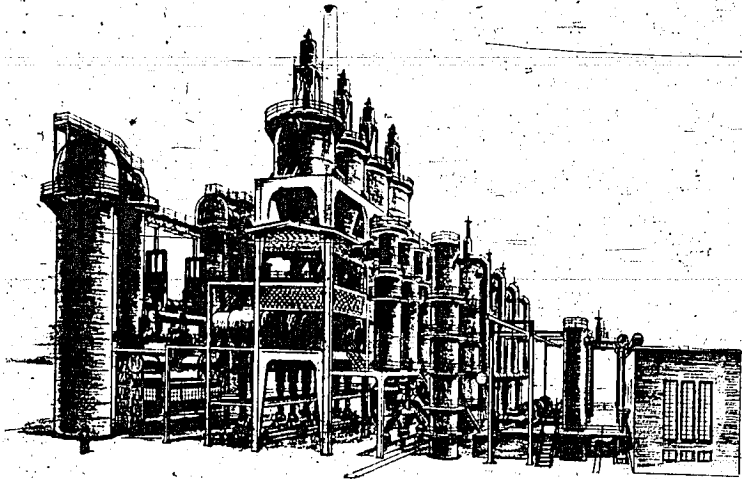
Zur Abrundung der Betriebsergebnisse sei noch erwähnt, dass namentlich bei Grossgaserzeugungsanlagen für die Herstellung von Heizgas eine teilweise Mitverwendung von Sauerstoff von besonderem Wert ist, da hierdurch eine Verbilligung der Gesteherungskosten und eine Vereinfachung der Arbeitsweise wie wir durch Versuche festgestellt haben, erreicht werden. Es würde zu weit führen, im Rahmen dieses Vortrages hierauf näher einzugehen, jedoch soll, wie bereits erwähnt, über diese Einzelheiten noch später berichtet werden.

Die von mir erwähnten Betriebszahlen wurden an der Versuchsanlage, die Sie gleich besichtigen werden, ermittelt. Die Durchsatzleistung der Einrichtung beträgt ca. 5000 kg in 24 Stunden. Wenn berücksichtigt wird, dass die Verluste bei einer derartigen Kleinanlage wesentlich grösser sind als bei einer Grossanlage, so ist zu erwarten, dass im Grossbetrieb noch wesentlich günstigere Zahlen erreicht werden.

Ich bin nun am Schlusse meiner Ausführungen angelangt.

Wir glauben, der Frage der Energieversorgung durch unsere Arbeiten und Versuche einen neuen besonderen Beitrag geliefert zu haben, insbesondere, wenn berücksichtigt wird, dass wir uns solcher Brennstoffe angenommen haben, die im Interesse der Schonung unserer Bodenschätze in erster Linie für die Grossgaserzeugung herangezogen werden müssen.





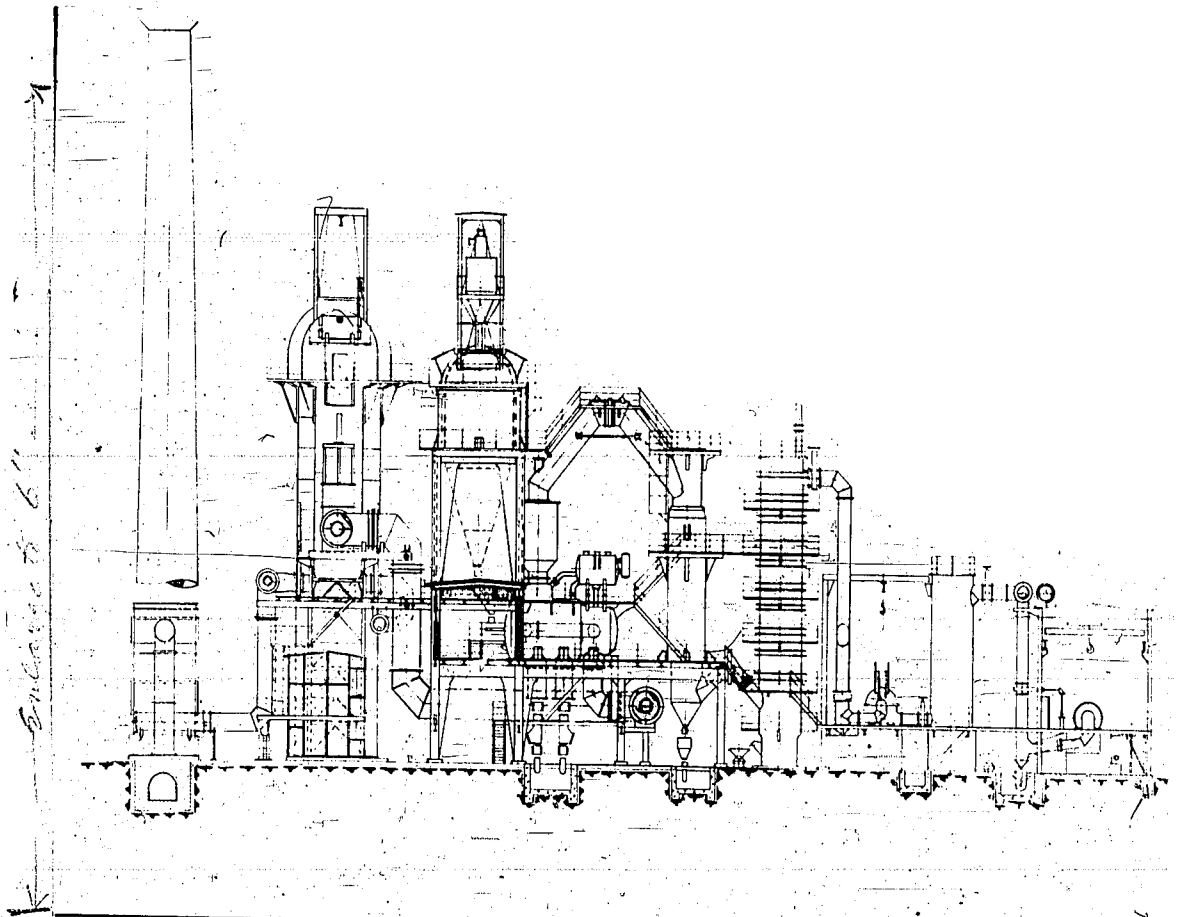
Heinrich Koppers

G.m.b.H.  
Essen

Anlage zur Vergasung von Kohlenstaub.

