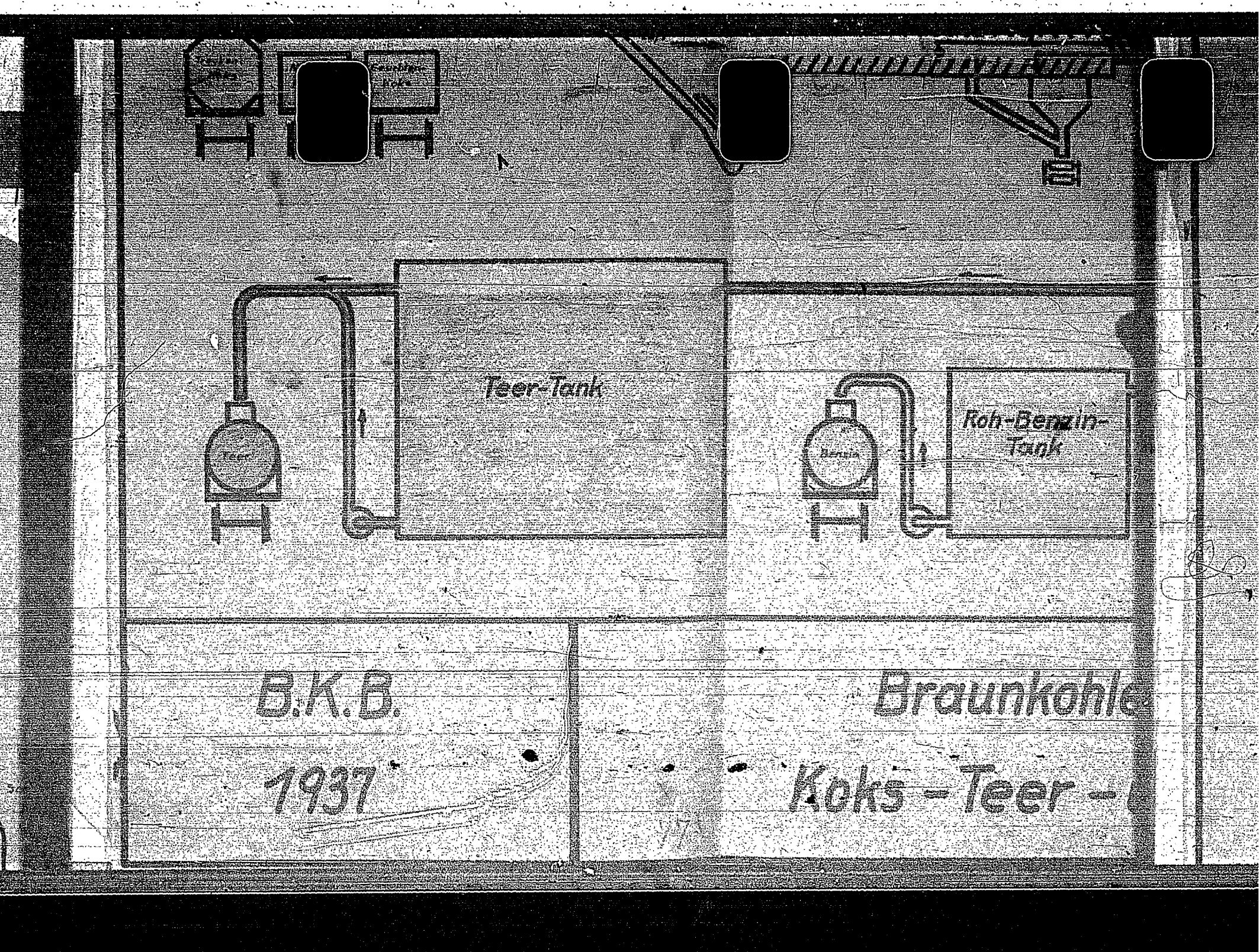
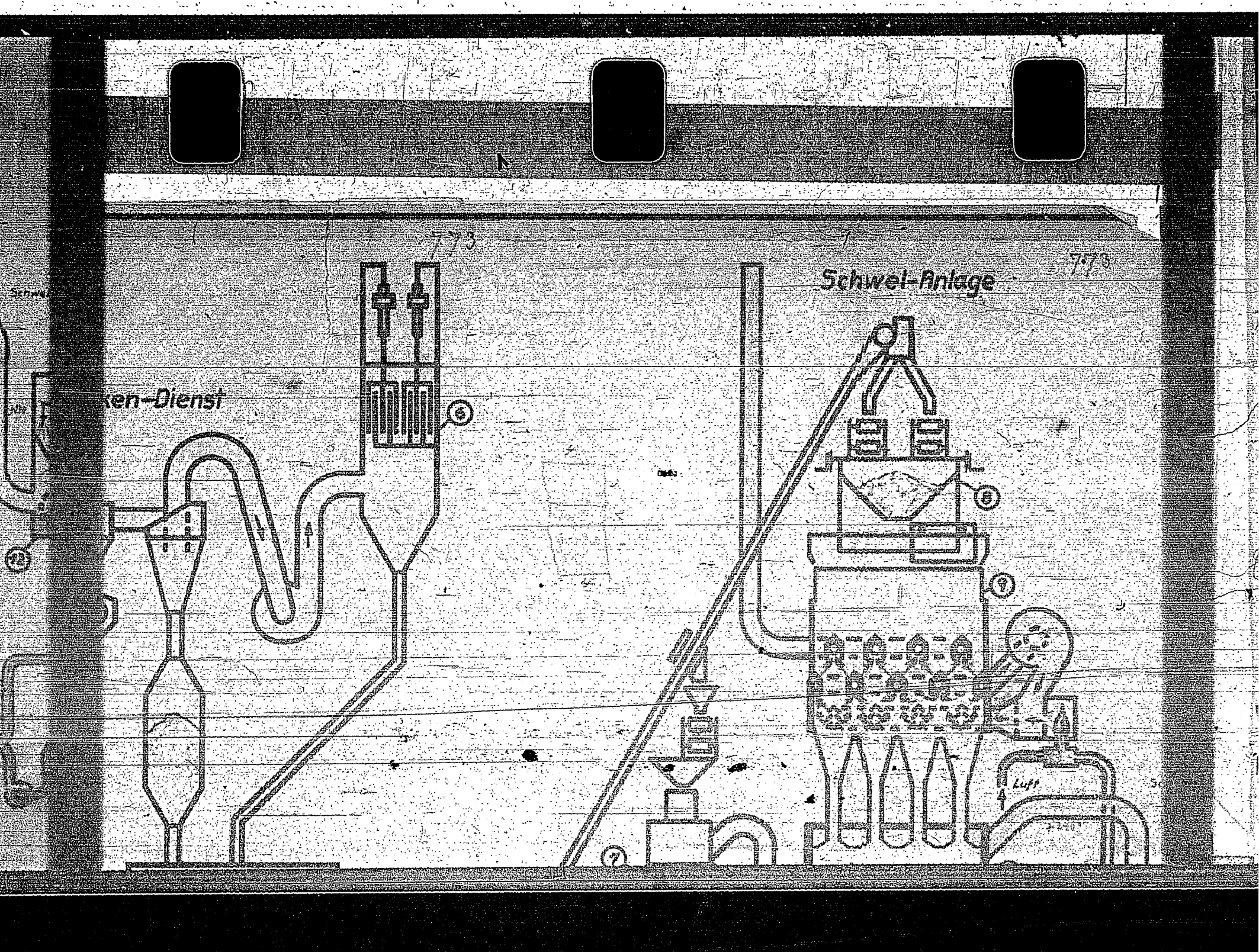
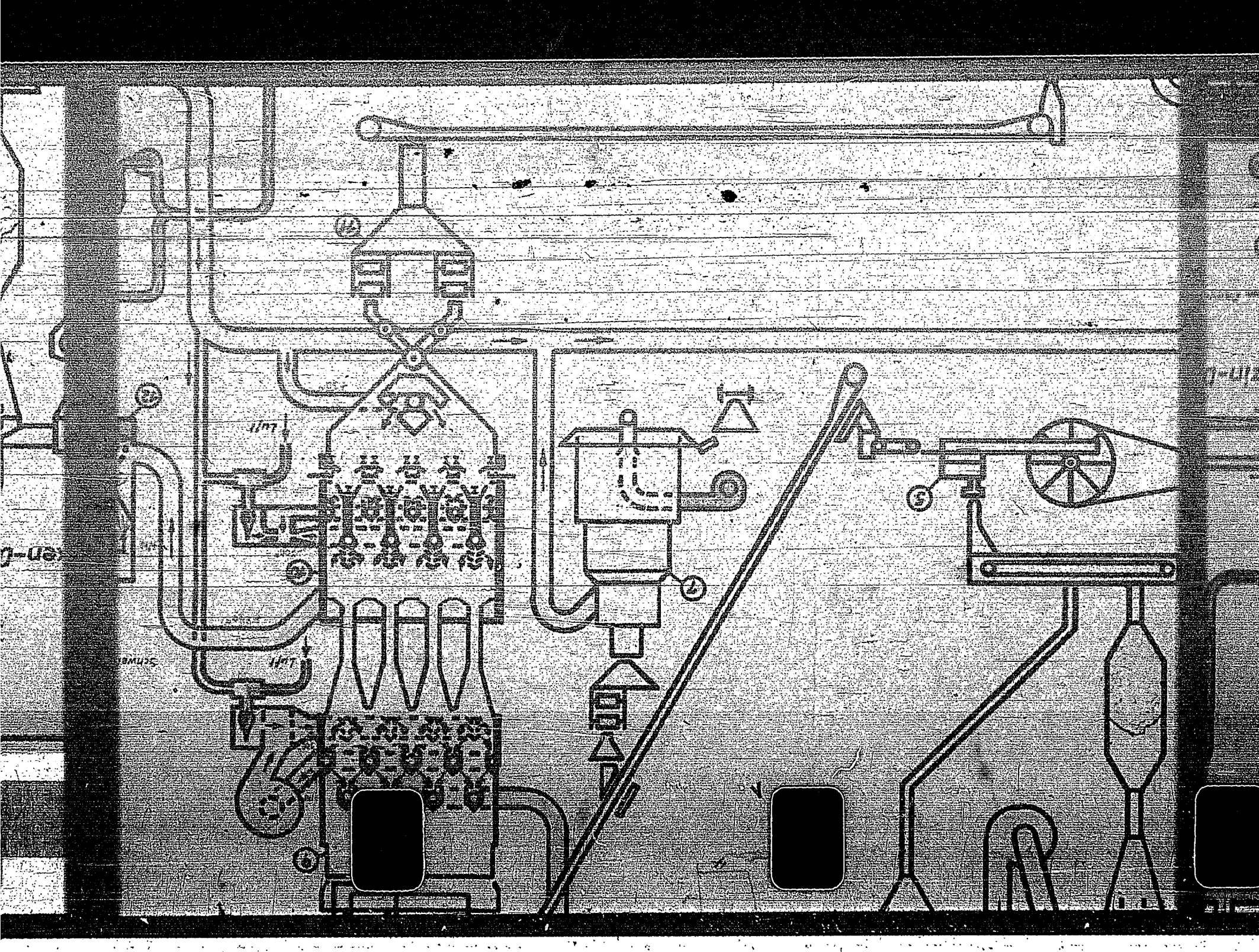
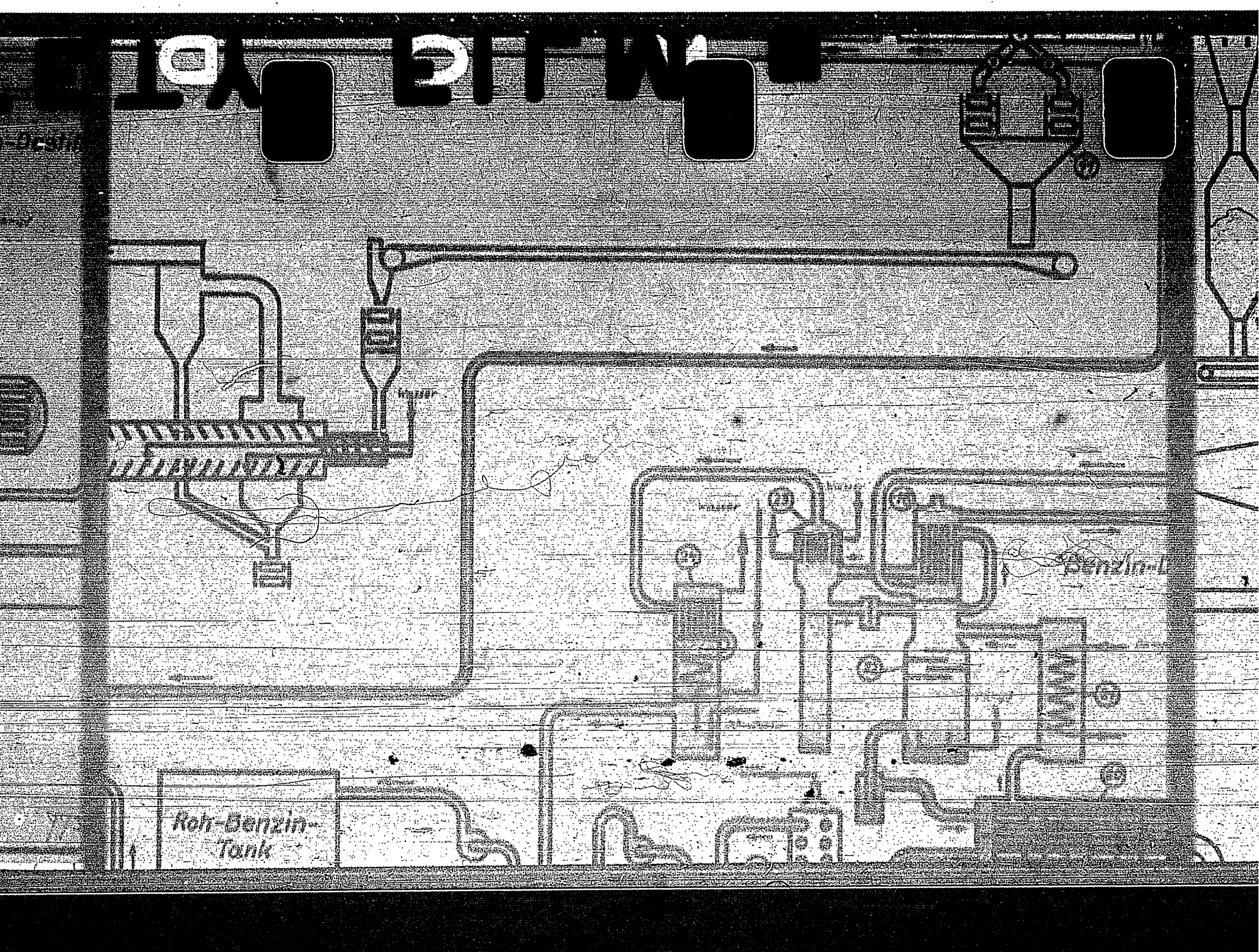
Kokskalkerungs-Anlage

Kokskalkerungs-Anlage


Teer-Tank
Roh-Benzin-Tank
B.K.B.
1937
Braunkohle
Koks - Teer -


Schwei-Anlage
Luft




Roh-Benzin-
Tank

Benzin-Dampf

Roh-Benzin-Tank

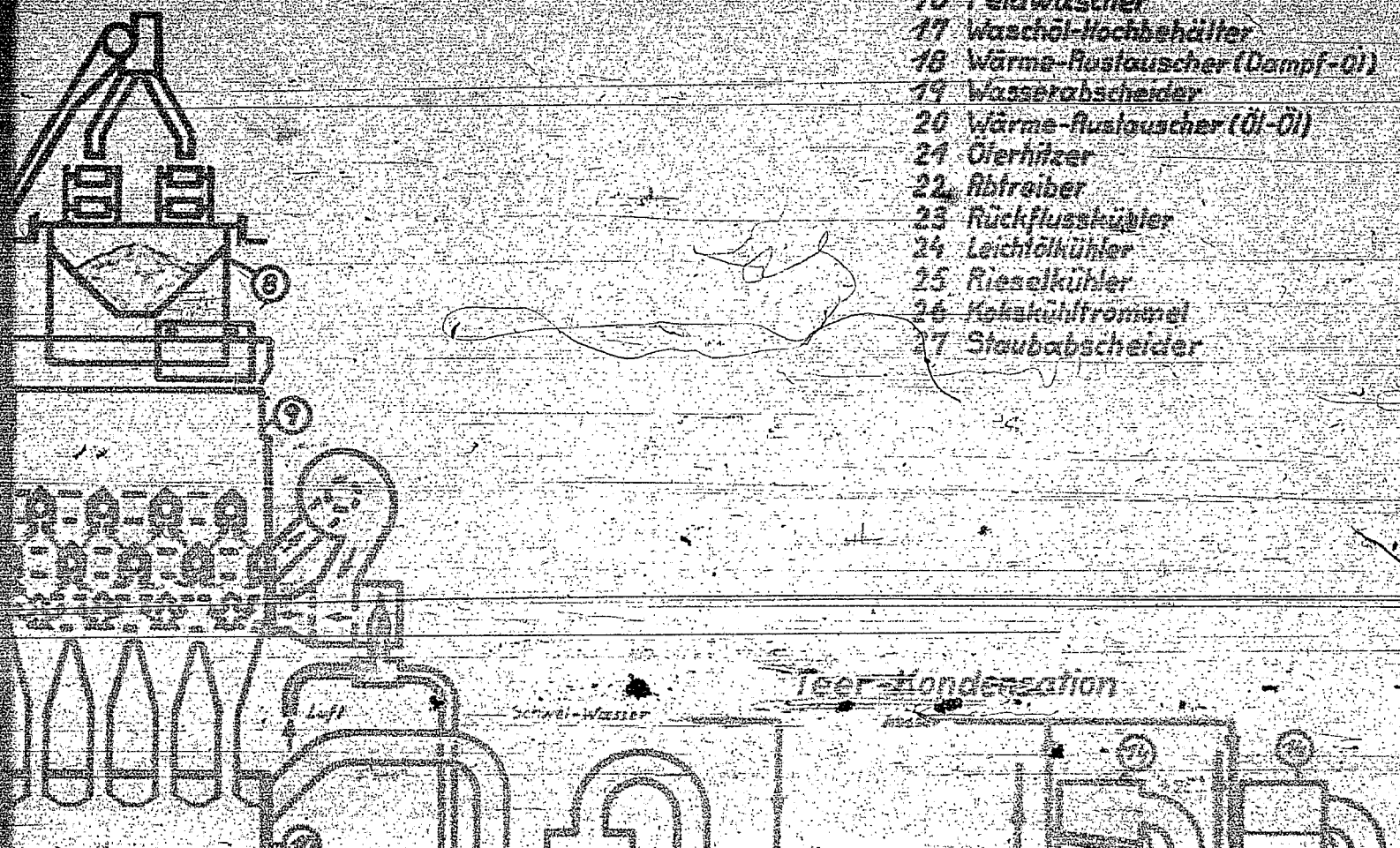
Unterbrechung der Benzin-Zufuhr

Schwel-Anlage

773

773

15 Stossabscheider
16 Feldwäscher
17 Waschöl-Hochbehälter
18 Wärme-Austauscher (Dampf-Öl)
19 Wasserabscheider
20 Wärme-Austauscher (Öl-Öl)
21 Überhitzer
22 Abtreiber
23 Rückflusskühler
24 Leichtölkühler
25 Rieselkühler
26 Kokskühltrommel
27 Staubabscheider



[redacted]

[redacted]

[redacted]

Kondensation

Schl

Benzin-Destillation

[redacted]

[redacted]

[redacted]

[redacted]

[redacted]

TITLE PAGE

XIV. Documents concerning Schwelerei Brüx, obtained from Hermann Göring Werke, Schwarzenfeld near Nürnberg.

1. Aufbau und Arbeitsweise der Lurgi-Spülgas-Schwelanlage für Rohbraunkohle in Brüx.
   Construction and production methods of the Lurgi flushing gas plant for low-temperature carbonization of crude brown coal.

   Frame Nos. 774 - 785

Berlin, den 2. September 1940
Be/Bch. /Hs.

Aufbau und Arbeitsweise der Lurgi-Spülgas-Schwelanlage für Rohbraunkohle in Brüx.

Allgemeines:

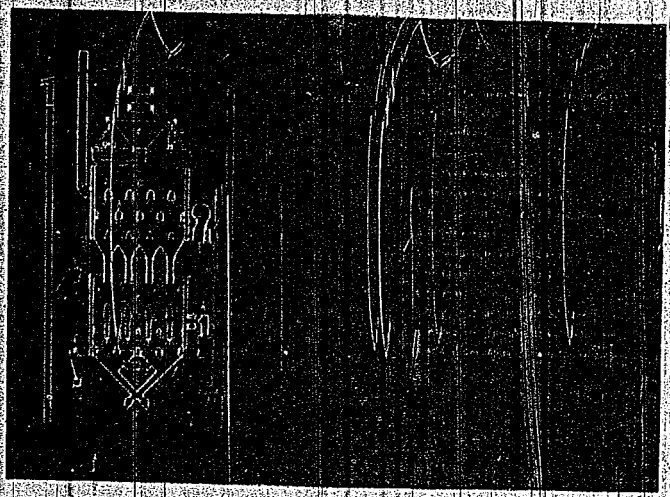
Unter Schwelung wird die Erhitzung eines Brennstoffes auf Temperaturen von 450 – 800°C verstanden im Gegensatz zur Verkokung, bei welcher der Brennstoff auf 900 – 1200°C erwärmt wird. Durch den Schwelvorgang werden aus den Brennstoffen 3 Erzeugnisse gebildet: Schwelkoks, Schwelteer und Schwelgas.

Bei der Ölgewinnung durch Schwelung besteht die Hauptaufgabe in der Gewinnung der flüssigen Kohlenwasserstoffe in Form von Schwelteer, Teeröl und Benzin, während die gleichzeitig gebildeten brennbaren Gase und der Schwelkoks lediglich Nebenerzeugnisse sind. Aus wirtschaftlichen Gründen kommen für diese Aufgabe nur Brennstoffe mit einem hohen Gehalt an gewinnbaren flüchtigen Bestandteilen in Betracht, wie man sie in jüngeren Steinkohlen, in jüngeren und älteren Braunkohlen und in verschiedenen ölhaltigen Gesteinen findet. Bei der Brennstoffveredelung durch Schwelung besteht die Hauptaufgabe darin, minderwertige Brennstoffe in solche höheren Heizwertes oder günstigerer Gebrauchsform umzuwandeln. Für eine solche Veredelung kommen in Betracht wasserreiche Brennstoffe wie Braunkohle oder Torf sowie jüngere Brennstoffe mit sehr hohem Gasgehalt. In jedem Falle ist das Ziel der Schwelung hier die Steigerung des Heizwertes, die Verbesserung der Gebrauchsform oder die Verbesserung der Brenneigenschaften. Zerfällt der zu schwelende Brennstoff bei der Erhitzung oder wird nicht backende feinkörnige Kohle verwendet, so wird zweckmäßig der Schwelung eine Brikettierung des Schwelkokses angeschlossen, um ein stückiges Endprodukt von hohem Gebrauchswert zu erhalten. Bei dem Lurgi/Krupp-Stückkoksverfahren erübrigt sich diese Brikettierung, da hier zunächst durch Brikettierung von feinkörnigem zum Verfall neigenden Brennstoff Formlinge erzeugt werden, welche bei der nachfolgenden Destillation im Lurgi-Spülgasofen ihre Form und ihr hohes Schüttgewicht behalten oder nur soweit in grobe Stücke zerfallen, daß ein Stückkoks mit hohem Gebrauchswert erhalten wird.

Für die Durchführung der Schwelung bedarf es einer Vortrocknung des Brennstoffes und einer nachfolgenden Erhitzung in weitgehend

regelbaren Grenzen. Die Erhitzung läßt sich entweder mittels der Übertragung der Wärme durch eine Wandung hindurch vornehmen oder mit Hilfe von Heizgasen, welche den Brennstoff unmittelbar durch- bezw. umspülen. Bei Schwelanlagen, die mit indirekter Wärmeübertragung arbeiten, erfolgt die Erhitzung des Brennstoffes in Kammern oder Retorten, die von außen beheizt werden. Um die Wärmeübertragung durch die Kammerwände zu erhöhen, werden letztere neuerdings aus Stahl hergestellt. Der Betrieb solcher Öfen erfolgt intermittierend. Bei der direkten Wärmeübertragung (Spülgas-Schwelung) wird das Schwelgut unmittelbar von den Heizgasen umspült. Infolge der günstigen Übertragung der Wärme ist der Größe der einzelnen Ofeneinheiten praktisch keine Grenze gesetzt, sodaß sich Einheiten von sehr großer Leistung bauen lassen. Wegen der guten Wärmeübertragung und der geringen Wärmeverluste arbeiten diese mit niedrigem Wärmeverbrauch. Besondere Vorteile bietet die unmittelbare Wärmeübertragung bezüglich der Baumaterial-Frage, da im Bereich der höchsten vorkommenden Temperaturen feuerfestes Mauerwerk Verwendung finden kann. Das Lurgi-Spülgasverfahren ermöglicht es, in einem Arbeitsgang den Brennstoff restlos zu trocknen, den getrockneten Brennstoff zu schwelen und anschließend den Schwelkoks trocken herabzukühlen. Der Brennstoff durchwandert einen oben offenen und unten durch die Koksaustragvorrichtung abgeschlossenen Schachtofen, der aus 3 Zonen - Trockenzone, Schwelzone und Kokskühlzone - besteht. In diesen 3 Zonen wird dem Brennstoff mit Hilfe im Kreislauf geführter Spülgase für die Trocknung und Schwelung Wärme zugeführt und für die Kühlung Wärme entzogen. Die dem Koks entzogene Wärme wird durch die besondere Führung der Gasströme für die Schwelung nutzbar gemacht. Da der Brennstoff vor der Schwelung restlos getrocknet wird, so brauchen der Schwelzone nur geringe zusätzliche Wärmemengen zugeführt werden. Dies geschieht, in dem man den kreisenden Spülgasen verbrannte Gase zumischt, die in einem besonderen Verbrennungsofen erzeugt werden. Da die Menge der Verbrennungsgase gering ist, wird das in der Schwelzone frei werdende Schwelgas durch das Verbrennungsgas nur wenig verdünnt und bleibt stets gut brennbar mit einem Heizwert von 1300 bis 1800 Kcal/Nm³. Die Trocknung des Brennstoffes erfolgt in ähnlicher Weise mit Hilfe von Spülgasen, die von einem Gebläse umgewälzt und vor ihrem jedesmaligen Eintritt in den Brennstoff durch Beimischen von heißen Verbrennungsgasen aus einem Ofen auf etwa 200 bis 250°C gebracht werden.

Die Spülgase der Trockenzone bestehen aus Verbrennungsgasen und Wasserdampf praktisch ohne Gehalt an freiem Sauerstoff. Das Arbeitsprinzip des Lurgi-Verfahrens ist aus der folgenden Abbildung zu ersehen.



Bei großen Öfen mit einer Leistung von etwa 250 bis 350 t/24 Stunden Durchsatz schließt sich an die Schwelöfen eine Kondensationsanlage an, in der die fraktionierte Abscheidung des Teeres durchgeführt wird, wodurch die Aufarbeitung desselben wesentlich erleichtert wird. Zunächst wird das Gas von geringen mitgerissenen Staubteilchen befreit. Anschließend werden die spez. schweren Teerbestandteile in einem Elektrofilter abgeschieden. Das Gas wird weiterhin abgekühlt, wobei Teeröl von mittlerem spez. Gewicht kondensiert wird. Zum Abschluß folgt die Gewinnung des Gasbenzins mittels einer Waschanlage.

Aufbau der Anlage Brüx:

Die Anlage soll die im sudetendeutschen Bezirk gewonnene ältere Braunkohle verschwelen. Der gewonnene Teer wird in den Hydrieranlagen auf Benzin verarbeitet, der anfallende Schwelkoks wird z.T. in einer Winkler-Anlage zur Erzeugung von Wassergas bezw. in einer Lurgi-Teervergasung zur Erzeugung von Stadtgas verwendet, z.T. wird er als Brennstoff in der Kesselanlage benötigt oder

Braunkohle verschwelen. Der gewonnene Teer wird in den Hydrieranlagen auf Benzin verarbeitet, der anfallende Schwelkoks wird z.T. in einer Winkler-Anlage zur Erzeugung von Wassergas bezw. in einer Lurgi-Teervergasung zur Erzeugung von Stadtgas verwendet, z.T. wird er als Brennstoff in der Kesselanlage benötigt oder

gelangt zum Verkauf. Die anfallenden Schwelgase werden nach erfolgter Entbenzinierung in einer Waschanlage den in den übrigen Werksanlagen anfallenden Gasen zugemischt, soweit sie nicht zur Beheizung der Schwelöfen benötigt werden. Die Anlage besteht aus folgenden Gliedern, wobei sich die eingeklammerten Zahlen auf den 2. Ausbau beziehen:

60 Schwelöfen in Blocks von je 20 Öfen Bau 7, 8 (9 und 10)
40 Waschanlagen Bau 12, 13 (14 und 15)
2 Vorschleudereien für Teer Bau 40 (41)
1 Koksalterungsanlage Bau 20.

Zu jedem Ofenblock gehören 2 Teerkeller, in denen die anfallenden flüssigen Produkte gesammelt werden. Der Durchsatz der Anlage im Endausbau beträgt bei 250 t/Ofen 20000 t/Tag, wobei etwa 90 bis 100 t/h Teer anfallen.

1) Die folgenden Angaben beziehen sich auf Bau 7. Dasselbe gilt für Bau 8, (9,10). Es gehören zu einem Bau die folgenden wesentlichen Teile. Vergl. Zeichnung 4920-1 (Bx 362-1).:

20 Schwelöfen für je 250 t pro Tag grubenfeuchter Kohle. Ein Schwelofen besteht aus a) Vortrockner und b) Schweler.

a) zum Vortrockner gehören: 1 seitlich angebrachter Gasverbrennungsofen, 2 eingebaute Heißgasgebläse mit einer Förderleistung von je 750 m^3/min und einer Förderhöhe von 124 mm WS zum Umwälzen der im Verbrennungsofen gebildeten heißen Rauchgase durch die Trockenzone, 8 Verbindungsschächte vom Vortrockner zum Schweler.

b) zum Schweler gehören: 1 seitlich angebrachter Verbrennungsofen, 2 eingebaute Kühlgasgebläse mit einer Förderleistung von 117 m^3/min und einer Förderhöhe von 28 mm WS zum Umwälzen des Kühlgases (Schwelgas) und des im Verbrennungsofen gebildeten heißen Rauchgases.

20 Vorkühler mit vorgeschaltetem rotierenden Staubabscheider und Berieselungsvorrichtung für Kühler.

20 EGR-Reiniger (Elektrofilter) und der dazugehörigen Hochspannungsanlage, die aus 10 Hochspannungstransformatoren und 10 Hochspannungsgleichrichtermaschinen mit Synchronmotorantrieb (50 KVA) besteht. 2 Hochspannungsgleichrichtermaschinen als Reserve.

20 Nachkühler (Oberflächenkühler) von je 800 m^2 Kühlfläche.

10 Schlußkühler (Oberflächenkühler) von je 800 m^2 Kühlfläche mit Tropfenfänger für 2 Schwelöfen gemeinsam.

20 kombinierte Schwelgas-Luftgebläse mit einer Förderleistung für Gas 300 m^3/min und Luft 70 m^3/min bei 450 mm WS.

3 Überschußgasgebläse ((1 Gebläse als Reserve) mit 700 m^3/min Förderleistung bei einem statischen Druck von 500 mm WS hinter dem Gebläse.

Zu jeden Bau gehören 2 Teerkeller. Die folgenden Behälter u. Maschinen befinden sich im Teerkeller und erhalten daher immer den Faktor 2.

2 x 1 Verteilerkästen für Dickteer.

2 x 2 Dickteerbehälter mit Bodenheizung (Dampf), 4 m^3 Inhalt.

2 x 2 Dickstoffpumpen, horizontale Kanalkreiselpumpen mit einer Förderleistung von 45 m^3/h und einer Förderhöhe von 15 m WS, wobei in jedem Keller 1 Pumpe als Reserve dient.

2 x 1 Verteilerkästen für EGR-Teer.

2 x 2 EGR-Teerbehälter mit Bodenheizung (Dampf), 20 m^3 Inhalt.

2 x 2 Dickstoffpumpen, wie oben.

2 x 2 Ölscheidebehälter zum Abscheiden von Öl und Wasser mit 18 m^3 Inhalt, heizbar mit Dampf.

2 x 1 Mittelölsammelbehälter mit ca. 18 m^3 Inhalt.

2 x 2 Kreiselpumpen (einstufig) zur Förderung von Öl aus dem Sammelbehälter mit einer Förderleistung von 30 m^3/h und einer Förderhöhe von 30 m WS. je 1 Pumpe als Reserve.

2 x 1 Schwelwassergraben.

2 x 3 Kreiselpumpen (einstufig) zur Förderung von Schwelwasser. Förderleistung 20 m^3/h, Förderhöhe 20 m WS.

2 x 1 Kondensatwasserbehälter mit 2 m^3 Inhalt.

2 x 1 Kreiselpumpen (mehrstufig) zur Förderung von Kondensat. Förderleistung 3 m^3/h, Förderhöhe 35 m WS.

Zum Anfahren der Anlage befinden sich in jeden Bau:

1 Festrostgenerator mit 1,6 m Schachtdurchmesser.

1 Luftgebläse mit einer Förderleistung von 22 m^3/min mit einer Förderhöhe von 380 mm WS.

1 Schutzgasofen zum Kaltfahren der Anlage für die Erzeugung von Schutzgas aus Generatorgas.

1 Gasgebläse, Leistung 40 m^3/min, Förderhöhe 350 mm WS.

2) Bau 12.13. (14.15) gehörig zu Bau 7 u. 8 (9 u.10) vergl. auch 13555-2 (Bx 404-2).

Zu einem Bau gehören:

10 Kammerwaschtürme mit je 6 Waschkammern 12 m Ø und 10 m Höhe. Der Unterteil der Waschtürme ist als Ölfangbehälter ausgebildet.

10 kompl. Berieselumsteinrichtungen für d. Waschtürme, bestehend aus 70 feststehenden Zentralverteilern und 10 rotierenden Ölverteilerenlagen.

10 x 7 Kreiselpumpen, horizontal und einstufig, zur Förderung von Waschöl für die Waschberieselung. Leistung pro Pumpe 65 m^3/h, Förderhöhe 15 m WS. Je 2 Pumpen haben einen gemeinsamen Antriebsmotor.

3) Bau 40 (41) gehörig zu Bau 7 und 8 (9 und 10). Vergl. Schema der Vorschleuderei 13665-2 (Bx 489-2).

2 Mischbehälter für Dickteer bezw. EGR-Teer.

4 Auffangbehälter für Dickteer bezw. EGR-Teer mit 70 m^3 Inhalt und Dampfbeheizung.

4 Teerpumpen

5 Teerschleudern für je 4 m^3/h Rohteer, t = 80°C.

1 Zwischenbehälter 4,5 m^3

1 Teerpumpe

2 Rührbehälter

3 Teerpumpen (1 Reserve)

1 Rückspeiseanlage für Kondensat.

C) Wirkungsweise:

a) Schwelofen.

In der Zeichnung 4957-1 ist ein Schwelofen mit der dazugehörigen Kondensationsanlage schematisch dargestellt. Der Ofen ist in 2 Räume geteilt, dem oben befindlichen Trockenraum (kurz: Trockner) und dem darunter liegenden Schwelraum (kurz: Schweler). Die Kammerung für die Kohle und die Schichtung für das Schwelgas bilden 3 lose nebeneinander liegende Einlaufschächte; in der Zeichnung ist nur ein Einlaufschacht dargestellt. Im Trockner wird die Kohle durch heiße Rauchgase bis zum Eintritt in den Schweler auf 190-220°C gebracht und dadurch fast vollständig getrocknet. Die Rauchgase entstehen durch die Verbrennung von Reinschwelgas in einer seitlich am Trockner angebrachten Brennkammer und werden durch 2 Gebläse im Kreislauf durch Brennkammer und Trockner gewälzt. Der entstandene Wasserdampf und das dauernd neu hinzukommende Rauchgas entweichen durch den Abschwadenturm des Trockners.

Ähnlich wie Trockner wird im Schwelofen die Kohle durch die heißen Rauchgase einer darunter befindlichen Brennkammer erwärmt. Das sogenannte Umlaufgas, welches seiner Zusammensetzung nach Reinschwelgas ist, tritt unten in den Schwelofen ein und dient zunächst zur Abkühlung des Koks, dann strömt es über die seitlich angebrachten Umlaufgasgebläse durch die Brennerkammer des Schwelers, wo es sich mit dem Rauchgas vermischt und wobei es sich noch mit dem kleinen Rest Sauerstoff des Rauchgases umsetzt. Das jetzt aus der Brennkammer kommende heiße Rauchgas-Schwelgas-Gemisch strömt in die Kohle zurück und bringt sie bei einer Temperatur von 560-650°C zum Schwelen. Das im oberen Teil des Schwelers - der sogen. Schwelzone - zur Kondensationsanlage fortströmende Schwelgas ist also ein Gemisch aus den 3 folgenden Gasen: Dem Reinschwelgas (Umlgas), dem Urschwelgas - das ist das in der Schwelzone aus der Kohle entweichende Gas - und dem Rauchgas, welches zur Beheizung der Kohle dient und aus der Verbrennung von Reinschwelgas und Luft entstanden ist.

b) Vorteile:

Das Schwelgas kommt zunächst mit 260-290°C in den rotierenden Staubabscheider des Vorkühlers, wo der grobe Staub und ein wenig Teer abgeschieden werden. Das Abscheidungsprodukt heißt Urteer

und wird nicht für die weitere Produktion verwendet. In dem folgenden Vorkühler wird das Rohschwelgas im Gegenstrom mit dem Schwelwasser berieselt, welches im Wasch- und Schlußkühler mit anfällt. Dadurch werden außer der Kühlung noch die wasserlöslichen Stoffe ausgewaschen. Der Vorkühler ist als Temperaturregler ausgebildet. Die Schwelwassermenge wird so eingreguliert, daß das Gas den Kühler mit einer Temperatur von 120-140°C verläßt. Der im Vorkühler anfallende Teer heißt Dickteer.

c) EGR-Reiniger.

In dem folgenden, 2-stufigen Elektrofilter fällt bei einer Betriebstemperatur von rd. 120°C die größte Teermenge an (EGR-Teer). Der in Form von feinen Tröpfchen mitgeführte Teer wird aufgeladen und durch Anlegung von Hochspannung abgeschieden.

d) Nachkühler.

Aus dem EGR-Reiniger kommt das Rohschwelgas im gasförmigen Zustand, d.h. frei von Staub und Flüssigkeitsteilchen, in den Nachkühler, ein mit Kühlwasser betriebener Röhrenkühler, der das Gas von 110-130°C auf 30-40°C abkühlt und dadurch den größten Teil des Mittelöls (Mittelöl I) abscheidet. Gleichzeitig fällt der größte Teil des Schwelwassers mit an, welches vom Mittelöl in einen mechanischen Scheidebehälter (Teerkeller) abgeschieden wird.

e) Schlußkühler.

Der Schlußkühler, ebenso der Kammerwäscher ist für 2 Schwelöfen gemeinsam. Er ist ähnlich wie der Nachkühler gebaut. Das Gas wird von 30-40°C auf 20°C abgekühlt. Hierbei scheiden sich Mittelöl II und Schwelwasser ab und gehen in den für Nachkühler und Schlußkühler gemeinsamen Ölscheidebehälter für Mittelöl I u. II.

f) Komb. Schwelgas-Luftgebläse.

Das kombinierte Schwelgas-Luftgebläse hat auf gleichter Welle noch ein kleineres Gebläse für die Luftzufuhr der beiden Schwelofenbrenner. Das Gasgebläse liegt zwischen Nachkühler und Schlußkühler. Es bewirkt allein die Bewegung des Schwelgas durch Schwelofen und Kondensationsanlage. Die Gebläse des Schwelofens dienen nur zur Umwälzung der Gase innerhalb des Ofens.

g) Kammerwäscher:

Nach dem Verlassen des Schlußkühlers wird das Schwelgas durch Waschöl geleitet, wo die noch flüchtigen Kohlenwasserstoffe (Rohbenzin) bis auf CH_4 und Spuren von Cn Hm gelöst werden. Die Kammerwäscher befinden sich in Bau 12 und 13 (Bau 14 u. 15). Zu 2 Schwelöfen gehört 1 Kammerwäscher. Jeder Waschturm hat 8 Kammern, in welchen Holzborden eingebaut sind. Das Waschöl wird in jeder Kammer (außer Kammer 8) umgepumpt. Es rieselt über die Holzborden herab und wird dadurch in gute Berührung mit dem Schwelgas gebracht. Der Unterteil des Waschturmes ist als Ölauffangbehälter ausgebildet. Das abgetriebene von der Destillation (Bau 16) kommende Waschöl wird durch 2 mal 16 Ölkühler geleitet und auf 23°C gebracht. Die Öltemperatur muß nämlich etwa 3°C über der Gastemperatur am Waschereingang sein, damit kein Wasserdampf kondensiert. Die Firma Lurgi garantiert einen Restgehalt an Rohbenzin von weniger als 3 gr/Nm³ Gas, wenn die folgenden Daten eingehalten werden:

Waschölmenge pro 10 Schweler:	100 m³/h	
Waschöltemperatur:	3°C über Gastemperatur a. Eingang	
Siedegrenzen, normal:	100-320°C	
Leichtölgehalt:	0,2 Vol.%	unter 180°C siedend
Schweröl gehalt:	5 Vol.%	über 320°C "

Die Auffangbehälter der Waschtürme sind als Überlauf ausgebildet, so daß immer die gleiche Menge Waschöl sich in den Waschern befindet.

D. Vorläufige Angaben:

a) Angaben der Firma Lurgi auf 10 Öfen umgerechnet.

1) Tagesdurchsatz bei 5-80 mm Korngröße: 2500 t) Feuchtigkeit: 28-32%
" " 2- 8 mm Korngröße: 2000 t) Teer: 12-16%
Schwelkoks: 38-42%

2) Teerausbeute (Teer + Leichtöl + Rohbenzin) von 90% des Teergehaltes wird garantiert.

