Theorie und Berechnung der Gaserzeuger und Schachtöfen.

Von

Dr.-Ing. Wilhelm Gumz VDI, Essen.

Mit Textabbildungen

und Zahlentafeln.

Berlin 1943

Springer-Verlag

1945

VORWORT

Die Vergasungstechnik als ein Teilgebiet der Feuerungstechnik oder, allgemeiner gefaßt, des Wissensgebietes der Brennstoffverwertung kann als ein Zweig der angewandten physikalischen Chemie bezeichnet werden. Zahlreiche Fragen, und zwar gerade die auf die Leistung bezüglichen, finden außerdem ihre Beantwortung durch die reine Physik, vornehmlich die Strömungsphysik.

Das Arbeitsgebiet „Brennstoffverwertung"[1] ist vielseitig, es umfaßt in gleicher Weise chemische wie physikalische Grundlagen, Wärmelehre, Wärme- und Stoffaustausch, es berührt zahlreiche technologische Vorgänge, da Wärme- und Stoffumsatz in den Öfen und Apparaturen aufs Engste zusammen-

---

1) In Großbritannien ist durch J.G. Bennet [Colliery Guerdian Bd. 48 (1939), Nr. 4083, S. 563/566] der Vorschlag gemacht worden, ein selbständiges Fachgebiet mit Ausbildungsmöglichkeit zum „coal utilisation engineer" zu schaffen, wobei der Bedarf an solchen Spezialkräften auf einen für je 40 bis 50 000 t jährlichen Kohlenverbrauchs geschätzt wird. Zweckmäßiger wäre es jedoch, den Rahmen etwas weiter zu spannen und ein Lehrgebiet „Angewandte physikalische Chemie" zu schaffen, in welchem die Brennstoffverwertung und -verwendung einen entsprechend breiten Raum einnehmen müßte. Der „Chemie-Ingenieur" ist bei uns durch das Schrifttum [Berl, E.: Chemische Ingenieur-Technik. Bd. I/II, Berlin 1933; Eucken, A. und M. Jakob: Der Chemie-Ingenieur Bd. I/III. Leipzig 19.../1940] schon zu einem festen Begriff geworden. Es fehlt nur noch die engere Bindung von Forschung und Lehre und damit die zusammengefaßte Ausbildungsmöglichkeit an einer Stelle.

hängen; ja vielfach treten die wärmeerzeugenden Reaktionen des Brennstoffumsatzes mit den wärmeverbrauchenden Reaktionen des Ofengutes gemeinsam, als Simultanreaktionen, auf. Diese Vielseitigkeit ist fruchtbar, denn sie regt zu vergleichender Betrachtung auch zunächst etwas entfernt liegender Anwendungsgebiete an.

Es ist die Tragik aller Erfahrungswissenschaften und im besonderen auch der Technik — und der von ihnen bestimmten Geisteshaltung —, daß sie immer zur Einengung der Arbeitsgebiete, zur Häufung des Beobachtungsmaterials bis zur Überflutung mit Einzeltatsachen, zur Herrschaft einer wurzellosen Empirie, zur immer einseitigeren Spezialisierung und, bei" Anerkennung aller Erfolge und Fortschritte, auch zu einer Verengung des Blickfeldes geführt haben. Dabei wohnt dem einzelnen Forscher im Streben nach einer Ordnung der Dinge der Drang nach einer Gesamtschau inne, sein Denken wurzelt, oft genug unbewußt, in der idealistischen Philosophie, deren deduktive Denkweise zwar durch die induktive Denkmethode der „exakten" Naturwissenschaften abgelöst, aber keineswegs als unzweckmäßig oder überflüssig abgetan werden konnte.

In der Technik ist diese einseitig gerichtete Entwicklung — vergleichbar der sog. „Betriebsblindheit" eines Ingenieurs, der ohne Gedanken- und Erfahrungsaustausch durch die Gewöhnung an den Dingen vorbeisieht — so weit gegangen, daß selbst so nahe liegende Zusammenhänge wie die Gleichartigkeit der Grundgesetze in den verschiedenartigen Schachtöfen — einschließlich der Schachtgaserzeuger — unerkannt geblieben, zumindest aber nicht ausgeschöpft und praktisch ausgewertet worden sind. Aus dem Blickfeld des Arbeitsgebietes „Brennstoffverwertung" enthüllen sich diese Zusammenhänge und die ihnen zugrundeliegenden Gesetzmäßigkeiten aber in

voller Klarheit. Daraus ergeben sich nicht nur eine vollkommene Ordnung allen Beobachtungsmaterials — trotz einer Fülle von verwirrender Buntheit, wenn man es etwa als empirisch gewonnene Einzeltatsachen werten wollte, wie die Rechenbeispiele zeigen — sondern auch unmittelbar Anregungen zur Weiterentwicklung auf den verschiedensten Zweigen der Technik, die sich dem Rechnenden z.T. geradezu aufdrängen.

Damit soll ein Beitrag zur Herauslösung aus der Enge eines allzu einseitigen Spezialistentums geliefert werden, zugleich eine Anregung, die Gemeinsamkeit benachbarter Zweige der Technik — so wie hier die Gebiete der Vergasung und der Verhüttung — von höherer Warte aus zu betrachten, und dadurch zu neuen Erkenntnissen vorzudringen.

Wir beherrschen einen technischen Vorgang erst...

Vorwort.

Wir beherrschen einen technischen Vorgang erst, dann vollkommen, wenn wir ihn berechnen können. Dann erst sind wir in der Lage, anzugeben, welche Einflüsse die Veränderungen der Betriebsbedingungen mit sich bringen, können den Vorgang zu höchster Zweckmässigkeit und Wirtschaftlichkeit lenken, erkennen zwangsläufig die Verbesserungsmöglichkeiten und können Grossversuche, deren Durchführung stets einen erheblichen Aufwand an Zeit, Baustoff und Arbeitsstunden erfordert, so lenken, dass auch ein Erfolg gesichert ist. Wenn immer noch das Wort "Theorie" bei manchem Betriebsmann eine ablehnende Haltung hervorruft, und wenn er lieber zum Versuch greift als zum Rechenstift, so muss man sich demgegenüber vor Augen halten, dass eine "richtige" Theorie d.h. eine auf Grund von Beobachtungen gewonnene richtige Vorstellung über den Ablauf von Naturvorgängen alle komplexen Beobachtungen und Erfahrungstatsachen der "Praxis" in sich einschliesst und sie aus sich heraus abzuleiten gestattet. Eine vollkommene Theorie fällt also mit der praktischen Erfahrung zusammen. Umgekehrt aber bleibt die praktische Erfahrung zunächst an die Voraussetzungen des Betriebes gebunden, in dem sie erworben wurde, eine Verallgemeinerung ist erst wieder durch die Theorie möglich. Aehnlich liegen die Verhältnisse zwischen Laboratoriumsversuch und grosstechnischem Betrieb. Die Herstellung einer Modellähnlichkeit gelingt nur für rein mechanische Vorgänge, sobald die Temperatur eine Rolle spielt, ändern sich die Verhältnisse erheblich, und es bedarf sorgfältiger Überlegungen/ Erwägungen, wie Laboratoriumsergebnisse auszuwerten und die grossbetriebliche Apparatur zu übertragen sind. Auch zwischen halbtechnischem und grosstechnischem Versuch bestehen meist noch beträchtliche Unterschiede in der Wärmebilanz, die sich sehr stark auf das Ergebnis auswirken. Gerade das Schrifttum über Vergasung ist typisch für das kritiklose Vermischen von Laboratoriums- und Betriebsbeobachtungen, was der Entwicklung einer wirklichkeitsnahen Vergasungstheorie nur abträglich sein musste. Hierher gehören die falschen Vorstellungen/ über die Einstellung oder Nichteinstellung der Gasgleichgewichte, über den Einfluss der Reaktionsfähigkeit der Brennstoffe u.v.a., was bei sauberer Trennung der physikalischen und der chemischen Vorgänge sofort zu berichtigen ist. Debattieren ist fruchtlos, solange es nur ein Spiel mit Worten bleibt, Klärung kann nur die Rechnung oder der Versuch bringen, und immer dort, wo die Rechnung versagt, liegt ein Ansatzpunkt für eine Vervollkommnung der Theorie, die dann auch der rechnerischen Behandlung der Vorgänge neue Gebiete erschliesst. Dass beispielsweise die Gleichgewichte im Gaserzeuger nicht erreicht werden, gilt für zahlreiche Autoren als ausgemacht, ja diese Behauptung bildet geradezu das Leitmotiv vieler Veröffentlichungen und Bücher auf dem Vergasungsgebiet. Dabei bemühen sich diese Autoren meist nicht um den Beweis dieser Behauptung oder sie ziehen allenfalls aus Laboratoriumsversuchen höchst leichtfertige, weil unzulässige Schlüsse etwa derart: Die Gleichgewichtseinstellung dauert im Reagenzrohr zwei Stunden, im Gaserzeuger steht aber nur eine Berührungszeit von einer Sekunde zur Verfügung - folglich wird das Gleichgewicht im Gaserzeuger bei weitem nicht erreicht ! Im hüttenmännischen Schrifttum gar gilt es als ausgemacht*/ dass die Gleichgewichte in Schachtöfen nicht erreicht werden, was die meisten Autoren auch der Hand- und Lehrbücher ausdrück-

*/ fast als selbstverständlich

lich hervorheben, ohne dass der Versuch gemacht wird, die Verhältnisse im Gleichgewichtszustand zu untersuchen oder wenigstens den Beweis des Gegenteils zu führen. Man darf sich daher nicht wundern, wenn bisher die Vorausberechnung der Schachtöfen als aussichtsloses Beginnen unterblieb, und wenn man sich dieser Aufgabe lediglich von der Stoff- und Wärmebilanz der Oefen herkommend, aus der Praxis heraus gewissermassen von rückwärts zu nähern versuchte. Im entscheidenden Punkt musste dabei eine ganz willkürliche Annahme getroffen werden - gewöhnlich als der Anteil an "direkter" und "indirekter" Reduktion formuliert - oder man blieb doch auf den Versuch angewiesen, übersah aber auch hier häufig den erheblichen Unterschied zwischen Klein- und Grossversuch, der sich gerade auf diese Anteile auswirken muss. Es besteht aber ohne allen Zweifel ein starkes und berechtigtes Bedürfnis nach einer "Vorwärtsrechnung", einer rechnerischen Klärung der Betriebsweise der Schachtöfen, die die Auswirkungen aller betrieblichen Massnahmen und stofflichen Veränderungen zu übersehen gestattet. Bei den umzusetzenden Mengen und den Durchsatzzeiten grosser Oefen ist eine Rechnung auch dann noch gerechtfertigt, wenn sie etwas umständlicher und zeitraubender ist, denn der ungeheuere Aufwand einer grosstechnischen Versuchsdurchführung - etwa beim Hochofen - stellt geradezu ein fühlbares Hemmnis des Fortschritts dar. Je verwickelter ein Vorgang infolge der Ueberlagerung mehrerer Teilvorgänge ist, um so schwieriger wird ja auch die Deutung von Versuchsergebnissen, um so umfangreicher müssen die Versuchsreihen zur Berücksichtigung aller Variationsmöglichkeiten sein. Hier haben Theorie und Rechnung den unbestrittenen Vorteil, dass sie die Herausschälung eines Einzeleinflusses in schärfster Weise und ohne Schwierigkeiten gestatten und dass sie - z.B. durch Variation bis in extreme Verhältnisse, die beim Versuch aus vielerlei Beschränkungen heraus garnicht durchführbar wären - auch etwas undurchsichtige Verhältnisse gut beleuchten und dadurch die Erkenntnis schnell zu fördern in der Lage ist. Wo immer auch die Grenzen der rechnerischen Beherrschung liegen mögen, eines ist gewiss, Rechnen ist immer lohnend und führt oft wirtschaftlicher und schneller zum Ziel als der Versuch. Damit soll die Bedeutung und die Notwendigkeit des Versuchs - vor allem des Grossversuchs - in keiner Weise angetastet werden, der Versuch soll aber erst dann vorgenommen werden, wenn die Möglichkeit des Rechnens erschöpft und die Fragestellung an die Natur - und das ist ja der Versuch - mit letzter Klarheit formuliert ist. Versuch und Rechnung werden also stets wichtige Ergänzungen zu einander bilden.

Den Anlass zu dieser Zusammenfassung der Methoden der Vergasungsrechnung waren die zahlreichen Aufgaben auf dem Gebiet der Vergasungstechnik, die ich in den letzten Jahren zu bearbeiten Gelegenheit hatte und die die Notwendigkeit und Brauchbarkeit dieser Methoden erhärteten. Dabei stiess ich auf die wertvollen Grundlagen, die S. Traustel damals Assistent am Institut für technische Brennstoffverwertung (Vorsteher Prof. Dr.-Ing. R. Drawe) an der Technischen Hochschule Berlin, für die Vergasungsrechnung erarbeitet und in seiner Dissertation (Berlin 1939) allerdings nur in kurzen Zügen veröffentlicht hatte. Meiner Anregung, diese Methode noch weiter auszubauen und zu veröffentlichen, folgte Traustel bereitwillig und so schuf er in kurzer Zeit in einer Serie von Veröffentlichungen die Grundlagen der Vergasungsrechnung in allgemeingültiger und praktisch sehr brauchbarer Form. Wenn, wie das in der Wissenschaft und Technik ganz allgemein gilt, stets einer auf den Schultern des anderen steht, und manche Erfolge auch das Ergebnis gemeinsamer Ueberlegungen oder fördernder Kritik sind, so muss doch in diesem Falle der überragende Anteil Traustels an der Schaffung und Vertiefung der Grundlagen der exakten Vergasungsrechnung anerkannt und hervorgehoben werden. Das Versagen der Rechenmethode

76

bei der Auswertung eines Druckvergasungsversuchs führte ~~schliesslich~~ endlich zu einer Schliessung der letzten Lücke des Rechnungsganges, zur Beantwortung der Frage, in welchem Umfang die Annäherung an das Gleichgewicht erreicht wird. Diskussionen über dieses, für die allgemeine Anwendbarkeit der Vergasungsrechnung entscheidend wichtige Thema mit Herrn Dr. Traustel führten uns zu einer gemeinsamen Veröffentlichung dieser Arbeit*). Als Ergebnis ist festzustellen und ~~hier~~ das soll hier vorweggenommen werden, dass die Gleichgewichte im Gaserzeuger praktisch erreicht werden - mit Ausnahme des stärker zurückbleibenden Methan-gleichgewichts - dass damit auch nahezu alle Fragen der Vergasungstechnik, namentlich was die Gaszusammensetzung und die Stoffbilanz betrifft, durch die Rechnung beantwortet werden können.

Es lag nunmehr nahe, anzunehmen, dass auch in den Schachtöfen mit ihren den Gaserzeugern sehr ähnlichen Betriebs- und Temperaturverhältnissen die Gleichgewichte erreicht werden und dass die Oefen somit auch einer Vorausberechnung erschlossen werden könnten. Wenn es auch den Hüttenleuten überlassen bleiben soll, hier nun selbst in die letzten Winkel hineinzuleuchten, so hoffe ich durch die Darstellung des Rechnungsganges und die Auswahl einiger Beispiele aus der Praxis des Eisenhüttenwesens - die gleichartige Anwendung auf das Metallhüttenwesen ist selbstverständlich - Anregungen zu einem weiteren Ausbau der Theorie und Berechnung der Schachtöfen gegeben zu haben, die sich praktisch fruchtbar auswirken können. ~~In Wissenschaft und Technik sind je häufig Anregungen, die aus Grenzgebieten kommen, besonders fruchtbar, da sie die Blindheit eines einseitigen Spezialistentums zu überwinden helfen.~~

Es erschien mir bei dem etwas spröden Stoff zweckmässig, die verschiedenen Lösungsvorschläge, soweit sie sich für die numerische Auswertung praktisch bewährt haben, in möglichst verständlicher Form darzustellen, ihre Ableitung zu wiederholen, da man keine Formeln verwenden sollte, deren Zustandekommen und deren Gültigkeitsgrenzen man nicht überblickt, und an Hand von Rechenschemen und Zahlenbeispielen die Handhabung der Rechenverfahren so ausführlich zu erläutern, dass jeder damit zurecht kommt, der sich der Mühe untersieht, in das Gebiet einzudringen. Die rechnerische Behandlung des Verhaltens der Gaserzeuger und Schachtöfen soll an Beispielen der Vergasungstechnik, der Zementherstellung, des Eisenhütten- und des Giessereiwesens die Anwendbarkeit und die praktische Bedeutung der Rechenverfahren dartun. Die Zahl der Beispiele liesse sich beliebig vermehren, was dem Leser überlassen bleiben möge.

Dr.-Ing. W. G u m z

Im März 1945

*) die durch die Kriegsereignisse hinausgeschoben wurde und erst aber im 2. Kapitel dieses Buches seinen Niederschlag gefunden haben.

Die Vergasung ist eine Reaktion zwischen festem Kohlenstoff und einem Sauerstoffträger z.B. Luft, Wasserdampf, Kohlensäure, als Vergasungsmittel, die zu brennbaren Gasen (CO, H_2, CH_4) als Enderzeugnissen führt. Im Gegensatz zur Verbrennung, die mit Sauerstoffüberschuss, im Grenzfall - bei stöchiometrischem Gemisch (luftsatte Verbrennung) - mit dem theoretischen Sauerstoffbedarf vor sich geht, vollzieht sich die Vergasung mit Kohlenstoffüberschuss. Nur im Grenzfall wäre auch hier ein stöchiometrisches Gemisch, also eine Vergasung mit theoretischer Sauerstoffmenge denkbar, jedoch würde dabei, wie spätere Betrachtungen zeigen werden, die Vergasungszeit unendlich werden. Die Vergasung darf demnach jedoch keineswegs als eine Art unvollkommener Verbrennung aufgefasst werden, sie umfasst vielmehr bei der üblichen apparativen Durchführung einer Vergasung stückiger Brennstoffe in hohen Brennstoffschichten sowohl Oxydations- als auch Reduktionsvorgänge, die aus physikalischen Gründen an die Einhaltung gewisser Schichthöhen gebunden sind.

Der Vergasungsvorgang lässt sich durch die folgenden Grundgleichungen des chemischen Umsatzes zwischen dem Kohlenstoff und den Sauerstoffträgern des Vergasungsmittels bezw. dem Wasserstoff umschreiben:

1.) Verbrennung des Kohlenstoffs in der Oxydationszone

$$\underset{12{,}01\ kg}{C} + \underset{22{,}39\ Nm^3}{O_2} \rightarrow \underset{22{,}26\ Nm^3}{CO_2} \quad \text{.....} \quad (1)$$

$$H = -97\,000\ kcal/kmol \quad \text{.....} \quad (1a)$$

2.) die eigentlichen Vergasungsreaktionen in der Reduktionszone, die Reduktion der Kohlensäure zu Kohlenoxyd

$$\underset{22{,}26\ Nm^3}{CO_2} + \underset{12{,}01\ kg}{C} \rightarrow \underset{44{,}80\ Nm^3}{2\,CO} \quad \text{.....} \quad (2)$$

$$H = +38\,200\ kcal/kmol \quad \text{.....} \quad (2a)$$

und die Reduktion des Wasserdampfes zu Wasserstoff und Kohlenoxyd

$$\underset{22{,}4\ Nm^3}{H_2O} + \underset{12{,}01\ kg}{C} \rightarrow \underset{22{,}43\ Nm^3}{H_2} + \underset{22{,}40\ Nm^3}{CO} \quad \text{.....} \quad (3)$$

$$H = +28\,200\ kcal/kmol \quad \text{.....} \quad (3a)$$

Die beiden Gleichungen (2) und (3) sind durch die Wassergasgleichung miteinander verknüpft

$$\underset{22{,}26\ Nm^3}{CO_2} + \underset{22{,}43\ Nm^3}{H_2} \rightarrow \underset{22{,}40\ Nm^3}{CO} + \underset{22{,}4\ Nm^3}{H_2O} \quad \text{.....} \quad (4)$$

$$H = +10\,000\ kcal/kmol \quad \text{.....} \quad (4a)$$

3.) Ergänzend berücksichtigen wir noch die Methanbildung in der Reduktionszone, indem wir die einfache Bruttogleichung zugrunde legen

$$C + 2\,H_2 = CH_4 \quad \ldots\ldots\ldots (5)$$

12,01 kg 44,86 Nm^3 22,36 Nm^3

$$\mathcal{H} = -21\,100 \text{ kcal/kmol} \quad \ldots\ldots\ldots (5a)$$

In diesen Gleichungen sind alle Stoffe in Kilo-Mol (kmol) angegeben; Molekulargewichte auf Grund der Internationalen Atomgewichtstabelle 1941, Molvolumina nach DIN 1871, wobei auf das reale Verhalten der Gase Rücksicht genommen ist, daher die Abweichung von dem einheitlichen Molvolumen von 22,414 Nm^3/kmol. Für alle thermochemischen Angaben wird durchgängig die "neue Schreibweise" benutzt, wie sie von Ulich[1]), Schwarz[2]) u.a. bei physikalisch-chemischen und metallurgischen Berechnungen als künftige Einheitsform der Vorzeichengebung vorgeschlagen wird. Danach zählen alle einem geschlossenen System von aussen zugeführte Beträge an Energie (Arbeit oder Wärme) positiv, während alle von innen nach aussen abgeführten oder abzuführenden Energiebeträge mit negativem Vorzeichen zu versehen sind. Eine wärmeliefernde (exotherme) Reaktion, wie z.B. Gl.(1) erhält ein negatives Vorzeichen (s. Gl.(1a)), da diese Bildungsenthalpie der Kohlensäure aus dem System abgeführt werden muss, um das Wärmegleichgewicht aufrecht zu erhalten, die Reaktion also isotherm, d.h. mit gleichbleibender Temperatur durchzuführen.

Der neuen Schreibweise

$$C + O_2 = CO_2 \; ; \; \mathcal{H} = -97\,000 \text{ kcal/kmol} \quad \ldots\ldots\ldots (1)$$

steht die frühere, dem Ingenieur meist geläufigere Schreibweise

$$C + O_2 = CO_2 + 97\,000 \text{ kcal/kmol} \quad \ldots\ldots\ldots (6)$$

gegenüber. Damit verband man die Vorstellung, dass die Reaktion als Enderzeugnisse sowohl Kohlensäure als auch den Wärmebetrag von 97 000 kcal/kmol liefert. Es ist indessen leicht einzusehen, dass die Gl.(6) in thermischer Beziehung gar keine Gleichung ist, vielerst dadurch zu einer solchen wird, dass ich die 97 000 kcal aus dem System entferne und dadurch das thermische Gleichgewicht wieder herstelle. Eine vermittelnde Schreibweise dafür, die die Widersprüche zwischen alter und neuer Schreibweise aufhebt, ist die folgende

$$C + O_2 - 97\,000 \text{ kcal/kmol} = CO_2 \quad \ldots\ldots\ldots (1b)$$

Diese Gleichung besagt, dass ich bei der Reaktion von Kohlenstoff mit Sauerstoff noch 97 000 kcal/kmol abführen muss, und ~~dann~~ Kohlensäure und thermisches Gleichgwicht erhalte. Bringe ich den Wärme-

1) Ulich, Hermann: Kurzes Lehrbuch der physikalischen Chemie. Dresden u. Leipzig 1938 - bes. S. 11 u. 80.

2) Schwarz, Carl: Die spezifischen Wärmen der Gase als Hilfswerte zur Berechnung von Gleichgewichten. Arch. Eisenhüttenwes. Bd.9 (1936), Heft 8 S. 389/396.

betrag auf die andere Seite der Gleichung, so erhalte ich die Darstellung nach Gl.(6) alter Schreibweise.

Ueber die thermochemischen Angaben findet man im wissenschaftlichen und technischen Schrifttum erhebliche Abweichungen. Nicht nur werden die Angaben in den verschiedensten Dimensionen - kcal/kmol, cal/kmol, kcal/gmol - gemacht, auch die Zahlenwerte selbst zeigen grosse Verschiedenheit. Eine Ursache dafür liegt in der Natur des Kohlenstoffs, der in den beiden Modifikationen Diamant (Bildungsenthalpie $\Delta_{I_B} = 0$) und Graphit (Bildungsenthalpie α-Graphit 490 kcal/kmol, β-Graphit 220 kcal/kmol)[1]) auftritt, in beiden reinen Formen dagegen technisch nicht zur Verwendung kommt. Der Kokskohlenstoff besteht aus Kristalliten, Kristallbruchstücken unterschiedlicher Grösse und mit mehr oder weniger gut ausgebildetem oder verzerrtem Kristallgitter. Trotz eines gewissen Graphitierungsgrades technischer Kokse ist jedoch, wie vor allem die physikalischen Eigenschaften (Porenvolumen, spez. Gewicht, Warmeleitfähigkeit, elektrische Leitfähigkeit) deutlich erkennen lassen, noch sehr weit entfernt von einem reinen kristallinen Graphit. Während im physikalischen Schrifttum gern der β-Graphit als Standardwert zugrundegelegt wird, da er im Gegensatz zum Kokskohlenstoff oder anderer Kohlenstoffarten einen einwandfrei definierten Bodenkörper darstellt, ist die Uebertragung dieser Werte auf technische Vorgänge, bei denen der feste Kohlenstoff eine Rolle spielt, so auch auf die Vergasung fester Brennstoffe und ihrer Kokse unberechtigt. Als Mittelwert für Kokskohlenstoff wird vorgeschlagen, den im Normblatt DIN 1872 zugrundegelegten Wert von

97 000 kcal/kmol = 8 080 kcal/kg C [2])

zu wählen, der hier auch durchgängig bei allen Berechnungen benutzt werden wird. Die Rechnungen erhalten damit eine wünschenswerte Einheitlichkeit und Ausrichtung auf die Normung. P. Dolch[3]), der auf die Wichtigkeit einer einheitlichen Bezugsgrösse bei der Benutzung thermochemischer Zahlenwerte hinweist, macht den Vorschlag, bei Steinkohlen-Kokskohlenstoff den Wert

96 000 kcal/kmol = 8000 kcal/kg C,

bei Braunkohlen-Kokskohlenstoff

97 800 kcal/kmol = 8 150 kcal/kg C

zu wählen. Die Abweichungen der einzelnen Kokskohlenstoffarten sind indessen zu wenig exakt belegt, die Schwankungen der Messwerte sind zu erheblich, auch wäre dann u.U. noch notwendig, je nach Herstellungsbedingungen und -Temperaturen zu unterscheiden. Angesichts der Fehlergrenzen derartiger Bestimmungen ist es daher durchaus berechtigt, mit dem einheitlichen Wert des Normblattes 1872, mit 97 000 kcal/kmol zu rechnen.

Um solche Vorschläge zu rechtfertigen;

---

1) Zahlenwerte nach d'Ans-Lax, Taschenbuch für Chemiker und Physiker. Berlin 1943. Tabelle 3114 S. 318

2) Mit Rücksicht auf die Unsicherheit der thermochemischen Messwerte darauf verzichtet, die letzten 2 Ziffern zu berücksichtigen, etwa 12,01 kg C . 8 080 = 97 041 kcal/kmol. Auch der Wert für die Bildungsenthalpie des Wasserdampfes (Heizwert des Wasserstoffs) wird abgerundet mit -57 600 kcal/kmol eingesetzt gegenüber dem Wert 57 590 nach DIN 1872.

3) Dolch, Paul: Die Wärmetönungen der Vergasungsreaktionen von Kohlenstoff. Feuerungstechn. Bd. 27 (1939) H. 4 S. 109/112.

Zur Feststellung der zu- oder abzuführenden Wärmemengen braucht man nur zu den einzelnen Trägern der Reaktion die zugeordnete Bildungsenthalpie aufzutragen und die Energiebeträge beider Seiten der Gleichung auszugleichen, z.B. Gl.(1)

$$C + O_2 = CO_2$$

Bildungsenthalpie:

$$0 + 0 + Q = -97\,000$$

daraus $Q = -97\,000$ kcal/kmol .....(1a)

Zahlentafel 1 . Bildungsenthalpie.[1])

Stoff	Aggregatzustand	Δ_{I_B} kcal/kmol	Bemerkungen
C	f	0	bezogen auf Kokskohlenstoff
CO	g	- 29 400	
CO_2	g	- 97 000	
CH_4	g	- 21 100	
H_2	g	0	
O_2	g	0	
H_2O	g	- 57 600	bezogen auf gasförm. Zust. (abgerundet, s. Anm.x)

Gleicherweise leiten wir die Wärmetönung der übrigen Vergasungsreaktionen ab, Gl.(2)

$$\begin{aligned} CO_2 + C &= 2\,CO \\ -97\,000 + C + Q &= 2 \cdot (-29\,400) \\ CO_2 + C + 38\,200 &= 2\,CO \end{aligned} \quad (2)$$

Gleichung (3)

$$\begin{aligned} H_2O + C &= H_2 + CO \\ -57\,600 + 0 + Q &= 0 - 29\,400 \\ H_2O + C + 28\,200 &= H_2 + CO \end{aligned} \quad (3)$$

Gleichung (4)

$$\begin{aligned} CO_2 + H_2 &= CO + H_2O \\ -97\,000 + 0 + Q &= -29\,400 - 57\,600 \\ CO_2 + H_2 + 10\,000 &= CO + H_2O \end{aligned} \quad (4)$$

1) Vergl. auch Zahlentafel xx im Anhang S. xy

Gleichung (5)

$$C + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4$$

$$0 + 0 + Q = -21\,100 \qquad (5)$$

$$C + 2H_2 - 21\,100 \rightleftharpoons CH_4$$

Die Gleichungen (1) bis (5) sind chemische Brutto-Formeln, sie geben die Ausgangsstoffe und die Enderzeugnisse an, sie besagen dagegen nichts über den Verlauf des Vorganges oder den Weg oder Umweg, den man bei Durchführung der Reaktion gehen muss. Anhaltspunkte für die Reaktionsgeschwindigkeit lassen sich folglich daraus nicht gewinnen, sie dienen vielmahr ausschliesslich zur Aufstellung von Stoff- und Wärmebilanzen und zur Ermittlung der Gleichgewichtskonstanten für die Bruttoreaktionen.

Die Vergasungsreaktionen Gl.(2) bis (5) können, wie die Pfeile andeuten, von links nach rechts oder von rechts nach links verlaufen. Zur Erläuterung des den Ablauf chemischer Umsätze regelnden Massenwirkungsgesetzes betrachten wir zunächst als Beispiel die homogene Wassergasreaktion Gl.(4)

$$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O \qquad \ldots\ldots\ldots (4)$$

Ein chemischer Umsatz findet im Masse der Zusammenstösse der Molekeln der verschiedenen Reaktionsteilnehmer statt, ist also deren Konzentration proportional, doch führt nur derjenige kleine Bruchteil aller Zusammenstösse zu einer Reaktion, d r mit überdurchschnittlicher Energie erfolgt, was durch den von der Konzentration unabhängigen, aber von der Temperatur abhängigen Beiwert k (< 1) ausgedrückt werde. Es ist dann für die Reaktion von links nach rechts die Geschwindigkeit des Umsatzes

$$v = k \cdot [CO_2] \cdot [H_2] \qquad \ldots\ldots\ldots (7)$$

und für die Reaktion in der umgekehrten Richtung

$$v' = k' \cdot [CO] \cdot [H_2O] \qquad \ldots\ldots\ldots (8)$$

Im Gleichgewicht[1]) ist

$$v = v' \qquad \ldots\ldots\ldots (9a)$$

folglich $$k[CO_2] \cdot [H_2] = k'[CO] \cdot [H_2O] \qquad \ldots\ldots\ldots (9b)$$

Bezeichnen wir $K_G = k/k'$ als die nur temperaturabhängige "Gleichgewichtskonstante", so erhalten wir sie aus Gl.(9b) zu

---

[1]) Das Gleichgewicht ist ein Grenzzustand, gegen den das Reaktionsgeschehen mehr oder weniger schnell konvergiert, ein Ueberschreiten des Gleichgewichts ist unmöglich. Die Bezeichnung "Gleichgewicht" darf daher nicht dazu verleiten, ein Pendeln um einen Gleichgewichtszustand herum anzunehmen.

$$K_c = \frac{k}{k'} = \frac{[CO] \cdot [H_2O]}{[CO_2] \cdot [H_2]} \qquad \text{.....(10)}$$

Die eckigen Klammern bedeuten die molare Konzentration c = n/v (Mole je Volumeinheit). Die Konzentration können wir aber auch durch andere gebräuchlichere Bestimmungsgrössen ausdrücken z.B. durch die Teildrücke p, in Volumprozent der teilnehmenden Gase oder durch die Molenbrüche ($x = n/\Sigma n$). Gehen wir von der Molaren Konzentration n/v aus und auf die Teildrücke über, so erhalten wir nach der allgemeinen Zustandsgleichung

$$p = n \frac{RT}{v} \qquad \text{.....(11)}$$

$$c = \frac{n}{v} = \frac{p}{RT} \; ; \quad p = c\,RT \qquad \text{.....(12)}$$

und beim Uebergang auf Molenbrüche

$$x = \frac{p}{P} = c \frac{RT}{P} \qquad \text{.....(13)}$$

Unter Benutzung dieser Zusammenhänge wird , allgemein ausgedrückt,

$$K_c = K_p (RT)^{+\Sigma\nu} = K_x \left(\frac{RT}{P}\right)^{+\Sigma\nu} \qquad \text{..... .....(14)}$$

wenn mit $\Sigma\nu$ die Summe der rechts und links stehenden Molzahlen bezeichnet wird, wobei die rechts stehenden positiv, die links stehenden negativ gezählt werden.[1])

In unserem Beispiel ist die Zahl der rechts und links stehenden Molzahlen einander gleich, $\Sigma\nu = 0$, folglich

$$(RT)^{-\Sigma\nu} = 1$$

und

$$K_c = K_p = K_x \qquad \text{.....(15)}$$

$$K_p = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}} \qquad \text{.....(16)}$$

oder nach Uebergang auf Volumprozente mit v = p/P

---

[1]) Ulich, Herm. a.a.O S. 76/77

$$K_p = \frac{v_{CO} \cdot v_{H_2O}}{v_{CO_2} \cdot v_{H_2}} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (17)$$

Der Gesamtdruck P hebt sich bei gleicher Molzahl auf beiden Seiten der Gleichung weg; die Gleichgewichtskonstante ist – ideales Verhalten der Gase vorausgesetzt[1]), vom Druck unabhängig.

Die Gleichgewichtskonstante der homogenen Wassergasreaktion bezeichnen wir künftig zum Unterschied zu den übrigen Reaktionen und wegen seiner Druckunabhängigkeit mit K_W, also

$$K_W = K_c = K_p = K_x \qquad \ldots\ldots\ldots (15),(16),(17)$$

Bei der Boudouard'schen Reaktion nach Gl.(2)

$$CO_2 + C \rightleftarrows 2\,CO$$

wird

$$v = k\,[CO_2] \cdot [C] \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (18)$$

und

$$v' = k'[CO] \cdot [CO] = k'\,[CO]^2 \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (19)$$

Die Konzentration der festen Phase $[C]$, d.h. der hier einzusetzende Dampfdruck des festen Kohlenstoffs ist derart klein, dass er gegenüber den gasförmigen Bestandteilen vernachlässigt werden kann. Wir zählen daher auch nur die Gas-Molzahlen.

Die Gleichgewichtskonstante ist dann

$$K_c = \frac{k}{k'} = \frac{[CO]^2}{[CO_2]} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (20)$$

und die Summe der Molzahlen rechts und links ist

$$\Sigma\nu = 2 - 1 = 1$$

folglich nach Gl.(14)

$$K_c = K_p \cdot (RT) \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (21)$$

$$K_p = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} = \frac{(v_{CO})^2}{v_{CO_2}} \cdot P \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (22)$$

Das Gleichgewicht ist druckabhängig.

Wir bezeichnen in der Folge den K_p-Wert der Boudouard'schen Reaktion mit K_{p_B} und seinen Kehrwert mit K'_{p_B}.

---

[1]) Bei mässigen Drücken und hohen Temperaturen sind die Abweichungen der Gase vom idealen Verhalten zu vernachlässigen. Vergl. S...

Die heterogene Wassergasreaktion nach Gl.(3)

$$H_2O + C \rightleftharpoons H_2 + CO$$

ergibt

$$v = k\,[H_2O] \cdot [C] \qquad \ldots\ldots\ldots(23)$$

$$v' = k'\,[H_2] \cdot [CO] \qquad \ldots\ldots\ldots(24)$$

$$K_c = \frac{k}{k'} = \frac{[H_2] \cdot [CO]}{[H_2O]} \qquad \ldots\ldots\ldots(25)$$

Die Summe der Molzahlen ist auch hier

$$\Sigma\nu = 2 - 1 = 1$$

folglich gilt auch hier Gl.(21), und die Gleichgewichtskonstante dieses ebenfalls druckabhängigen Gleichgewichts lautet

$$K_p = \frac{p_{H_2} \cdot p_{CO}}{p_{H_2O}} = \frac{v_{H_2} \cdot v_{CO}}{v_{H_2O}} \cdot P \qquad \ldots\ldots(26)$$

Wir bezeichnen in der Folge diesen K_p-Wert mit K_{p_W} und seinen Kehrwert mit K'_{p_W}.

Die in der Schreibweise der Gleichungen liegende Willkür (Vertauschung der rechten und linken Seite der Gleichungen) macht es bei der Uebernahme von Zahlenwerten für die Gleichgewichtskonstanten notwendig, sich über die jeweilige Definition zu vergewissern.

Betrachten wir schliesslich noch die Methanbildungsreaktionen und zwar neben Gl.(5)

$$C + 2\,H_2 = CH_4$$

auch die homogene Methanbildung nach

$$CO + 3\,H_2 = CH_4 + H_2O \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(27)$$

$$CO_2 + 4\,H_2 = CH_4 + 2\,H_2O \qquad \ldots\ldots\ldots(28)$$

$$2\,CO + 2\,H_2 = CH_4 + CO_2 \qquad \ldots\ldots\ldots(29)$$

Nach Gl.(5) ist

$$v = k\,[C] \cdot [H_2] \cdot [H_2] \qquad \ldots\ldots\ldots(30)$$

$$v' = k'\,[CH_4] \qquad \ldots\ldots\ldots(31)$$

$$K_c = \frac{k}{k'} = \frac{[CH_4]}{[H_2]^2} \qquad \ldots\ldots\ldots(32)$$

Summe der Molzahlen $\Sigma\nu = 1 - 2 = -1$

$$K_c = K_p\,(RT)^{-1} \qquad \ldots\ldots\ldots(33)$$

85

$$K_p = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} = RT \cdot K_c = \frac{v_{CH_4}}{(v_{H_2})^2} \cdot P^{-1} \quad \text{.....(34)}$$

Auch diese Reaktion ist druckabhängig, allerdings im umgekehrten Sinne als die beiden vorher behandelten. Wir kennzeichnen den K_p-Wert in der Folge mit K_{p_M}.

Für die Reaktion nach Gl.(27) gilt

$$v = k\,[CO]\cdot[H_2]^3 \quad \text{.....(35)}$$

$$v' = k'\,[CH_4]\cdot[H_2O] \quad \text{.....(36)}$$

$$K_c = \frac{[CH_4]\cdot[H_2O]}{[CO]\cdot[H_2]^3} \quad \text{.....(37)}$$

$$\Sigma\nu = 2 - 4 = -2$$

$$K_p = \frac{p_{CH_4}\cdot p_{H_2O}}{p_{CO}\cdot p_{H_2}^3} = \frac{v_{CH_4}\cdot v_{H_2O}}{v_{CO}\cdot (v_{H_2})^3}\cdot P^{-2} = (RT)^2 K_c \quad \text{.....(38)}$$

ferner für die Reaktion nach Gl.(28)

$$K_p = \frac{p_{CH_4}\cdot p_{H_2O}^2}{p_{CO_2}\cdot p_{H_2}^4} = \frac{v_{CH_4}\cdot (v_{H_2O})^2}{v_{CO_2}\cdot (v_{CH_4})^4}\cdot P^{-2} = (RT)^2 K_c \quad \text{.....(39)}$$

und für die Reaktion nach Gl.(29)

$$K_p = \frac{p_{CH_4}\cdot p_{CO_2}}{p_{CO}^2\cdot p_{H_2}^2} = \frac{v_{CH_4}\cdot v_{CO_2}}{(v_{CO})^2\cdot (v_{H_2})^2}\cdot P^{-2} = (RT)^2 K_c \quad \text{.....(40)}$$

Die K_p-Werte lassen sich, was für die Zahlenrechnung wichtig ist, für voneinander abhängige Reaktionsgleichungen aus deren K_p-Werten ermitteln. So haben wir bereits festgestellt, dass die Boudouard'sche Reaktion nach Gl.(2) und die heterogene Wassergasreaktion nach Gl.(3) durch die homogene Wassergasreaktion mit einander verknüpft seien. Folglich erhält man aus den Gleichgewichtskonstanten zweier dieser Reaktionen zwangsläufig diejenige der dritten. Es ist nach Gl.(22) und (26)

$$K_{p_B} = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} \quad ; \quad K_{p_W} = \frac{p_{H_2}\cdot p_{CO}}{p_{H_2O}}$$

Die Gleichgewichtskonstante der homogenen Wassergasreaktion ist nach Gl.(16)

$$K_W = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}} = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} \cdot \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2} \cdot p_{CO}} = \frac{K_{p_B}}{K_{p_W}} = K_{p_B} \cdot K'_{p_W} \quad \ldots\ldots(41)$$

Für die Gleichungen (5) und (27) bis (29) gelten

$$K_{p(27)} = K_{p_M} \cdot K'_{p_W} = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} \cdot \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2} \cdot p_{CO}} = \frac{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO} \cdot p_{H_2}^3} \quad \ldots\ldots\ldots(42)$$

identisch mit Gl.(38).

$$K_{p(28)} = K_{p_M} \cdot K'_{p_W} \cdot K_W = K_{p(27)} \cdot K_W = \frac{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO} \cdot p_{H_2}^3} \cdot \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}$$

$$= \frac{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}^2}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}^4} \quad \ldots\ldots\ldots\

(Punkt B in Abb.1) die Temperatur auf beispielsweise 900°C (Punkt C), so ist das System nicht mehr im Gleichgewicht und es läuft nun wieder die oben gekennzeichnete Reaktion im Sinne vermehrter CO-Bildung ab, bis der Wert von 97,44 % CO (Punkt D) erreicht und das Gleichgewicht auch bei der höheren Temperatur wiederhergestellt ist. Senken wir dagegen vom gleichen Punkt (Punkt B in Abb.1) ausgehend die Temperatur auf 500°C (Punkt E), so muss die Reaktion im Sinne der Gleichung

$$2\,CO \longrightarrow C + CO_2$$

laufen, so lange bis ein CO-Gehalt von nur noch 6,63 % CO und ein CO_2-Gehalt von 93,37 % (Punkt F) erreicht ist. Dabei würde eine starke Kohlenstoffausscheidung (Russbildung) auftreten. Eine solche Abkühlung tritt in Gaserzeugern in der Vorwärmzone - also noch ausserhalb der Reaktionszonen - zwar ein, trotzdem findet man, wenn auch gelegentlich eine gewisse Russbildung, die übrigens auch in der Zersetzung schwerer Kohlenwasserstoffe begründet sein kann, keineswegs aber eine so starke Kohlenstoffausscheidung, wie nach obiger Betrachtung zu erwarten wäre. Es liegt dies daran, dass im Gebiet so niedriger Temperaturen die Reaktionsgeschwindigkeiten so langsam werden, dass die Reaktionen praktisch "einfrieren", folglich nicht mehr weiterlaufen. Dies ist eine wichtige Voraussetzung für die Gaserzeugung überhaupt.

Unterziehen wir die 3 Haupt-Reaktionsgleichungen

$$CO_2 + C + 38\,000\ kcal/kmol \rightleftarrows 2\,CO \qquad .....(2)$$

$$H_2O + C + 28\,000\ kcal/kmol \rightleftarrows H_2 + CO \qquad .....(3)$$

$$2\,H_2 + C - 21\,000\ kcal/kmol \rightleftarrows CH_4 \qquad .....(5)$$

einer näheren Betrachtung.

Was können wir, abgesehen von den stöchiometrischen Angaben aus den Reaktionsgleichungen noch herauslesen ? Gl.(2) und (3) sind endotherme (wärmeverbrauchende)Reaktionen; ihnen muss Wärme zugeführt werden, wenn Temperaturgleichheit aufrecht erhalten werden soll, und zwar ist, wie die Wärmetönungen zeigen, die Boudouard'sche Reaktion nach Gl.(2) etwas stärker, die heterogene Wassergasreaktion nach Gl.(3) etwas schwächer endotherm. Die Methanbildung nach Gl.(5) ist dagegen schwach exotherm; sie liefert Wärme, die abgeführt werden muss, wenn die Reaktion isotherm ablaufen soll.

Eine allgemeine Antwort auf unsere Fragen liefert das "Prinzip des kleinsten Zwanges" nach LeChatelier-Braun. Ein Gleichgewichtssystem sucht danach bei Aenderung der äusseren Bedingungen dieser Aenderung auszuweichen. Bei Erhöhung des Druckes verschiebt es sich nach der Seite geringeren Druckes, das ist die Seite der geringeren Molzahlen, bei Erhöhung der Temperatur im Sinne eines Wärmeverbrauchs zwecks Herabsetzung der aufgedrückten Temperatursteigerung. Das System versucht mit anderen Worten nach einem ganz allgemeingültigen Naturprinzip, den Weg des geringsten Widerstandes (Zwanges) zu gehen und sich somit den veränderten äusseren Bedingungen anzupassen.

In Gl.(2) ist die Zahl der Gasmole auf der linken Seite = 1 (nämlich CO_2), auf der rechten Seite der Gleichung dagegen = 2 (nämlich 2 CO). Druckerhöhung bedeutet nach dem Prinzip des kleinsten Zwanges also eine Verschiebung zum CO_2, Druckerniedrigung eine Verschiebung zur vermehrten CO-Bildung. Erhöhung der Temperatur bedeutet nach dem LeChatelier-Braun'schen Prinzip, wie wir bereits aus Abb.1 ablesen konnten, eine Verschiebung im Sinne des Ablaufs der endothermen Reaktion

$$CO_2 + C + 38\,000\ kcal/kmol \longrightarrow 2\,CO$$

also nach der CO-Seite; Temperaturerniedrigung dagegen

führt umgekehrt zum Ablauf der exothermen CO_2-Bildung und C-Ausscheidung im Sinne der Gleichung

$$2\,CO - 38\,000 \text{ kcal/kmol} \longrightarrow CO_2 + C$$

Ein positives Vorzeichen (im Sinne unserer Vorzeichenfestlegung S...) der Wärmetönung deutet an, dass die Reaktion durch Temperaturerhöhung, ein negatives Vorzeichen, dass die Reaktion durch Temperaturerniedrigung begünstigt wird. In Abb. 1 (gültig für P = 1 Atm) teilt die S-förmig geschwungene Kurve das Bild in 2 Felder ein, derart dass im Feld oben links Gl.(2) von rechts nach links und unten rechts die Gleichung von links nach rechts verläuft.

Als zweites Beispiel sei die exotherme Reaktion der Methanbildung Abb.2) betrachtet. Ein Gasgemisch von 30 % CH_4 und 70 % H_2 bei 700°C (Punkt A Abb.2) strebt der Gleichgewichtslage 11,53 % CH_4 und 88,47 % H_2 zu im Sinne der Methanzerfallsgleichung

$$CH_4 \longrightarrow C + 2\,H_2$$

Erhöht man aus der Gleichgewichtslage (Punkt B, Abb.2) auf 900°C (Punkt C), so strebt das System einer weiteren Methanzersetzung zu; erniedrigt man dagegen die Temperatur auf 500°C (Punkt E), so verläuft die Gleichung im Sinne einer Methanbildung nach

$$C + 2\,H_2 \longrightarrow CH_4$$

Die Verhältnisse liegen also gerade umgekehrt gegenüber dem vorigen Beispiel und kennzeichnen den Unterschied zwischen exothermen und endothermen Reaktionen.