Lfd. Nr.

1250

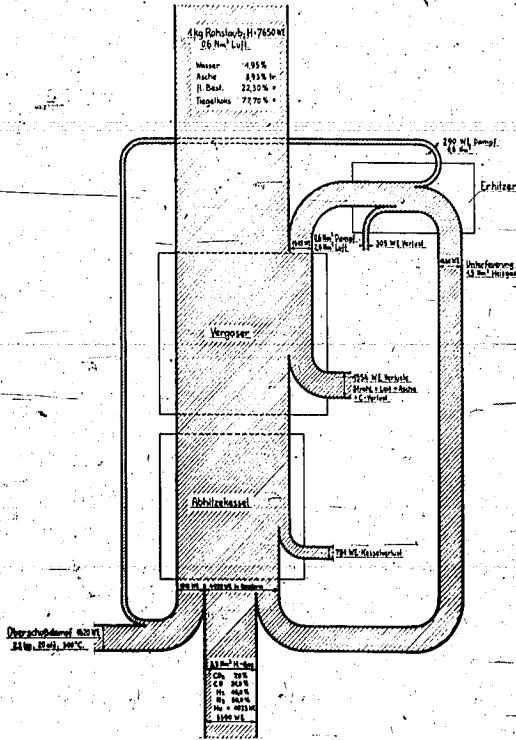


Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen

Anlage zur Vergasung von Kohlenstaub

Lfd. Nr.  
1249

Lfd. Nr. 1245

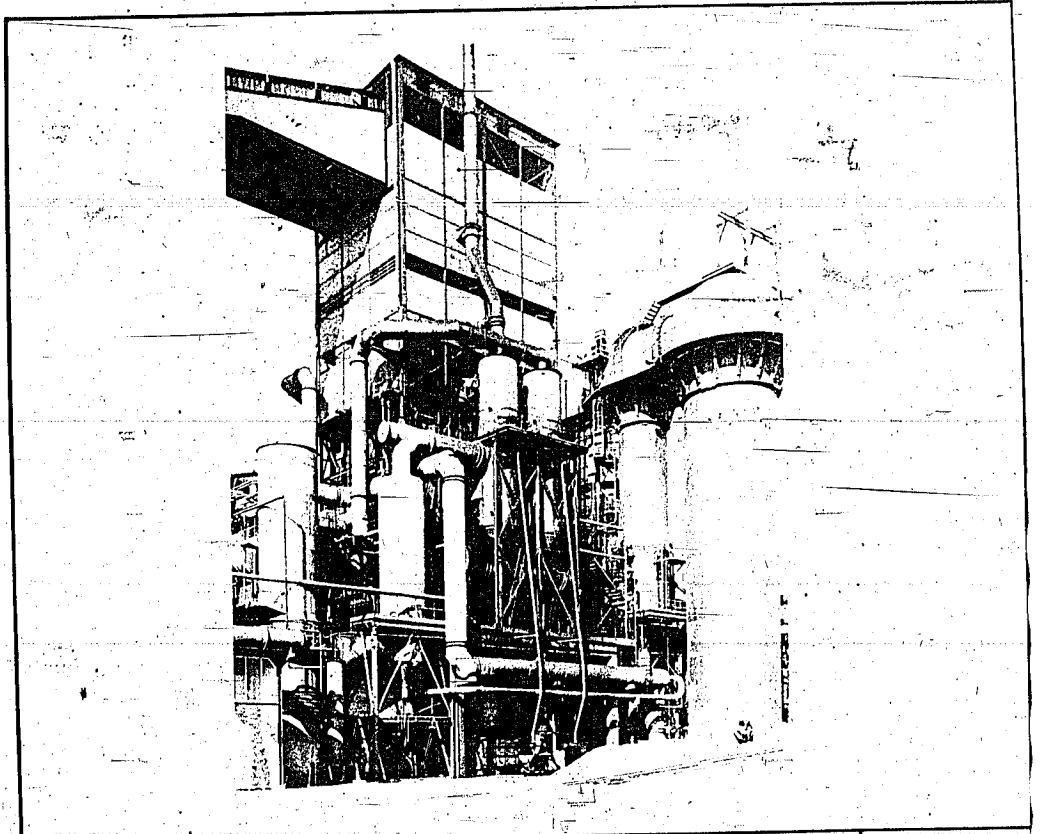


Gesamtwirkungsgrad:  $\eta = \frac{4100}{7650} = 53\%$

Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen

Wärmeflußbild zur Erzeugung von Heizgas  
aus Steinkohlenstaub

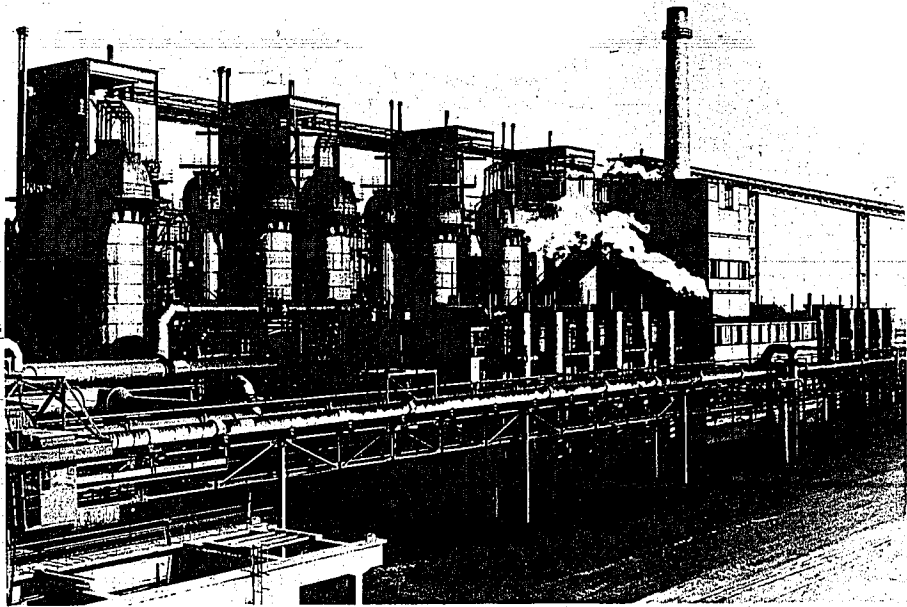
Lfd. Nr.  
1245



Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen.