3) Teerbeschaffenheit und ungefähre Mengen:

Staubteer oder Dickteer	ca.	0,75	t/h
EGR-Teer	ca.	6,75	"
Mittelöl (Kaphkühler)	ca.	3,00	"
Leichtöl (Schlußkühler)	ca.	0,75	"
Rohbenzin (Wascher) mindestens 7% vom Rohteer =		0,85	"
Rohteer insgesamt		12,10	t/h

4) Schwelwassermenge beträgt max. 10-12% des Gewichtes der verschwelten Kohle. Es enthält 8-12 gr/l Phenol und ca. 6 gr/l Ammoniak.

5) Die Überschußgasmenge beträgt max. 7600 Nm^3/h u. min. 2100 Nm^3/h und deren Heizwert beträgt max. 1900 Kcal/Nm^3/u." 1500 Kcal/Nm^3.

Die Zusammensetzung des Überschußgases:

CO_2	12 %	H_2S	0,3 - 0,4 %
C_mH_n	0,2 - 0,3%	O_2	0 - 0,3 %
CO	5 - 7 %	H_2	12 %
CH_4	12 %	N_2	58,5 - 56 %

Daraus ergibt sich als mittlere Dichte 1,14 kg/Nm^3.

6) Der Schwelkoks ist praktisch frei von Teer und enthält im Mittel 6 % flüchtige Bestandteile.

b) Gewichtsbilanz:

Für 10 Öfen ergibt sich, wenn 104 t/h (= 250 t pro Tag u. Ofen) Kohle mit 30 % Feuchtigkeit eingebracht werden.

Eingebracht			Ausgebracht		
Trockene Kohle	73	t/h	Koks	42	t/h
Schwelerluft [1]	17	"	Rohteer (gesamt)	12	"
			Schwelwasser [2]	10	"
			Überschußgas [3]	6	"
			Trocknergas [4]	18	"
			Verluste+Kratzteer [5]	2	"
	90	t/h		90	t/h

1) geschätzt nach Angaben des Lurgi-Prospektes
2) als 10% Wert des Kohlegewichtes
3) als Mittelwert aus 2100 und 7600 Nm^3/h
4) ergibt sich aus dieser Bilanz als Restgröße
5) geschätzt

c) Gasmengen:

Aus der Leitungsdimensionierung und den H_2-Gehalt des Reinschwelgases ist die Schwelergasmenge roh geschätzt 15 t/h und die Kühlgasmenge 40 t/h.

In Nm^3 umgerechnet, ergibt sich daraus für 10 Schweler

Überschußgas (Mittel)	5300	Nm^3/h
Trocknergas	16000	"
Schwelergas	13200	"
Kühlgas	35000	"
Reinschwelgas insgesamt	69500	Nm^3/h

d) Dichteunterschied des Schwelgases vor und nach der Ölwäsche.

Es kommen rd. 1 t/h Rohbenzin (laut Lurgi sind mindestens 7% vom Rohteer Rohbenzin) auf 70000 Nm^3/h (= 80 t/h) Schwelgas. Nach der Ölwäsche sollen laut Lurgi weniger als 3 gr/Nm^3 Rohbenzin in Gas sein, d.h. 0,21 t/h. Nimmt man als spez. Gewicht des Rohbenzin in gasförmigem Zustand 3,5 gr/l an, so ergibt sich folg. Schema:

	Nm^3/h		kg/h
Schwelgas nach d. Ölwäsche	70000		80000
Schwelgas vor d. Ölwäsche	70800	+ $\frac{0,79 \cdot 1000}{3,5}$	80000 + 790

Also ist der Dichteunterschied:

$$\Delta p = \frac{80\,000}{70\,000} - \frac{80\,000 + 790}{70\,000 + \frac{790}{3,5}} = \frac{560}{70\,000}$$

$$\Delta p = 0,008 \text{ oder rd. } 0,7\ \%$$

E. Abrechnungsschema

TITLE PAGE

2. Elektrische Standmessung - Ausführung D
Electrical level indicator -
Model D

Frame Nos: 786 - 794

Elektrische Standmessung

Ausführung D
(Gebrauchsanweisung)

Betriebsanleitung

Leuna, den 21.11.1940

Elektrische Standmessung

Ausführung D

Während bisher die von uns gelieferten elektrischen Standmessungen stets mit Selbstinduktionsferngeber geliefert wurden, haben wir uns in neuerer Zeit entschlossen, diese Standmessungen mit Differentialtransformator zu versehen. Der Grund zu dieser Maßnahme waren die Meßfehler, die bei stark schwankender Temperatur der Selbstinduktionsspule auftraten. Die Größe dieser Fehler betrug zeitweise ± 5% vom Maximalwert der Anzeige. Durch die Anwendung des Differentialtransformators wurde dieser Temperatureinfluß vollkommen beseitigt und gleichzeitig ergab sich der Vorteil einer absoluten Konstanz des Nullpunktes bedingt durch die symmetrische Anordnung von Spulen und Eisenkern.

I. Meßprinzip.(s.Briefskizze Nr. 1472)

Zur Standmessung dient ein in dem Hochdruckgefäß G an einer Feder F aufgehängter Leichtmetallstab St. Je nach dem Stand der Flüssigkeit taucht der Stab mehr oder weniger tief in die Flüssigkeit ein und erfährt so einen mehr oder weniger großen Auftrieb. Jedem Flüssigkeitsstand ist eine bestimmte Stellung des Stabes zugeordnet. Die Übertragung der Stabstellung auf ein außerhalb des Hochdruckgefäßes befindliches Anzeigegerät J wird mittels eines Transformatorferngebers ausgeführt. Zu diesem Zweck ist an dem Aluminiumstab St mittels des Kugelgelenkes K ein Stäbchen M aus unmagnetischem Material angebracht, das an seinem oberen Ende einen Eisenkern Fe trägt. Dieser Eisenkern Fe beeinflußt die Spulen S_1 und S_2 des Differentialtransformators D in der Weise, daß eine der Stellung des Eisenkernes proportionale Differenzspannung entsteht. Zwischen den Spulen S_1 und S_2 und dem Eisenkern Fe befindet sich die druckfeste Hülse H, die aus unmagnetischem Material (V2A) hergestellt ist. Die Wechselspannung des Differentialtransformators wird mittels eines Trockengleichrichters T in Gleichspannung verwandelt und auf dem Drehspulinstrument J zur Anzeige gebracht. Der Ausschlag des Anzeigegerätes J ist proportional dem Flüssigkeitsstand in Hochdruckgefäß G.

II. Montage des Hochdruckgehäuses.
(s.Briefskizze Nr.1210)

Mit Ausnahme von wenigen Spezialfällen wird für die Standmessung stets ein eigenes Hochdruckgehäuse G angefertigt, das nach Art der Schaugläser mit dem

Hochdruckbehälter A, dessen Stand gemessen werden soll, kommunizierend verbunden wird. Die Anschlußstutzen des Hochdruckgehäuses wurden, wie bei den Schauglasern, mit 10 mm lichter Weite ausgeführt. Die Anordnung der Ventilgruppen hat in der gleichen Weise, wie bei Schauglasern, zu erfolgen. Ganz allgemein ist zu sagen, daß es zweckmäßig ist, stets zwei elektrische Standmessungen an einen Behälter anzubringen, um bei Ausfall einer Standmessung eine Reservemessung zu besitzen. Doch müssen in diesem Falle auch die Zuleitungen vom Behälter A zu den Hochdruckgehäusen doppelt ausgeführt werden; der Behälter A muß somit 4 Anschlußstutzen erhalten. Die Zuleitungen und die Hochdruckgehäuse selbst sind mit einer Heizung zu versehen, wenn mit dickflüssigen, zähen Produkten zu rechnen ist.

Beim Versand der Flüssigkeitsstandmesser wird der Leichtmetallstab mit Feder und Dichtungslinse aus dem Hochdruckgehäuse entfernt und getrennt verschickt. Vor der Montage ist es zu empfehlen, den Aluminiumstab freihängend außerhalb des Hochdruckgehäuses mittels der Linse so anzuhalten, daß der Stab seine spätere Nullage einnimmt. Die Stellung der beiden Stabenden kann dann mittels farbiger Striche auf dem Hochdruckgehäuse markiert werden. Die Strecke zwischen den beiden Markierungen ist der Meßbereich der Standmessung. Je nach der gewünschten Standhöhe ist nun die Höhenlage des Hochdruckgehäuses G gegenüber dem Hochdruckbehälter A festgelegt. Bei der Montage ist große Sorgfalt darauf zu verwenden, daß das Hochdruckgehäuse G genau senkrecht angebracht wird, um eine Berührung des frei im Gehäuse hängenden Stabes mit der Innenwand des Gehäuses und dadurch auftretende große Reibungsfehler zu vermeiden. Nach Beendigung der Hochdruckmontage wird die V2A-Hülse H abgeschraubt und durch die Öffnung das Leßwerk in das Gehäuse eingeführt. Nachdem man sich durch Anstoßen des herausragenden Eisenstäbchens Fe überzeugt hat, daß der Stab reibungsfrei schwingt, wird die V2A-Hülse H wieder aufgeschraubt. Damit ist die Montage des Hochdruckgehäuses beendet.

III. Elektrische Montage.

(s.Briefskizze Nr. 1471 und Nr. 1470)

Zur Messung der Stellung des Eisenkernes Fe in den Hochdruckraum dient ein Differentialtransformator. Dieser besteht aus je einer Spule S_1 und S_2, von denen jede eine Primär- und eine Secundärwicklung besitzt. Die Primärwicklungen sind gegeneinander, die Secundärwicklungen sind hintereinander geschaltet. Der Primärstrom wird einem Transformator Tr entnommen und mittels der Eisenwiderstandslampe L auf 0,1 Ampère eingeregelt. Der Vorschaltwider-

denen jede eine Primär- und eine Secundärwicklung besitzt. Die Primärwicklungen sind gegeneinander, die Secundärwicklungen sind hintereinander geschaltet. Der Primärstrom wird einem Transformator Tr entnommen und mittels der Eisenwiderstandslampe L auf 0,1 Ampère eingeregelt. Der Vorschaltwider-

stand R_1 wird so eingestellt, daß bei normaler Netzspannung 220 Volt am Spannungsabfall der Lampe L ca. 12 Volt beträgt. Befindet sich der Eisenstab genau in der Mitte der Spulen S_1 und S_2, so ist die Differenzspannung der Secundärwicklungen gleich Null. Bewegt sich aber der Eisenkern nach der Spule S_1 zu, so steigt die Spannung der Spule S_1, während die Spannung der Spule S_2 sinkt. Die Differenzspannung wird somit größer. Zur Messung dieser Spannung dient das Drehspulgerät J, meist ein normales Millivoltmeter der Fa. Hartmann und Braun mit einem Meßbereich von 50 MV bei einem Widerstand von ca. 1000 Ohm. Die Gleichrichtung der Wechselspannung des Differentialtransformators erfolgt durch den Trockengleichrichter GL. Zur Erreichung von praktisch vollkommener Temperaturunabhängigkeit ist ein Vorschaltwiderstand R_2 von meistens 3000 Ohm eingebaut. Die Empfindlichkeit d.h. der Meßbereich wird abgeglichen durch die Shuntspule R_3. Bei den normalen Geräten erfolgt die Abgleichung in der Weise, daß bei einem Hub des Eisenstäbchens von 20 mm der Zeiger des Anzeigegerätes vom Nullpunkt bis zum Maximalwert sich bewegt. Die Strombelastung des Trockengleichrichters beträgt in diesem Fall meist 1 mA, was einem Shunt R_3 von 50 Ohm entspricht. Die jeweiligen Größen der Widerstände sind in der Prinzipschaltung jeweils angegeben.

Der Anschluß der Zuleitungen ist aus dem Montageschaltbild Fr SK.1470 zu ersehen. Der die Schaltelemente enthaltende Gußkasten soll womöglich im Bau oder an einer regengeschützten Wand angebracht werden. Die Transformatorspule ist in einem abgedichteten Messinggehäuse untergebracht, doch ist bei explosionsgefährdeten Betrieben von Fall zu Fall zu entscheiden, ob das Spulengehäuse nach Anschluß der Leitungen mit Paraffin ausgegossen werden soll.

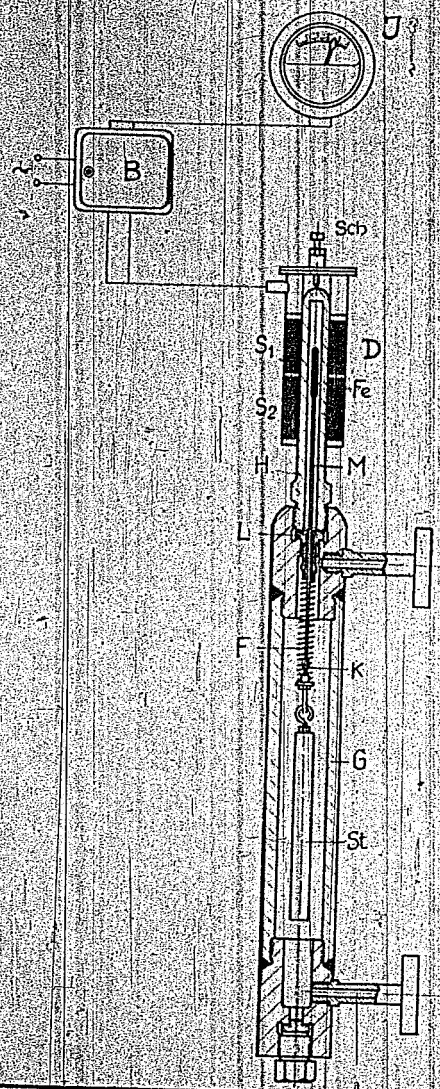
IV. Inbetriebnahme der Standmessung.

Nach Fertigstellung der Montage und nach Einbau des Meßwerkes in das Hochdruckgehäuse prüft man zunächst das Funktionieren des Transformatorferngebers. Man schaltet den Strom ein und bewegt die Spule über der V2A-Hülse H langsam nach unten durch Verstellen der Schraube Sch. Der Ausschlag des Meßinstrumentes geht zunächst fast auf Null zurück und steigt dann wieder an. Man bewegt die Spule nun noch weiter nach unten, bis Skalenteil 50 erreicht ist. Nun bewegt man die Spule solange wieder nach oben, bis Skalenteil 1 erreicht ist und stellt mittels der Gegenmutter an der Schraube Sch die Spule fest. Der Nullpunkt ist absichtlich auf Skalenteil 1 verlegt, um den unteren gekrümmten Teil der Kurve unberücksichtigt zu lassen. Falls man Wert auf eine genauere Überprüfung des Standmessers legt, so kann eine Eichung mittels einer Flüssigkeit von ähnlichem spezifischen Gewicht, wie das der späteren Betriebsflüssigkeit, vorgenommen werden. Bei geöffnetem Entspannungsventil V_6 verbindet man das Ventil

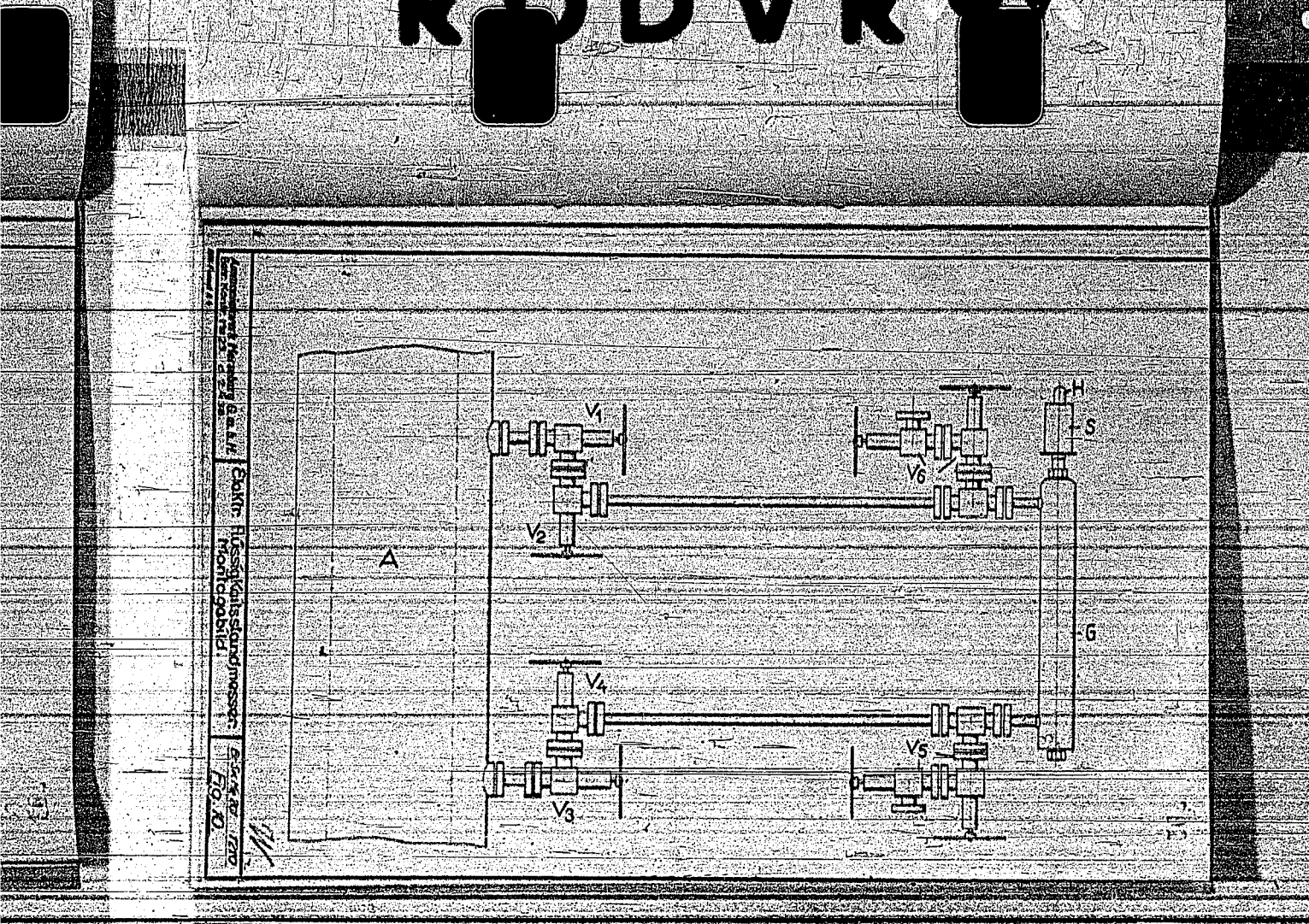
nommen werden. Bei geöffnetem Entspannungsventil V_6 verbindet man das Ventil

V_5 kommunizierend mit einer Flasche, die mit der Prüfflüssigkeit gefüllt ist. Durch Heben und Senken der Flasche und Messung des Flüssigkeitsspiegels kann auf diese Art eine genaue Eichung vorgenommen werden.

Nun kann die Hochdruckapparatur in Betrieb genommen werden. Man öffnet zuerst vorsichtig die Ventile V_1 und V_2 am Anschluß der Gasseite und füllt das Hochdruckgehäuse langsam auf, sodann überzeugt man sich, daß alles dicht ist. Das Anzeigegerät wird bereits etwas ausschlagen, je nach dem Betriebsdruck und dem spezifischen Gewicht des Gases. Denn auch das Gas erzeugt bei den hohen Drücken bereits einen gut meßbaren Auftrieb auf dem Leichtmetallstab. Durch Verstellen der Spule nach oben, bringt man den Ausschlag des Anzeigegerätes wieder auf Skalenteil 1 zurück. Durch Öffnen der Ventile V_3 und V_4 kann nun die Standmessung vollends in Betrieb genommen werden. Es empfiehlt sich, je nach der Beschaffenheit des Produkten, wie bei den Schauglasern, das Hochdruckgehäuse von Zeit zu Zeit zu entspannen; V_3, V_4 schließen und dann durch V_5 die Flüssigkeit ablassen. Sollte sich im Laufe der Zeit der Nullpunkt (Skalenteil 1) ändern, so kann durch Verstellen der Spule diese Fehlanzeige ausgeglichen werden.



Ammoniakwerk Merseburg G.m.b.H. Betr. Kontr. Nr. 22, den 23. Nov. 40	Elektrische Standmessung Ausführung: B	BrSK 20½ 1472


A
V1
V2
V3
V4
V5
V6
H
S
G

Ammendorf Metallwerk G.m.b.H. Konstruktion 23 d 2 58

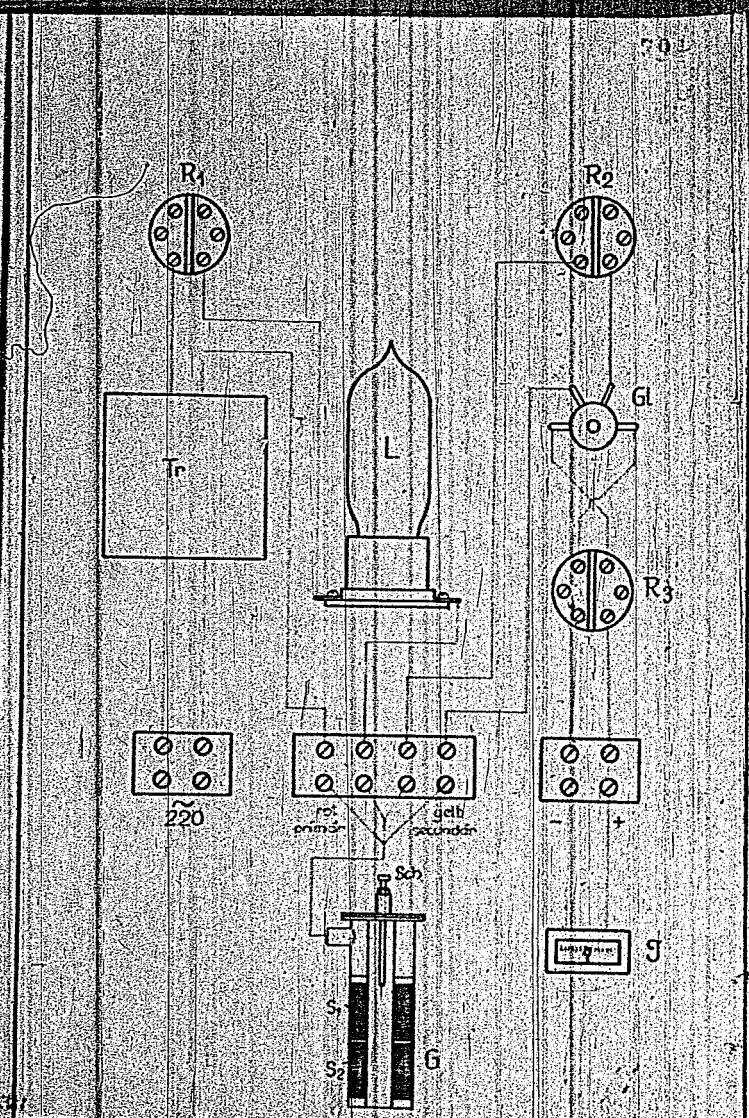
Elektr. Flüssigkeitsstandmesser. Montagebild.

Fig. 10

Ammendorf Metallwerk G.m.b.H. Bernburgerstr. 23 Konstruktion

Elektrische Standmessung Ausführung D

BrSK 123 1471



Ammoniakwerk Merseburg G. m. b. H.
Betr. Korrosion Kg. 4 v. 29. 4. 21 u. 21.11.40 Kz.

Elektrische Standmessung
Ausführung D

Br. SK 20/23. 1470

TITLE PAGE

3. Druckverlust in Rohrleitungen.
Pressure drop in pipe systems.

Frame Nos. 795 - 805

Dr.Rei/Bk.

Druckverlust in Rohrleitungen.

Tafel I: Linientafel zur Ablesung von Q, w und d bei Wasser-, Gas- und Luftleitungen.

Tafel II: Zahlentafel der Wassermengen und Rohrreibungswiderstände in Wasserleitungen.

Tafel IIa: Kurve zur Umrechnung auf andere Viskosität.

Tafel IIb: Kurve zur Umrechnung auf anderes spez. Gewicht.

Tafel IIIa: Linientafel zur Bestimmung des Druckverlustes in Dampfleitungen.

Tafel IV: Linientafel zur Ermittlung der Druckverluste von Luft- und Gasleitungen.

Tafel V: Äquivalente Rohrlängen von Leitungswiderständen.

Tafel VI: Umrechnungstabelle für Englergrade.

Gebrauchsanweisung.

1) Bei Flüssigkeiten wird der Druckverlust nach Tafel II bestimmt. Für andere Flüssigkeiten (Benzin, Öl usw.) wird nach Tafel IIa und IIb die von Wasser abweichende Zähigkeit und Dichte berücksichtigt. Voraussetzung ist, daß die Reynoldsche Zahl Re > 2320 ist. Bei Re < 2320, was selten ist, benutzt man die Formel (6) in Tafel VI.

2) Bei Dampf verwende man die ohne weiteres verständliche Tafel IIIa.

3) Bei Luft und Gas Tafel IV.

4) Der Widerstand von Krümmern, Ventilen usw. wird für alle Stoffe nach Tafel V bestimmt. Man verwende im allgemeinen den Wert für Re = 300 000. Bei Öl ermittle man Re und danach die äquivalenten Rohrlängen.

Grundsätzliches.

(nicht notwendig zum Gebrauch der Tafeln).

Eine Wassermenge vom Gewicht m, die sich auf der Höhe H befindet, hat die potentielle Energie E = m.H. Würde m auf die Höhe H=0 frei herunterfallen, so würde die gesamte potentielle Energie in kinetische Energie umgewandelt werden. Wird jedoch die Wassermenge durch eine Rohrleitung von der Länge L und dem Durchmesser d geführt, so geht ein Teil der Energie durch Rohrreibung verloren. Als kinetische Energie bleibt ein Betrag übrig, der proportional dem Quotienten aus Rohrquerschnitt und Reibungsfläche und proportional der treibenden Energie E = m.H ist.

Also:

$$\frac{m \cdot w^2}{2g} = m \cdot H \frac{\frac{\pi}{4} d^2}{\pi \cdot d \cdot L} \cdot C \qquad ; C \text{ eine Konstante}$$

Daraus die Flüssigkeitssäule:

$$H = \frac{1}{C} \frac{L}{d} \frac{w^2}{2g}$$

Drückt man H in Kg/cm^2 und führt die Reibungsziffer $\lambda = \frac{1}{C}$ ein, so erhält man die allgemeine Durchflussgleichung

$$\Delta P = \lambda \frac{L}{d} \frac{w^2 \gamma}{2g} \qquad (1)$$

oder

$$\Delta P = 639 \cdot \lambda \frac{\gamma \cdot Q^2 \cdot L}{d^5} \qquad (1a)$$

Für (1a) ist Q in m^3/h, γ in kg/m^3, d in mm, L in m und ΔP in at einzusetzen; sonst d in m und ΔP in kg/m^2.

Die Gleichung gilt ganz allgemein für laminare und turbulente Strömungen. Für laminare Strömung gilt aber außerdem das strengere Gesetz von Hagen und Poiseuille.

$$\Delta P = 32 \eta \frac{L}{d^2} w \qquad (2)$$

Will man nun für laminare Strömung das allgemeine Strömungsgesetz benutzen, so erhält man

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad ; \quad Re = \frac{w \cdot d \cdot \gamma}{\eta \cdot g}$$

Oberhalb Re = 2320 (Grenzwert) geht die laminare

Rohrung in die turbulente über. Man bestimmt dann λ nach verschiedenen empirisch gefundenen Formeln. In Tafel [illegible] ist die Formel von Lang benutzt. Sie stimmt verhältnismäßig gut mit neueren Formeln s.B. 21 und 26 aus "Handbuch der Rohrleitungen" von Hahnekamp - v. Jürgensmann (1939) überein. Die Lang'sche Formel lautet:

$$\lambda = 0{,}02 \frac{0{,}0018}{\sqrt{v \cdot d}} \qquad (3)$$

Für Einzelwiderstände wie Bogen, Ventile, Schieber usw. benutzt man anstelle der allg. Formel die Gleichung:

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{\gamma \cdot w^2}{2g} \qquad (4)$$

wobei

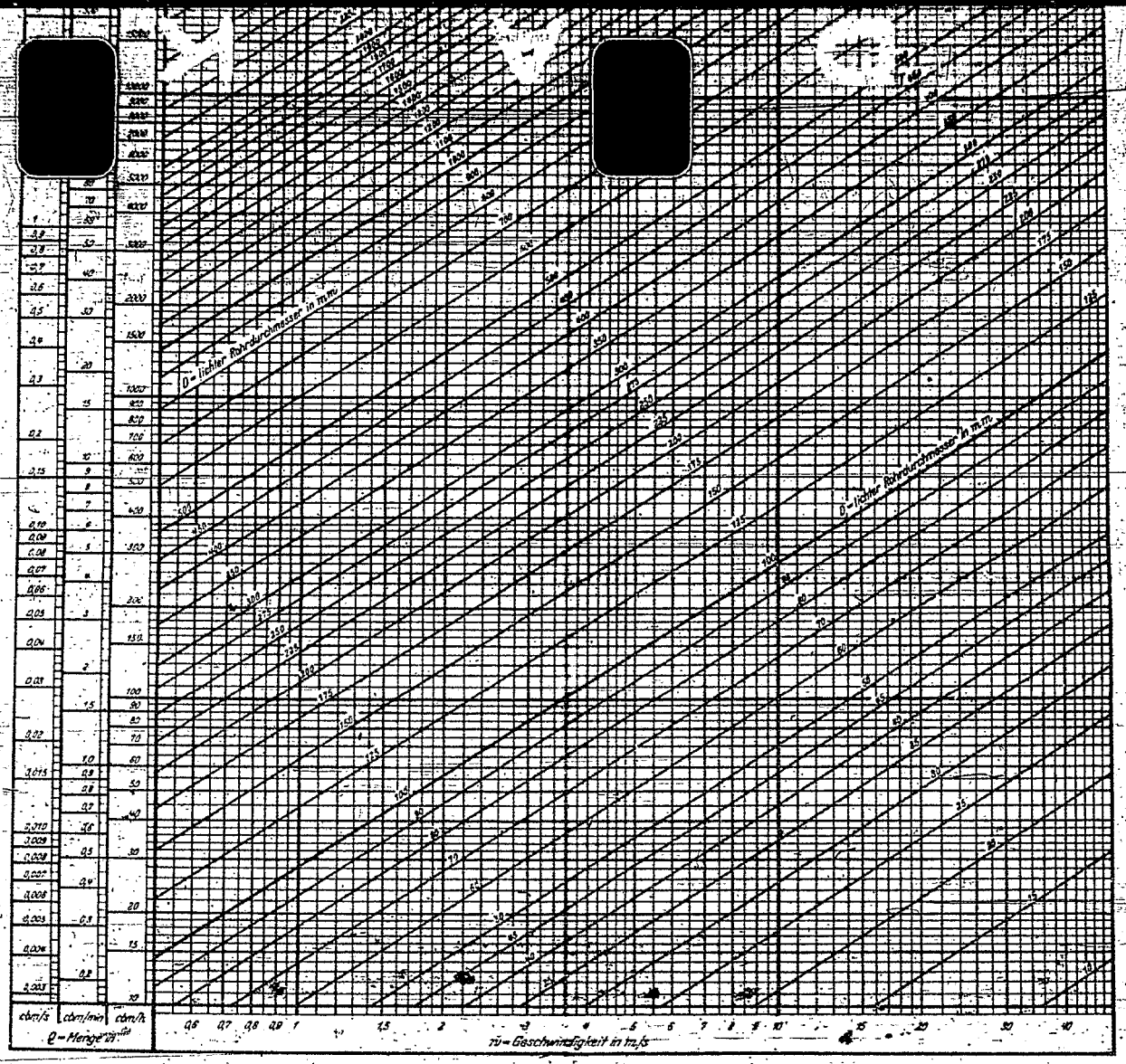
$$\zeta = \lambda \frac{L}{d} \qquad (5)$$

Die dem Einzelwiderstand gleichwertige Rohrlänge beträgt demn:

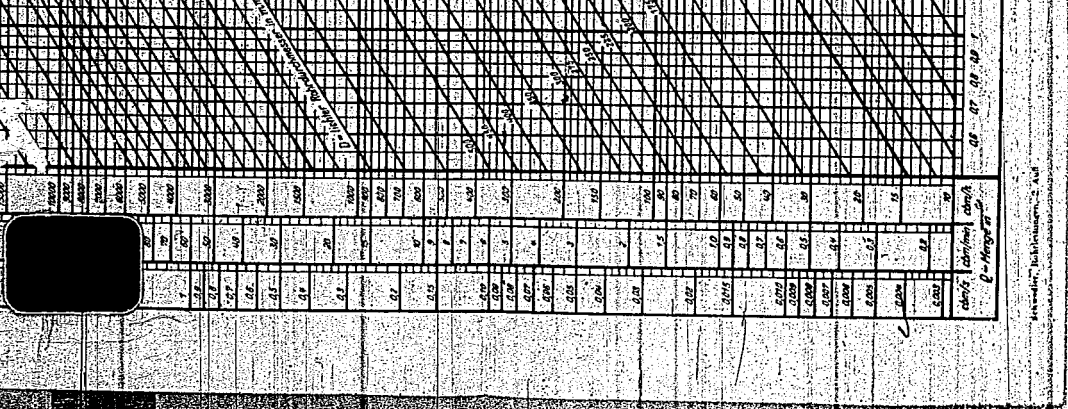
$$L = \zeta \frac{d}{\lambda} \qquad (6)$$

Gleichung (6) wurde für Tafel V benutzt. Dort sind die gleichwertigen Rohrlängen in Abhängigkeit vom Rohrdurchmesser d für λ = 0,043 bezw. Re = 3000 und für λ = 0,014 bezw. Re = 300000 eingetragen.

Linientafel zur Ablesung von Q, w und d (nach der Formel: $Q = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot w$) bei Wasser-, Gas- und Luftleitungen.



Verlag von Julius Springer in Berlin.



Zahlentafel der Wassermengen und Rohrreibungswiderstände in Wasser

w in m/sek	Q in m³/h; A in m	Innerer Rohrdurchmesser in mm																			
		40	50	60	70	80	90	100	125	150	175	200	225	250	275	300	350	400	450	500	55
0,10	Q	0,45	0,71	1,0	1,4	1,8	2,3	2,8	4,4	6,4	8,7	11,2	14,3	17,7	21,4	25,5	34,6	45,2	57,3	70,7	85
	A	0,002	0,047	0,030	0,030	0,026	0,022	0,019	0,015	0,012	0,0098	0,0083	0,0072	0,0064	0,0057	0,0052	0,0043	0,0037	0,0033	0,0029	0,00
0,15	Q	0,68	1,1	1,5	2,1	2,7	3,4	4,2	6,6	9,5	13,0	17,0	21,5	26,5	32,1	38,2	52,0	68,0	86,0	106	12
	A	0,12	0,094	0,075	0,062	0,052	0,046	0,040	0,030	0,025	0,020	0,017	0,015	0,013	0,012	0,011	0,0091	0,0078	0,0069	0,0061	0,00
0,20	Q	0,91	1,4	2,0	2,8	3,6	4,6	5,7	8,8	12,7	17,3	22,6	28,6	35,3	42,8	50,9	69,3	90,5	115	141	17
	A	0,20	0,16	0,12	0,10	0,087	0,075	0,067	0,051	0,041	0,035	0,030	0,026	0,023	0,021	0,019	0,016	0,013	0,012	0,011	0,00
0,25	Q	1,1	1,8	2,5	3,5	4,5	5,7	7,1	11,1	15,9	21,7	28,3	35,8	44,2	53,5	63,6	86,6	113	143	177	21
	A	0,30	0,23	0,18	0,15	0,13	0,11	0,10	0,077	0,062	0,052	0,045	0,039	0,035	0,031	0,028	0,024	0,021	0,018	0,016	0,0
0,30	Q	1,4	2,1	3,1	4,2	5,4	6,9	8,5	13,3	19,1	26,0	33,9	42,9	53,0	64,2	76,3	104	136	172	212	25
	A	0,42	0,32	0,26	0,21	0,18	0,16	0,14	0,11	0,087	0,073	0,063	0,055	0,049	0,044	0,040	0,033	0,029	0,025	0,023	0,0
0,40	Q	1,8	2,8	4,1	5,5	7,2	9,2	11,3	17,7	25,5	34,6	45,2	57,3	70,7	85,5	102	139	181	229	283	34
	A	0,69	0,53	0,43	0,36	0,31	0,27	0,24	0,18	0,15	0,12	0,11	0,094	0,084	0,077	0,069	0,058	0,050	0,044	0,039	0,0
0,50	Q	2,3	3,5	5,1	6,9	9,1	11,5	14,1	22,1	31,8	43,3	56,6	71,6	88,4	107	127	173	226	286	353	42
	A	1,0	0,80	0,65	0,54	0,46	0,40	0,36	0,28	0,23	0,19	0,16	0,14	0,13	0,12	0,10	0,089	0,077	0,067	0,060	0,0
0,60	Q	2,7	4,2	6,1	8,3	10,9	13,7	17,0	26,5	38,2	52,0	67,9	85,9	106	128	153	208	271	344	424	51
	A	1,5	1,12	0,90	0,75	0,65	0,57	0,50	0,39	0,32	0,27	0,23	0,21	0,18	0,16	0,15	0,12	0,11	0,096	0,086	0,0
0,70	Q	3,2	5,0	7,1	9,7	12,7	16,0	19,8	31,0	44,5	60,6	79,2	100	124	150	178	242	317	401	495	59
	A	1,9	1,5	1,2	1,0	0,86	0,75	0,67	0,52	0,43	0,36	0,31	0,27	0,24	0,22	0,20	0,17	0,15	0,13	0,12	0,1
0,80	Q	3,6	5,7	8,1	11,1	14,5	18,3	22,6	35,3	50,7	69,3	90,5	115	141	171	204	277	362	458	565	68
	A	2,5	1,9	1,5	1,3	1,1	0,98	0,85	0,67	0,55	0,46	0,40	0,35	0,31	0,28	0,26	0,22	0,19	0,17	0,15	0,1
0,85	Q	3,9	6,0	8,7	11,8	15,4	19,5	24,0	37,6	54,1	73,6	96,1	122	150	182	216	294	385	487	601	72
	A	2,7	2,1	1,7	1,5	1,2	1,1	0,97	0,75	0,62	0,52	0,45	0,40	0,35	0,32	0,29	0,25	0,21	0,19	0,17	0,1
0,90	Q	4,1	6,4	9,2	12,5	16,3	20,6	25,5	39,8	57,3	77,9	102	129	159	192	229	312	407	515	636	77
	A	3,0	2,4	1,9	1,6	1,4	1,2	1,1	0,84	0,69	0,58	0,50	0,44	0,39	0,36	0,32	0,27	0,24	0,21	0,19	0,1
0,95	Q	4,3	6,7	9,7	13,2	17,2	21,8	26,9	42,0	60,4	82,3	107	136	168	203	243	329	430	544	672	81
	A	3,4	2,6	2,1	1,8	1,5	1,3	1,2	0,93	0,77	0,65	0,56	0,50	0,44	0,40	0,36	0,30	0,26	0,23	0,21	0,1
1,00	Q	4,5	7,1	10,2	13,9	18,1	22,9	28,3	44,2	63,6	86,6	113	143	177	214	254	346	453	573	707	85
	A	3,7	2,9	2,3	2,0	1,7	1,5	1,3	1,0	0,84	0,71	0,61	0,54	0,48	0,44	0,40	0,34	0,29	0,26	0,23	0,2
1,05	Q	4,8	7,4	10,7	14,6	19,0	24,1	29,7	46,4	66,8	90,9	119	150	186	225	267	364	475	601	742	89
	A	4,1	3,1	2,5	2,2	1,8	1,6	1,4	1,1	0,92	0,78	0,67	0,60	0,53	0,48	0,44	0,37	0,32	0,28	0,25	0,2
1,10	Q	5,0	7,8	11,2	15,2	19,9	25,2	31,1	48,6	70,0	95,3	124	157	194	235	280	381	498	630	778	94
	A	4,4	3,4	2,8	2,3	2,0	1,8	1,6	1,2	1,0	0,85	0,74	0,65	0,58	0,52	0,48	0,40	0,35	0,31	0,28	0,2
1,15	Q	5,2	8,1	11,7	15,9	20,8	26,3	32,5	50,8	73,2	99,6	130	165	203	246	293	398	520	658	813	98
	A	4,8	3,8	3,0	2,6	2,2	2,0	1,7	1,3	1,1	0,93	0,81	0,71	0,63	0,57	0,52	0,44	0,38	0,34	0,30	0,2
1,20	Q	5,4	8,5	12,2	16,6	21,7	27,5	33,9	53,0	76,3	104	136	172	212	257	305	416	543	687	848	102
	A	5,2	4,0	3,3	2,8	2,4	2,1	1,9	1,5	1,1	1,0	0,87	0,77	0,69	0,62	0,57	0,48	0,42	0,37	0,33	0,2
1,25	Q	5,7	8,9	12,8	17,3	22,6	28,6	35,4	55,2	79,5	108	141	179	221	267	318	433	565	716	884	106
	A	5,6	4,3	3,5	3,0	2,6	2,3	2,0	1,6	1,3	1,1	0,94	0,83	0,74	0,67	0,61	0,52	0,45	0,40	0,35	0,3
1,50	Q	6,8	10,6	15,3	20,8	27,1	34,4	42,4	66,3	95,4	130	170	215	265	321	382	520	679	859	1060	12
	A	7,8	6,1	5,0	4,2	3,6	3,2	2,8	2,2	1,8	1,5	1,3	1,1	1,0	0,90	0,87	0,74	0,64	0,57	0,51	0,4
1,75	Q	7,9	12,4	17,8	24,3	31,7	40,1	49,5	77,3	111	152	198	250	309	374	445	606	792	1002	1237	14
	A	10,5	8,1	6,6	5,7	4,8	4,3	3,8	3,0	2,4	2,1	1,8	1,6	1,4	1,3	1,2	0,99	0,86	0,76	0,69	0,6
2,00	Q	9,1	14,1	20,4	27,7	36,2	45,8	56,6	88,4	127	173	226	286	353	428	509	693	905	1145	1414	17
	A	13,4	10,5	8,6	7,3	6,2	5,5	4,9	3,8	3,3	2,7	2,3	2,1	1,8	1,7	1,6	1,3	1,1	0,99	0,89	0,8
2,50	Q	11,3	17,7	25,5	34,6	45,2	57,3	70,7	110	159	216	283	358	422	535	634	865	1131	1431	1767	21
	A	20,5	16,0	13,1	11,1	9,6	8,4	7,5	5,9	4,9	4,1	3,5	3,2	2,9	2,6	2,4	2,0	1,7	1,5	1,4	1,2
3,00	Q	13,6	21,2	30,5	41,6	54,3	68,7	84,8	133	191	260	339	429	530	641	763	1039	1357	1718	2121	25
	A	28,8	24,7	18,6	15,8	13,6	11,8	10,7	8,4	6,9	5,9	5,1	4,5	4,1	3,7	3,4	2,9	2,5	2,2	2,0	1,8
4,00	Q	18,1	28,3	40,7	55,4	72,4	91,6	113	177	254	346	453	573	707	855	1018	1385	1810	2290	2827	34
	A	50	39,2	32,2	27,3	23,6	20,8	18,6	14,7	12,1	10,3	9	7,9	7,1	6,4	5,9	5	4,4	3,9	3,5	3,2
5,00	Q	22,6	35,3	50,9	69,3	90,5	115	141	221	318	433	566	716	884	1069	1272	1732	2262	2863	3534	42
	A	76,6	60,1	49,4	41,9	36,4	32,1	28,7	22,7	18,8	16,0	13,9	12,3	11,0	10,0	9,1	7,8	6,8	6,0	5,4	4,9

w = Wassergeschwindigkeit in m/sek; Q = Wassermengen in m³/h; A = Rohrreibungs-Widerstandshöhe in m Wassersäule pro 100 m Leitungslänge (bei

a····a Grenzwert ($Re = 2320$) für $\gamma = 10$ γ_{Wasser} / γ_{Wasser} = 1

b····b " (" ") " $\gamma = 100$ γ_{Wasser} / γ_{Wasser} = 12

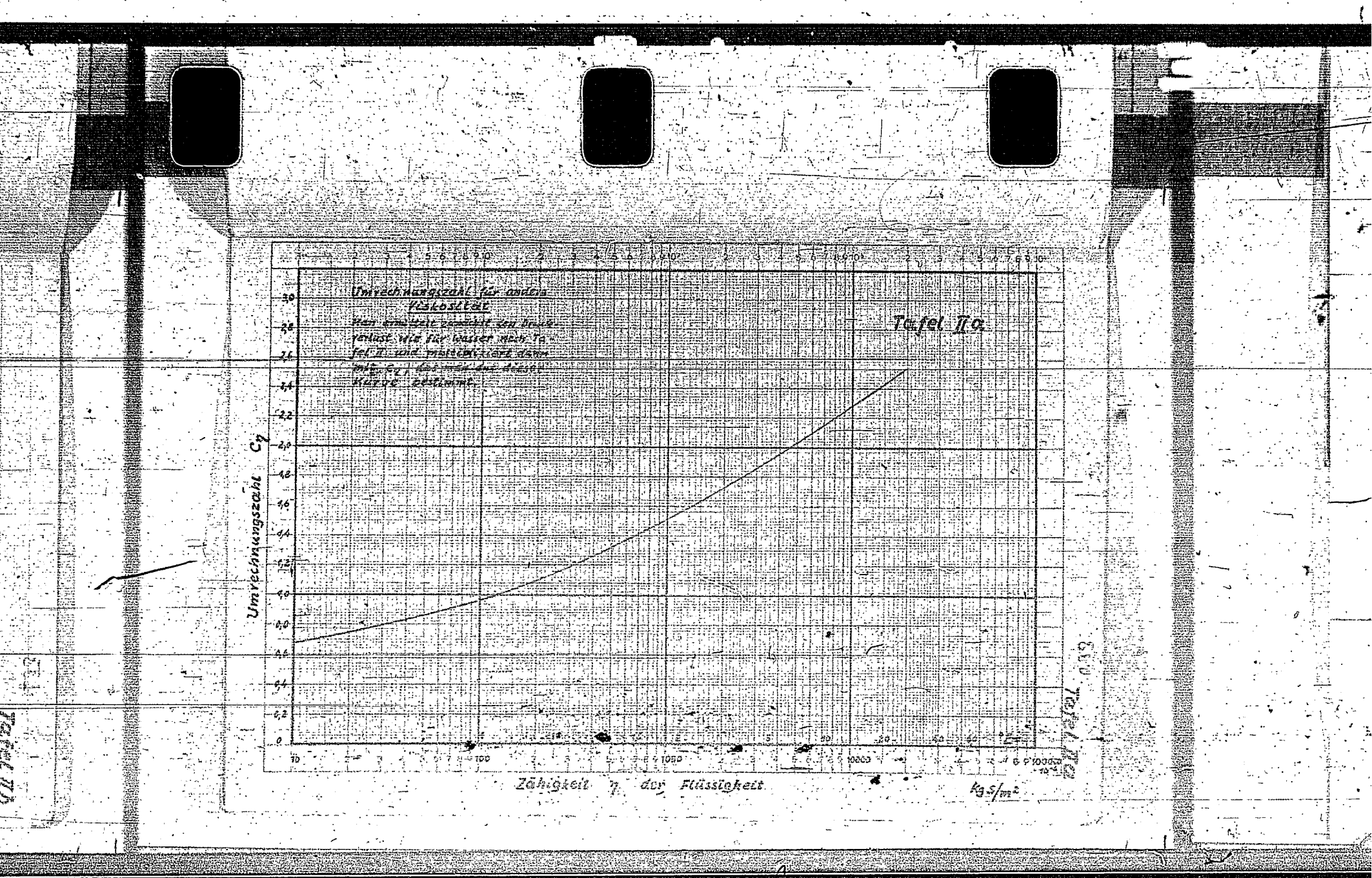
Schneider, Rohrleitungen, 2. Aufl.

