

TITLE PAGE

- b. 1. Synthesegas aus Torf von Prof. Dr. Gustav
Keppeler, Hannover
Synthetic gas from peat by Prof. Dr.
Gustav Keppeler, Hannover

Frame Nos. 1289 - 1307

SYNTHEGAS AUS TORF

Von

Prof. Dr. Gustav Keppeler, Hannover

Sonderdruck aus „Die Chemische Fabrik“



PINTSCH



Sonderabdruck aus „Die Chemische Fabrik“ 12, 457 [1939]

Zeitschrift des Vereins Deutscher Chemiker: B

Verlag Chemie, G. m. b. H., Berlin W 35

Die Erfolge der künstlichen Treibstoffgewinnung mit Braunkohle und Steinkohle als Rohstoff legen die Frage nahe, ob nicht auch Torf zum Ausgang der Erzeugung flüssiger Treibstoffe gemacht werden kann. Dabei ist zunächst die Frage zu erwägen, ob man den Weg der Druckhydrierung im Sinne des I. G. Verfahrens oder den der Synthese aus Wassergas nach Fischer-Tropsch beschreitet. Torf besitzt unter den fossilen Brennstoffen den höchsten Sauerstoffgehalt (35% luftzehrender, sog. „disponibler“ Wasserstoff 1%) und erfordert infolgedessen einen außerordentlich hohen Wasserstoffverbrauch, der ja ein ausschlaggebender Faktor für die Wirtschaftlichkeit der Druckhydrierung ist. Der Torf besitzt zudem sehr geringe Dichte — im gebrochenen Zustand ist das Schüttgewicht handelsüblichen nordwestdeutschen Brenntorfes im feldtrockenen Zustand 360 kg je m^3 —. Die Ausnutzung des Nutzraumes der Druckapparatur ist deshalb wesentlich geringer als bei den anderen Brennstoffen. Solange man also eine billige Form der Vorbereitung, die gleichzeitig eine Erhöhung des Kohlenstoffgehaltes und eine Verdichtung erreichen müßte, nicht ausgebildet hat, ist die Verfolgung der Druckhydrierung von Torf nicht sehr aussichtsreich. Günstiger scheint die Synthese aus Wassergas, sofern das Verfahren der Synthesegasgewinnung sich den Sondereigenschaften des Torfes „möglichst“ weitgehend anpaßt.

Auch wenn man den Weg über das Synthesegas geht, muß der geringe Kohlenstoffgehalt berücksichtigt werden. Die Verschmelzung des Torfes liefert, auf die Trockensubstanz bezogen:

	Koks %	Gas von der Zusammensetzung					
		CO ₂ %	CO %	H ₂ %	CH ₄ %	N ₂ %	
In der Aluminiumretorte bis 550° In der Technik z. B. nach H. Isenhardt bei ~600°	46	67,7	1,0	22,6	2,0	10,3	5,9
bei ~600°	44	25,0	1,0	8,5	22,0	14,5	29,0

Die Verschmelzung liefert also einen sehr kleinen Anteil an Koks¹⁾ und dabei ein Gas, das für eine Verwendung außerhalb des Betriebes zu minderwertig ist. Berücksichtigt man, daß am Heizwert gemessen der Gestehungspreis des Torfes recht beachtlich ist, so ergibt sich, daß die Wassergasherstellung über den Koks wirtschaftlich aussichtslos ist.

¹⁾ G. Keppler, Stahl u. Eisen 46, 631, 742 (1926).

solange nicht auch das Schwelgas zur Synthesegasgewinnung herangezogen wird. Der gegebene Weg ist der, daß man den bei der Schwelung entstehenden Koks mit dem Schwelgas zur Reaktion bringt. Zweckmäßig verknüpft man diesen Vorgang mit dem Umsatz von Wasserdampf und Koks. Dieses Arbeitsprinzip ist in verschiedenen Verfahren schon für die Braunkohle vorgeschlagen und in einer Reihe von Verfahren voll erprobt¹⁾. Es genügt für vorliegenden Zweck, die in Frage kommenden Verfahren nach technologischen Gesichtspunkten geordnet tabellarisch zusammenzustellen.

Tabelle 1. Wassergasherstellung im Fließbetrieb vorwiegend aus jüngeren Brennstoffen.

Brennstoff-Form beim Umsatz	Deckung des Holzbedarfes durch			
	Außenbeizung	Rohneilung		
		unmittelbar durch Sauerstoffzufuhr	mittelbar	
		durch erhitztes Wälgas	durch erhitztes Steinwerk im Reaktionsraum	
Süßholz in Schicht	<i>Döder-Bublag</i> : „Gleichstromverfahren“	a) Normaldruck: Verschiedene Vorschläge ohne technischen Erfolg. b) Höherer Druck: „Lampf-Druckvergassung“	Wälgas-Erhitzung in „Wechselung-Wärmetauschaubehältern“: a) in „Beyersator“-Umlaufwerk mit Promisgas oder aus Erzeugung abgewaschenem Wassergas <i>Pinck-Hilfstrom</i> b) in „Cowpern“ mit Temperaturgas aus Kohlabgang des Verfahrens: <i>Koppers</i> .	
Feinkörnung in Feinweiss	<i>H-Der</i> „Thunfischgenerators“ (überholt)	Normaldruck: <i>Winkler-I. G.</i>	wie oben b) 1. <i>Pinck</i> 2. <i>Schmelz-Hilf-Wärmetauschaubehälter</i>	Gesamte Reaktionsmasse (Brennstoffstaub + Wasserdampf + Trägergas) in erhitztem Steinwerk eingeführt: <i>Hamm-Meyers-Hilf</i>

Bei der Wahl der für die Vergasung von Torf anzuwendenden Verfahren wird man wohl von den mit Sauerstoffzufuhr arbeitenden Verfahren zunächst absehen, da mit steigendem Sauerstoffgehalt des Gesamtsystems sich dem Kohlenoxyd und Wasserstoff, die im Verhältnis 1:2 vorhanden sein sollen, wachsende Mengen an CO₂ zuordnen. Dies ist bei der Torfvergasung besonders zu beachten, da der Torf schon viel Sauerstoff mitbringt. Ferner fällt die

¹⁾ Vgl. *G. Wils*, „Erzeugung und Reinigung von Synthesegas für die Benzinsynthese“, Chem. Fabrik, 11, 563 [1938]; *F. Martin*, „Entwicklung der Kohlenwasserstoffsynthese aus Wassergas“, ebenda 12, 233 [1939].

