

Gaserzeugungsverfahren  
der  
WINTERSHALL AKTIENGESELLSCHAFT

Die Wintershall Aktiengesellschaft übt in Lützkendorf zwei verschiedene Gaserzeugungsverfahren aus. Diese Verfahren unterscheiden sich durch die Art, in welcher die zum Betrieb nötige Reaktionswärme erzeugt wird.

Das Verfahren I bringt die Reaktionswärme auf durch die Verbrennung von Sauerstoff oder Luft zu Kohlenoxyd und Kohlensäure, und das Verfahren II nimmt für die Einbringung der Reaktionswärme die fühlbare Wärme hochehitzter Umwälzgase. Beide Verfahren sind gedacht für den Einsatz von Braunkohlen, Ligniten, Torf und ähnlichen jungen Brennstoffen, und sie benutzen für die eigentliche Vergasung staubförmige bzw. feinkörnige Kohle, die entweder als solche bezogen oder aber im Verfahrensgang aus stückigem oder mulmigem Rohmaterial hergestellt wird.

Die beiden Verfahren sollen nachstehend beschrieben werden und insbesondere auf Verbesserungsmöglichkeiten, die sich aus dem Betrieb oder aus weiteren Überlegungen ergeben haben, hingewiesen werden.

Verfahren I.  
=====

1.) Beschreibung der Anlagen

Das Verfahren I wurde bisher in Lützkendorf nur benutzt, um Generatorgas, also Schwachgas, herzustellen, und zwar für die verschiedenen Heizzwecke des Werkes, also für die Beheizung der Regeneratoren der Synthesegasanlage und für die Beheizung der Öfen in der Hydrierung und Schmierölfabrik. Eine Umstellung auf reinen Sauerstoffbetrieb zwecks Herstellung eines Ausgangsgases für den Wasserstoffbedarf der Hydrierung war in den letzten Monaten nach der Zerstörung grosser Teile der Anlage in Vorbereitung, ist aber nicht mehr zur Ausführung gekommen.

Die Schwachgaserzeugung aus Braunkohlenstaub einerseits und einem Gemisch von Luft und Wasserdampf andererseits wurde in Lützkendorf in zwei nur wenig voneinander verschiedenen Apparaturen durchgeführt.

Die erste Anlage für eine Stundenleistung von 30 - 40000 Nm<sup>3</sup> ist durchgebildet worden entsprechend Figur 1. Ein Luftgebläse a drückt die Luft, nachdem zuvor der nötige Wasserdampf hinzugefügt wurde, in den eigentlichen Generator b, der aus einem eisernen Zylinder mit ca. 500 - 600 mm starker feuerfester Ausmauerung bestand. In der Mitte des Zylinders ist eine Scheidewand c eingemauert, so dass eine zweizügige Apparatur entsteht. Der Kohlenstaub wird nun bei d eingespritzt, und zwar meistens durch zwei Düsen, die einander gegenüberstehen. Das Gemisch aus Gas und Staub streicht nun hoch, fällt im zweiten Zug wieder herunter und tritt dann mit einer Temperatur von etwa 800 - 950 und maximal 1000° C in den Abhitzkessel e, einen Rauchrohrkessel ein. Aus dem Abhitzkessel treten die Gase dann mit einer Temperatur von etwa 300 - 350° C aus und in eine Staub-Abschheidervorrichtung f ein. In f wird das Gas von dem grössten Teil des übrig gebliebenen, schon stark veraschten Kohlenstaubes befreit und gelangt dann in den Wäscher und Kühler g. Im unteren Teil von g wird durch Umpumpen eines etwa 75 - 85° C warmen Kohlenschlammes der grösste Teil des noch im Gas befindlichen Staubes herausgeholt und sodann im Oberteil des Wäschers durch bei h eintretendes und bei k ablaufendes Kühlwasser, das erzeugte Gas auf Tagestemperatur abgekühlt. Ein hintergeschalteter Theisenwäscher (rotierender Wäscher) m sorgt für die Restentstaubung auf den benötigten Reinheitsgrad. Der in f abgezogene, schon stark vergaste Kohlenstaub wurde durch eine Fuller-Pumpe n zum Kesselhaus befördert und hier verbrannt.

Die zweite in Lützkendorf entwickelte Ausführungsform diente dazu, grössere Stundenleistungen zu erzielen, und zwar wurden stündlich bis zu 70 000 Nm<sup>3</sup> und mehr Generatorgas hiermit hergestellt. Der eigentliche Generator besteht (siehe Figur 2) aus zwei Behältern, und zwar einem zylindrischen ersten Verga-

ser  $b_1$  und einem nachgeschalteten Vergaser  $b_2$ . Der erste Vergaser ist einzügig, und zwar tritt der Staub oben zentral ein, während das Dampf-Luftgemisch durch die Löcher einer Zwischenkuppel  $o$  nach unten strömt. Durch einen Verbindungskanal  $p$  gelangt das Gemisch aus Gas und Staub in den zweiten Vergaser, der wiederum durch eine Zwischenwand  $c$  zweizügig gestaltet ist. In der gleichen Weise wie bei der ersten Ausführung sind wieder nachgeschaltet eine Abhitzkesselanlage  $e$ , eine Staubabscheidung  $f$  mit Fuller-Pumpe  $n$  sowie ein Wäscher  $g$ . Im Wäscher  $g$  wird wiederum zunächst mit heissem Schlammwasser bei  $75 - 85^\circ \text{C}$  der grösste Teil des Reststaubes herausgeholt und sodann im oberen Teil mittels Kühlwasser das Gas abgekühlt und sodann im Theisenwäscher  $m$  wiederum eine restliche Reinigung nachgeschaltet. Um den Zusatz von fremderzeugtem Dampf zu sparen ist bei der zweiten Ausführungsart noch eine Befeuchtung der Vergasungsluft durch das heisse Schlammwasser vorgesehen. Die von einem Gebläse geförderte Luft tritt nämlich in den oberen Teil des Wäschers bei  $r$  ein, wird hier mit dem heissen Schlammwasser aus dem unteren Teil von  $g$  berieselt und tritt bei  $s$  aus dem Wäscher mit dem richtigen Feuchtigkeitsgehalt in den Generator ein. Ein Umlauf  $t$  mit einem Regulierventil  $x$  gestattet, den Feuchtigkeitsgehalt der Luft einzustellen.

Es war im zweiten Vergaser  $b_2$  noch die Möglichkeit vorgesehen, bei  $y$  nochmals Luft einzuführen und bei  $z$  nochmals Staub. Weiterhin bestand die Möglichkeit, einen Teil des bei  $n$  abgezogenen Staubes zurückzupumpen und bei  $z$  in den zweiten Vergaser ebenfalls nochmals einzuführen.

## 2.) Im Betrieb gesammelte Erfahrungen

### a) Leistung

Die Anlage nach Figur 1 liess sich noch mit  $20\ 000 \text{ Nm}^3/\text{h}$  betreiben, eine geringere Leistung war nicht ratsam, weil dann leicht Staub liegenblieb. Die gewöhnliche Leistung, die gefahren wurde, bewegte sich zwischen  $30$  und  $35\ 000 \text{ m}^3$ . Es wurden versuchsweise bis  $50$  und  $55\ 000 \text{ m}^3/\text{h}$  erreicht. Die Leistungsgrenze lag dann

in der Aufnahmefähigkeit des Abhitzkessels, der bei diesen Versuchen sehr stark beansprucht wurde.

Die Anlage nach Figur 2 wurde gewöhnlich mit 60 - 65 000 m<sup>3</sup>/h gefahren. Es wurden maximal erreicht 75 000 m<sup>3</sup>. Auch hier war die Abhitzkesselanlage der engste Querschnitt (es waren zwei parallel geschaltete Rauchrohrkessel vorhanden). Nach unserem Dafürhalten kann man aus der Anlage nach Figur 2 ohne weiteres 100 000 m<sup>3</sup> Generatorgas herausholen, wenn die Abhitzkessel gross genug sind.

#### b) Anheizen

Die Anlagen wurden angeheizt mit einem Gasbrenner, der sich im ersten Zug in der Nähe des Kohlenstaubeintritts befindet. Sowie Temperaturen von etwa 800 - 900°C erreicht waren, und zwar an der Eintrittsstelle des Kohlenstaubes, konnte Kohlenstaub aufgegeben werden, und die Anlage machte Gas. Überhaupt liessen sich die Anlagen nach Verfahren I sehr rasch in Betrieb bringen und rasch abstellen. Sollte eine Anlage in Reserve gestellt werden, so wurde sie nach dem Anheizen durch eine kleine Gasmenge ständig warm gehalten. Bei Bedarf konnte sie dann in wenigen Minuten in Betrieb gebracht werden.

#### c) Betriebstemperaturen

Die Betriebstemperatur konnte eingestellt werden in den Grenzen zwischen 900 und 1200°C. Höhere Temperaturen wurden grundsätzlich nicht gefahren wegen des niedrigen Ascheschmelzpunktes der Kohle. Die Anlagen nach Verfahren 1 waren auch mit nicht allzu guten Steinen ausgemauert. Es wurden nur normale Schamotte Qualitäten verwendet. Die Temperatur war meistens kurz hinter dem Staubeintritt am höchsten, und zwar wurden hier gewöhnlich 1100 - 1150°C gefahren. Die Temperatur sank dann nach dem Gasaustritt zu mehr und mehr ab auf Temperaturen von 850 - 1000°C, je nach Belastung und Fahrweise.

Die Reaktionstemperatur und damit auch die Austritts-Temperatur konnte an sich eingestellt werden durch mehrere Möglichkeiten. Die Hauptmöglichkeit besteht darin, das Verhältnis von Luft zu Wasserdampf zu ändern. Meistens wurde gefahren mit einem Feuchtigkeitsgehalt entsprechend  $60 - 65^{\circ}$ , d.h. also, mit ca. 20% Wasserdampf im Dampf-Luft-Gemisch.

Durch grösseren Wasserdampfzusatz konnte die Temperatur im Vergaser in bekannter Weise herabgesetzt werden, da dann die endotherme Wasserdampferzeugung überwog. Eine weitere Möglichkeit, die Temperatur zu regulieren, bestand darin, die Staubaufgabe zu ändern. Eine grössere Staubmenge drückte meistens die Temperatur. Unter Umständen konnte auch mit der Puller-Pumpe n (Figur 2) mehr Staub zurückgeführt und bei z eingespritzt werden. Die Aufgabe von mehr Staub zum Drücken der Temperatur ist natürlich nur dann zulässig, wenn der mehr gebrauchte Staub wieder zurückgewonnen und anderweitig verwendet werden kann. Diese Art der Regulierung ist demnach nur ein Notbehelf.

Eine grundsätzliche Möglichkeit, die Temperaturen zu regulieren, bestand bei der Anlage nach Figur 2. Bei hoher Leistung stiegen die Temperaturen im ersten Vergaser b stark an, so dass die leicht schmelzende Asche sich unten in grösserer Masse absetzte. Aus diesem Grunde wurde die Reaktion in die Länge gezogen, weniger Luft im ersten Vergaser aufgegeben und bei y im zweiten Vergaser nochmals Luft nachgeführt und unter Umständen auch Staub. Bei dieser Arbeitsweise sank die Temperatur im ersten Vergaser, und sie hielt sich in der ganzen Apparatur auf einer ziemlich gleichen Höhe, so dass das Schmelzen der Asche unterblieb.

#### d) Abhitzkessel

Die Erfahrungen mit der Ausmauerung der Generatoren waren nach anfänglichen kleineren Überraschungen gut. Bei richtiger Ausmauerung und den gewählten Dimensionen der Apparate war der Verschleiss durch Staub bzw. der Angriff durch Schlacke nicht sehr

gross, so dass das Mauerwerk durchaus haltbar war. Die Hauptarbeit war eigentlich nur der Abhitzkessel. Wie schon erwähnt, wurden als Abhitzkessel Rauchrohrkessel gewählt. Bei dem Winkler-Verfahren der IG-Farben wurde ja als Abhitzkessel meistens, zumal bei grossen Leistungen, ein Wasserröhrkessel genommen. Der Rauchrohrkessel, den wir vorsahen, hat demgegenüber den Vorteil kleinen Platzbedarfs und geringer Anschaffungskosten. Bei beiden Kesselsystemen, bei dem Rauchrohrkessel sowohl als auch bei dem Winkler-Wasserröhrkessel, tritt ein Verschleiss der Röhre ein. Wie bekannt, hat der Winkler-Abhitzkessel sogar mit sehr starkem Verschleiss durch den schleifenden Staub zu kämpfen. Der Verschleiss trat auch bei unseren Kesseln ein, es konnte aber eine Abhilfe geschaffen werden durch Aufstecken von Hülzen aus einem hitzebeständigen Stahl in die Eintritte der Rauchrohre. Die Rauchrohre hatten Durchmesser von etwa 80 - 100 mm und Wandstärken von anfänglich 3 und später 5 mm. Die aufgesteckten Hülzen auf der Eintrittsseite verschafften uns lange Zeit hindurch Ruhe, und das Problem tauchte erst wieder erneut in den letzten Kriegsjahren auf, als es die Chromnickelstähle nicht mehr gab. Es wurden nun Hülzen aus keramischem Material probiert, die allerdings verhältnismässig empfindlich waren. Unseres Erachtens ist eine Schutzhülse aus Chromnickelblech oder einem entsprechenden Guss die beste Lösung, und in diesem Falle ist unseres Erachtens der Rauchrohrkessel dem Wasserröhrkessel vorzuziehen.