Tafel II

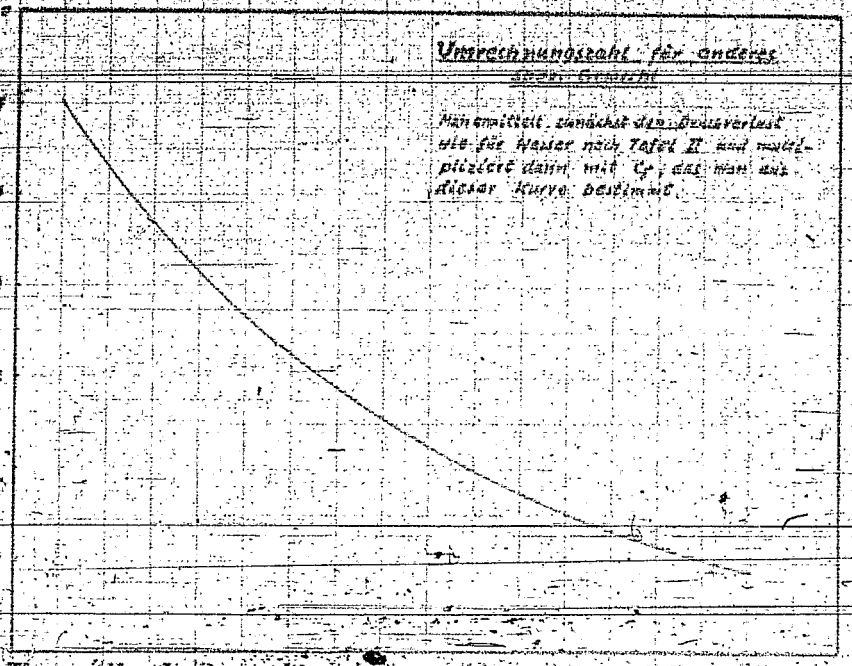
Zahlentafel der Wassermengen und Rohrreibungswiderstände in Wasserleitungen.

Innerer Rohrdurchmesser in mm

60	70	80	90	100	125	150	175	200	225	250	275	300	350	400	450	500	550	600	650	700	750	800	900	1000
1,0	1,4	1,8	2,3	2,8	4,4	6,4	8,7	11,2	14,3	17,7	21,4	25,5	34,6	45,2	57,3	70,7	85,5	102	119	139	159	181	229	283
0,036	0,034	0,026	0,022	0,019	0,015	0,012	0,0098	0,0083	0,0072	0,0064	0,0057	0,0052	0,0043	0,0037	0,0032	0,0029	0,0026	0,0023	0,0021	0,0020	0,0018	0,0017	0,0015	0,0013
1,5	2,1	2,7	3,4	4,2	6,6	9,5	13,0	17,0	21,5	26,5	32,1	38,2	52,0	68,0	86,0	106	128	153	179	208	239	271	344	424
0,075	0,065	0,052	0,046	0,040	0,030	0,025	0,021	0,017	0,015	0,013	0,012	0,011	0,0091	0,0078	0,0069	0,0061	0,0055	0,0050	0,0045	0,0042	0,0039	0,0034	0,0032	0,0028
2,0	2,8	3,6	4,5	5,7	8,8	12,7	17,3	22,6	28,6	35,3	42,8	50,9	69,3	90,5	115	141	171	204	239	277	318	362	458	565
0,13	0,10	0,087	0,075	0,067	0,051	0,041	0,035	0,030	0,026	0,023	0,021	0,019	0,016	0,013	0,012	0,011	0,0093	0,0086	0,0079	0,0072	0,0067	0,0063	0,0055	0,0049
3,5	4,6	5,8	7,2	9,1	14,1	20,3	27,7	36,3	45,8	56,5	68,5	81,5	111	145	184	226	274	327	383	444	509	579	733	905
0,21	0,16	0,13	0,11	0,10	0,077	0,062	0,052	0,045	0,039	0,035	0,031	0,029	0,024	0,021	0,018	0,016	0,015	0,013	0,012	0,011	0,010	0,0096	0,0084	0,0075
5,1	6,9	8,9	11,3	14,1	21,9	31,6	43,1	56,5	71,3	88,0	107	127	173	226	286	353	428	509	597	693	795	906	1145	1414
0,30	0,24	0,20	0,17	0,15	0,12	0,096	0,081	0,070	0,061	0,054	0,048	0,044	0,036	0,031	0,027	0,024	0,022	0,020	0,018	0,017	0,015	0,014	0,012	0,011
7,2	9,5	12,3	15,5	19,3	30,0	43,2	59,0	77,3	97,6	120	147	174	237	309	392	483	585	697	817	948	1088	1240	1568	1936
0,41	0,33	0,27	0,23	0,19	0,16	0,13	0,11	0,094	0,084	0,074	0,066	0,060	0,049	0,042	0,037	0,033	0,030	0,027	0,025	0,023	0,021	0,019	0,016	0,015
9,6	12,6	16,3	20,6	25,6	39,8	57,3	78,2	102	129	159	192	229	312	407	515	636	770	916	1075	1247	1431	1629	2061	2545
0,54	0,44	0,36	0,30	0,25	0,21	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,088	0,080	0,065	0,055	0,049	0,044	0,040	0,036	0,033	0,031	0,028	0,026	0,021	0,020
12,3	16,1	20,8	26,3	32,8	50,9	73,2	99,8	130	165	203	246	293	398	520	658	813	984	1171	1374	1593	1829	2081	2634	3253
0,69	0,56	0,46	0,38	0,32	0,27	0,22	0,19	0,17	0,14	0,13	0,11	0,10	0,083	0,070	0,062	0,056	0,051	0,046	0,042	0,040	0,036	0,033	0,027	0,025
15,4	20,2	26,0	32,9	41,0	63,6	91,5	125	163	206	254	307	366	498	650	823	1016	1230	1464	1718	1991	2286	2601	3293	4066
0,86	0,70	0,57	0,48	0,40	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,14	0,13	0,10	0,088	0,078	0,070	0,064	0,058	0,053	0,050	0,045	0,042	0,034	0,032
18,5	24,2	31,2	39,5	49,2	76,3	110	150	196	247	305	369	439	598	780	987	1220	1476	1757	2062	2389	2743	3121	3952	4879
1,0	0,84	0,68	0,57	0,48	0,39	0,33	0,29	0,25	0,22	0,19	0,17	0,15	0,12	0,11	0,094	0,084	0,076	0,069	0,063	0,059	0,054	0,050	0,041	0,038
21,6	28,3	36,4	46,1	57,4	89,1	128	175	229	288	356	431	512	698	911	1152	1424	1723	2051	2407	2789	3202	3644	4613	5695
1,2	0,98	0,79	0,67	0,56	0,46	0,38	0,34	0,29	0,25	0,22	0,20	0,18	0,14	0,13	0,11	0,098	0,089	0,080	0,073	0,069	0,063	0,058	0,048	0,044
24,8	32,5	41,8	53,0	66,0	102	147	201	263	331	409	495	589	802	1047	1324	1636	1981	2358	2767	3206	3680	4189	5302	6545
1,4	1,1	0,91	0,77	0,64	0,53	0,44	0,39	0,34	0,29	0,25	0,23	0,21	0,16	0,15	0,13	0,11	0,10	0,092	0,084	0,079	0,073	0,067	0,055	0,051
28,1	36,8	47,3	60,0	74,7	115	167	227	298	375	463	560	667	907	1185	1499	1851	2242	2669	3131	3629	4165	4741	6000	7407
1,6	1,2	1,0	0,87	0,72	0,60	0,50	0,44	0,38	0,33	0,29	0,26	0,24	0,18	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,095	0,089	0,083	0,076	0,062	0,058
31,5	41,3	53,0	67,3	83,7	129	187	255	334	421	519	628	748	1017	1329	1681	2076	2514	2993	3511	4069	4670	5315	6728	8305
1,8	1,4	1,1	0,97	0,81	0,67	0,56	0,49	0,42	0,37	0,33	0,29	0,27	0,20	0,18	0,17	0,15	0,13	0,11	0,11	0,10	0,093	0,085	0,070	0,065
35,0	45,9	58,9	74,8	93,0	144	208	283	371	468	577	698	831	1130	1477	1868	2307	2793	3326	3901	4521	5189	5906	7476	9228
2,0	1,5	1,2	1,1	0,90	0,74	0,62	0,54	0,47	0,41	0,36	0,32	0,30	0,22	0,20	0,18	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,094	0,078	0,072
38,5	50,5	64,8	82,3	102	159	229	312	408	515	635	768	914	1243	1625	2055	2538	3072	3659	4291	4973	5708	6496	8224	10151
2,2	1,7	1,4	1,2	1,0	0,82	0,68	0,60	0,52	0,45	0,40	0,35	0,33	0,25	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,086	0,079
42,0	55,1	70,7	89,8	111	173	250	340	445	562	693	838	997	1356	1773	2242	2769	3352	3992	4682	5426	6227	7087	8973	11076
2,4	1,8	1,5	1,3	1,1	0,89	0,74	0,65	0,57	0,49	0,43	0,38	0,36	0,27	0,24	0,21	0,19	0,17	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,094	0,086
45,5	59,7	76,6	97,3	120	187	271	368	482	609	751	908	1080	1469	1921	2429	3000	3632	4326	5073	5879	6747	7678	9721	12000
2,6	2,0	1,7	1,4	1,2	1,0	0,80	0,70	0,62	0,53	0,47	0,41	0,39	0,29	0,26	0,23	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,12	0,10	0,093
48,9	64,2	82,4	104	129	201	292	396	518	655	808	976	1161	1579	2065	2611	3226	3904	4651	5454	6320	7252	8253	10451	12903
2,8	2,1	1,8	1,5	1,3	1,1	0,86	0,75	0,67	0,57	0,50	0,44	0,42	0,31	0,28	0,25	0,23	0,20	0,18	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,10
52,2	68,6	88,0	111	138	215	312	423	553	700	863	1043	1240	1687	2206	2789	3446	4171	4968	5827	6752	7747	8815	11165	13784
3,0	2,3	1,9	1,6	1,4	1,2	0,92	0,80	0,71	0,61	0,53	0,47	0,44	0,33	0,30	0,27	0,24	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11
55,4	72,8	93,4	118	146	228	331	449	587	743	916	1107	1316	1791	2342	2961	3657	4428	5273	6185	7167	8222	9357	11850	14631
3,2	2,4	2,0	1,7	1,5	1,3	1,0	0,85	0,75	0,65	0,57	0,50	0,47	0,35	0,32	0,29	0,26	0,23	0,21	0,19	0,17	0,16	0,15	0,13	0,12
58,7	77,1	98,9	125	155	241	351	476	622	787	971	1173	1394	1897	2481	3137	3875	4691	5586	6553	7593	8711	9913	12554	15498
3,4	2,6	2,1	1,8	1,6	1,4	1,1	0,90	0,80	0,69	0,61	0,53	0,50	0,37	0,34	0,31	0,28	0,25	0,23	0,21	0,19	0,17	0,16	0,14	0,13
61,9	81,3	104	132	163	254	370	502	656	830	1024	1237	1470	2000	2616	3308	4085	4946	5890	6910	8006	9184	10452	13237	16343
3,6	2,7	2,2	1,9	1,7	1,5	1,2	1,0	0,85	0,73	0,64	0,56	0,53	0,39	0,36	0,33	0,30	0,27	0,24	0,22	0,20	0,18	0,17	0,15	0,14
65,1	85,5	109	139	171	267	389	528	690	873	1077	1301	1546	2104	2752	3480	4297	5203	6196	7268	8420	9661	10992	13923	17189
3,8	2,8	2,3	2,0	1,8	1,6	1,3	1,1	0,90	0,77	0,67	0,59	0,56	0,41	0,38	0,34	0,32	0,28	0,26	0,23	0,21	0,19	0,18	0,16	0,15
68,4	89,8	115	146	180	281	409	555	725	917	1132	1367	1624	2211	2892	3657	4516	5468	6511	7638	8848	10151	11551	14631	18063
4,0	2,9	2,4	2,1	1,9	1,6	1,3	1,1	0,95	0,81	0,70	0,62	0,59	0,43	0,40	0,36	0,33	0,30	0,27	0,24	0,22	0,20	0,19	0,17	0,15
71,7	94,1	121	153	188	294	428	581	759	960	1186	1432	1701	2316	3029	3830	4730	5728	6821	8002	9268	10634	12100	15324	18925
4,2	3,0	2,5	2,2	2,0	1,7	1,4	1,2	1,0	0,85	0,74	0,65	0,62	0,45	0,42	0,38	0,35	0,31	0,28	0,25	0,23	0,21	0,20	0,18	0,16
74,9	98,4	126	160	197	307	447	607	793	1003	1239	1497	1778	2421	3166	4003	4944	5988	7130	8365	9687	11117	12649	16017	19787
4,4	3,1	2,6	2,3	2,0	1,8	1,4	1,2	1,0	0,89	0,77	0,68	0,65	0,47	0,44	0,40	0,37	0,33	0,30	0,27	0,24	0,22	0,21	0,19	0,17
78,1	102,7	131	167	205	320	466	633	827	1046	1292	1562	1855	2526	3303	4176	5158	6248	7439	8728	10106	11600	13198	16711	20649
4,6	3,2	2,7	2,4	2,1	1,8	1,5	1,3	1,1	0,93	0,80	0,71	0,68	0,49	0,46	0,42	0,38	0,35	0,31	0,28	0,26	0,23	0,22	0,19	0,18
81,4	107,0	136	174	214	333	486	659	862	1089	1346	1628	1933	2632	3441	4350	5373	6509	7749	9092	10526	12083	13747	17405	21510
4,8	3,3	2,8	2,5	2,2	1,9	1,5	1,3	1,1	0,97	0,83	0,74	0,71	0,51	0,48	0,44	0,40	0,36	0,33	0,30	0,27	0,25	0,23	0,20	0,18
84,6	111,2	141	181	222	346	505	685	896	1132	1399	1692	2009	2736	3577	4523	5587	6767	8057	9455	10945	12566	14296	18099	22371
5,0	3,4	2,9	2,6	2,3	2,0	1,6	1,4	1,2	1,0	0,87	0,77	0,74	0,53	0,50	0,46	0,42	0,38	0,34	0,31	0,28	0,26	0,24	0,21	0,19
87,9	115,5	146	188	230	359	525	711	931	1176	1453	1757	2087	2841	3715	4696	5802	7026	8366	9818	11365	13049	14845	18793	23232
5,2	3,5	3,0	2,7	2,4	2,1	1,7	1,5	1,3	1,1	0,90	0,80	0,77	0,55	0,52	0,48	0,44	0,40	0,36	0,33	0,30	0,27	0,25	0,22	0,20
91,1	119,7	151	195	239	372	544	737	965	1219	1506	1822	2164	2945	3851	4868	6016	7284	8674	10180	11784	13532	15394	19487	24093
5,4	3,6	3,1	2,8	2,5	2,1	1,8	1,5	1,3	1,1	0,94	0,83	0,80	0,57	0,54	0,50	0,46	0,42	0,38	0,34	0,31	0,28	0,26	0,23	0,21
94,3	124,0	156	202	247	385	564	763	1000	1263	1560	1888	2242	3050	3989	5043	6232	7545	8985	10545	12205	14018	15944	20181	24954
5,6	3,7	3,2	2,9	2,6	2,2	1,8	1,6	1,3	1,1	0,97	0,86	0,83	0,59	0,56	0,52	0,48	0,43	0,39	0,36	0,32	0,29	0,27	0,24	0,22
97,5	128,2	161	209	255	398	583	789	1034	1306	1613	1953	2319	3154	4126	5217	6447	7806	9296	10910	12625	14504	16495	20875	25815
5,8	3,8	3,3	3,0	2,7	2,3	1,9	1,6	1,4	1,2	1,0	0,89	0,86	0,61	0,58	0,54	0,50	0,45	0,41	0,37	0,34	0,31	0,28	0,25	0,23
100,7	132,4	166	216	263	411	602	815	1068	1349	1666	2018	2396	3258	4263	5391	6662	8067	9607	11275	13046	14990	17046	21569	26676
6,0	4,0	3,4	3,1	2,8	2,4	2,0	1,7	1,4	1,2	1,0	0,92	0,89	0,63	0,60	0,56	0,52	0,47	0,43	0,39	0,35	0,32	0,29	0,26	0,24
103,9	136,6	171	223	271	424	621	841	1102	1392	1719	2083	2473	3362	4400	5565	6877	8328	9918	11640	13467	15476	17597	22263	27537
6,2	4,1	3,5	3,2	2,9	2,5	2,1	1,8	1,5	1,2	1,1	0,95	0,92	0,65	0,62	0,58	0,54	0,49	0,44	0,40	0,36	0,33	0,30	0,27	0,25
107,1	140,9	176	230	279	437	640	867	1136	1435	1772	2148	2550	3466	4537	5739	7092	8588	10228	12004	13888	15962	18148	22957	28398
6,4	4,2	3,6	3,3	3,0	2,6	2,1	1,8	1,6	1,3	1,1	0,98	0,95	0,67	0,64	0,60	0,56	0,51	0,46	0,41	0,38	0,34	0,31	0,28	0,26
110,3	145,1	181	237	287	450	659	893	1170	1478	1825	2213	2627	3571	4674	5913	7307	8849	10539	12368	14309	16448	18699	23651	29259
6,6	4,3	3,7	3,4	3,1	2,7	2,2	1,9	1,6	1,4	1,2	1,0	0,98	0,69	0,66	0,62	0,57	0,52	0,47	0,43	0,39	0,35	0,32	0,29	0,27
113,6	149,3	186	244	295	463	678	919	1204	1521	1878	2278	2704	3675	4811	6086	7521	9109	10849	12732	14730	16934	19250	24345	30120
6,8	4,4	3,8	3,5	3,2	2,8	2,3	2,0	1,7	1,4	1,2	1,1	1,0	0,71	0,68	0,64	0,59	0,54	0,49	0,44	0,40	0,36	0,33	0,30	0,28
116,8	153,6	191	251	303	476	697	945	1238	1564	1931	2343	2781	3780	4948	6259	7735	9369	11159	13096	15151	17420	19801	25039	30981
7,0	4,5	3,9	3,6	3,3	2,9	2,4	2,0	1,8	1,5	1,3	1,1	1,0	0,73	0,70	0,66	0,61	0,55	0,50	0,45	0,41	0,37	0,34	0,31	0,28
120,0	157,8	196	258	311	489	716	971	1272	1607	1984	2408	2857	3884	5084	6431	7948	9628	11469	13460	15572	17906	20352	25733	31842
7,2	4,6	4,0	3,7	3,4	3,0	2,5	2,1	1,8	1,6	1,4	1,2	1,1	0,75	0,72	0,68	0,63	0,57	0,52	0,47	0,42	0,38	0,35	0,32	0,29
123,3	162,1	201	265	319	502	735	997	1306	1650	2038	2473	2934	3988	5220	6603	8161	9887	11778	13824	15992	18391	20902	26426	32703
7,4	4,7	4,1	3,8	3,5	3,0	2,6	2,2	1,9	1,6	1,4	1,2	1,1	0,77	0,74	0,70	0,64	0,59	0,53	0,48	0,43	0,39	0,36	0,33	0,30
126,7	166,5	206	272	327	515	755	1024	1341	1694	2093	2539	3013	4095	5360	6780	8380	10151	12094	14192	16417	18881	21457	27124	33569
7,6	4,8	4,2	3,9	3,6	3,1	2,6	2,2	1,9	1,7	1,4	1,2	1,1	0,79	0,76	0,72	0,66	0,60	0,54	0,49	0,44	0,40	0,37	0,34	0,31
130,0	170,9	211	279	335	528	774	1051	1376	1738	2148	2606	3092	4203	5500	6958	8600	10416	12411	14561	16843	19372	22012	27822	34434
7,8	4,9	4,3	4,0	3,7	3,2	2,7	2,3	2,0	1,7	1,5	1,3	1,2	0,81	0,78	0,74	0,68	0,62	0,56	0,50	0,45	0,41	0,38	0,35	0,32
133,3	175,2	216	286	343	541	793	1078	1411	1782	2203	2673	3171	4310	5640	7136	8820	10681	12728	14930	17269	19863	22567	28520	35298
8,0	5,0	4,4	4,1	3,8	3,3	2,8	2,3	2,0	1,8	1,5	1,3	1,2	0,83	0,80	0,76	0,70	0,63	0,57	0,52	0,46	0,42	0,39	0,36	0,33
136,6	179,4	221	293	351	554	812	1104	1446	1826	2257	2739	3249	4417	5780	7314	9040	10946	13045	15299	17695	20354	23122	29218	36162
8,2	5,1	4,5	4,2	3,9	3,4	2,9	2,4	2,1	1,8	1,6	1,4	1,2	0,85	0,82	0,78	0,72	0,65	0,59	0,53	0,48	0,43	0,40	0,37	0,34
140,0	183,7	226	300	359	567	831	1130	1481	1870	2312	2805	3328	4524	5920	7492	9260	11211	13363	15669	18121	20846	23677	29916	37026
8,4	5,2	4,6	4,3	4,0	3,5	3,0	2,5	2,1	1,9	1,6	1,4	1,3	0,87	0,84	0,80	0,74	0,67	0,61	0,55	0,49	0,44	0,41	0,38	0,35
143,3	188,0	231	307	367	580	850	1157	1515	1914	2366	2871	3406	4631	6059	7670	9480	11476	13681	16039	18548	21338	24232	30614	37890
8,6	5,3	4,7	4,4	4,1	3,6	3,0	2,6	2,2	1,9	1,7	1,5	1,3	0,89	0,86	0,82	0,76	0,69	0,62	0,56	0,50	0,45	0,42	0,39	0,36
146,6	192,3	236	314	375	593	870	1183	1550	1958	2420	2937	3484	4738	6199	7848	9700	11741	13999	16409	18975	21830	24787	31312	38754
8,8	5,4	4,8	4,5	4,2	3,7	3,1	2,6	2,3	2,0	1,7	1,5	1,4	0,91	0,88	0,84	0,78	0,71	0,64	0,57	0,51	0,46	0,43	0,40	0,37
149,9	196,6	241	321	383	606	890	1210	1585	2002	2474	3004	3562	4845	6339	8026	9920	12006	14317	16779	19402	22321	25342	32011	39618
9,0	5,5	4,9	4,6	4,3	3,8	3,2	2,7	2,3	2,0	1,8	1,6	1,4	0,93	0,90	0,86	0,80	0,73	0,66	0,59	0,53	0,48	0,44	0,41	0,38
153,3	200,9	246	328	391	619	909	1236	1620	2046	2528	3070	3640	4952	6479	8203	10140	12271	14635	17149	19829	22813	25897	32708	40482
9,2	5,6	5,0	4,7	4,4	3,9	3,3	2,8	2,4	2,1	1,8	1,6	1,5	0,95	0,92	0,88	0,82	0,75	0,68	0,61	0,54	0,49	0,45	0,42	0,39
156,6	205,2	251	335	399	632	929	1263	1655	2090	2582	3136	3719	5059	6619	8381	10360	12536	14953	17519	20256	23304	26452	33405	41346
9,4	5,7	5,1	4,8	4,5	4,0	3,4	2,9	2,5	2,1	1,9	1,7	1,5	0,97	0,94	0,90	0,84	0,77	0,70	0,62	0,56	0,50	0,46	0,43	0,40
159,9	209,5	256	342	407	645	949	1289	1690	2134	2636	3202	3797	5166	6759	8559	10579	12801	15271	17889	20683	23795	27007	34102	42210
9,6	5,8	5,2	4,9	4,6	4,1	3,5	3,0	2,5	2,2	1,9	1,7	1,6	0,99	0,96	0,92	0,86	0,79	0,72	0,64	0,57	0,52	0,47	0,44	0,41
163,3	213,8	261	349	415	658	969	1316	1725	2178	2691	3269	3876	5274	6900	8737	10799	13066	15589	18259	21110	24286	27562	34799	43074
9,8	5,9	5,3	5,0	4,7	4,2	3,6	3,0	2,6	2,2	2,0	1,7	1,6	1,0	0,98	0,94	0,88	0,81	0,73	0,66	0,59	0,53	0,48	0,45	0,42
166,6	218,1	266	356	423	671	989	1343	1760	2222	2745	3335	3955	5382	7040	8915	11019	13331	15907	18629	21537	24778	28117	35496	43938
10,0	6,0	5,4	5,1	4,8	4,3	3,7	3,1	2,7	2,3	2,0	1,8	1,6	1,0	1,0	0,96	0,90	0,82	0,75	0,67	0,60	0,54	0,49	0,46	0,43
169,9	222,4	271	363	431	684	1009	1369	1795	2266	2800	3402	4034	5490	7180	9094	11239	13596	16225	18999	21964	25270	28672	36193	44802
10,2	6,1	5,5	5,2	4,9	4,4	3,8	3,2	2,8	2,4	2,1	1,8	1,7	1,0	1,0	0,98	0,92	0,84	0,76	0,68	0,61	0,55	0,50	0,47	0,44
173,3	226,7	276	370	439	697	1029	1396	1830	2310	2854	3469	4113	5598	7320	9273	11459	13861	16543	19369	22391	25762	29227	36890	45666
10,4	6,2	5,6	5,3	5,0	4,5	3,9	3,3	2,8	2,4	2,1	1,9	1,7	1,1	1,0	1,0	0,94	0,86	0,78	0,69	0,62	0,56	0,51	0,48	0,45
176,


Umrechnungszahl für andere Flüssigkeit
Man ermittelt zunächst den Beiwert wie für Wasser nach Tafel I und multipliziert dann mit C_y (aus der Kurve)
Tafel II a
Umrechnungszahl C_y
Zähigkeit η der Flüssigkeit
kg s/m²

Tafel II b



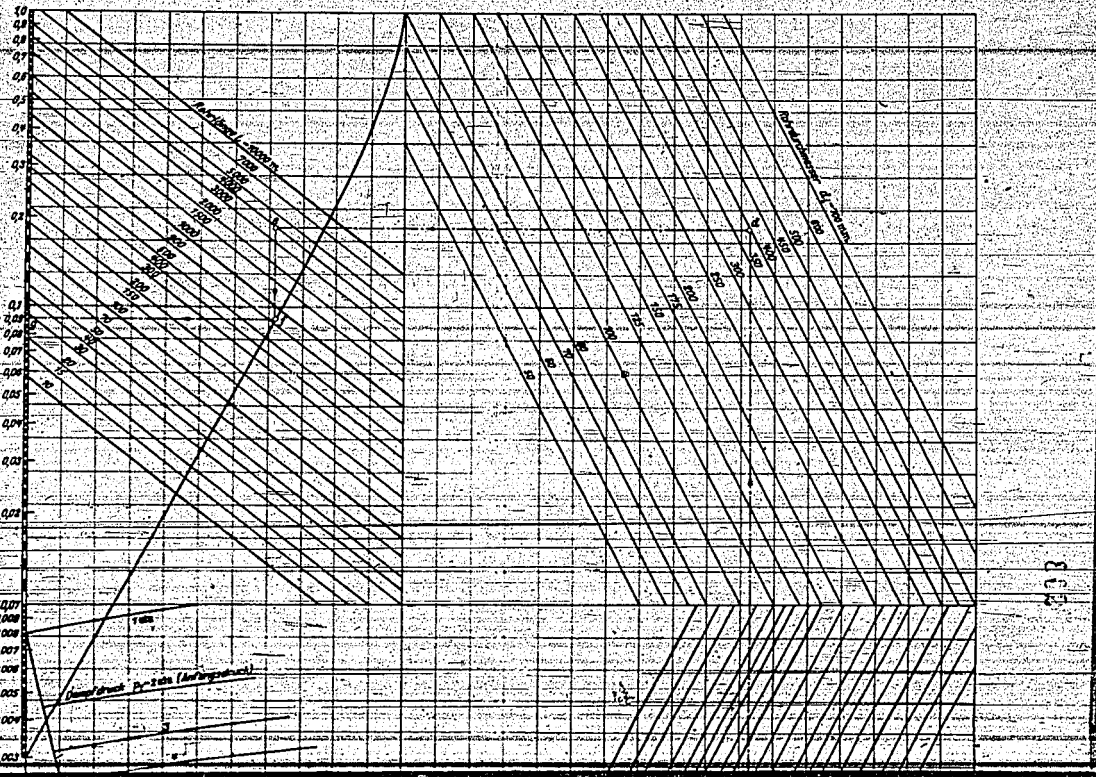
Umrechnungszahl für anderes spez. Gewicht

Man ermittelt zunächst den Druckverlust wie für Wasser nach Tafel II und multipliziert dann mit C_γ, das man aus dieser Kurve bestimmt.

Umrechnungszahl C_γ

Tafel II

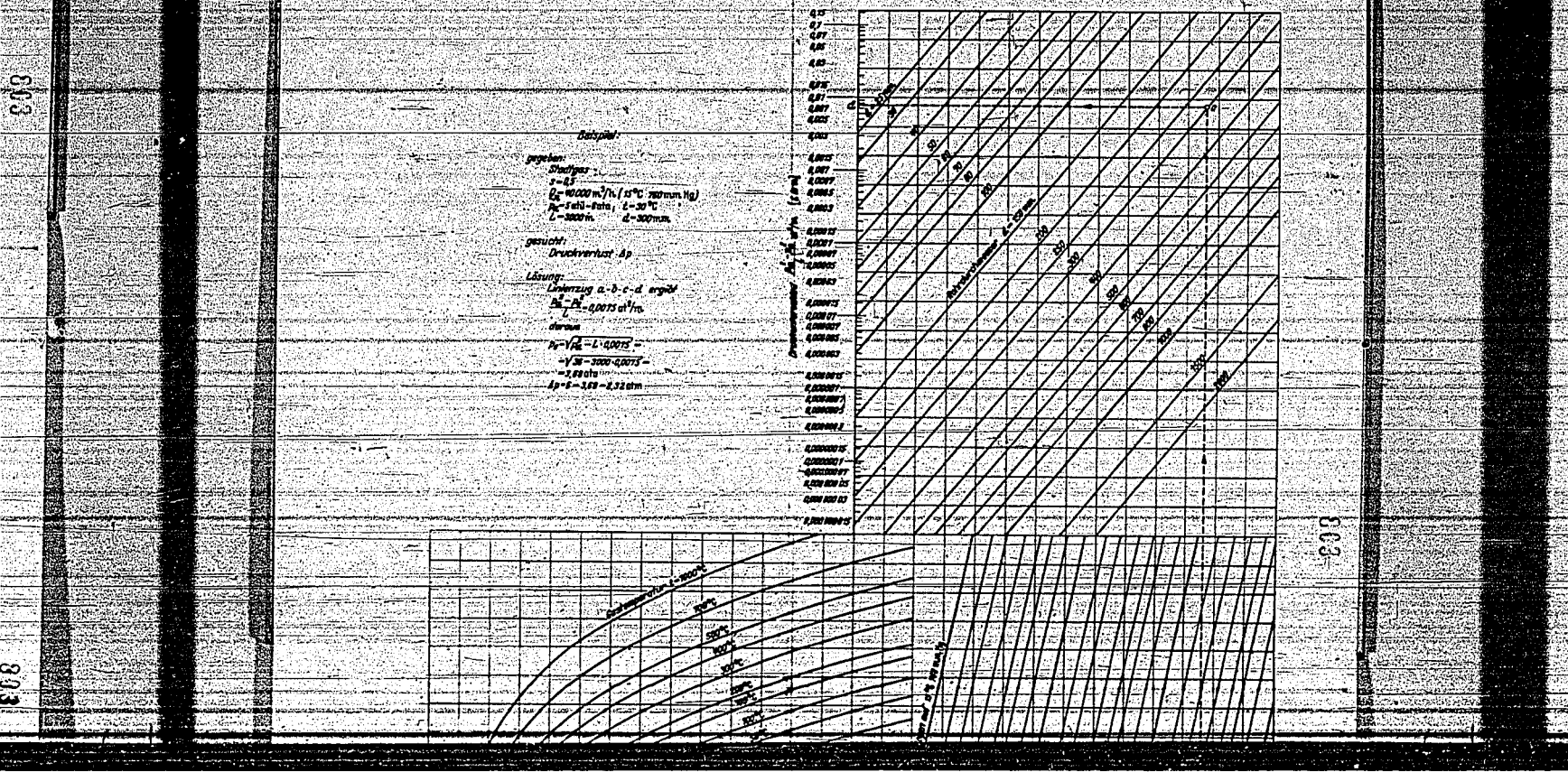
Linientafel zur Bestimmung des Druckverlustes in Dampfleitungen.



802

Verlag von Julius Springer in Berlin.
Dampftemperatur t₁
Dampfdruck p₁ = 5 atm (Anfangszustand)
Dampfgehalt x = 0,95
Dampfgehalt x = 1
Dampfgehalt x = 0,9
Dampfgehalt x = 0,8
Dampfgehalt x = 0,7
Dampfgehalt x = 0,6
Dampfgehalt x = 0,5
Dampfgehalt x = 0,4
Dampfgehalt x = 0,3
Dampfgehalt x = 0,2
Dampfgehalt x = 0,1
Dampfgehalt x = 0
Adiabate, Isothermen, Isobaren
Entropie s
Enthalpie h
Druckverlust durch Verdampfung des Kondensats

Linientafel zur Ermittlung der Druckverluste von Luft- und Gasleitungen.



803

Tafel V

Äquivalente Rohrlängen in m

Tafel V

Äquivalente Rohrlängen in m

Leitungswiderstand R_e		Rohr-Durchmesser in mm											
		50	75	100	150	200	250	300	400	500	600	800	1000
Krümmer 90° (glatt $R = 1d$)	3000	0,5	0,7	1	1,4	2	2,5	2,8	3,8	4,6	5,6	7,4	9,4
	300000	1,4	2,2	2,8	4,4	5,6	7,0	8,4	11	14	17	24	30
Glattrohrbogen 90° ($R = 4d$)	3000	0,12	0,18	0,25	0,35	0,47	0,60	0,70	0,93	1,2	1,4	1,9	2,3
	300000	0,35	0,55	0,70	1,0	1,4	1,8	2,1	2,8	3,5	4,3	5,7	7,1
Faltenrohrbogen 90° ($R = 3,5\,d$)	3000	0,7	1,0	1,4	2,1	2,8	3,5	4,2	5,6	7,0	8,4	11	14
	300000	2,1	3,1	4,3	6,4	8,6	11	13	17	21	26	34	43
Lyrabogen (glatt) (Faltenbogen 30% ζ_a)	3000	2,3	3,3	4,7	7,1	9,3	12	14	19	23	28	37	47
	300000	7,2	11	14	21	29	36	43	57	72	86	110	140
Kniestück 45°	3000	0,5	0,7	1,0	1,4	2,0	2,4	2,8	3,8	4,6	5,6	7,4	9,4
	300000	1,4	2,2	2,8	4,4	5,6	7,2	8,6	11	14	17	24	28
Kniestück 90°	3000	2,3	3,6	4,7	7,1	9,3	12	14	19	23	28	37	47
	300000	7,2	11	14	21	29	36	43	57	72	86	110	140
T-Stück	3000	1,6	2,0	2,5	3,4	4,9	6,4	7,8	11	13	16	21	25
	300000	4,6	7,2	9,4	14	19	24	28	38	47	57	75	90
Normalventil	3000	7	10	14	21	28	35	42	56	70	84	110	140
	300000	21	32	43	64	86	110	130	170	210	260	340	430
Dia-Ventil ND 25	3000	5,8	8,7	12	17	23	29	40	48	57	70	93	120
	300000	18	27	36	53	71	90	110	150	180	220	290	360
Schrägsitzventil (KOSIM)	3000	2,3	3,5	4,7	7,1	9,3	12	14	19	23	28	37	47
	300000	7,2	11	14	21	29	36	43	57	72	86	110	140
Freiflußventil	3000	0,7	1,0	1,4	2,1	2,8	3,5	4,2	5,6	7,0	8,4	11	14
	300000	2,1	3,2	4,3	6,4	8,6	11	13	17	21	26	34	43
Schieber	3000	0,58	0,87	1,2	1,7	2,3	2,9	4,0	4,7	5,8	7,0	9,3	12
	300000	1,8	2,7	3,6	5,3	7,1	9,0	11	14	18	21	29	35

16

Tafel VI

Schieber	300000	1,8	2,7	3,6	5,3	7,2	9,0	11	14	18	21	29	36

DIN A 4

Tafel VI

Umrechnungstabelle für Engler-Grade auf kin. und dyn. Zähigkeit

Engler	kin. Zähigk. ν	dyn. Zähigk. η	dyn. Zähigk. η_1
°E	m^2/s	$kg \cdot s/m^2$	Poise
1,00	$1,01 \cdot 10^{-6}$	$103 \cdot 10^{-4}$	0,0100
1,02	1,27 "	130 "	0,0127
1,04	1,53 "	156 "	0,0153
1,06	1,78 "	182 "	0,0178
1,08	2,04 "	208 "	0,0204
1,10	2,31 "	235 "	0,0231
1,15	2,98 "	298 "	0,0292
1,20	3,53 "	360 "	0,0353
1,3	4,46 "	455 "	0,0446
1,4	5,40 "	585 "	0,0574
1,6	7,75 "	790 "	0,0775
1,8	9,65 "	982 "	0,0963
2,0	$11,4 \cdot 10^{-6}$	$1162 \cdot 10^{-4}$	0,114
2,5	15,1 "	1606 "	0,157
3,0	19,8 "	2020 "	0,198
4,0	27,7 "	2830 "	0,277
5,0	42,2 "	4370 "	0,428
8,0	$57,1 \cdot 10^{-6}$	$5890 \cdot 10^{-4}$	0,578
10	72,6 "	7460 "	0,726
15	110 "	11460 "	1,100
20	146 "	14850 "	1,46
30	219 "	22350 "	2,19
40	292 "	29840 "	2,92
50	366 "	37350 "	3,66
60	440 "	44850 "	4,40
70	512 "	52200 "	5,12
80	585 "	59700 "	5,85
90	659 "	67100 "	6,59
100	732 "	74600 "	7,32
120	879 "	89560 "	8,79
140	1025 "	104500 "	10,25
160	1160 "	118200 "	11,60
180	1315 "	134000 "	13,15
200	1460 "	149000 "	14,60
250	1820 "	186300 "	18,20
300	2190 "	223500 "	21,90
400	2820 "	298000 "	29,20

* Da Englergrad ein Maß für kinematische Zähigkeit ist, wird bei der Umrechnung auf dynamische Zähigkeit das spez. Gewicht von Wasser eingesetzt.