Um die Druck- und Temperatureinflüsse nicht nur, wie nach dem LeChatelier-Braun'schen Prinzip auf allgemein geartete, qualitative Aussagen zu beschränken, geben die Abb.3 bis 5 die Ergebnisse einer rechnerischen Auswertung der Hauptreaktionen Gl(2), (3) und (5) wieder.[1]) Abb.3 zeigt links eine Darstellung der Isobaren (Linien gleichen Druckes), rechts der Isothermen (Linien gleicher Temperatur) für die Boudouard'sche Reaktion in weitem Druck- und Temperaturbereich, wodurch der Druck- und Temperatureinfluss im ganzen, dargestellten Bereich gut veranschaulicht werden. Bei verschiedenen Drücken ist zwar der Charakter der Isothermen der gleiche, doch durchläuft man bei konstanter Temperatur infolge der Kurvenverzerrung ganz verschiedene Kurvenbereiche und erhält daher auch praktisch ganz verschiedene Auswirkungen. Bei 650°C z.B. befinden wir uns bei 1 Atm im geraden Mittelbereich der Kurve, dort wo eine mässige Temperaturerhöhung eine kräftige Steigerung des CO-Gehaltes zur Folge hat, bei 64 Atm dagegen liegen wir noch im Bereich der unteren Krümmung und eine mässige Temperaturerhöhung bringt nur eine geringe Steigerung des CO-Gehaltes mit sich. Den Druckeinfluss erkennt man aus der rechten Bildhälfte am besten. Steigender Druck bringt im Bereich niedriger bis mittlerer Temperaturen eine anfangs schnelle, dann langsam auslaufende Kohlensäure-Vermehrung (Heizwert-

1) Den Rechnungsgang s. S.....

verschlechterung, mit sich, bei sehr hohen Temperaturen streckt sich der Kurvenverlauf fast bis zur geraden Linie.

Die gleiche Darstellung für die heterogene Wassergasreaktion nach Gl.(5) zeigt Abb.4. Als Ordinate ist von unten nach oben der ($CO + H_2$)-Gehalt aufgetragen, von oben nach unten der H_2O-Gehalt. Der CO- und H_2-Gehalt beträgt je die Hälfte des Summenwertes. Der Charakter der Kurven ist ein ganz ähnlicher wie bei der Kohlensäure-Reduktion, aber die Lage der Gleichgewichte ist eine ganz andere, wie man am besten aus der Uebereinanderzeichnung beider Darstellungen erkennt (vergl. Abb.6).

Abb. 5 stellt für den gleichen Druck- und Temperaturbereich die Reaktion der Methanbildung nach Gl.(5) dar. Hier ist die Isobarenschar stärker auseinander gezogen, sodass man ihren gleichartigen Verlauf nicht ohne weiteres erkennt; er würde aber deutlicher zutage treten, wenn wir die Kurven nach links und rechts in die Gebiete tieferer und höherer Temperaturen fortsetzen würden. Da die Methanbildung einen wesentlichen Beitrag zum Heizwert des Gases liefert, erkennt man aus dieser Darstellung den Wert einer Druckerhöhung. Da nach Abb. 3 und 4 mit steigendem Druck auch der CO_2- und H_2O-Gehalt ansteigen, gelingt es, bei der Druckvergasung durch Auswaschung dieser Gase eine ungewöhnlich grosse Heizwertsteigerung allerdings auf Kosten des Gasausbringens zu erzielen. Die Methanbildung ist um so grösser, je höher der Druck und je niedriger die Temperatur liegt, ein sehr kalt, d.h. mit hohem Wasserdampfanteil im Vergasungsmittel betriebener Druckgaserzeuger wird also ein Höchstmass an Heizwert erbringen. Es genügen um so geringere Drücke, je niedriger die Temperatur gehalten wird, doch setzt die mit sinkender Temperatur abfallende Reaktionsgeschwindigkeit nach unten hin gewisse Grenzen; auch erkennt man aus Abb.3, 4 und 6, dass die Kohlensäure- und Wasserdampfaufnahme im Gebiet niedriger Temperaturen Drucke erheblich, der Einfluss der Anreicherung durch die Kohlensäure- und Wasserdampf-Entfernung also sehr wirksam ist. Es muss daher einen Bestwert des Druckes geben, bei welchem die wechselseitigen Einflüsse zu einem Höchstwert des aus reinem Kohlenstoff erzielbaren Heizwertes führen[1]).

Abb. 6 zeigt, um das Bild nicht zu verwirren nur für einen Druck (P = 1 Atm, und eine Temperatur (t= 700°C), den Vergleich zwischen den drei betrachteten Reaktionen. Wie man sieht, liegt das Gleichgewicht der heterogenen Wassergasreaktion unter gleichen Verhältnissen bei höheren Ausbeuten an brennbaren Gasen als die Boudouard'sche Reaktion; praktisch bedeutet das, dass die Wasserdampfreduktion weiter fortgeschritten ist als die Kohlensäurereduktion und dass bei einer Temperatursteigerung die Zunahme an CO stärker ist als die Zunahme an H_2. In dem in Gaserzeugern häufig anzutreffenden Temperaturbereich der Reduktionszone von 700 bis 800°C ist die Wasserstoff-Verschiebung nur ganz gering, im darüberliegenden Temperaturbereich der Abstichgaserzeuger ist der Wasserstoffgehalt sogar praktisch konstant und folglich ein genaues Mass für den Wassergehalt des Vergasungsmittels (bezw. auch des Brennstoffs, falls noch wasserstoffhaltiger Brennstoff in die Vergasungszone kommt).

Selbstverständlich können wir die Werte der Abb.3 bis 6, die uns zur veranschaulichung der Vorgänge bei den Reaktionen nach Gl.(2) bis (5) dienen sollten, nicht dazu benutzen, die Zusammensetzung eines Generatorgases anzugeben, müssen dabei vielmehr berücksichtigen, dass die 3 Gleichungen im Gaserzeuger nunmehr gleichzeitig ablaufen und sich dabei gegenseitig beeinflussen (Simultanreaktionen).

---

1) Ueber den optimalen Druck zur Erzielung höchster Heizwerte vergl. S.....

Die Gleichgewichtskonstanten . Voraussetzung für jede Vergasungsrechnung ist eine sichere Kenntnis der Gleichgewichtskonstanten. Die unmittelbare Messung eines Gleichgewichtes durch Feststellung der Gaszusammensetzung bei konstanter Temperatur und gegebener Gaszusammensetzung zu Beginn des Versuchs ist sehr schwierig, vor allem deshalb, weil die gleichzeitig notwendige Messung der zugehörigen Temperatur sehr schwer genau durchzuführen ist. Man bedient sich "statischer" und "dynamischer" Methoden. Die dynamische oder Strömungsmethode hat den Nachteil, dass die Entscheidung, ob der Umsatz bereits bis zum Gleichgewicht verlaufen ist oder nicht, sehr schwer getroffen werden kann. Bei der statischen Methode belässt man das reagierende Gas (gegebenenfalls unter Umpumpen) solange in Kontakt mit dem Bodenkörper, bis keine Aenderung der Gaszusammensetzung mehr eintritt, was oft erst nach Stunden der Fall sein kann. Die Ursache für diese Schwierigkeiten liegt in der Tatsache begründet, dass die Reaktionen mit Wärmeverbrauch (oder-Erzeugung) vor sich gehen, und dass durch Heizung(oder Kühlung) eine Konstanthaltung der Temperatur versucht werden muss; auch das zu- und abströmende Gas soll die gleiche Temperatur haben. Die Nachlieferung (oder Abfuhr) von Wärme geht aber nicht ohne Temperaturgefälle vor sich. Würde man das Temperaturgefälle sehr gross machen, so erhielte man sehr beträchtliche Temperaturunterschiede innerhalb des Querschnittes; macht man es dagegen sehr klein, so dauert der Ausgleich der Wärme und damit die Einstellung des gewünschten Endzustandes sehr lang. Kommt hinzu, dass bei heterogenen Reaktionen nicht die Temperatur der Gasphase, die man durch das einfache Einführen eines Thermoelementes in das Reaktionsrohr nur erfasst, massgebend ist, sondern die Temperatur an der Phasengrenze, die sich einer direkten Messung entzieht, so kann man sich vorstellen, dass es mit diesen Methoden meist nicht gelang, gut übereinstimmende Werte und damit eine sichere Grundlage für die Vergasungsrechnung zu erhalten.[1]

Die Gleichgewichtskonstanten können aber auch auf andere Weise, thermodynamisch, erhalten werden, und diesem Umstand verdanken wir die heutige, gesicherte Kenntnis dieser Werte.[2]

---

[1] Erwähnt sei, dass diese Langsamkeit der Einstellung des Gleichgewichts bei Laboratoriumsmessungen viele Autoren zu falschen Vorstellungen über die Vorgänge in Gaserzeugern und die Möglichkeit einer Gleichgewichtseinstellung in Gaserzeugern technischen Ausmasses geführt hat. Auf diese Unterschiede zwischen Laboratoriumsgerät und grosstechnischer Ausführung wird daher noch besonders eingegangen werden. Vergl. S.....

[2] Ueber die Ableitung der thermodynamischen Beziehungen wird auf die Lehr- und Handbücher der Thermodynamik und der physikalischen Chemie verwiesen, insbes. auch auf Ulich - vergl Fussnote 1 S. 2.

Ein Mass für die Triebkraft chemischer Reaktionen ist die bei der Reaktion umgesetzte Reaktionsarbeit $\mathcal{A}$, die man als "maximale Arbeit" der Reaktion bezeichnet, da dieser Arbeitsbetrag im Höchstfalle aus der Reaktion zu gewinnen wäre (Prinzip der maximalen Arbeit). Das "Prinzip der maximalen Arbeit" ist eine für die Betrachtung chemischer Reaktionen geeignete, andere Fassung des 2. Hauptsatzes der Thermodynamik. Diese maximale Arbeit ist bei konstantem Druck und bei konstanter Temperatur ‡-und wir betrachten zumeist isotherme Reaktionen bei einer bestimmten, also konstanten Temperatur -

$$\mathcal{A} = \mathcal{G} - T \cdot \mathcal{J} \qquad \ldots\ldots\ldots(45)$$

worin $\mathcal{G} = \mathcal{A} - p \cdot \mathcal{V} = \mathcal{U} + p\mathcal{V}$

die Enthalpie oder "Wärmefunktion",

$\mathcal{U}$ die innere Energie bei konstanter Temperatur und konstantem Volumen

und $\mathcal{J}$ die Entropie bei konstantem Druck ("Reaktionsentropie")

bedeutet[1]).

Andererseits ergibt die thermodynamische Ableitung des massenwirkungsgesetzes, wobei wir die Veränderungen der Zustandsgrössen und die eigentliche Reaktion isotherme Reaktion schrittweise vorgenommen denken, die Beziehung

$$\mathcal{A} = - \mathcal{R}T \cdot \ln K_p \qquad \ldots\ldots\ldots(46)$$

Beide Gleichungen liefern also einen Zusammenhang zwischen der Gleichgewichtskonstanten K_p und der Enthalpie und Entropie der beteiligten Stoffe. Es genügt also eine genaue Kenntnis dieser Werte (in einem absoluten Massstab), um K_p aus C_p-Messungen und Entropiewerten zu errechnen. Nachdem heute die Kenntnis der spezifischen Wärmen nicht mehr ausschliesslich auf kalorimetrische Messungen angewiesen ist, vielmehr eine für das gesamte Temperaturgebiet mit gleichbleibender Genauigkeit durchführbare spektroskopische Messung als Grundlage für die Ermittlung der spezifischen Wärmen dient, ist die Festlegung und Normung dieser Werte möglich geworden.[2])

---

[1]) Den Ausdruck $U - T.S + p.V = H - T.S = G$ bezeichnet man als das "Gibbs'sche thermodynamische Potential".

[2]) Justi, E.: Spezifische Wärme, Enthalpie, Entropie, Dissoziation technischer Gase. Berlin 1938 - Als Ergänzung hierzu: Justi, E.: Feuerungstechn. Bd.26 (1938) Heft 10 S. 313/322 und Heft 12 S. 385. - Normblatt DIN 1871.

Damit wurde nicht nur eine grössere Einheitlichkeit, sondern vor allem auch eine grössere Zuverlässigkeit der Rechnungsgrundlagen geschaffen. Beispiele dafür, wie aus den spezifischen Wärmen und den Entropiewerten der Reaktionsteilnehmer die Gleichgewichtskonstanten errechnet werden können, sind in neueren Schrifttum wiederholt angegeben worden.[1]

In der Folge verwenden wir die Gleichgewichtskonstanten nach Gl.(47) bis (49)[2]

$$\log A_{p_B} = 9{,}1106 - \frac{8841{,}7}{T} \qquad \ldots\ldots\ldots (47)$$

$$A_W = \frac{-9902{,}735}{T} - 84{,}30368 \cdot \log T + 0{,}04096665 \cdot T$$

$$- 5{,}630954 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 228{,}197084 \qquad \ldots\ldots (48)$$

$$\log K_{p_M} = \frac{4770}{T} - 5{,}7345 \qquad \ldots\ldots\ldots (49)$$

Sie stützen sich für Gl.(47) und (48) auf die[3] als sicherste[4] Werte geltenden Gleichgewichtskonstanten von Kassel[3], und Rossini[4], und auf die Werte von Gordon und Barnes[5]. Künftige Verbesserungen dieser Werte werden voraussichtlich nur noch sehr geringe, praktisch sich wohl kaum noch auswirkende Veränderungen mit sich bringen, sodass diese Werte für eine Normung reif sind. Die Zahlenwerte für A_{p_B}, A'_{p_B}, A_{p_W}, A'_{p_W}, A_W und A_{p_M} sind in Zahlentafel.... im Anhang S.... zusammengestellt.

---

1) Eucken, A. und M. Jakob: Der Chemie-Ingenieur. Bd. III Chemische Operationen, 1. Teil Physikalisch-chemische und wirtschaftliche Gesichtspunkte für die Durchführung chemischer Operationen. Leipzig 1937. - Ulich, H.: Kurzes Lehrbuch der physikalischen Chemie. Dresden und Leipzig 1938 - Ulich, H.: Näherungsformeln zur Berechnung von Reaktionsarbeiten und Gleichgewichten aus thermochemischen Daten. Z. Elektrochem. Bd. 45 (1939) Heft 7 S. 521/533 - Fuchs, O. und A. Hinn: Die Berechnung von Gleichgewichten in der Gasphase aus thermischen Daten. Angew. Chemie Bd. 50 (1937) Heft 34 S. 708/712. - Schwarz, Carl: Die spezifischen Wärmen der Gase als Hilfswerte zur Berechnung von Gleichgewichten. Arch. Eisenhüttenwes. Bd.9 (1936) Heft 8 S. 389/396.

2) Gumz, W.: Kurzes Handbuch der Brennstoff- und Feuerungstechnik. Berlin 1942. S. 265, 270/271.

3) Kassel, L.S.: J. am. chem. Soc. Bd. 56 (1934) S. 1838

4) Rossini, F.D.: Z. chem. Phys. Bd. 6 (1938) S. 569

5) Landolt-Börnstein: Physikalisch-chemische Tabellen. III. Erg.-Bd. 3. Teil. Berlin 1936.

Der Vergasungsmechanismus. Den Vergasungsmechanismus kann man sich in schematisierter Form folgendermassen vorstellen: Der in die Brennstoffschicht eingeführte Sauerstoffträger (z.B. die Luft) verbrennt zunächst einen Teil des Kohlenstoffs und zwar so viel und so lange, bis praktisch aller freier Sauerstoff verbraucht ist. Der Mechanismus dieses Verbrennungsvorganges in der Oxydationszone eines Gaserzeugers ist im Beharrungszustand gekennzeichnet durch eine Gasverbrennung, nämlich eine Verbrennung der Primärprodukte der Verbrennung, die ihrerseits je nach der Temperaturlage Kohlenoxyd oder Kohlensäure bezw. gleichzeitig entstehendes Kohlenoxyd und Kohlensäure sein können. Vorzugsweise dürfte nach heutiger Vorstellung an der Koksoberfläche die Reaktion $CO_2 + C \rightarrow 2\,CO$, bei wasserdampfhaltiger Verbrennungsluft auch die Reaktion $H_2O + C \rightarrow H_2 + CO$ vor sich gehen, während der Sauerstoff garnicht erst oder nur zu einem geringen Teil bis zur Koksoberfläche vordringen kann, sondern schon auf dem Wege dorthin in der Grenzschicht mit dem gebildeten Gasen Kohlenoxyd und Wasserstoff zu Kohlensäure und Wasserdampf verbrennt wird. Quantitative Gasanalysen in der Grenzschicht und unmittelbar an der Koksoberfläche sind jedoch ebenso wie exakte lokale Temperaturmessungen unmöglich, sodass der Nachweis über den Verbrennungsverlauf unter technischen Bedingungen nicht unmittelbar möglich ist. Die stärkste mittelbare Stütze findet diese Vorstellung im Verschlackungsverhalten der Brennstoffe. Würde der Sauerstoff der Verbrennungsluft bis zur Oberfläche des Kokses vordringen und dort primär zu Kohlensäure verbrennen, so müssten im Innern der Koksschicht , das ja vor einer ins Gewicht fallenden Wärmeabfuhr nach aussen geschützt ist, Temperaturen in der Grössenordnung von 2000°C auftreten (Dissoziation schon berücksichtigt), Temperaturen, bei denen die Aschenbestandteile aller uns bekannten Brennstoffe zu dünnflüssigem Schlackenfluss zusammenschmelzen müssten, dabei die reagierenden Oberflächen weitgehend abdecken. Da die meisten Kokse aber Aschenschmelztemperaturen in der Grössenordnung von 1200 bis 1500°C aufweisen, würde selbst, wie ein Blick auf Abb. 7 zeigt, eine sehr weitgetriebene Aufsättigung der Verbrennungsluft nicht ausreichen, den Schlackenfluss zu verhindern. Das stimmt mit der Erfahrung und Beobachtung nicht überein. Nimmt man dagegen an, dass an der Koksoberfläche die Reaktionen $CO_2 + C \rightarrow 2\,CO$ und $H_2O + C \rightarrow H_2 + CO$ stattfinden, so ergeben sich dort Reaktionstemperaturen gemäss der unteren Kurve in Abb. 7, in Uebereinstimmung mit der Tatsache, dass die Schlackenbildung durch Luftsättigungstemperaturen von 50 bis 55°C bei Schlackenschmelztemperaturen von rd. 1200°C völlig beherrscht werden kann. In Abb. 7 kommt dabei der Strahlungsenergie-Austausch zwischen der Gasverbrennungszone und der Koksoberfläche noch nicht zum Ausdruck; durch ihn verschiebt sich die hier errechnete Koksoberflächentemperatur etwas über die angegebenen Temperaturen hinaus..

Einen weiteren indirekten Beweis für die Richtigkeit und Zweckmässigkeit der Darstellung über den Verbrennungsmechanismus kann man in der Feststellung von Traustel[1]) erblicken, dass die Annahme einer unmittelbaren Reaktion $C + O_2 \rightarrow CO_2$ bei der Verbrennung von Kohle oder Koks in der Schwebe nach Nusselt[2]) zu einer Brennzeit $z = \infty$ führen muss, während die Erfahrung lehrt, dass Kohlenstaub-

---

[1]) Traustel, Sergei: Verbrennung in der Schwebe. Feuerungstechn. Bd.29 (1941), Heft 1...3, S. 1/6, 25/31, 49/60.

[2]) Nusselt, W.: Der Verbrennungsvorgang in der Kohlenstaubfeuerung. Z.VDI Bd. 68 (1924). Heft 6 S. 124/128 u. 70 (1926), 27 S.914.

feuerungen mit nahezu theoretischer Luftmenge und mit gutem Ausbrand (also durchaus endlichen Brennzeiten) betrieben werden können. Der übereinstimmende Verbrennungsmechanismus führt dagegen zwanglos zu endlichen Brennzeiten und zu einer guten Uebereinstimmung zwischen Theorie und praktischer Beobachtung.

An die Oxydationszone im Gaserzeuger schliesst sich die Reduktionszone an, in der sich die Reaktionen nach Gl.(2) bis (5) abspielen. Die primäre Vergasungsreaktion /C+/ der Kohlensäure ist nach Untersuchungen mehrerer Forscher[1]) ein wesentlich - etwa 100-mal - langsamerer Vorgang als die Verbrennung mit Sauerstoff, ohne dass sich dies aber wesentlich auf den technischen Vorgang auswirkt, obwohl wir beim technischen Vorgang[2]) die Vergasun sreaktion als Zwischenglied der Verbrennungsreaktion angenommen haben. Da aber die Reduktion eine stark wärmebindende (endotherme) Reaktion ist, rücken die Vorgänge in der Brennstoffschicht immer stärker in das Gebiet niedrigerer Temperaturen, wodurch sie sich mehr und mehr verlangsamen. Die Reaktionsgeschwindigkeit nimmt damit so niedrige Werte an, dass eine merkliche Auswirkung auf die Gesamtreaktionszeit zustande kommt, äusserlich bereits erkennbar an der wesentlich grösseren Ausdehnung der Reduktionszone.

Die Vergasungsreaktionen sind heterogene Reaktionen, das bedeutet, dass sich die Reaktionen an der Phasengrenze, also an der Oberfläche des Kokses abspielen. Die hier vorherrschende Temperatur ist die für die Zusammensetzung des sich bildenden Gases massgebend. Entsprechend der Höhe der Oberflächentemperatur bildet sich am Anfang der Reduktionszone ein etwas besseres, mit zunehmender Höhe und abnehmender Oberflächentemperatur ein etwas schlechteres Gas (zunehmender Kohlensäuregehalt). Das so in der Grenzschicht gebildete Gas wird durch Diffusion und Konvektion mit dem aus der Oxydationszone austretenden Verbrennungsgas gemischt, folglich ergibt sich trotz höherer Temperatur am Anfang der Reduktionszone /CO/ in der Gasphase ein noch sehr schlechtes, sich dann jedoch schnell verbesserndes Gesamtgas. In gleichem Masse, wie der Stoffaustausch zwischen dem Verbrennungsgas und dem gebildeten Brenngas an der Koksoberfläche eintritt, vollzieht sich auch der Wärmeaustausch zwischen der Gasphase und der Koksoberfläche, wo sie endothermen Vergasungsreaktionen die Wärme umsetzen. Die Reaktionen kommen schliesslich dadurch zum Stillstand, dass einerseits die Kohlensäurekonzentration der Gasphase gleich derjenigen an der Phasengrenze wird, sodass ein Stoffaustausch mangels eines Konzentrationsunterschiedes nicht mehr auftritt bezw. keine Wirkungen mehr auslöst, dass andererseits gleichzeitig die Temperaturunterschiede ausgeglichen sind und auch ein Wärmeaustausch nicht mehr stattfindet. Feste Phase und Gasphase sind sowohl in d r Temperatur als auch in stofflicher Beziehung ausgeglichen. Wir bezeichnen diese Temperatur, die sich aus der Teilwärmebilanz der Reaktionszonen (Oxydations- und Reduktionszone) genau ermitteln lässt, als die "Reaktionstemperatur". Es ist dies nämlich die Temperatur bei der bezw. bis zu der sich die Reaktionen abspielen und die für die Gaszusammensetzung massgebend ist. Damit ist vor allem auch ihre Bedeutung für die Vergasungsrechnung gekennzeichnet. Obwohl die "Reaktionstemperatur" in einem Gaserzeuger

---

[1]) Eucken, Arnold: Lehrbuch der chemischen Physik. Bd.II,2. 2. Aufl. Leipzig 1944. S. 1478/79.

[2]) Physikalisch verläuft der Vorgang z.B. bei Untersuchungen im Hochvakuum, wo die Untersuchungen zwecks Ausschaltung der Konvektions- und Diffusionseinflüsse meist durchgeführt werden, u.U. wesentlich anders.

örtlich festgelegt werden könnte - nämlich als Oberflächentemperatur der oberen, gerade noch der Reduktionszone zugehörigen Koksschichten -, ist eine solche Lokalisierung praktisch deswegen von untergeordneter Bedeutung, weil wir den genauen Wert aus der Teilwärmebilanz gewinnen können[1]). Die Oberflächentemperatur an beliebiger Stelle der Reduktionszone wird zwar etwas höher, aber trotzdem nicht wesentlich über dieser Temperatur liegen, da der höheren Temperatur stets ein besseres Gas, damit auch ein höherer Wärmeverbrauch und eine lebhafte Reaktionsgeschwindigkeit zugeordnet ist, so dass damit eine Art Selbstregelung des Vorganges eintritt. (vergl auch Abb....S....)

Wesentlich verschieden von der Reaktionstemperatur ist naturgemässdie Temperatur in der Gasphase, und die zahlreichen in das Schrifttum eingegangenen falschen Vorstellungen über den Vergasungsvorgang und über die Einstellung der Gasgleichgewichte im Gaserzeuger rühren von einer falschen Zuordnung gemessener Temperaturen und gleichzeitig entnommener Gasanlysen her. Wieder anders verhalten sich die mineralischen Beimengungen des Brennstoffs, sobald aller Kohlenstoff in ihrer unmittelbaren Nachbarschaft aufgezehrt ist. Dadurch entfällt der automatische Temperaturregler und nun können die Temperaturen weiter ansteigen und die Schlacke zum Versintern und zum Schmelzen bringen. Dabei wird durch das Aschen- und Schlackengerüst hindurch immer noch ein Stoffaustausch zwischen der Gasphase und der darunter liegenden Brennstoffoberfläche (d.h. der Oberfläche des noch brennbaren Anteils) stattfinden. Schlackenbildung muss also nicht unbedingt zu einer Behinderung des Verbrennungs- oder Vergasungsvorganges führen, wenn auch eine gewisse Verlangsamung durch die Erschwerung des physikalischen Stoffaustausches auftreten mag.

In einfachster und stark schematisierter Form z eigt Abb. 8 den Verlauf der Gaszusa mmensetzung, wenn in jeder Schicht eine vollkommene Quermischung eintreten würde. Es wird hier lediglich eine Vergasung von Kohlenstoff durch (trockene) Luft dargestellt. In der Oxydationszone nimmt der Sauerstoffgehalt zunächst von 21 % bis auf 0 % ab, der Kohlensäuregehalt entsprechend zu. Dann setzt die Reduktion ein, der Kohlenoxydgehalt nimmt auf Kosten des Kohlensäuregehaltes solange zu, bis der Ausgleich stofflich und wärmebilanzmässig erfolgt ist. In Wirklichkeit ist die Quermischung bereits in der Oxydationszone nicht so vollkommen, sodass eine vorübergehende Existenz von Kohlenoxyd und Sauerstoff nebeneinander möglich ist, die CO_2-Spitze flacht sich dadurch ab. Verstärkt wird diese Abflachung durch die Tatsache, dass der Gasraum in der Gaserzeuger-Brennstoffschicht durch das verwickelte Gebilde des Lückenvolumens gebildet wird, sodass sich aus Korngrössenunterschieden, Kornverteilung, Dichtigkeits-, Druck- und Temperaturunterschieden die Grenze zwischen Oxydations- und Reduktionszone noch stärker verwischt. Weiter ist die Geschwindigkeit der Vorgänge durchaus nicht konstant, die Zu- und Abnahme wird also nicht gradlinig sein, sondern sowohl die Verbrennung als auch die Vergasung wird, da es sich um ausgleichende Vorgänge handelt, anfänglich infolge der hohen Konzentrationsgefälle (O_2, CO_2) lebhaft verlaufen und dann abklingen, sodass an der Grenze der Oxydations- zur Reduktionszone der langsam auslaufende Verbrennungsvorgang von dem zunächst lebhaft einsetzenden Reduktionsvorgang überschnitten wird. Der Verlauf des Sauerstoff-, Kohlensäure- und Kohlenoxydgehaltes nimmt dadurch etwa die Form nach Abb. 8b an. Sie wird durch die Messungen

---

[1]) Nur wegen der notwendigen Aufteilung der gesamten Wärmeverluste des Gaserzeugers nach Aussen (Wärmeabgabe an den Mantel und Verluste) auf die Reaktionszonen einerseits, die restlichen Teile des Gaserzeugers andererseits kommt der ungefähren Lokalisierung eine gewisse Bedeutung zu. Vergl dazu S..... (Wärmebilanz).

von Horak an einem Gaserzeuger von 3 m Schachtdurchmesser qualitativ gut bestätigt[1]).

Nach dieser Darstellung der Vorgänge im Gaserzeuger erhellt ohne weiteres, dass die Gesamtreaktion zusammengesetzt ist aus einer physikalischen und einer chemischen Teilreaktion. Um überhaupt reagieren zu können, muss das reagierende Mittel (z.B. der Luftsauerstoff, Wasserdampf, Kohlensäure) zunächst erst einmal an die Oberfläche des festen Körpers herangefördert werden, ein rein physikalischer Vorgang, der sich durch Stoffaustausch (Konvektion) in grösseren Stoffballen oder in kleineren Dimensionen und entsprechend langsamer durch Diffusion (molekularer Stoffaustausch) vollzieht. Dann erst kann die eigentliche chemische Reaktion vor sich gehen. Im allgemeinen ist im Bereich sehr hoher Temperaturen (etwa oberhalb 900°C die Geschwindigkeit der chemischen Reaktionen so hoch, dass sie neben den relativ langsamen Vorgängen des physikalischen Stoff- und Energieaustausches vernachlässigt werden können. Etwa im Bereich von 900 bis 700°C macht sich allmählich die chemische Reaktionsgeschwindigkeit bemerkbar, um schliesslich in dem nur für Zündvorgänge praktisch interessierenden Bereich unter 600 bis 500°C eine mehr und mehr beherrschende Rolle zu spielen. Die Vorgänge in der Oxydationszone werden infolge der hohen Temperaturen ausschliesslich von physikalischen Einflüssen beherrscht. Die Höhe der Zone als Massstab der Oxydationsgeschwindigkeit wird also auch ausschliesslich von physikalischen Kennwerten, von der Korngrösse bezw. der Körnungskennlinie bestimmt. In weitem Bereich innerhalb der in Grossgaserzeugern meist verwendeten Korngrössen besitzt die Oxydationszone eine Höhe von rd. 100 bis 150 mm und wird weder von der Belastung (Windgeschwindigkeit) noch von der Natur des Brennstoffs wesentlich beeinflusst. Der geringe Einfluss der Belastung erklärt sich daraus, dass die kürzere Berührungszeit bei höherer Windgeschwindigkeit durch den lebhafteren Stoffaustausch und die stärkere Verwirbelung vollkommen ausgeglichen wird.

Die Reduktionszone eines Gaserzeugers besitzt gleiche Querschnittsabmessungen und die gleiche Querschnittsbelastung wie die Oxydationszone, dennoch aber eine beträchtlich grössere Ausdehnung. Die Ursache liegt in den geringeren Temperaturen, in dem zunehmenden Einfluss der chemischen Reaktionsgeschwindigkeit, der sich vor allem im letzten Teil dieser Zone stärker bemerkbar macht und das sehr langsame Abklingen der Reaktion bewirkt. Die Höhe der Reduktionszone liegt in der Grössenordnung von 800 mm. Eine Beschneidung der Zone ist für die Gaszusammensetzung aber von geringerem Einfluss. Die gesamte Schichthöhe eines Gaserzeugers für Nuss oder Brech IV bis III liegt also, einschliesslich einer Aschenzone von 50 bis 100 mm, bei rd. 1 m, dazu kommt die Vorwärm-, Entgasungs- und Trocknungszone, in der sich keine Vergasungsreaktionen mehr abspielen, in der lediglich noch ein für die Wärmebilanz sehr wesentlicher Wärmeaustausch stattfindet.

---

[1]) Horak, Wilhelm: Untersuchungen an einem Gaserzeuger mit Dampfmantel. Z.öster. Ver. Gas- u. Wasserfachm. Bd. 74 (1933), 50. Jahrg. Heft 11...12 S. 170/180, 194/203.

Gaszusammensetzung im Gleichgewichtszustand.

Berechnungsgrundlagen.

Zur Berechnung der Gaszusammensetzung bei gegebener Temperatur und im Gleichgewichtszustand bedienen wir uns der Gleichgewichtskonstanten und nach Bedarf weiterer Bestimmungsgleichungen insbesondere der Stoffbilanzen. Zunächst ein einfaches Beispiel, die Boudouard'sche Reaktion nach Gl.(2).

Es ist

$$K_{p_B} \cdot p^{-1} = \frac{(v_{CO})^2}{v_{CO_2}} \qquad (22)$$

Das entstehende Gas enthält nur die zwei Gasbestandteile, die nicht umgesetzte Kohlensäure und das erzeugte Kohlenoxyd. Wir haben also als zweite Gleichung die Beziehung zur Verfügung

$$v_{CO} + v_{CO_2} = 1 \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (50)$$

Die beiden Unbekannten v_{CO} und v_{CO_2} ergeben sich dann wie folgt

$$K_{p_B} \cdot p^{-1} = \frac{(v_{CO})^2}{1 - v_{CO}} \qquad \ldots\ldots (51)$$

$$(v_{CO})^2 + K_{p_B} \cdot p^{-1} \cdot v_{CO} - K_{p_B} \cdot p^{-1} = 0 \qquad \ldots\ldots (52)$$

$$v_{CO} = -\frac{K_{p_B} \cdot p^{-1}}{2} \pm \sqrt{\left(\frac{K_{p_B} \cdot p^{-1}}{2}\right)^2 + K_{p_B} \cdot p^{-1}} \qquad \ldots (53)$$

hiervon benutzen wir die positive Wurzel, ferner ist

$$v_{CO_2} = 1 - v_{CO} \qquad \ldots\ldots (54)$$

Zahlentafel 2. und Abb. 3. S.... gibt das Rechenergebnis wieder.

Zahlentafel 2
Vergasung von Kohlenstoff mit Sauerstoff.

		p = 0,25	1	4	16	64 Atm
t = 400°C	v_{CO} =	1,92	0,96	0,48	0,24	0,12
500		13,75	6,63	3,43	1,71	0,85
600		45,69	26,56	1434	7,45	3,80
700		83,49	62,73	39,85	22,60	12,62
800		96,84	89,26	72,03	48,75	28,74
900		99,36	97,44	91,12	75,67	52,62
1000		99,60	99,28	97,42	90,95	75,23

98

Als zweites Beispiel betrachten wir die heterogene Wassergasreaktion nach Gl(3). Es ist

$$K_{p_W} \cdot P^{-1} = \frac{v_{H_2} \cdot v_{CO}}{v_{H_2O}} \quad \ldots\ldots(55)$$

$$v_{H_2} + v_{CO} + v_{H_2O} = 1 \quad \ldots\ldots\ldots (56)$$

Als dritte Bestimmungsgleichung benutzen wir die Beziehung

$$v_{H_2} = v_{CO} \quad , \quad \ldots\ldots\ldots(57)$$

die sich daraus ergibt, dass gleiche Molzahlen Wasserstoff und Kohlenoxyd entstehen, also auch gleiche Volumina, wenn wir von den sehr geringen Unterschieden der realen Molvolumina von H_2 (22,432 Nm^3/kmol) und von CO (22,408 Nm^3/kmol) absehen.[1])

Aus Gl.(56) und (57) erhalten wir

$$v_{H_2O} = 1 - 2 \cdot v_{H_2} \quad \ldots\ldots\ldots(58)$$

und aus Gl.(55)

$$K_{p_W} \cdot P^{-1} = \frac{v_{H_2}^2}{1 - 2 \cdot v_{H_2}} \quad \ldots\ldots\ldots (59)$$

$$v_{H_2}^2 + 2 \cdot K_{p_W} \cdot P^{-1} - K_{p_W} \cdot P^{-1} = 0 \quad \ldots\ldots\ldots(60)$$

$$v_{H_2} = - K_{p_W} \cdot P^{-1} \pm \sqrt{(K_{p_W} \cdot P^{-1})^2 + K_{p_W} \cdot P^{-1}} \quad \ldots\ldots(61)$$

Das Ergebnis der Durchrechnung zeigt Zahlentafel...3.., vergl. auch Abb.4. S.....

Als drittes Beispiel behandeln wir die Methanbildung nach Gl.(5) Hierbei ist

$$P \cdot K_{p_M} = \frac{v_{CH_4}}{(v_{H_2})^2} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots(34)$$

---

[1]) Wir können diesen Unterschied aber auch unschwer berücksichtigen und erhalten dann

$$v_{H_2} = - \frac{1,000535}{0,999893} \cdot K_{p_W} \cdot P^{-1} + \sqrt{\left(\frac{1,000535}{0,999893} \cdot K_{p_W} \cdot P^{-1}\right)^2 + \left(\frac{1,001070}{0,999893}\right) K_{p_W} \cdot P^{-1}}$$

und daraus beispielsweise bei P = 1 Atm und t = 700°C folgende Gaszusammensetzung:

44,12 % H_2	gegenüber	44,10 % H_2
44,07 % CO		44,10 % CO
11,81 % H_2O		11,80 % H_2O

Der Unterschied ist belanglos.

Zahlentafel 3..
Vergasung von Kohlenstoff mit Wasserdampf.

	P = 0,25	1	4	16	64 Atm
t = 400°C v_{H_2} / v_{CO}	6,04	3,12	1,59	0,80	0,40
500	22,49	13,08	7,03	3,65	1,86
600	41,36	30,72	19,45	10,99	5,84
700	48,23	44,10	35,07	23,41	13,68
800	49,61	48,49	44,84	36,45	24,79
900	49,85	49,60	48,36	44,47	35,72
1000	50,00	49,80	49,43	47,88	43,11

$$v_{H_2} + v_{CH_4} = 1 \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (62)$$

$$P.K_{p_M} = \frac{v_{CH_4}}{(1 - v_{CH_4})^2} = \frac{v_{CH_4}}{1 - 2.v_{CH_4} + (v_{CH_4})^2} \qquad \ldots\ldots (63)$$

$$(v_{CH_4})^2 - \left(2 + \frac{1}{P.K_{p_M}}\right) . v_{CH_4} + 1 = 0 \qquad \ldots\ldots (64)$$

$$v_{CH_4} = 1 + \frac{1}{2 P K_{p_M}} \pm \sqrt{\left(1 + \frac{1}{2 P K_{p_M}}\right)^2 - 1} \qquad \ldots (65)$$

Hier benutzen wir die negative Wurzel. Das Ergebnis der Ausrechnung ist in Zahlentafel 4. und in Abb. 5.. S.... wiedergegeben.

Zahlentafel 4...
Methanbildung aus Wasserstoff und Kohlenstoff.

	P = 0,25	1	4	16	64 Atm
t = 400°C v_{CH_4} =	65,83	81,04	90,01	94,88	97,40
500	31,78	55,09	73,98	85,97	92,72
600	10,69	27,89	51,16	72,56	84,33
700	3,42	11,53	29,97	52,70	72,30
800	1,24	4,67	14,89	34,88	58,01
900	0,58	2,06	7,38	21,29	43,65
1000	0,18	1,00	3,81	12,69	31,19

Diese Rechenmethode stellt nicht die einzige Möglichkeit dar, als eine zweite Darstellungsart sei auf die Methode der Spaltungsgrade hingewiesen.

Stellen wir uns vor, dass bei der Reaktion

$$CO_2 + C = 2\,CO$$

n Moleküle CO_2 vorhanden seien, von denen n.x am festen Kohlenstoff zu Kohlenoxyd reduziert werden, so entstehen 2nx Moleküle CO und verbleiben $n(1-x)$ Moleküle CO_2. Die Summe beider, also die Summe der Moleküle des betrachteten reagierenden Systems ist dann

$$2nx + n(1-x) = n(1+x) \qquad \ldots\ldots\ldots (66)$$

Der Teildruck der Kohlensäure beträgt

$$\frac{p_{CO_2}}{P} = \frac{(1-x)}{(1+x)}, \qquad \ldots\ldots\ldots (67)$$

der Teildruck des Kohlenoxyds

$$\frac{p_{CO}}{P} = \frac{2x}{1+x} \qquad \ldots\ldots\ldots (68)$$

und als Beziehung zwischen x und K_{p_B} erhält man

$$K_{p_B} = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} = \frac{4x^2 P}{1-x^2} \qquad \ldots\ldots\ldots (69)$$

und daraus den als α_B bezeichneten Spaltungsgrad

$$x = \alpha_B = \sqrt{\frac{K_{p_B}}{K_{p_B} + 4P}} = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{4P}{K_{p_B}}}} \qquad \ldots (70)$$

oder

$$\alpha_B = \frac{1}{\sqrt{1 + 4P K'_{p_B}}} \qquad \ldots (70a)$$

Zahlenbeispiel: Für t = 700°C und P = 1 Atm ergibt sich nach Gl.(70) α_B = 45,70 %. Mit $x = \alpha_B \cdot v'_{CO_2}$ erhält man nach Gl.(67) und (68)

$$v_{CO} = \frac{2\alpha_B \cdot v'_{CO_2}}{1 + \alpha_B \cdot v'_{CO_2}} \qquad \ldots\ldots (71)$$

$$v_{CO_2} = \frac{v'_{CO_2} - \alpha_B \cdot v'_{CO_2}}{1 + \alpha_B \cdot v'_{CO_2}} \qquad \ldots\ldots (72)$$

In unserem Zahlenbeispiel ist $v'_{CO_2} = 1$, folglich

$$v_{CO} = \frac{2 \cdot 0{,}4570}{1 + 0{,}4570} = \frac{0{,}9140}{1{,}4570} = 0{,}6273$$

$$v_{CO_2} = \frac{1 - 0{,}4570}{1 + 0{,}4570} = \frac{0{,}5430}{1{,}4570} = 0{,}3727$$

in Uebereinstimmung mit der früheren Berechnung (vergl Zahlentafel.2. den ξ Wert für t = 700°, 1 Atm.)

Bei der heterogenen Wassergasreaktion seien n Moleküle Wasserdampf vorhanden, davon werden nx Moleküle zersetzt. Es entstehen nx Moleküle Wasserstoff und nx Moleküle Kohlenoxyd und verbleiben n (1-x) Moleküle Wasserdampf. Die Summe der Reaktionsteilnehmer ist

$$2nx + n(1-x) = n(1 + x) \qquad \ldots\ldots\ldots (73)$$

Weiter ist

$$\frac{p_{CO}}{P} = \frac{x}{1 + x} \; ; \quad \frac{p_{H_2}}{P} = \frac{x}{1 + x} \; ; \quad \frac{p_{H_2O}}{P} = \frac{1 - x}{1 + x} \qquad \ldots (74, 75, 76)$$

$$K_{p_W} = \frac{p_{H_2} \cdot p_{CO}}{p_{H_2O}} = \frac{x^2 \cdot P}{1 - x^2} \qquad \ldots\ldots\ldots (77)$$

$$x = \alpha_W = \sqrt{\frac{K_{p_W}}{K_{p_W} + P}} = \frac{1}{\sqrt{1 + \frac{P}{K_{p_W}}}} \qquad \ldots\ldots\ldots (78)$$

$$\alpha_W = \frac{1}{\sqrt{1 + P \cdot K'_{p_W}}} \qquad \ldots\ldots\ldots (78a)$$

$$v_{H_2} = v_{CO} = \frac{\alpha_W \cdot v'_{H_2O}}{1 + \alpha_W \cdot v'_{H_2O}} \qquad \ldots\ldots (79)$$

$$v_{H_2O} = \frac{v'_{H_2O} - \alpha_W \cdot v'_{H_2O}}{1 + \alpha_W \cdot v'_{H_2O}} \qquad \ldots\ldots\ldots (80)$$

Zahlenbeispiel: P = 16 Atm, t = 700°C, α_W = 30,56 % , $v'_{H_2O} = 1$

$$v_{H_2} = v_{CO} = \frac{0{,}3056}{1{,}3056} = 0{,}2341$$ (vergl auch Zahlentafel.3..).

Die Methanbildung nach Gl.(5) geht von 2n Molekülen Wasserstoff aus, davon werden 2nx verbraucht zur Bildung von nx Molekülen Methanxund es verbleiben 2n(1-x) Moleküle Wasserstoff. Die Summe der Reaktionsteilnehmer ist also

$$2n(1-x) + nx = n(2-x) \qquad \ldots\ldots\ldots(81)$$

$$\frac{p_{CH_4}}{P} = \frac{x}{2-x} \; ; \quad \frac{p_{H_2}}{P} = \frac{2(1-x)}{2-x} \qquad \ldots\ldots(82, 83)$$

$$K_{p_M} = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} = \frac{x(2-x)}{4(1-x)^2 P} \qquad \ldots\ldots\ldots(84)$$

daraus

$$x^2 - 2x + \frac{4 P K_{p_M}}{4 P K_{p_M} + 1} = 0 \qquad \ldots\ldots\ldots(85)$$

$$x = \alpha_M = 1 \pm \sqrt{1 - \frac{4PK_{pM}}{4PK_{pM}+1}} = 1 - \frac{1}{\sqrt{1+4PK_{pM}}} \qquad \ldots\ldots\ldots(86)$$

Zahlenbeispiel: P = 64 Atm, t = 700°C, $v'_{H_2} = 1$

$$\alpha_M = 1 - \frac{1}{\sqrt{1 + 4 \cdot 64 \cdot 0{,}14718}} = 0{,}8392$$

$$v_{CH_4} = \frac{\frac{\alpha_M}{2} \cdot v'_{H_2}}{1 - \frac{\alpha_M}{2} \cdot v'_{H_2}} = \frac{0{,}4196}{0{,}5804} = 0{,}7230 \qquad \ldots\ldots(87)$$

$$v_{H_2} = \frac{v_{H_2} - \alpha_M \cdot v'_{H_2}}{1 - \frac{\alpha_M}{2} \cdot v'_{H_2}} = \frac{0{,}1608}{0{,}5804} = 0{,}2770 \qquad \ldots\ldots(88)$$

Als nächsten Schritt betrachten wir den ebenfalls noch einfachen Fall, dass dem Vergasungsmittel ein Inertgas beigemischt sei, z.B. der Luftstickstoff, wodurch der Druck des reagierenden Systems herabgesetzt wird. Kohlenstoff werde mit trockener Luft zu einem Luftgas vergast. Die Zusammensetzung des Vergasungsmittels ist dann also

$$v'_{O_2} = 0{,}21 \; ; \quad v'_{N_2} = 0{,}79$$

Zwei Gleichungen liefern uns die einfachen Beziehungen

$$K_{p_B} \cdot P^{-1} = \frac{(v_{CO})^2}{v_{CO_2}} \qquad (22)$$

Zum Manuskript S. 107

Tabelle 5

Luftgaszusammensetzung bei Vergasung von Kohlenstoff mit trockener Luft.

102 A

t °C	v_{CO} %	v_{CO_2} %	v_{N_2} %	$\frac{CO}{CO + CO_2}$	$\frac{CO}{CO_2}$
300	0,03	20,98	78,99	0,001508	0,001511
350	0,13	20,92	78,95	0,006255	0,006294
400	0,44	20,73	78,83	0,02084	0,02128
450	1,24	20,25	78,51	0,05775	0,06129
500	3,00	19,18	77,82	0,1554	0,1566
550	6,33	17,17	76,50	0,2694	0,3687
600	11,59	13,99	74,42	0,4521	0,8284
650	18,34	9,90	71,76	0,6494	1,8525
700	24,96	5,90	69,14	0,8088	4,2305
750	29,75	3,01	67,26	0,9081	9,8770
800	32,30	1,41	66,21	0,9583	22,9645
850	33,63	0,65	65,72	0,9810	51,738
900	34,19	0,32	65,49	0,9907	106,843
1000	34,65	0,04	65,31	0,9988	866,25
1100	34,71	0,00	65,29	1,0000	∞

103 (89)

und $v_{CO} + v_{CO_2} + v_{N_2} = 1$

und zur Eliminierung der dritten Unbekannten benutzen wir das Verhältnis von Sauerstoff zu Stickstoff im Vergasungsmittel und im erzeugten Gas. Dieser Ausdruck entsteht durch die Division beider Seiten der Sauerstoff und Stickstoffbilanz, er lautet[1])

$$\frac{0,21}{0,79} = \frac{0,5 \cdot v_{CO} + v_{CO_2}}{v_{N_2}} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots (90)$$

Daraus ergibt sich

$$v_{CO} = -0,3025\, K_{p_B} P^{-1} \pm \sqrt{(0,3025\, K_{p_B} P^{-1})^2 + 0,21\, K_{p_B} P^{-1}} \qquad \ldots (91)$$

$$v_{CO_2} = 0,21 - 0,605\, v_{CO} \qquad \ldots\ldots (92)$$

$$v_{N_2} = 1 - (v_{CO} + v_{CO_2}) \qquad \ldots\ldots\ldots (93)$$

Das Ergebnis der Durchrechnung ist für den Druck P = 1 Atm in Zahlentafel 5. und Abb.... wiedergegeben.