Ungünstig wirkte sich im Betrieb der Abhitzkessel auch aus, dass die Apparate mit grösseren Gasleistungen betrieben wurden als ursprünglich vorgesehen war, und dass die Kessel hierdurch immer überbeansprucht wurden. Weiterhin ist zu bemerken, dass bei den Kesseln von den Konstruktionsfirmen ziemlich lange Röhre gewählt wurden, und zwar bis zu 7,5 m. Diese Rohrlänge ist für den vorliegenden Betrieb zu gross, weil sich die Röhre bei den hohen Beanspruchungen aus den Böden herausziehen. Man muss die Röhre unter Umständen in mehrere Längen unterteilen, also z.B. zwei Kessel hintereinanderschalten, von denen der erste Kessel vielleicht 3 m und der zweite 4 - 5 m lange Röhre besitzt.

Unter Umständen wäre es auch vorteilhaft, stehende Abhitzkessel zu verwenden. Es fehlte aber hierfür seinerzeit eine geeignete technische Lösung. Es wurden zwar stehende Abhitzkessel selbst entworfen und wegen der zu kleinen Heizfläche der vorhandenen Kessel diesen nachgeschaltet, aber nur für niedrige Temperaturen verwendet.

#### e) Gaszusammensetzung

Das Verfahren I wurde ursprünglich so durchgeführt, dass das Luft-Dampf-Gemisch vor Eintritt in den Generator durch einen indirekt mit Generatorgas befeuerten Überhitzer vorgewärmt wurde. Später wurde der Einfachheit halber die Überhitzung ausgeschaltet, zumal es gelang, das Gas auch ohne die Überhitzung heizkräftig genug herzustellen. Ohne Überhitzung des Luft-Dampf-Gemisches wurde ein Schwachgas hergestellt von einem Heizwert von 1000-1100 WE. Meistens lag der Heizwert zwischen 1050 und 1100 WE. Auch Heizwerte über 1100 bis 1150 WE wurden erreicht. Mit Überhitzung der Luft lassen sich Heizwerte von 1200 - 1400° C erzielen, je nach der Höhe der Überhitzung. Dabei ist mit Überhitzungen gerechnet von etwa 200 - 400 und maximal 500° C. Die Gasanalyse schwankte etwas, je nachdem ob mit etwas mehr oder weniger Wasserdampf gefahren wurde. Der Stickstoffgehalt betrug meistens 51 - 53 %. Genaue Analysen können erst angegeben werden nach Einsicht der Unterlagen.

#### f) Kohlenstaub, Reststaub und Asche.

Der Kohlenstaub wurde bei Fremdbezug mit einer Feinheit verwendet, wie sie gewöhnlichem Brönnstaub entsprach. Oft war der Staub aber auch bedeutend feiner, vor allem dann, wenn er aus der Synthese-Gasanlage (Verfahren II) stammte. Es besteht aber der Eindruck, dass der Staub auch erheblich gröber sein konnte, ohne dass sich am Arbeitsgang etwas ändern würde. Der Aschgehalt im Staub war, wenn er von auswärts bezogen wurde, auf Trockenkohle gerechnet, 9 - 12% Asche, und --falls er aus der Synthese-Gasanlage stammte-- 16 - 18% Asche. Die Anlage konnte bezüglich

der Aufarbeitung des Staubes verschieden gefahren werden. Meistens wurde so gefahren, dass die Asche noch etwa 50% Verbrennliches enthielt. Es konnte aber auch ein bedeutend höherer Vergasungsgrad erreicht werden. So ist z.B. auch schon gefahren worden mit nur 30 - 40% Verbrennlichem in der Asche.

Normalerweise wurden etwa 70 - 75% des Heizwertes im Staub für die Gaserzeugung ausgenutzt. Dazu kam dann noch die weitere Ausnutzung des Staubes im Kesselhaus. Bei guter Staubabscheidung konnte man also auf diese Weise eine fast restlose Ausnutzung des Heizwertes der Kohle erreichen.

Die Asche selbst war vor allem in den letzten Jahren recht unangenehm. Die Asche-Schmelzpunkte nach Bunte-Baum lagen bei der in Lützkendorf verarbeiteten Kohle zunächst bezüglich des Beginns der Erweichung bei etwa 1300° C. Mit fortschreitendem Abbau der Kohlen ging der Erweichungspunkt immer weiter zurück. Die Schwierigkeiten setzten insbesondere ein in den Jahren 1940 und 1941. Es kam vor, dass die Kohle nach Bunte-Baum Erweichungspunkte hatte von nur 800 und 850° C. Meistens lag der Beginn der Erweichung bei 900 und höchstens 950° C. Die Kohle schwankte auch bezüglich der Höhe des Aschegehaltes und Zusammensetzung der Asche stark. Es kamen Aschegehalte vor auf Trockenkohle bezogen, die bis auf 8 und 8,5% heruntergingen, und es kam auch wieder vor, dass der Aschegehalt hochschnellte bis auf 15 und 16%.

An Basen war in erster Linie Calcium in der Asche enthalten, daneben in wechselnder Menge Silizium als Kieselsäure (Sandbeimischung) und Aluminium, also Ton. Auch geringe Mengen Alkalien waren enthalten. Meisten waren die Verhältnisse so, dass mit steigendem Sandgehalt der Schmelzpunkt rapide herunterging; Sand wirkte also als Flussmittel, weil grosse Mengen Erdalkalien und geringe Mengen Alkalien sowieso immer vorhanden waren. Es wurde im Generator oft geradezu ein gründlicher Glasfluss beobachtet, wenn die Sandbeimengungen sehr stark wurden.

Wegen des zunächst sehr hohen Schmelzpunktes der Asche wurde bei der Planung auf eine besondere Ascheaustragung der Generatoren

verzichtet, denn die Versuche hatten ergeben, dass in den Generatoren keine Asche liegenblieb, sondern die Vergasungsrückstände u. die Asche zusammen mit der nur anvergasteten Kohle im Gasstrom immer ausgetragen wurde. Entsprechend war auch das Bild in der ersten Betriebszeit, wo Rückstände in den Generatoren so gut wie gar nicht beobachtet wurden. Erst mit dem Einsetzen der Kohle mit niedrigerem Ascheschmelzpunkt begannen die Schwierigkeiten. Abhilfe wurde geschaffen, indem die Generatoren im Unterteil der Züge Klappen bekamen, aus welchen nach einer gewissen Betriebszeit die Asche ausgeräumt wurde. Das Ausräumen geschah, wenn die Kohle gut war, verhältnismässig selten, und wenn sie schlechter war, öfters. Bei schlechter Kohle wurde alle ein bis zwei Tage ausgeräumt, bei guter Kohle dauerte die Betriebszeit oft 1 Woche und länger. Das Ausräumen wurde dadurch erleichtert, dass die Generatoren, wie schon eingangs erwähnt, sich sehr schnell an und abstellen liessen. Der auszuräumende Generator wurde abgestellt, die Klappen aufgemacht, mit einer langen eisernen Stange die Asche herausgezogen, sodann die Türen wieder geschlossen und nach dieser kurzen Unterbrechung wieder angefahren. Meistens war die Asche so, dass sie sich leicht herausholen liess, nur selten kam es vor, dass grössere Stücke nur mit Mühe herausgezogen werden mussten.

Die Asche der in Lützkendorf verarbeiteten Kohle hatte auch noch eine andere unangenehme Eigenschaft. Ihr hoher Gehalt an Calcium sowie der hohe Gehalt an Schwefel in der Rohkohle führten offenbar beim Vergasen zu einer Bildung von Schwefelsulfit (CaS). Schwefelsulfit wurde jedenfalls am Eintritt des Gases in die Abhitzkessel in gewisser Menge immer festgestellt. Diesem Schwefelsulfit setzte sich mit der Kohlensäure des Gases und dem Wasser des Waschwassers zu Kalk um, entsprechend

$$\text{BaS} + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} = \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{S}.$$

Der gebildete Kalk fiel dann in den Wäschern aus und setzte sich an die Waschvorrichtungen an. Diese Erscheinung des Anwachsens von Schalen an den Waschvorrichtungen der Wäscher war bei

dem Arbeiten mit anderen Kohlen an anderen Orten bislang nicht beobachtet worden und konnte nur auf die besondere Art der Kette in der Lützkendorfer Kohle zurückgeführt werden. Durch besondere Ausbildung der Wäscher konnte man auch dieser Schwierigkeit Herr werden.

#### g) Betriebssicherheit

Das Fahren eines Generators mit Luft oder Sauerstoff und Wasserdampf als Vergasungsmittel und mit staubförmiger Kohle erfordert eine ganz andere Betriebsweise wie ein Schacht-Generator mit stückiger Kohle. Im Schacht-Generator (auch im Winkler) ist zumindest immer eine gewisse Brennstoffmenge vorhanden, so dass die eintretende Luft wenigstens verbrannt werden kann. Nur wenn der Generator einmal ganz kalt gehen sollte und die Luft nicht mehr verbrennt, bestände die Gefahr, dass Luft oder Sauerstoff in die Gasometer bzw. Gasleitungen und Apparaturen gelangt. Beim Staub-Generator wird aber im Gleichstrom gearbeitet, und der Staub strömt zusammen mit dem Gasstrom durch die Apparatur. Sowie also der Staubstrom einmal aufhört, gelangt sofort Luft in die Gasleitungen, und die Explosionsgefahr ist gegeben. Die Schwierigkeit erscheint noch dadurch grösser, weil ja Fuller-Pumpen die Neigung haben, beim Hängen des Staubes und bei Verstopfung ihre Leistung stark zu ändern und oft gänzlich zu versagen. In diesem Falle würde also jedes Mal die Gefahr einer Explosion für die Apparatur bestehen. Die geschilderten Schwierigkeiten sind bei dem Verfahren I gut gelöst worden, und zwar durch von einem Steuerstand ausgesteuerte automatische Schnellschlußschieber für Gaseintritt in das Netz und Gasaustritt ins Freie, verbunden mit einer dauernden Beobachtung einer bestimmten Kontrollflamme durch den Wärter. Auf diese Weise ist es bisher zu keinem einzigen Unfall gekommen.

#### h) Abwässer und Schlämme.

Wie aus der Beschreibung des Verfahrens hervorgeht, wird ja der Reststaub, der nach der Staubabscheidung noch in dem Zyklo-

enthalten ist, im Wäscher g durch ein umlaufendes heisses Schlammwasser ausgewaschen. Dieses Schlammwasser enthält etwa 70 - 100, oft auch bis 150 g/l feste Bestandteile. Um diese Schlammwasser aufzuarbeiten, war anfangs eine Zellenfilteranlage vorgesehen, die später aber anderen Zwecken zugeführt wurde. Infolgedessen wurden die Wasser in einen leeren Tagebau geleitet, wo sie sich klärten und das Wasser wieder zurückgepumpt werden konnte. Wo sich die Möglichkeit der Abstossung dieser Schlammwasser in der geschilderten Weise nicht ergibt, müssen sie wieder aufgearbeitet und die Restkohle im Schlammwasser zurückgenommen werden. Wie Versuche ergaben, sind Zellenfilter hierzu ohne weiteres geeignet aber es gibt auch andere, einfachere Möglichkeiten für die Schlammwasseraufbereitung (s. unten).

### 3.) Anwendungs- und Verbesserungsmöglichkeiten

Das Verfahren 1 hat sich in verhältnismässig kurzer Zeit zu einer brauchbaren Arbeitsweise entwickelt, um aus Staub junger Kohlen, vor allem Braunkohlen und Ligniten, auf billige Weise Generatorgas zu erzeugen. Es lassen sich mit dieser Apparatur aber auch andere reaktionsfähige Brennstoffe verarbeiten, wie z.B. Torfstaub und Torfmuß, Abfälle aus Industrie und Landwirtschaft, wie Sägespäne, Häcksel (kleingeschnittenes Stroh) usw. Das Verfahren kommt überall dort in Frage, wo derartige Brennstoffe zur Verfügung stehen und wo ein grosser Bedarf an Schwachgas besteht, z.B. für industrielle Öfen oder um Starkgas, also z.B. Koksofengas und ähnliche Gase für andere Zwecke freizumachen. Unter Umständen könnten auch Abfallöle vergast werden, vor allem dort, wo diese zur Verfügung stehen und andere Brennstoffe für Erzeugung von Gas nicht vorhanden sind.

Anstelle von Luft als Vergasungsmittel kann genau so gut Sauerstoff genommen werden. In diesem Falle würde ein Gas erzeugt werden ähnlich dem Wassergas, das im Winkler-Generator hergestellt wird.

Bei guter Staubabscheidung und Aufarbeitung des erzielten Rauchschlammes würde eine fast restlose Ausnutzung des Kessels stattfinden, denn auch die fühlbare Wärme in den abziehenden Gasen steht ja bei der Befuchtung nach 2) als erzeugter Dampf zur Verfügung, und der Reststaub aus der Staubabscheidung wird ja ebenfalls verwendet entweder für die Gaserzeugung oder für anderweitige Feuerung. Im allgemeinen hat sich herausgestellt, dass ein Staub mit 60% Asche und 40% Brennbarem in einer Kesselstaubfeuerung noch verwendbar ist. Es besteht also keine Schwierigkeit, den Abfallstaub nutzbar zu machen. Dabei sei dieses erinnert, dass auch der Reststaub aus dem Winkler-Generator der Kesselhäuser nutzbar gemacht wird. Dieser Staub hat ja eine ähnliche Zusammensetzung wie der aus dem beschriebenen Verfahren.