Formeln

$$10^6 \nu = 7,32\,E - \frac{6,31}{E} \quad (1)$$

$$10^6 \eta = \rho\left(7,32\,E - \frac{6,31}{E}\right) \quad (2)$$

$$\eta = \frac{\nu}{g\rho} \quad (3)$$

$$R_e = 0,036\,\frac{G}{d \cdot \eta} \quad (4)$$

$$R_e = 0,355\,\frac{Q}{d \cdot \nu} \quad (5)$$

ρ in kg/m^3
G " kg/h
d " mm
Q " m^3/h

$$\Delta P = 639000 \cdot \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{G^2}{d^2 \rho} \quad (6)$$

$$\lambda = \frac{64}{Re} \text{ für laminare Strömung} \quad (7)$$

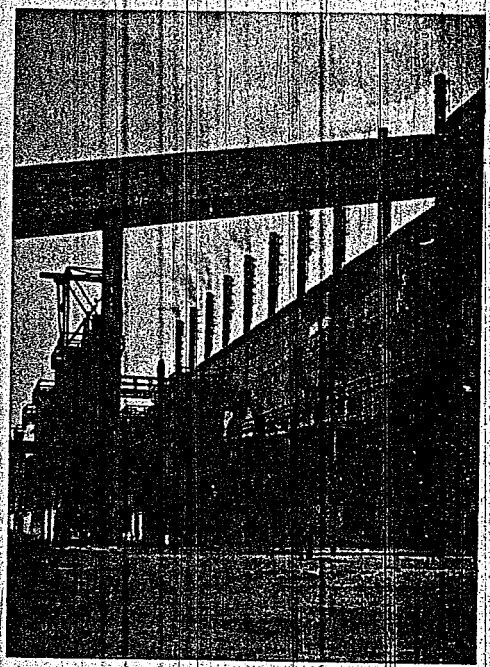
ΔP in mWS für 100 m Rohrleitung entsprechend Tafel II

TITLE PAGE

4. Lurgi Spülgas-Schwelanlagen.
   Bulletin of the "Lurgi Spülgas" low-temperature carbonization plant.

   Frame Nos. 806 - 821

806



LURGI

Spülgas-Schwelanlagen

LURGI

GESELLSCHAFT FÜR WÄRMETECHNIK M.B.H.

FRANKFURT A.M.

LURGIHAUS

LURGI

GESELLSCHAFT FÜR WÄRMETECHNIK M.B.H.
FRANKFURT A.M.
LURGIHAUS

Abb. 1. Lurgi-Schwelanlage mit einer Tagesleistung von 25 t Lignit

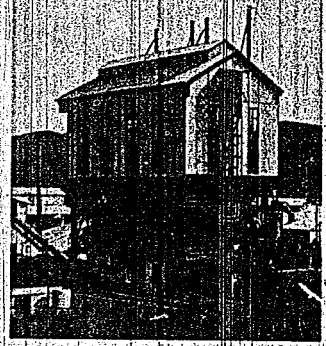


Abb. 2. Lurgi-Schwelanlage mit einer Tagesleistung von 400 t Glanzkohle

Allgemeines.

Unter Schwelung wird die Erhitzung eines Brennstoffes auf Temperaturen von 450—800° C verstanden im Gegensatz zur Verkokung, bei welcher der Brennstoff auf 900—1300° C erwärmt wird. Durch den Schwelvorgang werden aus den Brennstoffen drei Erzeugnisse gebildet: Schwelkoks, Schwelteer und Schwelgas.

Aufgabe der Schwelung ist die Gewinnung dieser Erzeugnisse, wobei je nach Art des einzelnen Falles der Hauptwert auf die flüssigen und gasförmigen oder auf die festen Erzeugnisse gelegt wird.

Ölgewinnung durch Schwelung.

Die Hauptaufgabe besteht in der Gewinnung der flüssigen Kohlenwasserstoffe in Form von Schwelteer, Teeröl und Benzin, während die gleichzeitig gebildeten brennbaren Gase und der Schwelkoks lediglich Nebenerzeugnisse sind. Aus wirtschaftlichen Gründen kommen für diese Aufgabe nur Brennstoffe mit einem hohen Gehalt an gewinnbaren flüchtigen Bestandteilen in Betracht, wie man solche in jüngeren Steinkohlen, in Cannelkohlen, in jüngeren und älteren Braunkohlen und in verschiedenen ölhaltigen Gesteinen, wie Ölschiefer, Torbanit und Ölkreide findet.

Brennstoffveredlung durch Schwelung.

In diesem Falle besteht die Hauptaufgabe darin, minderwertige Brennstoffe in solche höheren Heizwertes oder günstigerer Gebrauchsform umzuwandeln. Für eine solche Veredlung der Brennstoffe kommen in erster Linie in Betracht wasserreiche Brennstoffe, wie Braunkohle oder Torf, ferner solche Brennstoffe, welche in kleinstückiger Form gewonnen werden, wie Feinkohle aus Wäschen, und jüngere Brennstoffe mit sehr hohem Gasgehalt.

In jedem Falle ist das Ziel der Schwelung hier die Steigerung des Heizwertes, die Verbesserung der Gebrauchsform oder die Verbesserung der Brennelgenschaften. Eine Heizwertsteigerung erfolgt hierbei durch Entziehung des Wassers und durch Entfernung der heizwertarmen Gasbestandteile, beispielsweise bei der Schwelung von junger, wasserreicher Braunkohle. Eine Verbesserung der Brennelgenschaften läßt sich bei jungen, gasreichen Brennstoffen erreichen. Hier tritt oftmals infolge zu hohen Gasgehaltes eine sehr starke Gasabspaltung während der Verbrennung ein, die einen vorzeitigen Zerfall des Brennstoffs auf dem Rost hervorruft oder zu starken Rauch- und Rußbelästigungen führt.

Bei backenden Feinkohlen ist es möglich, die Formgebung mit der Schwelung zu verbinden, wenn die Schwelung in von außen beheizten Kammern durchgeführt wird.

Zerfällt der zu schwelende Brennstoff bei der Erhitzung oder wird nichtbackende feinkörnige Kohle verarbeitet, so wird zweckmäßig der Schwelung eine Brikettierung des Schwelkokses angeschlossen, um ein stückiges Endprodukt von hohem Gebrauchswert zu erhalten. In allen Fällen erhält man durch die Schwelung ein rauch- und rußfrei brennendes Endprodukt, welches bei der Verwendung im Haushalt und Industrie den unveredelten Brennstoffen durch seine Brenneigenschaften überlegen ist.

Neuerdings hat die Lurgi-Gesellschaft gemeinsam mit dem Friedr.-Krupp-Grusonwerk das Lurgi-Krupp-Stückkoks-Verfahren entwickelt, bei dessen Anwendung die Brikettierung des Schwelkokses unnötig wird. Bei dem Lurgi-Krupp-Verfahren werden durch eine geeignete Vorbehandlung und Brikettierung von feinkörnigen, zum Zerfall neigenden Brennstoffen Formlinge erzeugt, welche bei der nachfolgenden Destillation im Lurgi-Spülgasofen ihre Form und ihr hohes Schüttgewicht behalten oder nur so weit in grobe Stücke zerfallen, daß ein Stückkoks mit hohem Gebrauchswert direkt erhalten wird. (Hierzu vgl. S. 10)

Die besonderen Vorteile der durch Schwelung erzielten Brennstoffveredlung sind folgende: Der veredelte Brennstoff verträgt erheblich höhere Transportkosten, wodurch es oftmals erst möglich wird, ihn an diejenigen Verbrauchsstellen heranzubringen, wo er benötigt wird. Gleichzeitig sinken die Verteilungskosten beim hochwertigen Brennstoff auf gleiche Wärmemengen bezogen, durch die Veredlung oft bis auf die Hälfte. Infolge des hohen Heizwertes und der besseren Brenneigenschaften läßt sich für solche Brennstoffe ein Absatzgebiet erschließen, welches für das Ausgangsmaterial sowohl wegen des Wärmepreises als auch wegen seiner Brenneigenschaften nicht zugänglich ist.

Technik der Schwelung.

Für die Durchführung der Schwelung bedarf es einer Vortrocknung des Brennstoffs und einer nachfolgenden Erhitzung in weitgehend regelbaren Grenzen. Die Erhitzung läßt sich entweder vermittels der Übertragung der Wärme durch eine Wandung hindurch vornehmen oder mit Hilfe von Heizgasen, welche den Brennstoff unmittelbar durch- bzw. umspülen.

Indirekte Wärmeübertragung.

Bei Schwelanlagen, die mit indirekter Wärmeübertragung arbeiten, erfolgt die Erhitzung des Brennstoffs in Kammern oder Retorten, die von außen beheizt werden. Wegen der schlechten Wärmeleitfähigkeit der Brennstoffschicht und der keramischen Kammerwände waren die Leistungen solcher Einrichtungen beschränkt, da mit niedrigen Temperaturen gearbeitet werden muß. Um die Wärmeübertragung durch die Kammerwände zu erhöhen, werden die Wände neuerdings aus Stahl hergestellt. Diese Arbeitsweise bietet die Möglichkeit, bei der Verarbeitung von backenden Brennstoffen mit der Schwelung gleichzeitig die Formgebung zu verbinden und aus Feinkohlen von geringem Marktwert einen festen, grobstückigen und rauchlosen Brennstoff zu erzeugen.

Abb. 3.
Lurgi-Schwelanlage für eine Tagesleistung von 750 t japanischer Braunkohle

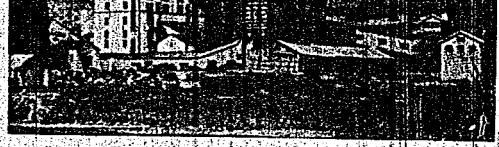


Abb. 3.
Lurgi-Schwelanlage für eine Tagesleistung von 750 t japanischer Braunkohle

Das Krupp-Lurgi-Schwelverfahren.

Zusammen mit der Firma Friedr. Krupp AG., Essen, ist für diesen Zweck der Krupp-Lurgi-Ofen entwickelt worden. Ein solcher Ofen besteht aus sechs rechteckigen Zellen aus Stahl, in welche die zu schwelende Kohle von oben eingefüllt wird. Zwischen diesen Zellen befinden sich die Heizkammern, welche von den zur Heizung der Schwelzellen dienenden Gasen durchströmt werden. Die Temperatur der Heizgase wird durch eine Umlaufheizung sorgfältig regulliert. Die Schwelung erfolgt während einer Erhitzungsdauer von 4 bis 5 Stunden. Nach dieser Zeit wird der Schwelkoks nach Öffnen des unteren Ofenverschlusses aus dem Ofen entnommen, und der Ofen wird neu beschickt. Für gasreiche, backende Steinkohlen sind Anlagen großer Leistung errichtet worden. (Vgl. Sonderprospekt KL 181.)

Direkte Wärmeübertragung (Spülgasschwelung).

Bei der direkten Wärmeübertragung wird das Schwelgut unmittelbar von den Heizgasen umspült. Infolge der günstigen Übertragung der Wärme ist der Größe der einzelnen Ofeneinheiten praktisch keine Grenze gesetzt, so daß sich Einheiten von sehr großer Leistung bauen lassen. Wegen der guten Wärmeübertragung und der geringen Wärmeverluste arbeiten diese mit niedrigem Wärmeverbrauch. Besondere Vorteile bietet die unmittelbare Wärmeübertragung bezüglich der Baumaterialfrage, da im Bereiche der höchsten vorkommenden Temperaturen feuerfestes Mauerwerk Verwendung finden kann.

Ein Nachteil der direkten Beheizung besteht darin, daß die flüchtigen Bestandteile des Brennstoffs durch die Heizgase verdünnt werden und deshalb eine größere Kondensationsanlage erforderlich wird. Dieser Nachteil kann bei zweckentsprechender Bauweise im wesentlichen umgangen werden.

Das Lurgi-Spülgas-Verfahren.

Die Spülgasschwelung ist mit Hilfe des Lurgi-Verfahrens für die meisten vorkommenden festen Brennstoffe in größtem Maßstabe praktisch verwirklicht worden. Den besonderen Anforderungen, welche die verschiedenen Brennstoffe stellen, insbesondere infolge ihres Wassergehaltes und der Neigung, bei der Erwärmung zu zerfallen, trägt das Verfahren in besonderem Maße Rechnung. Das Verfahren ermöglicht es, in einem Arbeitsgang den Brennstoff restlos zu trocknen, den getrockneten Brennstoff zu schwelen und anschließend den Schwelkoks trocken herabzukühlen.

Der Brennstoff durchwandert einen oben offenen und unten durch die Koksaustragevorrichtung abgeschlossenen Schachtofen, der aus drei Zonen — der Trockenzone, Schwelzone und Kokskühlzone — besteht. In diesen drei Zonen wird dem Brennstoff mit Hilfe im Kreislauf geführter Spülgase für die Trocknung und Schwelung Wärme zugeführt und für die Kühlung Wärme entzogen. Die dem Koks entzogene Wärme wird durch die besondere Führung der Gasströme für die Schwelung nutzbar gemacht.

Da der Brennstoff vor der Schwelung restlos getrocknet wird, so brauchen der Schwelzone nur geringe zusätzliche Wärmemengen zugeführt werden. Dies geschieht, indem man den kreisenden Spülgasen verbrannte Gase zumischt, die in einem besonderen Verbrennungsofen erzeugt werden. Da die Menge des Verbrennungsgases gering ist, so wird das in der Schwelzone freiwerdende Schwelgas durch das Verbrennungsgas nur wenig verdünnt und bleibt stets gut brennbar (mit einem Heizwert von 1300—1600 kcal/m³).

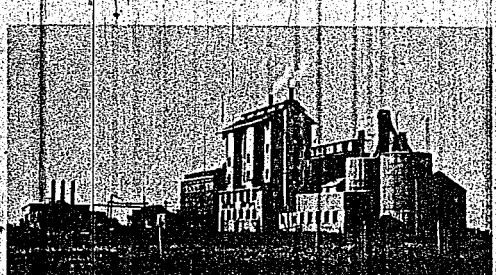


Abb. 4.
Lurgi-Schwelanlage für eine Tagesleistung von 400 t kanadischer Braunkohle

Abb. 4. Lurgi-Schwelanlage für eine Tagesleistung von 400 t kanadischer Braunkohle

1 Kohlenbunker
2 Trockenzone
3 Brenner
4 Exhaustor
5 Schwadenleitung
6 Schwelzone
7 Koksglühzone
8 Koksaustragung
9 Brenner
10 Luftgebläse
11 Schwelgasleitung
12 Zusatzgas
13 Exhaustor
14 Kühler
15 Leichtölwascher
16 Reingasleitung

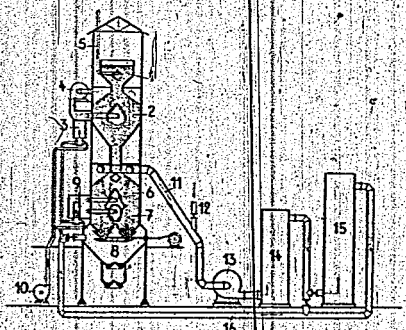


Abb. 5 Arbeitsschema des Lurgi-Spülgasverfahrens

Die Trocknung des Brennstoffs erfolgt in ähnlicher Weise mit Hilfe von Spülgasen, die von einem Gebläse umgewälzt und vor ihrem jedesmaligen Eintritt in den Brennstoff durch Beimischen von heißen Verbrennungsgasen aus einem Ofen auf etwa 200—250° C gebracht werden. Die Spülgase der Trockenzone bestehen aus Verbrennungsgasen und Wasserdampf praktisch ohne Gehalt an freiem Sauerstoff.

In besonderen Fällen, wo für ein hochwertiges, unverdünntes Destillationsgas guter Absatz vorhanden ist, wird die Aufheizung des umlaufenden Schwelgases nicht durch Beimischung von Verbrennungsgas, sondern durch indirekte Erhitzung in einem Röhrenerhitzer bewirkt. Diese Arbeitsweise beschränkt sich allerdings nur auf ältere Brennstoffe, deren Destillationsgas kohlensäurearm ist.

Das Arbeitsprinzip des Lurgi-Verfahrens ist aus Abb. 5 zu ersehen. Die Gase, welche die Schwelzone verlassen, werden in einer Kondensationsanlage von den darin enthaltenen Teerölen und dem Gasbenzin befreit und kehren dann nach dem Ofen zurück. Hier wird der Hauptteil in die Kühlzone eingeführt, ein geringerer Teil dient zur Speisung der beiden Heizgasöfen der Schwelzone und der Trockenzone.

Die Kondensationsanlage besteht aus Apparaten zur getrennten Gewinnung der schweren und leichten Teeröle, sowie der Anlage zur Gewinnung des Gasbenzins.

Die Spülgasschwelung läßt sich in kleinen Ofeneinheiten verhältnismäßig leicht beherrschen. Für den Bau von Großöfen müssen verschiedene Schwierigkeiten überwunden werden. Die wichtigste besteht darin, den Schwelprozeß genügend gleichmäßig zu gestalten. Dies ist durch geeignete Unterteilung der Schächte der Großöfen gelungen, so daß Öfen mit Leistungen von 250—350 t/24 Stunden entwickelt werden konnten.

Notwendig war hierfür die Sicherstellung der gleichmäßigen Aufgabe und Entnahme des Brennstoffes und die gleichmäßige Zuführung der Heizgase. Für die Brennstoffverteilung ist eine besondere Beschickmaschine entwickelt worden, mit deren Hilfe eine praktisch gleichmäßige Aufgabe des Brennstoffs über die Ofenschächte bewirkt wird. Der frische Brennstoff wird durch eine Förderanlage zugebracht und durch die Beschickmaschine auf die Ofenschächte verteilt. Gleichzeitig wird der Schwelkoks kontinuierlich mit Hilfe von Verdrängern aus den Ofenschächten ausgetragen und durch eine automatische Koksschleuse ausgeschleust.

Beim Schwelen mit Spülgasen tritt bei Zumischung von Verbrennungsgas eine Verdünnung des Kreislaufgases ein. Diese kann durch verschiedene Maßnahmen so eingeschränkt werden, daß die Größe der Kondensationsanlagen im Vergleich mit den indirekt beheizten Schwelöfen keine Schwierigkeiten bietet. Durch die weitgehende Vorwärmung und Trocknung des Brennstoffs wird der Wärmeaufwand für die eigentliche Schwelung auf ein Minimum gesenkt. Durch die Vorwärmung des Kreislaufgases der Schwelzone an dem heißen Schwelkoks wird der Wärmebedarf weiter verringert. Die Zugabe von frischem Verbrennungsgas zu den Kreislaufgasen der Schwelzone ist daher sehr gering, und die Kondensation der Teeröle sowie die Gewinnung der gasförmigen Benzine lassen sich mit technischem und wirtschaftlichem Erfolg durchführen. In Sonderfällen kann durch Einbau eines Röhrenerhitzers an Stelle eines Verbrennungsofens die Verdünnung der Schwelgase durch Verbrennungsgas weitgehend oder vollständig vermieden werden.

Von ausschlaggebender Bedeutung für die Durchführung der Spülgasschwelung ist die Beherrschung der Staubfrage. Infolge der Umspülung des Brennstoffes mit Gas besteht die Gefahr des Mitreißens von Staub in die Ofenkanäle und die Kondensation. Das letztere ist besonders gefährlich, da die Entfernung des Staubes aus dem Teer entweder unmöglich oder mit großem Verlust verbunden ist. Beim Lurgi-Verfahren ist es durch die gleichmäßige Brennstoffführung, durch die Verringerung des Wärmebedarfs und durch die reichliche Bemessung der Gasaustrittsquerschnitte gelungen, die Staubentwicklung zu beherrschen. Es bietet keine Schwierigkeiten, auch bei zur Staubbildung neigenden Brennstoffen, den Teer mit weniger als 0,5% Staubgehalt zu gewinnen.

Das Lurgi-Spülgas-Verfahren im Großbetrieb.

Für die Durchführung des Lurgi-Verfahrens im Großbetrieb ist die in der Abb. 5 gezeigte Anordnung grundsätzlich beibehalten. Die großen Brennstoffmengen, die in den Öfen von 250—350 t Tagesleistung zu verarbeiten sind, erfordern jedoch große Ofenquerschnitte. Um diese zu verwirklichen, besteht ein Großofen aus zwei Schächten, welche mit entsprechenden Rosteinbauten versehen sind. Zwischen diesen Schächten befinden sich die Einrichtungen zum Aufheizen und zum Zu- und Abführen der Gase. Auch die Schächte der Großöfen sind oben offen. Innerhalb der Trockenzone, der Schwel- und Kühlzone und zwischen den Zonen befinden sich keinerlei Abschlüsse oder bewegte Teile. Auf diese Weise ergibt sich eine gedrungene, völlig geschlossene Bauart. Hierzu trägt auch die enge Verbindung mit den für die Gasbewegung erforderlichen Maschinen bei, insbesondere den Trocknergebläsen, die unmittelbar mit dem Trockner selbst verbunden sind. Sämtliche Teile der Anlagen sind leicht zugänglich. Reinigungsarbeiten, wie die Entfernung von Staub, können ohne Unterbrechung des Betriebes ausgeführt werden. Die wärmetechnische Regelung der Anlagen erfolgt zentral und kann von wenig geübten Arbeitern durchgeführt werden. Mittels besonderer Einrichtungen in der Gasführung werden die Anlagen schnell in Betrieb genommen und abgestellt.

Der Aufbau des Lurgi-Groß-Spülgas-Ofens ist aus Abb. 6 zu ersehen. Man erkennt hieraus besonders den offenen Trockner und die automatische Beschickvorrichtung.

Ein Schema der Einrichtungen für die Kondensation der Teeröle und die Gewinnung des Gasbenzins zeigt Abb. 7.

Bei den Großöfen wird eine fraktionierte Abscheidung des Teeres durchgeführt, welche die Aufarbeitung desselben wesentlich erleichtert. Zunächst wird das Gas von geringen mitgerissenen Staubteilchen befreit und auf etwa 100° C herabgekühlt. Anschließend werden die spezifisch schweren Teerbestandteile in einem Elektrofilter (Bauweise Siemens-Lurgi-Cottrell) abgeschieden. Das Gas wird weiterhin auf ca. 20—30° C herabgekühlt. Hierbei werden Teeröle von mittlerem spezifischem Gewicht kondensiert, und zum Schluß folgt die Gewinnung des Gasbenzins meist mit Hilfe einer Waschanlage. Ein zwischen den Kühlern und der Benzingewinnungsanlage angeordnetes Gebläse bewirkt den Umlauf des Spülgases.

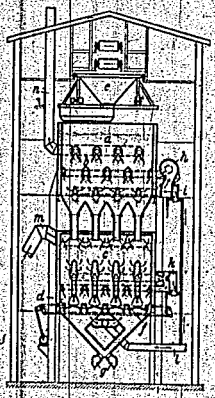


Abb. 6. Spülgasschwelofen, Bauart Lurgi

a Kohlenbunker
b Trockenzone
c Schwelzone
d Schwelkokskühlzone
e Beschickmaschine für Kohle
f Austragevorrichtung für Schwelkoks
g Schwelkoksschleusen
h Umlaufgebläse der Trockenzone
i Heizgasofen der Trockenzone
k Heizgasofen der Schwelzone
l Zufuhr von gereinigtem Spülgas
m Abzug von Spülgas-Schwelgasgemisch
n Abzug des Abgases der Trockenzone

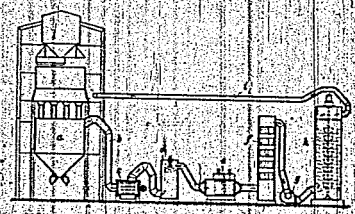


Abb. 7. Anlage zur Gewinnung von Schwelteer bei der Spülgasschwelung
a Schwelofen; b Heißgasleitung; c Staubabscheider; d Vorkühler; e Elektrofilter; f Röhrenkühler; g Gasgebläse; h Anlage zur Gewinnung des Gasbenzins; i Kaltgasleitung zur Rückförderung des Spülgases

Die Anordnung eines aus 4 Lurgi-Großöfen mit Teerkondensation und Benzingewinnungsanlage bestehenden Schwelwerks ist aus Abb. 8 ersichtlich.

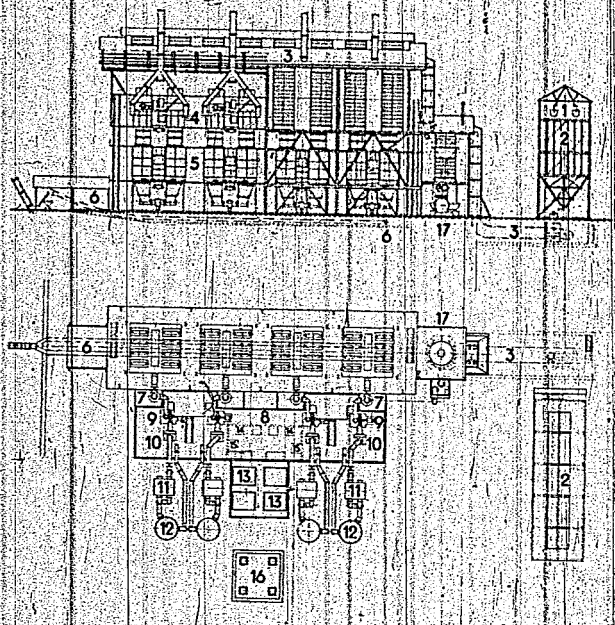


Abb. 8. Lurgi-Schwelanlage mit 4 Großöfen; Tagesleistung 1200 Tonnen.
1 Hängebahn für die Rohkohle; 2 Rohkohlenbunker; 3 Conveyor; 4 Vortrockner; 5 Schwelöfen; 6 Entnahmeband; 7 Vorkühler für das Schwelgas; 8 Maschinenhaus; 9 Exhaustoren; 10 Elektr. Teerabscheider; 11 Röhrenkühler; 12 Leichtölwascher; 13 Teerbehälter; 14 Ölpumpen; 15 Wasserpumpen; 16 Kühlturm; 17 Generator

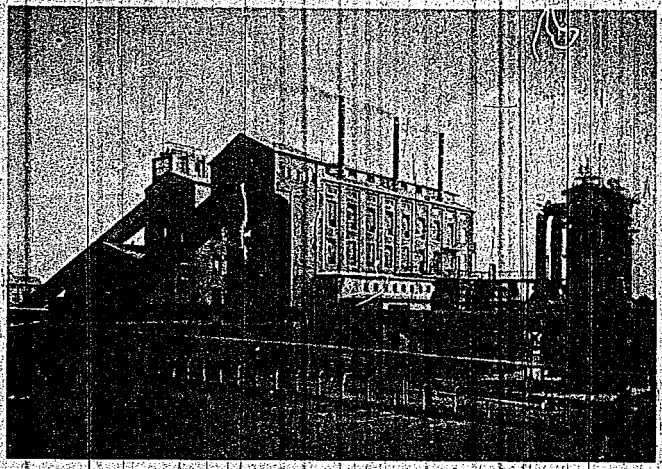


Abb. 18. Lurgi-Schwelwerk für eine Tagesleistung von 2000 t Braunkohle

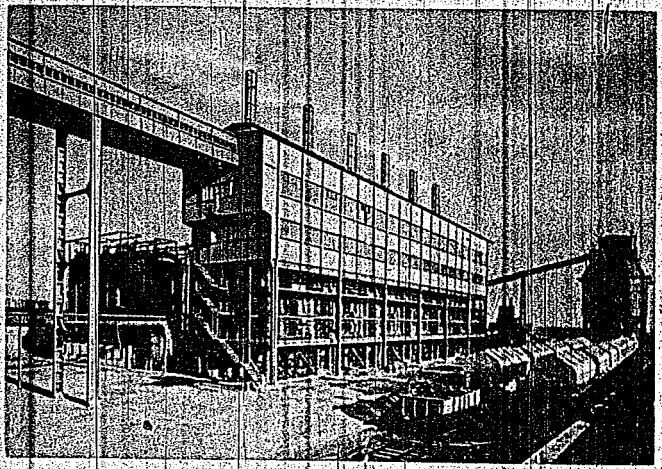


Abb. 19. Lurgi-Schwelwerk für eine Tagesleistung von 5500 t Braunkohle

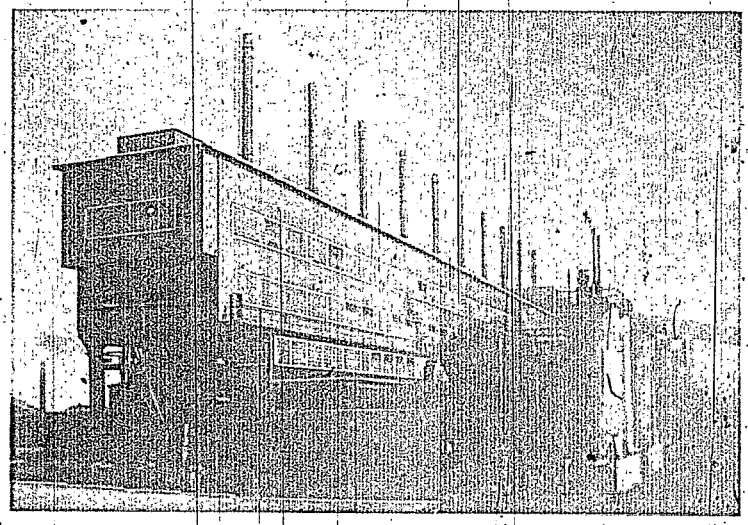


Abb. 20. Lurgi-Schwelwerk für eine Tagesleistung von 5000 t Braunkohle.

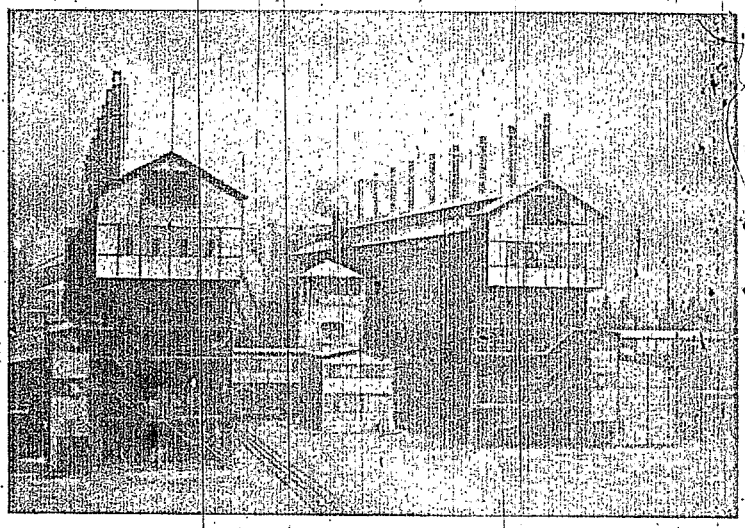


Abb. 21. Lurgi-Schwelwerk für eine Tagesleistung von 12500 t Braunkohle.

Anwendungsgebiete des Lurgi-Spülgasverfahrens.

Das Verfahren ist zuerst entwickelt worden für die Schwelung von lignitischer Braunkohle und Xylit, stückigen Brennstoffen, die einen Wassergehalt von etwa 25—30% aufweisen. Der hierbei erzielte Erfolg führte zum Bau großer Anlagen, welche mit einer Brikettieranlage für den Schwelkoks verbunden sind. Mit gleichem Erfolg wurden Glanzkohlen mit ca. 15% Wassergehalt in stückiger und besonders auch solche in feinkörniger Beschaffenheit geschwelt und eine Reihe großer Anlagen dafür errichtet. In allergrößtem Maßstab wird das Verfahren

Abb. 21. Lurgi-Schwelwerk für eine Tagesleistung von 12500 t Braunkohle

Anwendungsgebiete des Lurgi-Spülgasverfahrens.

Das Verfahren ist zuerst entwickelt worden für die Schwelung von lignitischer Braunkohle und Xylit, stückigen Brennstoffen, die einen Wassergehalt von etwa 25—30% aufweisen. Der hierbei erzielte Erfolg führte zum Bau großer Anlagen, welche mit einer Brikettiereinrichtung für den Schwelkoks verbunden sind. Mit gleichem Erfolg wurden Glanzkohlen mit ca. 15% Wassergehalt in stückiger und besonders auch solche in feinkörniger Beschaffenheit geschwelt und eine Reihe großer Anlagen dafür errichtet. In allergrößtem Maßstab wird das Verfahren für die erdige deutsche Rohbraunkohle mit einem Wassergehalt von 50—55% angewendet. Da diese Kohle ein sehr lockeres Gefüge hat und bei der Erwärmung stark zerfällt, so wird sie vor der Schwelung brikettiert und die ohne Bindemittel erzeugten Briketts werden geschwelt.

Mit bestem Erfolg läßt sich das Verfahren für die Schwelung von Ölschiefer, Torbanit und Cannelkohle anwenden, was durch zahlreiche Großversuche bewiesen worden ist. Cannelkohle wird im Großbetrieb mit Hilfe des Lurgi-Verfahrens geschwelt. Endlich können Steinkohlen, soweit sie nicht zu stark backen, nach dem Lurgi-Verfahren verarbeitet werden. Es handelt sich dabei im besonderen um die Schwelung der jüngeren Gasflammkohle, für welche das Lurgi-Verfahren wiederholt Anwendung gefunden hat. Verschiedenartige Stückgrößen, mehr oder minder große Neigung zum Zerfallen und dergleichen bieten keinerlei Hindernisse für die Verarbeitung im Spülgasofen mehr. Sperrige Brennstoffe, ebenso solche, die bei der Erwärmung sintern, schließlich auch stückige Brennstoffe, die während der Verarbeitung in kleinkörniges, staubhaltiges Gut zerfallen, sind mit Erfolg und ohne Schwierigkeiten nach dem Lurgi-Verfahren verarbeitet worden. Auch physikalische Veränderungen des Gutes beeinträchtigen die gleichmäßige Verarbeitung nicht.

Das Lurgi-Krupp-Stückkoksverfahren.

Die Schwelung jüngerer Brennstoffe, welche bei der Erhitzung zerfallen, scheiterte in früheren Jahren oftmals an wirtschaftlichen Schwierigkeiten als Folge des geringen Marktwertes des feinkörnigen Kokses. Durch die Herstellung eines stückigen Schwelkokses nach dem Lurgi-Krupp-Stückkoksverfahren sind auch solche zum Zerfall neigende Brennstoffe der Schwelung zugänglich gemacht worden.

Die Arbeitsweise dieses Verfahrens ist folgende: Der Brennstoff wird in einem Mahltrockner (vgl. Abb. 9) unter der Einwirkung heißer Verbrennungsgase von 900—1000° C getrocknet und gleichzeitig in einen feinen Staub übergeführt. Der trockene Staub (Wassergehalt 6—10%) wird auf einer Ringwalzenpresse (vgl. Abb. 10) unter einem Druck von 2000—2500 kg/cm² brikettiert. Die so erhaltenen Briketts werden im Lurgi-Spülgasofen geschwelt. Sie behalten dabei ihre Form oder zerfallen in einige größere Stücke, wobei gleichzeitig eine Verringerung des Volumens durch Schwindung eintritt. Es entsteht so ein stückiger, dichter, spezifisch schwerer und abriebfester Schwelkoks mit hervorragenden Verbrennungseigenschaften. Der Energieaufwand für die Aufbereitung des Brikettiergutes und die Brikettierung selbst ist bei diesem Verfahren gering. Die Herstellung von stückigem Koks ist bei dieser Arbeitsweise mit viel geringeren Kosten durchzuführen als durch die nachträgliche Brikettierung des Schwelkokses. Eine Reihe von Anlagen mit einer Tagesleistung je Einheit von 250—300 t Briketts aus deutscher erdiger Braunkohle befinden sich im Betrieb.

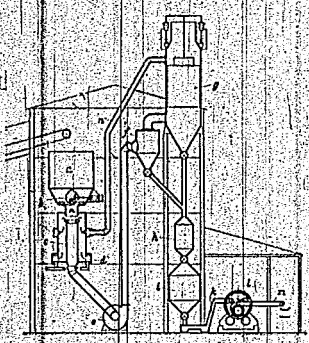


Abb. 9. Anlage zur Brikettierung von Braunkohle zur Gewinnung von Stückkoks (Lurgi-Krupp-Verfahren)

a Rohkohlenbunker
b Kohlenaustragevorrichtung
c Kohlentrockner
d Gasheizung des Trockenofens
e Mahlventilator
f Grobstaubabscheider
g Elektrofilter zur Staubabscheidung
h Staubkohlekühler
i Staubvorratsbunker
k Staubfördereinrichtung
l Ringwalzenpresse
m Brikettiertransportvorrichtung

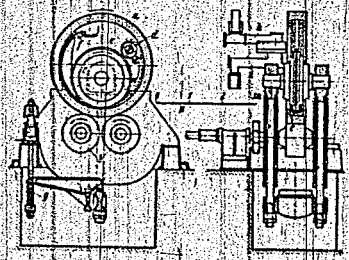


Abb. 10. Ringwalzenpresse zur Brikettierung von Braunkohle, Bauart Krupp.
a Umlaufender Preßring; b Antriebsringe; c Umlaufende Preßscheibe; d Schleudervorrichtung für Trockenkohle; e Preßformzweig; f Zentralverschluß für Briketts; g Spannvorrichtung der Preßscheiben; h Zufuhr der Trockenkohle; i Fördereinrichtung für Überschußkohle

Betriebsergebnisse von Lurgi-Spülgas-Anlagen.

Das Lurgi-Spülgas-Verfahren ist sowohl für die Ölgewinnung als auch für die Brennstoffveredlung bei den verschiedensten Stoffen angewendet worden. Es gestattet infolge der Art der angewandten Beheizung eine besonders schonende Gewinnung der Kohlenwasserstoffe. Es werden deshalb Teer- bzw. Ölausbeuten erzielt, die mit 90—95% des in der Aluminiumretorte festgestellten Teergehalts dem praktisch möglichen Wert nahe kommen.

Zahlreiche Anlagen, deren größte eine Leistung von etwa 12 500 t Rohbraunkohle pro Tag besitzt, sind in den letzten Jahren in Deutschland errichtet worden. In dieser Anlage wird der Schwelkoks in einem angeschlossenen Kraftwerk zum größeren Teil zur Erzeugung von Dampf verfeuert. Ein Teil des Schwelkokses wird zur Erzeugung von Wassergas bzw. Wasserstoff verwendet, mit dem der Schwelteer auf dem zugehörigen Hydrierwerk zu Benzin hydriert wird. Die gesamte, in diesem Werk erzeugte Treibstoffmenge beträgt 225 000 t pro Jahr. Bei anderen Anlagen für deutsche Braunkohle wird der Schwelkoks für Hausbrand oder für den Betrieb von Gaserzeugungsanlagen verwendet.

Über Betriebsergebnisse verschiedener ausgeführter Anlagen gibt die nachstehende Tabelle Aufschluß:

Tabelle 1

Stoff- und Wärmebilanz eines Lurgi-Spülgas-Schwelofens je kg Brennstoff (Braunkohlebriketts mit 16% H_2O und 14,6% Teer nach Fischer-Hempel).

Eingebracht:	Braunkohlebriketts	1,000 kg	5.487,00 kcal	99,92%
	Brennerluft	0,425 kg	4,52 kcal	0,08%
	Insgesamt	1,425 kg	5.491,52 kcal	100,00%
Ausgebracht:	Schwelkoks	0,445 kg	3.126,39 kcal	56,98%
	Überschußgas*)	0,253 kg	375,96 kcal	6,84%
	Teer (Reinteer)	0,116 kg	1.159,58 kcal	21,10%
	Leichtöl (bis 200° sied.)	0,023 kg	241,11 kcal	4,39%
	Schwelwasser	0,081 kg	1,42 kcal	0,03%
	Rückstände	0,009 kg	67,88 kcal	1,23%
	Gasverlust	0,001 kg	6,93 kcal	0,13%
	im Kühlwasser abgef.		125,50 kcal	2,28%
	Abschwaden	0,487 kg	102,95 kcal	1,88%
	Verluste	0,010 kg	283,82 kcal	5,16%
	Insgesamt	1,425 kg	5.491,52 kcal	100,00%

*) 0,195 Nm³ je kg Brennstoff.