(folgt Zahlentafel 5.!)

---

[1]) Wir prüfen noch den Einfluss, den die Abweichungen der realen Molvolumina hervorrufen. Gl.(90) lautet unter Berücksichtigung dieser Abweichungen (vergl. Zahlentafel..... Anhang S.....)

$$\frac{0,21}{0,79} = \frac{0,5 \cdot 0,99964 \cdot v_{CO} + 0,99317 \cdot v_{CO_2}}{0,99946 \cdot v_{N_2}}$$

Daraus

$$v_{CO} = -0,30405\, K_{p_B} P^{-1} \pm \sqrt{(0,30405\, K_{p_B} P^{-1})^2 + 0,21105\, K_{p_B} P^{-1}}$$

$$v_{CO_2} = 0,21105 - 0,60809\, v_{CO}$$

Bei t = 700 600°C, P = 1 Atm, $K_{p_B} = 0,096084$ zeigt der Vergleich mit der Rechnung bei abgerundetem Molvolumen (nach Gl.(91) bis (93)) folgendes Bild:

	Bei realem Molvolumen	bei abgerundetem, konstantem Molvolumen
	11,62 % CO	11,59 % CO
	14,04 % CO_2	13,99 % CO_2
	74,34 % N_2	74,42 % N_2
	100,00	100,00
Gasausbringen	7,245 Nm^3/kg C	7,293 Nm^3/kg C
	(nach Gl....S....)	(nach Gl....S....)

Die Lösung der gleichen Aufgabe nach der Methode der Umsatz- oder Spaltungsgrade ergibt sich wie folgt:

Die theoretische Verbrennung des Kohlenstoffs mit dem vorhandenen Sauerstoff bis zu dessen restlosem Verbrauch liefert ein Verbrennungsgas mit

$$v'_{CO_2} = 0{,}21 \quad ; \quad v'_{N_2} = 0{,}79 \quad ^{1})$$

welches nun als Vergasungsmittel in der Reduktionszone dient.

Aus $$K_{p_B} \cdot P^{-1} = \frac{(v_{CO})^2}{v_{CO_2}} \qquad \ldots\ldots (\mathit{94})$$

und $$v_{CO} = \frac{2\alpha_B \cdot v'_{CO_2}}{1+\alpha_B \cdot v'_{CO_2}} \quad ; \quad v_{CO_2} = \frac{v'_{CO_2}(1-\alpha_B)}{1+\alpha_B \cdot v'_{CO_2}} \qquad \ldots\ldots (\mathit{95})$$

verhält sich $$K_{p_B} \cdot P^{-1} = \frac{4\alpha_B^2 (v'_{CO_2})^2}{v'_{CO_2}(1-\alpha_B)(1+\alpha_B \cdot v'_{CO_2})} \qquad \ldots\ldots (\mathit{96})$$

und daraus durch Auflösung nach α_B

$$\alpha_B = \frac{1-v'_{CO_2}}{2v'_{CO_2}\left(\frac{4P}{K_{p_B}}+1\right)} \pm \sqrt{\left(\frac{1-v'_{CO_2}}{2v'_{CO_2}\left(\frac{4P}{K_{p_B}}+1\right)}\right)^2 + \frac{1}{v'_{CO_2}\left(\frac{4P}{K_{p_B}}+1\right)}} \qquad \ldots\ldots (\mathit{97})$$

Zahlenbeispiel: Bei P = 1 Atm, t = 700°C, $K_{p_B} = 1{,}05573$, $v'_{CO_2} = 0{,}21$

wird nach Gl.(97) $\alpha_B = 0{,}6790$ (= 67,90 %) und nach Gl.(94) und (95)

$$v_{CO} = \frac{2 \cdot 0{,}6790 \cdot 0{,}21}{1 + 0{,}6790 \cdot 0{,}21} = \frac{0{,}28518}{1{,}14259} = 0{,}2496$$

$$v_{CO_2} = \frac{0{,}21 - 0{,}14259}{1{,}14259} = \frac{0{,}06741}{1{,}14259} = 0{,}0590$$

in Uebereinstimmung mit den Zahlenwerten nach Zahlentafel....

---

1) Berücksichtigung des realen Molvolumens bei der Bestimmung der Zusammensetzung des Vergasungsmittels ergibt

theoret.Sauerstoffbedarf $O_{min} = \frac{22{,}394}{12{,}010} = 1{,}86461$

theoret.Luftbedarf $L_{min} = \frac{1}{0{,}21} \cdot O_{min} = 8{,}87909$

$v'_{CO_2} = \frac{22{,}263}{12{,}010}$	= 1,85371	Nm^3	= 0,2090
$v'_{N_2} = 0{,}79 \cdot L_{min}$	= 7,01448	Nm^3	= 0,7010
	8,86819	Nm^3	1,0000

Allgemeingültiger Fall.

Die bisher behandelten Beispiele, die wir wegen ihrer mathematischen Einfachheit als Einführung in die stöchiometrischen Verhältnisse bei der Vergasung verwendet haben, verdienen nur geringes praktisches Interesse, weil sie zur Berechnung der wirklichen Verhältnisse in einem Gaserzeuger nicht ausreichen. So verwenden wir beispielsweise in der Vergasungstechnik niemals absolut trockene Luft, und selbst dort, wo Schachtöfen mit Windtrockenvergasung betrieben werden, liegt der Taupunkt der Einblaseluft [illegible] auch geringe Wasserdampfmengen, etwas Wasserdampf ist aber stets vorhanden, somit entsteht beim [illegible] Schachtofen auch immer etwas Wasserstoff. Nach unserer Kenntnis über die Kinetik der Reaktion zwischen Kohlenstoff und Sauerstoff bzw. Kohlenoxyd und Sauerstoff ist sogar anzunehmen, dass Spuren von Wasserdampf als Katalysatoren für diese Reaktionen unentbehrlich sind, ohne die die Reaktionen nur sehr träge ablaufen würden. Bei der heterogenen Wassergasreaktion nach Gl.(3) haben wir angenommen, dass nur die Enderzeugnisse Wasserstoff und Kohlenoxyd entstehen, in Wirklichkeit wissen wir aber, dass bei der Einwirkung von Wasserdampf auf glühenden Kohlenstoff auch Kohlensäure und geringe Mengen von Methan entstehen. Folglich genügte die Gl.(3) offenbar nicht zur Darstellung der wirklichen Vorgänge, denn das entstehende Kohlenoxyd bildet mit dem überschüssigen Wasserdampf nach Gl.(4), der homogenen Wassergasreaktion, Kohlensäure und Wasserstoff, und aus dem Wasserstoff und dem Kohlenoxyd bezw. der Kohlensäure kann nach Gl.(27) bis (29) Methan entstehen.

Alle diese Vorgänge laufen gleichzeitig ab (Simultanreaktionen) und müssen daher bei der rechnerischen Erfassung der Vorgänge auch gleichzeitig berücksichtigt werden. Dass die Zahl der möglichen Reaktionen auf 3 Grundgleichungen zurückgeführt werden kann, haben wir bereits erwähnt; welche Reaktion wir auch anschreiben mögen, sie lässt sich immer aus diesen 3 Gleichungen ableiten, stellt also mathematisch gesprochen keine neue, unabhängige Bestimmungsgleichung dar, ihre Gleichgewichtskonstante lässt sich aus den 3 Gleichgewichtskonstanten K_{p_B}, K_{p_W} und K_{p_M} ermitteln.[1])

Wir werden in den folgenden Ableitungen jedoch zunächst noch einige, für das praktische Ergebnis - von einigen besonderen Fragestellungen abgesehen - unwesentliche Einschränkungen machen. Der Brennstoff bestehe nur aus den Elementarbestandteilen C, O , H und N, vom Schwefelgehalt und sonstigen Bestandteilen wird abgesehen.[2]) In den meisten Fällen werden wir sogar annehmen dürfen, dass in die Reaktionszone eines Gaserzeugers nur Kohlenstoff gelangt, dass also die übrigen Bestandteile bei aufsteigender Vergasung mit den flüchtigen Bestandteilen restlos ausgetrieben, bei absteigender oder Gleichstromvergasung in der Oxydationszone restlos zu CO_2 Wasserdampf und Kohlensäure verbrannt seien. Wir vernachlässigen mit dem Schwefelgehalt des Brennstoffs die Bildung von Schwefligsäure, Schwefelwasserstoff und organischer Schwefelverbindungen, ferner die gewöhnlich geringfügige Ammoniak-Bildung nach $N_2 + 3\,H_2 = 2\,NH_3$

---

[1]) Als Beispiel hierfür sind auf S.... drei verschiedene Methanbildungsmöglichkeiten (Gl.(27) bis (29)) behandelt worden.

[2]) Ueber die Einwirkung von Aschebestandteilen auf die Gaszusammensetzung vergl. S.....

Endlich werden wir zunächst die Berechnungen mit konstantem, abgerundetem Molvolumen durchführen, ideales Verhalten der Gase bei Ermittlung der Gleichgewichtskonstanten und bezüglich der Anwendbarkeit des Dalton'schen Gesetzes ($\sum p = p$) voraussetzen und den Einfluss des realen Verhaltens der Gase nur gelegentlich in Anmerkungen streifen bezw. später erörtern. Diese Einschränkungen sind jedoch, wie wir später noch sehen werden, mit den praktischen Bedürfnissen der Vergasungsrechnung durchaus vereinbar.

Die Grundgleichungen, aus denen sich der Berechnungsgang aufbaut, sind die Definitionen der Gleichgewichtskonstanten der Boudouard'schen Reaktion K_{p_B} (Gl.22), der heterogenen Wassergasreaktion K_{p_W} (Gl.26) und der Methanbildungsreaktion K_{p_M} (Gl.34), ferner das Dalton'sche Gesetz (Summe der Teildrücke = Gesamtdruck, Summe der Volumanteile der Einzelgase = 1) und die 4 Stoffbilanzen: Die Kohlenstoff-, Wasserstoff-, Sauerstoff- und Stickstoffbilanz. Damit verfügen wir über 8 Gleichungen mit den folgenden 8 Unbekannten: Die 6 im erzeugten Gas auftretenden Gasbestandteile v_{CO}, v_{CO_2}, v_{H_2}, v_{H_2O}, v_{CH_4} und v_{N_2}, die Menge des verbrauchten Vergasungsmittels M in Nm^3/Nm^3 erzeugtes Gas und die vergaste Brennstoffmenge B in kg/Nm^3 erzeugtes Gas. Die Reaktionstemperatur ist eine weitere Unbekannte, die Wärmebilanz eine weitere Bestimmungsgleichung für ihre Ermittlung, doch wollen wir zunächst die Aufgabe so fassen, dass die Gaszusammensetzung für eine bestimmte (gegebene) Temperatur ermittelt werden soll.

Die Stoffbilanzen besagen, dass die mit dem Brennstoff und dem Vergasungsmittel in die Reaktionszone des Gaserzeugers eingebrachten Stoffe gleich den vom erzeugten Gas ausgebrachten Stoffen sein müssen.[1]) Da wir es teils mit festen, teils mit gasförmigen Bestandteilen zu tun haben, müssen wir jedoch, um zu dimensionsrichtigen Gleichungen zu kommen, einen allgemeingültigen Massstab verwenden: Das Mol.

Die Kohlenstoffbilanz lautet

$$B.C_B + M.C_M = C_G \qquad \ldots\ldots\ldots (98)$$

darin bedeutet

$C_B = c$ die Kohlenstoffträger des Brennstoffs, c den Kohlenstoffgehalt des Brennstoffs als einzigen elementaren Kohlenstoffträgers; bei Vergasung von reinem Kohlenstoff wird $c = 1$,

$C_M = v'_{CO} + v'_{CO_2} + v'_{CH_4} + \sum n.v'_{C_nH_m}$ die Kohlenstoffträger des Ver-

---

[1]) Die mit den Rückständen oder mit den Flugverlusten des Gaserzeugers ausgetragenen Stoffe oder Anteile werden nicht berücksichtigt, vielmehr bezieht sich die Berechnung auf die wirklich vergaste Kohlenstoffmenge. Auf die Gaszusammensetzung üben diese Verluste keinen Einfluss aus, sie sind vielmehr nur bei der Ermittlung des wirklichen Gasausbringens (bezogen auf die gegichtete Kohlenstoffmenge) in Rechnung zu stellen.

gasungsmittels, v' die Volumanteile der Gase im Vergasungsmittel; meist sind diese Gasbestandteile = 0, wenn von dem geringen Kohlensäuregehalt der Luft (0,030 Vol.%, v'_{CO_2} = 0,00030 in trockener Luft) abgesehen wird. Nur bei Rückführung von Frisch- oder Abgasen treten Kohlenstoffträger im Vergasungsmittel auf,

$C_G = v_{CO} + v_{CO_2} + v_{CH_4}$ die Kohlenstoffträger im erzeugten Gas, v_{CO} usw. die Volumanteile der Gase im erzeugten Gas. [1])

Zur Ueberführung der Gl.( ) in die molare Darstellung benutzen wir die Definition des Mols, wonach m kg eines Stoffes (m = Molekulargewicht) oder, sofern er gasförmig ist, v_m Nm³ (v_m = Molvolumen = abgerundet 22,4 Nm³) einem Mol entsprechen. Entsprechen 12,01kg Kohlenstoff einem Mol, so sind $B.C_B$ kg = $\frac{B.C_B}{12,01}$ Mol, 1 Nm³ erzeugtes Gas oder M Nm³ Vergasungsmittel $\frac{1}{22,4}$ bezw. $\frac{M}{22,4}$ Mol.

In kmol ausgedrückt lautet daher die Kohlenstoffbilanz

$$\frac{B.C_B}{12,01} + \frac{M.C_M}{22,4} = \frac{C_G}{22,4} \quad \ldots\ldots\ldots (98a)$$

und nun wieder auf 1 Nm³ erzeugtes Gas bezogen

$$\frac{22,4}{12,01}.B.C_B + M.C_M = C_G \quad \ldots\ldots\ldots (99)$$

Diese Gleichung benutzen wir vorzugsweise zur Ermittlung des Brennstoff- bezw. Kohlenstoffverbrauches je Nm³ erzeugtes Gas oder des Kehrwertes, des Gasausbringens in Nm³/kg Brennstoff bezw. Nm³/kg C. [2])

$$B.C_B = 0,536\,(v_{CO} - M.v'_{CO} + v_{CO_2} - M.v'_{CO_2} + v_{CH_4} - M.v'_{CH_4} - M.n.v_{C_nH_m}) \quad \ldots\ldots\ldots\ldots (100)$$

und mit $C_B = 1$, $C_M = 0$

$$B = 0,536\,(v_{CO} + v_{CO_2} + v_{CH_4}) \quad \ldots\ldots\ldots (107)$$

---

1) Da ein Aufbau höherer Kohlenwasserstoffe im Gaserzeuger nicht in nennenswertem Umfang eintritt, genügt die Berücksichtigung dieser 3 Kohlenstoffträger. Man beachte aber, dass es sich hier um das aus der Reaktionszone austretende Gas handelt, dem bei aufsteigender Vergasung von Kohle die Entgasungserzeugnisse zugemischt werden, sodass im fertigen Endgas auch höhere Kohlenwasserstoffe, gasförmige und flüssige (Teere, Oele), auftreten können.

2) Fussnote 2 siehe nächste Seite !

Die Wasserstoffbilanz lautet

$$B.H_B + M.H_M = H_G \qquad \ldots\ldots\ldots(102)$$

darin bedeuten

$H_B = h + w$ die Wasserstofftträger des Brennstoffs, h den aus der Elementaranalyse des Brennstoffs ermittelten Wasserstoffgehalt und w den Wassergehalt. Bei aufsteigender Vergasung werden meist beide Bestandteile fehlen, ganz besonders der Wassergehalt, da nur Kohlenstoff zur Vergasung kommt. Es dürfen selbstverständlich nur diejenigen Bestandteile des Brennstoffs berücksichtigt werden, die tatsächlich als "wirklicher Vergasungsbrennstoff" in die Reaktionszone des Gaserzeugers gelangen. Bei absteigender oder Gleichstrom-Vergasung trifft dies für alle Brennstoffbestandteile, einschliesslich des Wassergehaltes zu,

$H_M = v'_{H_2} + v'_{H_2O} + 2\,v'_{CH_4} + \frac{m}{2} v'_{C_nH_m}$ die Wasserstofftträger des Vergasungsmittels, v' wiederum die Volumanteile der Gase im Vergasungsmittel. In den meisten Fällen kommt nur ein Bestandteil, der Wasserdampfgehalt (Luftfeuchtigkeit, Aufsättigung des Vergasungsmittels, Vergasung mit reinem Wasserdampf beim Wassergasprozess) in Betracht, da andere Wasserstofftträger nur bei Frischgasrückführung oder bei Fremdgaszuführung (z.B. Vergasung und gleichzeitige Methanspaltung von methanhaltigen Gasen im Gaserzeuger) auftreten,

$H_G = v_{H_2} + v_{H_2O} + 2\,v_{CH_4}$ die Wasserstofftträger des erzeugten Gases.

In molarer Schreibweise lautet die Wasserstoffbilanz

$$\frac{B.h}{2,016} + \frac{B.w}{18,016} + \frac{M \cdot H_M}{22,4} = \frac{H_G}{22,4} \qquad \ldots\ldots(103)$$

---

[2]) (zur vorigen Manuskriptseite gehörig!) Unter Berücksichtigung des realen Molvolumens lautet Gl.( ) mit C_2H_4 als typischen Vertreter der ungesättigten Kohlenwasserstoffe

$$B.C_B = \frac{12,01}{22,408}(v_{CO} - M.v'_{CO}) + \frac{12,01}{22,263}(v_{CO_2} - M.v'_{CO_2}) +$$

$$+ \frac{12,01}{22,380}(v_{CH_4} - M.v'_{CH_4}) - \frac{12,01.2}{22,255} M\, v'_{C_2H_4}$$

und mit $C_B = 1$, $C_M = 0$ $\qquad \ldots\ldots\ldots(104)$

$$B = 0,53597.v_{CO} + 0,53946.v_{CO_2} + 0,53664.v_{CH_4} \qquad \ldots\ldots(105)$$

Wenn wir auch von einer Berücksichtigung des realen Molvolumens absehen wollten, so empfiehlt es sich dennoch, diese Gleichung an Stelle der Gl.(100/1) zu benutzen, da, wie wir im Beispiel S... (Manuskript S. 107) gesehen haben, Gl.(107) dort einen Fehler von +0,66 % im Gasausbringen ergibt, der sich auf weniger als die Hälfte herabmindert, wenn wir Gl.(105) verwenden.

und bezogen auf 1 Nm^3 erzeugtes Gas [1])

$$\frac{22,4}{2,016} B.h + \frac{22,4}{18,016} B.w + M \left(v'_{H_2} + v'_{H_2O} + 2\, v'_{CH_4} + \frac{m}{2} v'_{C_nH_m}\right)$$

$$= v_{H_2} + v_{H_2O} + 2\, v_{CH_4} \quad \ldots\ldots (106)$$

Mit h = 0, ~~x/f/ø~~ w = 0 , $v'_{H_2} = v'_{CH_4} = v'_{C_nH_m} = 0$ wird

$$M.v'_{H_2O} = v_{H_2} + v_{H_2O} + 2\, v_{CH_4} \quad \ldots\ldots\ldots (107)$$

Diese Gleichung kann zur Ermittlung der Vergasungsmittelmenge benutzt werden, vorzugsweise bei der Wassergaserzeugung

Die <u>Sauerstoffbilanz</u> lautet

$$B.O_B + M.O_M = O_G \quad \ldots\ldots\ldots (108)$$

darin bedeuten

$O_B = o + ø,5.w$ die Sauerstoffträger des Brennstoffs, o den Sauerstoff-, w den Wassergehalt des Brennstoffs; auch hier gelten die zu H_B gemachten Bemerkungen,

$O_M = v'_{O_2} + v'_{CO_2} + 0,5.v'_{H_2O} + 0,5.v'_{CO}$ die Sauerstoffträger des Vergasungsmittels, v' die Volumenteile der Gase im Vergasungsmittel,

---

[1]) Unter Berücksichtigung des realen Molvolumens ~~f/f/ø/ø~~ erhalten wir

$$\frac{B.h}{2,016} + \frac{B.w}{18,016} + M.\left(\frac{v'_{H_2}}{22,432} + \frac{v'_{H_2O}}{22,416} + \frac{2.v'_{CH_4}}{22,380} + \frac{2\,.\,v'_{C_2H_4}}{22,255}\right)$$

$$= \frac{v_{H_2}}{22,432} + \frac{v_{H_2O}}{22,416} + \frac{2\,v_{CH_4}}{22,380} \quad \ldots\ldots\ldots (109)$$

Den Uebergang auf 1 Nm^3 erzeugtes Gas vollziehen wir durch Multiplikation mit (idealen) Molvolumen, wobei wir den theoretischen Wert ausklammern und die Berichtigungsfaktoren bei den einzelnen Gliedern stehen lassen. Ueber diese Faktoren $v_m/v_{m\,real}$ s. Zahlentafel im Anhang S..... letzte Spalte. Es wird dann

$$\frac{22,416}{2,016}.B.h + \frac{22,416}{18,016}.B.w + M\,(1,00071.v'_{H_2} + ~~2,0\,6\,8\,8\,8\,8\,8\,4\,4~~\, v'_{H_2O} +$$

$$+ 2.\,0,99839.v'_{CH_4} + 2.\,0,99282.v'_{C_2H_4}) =$$

$$= 1,00071.v_{H_2} + v_{H_2O} + 2\,.\,0,99839\,.\,v_{CH_4} \quad \ldots\ldots (110)$$

Eine Unsicherheit liegt in dem realen Molvolumen des Wasserdampfes, nach der Gepflogenheit des DIN 1871 wird es dem idealen Molvolumen gleichgesetzt.

$O_G = 0{,}5 \cdot v_{CO} + v_{CO_2}$ $\left(+0{,}5 \cdot v_{H_2O}\right)$ die Sauerstoffträger des erzeugten Gases

In molarer Schreibweise lautet die Sauerstoffbilanz

$$\frac{B,o}{32,0} + \frac{B,0{,}5,w}{18,016} + \frac{M,O_M}{22,4} = \frac{O_G}{22,4} \quad \ldots\ldots (111)$$

und bezogen auf 1 Nm^3 erzeugtes Gas

$$\frac{22,4}{32,0} \cdot B,o + \frac{22,4}{36,032} \cdot B,w + M.(v'_{O_2} + v'_{CO_2} + 0{,}5.v'_{H_2O} + 0{,}5.v'_{CO})$$

$$= 0{,}5.v_{CO} + v_{CO_2} + 0{,}5\,v_{H_2O} \quad \ldots\ldots (112)$$

Die Stickstoffbilanz lautet

$$B.N_B + M.N_M = N_G \quad \ldots\ldots (113)$$

darin bedeuten

$N_B = n$ den Stickstoffträger des Brennstoffs, n den Gehalt an Stickstoff im Brennstoff; meist wird dieser Betrag vernachlässigt, indem reine Kohlenstoffvergasung angenommen wird,

$N_M = v'_{N_2}$ den Stickstoffträger im Vergasungsmittel, v'_{N_2} den Stickstoffgehalt des Vergasungsmittels in Volumanteilen,

$N_G = v_{N_2}$ den Stickstoffträger im erzeugten Gas, v_{N_2} den Stickstoffgehalt im erzeugten Gas in Volumanteilen.

In molarer Schreibweise lautet die Stickstoffbilanz

$$\frac{B,n}{28,016} + \frac{M.N_M}{22,4} = \frac{N_G}{22,4} \quad \ldots\ldots (114)$$

und bezogen auf 1 Nm^3 erzeugtes Gas

$$\frac{22,4}{28,016} B.n + M.v'_{N_2} = v_{N_2} \quad \ldots\ldots (115)$$

Diese Gleichung liefert mit n = 0 eine besonders einfache Beziehung für die Feststellung der Vergasungsmittelmenge, es ist

$$M = v_{N_2} / v'_{N_2} \quad \ldots\ldots (116)$$

Nur bei Wassergas versagt diese Gleichung, man greift dann zweckmässig auf die Wasserstoffbilanz Gl.( ) zurück.

1) Unter Berücksichtigung des realen Molvolumens lautet die Sauerstoffbilanz, bezogen auf 1 Nm^3 erzeugtes Gas

$$\frac{22,416}{32,000} \cdot B.o + \frac{22,416}{36,032} \cdot B.w + M(0{,}5.0{,}99902.v'_{O_2} + 0{,}99317.v'_{CO_2}$$

$$+0{,}5.v'_{H_2O} + 0{,}5.0{,}99964.v'_{CO}) = 0{,}5.0{,}99964.v_{CO} + 0{,}99317.v_{CO_2}$$

$$+ 0{,}5\,v_{H_2O} \quad \ldots\ldots (117)$$

Fortsetzung der Fussnote auf der nächsten Seite

Bestimmt man die Vergasungsmittelmenge M nach 3 verschiedenen Methoden, nämlich aus der Stickstoffbilanz ($M_{(N_2)}$), aus der Sauerstoffbilanz ($M_{(O_2)}$) oder aus der Wasserstoffbilanz ($M_{(H_2)}$) so muss sich als Kontrolle der Richtigkeit der Rechnung immer der gleiche Wert ergeben. Zur Ausnutzung solcher Kontrollmöglichkeiten und aus Gründen, auf die an geeigneter Stelle noch hingewiesen wird, werden alle Vergasungsrechnungen in der Gaszusammensetzung mit 2 Stellen hinter dem Komma durchgeführt. Es ist dies kein Streben nach übertriebener "Genauigkeit" und hat mit dem Vergleich mit Gasanalysen und den Grenzen der Analysengenauigkeit nichts zu tun, sondern ein Erfordernis der Rechentechnik. Man wird die Vergasungsrechnungen im allgemeinen zweckmässig mit der Rechenmaschine durchführen, das Mitnehmen grosser Stellenzahlen (mindestens 3 hinter dem Komma, um im Endergebnis in der zweiten Stelle hinter dem Komma genügend Sicherheit zu haben) ist folglich keine Belastung. Die etwa zweckmässig erachtete Beschränkung der Stellenzahl soll erst ganz am Schluss der Rechnung erfolgen.

Für das Beispiel eines Luftgases bei 700°C , 1 Atm findet man die Vergasungsmittelmenge aus der Stickstoffbilanz zu

$$M_{(N_2)} = \frac{0,6914}{0,7900} = 0,8752 \ Nm^3/Nm^3$$

und aus der Sauerstoffbilanz zu

$$M_{(O_2)} = \frac{0,1248 + 0,0590}{0,21} = 0,8752 \ Nm^3/Nm^3 .$$

Ein aus Kohlenstoff mit dem folgendermassen gekennzeichneten Vergasungsmittel

$$v'_{O_2} = 0,1260 \ , \ v'_{N_2} = 0,4740 \ , \ v'_{H_2O} = 0,4000$$

erzeugtes Gas hat im vollkommenen Gleichgewichtszustand bei 600° die folgende Zusammensetzung

$$v_{CO} = 0,1248 \ , \ v_{CO_2} = 0,1620 \ , \ v_{H_2} = 0,1959 \ , \ v_{H_2O} = 0,0987$$
$$v_{CH_4} = 0,0206 \ , \ v_{N_2} = 0,3980$$

Fortsetzung der Fussnote der vorigen Seite:

und die Stickstoffbilanz, bezogen auf 1 Nm^3 erzeugtes Gas

$$\frac{22,416}{28,016} .B.n + M.0,99946,v'_{N_2} = 0,99946,v_{N_2} \quad \ldots (118)$$

Von diesen beiden Gleichungen haben wir in Fussnote 1 S... (Manuskript S. 107) bereits Gebrauch gemacht.

Daraus errechnet sich die Vergasungsmittelmenge

$$M_{(N_2)} = \frac{0,3980}{0,4740} = 0,8397 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$$

$$M_{(O_2)} = \frac{0,0624 + 0,1620 + 0,04935}{0,1250 + 0,2000} = \frac{0,27375}{0,3260} = 0,8397 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$$

$$M_{(H_2)} = \frac{0,15959 + 0,0987 + 0,0412}{0,4000} = \frac{0,3358}{0,4000} = 0,8395 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$$

Hier tritt im letzten Wert bereits eine geringfügige Differenz auf, die auf Abrundungen zurückzuführen ist und die verschwinden würde, wenn die Analyse des erzeugten Gases mit noch grösserer Stellenzahl errechnet werden wäre.[1])

[1]) Beim Rechnen mit dem realen Molvolumen ist diese Uebereinstimmung nicht zu erzielen, solange nicht die realen Molvolumina aller Gase mit hinreichender Genauigkeit bekannt sind. Für den Wasserdampf trifft dies nicht zu. Es müsste aber bei Erfüllung des Dalton'schen Gesetzes und bei genauer Kenntnis der Molvolumina der übrigen Gase möglich sein, das Molvolumen des Wasserdampfes aus der Gleichsetzung von $M_{(N_2)}$ und $M_{(O_2)}$ oder $M_{(H_2)}$ rückwärts zu errechnen. Das Ergebnis ist völlig unbefriedigend, es wird

$M_{(N_2)} = 1,1$

bei Benutzung der Stickstoff- und Sauerstoffbilanz

$$v_{m_{real}} = 22,226 \text{ Nm}^3$$

bei Benutzung dr Stickstoff- und Wasserstoffbilanz

$$v_{m_{real}} = 22,414 \text{ Nm}^3$$

Nach Justi (Tabelle 3231 im "Taschenbuch für Chemiker und Physiker", Berlin 1943, S.822) ist

$$v_{m_{real}} = 23,45 \text{ Nm}^3.$$

Der letztgenannte Wert wird als zu hoch angesehen, der erste kommt vielleicht der Wirklichkeit am nächsten, da die Bestimmung der Molekular- und Normkubikmetergewichte bei Sauerstoff, Kohlensäure und Kohlenoxyd wahrscheinlich einen grösseren Genauigkeits-grad erreicht haben als bei Wasserstoff und Methan. Die Unsicherheit ist aber zu gross, als dass einer dieser Werte für die allgemeine Benutzung vorgeschlagen werden könnte. Auch bedarf die Gültigkeit des Dalton'schen Gesetzes in diesem Falle einer besonderen Nachprüfung (vergl. auch S....).

Fassen wir die gewonnenen Ausgangsgleichungen für unsere Berechnungen nochmals zur besseren Uebersicht zusammen. Gegeben ist ein Brennstoff mit einer Zusammensetzung, die durch die Gewichts-% c, h., o, n und w bezw. die Ausdrücke C_B, H_B, O_B und N_B, und ein Vergasungsmittel mit einer Zusammensetzung, die durch die Volum-% v'_{O_2}, v'_{H_2}, v'_{H_2O}, v'_{CO_2} usw. bezw. die Ausdrücke C_M, H_M, O_M und N_M gekennzeichnet ist. Gesucht ist die Zusammensetzung des erzeugten Gases und der Aufwand an Brennstoff und Vergasungsmittel je Nm³ erzeugtes Gas.

(I) $P.K'_{p_B} = v_{CO_2} / v_{CO}^2$

(II) $P.K'_{p_W} = v_{H_2O} / v_{H_2} \cdot v_{CO}$

(III) $P.K_{p_M} = v_{CH_4} / v_{H_2}^2$

(IV) $v_{CO} + v_{CO_2} + v_{H_2} + v_{H_2O} + v_{CH_4} + v_{N_2} = 1$

(V) $B.C_B + M.C_M = v_{CO} + v_{CO_2} + v_{CH_4}$

darin: $C_B = \frac{22,416}{12,010} c = 1,8664.c = \frac{c}{0,5358}$

(VI) $B.H_B + M.H_M = v_{H_2} + v_{H_2O} + 2 v_{CH_4}$

darin: $H_B = \frac{22,416}{2,0156}.h + \frac{22,416}{18,0156}.w = 11,121.h + 1,244.w$

(VII) $B.O_B + M.O_M = 0,5 v_{CO} + v_{CO_2} + 0,5 v_{H_2O}$

darin: $O_B = \frac{22,416}{32,000}.o + \frac{22,416}{36,0312}.w = 0,7005.o + 0,6221.w$

(VIII) $B.N_B + M.N_M = v_{N_2}$

darin: $N_B = 0,8001.n$

Die Lösung eines Systems von 8 Gleichungen mit 8 Unbekannten ist grundsätzlich möglich, aber selbstverständlich nicht einfach, die Rechenoperationen sind sehr unbequem und zeitraubend, sodass es notwendig ist, nach möglichst rationellen Lösungsmethoden zu suchen; dabei kann sowohl an graphische als auch an rechnerische Näherungsverfahren wie die Verfahren nach Newton oder nach Taylor durch Rei-

henentwicklung gedacht werden. S. Traustel hat in einer Reihe von

Veröffebtlichungen[1], bis [5], verschiedene Lösungen angegeben, ihre
Brauchbarkeit an praktischen Zahlenbeispielen erhärtet und die grund-
sätzlichen Zusammenhänge zwischen verschiedenen Lösungen insbesondere
auch der von den Stoffbilanzen ausgehenden Methoden und der Methode
L3 der Umsatzgrade erörtert.[2], zunächst[1], schlug Traustel folgenden Weg
zur Lösung vor, wobei er sich auf Vorarbeiten von Cerasoli,[6] Dan-
Danulat[8], und Meiser[9], stützen konnte: Schätzung eines Wertes z.B.
des ~~CO~~ v_{CO}, Ermittlung von v_{CO_2}, v_{H_2O}, v_{CH_4}, M und v_{N_2}; Kontrolle
des Daltonschen Gesetzes (Gleichung IV), gegebenenfalls Berichtigung
des Schätzwertes und ~~Wiederholung der Rechnung mit dem verbesserten~~
Schätzwert usf. In der zweiten Veröffentlichung[2], hat Traustel gering-
fügige Abwandlungen seines ersten Vorschlages vorgenommen und das
~~Gleichungs~~ System von Grundgleichungen (Gl.I bis VIII), das wir hier
übernommen haben. Wiederum wird von einer Schätzung eines v_{CO}-Wertes
ausgegangen und in einem durch starke Umformung entstandenen Formel-
gerüst v_{CO_2}, v_{H_2}, v_{H_2O}, v_{CH_4} und zur Kontrolle v_{CO} bestimmt. Die
Abweichung des errechneten vom geschätzen Ausgangswert des Kohlen-
oxydgehaltes bietet dann einen Anhalt für die Verbesserung der er-
sten Schätzung, die auch graphisch ausgewertet werden kann. Das
Verfahren ist entsprechend nach Bedarf zu wiederholen, bis die ge-
wünschte Genauigkeit erzielt ist. Dieses Verfahren[10], obwohl prakt[illegible]isch
durchaus brauchbar, hat Traustel jedoch durch [illegible] Verfahren ersetzt[illegible],

---

1) Traustel, Sergei: Verbrennung, Vergasung und Verschlackung. Diss. Techn. Hochschule Berlin. 1939.

2) Traustel, Sergei: Praktische Berechnung von Vergasungsgleichgewichten. Feuerungstechn. Bd. 29 (1941), Heft 5 S. 105/114.

3) Traustel, Sergei: Grundsätzliches zur Berechnung von Vergasungsvorgängen. Feuerungstechn. Bd.30 (1942), Heft 10 S. 225/231.

4) Traustel, Sergei: Zur Berechnung von Vergasungsgleichgewichten. Feuerungstechn. Bd.31 (1943), Heft 7/8 S. 111/114

5) Traustel, Sergei: Berechnung von Vergasungsgleichgewichten durch Lösung von zwei Gleichungen mit zwei Unbekannten. Z. VDI Bd. 88 (1944), Nr. 51/52, S. 688/690.

6) Cerasoli, F.: Il calcolo della composizione del gas misto. Ann. di Chim.Applicata. Bd.13 (1923) S. 257/270 - Die Vergasung der Brennstoffe mittels Sauerstoff und Dampf. Gas- u. Wasserfach Bd.70 (1927) Heft 22 S. 508/510.

8) Danulat, Friedrich: Die restlose Vergasung fester Brennstoffe mit Sauerstoff unter hohem Druck. Diss. Techn. Hochschule Berlin 1936. Frankfurt a/M. 1936.

9) Meister, M.: Die Erzeugung eines kohlensäurefreien Gases durch

die ein rationelleres Durchführen der Schätzung ermöglichen und die wegen ihrer praktischen Bewährung empfohlen und daher auch hier ausführlicher in Ableitung und Handhabung dargestellt werden sollen. Es sind dies das "Drei-Punkt-Verfahren" und das Näherungsverfahren nach Newton unter Zurückführung des Gleichungssystems auf ein solches mit zwei Unbekannten.

Die Drei-Punkt-Methode nach Trautzel.

Wir vereinfachen das Gleichungssystem dadurch, dass wir es nicht- wie beim ersten Verfahren vom Trautzel- auf eine Gleichung mit einer Unbekannten zurückführen, sondern, wie auch Kühl und Dankwahler und Rose am Beispiel der Dissoziationsgleichgewichte gezeigt haben, auf zwei Gleichungen mit zwei Unbekannten, die dann wesentlich einfacher aufgebaut sind und weniger umfangreiche Rechenoperationen erfordern.

Wir müssen nunmehr 2 Werte schätzen und zwar wählen wir

$$x = v_{CO} \quad ; \quad y = v_{H_2}$$

und können nun den Kohlensäure-, Wasserdampf- und Methangehalt nach Gl.(I), (II), (III) berechnen zu

$$v_{CO_2} = P.K'_{p_B}.v_{CO}^2 \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(119)$$

$$v_{H_2O} = \frac{v_{H_2}}{v_{CO}} P.K'_{p_W}.v_{H_2}.v_{CO} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(120)$$

$$v_{CH_4} = P.K_{p_M}.v_{H_2}^2 \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(121)$$

den Stickstoffgehalt berechnen wir aus der Stickstoff- und Sauerstoffbilanz, indem wir den Ausdruck

---

Fortsetzung der Fussnoten der vorigen Seite:

Vergasung mit Sauerstoff. Diss. Techn. Hochschule Berlin 1939, nicht im Druck erschienen.

10) Ueber Einzelheiten vergl. die Originalveröffentlichung nach Fussnote 2 - auch Gumz, W.: Handbuch der Brennstoff- und Feuerungstechnik. Berlin 1942. S. 271/274.

11) Kühl, H.: Dissoziation von Verbrennungsgasen und ihr Einfluss auf den Wirkungsgrad von Vergasermaschinen. Forschungsheft 373 (Beilage zu Forschung Ing.Wes. Ausgabe B Bd. 6 (1935) Juli/Aug.-Heft.) Berlin 1935.

12) Dankwahler, Gerhard und Rudolf Rose: Zusammensetzung dissoziierender Verbrennungsgase und die Berechnung simultaner Gleichgewichte. Z. Elektrochem. Bd. 49 (1943) Heft 3 S. 178/186.

$$\frac{B \cdot H_B + M \cdot H_M}{B \cdot O_B + M \cdot O_M} = \frac{H_G}{O_G} \qquad \text{.....(122)}$$

also das Verhältnis der Stickstoff- zu den Sauerstoffträgern im Vergasungsmittel dem gleichen Verhältnis im Gas gleichsetzen. Bei Kohlenstoffvergasung mit $O_B = 0$ und $H_B = 0$ fällt die Unbekannte M weg

und wir erhalten den Stickstoffgehalt des g Gases zu

$$v_{N_2} = \frac{H_M}{O_M} \cdot O_G \qquad \text{.....(123)}$$

Zur Kontrolle unserer Schätzungen stehen uns nun noch die Gl.(IV) und (VI) zur Verfügung, während wir uns Gl.(V) für die Ermittlung der Unbekannten M vorbehalten. Bilden wir das Verhältnis der Wasserstoff- zu den Sauerstoffträgern im Vergasungsmittel und im Gas und setzen diese einander gleich, so erhalten wir

$$\frac{B \cdot H_B + M \cdot H_M}{B \cdot O_B + M \cdot O_M} = \frac{H_G}{O_G} \qquad \text{.....(124)}$$

Bei O-Vergasung mit H_B und $O_B = 0$ ist dann

$$H_M / O_M = H_G / O_G \qquad \text{.....(125)}$$

Lagen unsere Schätzungen richtig, so müssen die beiden folgenden Bestimmungsgleichungen erfüllt sein, es muss sein

$$\varphi = v_{CO} + v_{CO_2} + v_{H_2} + v_{H_2O} + v_{CH_4} + v_{N_2} - 1 = 0 \qquad \text{.....(126)}$$

und

$$\psi = \frac{H_G}{O_G} - \frac{H_M}{O_M} = 0 \qquad \text{.....(127)}$$

Die Verbesserung der Schätzung wird nunmehr, nachdem die erste Schätzung Werte $\varphi \neq 0$ und $\psi \neq 0$ ergeben haben, nach der Drei-Punkt-Methode in folgender Weise vorgenommen: Die Einkreisung der richtigen Lösung erfolgt durch die schätzungsweise Festlegung von 3 Punkten mit den Koordinaten x_1, y_1 (Punkt 11), x_2, y_2 (Punkt 22) und x_3, y_3 (Punkt 33) derart, dass die Differenzen benachbarter Werte gleich gross werden, also

$$\Delta = x_2 - x_1 = x_3 - x_2 = y_2 - y_1 \qquad \text{.....(128)}$$

nach Gl.( )

Jedem Wertepaar ist ein φ -Wert zugeordnet und die Summe aller φ -Werte stellt eine gekrümmte Fläche im Raum dar, die die als Bildebene gewählte x-y-Ebene in einer Kurve schneidet. Ebenso ist jedem Wertepaar ein ψ -Wert nach Gl.(127) zugeordnet, und die ψ -Fläche schneidet unsere Bildebene in einer entsprechenden Kurve. Betrachten wir nun einen genügend kleinen Ausschnitt der Bildebenen, so können wir in erster Annäherung die Raumflächen als Ebenen ansehen und ihre Durchstosskurven durch die Bildebene als Geraden (s. Abb....). Im Schnittpunkt P dieser beiden Geraden liegt die gesuchte Lösung, denn hier ist sowohl

$$\varphi = 0 \quad \text{als auch} \quad \psi = 0 \text{ , sind also beide Bedin-}$$

gungsgleichungen gleichzeitig erfüllt. Die Schnittpunkte A, B, C und D der beiden Kurven (Geraden) mit den Seiten des zur Eingabelung der Lösung benutzten Dreiecks 11-31-22 erfüllen jeweils eine unserer Bedingungsgleichungen und liefern eine Beziehung zwischen zwischen x bezw. y und φ bezw. ψ . Für die Dreiecksseite 11-22 mit dem Schnittpunkt A gilt, wie aus Abb.... abzuleiten, noch einfälliger aber aus Abb.... abgelesen werden kann

$$\frac{x_a - x_1}{x_2 - x_1} = \frac{-\varphi_{11}}{\varphi_{22} - \varphi_{11}} \qquad \text{.....(129)}$$

$$x_2 - x_1 = \Delta \qquad \text{nach Gl. (125)}$$

$$x_a = x_1 - \frac{\Delta \cdot \varphi_{11}}{\varphi_{22} - \varphi_{11}} \qquad \text{.....(130)}$$

Dabei wird mit φ_{11} die Funktion φ für das Wertepaar $x = x_1$, $y = y_1$ bezeichnet usf. In gleicher Weise finden wir

$$y_a = y_1 - \frac{\Delta \cdot \varphi_{11}}{\varphi_{22} - \varphi_{11}} \qquad \text{.....(131)}$$

Für die Dreiecksseite 11-31 mit dem Schnittpunkt B der φ -Kurve ergibt sich

$$\frac{x_b - x_1}{x_3 - x_1} = \frac{-\varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} \qquad \text{.....(132)}$$

$$x_3 - x_1 = 2 \cdot \Delta \qquad \text{nach Gl. (126)}$$

$$x_b = x_1 - \frac{2 \cdot \Delta \cdot \varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} \qquad \text{.....(133)}$$

und $y_b = y_1$ ..... (134)

Die gleiche Ueberlegung stellen wir für die Schnittpunkte C und D der ψ-Kurve an (vergl Abb.....) und finden auf der Dreiecksseite 1₂-3₁

$$\frac{x_3 - x_c}{2\Delta} = \frac{-\psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}} \qquad \text{.....(135)}$$

$$x_c = x_3 + \frac{2 \cdot \Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}} \qquad \text{.....(136)}$$

$$y_c = y_1 \qquad \text{.....(132)}$$

und endlich für die Dreiecksseite 2₂-3₁ mit dem Schnittpunkt D

$$\frac{x_3 - x_d}{\Delta} = \frac{-\psi_{31}}{\psi_{22} - \psi_{31}} \qquad \text{.....(138)}$$

$$x_d = x_3 + \frac{\Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{22} - \psi_{31}} \qquad \text{.....(139)}$$

und

$$\frac{y_d - y_1}{\Delta} = \frac{-\psi_{31}}{\psi_{22} - \psi_{31}} \qquad \text{.....(140)}$$

$$y_d = y_1 - \frac{\Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{22} - \psi_{31}} \qquad \text{.....(141)}$$

Die Gleichung einer durch die Punkte A und B laufenden Geraden, durch die wir in erster Annäherung die gesuchte φ-Kurve ersetzt hatten, lautet, unter Berücksichtigung, dass $y_b = 1$ ist:

$$\frac{x - x_b}{x_a - x_b} = \frac{y - y_1}{y_a - y_1} \qquad \text{.....(142)}$$

und eine durch die Punkte C und D laufende Gerade unter Berücksichtigung dass $y_c = y_1$ ist

$$\frac{x - x_c}{x_d - x_c} = \frac{y - y_1}{y_d - y_1} \qquad \text{.....(143)}$$

Im Schnittpunkt der beiden Geraden liegt die gesuchte Lösung. Wenn wir diese beiden Gleichungen ( ) und ( ) nach x auflösen, so erhalten wir

$$x = \frac{y - y_1}{y_c - y_1} \cdot (x_c - x_d) + x_d \qquad \text{.....(144)}$$

und $$x = \frac{y - y_1}{y_d - y_1} \cdot (x_d - x_c) + x_c \qquad \ldots\ldots(145)$$

Setzen wir diese Ausdrücke einander gleich, so können wir daraus den Wert für y erhalten. Es ist

$$\frac{y - y_1}{y_a - y_1}(x_a - x_b) + x_b = \frac{y - y_1}{y_d - y_1}(x_d - x_c) + x_c \qquad \ldots\ldots(146)$$

$$y - y_1\left[\frac{x_a - x_b}{y_a - y_1} - \frac{x_d - x_c}{y_d - y_1}\right] = x_c - x_b \qquad \ldots\ldots(147)$$

$$y = \frac{x_c - x_b}{\frac{x_a - x_b}{y_a - y_1} - \frac{x_d - x_c}{y_d - y_1}} + y_1 \qquad \ldots\ldots(148)$$

Wir setzen nun die Werte für x_a, x_b, x_c, x_d, y_a, y_d ~~xxx/xxx~~ nach Gl.(, bis (, ein, bedienen uns dabei aber zur Vereinfachung der Schreibweise folgender zusammengefasster Ausdrücke

$$A = \frac{-\varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} \qquad \ldots\ldots(149)$$

$$B = \frac{\varphi_{22} - \varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} \qquad \ldots\ldots(150)$$

$$C = \frac{-\psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}} \qquad \ldots\ldots(151)$$

$$D = \frac{\psi_{22} - \psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}} \qquad \ldots\ldots(152)$$

und erhalten

$$x_c - x_b = x_3 + \frac{2 \cdot \Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}} - x_1 + \frac{2 \cdot \Delta \cdot \varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} \qquad \ldots\ldots(153)$$

$$= (x_3 - x_1) - 2 \cdot \Delta \cdot C - 2 \cdot \Delta \cdot A$$

und da $x_3 - x_1 = 2\Delta$ ist (s. Abb.....)

$$x_c - x_b = 2 \cdot \xi \Delta\left[1 - (A + C)\right] \qquad \ldots\ldots(154)$$

$$x_a - x_b = x_1 - \frac{\Delta \cdot \varphi_{11}}{\varphi_{22} - \varphi_{11}} - x_1 + \frac{2 \cdot \Delta \cdot \varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}}$$

$$= \frac{-\Delta \varphi_{11}(\varphi_{31} - \varphi_{11}) + 2 \cdot \Delta \cdot \varphi_{11}(\varphi_{22} - \varphi_{11})}{(\varphi_{22} - \varphi_{11})(\varphi_{31} - \varphi_{11})} \quad \ldots\ldots (155)$$

$$y_a - y_1 = \frac{-\Delta \varphi_{11}}{\varphi_{22} - \varphi_{11}} \quad \ldots\ldots (156)$$

und

$$\frac{x_a - x_b}{y_a - y_1} = \frac{\frac{\varphi_{22} - \varphi_{11}}{-\Delta \varphi_{11}} \left[-\Delta \cdot \varphi_{11}(\varphi_{31} - \varphi_{11}) + 2 \cdot \Delta \cdot \varphi_{11}(\varphi_{22} - \varphi_{11}) \right]}{(\varphi_{22} - \varphi_{11})(\varphi_{31} - \varphi_{11})} \quad \ldots\ldots (157)$$

nach Durchführung der möglichen Kürzungen bleibt schliesslich

$$\frac{x_a - x_b}{y_a - y_1} = \frac{(\varphi_{31} - \varphi_{11}) - 2(\varphi_{22} - \varphi_{11})}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} = 1 - 2\,\frac{\varphi_{22} - \varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}} = 1 - 2B \quad \ldots\ldots (158)$$

ferner ist

$$x_d - x_c = x_3 + \frac{\Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{22} - \psi_{31}} - x_3 - \frac{2 \cdot \Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}}$$

$$= \frac{\Delta \cdot \psi_{31}(\psi_{11} - \psi_{31}) - 2 \cdot \Delta \cdot \psi_{31}(\psi_{22} - \psi_{31})}{(\psi_{22} - \psi_{31})(\psi_{11} - \psi_{31})} \quad \ldots\ldots (159)$$

$$y_d - y_1 = \frac{-\Delta \cdot \psi_{31}}{\psi_{22} - \psi_{31}} \quad \ldots\ldots (160)$$

und

$$\frac{x_d - x_c}{y_d - y_1} = \frac{\frac{\psi_{22} - \psi_{31}}{-\Delta \cdot \psi_{31}} \left[\Delta \cdot \psi_{31}(\psi_{11} - \psi_{31}) - 2\Delta\psi_{31}(\psi_{22} - \psi_{31}) \right]}{(\psi_{22} - \psi_{31})(\psi_{11} - \psi_{31})} \quad (161)$$

$$= \frac{-1\left[(\psi_{11} - \psi_{31}) - 2(\psi_{22} - \psi_{31})\right]}{\psi_{11} - \psi_{31}} = -1 + 2\,\frac{\psi_{22} - \psi_{31}}{\psi_{11} - \psi_{31}} \quad \ldots\ldots (162)$$

$$= -1 + 2D \quad \ldots\ldots (163)$$

161a

In Gleichung (y) eingesetzt, erhält man schliesslich den einfachen Ausdruck

$$y = y_1 + \frac{2\Delta\left[1 - (A + C)\right]}{1 - 2B + 1 - 2D}$$

$$y = y_1 + \Delta \cdot \frac{1 - (A + C)}{1 - (B + D)} \quad \ldots\ldots (162)$$

Den gesuchten x-Wert können wir entweder aus Gleichung (144) oder (145) ermitteln. Aus

$$x = \frac{y - y_1}{y_2 - y_1} \cdot (x_2 - x_1) + x_1$$

erhält man nach Einsetzen der Werte nach Gl. (155), (156), (133) und einigen Umformungen

$$x = x_1 + 2 \cdot \Delta \frac{\varphi_{12}}{\varphi_{31} - \varphi_{12}} + \left(1 - 2 \frac{\varphi_{12} - \varphi_{11}}{\varphi_{31} - \varphi_{11}}\right)(y - y_1)$$

$$x = x_1 + 2 \cdot \Delta \cdot A + \tfrac{1}{2}(1 - 2B)(y - y_1) \qquad \ldots\ldots(164)$$

oder, ausgehend von Gleichung (147)

$$x = x_3 - 2 \cdot \Delta \cdot C - (1 - 2D)(y - y_1) \qquad \ldots\ldots(167)$$

Damit ist ein Wertepaar x,y ermittelt worden, welches den Bedingungen besser entspricht als das zuerst gewählte Wertepaar $x_{(0)}$, $y_{(0)}$.