Anlage zur Vergasung von Braunkohlenbriketts.  
(auf dem Werk Ruhland der Braunkohlenbenzin A-G.)

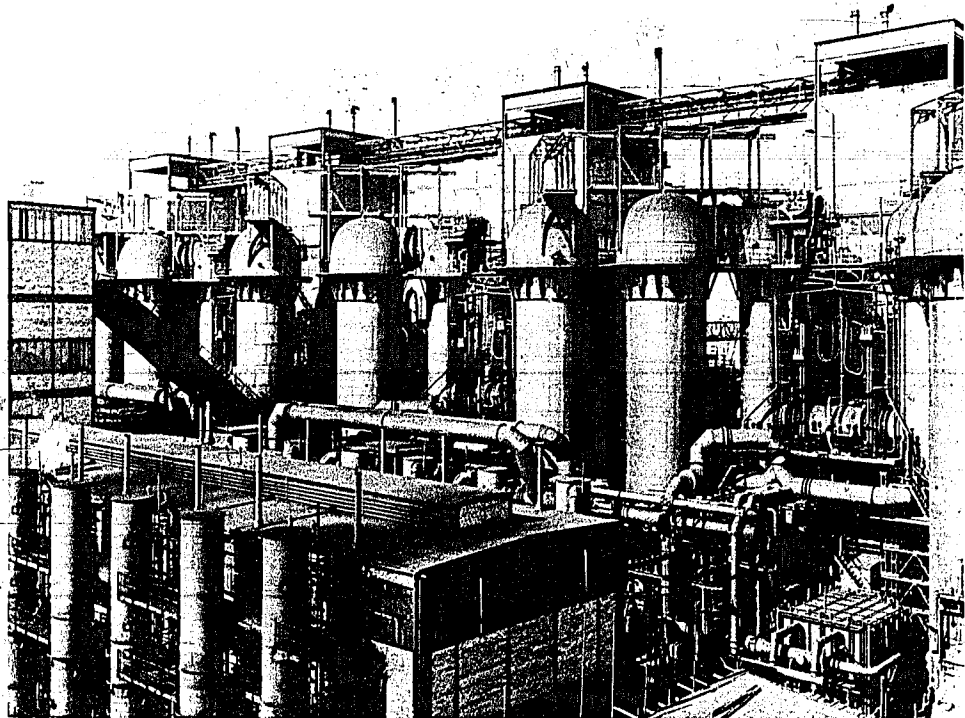
Lfd. Nr.  
1252.



Heinrich Koppers  
G.m.b.H. Essen  
1941

Anlage zur Erzeugung von Synthesegas  
aus Braunkohlenbriketts für die Benzinsynthese  
nach Fischer-Tropsch

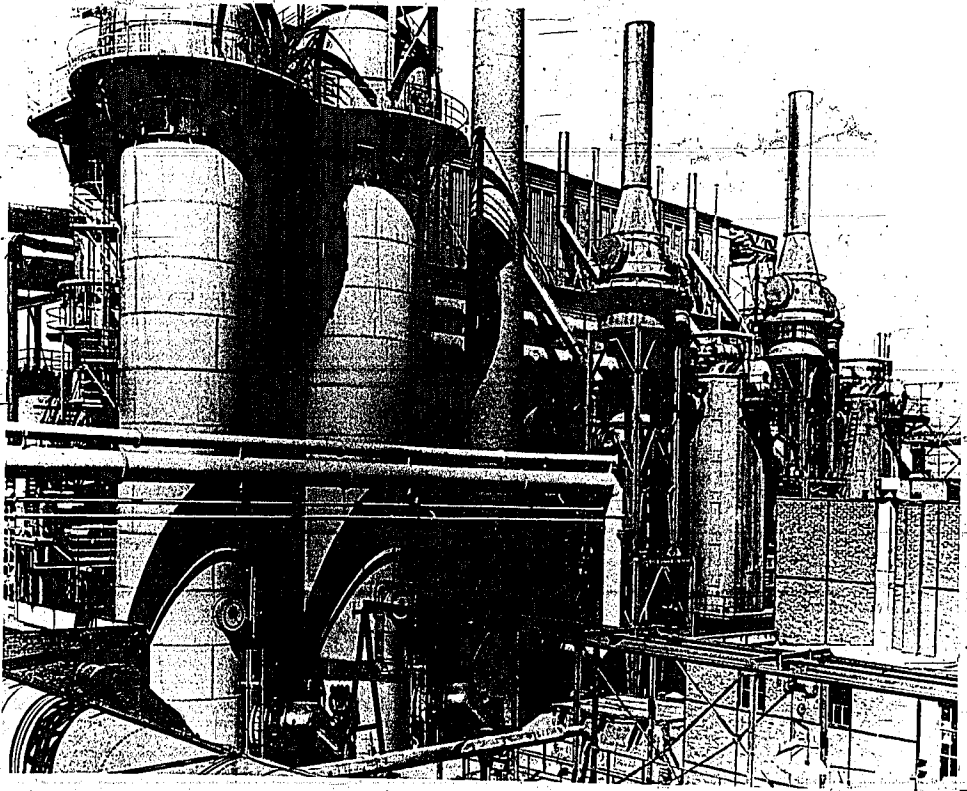
Lfd. Nr.  
1197



Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen

Anlage zur Vergasung von Braunkohlenbriketts  
(auf dem Werk Ruhland der Braunkohlenbenzin A-G.)