Bei Neuerrichtung von Anlagen nach dem Verfahren I wählt man die Form der Generatoren selbst, also des Feuerfesten Kessels ohne weiteres übernehmen. Besondere Vorsicht muss jedoch der Abhitzkesselfuge gewidmet werden. Die Abhitzkessel müssen so ausgelegt werden, dass sie dem Verschleiss nicht zu stark unterliegen, und dass sie nicht verstopfen. Ratsam wäre es, für die genannten Gasleistungen bei Rauchrohrkesseln zu bleiben, aber einen guten Schutz aus entsprechend legiertem Material an der Eintrittsseite der Rohre vorzusehen. Wenn die Asche einen sehr niedrigen Schmelzpunkt (unter  $900^{\circ}\text{C}$ ) hat, so dass die Gefahr von Ansätzen an der Eintrittsstelle der Kessel besteht, so muss für eine künstliche Temperaturverminderung vor Kesseleintritt gesorgt werden. Dies kann entweder geschehen durch Einspritzung einer kleinen Wassermenge, so dass die Temperatur am Eintritt des Kessels auf  $800 - 850^{\circ}\text{C}$  ermässigt wird, oder aber durch Durchführung einer kleinen Menge des erzeugten kalten Gases, dies kann durch die Rückführung von etwa 10% des Gases mittels eines kleinen Ventilators.

Auch die Staubabscheidung muss möglichst sorgfältig vorgenommen werden, um den grössten Teil des Reststaubes aus den Gasen an dem Abhitzkessel auf trockene Weise herauszuholen. Für diesen

Zweck sind aber genügend mechanische Abscheidesysteme entwickelt worden, so dass eine Schwierigkeit in diesem Punkte nicht besteht.

Bei Neuprojektierung von Anlagen muss auch festgestellt werden, welche Eigenschaften die Asche im feuchten Zustande entwickelt. Eine Asche, die in erster Linie aus Sand ( $SiO_2$ ) oder aus Tonerde ( $Al_2O_3$ ) oder aus Eisen ( $Fe_2O_3$  bzw.  $Fe_3O_4$ ) oder deren Mischungen besteht, wird sich bei der nassen Staubabtrennung nicht gefährlich erweisen. Grössere Calciummengen erfordern jedoch, wie der Fall Lützkendorf zeigt, Vorsicht, zumal bei hohen Schwefelgehalten in der Asche. Aber auch in diesem Falle lässt sich die Aufgabelösen. Bei ganz schwierigen Aschen, die aber sehr selten sind, bestände schliesslich immer noch die Möglichkeit, eine elektrische Staubabscheidung nach dem System Lurgi-Gortrell vorzusehen.

Der apparative Aufbau nach Figur 1 und 2 hat sich herausgebildet nach den in Lützkendorf vorliegenden Verhältnissen. Es lässt sich jedoch manche Abänderung vorsehen, wenn die Voraussetzungen anders liegen, zumal, wenn der Aschegehalt ein anderer ist. Überhaupt spielt der Aschegehalt in der eingesetzten Kohle eine sehr grosse Rolle, da ja die Asche mit dem Staub herausgetragen werden muss, ein allzu hoher Aschengehalt nicht immer gefahren werden kann (über 60 - 70%) und ein zu tiefer Aschengehalt eine zu schlechte Ausnutzung der Kohle ergibt.

Wenn im eingesetzten Staub  $a_1\%$ , und im Reststaub  $a_2\%$  Asche enthalten sind, so ist ja auf 1 kg eingesetzten Staubes bezogen die Reststaubmenge =  $a_1/a_2$  kg.

Die nachstehende Tabelle zeigt nun, wie gross die Reststaubmenge, gerechnet auf 1 kg Einsatzstaub sich stellt bei wechselnder Anfangsgehalt der Asche, und zwar bei 5, 7,5, 10, 12,5, 15 und 17,5% Asche im Anfangsstaub und bei Aschengehalten im Reststaub von 40, 45, 50, 55, 60, 65, 70 und 75%. Es ist daraus ersichtlich, dass bei kleinem Anfangsgehalt der Asche, also z.B. bei 5 - 7,5% der Asche und bei Aschengehalten im Reststaub von 50 und 55% nur noch etwa 10% des Staubes vorhanden sind.

-14-

Tabelle 1 (Reststaub in % des Frischstaubes)

| $a_2$ = Asche<br>im Reststaub | $a_1$ = Aschegehalt in % im Frischstaub |      |      |      |      |      |
|-------------------------------|---|------|------|------|------|------|
|                               | 5                                       | 7,5  | 10   | 12,5 | 15   | 17,5 |
| 40                            | 12,5                                    | 18,7 | 25,0 | 31,2 | 37,5 | 43,4 |
| 45                            | 11,1                                    | 16,7 | 22,2 | 28,8 | 33,4 | 38,9 |
| 50                            | 10,0                                    | 15,0 | 20,0 | 25,0 | 30,0 | 35,0 |
| 55                            | 9,1                                     | 13,6 | 18,1 | 22,8 | 27,2 | 31,8 |
| 60                            | 8,3                                     | 12,5 | 16,7 | 20,8 | 25,0 | 29,2 |
| 65                            | 7,7                                     | 11,5 | 15,4 | 19,1 | 23,0 | 26,9 |
| 70                            | 7,2                                     | 10,7 | 14,3 | 17,8 | 21,4 | 24,9 |
| 75                            | 6,7                                     | 10,0 | 13,3 | 16,6 | 20,0 | 23,2 |

Noch stärker geht der im Reststaub enthaltene Heizwert zurück. Nimmt man an, dass auf Wasser und aschefreie Kohle bezogen, der Heizwert in der Frischkohle 6600 WE beträgt und der entsprechende Heizwert der Restkohle 8000 WE, so ist der Heizwert in der Restkohle in % des Heizwertes in der Frischkohle gleich

$$100 \cdot \frac{8000}{6600} \cdot \frac{a_1}{a_2} \cdot \frac{100 - a_2}{100 - a_1}$$

Nach dieser Formel wurde die Tabelle 2 errechnet.

Tabelle 2 (Heizwert des Reststaubes in % des Heizwertes im Frischstaub)

| $a_2$ | $a_1$ |      |      |      |      |      |
|-------|-------|------|------|------|------|------|
|       | 5     | 7,5  | 10   | 12,5 | 15   | 17,5 |
| 40    | 9,5   | 14,6 | 20,1 | 25,5 | 32,0 | 38,0 |
| 45    | 7,8   | 12,1 | 16,4 | 21,7 | 26,1 | 31,4 |
| 50    | 6,4   | 9,8  | 13,4 | 17,3 | 21,3 | 25,6 |
| 55    | 5,2   | 8,0  | 10,9 | 14,0 | 17,4 | 20,9 |
| 60    | 4,2   | 6,5  | 9,0  | 11,5 | 14,3 | 15,3 |
| 65    | 3,5   | 5,5  | 7,4  | 9,3  | 11,4 | 13,8 |
| 70    | 2,8   | 4,2  | 5,7  | 7,4  | 9,2  | 11,0 |
| 75    | 2,1   | 3,3  | 4,5  | 5,8  | 7,1  | 8,5  |

Die Entaschungsfrage, die bei allen Generatorsystemen entscheidende Bedeutung besitzt, spielt die gleiche wichtige Rolle auch bei den Staubvergasungsverfahren. Grundsätzlich sind zwei verschiedene Wege möglich:

- 1.) Die Abscheidung der Asche in flüssiger Form.
- 2.) Die Abscheidung der Asche in fester Form.

Die flüssige Abscheidung der Asche würde einen fast vollständigen Ausbrand der Kohle bedingen. Dies ist bei einer Kohlenstaubvergasung, die ja immer im Gleichstrom arbeiten muss, nur auf zwei Wegen möglich:

- a) einstufige Arbeitsweise bei Einhaltung solcher Arbeitsbedingungen, dass die Asche in einem Arbeitsgang sogleich flüssig anfällt,
- b) zweistufige Arbeitsweise, wobei in der ersten Stufe die Hauptvergasung stattfindet bei solchen Bedingungen, dass der Kohlenstaub am Ende des ersten Vorganges noch nicht vollständig vergast ist und eine Erweichung der Asche noch nicht stattgefunden hat, und erst nach Abtrennung dieser Rückstände diese in einem zweiten Arbeitsgang bei geänderten Bedingungen zu Ende vergast werden bei gleichzeitiger Verflüssigung der Asche.

Zur Kritik der Möglichkeiten 1a und 1b kann folgendes angeführt werden:

1a) erfordert die Anwendung hoher und oft sehr hoher Temperaturen, ergibt damit einen grossen nicht erwünschten Wärmeinhalt der austretenden Gase und bringt alle Schwierigkeiten mit sich, die eine Verflüssigung der Asche im Gefolge hat, wie Angriffe des Steinmaterials, Zuwachsen gewisser Teile mit Schlacke und dadurch hervorgerufene Betriebsunfälle usw.

Der Fall 1b) verlegt die Schlackenschwierigkeiten in einen partiellen nachgeschalteten Teil der Hauptanlage, so dass der Hauptteil der Gaserzeugung von diesen Schwierigkeiten verschont bleibt, bringt aber eine nicht angenehme Komplikation in das sonst so einfache Verfahren hinein.

Aus obigen Gründen wurde das Verfahren I in Lützkendorf nach der zweiten grundsätzlichen Möglichkeit entwickelt, nämlich mit fester Abscheidung der Asche. Durch diese Forderung trifft man aber eine bestimmte Festsetzung über die Betriebsbedingungen zumal bei Asche mit nicht sehr hohen Schmelzpunkten. Es muss daher die Temperatur so eingestellt werden, dass ein Schmelzen der Asche nicht stattfindet. Weiterhin hat das Arbeiten im Gleichstrom bei der Staubvergasung zur Folge, dass im Gegensatz zu den Verfahren, die mit stückigen Brennstoffen im Gegenstrom arbeiten, zwischen Gas und Kohleteilchen nur eine geringe Relativgeschwindigkeit herrscht, und dass ferner am Ende des Vergangsvorganges, wenn es darauf ankommt, einen guten Ausbrand zu erzielen, bereits eine starke Annäherung an das thermodynamische Gleichgewicht und damit eine starke Verringerung der Reaktionsgeschwindigkeit stattgefunden hat. Demgegenüber ist ja gerade beim Arbeiten im Gegenstrom, also dem Schacht-Verfahren, der Abstand des thermodynamischen Gleichgewichts in dem Teile des Generators, der die aschereichsten Kohlen führt, am grössten, so dass auch hier die Reaktionsgeschwindigkeit bedeutend ist und leicht ein guter Ausgangsgrad erreicht werden kann. Mit anderen Worten: ein guter Ausbrand ist bei der Staubvergasung viel schwerer zu erreichen als bei dem Schacht-Verfahren.

Bei der Staubvergasung kann ein besserer Ausbrand in erster Linie erreicht werden durch Anwendung höherer Betriebstemperaturen. Dies bringt aber grössere Abgasverluste mit sich, und vor allen Dingen treten wiederum Schlackenschwierigkeiten auf. Eine Vergrösserung der Staubdichte, z.B. durch Umwälzung des Staubes in der Apparatur würde ebenfalls einen besseren Ausbrand bringen. Entsprechende Versuche sind bereits in Lützkendorf gemacht worden und hatten guten Erfolg, so dass für Neuanlagen bereits geplant war, auf einfache und betriebssichere Weise eine grössere Staubdichte und damit einen besseren Ausbrand zu erreichen.

Um den oben skizzierten Schwierigkeiten aus dem Wege zu gehen, arbeitet das Verfahren I bewusst ohne Erweichung der Asche bei gleichzeitiger Zulassung eines gewissen Anteils an Brennbarem im Reststaub. Der Reststaub könnte bei sehr billigen Brennstoff oder nicht zu grossen Anlagen bzw. bei guter Möglichkeit der Ascheabfuhr in Verlust gegeben werden, zumals bei geringem Aschengehalt im Frischstaub. Tabelle 2 zeigt ja, dass bis 8% Asche im Frischstaub und 50% Brennbarem im Reststaub bis 90% des Heizwertes in der Vergasung umgesetzt werden. Bei 60% Asche im Reststaub zeigt es sich, dass 90% Umsetzung noch erreicht werden mit 11% Asche im trockenen Frischstaub, und ein Ausbrand auf 70% lässt bei der gleichen Ausnutzung der Kohle noch bis 16% Asche im Frischstaub zu. Bei Brennstoffen mit Aschengehalten von ca. 5% und weniger lohnt sich bei 60%iger Asche eine Ausnutzung des Reststaubes kaum noch. Andererseits kann aber ein Reststaub mit 60% Asche in jeder Feuerung noch gut verbrannt werden, und zwar auch ohne Zusatz von Frischstaub.

In obigem Zusammenhang ist ein weiterer Umstand beachtenswert. Wenn nämlich die Kohlen einen sehr niedrigen Aschenschmelzpunkt haben, so kann man die Erweichung und die Schlackenbildung im Generator dadurch verhindern oder verringern, dass der Ausbrand heruntersetzt wird, weil ja in diesem Falle das Kohlengerüst nicht so weitgehend abgebaut wird und der immer noch vorhandene Kohlenstoff isolierend zwischen den Ascheteilchen wirkt. Bei der starken Verschlechterung der Ascheeigenschaften in Lützkendorf wurde daher bewusst mit nur einem Ausbrand von rund 50% gefahren und bei sehr schlechter Kohle vorübergehend auf 45 und 40% zurückgegangen.

Bei Gewinnung des Reststaubes kann es zweckmässig sein, ihn innerhalb des Verfahrens zu verwenden, man könnte z.B., falls man sehr heizkräftiges Gas erzeugen wollte, die Luftvorwärmer mit dem Reststaub feuern.

Eine weitere Möglichkeit besteht darin, die Abhitzeausnutzung nicht durch einen Dampfkessel vorzunehmen, sondern durch Trocknung der Rohkohle, falls man nicht vom fertigen Staub ausgehen sollte, sondern von verhältnismässig wasserreicher Rohkohle. In diesem Falle könnte eine ähnliche Kombination getroffen werden, wie bei den Synthesegasanlagen (siehe weiter unten).