Verbilligung der Sauerstoffherstellung durch die Verwendung des Stickstoffs, z. B. zur NH_3 -Synthese, weg.

Die Verfahren der Vergasung von Brennstoffpulver in der Schwebelage haben für die Torfvergasung erhebliches Interesse, da die in Rußland, Dänemark, Irland und Estland ausgeübte Torfgewinnung durch Fräsen den Torf schon sehr feinkrümelig liefert, so daß nur geringe Mahlarbeit für die Herstellung eines geeigneten Torfpulvers notwendig wäre. Da aber vorläufig eine geeignete Versuchsanlage nicht zur Verfügung stand, muß die wichtige Prüfung der diesbezüglichen Verfahren zurückgestellt werden. Dieser Versuch soll so bald wie möglich nachgeholt werden.

Bei der Beurteilung der noch bleibenden Verfahren ist zu berücksichtigen, daß der Torf ein nicht ganz billiger Brennstoff ist. Man muß mit einem Gestehtpreis von 6,— RM. bis 8,— RM. in feldtrockenem Zustand und 8,50 RM. bis 11,— RM. für die Trockensubstanz je Tonne Torf rechnen. Es erscheint deshalb wünschenswert, die Torfsubstanz möglichst vollständig für die Wassergasherstellung heranzuziehen. Dafür sprechen auch gerade die Eigenschaften des Torfes. Er liefert einen ungemein aktiven Entgasungsrückstand, und auch der sehr geringe Aschengehalt (1 bis 2,5%) gestattet eine sehr weitgehende Vergasung, ehe die Anreicherung der Asche Vergasungsschwierigkeiten bringt. Im Jahre 1936 ist in Verbindung mit dem Institut des Verfassers und mit Unterstützung durch die Torfindustrie ein größerer Versuch zur Vergasung von Torf nach dem „Bubiag-Gleichstromverfahren“ in der Kasseler Versuchsanlage durchgeführt worden. Es wurden je Tonne Torf vom Schweger Moor mit 28,4% Wasser und 2,6% Asche 486 m³ Stadtgas und 304 kg Koks erhalten. Der erhaltene Koks ist jedoch zu wertvoll für die Herstellung von Generatorgas, andererseits aber nicht mit vollwertigem Torfkoks konkurrenzfähig. Wir haben deshalb von der Weiterverfolgung dieses Verfahrens bisher abgesehen.

Bei der Auswahl eines für einen Großversuch sich empfehlenden Verfahrens kommen ja auch die Größenverhältnisse der Anlagen in Frage. Es sollen nicht zu riesenhafte Torfmengen für den Versuch nötig sein. Nun ist aber schon die einzelne Generatoreinheit bei den für Synthesegasherstellung arbeitenden Anlagen ungeheuer groß. Dazu kommt, daß die Einheit zum Zwecke der notwendigen Messungen sich nicht ganz leicht für sich abschalten läßt.

Alle diese Bedingungen erfüllt aber die Wassergasanlage auf dem Werk Tiefstack der Hamburger Gaswerke⁹⁾. Die Anlage vermag 50 bis 60 t Braunkohlenbriketts täglich durchzusetzen und gibt bei Eigengasbeheizung 50 000 bis 55 000 m³ Wassergas; bei Fremdgasbeheizung (Koksgeneratorgas unter Zusatz von etwas Starkgas) etwa 100 000 m³. Aus betrieblichen Gründen ist sie meist nur reichlich zur Hälfte belastet. Es war also zu erwarten, daß mit der Vergasung einiger hundert Tonnen Torf ein genügend klares Bild über die Arbeit mit Torf gewonnen werden könnte.

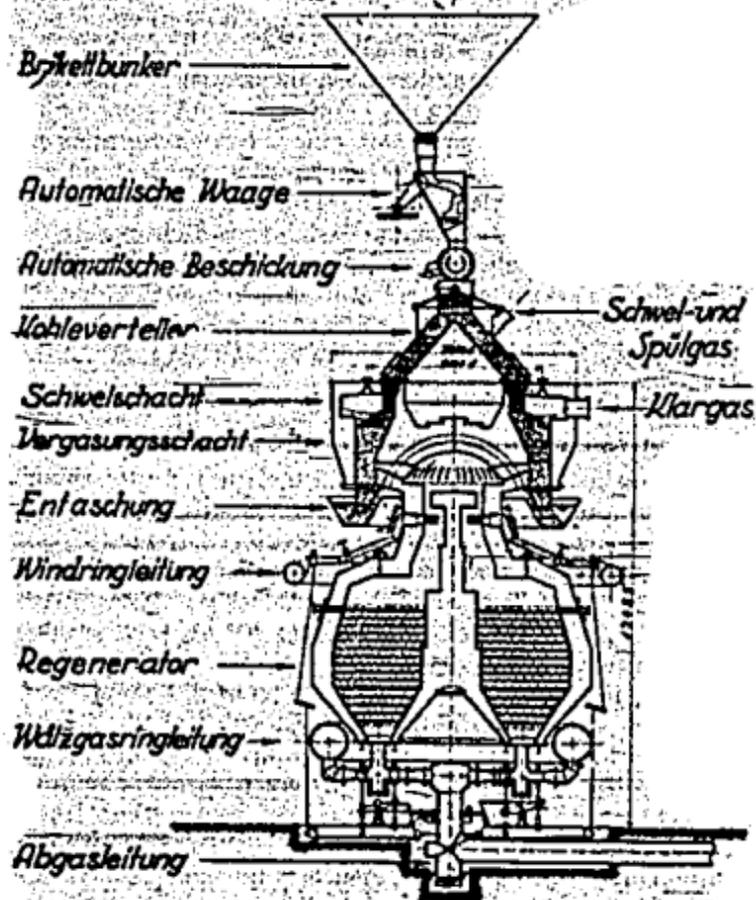


Abb. 1. Gaserzeuger.

⁹⁾ Stief, Gas- u. Wasserfach 76, 581 (1932); H. Müller, ebenda 78, 431 (1935); Gerdes, Braunkohle 24, 193, 216 (1935).

I. Das Pintsch-Hillebrand-Wassergas-Verfahren.

Der Teil, in dem die Wassergasbildung stattfindet, ist der Vergasungsschacht, der als Ringschacht mit Dreirost (Abb. 1) ausgebildet ist. Die so erhaltene Querschnittform eines verhältnismäßig schmalen Ringes von großem Durchmesser gestattet entsprechend der großen Fläche großen Durchsatz und ergibt trotzdem eine sehr gleichmäßige Beaufschlagung der Vergasungsschicht und mäßige Strömungsgeschwindigkeiten des Wälgases. Dies ist einer der Gründe, die die vollkommene Vergasung des Brennstoffes ermöglichen.