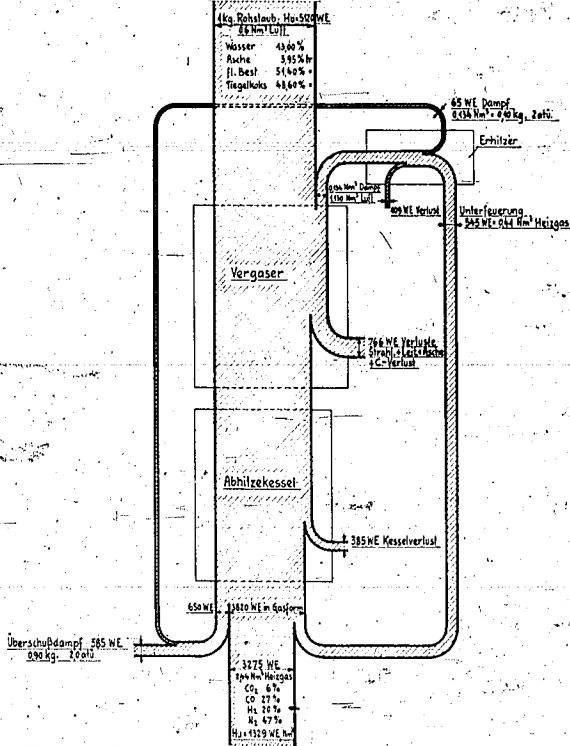
Lfd. Nr.  
1251



Heinrich Koppers  
G.m.b.H. Essen

Anlage zur Erzeugung von Synthesegas aus Koks und  
Koksofengas für die Benzinsynthese nach Fischer-Tropsch

Lfd. Nr.  
1127



Gesamtwirkungsgrad:  $\eta = \frac{3275 + 385}{5100} = 75,5 \%$   
 Vergasungswirkungsgrad:  $\eta = \frac{3850}{5100} = 75,5 \%$

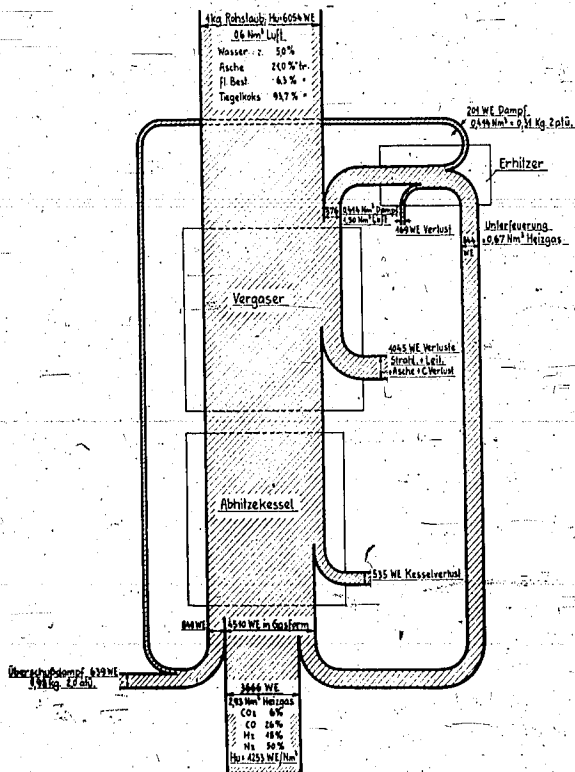
Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen

Wärmeflußbild zur Erzeugung von Heizgas aus Braunkohlenstaub

Lfd. Nr.  
1247

5/16 st.





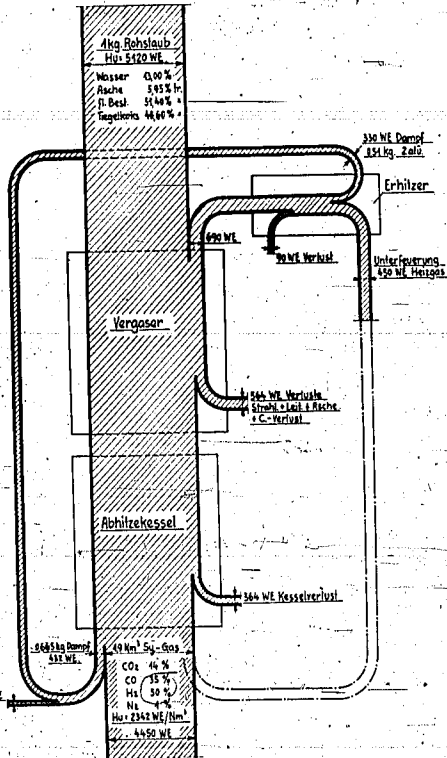
Gesamtwirkungsgrad:  $\eta = \frac{3866 + 639}{6054} = 73,1\%$

Vergasungswirkungsgrad:  $\eta = \frac{4540}{6054} = 75\%$

Hainrich Koppers  
 G.m.b.H.  
 Essen

Wärmeflußbild zur Erzeugung von Heizgas aus Grudestaub

Lfd. Nr.  
 1248



Gesamtwirkungsgrad:  $\eta = \frac{4450 + 402}{5120 + 430} = 81,8\%$

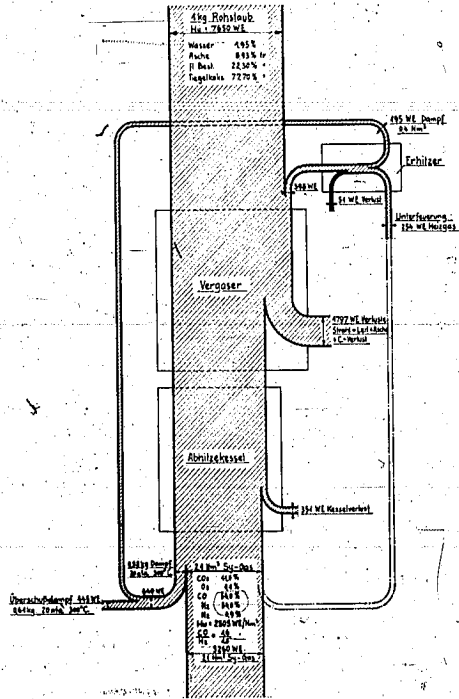
Vergasungswirkungsgrad:  $\eta = \frac{4450}{5120} = 86,9\%$

Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen

Wärmeflußbild zur Erzeugung von Synthesegas aus Braunkohlenstaub

Lfd. Nr.  
1246

4/E.42



Gesamtwirkungsgrad:  $\eta = \frac{5200 + 445}{7650 + 135} = 72.4\%$   
 Vergasungswirkungsgrad:  $\eta = \frac{5200}{7650} = 68.0\%$

Heinrich Koppers  
 G.m.b.H.  
 Essen.