Wie bereits weiter oben erwähnt, können die Schlammwasser aus dem Wäscher dort, wo sie nicht abgestossen werden können, mittels Zellenfilter auf leichte Weise aufgearbeitet werden. Eine andere bedeutend einfachere Aufarbeitung bestände darin, sie in einem Gefäss nur auf eine grössere Konzentration (ca. 300 - 350 g/l Feststoffe) anzudicken und diesen Dickschlamm in den Gasstrom vor dem Abhitzkessel einzuspritzen. Entsprechende Versuche waren bereits im Gange, sind jedoch durch die Ausserbetriebsetzung der Anlage unterbrochen worden.

Wie eingangserwähnt, ist das Verfahren I in erster Linie für den Betrieb mit jüngeren reaktionsfähigen Kohlen gedacht. Es bestehen aber gewisse Aussichten, es zu erweitern auf Kohlen von Steinkohlen-Charakter. In diesem Falle müssten jedoch verschiedene Betriebsbedingungen erheblich geändert werden. Entsprechende Überlegungen haben schon stattgefunden.

Zusammenfassung

Das Vergasungsverfahren I, also die Erzeugung von Schwachgas und Wassergas aus Luft bzw. Sauerstoff und Wasserdampf mit Kohlenstaub ist bereits so entwickelt worden, dass es den verschiedensten Zwecken, örtlichen Bedingungen und Eigenschaften der Kohle angepasst werden kann. Das Verfahren empfiehlt sich wegen seiner Einfachheit und Betriebssicherheit sowie der geringen Betriebskosten.

Einige Ausführungsmöglichkeiten sind folgende:

- a. Normale Ausführung: Generator, Abhitzkessel, Staubabscheidung, Wäscher

Vergasungsmittel: Luft und Wasserdampf

- 2. Kleinanlage oder geringer Aschengehalt: Wie unter 1., jedoch ohne Staubabscheidung.

- 3. Anlage für höheren Heizwert: wie 1. und 2., aber mit Vorwärmer
- 4. Erzeugung von Wassergas oder Synthesegas: Ausführung 1-3, jedoch mit Sauerstoff statt Luft
- 5. Einsatz von Rohkohle: Ersatz des Abhitzkessels durch eine Trocken- und Zerkleinerungsvorrichtung für Rohkohle.

Verfahren II

Das zweite in Lützkendorf entwickelte, mit Kohlenstaub arbeitende Vergasungsverfahren erzeugte die benötigte Reaktionswärme mittels hochoverhitzter Umwälzgase. Dieses Verfahren kam auf die Einführung von Sauerstoff oder sauerstoffhaltiger Gase ganz verzichten. Es wurde allerdings in den letzten Jahren zusätzlich Sauerstoff in die Vergaser zugegeben, um damit eine Leistungserhöhung zu erreichen.

1.) Beschreibung der Anlage

Die Gesamtanlage zerfällt grundsätzlich in folgende Hauptteile:

- a) die Regeneratorenanlage zur Erhitzung des Umwälzgases,
- b) die eigentlichen Generatoren für die Kohlenstaubvergasung,
- c) die Ausnutzung der Abwärme zur Trocknung und Zerkleinerung der Rohkohle,
- d) die Staubabscheidaapparatur,
- e) die Gas-Wasch-Apparatur.

Jede der vier Synthesegaseinheiten besaß zwei mit Steinen ausgesetzte Regeneratoren  $a_1$  und  $a_2$  (Fig. 3a und 3b, die die Anlage in zwei verschiedenen Schnitten zeigen), die abwechselnd geheizt und durch das durchströmende Umwälzgas wieder abgekühlt wurden. Das kalte Umwälzgas, das bereits auf den richtigen Feuchtigkeitsgehalt eingestellt worden war, trat über die Rohrleitung  $b$  und zwei Schieber  $c_1$  und  $c_2$  abwechselnd in die Regeneratoren ein, durchströmte sie, indem es sich erhitze und gelangte durch zwei Verbindungskanäle  $d_1$  und  $d_2$  abwechselnd in den ersten Vergaser  $e_1$ . Dabei wurde der hochoverhitzte Umwälzgasstrom durch eine im Oberteil des Vergasers eingebaute Zwischenkuppel  $f$  mit darin enthaltenen Löchern so gerichtet, dass das Gas in einzelnen parallelen Stromfäden in den eigentlichen Vergasungsraum eintrat. Der Kohlenstaub gelangte durch eine Leitung  $g$  zentral eingeführt, ebenfalls in den Oberteil von  $e_1$  und wurde von dem hochoverhitzten Umwälzgas umgesetzt. Die Heizung der Regeneratoren geschah mittels Brenner  $h$ ,

die zu je 6 Stück in der Kuppel jedes Regenerators untergebracht waren. Beschickt wurde jeder der Brenner mit Generatorgas und vorgewärmter Luft durch die Leitungen  $h_g$  und  $h_e$ . Die Luftvorwärmung geschah durch einen mit Gas gefeuerten Überhitzer. Dabei war die Lufttemperatur 200 - 300 °C. Es konnte aber auch mit kalter Luft gefahren werden, wenn der Heizwert des Generatorgases durch Zumischung von Syntheserestgas etwas höher gehalten wurde. Beim Heizen traten die abgekühlten Rauchgase durch die Schieber  $k_1$  und  $k_2$  in den Kamin ein. Eine Absperrung des heißen Teils des Generators vom Vergaser war nicht vorgesehen, sondern es geschah die Absperrung durch eine besondere Ausbildung der Verbindungskanäle  $d_1$  und  $d_2$ . Die Verbindungskanäle  $d_1$  und  $d_2$  waren nämlich düsenartig eingezogen, und die Druckdifferenz zwischen heizendem Regenerator und Vergaserkuppel wurde durch eine mittels eines automatischen Reglers gesteuerte Klappe möglichst auf  $\frac{1}{2}$  0 mm Wassersäule gehalten. Es konnte auch in die Verbindungskanäle  $d_1$  und  $d_2$  Sperrdampf gegeben werden. In diesem Falle wurde der automatisch regulierte Druck so eingestellt, dass ein kleiner Überdruck von Regenerator zum Vergaser von 1-2 mm Wassersäule aufrecht erhalten blieb, der einen Teil des eingespritzten Sperrdampfes in den Vergaser streichen liess. Auf diese Weise wurde vermieden, dass Rauchgas in den Vergaser kam und damit das Synthesegas zuviel Stickstoff enthielt. Die Druckregulierung zur Einstellung des Stickstoffgehaltes geschah durch eine automatisch regulierte Klappe  $l_1$  im Kamin  $l_2$ . Beim Heizen eines Regenerators, z.B. des Regenerators  $a_2$  waren also  $c_2$  geschlossen und  $k_2$  geöffnet. Ferner waren geöffnet die Absperrschieber  $n_2$  und  $m_2$  für Luft und Gas für die Gasbrenner von  $a_2$ . Beim vorderen Regenerator ( $a_1$ ) jedoch, der auf Gasen stand, waren  $k_1$ ,  $m_1$  und  $n_1$  geschlossen, hingegen  $c_1$  geöffnet, so dass das vom Gebläse kommende Umwälzgas von unten in den Regenerator eintretend sich erwärmte und hochoverhitzt in den Kanal  $d_1$  und in den Vergaser  $e_1$  eintreten konnte. Nach etwa 10 - 20 Minuten, meistens waren es 12 - 15 Minuten, wurde automatisch umgeschaltet, nachdem

zuvor durch einen automatisch ausgelösten Spüldampfstoß die Regeneratoren von den darin befindlichen Gasen freigeblasen worden waren.

Die bei  $c$  in den Vergaser  $e_1$  eintretende Kohlenstaubwolke wurde von dem durch die Löcher der Zwischenkuppel austretenden Umwälzgasstrom vergast, und das Gemisch aus Staub und Gas strömte nach unten und durch einen Zwischenkanal  $p$  in den zweiten Vergaser  $e_2$  ein. Dieser bestand wiederum aus zwei Zügen, so daß der Gasstrom erst hochströmte und dann wieder abwärts floß. Bei  $r_1$  waren im ersten Vergaser Sauerstoffdüsen angebracht, durch die hindurch man zur Unterstützung des Vergasungsvorganges Sauerstoff einblasen konnte. Ebenfalls waren im Vergaser  $e_2$  bei  $r_2$  noch Sauerstoffdüsen vorgesehen.

Das Gemisch aus Umwälzgas und anvergastem Kohlenstaub trat nun bei  $q$  aus dem zweiten Vergaser  $e_2$  aus und in die Trockenvorrichtung ein. Diese bestand in Lützkendorf aus einer Einrichtung ähnlich wie eine Rema-Rosin-Trocknung, nämlich aus einem vertikalen Trockenrohr  $s$ , in welchem der heiße Strom aus Gas und Reststaub nach oben gerichtet war. Der erste Teil des Trockenrohres war feuerfest ausgekleidet. In dieses Trockenrohr gelangte nun die Rohkohle, die durch ein Transportband  $t_1$  in einen Rohkohlenbunker  $t_2$  abgeworfen wurde. Diese Rohkohle war durch eine Brechanlage bereits vorgebrochen, und zwar so, daß die größten Stücke etwa 6 - 7 mm  $\phi$  hatten. Ein Redler  $t_3$  (eine Art Transport-Kratzband) schleust die Kohle bei  $t_4$  in das Trockenrohr ein. Durch das Einbringen der schon vorzerkleinerten Kohle in die etwa 800° C heißen Gase des Trockenrohres geschah schon an und für sich eine Zerkleinerung, indem die rasch trocknende Kohle in Schalen von den einzelnen größeren oder kleineren Stücken absprang. Auch der mechanische Abrieb bei der großen Geschwindigkeit, die im Trockenrohr herrschte, trug zur Zerkleinerung bei. Das Gemisch aus vorge-trockneter Kohle, Staub und Gas, das sich auf ungefähr 150 - 250° C je nach den gewollten Bedingungen im Trockenrohr abgekühlt hatte, gelangte nun in eine Umlenkhaube  $u$ , die zugleich als Sichtung arbeitete, derart, daß der feine Staub mit dem Gasstrom weiterge-

- 23 -

tragen würde, während das gröbere Korn und die Griesse, die ja meistens noch nicht zu Ende getrocknet waren, über eine Schlägermühle  $v_1$  bei  $v_2$  in das Trockenrohr zurückgeführt wurden. Die noch nicht trockenen Griesse machten dann die Aufwärtsbewegung im heißen Gasstrom nochmals wieder mit, trockneten weiter, wurden wieder in  $u$  gesichtet, wobei ein gewisser Anteil wieder als trockener Staub anfiel, und das Grobe lief wieder in das Trockenrohr zurück usw.

Aus der Sichtvorrichtung  $u$  gelangten die nunmehr mit Kohlenstaub beladenen Gase in die Staubabscheidung  $w_1$ . Der Staub fiel von hier aus in einen Staubbunker  $w_2$ , während die entstaubten Gase durch die Rohrleitung  $w_3$  in die Waschvorrichtung eintraten. Der in  $w_2$  gesammelte Kohlenstaub wurde nunmehr durch eine Fuller-Pumpe  $w_4$  durch die Rohrleitung  $w_5$  in den Vergaser  $e_1$  gepumpt, während ein anderer Teil des Kohlenstaubes von einer anderen Fullerpumpe durch die Leitung  $w_6$  in einen Bunker gepumpt wurde, um von dort entweder in die Schwachgasanlagen zu gelangen oder zum Kesselhaus geschickt zu werden.

Die durch die Rohrleitung  $w_3$  in den Wäscher  $x$  eintretenden Gase wurden im Wäscher zunächst durch eine umlaufende Schlammberieselung weiter entstaubt und zum Schluß durch über Gradierwerke zirkulierendes Kühlwasser abgekühlt. Die abgekühlten Gase gelangten dann, nachdem das produzierte Gas abgenommen war, wieder durch die Rohrleitung  $b$  zurück in die Regeneratoren.

Es wurde in Lützkendorf nach zwei verschiedenen Arbeitsweisen bezüglich der Wasserdampfeinstellung im Umwälzgas und der Gebläseanordnung gefahren:

Die erste, ältere Arbeitsweise geschah so, daß für das Gas, das erneut umgewälzt wurde, ein Gebläse vorhanden war und ein zweites für das Gas, das als produziert aus der Apparatur entnommen wurde. Dementsprechend waren zwei Wäscher vorhanden und auch etwas verschieden ausgebildet. Der Wäscher für das Umwälzgas besaß im unteren Teil eine Schlammberieselung zur Staubentfernung und im oberen Teil eine Berieselung mit einer ständig umlaufenden Wassermenge, die durch Zusatz von kleineren aber

aber einstellbaren Kühlwassermengen auf einer bestimmten Temperatur gehalten wurde. Auf diese Weise wurde der Feuchtigkeitsgehalt des Umwälzgases so eingestellt, daß das Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenoxyd im fertigen Synthesegas gleich 2 : 1 war. Der Wäscher, der nur vom produzierten Synthesegas durchflossen wurde, besaß im unteren Teil in der gleichen Weise wie der andere Wäscher auch eine Schlammstufe für die Staubentfernung und darüber geschaltet nur eine Graafierwerkswasserstufe zur Berieselung mit kaltem Wasser, damit das produzierte Gas auf die Tagetemperatur abgekühlt wurde.