Für den Fall, daß die Schwelung zur Brennstoffveredelung angewandt wird, ist die Beschaffenheit des erzeugten Schwelkokses von besonderer Bedeutung. Beim Lurgi-Schwelverfahren wird der Brennstoff in kontinuierlichem Strom bei langsamer Erwärmung lediglich durch sein Eigengewicht durch den Ofen geführt. Infolgedessen wird der Brennstoff in physikalischer Hinsicht sehr schonend behandelt. Man kann deshalb aus Rohkohle geeigneter Beschaffenheit (insbesondere älteren Braunkohlen und jüngeren Steinkohlen) einen sehr stückigen Schwelkoks erzielen. Der Gehalt des Schwelkokses an flüchtigen Bestandteilen kann durch Veränderung der Schweltemperatur beliebig geändert werden. Bei einer Schweltemperatur von etwa 600° C beträgt der Gasgehalt des Schwelkokses nur noch 3—5%. Das Lurgi-Verfahren gestattet die Anwendung derartiger hoher Schwelteperaturen ohne wesentliche Änderung der Teerausbeute. Durch die Erhöhung der Schweltemperatur auf 700—800° C steigert sich die Härte des Schwelkokses erheblich. Für diese Arbeitsweise eignen sich besonders ältere Braunkohlen und jüngere Steinkohlen, aus denen ein grobstückiger fester Koks unmittelbar gewonnen werden kann.

Der Schwelkoks findet als Hausbrand oder für industrielle Zwecke Verwendung. Infolge seines hohen Heizwertes ermöglicht der trockene Schwelkoks die Erreichung hoher Verbrennungstemperaturen in industriellen Feuerungen und Öfen. Er ist bei genügender Stückigkeit ein vorzügliches Material zur Erzeugung von Generator- und Wassergas. Besonders geeignet ist solcher Koks auch für metallurgische Zwecke in Verbindung mit den im Drehofen arbeitenden Reduktionsverfahren.

In manchen Anlagen weist der aus jungen Brennstoffen erzeugte Schwelkoks eine Neigung zur Selbstentzündung auf. In diesem Falle erfolgt eine Nachbehandlung des Schwelkokses, für welche ein besonderes Alterungsverfahren entwickelt worden ist.

In solchen Fällen, in denen Feinkohle zu verarbeiten ist und in denen die Festigkeit und Härte des aus den Brennstoffen direkt erzeugten Schwelkokses nicht genügt, ist die Anwendbarkeit des Lurgi-Krupp-Stückkoksverfahrens erfolgt. Dieses Verfahren eignet sich besonders für jüngere Braunkohlen und Steinkohlen. Es ist gelungen, mit Hilfe dieses Verfahrens aus erdigen und feinkörnigen Kohlen stückigen Schwelkoks in großer Härte zu erzeugen, der sich für Zimmeröfen, Zentralheizungen und den Betrieb von Gaserzeugern besonders eignet.

Brikettierung von Schwelkoks.

Wenn die natürliche physikalische Beschaffenheit der Brennstoffe die Herstellung eines genügend stückigen Schwelkokses nicht ermöglicht oder das Lurgi-Krupp-Verfahren vorerst nicht anwendbar ist, kommt ein Verfahren zur Brikettierung des Schwelkokses zur Anwendung, das sich in seinen Grundzügen an die Steinkohlenbrikettierung anlehnt. Damit wird aus feinkörnigem oder brockeligem Schwelkoks ein Brennstoff von besonders gutem Formwert hergestellt.

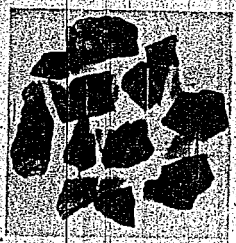
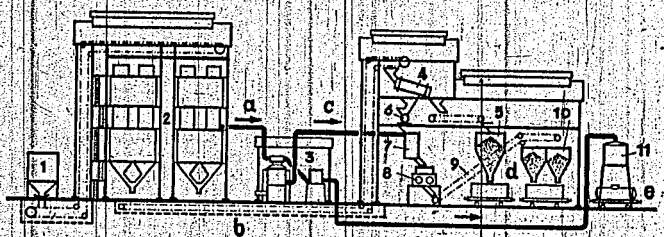


Abb. 11. Schwelkoks aus englischer Cannel-Kohle

Abb. 12. Schwelkoks aus griechischem Xylit

Durch die besondere Art der Aufbereitung des Schwelkokses und durch Zumischung des Bindemittels in flüssiger Form ist es gelungen, ein Brikett mit geringem Gehalt an Bindemittel zu erzeugen, das praktisch rauchfrei ver-



b

Abb. 13. Schema einer Brennstoffveredlungs-Anlage.
1 Rohkohlenbunker; 2 Schwelöfen; 3 Teerdestillation; 4 Kokslab; 5 Stückkoksbunker; 6 Mühle; 7 Mischer; 8 Brikettpresse; 9 Brikettkühlband; 10 Brikettbunker; 11 Ölfeuerung.
a Teer; b Koks; c Pech; d Stückkoks und Briketts; e Öl

brems. Als Bindemittel wird vorzugsweise das aus dem gewonnenen Teer durch Destillation erzeugte Pech verwendet. Für Fälle, in denen dieses Pech mengenmäßig nicht ausreicht, werden geringe Mengen anderer Bindemittel, wie Asphalt oder Steinkohlenpech, bzw. geringe Mengen von backender Steinkohle hinzugefügt. Langjährige Erfahrungen haben zu Sonderkonstruktionen der Brikettpressen und der zugehörigen Aufbereitungsanlagen geführt, die den verschiedenen Wirkung des Schwelkokses genügend standhalten.

Der Heizwert, die Brenneigenschaften und in vielen Fällen auch der Aschengehalt des Schwelkokses können bei der Verarbeitung nach dem Lurgi-Verfahren günstig beeinflußt werden. In vielen Fällen kann durch Absiebung des Feinkorns aus der Förderkohle der Aschengehalt erheblich reduziert werden. Da für eine gewisse Menge an feinkörniger Kohle stets im eigenen Betrieb Verwendung ist und durch diese Ausscheidung des Feinkorns gleichzeitig der Durchsatz der Schwelanlage und die Qualität des Schwelteeres verbessert werden, ist dieser Weg mit Vorteil anwendbar. Die nachfolgende Übersicht zeigt die Zunahme des Aschengehaltes in Feinkorn einer lignitischen Kohle.

Tabelle 2

Zusammensetzung der Feinkorne einer lignitischen Kohle.

Bezeichnung	Feuchtigkeit Gew. %	Flüchtige Bestandteile Gew. %	Fixer C Gew. %	Asche Gew. %	Schwefel Gew. %	Oberer Heizwert analog Kohle	Oberer Heizwert analog Feinkohle
Förderkohle trocken	40,40	24,35	28,45	6,80	0,86	3550	6720
Stücke über ¼" (Schwelkohle)	41,35	24,80	28,10	4,25	0,44	3625	6630
trocken	—	45,45	47,65	6,90	0,75	6140	
Feinkohle unter ¼" (Kratwerk)	39,15	26,45	28,05	8,55	1,16	3510	6670
trocken	—	43,50	43,75	13,75	1,90	5750	

Bisweilen kann auch die Absiebung des Staubes nach der Schwelung (z. B. durch Windsichtung) eine Verringerung des Aschengehaltes bewirken. Dies ist also eine Analyse des Schwelkokses von zweierlei Brennstoffen ersichtlich.

Tabelle 3

Übersicht über die Verteilung der Asche in den Kornklassen von Schwelkoks

Schwelkoks aus Braunkohle mit 48% H_2O			Schwelkoks aus holzigem Lignit mit 35% H_2O		
Körnung	Menge	Asche	Körnung	Menge	Asche
über 6 mm	25,1%	9,2%	über 20 mm	ca. 72%	6,3%
6—2 "	37,7%	11,9%	unter 20 mm	ca. 28%	23,5%
2—½ "	20,0%	18,1%			
unter ½ "	17,2%	35,2%			

Abb. 14. Braunkohlenschwelkoks verschiedener Herkunft: gewonnen durch Schwelung von Rohbraunkohle (links), gewonnen durch Schwelung von Braunkohlen-Strangpreßlingen (Mitte), gewonnen durch Schwelung von Braunkohlen-Ringwalzenbriketts (Lurgi-Krupp-Verfahren) (rechts)

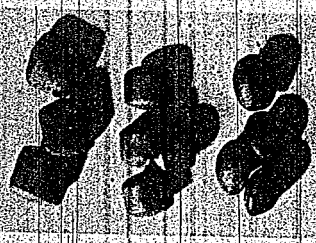


Abb. 15. Briketts aus Schwelkoks
links: Kissenbriketts 85 g, Mitte: Kissenbriketts 50 g
rechts: Eierbriketts 50 g

Der Schwefelgehalt des Brennstoffs wird durch die Schwelung verringert, da ein Teil des Schwefels flüchtig wird. Die nachfolgende Übersicht zeigt eine erhebliche Reduktion des Schwefelgehaltes, bezogen auf den Heizwert der Rohkohle bzw. des Schwelkokses.

Tabelle 4

Übersicht über die Verteilung des Schwefels bei Schwelung einer älteren Braunkohle.

	Feuchtigkeit Gew.-%	Asche Gew.-%	Gesamt-Schwefel Gew.-%	Verbrennl. Schwefel Gew.-%	Aschen-Schwefel Gew.-%	Heizwert kcal/kg	Verbrennl. Schwefel Gramm auf 1000 kcal
Rohkohle	15,9	7,3	4,12	3,06	1,05	5700	6,01
Schwelkoks	0,2	9,9	4,15	2,72	1,43	7050	3,85

Beschaffenheit und Verarbeitung von Schwelteer.

Die Beschaffenheit des Schwelteeres ist weitgehend abhängig von der Art des verarbeiteten Brennstoffs. Aus wasserreicher Braunkohle, aus Cannelkohle und Ölschiefer werden paraffinreiche Schwelteere gewonnen, aus lignitischen Kohlen, aus Glanzkohle und jungen Steinkohlen werden phenolreiche Teere erzeugt.

Die Teerzusammensetzung ist weitgehend unabhängig von der angewendeten Schwelltemperatur. Dies zeigt die nachfolgende Tabelle.

Tabelle 5

Übersicht über die Beschaffenheit von Spülgas-Schwelteer bei verschiedener Schwelltemperatur.

Schwelltemperatur °C (Gemessen beim Eintritt des Gases in die Schwelzone)	Siedeverhalten ohne Gas-Benzin bis 180°	bis 320°	bis 325°	mit Gas-Benzin bis 325°	ohne Gas-Benzin Kreosot	Asphalt
650°	1,4 Vol.-%	43,8 Vol.-%	47,1 Vol.-%	52,0 Vol.-%	14,5 Gew.-%	2,3 Gew.-%
590°	1,4 Vol.-%	44,5 Vol.-%	46,5 Vol.-%	51,8 Vol.-%	14,8 Gew.-%	1,6 Gew.-%
495°	1,6 Vol.-%	45,3 Vol.-%	48,1 Vol.-%	53,4 Vol.-%	15,2 Gew.-%	1,8 Gew.-%

Die bei der Schwelung von Lignit und Glanzkohle in Lurgi-Öfen gewonnenen Schwelteere werden vorwiegend durch Destillation zur Gewinnung von Heiz- und Treibölen und Imprägnierölen sowie zur Gewinnung von reinen Phenolen verarbeitet.

Abb. 16. Lurgi-Schwelanlage für eine Tagesleistung von 300 t neuseeländischer Glanzkohle mit Brikettfabrik und Teerdestillation

Der durch Schwelung von deutscher Braunkohle in Lurgi-Öfen gewonnene Schwelteer wird teils nach der üblichen Methode der fraktionierten Destillation verarbeitet. Der größere Teil des Teeres dient als Rohstoff für die Hydrieranlagen, die nach dem IG-Berginis-Verfahren zur Herstellung von Benzin, Dieselöl und Schmierölen errichtet worden sind. Soweit die Aufarbeitung durch Destillation erfolgt, ist damit die Gewinnung von Paraffin nach dem bekannten Schwitz-Verfahren verbunden, teilweise werden gewisse Fraktionen auch durch Krackung oder durch Druckdestillation in leichte Treibstoffe übergeführt. Eine Übersicht über die Erzeugnisse, welche bei der Verarbeitung von mitteldeutschem Braunkohlenteer nach den verschiedenen Verfahren erzielt werden können, gewährt das folgende Schaubild.

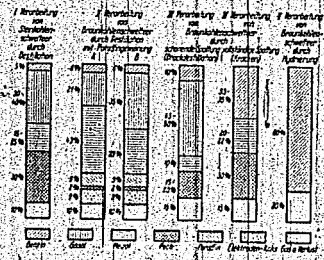


Abb. 17. Übersicht über die Verfahren zur Verarbeitung von Schwelteer

Aus der Darstellung sind hinsichtlich der Verarbeitung durch Destillation mit Paraffingewinnung zwei verschiedene Ergebnisse angegeben. Im Falle A ist die Verarbeitung in erster Linie auf Heizöl, im Falle B in erster Linie auf Gasöl gerichtet. Ferner werden die Ergebnisse der Hochdruckhydrierung bei einem Druck von 250 atü und 400—450° C angegeben.

Anwendung des Lurgi-Spülgas-Verfahrens:

Sowohl hinsichtlich der zweckmäßigsten Behandlung des zu schwelenden Brennstoffs als auch bezüglich der Wahl der geeignetsten Methode für die Verarbeitung des Schwelkokses und Schwelteeres muß der Errichtung einer Schwelanlage eine sorgfältige Untersuchung vorangehen. Zahlreiche Lurgi-Schwelwerke sind heute in den verschiedensten Ländern der Welt in Betrieb, in denen die verschiedensten Aufgaben der Brennstoffveredelung sowie der Teererzeugung und -verarbeitung zur Durchführung gelangen. Dabei handelt es sich um Anlagen verschiedenster Größe von einer Tagesleistung von 25—50 t Lignit bis zu Großanlagen von 6000—12 500 t Tagesdurchsatz an Rohbraunkohle.

Diese Anlagen, welche einen Beweis für die Leistungsfähigkeit des Lurgi-Verfahrens bilden, sind auf Grund sorgfältiger Planungsarbeit verbunden mit Kleinversuchen im Laboratoriumsmaßstab und von Betriebsversuchen entstanden.

Für die Bearbeitung neuer Probleme stehen unsere Erfahrungen aus der bisherigen Entwicklung und die Mithilfe unserer Forschungslaboratorien und unseren technischen Versuchsanstalt zur Verfügung.

LURGI

GESELLSCHAFT FÜR WÄRMETECHNIK M. B. H.

FRANKFURT A. M.

LURGIHAUS

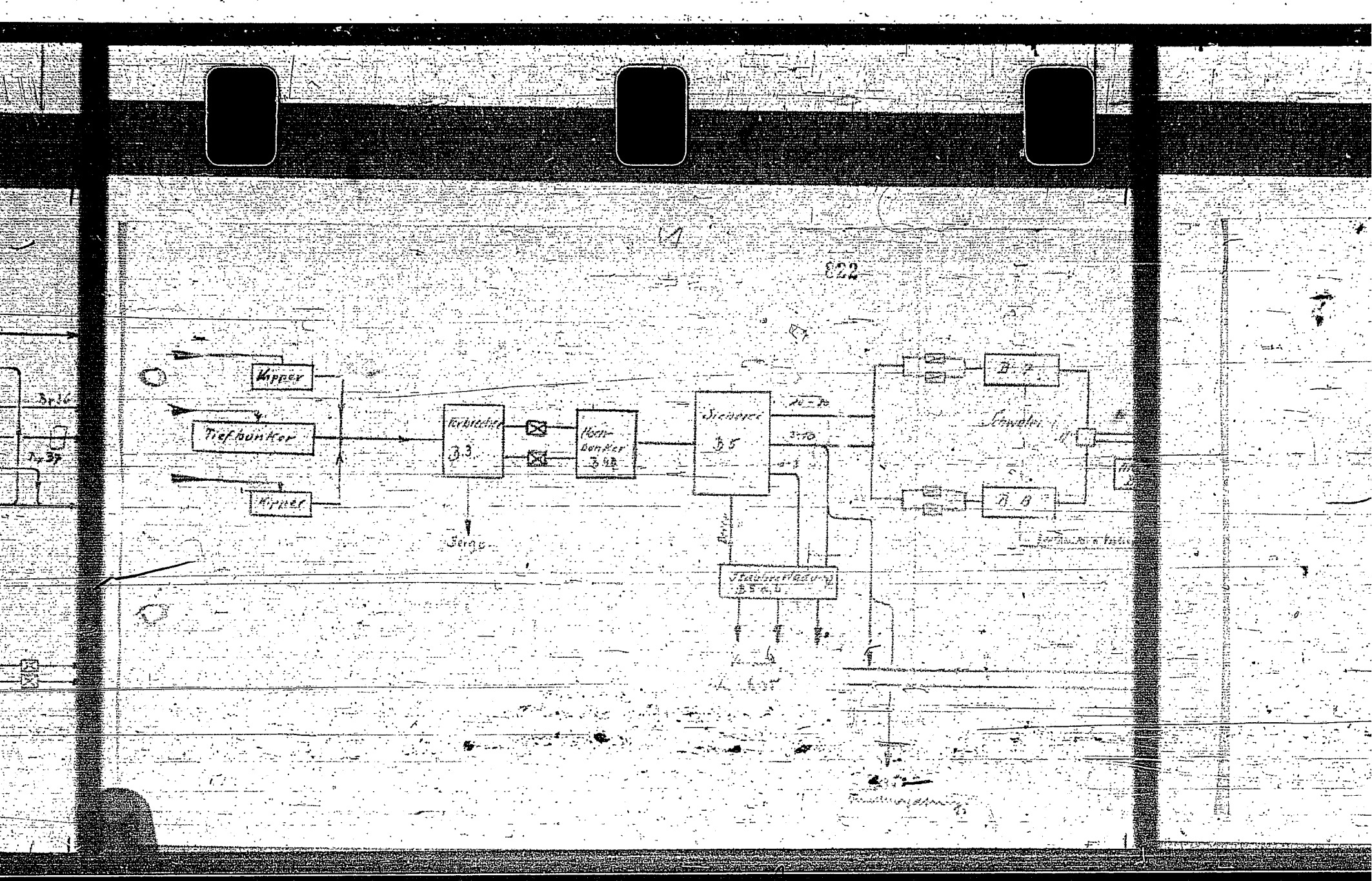
LW 702

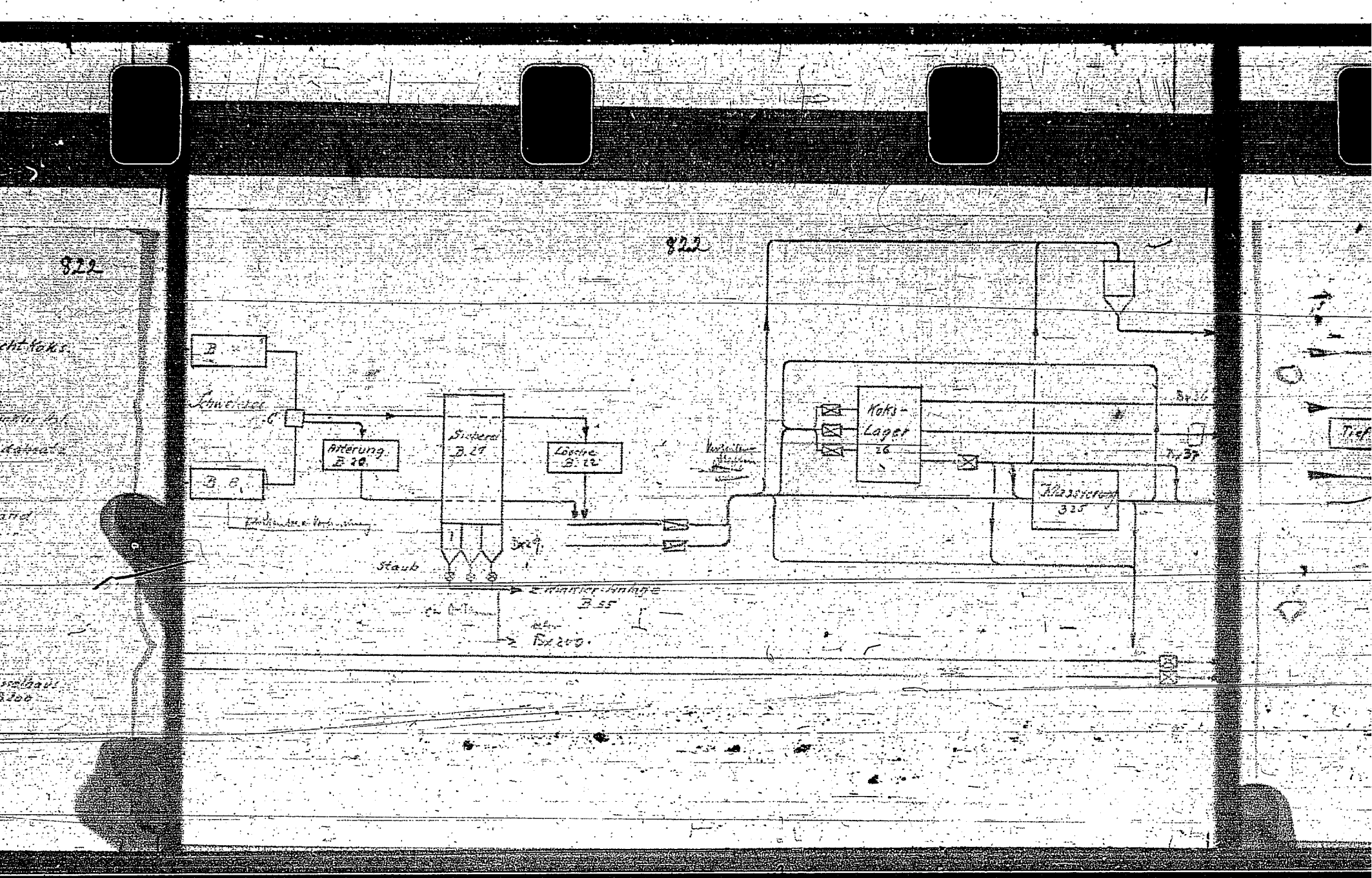
BRÖNNER DRUCKEREI · INH. BERGENTHEIM · FRANKFURT/M.

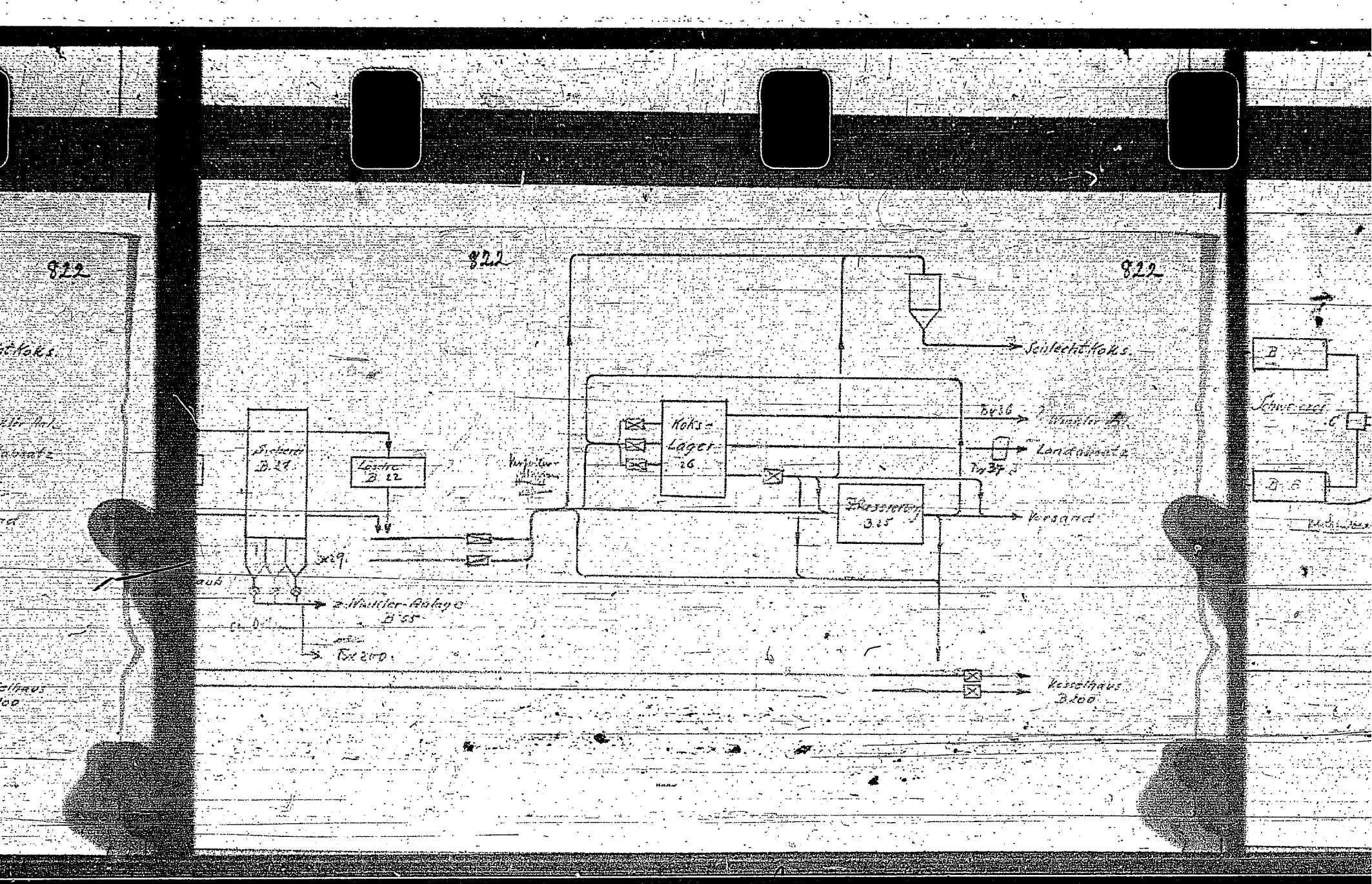
TITLE PAGE

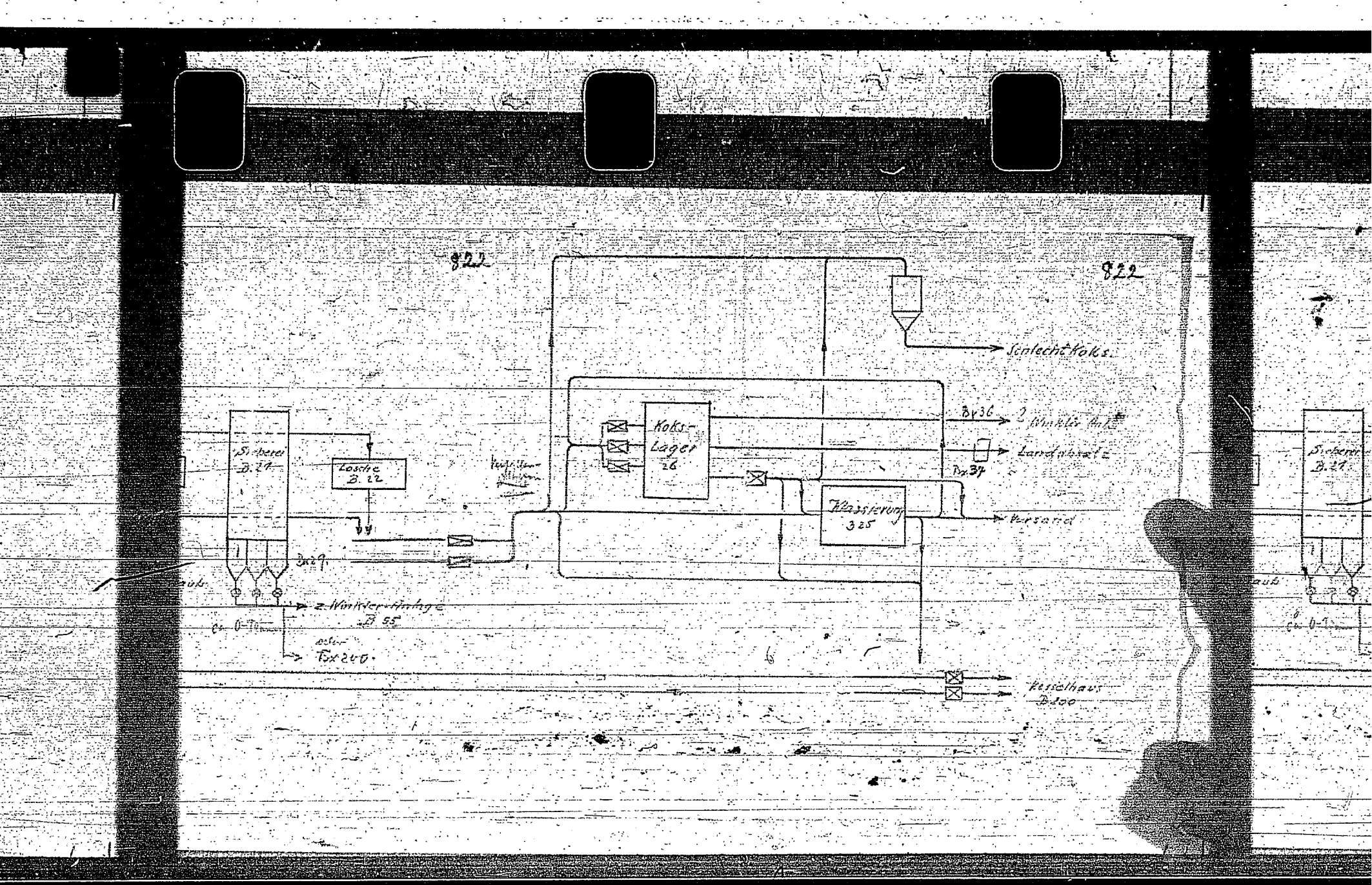
5. Flow diagram for the low-temperature carbonization plant.

Frame No. 822


822
Kipper
Tiefbunker
Kipper
Verbinder
3.3
Kreis-Bunker
3.4
Sieberei
3.5
Schalter
Berge


822
822
Schwefel
Filterung B 20
Sichter B 29
Löscher B 22
Koks-Lager 26
Klassierer 325
Staub
Fördereinrichtung B 55


822
822
822
Schlechtkoks
Koks-
Lager
26
Lösche
B 22
Sicherh.
B 24
Kesselhaus
B 25
Versand
Landwasser
Kesselhaus
B 200
Schwerol
B
C


822
822
Schlechte Koks
Koks-
Lager
26
Sieberei
B. 21
Löschc
B. 22
Klassierung
325
Versand
Bv36
Bv34
Bv29
z. Mischeranlage
B 55
Fw 200
Kesselhaus
B 100

TITLE PAGE

6. CO_2-Waschanlage.
CO_2 scrubbing plant.

Frame Nos. 823 - 864

CO_2 - W a s c h e

B r a x

CO_2-Messung

CO_2-Wäsche nach H. CO_2-Schutzgasschweißen von Al

Inhalt:

1. Theorie einer Verdünnung
2. Berechnung eines Behälters [Luft]
3. Laden der Anlage
4. Verdampfung in Anlage
5. Fehlerfreie Schweißnaht bei Anlage Luft
6. Abschaltvorrichtung

1. Theorie einer Verdünnung

Das von der Konzentrierung benutzte Verfahren ist in der CO_2-Technik bei einem Druck von 11 bis [unleserlich] üblich. Dieses verfolgend von CO_2 bereits. Nach dem Gesetz von Dalton-Gibbs sich die in Wasser gelösten Gasmengen der Teilchen proportional, der dem betreffenden Gelöste Gas in der Gasgemischphase über der Flüssigkeit abgemessen. Ist S_1 die Teilchenmenge (cm^3), die in 1 cm^3 einer gesättigten Lösung, d.h. der Gehalt an Teilchen in Gramm pro Liter, d.h. der absolute Druck des Gases (cm^3), so kommt die Teilchenmenge S_1 in Form der Gleichung

$$S_1 = \alpha_1 \cdot p_1 \cdot c_1 \quad (1)$$

α ist also die Teilchenmenge (cm^3), die in 1 cm^3 Wasser bei einem Teilchendruck von 1 atm gelöst wird. α ist abhängig von der Temperatur und zwar mit steigender ϑ = α_0 abnehmend. Aus Abb. 1 ergibt sich für CO_2 bei [unleserlich] α = 0,88. Die Teilchenmenge von 1 kmol bei der Lösung [unleserlich] wird die Partialdichte bei dieser Lösung entsprechend 1 m [unleserlich] Es dürfte noch zu erwähnen, daß [unleserlich] auch in [unleserlich] nach Säure oder andere Gase in Lösung befinden. Diese werden erhalten mögen nur Verfügung.

In den [unleserlich] Lösung wird das [unleserlich] Gas in Gegenwart von Wasser in [unleserlich] gelöst. Die Lösung [unleserlich] gelöste Gasmenge [unleserlich] Liter von 50 bis 60 g im Durchschnitt. Dieses [unleserlich] mehr mit Tabellen an.

Der [unleserlich] wird [unleserlich] durch die CO_2-Menge, die in [unleserlich] gelöst werden muß.

$$\eta = \frac{V_1 c_1 - V_2 c_2}{Q} \cdot 100 \qquad (2)$$

Durch Benutzung der Gleichung (5) läßt sich V_2 eliminieren; nach Einsetzen von Gleichung (7) erhält man dann:

$$\eta = \frac{100}{q c_1} - \frac{c_2(1-c_1)100}{c_1(1-c_2)q c_1} \qquad (5)$$

Hierbei ist c_1 der Kohlensäuregehalt beim Gaseintritt, c_2 beim Gasaustritt und $q = Q/V_1$ der Wasserverbrauch pro Nm^3 Gas. Die Absorption von H_2S im Wasser wird bei dieser Rechnung vernachlässigt. Bei neuen CO_2-Waschanlagen wird im allgemeinen ein Gasausnützungsgrad von 80% erreicht, durch Abgabebildung und Verschmutzung des Waschwassers geht der Ausnützungsgrad zurück. Es gibt aber eine gute Handhabe zur Überprüfung der Anlage.

Im folgenden wird für einen Waschturm, von dem uns ein Versuch die Werte für c_1, c_2, q und die Waschwassertemperatur bekannt sind, der Kohlensäurekonzentrationsverlauf innerhalb der Kolonne berechnet. Ferner kann zu diesen Daten für beliebigen spez. Waschwasserverbrauch q und beliebigen CO_2-Gehalt c_1 am Gaseintritt, der CO_2-Gehalt c_2 am Gasaustritt berechnet werden. Somit läßt sich die Abnahme überblicken, wenn man die Kolonne verlängern oder verkürzen würde.

Ableitung:

Wenn stationäre Verhältnisse im Waschturm vorliegen sind, so läßt sich innerhalb des Turmes an jeder Kohlensäuregehalt c die zugehörige Belastung G des Wassers angeben. Diese Beziehung ergibt sich aus der Tatsache, daß an jeder Stelle x innerhalb des Turmes - der Turm reiche von $x = 0$ bis $x = h$ - die mit der Gasaufwärtsströmende Kohlensäuremenge (in kg/h) gleich der mit dem Wasser abwärts fließenden Kohlensäuremenge (in kg/h) zuzüglich der nicht absorbierten Kohlensäuremenge sein muß.

$$V_0 = Qc + V_2 c_2 \qquad (4)$$

Hierbei ist V die Gasmenge und c der Kohlensäuregehalt an der Stelle x. Ferner gilt:

$$V = V_1 \frac{1-c_1}{1-c} \qquad (5)$$

Aus (4) und (5) wird

$$G = \frac{1-c_1}{q}\left(\frac{c}{1-c} - \frac{c_2}{1-c_2}\right) \qquad (6)$$

An der Stelle x wird nun der Übergang der Kohlensäure aus dem Gasgemisch in das Wasser umso größer sein, je größer die Differenz ist zwischen dem tatsächlichen Kohlensäurepartialdruck ($p = c \cdot p_0$) und dem Kohlensäurepartialdruck, welcher der Beladung σ des Wassers entspricht, der man also über einer an dieser Stelle entnommenen Wasserprobe messen würde. Es wird daher folgender Ansatz gemacht:

$$-\frac{dc}{dx} = \frac{1}{k_1}\left(c - \frac{\sigma}{\alpha p_0}\right) \qquad (7)$$

$$-\frac{d\sigma}{dx} = \frac{1}{k_1}\left[c - \frac{1-\sigma}{\alpha p_0 a}\left(\frac{a}{1-a} - \frac{c^2}{1-c^2}\right)\right] \qquad (8)$$

Eine ausführliche Begründung dieses Ansatzes und der Konstanten k_1 führt hier zu weit. Aus (8) erhält man, wenn man die Näherungsformel $\frac{c}{1-c} = c + 2c^2$ als für den Bereich $c = o$ bis $c = a$ gültig benutzt:

$$dx = \frac{1}{k_1}\frac{dc}{(1-A)c - 2Ac^2} \qquad (9)$$

Hierbei ist: $A = \frac{1-\sigma_1}{\alpha p_0}$ (10)

Integration von (9) ergibt, wenn h die wirksame Säulenhöhe ist, den gewünschten Zusammenhang zwischen Kohlensäuregehalt c und der Säulenhöhe z:

$$\boxed{\frac{x}{h} = k_2 = \frac{k_1}{1-A}\ln\frac{2Ac}{1-A-2Ac}} \qquad (11)$$

Die Konstanten bei gegebenem c_1 und c_2

$$k_1 = \frac{1-A}{2A\,c_1(1-A-2Ac_2) - 2A\,c_2(1-A-2Ac_1)} \qquad (12)$$

$$k_2 = \frac{k_1}{1-A}\ln\frac{2Ac_1}{1-A-2Ac_1} \qquad (13)$$

Sind aus einem Abnahmeversuch oder aus vorhandenen Messungen die drei Größen c_1, c_2 und A bekannt, so läßt sich die Konstante k_1 nach Gl. (12) berechnen; k_1 bleibt dann als allgemeingültige Konstante unverändert, während k_2 für einen anderen CO_2-Gehalt am Gaseintritt oder ein anderes A d.h. anderen spez. Wasserverbrauch oder Wassertemperatur stets nach Gl. (13) neu berechnet werden muß. Vermittels der Gl. (11) läßt sich z.B. der CO_2-Gehalt am Gasaustritt berechnen, wenn 1) der CO_2-Gehalt am Gaseintritt 2) der spez. Wasserverbrauch und 3) die Wassertemperatur geändert werden und wenn 4) die Säule etwas verlängert oder verkürzt wird

(vergl. das folgende Beispiel Abschn. B).

Die allein vorkommende Stoffkonstante A (Gleichung (1c)) ist eine dimensionslose Größe. Wenn z.B. die Waschertemperatur steigt und sich damit nach Abb. 1 der Absorptionskoeffizient verringert, so muß man den spez. Wasserverbrauch entsprechend vergrößern, wenn die Konstante A d.h. die Waschleistung des Turmes unverändert bleiben soll. In Abb. 2 ist der spez. Wasserverbrauch in Abhängigkeit von der Temperatur aufgetragen.

Zusammenstellung der Bezeichnungen:

c	= Kohlensäuregehalt an einer beliebigen Stelle innerhalb des Turmes
c_1	= Kohlensäuregehalt am Gaseintritt (Kontaktgas)
c_2	= Kohlensäuregehalt am Laugenaustritt (Rohwasseraustritt)
V	= Gasmenge an einer beliebigen Stelle innerhalb des Turmes
V_1	= Kontaktgasmenge in Nm^3/h
V_2	= Rohwasserstoffmenge in Nm^3/h
V_B	= Kohlensäuremenge, die in dem Belüftungsgefäß frei wird, in Nm^3/h.
V_s	= Schutzgasmenge in Nm^3/h
V_s'	= Kohlensäuremenge im Schutzgas in Nm^3/h
p	= $p_o \cdot c$ = Kohlensäurepartialdruck in ata
p_o	= Arbeitsdruck des Turmes in ata
a	= Kohlensäureabsorptionskoeffizient, vergl. Abb. 1
C_s	= Sättigungsbeladung des Wassers in Nm^3/m^3
C	= tatsächliche Kohlensäurebeladung in Nm^3/m^3
q	= Wasserverbrauch in m^3
q_1	= Q/V_1 = spez. Wasserverbrauch in m^3/Nm^3
x	= Höhenkoordinate des Waschturmes
h	= Höhe des Waschturmes als Summe der Füllkörperschichten.
η	= Wasserausnutzungsgrad in %

B. Durchrechnung eines Beispiels (Anlage Knapsack)

Gegeben: Kontaktgas 41,6 CO_2; 3,36 CO; 51,83 H_2; 1,21 CH_4; N_2

Rohwasser: 1,6 " 5,4 " 88,24 " 5,76 "

Druck des Rohwasserstoffes: 25,9 atü

Temp. " " " 15,5°C

Wasserverbrauch: 49,3 m^3 pro 1000 Nm^3 Kontaktgas

oder " 53,8 " " 1000 Nm^3

Eingusetzende Werte:

a_1 = 0,416
c_2 = 0,016
P_o = 27,9 ata
a = 0,87 Nm^3/m^3 ata +)
c = 0,0558 m^3/Nm^3

+) a ergibt sich aus Abb. 1 für den Partialdruck p = 0,416 · 27,9 = 11,6 ata und die Temperatur t = 15°C.

Wasserausnutzungsgrad nach Gl. (5):

$$\eta = \frac{100}{0{,}0558 \cdot 0{,}87 \cdot 27{,}9} - \frac{0{,}016(1-0{,}416) \cdot 100}{0{,}416(1-0{,}016) \cdot 0{,}0558 \cdot 0{,}87 \cdot 27{,}9}$$

$$\eta = 75\%$$

Wasserausnutzungsgrad angenähert unter Vernachlässigung des Kohlensäuregehaltes c_2 im Kohlenwasserstoff:

$$\eta' = \frac{100}{0{,}0558 \cdot 0{,}87 \cdot 27{,}9}$$

$$\eta' = 75{,}5\%$$

Kohlensäurekonzentration innerhalb des Nachbrandes:

Man erhält nach Gl. (10): $A = 0{,}076$
" " " Gl. (12): $k_1 = 0{,}144$
" " " Gl. (13): $k_2 = 0{,}076$

Daraus ergibt sich der Konzentrationsverlauf:

$$x/h = 0{,}076 - 0{,}244 \ln \frac{CO_2}{59 - CO_2}$$

In Abb. 3 ist diese Beziehung als ausgezogene Linie aufgetragen. Außerdem sind als gestrichelte Linien die q-x-Beziehungen für einen spez. Wasserverbrauch von q = 0,042; 0,045; 0,065; 0,090 mit eingezeichnet.