Wärmeflußbild zur Erzeugung von Synthesegas  
 aus Steinkohlenstaub

Lfd. Nr.  
 1244.

Braunkohle  
5120 WE/kg.

Gaszusammensetzung  
CO<sub>2</sub> = 6%  
CO = 27%  
H<sub>2</sub> = 20%  
N<sub>2</sub> = 47%  
Hu = 4329 WE

Grudekoks  
6054 WE/kg.

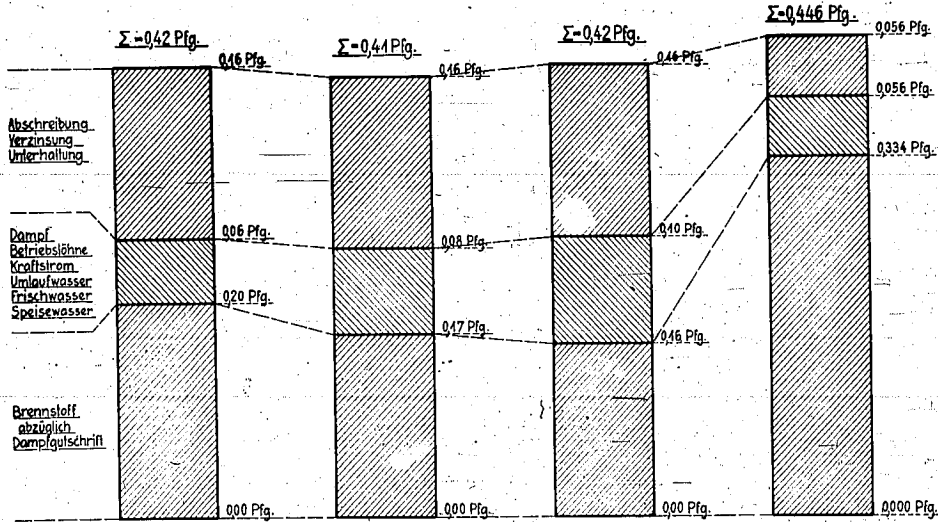
Gaszusammensetzung  
CO<sub>2</sub> = 6%  
CO = 26%  
H<sub>2</sub> = 18%  
N<sub>2</sub> = 50%  
Hu = 4259 WE

Steinkohle  
7650 WE/kg.

Gaszusammensetzung  
CO<sub>2</sub> = 7%  
CO = 21%  
H<sub>2</sub> = 16%  
N<sub>2</sub> = 56%  
Hu = 4023 WE

Steinkohlenkoks  
6800 WE/kg.

Gaszusammensetzung  
CO<sub>2</sub> = 5%  
CO = 28%  
H<sub>2</sub> = 12%  
N<sub>2</sub> = 55%  
Hu = 4154 WE



Heinrich Koppers  
G.m.b.H.  
Essen

Gestehungskosten je 1000 WE Hu Heizgas

Lfd. Nr.  
1254

M.B. 51

Braunkohle 5120 WE/kg.

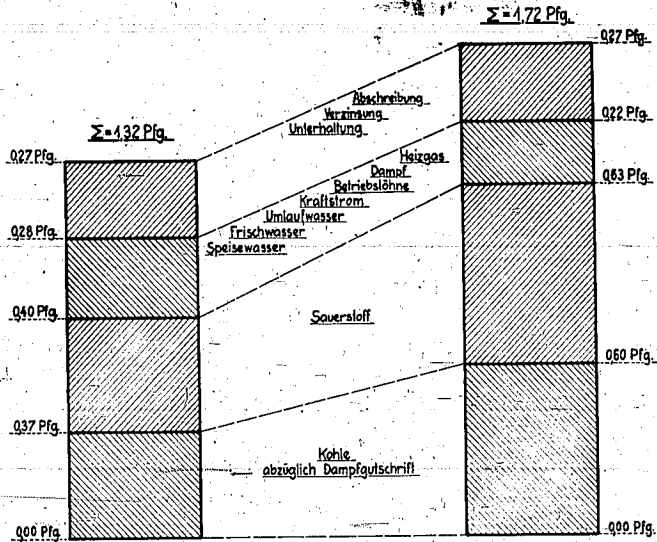
Gaszusammensetzung

CO<sub>2</sub> = 44%  
 CO = 35%  
 H<sub>2</sub> = 50% } CO+H<sub>2</sub> 85%  
 N<sub>2</sub> = 4%

Steinkohle 7650 WE/kg.

Gaszusammensetzung

CO<sub>2</sub> = 44%  
 CO = 34% } CO+H<sub>2</sub> 88%  
 H<sub>2</sub> = 34%  
 N<sub>2</sub> = 4%



Sonderpreis 711

Heinrich Koppers  
 G.m.b.H.  
 Essen.

Gestehungskosten je Nm<sup>3</sup> Synthesegas.

Lfd. Nr.  
 1253.

Anhang zum Vortrag vor dem Energieausschuss

(gehalten am 12.6.1942.)

Berechnung zu der Gaskostendarstellung nach Abb. 1253 und 1254.