Dass trotzdem meist noch nicht $\varphi = 0$ und $\psi = 0$ genau erfüllt sein werden, liegt an der Tatsache, dass wir kontinuierliche stetige Funktionen $\varphi(x,y)$ und $\psi(x,y)$ durch gerades Viereck ersetzen. Durch Verringerung der Schrittwerte, z.B. durch Verkleinerung des Schrittes Δ in Gl. ( ) auf 1/10 kommen wir der Wirklichkeit wesentlich näher, wir haben es also völlig in der Hand, die Genauigkeit der Ergebnisse beliebig weit zu steigern.

Wir wollen nun noch die Vereinfachung fallen lassen, dass nur reiner Schlenstoff zur Vergasung kommt und den allgemeinen Fall eines beliebig gearteten Brennstoffs betrachten. Zunächst ist der Rechnungsgang der gleiche wie vorher, sobald wir aber von den Stoffbilanzen Gebrauch machen, erweitern sich die Formeln entsprechend. Den Stickstoffgehalt des Gases ermitteln wir wiederum aus der Stickstoff- und Sauerstoffbilanz, beseitigen darin jedoch die beiden unbekannten B und x unter Zuhilfenahme der Schlenstoff- und Sauerstoffbilanz. Aus

$$a \cdot O_B + a \cdot O_x = O_G$$

und

$$b \cdot O_B + a \cdot O_M = O_G$$

erhalten wir durch Auflösung nach B und Gleichsetzung der Ausdrücke nach kurzer Umformung

$$M = \frac{C_B \cdot O_G - C_G \cdot O_B}{C_B \cdot O_M - C_M \cdot O_B} \qquad \ldots\ldots(165)$$

und man hat dann durch Auflösung nach a und Gleichsetzung

$$a = \frac{\dots}{\dots} \qquad \dots\dots(166)$$

Es wird dann

$$\psi_2 = \psi_0 - \frac{\dots}{\dots} + \dots \qquad \dots\dots(167)$$

haben wir a und a nach Gl.(166) und (167) ermittelt, so können wir [illegible] Gl.(122) bereits errechnet haben.

Die numerische Auswertung ist dadurch erleichtert, dass wir B und M für Gl.(167) bereits errechnet haben.

Wollen wir aber auf die numerische Auswertung von B und M verzichten, die wir endgültig ja erst brauchen, wenn wir die Gleichgewichtslage bei der gewählten Reaktionstemperatur durchführen, so führen wir die Ausdrücke nach Gl.(166) und (165) in Gl.(122) ein und erhalten nach Durchführung aller möglichen Kürzungen

$$\psi_2 = \frac{(C_B \cdot \psi_M - C_M \cdot \psi_B) \cdot \bar{n}_B + (C_B \cdot \psi_0 - C_0 \cdot \psi_B) \cdot \bar{n}_M}{C_B \cdot O_M - C_M \cdot O_B} \qquad \dots\dots(168)$$

mit diesem wert kann nunmehr die ψ-Funktion ermittelt werden.

In ähnlicher weise könnte man, wie dies auch [illegible] Verbrennlichkeit[1]) angibt, der ψ-wert erhalten werden, doch erfordert dieser Ausdruck einen grossen Zeitaufwand bei der numerischen Auswertung. Wir ändern daher die Definition des ψ^{**}-wertes in diesem Fall wie folgt

$$\psi^{**} = \bar{n}_0 - \frac{B \cdot \bar{n}_B + M \cdot \bar{n}_M}{B \cdot O_B + M \cdot O_M} = 0 \qquad \dots\dots(170)$$

führen wir wiederum die unbekannten B und M nach Gl.(166) und (165) ein, so ergibt sich nach einigen Kürzungen

$$\psi^{**} = \bar{n}_0 - \frac{(C_B \cdot O_M - C_M \cdot O_B) \cdot \bar{n}_B + (C_B \cdot C_0 - C_0 \cdot O_B) \cdot \bar{n}_M}{(C_B \cdot O_M - C_M \cdot O_B) \cdot O_0} = 0 \qquad \dots\dots(171)$$

Endliche Klammerausdrücke kommen bereits in Gl.(169) vor, was die numerische Auswertung vereinfacht. Mit $\bar{n}_B = O_B = 0$ (Vergasung von reinem Kohlenstoff) geht die Definition von ψ^{**} in diejenige von ψ und Gl.(169) in Gl.(127) über.

---

[1]) vergl. Baumann [4] (Anm. S. 118), dort Gl.(52)

Das Newton'sche Näherungsverfahren nach Trenkel.

Das [illegible] Probierverfahren ist zwar sehr leistungsfähig, übersichtlich und in einem geeigneten Rechenschema bei der Auswertung verhältnismäßig leicht zu handhaben, es setzt aber eine einigermaßen gut liegende Schätzung des ersten x,y-Wertepaares voraus, da sonst eine mehrmalige Wiederholung des Rechnungsganges notwendig wird, ehe man die wunschgemäßen Eingangswerte der Endlösung gefunden hat. Dies veranlaßte Trenkel auf der Suche nach einem "vollmechanischen", von der Lage der Schätzung weniger stark abhängigen Verfahren [illegible] das Verfahren der schrittweisen Näherung nach Newton auf sein Gleichungssystem anzuwenden[1]).

Wir betrachten zunächst wieder die Vergasung von reinem Kohlenstoff und benutzen bei diesem Verfahren das selbe Gleichungssystem, wie es auf S. ... (Anm. S. 117) zusammengestellt ist, ferner auch die Bestimmungsgleichungen

$$\varphi = v_{CO} + v_{CO_2} + v_{H_2} + v_{H_2O} + v_{CH_4} + v_{N_2} - 1 = 0 \qquad \ldots(126)$$

und $$\psi = \frac{H_G}{O_G} - \frac{H_M}{O_M} = 0 \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(127)$$

Wir schätzen den Kohlenoxyd- und Wasserstoffgehalt, also ein Wertepaar x,y, welches von den gesuchten Endwerten x_0,y_0 verschieden sein wird, also

$$\varphi(x,y) \neq 0 \quad ; \quad \psi(x,y) \neq 0 \qquad \ldots\ldots\ldots(172a;b)$$

dagegen ist $\varphi(x_0,y_0) = 0 \quad ; \quad \psi(x_0,y_0) = 0 \qquad \ldots\ldots\ldots(173a;b)$

Die Abweichung dieser beiden Werte voneinander ist

$$x_0 - x = \Delta x \quad ; \quad y_0 - y = \Delta y \qquad \ldots\ldots\ldots(174a;b)$$

und beim Zusammenschrumpfen auf eine unendlich kleine Abweichung

$$x_0 - x = dx \quad ; \quad y_0 - y = dy \qquad \ldots\ldots\ldots(175a;b)$$

Da wir Funktionen mit 2 Veränderlichen (x und y) haben, wird

$$d\varphi = \frac{\partial \varphi}{\partial x} \cdot dx + \frac{\partial \varphi}{\partial y} \cdot dy \qquad \ldots\ldots\ldots(176)$$

$$d\psi = \frac{\partial \psi}{\partial x} \cdot dx + \frac{\partial \psi}{\partial y} \cdot dy \qquad \ldots\ldots\ldots(177)$$

---

[1]) Vergl. Fußnote 5 S. ... (Anm. d. Hrsg.)

Nun in Klammern zusammenfassen

$$d\varphi = \varphi_x' \cdot dx + \varphi_y' \cdot dy \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(176a)$$

$$d\psi = \psi_x' \cdot dx + \psi_y' \cdot dy \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(177a)$$

Die Auflösung nach dx und dy ergibt

$$dx = \frac{d\varphi}{\varphi_x'} - \frac{\varphi_y'}{\varphi_x'} \cdot dy \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(178)$$

$$dy = \frac{d\psi}{\psi_y'} - \frac{\psi_x'}{\psi_y'} \cdot dx \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(179)$$

$$dx = \frac{d\varphi}{\varphi_x'} - \frac{\varphi_y'}{\varphi_x'}\left[\frac{d\psi}{\psi_y'} - \frac{\psi_x'}{\psi_y'} \cdot dx\right] \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(178a)$$

und nach Zusammenfassung der Glieder mit dx und Auflösung

$$dx = \frac{\psi_y' \cdot d\varphi - \varphi_y' \cdot d\psi}{\varphi_x' \cdot \psi_y' - \varphi_y' \cdot \psi_x'} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(178b)$$

Ferner aus Gl.(179)

$$dy = \frac{d\psi}{\psi_y'} - \frac{\psi_x'}{\psi_y'}\left[\frac{d\varphi}{\varphi_x'} - \frac{\varphi_y'}{\varphi_x'} \cdot dy\right] \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(179a)$$

$$dy = \frac{\varphi_x' \cdot d\psi - \psi_x' \cdot d\varphi}{\varphi_x' \psi_y' - \varphi_y' \psi_x'} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(179b)$$

$$d\varphi = \varphi(x_0, y_0) - \varphi(x, y) = -\varphi(x, y) \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(180)$$

$$d\psi = \psi(x_0, y_0) - \psi(x, y) = -\psi(x, y) \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(181)$$

Gl.(176)(175 a u. b), (180) und (181) in Gl.(178b) und (179b) eingeführt, ergibt die Berichtigung der ersten Näherungswerte

$$x_0 - x = \frac{\psi \cdot \varphi_y' - \varphi \cdot \psi_y'}{\varphi_x' \psi_y' - \varphi_y' \psi_x'} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(182)$$

$$y_0 - y = \frac{\varphi \psi_x' - \psi \cdot \varphi_x'}{\varphi_x' \psi_y' - \varphi_y' \cdot \psi_x'} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots(183)$$

Es seien an der gerade betrachteten Stelle $\varphi(x,y)$ und $\psi(x,y)$ wie in Gl.(26) bzw. (27) die auf Ebene der zwei partiellen Lösungen φ' bzw. φ'' bzw. zweitens, wie $\varphi' = \varphi\psi'$ bei konstantem x. In diesen Gln. (26) und (27) ist es, wenn $\gamma_{ik} = \gamma_{ki}$ sind Vierecke der Form

$$\frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}} = \frac{k_{ij}}{\varrho_{ij}} = \frac{v_{ik}}{0{,}5\,\varrho_{ik} + \varrho_{ik_1} + \dots + 0{,}5\,\varrho_{ik_n}} \qquad \dots\dots(24)$$

während wir

$$v_{ik} = \frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\left(0{,}5\,\varrho_{ik} + \varrho_{ik_1} + \dots + 0{,}5\,\varrho_{ik_n}\right) \qquad \dots\dots(25)$$

Nun ist Gl.(18), wenn die Ableitungen (19), (21), (22), in Gl.(25) eingeführt, ergibt

$$\varphi = \left(1 + \frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right)\varphi_0 + \left(1 + \frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right)\varrho_0 \cdot P \cdot k_0' + \varrho_k \cdot$$

$$+ \left(1 + 0{,}5\,\frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right)\varrho_0 \varrho_k \cdot P \cdot k_k' + \varrho_k^2 \cdot P \cdot k_{ik} - A \qquad \dots\dots(25)$$

$$\varphi_x' = \left(1 + 0{,}5\,\frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right) + \left(1 + \frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right) 2 \cdot \varrho_0 \cdot P \cdot k_x' + \left(1 + 0{,}5\,\frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right) 2 \varrho_k \cdot P \cdot k_{ik}' \qquad \dots\dots(26)$$

$$\varphi_y' = C + \left(1 + 0{,}5\,\frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}}\right) \varrho_0 \cdot P \cdot k_y' + 2 \cdot \varrho_k \cdot P \cdot k_{ik} \qquad \dots\dots(28)$$

Aus Gln.(26) und

$$\varphi_x' = \frac{k_x}{\varrho_x} = \frac{k_{ik}}{\varrho_{ik}} = \frac{\varrho_{ik} + \varrho_{ik_1} + 2\,\varrho_{ik_2}}{0{,}5\,\varrho_{ik} + \varrho_{ik_1} + 0{,}5\,\varrho_{ik_2}} = \frac{\varrho_{ik}}{\varrho_{ik}} \qquad \dots\dots(27a)$$

ist unter Berücksichtigung der Gln. (24) bis (27a)

$$\frac{12}{\frac{1}{2}}$$

$$\frac{\frac{1}{2}}{\frac{1}{2}}$$

$$\frac{\frac{1}{2}}{\frac{1}{2}}$$

$$\frac{\frac{1}{2}}{\frac{1}{2}}$$

$$\Psi = A' \cdot \sigma_{ab} + B' \cdot \sigma_{x_1}^2 \cdot P \cdot k_{\beta}^4 + \sigma_{k_2} + C' \sigma_{x_2} \cdot \sigma_{k_2} \cdot \frac{P}{y} + 1 \quad (197)$$

$$+ D' \cdot \sigma_{k_2}^2 \cdot P \cdot k_{\beta M} = 1 \quad \ldots\ldots\ldots\

Man erkennt den gleichartigen Aufbau der φ und ψ -Funktionen, die sich nur durch die Beiwerte A'; B'; C'; D' und A''; B''; C''; D'' unterscheiden, und in den Gleichungen der Beiwerte stehen, was die numerische Auswertung wiederum erleichtert, die Klammerwerte überein, ebenso der vor den Klammern stehende Beiwert. Man kann sich leicht überzeugen, dass bei Vergasung von reinem Kohlenstoff, also mit $C_B = 1$ und $\nu_B = H_B = N_B = 0$, die Beiwerte in folgende Ausdrücke übergehen, *vereinfachen*:

$$A' = \left(1 + 0{,}5\,\frac{N_M}{O_M}\right) \qquad A'' = 0{,}5\,\frac{H_M}{O_M}$$

$$B' = \left(1 + \frac{N_M}{O_M}\right) \qquad B'' = \frac{H_M}{O_M}$$

$$C' = \left(1 + 0{,}5\,\frac{N_M}{O_M}\right) \qquad C'' = 1 - 0{,}5\,\frac{H_M}{O_M}$$

$$D' = 1 \qquad D'' = 2$$

und dass die Gleichungen (196) bis (198) und (203) bis (205) in die entsprechenden Gleichungen für die Kohlenstoffvergasung, Gl. (186) bis (188) und (189) bis (191), übergehen. Die Kohlenstoffvergasung wird also stets als Sonderfall von den allgemeineren Gleichungen miterfasst.

Das Verfahren der Umsatzgrade.

Graphisch-rechnerisches Verfahren.

Anteile der Brennbildungen können wir auch, von dem Vergasungsmittel ausgehend, dann in die Reduktionszone des Generators eintritt, dem Kohlensäure- und Wasserdampfzersetzungsgrad und den Methanbildungsgrad, also die Umsatzgrade betrachten, wie wir bereits an einem einfachen Beispiel getan haben. Auf den engen Zusammenhang beider Betrachtungsweisen hat Treibel[1] hingewiesen. Wollen wir bei dem bisher verwendeten analytischen Methoden bleiben, so bietet allerdings die Rechnung mit den Umsatzgraden keine Vorteile gegenüber den beschriebenen Methoden, ein Beispiel dieser Art hat Reine 2) angegeben. Grössere Vorteile bietet dagegen dieser Weg, wenn wir zu graphischen Lösungsmethoden übergehen wollen.

Betrachten wir das Vergasungsmittel, wie es die Oxydationszone verlässt und in die Reduktionszone eintritt, wobei wir annehmen, dass aller freier Sauerstoff zu Kohlensäure und Wasserdampf umgesetzt sei. Ob dies, nebenbei gesagt, wirklich der Fall ist, ist für den Gang und das Ergebnis der Berechnung belanglos. Es wird also im allgemeinen die Zusammensetzung

$$v''_{CO_2} + v''_{H_2O} + v''_{N_2} = 1 \qquad \text{.....(206)}$$

aufweisen. Von der Kohlensäure wird nun nach der Boudouard'schen Reaktion nach Gl.(2) ein Teil gespalten (reduziert). Wir bezeichnen diesen Spaltungs- oder Umsatzgrad mit α_B; dann verschwindet der Anteil $\alpha_B \cdot v''_{CO_2}$ und $(1-\alpha_B)\cdot v''_{CO_2}$ bleibt übrig; es entstehen $2\alpha_B v''_{CO_2}$ Anteile Kohlenoxyd. Vom Wasserdampf verschwindet der Anteil $\alpha_W \cdot v''_{H_2O}$ und verbleibt der Anteil $(1-\alpha_W)\cdot v''_{H_2O}$; es entstehen nach der heterogenen Wassergasreaktion Gl.(3) $\alpha_W \cdot v''_{H_2O}$ Anteile Wasserstoff und ebenso viele Anteile Kohlenoxyd. Der Wasserstoff kann sich mit dem Kohlenstoff nach Gl.(5) zu Methan umsetzen. Bei einem Umsatzgrad α_M wird der Anteil $\alpha_M \cdot \alpha_W \cdot v''_{H_2O}$ des entstandenen Wasserstoffs verschwinden und nur $(1-\alpha_M)\alpha_W \cdot v''_{H_2O}$ als Wasserstoff übrig bleiben, während $\frac{\alpha_M}{2}\cdot\alpha_W \cdot v''_{H_2O}$ dem Anteil an neugebildetem Methan darstellt. Der Stickstoff endlich wird unverändert vom Vergasungsmittel in das Gas übergehen. Die Summe der verbliebenen und neugebildeten Stoffe, also die Gasmenge, bezogen auf 1 Nm³ Vergasungsmittel ist dann

$$\sum = \underbrace{(1-\alpha_B)\,v''_{CO_2}}_{CO_2} + \underbrace{(1-\alpha_W)\,v''_{H_2O}}_{H_2O} + \underbrace{2\alpha_B v''_{CO_2} + \alpha_W \cdot v''_{H_2O}}_{CO}$$

$$+ \underbrace{(1-\alpha_M)\alpha_W\, v''_{H_2O}}_{H_2} + \underbrace{\frac{\alpha_M}{2}\cdot\alpha_W \cdot v''_{H_2O}}_{CH_4} + \underbrace{v''_{N_2}}_{N_2} \qquad \text{.....(207)}$$

136

$$\sum = 1 + \alpha_B v'_{Bz} + \alpha_W v'_{Wz} - \frac{z_W}{2} \alpha_W \cdot v'_{Wz} \quad \text{.....(207a)}$$

Betrachten wir zunächst den vereinfachten Fall, dass kein Wasserdampf vorhanden wäre (bezw. die geringe Wasserdampfmenge vernachlässigt würde), was bei Verbrennung mit trockener Luft oder bei sehr geringer Sättigung und bei normalen Drücken ohne weiteres zulässig - bei höheren Drücken und höher Sättigung allerdings unzulässig ist, so vereinfacht sich Gl.(207a) zu

$$\sum = 1 + \alpha_B \cdot v'_{Bz} + \alpha_W \cdot v'_{Wz} \quad \text{.....(208)}$$

und die Gasbestandteile im erzeugten Gas ergeben sich zu

$$v_{CO} = \frac{2\alpha_B v'_{Bz} + \alpha_W v'_{Wz}}{\sum} \quad \text{.....(209)}$$

$$v_{Bz} = \frac{(1-\alpha_B) \cdot v'_{Bz}}{\sum} \quad \text{.....(210)}$$

$$v_{Wz} = \frac{\alpha_W \cdot v_{H_2O}}{\sum} \quad \text{.....(211)}$$

$$v_{H_2O} = \frac{(1-\alpha_W) \cdot v_{H_2O}}{\sum} \quad \text{.....(212)}$$

$$v_{N_2} = \frac{v''_{N_2}}{\sum} \quad \text{.....(213)}$$

Um den Zusammenhang von α_B und α_W zu ermitteln, ziehen wir die Gleichgewichtskonstante der homogenen Wassergasreaktion heran und setzen die Werte nach Gl.(209) bis (212) ein. Es ist dann

$$K_W = \frac{v_{CO} \cdot v_{H_2O}}{v_{CO_2} \cdot v_{H_2}} = \frac{(2\alpha_B v'_{Bz} + \alpha_W v'_{Wz})(1-\alpha_W) \cdot v'_{H_2O}}{(1-\alpha_B) v''_{Bz} \cdot \alpha_W \cdot v''_{H_2O}} \quad \text{.....(214)}$$

Nach Kürzung und Umformung erhalten wir

$$\alpha_B = \frac{K_W - \frac{v''_{Wz}}{v''_{Bz}}(1-\alpha_W)}{K_W + 2\left(\frac{1}{\alpha_W} - 1\right)} \quad \text{.....(215)}$$

Einschaltung auf Seite 132

Mit dem so gefundenen φ_y-Wert errechnet man φ_β nach Gl.(215) und dann die Gasbestandteile nach Gl.(209) bis (213)

Fussnoten zu Seite 132

[1]) Vergl. Fussnote 3 S....(Manuskript S. 118)

[2]) Zeise, H.:Thermodynamische Berechnung von Verbrennungstemperaturen und Umsätzen in Gasgemischen bei strenger Berücksichtigung aller Spaltungsmöglichkeiten. III. Mitt. Feuerungstechn. Bd.30 (1942), Heft 2 S. 25/29 und Heft 10 S. 231/234.

Zur graphischen Lösung suchen wir nun die folgenden vorbereitenden Berechnungen: Drei Werte für α_W, die den gesuchten Dampfzersetzungsgrad etwa einzugrenzen, werden geschätzt und mit diesem α_B nach Gl.(215) errechnet. Als zweite Bestimmungsgleichung benutzen wir beispielsweise die Definition von K_{p_W}

$$\frac{K_{p_W}}{P} = \frac{v_{CO} \cdot v_{H_2}}{v_{H_2O}} \qquad \ldots.(26)$$

Wir errechnen die Werte für v_{CO}, v_{H_2} und v_{H_2O} nach Gl.(209), (211) und (212), die Summe der Gasbestandteile nach Gl.(208) und erhalten damit 3 Werte für $\left[\frac{K_{p_W}}{P}\right]$, die wir über α_W auftragen. Der Schnittpunkt mit dem Werte $\frac{K_{p_W}}{P}$ ist dann die gesuchte Lösung, die wir auf der Abszissenachse ablesen können. In Abb..... ist eine solche Lösung dargestellt. Ausgehend von einem Vergasungsmittel der Zusammensetzung

$$v'_{O_2} = 0{,}1734 \; ; \; v'_{H_2O} = 0{,}1745 \; ; \; v'_{N_2} = 0{,}6521$$

und

$$v''_{CO_2} = 0{,}1726 \; ; \; v''_{H_2O} = 0{,}1747 \; ; \; v''_{N_2} = 0{,}6527$$

findet man (bei P = 1 Ata, t = 700°C) mit den geschätzten Werten $\alpha_W = 0{,}80 \; ; \; 0{,}85 \; ; \; 0{,}90$

$\alpha_W = 0{,}863$. Fallös dieses Ergebnis den Genauigkeitsansprüchen noch nicht genügt, könnte man den Rechnungsgang mit den drei Schätzwerten $\alpha_W = 0{,}861 \; ; \; 0{,}863 \; ; \; 0{,}865$ wiederholen und würde damit auch in der zweiten Stelle hinter dem Komma eine ausreichende Genauigkeit erzielen.

Im Prinzip ist das gleiche Verfahren auch auf den allgemeinen Fall, also mit Berücksichtigung der Methanbildung anwendbar. Die Gasbestandteile des erzeugten Gases erhält man in diesem Falle zu

$$v_{CO} = \frac{2\alpha_B v''_{CO_2} + \alpha_W \cdot v'_{H_2O}}{\Sigma} \qquad \ldots.(216)$$

$$v_{CO_2} = \frac{(1-\alpha_B) \cdot v''_{CO_2}}{\Sigma} \qquad \ldots.(217)$$

$$v_{H_2} = \frac{(1-\alpha_M) \cdot \alpha_W \cdot v''_{H_2O}}{\Sigma} \qquad \ldots.(218)$$

$$v_{H_2O} = \frac{(1-\alpha_M)\,v''_{H_2O}}{\sum} \qquad \text{.....(219)}$$

$$v_{CH_4} = \frac{\alpha_M \cdot \alpha_H \cdot v''_{H_2}}{\sum} \qquad \text{.....(220)}$$

$$v_{N_2} = \frac{v'_{N_2}}{\sum} \qquad \text{.....(221)}$$

Dabei ist $\sum$ nach Gl.(207a) zu verwenden.

Der Zusammenhang zwischen α_B und α_W ist in diesem Falle gegeben durch die Beziehung

$$\alpha_B = \frac{K_W(1-\alpha_M) - \frac{v'_{H_2O}}{v''_{H_2}}(1-\alpha_W)}{K_W(1-\alpha_M) + 2\left(\frac{1}{\alpha_W} - 1\right)} \qquad \text{.....(222)}$$

Wir verzichten darauf, die Unbekannte α_M analytisch zu eliminieren, da dies zu sehr vielgliedrigen und unhandlichen Ausdrücken führen würde sondern schätzen gleichfalls drei Werte für α_M .Wir müssen dann allerdings 9 Werte für α_W ausrechnen und erhalten nicht eine sondern 3 Kurven und 3 Schnittpunkte mit $K_{p_W} P^{-1}$. Als weitere Bestimmungsgleichung führen wir die Definition der Gleichgewichtskonstanten der Methanbildung K_{p_M} ein, errechnen für die Werte α_W der drei Schnittpunkte, die wir vorher gefunden haben, α_B und die zugehörige Gaszusammensetzung, daraus $\left[PK_{p_M}\right] = \frac{v_{CH_4}}{v^2_{H_2}}$ und tragen diesen Werte über α_M auf. Der Schnittpunkt mit K_{p_M} ist der endgültige α_M -Wert, der in Gl.(222) eingesetzt, drei Werte für eine vierte Kurve liefert, deren Schnittpunkt nun den gesuchten Endwert für α_W und mit diesem nach Gl.(222) auch für α_B ergibt. Die Zahl der notwendigen Rechnungen ist damit von vorher 4 (bei Vernachlässigung des Methans) auf 15 für den allgemeinen Fall gestiegen !

Um diese Rechenarbeit zu vermindern, kann man schliesslich noch folgenden Weg gehen, der zu einer guten Annäherung führt. Man vernachlässige zunächst das Methan und errechne α_W und α_B nach dem angegebenen Verfahren unter Benutzung der Gl.(215). Damit hat man [illegible] 2 Näherungswerte für α_W und α_B, sofern man diese Werte nicht zuverlässig schätzen konnte (z.B. aus Berechnungen mit ganz ähnlicher Zusammensetzung des Vergasungsmittels). Mit diesen Näherungswerten errechnen wir α_M aus der Beziehung

$$\alpha_M = \frac{K_{PM} \cdot K_{PW} (1-\alpha_W)}{K_{PM} \cdot K_{PW} (1-\alpha_W) + \alpha_B \cdot \frac{v''_{CO_2}}{v''_{H_2O}} + \frac{\alpha_W}{2}} \quad \ldots\ldots\ldots(223)$$

Diese Gleichung ist entstanden, indem wir die Definitionen von

$$K_{PM} \cdot K_{PW} = \frac{v_{CH_4} \cdot v_{CO}}{v_{H_2} \cdot v_{H_2O}} \quad \ldots\ldots\ldots(224)$$

zum Ausgangspunkt wählen, in diese die Werte der Gasbestandteile nach Gl.(216) bis (220) einsetzen und nach α_M auflösen. Diesen α_M -Wert führen wir in Gl.(222) oder auch beispielsweise in die Gleichung

$$\alpha_B = \frac{v''_{H_2O}}{v''_{CO_2}} \left[K_{PM} \cdot K_{PW} (1-\alpha_W) \frac{1-\alpha_M}{\alpha_M} - \frac{\alpha_W}{2} \right] \quad \ldots\ldots\ldots(225)$$

ein schliessen uns dann dem bisherigen Rechnungsgang an, d.h. wir errechnen die Gaszusammensetzung des erzeugten Gases bilden K_{PW} [illegible], tragen diese Werte über α_W auf und finden damit den gesuchten α_W -Wert, der uns dann über Gl.(222) oder(225) die Endlösung bringt. Es ist dies dann zwar nur eine Näherungslösung, aber Gl.(224) ist so überaus empfindlich gegen kleine Abweichungen vom α_M-Wert, dass die Annäherung eine sehr gute sein wird, abgesehen davon, dass wir nach Bedarf nun den Rechnunggang mit den verbesserten α_W und α_B -Werten wiederholen können.

Im obigen Zahlenbeispiel (Abb.....) ergab sich die Näherungslösung $\alpha_W = 0{,}863$ und $\alpha_B = 0{,}524$. Daraus ergibt sich nach Gl.(223) α_M zu 0,0337 gegenüber dem genaueren Wert von 0,0338. Die Annäherung ist also praktisch recht brauchbar.

Die graphischen Methoden, auch die Näherungslösungen, wird man mit Vorteil bei solchen Aufgaben einsetzen, wo das bei den analytischen Methoden notwendige Abschätzen der r_{CO} - und r_{H_2}-Werte sehr schwierig ist und folglich vielleicht eine häufige Wiederholung des Rechnungsganges notwendig machen würde - z.B. bei ungewöhnlichen Vergasungsmitteln. Schon mit der ersten Näherung kommt man zu Wertepaaren, die dann bei den analytischen Methoden weiterverwertet, s schnell zu einer exakten Endlösung führen.

D i e W ä r m e b i l a n z .

Bisher beschränkte sich unsere Aufgabe darauf, die Gaszusammensetzung im Gleichgewichtszustand bei gegebener Temperatur zu ermitteln. Die Reaktionstemperatur ist uns jedoch zunächst unbekannt, die Wärmebilanz der Reaktionszonen die notwendige Bestimmungsgleichung zu ihrer Ermittlung. Die Lösung der Wärmebilanzgleichung erfolgt zweckmässig graphisch mit Hilfe des It-Diagramms. Zu den Reaktionszonen rechnen wir die Aschenzone, die Oxydations- und die Reduktionszone des Gaserzeugers, nicht mehr dagegen die Vorwärmzone. In der Aschenzone finden zwar keine Reaktionen statt, wohl aber eine Aufwärmung des Vergasungsmittels und eine Abkühlung der Asche und Schlacke; durch Einbeziehung dieses Wärmeaustauschs vermeiden wir die Schwierigkeit, die Austrittstemperatur der Rückst nde festlegen zu müssen, denn wenn wir auch mit der Annahme Aschentem eratur gleich Brennstofftemperatur einen kleinen Fehler begehen dürften, so bleibt dieser doch in vernachlässigbar kleinen Grenzen. Anders liegen die Verhältnisse bei Abstichgaserzeugern, bei denen keine Vorwärmung des Vergasungsmittels durch die Rückstände vorgenommen wird, bei denen die Rückstände mit einer über der Schlackenschmelztemperatur liegenden Temperatur abgehen, also a ch entsprechend bewertet werden müssen (einsch . der Schlakk nschmelzwärme). In diesem Fall ist die Schlac enzone nicht in die Reaktionszonen einbegriffen. Wir können daher allgemein sagen, dass die Begrenzung der in die Wärmebilanz einbezogenen Zonen unten durch den Eintritt des Vergasungsmittels in den Gaserzeuger festgelegt ist (unter Rost bei Drehrostgaserzeugern, Düsenebene bei Abstcihgaserzeugern). Die obere Begrenzung ist derjenige Querschnitt des Schachtes, in dem Gas- und Brennstoffoberflächentemperatur praktisch zum Ausgleich, der Stoffaustausch und damit die Vergasung praktisch zum Stillstand gekommen ist. Es ist dies das Ende der Reduktionszone, jede weitere Abkühlung führt zum Einfrieren der Gleichgewichte.[1]) Ueber den Temperaturverlauf im Gaserzeuger ergibt sich nach den Vorstellungen über die darin ablaufenden Vorgänge ein Bild, wie es schematisch in Abb.... wiedergegeben ist. Beginnend in der Vorwärmzone wird der feste Brennstoff zunächst bis auf "Reaktionstemperatur" vorgewärmt. Als "Reaktionstemperatur" haben wir die Oberflächentemperatur des Brennstoffs am Ende der Reduktionszone bezeichnet (vergl. S.....). Aber auch in der gesamten Reak-

---

[1]) Ueber Ausnahmefälle - rückläufige Reaktionen in der Vorwärmzone, besonders in Fällen, wo dort noch sehr hohe Temperaturen auftreten vergl. S.....

tionszone wird die Oberflächentemperatur des festen Brennstoffs nur wenig von diesem Wert abweichen, wenn man sich vorstellt, dass diese Temperatur ja im wesentlichen durch die Gasbildung an der Phasengrenze eingeregelt wird.[1] In der Oxydationszone erreicht die Oberflächentemperatur ein flaches Maximum, es wird neben dem Vorgängen des konvektiven Stoff- und Wärmeaustausches auch noch durch den Strahlungsaustausch zwischen der Brennfläche d.h. dem Ort der Reaktion zwischen zuströmendem Sauerstoff und entgegenströmendem Gas aus der Phasengrenze und zwischen der Oberfläche des festen Brennstoffs mitbeeinflusst.

In der Aschenzone schliesslich findet noch ein Wärmeaustausch zwischen dem Vergasungsmittel und den Rückständen statt, wodurch die Temperatur der ausgetragenen Stoffe auf einen Wert, wenig über der Zuströmtemperatur des Vergasungsmittels fällt.

Vergegenwärtigen wir uns noch, welche Zeiten dem Brennstoff auf dem Wege durch den Gaserzeuger zur Verfügung stehen, und ob innerhalb dieser Zeit ein Wärmeaustausch in dem angenommenen Umfang stattfinden kann. Setzt ein Gaserzeuger B kg/m²h Brennstoff durch und beträgt das Schüttgewicht des Brennstoffs γ_s kg/m³, so ist die Brennstoffgeschwindigkeit

$$w = \frac{B}{\gamma_s} \quad [m/h] \qquad \ldots\ldots\ldots(226)$$

oder die Zeit für das Nachrutschen um 1 m

$$z = \gamma_s / B \quad [h] \qquad \ldots\ldots(227)$$

Bei 100, 200, 300 und 500 kg/m²h spez. Gaserzeugerbelastung und 520 kg/m³ Schüttgewicht des Brennstoffs (Koks) beträgt die Brennstoffgeschwindigkeit 0,192, 0,385, 0,577 und 0,962 m/h und die Zeit, die der Brennstoff braucht, um 1 m Höhe zurückzulegen 5,2 , 2,6 , 1,4 , und 1,04 Stunden. Bei den üblichen Belastungen von Drehrostgaserzeugern von 100...200 kg Koks/m²h stehen also sehr lange Zeiten zur Verfügung. Die Durchwärmung selbst eines sehr groben Brennstoffstückes ist daher in der zur Verfügung stehenden Zeit durchaus möglich, die Annahme einer Oberflächentemperatur = Gastemperatur (Reaktionstemperatur) gerechtfertigt. In Abb.... liegen der Berechnung der Oberflächentemperaturen[2] folgende Annahmen zu Grunde: Die Brennstoffstücke seien als Kugeln betrachtet, im Temperaturbereich von 0...700°C werde mit folgenden Stoffwerten[3] gerechnet, wobei Koks (Hochtemperaturkoks) als Brennstoff vorliege:

Wärmeleitzahl(bei dem Mittelwert von 350°) $\lambda = 1{,}957$ kcal/m h °C

wahre spez. Wärme $c = 0{,}3494$ kcal/kg

Raumgewicht $\gamma = 950$ kg/m³

Temperaturleitzahl $a = 0{,}005896$ m²/h

---

1) Traustel, S.: Verbrennung, Vergasung und Verschlackung. Diss. Technische Hochschule Berlin. 1939.

2) Bachmann, Hans: Tafeln über Abkühlungsvorgänge einfacher Körper. Berlin 1938.

3) s. nächste Seite

Die Wärmeübergangszahlen sind für Kugeldurchmesser von 15 bis 70 mm, die ungefähr den mittleren Korngrössen von Brech IV bis Brechkoks I entsprechen, mit 20 bis 11,7 kcal/m²h °C angenommen worden.

Fassen wir das Gebiet am Ende der Reaktionszone, welches uns nach Abb.... die Reaktionstemperatur liefert, ins Auge und betrachten wir einen stark vergrösserten Ausschnitt - Abb.... -, so könnte geltend gemacht werden, dass ein Temperaturausgleich ja nie ganz vollständig sein kann, und dass eine gewisse, wenn auch sehr kleine Temperaturdifferenz bei endlichen Abmessungen der Austauschflächen immer übrig bleiben müsse. Folglich müsste auch ein Unterschied in der Temperatur des Gases und der Brennstoffoberfläche auftreten. Dies vorausgesetzt, wird die Gastemperatur durch die einsetzende Abkühlung in der Vorwärmzone nicht streng genommen am Ende der Reduktionszone der Höhe h schneiden sondern in einer um den sehr kleinen Betrag Δh darüber liegenden Ebene. Praktisch ist das selbstverständlich belanglos, denn die Höhe der Reaktionszone h bezw. $h + \Delta h$ dient lediglich der Feststellung des Wärmeverlustes der Reaktionszonen nach aussen, und die Verlustbestimmung ist leider nicht mit solcher Exaktheit möglich, dass eine Verschiebung um einige mm oder selbst cm messbar zum Ausdruck kommen könnte.

Wird der Gaserzeuger schwach belastet, so ist die Vorwärmung des Brennstoffs - aufsteigende Vergasung betrachtet - vollkommen; wird dagegen die Durchsatzleistung gesteigert, so sinkt die Aufenthaltsdauer in der Vorwärmzone, die Reduktionszone wird zurückgedrängt, gleichzeitig sinkt aber ihr Wärmeverlust, da ja auf gleichem bezw. verkleinertem Raum eine grössere Wärmemenge umgesetzt wird, ohne dass eine wesentliche Veränderung der Temperatur der abkühlenden Oberflächen eintritt. Der Wärmehaushalt ist damit wieder ausgeglichen, die Reaktionstemperatur bleibt nahezu konstant, bezw. sie steigt infolge des wenig überwiegenden Einflusses der (verringerten) Wärmeverluste nach aussen nur schwach an. Diese Ueberlegung bestätigen die Versuche von Hecker[1] an einem Gaserzeuger von 2,1 m ⌀ bei t_g = 62°C Sättigungstemperatur der Vergasungsluft, wie Zahlentafel 6 zeigt.

Zahlentafel 6

Reaktionstemperaturen nach den Versuchen von E. Hecker.

Spez. Belastung	kg/m²h	57,5	134,2	183,8	214,5
Nachrutschgeschwindigkeit	m/h	0,12	0,27	0,38	0,44
v_{CO} (trocken)	%	28,33	28,93	28,47	29,07
Reaktionstemperatur, aus dem CO-Gehalt ermittelt.	°C	705	709	706	711

Die kleine Abweichung (Vertauschung der Reaktionstemperaturen bei 134,2 und 183,8 kg/m²h Belastung) sind durch die Schwierigkeiten bedingt, beim Versuch absolut gleichbleibende Betriebsverhältnisse bezügl. Brennstoff und Vergasungsmittel (Temperatur, Sättigungsgrad) zu halten.

3) - zur vorigen Seite gehörig ! - Fritz, Walter und Hans Kneese: Wärmeleitfähigkeit, spez. Wärme und Temperaturleitfähigkeit von Koks und Braunkohle. Feuerungstechn. Bd.30 (1942), Heft 12 S.273/9

1) Hecker, Eberhard: Untersuchung an einem Hochdruckdampfkesselgenerator über den Einfluss der Leistungsveränderung. Gas u. Wasserfach Bd.75 (1932). Heft 12 S.329/335.

Nachdem wir uns über die räumliche Abgrenzung der Reaktionszonen Klarheit verschafft haben, können wir ihre Wärmebilanz aufstellen. An zugebrachter Wärme verzeichnen wir nach der Skizze Abb.....

1.) den Heizwert des Brennstoffs H_u, soweit wir reinen Kohlenstoff betrachten H_{u_C} = 8080 kcal/kg,

2.) die Enthalpie des Brennstoffs nach Vorwärmung bis auf Reaktionstemperatur I_B bezogen auf C bei einem Vergleichspunkt T C

3.) die Enthalpie des zugeführten Vergasungsmittels I_M

und an abgebrachter Wärme:

4.) den Heizwert des erzeugten Gases H_{u_G} kcal/Nm³

5.) die Enthalpie des erzeugten Gases I_G

6.) die Enthalpie der ausgetragenen Rückstände (Schlacke) $I_{Schl.}$

7.) die Wärmeverluste durch Strahlung und Leitung Q_s

Rechnen wir mit Koks als eigentlichen Vergasungsbrennstoff (auch dann, wenn Kohle in den Gaserzeuger aufgegeben wird) und betrachten lediglich den brennbaren Anteil, den Kohlenstoff, vernachlässigen also den Aschengehalt und die von der Asche eingebrachte Wärme, so können wir auch die Enthalpie der ausgetragenen Rückstände unberücksichtigt lassen (mit Ausnahme bei flüssigem Schlackenabstich). Die Wärmebilanz lautet dann

$$B.H_{u_C} + B.I_C + M.I_M = H_{u_G} + I_G + Q_s \quad .....(228)$$

Zweckmässig berücksichtigen wir den Wärmeverlust Q_s dadurch, dass wir bei x % Wärmeverlust (bezogen auf den vergasten Brennstoff) mit einem Heizwert von

$$H_{u_C}\left(1 - \frac{x}{100}\right)$$

rechnen. Die Enthalpie des Kohlenstoffs kann der Zahlentafel .... im Anhang S. .... entnommen werden.

Die Höhe des Wärmeverlustes Q_s ist im wesentlichen bedingt durch die Höhe der Temperatur der Gasphase vor allem in der Oxydationszone, wo diese Temperatur am höchsten ist. Eine geringfügige Veränderung der Höhe der Reduktionszone wirkt sich nicht aus. Einen Anhalt gewinnt man aus der Wärmeaufnahme des Wasser- bezw. Dampfmantels, falls ein solcher vorhanden ist. Hierzu ist der Wärmeverlust des Dampfmantels nach aussen hinzuzurechnen, dagegen die Leistung des ausserhalb der Reaktionszone liegenden Teils des Wassermantels[1]) abzuziehen. Bei normalbelasteten Drehrostgaserzeugern mit Wassermantel dürfte Q_s in der Grössenordnung von 7...8% liegen, bei hochbelasteten Kleingaserzeugern (Fahrzeuggaserzeuger) bei 9...10 % und bei hochbelasteten Gaserzeugern ohne Wassermantel (Abstichgaserzeuger) bei 4...5 % und darunter. Liegen

---

[1]) Zu beachten bei hochgezogenem Wassermantel und bei Gasdurchtritt durch den in Rohre aufgelösten Dampfmantel (Bauart Marischka).

genaue Wärmebilanz eines Gaserzeugers vor, so kann ihnen der Wert von Q_s gegeben werden, der meist wenig unter dem Wert der Wärmeaufnahme des Wassermantels zuzgl. dessen Verluste nach aussen liegt.

Zur graphischen Lösung der Wärmebilanzgleichung brauchen wir also nur die Enthalpie des erzeugten Gases über der Temperatur aufzutragen und sie mit der Kurve

$$B \cdot H_{u_c} - Q_s + B.I_c + M.I_M - H_{u_G} = \Sigma Q \qquad \text{...(228a)}$$

zum Schnitt zu bringen (s.Abb. .....), dann ist die Reaktionstemperatur und die Gaszusammensetzung bekannt, die Aufgabe die Gaszusammensetzung bei Vergasung eines gegebenen Brennstoffes mit einem gegebenen Vergasungsmittel gelöst. Um zahlenmässig genaue Werte zu erhalten, wird es sich meist empfehlen, die Rechnung mit der gefundenen Reaktionstemperatur nochmals durchzuführen, wobei dann ja eine sehr genaue Abschätzung der zu erwartenden Werte möglich ist.