Später wurden zwei Anlagen umgebaut für den Betrieb mit nur einem einzigen Gebläse (siehe Figur 3<sub>b</sub>). Das Gas wurde nach dem Wäscher x abgesaugt durch das Gebläse y, und nun auf der Druckseite des Gebläses der Gasstrom geteilt, indem ein Teil des vollständig abgekühlten Gases bei  $z_1$  in das Rohrnetz und die nachfolgende Apparatur gedrückt wurde, während der andere Teil durch einen Befeuchter  $z_2$  mittels heißen Schlammwassers aus dem Wäscher x auf die für die Gaszusammensetzung richtige Temperatur eingestellt wurde.

Die produzierte Gasmenge wurde auf folgende Weise entnommen. Im Falle der Figur 3b wurde eine automatisch regulierte Klappe  $z_3$  so vom Druck im Trockenrohr an der Stelle  $t_4$ , dem Kohleneintritt, gesteuert, daß dort der Überdruck des Gases  $\pm 0$  war. Der Druck wurde bei  $t_4$  genommen, um einmal an der Kohleneintrittsstelle Gasverluste zu vermeiden und um andererseits zu verhüten, daß Luft bei Unterdruck nachgesaugt wurde. Im Falle der zuerst genannten Wäscher- und Gebläseanordnung war die automatische Drosselregulierung am Austritt des entsprechenden Wäschers in der Saugleitung des Produktionsgebläses.

## 2.) Im Betrieb gesammelte Erfahrungen

### a) Temperaturen

Wie aus dem Gang der Beschreibung ersichtlich, wird die gesamte Reaktionswärme für die endotherme Reaktion  $C + H_2O = CO + H_2$  aufgebracht durch die Abkühlung des Umwälzgases in den

Generatoren, und zwar von der Temperatur, die in den Verbindungskanälen  $d_1$  bzw.  $d_2$  jeweils herrschte, bis herab zu der Temperatur am Austritt  $q$  aus Vergaser  $e_2$ . Es mußte also erreicht werden, diese Temperaturspanne möglichst groß zu machen. Da die Gase mit etwa  $800 - 850^\circ \text{C}$ , oft auch bis  $870^\circ \text{C}$  bei  $q$  austraten, so mußte versucht werden, die Eintrittstemperatur bei  $d_1$  bzw.  $d_2$  möglichst hoch zu halten. Aus diesem Grunde wurden die Regeneratoren und die Mauerwerksteile, die sich hoch erhitzen, mit möglichst guten Steinen ausgemauert. In der ersten Zeit, als Verdunklungsvorschriften noch nicht bestanden, wurde so gefahren, daß die Temperaturen in den Verbindungskanälen immer über  $1400^\circ \text{C}$  waren, oft auch bis auf  $1450^\circ \text{C}$  und darüber kamen. Dieses erforderte, daß die Regeneratoren beim Heizen wenigstens auf  $1500^\circ \text{C}$  erhitzt wurden. Diese Temperatur wurde fortlaufend gemessen mit optischen Pyrometern (Heißlichtvergleich mit geheiztem Platindraht von bekannter Temperatur). Die Brenner besaßen nämlich Schaulöcher, durch die hindurch man eine gute Kontrolle der Kuppeltemperatur vornehmen konnte. Meistens wurden die Kuppeltemperaturen auf  $1500^\circ \text{C}$  gehalten und hierbei stellte sich die Temperatur in  $d_1$  und  $d_2$  auf etwa  $1440 - 1450^\circ \text{C}$  ein. Es wurde versuchsweise aber auch mit höheren Temperaturen bis  $1550^\circ \text{C}$  an den Brennern der Regeneratorenkuppeln gefahren.

Die Temperatur des Umwälgases ging nach dem Vermischen mit dem Staub sofort stark herunter auf etwa  $1150 - 1200^\circ \text{C}$ , erreichte in der Verbindung  $p$  zwischen  $e_1$  und  $e_2$  etwa  $950 - 1000^\circ \text{C}$ . Letzteres vor allem bei zusätzlichem Einblasen von Sauerstoff. In diesem Falle stieg die Austrittstemperatur bei größeren Sauerstoffmengen u.U. noch höher an.

Die Rauchgastemperaturen beim Heizen fielen von etwa  $1500^\circ \text{C}$  herunter bis auf  $300 - 400$  am Austritt  $k_1$  bzw.  $k_2$ , und oft, wenn die Regeneratoren überlastet wurden, auf  $450^\circ \text{C}$  im Mittel.

Im Tockenrohr sank die Temperatur nach dem Kohleneintritt sofort sehr rasch und erreichte nach der Umlenkhaube u Beträge von etwa  $200^\circ \text{C}$ . Im Wäscher sank die Temperatur dann herab auf

etwa  $85^{\circ}\text{C}$  im Schlammteil und weiter in dem nachgeschalteten Teil, der mit Gradierwerkwasser berieselt wurde auf  $30 - 35^{\circ}\text{C}$ .

Die Regeneratoren wurden, wie schon erwähnt, mit Schwachgas beheizt, das aus den Anlagen nach Verfahren I stammte. Um die hohen Verbrennungstemperaturen zu erreichen, wurde die Luft schwach vorgewärmt auf ungefähr  $200 - 300^{\circ}\text{C}$ , meistens auf etwa  $200^{\circ}\text{C}$ , und außerdem wurde ein Teil des Syntheserestgases dem Generatorgas hinzugesetzt. Dadurch stieg der Heizwert des in den Regeneratoren verbrannten Gases auf etwa  $1200 - 1250\text{ kWh}$  an.

#### b) Leistung

Die Anlagen waren gebaut für eine stündliche Erzeugung von  $20\ 000\ \text{m}^3$  Synthesegas. Bei genügender Erhitzung der Regeneratoren und entsprechender Umwälzgasmengen wurde diese Leistung auch erreicht. Es wurden darüber hinaus bei Versuchen Spitzenleistungen bis zu  $23\ 000\ \text{m}^3$  erzielt. Die Einführung der Verdunklung brachte für die im Freien stehenden Anlagen größere Schwierigkeiten bezüglich der Aufsicht des verhältnismäßig wenig zuverlässigen Personals mit sich. Aus diesem Grunde wurden die Temperaturen des Umwälzgases um gut  $100^{\circ}\text{C}$  herabgesetzt, was einen erheblichen Leistungsausfall zur Folge hatte. Es konnten nunmehr nur etwa  $15\ 000\ \text{Nm}^3/\text{h}$  Gas erzeugt werden. Bei dieser Erzeugung wurde eine Umwälzgasmenge von etwa  $40\ 000$  bis maximal  $50\ 000\ \text{Nm}^3$  zu Grunde gelegt.

Der Zusatz von Sauerstoff, der wie erwähnt, vorgenommen wurde, um den Leistungsausfall durch die Temperaturerniedrigung nicht nur wieder gut zu machen, sondern darüber hinaus die Leistung auf  $30\ 000\ \text{Nm}^3/\text{h}$  zu steigern, erhöhte die Temperaturen im Generator, vor allem die Austrittstemperatur bei q, so daß hier bei größerem Sauerstoffzusatz sogar Temperaturen von  $900 - 950^{\circ}\text{C}$  auftraten.

### c) Haltbarkeit des Mauerwerks

Da bislang Erfahrungen mit großen Regeneratoren, die mit derartig hohen Temperaturen betrieben wurden, nicht vorlagen und man sich über die zweckmäßigste Art der Mauerwerkskonstruktion und des Mauerwerkmaterials im Unklaren war, so wurden die Regeneratoren an mehrere Firmen vergeben, die im Zusammenarbeiten mit uns verschiedene Materialien für die heißen Teile verwendeten. Es wurden ausprobiert einmal Silimanitsteine und zweitens Silikasteine.

Es wurde im Anfang bei der Konstruktion der Kuppeln zu den Regeneratoren ein grundsätzlicher Fehler gemacht, indem die Steine für die großen Kuppeldurchmesser mit zu geringer Stärke (200 mm) gewählt wurden. Bei kleineren Verschiebungen in der Ausmauerung, also Abbröckeln oder Weichwerden der Kanten oder sonstwie Schwund der Steine, fielen diese aus dem Kuppelverband, meistens im Scheitel heraus, und die Kuppel wurde zerstört, obwohl das Steinmaterial an und für sich noch ausgezeichnet war. Es handelte sich also um einen rein konstruktiven Fehler. Die Abhilfe wurde auf zweierlei Weise geschaffen, einmal, indem die Kuppelsteine später mit größerer Stärke verwendet wurden, nämlich 350 mm statt 200 mm und indem die Kuppel bei einer Neuausmauerung keine kreisrunde, sondern eine eiförmige Form bekam, so daß also die Krümmungen an den kritischen Stellen im Scheitel größer und das Herausfallen der Steine damit erschwert wurde. Es zeigte sich aber, daß bereits die Wahl stärkerer Steine die Schwierigkeit behoben hatte, wieweil die eiförmige Form darüber hinaus eine weitere Verbesserung ergab.

Im Verlauf des Betriebes stellte es sich weiter heraus, daß die Silimanitsteine den Anforderungen des Betriebes weniger gewachsen waren als die Silikasteine. Silimanit hielt zwar kurzzeitig eine verhältnismäßig hohe Spitztemperatur aus, erweichte bei langer Beanspruchung mit hohen Temperaturen jedoch langsam, so daß an den Kanten der Steine Deformationen auftraten und die Steine aus den Kuppeln herausfielen und die schon erwähnten Zerstörungen begannen. Der geschilderte Übelstand wurde dadurch

vergrößert, als sich die Qualität des Silimanits, einem importierten Material, allmählich durch Wiederverwendung des alten Silimanits durch die Steinfirmer immer mehr verschlechterte. Auch schien es so, als wenn geringe Staubmengen im Umlauf, die nicht ganz zu vermeiden waren, sich im Verlauf der langen Betriebszeiten auf den Oberflächen der Steine niederschlugen, in den Steinen bei den hohen Betriebstemperaturen einsinterten und den Schmelzpunkt erniedrigten.

Dem gegenüber zeigte Silika ein anderes Verhalten. Es stand im Feuer bis zuletzt, bis es abschmolz, aber eine vorherige langsame Erweichung trat nicht ein. Auch gegenüber der Asche zeigte sich Silika verschieden. Es hatte eine mehr ascheabweisende Eigenschaft. Gewisse Teile des Steines, und zwar nur die ascheberührten Oberflächen, verbanden sich mit der Asche und blätterten dann in dünnen Schalen ab. Es kam aber nicht zu einer vollständigen Durchdringung großer Teile des Steines durch geringe Aschemengen. Aus obigen Gründen, und da es sich bei Silika um ein inländisches, leicht zu bekommendes und auch billiges Material handelte, wurden später ausschließlich für die hochfeuerfesten Teile Silikasteine genommen.

Andere Eigenschaften wurden von den Steinen verlangt, die erodierenden Wirkungen ausgesetzt waren. Dies war in erster Linie am Eintritt und am unteren Teil des Trockenrohres der Fall, wo eine verhältnismäßig hohe Geschwindigkeit herrschte (50 - 60 m/sec). Für diese Teile des Trockenrohres wurden besonders verschleißfeste Steine gewählt.

Die Regeneratoren waren besetzt mit zwei verschiedenen Besatzsteinarten, nämlich mit Brassert-Steinen oder mit Schiffer-Strack-Steinen. Allmählich wurde mehr und mehr zu Schiffer-Strack-Steinen übergegangen, da diese bei den hohen Temperaturen sich als robuster erwiesen.

#### d) Gaszusammensetzung

Beim Arbeiten ohne Sauerstoffzusatz wurde bei der Verabreichung das Gas für die Fischer-Synthese geeignet sein sollte, folgende Gaszusammensetzung im Mittel gefahren:

| CO   | H <sub>2</sub> | CO <sub>2</sub> | CH <sub>4</sub> | N <sub>2</sub> |
|------|----------------|-----------------|-----------------|----------------|
| 27 % | 54 %           | 12 - 13 %       | 2-3 %           | 2 - 3 %        |

Bei Sauerstoffeinleitung erhielt das Gas, je nach der Höhe des Sauerstoffzusatzes mehr Kohlensäure, so daß die erhaltenen Analysen im Mittel folgendermaßen aussahen:

| CO        | H <sub>2</sub> | CO <sub>2</sub> | CH <sub>4</sub> | N <sub>2</sub> |
|-----------|----------------|-----------------|-----------------|----------------|
| 26 - 24 % | 52-50%         | 15-20%          | 2-3%            | 2-3 %          |

Die Menge des eingeleiteten Sauerstoffes war versuchsweise zunächst 800 - 1000 m<sup>3</sup> und wurde später mehr und mehr erhöht, so daß meistens 1700 - 2000 m<sup>3</sup> zugegeben wurden bis maximal 2500 m<sup>3</sup>. Der Sauerstoff wurde erzeugt in den bekannten Fränkel-Linde-Anlagen. Der Sauerstoff wurde nicht rein zugegeben, sondern in Vermischung mit Wasserdampf, etwa im Verhältnis 1:1. Es waren zunächst etwa 12 wassergekühlte Sauerstoffdüsen für die Einleitung des Sauerstoffes vorhanden, die später auf 20-30 vermehrt wurden. Da die wassergekühlten Düsen bei Wassermangel leicht durchbrannten, so wurden keramische Düsen probiert, die sich gut bewährten.

Der zum Vergasen benötigte Wasserdampf gelangte in das produzierte Gas im Trockenrohr. Solange ohne Sauerstoffzusatz gefahren wurde, besaß das erneut umgewälzte Gas immer zuviel Wasserdampf, so daß durch eine leichte Kühlung im Umwälzgaswäscher ein Teil des Wasserdampfes wieder herausgebracht werden mußte. Bei einer Zusammensetzung des Umwälzgas aus ungefähr 60% Synthesegas und 40% Wasserdampf stellte sich das produzierte Gas durch Konvertierung des Kohlenoxyds im Vergaser selbsttätig auf Syntheseverhältnis, also auf Wasserstoff zu Kohlenoxyd = 2:1 ein. Bei den großen später zugegebenen Sauerstoffmengen

und dem höheren Kohlensäuregehalt des Synthesegases genügt, der aus der Trocknung stammende Wasserdampf meistens nicht, und es mußte immer etwas Dampf nach dem Gebläse vor Eintritt in die Regeneratoren aus fremder Quelle zugesetzt werden.