Bei der rechnerischen Ermittlung der gestrichelten Kurven behält k_1 als universelle Konstante den Wert 0,144. Die Konstante k_2 wird nach Ermittlung der Werte für A so bestimmt, daß die Kurven durch den Anfangspunkt (41,5% CO_2) gehen. Man erhält dann:

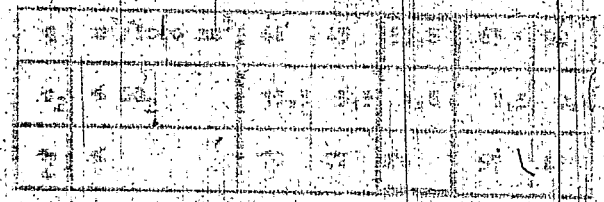
$x/h = 0{,}74 - 0{,}303 \ln \frac{105c}{47{,}5 - 105c}$ für $q = 0{,}042\ m^3/m^3$

$x/h = 0{,}99 - 0{,}238 \ln \frac{98c}{51 - 98c}$ " $q = 0{,}045$

$x/h = -0{,}065 + 0{,}218 \ln \frac{661 - 676c}{676c}$ " $q = 0{,}065$

$x/h = -0{,}194 + 0{,}196 \ln \frac{755 - 204c}{204c}$ " $q = 0{,}090$

In der folgenden Tabelle sind den spez. Wasserverbrauch q_1 der



5. Aufbau der Anlage

Die [illegible]anlage hat die Aufgabe, eine Gesamtmenge von 67 300 m³/h aus den Hallen I, II und III, deren [illegible] in der folgenden Aufstellung angegeben sind, über Kamine ins Freie zu führen.

Halle I/und II, [illegible]
Die Anlage besteht aus:

2 (14) SO_2-Waschtürme von 3,7 m Ø mit Füllkörpern aus Polypropylen von 50 x 50 x 5 mm, [illegible]

2 (12) Umwälzpumpen [illegible]

4 (8) Pumpenkreise bestehend aus Saugleitungsarmaturen, [illegible] SO_2-Fassen, Pumpe für 100 m³/h Betriebsdruck und [illegible]

2 (4) Tropfenabscheider bestehend aus [illegible] SO_2-Fassen mit Pumpe für 67 m³/h Nennleistung und [illegible]

1 (2) Umwälzpumpe bestehend aus Pumpe für [illegible] und Motor auf [illegible]

1 (2) Waschwasserpumpe bestehend aus Pumpe für [illegible] Inhalt und entsprechend aufgestellten Behälter [illegible] Hallen Eintrittsmündung, [illegible] mehrfachen [illegible]

2 (4) [illegible] Saugleitungen. Jeder [illegible] hat 140 m² Querschnittsfläche. Das Material [illegible] das Material als Verschleißschutzschicht [illegible]

1 (4) Rohrmassenpumpen, Förderleistung 4000 m³/h je Pumpe und Förderdruck von 0 auf 4,3 atü.

2 (4) Rohrmassenpumpen, Förderleistung 2600 m³/h je Pumpe und Förderdruck von 0 auf 4,3 atü.

2 (2) Rohrmassenabscheider 1700 ø, 6000 mm. H2O.

1 (2) H_2-Pufferbehälter zum Ausgleich von Druckstößen.

1 (1) Tankwagen 2100 ø für CO_2-Schneegas verflüssigen bis 350 kg/h, heizbar.

1 (1) CO_2-Gasometer (Bau 74) für Schneegas mit 5000 m³ Inhalt.

D. Wirkungsweise der Anlage:

Eine schematische Darstellung der Anlage gibt Zeichnung Nr. 12424-1. Die aus der Druckentspannung kommende Gasmenge von 57300 Nm³/h (134 600 Nm³/h) verteilt sich auf 7 (14) Abscheider, über das Durchströmt den Tankwagen von unten nach oben in Gegenrichtung zu dem über die Füllstange herabfließenden Wasser. Oberhalb der Füllstandsmeßstelle befindet sich noch eine Platte Füllkörperschicht zur Verhinderung des abfließenden Wassers, wodurch die Bildung von Schäumen im Wasser verhindert wird. Die Gastemperatur im Abscheider ist praktisch gleich der Wassertemperatur, da infolge der sehr großen Wassergeschwindigkeit von Wasser und Gas gute Wärmeübergänge die Gastemperatur sehr schnell ausgleichen wird.

Das zwei Gas- (Schneegehalt) enthält jedoch infolge Kompressionswärme in die Schneeverflüssigungsanlage, so daß noch weitere Flüssigkeitsabscheider eingebaut sind.

Das CO_2-haltige Wasser verläßt den Abscheider mit nahezu Arbeitsdruck (11 atü) des Gases und wird dann in der Entspannungsturbine von rd. 12 auf rd. 2 ata entspannt. Der Partialdruck der Kohlensäure in diesem Falle ist $p = 20 \cdot \frac{2}{600} = 0{,}4$ atü, wobei der Kondensationsgrad $\frac{1}{20}$ ist. Die Wassertemperatur mit 20°C und der CO_2-Gehalt des einströmenden Wassers (Gehalt c_0 mit 0,413 eingesetzt ist. In der Entspannungsstufe sinkt ab 3,4 ata bis 2 ata rd. $\frac{2}{3}$, rd. = 40% der Kohlensäure frei werden. In Wirklichkeit bleibt jedoch davon ein großer Teil infolge Übersättigung im Wasser gebunden. In den folgenden Abscheidern wird das Gemisch auf rd. Atmosphärendruck entspannt und der freiwerdende CO_2-Schneegas vom Wasser getrennt. Der Temperaturabfall des Abscheiders

[illegible] Taubruch (Korndurchm. 0,5 mm) hergestellt. Entweder [illegible] Gasdruck in Manometer [illegible] oder mittels Quecksilberventil, [illegible] Spülgas am Manometer abgeht. Die Spülgasmenge [illegible] Prüfung abgedrosselt und [illegible] Spülgasmenge [illegible] dem Falle würde ja die Versuchsluft [illegible] so werden, was jedoch unmöglich ist, weil Rückmischung [illegible] im U-Rohr des Absorptionsapp. praktisch ausgeschlossen ist.

Der Kohlensäuregehalt [illegible] betrug einschließlich [illegible] etwa [illegible] eingestellt; pro m³ Luft [illegible] In den Belüftungsgefäßen [illegible] In den Belüftungsgefäßen [illegible] einem 12 m hohen Turm [illegible] unten nach oben [illegible] wird etwas Sauerstoff [illegible] kommt, [illegible] gelöst dort in den [illegible] Sauerstoff jedoch [illegible] bewirkt. Das belüftete [illegible] von ca. 30% Frischwasser [illegible] Wasser wird [illegible] Absorptionsapparate [illegible] zwischen 4 und 21°C. [illegible] Kohlensäure-anschlüsse, wovon einer [illegible] 3 Anschlüsse mit einer [illegible]

B. Verlaufene Kohlensäure- und Sauerstoffwerte

Die Kohlensäurewerte aus der Belüftung [illegible] Klammerwerte beziehen sich auf den IV. und XI. Versuch.

Kontaktgasmenge: V_1 = 67 300 (136 600) Nm³/h

Kontaktgasanalysenmittelwerte: [illegible] CO_2 d.h. c_1 = [illegible]
[illegible]
[illegible]
[illegible]

Belüftungsabgasmittelwerte: [illegible] d.h. c_2 = [illegible]
[illegible]
[illegible]
[illegible]

CO_2-Schutzgasanalyse messtechn.:	10 °C	27 °C	
	95,4	95,63	CO_2
	0,36	0,16	O_2
	4,57	5,40	N_2
	0,07	0,05	H_2O

Aus diesem Beton soll nun für den 1 Kanäle (1+1 in den entsprechend) die Kühlwasserstoffmenge V_2 bzw. die optim. Kühlwasserstoffmenge v_2, die Luftmengenmenge V_0 bzw. v_0, die in den Belüftungswerten freiwerdende Gasmenge V_B bzw. v_B und der Kühlwasserverbrauch q bzw. q berechnet werden, wobei der Sauerstoffausnutzungsgrad mit 80% angenommen ist. Ferner ist zu berechnen, daß durch den Belüftungsraum Temperaturen von 10 und 27 °C entstehen.

1) Kühlwasserverbrauch Q bzw. spez. Kühlwasserverbrauch q nach Gl. (3) für $\eta = 80\%$

$$q = \frac{100}{t_2 - t_1} \cdot \frac{c_2 (1+\varphi_2) \cdot 100}{c_1 (1+\varphi_1) \cdot \eta} \cdot \frac{p_2}{p_0} \qquad (14)$$

Für 10° C $\quad q = \gamma_1 \cdot q_{10} = 0,996 \text{ m}^3 \quad q = 0,0995 \text{ m}^3/\text{m}^3$

" 27° C $\quad q = \gamma_1 \cdot q_{27} = 0,965 \text{ m}^3 \quad q = 0,145$

$c_{10} = 1,15$

$c_{27} = 0,10$

$p_0 = 12$

$p_1 = 0,74$

$p_2 = 0,0$

2) CO_2-Menge V_B, die in den Belüftungswerken frei wird bzw. V_B.

In die Belüftungsräume kommt das Kühlwasser mit einem Druck von 760 mm CS + 500 mm CS Gegendruck, also mit dem Kühlwasserdruck p_2 = 1,1. Der N_2-Gehalt der Kühlwasser wird hierbei vernachlässigt. Dann ist die freiwerdende spez. Gasmenge:

$$V_B = q \cdot q \cdot p_2 \qquad Gl. (15)$$

$$V_B = 7550 \text{ Nm}^3 \text{ CO}_2 \qquad V_B = 0,755 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$$

In Wirklichkeit kommt das Wasser Raumtemperatur in die Belüftungsräume. Nimmt man an, daß bei 10° C die Übersättigung rd. 30% und bei 27° C rd. 15% betragen, so erhält man

für 10° C V_2 = 5000 Nm³/h v_2 = 0,140 Nm³/Nm³
" 27° C V_3 = 8700 " v_3 = 0,245 "

3) Schattengasmenge V_3, bezw. spez. Schattengasmenge v_3

Die Kühlmittelgasmenge V_3 des Schattengases ergibt sich als die von Hand aufgegebene Kühlmittelgasmenge abzüglich der in den Belüftungsrohren strömenden Kühlmittelgasmenge, also:

$$V_3' = V_1 v_1 - V_2 v_2 - V_3 \qquad (16)$$

$$V_3' = V_1 \left(v_1 - \frac{1 - v_1}{1 - v_2}\right) - V_3 \qquad (17)$$

Für 10° C V_3' = 27100 - 5000 = 17 900
" 27° C V_3' = 27100 - 8700 = 15 400

Die Schattengasmenge V_3 ergibt sich nach an die gleichzeitig mit abgesaugte Gasmenge an CO, N_2, H_2 und CH_4. Aus der Schattengasanalyse ergibt sich das Verhältnis $f = n_{CO} + n_{N_2} + n_{H_2} + n_{CH_4}$.
Demnach sind die Gesamtschattengasmengen

$$V_4 = V_3' \cdot f \qquad (18)$$

für 10° C V_4 = 18 250 Nm³/h v_4 = 0,270 Nm³/Nm³
" 27° C V_4 = 19 900 " v_4 = 0,294 "

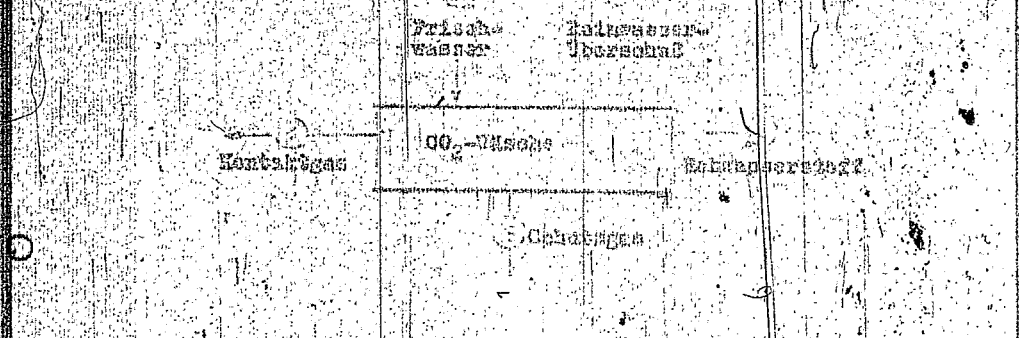
4) Rohrgasmenge V_2, bezw. spez. Rohrgasmenge v_2

$$V_2 = V_1 - V_3 - V_4 \qquad (19)$$

Als Mittelwert erhält man:

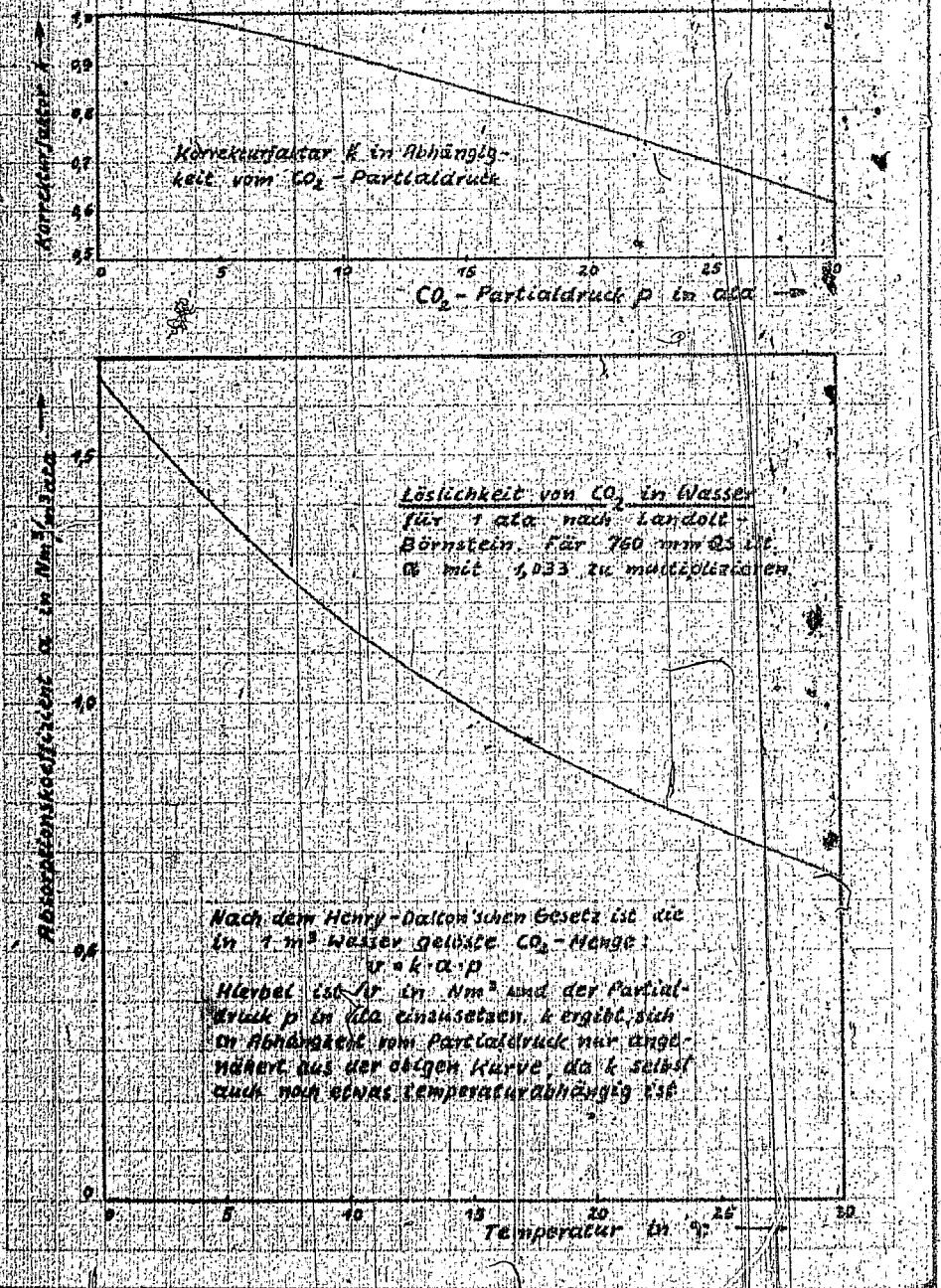
V_2 = 67 300 - 28 300 = 39 000 Nm³/h v_2 = 0,580 Nm³/Nm³

V. Abrechnungsschema



Nr.	Stoff	Zustand	Menge	Lage-stelle	Kenn-zahl
1	Kontaktgas	12 ata, 20°C γ = 0,926 kg/Nm³	61300 (134600) Nm³/h	Bau 73 Pos.5	2
2	Kohwasser-stoff	11 ata, 15°C γ = 0,203 kg/Nm³	39000 (78000) Nm³/h	wegen Druck-verlustes nicht erfaßt	
3	Schutzgas	850 mm WS, 15°C γ = 1,07 kg/Nm³	19000 (38000) Nm³/h	Bau 73 Pos.8	1
4	Frischwasser	35°C	3000 (6000) m³/h	Bau 73 Pos.5	2(3)
5	Kühlwasser-Überschuß	15°C	3000 (6000) m³/h	Bau 73 Pos.6	2(3)

Abb. 1 Löslichkeit von CO_2 in Wasser in Abhängigkeit von der Wassertemperatur und vom Partialdruck



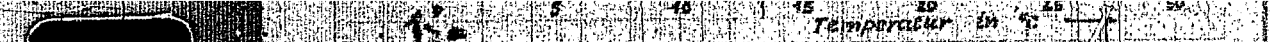


Abb. 2. Wasserverbrauch in Abhängigkeit von der Temperatur; Wasserverbrauch bei 15 °C gleich 1 gesetzt

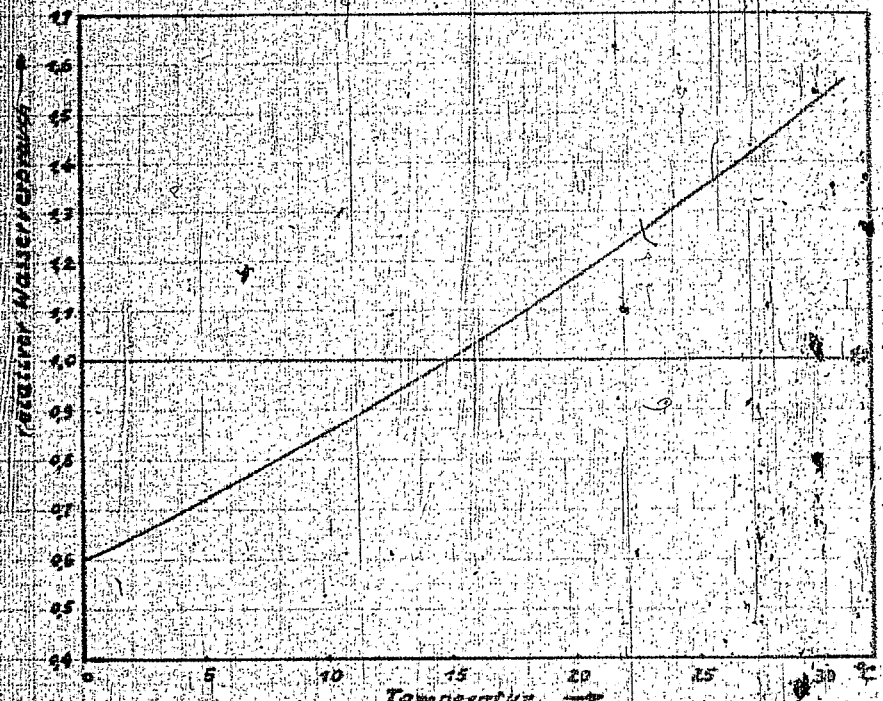
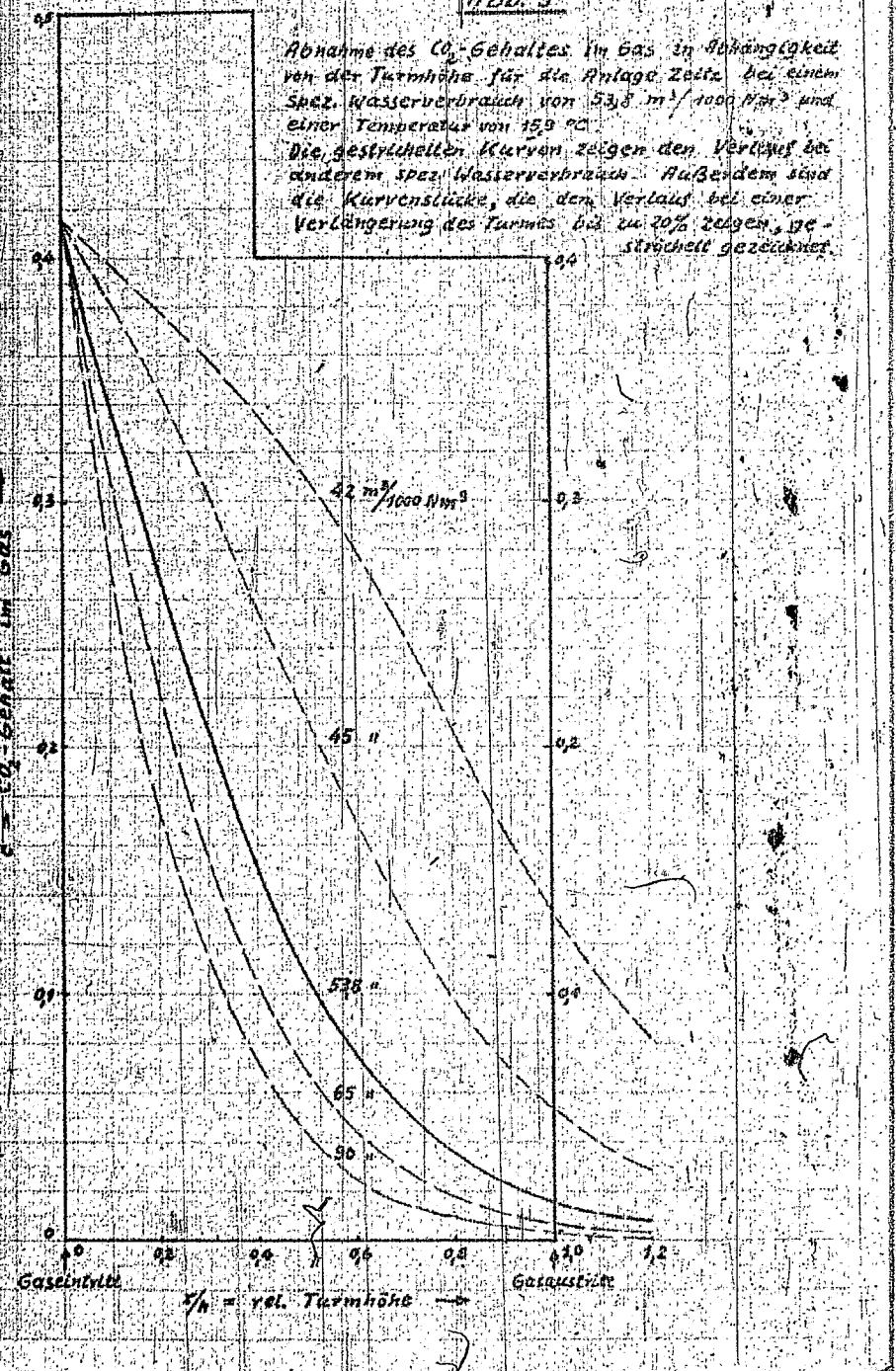


Abb. 3

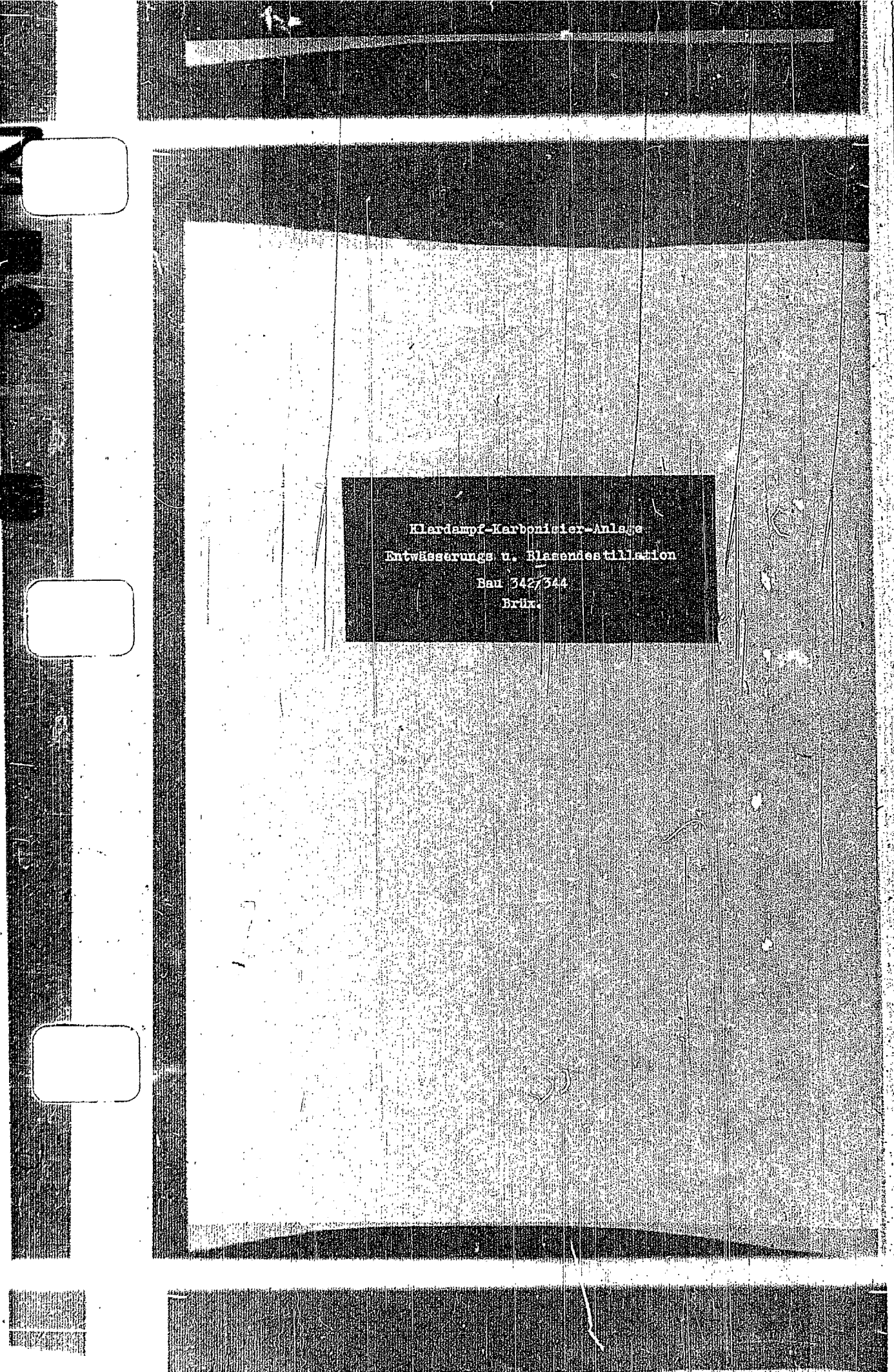
Abnahme des CO_2-Gehaltes im Gas in Abhängigkeit von der Turmhöhe für die Anlage Zeitz bei einem spez. Wasserverbrauch von 53,8 m³/1000 Nm³ und einer Temperatur von 15,9 °C.
Die gestrichelten Kurven zeigen den Verlauf bei anderem spez. Wasserverbrauch. Außerdem sind die Kurvenstücke, die den Verlauf bei einer Verlängerung des Turmes bis zu 20% zeigen, gestrichelt gezeichnet.



TITLE PAGE

7. Klardampf-Karbonisier-Anlage Entwässerungs- und Blasendestillation - Bau 342-344.
Steam-stripping, springing, dehydration and distillation plant (for phenols).
Building 342-344.

Frame Nos. 865 - 880


Klardampf-Karbonicier-Anlage
Entwässerungs u. Blasendestillation
Bau 342/344
Brüx.

Beschreibung der Anlage.

A. Kläranlage (Schema Taf. 2, Fig. 3) :

Die zu verarbeitende Phenolablauge wird von einem Vorratsbehälter aufgenommen und über einen Vorwärmer und einen Dampfvorwärmer auf den Kopf einer mit Raschigringen gefüllten Kolonne aufgegeben. Den Unterteil der Kolonne hat die Bauart eines Blasenbodens und wird für die Aufgabe gesättigter Phenoldämpfe vorgesehen. Die zur Destillation erforderliche Wärmemenge wird mittels indirekten Frischdampfes von 10 atü in einem Aufkocher zugeführt, der der Kolonne vorgeschaltet und mit dieser durch eine Flüssigkeits- und eine Dampfleitung verbunden ist. Die über Kopf gehende, d.h. von den neutralen Ölen befreite Phenolablauge fließt kontinuierlich aus dem Niederaufkocher über 2 Kühler in einen stehenden, liegenden Betriebsbehälter ab, im Kopf der Kolonne treten die Brüden aus (ca. 85 - 90 % des Einsatzes) und gelangen über 2 parallel geschaltete Wärmeaustauscher, in denen die Aufgangslauge vorgewärmt wird, ferner über einen Kondensator und 2 Schlußkühler in einen Scheidebehälter, wo sich das Wasser und die neutralen Öle kontinuierlich abscheiden, und zwar das Wasser in den Phenolwasserbehälter der Destillage, die neutralen Öle in einen Behälter mit heißer Kochsalzlauge. Von diesem Behälter wird das neutrale Öl mittels einer Zahnradpumpe von Zeit zu Zeit zu einer anderen Betriebsstelle gefördert.

Zusammensetzung:

1) Eigenschaften der zu verarbeitenden Phenolöle:

Spez. Gewicht bei 15°
Gehalt an bis ca. 230° siedenden
neutralen Ölen
Gehalt an NaOH
Gehalt an Phenolen

2) Durchgesetzte Mengen und Eigenschaften der als
gewonnen Anfall:

Tagesdurchsatz an Phenolölmenge
Maximaldurchsatz an Phenolölmenge
Die Mengendurchsatz Phenolölmenge darf pro Stunde [illegible] von
ca. 230° siedenden neutralen Ölen.

3) Verbrauchszahlen bei Normalbetrieb:

Salzsäure Gehalt von 18 %ig
Dikalter Braunkohlengas von 2,5 Atü
Niederdruckdampf von 2,5 Atü

Von Gaskohle [illegible] mit [illegible] den Niederdruckverbrauch

b. Karbonisierungsanlage (Arbeits Beh. . 327)

Die Phenolölpumpe und die [illegible] Phenolölmenge wird von einer Pumpe angesaugt und [illegible] Vorgewärmer auf den [illegible] Karbonisierturm gedrückt. Im Karbonisierturm ist die Füllmasse angeordnet und in [illegible] teil die Verweilzeit eingestellt. In die Karbonisierkolonne wird mittels einer [illegible] eingeblasen. Die Kohlensäure macht die Phenole aus ihrer Verbindung mit der Natronlauge frei unter Bildung von Soda. Das Gemisch von Soda-Lauge und Kohlensäure läuft kontinuierlich zur Scheidung in das erste Abteil eines [illegible] von dem aus die Soda-Lauge kontinuierlich den Soda-Lauge [illegible], während die Kohlensäure, die noch [illegible] Phenole karbonisiert sind, in den zweiten Abteil des [illegible] Behälters überlaufen. Am Kopf des Karbonisierturmes werden die [illegible] Kohlensäure [illegible]

Kohlegemisch und treten dann in den Arbeitsteil der Schnecke ein, der genau so ausgebildet ist wie der erste. Die Kondensate des Kohlepotentials laufen über den [illegible] durch. von dem [illegible] Abteil der einen [illegible] Schnecke eine Trage die noch nicht an [illegible] Schnecke [illegible] einem Längsschieber mit dem Boden der [illegible] Rohr [illegible] Trennen [illegible] die Schnecke [illegible] [illegible] [illegible]

C. Destillationsanlage für Rohphenole (Schema Lab. S. 5000)

Die Rohphenole werden mittels einer Pumpe aus dem betreffenden Betriebsbehälter über einen Zwischenkessel und einen Wärmeaustauscher einer Glockenbodenkolonne zugeführt. Diese Kolonne ist mit 12 Böden bei je 400mm Abstand ausgerüstet. Ferner ist ihr ein Aufheizer vorgeschaltet, in dem die zur Verdampfung der Phenole und zur Rektifizierung erforderliche Wärmemenge zugeführt wird. Von diesem Aufheizer laufen die wasserfreien Phenole kontinuierlich in den heizbaren Behälter für entwässerte Phenole. Im Kopf der Kolonne werden die geringen Phenolmengen enthaltenden Brüdendämpfe aus und werden über den vorgenannten Wärmeaustauscher, über einen Abgaskühler einen Kondensator und einen Sammelbehälter abgeleitet. Die Kondensate des Abgaskühlers fließen als Rücklauf auf den Kopf der Kolonne zurück. Die im Kondensator und im Sammler anfallenden Kondensate werden einem Behälter für Phenolwasser zugeführt und von hier aus mittels einer Pumpe zur Destillatentphenolisierungsanlage gefördert.

Gewährleistungen :

1) Eigenschaften der zu verarbeitenden Phenole.

Spez. Gewicht bei 15° C ca. 1,0

Die Phenole bestehen zu ca. 45 Gew. % aus Xylenolen, zu ca. 45 % aus Kresolen und zu 10 % aus Xylenolen und höheren Phenolen. Ferner ist angenommen, daß die Phenole zu ca. 50 % aus o-Kresol und zu 50 % aus m- bezw. p-Kresol bestehen.

Das Ausgangsprodukt enthält ca. 25 % Wasser.

2) Durchsatz der Anlage und Eigenschaften der entwässerten Phenole.

Durchsatz der Anlage 1000 kg/h

Es wird ein Phenolgemisch genommen mit nicht mehr als 0,5 Gew. % Wasser.

Spez. Gewicht des entwässerten Phenolgemisches ca. 1,05

3.) Verbrauchszahlen der Anlage

Bedarf an Dampf von 10 at abs. 0,9 t/h

Kühlung an Rückkühlanlage (Wasser von 25° 40 m³/h

Der Kraftbedarf ergibt sich aus den beiliegenden Aufstellungen.

4. Rohrendestillationen (Schema Tab. 3, 610).

Die entphenolten Phenole werden in stündlichen Intervallen in betriebsmäßigen Destillierblasen von je ca. 5 m³ Inhalt aufgearbeitet. In diesen Destillierblasen sind Kolonnen-Aggregate vorhanden, mit deren Hilfe eine gewisse Fraktionierung der Phenolgemische erreicht wird. Zur Deckung des Wärmebedarfs der Destillation sind die beiden Destillierblasen mit Heizschlangen ausgerüstet. Den beiden Destillierkolonnen sind Kühler zur Kondensation nachgeschaltet, in denen diese kondensiert werden. Zur Verbesserung der Fraktionierung wird ein Teil des flüssigen Kopfproduktes als Rücklaufgut auf den Kopf der Kolonnenaggregate zurückgeführt. Die Kolonnen besitzen die üblichen Glockenböden derart, daß annähernd eine ca. 70 - 80 %ige Karbolsäure und dann eine etwa 70 - 80 %ige Kresol-Fraktion abgenommen wird. Die Fraktionierung kann mittels Verminderung der Destillationsgeschwindigkeit zum Gehalt der Destillation soweit betrieben werden, daß nur geringe prozentuale Anteile an Kresol in Karbolsäure, bzw. an Kresol und höheren Homologen bestehen, verbleiben. Die ganze Anlage wird mit Vakuum betrieben, wobei an der Vakuumpumpe ein Druck von 40 mm Hg eingehalten wird.

Bemerkungen:

1) Mit der angebotenen Anlage können 90 %/24 Std. reine Gemische von Phenol, Kresol und höheren Homologen zu rein. Karbolsäure und Kresol-Fraktion aufgeteilt werden, doch bei Destillation der Phenole und der Kresole verbleibt ein Rückstand, der nicht mehr als 15 Gew. % erwünscht enthält.

2) Verbrauchszahlen der Anlage:

Bedarf an Dampf von 10 ata - 1 to/to/Monat,
Bedarf an niedergespanntem Wasser v. 25°C : 25 m³/to Zucker
Der Kraftbedarf ergibt sich aus den folgenden Leistungsverzeichnis.

[redacted]

[redacted]

[redacted]

2) Verbrauchswerten der Anlage:

Bedarf an Dampf von 10 g/h [illegible] kg/sec/Anlage

Bedarf an Kühlwasser (Kühlwasser T=25°C) [illegible] m³/sec/Anlage

Der Kraftbedarf ergibt sich aus dem Leistungsbedarf der ungeregelten Pumpe.

FRAME NUMBERS 671 Through 679 WERE
SKIPPED. NO PAGES MISSING.

TITLE PAGE

8. CO - Reinigung. Erdöl.
CO removal (from crude hydrogen).

Frame Nos. 881 - 887

CO - Reinigung

B r ü x

Hd/Tsch

CO-Reinigung

Brüx, Bau 77.

Der aus der CO_2-Wäsche kommende Rohwasserstoff enthält etwa 5,3 % CO und 1,6 % CO_2. Der Rohwasserstoff wird im Kompressorhaus auf 325 atü gebracht und dann in die Hochdruckwascher der CO-Reinigung geleitet, wo CO_2 praktisch ganz und CO bis auf 0,1 %, im Maximalfalle bis auf 0,2 % ausgewaschen wird. Als Waschflüssigkeit wird armoniakalische Kupferlauge verwendet, die bei einem Druck von 325 atü und einer Temperatur von 15 - 25°C das CO bezw. CO_2 aufnimmt und bei der Entspannung wieder abgibt. Der Laugebedarf liegt zwischen 3,5 und 4,5 m^3 für 1000 Nm^3 Rohwasserstoff.

Die grundsätzliche Wirkungsweise der Anlage ergibt sich aus Abb.1. Das vollständige Schema des Hochdruckteils enthält Zeichn. 12154-1 und des Niederdruckteils Zeichn.12155-1. Die angereicherte Lauge wird zunächst in der Entspannungsmaschine von 325 auf etwa 11 atü entspannt und vor dem Eintritt in den Zwischenentspannungsbehälter von 11 auf 5,5 atü entspannt. Nimmt man an, dass die Lauge in den Hochdruckwaschern bei 325 atü gesättigt worden ist, so ist erst ab 0,053.325 = 17 atü mit dem Freiwerden von CO aus der Lauge zu rechnen. Im praktischen Betrieb wird wohl kaum vor den Entspannungsmaschinen CO aus der Lauge freiwerden. Hinter dem Zwischenentspannungsbehälter verzweigt sich der Laugestrom, 2/3 fliesst durch den Druckreduktionsbehälter und vereinigt sich danach mit dem restlichen 1/3. Im Reduktionsbehälter wird die Lauge auf etwa 50°C gebracht; der Druck beträgt 5 atü und die Verweilzeit der Lauge im Reduktionsbehälter (Inhalt ca. 55 m^3) beträgt etwa 3/4 Stunde. Dadurch wird die teilweise erfolgte Oxydation der Lauge wieder rückgängig gemacht und gebundenes CO oder CO_2 freigemacht. Aus demselben Grunde werden auch die nachfolgenden Entspannungs- und Beruhigungsbehälter beheizt; dort wird die Lauge auf etwa 1,2 ata entspannt. Im Vakuumbehälter, der etwa 5 m höher als der Beruhigungsbehälter liegt, wird auf 100-150 mm QS abs. entspannt. Der Zufluss der Lauge wird nach dem Stand im Beruhigungsbehälter gefahren. Aus dem Vakuumbehälter fliesst die Lauge über den Laugekühler zum Ansaugegefäss. Der Höhenunterschied zwischen Vakuumbehälter und Ansaugegefäss beträgt rd. 16 m. Im Vakuumbehälter wird etwa 3/4 der Gasbeladung der Lauge frei und in den Entspannungs-

-2-

behältern etwa 3/4. Das in den Vakuumbehältern freiwerdende Gas enthält verhältnismäßig viel NH_3, nämlich rd. 30 Gr/Nm³. Aus diesem Grunde und für Abführung der Kompressionswärme von den Vakuumpumpen wird das "Vakuumgas" durch einen Waschturm geleitet, der mit Kupferlauge (vom Entspannungsbehälter) berieselt wird. Hinter diesem Laugewascher werden "Vakuumgas" und das andere Entspannungsgas, das rd. 2 Gr/Nm³ NH_3 enthält, vereinigt und zur Rückgewinnung des Ammoniaks durch den NH_3-Wascher geschickt. Der Wascher besteht aus 4 Teilen, 1 Unterteil und 3 Aufsätzen, an die je 1 Pumpe mit 10 m³/h Förderleistung zum Umwälzen des Waschers angeschlossen ist. Das unten entnommene, mit NH_3 angereicherte Wasser wird dann dem Kopf und dem Mittelteil einer Abtreibekolonne zugeleitet. Selbstverständlich wird im NH_3-Wascher auch CO_2 mitabsorbiert; das Absorptionsvermögen des Wassers für Ammoniak ist jedoch etwa 70 mal grösser als für CO_2. Wie weit diese Zahl auch bei gleichzeitiger Lösung beider Gase Gültigkeit behält, bleibt noch dahingestellt. Das Kopfprodukt der Abtreibekolonne - also im Wesentlichen Ammoniak - wird in die Lauge des Ansaugegefässes eingeleitet.

Die Füllung der Anlage mit Kupferlauge erfolgt anfänglich vom Kesselwagen (Leuna) aus in die Kellergefässe oder die anderen Vorratsbehälter. Für den laufenden Ersatz von verbrauchter Lauge wird in den mit Kupferspähnen gefüllten Cu-Turm Ammoniakwasser eingeleitet. Das Kupfer löst sich zu Kupferammoniumoxyd $Cu(NH_3)_4(OH)_2$, das dann weiter durch Behandlung mit Luft teilweise zu Nitrit oxydiert wird. Die so gewonnene Lauge wird in den Kupferlaugebehälter oder das Kellergefäss gefahren. Der CO_2-Turm dient zur Behandlung von fertiger Lauge mit CO_2.

Vorläufige Zahlenwerte nach Angaben von Herrn R e n n e r h am 22.10.40.

Ausbau I: 4 Waschtürme, davon 3 Reserve
Ausbau I + II: 5 " , " 3 " "

Rohwasserstoff:	79000	Nm³/h
Reinwasserstoff:	71000	"
Rückgas :	7200	"

Wasserstoffdurchsatz pro Kammer: 23000 Nm^3/h Normal atü.

Gasanfall pro Kammer: 92 m^3/h normal, 69 " max.