Gaszusammensetzung bei unvollkommener Einstellung des Gleichgewichts.

Haben wir bisher stets vorausgesetzt, dass sich alle Gleichgewichte im Gaserzeuger voll einstellen und das Berechnungsverfahren darauf aufgebaut, so bleibt noch festzustellen, wie sich die Verhältnisse ändern, wenn die Gleichgewichtseinstellung eine unvollkommene ist und ob oder in welchem Masse sich die Gleichgewichte in einem Gaserzeuger einstellen. Erst wenn diese Frage entschieden und zahlenmässig beantwortet werden kann, gewinnt das Berechnungsverfahren seine volle praktische Bedeutung und seine allgemeine Anwendbarkeit. x)

Betrachtet man eine Reaktion zwischen den Stoffen A und B, die zu den Stoffen C, D führen nach dem Reaktionsthema

$$n_a A + n_b B \rightleftarrows n_c \cdot C + n_d \cdot D \qquad \text{(.....(229)}$$

so ist die Geschwindigkeit in der einen Richtung

$$v_1 \rightarrow k_1 \cdot n_a A \cdot n_b \cdot B \qquad \text{(..... 230)}$$

und in der entgegengesetzten Richtung

$$v_2 \rightarrow k_2 \cdot n_c \cdot C + n_d \cdot D \qquad \text{(..... 231)}$$

Ist die Reaktion im Gleichgewicht, so ist

$$v_1 = v_2 \qquad \text{(..... 232)}$$

---

x) Traustel, Sergei und Wilhelm Gumz : Ueber Vergasungsvorgänge bei unvollkommener Gleichgewichtseinstellung. Feuerungstechn. Bd.32 (1944/45), Heft ... S. ..... (erscheint demnächst).

und das Gleichgewicht gekennzeichnet durch die Gleichgewichtskonstante

$$K = \frac{k_1}{k_2} = \frac{p_C^{n_C} \cdot p_D^{n_D}}{p_A^{n_A} \cdot p_B^{n_B}} \quad \ldots\ldots (233)$$

den Ausdruck

$$\pi p^n = \frac{p_C^{n_C} \cdot p_D^{n_D}}{p_A^{n_A} \cdot p_B^{n_B}} \quad \ldots\ldots (234)$$

bezeichnen wir als den Massenwirkungsquotienten, er ist im Gleichgewicht gleich dem Gleichgewichtskonstanten.

Hat dagegen die Reaktion das Gleichgewicht noch nicht erreicht, so überwiegt in dem Reaktionsschema Gl. 229 die Geschwindigkeit der Reaktion die Richtung von rechts nach links, die Ausgangsstoffe werden also nicht mit der Vollständigkeit umgesetzt, die dem Gleichgewichtszustand entspricht, die Teildrücke bezw. Volumanteil der Gase sind andere und der Massenwirkungsquotient πp^n entspricht in diesem Falle nicht der Gleichgewichtskonstanten, sondern ist kleiner

$$\pi p^n \neq K \quad \ldots\ldots (235)$$

Bezeichnen wir den "Vollkommenheitsbeiwert" mit $\varkappa$ wobei $\varkappa$ eine Zahl zwischen 0 und 1 darstellt, so ist ein Ungleichgewichtszustand

$$\pi p^n = \varkappa \cdot K \quad \ldots\ldots (236)$$

Wir bezeichnen die Vollkommenheitswerte der Boudouard'schen Reaktion nach Gl.(2) mit $\varkappa_B$, denjenigen der heterogenen Wassergasreaktion nach Gl.(3) mit $\varkappa_W$ und denjenigen der Methanbildungsreaktion nach Gl.(5) mit $\varkappa_M$. Es ist dann

$$\varkappa_B \cdot K_{P_B} = \frac{P_{CO}^2}{P_{CO_2}} \quad \ldots\ldots (237)$$

$$\varkappa_W \cdot K_{P_W} = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{P_{H_2O}} \quad \ldots\ldots (238)$$

und

$$\varkappa_M \cdot K_{P_M} = \frac{P_{CH_4}}{P_{H_2}^2} \quad \ldots\ldots (239)$$

Ist $\varkappa_B = \varkappa_W = \varkappa_M = 1$, so gehen die Gleichungen (237) bis (239) in Gl.(22) (26) (34) Seite ..... über, d.h. es herrscht Gleichgewicht. Wir haben also formal den gleichen Ausdruck wie im Gleichgewichtszustand, der als Grenzfall ($\varkappa = 1$) in unsere Betrachtung einbezogen ist, und können nun mathematisch in gleicher Weise operieren. So ergibt sich der "Vollkommenheitsbeiwert" einer Reaktion, deren Gleichgewichtskonstante auf die oben angeführten Grundreaktionen zurückgeführt werden kann in der Weise, wie wir es bei den Gleichgewichtskonstanten selbst gesehen

haben (s.S. ....), z.B. für die homogene Wassergasreaktion

$$X_{WG} \cdot K_W = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}} = \frac{p_{CO}^2}{p_{H_2} \cdot p_{CO}} \quad \text{(240)}$$

$$X_{WG} \cdot K_W = \frac{X_B \cdot K_{p_B}}{X_W \cdot K_{p_W}} \quad \text{(240a)}$$

und daraus

$$X_{WG} = \frac{X_B}{X_W} \quad \text{(241)}$$

oder für das Beispiel der Methanbildungsreaktion aus Kohlenoxyd und Wasserstoff nach Gl.(27) S. .... (Man.8)

$$X_{27} \cdot K_{P27} = \frac{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}^3}{p_{CO} \cdot p_{H_2}} = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} \cdot \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2} \cdot p_{CO}} = \frac{X_M \cdot K_{p_M}}{X_W \cdot K_{p_W}} \quad \text{(242)}$$

$$X_{27} = \frac{X_M}{X_W} \quad \text{(243)}$$

Die Vollkommenheitsbeiwerte sind also genau so miteinander verkoppelt wie die entsprechenden Gleichgewichtskonstanten und es genügt, die 3 Vollkommenheitsbeiwerte der Grundreaktionen (Gl. (2), (3) und (5) zu kennen, um die Beiwerte aller daraus ableitbaren Reaktionen ermitteln zu können.

Führen wir an Stelle der bekannten Gleichgewichtskonstanten K die Ausdrücke x · K in unser Rechenschema (S. ..... (Man.117)) ein, so ist die Rechnung formal in keiner Weise geändert, doch tritt die neue Schwierigkeit auf, dass nunmehr 3 neue Unbekannte in dem Gleichgewichtssystem auftreten. Der allgemeine Fall

$$X_B \neq X_W \neq X_M \quad \text{(244)}$$

$$X_B < 1 \; , \; X_W < 1 \; , \; X_M < 1 \quad \text{(245)}$$

ist daher mathematisch besonders schwierig, solange Zahlenwerte für die Vollkommenheitsgrade unbekannt sind. Traustel und Reuter [1] diese Schwierigkeit zu umgehen und zu einer einfachen Arbeitshypothese zu gelangen, indem sie annahmen, dass alle homogenen Gasreaktionen bis zur vollkommenen Gleichgewichtseinstellung verlaufen, dass dagegen die Vollkommenheitsgrade der Gleichgewichtseinstellung der heterogenen Re-

[1] suchten

aktionen < 1 seien. Daraus ergibt sich die Folgerung

$$x_B = x_W = x_M < 1 \qquad \text{.....(246)}$$

d.h. der Zahlenwert der 3 Vollkommenheitsbeiwerte ist gleich (und < 1), es tritt nur eine neue Unbekannte auf. Indessen trägt diese Annahme der Kompliziertheit der Methanbildung nicht Rechnung, denn es würde ja nun auch vorausgesetzt, dass die Reaktion

$$CO + 3H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O \qquad \text{.....(247)}$$

vollkommen abläuft. Die Methanbildung ist aber eine Stufenreaktion, obige Gleichung nur als Bruttoformel zu betrachten, deren nicht mit Sicherheit anzugehende Stufen wohl bimolekular sein können; aber es kann bei der Kompliziertheit der Reaktion nicht erwartet werden, dass sie vollkommen abläuft. Erfahrungsgemäss bedarf es dazu der Gegenwart von Nickelkatalysatoren, während die Spuren von Aschebestandteilen, denen man allenfalls eine gewisse katalytische Wirkung zuschreiben könnte, diese Wirkung keineswegs auslösen. Es ist daher zu erwarten, dass $x_M \ll 1$ wird, während dann

$$x_M \neq x_B \neq x_W \qquad \text{.....(248)}$$

sein wird.

Zur Ermittlung der Vollkommenheitsbeiwerte dient der Vergleich von Rechnung und Grossversuch x 2) .

Für x_B und x_W genügen solche Versuche, bei denen die Methanbildung vernachlässigbar kleine Werte annimmt. In den Zahlenbeispielen S. .... wurde eine solche Durchrechnung eines Versuchs von Plenz x 3) durchgeführt und mit den Versuchswerten verglichen. Es zeigt sich dabei, dass bei einer Rechnung mit $x_B = x_W = 1$ ganz ausgezeichnet ist, dass daher diese getroffene Annahme voll berechtigt ist und zu praktisch durchaus brauchbaren Werten führt. Solche Gegenüberstellungen ergaben für zahlreiche andere Gaserzeugungsversuche stets das gleiche Ergebnis.

---

x 1) (zu Seite 144)
Traustel, F. und A. Reuter : Die Gaswandlung in der Reduktionszone eines Gaserzeugers. Feuerungstechn. Bd. 29 (1942) Heft 7 S.159/161.

X 2) Aus den S. ..... dargelegten Gründen können Laboratoriumsversuche dazu keinesfalls herangezogen werden.

x 3) Plenz, F. : Leistungsversuch an einer Koksvergasungsanlage auf dem Gaswerk Berlin-Neukölln. Feuerungstechn. Bd. 15 (1926/27) Heft 20 S. 232/234.

Zur Ermittlung des Vollkommenheitsbeiwertes der Methanbildungsreaktion x_M sind die Versuche indessen nicht geeignet, weil

1.) die Methanneubildung selbst bei vollkommener Gleichgewichtseinstellung äusserst gering ist,

2.) die Methanmenge aus dem geringen Gehalt des Kokses an flüchtigen Bestandteilen -diese bestehen vorwiegend aus Wasserstoff und Methan - meist grösser ist als die Methanneubildung

3.) die analytische Feststellung sehr geringer Methangehalte schwierig und daher häufig fehlerhaft ist.

Analysenfehler und Schwankungen in der Brennstoffzusammensetzung (Gehalt an flüchtigen Bestandteilen und deren Zusammensetzung) geben im allgemeinen ein recht uneinheitliches Bild. Dazu kommt die Schwankung der Gasabgabe durch Entgasung

Eine Feststellung des Zahlenwertes für x_M ist nur in solchen Fällen möglich, wo so hohe Methangehalte auftreten, dass die Unsicherheiten der Messung und die Verschleierung durch die flüchtigen Bestandteile des Brennstoffes möglichst gering oder eliminierbar sind. Herangezogen sei -da leider Versuche mit Hochtemperaturkoks bisher nicht vorliegen - der Grossversuch einer Druckvergasung von Ruhrmagerkohle mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisch. Die Kohlenanalyse, die Zusammensetzung des Vergasungsmittels und die Rohgasanalyse sind der Zahlentafel zu entnehmen.

Zahlentafel

Vergasung von Magerkohle bei p = 20 Atm.

Kohle

Magerkohle (Zeche Alstaden)
Körnung: 10/2 mm

Elementaranalyse
75,13 % C
3,56 % Hn
0,91 % S
3,30 % O_2+N_2
13,10 % Asche
4,00 % H_2O
100,00
73,42 % Cfix
9,48 % fl. Bestand

Heizwert bezogen auf Rohkohle
Ho = 7022 kcal/kg
Hu = 6807 " "

Vergasungsmittel

7,779 % O_2
0,505 % N_2
91,716 % H_2O
100,000

Rohgas

14,36 % CO
31,30 % CO_2
42,89 % H_2
9,65 % CH_4
1,04 % N_2
0,27 % H_2S
0,24 % C_nH_m
0,25 % O_2

Reingasausbeute, bezogen auf Rohkohle
1,560 Nm^3/kg

bezogen auf Reinkohle
1,880 Nm^3/kg

Bei dem Versuch einer Nachrechnung des gemessenen Versuchsergebnisses führte die Vorwärtsrechnung mit $x_B = x_W = x_M < 1$ ebenso wenig zu einer befriedigenden Uebereinstimmung, wie etwa die Annahmen $x_B = x_W \ll 1$, $x_M < 1$.

Es liegt auch keine Veranlassung vor, anzunehmen, dass sich ein Druckgaserzeuger, der überdies mit einem kleinkörnigeren und reaktionsfreudigeren Brennstoff arbeitete, als die Drehrostgaserzeuger mit Gaskoks (Körnung Brech IV) bei dem Versuch von Plenz, ein geringerer Vollkommenheitsgrad für die Boudouard'sche und die Wassergasreaktion ergeben sollte. Es ist also $x_B = x_W = 1$

$x_M < 1$

Die Temperatur, die sich in der Reaktionszone an der Phasengrenze einstellen muss und die für die Analyse des erzeugten Gases massgebend ist, ergibt sich aus der Wärmebilanz der Reaktionszone ~~(darunter die vom Vergasungsmittel durchstrichenen Zonen des Gaserzeugers, also Aschenzone, Oxydations- und Reduktionszone bis zur fertigen Gasbildung, also zum Gleichgewicht der chemischen Reaktion zu verstehen sind).~~ Darin liegt insofern eine Schwierigkeit, als die Temperatur einen ausserordentlich starken Einfluss auf die Gaszusammensetzung ausübt, die Aufstellung einer genauen Wärmebilanz aber recht schwierig ist. Hinzu kommt, dass die Wärmebilanz des ganzen Gaserzeugers auch noch Wärmeverluste aufweist, die ausserhalb der Reaktionszone auftreten, so z.B. die Wärmeabgabe an den oberen Teil des Wasser- oder Dampfmantels, wenn er entsprechend hochgezogen ist u.a.m. Im vorliegenden Falle betrug die Wärmeaufnahme des gesamten Dampfmantels etwa 2,2 %. Man wird also erwarten können, dass der Wärmeverlust in der Reaktionszone in den Grenzen zwischen 0 bis höchstens 3 % , wahrscheinlich aber noch unter 2 % liegen wird. Diesen Grenzwerten entsprechen laut Rechnung Reaktionstemperaturen von 667°C bei $Q_V = 3$ % bis 691°C bei $Q_V = 0$ %.

Zur Aufsuchung des Ungleichgewichtsfaktors xM muss noch berücksichtigt werden, dass jeder Reaktionstemperatur ein anderer x_M-Wert zugeordnet ist. Durch eine Reihe von Durchrechnungen mit verschiedenen x_M-Werten und durch die graphische Bestimmung desjenigen x_M-Wertes, bei welchem, bezogen auf trockenes Gas, der gefundene Methangehalt erreicht wird, wurden die Ergebnisse der Zahlentafel gefunden. Mit den so erhaltenen x_M-Werten gerechnet, kommt man zu den Gasanalysen der Zahlentafel , die nunmehr mit den gemessenen Werten der Gasanalyse, bezogen auf trockenes Gas, verglichen werden konnten.

Leider machen sich allerdings hier noch die flüchtigen Bestandteile störend bemerkbar, und die Schwierigkeiten der genauen Erfassung sind dadurch vergrössert, dass eine genaue Druck-Schwel-Analyse des Brennstoffes bei der herrschenden Reaktionstemperatur nicht vorlag. Lediglich aus der Schwelanalyse bei atmosphärischem Druck und aus den Tendenzen der Analysenverschiebung bei veränderten Drücken und Temperaturen lässt sich schliessen, dass die fl.Bestandteile bei 650 - 700° und 20 Atm. etwa folgende Analyse des trockenen Gases aufweisen :

5 % CO
1 % CO_2
76 % H_2
16 % CH_4
2 % N_2

Zahlentafel

Druckvergasung von Kohlenstoff bei 20 Atm.

Q_V =	3 %	2 %	1 %	0 %
t_R =	667°	675 °	683°	691°
x_M =	0,203	0,220	0,237	
K'_{p_B} =	39,4902	32,888	27,4832	
K'_{p_W} =	21,7038	18,7774	16,2870	
$x_M K_{p_M}$ =	0,88817	0,87217	0,85273	
	7,33	8,02	8,76	% CO
	21,23	21,14	21,09	% CO_2
	25,22	25,79	26,30	% H_2
	40,14	38,83	37,53	% H_2O
	5,65	5,80	5,90	% CH_4
	0,43	0,42	0,42	% N_2
	100,00	100,00	100,00	
	12,24	13,11	14,02	% CO
	35,47	34,56	33,76	% CO_2
	42,13	42,16	42,10	% H_2
	9,44	9,48	9,45	% CH_4
	0,72	0,69	0,67	% N_2
	100,00	100,00	100,00	
Gasausbringen, nass	5,42918	5,31321	5,19615	$Nm^3_f/kg\ C_{fix}$
Gasausbringen, trocken	3,24991	3,25009	3,24603	$Nm^3_{tr}/kg\ C_{fix}$

Die fl. Bestandteile betragen 11,44 Gewichtsprozent. Davon entfällt der grösste Teil auf Zersetzungswasser, ein geringer auf Teer und nur 2,2 Gewichtsprozent auf das Gas, entsprechend einer Gasausbeute von 0,0579 Nm^3/kg Kohle. Berücksichtigt man ferner einen Kohlenstoffverlust von 5 % (Kohlenstoffgehalt in den Rückständen und Flugstaubverluste), so verringert sich die Gasausbeute im Sinne der Angaben der Zahlentafel . Hierzu kommt endlich der Schleusengasverlust in Höhe von 1 %. Das "Reingas" (nach Auswaschen des CO_2-Gehaltes bis auf ca. 2 %) beträgt 67,6 % des Rohgases. Da das Reingas unmittelbar gemessen wurde, kann diese Messung gleichfalls zur Kontrolle herangezogen werden. Die Reingasausbeute betrug 1,880 Nm^3_{tr}/kg Reinkohle in guter Uebereinstimmung mit dem Rechenergebnis in Zahlentafel . Das Endgas setzt sich zusammen aus 97,3 % Vergasungsgas und 2,7 % Entgasungsgas. Daraus ergibt sich dann die Gaszusammensetzung nach der nachstehenden Zahlentafel .

Zahlentafel

Druckvergasung von Magerkohle bei 20 Atm. (rechnerisches Ergebnis)

Q_v :	3 %	2 %	1 %	
	12,05	12,90	13,78	% CO
	34,54	33,66	32,88	% CO_2
	43,04	43,07	43,01	% H_2
	9,62	9,65	9,62	% CH_4
	0,75	0,72	0,70	% N_2
	100,00	100,00	100,00	
Entgasungsgas	0,07579	0,07579	0,07579	Nm^3/kg
Vergasungsgas	2,73421	2,73437	2,73095	Nm^3/kg
Endgas	2,81000	2,81016	2,80674	Nm^3/kg
Nach Abzug des Schleusenverlustes	2,78190	2,78206	2,77867	Nm^3/kg
Reingas	1,88056	1,88067	1,87838	Nm^3/kg

Der Wärmeverlust muss nach der Messung unterhalb 2,2 % liegen, zumal der Wassermantel über die Reaktionszone hinaus ragt. Die Uebereinstimmung zwischen Rechnung und Messung verbessert sich auch offensichtlich mit abnehmendem Q_v-Wert. Dennoch kann der Wärmeverlust wohl kaum unter 1 % liegen. Die Uebereinstimmung von Rechnung und Messung

ist also mit Q_v = 1 % und x_M = 0,237 völlig befriedigend. Die noch vorhandenen Abweichungen sollen kurz kritisch besprochen werden.

Der CO-Gehalt fällt bei der Rechnung ein klein wenig zu niedrig aus, so dass man den Eindruck gewinnen könnte, als ob die Reaktionstemperatur ein wenig höher gelegen haben könnte. Dies ist auch ohne weiteres möglich, da einzelne Posten der Wärmebilanz noch eine gewisse Unsicherheit aufweisen, so z.B. die Enthalpie des festen Kohlenstoffes. Auch kleine Verschiebungen in der Zusammensetzung des Vergasungsmittels im Rahmen der Fehlergrenze von Mengenmessungen durch Staurand können die Ursache sein.

Der CO_2-Gehalt liegt laut Rechnung zu hoch, so dass die gleichen Ursachen anzusetzen sind wie für den zu tief liegenden CO-Gehalt. Hinzu kommt aber hier, dass selbst eine Temperaturverschiebung auf 691° (Q_v = 0 %) noch immer einen zu hohen CO_2-Gehalt ergäbe. Angesichts der absoluten Höhe des CO_2-Gehalts ist aber nicht ausgeschlossen, dass im Vorkühler, hinter dem die Rohgaszusammensetzung gemessen worden ist, schon eine gewisse CO_2-Auswaschung stattgefunden hat.

Der H_2-Gehalt stimmt mit der Messung ganz gut überein, wenn man noch beachtet, dass bei der Rechnung der H_2S-Gehalt nicht berücksichtigt worden ist. H_2+H_2S betragen aber nach der Messung 43,16 %, der H_2-Gehalt nach der Rechnung 43,01 %, wobei die Unsicherheit der Zusammensetzung des Entgasungsgases hinzukommt, die hier besonders gross ist(der H_2-Gehalt setzt sich aus 40,96 % aus Vergasung und 2,05 % aus Entgasung zusammen), da der H_2-Gehalt des Entgasungsgases besonders hoch und zudem stark temperaturabhängig ist.

Der CH_4-Gehalt kann zum Vergleich nicht herangezogen werden, da wir ja von ihm ausgegangen sind, um den x_M-Wert festzulegen.

Der Stickstoffgehalt endlich fällt laut Rechnung mit 0,70 % gegenüber 1,04 % zu niedrig aus, doch klärt sich diese Differenz leicht auf. Die Rechnung wurde nämlich für reinen Kohlenstoff durchgeführt. Berücksichtigt man aber den Stickstoffgehalt des Brennstoffs (rd. 1 %) und die geringe NH_3-Bildung im Gas, so kommt man auf einen N_2-Gehalt im Gas, der mit dem gemessenen Wert sehr gut übereinstimmt. Eine geringe Verschiebung des Reinheitgrades des verwendeten Sauerstoffs kann ebenfalls das Ergebnis etwas beeinflussen.

Bei der Vergasung von Koks unter atmosphärischem Druck ist die entstandene CH_4-Menge verschwindend gering. Man könnte daher annehmen, dass sich die Berücksichtigung eines x_M-Wertes < 1 kaum auswirkt. Eine Kontrollrechnung zeigt aber, dass es doch zweckmässig ist, auch in diesem Falle mit x_M-Werten in der gefundenen Grössenordnung zu rechnen. Als Beispiel sollen nochmals die Versuche von Plenz X 1) herangezogen werden. Zahlentafel zeigt den Vergleich von Messung und Rechnung. Dabei ist mit folgender Zusammensetzung des Vergasungsmittels gerechnet worden : 17,34 % O_2, 65,21 % N_2, 17,45 % H_2O, entsprechend einer Sättigungstemperatur von 57,5°C. Die Wärmeabgabe an den Wassermantel zuzgl. der sonstigen Wärmeverluste nach aussen wurde mit 8 % angenommen, und die Rechnung mit $x_B = x_W = x_M = 1$ und mit $x_B = x_W = 1$, x_M = 0,24 durchgeführt.

X 1) s. Fussnote X 3 auf Seite 145

Zahlentafel

Koksvergasungsversuch nach Plenz (Vergleich von Messung und Rechnung.)

	gemessen	gerechnet	
		$x_M = 1$	$x_M = 0{,}24$
$t_s = 55 - 60$	57,5	57,5	57,5 .
28,4 - 29,4	29,31	29,34	29,31 % CO
4,0 - 5,7	5,17	5,60	5,59 % CO_2
10,7 - 13,7	12,68	12,16	12,38 % H_2
0,0 - 1,2	0,41	0,18	0,04 % CH_4
51,7 - 54,8	52,43	52,72	52,68 % N_2

Bei $x_M = 0{,}24$ ist die Annäherung der gerechneten Werte an die gemessenen noch vollkommener, wenn auch die Uebereinstimmung in beiden Fällen schon recht befriedigend ist. Die völlige Uebereinstimmung des CO-Gehaltes selbst in der 2.Stelle hinter dem Komma ist natürlich eine ganz zufällige und nicht etwa ein Masstab der Mess- und Rechengenauigkeit. Abweichungen sind vor allem deshalb zu erwarten, weil die Vergasungsbedingungen beim Versuch gewissen Schwankungen unterlagen und auch die Genauigkeit der Mittelwertbildung schwer kontrollierbar ist. Offenbar entspricht z.B. der Mittelwert der Sättigungstemperatur nicht genau dem Mittelwert des Wasserstoffgehaltes, denn der Wasserstoffgehalt im Gas ist ein sehr scharfer Indikator für den Wassergehalt des Vergasungsmittels, so dass man ihn geradezu zur Rückwärtsbestimmung der mittleren Sättigungstemperatur heranziehen kann. Die Abweichung im CO_2-Gehalt könnte auf Mess- oder Mittelwertbildungsfehler beruhen, zumal ja Messfehler (z.B. durch unvollständige CO_2-Absorption) immer zu zu kleinen Werten führen müssen. Der Methangehalt ist laut Messung ausserordentlich schwankend. Dies ist auf die oben (S.) erwähnten Schwierigkeiten zurückzuführen.

Als Ergebnis der x-Wert Ermittlung ist festzuhalten, dass mit den Vollkommenheitsgraden

$$x_B = 1 \; ; \quad x_W = 1 \; ; \quad x_M = 0{,}24$$

sowohl bei druckloser wie auch bei Druckvergasung eine praktisch voll befriedigende Uebereinstimmung zwischen Rechnung und Messung erzielt wird. Damit ist der Ring geschlossen und die allgemeine Anwendbarkeit der Berechnungsmethode gewährleistet. Die Einstellung der Gleichgewichte der heterogenen Reaktion der Kohlensäure und Wasserdampfreduktion

ist praktisch vollkommen, die Methanbildung erreicht nur rund 1/4 des Höchstwertes. Sofern weiteres geeignetes Versuchsmaterial vorliegen wird, - etwa Versuche mit gut ausgegastem Hochtemperaturkoks bei sehr hohen Drucken -, kann eine Ueberprüfung des x_M-Wertes erfolgen, es ist aber weder eine grosse Verschiebung noch eine praktisch sehr merkliche Aenderung der Ergebnisse durch eine solche Verschiebung zu erwarten.

Rechenschema und Zahlenbeispiele.

1.) Drei-Punkt-Methode.

(Zu S.... Man. S. 119/126)

Brennstoff: Koks, unter Vernachlässigung der geringen flüchtigen Bestandteile und des Stickstoffs und Schwefels als 100 % Kohlenstoff (im Reinkoks) gerechnet.
Vergasungsmittel: Luft, bei 57,5°C gesättigt; Wasserdampfgehalt nach Abb....S.... 170 g/Nm^3_{tr} = 0,2114 Nm^3/Nm^3_{tr}. Die Zusammensetzung des Vergasungsmittels ist mithin

0,2100 Nm^3	O_2	= 17,34 % O_2
0,7900 "	N_2	= 65,21 % N_2
0,2114 "	H_2O	= 17,45 % H_2O
		100,00 %

$H_M = v'_{H_2O} = 0{,}1745$; $O_M = v'_{H_2O_2} + 0{,}5 \cdot v'_{H_2O} = 0{,}2607$; $N_M = v'_{N_2} = 0{,}6521$
(vergl. S..... Man.S. 113/114)
$H_M/O_M = 0{,}66935$; $N_M/O_M = 2{,}50134$

Die Rechnung muss nun für mehrere Temperaturen in der Nähe der zu erwartenden Reaktionstemperatur (hier zwischen 700...750°C) durchgeführt werden. Als Beispiel wird die Durchrechnung für 700°C angegeben.
Wir schätzen zunächst ein Wertepaar für v_{CO} und v_{H_2} und legen den Schritt Δ, den Abstand der Punkte 11 von 22, 22 von 33 auf der Abszissenachse usf. fest, z.B. $v_{CO} = 0{,}28$; $v_{H_2} = 0{,}12$; $\Delta = 0{,}01$.

Dann erhalten wir 3 x-Werte und 2 y-Werte und zwar

$x_1 = 0{,}27$ $x_2 = 0{,}28$ $x_3 = 0{,}29$

$y_1 = 0{,}115$ $y_2 = 0{,}125$

Wenn v_{CO} und v_{H_2} bekannt, d.h. durch Schätzung festgelegt sind, ergeben sich aus den Definitionsgleichungen der Gleichgewichtskonstanten Gl.(I) bis (III) S....(Man.S.117) die Werte für v_{CO_2}, v_{H_2O} und v_{CH_4}. Den Wert für v_{N_2} finden wir aus der Stickstoff- und Sauerstoffbilanz zu

$$v_{N_2} = \frac{N_M}{O_M} \cdot O_G \qquad \text{.....( )}$$

und können dann das folgende, in Zahlentafel..... wiedergegebene Rechenschema aufstellen. Die letzte Spalte und ebenso die unterste Zeile (Kontrolle) bleibe zunächst unbeachtet. Es ist nun

für Punkt	11	22	31	Kontrolle
	0,11500	0,12500	0,11500	0,11766
	0,01814	0,02047	0,01953	0,01905
	0,00390	0,00460	0,00390	0,00408
H_G =	0,13704	0,15007	0,13843	0,14079
	0,13000	0,13500	0,14000	0,13348
	0,06403	0,06905	0,07426	0,06751
	0,00907	0,01024	0,00977	0,00953
O_G =	0,20310	0,21429	0,22403	0,21052
H_G/O_G =	0,67474	0,70031	0,61791	0,66877
H_M/O_M =	0,66935	0,66935	0,66935	0,66935
ψ =	+0,00539	+0,03096	-0,05144	-0,00058

Wir errechnen nunmehr v_{N_2} (letzte Spalte des Schemas) nach Gl.( ) und bilden die Summe der Gasbestandteile (in der Spaltenüberschrift fett gedruckt), aus denen sich durch den Abzug von 1 die -Werte nach Gl.(126) ergeben:

Σv =	0,96714	1,02283	1,05112	0,99980
φ =	-0,03286	+0,02283	+0,05112	-0,00020

Nach Gl.(149) bis (152) S..... ist

$$A = \frac{+0,03286}{0,08398} = 0,39128 \qquad B = \frac{0,05569}{0,08398} = 0,66313$$

$$C = \frac{+0,05144}{0,05683} = 0,90516 \qquad D = \frac{0,08240}{0,05683} = 1,44994$$

$$A + C = 1,29644 \qquad B + D = 2,11307$$

Die gesuchte Lösung ist dann nach Gl.(162) und (163)

Zahlentafel ....

Rechenschema zur Drei-Punkt-Methode.

$t = 700°C$
$\Delta = 0{,}01$

$K'_{P_B} = 0{,}94721$ $\quad K'_{P_W} = 0{,}60663$ $\quad K_{P_M} = 0{,}14718$ $\quad \frac{N_M}{O_M} \cdot O_G = 2{,}50134 \cdot O_G$

Punkt	v_{CO}	v_{CO}^2	v_{CO_2}	v_{H_2}	$v_{CO} \cdot v_{H_2}$	v_{H_2O}	$v_{H_2}^2$	v_{CH_4}	v_{N_2}
11	0,26	0,0676	0,06403	0,115	0,02990	0,01814	0.01323	0.00195	0,50802
22	0,27	0.0729	0.06905	0,125	0.03375	0.02047	0.01563	0.00230	0,53601
31	0,28	0.0784	0.07426	0,115	0.03220	0.01953	0.01323	0.00195	0.56038
Kontrolle	0.26696	0.07127	0.06751	0,11766	0.03141	0.01905	0.01384	0.00204	0,52658

rot unterstrichen = fett!

$$y = 0{,}115 + 0{,}01 \cdot \frac{-0{,}29644}{-1{,}11307} = 0{,}115 + 0{,}00266 = 0{,}11766$$

$$x = 0{,}26 + 2 \cdot 0{,}01 \cdot 0{,}39128 + (1 - 2 \cdot 0{,}66313) \cdot 0{,}00266$$

$$= 0{,}26 + 0{,}00783 - 0{,}00087 = 0{,}26696$$

Mit diesen beiden Werten $x = v_{CO} = 0{,}26696$ und $y = v_{H_2} = 0{,}11766$ wird nun die Schlussrechnung durchgeführt (s. letzte Zeile des Schemas Zahlentafel.....) und die Kontrolle ergibt in unserem Falle

$\psi = -0{,}00058$ statt $\psi = 0$

$\varphi = -0{,}00020$ statt $\varphi = 0$

Rechnete man mit 3 Ziffern, so würde die Genauigkeit des Ergebnsisses bereits genügen, da die erste Schätzung schon verhältnismässig gut lag. Genügt diese Genauigkeit noch nicht, so kann man nunmehr den Schritt verengen z.B. auf $\Delta = 0{,}001$ und legt als neue Schätzwerte, ausgehend von dem Ergebnis dieser Rechnung fest:

$x_1 = 0{,}266$ $\quad x_2 = 0{,}267$ $\quad x_3 = 0{,}268$

$y_1 = 0{,}117$ $\quad y_2 = 0{,}118$

Die Rechnung wird nun nach dem gleichen Schema wiederholt, als Ergebnis findet man

$x = v_{CO} = 0{,}26697$ $\quad y = v_{H_2} = 0{,}11777$

und

$\psi = -0{,}00002$ $\quad \varphi = -0{,}00001$.

Diese Genauigkeit genügt auch bei Verwendung von 4 Ziffern und die gesuchte Gasanalyse kann nunmehr bei $t_R = 700^oC$ der untenstehenden Zahlentafel entnommen werden, in welcher auch die Ergebnisse der entsprechenden Rechnungen für die Temperaturen von 650 bis 900°C eingetragen sind unter Verzicht auf eine Wiedergabe der Einzelheiten.

Zahlentafel .....

Rechenschema für die Wärmebilanz.

t_R =	650°	700°	750°	800°	900°	
Gas-zusammensetzung	19,26	26,70	32,34	35,60	37,96	% CO
	10,92	6,75	3,56	1,71	0,39	% CO_2
	11,00	11,78	12,24	12,52	12,78	% H_2
	3,15	1,91	1,06	0,57	0,17	% H_2O
	0,33	0,20	0,13	0,08	0,04	% CH_4
	55,34	52,66	50,67	49,52	48,66	% N_2
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	

153

Fortsetzung der Zahlentafel.....

t_R	650°	700°	750°	800°	900°	
I_G	224,4	237,0	250,6	265,1	298,4	kcal/Nm³
H_{u_G}	892,6	1126,2	1302,5	1403,7	1478,2	kcal/Nm³
B	0,16395	0,18064	0,19330	0,20053	0,20584	kg/Nm³
B.I_C [1])	33,5	40,5	47,5	53,5	63,9	kcal/Nm³
M [2])	0,84864	0,80754	0,77703	0,75939	0,74620	Nm³/Nm³
M.I_M [3])	15,0	14,3	13,8	13,4	13,2	kcal/Nm³
Σ Q (nach Gl.228a) mit Q_s = 8 %						
B.H'_{u_C} [4])	1218,7	1342,8	1436,9	1490,7	1530,1	kcal/Nm³
+ B.I_C	33,5	40,5	47,5	53,5	63,9	" "
+ M.I_M	15,0	14,3	13,8	13,4	13,2	" "
	1267,2	1397,6	1498,2	1557,6	1607,2	" "
- H_{u_G}	-892,6	-1126,2	-1302,5	-1403,7	-1478,2	" "
	374,6	271,4	195,7	153,9	129,0	" "

Die graphische Lösung (vergl. Abb....) liefert eine Reaktionstemperatur von 717°C und folgende (mit 717° errechnete) Gasanalyse:

Endgültige Gaszusammensetzung bezogen auf nasses Gas	trockenes Gas	
28,88	29,34	% CO
5,52	5,60	% CO_2
11,96	12,16	% H_2
1,58	-	% H_2O
0,17	0,18	% CH_4
51,89	52,72	% N_2
100,00	100,00	

1) Vergl. Zahlentafel.... S.... t_s = 57,5°C

2) Aus der Stickstoffbilanz nach Gl.(116) 3) I_M = 17,7 kcal/Nm³ bei

4) Bei Q_s = 8 % ist H'_{u_C} = 0,92 . 8080 = 7433,6 kcal/kg.

Da wir die Voraussetzungen zu dieser Rechnung nach den Versuchsbedingungen gewählt haben, mit denen Plenz im Mittel bei einem 7-tägigen Versuch an einer Drehrostgaserzeuger-Anlage von 3 in Betrieb befindlichen Gaserzeugern mit je 2,6 m l.Ø und mit Gaskoks als Vergasungsbrennstoff gearbeitet hat[1]), ist ein Vergleich zwischen Rechnung und Messung möglich. Zahlentafel.... S.... gibt diesen Vergleich wieder. Alle Werte liegen innerhalb der Grenzen, in denen sich die Messwerte bewegen; die noch bestehenden kleinen Abweichungen vom Mittelwert finden ihre natürliche Erklärung in den Grenzen der Genauigkeit von Messung, Mittelwertbildung und Rechnung.

Allgemeine Regeln. Da man stets eine Serie von Rechnungen durchzuführen hat und, falls das Vergasungsmittel sehr trocken, sehr sauerstoffreich oder sehr hoch vorgewärmt ist, auch mit hohen Temperaturen rechnen muss, beginnt man die Rechnung zweckmässig bei den höchsten Temperaturen, weil hier die Schätzung am einfachsten ist, und geht dann erst zu den niedrigeren Temperaturen über. Bei vollständiger Reduktion der Kohlensäure und des Wasserdampfes (also bei Temperaturen $>1000^{o}C$) wird

$$2\,v'_{O_2} + v'_{H_2O} \quad \text{zu} \quad CO$$

$$v'_{H_2O} \quad \text{zu} \quad H_2$$

$$v'_{N_2} \quad \text{zu} \quad N_2$$

Daraus gewinnt man einen guten Anhalt für die Schätzung der CO- und H_2-Gehalte bei hohen Temperaturen. In unserem Zahlenbeispiel wird

$$2 \cdot 0{,}1734 + 0{,}1745 = 0{,}5213 = 38{,}67\ \%\ CO$$

$$0{,}1745 = 12{,}95\ \%\ H_2$$

$$0{,}6521 = 48{,}38\ \%\ N_2$$

$$1{,}3479 = 100{,}00\ \%$$

Trägt man die Ergebnisse für jede Temperatur auf, so kann man recht gut in das Gebiet niedriger Temperaturen extrapolieren. Dabei ist zu berücksichtigen, dass der Verlauf des Wasserstoffgehaltes mit abnehmender Temperatur zunächst sehr flach, der des Kohlenoxydgehaltes etwas steiler ist (vergl.Abb.....).

Stellt man durch die Kontrollrechnung fest, dass die angenommenen v_{CO} und v_{H_2}-Werte schlecht liegen, z.B. ganz aus dem Dreieck 11-22-31 herausfallen oder sehr nahe am Rand liegen, so würde ein Uebergang auf einen kleineren Schritt Δ die nächste Ausgangsschätzung wieder sehr unsicher machen. Es empfiehlt sich daher, in einem solchen Falle die Rechnung mit unverändertem Schritt Δ aber mit zweckmässigerer Anordnung der Dreieckspunkte zu wiederholen. Vielfach wird man dann schon auf eine ausreichende Genauigkeit im Ergebnis kommen.

In einigen wenigen Fällen kann die numerische Rechnung versagen, nämlich dann, wenn z.B. der Wert (B + D) in Gl.(162) = 1 oder sehr wenig über 1 wird; dann ist, wenn (A + C) > (B + D) der Ausdruck

1) Vergl. Fussnote S ....

Durch geringfügige Aenderung der Ausgangsschätzwerte oder aber durch Uebergang auf eine andere Rechenmethode lässt sich diese Schwierigkeit leicht überbrücken.

Das numerische Rechnen erfolgt am besten mit der Rechenmaschine, denn stellt die Mitnahme vieler Stellenzahlen keine Belastung dar, aus Kontrollgründen ist sie zweckmässig und notwendig. Kürzungen können am Schluss der gesamten Rechnung bei der Mitteilung der Ergebnisse gemacht werden, falls notwendig, früher nicht !

2. Newton'sches Näherungsverfahren.

(Zu S..... Manuskr. S. 127/132)

Um einen Vergleich beider Methoden zu haben, wählen wir das gleiche Zahlenbeispiel wie vorher. Es ist dann

$H_M = 0{,}1745$ $\quad H_M/O_M = 0{,}66935$ $\quad 0{,}5 \cdot H_M/O_M = 0{,}33468$

$O_M = 0{,}2607$ $\quad N_M/O_M = 2{,}50134$ $\quad 0{,}5 \cdot N_M/O_M = 1{,}25067$

$N_M = 0{,}6521$

$(1 - 0{,}5 \cdot H_M/O_M) = 0{,}66532$

$(1 + 0{,}5 \cdot N_M/O_M) = 2{,}25067$ $\quad (1 + N_M/O_M) = 3{,}50134$

Wir schätzen nun ein Wertepaar und zwar $v_{CO} = 0{,}27$, $v_{H_2} = 0{,}12$.

Bei t = 700°C und P = 1 Atm ist

$K'_{p_B} = 0{,}94721$; $K'_{p_W} = 0{,}60663$; $K_{p_M} = 0{,}14718$ (nach Zehlentafel .....S.....)

nach Gl.(186):

$$\varphi = (1 + 0{,}5.N_M/O_M).v_{CO} = 2{,}25067 \cdot 0{,}27 = 0{,}60768$$

$$+ P.K'_{p_B}.(1 + N_M/O_M).v_{CO}^2 = 0{,}94721.3{,}50134.0{,}27^2 = 0{,}24177$$

$$+ v_{H_2} = 0{,}12000$$

$$+ P.K'_{p_W}.(1+0{,}5.N_M/O_M).v_{CO}.v_{H_2} = 0{,}60663.2{,}25067.0{,}27.0{,}12 = 0{,}04424$$

$$+ P.K_{p_M}.v_{H_2}^2 = 0{,}14718 \cdot 0{,}12^2 = 0{,}00212$$

$$1{,}01581$$

$$- 1 \qquad - 1{,}00000$$

$$= + 0{,}01581$$

nach Gl.(187):

$$\varphi' = (1 + 0{,}5.N_M/O_M) = 2{,}25067$$

$$+ (1 + N_M/O_M).2.P.K'_{p_B}.v_{CO} = 3{,}50134.2.0{,}94721.0{,}27 = 1{,}79091$$

$$+ (1 + 0{,}5.N_M/O_M).P.K'_{p_W}.v_{H_2} = 2{,}25067.0{,}60663.0{,}12 = 0{,}16581$$

$$= 4{,}20542$$

nach Gl.(188):

$\varphi_y' = 1$ = 1,00000

$+ (1 + 0{,}5 \cdot N_M/O_M) \cdot P \cdot K'_{p_W} \cdot v_{CO}$ = 2,25067.0,60663.0,27 = 0,36864

$+ 2 \cdot P \cdot K_{p_M} \cdot v_{H_2}$ = 2 . 0,14718 .0,12 = 0,03532

= 1,40396

nach Gl.(189):

$\psi = v_{H_2}$ = 0,12000

$+ (1-0{,}5 \cdot H_M/O_M) \cdot P \cdot K'_{p_W} \cdot v_{H_2} \cdot v_{CO}$ = 0,66532.0,60663.0,12.0,27 = 0,01308

$+ 2 \cdot P \cdot K_{p_M} \cdot v_{H_2}^2$ = 2 . 0,14718 . $0{,}12^2$ = 0,00424

0,13732

$- 0{,}5 (H_M/O_M) \cdot v_{CO}$ = 0,33468.0,27 = 0,09036

$- (H_M/O_M) \cdot P \cdot K'_{p_B} \cdot v_{CO}^2$ = 0,66935.0,94721.$0{,}27^2$ = 0,04622

0,13658

-0,13658

= 0,00074

nach Gl.(190):

$\psi_x' = (1-0{,}5 \cdot H_M/O_M) \cdot P \cdot K'_{p_W} \cdot v_{H_2}$ = 0,66532.0,60663.0,12 = 0,04843

$- 0{,}5 \cdot H_M/O_M$ = 0,33468

$- 2 \cdot (H_M/O_M) \cdot P \cdot K'_{p_B} \cdot v_{CO}$ = 2.0,66935.0,94721.0,27 = 0,34237

- 0,67705

-0,67705

= -0,62862

nach Gl.(191):

$\psi_y' = 1$ = 1,00000

$+ (1-0{,}5 \cdot H_M/O_M) \cdot P \cdot K'_{p_W} \cdot v_{CO}$ = 0,66532.0,60663.0,27 = 0,10897

$+ 4 \cdot P \cdot K_{p_M} \cdot v_{H_2}$ = 4.0,14718.0,12 = 0,07065

= 1,17962

nach Gl.(182):

$$x_o - x = \frac{\psi \cdot \varphi_y' - \varphi \cdot \psi_y'}{\varphi_x' \psi_y' - \varphi_y' \cdot \psi_x'} = \frac{0{,}00074 \cdot 1{,}40396 - 0{,}01581 \cdot 1{,}17962}{4{,}20542 \cdot 1{,}17962 - 1{,}40396 \cdot (-0{,}62862)}$$

$$= - \frac{0{,}01761}{5{,}84334} = - 0{,}00301$$

$x_o = 0{,}27 - 0{,}0030 = 0{,}2670$

nach Gl.(183):

157

$$y_0 - y = \frac{\varphi \cdot \psi_x' - \psi \cdot \varphi_x'}{\varphi_x' \cdot \psi_y' - \varphi_y' \cdot \psi_x'} = - \frac{0{,}01581 \cdot 1{,}17962 - 0{,}00074 \cdot 4{,}20542}{5{,}84334}$$

$$= - \frac{0{,}01305}{5{,}84334} = - 0{,}00223$$

$$y_0 = 0{,}12 - 0{,}00223 = 0{,}1178$$

Das Ergebnis stimmt also genau mit demjenigen überein, das uns die Drei-Punkt-Methode geliefert hat. In beiden Fällen ergibt sich der Kohlenoxydgehalz zu 26,70 %, der Wasserstoffgehalt zu 11,78 %.

Für die numerische Auswertung ist zu empfehlen, zunächst das ganze Rechenschema niederzuschreiben und dann erst an das Ausmultiplizieren zu gehen, da man mit der gleichen Multiplikanteneinstellung auf der Rechenmaschine mehrere Multiplikationen durchführen kann, die - wie dem Schema zu entnehmen ist, sich mehrfach wiederholen.

Verhalten der Gaserzeuger

in rechnerischer Behandlung.

1.) Einfluss des Wassergehaltes im Vergasungsmittel.

Die Berechnungsmethoden gestatten es nunmehr, das Verhalten der Gaserzeuger rechnerisch zu untersuchen. Aus der Vielzahl der Beispiele mögen einige von besonderen praktischen Interessen herausgegriffen werden.