Nach oben setzt sich der Vergasungsschacht in dem ebenfalls als Ringschacht ausgebildeten Schwelschacht fort, in den das Vergasungsmaterial vom Hunker durch einen mit automatischer Waage versehenen Kohlenuteller und einen dem ringförmigen Schacht angepaßten Zubringer nach Maßgabe des Verbrauches nachfällt.

Zur Reinigung des Schwelgases dient ein elektrischer Teerscheider. Er geht mit einer Temperatur, die über dem Taupunkt des Schwelgases liegt, um möglichst wasserarmen Teer zu erhalten. Da das Schwelgas zum Wälgas gemischt wird, so wird der aus dem Schwelwasser des Brennstoffes und der Restfeuchtigkeit des Spilgases stammende Wassergehalt des Schwelgases für die Wassergasbildung ohne besonderen Wärmeverbrauch nutzbar gemacht.

Zur Aufheizung des Wälgases dient ein Paar als „Regeneratoren“ bezeichnete Gasröhren⁴⁾. Die oberen Glieder dieses

*) Anmerkung: Auch hier zeigt sich, wie unsicher unser technischer Sprachgebrauch ist. *Koppers* nennt die entsprechende Einrichtung seines Synthesegassystems im Anschluß an die „Winderhitzer der Eisenhöfen „Cowper“ Regenerator und Cowper enthalten „Wärmespeicher“, die im Gegenstrom zum Heizstrom die Wärme auf das zu erhaltende Medium abgeben. Sicher ist, daß der Wärmespeicher des üblichen „Regenerators“ mit Abhitze irgendeiner Hochtemperaturofens im Wechselgang ausgeheizt wird: „Siemens-Regeneratoren.“ Diese Regeneratoren sind meist mit Gitterwerk ausgesetzt. Man begegnet aber auch Regeneratoren mit glatten Zügen. Der „Cowper-Winderhitzer“ wird durch ein in ihm brennendes Gas ausgeheizt. Wegen des notwendigen großen Winddurchsatzes ist der in der Eisenindustrie übliche Cowper kreuzweise mit dünnen Wänden besetzt, die für den Durchgang des Gases schmale lange Züge mit geringem Widerstand frei lassen. In der Pintsch-Hillebrand-Anlage ist der Wärmespeicher mit der für Regeneratoren meist verwandten Gitterbesetzung ausgestattet. Es erscheint also sinngemäß, den Bezeichnungen das folgende System zugrunde zu legen:

Mit Abhitze geheizte Wärmespeicher
Regeneratoren
(Siemens-Regeneratoren)

a) mit Gitterwerk besetzt b) mit freien Zügen

Mit Heizflamme geheizte Wärmespeicher
Cowper

a) mit Gitterwerk besetzt b) mit freien Zügen
(Pintsch-Hillebrand) (Koppers)

Bautella mit den Ableitungen und Zuleitungen für Gas, sowie die Luftzuführungen in den vom ringförmigen Vergasungsschacht gelassenen Innenraum hinein. Diese Bauweise führt zu einer gedrungenen und zusammengefaßten Gestalt der Anlage sowie kurzen Leitungen für das höcherhitzte Wälgas. Damit sind in diesem Teil der Ablage die Wärmeverluste durch Leitung und Strahlung herabgesetzt. Dies ist gerade an dieser Stelle von grundsätzlicher Bedeutung. Die hohe Temperatur des in den Vergasungsschacht eintretenden wasserdampf führenden Wälgases begünstigt die vollkommene Vergasung des entstehenden Kokes und ist für die im einzelnen Durchgang durch den Vergasungsschacht erzielbare Ausbeute an Wassergas maßgebend. Die untere Grenze des ausnutzbaren Temperaturgefälles ist ja von der Reaktionsfähigkeit des Entgasungsrückstandes und der gewünschten Gaszusammensetzung (Wassergasgleichgewicht) abhängig. Die Gaserhitzer sind als Ganzes zylindrisch gebaut und in einzelne Sektoren unterteilt, von denen umschichtig die eine Hälfte aufgeheizt wird, die andere zur Erhitzung des Wälgases dient. Die Hohlräume der Sektoren sind mit feuerfestem, die Wärmespeicher bildendem Gitterwerk ausgefüllt. Ein Ringkanal empfängt das aus dem aufgeheizten Wärmespeicher kommende heiße Dampf-Gas-Gemisch und verteilt es durch einen pilzförmigen Sammelraum mit Schlitzen gleichmäßig in den unteren Teil des Vergasungsschachtes. Heizgas und Luft für die Aufheizung des in der vorherigen Schaltperiode kalt gewordenen Wärmespeichers werden aus außen liegenden Ringleitungen am Kopf der Wärmespeicher unmittelbar unter dem Ringkanal für das in den Vergaser gehende Wälgas zugeführt. In die Wärmespeicher münden von unten Leitungsgastutzen, die mit automatisch gesteuerten Ventilen umschichtig der einen Speichergruppe gekühltes Wälgas mit Wasserdampf zuführen und aus der anderen die Verbrennungsprodukte des Heizgases zu der am Fuße der gesamten Anlage liegenden Abgasleitung wegführen.

Der Hauptteil des Wälgases verläßt nach dem Durchgang durch die Koks-schicht den Vergaserschacht und wird in stehenden zylindrischen Wäschern, in die Wasser eingespritzt wird, abgekühlt. Die hohe Eigenwärme des „Klargases“ ($\sim 700^\circ$) verdampft dabei viel Wasser, das von dem nun $60-70^\circ$ warmen Wälgas als Dampf mitgetragen in den erhitzten Wärmespeicher tritt. Die Wäscher heißen darum „Sättiger“.

Das Aufheizen der Wärmespeicher kann entweder mit dem erzeugten Wassergas oder mit Fremdgas geschehen. Da die Hamburger Anlage dazu dient, mit dem erzeugten Wassergas in Entgasungskammern gewonnenes Kohlengas von hohem Heizwert unter Einstellung auf den in Hamburg für Stadtgas üblichen Heizwert (4300 WE) zu strecken, geschieht die „Unterheizung“ mit Fremdgas, und zwar mit Generatorgas, das mit einem Zusatz von Kohlengas aufgebessert wird.