Membranverbrauch (aussenl.Kammerring.) 15 t/a von 2,5 ati
Verschiss an NH_3-Verbindungen 570 kg/a " "

Gebläse für Laugenkühler: 550 m^3/h minimal, 770 " maximal

Analysen:

	Hochwasserstoff	Feinwasserstoff	Sauerstoff
CO_2	1,5 %	CO_2 rd. 0 %	CO_2 10 %
CO	5,2 "	CO 0,2 "	CO 4% "
H_2	50,6 "	H_2 97,6 "	H_2 25 "
N_2	34,7 "	N_2 1,4 "	N_2 0,8 %
CH_4	2,6 "	CH_4 1,0 "	CH_4 0,4 "

Die Analysenzusammensetzungen erhalten mit einem Fixierungsgrad von über 80%. Der Rest muss von den Umgasverdichtern aufgebracht werden. Der Anfall einer Analysenzusammensetzung muss mittelwertmässig erfolgen.

Berechnung der CO-Endgasmenge aus den Analysen:

Unter der Annahme, dass der Reinwasserstoff frei von CO und CO_2 ist, ergeben sich bei den folgenden Berechnungen folgende Werte:

V_1=Hochwasserstoffmenge mit r_1 % CO_2; s_1 % CO; r_1 " H_2; s_1 " N_2; t_1 " CH_4

V_2=Feinwasserstoffmenge mit r_2 % CO_2 usw.

V_3=CO-Endgasmenge mit r_3 % CO_2 usw.

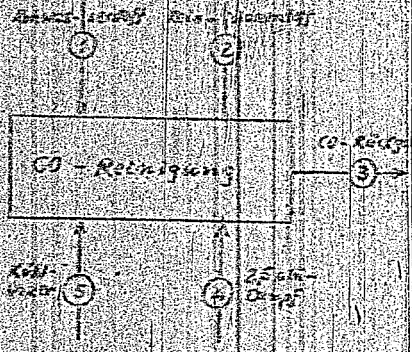
$$V_3 = V_1 \frac{r_1}{r_3} \text{ bezw. } V_3 = V_1 \frac{q_1}{q_3} \qquad V_2 = \frac{V_1 \cdot r_1 - V_3 r_3}{r_2}$$

Bei V_1 = 73000 ergibt sich:

$$V_3 = 73000 + \frac{2 \cdot 1}{58} = 7220 \qquad V_2 = \frac{73000 \cdot 50,8 - 7220 \cdot 23}{97,8}$$

$$V_2 = 71800$$

Übersichtsschema



Nr.	Stoff	Zustand	Menge	Maßstelle	Zahl d. Fußnote
1	Kohlenoxydstoff	325 atü, 40°C, + ≈0,293 kg/m³	75000 m³/h	M.Pos.1a	1
2	Kohlenwasserstoff	325 atü, 25°C + ≈0,112 kg/m³	71800 m³/h	M.Pos.3a	2
3	CO-Rückgas	5 m 83,5°C + ≈1,11 kg/m³	7200 m³/h	M.Pos.2a	1
4	2,5 atü Dampf	2,5 atü, 160°C	15 t/h	M.Pos.-	2
5	Kühlwasser	25°C, 4,5 atü	330-770 m³/h	M.Pos.3a	2

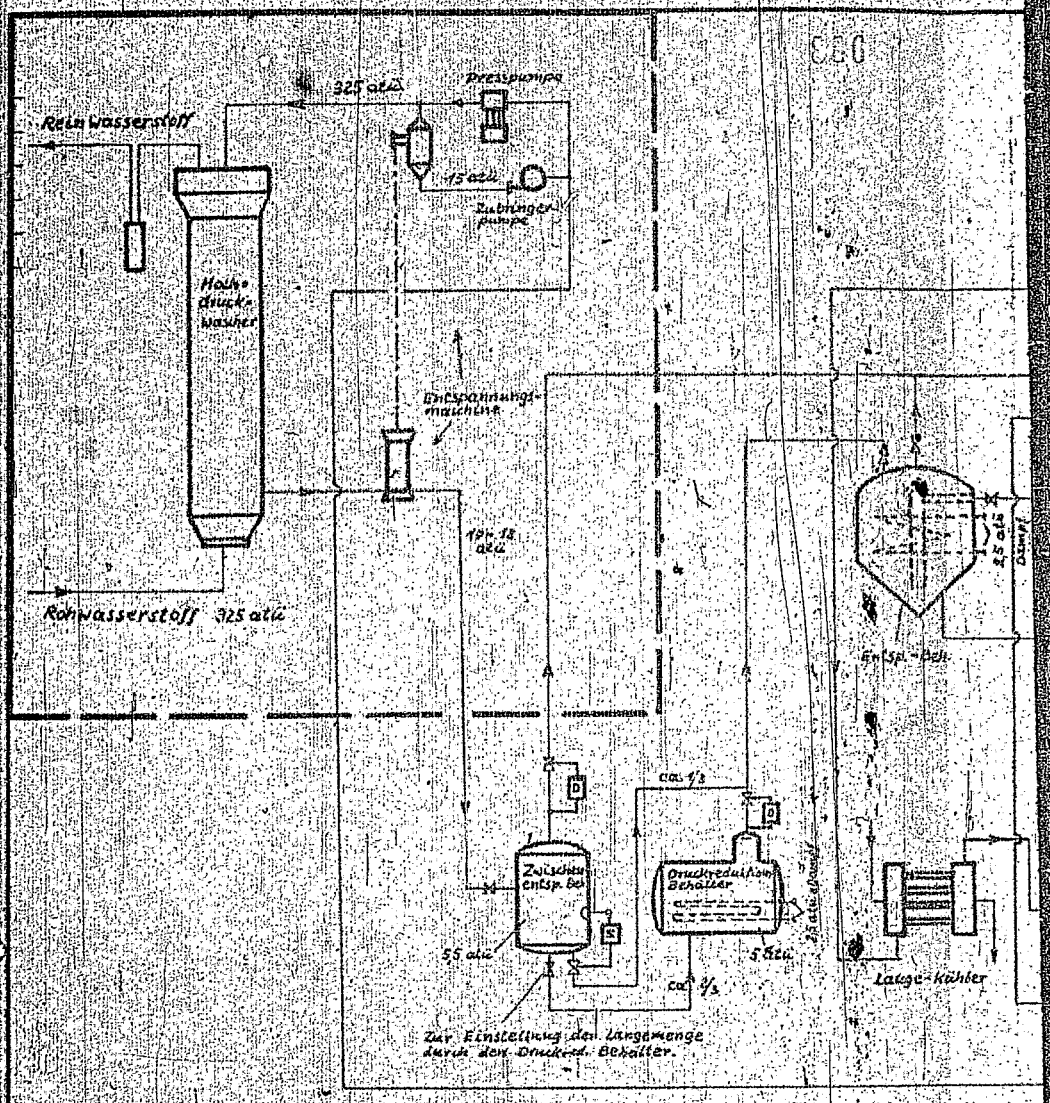
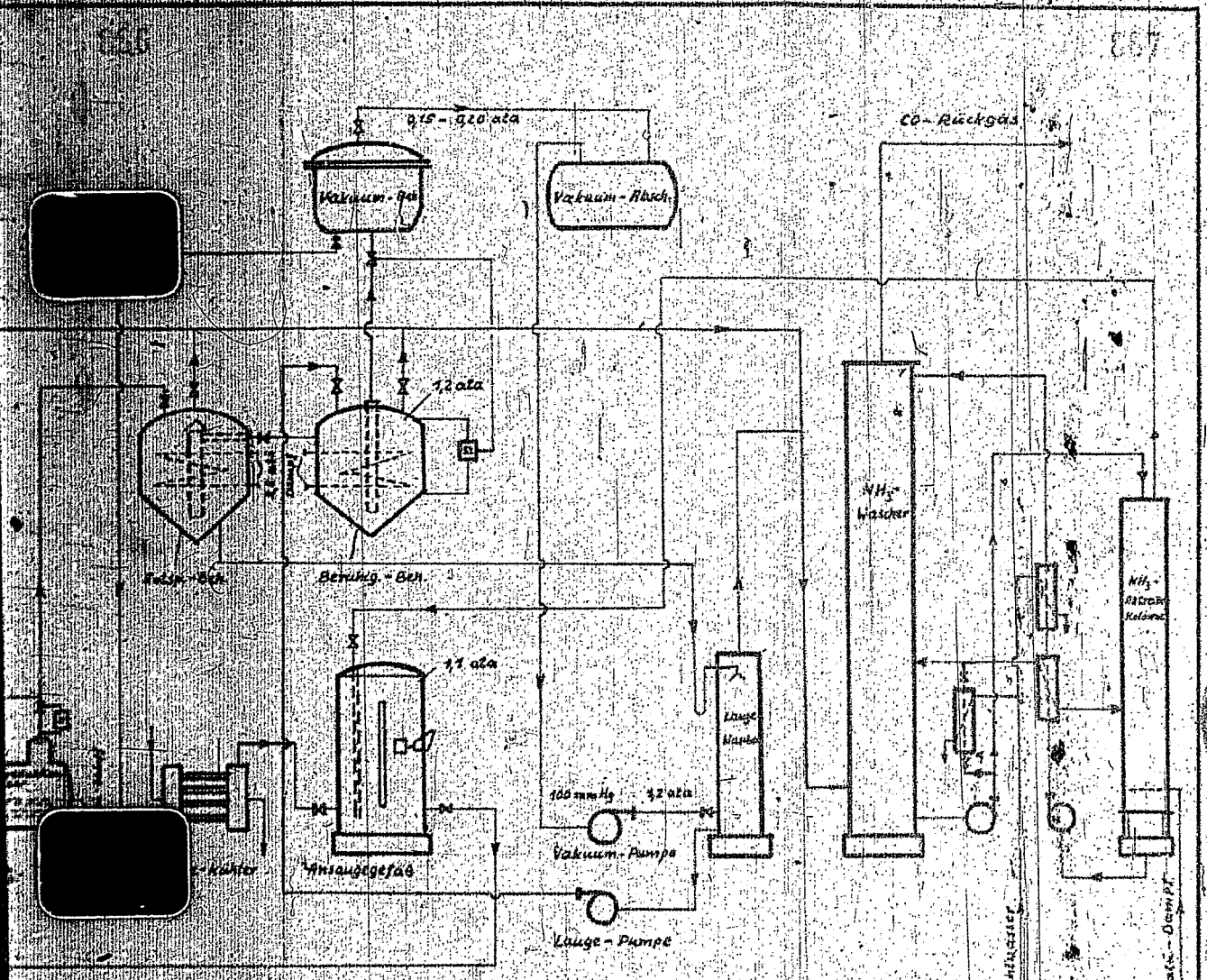


Abb. 1. Prinzipschema d

Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	Maßstab:



Prinzipschema der CO-Wäsche

TITLE PAGE

9. Winkler - Anlage. Brkx. Bau 55 (Generatoren), Bau 58 (Desintegratoren) u. Bau 66 (Gebläse).
Winkler plant - Brkx. Building 55 (generators), building 58 (centrifugal dust removers) and building 66 (blowers).

Frame Nos. 888 - 900

Winkler - Anlage

B r ü x

Dr.H./Rs.

Winkleranlage

Bau 55 (Generatoren), Bau 58 (Desintegratoren) u. Bau 66 (Gebläse)

Inhalt:

A. Allgemeines
B. Hauptbestandteile der Anlage
C. Winklergenerator
D. Gasabwärme- und Reinigungsanlagen
E. Abrechnungsschema.

A. Allgemeines.

Im Winklergenerator wird aus Braunkohle oder Braunkohlenkoks unter stetigem Einblasen eines Sauerstoff-Dampfgemisches ein praktisch stickstoffreies Generatorgas erzeugt, das neben rd. 20 % CO_2 nur H_2 und CO enthält. Im Gegensatz zum Winklergenerator arbeiten die sonst üblichen größeren Wassergasgeneratoren (Pintsch) diskontinierlich. Der Koks wird zunächst durch Zuführung von Luft heißgeblasen (Heißblaseperiode). Dann wird in den Generator von unten her Wasserdampf eingeleitet, der sich mit dem glühenden Koks zu Wassergas umsetzt (Gasperiode). Das in solch einem Pintsch-Generator erzeugte Wassergas hat etwa 5 % CO_2 und 4 - 5 % N_2. Dieser Stickstoffgehalt ist sehr störend, weil er bei der folgenden Aufbereitung des Wassergases zu Wasserstoff praktisch sehr schwer entfernt werden kann. Ferner sind die periodisch arbeitenden Generatoren nicht für einen so großen Gasdurchsatz geeignet wie der Winklergenerator. Dafür benötigt dieser jedoch statt Luft Sauerstoff.

Der Winklergenerator ist von der I.G. entwickelt worden. Zur NH_3-Synthese benutzt man als Ausgangsstoffe ein 50 %iges Sauerstoff-Stickstoffgemisch, Dampf und Braunkohle bezw. Grude, während man zur Erzeugung von Wasserstoff möglichst reinen Sauerstoff an Stelle des Gemisches verwendet.

B. Hauptbestandteile der Anlage.

3	(+2 im II.Ausbau)	Winklergeneratoren (Vergl. Zeichn. 383o-1)
2	(+1 " ")	Anheizgeneratoren
3	(+2 " ")	Abhitzekessel mit Überhitzer und Vorwärmer
3	(+2 " ")	Multiklonanlagen
3	(+2 " ")	Vorlagen
3	(+2 " ")	Gaskühler
4	(+2 " ")	Desintegratoren (Bau 58)
3	(+1 " ")	Wälzgasgebläse (Bau 66)
3	(+2 " ")	Sauerstoffgebläse " ")

C. Winklergenerator.

a) Wirkungsweise.

Das Gas- und Dampfschema gibt Zeichnung 3830-1 (Bx 51) und 4937-1 (Bx 349) und den Aufbau 4024-1 (Bx 49).

Der Grudekoks mit einer Körnung von 0 – 10 mm gelangt aus dem neben dem Generator befindlichen Bunker über ein Fallrohr durch 3 Eindrehschnecken auf den Vergasungsort und bildet dort eine etwa 2 m hohe Schicht, die durch das von unten eintretende Dampf-Sauerstoffgemisch und durch das Wälzgas in stark wallende Bewegung gehalten wird, so daß das Brennstoffbett einer feurig siedenden Flüssigkeit (spez. Gew. etwa 0,5) gleicht. Etwa 2-3 m oberhalb des Rostes wird aus einer Ringdüsenleitung nochmal Dampf und Sauerstoff eingeleitet, um die mitgerissenen Kohleteilchen nachzuvergasen. Die Temperaturen in der Vergasungszone betragen rd. 1000 °C. Es werden daher praktisch keine Kohlenwasserstoffe gebildet. Unmittelbar über dem Rost rotiert ein von unten angetriebener Rührer und bringt die Asche zum Fall in ein am Rande des Rostes befindliches, gekühltes Aschenausfallrohr. Aus diesem Rohr gelangt die Asche durch 2 Schnecken zur Austragung. Da die Brixer Grude zum Aneinanderbacken neigt, wird die Temperatur über dem Rost durch Einblasen von Wälzgas verringert. Im übrigen bringt das Wälzgas keine Vorteile; es verursacht sogar einen geringeren H_2-Gehalt im Wassergas.

Der Innenraum des Generators hat vom Rost bis zum Gasaustrittsstutzen gemessen eine Höhe von rd. 20 m ; in der Mitte ist der Durchmesser 5,5 m. Dieser Raum über der eigentlichen Brennzone ist notwendig, damit der eingeblasene Sauerstoff sich vollständig umsetzt. Der mehr in der oberen Hälfte des Generators befindliche feinere Kohlenstaub stellt gewissermaßen gasförmigen, im Überschuß vorhandenen Kohlenstoff dar. Dadurch, daß außerdem Wasserdampf im Überschuß vorhanden ist, wird ein hoher Wasserstoffgehalt im Rohgas erzielt.

Zum Anheizen dient ein kleiner Generator von 3 m Ø, der mit Luft betrieben wird. In ihm wird feinkörnige Kohle mit Holz zur Entzündung gebracht und die dann entstandene Glut durch ein Fallrohr in

den Winklergenerator geleitet, wobei zunächst CO_2 durch den Rost eingeblasen wird, damit die Glut nicht durch den Rost fällt. Gleich darauf wird Wasserdampf und Sauerstoff eingeblasen und Grude auf den Rost gebracht.

Im I. Ausbau sind immer 2 Winkelergeneratoren in Betrieb, der dritte ist Reserve.

b) Vorläufige Zahlenwerte für 1 Generator:

Es liegen bisher folgende Angaben vor, die sich jedoch zum Teil widersprechen; z.B. ist der spez. Grudeverbrauch bei wälzgaslosen Betrieb größer als bei Wälzgasbetrieb, obwohl im zweiten Fall der CO und CO_2-Gehalt größer ist. Der Staubgehalt und Sauerstoffverbrauch ist allgemein zu groß angegeben.

1) Bestellung Bx 2081 vom 13. 5. 39.

Körnung	0 – 10 mm
Gasleistung je Generator	27600 Nm^3/h
Grudeverbrauch (rd.4% Feuchtigkeit)	0,692 kg/Nm^3
Sauerstoffverbrauch (98%)	0,296 Nm^3/Nm^3
Dampfverbrauch, p = 2,5 atü	0,765 kg/Nm^3
Staubgehalt des Rohwassergases max.	0,250 kg/Nm^3

Voraussichtliche Analyse des Rohwassergases:

H_2	CO	CO_2	N_2	H_2S	CH_4	
43	33	21,8	0,8	0,6	0,8	Vol %

Sämtliche Werte gelten für wälzgaslosen Betrieb!

2) Angaben auf Zeichnung 3830-1 für Umwälzbetrieb, die nach Oppauer Versuchen gemacht sind. Die Zusammensetzung der Grude und des Staubes ist unbekannt, jedoch anders wie in obiger Bestellung.

Wassergasleistung: 27600 Nm^3/h max. + 9700 Nm^3/h Umwälzgas
20450 " norm.+ 7200 " "

Dampfgehalt: 0,15 kg/Nm^3 / Staubgehalt: 0,225 kg/Nm^3 / Temp. 900°C

Analyse:

H_2	CO	CO_2	N_2	CH_4		H_2S
35	49,7	13	1,5-2	0,8-1	Vol %	4 gr./Nm^3

Dampfverbrauch: max. 10,2 t/h | Sauerstoffverbrauch: max. 9200 Nm³/h (98%) norm. 6950 "
norm. 7,4 "

Grundverbrauch: max. 10,5 t/h
norm. 12,0 "

3) Nach Zeichnung 3830-2 ohne Umwälzung

Gasergebleistung: 27500 Nm³/h max.
22750 " norm.

Dampfgehalt: 0,4 kg/Nm³ / Staubgehalt: 0,225 kg/Nm³ / Temp. 900°C

Analyse:

H_2	CO	CO_2	N_2	CH_4		H_2S
39,7	35	23	1,5	0,8	Vol %	4 gr./Nm³

Dampfverbrauch: max. 17,4 t/h | Sauerstoffverbrauch: max. 8900 Nm³/h (98%) norm. 7350 "
norm. 13,05 "

Grundverbrauch: max. 19,5 t/h
norm. 14,3 "

c) Wirkungsgrad des Generators.

1) Bezeichnungen

1) Koks

Gewichtsanteile		voraussichtl. Zahlenwerte		verein. Zahlenwerte
a =	Asche	a =	0,35	a = 0,36
w =	Wasser	w =	0,04	w = 0,04
c =	Kohlenstoff	c =	0,58	c = 0,58
h =	Wasserstoff	h =	0,005	h = 0
o =	Sauerstoff	o =	0,015	o = 0
s =	Schwefel	s =	0,005	s = 0
n =	Stickstoff	n =	0,005	n = 0
			1,000	1,00

Zur Vereinfachung wird h und b zu w gerechnet und s und n zu a. Die Angabe über den Gehalt an flüchtigen Bestandteilen hätte hier nichts, weil die flüchtigen Bestandteile hauptsächlich Kohlenwasserstoffe sind.

Der Koksverbrauch bezogen auf 1 Nm³ wasserfreies Gas (ohne Umwälzgas) sei: A kg/Nm³

2) Sauerstoff (98%)

Der Sauerstoffverbrauch sei: B Nm^3/Nm^3

Auf reinen Sauerstoff umgerechnet: $B' = 0{,}98\ B$ Nm^3/Nm^3

3) Dampf (2,5 atü)

Der Dampfverbrauch sei: D kg/Nm^3

4) Wassergas

Vorauss. Volumenanteile		Verbrennungswärme Ho		Anteile		Spez. Wärme zw. 0 - 900°C c_p		Anteile	
(H_2) =	0,350	3090	Kcal/Nm^3	1080	Kcal/Nm^3	0,322	Kcal/Nm^3	0,113	Kcal/Nm^3 °C
(CO) =	0,497	3090	"	1534	"	0,322	"	0,160	"
(CO_2) =	0,130	-	"	-	"	0,502	"	0,065	"
(N_2) =	0,015	-	"	-	"	0,322	"	0,005	"
(CH_4) =	0,008	9500	"	76	"	0,700	"	0,006	"
Wassergas =	1,000	Ho =		2690	Kcal/Nm^3	c_p =		0,349	Kcal/Nm^3 °C

Gesamtwassergasmenge ohne Umwälzung sei: Q Nm^3

" mit " sei: Q + q "

Der Dampfgehalt des Wassergases sei: d kg/Nm^3

" Staubgehalt " " sei: e "

" Kohlenstoffanteil im Staub sei: c "

Die Temperatur des Wassergases sei: t °C

Kontrollrechnungen zur Überprüfung der angegebenen Werte.

1) Sauerstoffzugabe aus der Wassergasanalyse berechnet.

Der Sauerstoffverbrauch B' ergibt sich aus dem Sauerstoffverbrauch für die CO- und CO_2-Bildung abzüglich des aus der H_2-Bildung frei werdenden Sauerstoffs. Das gilt auch für Umwälzbetrieb.

$$B' = \frac{(CO)}{2} + (CO_2) - \frac{(H_2)}{2} \quad Nm^3/Nm^3$$

Dieser Wert dürfte nur dann mit den praktischen Wert nicht mehr übereinstimmen, wenn der Koks viel freien Wasserstoff enthält. Dann muß an Stelle (H_2) stehen $(H_2) - (h + \frac{o}{8} - \frac{s}{16}) \cdot A \cdot \frac{22,4}{2}$.

2) Grudeverbrauch aus der Wassergasanalyse und dem Staubgehalt.

Der Grudeverbrauch ergibt sich aus dem Kohlenstoffbedarf für die CO-, CO_2- und CH_4-Bildung, dem Staubgehalt im Gesamtwassergas und dem Kohlenstoffgehalt des Staubes.

$$A.d = (CO) \cdot 1,25 \cdot \frac{12}{18} + (CO_2) \cdot 1,977 \frac{12}{24} + (CH_4) \cdot 0,717 \frac{12}{16,03} + (1 + \frac{g}{q}) \cdot g_1 \cdot c_1$$

3) Dampfverbrauch

Die eingeblasene Dampfmenge ergibt sich aus der für die H_2-Bildung verbrauchten Menge + der in Gesamtwassergas fertgehenden Menge und abzüglich der mit der Grude eingebrachten Wassermenge.

$$D = (H_2) \cdot 0,0899 \cdot \frac{18}{2} + (1 + \frac{g}{q}) d - A w'$$

Wärmebilanz.

In der folgenden Bilanz fat die in den Generator hineingebrachte Wärmemenge der ausgebrachten Wärme gegenüber gestellt. Da das Umwälzgas dieselbe chem. Zusammensetzung hat wie das erzeugte Gas, so kann man, um auf wälzgaslosen Betrieb zu kommen, einfach die Wälzgasmenge q = 0 setzen. Die Rechnung bezieht sich auf 1 Nm^3 erzeugtes Wassergas, also ohne Wälzgas. Bei 0 °C und 760 mm QS sei der Wärmeinhalt der Gase und des kondensierten Wasserdampfes gleich Null.

1) Durch Koks eingebrachte Wärme

$$E_1 = A.c \cdot 8150$$

2) Eingebrachte Dampfwärme

$$E_2 = D \cdot 653$$; 653 = Wärmeinhalt v. 2,5 atü Sattdampf

3) Durch Wälzgas eingebrachte chem. Wärme.

$$E_3 = \frac{q}{q} \cdot Hc$$

4) Eingebrachte fühlbare Wärme von O_2 und Wälzgas ist vernachlässigbar

$$E_4 = o$$

5) Ausgebrachte fühlbare Wärme von Wassergas und Wälzgas

$$E_5 = (1 + \frac{q}{Q}) \cdot c_p \cdot t$$

6) Ausgebrachte chem. Wärme von Wassergas + Wälzgas

$$E_6 = (1 + \frac{q}{Q}) \cdot H_o$$

7) Ausgebrachte Wärme durch den Feuchtigkeitsgehalt d. Gases

$$E_7 = (1 + \frac{q}{Q}) \ (595 + 0{,}502 \cdot t) \cdot d$$

8) Ausgebrachte fühlbare Wärme des beigemischten Staubes

$$E_8 = (1 + \frac{q}{Q}) \ s_1 \cdot 0{,}20 \cdot t$$

9) Ausgebrachte chem. Wärme des beigemischten Staubes

$$E_9 = (1 + \frac{q}{Q}) \ s_1 \cdot q_1 \cdot 8150$$

10) Ausgebrachte Wärme durch Asche und Verluste als Restglied

Wirkungsgrad des Winklergeneratore:

$$\eta = \frac{E_5 + E_6 + E_7 + E_8 + E_9}{E_1 + E_2 + E_3 + E_4} \cdot 100$$

D. Abwärme- und Reinigungsvorrichtungen (Bau 55)

a) Abhitzekessel mit Überhitzer und Vorwärmer.

Aus dem Winklergenerator kommt das gesamte Rohwassergas mit einer Temperatur von 900 °C in den Abhitzekessel mit Überhitzer und anschließend in den Vorwärmer, den es mit einer Temperatur von 180 - 150 °C verläßt.

Der Abhitze-Steilrohrkessel ist bei einer Heizfläche von 350 m^2 für 25 atü Genehmigungsdruck, 20 atü Betriebsdruck, 250 °C Überhitzungstemperatur und 22,5 t/h Dampf gebaut. Der Gasdurchgang

beträgt 27600 Nm^3/h und die Gaseintrittstemperatur 900 °C, vorübergehend 1100 °. Der Kessel besteht aus der Untertrommel mit 1,0 m ∅ und 3,5 m Länge, der Obertrommel mit 1,6 m ∅ und 6,5 m Länge und der Dampfsammlertrommel mit 1,4 ∅ und 5,0 m Länge. Untertrommel und Obertrommel sind durch 271 Steigrohre und 70 Fallrohre mit je 60 mm l. ∅ und 7,7 bezw. 6,3 m Länge verbunden. Die Fallrohre sind nicht den heißen Gasen ausgesetzt. Dadurch entsteht ein Wasserkreislauf von der Untertrommel durch die Steigrohre - die auch Dampfentwicklungsrohre heißen - über die Obertrommel durch die Fallrohre zurück. In der Obertrommel sind 2 Wasserstandsanzeiger in Glimmerausführung angebracht. Die Dampfsammlertrommel ist mit der Obertrommel durch 22 Verbindungsrohre von 102 mm l.∅ und 3,2 m Länge verbunden.

Der Dampfüberhitzer dient zur Überhitzung der gesamten Dampfmenge auf 250 °C. Er hat eine Heizfläche von 70 m^2 und besteht im wesentlichen aus 2 stirnseitig verschlossenen Stahlrohren von je 2,7 m Länge und 140/100 mm l.W., die durch Rohrschlangen von 51/41 mm ∅ miteinander verbunden sind. Die beiden Stahlrohre heißen auch Sammler. Der Dampf strömt von Sammler 1 durch die parallel geschalteten Rohrschlangen zum Sammler 2. Die Rohrschlangen des Überhitzers befinden sich dort, wo die Temperatur etwa 600 °C beträgt. Aus dem Überhitzer strömt der Dampf über einen Dampfdruckregler in die Hochdruckdampfsammelleitung.

Der Speisewasser-Vorwärmer (Economiser) besteht aus 221 hintereinandergeschalteten Rippenrohren von je 3 m Länge und 97 mm l.W. mit den zugehörigen Krümmern und Anschlußstücken. Seine Heizfläche beträgt 1660 m^2. Die Rippenrohre sind in zwei hintereinander liegenden Gruppen angeordnet. Das Wasser läuft also im Gleichstrom gegen das heiße Wasergas. Die Speisewasserzufuhr wird mittels Hannemann-Regler nach dem Wasserstand in der Obertrommel des Kessels eingeregelt. Das Speisewasser wird mit 105 °C und 52 atü von Bau 200 (Kraftwerk) geliefert.

Der Wirkungsgrad der Abhitzeanlage ergibt sich aus den Garantiewerten: "Jeder Kessel mit Überhitzer und Vorwärmer

soll 22500 kg/h Heißdampf von 20 atü und 250 °C aus Speisewasser von 65 °C, gemessen am Vorwärmereintritt, erzeugen, wobei je Kessel die durchgesetzte Wassergesmenge von 27600 Nm³/h + 0,6 kg/Nm³ Dampf von 900 auf 150 - 180 °C abgekühlt wird. Der Staubgehalt des Gases beträgt 200 - 300 gr/Nm³, und der Druckverlust soll 200 mm WS nicht überschreiten. Die Gaszusammensetzung ist folgendermaßen anzunehmen:

33,0 % CO, 43,0 % H_2, 21,8 % CO_2, 1,6 % N_2+CH_4, 0,6 % H_2S.

Aus diesen Werten ergeben sich die folgenden Positionen:

1) Wärmeabgabe von 1 Nm³ wasser- und staubfreiem Gas an die Abhitzeanlage. Die spez. Wärme Cp_1 ist aus der obigen Analyse nach Hütte I, 5.515 berechnet.

$E_1 = Cp_1 \cdot t$ $\quad Cp_1 = 0{,}368$ Kcal/Nm³ °C zwischen 150 u. 900 °C.

$E_1 = 271$ $\quad \Delta t = 900 - 165 = 735$ °C

2) Wärmeabgabe des beigemischten Dampfes (Feuchtigkeit).

$E_2 = 0{,}6 \cdot Cp_2 \cdot \Delta t$ $\quad Cp_2 = 0{,}502$ Kcal/kg °C bei 1 ata und zwischen 150 u. 900 °C

$E_2 = 222$

3) Wärmeabgabe des beigemischten Staubes

$E_3 = 0{,}25 \cdot Cp_3 \cdot \Delta t$ $\quad Cp_3 = 0{,}20$ Kcal/kg, °C

$E_3 = 37$

4) Wärmeinhalt des Dampfes, der von 1 Nm³ Wassergas erzeugt wird, bei 21 ata und 250 °C abzüglich der Wasserwärme bei 65 °C

$$E_4 = \frac{22500}{27600} (694 - 65)$$

$E_4 = 512$

Wirkungsgrad der Abhitzeanlage: $\eta = \frac{E_4}{E_1+E_2+E_3} \cdot 100$

$\eta = 96{,}7$ %

b) Multiklonanlage (Bau 55)

Aus dem Abhitzekessel bezw. Vorwärmer, wo schon ein kleiner Teil des Staubes ungewollt anfällt, kommt das Gas in die Multiklonanlage. Dort wird der Staubgehalt von ca. 250 auf 25 g/Nm^3 herabgesetzt. Die Gasleitung verzweigt sich vor der Anlage. Es sind 2 Multiklone in jeder Leitung hintereinander geschaltet; im ganzen sind also 4 Multiklone vorhanden. Die beiden ersten sind für den groben Staub und die beiden folgenden für den feineren Staub. Unter jeden Multiklon befindet sich ein Staubsammelbunker. Der Druckabfall in der Anlage beträgt rd. 500 mm WS und der Temperaturabfall rd. 50 °C.

c) Desintegratoren (Bau 58)

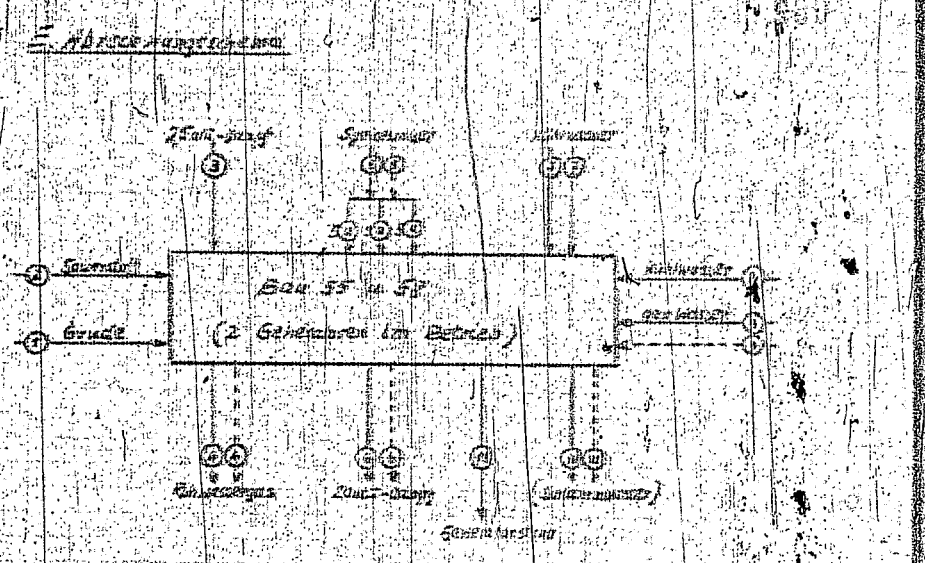
Aus der Multiklonanlage von Bau 55 strömt das Rohwassergas nach Bau 58. Zunächst wird es über eine Vorlage (Eintritt: t= 150 °C, p = 600 mm WS; Austritt: t = 90 °C, p= 300 mm WS) und einen Einspritzkühler (Austritt: t = 30 °C, p ≈ 250 mm WS) auf eine Sammelleitung geführt. Von hier geht es über 4 Desintegratoren (+ 2 für II. Ausbau) auf eine zweite Sammelleitung. Nach den Desintegratoren (Zentrifugalstaubabscheider) beträgt der Staubgehalt des Gases nur noch 0,01 g/Nm^3. Am Gaseintritt eines Desintegrators ist t = 30 °, p = 250 mm WS und am Austritt t = 30 °C und p = 350 mm WS; also eine Druckerhöhung von 100 mm WS im Desintegrator. In die Desintegratoren wird Wasser eingespritzt, das beim Ausschleudern den feinen Staub mit wegführt.

d) Gebläsehaus (Bau 66)

Von der Gasaustritts-Sammelleitung der Desintegratoren strömen etwa 70% des Rohwassergases nach dem Wassergasbehälter (Bau 65) und 30% über die 3 (+ 1 für II. Ausbau) Walzgasgebläse des Gebläsehauses (Bau 66) nach den Winklergeneratoren zurück. Walzgasgebläse 1 u. 2 haben 9000 Nm^3/h Förderleistung und 4000 mm WS Förderhöhe; Walzgasgebläse 3 u. 4 (II. Ausbau) 1800 Nm^3/h Förderleistung und 4000 mm WS Förderhöhe.

Zur Förderung des Gases aus dem Gasbehälter (Bau 65) nach der Entschwefelungsanlage (Bau 67) sind im Gebläsehaus 3 (+2 für II. Ausbau) Rohwassergasgebläse mit je 25000 Nm^3/h Förderleistung und 2600 mm WS Förderhöhe aufgestellt.

Außerdem sind im Gebläsehaus 3 (+2 für II. Ausbau) Sauerstoffgebläse für Generatorsauerstoff bezw. Luft beim Anfahren mit 7500 Nm^3/h Förderleistung und 4000 mm WS Förderhöhe je Gebläse vorhanden.



Nr.	Stelle	Zustand	Meldung	Meldestelle	Bemerkungen
1	Gruppe				
2	Sanitätsstaffel				
3	Zelt-Staffel				
4	Kohlenträger				
5	Speisewagen				
5a	"				
6	Kühlwagen				
7	Fahrbücherei				
8	Fahrbücherei				
9	Tankwagen				
10	(Schreibmaschine)				
11	Schreibmaschine				

TITLE PAGE

10. Waschöl- und Mittelöldestillation, Brix.
Wash oil and middle oil distillation.

Frame Nos. 901 - 920

Waschöl- u. Mittelöl-

destillation. Brüx

Vorschrift-Beschreibung und Betriebs-Beschreibung

Anm 15 (Inhalt der Vorschrift- und Betriebs-Beschreibung)
Anm 17 (Einleitung)
Anm 31 (Vorschriftgruppe I, Inhalt der Gruppe 1 und 2)
Anm 65 (Vorschriftgruppe III, Inhalt der Gruppe 3 und 4)
Anm 140 (Vorschrift: Gruppe 5 Inhalt, Betriebs-Beschreibung: Gruppe 6 Inhalt, Betriebsanweisung)
Anm 143 (Vorschrift: Gruppe 7 Inhalt).

Inhalt:

A. Allgemeines
B. Aufbau und Arbeitsgang
C. Regelvorgang
D. Bedienungsleistungen und Betriebsanweisung
E. Übernahmeprüfung.

A. Allgemeines:

Um ein Flüssigkeitsgemisch wirtschaftlich aufzutrennen, wird es mehrmals den beiden Grundvorgängen der Verdampfung durch Verdampfen und der Verdichtung durch Teilkondensation unterworfen. In diesem Gerät wird der Dampf des Siedegutes durch ein zweites Flüssigkeitsgemisch geleitet, das etwa dieselbe Zusammensetzung wie der Dampf hat. Dadurch wird der einströmende Dampf teilweise niedergeschlagen und infolge der Abgabe der Kondensationswärme dieser Dampf flüssig, der wieder einen höheren Gehalt an Leichtsiedenden hat als der einströmende Dampf. Grundsätzlich ist eine Trennung der Bestandteile einer Lösung nur möglich, wenn der Dampf, der beim Verdampfen der Lösung entsteht, eine andere Zusammensetzung hat als die Lösung, also einen höheren Gehalt an Leichtsiedenden. Zur Durchführung dieses Vorgangs werden sogenannte Kontaktböden (Rektifizierböden) verwendet, auf denen das Flüssigkeitsgemisch angetrieben wird und denen der Dampf in einer solchen Weise zugeführt, daß sich eine große Berührungsfläche zwischen Dampf und Flüssigkeit ausbildet. Soll der von jedem verdampfende Dampf einen größeren Gehalt an Leichtsiedenden aufweisen soll als der Dampf, welcher dem Boden zuströmt, und den Kontaktböden stetig Flüssigkeit angeführt werden, die einen größeren Gehalt an Leichtsiedenden hat, als die vom Boden abfließende Flüssigkeit. Sie wird mit Überlauf (Ablauf) bezeichnet. Dann lassen erkennen, daß ab Kopf ist eine Konzentrationsänderung im Dampf durch Kontaktböden nicht möglich. Als Kontaktvorrichtung werden Glockenböden oder

903

meistens Glockenböden (Abb.1) verwendet.

Die Abbildung 2 zeigt den Plan eines stetig arbeitenden Rektifizierapparates; die Glocken sind nicht mit eingezeichnet. F mit x_F an Leichtsiedendem ist der Zulauf, A mit x_A an Leichtsiedendem der Rücklauf und D = F + B der Dampf der Verstärkungssäule.
Am besten rechnet man in Molen. Alle Größen der Abtriebssäule - das ist die Säule unterhalb des Zulaufes - werden durch einen hochgestellten Strich gekennzeichnet. Grundsätzlich ist innerhalb einer Säule die aufsteigende Dampfmenge konstant, ebenso ist die abfließende Flüssigkeitsmenge konstant; denn an einzelnen Böden wird von außen her keine Wärme zu- oder abgeführt. Ferner sind die molaren Verdampfungswärmen der Lösungen praktisch gleich (Trouton'sche Regel), so daß soviel Dampf neu gebildet wird wie kondensiert.

Also gilt für einen beliebigen Boden der Verstärkungssäule, wenn x_D sein Gehalt an Leichtsiedenden im aufsteigenden Dampf und x_F der abfließenden Flüssigkeit ist:

$$D = F + E$$

$$D \cdot x_D = F \cdot x_F + E \cdot x_E$$

$\frac{E}{F} = v$ ist das Rückflußverhältnis

$$x_D = \frac{v}{1+v} \cdot x_F + \frac{1}{1+v} \cdot x_E \qquad (1)$$

Dies ist die Gleichung einer Geraden, der sogenannten Verstärkungsgeraden.

Kommt der Rücklauf F mit einer Temperatur, die unterhalb der Temperatur des obersten Bodens liegt, in den Kopf der Säule, so wird ein Teil des Dampfes zur Erwärmung des Rücklaufes kondensiert. Das Verhältnis des inneren Rücklaufes F_i zum äußeren Rücklauf wird dann

$$\frac{F_i}{F} = \frac{r - \vartheta \cdot c_p}{r - \vartheta_1 \cdot c_p} \qquad (2)$$

Hierbei ist r die Verdampfungswärme, c_p die spez. Wärme, ϑ die Temperatur des Rücklaufes und ϑ_1 die Kopftemperatur.

Wird eine Zweistofflösung destilliert, so herrscht in obersten Boden der Verstärkungssäule die Siedetemperatur des Leichtsiedenden und in der Destillierblase der Abtriebssäule (im Ablauf) die Siedetemperatur des Schwersiedenden, sofern die Zerlegung vollkommen ist. Auf

dem Zulaufboden, wo die Verstärkungssäule sich an die Abtriebssäule anschließt, herrscht im allgemeinen bei richtig gefahrenem Apparat die Siedetemperatur der zulaufenden Mischung.

Soll eine Lösung aus einer Reihe von Stoffen, (Mineralölen) bei der sogenannten Schnittemperatur zerlegt werden, so heißt das, daß im Ablauf alle über der Schnittemperatur siedenden Stoffe enthalten sind und im Kopfprodukt alle unter der Schnitttemperatur siedenden Stoffe. Die Forderung ist jedoch bei einer endlosen Reihe von Stoffen in der Lösung nicht hundertprozentig zu erfüllen. Denn wenn auch z.B. die Ablaufflüssigkeit weit oberhalb der Schnittemperatur sieden mag, so ist damit noch nichts gesagt, daß die Einzelstoffe der Ablaufflüssigkeit sämtlich oberhalb der Schnittemperatur sieden. Das Umgekehrte gilt für das Kopfprodukt. In der Praxis wird so gefahren, daß die Temperatur der Destillierblase (Kolonnensumpfteil) etwas oberhalb der Siedetemperatur des Hauptbestandteils der Ablaufflüssigkeit liegt und die Kopftemperatur etwas unterhalb des Hauptbestandteils des Destillats. Daraus ergibt sich in vielen Fällen, daß die Temperatur der zulaufenden Flüssigkeit ungefähr gleich der Schnitttemperatur ist.