Der Einfluss des Wasserdampfgehaltes der Vergasungsluft ist durch Versuchsreihen Veröffentlichungen seit langem bekannt. x) Die Rechnung liefert die volle Bestätigung dieser durch die z.T. sehr mühevollen Versuche gegebenen Ergebnisse und zeigt die Vorteile und die Grenzen der Anwendbarkeit des Wasserzusatzes. Die Uebereinstimmung von Rechnung und Versuch ist dabei sehr gut; soweit gewisse Folgerungen von einander abweichen, sind diese aus dem Unterschied zwischen Laboratoriumsversuch und Grossbetrieb zu erklären (vergl.S.....). Auf Zahlentafel .... sind die Ergebnisse der Berechnung einer Kohlenstoffvergasung mit Luft verschiedenen Wasserdampfgehaltes mit $x_B = x_W = 1$; $x_M = 0{,}24$ zusammengestellt, der Wechsel der Gaszusammensetzung und die aus der Wärmebilanz (bei $Q_s = 8\%$) ermittelten Reaktionstemperatur sind aufgetragen. Abbildung zeigt Gasausbringen, Heizwert des nassen und des trockenen Gases, die Gasheizwertzahlen und den Gemischheizwert des trockenen Gases bei stöchiometrischem Gemisch. Der Heizwert (in gleicher Weise der Gemischheizwert) zeigt ein ausgesproches Maximum , so dass häufig die Forderung erhoben wurde, den Gaserzeuger so zu fahren, dass dieser Wert möglichst genau eingehalten wird. Massgebend für die Ausbeute eines Gaserzeugers ist aber nicht der Heizwert des erzeugten Gases, sondern die Heizwertzahl, das Produkt aus Gasausbringen mal Heizwert. Die Heizwertzahl zeigt zunächst einen ähnlichen wie der Heizwert, bleibt jedoch nach Erreichen seines bei höheren Sättigungsgraden der Vergasungsluft liegendem Maximums

---

x) Bone, W.A. und R.V. Wheeler : The use of steam in gas producer practice Engineering Bd.83 (1907) s. 639, Bd. 86 (1908) S. 837,874.
Neumann, Kurt : Die Vorgänge im Gasgenerator auf Grund des zweiten Hauptsatzes der Thermodynamik. Forsch.Ing.Wes. Heft 140 Berlin 1913 - ZVDI Bd.57 (1913) Heft 8 S.291/98, Heft 9 S. 338-342.
Fulda,M. und G.Gehlhoff : Ueber den Einfluss der Betriebsbedingungen auf die Erzeugung von Generatorgas. Glastechn. Ber. Bd. 10 (19) Heft 3 S.131-149.
Wohlschläger, H. : Untersuchungen an Schwachgaserzeugern. Feuerungstechn. Bd. 26 (1938) Heft 4 S.102-106.

Zahlentafel ...

Vergasung von Kohlenstoff bei verschiedenem Wassergehalt der Vergasungsluft

($R_s = 8\,\%$)

v'_{H_2O}		0,40	0,30	0,20	0,1745	0,165	0,10	0,07	0.05	0,025	0
t_R	°C	602	648	700	717	724	795,5	875	956	1040	> 1100
Gas-Zusammensetzung naß	% CO	12,55	19,41	26,86	28,84	29,55	34,10	35,54	35,67	35,24	34,71
	% CO_2	15,54	11,63	6,84	5,50	5,00	1,70	0,49	0,15	0,05	0.00
	% H_2	21,55	18,37	13,61	12,18	11,63	7,55	5,47	3,98	2,03	—
	% H_2O	10,46	5,51	2,22	1,60	1,42	0,35	0.09	0.03	0.01	—
	% CH_4	0,58	0,23	0.06	0.04	0.04	0.01	0.00	0.00	0.00	—
	% N_2	39,32	44,85	50,41	51,84	52,38	56,29	58,41	60,17	62,67	65,29
		100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
trocken	% CO	14,01	20,54	27,47	29,31	29,97	34,22	35,57	35,68	35,24	34,71
	% CO_2	17,36	12,31	7,00	5,59	5,07	1,70	0,49	0,15	0,05	0.00
	% H_2	24,07	19,44	13,92	12,38	11,80	7,58	5,48	3,98	2,03	—
	% CH_4	0,65	0,24	0.06	0.04	0.04	0.01	0,00	0.00	0.00	—
	% N_2	43,91	47,47	51,55	52,68	53,12	56,49	58,46	60,19	62,68	65,29
		100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
H_{u_f}	Kcal/Nm^3	982,4	1078.0	1166,1	1187,4	1194,4	1246,4	1213,9	1179,5	1116,4	1048,2
$H_{u_{tr.}}$	Kcal/$Nm^3_{tr.}$	1097,3	1140,4	1192,4	1206,8	1211,5	1229,0	1215,0	1179,8	1116,3	1048,2
B	Kg C/Nm^3	0,1543	0,1681	0,1812	0,1845	0,1856	0,1919	0,1932	0,1921	0,1892	0,1861
G	Nm^3/Kg C	6,483	5,950	5,518	5,420	5,388	5,210	5,176	5,207	5,285	5,374
$G_{tr.}$	$Nm^3_{tr.}$/Kg C	5,805	5,622	5,395	5,333	5,312	5,192	5,171	5,205	5,285	5,374
$G.H_u$	Kcal/Kg C	6369	6414	6434	6436	6435	6380	6283	6141	5900	5632,5
M	Nm^3/Nm^3	0,8295	0,8110	0.7976	0.7950	0.7941	0.7917	0.7950	0,8017	0.8136	0,8265

nahezu konstant. Es empfiehlt sich daher, bei allen Gaserzeugern mit trockenem Schlackenaustrag zur Sicherheit in der Verschlackungsfrage mit einem Wassergehalt im Vergasungsmittel zu fahren, der rechts vom Heizwertmaximum liegt, soweit billiger Wasserdampf aus Abwärmequellen (Manteldampf, Abhitzekesseldampf , Sättigung in einer Frischgaskühlstufe) zur Verfügung steht. Fremddampf ist meist unwirtschaftlich. Es ist ja zu berücksichtigen, dass der Wasserdampfzusatz vor allem den Zweck der Beeinflussung des Verschlackungsverhaltens und der Regelung der zweckmässigsten Schlakkengrösse dient, so dass dadurch ein unterer Grenzwert gegeben ist, der mitunter je nach dem Aschenverhalten des Vergasungsbrennstoffes schon jenseits des Heizwertbestwertes liegt. Bei Heissgasverwendung ist darauf zu achten, dass der Taupunkt des Wasserdampfes und der etwa im Gas enthaltenen Teerdämpfe (= 0 bei Vergasung von reinem Kohlenstoff) nicht unterschritten wird. Der Taupunkt, bei dem nun auch die Brennstoffeuchtigkeit berücksichtigt werden muss, geht aus Abb..... hervor. Mit zunehmendem Wassergehalt der Vergasungsluft steigt selbstverständlich auch der Taupunkt des erzeugten Gases. Bei höherer Brennstoffeuchtigkeit wird dieser Einfluss jedoch mehr und mehr zurückgedrängt und durch den Einfluss des Wassergehaltes des Brennstoffes überdeckt. Würden wir Kohle vergast haben, so würde das Entgasungsgas und das Schwelwasser (Zersetzungswasser) mit zu berücksichtigen sein, dann würde die Grenze der zulässigen Gasabkühlung im übrigen aber durch die Kondensation der Leichtöle und der Teerdämpfe gegeben sein.

Bei motorischer Verbrennung, besonders bei Fahrzeuggaserzeugern wird der Wasserzusatz gern vermieden, um den Betrieb dadurch zu vereinfachen und den Wasserballast zu vermeiden. Die Unterschiede in der Leistung und im Wirkungsgrad sind dabei tatsächlich sehr gering, da für die Motorleistung nicht die Gasheizwerte sondern die Gemischheizwerte massgebend sind. Der Gemischheizwert fällt aber, wie Abb..... zeigt, besonders auf dem Kurvenast zwischen Null und dem Höchstwert weniger stark ab, als der Gasheizwert. Um diesen Unterschied besser hervortreten zu lassen, ist in Abb..... das Verhältnis zum Höchstwert als Ordinate gewählt worden.

Für die Frage "trockene" oder "nasse" Vergasung sind daher andere Gesichtspunkte (Zündverhalten, Weichheit der Verbrennung, Einfachheit des Betriebes, Gasreinigungsmöglichkeiten usw.) entscheidend.

In einer anderen Darstellung zeigt Abb..... den unteren Heizwert des trockenen Gases in Abhängigkeit von der zugesetzten Wassermenge in kg/100 kg Brennstoff. Der von Neumann x) empfohlene Wert von 0,4 kg H_2O/kg C entspricht tatsächlich dem Höchstwert, allerdings nicht dem Maximum der Heizwertzahl. Gleichzeitig ist in dieser Abb. der Dampfzersetzungsgrad, definiert als das Verhältnis des zersetzten Wasserdampfes (mit dem Vergasungsmittel zugeführter Wasserdampf abzgl. des im erzeugten Gas verbleibenden

---

x) a.a.O.

Wasserdampfes) zum zugeführten Wasserdampf.

$$\frac{M \cdot v'_{H_2O} - v_{H_2O}}{M \cdot v'_{H_2O}} \cdot 100 \ \% \quad \ldots\ldots\ldots(\ )$$

dargestellt. Die Brennstoffeuchtigkeit darf dabei selbstverständlich nicht berücksichtigt werden, da diese Wassermengen die Reaktionszone nicht durchlaufen. Der Dampfzersetzungsgrad wird häufig mit dem Vollkommenheitsgrad der Gleichgewichtseinstellung verwechselt. Der hier dargestellte α_v-Wert entspricht den Gleichgewichtsverhältnissen. Er stimmt mit den Angaben von Voogd [1]) und Rambush [2]) gut überein [3]), wenn auch deren Messungen erheblich streuen. Die von Fulda und Gehlhoff [4]) angegebenen Mittelwerte entstammen eigenen und fremden Versuchen im Laboratoriumsmasstab und halbtechnischen Versuchen (490 mm Schachtdurchmesser), wodurch die Abkühlungsverluste erheblich über denen von Grossgaserzeugern liegen. Eine Uebereinstimmung mit den bei $Q_s = 8$ % gerechneten Werten darf daher nicht erwartet werden. (Vergl.S.....)

2.) Einfluss der Vorwärmung der Vergasungsluft.

Bei der bisherigen Rechnung war die Temperatur des Vergasungsmittels gleich der Sättigungstemperatur. Wird dagegen die Vergasungsluft unter Ausnutzung von Abwärmequellen oder durch Verfeuerung von Fremdbrennstoffen weiter vorgewärmt, so erhält man eine Steigerung der Reaktionstemperatur und damit eine Verbesserung des erzeugten Gases. Diese Heizwertsteigerung ist verhältnismässig gross im Gebiet, wo die Kurven der Gaszusammensetzung (besonders der CO-Gehalt) steil verlaufen, dagegen sehr klein, bezw. sogar 0, im Bereich hoher Temperaturen, wo sie ihr Maximum nahezu erreicht haben oder wagerecht verlaufen. Der Wert einer Vorwärmung ist also in jedem Bereich verschieden und in den mittleren Temperaturlagen (in denen die normalen Gaserzeuger und viele Schachtöfen gerade arbeiten) selbst bei mässiger Vorwärmung schon sehr beachtlich. Wenn bei "trockener" Vergasung die Vorwärmung keine Vorteile mehr bringt, so gilt dies jedoch nicht bei trockener absteigender Vergasung feuchter Brennstoffe. da hier ja die Vergasung tatsächlich nicht "trocken", ist, sondern nur die Feuchtigkeit vom Brennstoff und nicht vom Vergasungsmittel geliefert wird.

Da Wasserdampfzusatz und Vorwärmung entgegengesetzte Wirkungen haben, kann man beide so bemessen, dass bestimmte Reaktionstemperaturen und damit gekoppelt bestimmte Höchst-Reaktionstemperaturen in der Oxydationszone eingehalten werden, so dass der Gasheizwert den unter den gegebenen Brennstoffen und Betriebsverhältnissen zulässigen Höchstwert erreicht. Ein Blick auf Ab..... zeigt, dass eine Vorwärmung bei Vergasung mit trockner Luft überhaupt keine Steigerung des Gasheizwertes bringt, dass bei Sättigungstemperaturen von 57,5°C (also bei für Drehrostgaserzeuger üblichen Mittelwerten) die Steigerung der Vorwärmung um 100 ° eine Heizwertverbesserung von rund 35 kcal/Nm³ bringt, dass dage-

---

1) Voogd, G.: Het Gas Bd.48 (1928) S.214, zitiert nach Fulda und Gehlhoff a.a.O.

2) Rambush, N.E.: Modern Gas Producers. London 1923, zitiert nach Fulda und Gehlhoff a.a.O.

3) Die beiden ausfallenden Messpunkte von Voogd dürften entweder von Laboratoriumsversuchen herrühren oder die Brennstoffeuchtigkeit ist dabei nicht eliminiert worden.

4) a.a.O

gen bei sehr hoher Aufsättigung der Vergasungsluft (40 Vol.% Wassergehalt ; t_s = 76,2 %) die Steigerung doppelt so hoch ist und rund 70 kcal/Nm³ beträgt. Von der Möglichkeit mit hohen Wasserdampfzusätzen und gleichzeitig hoher Vorwärmung zu fahren, hat die Industrietechnik bisher zu wenig Gebrauch gemacht. Ein Gas, erzeugt durch nasse Vergasung und gleichzeitig hohe Vorwärmung, ist einem bei mässiger Sättigungstemperatur ohne Vorwärmung erzeugtem Gas gleichen Heizwertes überlegen, da das Gasausbringen in diesem Falle ein höheres ist. Bei t_s = 76,2°C und t_M = 425°C der vorgewärmten Vergasungsluft ist das Gasausbringen mit 5,89 Nm³/kg C und bei gleichem Heizwert (1187 kcal/Nm³) auch die Gasheizwertzahlen mit 6991 kcal/kg C um 8,7 % höher als bei t_s = 57,5°C ohne Vorwärmung (Gasausbringen 5,42 Nm³/kg C ; Gasheizwertzahlen 6434 kcal/kg C). Da der Dampfpreis bei den Gaskosten eine grosse Rolle spielt, ist die wirtschaftliche Seite dieser Frage von Fall zu Fall zu untersuchen unter Berücksichtigung der Dampfkosten und der festen Kosten für den Vorwärmer, jedenfalls wird es aber stets lohnend sein, alle Abdampf- und Abwärmequellen im Gaserzeugerbetrieb restlos auszunutzen.

3.) Abgasrückführung.

Die Aufsättigung der Vergasungsluft bezweckt, neben einer Steigerung der Gasgüte das Schlackenverhalten im Gaserzeuger zu beeinflussen. So einfach und wirksam dieses Mittel auch im ortsfesten Betrieb ist, so hat es doch nicht an Vorschlägen gefehlt, an Stelle von Wasserdampf auch andere Gase, z.B. Kohlensäure oder Verbrennungsabgase in den Gaserzeuger einzuführen. Kohlensäure wird zwar stark reduziert und die beabsichtigte Temperatursenkung damit ohne weiteres erzielt, reine Kohlensäure steht aber meist nicht zur Verfügung, bezw. ist zu diesem Zweck zu teuer, um mit dem Wasser in Wettbewerb treten zu können. Verbrennungsgase dagegen enthalten zwar sowohl Kohlensäure als auch Wasserdampf, aber daneben auch viel Stickstoff, auch stehen sie kostenlos zur Verfügung - nur müssen sie unter entsprechendem Leistungsaufwand auf den Gaserzeugereintrittsdruck gebracht werden. Im Fahrbetrieb haben sie den Vorteil, dass die Mitnahme von Wasserballast entfällt. Die hohen Erwartungen, die mitunter an die Abgasrückführung geknüpft worden sind, werden allerdings nicht erfüllt, da der Nachteil des Stickstoffballastes immer bestehen bleiben wird. Als weiterer Vorteil kann geltend gemacht werden, dass die Enthalpie des Abgases als "Mischvorwärmung" ausgenutzt werden kann, doch erhöht die Temperatur auch den Förderaufwand, so dass eine Vorwärmung über Heizflächen und eine Ausnutzung der Abgaswärme auf diese Weise immer vorteilhafter sein dürfte.

Zur Kennzeichnung des Unterschiedes zwischen "nasser" Vergasung und "trockener" Vergasung mit Abgaszusatz unter gleichen Arbeitsbedingungen des Gaserzeugers (gleiche Reaktionstemperatur t_R) zeigt die nachstehende Zahlentafel eine Gegenüberstellung der beiden Arbeitsverfahren.

Zahlentafel

Vergleich zwischen nasser Vergasung und trockener Vergasung mit Abgaszusatz.

Fall 1

Wasserdampfzusatz

$t_s = 56,7°C$

$W = 162,5\ g/Nm^3_{tr}$

Zusammensetzung des Vergasungsmittels

0,2065	O_2
0,7767	N_2
0,0168	H_2O
1,0000	

$t_R = 706°C$ (bei $Q_s = 10\ \%$)

$t_M = t_s = 56,7°C$

Fall 2

Abgaszusatz 0,5 Nm^3 Abgas/Nm^3_{tr} Luft

$t_{s_{Luft}} = 15°C$

$t_{s_{Abgas-Luft-Gemisch}} = 55,1°C$

$W = 148,6\ g/Nm^3_{tr}$

des Abgases	des Abgas-Luft-Gemisches	
0,1409	0,0464	CO_2
0,0109	0,1420	O_2
0,7212	0,7584	N_2
0,1270	0,0531	H_2O
1,0000	1,0000	

$t_R = 706°$ ($Q_s = 10\ \%$)

$t_M = 112°C$

Gaszusammensetzung+)

nass	trocken	nass	trocken	
27,39	27,88	25,39	25,53	% CO
6,25	6,36	5,37	5,40	% CO_2
11,68	11,89	3,97	3,99	% H_2
1,75	-	0,55	-	% H_2O
0,05	0,05	0,01	0,01	% CH_4
52,88	53,82	64,71	65,07	% N2
100,00	100,00	100,00	100,00	%

Gasheizwert

1131	1149	869	874 kcal/Nm^3

Gasausbringen

5,551	6,957 Nm^3/kg C

Gasheizwertzahl

6256	6047 kcal/kg C

Gemischheizwert

580	427 kcal/Nm^3

+) Da die Rechnung für einen Kleingaserzeuger bei Q_S=10 % durchgeführt wurde, muss das Ergebnis entsprechend von Zahlentafel.. bezw. Abb.... , wo mit Q_S=8% gerechnet wurde, abweichen.

Der Gasheizwert fällt bei Abgasezusatz um mehr als 23 %, die Gasheizwertzahl nur um 3,3 %. Die Ausnutzung ist also nicht wesentlich verschlechtert. Der Gemischheizwert des sehr armen und daher auch nicht sehr zündfähigen Gases aber fällt um mehr als 26 %. Der ungewöhnlich niedrige Gemischheizwert von 427 kcal (als stöchiometrisches Gemisch berechnet) bedeutet gegenüber Benzinbetrieb mit rund 800 kcal/Nm³ Gemischheizwert einen Leistungsabfall des Motors um fast 50 %. Im praktischen Betriebe wird man allerdings in vielen Fällen, je nach der Natur des zu vergasenden Brennstoffes mit geringeren Sättigungsgraden und entsprechend geringeren Abgaszusätzen auskommen, aber das ändert nichts an dem ungünstigen Verhältnis von Abgangsbetrieb gegenüber nasser Vergasung.

4.) Einfluss der ~~Leitungs~~ Strahlungs- und Leitungsverluste.

Im Gegensatz zu dem Einfluss der Vorwärmung wirken sich die Wärmeverluste nach aussen (Kühlwasser-, Strahlungs- und Leitungsverluste) in entgegengesetzter Richtung aus. Im Bereich hoher Reaktionstemperaturen, in denen der CO- und H_2-Gehalt nahezu wagerecht verläuft, wird eine Erniedrigung oder Erhöhung dieser Wärmeverluste keinen merklichen Einfluss auf die Gaszusammensetzung ausüben (so etwa bei einem Abstichgaserzeuger, der mit trockener Luft als Vergasungsmittel arbeitet). Je mehr wir dagegen auf den steilen Ast im Verlauf der Heizwertkurve (bezw. der CO-Kurve) kommen, um so stärker wird die Auswirkung sein. Abb...zeigt diese Verhältnisse für drei typische Fälle einer ziemlich trockenen Vergasung, mittlere Betriebsverhältnisse (v'_{H_2O} = 0,1745) und einer sehr nassen Vergasung (v'_{H_2O}=0,40). Bei Kleingaserzeugern spielt dieser Verlust eine erhebliche Rolle, ganz besonders dann, wenn sie mit feuchten Brennstoffen in absteigender Vergasung arbeiten (Holzgaserzeuger, Braunkohlenbrikettgaserzeuger) oder mit Wasserdampfzusatz arbeiten. Eine Verringerung dieser Verluste durch gute Isolierung oder durch Brennstoff-Schutzschichten (erreichbar durch geeignete Gasführung in der Brennstoffschicht, zentrale Gasabnahme) wirkt sich daher stark auf Gasgüte, Gemischheizwert und Motorleistung aus[1])

---

[1]) vergl. Lutz, H.: Die Verbesserung des Fahrzeug-Holzgaserzeugers durch wärmetechnische Massnahmen. Autom.-techn. Z. Bd. 43 (1940), Heft 23 S.589/595 ; Bd.44 (1941), Heft 6 S.142/148.- Feuerungstechn. Bd.29 (1941), Heft 8 S. 186/189.

5.) Absteigende Vergasung von Holz.

Holz ist sehr reich an flüchtigen Bestandteilen und besitzt eine grosse Feuchtigkeit. Der Wasserstoff- und Sauerstoffgehalt ist sehr hoch im Verhältnis zum Kohlenstoffgehalt. Wird Holz daher absteigend vergast, so werden die Verbrennungsprodukte der flüchtigen Bestandteile und die verdampfte Feuchtigkeit in die Vergasungszone geführt, die dort stattfindende Vergasung entspricht also einer solchen mit sehr hohem Wassergehalt des Vergasungsmittels. In Zahlentafel... ist das Ergebnis der Berechnung für Holz wechselnder Feuchtigkeit mitgeteilt, gültig für Q_s = 7,5 % Wärmeverlust (ohne Vorwärmung) bei Vergasung mit normal-trockener Luft (80 % Sättigung bei 20°C), wobei mit $x_B = x_W = x_M = 1$ gerechnet worden ist. Wie zu erwarten, fallen Gasheizwert, Gasausbringen, Heizwertzahl und Vergasungswirkungsgrad mit zunehmendem Wassergehalt, entsprechend der geringeren Reaktionstemperatur. Die unterste Zeile gibt an, wie hoch die gleichwertige Sättigungstemperatur wäre, wenn, wenn wir eine Vergasung von reinem Kohlenstoff mit feuchter Luft zum Vergleich heranziehen. Bei rd. 36 % Feuchtigkeit im Holz würde die Sättigungstemperatur 100°C erreichen, das bedeutet, dass der Wasser- und Wasserstoffgehalt ausreichen würde, um den Kohlenstoff in Gas umzuwandeln, ohne dass ein weiteres Vergasungsmittel (Luft) zugegeben würde; wohl aber wäre natürlich eine entsprechende Wärmezufuhr notwendig. Das so erzeugte "Wassergas" ist allerdings sehr schlecht da die Reaktionstemperatur noch etwas unter 500°C liegen würde. 30 % Holzfeuchtigkeit ist also die Grenze dessen, was man unter den gemachten Voraussetzungen (Q_s = 7,5 %) noch vergasen könnte. Selbstverständlich gilt dies nicht allgemein, man könnte unter anderen Voraussetzungen ($Q_s < 7,5$ %, hohe Vorwärmung des Vergasungsmittels, Fremdwärmezufuhr) auch noch nässeres Holz vergasen (s. unten).

Ferd. Fischer[1]) führt das Ergebnis einer Holzgasanlage Bauart Fauget mit absteigender Vergasung an, das bei 20 % Holzfeuchtigkeit (Eichenabfälle) erzielt wurde und das in Zahlentafel.... mit dem Rechenergebnis verglichen wird.

Zahlentafel .....

Holzvergasung. Vergleich zwischen Rechnung und Messung.

Fauget-Gaserzeuger gemessen	Fauget-Gaserzeuger auf O_2-freies Gas umgerechnet	Vergleichsrechnung (t_R = 600°C)	
		13,4	% CO
13,27	13,29	16,8	% CO_2
15,96	15,98	21,2	% H_2
20,97	20,99	2,2	% CH_4
2,61	2,61	46,4	% N_2
46,80	46,85	–	% SKW
0,28	0,28	–	% O_2
0,11	–	100,0	
100,00	100,00		

Im ersten Augenblick erscheint die Uebereinstimmung schon recht befriedigend, doch muss auffallen, dass sich in der gemessenen Gasanalyse noch schwere Kohlenwasserstoffe (SKW) befinden und mehr Methan, als theoretisch unter günstigsten Voraussetzungen (x_M = 1) möglich, während der Wasserstoff knapp an den gerechneten Wert herankommt. Dabei darf wohl angenommen werden, dass selbst bei Holz und Holzkohle $x_M < 1$ sein wird. Es folgt daraus, dass offenbar die flüchtigen Bestandteile nicht erst restlos zu Kohlensäure und Wasser-

Z a h l e n t a f e l

Absteigende Vergasung von Holz verschiederer Feuchtigkeit.

Wassergehalt des Holzes	%	0	10	20	30
Unterer Heizwert	kcal/kg	4430	3927	3424	2921
Reaktionstemp.	°C	661	631	600	555
Gaszusammensetzung (feucht)	% CO	20,9	16,3	12,1	6,8
	% CO_2	10,0	12,7	15,2	17,9
	% H_2	18,1	18,9	19,2	17,9
	% H_2O	4,6	6,6	9,4	13,7
	% CH_4	0,8	1,2	2,0	3,4
	% N_2	45,6	44,3	42,1	40,3
		100,0	100,0	100,0	100,0
(trocken)	% CO	21,9	17,5	13,4	7,88
	% CO_2	10.5	13,6	16,8	20,74
	% H_2	19,0	20,2	21,2	20,74
	% CH_4	0,8	1,3	2,2	3,94
	% N_2	47,8	47,4	46,4	46,70
		100,0	100,0	100,0	100,00
Heizwert	kcal/Nm^3_f	1163,1	1083,2	1028,5	956,1
Gasausbringen	Nm^3/kg	2,9693	2,8005	2,5715	2,3433
Gasheizwertzahl	kcal/kg	3453,6	3033,5	2644,8	2240,4
Vergasungswirkungsgrad	%	78,0	77,3	77,2	76,7
t_s^+	°C	68,0	69,6	74,25	85,0

+ Gleichwertige Sättigungstemperatur bei Kohlenstoffvergasung mit feuchter Luft.

dampf verbrannt worden sind, und dass das Gas noch ursprüngliche Bestandteile aus den Entgasungsprodukten enthält. Dies könnte als eine mangelhafte Zersetzung der Entgasungsprodukte bezeichnet werden auch hat man die Kürze der Reaktionszeit verantwortlich machen wollen, natürlicher ist jedoch die Deutung, dass diese Unvollkommenheit auf rein physikalische Ursachen zurückzuführen ist. Gas und Luft sind nicht vollkommen gemischt worden, bei der grossen Menge an Entgasungsprodukten ist die Vergasungsluft ohnehin um so knapper, je höher der Wassergehalt des Brennstoffs ist (bei 36 % Wassergehalt wird sie sogar Null, wie wir sahen), die vollkommene Mischung, derart dass jedes brennbare Gasteilchen die notwendige Sauerstoffmenge vorfindet, ist sehr erschwert, folglich durchzieht ein Teil das Gases die Schicht unverbrannt. Zwar muss das Gas , besonders bei eingezogenem Generatorherd, die heisse Zone passieren, aber die Temperatur der Reduktionszone ist ja so niedrig, dass diese Temperatur zu einer völligen Aufspaltung der höheren Kohlenwasserstoffe oder gar des Methans nicht ausreicht.

Noch deutlicher wird dies bei solchen Holzgaserzeugern, die nicht wie bei der Bauart ß Pauget (u.a.) die Vergasungsluft in den Raum oberhalb der Brennstoffschicht eingeben, wo sie sich verhältnismässig gut über den ganzen Schachtquerschnitt verteilen kann, sondern die seitliche Luftzuführungsdüsen besitzen. H. Lutz[2]) hat derartige Ergebnisse an einem Imbert-Gaserzeuger bei Vergasung von Holz verschiedener Feuchtigkeit mitgeteilt, die zunächst stark von dem Rechenergebnis der Zahlentafel ... abzuweichen scheinen. Vor allem fällt auf, dass er höhere CO- und geringere CO_2-Gehalte findet, einen gleichbleibenden CH_4-Gehalt und wesentlich geringere Wasserstoffgehalte. Dabei ist aber zu berücksichtigen, dass beim Imbert-Gaserzeuger das Gas durch den Doppelmantel hochgeführt wird, wobei es einen erheblichen Teil seiner fühlbaren Wärme abgibt und einen Wärmeverlust nach aussen verhindert. Dadurch steigt die Reaktionstemperatur beträchtlich - wie sich zeigt um rd. 50°C - das Gas wird besser, die Wichtigkeit des Doppelmantels ist damit erwiesen. Vor den Düsen bildet sich nun eine Oxydationszone aus, die etwa der Darstellung nach Abb.... entspricht; zwischen den Düsen und im Kern befinden sich Stellen, die vom Sauerstoff nicht erreicht werden. Alle hier passierenden Entgasungsprodukte bleiben notwendigerweise unverbrannt, da sie keinen Sauerstoff vorfinden; sie könnten allenfalls in der Reduktionszone thermisch gespalten werden, doch reichen die Temperaturen (rd. 650°C) dazu keineswegs aus, da Methan beispielsweise bei dieser Temperatur noch beständig ist. Wasserdampf, der die Oxydationszone nicht passiert hat, kommt mit viel zu niedriger Temperatur in die Reduktionszone und kann folglich dort auch nicht reagieren, wirkt im Gegenteil als Kühlmittel, und bleibt daher unzersetzt. Mit unvollkommener Gleichgewichtseinstellung, zu geringer Reaktionsgeschwindigkeit und Mangel an Zeit zum Reagieren hat dies nichts zu tun, der Dampf ist aus rein physikalischen Gründen - ungleichmässige Sauerstoffverteilung im Gaserzeugerquerschnitt, ungleiches Temperaturfeld - überhaupt nicht in reaktionsbereiten Zustand gebracht worden, die Reaktion kann folglich auch nicht ablaufen.

---

[1]) Fischer, Ferd.: Kraftgas. 2. Aufl. bearb. v. J. Gwosdz. Leipzig 1921. S. 391.

[2]) A.a.O. (vergl. Fussnote 1 S. 167)

Vergleicht man nun das Ergebnis der Versuche von Lutz mit der Rechnung, so findet man, dass bei 20 % Holzfeuchtigkeit die Reaktionstemperatur etwa 650°C beträgt, entsprechend Q_s = ~~X~~ - 7 %. Diese Wärme wird aus der Enthalpie der abziehenden Gase gedeckt. Die Gaszusammensetzung entspricht jedoch einem Gas, bei dem nur 70 % der Entgasungsprodukte (einschl. dem Wasserdampf aus der Holzfeuchtigkeit) die Oxydationszone passiert haben, das wäre ein Gas, wie es theoretisch einem Gas aus Holz mit der Feuchtigkeit Null entspricht.

Zahlentafel ....

Imbert-Gaserzeuger (nach H. Lutz) w = 20 %	gerechnet w = 0 % (t_R = 650°C)	
20,5	20,2	% CO
11,2	11,5	% CO_2
17,0	18,2	% H_2
2,0	0,8	% CH_4
49,3	49,3	% N_2
100,0	100,0	
1217,9	1146,1 kcal/Nm^3_{tr}	Gasheizwert
575,8	586,6 kcal/Nm^3_{tr}	Gemischheizwert

Heizwertmässig ist diese mangelhafte Zersetzung der Entgasungsprodukte, wie man sieht, kein Nachteil, leistungsmässig aber, d.h. im bei Gemischheizwert liegt der Unterschied ~~XXX~~ 1,9 % , der belanglos ist, dagegen ist damit zu rechnen, dass durch Kondensation Kohlenwasserstoffverluste auftreten und korrodierende Niederschläge gebildet werden; es wäre daher anzustreben, eine vollständige Zersetzung zu erzwingen und die Heizwertsteigerung durch Erhöhung der Reaktionstemperatur mit bekannten Mitteln[1]) zu erzielen. Der Holzgaserzeuger mit absteigender Vergasung sollte daher folgende Konstruktionsgrundsätze verwirklichen:

1.) Gewährleistung einer gleichmässigen Beaufschlagung des Querschnitts durch die Vergasungsluft. Dies ist mit Seitendüsen um so schlechter zu erreichen, je grösser der Gaserzeugerdurchmesser ist, besser ist eine Luftzuführung oberhalb der Schicht.

2.) Vermeidung aller Wärmeverluste und Ausnutzung der Gaswärme, Doppelmantel, aussen gut isoliert.

3.) Vorwärmung der Vergasungsluft, Heranziehung weiterer Abwärmequellen, soweit die ~~XXXXX~~ Gaswärme dazu nicht ausreicht, z.B. der Motorauspuffwärme.

4.) Fremdwärmezufuhr, Mantelbeheizung durch Auspuffwärme und dergl.

Bei ortsfesten Anlagen, wo die auf Fahrzeugen bestehenden Beschränkungen im Platz und Gwicht entfallen, ist vor allem auch an weitere Fremdwärmezufuhr (Beheizung) zu denken. Eine Vorwärmung des Vergasungsmittels selbst durch Fremdbeheizung bringt allerdings wenig, da mit zunehmender Reaktionstemperatur die Menge des Vergasungsmittels, folglich auch seine Wärmeaufnahmefähigkeit schnell abnimmt. Selbst eine Vorwärmung auf 800°C würde bei 30 % Holzfeuchtigkeit (bei Q_s = 0 %) die Reaktionstemperatur von 580°C auf ~~XXXX~~ nur 607°C steigern. Die Fremdwärme muss daher noch auf anderem Wege zugeführt werden. Dies ist möglich

a) durch Umwälzheizung - ein Teil des Gases wird abgezogen, hoch erhitzt und wieder zugeführt -

[1]) H. Lutz a.a.O.

b) durch Aussenheizung - der Gaserzeuger erhält einen beheizten Mantel oder bei grösseren Leistungen wird er in Kammern mit dazwischen liegenden Heizkanälen aufgelöst (nach Art der Koksöfen).

Die Umwälzheizung hat den Nachteil, dass das austretende und in den Wärmeaustauscher eintretende Gas sehr heiss ist, hohen Umwälzkraftbedarf erfordert, und nur geringe Temperaturgefälle vorhanden sind und die Wärmebeanspruchung der Heizflächen sehr gross ist, sodass vorzugsweise an regenerativ arbeitende Wärmeaustauscher gedacht werden müsste, in denen jedoch mit Gasverlusten zu rechnen wäre. Vorteilhafter ist daher die Mantelheizung bezw. die Kammerbauweise mit Aussenbeheizung, die zur Verstärkung und Vergleichmässigung der Beheizung auch mit einem kleinen Umwälzstrom kombiniert werden könnte. Die abziehenden Gase können ausserdem zur Vorwärmung des Vergasungsmittels herangezogen werden - aus Sicherheitsgründen mit einem Zwischenmittel zwischen Gas und Luft, etwa hochsiedende Kohlenwasserstoffe oder niedrig schmelzende Salzmischungen.

Beträgt die Aussenbeheizung Q = 20 % vom Heizwert des zu vergasenden Holzes und wird das Vergasungsmittel nur auf 200° vorgewärmt, so erreicht man bei 30 % Holzfeuchtigkeit eine Reaktionstemperatur von 650°C und die Ergebnisse der folgenden Zahlentafel.

Zahlentafel ....

Vergasung von Holz (w = 30 %) mit Aussenbeheizung und Vorwärmung.

Gaszusammensetzung feucht	trocken	
20,8	23,1	% CO
12,7	14,1	% CO_2
32,0	35,5	% H_2
9,9	-	% H_2O
2,8	3,1	% CH_4
21,8	24,2	% N_2
100,0	100,0	

Gasausbeute 1,819 Nm^3/kg Holz

Gasheizwert 1688,5 kcal/Nm^3_f

Gemischheizwert (tr., n=1) 696,9 kcal/Nm^3_{tr}

Gasheizwertzahl 3071,4 kcal/kg

Der "Vergasungswirkungsgrad" liegt über 100 %, eine Folge der (nicht berücksichtigten) Fremdwärmezufuhr. Nimmt man an, dass die Beheizung einen Wirkungsgrad von 50 % habe, so wird auf 1 kg vergastes Holz 0,2/0,5 = 0,4 kg Holz für die Beheizung verbraucht. Der Gesamtwirkungsgrad ist dann 3071,4/(1,4 . 2921) = 75,1 %, also wenig schlechter als ohne Fremdbeheizung und steigerbar durch Verbesserung der Heizgasausnutzung (durch Verbrennungsluftvorwärmung). Motorisch ist das Gas wertvoller, es ergibt 20 % höhere Zylinderleistungen als das im vorigen Beispiel erwähnte Gas.

Bei der Holzvergasung bildet das Holz zunächst Holzkohle, die den eigentlichen Vergasungsbrennstoff darstellt. Ist Gleichgewicht zwischen der Holzkohlenneubildung und dem Holzkohlenverbrauch vorhanden, so bleibt der Holzkohlenvorrat im Feuerbett konstant, wenn wir einmal von den Flugverlusten und dem Abrieb abse-

hen. Wenn weniger Holzkohle vergast als neugebildet wird (evtl. sogar, wie bei einigen Verfahren üblich, Holzkohle abgezogen wird), so entspricht diese Vergasung einer solchen von nässerem Holz; umgekehrt wird mehr Holzkohle vergast als neugebildet, also Feuerbettkohle verbraucht, so entspricht dies einer Vergasung eines trockeneren Holzes. Feuerbettkohlenverbrauch wirkt also "magernd", es senkt den Wasserstoffgehalt und steigert die Temperaturen. Ein solches Ungleichgewicht zwischen Entgasung und Vergasung dürfte vor allem bei Teillasten und bei häufigen Lastwechseln auftreten.

Die Feststellung von Lutz, dass sich bei 1/1- und 2/3-Last die Werte gut decken, bei 1/3-Last dagegen der Kohlenoxydgehalt etwas niedriger, der CO_2-Gehalt etwas höher und der Wasserstoffgehalt höher ist, deutet auf niedrigere Temperatur (grösserer Wärmeverlust bezw. geringerer Wärmerückgewinn) und stärkere Holzkohlennachbildung, daher der höhere Wasserstoffgehalt. Die Entgasung ist nämlich nur eine Funktion der Temperatur der Oxydationszone, diese Zone behält aber, wie aus Versuchen an Hochschichten bekannt ist, ihre Grösse bei wechselnder Belastung etwa bei, folglich bleibt auch Holzkohlenbildung auf grösserer Höhe stehen, während die Vergasung, der Holzkohlenverbrauch zurückgeht. Bei Ueberlastung ist es umgekehrt, Feuerbettkohle wird verbraucht, der Wasserstoffgehalt des Gases sinkt.

Das Verhalten des Holzes bei der Verkohlung macht sich in geringem Masse dadurch geltend, dass Buchenholz und solche Hölzer, die grobstückige Holzkohle liefern, grosse Oxydationszonen bilden, während Nadelhölzer eine stärker zerfallende und aufsplitternde Holzkohle und kleinere Oxydationszonen bilden, der Beaufschlagungsgrad des Querschnitts wird dadurch verschlechtert.

6.) A b s t i c h g a s e r z e u g e r .

Gaserzeuger mit flüssigem Schlackenabstich haben den Vorteil, dass sie ohne Rücksicht auf den unteren Abschluss - wie dies bei Drehrostgaserzeugern der Fall ist - mit sehr hohen Einblasdrücken, folglich auch mit sehr hohen spezifischen Leistungen betrieben und in sehr grossen Einheiten gebaut werden können. Weitere Vorteile sind die Möglichkeit einer Vergasung sehr aschenreicher Brennstoffe, die in Drehrostgaserzeugern nur einen mangelhaften Ausbrand ergeben würden, die Möglichkeit einer Schlackenführung zur Erzeugung hochwertiger Zemente und Zementrohstoffe, von Glas[1]), von Eisen insbesondere von Sondereisen wie z.B. Phosphorspiegel, ein phosphorreiches Ferrosilizium für Giessereizwecke, u.a., wodurch neben und ohne Beeinträchtigung der Gaserzeugung wertvolle Nebenerzeugnisse gewonnen werden, die Gewinnung von Nichteisenmetallen aus Rückständen[2]) und schliesslich die gute Anpassungsfähigkeit und Ueberlastbarkeit.[3]) Trotzdem sind Abstichgaserzeuger bisher wenig verbreitet und zwar wegen ihres schlechteren Vergasungswirkungsgrades und z.T. wohl auch wegen der Scheu mancher Verbraucher vor der Notwendigkeit einer "Möllerung", d. h. der zweckmässigen Auswahl von Zuschlägen (Kalk, Hüttenschlacken) zur richtigen Schlackenführung und vor dem flüssigen Abstich. Diese Schwierigkeiten sind leicht zu überwinden und müssen überwunden werden, denn der Abstichgaserzeuger ist, nach Abwandlung der bisherigen Bau- und Betriebsweise, der Gaserzeuger der Zukunft. Dies gilt vor allem dort, wo grosse Gasmengen zu niedrigstem Wärmepreis gefordert werden, im Gasturbinenbetrieb.

Die Nachrechnung von Abstichgaserzeugern bringt zunächst eine neue Erkenntnis. Die Reaktionstemperaturen liegen beim Betrieb mit trockener Luft in der Grössenordnung von rd. 1200°C, sodass auch in der Vorwärmzone noch Oberflächentemperaturen am Koks herrschen, bei denen er noch durchaus reaktionsbereit ist. Infolgedessen frieren die Gleichgewichte nicht ein, sondern folgend dem absinkenden Temperaturen, sie sind rückläufig, das gebildete Gas verschlechtert sich wieder! Es ist daher nicht möglich, aus einem solchen Gaserzeuger ein Gas mit dem CO_2-Gehalt von 0,0 % zu entnehmen, wie es der hohen Reaktionstemperatur entspräche, sondern die Gaszusammensetzung entspricht nur der Gastemperatur, die am Austritt aus der Brennstoffschicht herrscht, etwa 800 bis 900°C. Bei den sehr geringen CO_2- und H_2-Gehalten ist es zweckmässig, bei der Rechnung die Vereinfachung fallen zu lassen, dass der Reinkoks nur aus Kohlenstoff bestünde, vielmehr soll ein Beispiel eines mit Koks betriebenen Abstichgaserzeugers, etwa der Bauart "Georgs-Marien-Hütte"[4]) durchgerechnet wer-

---

1) Lamort, Julius: Die Erzeugung von Eisen und Glas im Abstichgaserzeuger aus Hochofenschlacke und ähnlichen Gesteinen . Stahl u. Eisen Bd. 56 (1936), Heft 36 S. 1006/7 - Glastechn. Berichte Bd. 14 (1936), Heft 2 S. 54/60.

2) Nach H. Philipon (Rev. de l'Ind. minérale 14(1934), Nr.317 S.125/127) betreibt die Société de la Vieille-Montagne in Viviers (Aveyron) einen Abstichgaserzeuger von 200 tato, davon 100 tato Rückstände der Zinkelektrolyse mit 15-20 % Metallgehalt, aus dem 25 tato 70 % -Konzentrat gewonnen werden, ferner in Baelen (Belgien) 3 Gaserzeuger von je 300 tato für die Bleischlackenverarbeitung.

3) Völlmecke, Hans: Schlackenabstich-Gaserzeuger als Ausgleichsmittel in der Wärmewirtschaft. Stahl u. Eisen Bd.52 (1932), Heft 39 S. 946/947.

4) Henselmann, J.: Der Abstichgenerator Bauart Georgsmarienhütte. Centralbl.d.Hütten u. Walzwerke Bd. 31(1927), Heft 36 S.503/509.

L3.

den, wobei die Reinsubstanz folgende Zusammensetzung habe 172

99,25 % C	
0,30 % H_2	H_u = 7 934 kcal/kg
0,31 % O_2	
0,14 % N_2	
100,00 %	

Ausserdem soll hierbei auch der Einfluss der Brennstoffasche (10 %) und der Zuschläge - als solche kommen 30 % Siemens-Martin-Schlacke in Frage - berücksichtigt werden. Asche und Zuschläge bezeichnen wir, dem Sprachgebrauch des Hochofenbetriebes folgend, als den "Möller"; auf 1 kg Reinbrennstoff entfallen dann in unserem Beispiel o,4444 kg Möller. Asche, Schlacke und Möller haben die folgende Zusammensetzung

Brennstoffasche	S.-M.-Schlacke	Möller (25 % Asche + 75 % Schlacke)
40,55 % SiO_2	12,36 % SiO_2	19,41 % SiO_2
31,92 % Al_2O_3	2,62 % Al_2O_3	9,94 % Al_2O_3
14,41 % Fe_2O_3	1,30 % Fe_2O_3	4,57 % Fe_2O_3
6,19 % CaO	9,60 % FeO	3,55 % FeO
1,40 % MgO	7,18 % MnO	7,20 % MnO
1,14 % Alkalien	37,88 % CaO	29,96 % CaO
3,77 % SO_2	24,32 % P_2O_5	5,74 % MgO
o,62 % P_2O_5	100,00 %	o,29 % Alkalien
100 ,CO %		0,94 % SO_2
		18,40 % P_2O_5
		100,00 %

Auf 1 kg Reinbrennstoff entfallen mithin

0,4444 . 0,0457 = 0,02031 kg Fe_2O_3	davon	0,00610 kg O_2
0,4444 . 0,0355 = 0,01578 kg FeO	"	0,00351 " "
0,4444 . 0,1840 = 0,08178 kg P_2O_5	"	0,04609 " "
		0,05570 kg O_2

Diese Sauerstoffmenge geht zusätzlich in das Gas, wir können daher die Rechnung so durchführen, als würde ein fiktiver, entsprechend sauerstoffreicherer Brennstoff vergast, der folgende Zusammensetzung (auf 100 % umgerechnet) aufweist:

94,013 % C	
0,284 % H_2	
5,570 % O_2	
0,133 % N_2	
100,00 %	

Die Vergasungsluft ist "trocken", trotzdem aber nicht wasserdampffrei; es werde mit φ = 70 % Sättigungsgrad bei 10° gerechnet, entsprechend der Zusammensetzung: v'_{O_2} = 0,20821 , v'_{N_2} = 0,78325 , v'_{H_2O} = 0,0854. Es ist dann

C_B = 1,75466	C_M = 0
H_B = 0,03158	H_M = 0,00854
O_B = 0,03902	O_M = 0,21248
N_B = 0,00106	N_M = 0,78325

Der Rechnungsgang ist im übrigen der gleiche wie in den früheren Zahlenbeispielen, nur dass zur Ermittlung von v_{N_2} und φ M und B nach Gl.(165) und (166) errechnet wird; dabei vereinfachen sich aber diese Ausdrücke noch, da C_M = 0 ist.

Das Ergebnis ist in nachstehender Zahlentafel ... und in Abb... eingetragen.

173

Zahlentafel .....
Abstichgaserzeuger (Koks). Gaszusammensetzung im Gleichgewichtszustand.

800°	850°	900°	1000°	1500°	
33,22	34,56	35,17	35,58	35,73	% CO
1,49	0,69	0,33	0,09	-	% CO_2
1,27	1,30	1,31	1,32	1,33	% H_2
0,05	0,03	0,02	0,01	-	% H_2O
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	% CH_4
63,97	63,42	63,17	63,00	62,94	% N_2
100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	%

Bei der Wärmebilanz ist darauf zu achten, dass die Brennstoffasche und die Zuschläge im Gaserzeuger verhüttet werden, es tritt daher ein weiterer Wärmebedarf für diese Verhüttungsreaktionen (die Fe_2O_3-FeO- und P_2O_5-Reduktion)[1] auf, ferner kommt die Enthalpie der flüssigen Schlacke und des Eisens (Abstichtemperatur 1400°C angenommen) als Verlustposten hinzu. Die Wärmeverluste nach aussen mögen 4 % betragen, da wir mit einer spez. hohen Belastung bei einem ~~Y~~ verhältnismässig hochwertigen Brennstoff rechnen. Die Reaktionstemperatur ergibt sich denn aus dem It-Diagramm nach Abb... zu t 1184°C, die Temperatur des Gases am Austritt aus der Brennstoffschich zu 850°C. Die Zahlentafel .... zeigt einen Vergleich der Messung von Henselmann[2] mit der Rechnung, wobei etwa vergleichbare Voraussetzungen vorliegen.

Zahlentafel.....

Vergleich von Betriebsergebnissen von Abstichgaserzeugern mit der Berechnung.