Preisgrundlagen:

1) 1 to Braunkohlenstaub frei Staubbunker	RM. 8.--
2) 1 to Grudestaub frei Staubbunker	" 8.--
3) 1 to Steinkohlenstaub frei Staubbunker	" 14.--
4) 1 to Steinkohlenkoks, Körnung 10 - 40 mm frei Koksbunker	" 18.--
5) 1 Arbeiterschicht	" 12.--
6) 1 kWh Kraftstrom	" 0.02
7) 1 m <sup>3</sup> geklärtes Umlaufwasser	" 0.02
8) 1 m <sup>3</sup> Frischwasser	" 0.02
9) 1 m <sup>3</sup> Kesselspeisewasser	" 0.20
10) 1 to Dampf 20 atü	" 3.--
11) 1 to Dampf 2 atü	" 1.50
12) 1 Nm <sup>3</sup> 98 %-iger Sauerstoff	" 0.025
13) 1 x 10 <sup>6</sup> WE Heizgas	" 4.20

An Kapitaldienst und Zinsen ist mit 15 % des Anlagekapitals gerechnet, zusammengesetzt aus 12 % für Abschreibung und Verzinsung und 3 % für Reparaturen usw.

I) Synthesegaserzeugung aus Braunkohlenstaub:

<u>Braunkohlenstaub:</u>	Wasser	13,00 %
	Asche	5,95 % tr.
	fl.Best.	51,40 % tr.
	Tiegelkoks	48,60 % tr.
unterer Heizwert	Hu =	5120 WE/kg

Mahlfeinheit: Übliche Brennstaubfeinheit  
d.s. ca. 10 % Rückstand auf dem  
4900 - Sieb.

Zusammensetzung des erzeugten Gases:

CO <sub>2</sub>	14 %	85 % CO + H <sub>2</sub>
CO	35 %	
H <sub>2</sub>	50 %	
N <sub>2</sub>	1 %	
Hu	2342 WE/Nm <sup>3</sup>	

Gasausbeute pro kg Braunkohlenstaub	=	1,9 Nm <sup>3</sup>
Gaswertzahl pro " " "	=	4 450 WE/kg
Dampferzeugung " " "	=	0,665 kg (2 atü)
Dampfverbrauch " " "	=	0,510 kg (2 atü)
Überschussdampf " " "	=	0,155 kg (2 atü)
Heizgasverbrauch " " "	=	450 WE
Sauerstoffverbrauch " " "	=	0,304 Nm <sup>3</sup>

Anlagengrösse:

Synthesegaserzeugung	760 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Idealgasmenge (CO + H <sub>2</sub> )	645 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Braunkohlenstaubmenge	400 to/24 h
Anlagekosten	ca. RM. 5 000 000.--

Gestehungskosten:

		für 760 000 Nm <sup>3</sup> RM.	für 1 Nm <sup>3</sup> Pfg.
1) Kohle frei Staubbunker			
400 to	RM. 8.--/to	= 3 200.--	0,4210
Gutschrift für Dampferzeugung			
266 to	RM. 1,50/to	= 400.--	0,0525
		<u>2 800.--</u>	<u>0,3685</u>
2) Sauerstoff			
121 600 Nm <sup>3</sup>	RM. 0,025/Nm <sup>3</sup>	= 3 040.--	0,4000
3) Dampf			
204 to	RM. 1,50/to	= 306.--	0,0402
4) Heizgas			
180 x 10 <sup>6</sup> WE	RM. 4,20/1.10 <sup>6</sup> WE	= 756.--	0,0995
5) Arbeitslöhne			
24 Schichten	RM. 12.--/Schicht	= 288.--	0,0380
6) Kraftstrom			
16 850 kWh	RM. 0,02/kWh	= 337.--	0,0443
7) Umlaufwasser			
10 900 m <sup>3</sup>	RM. 0,02/m <sup>3</sup>	= 218.--	0,0287
8) Frischwasser			
1 065 m <sup>3</sup>	RM. 0,02/m <sup>3</sup>	= 22.--	0,0028
9) Speisewasser			
266 m <sup>3</sup>	RM. 0,20 m <sup>3</sup>	= 53.--	0,0070
10) Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung			
15 % von RM. 5 000 000.--		= 2 060.--	0,2703
		<u>9 880.--</u>	<u>1,2993</u>

Zusammenstellung nach Abb. 1253 (Preise abgerundet)

Kohle abzüglich Dampfgutschrift	Pfg. 0,37
Sauerstoff Pos. 2	" 0,40
Betriebsmittel Pos. 3 - 9	" 0,28
Kapitaldienst und Unterhaltung	" 0,27
	<u>Pfg. 1,32</u>
	=====



II) Synthesegaserzeugung aus Steinkohlenstaub:

<u>Steinkohlenstaub:</u>	Wasser	1,95	%
	Asche	8,93	% tr.
	fl.Best.	22,30	% tr.
	Tiegelkoks	77,70	% tr.
unterer Heizwert	Hu	=	7 650 WE/kg

Mahlfeinheit: Übliche Brennstaubfeinheit  
ca. 10 % Rückstand auf dem  
4900 - Sieb.

Zusammensetzung des erzeugten Gases:

CO <sub>2</sub>	11	%	
CO	54	%	88 % CO + H <sub>2</sub>
H <sub>2</sub>	34	%	
N <sub>2</sub>	1	%	
Hu	2 505	WE/Nm <sup>3</sup>	

Gasausbeute pro kg Steinkohlenstaub	=	2,1	Nm <sup>3</sup>
Gaswertzahl pro kg Steinkohlenstaub	=	5 260	WE/kg
Dampferzeugung pro kg	"	0,985	kg 2 atü
Dampfverbrauch " "	"	0,300	kg 2 atü
Überschussdampf " "	"	0,685	kg 2 atü
Heizgasverbrauch " "	"	254	WE
Sauerstoffverbrauch " "	"	0,525	Nm <sup>3</sup>

Anlagengrösse:

Synthesegaserzeugung	760 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Idealgasmenge (CO + H <sub>2</sub> )	669 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Steinkohlenstaubmenge	362 to/24 h
Anlagekosten	ca. RM. 5 000 000.--