Die Arbeitsweise ergibt sich am besten aus dem Schema der Abbildung 2. Der Brennstoff geht vom Bunker zum Schwel-schacht und die dort ausgeschwelte Kohle in den Vergasungsschacht. Ein Teil des erzeugten mit Wasserdampf beladenen Wassergases und das von Teer gereinigte nasse Schwelgas bilden das „Wälgas“. Dies wird mit einem Gebläse in den vorher hochgeheizten Wärme-

7.

speicher eingeführt. Dort erhitzt es sich aufsteigend auf über 1300°. Die Kohlenwasserstoffe des Schwelgasanteils werden gecrackt, und es stellt sich ein Wassergas mit hohem Wasserdampfgehalt ein, das nun unten in die Vergasungsschicht eintritt. Der Wasserdampf und etwa zu hoher Kohlendioxidgehalt des Wälzgas setzen sich bei der herrschenden hohen Temperatur mit dem Koks um, neues Wassergas bildend. Dabei sinkt die Temperatur, bis die Reaktionsmöglich-

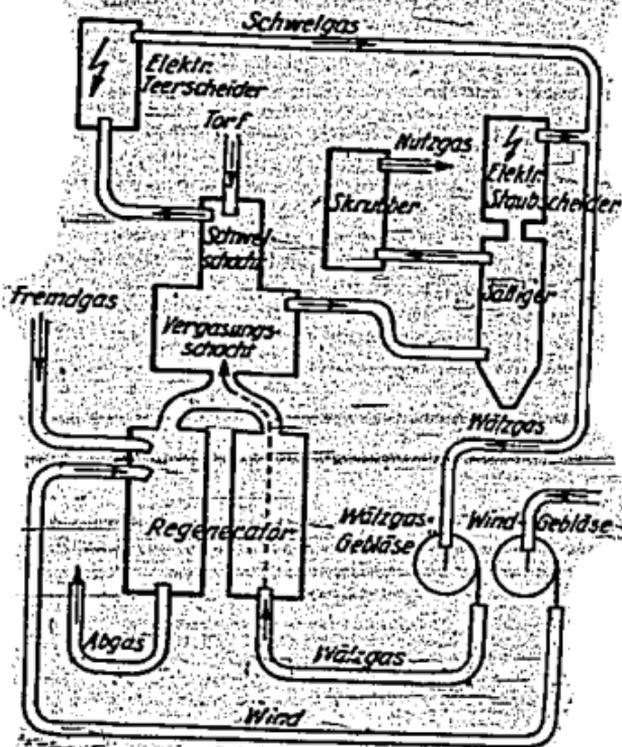


Abb. 2. Gang des Verfahrens.

keit bei der vorliegenden Verweilzeit sich erschöpft. Ein Teil des Gases tritt dann unmittelbar in den Schwel-schacht, wo es als „Spülgas“ wirkt. Seine Temperatur reicht aus, den Brennstoff unter Schonung des entstehenden Teeres abzuswelzen und die höheren Schichten zu trocknen. Spülgas mit den Schwelprodukten geht zum Teerscheider. Der Hauptteil des aus der Vergasungsschicht austretenden Gases geht als „Klargas“ durch die Einspritzwäscher, in denen das Gas auf 60–70° gekühlt wird. Der so erhaltene Strom von „Klargas“ teilt sich. Der eine Teil kehrt mit der genannten Temperatur wasserdampfgeschwängert nach Durchwandern eines

elektrischen Staubscheider in den Kreislauf zurück und bildet mit dem vom Teerscheider kommenden Schwelgas erneut den Wälgasstrom. Der nähere Teil des gesättigten Klargases wird vollständig auf gewöhnliche Temperatur gekühlt. Er stellt die eigentliche Ausbeute an „Nutzgas“ dar.

Abb. 3 gibt die bauliche Gestaltung einer ganzen Anlage wieder.

II. Der Versuch mit Torf.

A. Der beim Versuch verwendete Torf war normaler Sodentorf der Vehnemoor G. m. b. H., Edewechterdamm 1. Oldenburg.

Da die Beschickungseinrichtungen für Braunkohlen-Industriebriketts geschaffen sind, wurden die Soden in einem Brecher gebrochen. Es zeigte sich aber, daß auch bei ganzen Soden weder in den Zuführungen noch im Schacht selbst beachtliche Störungen auftraten. Nur die Zuteilvorrichtung sollte der Form der Soden besser angepaßt werden.

Während der Zeit der Beobachtungen wurden dauernd in bestimmten Abständen wahllos aus dem Beschickungsbringer Soden entnommen, gesammelt und sorgfältig zu einer entsprechenden Durchschnittsprobe verarbeitet. Da zwei Versuchsabschnitte getrennt behandelt werden (s. u.) sind entsprechend 2 Durchschnittsproben untersucht.

Die Untersuchung ergab für:

Durchschnittstorf I von Versuchsabschnitt mit mäßiger Wälgastemperatur.

	Im Zustand der Verwendung	Wasserdampf	Wasser- und sachdampf
Wasser	77,20		
Aesche	0,79	1,04	
Brennbare Substanz	71,25	98,91	100,00
In der calorimetrischen Bombe flüchtig verbrennender Schwefel	0,062	0,119	
Verbrennungswärme (H ₂)	3000 WE	5405 WE	5485 WE
Heizwert (H ₂)	3320 WE	5110 WE	5170 WE

Durchschnittstorf II von Versuchsabschnitt mit höherer Wälgastemperatur.

	Im Zustande der Verwendung	Wasserdampf	Wasser- und sachdampf
Wasser	30,17		
Aesche	0,97	1,20	
Brennbare Substanz	68,76	98,61	100
In der calorimetrischen Bombe flüchtig verbrennender Schwefel	0,062	0,120	
Verbrennungswärme	3770 WE	5410 WE	5485 WE
Heizwert	3385 WE	5115 WE	5180 WE