Oft wurde auch dem Umwälzgas vor Eintritt in die Regeneratoren ein Teil des Syntheserestgases zugesetzt, dessen Kohlenwasserstoffe beim Durchgang durch die Regeneratoren zusammen mit dem vorhandenen Wasserdampf zu Kohlenoxyd und Wasserstoff aufgespalten und dadurch die produzierte Gasmenge zusätzlich erhöht wurde.

#### e) Kohletrocknung und -zerkleinerung

Bei den ersten Versuchen mit einer kleineren Einheit war die Mühle  $v_1$ , die die zurückgeleiteten Griese zerkleinerte, eine Schlägermühle gewesen. Bei der ersten Großausführung wurde auf Anraten der Baufirma jedoch eine Rohrmühle genommen, die sich nicht bewährte. Aus diesem Grunde ging man später wieder zu Schlägermühlen über, mit denen die besten Erfahrungen gemacht wurden. Es wurden zwei Mühlen vorgesehen, von denen eine immer in Reserve stand. Die Mühlen gaben zu Störungen keine Veranlassung. Die Staubabscheidung  $w_1$  war von der Lieferfirma nicht befriedigend gelöst worden. Es waren zwar zwei mechanischen Staubabscheidungen hintereinander vorgesehen, von denen die erste wenigstens 90% des Staubes abschied, während die zweite wegen schlechter Konstruktion die Restentstaubung nur unvollkommen vornahm. Eine bessere Staubabscheidung an weiter Stelle war bestellt und sollte noch eingebaut werden. Es war dies eine Multiaerodyn-Anlage bestehend aus einer größeren Anzahl von kleinen Cyklonen. In übrigen war der Verschleiß in der Staubabscheidung verhältnismäßig gering.

Gewisse Schwierigkeiten bereitete die Speicherung und Einschleusung so großer Kohlenmengen in das Trockenrohr. Es mußten ja stündlich etwa 50 - 65 to vorgebrochene Rohrbraunkohle mit einem Wassergehalt von etwa 50 - 52 % in das Trockenrohr gebracht werden. In der Bunkeranlage kamen zeitweilig, vor allem in der

ersten Zeit, Verstopfungen vor, so daß die Kohle nicht nachrutschte. Besondere Schwierigkeiten machte jedoch das Transportorgan, das die aus dem Bunker geflossene Kohle in das Trockenrohr brachte ( $t_4$ ). Hierfür war auf Anraten der Baufirma eine Redler-Anlage (eine Art Kratzerkette) vorgesehen worden. Die Kohle hatte nun die unangenehme Eigenschaft, daß sie sich an Boden und den Seitenwänden des Redler-Gehäuses nach und nach festsetzte und von der Redlerkette so verdichtet wurde, daß sie die Festigkeitseigenschaft von Rohkohlenstücken erhielt. So kam es dann, zumal in der ersten Zeit, mehrfach zu Brüchen und Beschädigungen der einzelnen Redler-Organe. Später wurden die Redler vom Werk selbst umgebaut, verstärkt und verkürzt sowie zwei Redler vorgesehen, von denen der eine im Betrieb war, während der andere in Reserve stand.

Im Betrieb selbst macht die eigentliche Vergasung keinerlei Schwierigkeiten. Die Fuller-Pumpe pumpte den Staub in den Vergaser, und die Gaserzeugung setzte ein. Bei Störungen stellte sich immer wieder heraus, daß die Störungsquelle fast ausschließlich die Kohletrocknung, und war in erster Linie die Einschleusung der Kohle war. Aus diesem Grunde empfiehlt es sich, bei Neuanlagen Bunkerkonstruktionen und Einschleus-Vorrichtungen zu ändern.

#### f) Gasreinigung

Das aus der Staubabscheidung ausgetretene Gas wurde durch Wäscher, die mit Schlamm berieselt wurden, von dem restlichen Staub befreit. Auch der Teil der Waschvorrichtung, der für die Wasserdampfeinstellung und die Schlußabkühlung diente, hatte noch eine Nachentstaubung im Gefolge. Das Gas mußte ja nach dem Wäscher so sauber sein, daß es vom Gebläse in die Regeneratoren gefördert werden konnte, daß also die Gebläse nicht verstopften und die Regeneratoren ebenfalls nicht verstopften und veraschten.

Bei der gewählten Wäscherkonstruktion war dies nach einigen anfänglichen Schwierigkeiten möglich. Auch die Betriebszeiten der Gebläse waren entsprechend lang. Oft wurden die Gebläse erst nach mehreren Monaten umgeschaltet. Die besondere Art der Kohlenasche machte sich aber auch bei der Synthesegaserzeugung, ähnlich wie bei der Schwachgaserzeugung nach Verfahren I, sehr unangenehm bemerkbar. Auch hier geschah der Abbau der Asche in Richtung auf Calcium-Sulfit, und die Reaktion  $\text{CaS} + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} = \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{S}$  fällte wiederum den Kalk aus, so daß sich dieser im Wäscher ansetzte. Die Wäscher selber bestanden aus verschiedenen Lagen von Spiraleslern und nicht sehr hohen Schüttungen bestimmter Raschig-Ringe, beide aus keramischem Material. Mit dieser Wäscherkonstruktion waren bei der Versuchsanlage sowie bei der Anlage in Ruhland die besten Erfahrungen gemacht worden. Die Wäscher waren dort, selbst nach langen Betriebszeiten, bezüglich der Raschig-Ringe und Spiralesler vollständig ohne Ansätze geblieben. Bei der kalk- und schwefelhaltigen Kohle in Lützkendorf jedoch führten die Kalkausscheidungen nach einer gewissen Zeit zu Schwierigkeiten. In Hilfe wurde geschaffen durch eine dauernde Impfung des umlaufenden Schlammwassers. Es wurden also geringe Säuremengen, ähnlich wie bei dem Kühlturbetrieb von Kraftwerken, zugesetzt und auf diese Weise die Kalkabscheidung größtenteils verhindert. Weiterhin bewährte sich der Einbau einer Art Vorwäscher, indem einfach in das etwas verdickte Gaseintrittsrohr  $w_3$  bereits etwas Schlammwasser eingespritzt und damit eine Vorabkühlung ausgelöst wurde. Die Kalkabscheidung geschah dann in erster Linie im Rohrstück  $w_3$ , und da das Rohr vollkommen frei von Einbauten war, so kam es hier nur sehr selten zu Verstopfungen. Nach einer Betriebsperiode von mehreren Monaten, meistens etwa 6 Monaten, wurden dann bei der Überholung der Anlage, auch die Ansätze aus dem Rohrstück  $w_3$  herausgeholt.

### g) Asche

Bezüglich der Asche ist Ähnliches zu sagen, wie bei dem Verfahren I. Der Ausbrand der Asche geschah meistens so, daß sich etwa 40 - 45% Asche im Reststaub beim Austritt (q) aus dem Regenerator befanden. Wie weiter unten ersichtlich, war die Höhe des Aschengehaltes an dieser Stelle bei der Art des ganzen Verfahrens für die Kohlenausnutzung belanglos. Es wurde teilweise auch mit höherem Aschengehalt gefahren. Bei Versuchen sogar soweit daß die Asche nur <sup>noch</sup> wenige Prozent an Brennbarem enthielt. Diese Fahrweise war aber nicht wirtschaftlich, weil bei zu hohem Ausbrand die Abgastemperaturen zu stark anstiegen.

Der Heraustransport der Asche aus der Vergasung geschah ja verfahrensmäßig so, daß die Vergasungsrückstände bei q zusammen mit dem Gas in das Trockenrohr traten und im Trockenrohr aus der zugeführten Rohkohle wieder neuer Kohlenstoff entstand, so daß also in der Staubabscheidung  $w_1$  ein Staub abgeschieden wurde, dessen Aschengehalt offenbar zwischen dem des Reststaubes und dem der Rohkohle lag. Der Aschengehalt stellte sich praktisch auf etwa 16 - 18 % Asche in  $w_1$  und demnach auch im Kohlenstaub-bunker  $w_2$  ein. Mit diesem Aschengehalt wurde also der Staub für die Synthesegaserzeugung durch die Fuller-Pumpe  $w_4$  bei o in den Vergaser gepumpt und mit diesem Aschengehalt wurde auch die Schwachgaserzeugung nach Verfahren I betrieben. Letzteres, soweit nicht bei dem später gestiegenen Heizgasbedarf auch von auswärts Braunkohlenstaub zusätzlich bezogen wurde.

Solange kein Sauerstoff zugegeben wurde, kam es in den Generatoren zu keinen Ascheablagerungen, höchstens kam es vor, daß bei sehr schlechter Kohle sich nach einer längeren Betriebszeit von Monaten eine kleine Menge gesinteter oder angeschmolzener Asche im Unterteil von  $e_1$  bzw. dem ersten Teil des Verbindungs-röhres p befand. Erst nach dem Zusatz, und vor allen nach dem stärkeren Zusatz von Sauerstoff begannen größere Schwierigkeiten mit Versuchserscheinungen im Unterteil von  $e_1$  und im Verbin-

dungerohr, oft auch noch im ersten Zug von  $e_2$ . Der Grund für diese Erscheinungen war offenbar folgender: Der Sauerstoff strömte in das schon etwa  $1100 - 1150^\circ \text{C}$  heiße Umhüllgas ein und steigerte örtlich eng begrenzte die Temperatur sehr stark, so daß der Kohlenstaub, der durch diese Zone strömte, nicht nur vollständig vergast wurde, sondern auch die Asche zum Schmelzen kam. Es war dies ganz deutlich zu sehen dadurch, daß die Asche, die unten liegenblieb, entweder griesig bzw. sandig war oder aber bei noch höheren Temperaturen regelrecht zum Schmelzen kam. Hier half die Einspritzung von Dampf in den unteren Teil von  $e_1$ . Auf diese Weise wurde die Asche abgeschreckt, und es konnten wieder genügend lange Betriebszeiten erreicht werden. Meistens dauerte eine Betriebsperiode, ehe ein Generator zur Überholung und Reinigung kam, sechs Monate.

Wie aus den Ausführungen weiter oben ersichtlich, kam es auf den Ausgasungsgrad, also Ausbrand der Kohle am Austritt aus dem zweiten Vergaser bei  $q$  gar nicht an, da ja sowieso frischer Kohlenstaub hinzukam. Es mußte jedoch beachtet werden, daß das Einspritzen von zuviel Kohlenstaub eine unnötige Abkühlung des Generators brachte, und daß das Einspritzen von zu wenig Kohlenstaub die Kohlenstaubkonzentration im Gas verringerte und damit die Abgasungstemperaturen erhöhte. Weiterhin hatte die Einspritzung <sup>von</sup> zu wenig Kohlenstaub eine Erhöhung des Aschengehaltes zur Folge, was wiederum ein leichteres Abschmelzen der Asche bedingte. Um also bei der unangenehmen Asche, die in Litzkendorf vorlag, auch von dieser Seite her die Ascheschwierigkeiten zu vermindern, wurde meistens so gefahren, daß sich etwa 40 % Asche im bei  $q$  austretenden Reststaub befanden.

#### h) Schwefelgehalt und Kondensierbares im Gas.

Die stark schwefelhaltige Kohle brachte es mit sich, daß der Gehalt an Schwefelwasserstoff, also  $\text{H}_2\text{S}$  im Gas sich ziemlich hoch stellte, und zwar bis auf rund  $20 \text{ g S/m}^3 \text{ Gas}$ , oft stieg diese

Zahl auch auf 25 - 30 g/m<sup>3</sup>. Demgegenüber sei bemerkt, daß auch der Schwefelgehalt, gerechnet als Schwefelwasserstoff im Schwefelgas nach Verfahren I ziemlich hoch war, nämlich etwa 13 - 14 g und Spitzenweise 17 - 18 g. Der Schwefelgehalt war hier etwas niedriger, weil einmal ein Teil der Kohle schon vergast war und zweitens, weil das Generatorgas ja durch den Stickstoff verdünnt war.

Für den Betrieb der Fischer-Synthese war besonders wichtig der Gehalt an organischem Schwefel. Dieser Schwefelgehalt betrug beim Betrieb ohne Sauerstoff 30 - 40 g S bezogen auf 100 m<sup>3</sup> Gas. Es gelang mit diesem Schwefelgehalt, die Heißreinigung einigermaßen, entsprechend den Anforderungen der Fischer-Synthese, zu betreiben. Eine bedeutende Verschlechterung stellte sich aber heraus, als man dazu überging, größere Sauerstoffmengen in die Generatoren zu geben, und zwar schnellte der Schwefelgehalt auf 60 - 80 g S bezogen auf 100 m<sup>3</sup> hoch. Darüber hinaus zeigte es sich, daß der Schwefelgehalt sich nicht nur erhöht hatte, sondern, daß auch die Schwefelverbindungen unangenehmer geworden waren und sich nur sehr schlecht in der Fischer-Heißreinigung beseitigen ließen. Interessant war, daß das nur vom Schwefelwasserstoff befreite Gas trotz des hohen organischen Schwefels von 60 - 80 g auf 100 m<sup>3</sup> sich anstandslos in der Hydrierung verarbeiten ließ.