Gestehungskosten:

		für 760 000 Nm <sup>3</sup> RM.	für 1 Nm <sup>3</sup> Pfg.
1) Kohle frei Staubbunker			
362 to . RM. 14/to	=	5 068.--	0,6660
Gutschrift für Dampferzeugung			
357 to . RM. 1,50/to	=	536.--	0,0703
		<u>4 532.--</u>	<u>0,5957</u>
2) Sauerstoff			
190 000 Nm <sup>3</sup> . RM. 0,025/Nm <sup>3</sup>	=	4 750.--	0,6250
3) Dampf			
109 to . RM. 1,50/to	=	163.--	0,0214
4) Heizgas			
92 x 10 <sup>6</sup> WE . RM. 4,20/1 . 10 <sup>6</sup> WE	=	386.--	0,0508
5) Arbeitslöhne			
24 Schichten . RM. 12.--/Schicht	=	288.--	0,0380
6) Kraftstrom			
16 850 kWh . RM. 0,02/kWh	=	337.--	0,0443
7) Umlaufwasser			
10 900 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	218.--	0,0287
8) Frischwasser			
1 065 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	22.--	0,0028
9) Speisewasser			
357 m <sup>3</sup> . RM. 0,20/m <sup>3</sup>	=	72.--	0,0094
10) Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung			
15 % von RM. 5 000 000.--	=	2 060.--	0,2703
		<u>12 809.--</u>	<u>1,6840</u>

Zusammenstellung nach Abb. 1253 (abgerundet)

Kohle abzüglich Dampfgutschrift	Pfg.	0,60
Sauerstoff Pos. 2	"	0,63
Betriebsmittel Pos. 3 - 9	"	0,22
Kapitaldienst und Unterhaltung	"	0,27
	<u>Pfg.</u>	<u>1,72</u>

**III) Heizgaserzeugung aus Braunkohlenstaub:**

<b>Braunkohlenstaub:</b>	Wasser	13,00	%
	Asche	5,95	% tr.
	fl.Best.	51,40	% tr.
	Tiegelkoks	48,60	% tr.
	Hu	5 120	WE/Nm <sup>3</sup>

**Mahlfeinheit:** Übliche Brennstaubfeinheit  
ca. 10 % Rückstand auf dem  
4900 - Sieb.

**Zusammensetzung des erzeugten Gases:**

CO <sub>2</sub>	6	%
CO	27	%
H <sub>2</sub>	20	%
N <sub>2</sub>	47	%
Hu	1329	WE/Nm <sup>3</sup>

Nutzgasausbeute pro kg Braunkohlenstaub	=	2,44 Nm <sup>3</sup>
Nutzgaswertzahl " " "	=	3 275 WE/kg
Dampferzeugung " " "	=	1,0 kg (2 atü)
Dampfverbrauch " " "	=	0,1 kg (2 atü)
Überschussdampf " " "	=	0,9 kg (2 atü)

**Anlagengrösse:**

Nutzgaserzeugung: 1 310 000 000 WE	=	985 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Braunkohlenstaubmenge		ca. 400 to/24 h
Anlagekosten	ca. RM.	5 000 000.--

Gestehungskosten:

		für 1310000000 WE RM.	für je 1000 WE Pfg.
1) Kohle frei Staubbunker			
400 to . RM. 8.--/to	=	3 200.--	0,2470
Gutschrift für Dampferzeugung			
400 to . RM. 1,50/to	=	600.--	0,0463
		<hr/>	
		2 600.--	0,2007
2) Dampf			
40 to . RM. 1,50/to	=	60.--	0,0047
3) Arbeitslöhne			
21 Schichten . RM. 12.--/Schicht	=	252.--	0,0192
4) Kraftstrom			
7800 kWh . RM. 0,02/kWh	=	156.--	0,0119
5) Umlaufwasser			
13000 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	260.--	0,0198
6) Frischwasser			
1300 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	26.--	0,0020
7) Speisewasser			
400 m <sup>3</sup> . RM. 0,20/m <sup>3</sup>	=	80.--	0,0061
8) Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung			
15 % von RM. 5 000 000.--	=	2 060.--	0,1575
		<hr/>	
		5 494.--	0,4219

Zusammenstellung nach Abb. 1254 (abgerundet)

Kohle abzüglich Dampfgutschrift	Pfg. 0,20 pro 1000 WE
Betriebsmittel Pos. 2 - 7	" 0,06 " " "
Kapitaldienst und Unterhaltung	" 0,16 " " "
	<hr/>
	<u>Pfg. 0,42 pro 1000 WE</u>

IV) Heizgaserzeugung aus Grudestaub:

<u>Grudestaub:</u>	Wasser	5,0 %
	Asche	21,0 % tr.
	fl.Best.	6,3 % tr.
	Tiegelkoks	93,7 % tr.
	Hu	6 054 WE/kg

Mahlfeinheit: Übliche Brennstaubfeinheit  
ca. 10 % Rückstand auf dem  
4900 - Sieb.

Zusammensetzung des erzeugten Gases:

CO <sub>2</sub>	6 %
CO	26 %
H <sub>2</sub>	18 %
N <sub>2</sub>	50 %
Hu	= 1253 WE/Nm <sup>3</sup>

Nutzgasausbeute pro kg Grudestaub	= 2,93 Nm <sup>3</sup>
Nutzgaswertzahl " " "	= 3666 WE/kg
Dampferzeugung " " "	= 1,29 kg (2 atü)
Dampfverbrauch " " "	= 0,31 kg (2 atü)
Überschussdampf " " "	= 0,98 kg (2 atü)

Anlagengrösse:

Nutzgaserzeugung:	1 310 000 000 WE = 1 045 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Grudestaubmenge:	357 to/24 h
Anlagekosten:	ca. RM. 5 000 000.--

Gestehungskosten:

		für 131000000 WE RM.	für je 1000 WE Pfg.
1) Grude frei Staubbunker			
357 to . RM. 8.--/to	=	2 850.--	0,2180
Gutschrift für Dampferzeugung			
460 to . RM. 1,50/to	=	690.--	0,0527
		<hr/>	
		2 160.--	0,1653
2) Dampf			
111 to . RM. 1,50/to	=	166.--	0,0127
3) Arbeitslöhne			
22 Schichten . RM. 12.--/Schicht		252.--	0,0192
4) Kraftstrom			
8250 kWh . RM. 0,02/kWh	=	165.--	0,0126
5) Umlaufwasser			
13750 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	275.--	0,0210
6) Frischwasser			
1400 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	28.--	0,0021
7) Speisewasser			
460 m <sup>3</sup> . RM. 0,20/m <sup>3</sup>	=	92.--	0,0071
8) Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung			
15 % von RM. 5 000 000.--	=	2 060.--	0,1575
		<hr/>	
		5 198.--	0,3975