Messung (Henselmann) Monatsmittel	Jahresmittelwerte	Rechnung bei t_A	bei t_R	
32,2	31,4 ... 32,3	34,55	35,68	% CO
0,76	0,7 ... 1,02	0,71	0,01	% CO_2
1,19	1,19... 1,65	1,30	1,33	% H_2
1,07	1,07... 1,08	0,0	0,0	% CH_4
		63,44	62,98	% N_2
		100,00	100,00	%

Dieser Vergleich lässt die Berechtigung der Annahme erkennen, dass die Gasreaktionen bei so hohen Reaktionstemperaturen noch nicht einfrieren, sondern wieder rückläufig werden. Die Gaszusammensetzung entspricht in der Tat höchstens dem Gleichgewichtszustand bei der Gasaustrittstemperatur aus der Schicht (t_A). Hier ist die Uebereinstimmung einigermassen befriedigend, wenn auch nicht vollständig. Die Verlässlichkeit der Analysenangaben muss allerdings auch bezweifelt werden, der Methangehalt ist mit 1,07 ... 1,08 % sehr hoch und merkwürdigerweise wenig schwankend. Dabei kann, da die Methanbildung bei diesen hohen Temperaturen ganz verschwindend ist, das Methan nur aus dem Entgasungsgas des Kokses entstammen, dann aber unmöglich so hohe Werte annehmen. Dadurch würden sich die CO-Gehalte noch einander nähern, auch kleine Differenzen in der Wärmebilanz, so auch die nicht angegebene und noch nicht berücksichtigte Brennstoff-Feuchtigkeit können die Gastemperatur noch ein wenig senken und

dadurch den CO-Gehalt verringern, den CO_2-Gehalt erhöhen. 174

Berge-Vergasung. Ein weiteres Zahlenbeispiel soll die Eignung des Abstichgaserzeugers zur Vergasung sehr aschenreicher Brennstoffe dartun. Die Berge einer Gasflammkohle mit einer Zusammensetzung von 25 % Brennbarem (Reinkoks) nach der Entgasung und 75 % Asche sollen vergast werden. Die Mineralanalyse und die sich daraus ergebende Aschenanalyse seien die folgenden:

Mineralanalyse		Aschenanalyse	
16 %	Quarz	26,57 %	Al_2O_3
58 %	Ton	49,87 %	SiO_2
12 %	Eisenoxyd	13,92 %	Fe_2O_3
7 %	Kalk	4,55 %	CaO
5 %	Magnesit	2,77 %	MgO
2 %	Phosphorsäure	2,32 %	P_2O_5
100 %		100,00 %	

Von den mineralischen Bestandteilen gehen in der Vorwärmzone 1) in das Gas über 8,10 % Hydratwasser, 2,61 % Kohlensäure aus dem Magnesit und die Kohlensäure, die bei der Reduktion des Fe_2O_3 zu Fe_3O_4 unter Verbrauch einer entsprechenden Menge Kohlenoxyd entsteht, und in der Reaktionszone die Kalkkohlensäure und der Sauerstoff aus den Eisenoxyden und der Phosphorsäure. Der Reinbrennstoff soll in seiner Zusammensetzung (nach der Entgasung) dem Koks des vorigen Zahlenbeispiels gleichen, der fiktive Vergasungsbrennstoff (einschliesslich des Möllerkohlenstoffs und -Sauerstoffs) ist dann:

c = 0,8326		1) C_B	= 1,55396
h = 0,0025		H_B	= 0,02780
o = 0,1638		O_B	= 0,11474
n = 0,0011		N_B	= 0,00088
1,0000			

davon 0,81811 Reinbrennstoff.

Die Zusammensetzung der Vergasungsluft sei ebenfalls die gleiche wie im vorigen Beispiel. Die Gaszusammensetzung im Gleichgewichtszustand geht aus der folgenden Zahlentafel hervor.

Zahlentafel .....

Abstichgaserzeuger. Bergevergasung. Gaszusammensetzung im Gleichgewichtszustand.

650°	700°	750°	800°	850°	1500°		
19,32	26,68	32,22	35,42	36,98	38,365	%	CO
10,98	6,74	3,54	1,69	0,79	-	%	CO_2
1,00	1,13	1,22	1,28	1,31	1,345	%	H_2
0,29	0,18	0,11	0,06	0,03	-	%	H_2O
68,41	65,27	62,91	61,55	60,89	60,290	%	N_2
100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,000	%	
609,2	834,7	1004,4	1102,6	1150,5	1193,2	kcal/Nm^3	H_u
0,8732	0,8331	0,8029	0,7856	0,7771	0,7695	Nm^3/Nm^3	M
0,1950	0,2150	0,2301	0,2388	0,2431	0,2469	kg/Nm^3	B

Fussnote zur vorigen Seite:

1) Diese Fragen werden später S..../.... ausführlich behandelt, weshalb hier nur das Ergebnis der Rechnung mitgeteilt sei.

Bei einer Belastung von 500 kg/m² h = rd. 170 kg Reinbrennstoff/m²h kann mit einem Wärmeverlust von 7,5 % gerechnet werden. Als Reaktionstemperatur ergibt sich graphisch eine Temperatur von 800°C, da das Verhältnis von Reinbrennstoff zu Möller hier wesentlich ungünstiger ist als im vorigen Beispiel, und die Gasaustrittstemperatur zu 177°C. Hierbei sind 3 % Feuchtigkeit im Gesamtmöller mitberücksichtigt. Beträgt die Ausbeute an Entgasungsgas 0,3 Nm^3/kg Reinkohle und 0,37 Nm^3/kg Reinkoks und ist dessen Zusammensetzung etwa 5 % CO, 3 % CO_2, 5 % C_nH_m, 30 % CH_4, 52 % H_2 und 5 % N_2, so

lässt sich nunmehr die endgültige Gasanlyse angeben. Eine Rückläufigkeit der Reaktionen wird in diesem Falle nicht eintreten, da die Reaktionstemperatur ohnehin viel niedriger liegt und das Gas in der Vorwärmzone schnell und sehr tief abgekühlt wird. Berücksichtigt man ferner die Reaktionen der Vorwärmzone (Kohlensäureabspaltung aus dem Magnesit, Reduktion des Fe_2O_3 zu Fe_3O_4, und Dehydrierung der Tonsubstanz), so erhält man folgende Endanalyse der erzeugten Gases:

32,84 % CO	Gasheizwert	1 331 kcal/Nm^3
2,80 % CO_2		
0,33 % C_nH_m		
4,67 % H_2	Gasausbeute (einschl. Entgasung)	4,445 Nm^3/Reinkohle
2,01 % CH_4		
57,35 % N_2		
100,00 %		

Der Vergasungswirkungsgrad ist bei H_u = 8100 kcal/kg Heizwert des Reinbrennstoffs

$$\eta_v = \frac{4{,}445 \cdot 1331}{8100} \cdot 100 = 73\ \%$$

Bei dieser Betriebsverhältnissen – die Schlacke ist in diesem Falle "selbstgängig", d.h. es sind keine weiteren Zuschläge notwendig, um sie gut abstechen zu können – dürfte etwa die Grenze dessen erreicht sein, was ohne Vorwärmung der Vergasungsluft vergasbar ist. Würde sich das Verhältnis von Reinbrennstoff zu Asche weiter verschieben oder würde ein grösserer Kalkzuschlag notwendig sein, um die Schlacke gängig zu machen oder wollte man durch Gichten von Schrott oder Gussabfällen die Erzeugung von Sondereisen stärker betreiben, so müsste das entstehende Wärmedefizit durch Windvorwärmung gedeckt werden. H. Philipon[1]) schlägt vor, hierzu einen Teil (etwa 15 %) des erzeugten Gases zu verwenden und die Luft in Röhrenvorwärmern auf 400...600°C zu erhitzen. Wirtschaftlicher dürfte es sein, mit Fremdbrennstoff, vorzugsweise mit den aus dem Vergasungsbrennstoff auszuscheidenden Grusbestandteilen zu beheizen und dadurch zugleich den Gaserzeuger von den Brennstoffanteilen zu entlasten, die nur Anlass zu Flugverlusten geben und die Leistung hemmen.

Unser Zahlenbeispiel ist so gewählt, dass in etwa ein Vergleich mit den Vergasungsergebnissen zulässig ist, die Philipon[1]) mitteilt. Hier wie dort enthält das Aufgabegut 25 % fixen Kohlenstoff.

Sein Gesamtmöller besteht aus

45,50 %	Schiefer mit 9,3 % C_{fix}
28,80 %	aschenreichem Koks (28 % Aschengehalt)
26,50 %	Kalkstein
100,00 %	
8,00 %	Gussabfälle.

Das erzeugte Gas hat folgende Zusammensetzung dazu

31,0 % CO 3,5 % CO_2, 3,0 % H_2 1,0 % CH_4.

H_u = 1099 kcal/Nm^3. Die weiteren Produkte sind ein Spiegeleisen mit 4...10 % Si, eine Schlacke mit 40...43 % Kalkgehalt, zur Zementfabrikation geeignet. Das Gas ist deshalb ärmer als das aus den Gasflammbergen gewonnene, da der Gehalt an flüchtigen Bestandteilen bei der Möllerung nach Philipon wesentlich geringer ist, auch liegt die Reaktionstemperatur trotz der Windvorwärmung infolge des höheren Wärmebedarfs (für Kalkzersetzung und Eisenschmelzung) etwas niedriger. Die Ergebnisse sind aber trotzdem ihrer Grössenordnung nach recht gut vergleichbar.

Die Eignung des Abstichgaserzeugers zur Verarbeitung von aschenreichen Produkten darf damit als erwiesen und als durchaus wirtschaftlich angesehen werden, sodass dies eines der künftig stärker zu beachtenden Anwendungsgebiete des Abstichgaserzeugers ist. Die Gewinnung der Schlacke in flüssiger Form erleichtert ihre weitere Verarbeitung und Verwertung; der Vergasungswirkungsgrad liegt durchaus in einer Höhe, die einen genügenden wirtschaftlichen Anreiz bietet.

Der Hauptnachteil des Abstichgaserzeugers, der geringere Vergasungswirkungsgrad - verglichen mit Drehrostgaserzeugern mit optimalem Wasserdampfzusatz - lässt sich überwinden, wenn auch dem Abstichgaserzeuger Wasserdampf zugesetzt wird. Schon in den älteren Ausführungen z.B. bei der Bauart Würth u.a. war die Zuführung von Wasserdampf oberhalb der Winddüsen vorgesehen, diese Massnahmen mussten in dieser Form aber ohne wesentlichen Erfolg bleiben. Der Wasserdampf, selbst wenn er überhitzt wäre, ist immer noch wesentlich kälter als die Koksoberfläche in der Reaktionszone; sobald er mit dem Kohlenstoff in Reaktion tritt, wirkt er weiter temperatursenkend. Bläst man daher Wasserdampf in den Gaserzeugerschacht ein - und meist wird dies noch unter erheblichem Ueberdruck geschehen, so verdrängt der Dampf das Gas und wirkt abkühlend auf die von ihm getroffenen Koksstücke ein. Man darf daher keine Reaktion zwischen diesem Wasserdampf und dem Kokskohlenstoff erwarten, es ist vielmehr durchaus glaubhaft, wenn berichtet wird, dass der Versuch, Wasserdampf in einen Abstichgaserzeuger einzublasen scheiterte und dass der Dampf unzersetzt durch den Schacht durchging, kalte Zonen und eine ungleiche Gasverteilung im Querschnitt bedingend. Soll der Wasserdampf reagieren, so wie er das im Drehrostgaserzeuger bei entsprechender Sättigungstemperatur tut, / so muss er die Oxydationszone passieren und mit jenem Wärmeüberschuss in die Reduktionszone eintreten, die ihn befähigt, mit dem Kohlenstoff zu reagieren und den notwendigen Wärmebedarf an Reaktionswärme für die Wassergasbildung selbst zu decken. Daraus leitet sich die neue Erkenntnis ab, dass es wertlos ist, Wasserdampf allein in einen Gaserzeuger einzuführen, - zu einer wirklichen innigen Mischung von Dampf und Gas reichen die zur Verfügung stehenden Mischwege innerhalb des Gaserzeugers nicht aus - vielmehr muss dies stets in Verbindung mit Sauerstoff

---

- Fussnote zur vorigen Seite -

[1]) Philipon, H.: Le gazogène à fusion des cendres soufflé au vent réchauffé à haute température. Revue de l'Industrie Minérale Bd. 14 (1934), Nr. 317 S. 125/137.

(Luft) geschehen. Will man daher einen Abstichgaserzeuger mit ~~X~~ Wasserdampfzusatz betreiben, also mit möglichst heissem Gestell (Schlackenzone) und möglichst niedriger Gasaustrittstemperatur fahren, so ist folgende Betriebsweise zu empfehlen[1]): Im Gestell, d.h. in der Schmelzzone wird ~~ø~~ ~~X~~ ein Teil der Luft trocken - gegebenenfalls vorgewärmt oder mit Sauerstoff angereichert - zugeführt, der restliche Teil wird mit Wasserdampf gesättigt oberhalb der Schmelzzone eingebracht, derart dass er dort ~~X~~ vor den Düsen eine zweite Oxydationszone bildet und die Gase der Schmelzzone und der zweiten Oxydationszone gemeinsam durch den Gaserzeugerschacht strömen.

Wählt man z.B. für die Hälfte der Luft einen Wasserdampfgehalt von rd. 200 g/Nm³ tr. (Sättigungstemp. rd 60°C), so ist der Mittelwert, auf das gesamte Vergasungsmittel bezogen rd. 100 g/Nm³ tr. (Sättigungstemp. rd. 48°C) und v'_{H_2O} = 0,10. Für den Koks des ersten Zahlenbeispiels (S....) und diese Betriebsweise ergibt sich dann folgendes:

Zahlentafel ....
Vergasung von Koks im Abstichgaserzeuger mit Wasserdampfzusatz
(v'_{H_2O} = 0,10 als Mittelwert)

700°	750°	800°	900°	t_R = 791°C		
26,33	31,80	34,95	37,21	34,53	%	CO
6,57	3,44	1,65	0,37	1,88	%	CO_2
7,55	7,85	8,02	8,17	8,01	%	H_2
1,21	0,67	0,36	0,11	0,40	%	H_2O
0,02	0,01	0,00	0,00	0,00	%	CH_4
58,32	56,23	55,00	54,14	55,18	%	N_2
100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	%	
0,8196	0,7905	0,7735	0,7612	0,7758	Nm³/Nm³	M
0,1875	0,2009	0,2086	0,2142	0,2075	kg/Nm³	B

Das It-Diagramm liefert eine Reaktionstemperatur von 791°C, die zugehörige Gaszusammensetzung ist in der letzten Spalte der oben stehenden Zahlentafel... angegeben. Die Gasaustrittstemperatur beträgt (ohne Berücksichtigung der etwaigen Brennstoff-Feuchtigkeit) 600°, wird also praktisch meist etwas darunter liegen. Dabei ist Q_S = 4 % Wärmeverlust nach aussen gerechnet, entsprechend einem hochbelasteten Abstichgaserzeuger. Das Gasausbringen beträgt 5,087 Nm³/kg Reinbrennstoff und der Vergasungswirkungsgrad der Gasheizwert H_u = 1248,7 kcal/Nm³

$$\eta_V = \frac{5.087 \cdot 1248,7}{7934} \cdot 100 = 80,0\ \%$$

Es besteht also durchaus die Möglichkeit, Abstichgaserzeuger mit gleich hohen Wirkungsgraden zu betreiben wie Drehrostgaserzeuger, dabei sehr hohe Belastungen und Einheitsleistungen zu erzielen und auf diese Weise ein billiges Heizgas ø zu erzeugen. Stehen grössere Wasserdampfmengen aus Abhitzequellen billig zur Verfügung, so kann die Aufsättigung auch weiter getrieben werden, was sich aber nur dann empfiehlt, wenn das entstehende Gas heiss verwendet werden kann. Wasserdampfzusatz ist ein Vorteil für die Heissreinigung des Gases, da Staubabscheider mit bei beliebig hohen Temperaturen mit guten Abscheidungsgraden betrieben werden können.

[1]) DRPa

7.) Vergasung mit Sauerstoff und sauerstoffangereicherter Luft.

Die Reaktionstemperatur steigt und der Gasheizwert steigt, wenn die Vergasungsluft mit Sauerstoff angereichert wird oder gar aus reinem Sauerstoff oder Sauerstoff-Wasserdampf-Gemisch besteht. Man gelangt so zum reinen Wassergas und allen nur denkbaren Übergangsformen vom Generatorgas und Oxygas [1] bis zum Wassergas. Zunächst mögen ohne Rücksicht auf die technische Durchführbarkeit und die wirtschaftlichen Voraussetzungen die Möglichkeiten geprüft werden, die in dieser breiten Variation von Sauerstoff, Wasserdampf und Stickstoff liegen, wobei wir uns auf diejenigen Fälle beschränken dürfen, bei denen sich Reaktionstemperaturen $\geq 600°C$ ergeben. 178

Vergast werde reiner Kohlenstoff, der Sauerstoffgehalt des trockenen Vergasungsmittels sei 21 - 40 - 60 - 80 - 100 %, der Wasserdampfgehalt des feuchten Vergasungsmittels soll zwischen 0 - 20 - 40 - 50 % schwanken; höhere Wasserdampfgehalte kommen nicht mehr in Betracht, da sich sonst zu niedrige Reaktionstemperaturen ergeben - ausgenommen bei hohen Überdrücken, wie die Rechenbeispiele zur Druckvergasung [2] zeigen. Das Ergebnis der Durchrechnung ist in Zahlentafel ... zusammengestellt, Abb... zeigt die ermittelten Reaktionstemperaturen und Abb...: die Heizwerte des erzeugten Gases, H_u kcal/Nm³$_f$. In Abb... sind zwei mit „A" und „D" gekennzeichnete Gebiete herausgehoben, der Arbeitsbereich der Abstichgaserzeuger (GA) und derjenige der Drehrostgaserzeuger mit ~~festem~~ Schlackenaustrag ~~Austrag~~ fester Rückstände (GD"). Es ist also durchaus möglich, auch Drehrostgaserzeuger

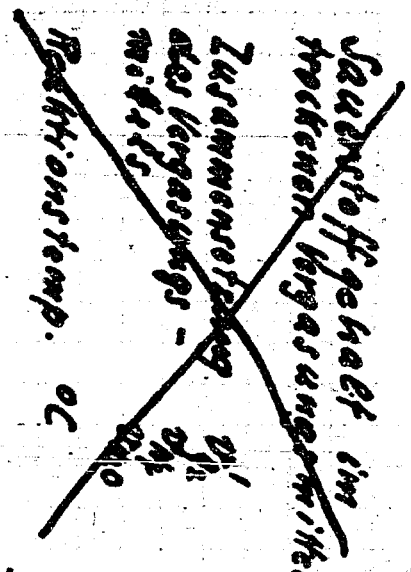
---

[1] Als „Oxygas" wird gelegentlich das aus Sauerstoff hergestellte Generatorgas bezeichnet.

[2] Vergl. S....

Zahlentafel

Vergasung von Kohlenstoff mit Sauerstoff, sauerstoffangereicherter Luft und Luft bei verschiedenem Wasserdampfgehalt des Vergasungsmittels.*)



Sauerstoffgehalt im trockenen Vergasungsmittel		100 %	80 %	60 %	40 %	21 %
v'_{H_2O} = 0 %	t_R °C	> 3000	> 3000	2830	2150	1225
Gas-Zusammensetzung	% CO	100	88,89	75.00	57,14	34.71
	% N_2	0	11,11	25,00	42,86	65.29
		100	100,00	100,00	100.00	100.00
	H_u Kcal/Nm^3_f	3020	2685	2265	1726	1048
	B Kg/Nm^3_f	0,5380	0.4763	0.4019	0.3062	0.1860
	M Nm^3_f/Nm^3_f	0,5000	0.5556	0.6250	0.7143	0.8264
	O_2-Zusatz Nm^3/Nm^3_f	0,5000	0.4149	0,3085	0,1718	0
	" $Nm^3/10^3$ kcal	0,1656	0.1546	0.1362	0.0996	0
v_{H_2O} = 20 %	t_R °C	2720	2280	1660	945	700
Gas-Zusammensetzung	% CO	90,0	80,43	69,05	54,66	26,86
	% CO_2	–	–	–	0.42	6.84
	% H_2	10,0	10,87	11,90	13,04	13,61
	% H_2O	–	–	–	0,14	2,22
	% CH_4	–	–	–	0.01	0.06
	% N_2	–	8,70	19,05	31,73	50.41
		100,0	100,00	100,00	100,00	100.00
	H_u kcal/Nm^3_f	2975	2708	2391	1986	1166
	B Kg/Nm^3_f	0.4822	0,4310	0.3700	0,2952	0.1812
	M Nm^3_f/Nm^3_f	0,5000	0,5435	0.5952	0.6624	0.7976
	O_2-Zusatz Nm^3/Nm^3_f	0,4000	0,3247	0,2351	0,1274	0
	" $Nm^3/10^3$ kcal	0.1345	0,1199	0.0983	0.0642	0

*) $R_k Q_s$ durchweg zu 8 % angenommen.

Fortsetzung der Zahlentafel

		100	80	60	40	21
r'_{CO_2} = 40 %	t_R °C	2270	920	781	701	602
	% CO	80,0	72,11	55,08	34,94	12,55
	% CO_2	–	0,10	5,76	11,32	15,54
	% H_2	20,0	20,93	22,31	23,19	21,55
	% H_2O	–	0,42	2,07	4,83	10,46
	% CH_4	–	0,02	0,07	0,19	0,58
	% N_2	–	6,42	14,71	25,53	39,32
		100,0	100,00	100,00	100,00	100,00
H_u	kcal/Nm^3_f	2930	2717	2243	1667	982
B	kg/Nm^3_f	0,4286	0,3870	0,3264	0,2489	0,1543
M	Nm^3/Nm^3_f	0,5000	0,5348	0,6129	0,7092	0,8295
O_2-Zusatz	Nm^3/Nm^3_f	0,3000	0,2396	0,1816	0,1023	0
I	$Nm^3/10^3$ kcal	0,1024	0,0882	0,0809	0,0614	0

mit höherem Sauerstoffgehalt im Vergasungsmittel zu fahren, breiter ist der Bereich aber beim Abstichgaserzeuger, obwohl auch dieser dann erhebliche Wasserdampfzusätze verträgt bezw. sogar erfordert. Oberhalb der schraffierten Fläche "A" in Abb... liegt das technisch nicht mehr beherrschbare und wirtschaftlich uninteressante Gebiet, wo Reaktionstemperaturen von unnötiger und die Baustoffe gefährdender Höhe auftreten. Das Zusammenspiel des etwas eigenartigen Verlaufs der Reaktionstemperaturen mit der wechselnden Zusammensetzung des Vergasungsmittels ergibt, wie Abb... deutlich macht, einen ziemlich eng zusammengedrängten Verlauf der Heizwertkurven. Der Heizwert ist also im wesentlichen durch den Sauerstoffgehalt des Vergasungsmittels beeinflußt, während der Wasserdampfgehalt demgegenüber eine geringere Rolle spielt.

Die Zahlentafel ... gibt schließlich noch den Bedarf an reinem Sauerstoff an, der der Luft zugesetzt werden muß, um ein Vergasungsmittel der gewünschten Zusammensetzung zu erhalten. Dieser Sauerstoffzusatz ist in Nm^3 O_2 (100-prozentig) je Nm^3 erzeugtes Gas (feucht) angegeben, zum Vergleich ferner noch in $Nm^3/10^3$ kcal Heizwert des erzeugten Gases. Ein Vergleich dieser Zahlen zeigt, daß die durch Sauerstoffanreicherung erzielbare Heizwertsteigerung sehr teuer erkauft werden muß, und daß der Sauerstoffaufwand mit steigendem Heizwert beträchtlich steigt. Man wird daher Sauerstoffanreicherung niemals dort anwenden, wo es lediglich auf einen hohen Heizwert oder hohe Wärmeerzeugung ankommt (Heizgas), sondern nur dort, wo der hohe Heizwert noch andere Vorteile bringt (etwa Möglichkeit der Fernleitung, bestimmte Gaszusammensetzung), also z.B. dort, wo Wassergas oder Synthesegas bestimmter Qualität erforderlich ist. Nach Möglichkeit wird man auch in solchen Fällen den Wasserdampfgehalt des Vergasungsmittels möglichst hoch wählen, weil man dadurch Sauerstoff einsparen und die Gaserzeugung verbilligen kann. Im gleichen Sinne wirken sich alle Maßnahmen sauerstoffsparend aus, die eine höhere Reaktionstemperatur ergeben und folglich höheren Wasserdampfgehalt im Vergasungsmittel zulassen wie z.B. hohe Vorwärmung des Vergasungsmittels, Wärmezufuhr durch Wälzgas oder Außenbeheizung (als Zusatzmaßnahme) und vor allem Druckerhöhung.

8.) Thyssen-Gálocsy-Gaserzeuger.

Das Verfahren zur Sauerstoffvergasung im Abstichgaserzeuger nach dem System Thyssen-Gálocsy-Koller besteht in einer zweistufigen Sauerstoffzuführung derart, daß zunächst in einer Vorkammer Gas (Umlaufgas oder auch Fremdgas) mit Sauerstoff unter gleichzeitiger Wasserdampfzugabe mit erheblichem Sauerstoffüberschuß verbrannt wird und daß dieses noch erhebliche Sauerstoffgehalte führende Gasgemisch in die Brennstoffschicht des Gaserzeugers eingeführt wird. Der Vorteil dieses Verfahrens besteht darin, daß die Temperaturspitzen dadurch gebrochen und technisch mit den üblichen Mitteln (Kühlkästen mit Wasserkühlung) beherrscht werden, und daß durch das Umlaufgas eine zusätzliche Wärmemenge eingeführt wird (nämlich sein voller Heizwert), die einer Vorwärmung des gesamten Vergasungsmittels auf mehr als 1700°C entspricht. Darauf beruht die hohe Reaktionstemperatur trotz hoher Wasserdampfzugabe und der hohe Vergasungswirkungsgrad. Das Verfahren ~~geht~~ gewährt im übrigen alle Vorteile, die Abstichgaserzeuger bieten, seine wirtschaftlichen Aussichten sind eine Frage des Sauerstoffpreises.

Einem Versuch, bei welchem Zechenkoks vergast wurde, entnehmen wir folgende Angaben[1]:

Vergaste Koksmenge 1496,0 kg/h, C-Menge ~~1330~~ 1271,6 kg/h

Gestellbelastung (1100 mm Gestell-Ø) 1574 kg Koks/m²h, 1338 kg C/m²h

Rohsauerstoffmenge 1038,2 Nm³/h; O_2-Gehalt 90%; t_s = 79,9°C

Umlaufgas (Zusammensetzung s. Zahlentafel....) 679,4 Nm³/h; t_s = 29°

[1] Nach Mitt. der Thyssen'schen Gas- und Wasserwerke G.m.b.H., Duisburg-Hamborn.

Dampfmenge 750,38 kg/h.

Hieraus ergibt sich folgende Zusammensetzung des Vergasungsmittels (vor der Umlaufgasverbrennung in den Vorkammern) bei Annahme, daß der Sättigungsgrad des Vergasungsmittels (kalt) $\varphi = 100\,\%$ bezw $\varphi = 95\,\%$ betragen habe:

$\varphi = 100\,\%$	$\varphi = 95\,\%$	
35,27	35,91	% O_2
4,76	4,85	% H_2
0,67	0,68	% CO_2
18,09	18,42	% CO
5,95	6,05	% H_2
0.05	0.05	% CH_4
35,21	34,04	% H_2O
100,00	100,00	

Die Gaszusammensetzung ergibt sich zu:

bei 700°	750°	800°	900°	
46,03	57,74	65,33	71,26	% CO
20,07	11,37	5,75	1,36	% CO_2
23,59	23,83	23,85	23,92	% H_2
6,59	3,70	2,00	0,62	% H_2O
0,20	0,12	0.07	0.03	% CH_4
3,52	3,20	3,00	2,83	% N_2
100,00	100,00	100,00	100,00	

Mit $R_e = 8\,\%$ Wärmeverlust durch Strahlung, Leitung und durch das Kühlwasser ergibt sich die Reaktionstemperatur zu 860°C und folgende Gaszusammensetzung:

$\varphi = 100\,\%$	$\varphi = 95\,\%$	
69,84	70,31	% CO
2,41	2,44	% CO_2
23,88	23,33	% H_2
0,96	0,94	% H_2O
0.04	0.04	% CH_4
2,87	2,94	% N_2
100,00	100,00	

Einen Vergleich zwischen Rechnung und Messung zeigt nachstehende Zahlentafel..

Zahlentafel ...

Thyssen-Gálocsy-Gaserzeuger. Vergleich zwischen Messung und Rechnung.

Messung		Rechnung	
Analyse	auf O_2-freies Gas umgerechnet	$\varphi_M = 100\,\%$	$\varphi_M = 95\,\%$
70,6	70,67	70,52	70,98
2,6	2,60	2,43	2,46
23,2	23,22	24,11	23,55
0,2	0,20	0,04	0,04
3,3	3,30	2,90	2,97
0,1	–	–	–
100,0	100,00	100,00	100,00

Die Übereinstimmung ist befriedigend, die Annahme, daß d kalte Vergasungsmittel nicht voll gesättigt war, ist wohl berech die Annäherung an den gemessenen H_2-Gehalt jedenfalls eine bessere, wenn $\varphi = 95\,\%$ zugrunde gelegt wird. Der höhere gemess CH_4-Gehalt ist wohl auf restliche Entgasungsprodukte zurü zuführen, soweit nicht vielleicht auch eine Meßungenauigk angenommen werden darf. Falls die runde Zahl von 30 % H_2 Gehalt im Rohsauerstoffgehalt dem genauen Mittelwert des meist etwas schwankenden Sauerstoffgehaltes nicht entsprich der Mittelwert vielmehr um rd. 1 % höher gelegen hätte, so würde auch der errechnete N_2-Gehalt des Gases mit dem gemessenen Stickstoffgehalt zusammenfallen, außerdem w der Stickstoffgehalt des Kokses hierbei auch nicht berücksi tigt, zumal eine vollständige Koksanalyse nicht vorlag.

Mit $\varphi_M = 95\,\%$ gerechnet ergibt sich der Kohlenstoff verb zu 0,3900 kg/Nm^3_f, das Vergasungsmittel zu 0,6059 Nm^3_f/ wovon 0,1581 Nm^3 Umlaufgas sind. Das Gasausbringen kg Kohlenstoff ist 2,5640 Nm^3_f/kg, davon werden 0,0617

(= 24 %) als Umlaufgas zurückgeführt und 2,5024 Nm^3_f/kg (Gasheizwert beträgt H_u = 2726 kc) stehen zur Abgabe zur Verfügung (Produktionsgas). Der Vergasungswirkungsgrad, bezogen auf Produktionsgas, erreicht die beachtliche Höhe von

$$\eta_v = \frac{2,5024 \cdot 2726}{8080} \cdot 100 = 84,4\ \%.$$

Zur Vergasung sind 0,2174 Nm^3 Reinsauerstoff je Nm^3_f erzeugtes Gas oder 0,07974 $Nm^3/10^3$ kcal Gasheizwert erforderlich.

9. Wassergaserzeugung.

Als Wassergas bezeichnet man gewöhnlich ein durch Vergasung von Kohlenstoff (Koks, Kohle) mit Wasserdampf gewonnenes Gas, welches im Idealzustand, d.h. bei völliger Wasserdampfzersetzung aus 50 % CO und 50 % H_2 bestehen würde. Da die Wassergasbildung (s. Gl. 3 S....) eine stark endotherme (wärmebindende) Reaktion ist, muß die notwendige Wärmemenge in irgend einer Weise in den Prozeß eingebracht werden. Dies geschieht durch Wechselbetrieb, das ist wechselweises Blasen mit Luft und Gasen mit Wasserdampf oder kontinuierlich durch

1.) Außenheizung (indirekte Beheizung durch Heizflächen)
2.) Umwälzheizung (direkte Beheizung durch Wälz- oder Spülgas)
3.) Elektrowärme
4.) Kombination der unter 1) bis 3) genannten Wärmeaufbringungs- und -Übertragungsverfahren.

Endlich können wir zu den kontinuierlichen Wassergasverfahren noch die Vergasung mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen rechnen, obwohl dieses Gas CO-reicher und H_2-ärmer ist als „reines Wassergas", also als wassergasähnliches Gas anzusprechen ist, dessen CO : H_2-Verhältnis um so stärker vom Wert 1:1 des reinen Wassergases ab-

weicht, je höher der ~~O₂-Gehalt~~ Sauerstoff-Anteil im Vergasungsmittel ist. ~~Der CO₂- und H_2O-Gehalt wird, wie [illegible] entnommen läßt jeweils die für die Fischer-Tropsch-Synthese sowie für die Methanol-Synthese erforderliche H₂-CO-Verhältnis~~. Die kontinuierlichen Verfahren erweitern sich demgemäß um die

5.) Vergasung mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen

6.) Kombination der unter 1.) - 5.) genannten Verfahren.

Die Gaszusammensetzung bei reinem Wassergas ist in Zahlentafel ... mit $x_B = x_W = 1$ und $x_M = 0{,}24$ errechnet, die Angaben

Zahlentafel ...

Vergasung von Kohlenstoff mittels Wasserdampf.

t =	1000°	900°	800°	750°	700°	650°	
Gaszusammensetzung (feucht)	49,63	48,69	44,70	39,60	31,58	21,89	% CO
	0,17	0,63	2,69	5,34	9,44	14,10	% CO_2
	49,85	49,70	49,47	49,32	48,79	47,18	% H_2
	0,29	0,85	2,84	5,25	9,35	15,38	% H_2O
	0,06	0,13	0,30	0,49	0,84	1,45	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	%
desgl. (trocken)	49,77	49,11	46,01	41,79	34,84	25,87	% CO
	0,17	0,64	2,77	5,64	10,41	16,66	% CO_2
	50,00	50,12	50,91	52,05	53,82	55,76	% H_2
	0,06	0,13	0,31	0,52	0,93	1,71	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	%
B	0,2671	0,2650	0,2555	0,2434	0,2243	0,2006	kg/Nm³
G_f	3,7439	3,7736	3,9139	4,1085	4,4583	4,9850	Nm³/kg
G_{fr}	3,7330	3,7415	3,8027	3,8928	4,0414	4,2183	Nm³/kg$_{fr}$
M	0,5026	0,5081	0,5291	0,5555	0,5982	0,6546	Nm³/Nm³
ξ	99,48	98,33	94,63	90,55	84,37	76,50	%

t °C	600°	550°	500°	450°	
	13,06	6,76	3,05	1,20	% CO
	17,76	19,61	19,83	19,06	% CO_2
	43,67	37,99	30,50	22,15	% H_2
	23,05	31,65	40,52	49,60	% H_2O
	2,46	3,99	6,10	8,59	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	%
	16,97	9,89	5,13	2,35	% CO
	23,08	28,69	33,34	37,37	% CO_2
	56,75	55,58	51,28	43,43	% H_2
	3,20	5,84	10,25	16,85	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	%
B	0,1783	0,1627	0,1553	0,1546	Kg/Nm^3
G	5,6085	6,1463	6,4392	6,4683	Nm^3/Kg
G_H	4,3157	4,2010	3,8300	3,2988	Nm^3_{Hr}/Kg
M	0,7164	0,7762	0,8322	0,8833	Nm^3/Nm^3
ξ	67,83	59,22	51,31	44,53	%

des Brennstoffverbrauchs (B Kg/Nm^3_f), des Gasausbringens (G Nm^3_f/Kg) und des Bedarfs an Vergasungsmittel (M Nm^3/Nm^3_f) beziehen sich nur auf die Gasperiode - also nicht auf den Gesamtvorgang der Wassergaserzeugung im Wechselbetrieb. Beim Blasen des Gaserzeugers wird zunächst ein sehr schlechtes Generatorgas erzeugt, da die Brennstoffschicht von der vorangegangenen Gasperiode ausgekühlt ist. In dem Maße aber, wie die Temperaturen steigen und das Wärmegleichgewicht wiederhergestellt wird, verbessert sich (unerwünschterweise) das Gas, und die Brennstoffausnützung für die Wärmeerzeugung wird entsprechend verschlechtert. Wenn man auch das entstehende Blasegas durch Zweitluftzugabe verbrennt, einen Teil der erzeugten Wärme zur Vergasungsmittelvorwärmung, vom Rest einen erheblichen Teil in Abhitzekesseln ausnützt, so ist

doch diese heute noch vorherrschende Methode der Wassergaserzeugung im Wechselbetrieb wärmetechnisch unbefriedigend und auch wenig entwicklungsfähig. Dazu kommen die mechanischen Schwierigkeiten des häufigen Umstellens, das zwar technisch gut gelöst, aber trotzdem mit erheblichen Verschleißkosten und großem Instandhaltungsaufwand verbunden ist. Es dürfte daher der Zeitpunkt nicht allzu fern sein, wo zumindest aus den Großanlagen diese unwirtschaftlichen Methoden verschwinden und kontinuierlich arbeitenden Vergasungsverfahren Platz machen werden.

Die Vergasung im Wechselbetrieb besteht in einer Überlagerung von Vergasungsvorgängen mit Wärmespeicherungs- und Entspeicherungsvorgängen. Die rechnerische Erfassung ist mithin recht schwierig. Im Gegensatz zu reinen Speicherproblemen nämlich hat die Speichermasse Koks die Eigenschaft, daß ihre Temperatur nicht beliebig hoch ansteigt, sondern daß sie ihre Oberflächentemperatur im Gleichgewicht mit dem aufwärmenden Gas zu halten bestrebt ist und bei ansteigenden Temperaturen durch vermehrte Generatorgasbildung reagiert – ein Wärmespeicher mit begrenzter Höchsttemperatur! Umgekehrt aber kann man aus der Gasanalyse – der Generatorgasanalyse für die Blaseperiode, der Wassergasanalyse nach Zahlentafel... oder Abb... für die Gaseperiode – Rückschlüsse auf die Oberflächentemperaturen (Reaktionstemperaturen) ziehen. Üblicherweise entspricht die Koks-Mitteltemperatur etwa 750 ... 780 °C, das ~~bedeutet~~ bedingt etwa folgende Grenzwerte der Gaszusammensetzung, bezogen auf trockenes Gas:

5,6 ... 3,6 % CO_2.
41,8 ...44,7 % CO
52,1 ...51,2 % H_2
0,5 ... 0,4 % CH_4.

Durch Verdünnung mit Blasegas, und zwar solchem aus dem Ende der Blaseperiode, wo dieses Gas bereits einem guten Generatorgas entspricht (etwa 33% CO, 1% CO_2, 2% H_2 64% N_2), erhält man bei t_R = 750 °C und bei 6,6 % Blasegas im Wassergas als endgültige Wassergasanalyse

5,3 % CO_2 41,2% CO 49,0 % H_2 0,5 % CH_4 4,0 % N_2.

Bei einem Wassergaserzeuger alter Bauart [1] wurden in der Blaseperiode CO_2-Gehalte von 7,04... 1,60 % festgestellt, das entspricht einer Temperaturschwankung von Δt = 120 °C, beim Gasen 1,8 ... 5,6 % CO_2, entsprechend Δt = 80 °C. Die Umstellung erfolgte langsam, zwischen das Ende des Heißblasens und den Beginn des Gasens schob sich folglich eine erhebliche Zeitspanne, in der ein Teil der erreichten Temperaturhöhe durch Ausgleichsvorgänge verloren ging. Kurzes Blasen und möglichst schnelles Umstellen erhöht also nicht nur die Leistung durch Verlängerung der produktiven Periode, sondern wirkt sich auch günstig auf die Gasqualität und die Wärmeausnutzung aus. Eine schon etwas modernere, d.h. mit kürzeren Blase- und Gaseperioden arbeitende Dellwik-Fleischer-Wassergasanlage [2] zeigte in der Gaseperiode CO_2-Gehalte (0,4... 14,1 %, entsprechend) von 1900... 670°, also Δt = 230 °C. Dass so hohe Absoluttemperaturen

---

1) Dolch, Paul: Wassergas. Chemie und Technik der Wassergasverfahren. Leipzig 1936. S. 123.

2) Dolch a.a.O. S. 130

überhaupt ermöglicht werden, ist neben der Tatsache, daß mit trockener Luft geblasen wird, auch durch die gute Vorwärmung des Vergasungsmittels bei Beginn der Gasperiode gewährleistet. Hier dürfte es auch eine Rolle spielen, daß die Brennstoffasche, soweit sie durch Ausgasen des Kohlenstoffs freigelegt ist, ein stärkeres Ansteigen der Temperaturen zuläßt als der Reinko. Die Asche ist also eine günstigere Speichermasse als der Ko und wenn auch gefordert werden muß, daß der Aschenerweichungspunkt beim Wechselbetrieb, mit Rücksicht auf die Erreichbarkeit hoher Temperaturen beim Blasen, hoch lie soll, so ist eine gewisse, nicht zu geringe Aschenmenge garnicht unerwünscht. Angaben, wonach die Temperaturschwankungen einer Vollperiode 670° betragen sollen [3], sind unmöglich und auf Fehlmessung bezw. falsche Deutung von Meßergebnissen zurückzuführen.

Die Wärmebilanz eines Wassergasprozesses — wobei die Art der Wärmezufuhr zunächst offen bleiben möge — zeigt bei Q_s = 6 % Wärmeverlusten, (bei t_R = 750°) und 300°C Temperatur des zugeführten Wasserdampfes, daß die Enthalpie des Dampfes nur 2,2 % des Wärmebedarfs ausmacht. Geht man mit der Überhitzung auf 900° und 1500°C, so steigt der Anteil erst auf 6,9 und 12,5 % des Wärmebedarfs. Obwohl also eine Vorwärmung des Vergasungsmittels auf sehr hohe Temperaturen einen schätzenswerten Beitrag zur Verbesserung der Wirtschaftlichkeit leistet, so zeigen diese Zahlen doch eindeutig, daß dieses Mittel doch eine durchgreifende Änderung des Verfahr

---

[3] Dolch a.a.O. S. 137.

nicht zuläßt. 190

Bei den Wälzverfahren muß daher eine erheblich größere ~~Menge~~ Gasmenge umlaufen als die einfache Vergasungsmittelmenge. Rechnet man mit 1200... 1300°C Endtemperatur des Wälzgases nach seiner Aufwärmung im Regenerator, so errechnet sich der Umwälzgasmengenbedarf zu 4,63 Nm^3/Nm^3 Wassergas. Der Nachteil aller Wälzverfahren ist der, daß man mit Rücksicht auf die Baustoffe der Wärmespeicher mit der Temperatur beschränkt, ~~ist~~ und dadurch in der Gasgüte festgelegt ist. Besonders bei der Staubvergasung, wo die Verhältnisse, da es sich um Gleichstromvergasung handelt, ungünstig liegen, trifft dies in starkem Maße zu und beeinflußt die Gasqualität nachteilig. Man kann daher in diesem Falle durch Kombination mit anderen Maßnahmen, insbesondere durch teilweise Sauerstoffzugabe das Gas wesentlich verbessern.

Schließlich wäre noch das Wärme aufbringen durch Elektrowärme zu erwähnen, was überall dort in Frage kommen kann, wo der Vergasungsbrennstoff sehr teuer, der Strom - vorzugsweise Wasserkraftstrom - billig verfügbar ist wie z.B. in den nordischen Ländern, der Schweiz, Norditalien u.s.w. J. Hole [1] gibt für sein Elektrowassergas folgende Analysen:

1% CO_2, 48% CO, 51% H_2 0,1% SO_2 0,1% N_2.

---

[1] Hole, Ivar: Der Elektrogaserzeuger, Bauart Hole. Feuerungstechn. Bd. 27 (1939), Heft 9 S. 259/260.

Das entspricht einer Reaktionstemperatur von 870°C, auch der Dampfbedarf, das Gasausbringen usw. stimmt gut mit Zahlentafel... überein. Die Frage, ob eine Kombination von Elektrowärme und Sauerstoffanwendung vorteilhaft ist, und in welchem Umfang die eine durch die andere ersetzt werden soll, wäre je nach den örtlichen Strom-, Sauerstoff- und Brennstoffpreisen unter Berücksichtigung von Kapitalaufwand und Benutzungsdauer zu prüfen. Ausnutzung aller etwaiger Abwärmequellen und guter Wärmeschutz des Gaserzeugers – gegebenenfalls auch eine Schutzheizung durch minderwertigere, billige Brennstoffe – ist in jedem Fall vorteilhaft für den sparsamen Verbrauch an Edelenergien, zu denen sowohl der Strom als auch der Sauerstoff (bezw. die aus ihm erzeugte Gasenergie) zu rechnen sind.

Kontinuierliche Wassergaserzeugung durch Vergasung mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen.

Bei der Vergasung mit Sauerstoff und sauerstoffangereicherter Luft haben wir bereits die Frage mitbehandelt, in wieweit Wasser- oder wassergasähnliche Gase durch kontinuierliche Vergasung hergestellt werden können, auch im Thyssen-Gálocsy-Verfahren haben wir einen Weg dazu kennen gelernt. Wir wollen nun den äusseren rechten Rand der Abb.... nochmals näher ins Auge fassen. In Frage kommt das Gebiet von 45%...55% H_2O, 55...45% O_2, soweit Abstichgaserzeuger in Betracht gezogen werden, und 60...75% H_2O, 40...25% O_2 für Gaserzeuger mit festem Schlackenaustrag. Dieser Bereich umspannt das Gebiet der Reaktionstemperaturen von 975...650°C (ohne Vorwärmung gerechnet).

Das Ergebnis ist in nachstehender Zahlentafel... zusammengestellt. Neben dem Bedarf an Kohlenstoff und Vergasungsmittel, d

Zahlentafel ... 192

Kontinuierliche Wassergasherstellung durch Vergasung von Kohlenstoff mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen.