Der organische Schwefel bestand zum größten Teil aus Schwefelkohlenstoff, CS<sub>2</sub> und Kohlenoxydsulfid COS. Die unangenehmen Verbindungen, die der Heißreinigung Schwierigkeiten machten, waren Thiophene, C<sub>4</sub>H<sub>4</sub>S, also ringförmige Verbindungen von offenbar verhältnismäßig großer Beständigkeit. Diese Thiophene konnten nachgewiesen werden und waren beim Betrieb mit Sauerstoff auch prozentual stärker vorhanden als beim Betrieb ohne Sauerstoff. Offenbar wurden die Thiophene bei den kurzzeitigen hohen Temperaturen in der Sauerstoffflamme synthetisiert. Es ist ja bekannt, daß Thiophen hergestellt werden kann aus Acetylen und Schwefel. Es ist weiter bekannt, daß bei kurzzeitigen starken Erhitzen von Kohlenwasserstoffen, die ja im Synthesegas in Form

von geringen Mengen Methan enthalten waren bzw. die beim Aufgasen der Kohle entstanden, sich Acetylen bildet. Es ist auch von Franz Fischer auf dieser Tatsache ein Acetylen- und Benzolherstellungsvorgang aufgebaut worden. Das Acetylen wird nun wahrscheinlich wiederum mit Schwefelverbindungen, vielleicht mit dem Kohlenoxydsulfid oder dem Schwefelkohlenstoff, vielleicht auch mit dem Schwefelwasserstoff Thiophene bilden. Die Bildung des Thiophens scheint in erster Linie abhängig zu sein vom Schwefelwasserstoffgehalt des Gases. Es wurden nämlich Versuche angestellt, um durch kurzzeitiges Erhitzen auf hohe Temperaturen die Synthesegase vom organischen Schwefel zu befreien. Dabei zeigte es sich, daß dies nur dann gelang, wenn der Schwefelwasserstoffgehalt des Gases von der Anfangshöhe von  $20 \text{ g/m}^3$  erheblich herabgesetzt wurde auf 1 - 2 g. Man konnte geradezu eine Kurve der organischen Schwefelverbindungen erhalten, die abfiel mit dem verminderten Gehalt an Schwefelwasserstoff. Aber nicht nur der Schwefelwasserstoffgehalt spielte eine Rolle bei der Bildung oder Zersetzung des Thiophens, auch die Temperaturhöhe und die Aufenthaltszeit sprachen mit. So konnte z.B. auf einer Anlage in Westfalen geradezu nachgewiesen werden, daß sich bei niedrigen Temperaturen und kürzerer Aufenthaltszeit Thiophen und andere organische Schwefelverbindungen bildeten, während sie sich bei höheren Temperaturen und längerer Aufenthaltszeit wieder zersetzten. Das Gesamtbild scheint so zu sein, daß sich bei hohen Temperaturen und kurzen Zeiten Thiophene bilden und sich dann im Verlauf der Zeit bei höheren Temperaturen auch wieder zersetzen.

Es muß noch bemerkt werden, daß der Gehalt an organischen Schwefelverbindungen ein durchaus normaler war bei den Lausitzer Kohlen in Ruhland. Der Schwefelwasserstoffgehalt im Gas war nur etwa  $4 - 5 \text{ g S/m}^3$  und entsprechend niedrig war dann auch der Gehalt an organischen Verbindungen. Er lag etwa in der Größenordnung von 2 - 3 und nur manchmal 5 - 6 g organischen Schwefel auf  $100 \text{ m}^3$  Gas bezogen. Im allgemeinen war er niedriger wie bei

der Koppers-Vergagungsanlage aus Briketts, die ja im Grunde genommen die gleiche Kohlensubstanz verarbeitete.

Im Gas war auch noch eine gewisse Menge von kondensierbaren Bestandteilen enthalten, meistens von benzolähnlichem Charakter. Dabei muß bemerkt werden, daß ja Thiophen sehr ähnlich dem Benzol ist und sich in der Siedekurve kaum unterscheidet. Die kondensierbaren Bestandteile im Gas waren je nach der Fahrweise verschieden. Sie hingen offenbar auch stark von der Kohle ab, die in ihrem Bitumengehalt ebenfalls sehr veränderlich war. Es kam vor, daß auf Trockenkohle bezogen, 8% Teer in der Kohle enthalten war. Es kamen auch oft Zahlen von 12 - 13% und mehr vor. Dementsprechend schwankten die kondensierbaren Bestandteile im Gas von etwa 1 - 2 g bis auf 4, 5 und 6 g. Im allgemeinen waren diese Bestandteile, soweit sie nicht Thiophen-Charakter trugen, für die Gasreinigung nicht gefährlich. Es wurde vor die Heißreinigung eine Ölwäsche geschaltet, die diese Bestandteile, als das Benzol und Thiophen herauswusch und der Feinreinigung das Arbeiten erleichterte. Es stellte sich weiter heraus, daß die Angabe einer Gum-Zahl kein einwandfreies Bild gab. Die gewöhnliche Untersuchungsmethode sprach z.B. auch auf Benzol als Gum an, während Benzol für die vorliegenden Verwendungszwecke nicht schädlich war. Maßgebend war für uns der organische Schwefelgehalt, der Gehalt an kondensierbaren Bestandteilen und das Verhalten in der Feinreinigung.

Um das Gas für die Synthese zu verwenden, wurde es in einem Theisenwäscher nochmals kurz gewaschen und erfüllte dann die Bedingungen der IG-Farben bezüglich des Reinheitsgrades am Eintritt in die Alkaidwäsche, nämlich unter 10 mg Staub und unter 10 mg Teer/m<sup>3</sup> Gas.

### 3.) Verbesserungs- und Anwendungsmöglichkeiten:

Der Regenerativ-Betrieb zur Erzeugung großer Mengen hochreiner Gase ist nach Überwindung der anfänglichen Schwierig-

rigkeiten erprobt, und bei Neubauten bietet die Konstruktion der Regeneratoren unter Berücksichtigung aller Erfahrungen und Verbesserungen keine Schwierigkeiten.

Die Vergasung selbst, also die Einwirkung des heißen Umwälzgases auf den eingepumpten Kohlenstaub arbeitet sehr betriebssicher und ohne Störungen auch bezüglich des feuerfesten Mauerwerks. Es muß nur dafür gesorgt werden, daß der Kohlenstaubstrom im Gange bleibt. Kurzzeitige Unterbrechungen sind ohne Bedeutung, da die großen Mauerwerksoberflächen erst nach einer gewissen Zeit nach Ausbleiben des Staubes heiß werden und die Austrittstemperaturen dann ansteigen. Wichtig ist, daß durch geeignete Konstruktion von Kohlenstaubbunkern und Füller-Pumpen sowie Vorsehung von Reserve-Pumpen für die nötige Betriebsicherheit in der Staubzufuhr gesorgt wird -- Beim Arbeiten ohne Sauerstoffzusatz bietet die Austragung der Asche bzw. des Reststaubes keine Schwierigkeit. Kohlen mit Asche-Erweichungspunkten nach Bunte-Baum von wenigstens 900 - 950° C sind noch gut zu vergasen. Erst bei Kohlen mit niedrigeren Aschenschmelzpunkten oder sonstwie sehr unangenehmer Asche und ebenfalls bei stärkerem Zusatz von Sauerstoff im Vergaser ist Vorsicht geboten. In diesem Falle muß durch eine Kühlung im Unterteil des Generators durch Einblasen von Dampf oder kaltem Gas eine Temperatursenkung erreicht werden, so daß die Asche dann wieder erstarrt. Bei ganz besonders unangenehmen Kohlen würde es sich vielleicht empfehlen, eine einfache Ascheaustritts-Vorrichtung im Unterteil des ersten Vergasers vorzusehen, z.B. in Form eines wassergekühlten Rührarmes. Aber besser wäre es schon, diese mechanische Austragung zu vermeiden und nur durch Kühlung im Generator-Unterteil und entsprechende Einstellung des Ausgasungsgrades sowie bei Sauerstoffzusatz durch möglichst gute Verteilung des Sauerstoffes zum Ziele zu kommen.

Die Kohle-Trocknung im Trockenrohr selbst sowie die Sichtung und Staubabscheidung ist genügend betriebssicher. Störungen können hier während des normalen Betriebes kaum auftreten.

Es muß jedoch dafür gesorgt werden, daß bei Stillstand der Gasgebläse, wenn diese also z.B. durch Störungen in der elektrischen Anlage, also Schalterfall, zum Stillstand kommen, durch eine elektrische Verriegelung auch die Kohlenzufuhr ausgeschaltet wird, damit das Trockenrohr nicht voll Kohle gefahren wird und bei Wiedereinbetriebsetzung der Gebläse erst ausgeräumt werden muß -- Wie schon erwähnt, machte die Einschlebung der Kohle in das Trockenrohr in Lützkendorf die meiste Sorge. Nun war ja die Lützkendorfer Kohle auch mechanisch recht unangenehm, aber trotzdem kann gesagt werden, daß die gewählte konstruktive Lösung nicht glücklich war, Störungen traten häufig auf, und der Verschleiß war ebenfalls groß. Bei Neukonstruktion wäre ein Schlitzbunker mit automatischer und regulierbarer Austragung sowie ein kurzes Transportband besser am Platze. Es müßte dann der Gasabschluß des Kohleeintritts etwas sorgfältiger vorgenommen werden, vielleicht durch Verbesserung der Absperrkapselwerke.

Die Wascheinrichtung kann in großen Zügen so bleiben, wie sie in Lützkendorf entwickelt wurde, jedoch ist bei Anwendung des Verfahrens die Kohlenasche vorher bezüglich ihres Verhaltens in wässriger Suspension bei Einwirkung von  $H_2S$  und  $CO_2$  zu prüfen. Wie schon erwähnt, sind Aschen, die hauptsächlich nur  $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$ ,  $Fe_2O_3$  bzw.  $Fe_3O_4$  enthalten, nicht gefährlich. Erst ein größerer Calciumgehalt zusammen mit Schwefel erfordert Vorsicht. Liegt aber eine derartige Kohle vor, so kann auch jetzt durch entsprechende Wäscheausbildung zu einem befriedigenden Betrieb gekommen werden. Im übrigen müßte das anfallende Schlammwasser in Zukunft wieder aufgearbeitet werden, wozu nicht nur Zellenfilter brauchbar sind, sondern viel besser und einfacher noch eine Andienung in einem konischen Gefäß und Einführung des Dickschlammes in heiße Abgase geeignet ist.

Die Frage ist weiter interessant und wichtig, ob es überhaupt zweckmäßig ist, Gaserzeugung und Kohletrocknung in der in

Litzkendorf durchgeführten Art zu koppeln, dann an und für sich könnte man ja die Rohkohle in einer besonderen Anlage trocknen und mahlen und in einer zweiten Anlage den erzeugten Staub dann vergasen. Der Vorteil der Kopplung liegt in der Ausnutzung der Abwärme aus der Vergasung für die Trocknung der Rohkohle und Erzeugung des Staubes nicht nur für die Synthesegasemengung allein, sondern auch gleichzeitig für andere Verbraucher, wie z.B. die Schwachgaserzeugung. Ein weiterer Vorteil ist die Einsparung einer Entstaubungsanlage, denn bei Trennung von Kohletrocknung und Vergasung müßte ja jede Anlage für sich entstaubt werden. Ein dritter Vorteil ist die kostenlose Gewinnung des Wasserdampfes für die Vergasung. Der Nachteil der Kopplung liegt hauptsächlich in der größeren Kompliziertheit der Anlage. Dem dürfte aber, wie die Erfahrungen gezeigt haben, durch geeignete Konstruktion von Kohlespeicherung und Kohleeinschleusung abzuhelfen sein. Bei gewissen Verwendungszwecken ergibt sich aber auch ein weiterer Nachteil der Kopplung, nämlich eine gewisse Erhöhung des Gehaltes an Kohlenwasserstoffen im erzeugten Gas durch das Trockenrohr. Es zeigte sich nämlich, daß sich in Trockenrohr der Methan-Gehalt um etwa 1% erhöhte und der Gehalt an Kondensierbarem um etwa  $1 - 2 \text{ g/m}^3$ . Durch geeignete Betriebsführung, nämlich Heruntersetzen der Eintrittstemperatur des Gases in das Trockenrohr, z.B. durch Rückführung von ca. 10 - 15 % des bereits abgekühlten Gases mittels eines kleinen Ventilators, müßte sich Abhilfe schaffen lassen. Die obige Erscheinung tritt außerdem nur bei stark teerhaltiger Kohlen ein.

Stark beeinflusst wird die aufgeworfene Frage nach der Zweckmäßigkeit der Kopplung von Kohletrocknung und Vergasung durch andere Überlegungen und Entwicklungsmöglichkeiten. Es wird nun Zukunft zweckmäßig sein, und die ganzen Überlegungen und Planungen des Unterzeichneten gehen darauf hinaus, den Kohlenstaub vor seinem Einsatz in den Vergaser zuerst zu entgasen und vorzuwärmen auf Temperaturen zwischen  $550 - 750^\circ \text{C}$ . Gleichzeitig wäre hiermit bei bituminösen Kohlen eine Teerabscheidung und Teergewinnung zu verknüpfen. Der Vorteil dieser Verbesserung wäre

eine größere Gasleistung, ferner ein Gas, das frei ist von Kohlenwasserstoffen, angefangen von Methan bis zu kondensierbaren Bestandteilen. Es wird ja dann in der Gasermägung nur Grudestaub eingesetzt, und die bei Entgasen entstandenen Kohlenwasserstoffe werden in den Regeneratoren mit Wasserdampf zusammen umgesetzt zu CO und H<sub>2</sub>. Die Gewinnung des Teeres geschieht vielleicht in etwas unreiner Form, aber schließlich ist es ja Teer, der unter Umständen nach einer gewissen Vorbehandlung weiterverwendet werden kann zum Cracken, Hydrieren usw.