Zusammenstellung nach Abb. 1254 (abgerundet)

Grudestaub abzüglich Dampfgutschrift	Pfg. 0,17 pro 1000 WE
Betriebsmittel Pos. 2 - 7	" 0,08 " " "
Kapitaldienst und Unterhaltung	" 0,16 " " "

Pfg. 0,41 pro 1000 WE

**V) Heizgaserzeugung aus Steinkohlenstaub :**

**Steinkohlenstaub:**

Wasser	1,95	%
Asche	8,93	% tr.
fl. Best.	22,30	% tr.
Tiegelkoks	77,70	% tr.
unterer Heizwert Hu =	7 650	WE/kg

**Mahlfeinheit:** Übliche Brennstaubfeinheit  
ca. 10 % Rückstand auf dem  
4900 - Sieb.

**Zusammensetzung des erzeugten Gases:**

CO <sub>2</sub>	7	%
CO	21	%
H <sub>2</sub>	16	%
N <sub>2</sub>	56	%
unterer Heizwert Hu =	1023	WE/Nm <sup>3</sup>

Nutzgasausbeute pro kg Steinkohlenstaub	=	3,3	Nm <sup>3</sup>
Nutzgaswertzahl " " "	=	3390	WE/kg
Dampferzeugung pro " " "	=	2,85	kg (20 atü)
Dampfverbrauch " " "	=	0,45	kg (2 atü)
Überschussdampf " " "	=	2,85	kg (20 atü)

**Anlagengrösse:**

Nutzgaserzeugung:	1 310 000 000 WE	=	1 280 000 Nm <sup>3</sup> /24 h
Steinkohlenstaubmenge			388 to/24 h
Anlagekosten	ca. RM.		5 000 000.--

Gestehungskosten:

		für 1310000000 WE RM.	für je 1000 WE Pfg.
1) Kohlenstaub frei Staubbunker			
388 to . RM. 14.--/to	=	5 430.--	0,4130
Gutschrift für Dampferzeugung			
1100 to . RM. 3.--/to	=	3 300.--	0,2520
		<hr/>	<hr/>
		2 130.--	0,1610
2) Dampf			
175 to . RM. 1,50/to	=	264.--	0,0199
3) Arbeitslöhne			
22 Schichten . RM. 12.--/Schicht	=	252.--	0,0192
4) Kraftstrom			
10150 kWh . RM. 0,02/kWh	=	203.--	0,0155
5) Umlaufwasser			
17100 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	342.--	0,0257
6) Frischwasser			
1 710 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	34.--	0,0026
7) Speisewasser			
1 100 m <sup>3</sup> . RM. 0,2/m <sup>3</sup>	=	220.--	0,0168
8) Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung			
15 % von RM. 5 000 000.--	=	2 060.--	0,1575
		<hr/>	<hr/>
		5 505.--	0,4182

Zusammenstellung nach Abb. 1254 (abgerundet)

Steinkohlenstaub abzüglich Dampfgutschrift	Pfg. 0,16
Betriebsmittel Pos. 2 - 7	" 0,10
Kapitaldienst und Unterhaltung	" 0,16
	<hr/>
	<u>Pfg. 0,42</u>



VI) Heizgas erzeugung aus Steinkohlenkoks in Drehrostgeneratoren

Koks:            Wasser            ca. 15 %  
                  Asche

Unterer Heizwert:  $H_u = 6\ 800\ \text{WE/kg}$

Körnung:      10 - 40 mm (Nuss III und IV)

Zusammensetzung des erzeugten Gases:

$\text{CO}_2$	5 %
$\text{CO}$	28 %
$\text{H}_2$	12 %
$\text{N}_2$	55 %

Unterer Heizwert:  $H_u = 1150\ \text{WE/Nm}^3$

Nutzgasausbeute pro kg Koks	=	4,48 $\text{Nm}^3$
Nutzgaswertzahl " " "	=	5160 WE/kg
Dampferzeugung " " "	=	0,77 kg (2 atü)
Dampfverbrauch " " "	=	0,77 kg (2 atü)

Anlagengrösse:

Nutzgas erzeugung:	1 310 000 000 WE	=	1 138 000 $\text{Nm}^3/24\ \text{h}$
Steinkohlenkoksmenge		=	254 to/24 h
Anlagekosten	ca. RM.		1 800 000.—

Gestehungskosten:

		für 1310000000 WE RM.	je 1000 WE Pfg.
1) Koks frei Brennstoffbunker			
254 to . RM. 18.--/to	=	4 570.--	0,3485
Gutschrift für Dampferzeugung			
196 to . RM. 1,50/to	=	294.--	0,0140
		<u>4 276.--</u>	<u>0,3345</u>
2) Dampfverbrauch			
196 to . RM. 1,50/to	=	294.--	0,0140
3) Arbeitslöhne			
15 Schichten . RM. 12.--/Schicht	=	180.--	0,0137
4) Kraftstrom			
5550 kWh . RM. 0,02/kWh	=	111.--	0,0085
5) Umlaufwasser			
9200 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	184.--	0,0140
6) Frischwasser			
920 m <sup>3</sup> . RM. 0,02/m <sup>3</sup>	=	18,40	0,0014
7) Speisewasser			
196 m <sup>3</sup> . RM. 0,20/m <sup>3</sup>	=	39,20	0,0030
8) Abschreibung, Verzinsung und Unterhaltung			
15 % von RM. 1 800 000.--	=	740.--	0,0565
		<u>5 842,60</u>	<u>0,4456</u>

Zusammenstellung nach Abb. 1254 (abgerundet)

Koks abzüglich Dampf-gutschrift	Pfg. 0,334
Betriebsmittel Pos. 2 - 7	" 0,056
Kapitaldienst und Unterhaltung	" 0,056
	<u>Pfg. 0,446</u>