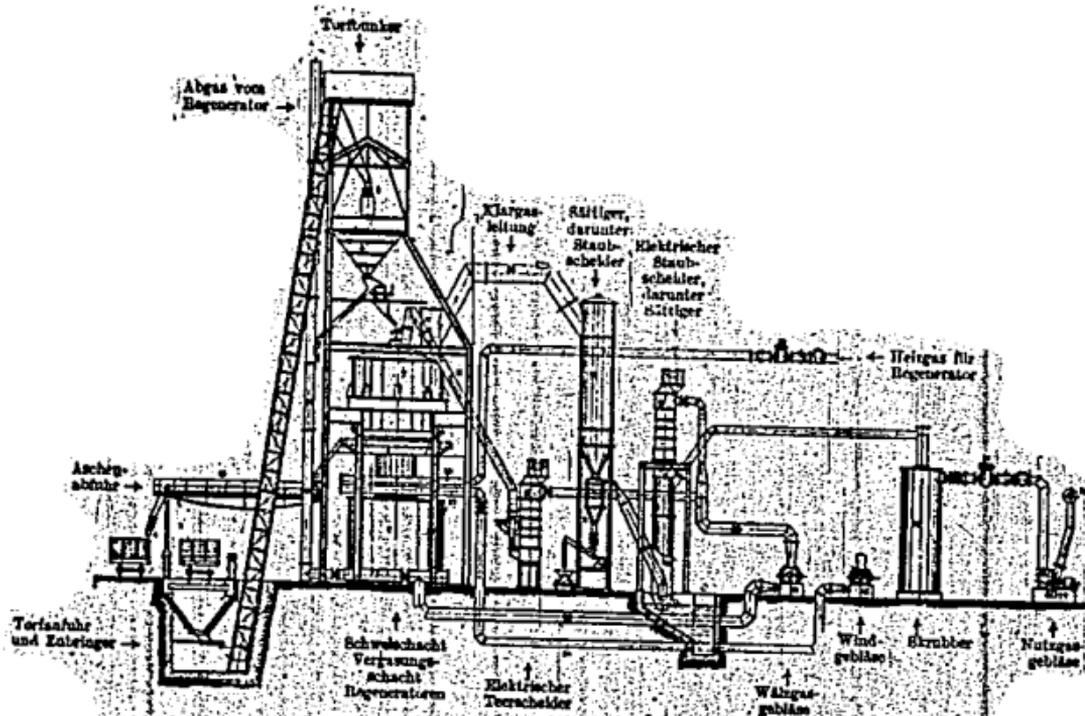


Abb. β. Schematische Darstellung einer Gesamtanlage des Pintsch-Hillebrand-Verfahrens

**Schwefelanalyse von Durchschnittsprobe II
in der Aluminatornte**

Die Untersuchung ergab eine Ausbeute:

	Auf Torf mit 30,27% Wasser	Auf wasserfreien Torf	Auf wasser- und aschenfrei ge- dichtete Substanz
An Koks	33,48	48,02	47,30 (HeiBkoks)
An Torf	7,05	11,40	11,7
An Schwefelwasser:			
a) Feuchtheitswasser	30,27	—	—
b) Zersetzungswasser	18,73	10,00	20,00
Gas und Verlust (Differenz) ...	14,57	20,90	21,0

Analyse des bei obiger Untersuchung erhaltenen Schwefelgases:

CO ₂	C _m H _n	O ₂	CO	H ₂	O ₂ H ₂	CH ₄	N ₂
57,7%	1,6%	—	22,6%	2,0%	0,3%	10,0%	5,6%

B. Torfdurchsatz. Der Versuch wurde ohne jede Unterbrechung in den normalen mit Braunkohlenbriketts arbeitenden Betrieb eingeschaltet. Nachdem aus dem Bunker alle Braunkohlenbriketts verbraucht waren, wurde dauernd mit Torf beschickt. Da das gesamte Beschickungs-, Schwel- und Vergasungssystem eine sehr große Brennstoffmenge faßt, bedurfte es längerer Zeit, bis alle Braunkohle verbraucht und reiner Torfbetrieb erreicht wurde. Um sicher zu gehen, wurde vor Beginn der Messungen schon rd. 70 h mit Torfbeschickung gearbeitet. Schon in dieser Vorperiode lief die Anlage ohne beachtliche Störung. Die in den eigentlichen Versuchsperioden aufgegebenen Torfmengen wurden genau gewogen. Auf Grund bestimmter Erfahrungen, die mit anderen Brennstoffen im Tiefstacker-Betrieb vorlagen, wurde zunächst mit einer mäßigen Temperatur des Wälgases (~1200°) gearbeitet. Dieser Versuch wurde am 19. Oktober 1938 von 10 Uhr bis 22 Uhr durchgeführt. In diesem Versuchsabschnitt I wurden durchgesetzt:

16200 kg Torf I in 12 h
entsprechend 32,4 t Torf I in 24 h
oder 1,35 t Torf I je h.

Da sich bei diesem Versuch keinerlei Schwierigkeiten ergaben, ging man allmählich zu höheren Wälgastemperaturen, u. zw. ~1300° über. Dieser Versuchsabschnitt II währte vom 20. Oktober 1938, 16⁰⁰ Uhr, bis 23. Oktober 1938, 9⁰⁰ Uhr, also 65 h. In dieser Zeit war der Gesamtdurchsatz: 102200 kg Torf II oder 37,73 t Torf II je 24 h, 1,57 t Torf II je h.

Der festgestellte Durchsatz ist für die Größe der Anlage nicht allgemein gültig. Erstlich wurde mit dem fremden

Material vorsichtig verfahren, zweitens ist der Schwelschacht für wasserarme Braunkohlenbriketts gebaut und demgemäß für die Trocknung und Verschmelzung des Torfs mit ~30% Feuchtigkeit zu klein, um den Vergasungsschacht voll auszunutzen.

C. Das erhaltene Gas: a) Menge. Die vorhandenen Anzeiginstrumente gestatteten, ohne Unterbrechung den Betrieb dem veränderten Brennstoff anzupassen. Strömungsgeschwindigkeiten, Dampfsatz usw. waren leicht so zu regeln, daß das gewünschte Gas erhalten wurde. Das als „Nutzgas“ erhaltene Gas wurde nach Kühlung und Reinigung dem Gasbehälter durch die gleichen Gasmesser des Werkes zugeleitet, wie dies im normalen Betrieb mit Wassergas geschieht. Der Stand der Gasmesser wurde zu Beginn und Ende der Versuchsabschnitte sowie in regelmäßigen Abständen dazwischen abgelesen. Es wurde so festgestellt:

Gaserzeugung im Versuchsabschnitt I: 17900 Nm³

= 35800 Nm³ in 24 h

= 1492 Nm³ je h

= 1,104 Nm³ je kg Torf I.

Gaserzeugung im Versuchsabschnitt II: 131200 Nm³

= 48445 Nm³ je 24 h

= 2018 Nm³ je h

= 1,284 Nm³ je kg Torf II.

b) Die Gaszusammensetzung wurde in Abständen von 2—3 h durch vollständige Analyse kontrolliert. Zwischen je 2 Vollanalysen wurden CO₂ und N₂ ein- bis zweimal bestimmt. Die Zusammensetzung war von befriedigender Konstanz.