Vergasungsmittel							
% H_2O	45	47,5	50	52,5	55	65	75
% O_2	55	52,5	50	47,5	45	35	25
Reaktionstemp. t_R °C	976	889,5	845	814	789,5	718,6	653
Gaszusammensetzung (feucht) % CO	76,78	73,99	70,80	67,32	63,50	46,89	28,08
% CO_2	0,55	1,71	3,15	4,78	6,56	14,07	21,60
% H_2	22,40	23,58	24,78	25,99	27,26	32,07	35,50
% H_2O	0,26	0,69	1,22	1,84	2,58	6,68	14,03
% CH_4	0.01	0.03	0.05	0.07	0,10	0,29	0,79
%	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
CO/H_2	3,43	3,14	2,86	2,59	2,33	1,46	0,79
Brennstoffbedarf kg C/Nm^3	0,4144	0,4058	0,3965	0,3867	0,3759	0,3282	0,2704
Gasausbringen Nm^3_f/kg C	2,4132	2,4645	2,5221	2,5861	2,6601	3,0471	3,6980
" Nm^3_{fr}/kg C	2,4069	2,4475	2,4914	2,5385	2,5915	2,8437	3,1791
Vergasungsmittel Nm^3/Nm^3_f	0,5041	0,5121	0,5221	0,5347	0,5462	0,6052	0,6825
Gasheizwert kcal/Nm^3_f	2896	2843	2779	2707	2627	2265	1828
Dampfzersetzungsgrad ξ %	98,85	97,16	95,33	93,42	91,41	83,03	72,59
Vergasungswirkungsgrad η_v %	86,48	86,72	86,75	86,64	86,48	85,43	83,66
Sauerstoffbedarf Nm^3/Nm^3_f	0,2773	0,2689	0,2611	0,2535	0,2458	0,2118	0,1706
" $Nm^3/10^3$ kcal	0.0958	0.0946	0.0939	0.0936	0.0936	0.0935	0.0933

Gasausbringen (feucht und trocken) und dem Gasheizwert ist auch der Dampfzersetzungsgrad ξ, der Vergasungswirkungsgrad η_v und der Sauerstoffbedarf in Nm^3 je Nm^3 erzeugtes (feuchtes) Gas und je 10^3 Kcal Heizwert im erzeugten Gas angegeben. Alle Angaben beziehen sich auf reine Kohlenstoffvergasung mit reinem Sauerstoff bei Annahme von $Q_s = 8\,\%$ Wärmeverlusten nach außen. Bei Koksvergasung und technisch reinem Sauerstoff (günstigsten-

Evtl. Einfügung S. 197

Durchrechnung eines Beispiels
eines Abfindegenügens mit 2 Hydrierzonen mit etwa
65-67% K_2O 35-32,5% Oe

jedoch
a) Verbr. reiner Sauerstoff
mit 97,5% Oe

b) Verstärkung der VM
mindestens auf Verbrennungs-
temp
alternativ Koks durch
Fremdbrennstoff

Vergasungsbrennstoff nicht C
sondern Koks.

falls zwischen 97 ... 98 % O_2-Gehalt liegend) ergeben sich geringfügige Verschiebungen und einen entsprechenden Stickstoffgehalt im Gas. Die Zahlentafel ... und Abb ... lassen folgendes erkennen: Dampfzersetzungsgrad und Vergasungswirkungsgrad (Bestwert bei 50% O_2) liegen sehr hoch und beginnen erst bei den höchsten Wasserdampfgehalten stärker abzufallen. Bei dem hohen Vergasungswirkungsgrad von 80 ... 85% werden gegenüber der Wassergaserzeugung im Wechselbetrieb, wo Vergasungswirkungsgrade in der Größenordnung von 60 ... 70 % erzielt werden, Brennstoffersparnisse von 33 ... 20 % erreicht. Der Sauerstoffbedarf je 10^3 kcal fällt mit steigendem Wasserdampfgehalt. Es ist also - je nach dem Sauerstoffpreis und dem Kostenverhältnis von Sauerstoff zu Brennstoff - meist vorteilhaft, den Wasserdampfgehalt möglichst hoch zu wählen, sofern die erzielte Gasqualität den Wünschen und dem jeweiligen Verwendungszweck noch entspricht, da der Heizwert abfällt und das CO/H_2-Verhältnis sich ändert. Es ist also - innige Mischung des Vergasungsmittels immer vorausgesetzt - durchaus möglich, Drehrostgaserzeuger mit trockenem Austrag der Rückstände mit Sauerstoff zu betreiben. Andererseits braucht man weder auf den Vorteil des geringeren Sauerstoffverbrauchs, noch auf denjenigen des Abstichgaserzeugers zu verzichten, wenn man die Düsen der Schmelzzone mit sauerstoffreicherem, diejenigen der darüberliegenden zweiten Oxydationszone (vergl. S....) mit sauerstoffärmerem und wasserdampfreicherem Gemisch beschickt (DRPa).

Der Sauerstoffbedarf lässt sich weiter vermindern durch Vorwärmung, Gasrückführung, Wärmezufuhr durch Elektrowärme, durch Druckanwendung und durch Kombination dieser Maßnahmen.

11.) Synthesegaserzeugung. (Vereinfachtes Rechenschema).

Das Synthesegas ist gekennzeichnet durch ein bestimmtes H_2:CO- Verhältnis, außerdem wird ein möglichst hoher Gehalt an diesen Bestandteilen, ein möglichst geringer Gehalt an Methan und an Inerten (CO_2, N_2) gefordert. Sowohl das gewöhnliche Wassergas als auch das nach anderen Verfahren hergestellte Wassergas liefert jedoch nicht das gewünschte H_2:CO-Verhältnis, wie es für die Methanolsynthese oder die Fischer-Tropsch-Synthese flüssiger Treibstoffe mit Nickel-Kobalt-Kontakten notwendig ist, nämlich H_2:CO = 2. Es ist daher eine nachträgliche Konvertierung nach der Wassergasreaktion

$$CO + H_2O - 10000 \text{ Kcal/Kmol} = CO_2 + H_2$$

notwendig, die zur Erzielung genügenden CO-Umsatzes bei möglichst niedrigen Temperaturen -folglich an geeigneten, die Gleichgewichtseinstellung beschleunigenden Kontaktmassen - und unter Abfuhr der entstehenden Wärme vorgenommen wird. Bei Anwendung hoher Wasserdampfgehalte und bei aufsteigender Vergasung gasreicher Brennstoffe, die durch Entgasung noch zusätzlich Wasserstoff liefern, läßt sich Synthesegas mit H_2:CO = 2 auch in einem Zuge im Gaserzeuger selbst herstellen. Der dann auftretende hohe CO_2-Gehalt wird zur Entlastung der anschließenden Apparaturen zweckmäßig ausgewaschen, ebenso ist eine möglichst restlose Beseitigung des Schwefelwasserstoffs und der organischen Schwefelverbindungen, die schädliche Kontaktgifte darstellen, notwendig (S-Gehalt im Gas $\leqq$ 2 mg/Nm³ gefordert).

Bei der Synthese nach Fischer-Tropsch- Ruhrchemie A.-G. ~~wurde~~ wird bei bestimmten Kontaktmassen ein ~~CO~~ H_2 : CO - Verhältnis ## von 1 : 1,5 gefordert. Ein solches Gas läßt sich, wie ein Blick auf Zahlentafel ... zeigt, leicht herstellen, ohne daß eine besondere CO- Konvertierung außerhalb des Gaserzeugers notwendig ist.

Bei gegebenem (bezw. gefordertem) Verhältnis von Kohlenoxyd zu Wasserstoff und bei Vernachlässigung der Methanbildung läßt sich der Berechnungsgang folgendermaßen vereinfachen[1]:

Setzen wir

$$v_{CO} / v_{H_2} = \varepsilon \qquad \ldots\ldots (\ )$$

So ergibt sich aus der Definition der Gleichgewichtskonstanten und dem Dalton'schen Gesetz

$$v_{CO_2} = (v_{CO})^2 \cdot K_{p_B}' = (\varepsilon \cdot v_{H_2})^2 \cdot K_{p_B}' \qquad \ldots\ldots (\ )$$

$$v_{H_2O} = v_{CO} \cdot v_{H_2} \cdot K_{p_W}' = \varepsilon \cdot v_{H_2}^2 \cdot K_{p_W}' \qquad \ldots\ldots (\ )$$

$$v_{CO} = \varepsilon \cdot v_{H_2} \qquad \ldots\ldots (\ )$$

Aus $$v_{CO} + v_{CO_2} + v_{H_2} + v_{H_2O} = 1 \qquad \ldots\ldots (\ )$$

erhält ~~man~~ nach Einsetzen der Gl. ( ) bis ( ) und Auflösung nach v_{H_2}

$$v_{H_2} = -a + \sqrt{a^2 + b} \qquad \ldots\ldots (\ )$$

Wenn mit a der Ausdruck

$$a = \frac{1 + \varepsilon}{2} \cdot b \qquad \ldots\ldots (\ )$$

[1] Eine solche Vereinfachung kann besonders als Rechnungsvorbereitung zweckmäßig sein, da man sich mit ihrer Hilfe an bestimmte Betriebsverhältnisse nähern und dann die endgültige Berechnung unter Berücksichtigung aller Nebenumständen, von sicheren Schätzwerten ausgehend, schnell und sicher durchführen kann.

und mit b der Ausdruck 137

$$b = \frac{1}{\varepsilon^2 \cdot k'_B + \varepsilon \cdot k'_W} \qquad \ldots\ldots (\;)$$

bezeichnet wird. Das zunächst unbekannte Vergasungsmittel kann wird aus der Wasserstoff- und Sauerstoffbilanz ermittelt werden. Es ist

$$M \cdot v'_{H_2O} = v_{H_2} + v_{H_2O} \quad \text{(Wasserstoffbilanz)} \quad \ldots (\;)$$

$$v'_{H_2O} = \frac{v_{H_2} + v_{H_2O}}{M} \qquad \ldots\ldots (\;)$$

und, falls ein Sauerstoff-, Wasserdampf-Kohlensäure-Gemisch als Vergasungsmittel zu Grunde gelegt wird,

$$v'_{O_2} = 1 - v'_{H_2O} - v'_{CO_2} \qquad \ldots\ldots (\;)$$

Die Ausdrücke nach Gl.( ) und ( ) in die Sauerstoffbilanz

$$M \cdot (v'_{O_2} + 0{,}5 \cdot v'_{H_2O} + v'_{CO_2}) = v_{CO_2} + 0{,}5 (v_{CO} + v_{H_2O}) \quad \ldots (\;)$$

eingesetzt, ergibt

$$M (1 - v'_{H_2O} - v'_{CO_2} + 0{,}5 \frac{v_{H_2} + v_{H_2O}}{M} + v'_{CO_2}) = v_{CO_2} + 0{,}5 (v_{CO} + v_{H_2O}) \quad \ldots (\;)$$

$$M (1 - 0{,}5 \frac{v_{H_2} + v_{H_2O}}{M} + 0{,}5 \frac{v_{H_2} + v_{H_2O}}{M}) = v_{CO_2} + 0{,}5 (v_{CO} + v_{H_2O}) \quad \ldots (\;)$$

und nach M aufgelöst

$$M = v_{CO_2} + 0{,}5 (v_{CO} + v_{H_2O}) + 0{,}5 (v_{H_2} + v_{H_2O}) \qquad \ldots (\;)$$

$$M = v_{CO_2} + v_{H_2O} + 0{,}5 (v_{CO} + v_{H_2}) \qquad \ldots\ldots (\;)$$

Da man auf die Zuführung reiner Kohlensäure meist verzichten kann und wird, ist die notwendige Zusammensetzung des Vergasungsmittels nunmehr gegeben durch Gl.( ) und

$$v'_{O_2} = (1 - v'_{H_2O}) \qquad (\;)$$

Diese vereinfachte Methode kann man auch dazu benutzen, um bei Vergasung mit Sauerstoff-Wasserdampf-Gemischen die Gaszusammensetzung bei gegebener Zusammensetzung des Vergasungsmittels zu errechnen. Man führt zu diesem Zweck die Rechnung mit drei angenommenen, das zu erwartende Ergebnis eingabelnden ε-Werten durch und prüft graphisch welcher ε-Wert zu dem gegebenen Vergasungsmittel führt, mit dem dann die Endrechnung (bezw. auch die genauere Rechnung) durchgeführt wird.

12. Druckvergasung.

Ein Mittel, das Ergebnis des Vergasungsvorganges sehr wesentlich zu beeinflussen, ist die Anwendung höherer Drücke. Während bei früheren Vorschlägen nur Überdrücke bis zu 8 atü erwähnt werden [1], diese Vorschläge im übrigen aber nicht ausgeführt worden sind, hat die Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik m.b.H., Frankfurt a/M. für die Sauerstoff-Druckvergasung Drücke von 20 atü nach einer Idee von O. Hubmann vorgeschlagen [2] und in den ausgeführten Großanlagen (Hirschfelde, Böhlen, Brüx) angewendet. Als Vorteile der Druckvergasung sind geltend zu machen:

1) Kleine Abmessungen der Gaserzeuger und Leitungen.

---

1) Vergl. Dechamps, Jules: Les gazogènes. Paris 1902. S. 258 – Brit. Pat. 4 283 (1894).

2) Daru Lat Friedrich: Die restlose Vergasung fester Brennstoffe mit Sauerstoff unter hohem Druck. Frankfurt a/M. – Fechenheim 1936. (Diss. T.H. Berlin-Charlottenburg, 1936.)

2.) Hohe spez. Leistungen, steigend etwa mit $\sqrt{p}$,

3.) Möglichkeit einer einfachen Heizwertsteigerung durch CO_2-Auswaschung in einer Druckwasserwäsche,

und für die Sauerstoff-Druckvergasung:

4.) Erzielung von etwa Stadtgasheizwert bei Anwendung eines noch gut beherrschbaren Druckes (20 Atm bei Trockenbraunkohle bis 80 Atm bei reinem Kohlenstoff), somit synthetische Stadtgaserzeugung durch restlose Vergasung des Brennstoffs.

Die Auswirkung des Druckes auf die Vergasungsvorgänge beruht auf der Verschiebung der Gasgleichgewichte, und zwar wird nach dem Prinzip des kleinsten Zwanges (vergl. S....) das Boudouard'sche Gleichgewicht nach der CO_2-Seite, das heterogene Wassergasgleichgewicht nach der H_2O-Seite und das Methangleichgewicht nach der Methanseite hin verschoben. Dadurch spielt sich die Vergasung in einem höheren Temperaturbereich ab, was für die Gaszusammensetzung zunächst noch kein entscheidender Vorteil ist, aber unter Beibehaltung der bei druckloser Vergasung erzielten, für den Vergasungsvorgang ja ausreichenden Temperaturen kann ein wesentlich höherer Wasserdampfgehalt im Vergasungsmittel zugelassen werden. Am klarsten treten diese Verhältnisse durch Zahlenbeispiele zutage. Dabei ist zu beachten, daß sich das reale Verhalten der Gase bei den hier in Frage kommenden Drücken stärker auswirkt - sowohl auf die Enthalpie der Gase als auch auf die Gleichgewichts-„Konstanten" und auf die Gültigkeitsgrenze des Dalton'schen Gesetzes -, doch läßt eine überschlägliche Prüfung

erkennen, daß man sich doch stets in genügendem Abstand von der Grenzkurve bezw. der Sättigungstemperatur der in Frage kommenden Gase und Dämpfe befindet, um den Druckeinfluß auf die Enthalpie in erster Annäherung vernachlässigen zu dürfen. Diese Einschränkung gilt für die nachstehenden Berechnungen.

Vergast man reinen Kohlenstoff mit einem Luft-Wasserdampf-Gemisch üblicher Zusammensetzung (zu Grunde gelegt sei $v'_{H_2O} = 0{,}2083$; $t_s = 61\,^\circ C$), so erhält man eine Reaktionstemperatur von 700 °C und eine Gas-Zusammensetzung, wie aus Zahlentafel ... , linke Spalte, hervorgeht. Unter sonst gleichen Voraussetzungen, also gleicher Zusammensetzung des Vergasungsmittels, jedoch unter einem Druck von 20 Atm (phys. Atm) erhält man die Gaszusammensetzung nach Zahlentafel ... , und das It-Diagramm liefert als Reaktionstemperatur 882 °C. Ein so heiß gehender Gaserzeuger könnte allerdings nicht als Drehrostgaserzeuger, sondern müßte als Abstichgaserzeuger betrieben werden. Mit Rücksicht auf die höhere spez. Belastbarkeit ist bei dieser Vergleichsrechnung der drucklose Gaserzeuger mit höherem, der Druckgaserzeuger mit niedrigerem Wärmeverlust ($Q_s = 7{,}25\,\%$ bezw $4\,\%$), in beiden Fällen mit $\varkappa_B = \varkappa_W = 1$, $\varkappa_M = 0{,}21$ gerechnet worden.

Zahlentafel 201

Druckvergasung von Kohlenstoff, 20 Atm, Vergasungsmittel Luft - Wasserdampf - Gemisch mit $x_{H_2O} = 0{,}2083$.

	f_{20}	f_{52}	f_{100}	f_{900}	
	8,02	13,67	19,32	36,00	% CO
	45,43	13,44	16,27	4,81	% CO_2
	0,63	20,09	11,36	13,23	% H_2
	9,49	7,52	5,69	2,78	% H_2O
	0,46	0,36	0,28	0,16	% CH_4
	36,07	55,05	52,88	43,02	% N_2
	100,00	100,00	100,00	100,00	
H_u =	533,5	709,0	925,4	1259,2	Kcal/Nm³

Zahlentafel ...

Vergasung von Kohlenstoff ($f_{20}^{H_2O} = 0{,}2083$), Vergleich der Druckleser und der Druckvergasung.

p = 1 Atm 20 Atm

feuchtes Gas	trockenes Gas	feuchtes Gas	trockenes Gas	
26,94	27,58	26,40	29,34	% CO
6,07	5,03	5,25	5,84	% CO_2
14,12	14,45	12,97	13,40	% H_2
2,31	–	3,20	–	% H_2O
0,84	0,85	0,18	0,18	% CH_4
44,50	50,88	49,60	51,24	% N_2
100,00	100,00	100,00	100,00	
H_u = 1182	1209	1206	1246	Kcal/Nm³

Die Gegenüberstellung in diesem Zahlentafeln beleuchtet die Verhältnisse in ~~einfacher~~ dieser Weise. Man erkennt,

1.) daß bei gleicher Reaktionstemperatur (und gleicher Zusammensetzung des Vergasungsmittels, ein Fall, der sich also praktisch garnicht einstellt) das Gas durch die Druckvergasung ~~[illegible]~~ [illegible] ärmer wird, der Inertgehalt steigt [illegible] Kcal/Nm³,

2.) daß die Reaktionstemperatur (so wie sie sich praktisch von selbst einstellen wird) bei Druckvergasung jedoch 202
wesentlich höher liegt (hier etwa 125° höher) als bei Vergasung unter atmosphärischem Druck. Der Heizwert ist dann von gleicher Größenordnung, bei Druckvergasung sogar etwas höher. Da so hohe Temperaturen nicht erforderlich und wegen der Baustoffbeanspruchung durch Druck und Temperatur auch unerwünscht sind, folgt daraus:

3.) daß bei Druckvergasung auf wesentlich höheren Wasserdampfanteilen im Vergasungsmittel gearbeitet werden kann und - bei trockenem Schlackenaustrag gearbeitet werden muß.

Der Einfluß eines höheren Wasserdampfgehaltes in der Vergasungsluft geht aus dem Rechnungsbeispiel der nachfolgenden Zahlentafel ... hervor. Der für Drehrostgaserzeuger anzuwendende Wassergehalt wird sich zwischen 50 und 60 % bewegen. Der Heizwert des feuchten Gases fällt, derjenige des trockenen Gases und die Gasheizwertzahl (Gasausbringen mal Gasheizwert) steigen mit zunehmendem Wassergehalt etwas an. Der Vergasungswirkungsgrad η_v steigt gleichfalls und erreicht Werte über 85 %. Nachteilig ist lediglich, daß der Dampfbedarf nun nicht mehr, wie bei der Vergasung unter atmosphärischem Druck aus der Mantelkühlung gedeckt werden kann, sondern daß besonders Wärmegefälle herangezogen werden müssen. Soweit dabei eine direkte Dampferzeugung und -Überhitzung durch Verfeuerung von Brennstoff notwendig ist, wird der thermische Wirkungsgrad wesentlich verschlechtert, da die aufgewendete Wärme, soweit sie nicht den Frischdampf

Zahlentafel ...

Druckvergasung von Kohlenstoff. 233

p_e = 20 Atm, T_{co} = variabel.

Wassergehalt im Verdampfungsmittel (G_w)	20,63	50	60	g/m³
Reaktionstemp. t_{co}	882	735	686	°C
Zusammensetzung der feuchten Gase	18,40	12,59	7,27	% CO
	5,65	14,59	16,49	% CO_2
	72,97	28,86	29,35	% N_2
	3,20	17,64	25,14	% H_2O
	0,18	1,27	3,02	% CH_4
	49,60	32,95	27,12	% H_2
	100,00	106,00	100,00	
Heizwert H_u	1206	1060	1023	kcal/Nm³
Zusammensetzung der trockenen Gase	29,34	15,25	10,67	% CO
	5,54	17,61	21,91	% CO_2
	13,40	29,96	27,17	% N_2
	0,18	2,15	4,03	% CH_4
	54,24	40,00	36,22	% H_2
	100,00	100,00	100,00	
Heizwert H_w	1246	1287	1365	kcal/Nm³
Gasausbeute G	5,269	5,305	5,074	Nm³/kg C
Gasheizwertzahl	6565	6826	6926	kcal/kg C
Vergasungswirkungsgrad η_v	84,2	84,5	85,7	%
therm. Wirkungsgrad $\eta_{therm.}$	77,6	69,7	66,2	%

geliefert wird, noch mit den Wärmeverlusten belastet ist, die für den Erzeugung und Überhitzung (und gegebenenfalls der Fortleitung) des Dampfes auftreten. Als thermischen Wirkungsgrad ($\eta_{therm.}$) kann man den Ausdruck bezeichnen

$\eta_{therm.}$ = $\frac{\text{ausgebrachter Gaserzeuger Heizwert}}{\text{dem Gaserzeuger aus dem Kessel zugeführte Brennstoffwärme}}$ 204

$\eta_{therm.}$ = $\frac{\text{Gasausbringen mal Gasheizwert}}{\text{Brennstoff Heizwert} + \text{Enthalpiezunahme des Vergasungsmittels}}$

η_E

Darin stellt η_E den Wirkungsgrad des Erhitzers (Dampferzeuger, Dampfüberhitzer, Lufterhitzer) dar. Einfacher, aber weniger leicht allgemein darstellbar liegen die Verhältnisse, wenn Anzapf- oder Gegendruckdampf einer Hochdruckanlage als Zusatzdampf verwendet wird, wobei die Dampfkosten auf Krafterzeugung und auf Gaserzeugung umgelegt werden können, oder wenn es sonstige Abhitzequellen zu fassen gilt — darunter ist auch die Befeuerung von Gasturbinen-Brennkammern zu rechnen —, wobei meist nur die festen Kosten der zusätzlichen Heizflächen und des sonstigen Zubehörs in Rechnung zu stellen sind. Die letzte Zeile der Zahlentafel gibt den thermischen Wirkungsgrad für den ungünstigsten Fall unmittelbarer Dampferzeugung an. Der Wärmeaufwand im Erhitzer umfaßt die Fremddampferzeugung — dies sind z.B. bei $v'_{co} = 0{,}60$ rd. 2,73 kg/kg C — bei einem Gesamtdampfbedarf von 2,81 kg/kg C —, seine Überhitzung, die Überhitzung (nicht dagegen die Erzeugung) des Manteldampfes und die Erhitzung der Vergasungsluft, falls oder soweit diese durch zusätzlichen Brennstoffaufwand erfolgt. Der Kesselwirkungsgrad ist mit 85 % angenommen worden.

Analysiert man die Verluste der Gaserzeugung, z.B. für den Fall $v'_{co} = 0{,}60$, so findet man, daß sich die Verlustwärme von 33,6 % wie folgt verteilt:

Enthalpie des Gases (Gastemperatur rd. 600°C)	44,6 %
Kondensationsverlust des zersetzten Wasserdampfes im Kohgas	7,4 %

Isolation durch das zerstörte Vakuum η_{is}

Abgasdampfes η_{ab}

Leitungs- und Strahlungsverluste η_{L}

Wärmeverluste des Kessels für die Frischdampferzeugung η_{K}

Es sind also nicht so sehr die im Kessel auftretenden Verluste, sondern die Kondensationsverluste, die ohne die Möglichkeit einer Rückspeisung, wie bei der Entgasung des Kesselwassers möglich ist, einen beträchtlichen Anteil der Wärme darstellen, ähnlich wie dies beim thermischen Wirkungsgrad der Heißdampfmaschine der Fall ist. Nicht berücksichtigt sind die etwaigen Kohlenstoffverluste, die im praktischen Betrieb zusätzlich in den Rauchgasen und als Flugverlust auftreten.

Ein weiterer Vorteil der Druckvergasung ist in der begünstigten und billigen Verteilung und Verwendung des Druckgases zu erblicken, ohne daß es einen besonderen Verdichters bedürfte, die Verdichtungsarbeit beschränkt sich vielmehr auf die Vergasungsluft und das Speisewasser für Mantel- und Fremddampf. Aus diesem Grunde ist die Verbindung einer Druckvergasung mit der Gasturbine als besonders einfache und vorteilhafte Lösung der Energieerzeugung zu empfehlen. Es muß demgegenüber darauf hingewiesen werden, daß hierbei der Frage der Fremddampferzeugung mit genügender Dringung getragen werden ist. Weitere als zwei bemerkenswerte Vorteile der Gasturbinenbetriebes die

---

[1] Siehe z. B. Arch. Wärmewirtsch. Bd. 1929 / Heft 5. S. 1.

Vereinfachung des Schaltplanes gegenüber der normalen Heißdruckdampfanlage mit Anzapfdampfvorwärmung, Zwischenüberhitzung usw. und der Wegfall der umständlichen Speisewasserwirtschaft hingestellt wurden, stellt die Druckerzeugung mit Verbrennungserzeuger eine Kopplung eines für Energieerzeugungszwecke thermisch nicht sonderlich günstigen Energieumsetzungsprozesses mit einer Dampfanlage von sehr niedrigem Enddruck dar, die, was ihre Schaltungsmäßig nicht so einfach ist wie es angestrebt wurde. Zu beachten ist ferner, daß der höhere Heizwert des Druckgases einen höheren Anteil an Verbrennungsluft und, bei gleichgehaltener Endtemperatur in der Gasturbinenbrennkammer infolge der höheren Verbrennungstemperatur - trotz der geringeren Vergasungsluftmenge - eine gleichbleibende Kühlluftmenge bedingt. Zahlentafel ... zeigt dies deutlich, die [illegible] Vergasungs- und Verbrennungsluft bezw. auch der Kühlluft ist stets von gleicher Größenordnung, und nicht nur die Vergasungsluft, sondern auch die Gesamtluftmenge muß ja auf oder über den Turbineneintrittsdruck komprimiert werden.

Zahlentafel

Druckgasverbrennung, bezogen auf 1 kg C

1	2	3	4	5	6	7
$P_{Turb.}$ ata	η_{Gv}	Vergasungsluft $Nm^3/kg\,C$	Verbrennungsluft $Nm^3/kg\,C$	Summe Spalte 3 und 4 $Nm^3/kg\,C$	Kühlluft (Turb.-Endtemp.) $Nm^3/kg\,C$	Summe Spalte 3, 4 und 6 $Nm^3/kg\,C$
20	0,2083	3,418	5,752	9,170	29,567	38,437
20	0,30	2,686	6,624	9,360	29,502	38,862
20	0,40	2,326	6,540	8,866	29,750	38,595
1	0,2083	3,460	5,407	8,867	29,446	38,313

Ein Vergleich der Druckvergasung mit einer Expansionsgasung muß dann ausgehen, daß im ersten Falle Verbrennungs- und Kühlluft, bei der Expansionsgasung dagegen Frischgas, Verbrennungs- und Kühlluft auf Turbineneintrittsdruck gefördert werden müssen. Dies sind bei 20 Atm und $\vartheta_{ein} = 650°$ C rund Zusammensetzung: $3{,}2$ Nm³/kg C, bei Expansionsvergasung dagegen $2{,}4$ Nm³ Frischgas + $3{,}2$ Nm Verbrennungsluft + $2{,}5$ Nm³ Kühlluft = $7{,}8$ Nm³/kg C, also rd. $2{,}5$ mal soviel. Dies fällt ins Gewicht, wenn dem nicht entscheidender Vorteil der Druckvergasung, wird nicht Kohlenstoff sondern Teer vergast, so ändert sich die Verhältnisse um wenig durch den Betrag der flüchtigen Destillatteile zum Gasvolumen.

Da die Energieerzeugung eine wirtschaftlichste Brennstoffausnutzung zur Voraussetzung hat, und die Brennstoffkosten eine ausschlaggebende Rolle bei der Gaskosten spielen, wird in der sich anbahnenden Entwicklung der Gasturbinen-Kraftwerke anzusprechen sein:

1.) Zuverlässigkeit und Anwendung höchster Gaseintrittstemperaturen,

2.) optimale Verhältnisse im Turbinenprozeß selbst, wobei u.U. je nach Ausnutzung der Turbinenabwärme durch Regeneratoren die Eintrittsdrücke so niedrig gehalten werden können, daß die Druckvergasung keine entscheidenden Vorteile mehr bringt,

3.) Bei Druckvergasung: Die Verringerung des Fremddampfbedarfs auf einen Mindestwert und Übergang auf flüssige Brennstoffe - unter Beibehaltung einer gewissen, für die Lösung der Schlackenfrage

notwendigen Dampf- [oder Wasser-] Menge. Hier kann die Kondensation des Vorschlages eines Absichtgenerzeugers mit Kondensatzehrer in einer zweiten Degradationszone mit der Druckanwendung eine geeignete Lösung bringen. Das Abstoßen müßte dann entweder unter Druck in ein unter gleichem Druck stehendes Wasserbad oder jeweils nach Druckentlastung stattfinden.

4.) Eine Ausnutzung der Gasenergie, wenigstens eine teilweise, wäre sehr erwünscht, eine Frage, die davon abhängt, welche Staubmengen der Gasturbine bei wirtschaftlich noch tragbarem Schaufelverschleiß zugemutet werden können, und ob es gelingt, eine ausreichende Reinigung zu erzielen. Ist dies nicht möglich, eine Gasabkühlung also erforderlich, so kann ein Teil der Wärme durch einen Temperaturwechsler (Wärmeaustauscher) vom Rohgas auf das Reingas übertragen werden, wobei die Abkühlungsgrenze durch die Teerkondensation gezogen wird. Bei einer Gasabkühlung kann mit der Gasreinigung auch eine Schwefelentfernung und -gewinnung etwa durch eine Druckwäsche mit Pottasche oder Natronlauge verbunden werden. Trotz der starken Abgasverdünnung im Gasturbinenbetrieb drängt ja die Schwefelfrage zu einer radikaleren Lösung, die Anwendung hoher Kaminsteine stellt eine recht unzweckmäßige und unsichere Notlösung dar.

Diese Fragen zeigen, daß in der Gastechnik künftig zahlreiche Probleme auftreten, deren endgültige Lösung noch aussteht, daß aber die Eingliederung der Gasverwertung für das Kraftwerk Aufgaben stellt, die durch ihre ganz

anderer artiger Brennstoffe ... und technischen Verbrennungen auch neue Lösungen verlangen, und die der stagnierenden Entwicklung der Feuerungstechnik, die seit Erfindung und Ausbildung des Drehrostgaserzeugers mit den Anforderungen, die die Synthese-Gaserzeugung stellt, damals nichts mehr, auch von dieser Seite her neuen Auftrieb gibt.

Die Sauerstoff-Druckvergasung ist die bisher bedeutendste Anwendung der Druckvergasung. Ihr Grund dieser Durchrechnung ist zunächst die Verwirklichung höherer Drücke und die damit Hand in Hand gehende Zulassung höherer Wasserdampfgehalte im Vergasungsmittel gewählt und für einen möglichst großen Druckbereich und für reine Kohlenstoffvergasung dargestellt werden, da man so die Gesetzmäßigkeiten am klarsten erkennen wird. Die nachstehende Rechnung ist mit $f_s = f_p = 1$ und $f_w = 0{,}22$ durchgeführt, der Brennstoff wird mit etwa 5% variiert und mit folgenden Werten eingesetzt:

f =	1	10	100	1000	Mm.
Q_s =	2	2,85	4,2	6,5	%

Als Ausgangspunkt und Vergleichsgrundlage wählen wir eine Vergasung bei atmosphärischem Druck mit einem aus 65 % H_2O, 35 % O_2 bestehenden Vergasungsmittel (vergl. Zahlentafel ... S. ...). Die Reaktionstemperatur ist dann 716,6 °C, und die Arbeitsbedingungen der Druckvergasung sind nun derart zu wählen, daß trotz der gleichen Reaktionstemperatur ... Berechnung wird ...

eines ausländischen Anthrazits, da zunächst die Größenordnung des Wasserdampfgehaltes im Vergasungsmittel geschätzt und für mindestens drei Werte eine Aufstellung eines H-Diagramms (mit jeweils mindestens 3 Temperaturwerten) durchgeführt werden muß. Aus einer Auftragung der sich ergebenden Reaktionstemperaturen (über dem Wassergehalt im Vergasungsmittel) ist dann derjenige Wassergehalt zu entnehmen, der die gewünschte Reaktionstemperatur (718,6°C) liefert, mit dem die Schlußrechnung dann durchzuführen ist. Die drei Zwischenrechnungen geben Einblick in die Auswirkungen von Druck und Zusammensetzung des Vergasungsmittels gewährt. Sind sie zu einem Teil in Zahlentafel ... wiedergegeben, den endgültigen Vergleich auf der Grundlage gleicher Re-

Zahlentafel ...

Sauerstoff - Druckvergasung von Kohlenstoff.

P = 10 Atm	x'_{H_2O} =	0,83	0,54	0,26	
	t_R =	726	713,5	695	°C
		18,60	17,77	14,53	% CO
		21,31	21,79	22,29	% CO_2
		31,75	31,28	30,46	% N_2
		24,59	25,47	29,24	% H_2O
		2,66	2,96	3,48	% CH_4
		100,00	100,00	100,00	
	H_o	1638	1516	1519	kcal/Nm³
	$H_{u_{tr}}$	2772	2456	2147	"
	$H_{u_{tr,H_2O_{Vm}}}$	3027	3044	3134	"
	ϱ	0,2339	0,2264	0,2152	kg/Nm³
	M	0,7421	0,7549	0,7750	Nm³/Nm³
	$\bar{g}$	4,2348	4,4179	4,6212	Nm³/kg
	$\bar{s}$	67,42	57,25	56,14	g
	η_v	86,53	82,57	81,06	%
	O_2-Bedarf	0,3263	0,1268	0,1085	Nm³/Nm³
		0,3772	0,0744	0,0744	kg/kg

Zahlentafel ...

Innere Druckvergasung von Kohle mit ...

Einfluß des Druckes bei gleichbleibender Reaktionstemperatur (t_R = ... °C)

p =	1	10	100	1000	Atm
V_{Ga} =	0,6500	0,09355	0,00743	0,00335	
Frisches Gas	46,84	12,44	5,93	1,85	% O_2
	14,02	21,83	22,89	22,86	% CO_2
	32,67	31,42	17,34	6,80	% H_2
	4,65	25,61	45,64	56,86	% H_2O
	0,29	2,82	6,20	13,22	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	
	h_u 2265	1605	1369	1362	kcal/Nm³
	b 0,32 82	0,2273	0,1983	0,1990	kg/Nm³
	μ 0,6652	2,7502	6,8236	0,9609	Nm³/m²s
	G 3,0421	4,3995	5,0421	5,0251	Nm³/kg
Trockenes Gas	56,24	34,26	15,21	4,23	% CO
	15,01	29,11	41,37	56,20	% CO_2
	34,37	32,22	31,30	15,48	% H_2
	0,38	4,40	12,12	30,09	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	
	h_u 2640	2159	2502	3098	kcal/Nm³
	G 2,0437	3,2330	2,7409	2,2082	Nm³/kg
Trockener CO_2-freier Gas	53,17	34,96	18,60	8,50	% CO
	48,47	63,64	77,72	31,02	% H_2
	0,36	1,36	3,68	60,42	% CH_4
	100,00	100,00	100,00	100,00	
	h_u 2458	3048	4267	4201	kcal/Nm³
	G 2,6001	2,2901	1,6071	1,0935	Nm³/kg
	Σ 53,53	37,00	42,00	24,76	%
	η_k 85,43	86,33	84,87	87,68	%
	O_2-Bedarf 0,2148	0,1235	0,0818	0,0644	Nm^3/Nm^3
	" 0,0935	0,0770	0,0601	0,0473	$Nm^3/10^3$ kcal

Aktionstemperatur zeigt diese Zahlentafel ... Bemerkt sei noch, daß die Rechnung mit höherer Stellenzahl durchgeführt – und die niedrigen CO- und H_2-Gehalten bei den hohen Drücken ist dies schon aus rechentechnischen Gründen notwendig – und im mitgeteilten Endergebnis gekürzt ist.

Das Ergebnis, das z.T. auch in Abb. ... wiedergegeben ist, zeigt den Nutzen der Anwendung hoher und höchster Drücke. Durch geeignete Maßnahmen läßt sich ein Gas von mehr als 6000 kcal/Nm³ unterem Heizwert schaffen, bei Kohlevergasung ein noch höherer, bezw. der gleiche Heizwert schon bei niederen Drücken. Durch Trennung der reinen Festigkeitsaufgabe des Behälters von den Beanspruchungen durch die hohen Temperaturen und die Berührung mit den Gasen scheint auch eine apparative Lösung für so hohe Drücke und Temperaturen möglich und damit der Weg zu einer Höchstdruckvergasung offen zu stehen. Leistung der Gaserzeuger und Kosten der Fortleitung rücken damit erneut in eine Größenordnung, die sich weit vom bisher Gewohnten entfernt und die der Gastechnik neue Perspektive verschafft, aber auch noch schwere konstruktive Aufgaben stellt. Neben dem steigenden Heizwert ist es vor allem der sinkende Sauerstoffbedarf, der den Anreiz zum Vorstoß in das Gebiet der Höchstdruckvergasung bietet, da der Sauerstoff einen wesentlichen Kostenfaktor im erzeugten Gas darstellt.

Sonderfragen aus dem Gaserzeugerbetrieb.

1.) Laboratoriumsversuch, halbtechnischer Versuch und technischer Massstab.

Wiederholt hatten wir schon Gelegenheit, auf die Unterschiede der Ergebnisse im Laboratoriumsversuch und im grosstechnischen Massstab hinzuweisen; viele Missverständnisse und falsche Vorstellungen über die Vorgänge in der Gaserzeugern rühren von der Uebertragung von Laboratoriumsbeobachtungen auf den Grossbetrieb her ohne Beachtung der Modellgesetze und der Auswirkung der Verluste nach aussen auf die Wärmebilanz. Zu diesen "Standard"-Irrtümern rechnen

1.) die Behauptung, dass die Gleichgewichte in Gaserzeugern und Oefen bei weitem nicht erreicht werden,
2.) die Behauptung, dass die Zeit (Berührungsdauer) einen wesentlichen Einfluss auf die Gaszusammensetzung ausübe,
3.) die Behauptung, dass die Reaktionsfähigkeit (Reduktionsfähigkeit) des Kokses einen wesentlichen Einfluss auf die Gaszusammensetzung und die Leistung eines Gaserzeugers ausübe.

Es ist daher geboten, diese Fragen im Zusammenhang nochmals kurz zu erörtern.

Beim halbtechnischen Versuch wird im allgemeinen mit Gaserzeugern gleichen Aufbaues und gleicher spezifischer Rostflächenbezw. Schachtbelastung gearbeitet, wie bei Grossgaserzeugern. Um aber Modellähnlichkeit zu wahren, setzte ein 3 m ϕ-Gaserzeuger, der mit Brechkoks I/II arbeitet (mittlere Korngrösse 60 mm), als halbtechnischer Versuch bei 402 mm ϕ (Wassiabeugerofen von Purga und Jahlnoff[1]) mit einer mittleren Korngrösse von 22-10 mm arbeiten. Die Untersuchungen wurden jedoch mit einem Koks der Kornklasse Brech II (60/40 mm) durchgeführt. Aehnlich liegen die Verhältnisse bei den Versuchen von E. Neumann[2]), der mit 470 mm Generatordurchmesser gearbeitet hat. Angaben über die verwendete Korngrösse in seiner Veröffentlichung macht oder nicht macht, woraus geschlossen werden muss, dass auf diesen Punkt kein besonderer Wert gelegt wurde.

Greifen wir aus der Versuchsreihe von Neumann Versuch Nr.15 heraus, der mit ziemlich trockener Luft ($\gamma^1_{H_2O}$ = 0,0132) durchgeführt wurde. Aus der Gasanalyse rückwärts gerechnet ergibt sich, dass die Wärmeverluste nach aussen, gemessen am Endgas, etwa 27,5 % und gemessen innerhalb der obersten Kokszone (Schicht 5) etwa 17,6 % betragen haben. Das Endgas[3]) ist eine Mischung aus den Endgasen der Zone, die besonders hoher Abkühlung unterliegen, und Gasen aus dem Kern, wo sich der wandeinfluss nur noch in geringem, aber immer noch sehr stark spürbarem Masse bemerkbar macht. Die Belastung war mit rd. 54 kg/m²h sehr niedrig. Die Wärmeverluste betrugen etwa das 2 bis 3-fache, dessen, was bei einem Frischgaserzeuger zu erwarten wäre und mindestens das 10-fache dessen, was ein hochbeanspruchter Kraftgaserzeuger aufweist. Es ist daher verständlich, dass Schlüsse vom Kleinen auf das Grosse schwierig und unsicher sind.

---

[1]) s.a.O. vergl. Fussnote ... S. ...

[2]) Fussnote vergl. Fussnote ... S. ...

[3]) Wortlaut: Die Veränderlichkeit der Gasphase im Gaserzeugerofen. Z.VDI 58,28 (1914), Heft 42 S. 1481/1484, Heft 43 S.1501/04.

Man wird den Übergang vom grosstechnischen zum halbtechnischen Versuch am besten verstehen können, wenn man vom Brennstofferzeuger ausgeht und sich einen Brennstoffzylinder vom Durchmesser der Versuchsapparatur herausgeschnitten denkt. Man erkennt dann sofort, dass beim Arbeiten mit gleicher Korngrösse, wie vielfach geschehen, recht abweichende Strömungsverhältnisse auftreten und starke Randeinflüsse bewertet werden müssen. Ueber dies ist dieser gedachte Zylinder im Grosserzeuger allseitig von gleichtemperiertem Brennstoff umgeben, sodass im Kleinversuch eine Umwälzung notwendig wird, die in jeder Höhe verschiedene [illegible] hervorruft, sodass sich die Wärmeverluste auf die Wärmebilanz sehr stark auswirken müssen, wie Abb. ... S. ... zeigt, sodass man aus dem Kleinversuch oft ein falsches Bild erhalten wird. Gegenüber den sehr starken Randeinflüssen (konvektive Verluste durch die Randzonen) bei den Versuchen Neumann und Zilga u. Schläfke bei Gaserzeugern mit Durchmessern < 500 mm stellt Fortsetzung fort, dass in [illegible] - Generator ein solcher Einfluss [illegible] nicht erfassbar ist.

Findet im halbtechnischen Versuch eine starke Formänderung der brennstoffseitig noch ausgen. statt, so ist auch die gastechnische Erfassung der "Reaktionstemperatur" sehr erschwert, da sie über den Querschnitt nicht konstant ist. Schlussfolgerungen über Vollständigkeit oder Unvollständigkeit der Gleichgewichtseinstellung sind daher mit besonderer Vorsicht aufzunehmen. Abgesehen von der falschen Anordnung von Temperaturen der Gasphase (statt der Phasengrenze) zu Gasproben unbekannter Herkunft - d.h. es lässt sich durch Messungen eines [illegible] Gasentnahmerohres nicht sagen, ob man mit Gas aus der reinen Gasphase oder auch aus Brennstoff- oder der festen Phase erhalten hat, und nicht erreicht, dass man einen richtigen Mittelwert erhält - sind die Klippen der Temperaturmessung in einem solchen unhomogenen Temperaturfeld ausserordentlich gross. Es ist nicht zu viel gesagt, wenn man behauptet, dass genaues Rechnen leichter und zuverlässiger ist als genaues Messen!

Die Einhaltung der richtigen Längendimensionen in Höhe und Korndurchmesser beim Kleinversuch ist insofern nicht die einzige Bedingung, die das Modellgesetz stellt. Wie Trautel[2]) feststellt, erfordert die Ähnlichkeit der Temperaturfelder ein Durchmesserverhältnis von

$$\frac{(D)}{D} = \frac{(d)}{d}\sqrt{\frac{(a)}{a}} \qquad \ldots\ldots(\ )$$

wenn D den Gaserzeuger-, (D) den Modellgaserzeugerdurchmesser, d, (d) die entsprechenden Korndurchmesser und a, (a) die Temperaturleitzahlen bedeuten, um die Reaktionsfähigkeit zweier Brennstoffe miteinander vergleichen zu können. Die Feststellung der Auswirkung der Temperaturleitzahlen ist ein schwieriges Unterfangen, weshalb eine modellgerechte Durchführung von Kleinversuchen bisher in der Vergasungstechnik unterblieben ist. Andererseits sind aber Versuche, die die Modellähnlichkeit einfach ausser acht lassen, von vorne herein wertlos und dazu zählen nahezu alle Laboratoriumsversuche, insbes. auch diejenigen, die zur Feststellung der Reaktionsfähigkeit der Brennstoffe dienen sollen.

---

1) a.a.O. s. Fussnote ... S. ...

2) Trautel, R.: Ein Modellgesetz zur vergleichenden Prüfung der Reaktionsfähigkeit fester Brennstoffe. Feuerungstechn. Bd. 31 (1943), Heft 1 S. 1/5.

Schon die Vielzahl der vorgeschlagenen Methoden - Bunte[1]) benutzte allein für den Schriftenvergleich in dieser Frage 3 Methoden! - zeugt für die Unsicherheit in der Beurteilung dieser Erscheinung, auch ist immer eine Unsicherheit von Laboratoriumsergebnissen auf dem praktischen Betrieb nicht gewichen. Geht man zur Feststellung der Reaktionsfähigkeit von Kohlen auf ein halbtechnisches Gerät[2]) über, so verschwinden die Unterschiede in der Reaktionsfähigkeit um so vollständiger, je höher die Arbeitstemperatur ist, um sich in Gasanalysenwerten schließlich überhaupt nicht mehr bemerkbar zu machen. Es ist der übertragende Einfluß der physikalischen Vorgänge im Reaktionsgeschehen, der die im Laboratorium festgestellten Unterschiede zum Verschwinden bringt.[3]) Damit sind auch alle Versuche hoffnungslos zum Scheitern verurteilt, die Leistung eines Gaserzeugers oder die Zusammensetzung des erzeugten Gases durch "Aktivierung" des Kohlenstoffs oder durch analytisch wirkende Zusatzeinflüssen zu heben. Unterschiede in der Reaktionsfreudigkeit äußern sich - wenn überhaupt - lediglich dort, wo die Einstellung eines neuen Beharrungszustandes verfolgt wird, also beim An- und Abheizvorgang. In praktischen Gaserzeugern ist dies der Fall.

Sind schon gegen halbtechnische Versuche erhebliche Bedenken berechtigt, so trifft dies in noch größerem Maße auf Laboratoriumsversuche zu, bei denen nun die Eigenschaften der typischen Kohlen zur Kennzeichnung herangezogen werden sollen. Zu den meist zitierten Arbeiten dieser Art gehören die Versuche von Clement, Adams und Haskins.[4]) Sie arbeiten

[1]) Bunte, Hubert: Die Metallurgie des Eisens. 2. Aufl. Berlin 1942.

[2]) Spackman, E.: Glückauf Bd. 72 (1936), Heft 8, 225

[3]) Dazu bei nichtentgasten Brennstoffen mit der angeblichen "Reaktionsfähigkeit" ein starker Einfluß durch die Entgasungsprodukte bewirkt, die vielfach den Anlaß, die dadurch bedingte Verbesserung der Qualität als eine Auswirkung der "Reaktionsfähigkeit" zu kennzeichnen. Man braucht indessen den gleichen Brennstoff nur abteilgasen zu lassen, um sich von dem Fehlurteil zu überzeugen. Die Reaktionsfähigkeit bezieht sich nur auf die Kohlenstoffoberfläche des festen Kohlenstoffs - also kann auch nur von einer Reaktionsfähigkeit des Kokses gesprochen werden -, die Entgasung hat damit nichts zu tun.

[4]) Clement, J.K., Adams and C.N. Haskins: Essential factors in the formation of producer gas. Departm. of the Interior, Bureau of Mines Bull. Nr. 7. Washington 1911. - Clement, J.K. and J.H. Adams: Effective temperatures for water-gas generation. Ebenda S. 39/57.

Laboratoriumsversuche mit hochreaktionsfähigen Brennstoffen (Hoch-
kohle) zeigt die Messung und Nachrechnung von Gaserzeugern in
technischen Anlagen eine volle Gleichgewichtseinstellung trotz
eines angesprochen reaktionsfähigen Brennstoffs (Hochtemperaturkoks)
und Gas-Feststoff-Reaktionsgeschwindigkeiten in der Größenordnung von höch-
stens 1/4 Sekunde. Durch Steigerung der Leistung auf ein Mehrfaches
und Kürzung der Verbrennungszeiten auf einen entsprechenden Bruchteil
wird das Gas nicht verschlechtert, wie man nach den Laboratoriums-
versuchen annehmen geneigt sein könnte, sondern sogar verbessert
(vergl. S. ... Manuskript S. 140), was eine Folge der Wärmeverlust-
minderung ist.

Laboratoriumsversuchen kommt mithin nur eine geringe Beweiskraft
zu, die meisten der daraus abgeleiteten Vorstellungen dürfen über-
haupt nicht auf den Grossbetrieb übertragen werden, da die für
physikalischen und thermischen Voraussetzungen des Grossbetriebes von
denen des Laboratoriumsversuches grundlegend verschieden sind.

END
OF
REEL
Roll

Job No 2054