Der Einbau der Staubverschmelzung und Vorwärmung würde natürlich eine gewisse, wenn auch nicht sehr große Komplizierung der Apparatur mit sich bringen. Konstruktive Möglichkeiten sind vorhanden. Da aber die Kohletrocknung ihrerseits bei ihrer Kopplung mit der Gaserzeugung eine gewisse Kompliziertheit der Apparatur gebracht hat, so wird es am zweckmäßigsten sein, bei Vorsehung der Staubabschmelzung und Vorwärmung auf den gleichzeitigen Einbau der Trocknung zu verzichten und diese in diesem Falle gesondert vorzunehmen. Zweckmäßig wäre vielleicht, die Kohletrocknung in sehr großen Einheiten vorzusehen bei gleichzeitiger Erzeugung der heißen Rauchgase, die zum Trocknen dienen durch Kohlenstaubfeuerungen, die beschickt werden mit dem Reststaub aus der Gaserzeugung. Dabei würde die Feuerung so ausgelegt werden, daß die Asche zum größten Teil vor Eintritt in das Trockenrohr abgeschieden wird, evtl. durch flüssigen Ascheabzug usw.

Nach obigen Ausführungen bestände die zweckmäßigste Anwendungsmöglichkeit des Verfahrens II in der Form, wie es bisher in Lützkendorf entwickelt wurde, in folgenden Fällen:

- a) Das erzeugte Gas kann organischen Schwefel und gewisse Mengen von Kohlenwasserstoffen vertragen.
- b) Die verwendete Kohle ist arm an Bitumen und Schwefel so daß wenig organische Schwefelverbindungen entstehen und wenig Kohlenwasserstoffe im Gas enthalten sind.

Eine Trennung von Kohletrocknung und Vergasung bei gleichzeitiger Abschwelung des Kohlenstaubes vor Eintritt in den Vergaser wäre zweckmäßig für die Fälle:

- c) Es soll ein sehr reines Gas erzeugt werden, möglichst frei von organischen Schwefelverbindungen und Kohlenwasserstoffen.
- d) Die Kohle ist verhältnismäßig teerreich oder sehr schwefelhaltig bzw. beides zusammen.

Kleinere Anlagen wird man zweckmäßigerweise wohl immer nach dem in Lützkendorf entwickelten System bauen. Bei Groß- und Größtanlagen würde es sich unter Umständen, je nach den vorliegenden Bedingungen und Umständen auch bei den Fällen a und b empfehlen, Vergasung und Trocknung zu trennen.

Das Verfahren VI wird man überall dort anwenden, wo es darauf ankommt, aus jungen Kohlen oder ähnlichen Brennstoffen (siehe Verfahren I) ein Gas zu erzeugen, das möglichst wenig Kohlenstoffverbindungen, vor allem wenig Kohlensäure enthält. Es handelt sich also um die Herstellung von Synthesegasen oder Wassergas zum Zumischen zum Leuchtgas, zur Erzeugung von Schweißgasen usw. Dabei ist es natürlich möglich, durch Benutzung von weniger Wasserdampf Gase mit noch weniger Zusammensetzung zu erzeugen, wie das bekannte Wassergas aus Steinkohlenkoks-Generatoren.

*Thunemann*

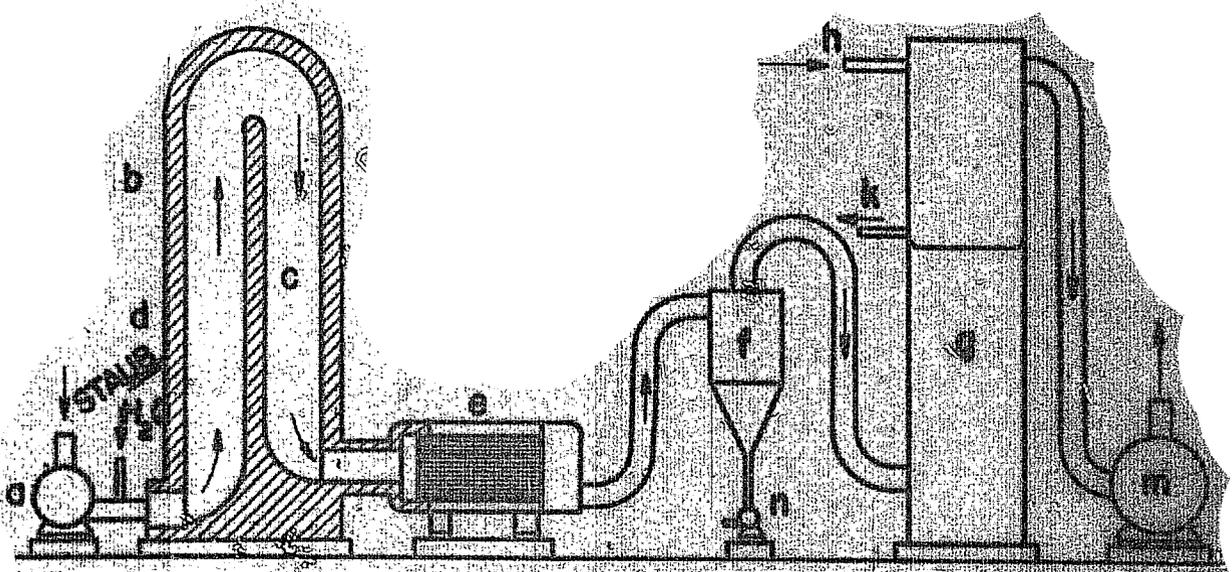


FIG. 1

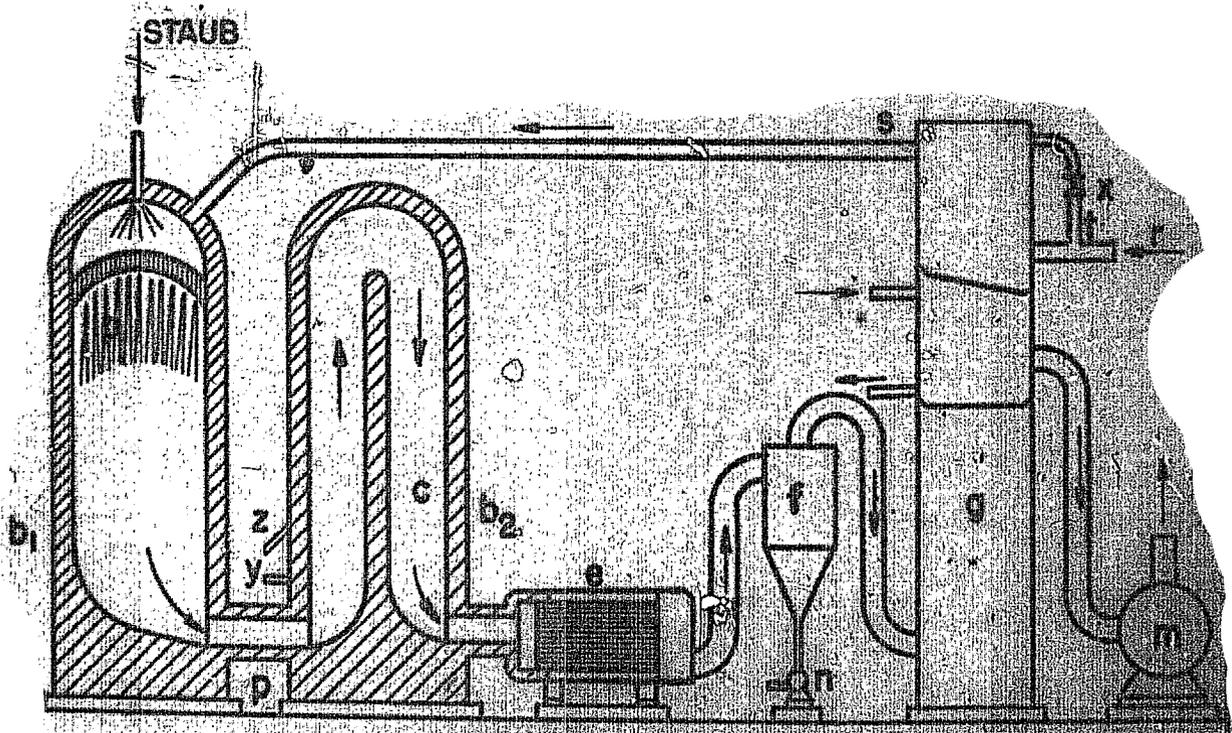


FIG. 2

44

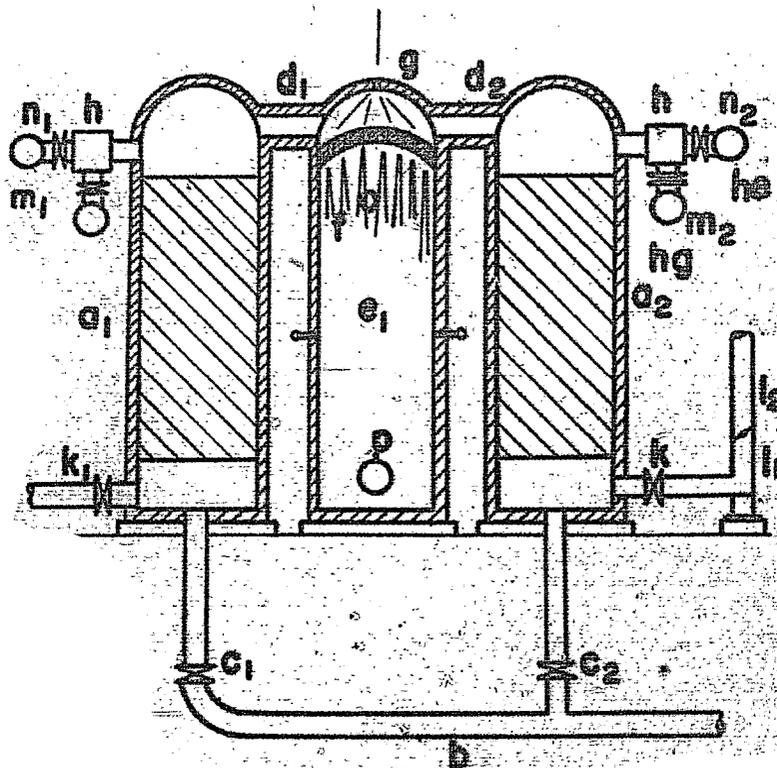


FIG. 3a.

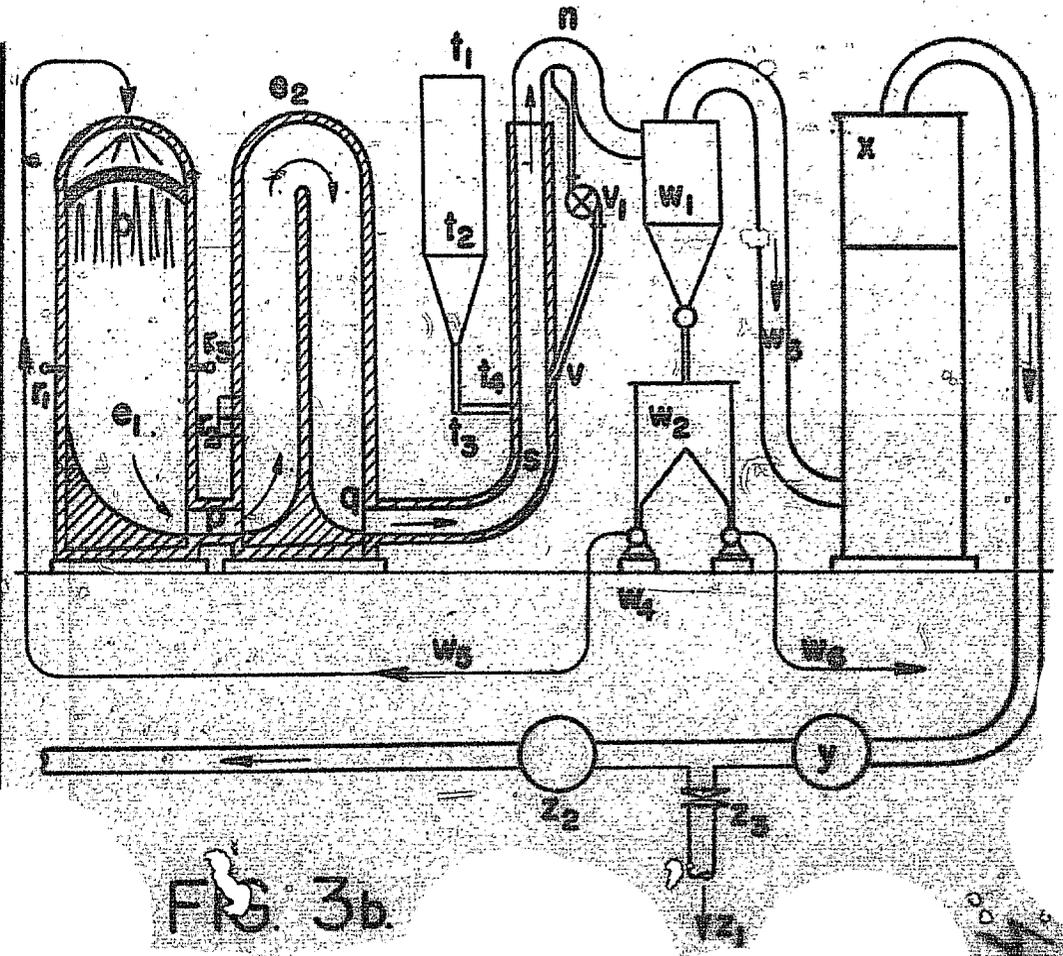


FIG. 3b.