Die Durchschnittszusammensetzung war:

	CO ₂	C _m H _n	O ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
Versuchsabschnitt I							
Mittel aus 4 Vollanalysen und den ungeordneten Kurzanalysen	15,4	—	0,1	27,5	51,9	2,6	2,4
Versuchsabschnitt II							
20. Okt. Mittel aus 8 Vollanalysen usw.	14,6	0,2	0,2	27,3	53,2	2,5	2,0
21. Okt. Mittel aus 7 Vollanalysen	15,1	0,3	0,1	26,5	54,0	2,4	1,6
22. Okt. Mittel aus 7 Vollanalysen	13,5	0,2	0,2	26,5	53,2	2,5	1,5
23. Okt. Mittel aus 8 Vollanalysen	15,5	0,4	0,2	26,5	53,1	2,3	1,7
Gesamtmittel des Versuchs- abschnittes II	15,2	0,3	0,2	26,7	52,6	2,5	1,8

Diese Analysen zeigen, daß es trotz des ganz andernartigen Brennstoffs in wenigen Tagen gelang, das gewünschte Verhältnis von CO;H₂ = 1:2 einzustellen und dabei die Inerten CO₂ + N₂ in erträglichen Grenzen zu halten.

Nicht unwichtig ist auch der Schwefelgehalt des Gases: Im Gas des Versuchsabschnitts II wurde Gesamtschwefel gefunden:

im Rohgas	nach der Behandlung über Rasenschnern
0,705	2,444 g S in 100 m ³
0,805	2,777 g S in 100 m ³
0,78	2,00 g S in 100 m ³

Damit liegt der Schwefelgehalt des aus Torf hergestellten Synthesegases um ein Beachtliches niedriger als bei anderen Synthesegasen.

c) Heizwert des Gases. Der Heizwert wurde dauernd durch ein automatisches selbstschreibendes *Junkers*-Calorimeter gemessen. Die Schreibkurve verlief mit bemerkenswerter Stetigkeit auf gleicher Höhe. Um von einem Apparatefehler unabhängig zu sein, wurde täglich eine Sonderbestimmung ausgeführt. Man erhielt so:

	H ₁	H ₂
20. Okt. 15 ⁰⁰ Uhr:	2670 WE	2430 WE je m ³
21. Okt. 14 ⁰⁰ Uhr:	2620 WE	2390 WE je m ³
22. Okt. 11 ⁰⁰ Uhr:	2690 WE	2450 WE je m ³
Mittel	2660 WE	2423 WE je m ³

d) Verlauf der Vergasung. Der Torf als Vergasungsmaterial verhielt sich ausgezeichnet. Er zeigte beachtenswerte Standfestigkeit, was darin zum Ausdruck kam, daß das Druckgefälle des Wälgases zwischen Ein- und Austritt an Vergasungsschnafit deutlich niedriger lag als bei dem vorher vergasten Braunkohlenbrikett.

Wegen des sehr geringen Aschengehalts (1,4% wasserfrei) und der weitgehenden Vergasung war ein Vergasungsrückstand nicht zu fassen. Auch nach dem 8 Tage währenden Torfbetrieb war in der Ascheaustragung des Drehrotes noch keine Torfasche zu erkennen. Die im ganzen vergasten 200 t Torf geben noch nicht 3 t Asche, die sich in dem viele Kubikmeter fassenden Aschenbecken stark verteilen. Für die anzustellenden Berechnungen ist dieser Abgang unerheblich. Selbst wenn die Vergasung eine Anreicherung der Asche im Vergasungsrückstand auf nur 50% Asche gebracht hätte, so wären von dem verwendeten Torf (30% H₂O und 1% Asche) 98% vergast, während für ein Braunkohlenbrikett mit 8% Asche bei ebenfalls 50% Unverbranntem im Unvergastem der vergaste Anteil nur 84% wäre. Der Verlust an Unvergastem verhielte sich dann bei Torf und Braunkohle wie 2:16.

D. Teeranfall. Die Bestimmung der Teerausbeute gelang nicht sehr genau. Es wurde während eines Versuchs in 2 bzw. 3 begrenzten Zeiten (im Mittel 3 h) der Teer in je einem Paß aufgefangen und die erhaltene Menge auf die ganze Versuchszeit umgerechnet. So erhielten wir für

Versuchsabschnitt I: 3,00 kg Teer

Versuchsabschnitt II: 3,20 kg Teer

wasserfrei auf 100 kg Torf. Bei Einstellung der Anlage auf die Besonderheiten des Torfbetriebes wird man wohl mit 5% Teerausbeute rechnen dürfen.

Die genommenen Teerproben ergaben wasserfrei folgende Heizwerte:

Heizwerte:	Versuchsabschnitt I	Versuchsabschnitt II
	8790	8670
	8930	8745
	—	9020
Mittel	8860	8810 WE je kg

E. Unterheizung. Die für die Beheizung der Wärmespeicher dienenden Mengen von Stadtgas und Generatorgas wurden getrennt mit Staurändern gemessen. Der Heizwert wurde vom Mischgas bestimmt. Es wurden festgestellt:

	Versuchsabschnitt I	Versuchsabschnitt II
Verbrauch an Stadtgas	1810	13100 Nm ³
Verbrauch an Generatorgas	10100	52600 Nm ³
Verbrauch an Mischgas	11910	65700 Nm ³
Heizwert des Mischgases (H ₀)	1555	1718 WE/Nm ³
Unterheizung je Nm ³ Nutzgas	1034	861 WE

Diese Feststellungen erfordern eine Ergänzung in qualitativer Beziehung. Aus der oben gegebenen Schilderung des Verfahrens und der Abb. 1 geht hervor, daß das Mischgas mit dem zugehörigen Wind im Kopf der Gaserhitzer der gerade aufzuheizenden Gruppe der Wärmespeicher zugeführt wird, während aus der anderen Gruppe das erhitzte Wälgas-Dampf-Gemisch zum Vergaser strömt. Ein Absehlußorgan zwischen den beiden Gasströmen besteht nicht. Es ist aber notwendig, ihre Vermischung, die zur Erhöhung des Stickstoffgehalts im Nutzgas führen würde, zu verhindern. Dies geschieht lediglich durch entsprechende Einstellung der Drücke der strömenden Medien. Man könnte hierin einen schwachen Punkt der Anlage sehen. Diese Befürchtung ist nicht zutreffend. Dieser Bauteil zeigt die höchsten Temperaturen und besorgt die Wälgasverteilung auf den dem Umfang nach recht ausgedehnten Ringraum des Vergasers. Hier gut funktionierende, umschaltbare Verschlüßorgane einzubauen, ist eine technisch schwer zu lösende Aufgabe. Dagegen ist die geschehene Lösung wesentlich eleganter und die Tatsache, daß es in diesem Betriebsversuch ohne weiteres möglich war, den Stickstoffgehalt auf durchschnittlich 1,7% zu halten

und wohl beim weiteren Hinspielen auf die Sonderverhältnisse noch weiter zu senken, beweist, daß die Lösung auch ausgezeichnet gelungen ist. Auf die wärmewirtschaftliche Bedeutung dieser stark eingekapselten und sehr kurze Wege gebenden Bauweise ist schon oben hingewiesen.

III. Wärmebilanz.

Auf Grund der vorstehend mitgeteilten Ergebnisse können die Wärmebilanzen der beiden Versuchsabschnitte aufgestellt werden. Dies geschieht am besten tabellarisch.

Versuchsabschnitt I

Eingebracht:	WE	Erhalten	WE	%
16,2 t Torf mit 3520 WE/kg	57024000	17900 Nm ³ Nutzgas mit 2430 WE	43497000	57,6
Unterfeuerung:		486 kg Teer mit 8860 WE	4290000	5,7
11910 Nm ³ Mischgas mit 1555 WE	18520000	Verlust	27757000	36,7
Summe	75544000		75544000	100,0

Versuchsabschnitt II

Eingebracht	WE	Erhalten	WE	%
102,2 t Torf mit 3385 WE/kg	345947000	131200 Nm ³ Nutzgas mit 2423 WE	317900000	69,2
Unterfeuerung:		3185 kg Teer mit 8810 WE	28000000	6,1
65700 Nm ³ Mischgas mit 1718 WE	112873000	Verlust	112860000	24,7
Summe	458820000		458820000	100,0

Es ist klar, daß der erste Abschnitt mit der niedrigen Wälzgastemperatur keine hohe Wärmeausbeute liefern konnte. Unter diesen Umständen ist der Nutzeffekt von 57,6 bezogen auf Nutzgas, und 63,3% unter Einschluß des Teers recht befriedigend. Der Nutzeffekt beim Versuch mit hoher Wälzgastemperatur war nur auf Gasausbeute bezogen: 69,2% unter Einschluß des Teers 75,3%. Berücksichtigt man, daß es sich um einen Brennstoff handelt, für den die Anlage nicht eingerichtet war, und daß bei vollkommener Anpassung das Ergebnis noch verbessert werden kann, so erscheint erwiesen, daß die Wärmeökonomie des *Bleich-Hillebrand*-Verfahrens als sehr gut zu bezeichnen ist.

IV. Verwendungsfähigkeit.

Der vorstehend beschriebene Betriebsversuch gestattet, Erwägungen darüber anzustellen, ob und in welcher Weise

das *Pintsch-Hillebrand-Verfahren* in den Dienst der Moornutzung und damit in die Wirtschaft der Torfgegenden eingeschaltet werden kann. Dabei ist zu berücksichtigen, daß die Ausnutzung des Ladegewichtes der Eisenbahnwagen nur zu 75 bis 80% möglich und damit die wirtschaftlich tragfähige Reichweite des Transportes beschränkt ist.

a) **Stadtgas.** Das Beispiel der untersuchten Anlage in Hamburg-Tiefstack zeigt, daß eine derartige Wassergasanlage sehr wohl geeignet ist, Wassergas dem Kohlegas zuzusetzen und die Gaserzeugung damit zu verbilligen. Die vorliegende Anlage ergibt auf Torfbasis ~ 20 Mio. Nm³ Wassergas im Jahr. Da bis etwa $\frac{1}{2}$ des Stadtgases aus Wassergas bestehen kann, ergibt sich eine Produktion von 60 Mio. Nm³ Stadtgas. Rechnet man mit einem durchschnittlichen Gasverbrauch von 100 Nm³ je Kopf und mehr, so entspricht die genannte Produktion dem Verbrauch eines Gemeinwesens mit 600000 Einwohnern. Die Gemeinden in den Torfgebieten und in nächster Nachbarschaft sind viel kleiner. Selbst Bremen kommt für eine derartige Verwendung von Wassergas nicht in Frage, um so mehr als ein Teil des Gasverbrauches aus der Kokerei der Norddeutschen Hütte, Nordenham, stammt und damit für die Vermischung mit Wassergas kaum Raum bietet. Wohl aber ist es denkbar, wie der Versuch selbst zeigt, die Hamburger Anlage mit Torf zu betreiben, falls die Transportfrage günstig gelöst wird. Erwägungen in dieser Richtung sind im Gange.

b) **Synthesegas.** Für die Planung einer derartigen Anlage ist es notwendig, zunächst die Größenverhältnisse zu bestimmen. Nun stehen aber die Produktionsverhältnisse der Torfindustrie und der Synthesegasherstellung in einem gewissen Gegensatz. Entsprechend der geringen Mächtigkeit der Moore sind die Torfbetriebe ähch bei mäßiger Produktion in der Fläche stark ausgedehnt. Deshalb sind die Erzeugungsgrößen beschränkt.

Die größte Produktion eines Werkes dürfte jetzt etwa 120000 t im Jahre betragen. Die Anlagen für die Treibstoffsynthese nach *Fischer-Tropsch* sind aus Gründen größerer Wirtschaftlichkeit und im Hinblick auf die günstigere Verarbeitung der verschiedenen Erzeugnisse (Gasol, Benzin, höher siedende Öle und Paraffin) recht groß angelegt. Die Produktion umfaßt i. allg. 50000 t im Jahre. Eine derartige Anlage hätte einen Torfverbrauch, der fast der gesamten

heutigen Torfproduktion Nordwestdeutschlands entspricht. Eine auf Torfverbrauch gestützte Benzinanlage muß sich also mit einer kleineren Produktion begnügen. Beide Rücksichten, auf Wirtschaftlichkeit der Benzinanlage und Leistungsfähigkeit des Torfbetriebes, führen auf eine Produktionsgröße von 10 000 bis 12 000 t Benzin, wobei die Rohprodukte an ein größeres Werk zur Aufarbeitung abgegeben werden. Man hat also dann von einem Torfverbrauch von etwa 120 000 t im Jahre auszugehen.

Nun ist aber noch zu berücksichtigen, daß ja auch für die Unterheizung noch Torf notwendig ist. Im Versuch ist festgestellt (s. o.), daß je Nm³ Synthesegas 850 WE an Unterheizung notwendig sind. Nun liefert die Kohlenwasserstoffsynthese selbst in dem Restgas der Synthese ein wichtiges heizkräftiges Gas, das sehr wohl mit zur Unterfeuerung herangezogen werden kann. Nach freundlicher Privatmitteilung der *Ruhrchemie* können je m³ Synthesegas, wie es im vorliegenden Versuch hergestellt ist, im Restgas 400 WE zur Verfügung gestellt werden, so daß noch 450 WE je Nm³ Synthesegas zu decken wären. Dies geschieht zweckmäßig durch Generatorgas, das aus Torf hergestellt ist. Da in der Stunde 18 600 m³ Synthesegas hergestellt werden, sind aus Generatorgas 8 370 000 WE zu decken. Bei einem Heizwert von 3380 WE je kg Torf und einem Nutzeffekt des Generators von 66% (ohne Berücksichtigung des Teeranfalls) sind also nötig:

$$\frac{8370000}{3380 \cdot 0,66} = 3,75 \text{ t Torf-je h.}$$

oder bei 8000 Betriebsstunden 30 000 t Torf. Danach wäre der Gesamtjahresverbrauch der Anlage 150 000 t feid-trockenen Torfes.

Nach den Erfahrungen der Torfindustrie ist eine solche Jahreserzeugung noch möglich.

Nach den Angaben der Firma Pintsch ergeben sich für eine derartige Anlage die folgenden Anlagekosten:

Anlagekosten	
für Anlage mit 150 000 t Torfverbrauch im Jahre:	
Vergasungsanlage für 120 000 t Jahresverbrauch mit 4 Vergasungseinheiten	RM. 4 300 000
Dazu Generatorgasanlage für Unterfeuerung mit 4 Generatoren	RM. 700 000
	RM. 5 000 000

Für den Kapitaldienst sollen 8% Abschreibung und 5% Verzinsung angenommen werden. Dann ergibt sich je Betriebsstunde ein Kapitaldienst von

$$\frac{5000000 \cdot 0,13}{8000} = 81,25 \text{ RM.}$$

Für Reparaturen usw. sollen 4% eingesetzt werden. Im übrigen werden der Berechnung des Gesteigungspreises folgende Zahlen zugrunde gelegt:

Preise und Verbrauchszahlen je Betriebsstunde.

	Preis in RM.	Synthesegas	Generator	Zusammen
Torf	7—/10t	15	3,75	18,75 t
Strom	0,03/kWh	480	56	536 kWh
Spelwasser	0,36/m ³	5,55	0,23	5,78 m ³
Frischwasser	0,05/m ³	28,5	5,86	34,36 m ³
Bedienung	1.—/Lohnstunde	8,33	3.—	11,33 Lohnstunden
Teer	5.—/100 kg	750	190	940 kg

Der Teeranfall ist mit 5% des verbrauchten Torfes sowohl für die Synthesegasanlage als auch die Unterfeuerungsgeneratoren eingesetzt. Der Teer wird mit 5.—RM. je 100 kg bewertet.

Auf diese Weise ergaben sich die wie folgt aufgestellten Gesteigungskosten:

Gesteigungskosten

Je Betriebsstunde RM.

Kapitaldienst	81,25
Reparaturen	25,00
Bedienung 11,33 Lohnstunden	11,33
Strom 536 × 0,03	16,08
Spelwasser 5,78 × 0,3	1,73
Frischwasser 34,36 × 0,05	1,72
Für 18600 Nm ³ Synthesegas	137,11
Für 1 Nm ³	0,74 Pf.

Dazu $\frac{18750}{18600} = 1 \text{ kg Torf je Nm}^3$

Bei einem Torfpreis für 1 t	7.—	8.—	9.— RM.
Torfkosten je Nm ³	0,70	0,80	0,90 Pf.
Zusammen	1,44	1,54	1,64 Pf./Nm ³
Ab für Teer 50 × 0,005	0,25	0,25	0,25
Gesteigungspreis	1,19	1,29	1,39 Pf./Nm ³

Es ergibt sich also, daß bei einem Preise von 7.—RM. je t Torf das Nm³ Synthesegas für 1,19 Pf. zur Verfügung steht, also für einen Preis, wie er ungefähr für andere

Brennstoffe heute auch gültig ist. Natürlich ist der Gestehungspreis stark vom Torfpreis abhängig und steigt auf 1,39 Pf., wenn der Torf, wie er heute im Torfgebiet abgesetzt werden kann, 9.—RM. je t kostet. Das ist ein Preis, der vom Benzinwerk vielleicht noch getragen werden kann. Eine gewisse Verbilligung der Gestehungskosten ist wohl noch durch eine Steigerung der Teerausbeute und eine bessere Bewertung des Teeres zu erreichen. Diese Frage zu beurteilen, liegen aber nicht genügend Erfahrungen vor.

Im ganzen genommen erscheint es also auf Grund der vorliegenden Untersuchung durchaus möglich, ein Synthesegaswerk im Torfgebiet nach dem beschriebenen Verfahren zu errichten.

Die Kosten dieser Untersuchung sind von verschiedenen privaten und staatlichen Stellen aufgebracht worden.

Zum Schlusse dieses Berichtes sei betont, daß die Torfindustrie und der Verfasser allen, die an dem Zustandekommen und an der Durchführung dieses Betriebsversuches beteiligt waren, zu großem Dank verpflichtet sind. In erster Linie gilt der Dank Herrn Direktor *Stief* vom Werk Tiefstack der Hamburger Gaswerke und der Firma Julius Pintsch, Berlin. An der Untersuchung selbst haben teilgenommen: Herr Dipl.-Ing. *Domann* von der Fa. Pintsch, dessen genaue Kenntnis des Verfahrens für die Durchführung des Versuches besonders wertvoll war, sowie der Chemiker des Werkes Tiefstack, Herr Dr. rer. nat. *Demski*, von der Versuchsanstalt für technische Moorverwertung die Herren Dipl.-Ing. *Reinhold Wickbold* und Dipl.-Ing. *Kurt Wiese*. Allen diesen Herren sei für ihre verdienstvolle Mitwirkung verbindlicher Dank gesagt.

[54.]