Der Rektifizierprozess am Beispiel Benzol-Toluol.

a) Die ideale Lösung (vergl. Kirschbaum, Rektifiziertechnik).

Benzol-Toluol ist ein ideales Zweistoffgemisch. Ebenso sind die Lösungen der Paraffinreihe ideale Flüssigkeitsgemische. Eine ideale Zweistofflösung ist dadurch gekennzeichnet, daß der Teildruck des über der Flüssigkeit stehenden Dampfes proportional zum Mischungsanteil des betreffenden Stoffes und proportional zum Dampfdruck des reinen Stoffes ist. Danach läßt sich die Siede- und Taulinie (Abb.3) und die Gleichgewichtskurve (Abb.4) rechnerisch ermitteln. Voraussetzung für diese Berechnung ist die Kenntnis der Dampfdrücke der Einzelstoffe in Abhängigkeit von der Temperatur.

Nicht ideale Gemische weisen bisweilen ein Maximum oder ein Minimum in der Siedelinie auf. Letzteres ist häufiger. Man erhält aus Lösungen mit Minimum-Siedepunkt - ganz gleich wie die Zusammensetzung der Ausgangsmischung ist - nach längerem Destillieren ein konstant siedendes Gemisch. Hierbei

haben Dampf und Flüssigkeit dieselbe Zusammensetzung; das Mischungsverhältnis entspricht dem Minimalpunkt. Eine weitere Trennung durch Destillation ist also unmöglich. Dieser Minimalsiedepunkt liegt z.B. für Alkohol-Wasser bei 89,5% Alkohol.

b) Verstärkung und Temperaturverlauf:

Zum grundsätzlichen Verständnis des Rektifiziervorganges betrachte man einen einfachen Destillierapparat, wie in Abb. 5 dargestellt. Es wird ein Gemisch von Toluol und Benzol destilliert. Das Kopfprodukt (D = P + E) soll 95% Benzol enthalten. Das Rücklaufverhältnis $v = \frac{P}{E}$ sei gleich 4. Es soll nun untersucht werden, wie groß die Konzentrationsannahme an Benzol von Boden zu Boden ist. Ebenso der Temperatursprung von Boden zu Boden. Man betrachte zwei benachbarte Böden innerhalb der Säule und denke sich die zwischen den beiden Böden eine waagerechte Ebene; für diese gedachte Fläche gilt ja die Stoffbilanz, d.h. die Verstärkungsgerade (Gl.1) gibt eine Beziehung zwischen der vom oberen Boden abfließenden Flüssigkeit (mit x_F Benzol) und dem Dampf (mit x_D Benzol), der von unten durch die Schnittebene strömt. Die Gleichgewichtskurve (Abb.4) oder auch die Siede- und Taulinie (Abb.3) gibt eine Beziehung zwischen der vom unteren Boden abfließender Flüssigkeit (mit x_{F2}) und dem Dampf (mit x_D), der durch die Schnittebene strömt, wobei allerdings vorausgesetzt ist, daß sich der Dampf mit der Flüssigkeit des unteren Bodens vollkommen durchmischt hat, also im Gleichgewicht befindet. Aus diesen beiden Beziehungen ergibt sich der Konzentrationsunterschied zwischen den Flüssigkeiten der beiden Böden und daraus auch der Temperaturunterschied. Zur Ermittlung des Konzentrations- und Temperaturverlaufes innerhalb dieser einfachen Säule zeichnet man sich zweckmäßigkeitshalber die Verstärkungsgerade in die Gleichgewichtskurve (Abb.4) ein. Sie ist einerseits gegeben durch den Zustand der oberhalb des obersten Bodens herrscht, wo $x_D = x_P = 95\%$ ist, und andererseits durch den Schnittpunkt der Verstärkungsgeraden mit der Ordinate, wo $x_F = \frac{1}{1+v}\, x_D = 19\%$ ist. Jetzt liegt also die Verstärkungsgerade fest. Die Flüssigkeitskonzentration auf dem

obersten Boden (a) ergibt sich aus der Gleichgewichtskurve als

Ordinate, wo $x_D = x_E$ = 19% ist. Jetzt liegt also die Verstärkungsgerade fest. Die Flüssigkeitskonzentration auf dem

obersten Boden (a) ergibt sich aus der Gleichgewichtskurve als die zu x_D = 95% gehörige Konzentration x_a = 89,5% (Punkt a), dann der den Boden austretende Dampf nach der Verstärkungsgeraden mit x_a = 90% (Punkt a'); dann wieder die Flüssigkeit auf dem Boden b aus der Gleichgewichts kurve mit x_b = 80% usw. In der Tabelle zu Abb. 5 sind die Flüssigkeitskonzentrationen und die Temperaturen der einzelnen Böden eingetragen, wie sie sich zeichnerisch aus Abb. 4 ergeben. Die Benzolkonzentration in der Destillierblase beträgt 95%. Die Zahl der Böden beträgt 6. Wollte man ein Gemisch von weniger als 25% Benzol destillieren, so müßte das Rücklaufverhältnis und die Zahl der Böden größer sein. In der Praxis wird ein vollkommenes Gleichgewicht zwischen Dampf und Flüssigkeit auf den Böden nicht erreicht. Die tatsächliche Anreicherung am leichter siedenden im Dampf beim Durchströmen eines Bodens (ist) durch die theoretische Anreicherung wird Verstärkungsverhältnis oder Austauschverhältnis genannt. Es beträgt im allgemeinen 0,6 - 0,8. Dementsprechend muß die Zahl der Böden größer sein als die theoretisch ermittelte Zahl.

3. Aufbau und Wirkungsweise der Destillationen:

Die Waschöldestillationen 1 - 4 haben die Aufgabe, die in der Waschanlage (Raum 12,13) erfolgte Beladung des Waschöls wieder abzutreiben und das Waschöl einer neuen Beladung zugänglich zu machen. Die Beladung besteht aus dem Leichtöl, das durch die Elektrofilteranlage und die Kühler der Schwelerei hindurchgegangen ist. Die als Benzin bezeichnete Beladung des Waschöls wird bei 180°C oder einer anderen den Erfordernissen angepaßten Temperatur abgeschnitten.

Die Mittelöldestillation liefert den Nachschub für das von der Waschöldestillation als Schlechtprodukt abgestoßene Waschöl, das ist das in den Rohrkühlern der Schwelerei anfallende Mittelöl bei einer Schnittemperatur von 300°C vorlage. Das etwa 8% ausmachende Destillat findet als Waschöl Verwendung und der Rest geht zur Teerschwelerei. Das Destillat wird dem angereicherten Waschöl zugesetzt, mit dem es zunächst von Benzin befreit wird, um dann als abgetriebenes Waschöl versendet zu werden. Das frische

abgetriebene Waschöl enthält also praktisch keine über 300°C (Schnittemperatur Mittelöl-Destillation) und keine unter ca. 190°C (Schnittemperatur Waschöl-Destillation) siedende Bestandteile.

Das Fließschema der Waschöl-Destillation ist aus Zeichnung 13541-2 und aus Zeichnung 18770-12a von Didier-K-H, ersichtlich, das Schema der Mittelöl-Destillation aus Zeichnung 13540-2 und Zeichnung 18767-15f von Didier-K-H. Die folgenden Angaben beziehen sich auf den I. Ausbau. Die Aufstellung der Apparaturen erfolgt ungefähr nach dem Schema.

Waschöl-Destillationen 1-4 (Bau 16):

4 Betriebsbehälter (Bau 31) für angereichertes Waschöl von je 60 m³ Inhalt; gemeinsam für die 4 Destillationen.

2 Schwimmertöpfe (Bau 31) von 4 m Höhe und 1 m l.W., beziehen je 2 Betriebsbehältern gelegen.

3 Kreiselpumpen (Bau 31) für angereichertes Waschöl. Förderhöhe 31 m WS, Fördermenge 270 m³/h je Pumpe; gemeinsam für 4 Dest.

3 Waschöltanks (Bau 140) mit je 1000 m³ Inhalt für angereichertes Waschöl und abgetriebenes Waschöl; 1 Tank als Reserve.

6 Kreiselpumpen (Bau 16) zum Pumpen des angereicherten Waschöles durch die Waschöl-Destillationen 1-4, Förderhöhe 120 m WS, Fördermenge 130 m³/h je Pumpe; 2 Pumpen als Reserve.

8 Kondensatoren (Bau 16), davon je 2 parallelliegend in 1 Destillation, 1,450 m l.W., 5 m lang, mit 2 Rohrböden und Siederohren von 38/30 mm ø, Kühlung mit angereichertem Waschöl.

8 Dämpfekühler (Bau 16), davon je 2 parallelliegend in 1 Waschöl-Destillation, 1,45 m l.W. und 5 m lang, mit 2 Rohrböden und Siederohren von 38/30 mm ø.

8 Kondensatkühler (Bau 16), davon je 2 parallelliegend in 1 Waschöl-Destillation, 0,6 m l.W. und 6,1 m lang mit 2 Rohrböden und Siederohren von 30/25 mm ø.

4 Scheidebehälter (Bau 16), davon je 1 in 1 Waschöl-Destillation 1,8 m l.W., 4,5 m lang mit Stutzen, Tauchrohren und Scheidewand.

5 Kreiselpumpen (Bau 16) zum Fördern der Rückflußmenge und des erzeugten Benzins (Leichtöles), davon je 2 parallel-liegend in 1 Waschöl-Destillation. Förderhöhe 30 m WS, Fördermenge 30 m^3/h.

1 Behälter (Bau 141, V = 0) für Leichtöl, 1000 m^3 Inhalt.

8 Kreiselpumpen (Bau 16) zum Fördern des heißen abgetriebenen Waschöls zum Tank J bzw. H (Bau 140) und zur Abgabe des abgekühlten Waschöls, davon je 2 Pumpen in 1 Waschöl-Destillation. Förderhöhe 60 m WS, Fördermenge 130 m^3/h je Pumpe.

24 Wärmeaustauscher für Wärmeaustausch von abgetriebenem gegen angereichertes Waschöl, 600 mm l.W., 5100 mm zyl. Länge mit Stielrohren von 30/25 mm ⌀, davon je 12 in 1 Destillation.

16 Kühler für Kühlung von abgetriebenem Waschöl mit Kupfer-Abmessungen wie Wärmeaustauscher, davon je 24 in 1 Destillation.

4 Erhitzeröfen für Waschölverdampfung und Überhitzung des Dampfes zur Kolonne, Länge 31 m, Breite 9 m und Höhe 3,5 m; davon je 1 Ofen für 1 Destillation.

4 Brenneranlagen, davon je 1 Anlage für 1 Erhitzerofen, je Brenneranlage 3 Gasbrenner für die Verbrennung von Kokereigas. Leistung je Gasbrenner 6000 Nm^3/h Gas und 7450 m^3 norm. Luft.

4 Zentrifugalventilatoren, davon je 1 für 1 Erhitzerofen, 2 Ventilatoren als Reserve, Luftleistung 250 m^3/h, Förderdruck 200 mm WS.

4 Taschkäfe, davon je 1 für 1 Ofenanlage Rückschlagsicherung.

4 Kondensationsanlagen, davon je 1 für 1 Waschöl-Destillation; Höhe 20 m, Durchmesser 3 m, Turm ist 2-fach unterteilt und enthält 24 Böden, davon 14 unterhalb und 10 oberhalb des Kühlers. Der innere Aufbau besteht aus gußeisernen Glockenböden mit den Glocken, den Verteilerböden und der Füllkörpern.

Mittelöl-Destillation (Bau 15).

1 Mittelöltank (Bau 140, Tank E) für 1000 m^3 Inhalt.

4 Kreiselpumpen (Bau 16) zum Pumpen des Mittelöls aus dem Mittelöltank, Förderhöhe 120 m und Förderleistung 20 m^3 je Pumpe.

2 Kondensatoren (Bau 16) 400 mm l.W., 3500 mm lang, für Kondensation des dampfförmigen Destillates mit kaltem Mittelöl.

2 Dämpfekühler (Bau 16) 1400 mm l.W., 4300 mm lang, für Kühlung des Destillates mit Wasser, Siederohre 38/30 mm ∅.

2 Kondensatkühler (Bau 16) 600 mm l.W., 6080 mm lang, für Kühlung des Ölkondensats mit Wasser, Siederohre 30/25 mm ∅.

1 Scheidehehälter (Bau 16) 1800 mm l.W., 4500 mm lang, für Scheidung von Öl und Wasser.

2 Kreiselpumpen (Bau 16) zur Förderung der Kühlwassermenge und zum Abtransport des Destillates zur Waschöl-Destillation, Förderhöhe 25 m, Förderleistung 15 m^3/h.

1 Erhitzerofen für die Mittelölverdampfung und zur Überhitzung des Wasserdampfes für die Kolonne von 7,1 m Länge und 8,9 m Breite und 5,4 m Höhe.

1 Brenneranlage mit 5 Gasbrennern für die Verbrennung von Schwelgas, Windpressung am Brenner 150 mm WS, Gasdruck am Brenner 150 - 200 mm WS.

2 Zentrifugal-Ventilatoren mit einer Luftleistung von 24500 m^3/h bei einer Pressung von 200 mm WS je Ventilator, hiervon 1 Ventilator als Reserve.

1 Tauchtopf als Rückschlagsicherung.

1 Destillierapparat für Mittelöl mit 2,4 m l.W. und 44 m Höhe. Der Turm ist zweifach unterteilt. Der innere Einsatz besteht aus gußeisernen Verteilerböden und Siebböden, sowie Glockenböden mit Glocken.

Die Wirkungsweise der Waschöl-Destillation und Mittelöl-Destillation sind grundsätzlich gleich. In beiden Fällen kommt das zu destillierende Öl in konstantem Fluß mit Siedetemperatur auf den Zulaufboden der Kolonne (vergl. Abb. 2 und Zeichnung 13540-2, 13541-2). Das kalte angereicherte Waschöl bezw. das Mittelöl wird zunächst auf 12 atü gebracht, durchläuft die als Wärmeaustauscher ausgebildeten Kondensatoren, wird dann durch

diesen mit Gas beheizten, regelbaren Ofen auf etwa 150°C (Leichtöl) bzw. 300°C (Mittelöl) gebracht und kurz vor dem Eintritt in die Kolonne auf Kolonnendruck entspannt. Das Entspannungsventil ist als Drosselorgan ausgebildet. Es sorgt dafür, daß der Vordruck vor dem Ventil 6 - 8 atü beträgt. Bei der Entspannung wird ein Teil des leichtsiedenden Öls frei, so daß das Endprodukt als ein Gemisch von Öldampf und siedendem Öl in die Kolonne kommt. Durch die Verdampfung wird auch die Temperatur etwas absinken. Wie schon erwähnt, bringt man den Zulauf bei dem Boden der Kolonne ein, bei welchem der Ablauf innerhalb der Kolonne etwa dieselbe Zusammensetzung hat wie die zulaufende Flüssigkeit. Der Ablauf im unteren Kolonnenteil (Abtriebssäule) vergrößert sich um die Flüssige im Zulauf und der aufsteigende Dampf im oberen Kolonnenteil (Verstärkungssäule) um das Dampfgemisch im Zulauf. Oberhalb der Verstärkungssäule und innerhalb der Abtriebssäule sind ablaufende Flüssigkeitsmenge und aufsteigende Dampfmenge konstant.

Die Kopftemperatur der Kolonne wird durch Regelung der Kühlwassermenge konstant gehalten. Die Rücklauftemperatur beträgt etwa 50°C und die einzuregelnde Kopftemperatur etwa 180°C (Leichtöl) bzw. 200°C (Mittelöl). Die Rücklaufmenge innerhalb der Säule vergrößert sich dabei noch um die kondensierte Dampfmenge, die vom Verlust des kalten Rücklaufes stammt. (Die Berechnung der Rücklaufmenge erfolgt nach Gl. 2 im Abschnitt 3).

Im Unterteil der Destillierkolonne (Destillierblase) wird der Füllstand konstant gehalten. Die Heizung der Dampfmenge im Kolonnenunterteil erfolgt durch Einblasen von überhitztem Dampf. Das Verhältnis von Öldampf zu Wasserdampf im Destillat beträgt etwa 5 : 1. Durch diese Herabsetzung des Öldampfpartialdruckes um etwa 100 mm QS erniedrigt sich die Siedetemperatur des Destillates um etwa 4-5°C. Der Hauptmenge, der beim direkten Einblasen von Wasserdampf verfolgt wird, ist die Gewinnung von Öldampf im Kondensat. Im Scheidebehälter werden Kondenswasser und Öl-kondensat getrennt.

5. Regelprogramm

Den grundsätzlichen Regelvorgang der Vakuum-Destillation gibt Abb. 7. Durch die Ablaufsteuerung mit Ventil 1 wird die Höhe

in den Behältern der Waschölgrube unverändert gehalten. Sollte jedoch der Stand weiter steigen, so wird bei einem bestimmten Höhenstand Ventil 2 geschlossen und damit der Zufluß gesperrt. Aus der Waschölgrube gelangt das Öl in den Tank für angereichertes Waschöl. Konstante Zuflußmenge und Zuflußtemperatur der Kolonne werden mit Ventil 3 und Ventil 4 eingeregelt; das Ventil 4 steuert die Heizgasmenge aus Erhitzeröfen. (Etwas unklar ist noch, wie das Ventil 3 bei einem Druckabfall von 0,4 atü Mengenkonstanthaltung erreichen soll, wo doch der Druckabfall an Ventil 8 allein schon 6 atü beträgt.) Der Waschölablauf von der Kolonne wird mittels Ventil 5 nach dem Stand im Unterteil der Kolonne gefahren; von dort gelangt das Öl in den Tank für abgetriebenes Waschöl. Die Geschwindigkeit des Waschöles durch die Kolonne wird man nach dem Benzingehalt und der Menge des Schwelgases einstellen; damit ist die Geschwindigkeit vom Tank für angereichertes Waschöl zum Tank für abgetriebenes Waschöl festgelegt. Um möglichst gleiche Verteilung des Öles auf die beiden Tanks zu erreichen, muß man den Ölumsatz durch die Kolonne ebenso einstellen; der Mengenregler (Ventil 3) sorgt dann dafür, daß die Kolonne über längere Zeit konstant gefahren wird.

D. Gewährleistungen und Betriebsangaben:

a) Waschöl-Destillationen 1-4:

1) Schnittemperatur:
Die Schnittemperatur ist nach den Erfordernissen festzulegen. Die als Benzin bezeichnete Beladung des Waschöles kann wahlweise bei 180°C oder einer anderen, noch festzulegenden, Temperatur abgeschnitten werden. Eine der Waschöl-Destillationen soll bei ca. 230°C gefahren werden, um an dieser Stelle die Phenole aus dem Waschöl-Kreislauf mit dem Benzin abtreiben zu können.

2) Leistung:
Die Anlagen sind für einen maximalen Durchsatz von 120 m^3 beladenem Waschöl pro Stunde ausgelegt. Die normale Belastung wird bei einer Benzolschlagung von 10 m^3 frischem Waschöl pro Schweler und einem Betrieb von 40 Schwelern

etwa 400 m^3/h insgesamt betragen, so daß auf 1 Anlage 100 m^3 Waschöl im Normalbetrieb entfällt. Bei Ausfall einer Anlage sind die drei verbleibenden in der Lage, 360 m^3/h Waschöl abzutreiben. Die Garantien beziehen sich auf letztere Angabe.

Die Beladung beträgt maximal 3,5 Vol.% Benzin von einer Fraktion zwischen 50 und 180°C.

3) Abtrieb:

Im Kopfprodukt sind nicht mehr als 2 Vol.% bezogen auf die abgetriebene Menge an über der Schnittemperatur siedenden Bestandteilen, im gewonnenen Waschöl sind nicht mehr als 0,1 Vol.% bezogen auf die Waschölmenge an unter der Schnittemperatur siedenden Bestandteilen.

4) Verbrauch:

Der Dampfverbrauch bei Dampf von 2,5 atü beträgt

beträgt 30 kg/m^3 Waschöl bei einer Schnittemperatur von 180°C
und 40 " " " " " " 230°C.

Der Heizgasbedarf je Erhitzerofen beträgt bei einer stündlichen durchsatzleistung von 120 m^3 Waschöl
6 x 10^6 WE/h bei 180°C Schnittemperatur
8 x 10^6 " " 230°C "

Es wird Heizgas mit einem Heizwert von 1200 - 5000 WE/Nm^3 zur Verfügung gestellt.

Der Kühlwasserverbrauch beträgt 2,0 m^3 je m^3 Waschöl unter der Voraussetzung eines Umlaufkühlwassers von 27°C Eingangstemperatur und einem Frischwassermuamtz von 20°C, wobei das Frischwasser zum Rückkühlwasser im Verhältnis 1 : 4 verwendet werden soll. Die Ablaufwassertemperatur darf 45°C nicht überschreiten. Die Temperaturdifferenz zwischen eintretendem Kühlwasser und ablaufendem Waschöl beträgt 4°C.

5) Voraussichtliche Betriebswerte:

Zulauf zur Kolonne: M = 100 m^3/h normal, 120 max., 50 min.
spez. Gewicht = 0,95 bei 20°C
Druck vor der Entspannung von M beträgt 6 - 8 atü
Temp. " " " " " " 180 - 230°C

Ablauf von der Kolonne: A = 100 m^3/h normal, 120 max., 50 min.
spez. Gewicht = ca. 0,9 bei 20°C

Druck im Kolonnenunterteil 2 - 3 cm WS
Temp. " " 180 - 200°C
Viskosität des abgetriebenen Waschöls 2 - 3 °E bei 20°C

Destillat: von der Kolonne im dampfförmigen Zustand
Benzin: Wasserdampf wie 5 : 1
Gesamtdampfmenge D_1 = 15000 m³/h bei 90-170°C dampfreicher
Druck des dampff. Destillates ca. 1200 - 1500 mm WS.

Destillat flüssig ohne Wasser:
D = ca. 25 - 30 m³/h; sonst wie Rückfluß.

Rückfluß: R = 15 m³/h normal, 25 max., 3 min. bei 20°C
spez.Gew. = 0,77 bei 20°C
Druck in der Kolonne: 1200 - 1500 mm WS
Rücklußtemperatur ca. 30°C.

Brauchwasser: B = 3,5 m³/h normal, 6 max., 0,7 min. bei 20°C
spez.Gew. = 0,77
Druck im Scheidebehälter ca. 1 atü.

Rückflußverhältnis innerhalb der Kolonne vergrößert sich gegen der Kondensation von Öldampf durch den kalten Rückfluß. Das Verhältnis von Rückfluß innerhalb der Kolonne zum äußeren Rückfluß ist

$$\frac{R_1}{R} = \frac{r-cp\,t}{r-cp\,t_1} = \frac{75-0,55 \cdot 30}{75-0,55 \cdot 100} = 3$$

r = 75 Kcal/kg H₂O
cp = 0,55 Kcal/kg °C
t = Rücklauftemp.
t_1 = Kopftemp.

Also ist das wirkliche Rückflußverhältnis:

$$v = \frac{R_1}{D} = \frac{3R}{R} = \frac{3 \cdot 15}{3,5}$$

v = rd. 13

b) Mittelöl-Destillation:

1) Schnittemperatur:
Das Destillat der Anlage soll als Waschöl dienen. Dementsprechend ist die Schnittemperatur den Erfordernissen anzupassen. Sie beträgt wahrscheinlich (210°C) 300°C. Das im Destillat noch enthaltene Benzin wird bei der weiteren Verarbeitung in den Waschöl-Destillationen mit der Beladung zusammen abgetrieben.

2) Leistung:

Die Mittelöl-Destillation ist für eine Leistung von 16 m^3/h Mittelöl ausgelegt. Das Einsatzgut wird in etwa 80% unter 300°C und 20% über 300°C siedende Bestandteile zerlegt.

3) Abtrieb:

Das Kopfprodukt enthält nicht mehr als 2 Vol.% von über 300°C siedenden Be und in dem über 300°C siedenden Rückstand ist nicht mehr als 15 Vol.% von unter 300°C siedenden Bestandteilen enthalten.

4) Verbrauch:

Der Dampfverbrauch bei Dampf von 2,5 atü gesättigt beträgt 90 kg/m^3 Mittelöl.

Der Heizgasbedarf beträgt bei einem stündlichen Durchsatz von 16 m^3 Öl $4{,}5 \times 10^6$ WE/h. Heizwert wie bei den Waschöl-Destillationen.

Der Kühlwasserverbrauch beträgt 14 m^3 je m^3 Einsatz bei unter der Voraussetzung eines Umlaufkühlwassers von 27°C Eingangstemperatur und einem Frischwasserzusatz von 20°C, wobei das Frischwasser zum Rückkühlwasser im Verhältnis 1 : 4 verwendet werden soll. Die Ablaufwassertemperatur darf 45°C nicht überschreiten. Die Temperaturdifferenz zwischen eintretendem Kühlwasser und ablaufendem Produkt beträgt 4°C.

5) Voraussichtliche Betriebswerte:

Zulauf zur Kolonne: M = 12 m^3/h normal, 15 max., 6 min.
spez. Gewicht = 0,92 bei 20°C
Viskosität = 2 E° " "
Druck vor der Entspannung von M beträgt 6 - 8 atü
Temp. " " " " M " 200 - 320°C

Ablauf von der Kolonne:

A = 3 m^3/h normal, 6 max., 2 min.
spez. Gewicht = 0,9 bei 20°C
Viskosität = 2 E° " "
Druck im Kolonnenunterteil 1 - 2 mm WS
Temp. " " ca. 390°C

Destillat in dampfförmigem Zustand:

Gesamtdampfmenge D_1 = 15000 m^3/h bei 180-250°C

Verhältnis von Öldampf : Wasserdampf 5 : 1
Druck im Kolonnenkopf ca. 1200 - 1500 mm WS

Destillat flüssig: D ca. 30 m^3/h, sonst wie Rückfluß.

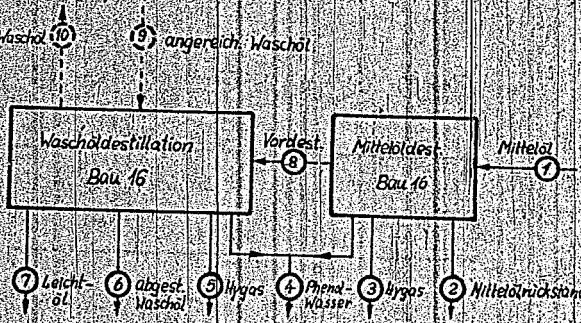
Rückfluß: F = 15 m^3/h normal, 30 max., 6 min.
spez. Gewicht = (0,77) (lt.Angabe)

Druck am Eintritt in die Kolonne 200 mm WS

Erzeugnis: E = 12 m^3/h normal, 15 max., 6 min.

E. Abrechnungsschema

1) Produktschema



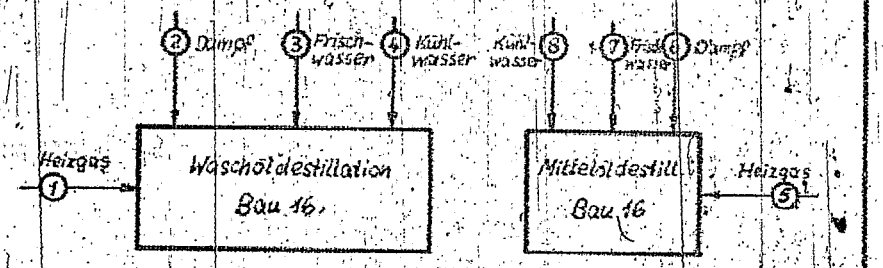
Nr.	Stoff	Zustand		Menge		Messstelle	Zahl der Ablesungen
1	Mittelöl	12 ata, 40°C,	ϱ 0,92	norm. 16 m³/h, max 20		Bau 16: Mittelöl Pos 1a	1
2	Mitteloltückstand	13 " 60 "		" 3 " " 6		" " " 2a	1
3	Hygas (dauf.)	" 40 "				" " " 12a	1
4	Phenolwasser	5 " 40 "		ca 15 "		" " Eckhard-Schema Nr. 16	1
5	Hygas (dauf.)	" 40 "				" " Waschöl Pos 15a	1
6	abgest. Waschöl	6 " 70 "		norm. 12 l/h		" " " 6a	1
7	Leichtöl	2,5 " 30 "	ϱ 0,77	" 4×35 cm³/h max 4×6		" " " 5a	4
(8)	Vordestillat	13 " 60 "		" 13 " " 16		" Mittelöl " 3a	1
(9)	(Waschöl anger.)	6 " 70 "	ϱ 0,95	" 8×60 " " 8×60		" Waschöl " 1a	8
(10)	(" abgetr.)	6 " 70 "		" " " "		" " " 3a	8

Der Produkteingang besteht aus Mittelöl (1) und der Beladung des Waschöls, die sich als Differenz der Waschölmengen jedoch meßtechnisch nur ungenau erfassen läßt, weil die Beladung nur etwa 3% beträgt. Anderseits ist die abgehende Leichtölmenge etwas größer als die Beladung weil das aus der Mitteloldestillation kommende Vordestillat noch Leichtöl enthält. Vielleicht könnte man die Waschölbeladung aus folgender Rechnung erfassen: Beladung = Leichtöl + (Vordestillat − abgestoßenes Waschöl). Damit hätte man eine Möglichkeit, die Beladung für die Schwelerei abzurechnen, es ist jedoch zu berücksichtigen, daß wegen der großen Waschölmengen und Waschölbehälter (Tank G, H, J) keine Augenblickswerte erfaßt werden können. Ferner würden auch die Verluste von Bau 16, wozu dann auch Hygas und Phenol(wasser) zu rechnen wären, der Schwelerei zur Last fallen.

Werk	Bau Nr.		
Mineralöl-Baugesellschaft m. b. H.	—16		—16

OM A 9

2) Heizgas, Dampf u. Wasserverbrauch.



Nr.	Stoff	Zustand	Menge	Messstelle	Anzahl der Messgeräte
1	Heizgas	250 mm WS, 30°C, γ = 1,836 kg/m³, Heizwert 2500–4500 kcal/m³	norm. 4×500 Nm³/h bei max. 4×300 "	Bau 16, Waschöl Pos 7a	4
2	Dampf	2,5 ata, 150 °C, γ = 1,714 kg/m³	norm. 4×3 t/h, max. 4×6	" " " 8a	4
3	Frischwasser	4 ata, 80 °C	norm. 4×30 m³/h, max. 4×63	" " " 10a	4
4	Kühlwasser	4 ata, 30 °C	norm. 4×210 m³/h, max. 4×250	" " " 9a	4
5	Heizgas	250 mm WS, 30 °C, γ = 1,836 kg/m³, Heizwert 2500–4500 kcal/m³	norm. 4500 Nm³/h bei max. 5000 "	Bau 16, Mittelöl Pos 6a	1
6	Dampf	2,5 ata, 150 °C, γ = 1,766 kg/m³	norm. 0,8 t/h, max. 2,0	" " " 4a	1
7	Frischwasser	" " 25 "	norm. 40 m³/h, max. 60	" " " 7a	1
8	Kühlwasser	" " 75 "	norm. 240 " max. 350	" " " 5a	1

Werk	Bau Nr.		
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	—16		Datum 16

DIN A 4

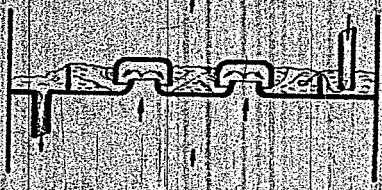
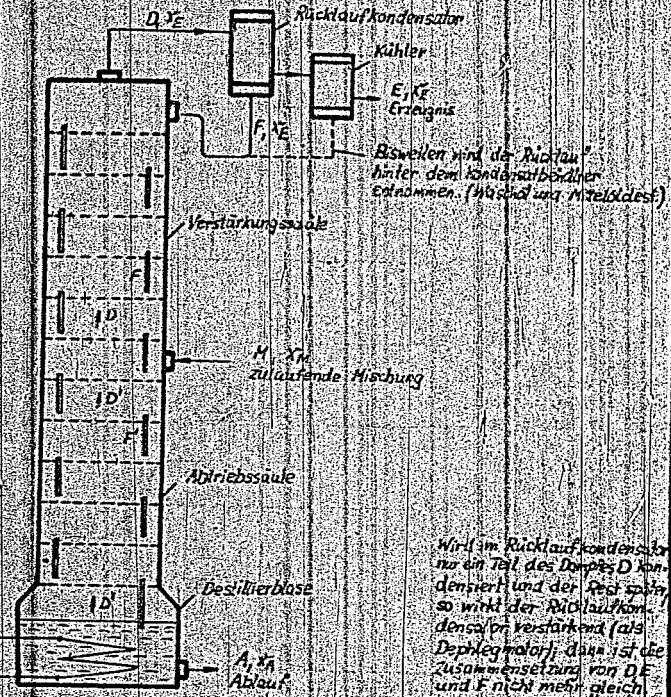


Abb. 1 Glockenboden



Wird im Rücklaufkondensator nur ein Teil des Dampfes D kondensiert und der Rest seiner, so wirkt der Rücklaufkondensator verstärkend (als Dephlegmator), dann ist die Zusammensetzung von D, E und F nicht mehr gleich.

Abb. 2 Stetig arbeitender Rektifizierapparat

Werk	Bau Nr.		
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.		—16	—16

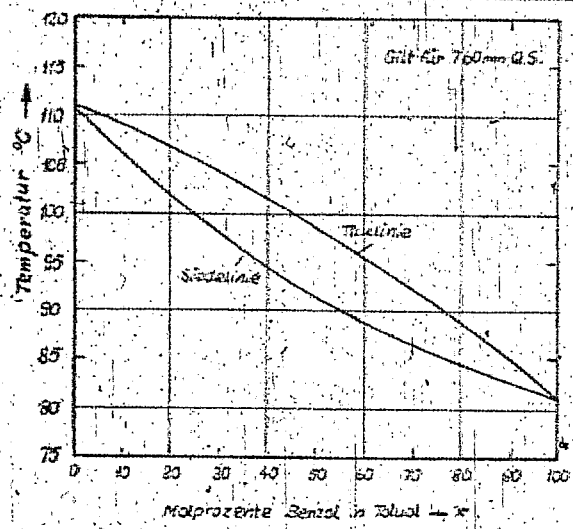


Abb. 3. Siede- und Taulinie des idealen Gemisches Benzin-Toluol bei 760mm Q.S.

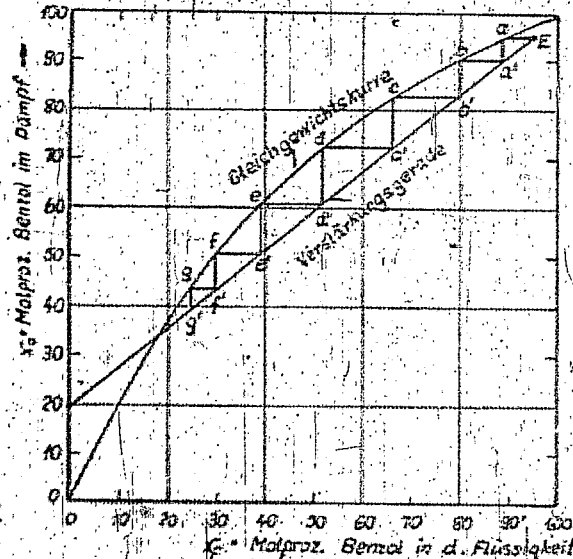


Abb. 4 Gleichgewichtskurve von Benzol-Toluol und Verstärkungsgerade eines einfachen, einteiligen Rektifizierapparates zur Erzeugung von 95% Benzol im Gemisch nach Abb. 5

Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	—16

—16

DIN A 4

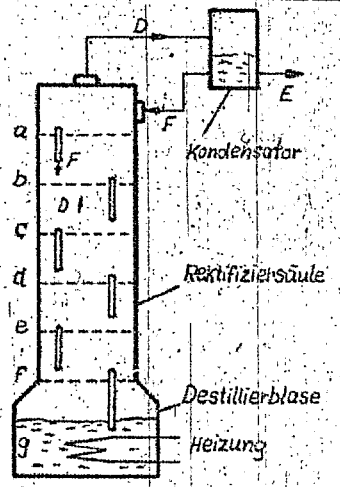


Abb. 5 Einfacher Rektifizierapparat

$v = \frac{E}{F}$; $D = E + F$

Benzolgehalt von D, E u. F gleich groß und gleich 95%

Boden Nr.	Benzolgehalt	Bodentemperatur
0	95 %	82 °C
a	89 "	83 "
b	80 "	84 "
c	66 "	87,5 "
d	52 "	91,5 "
e	39 "	95 "
f	30 "	98 "
g	25 "	100 "

Abb. 6 Benzolgehalt und Temperatur der Flüssigkeit auf den Böden.

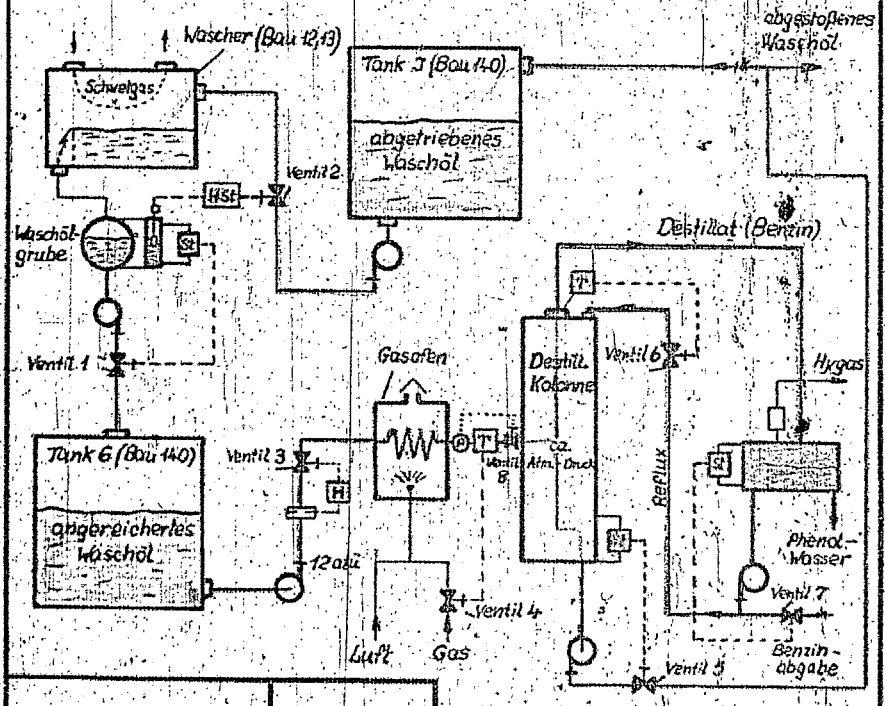


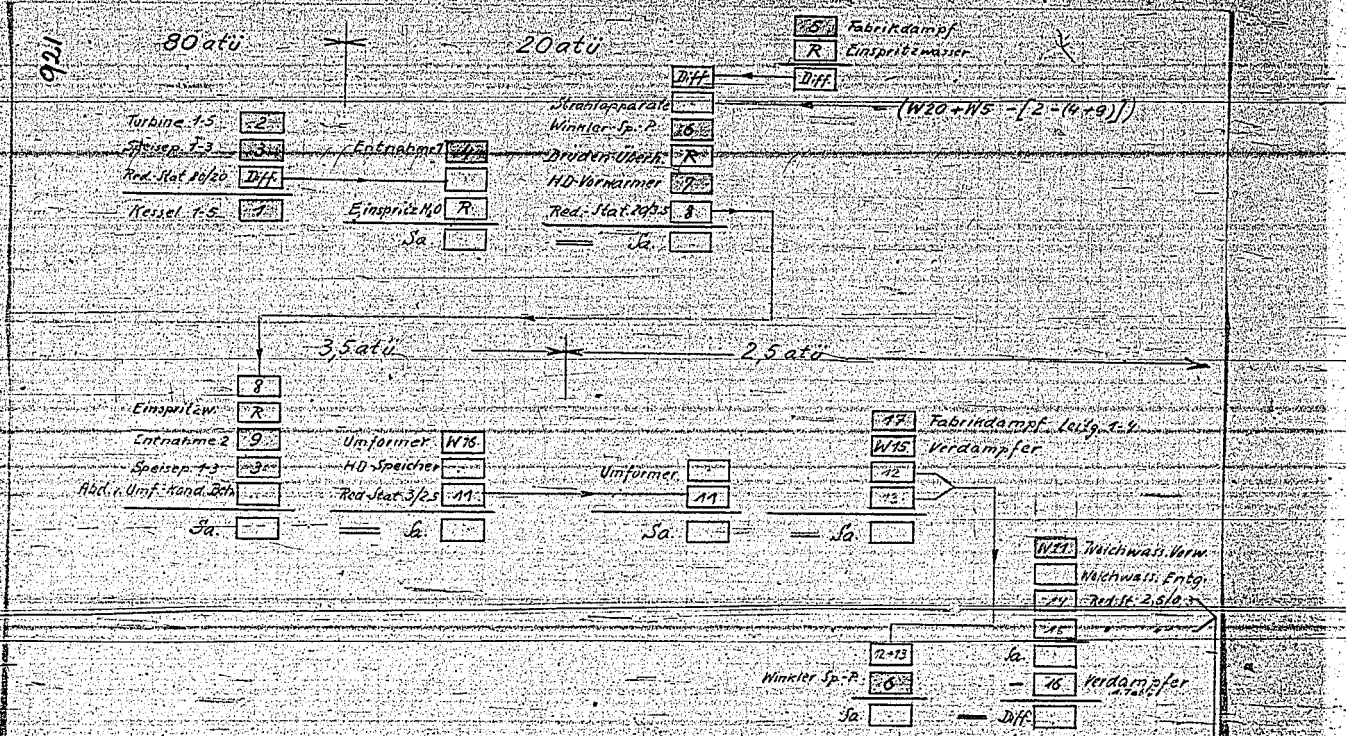
Abb. 7 Regelschema d. Waschöldestillation

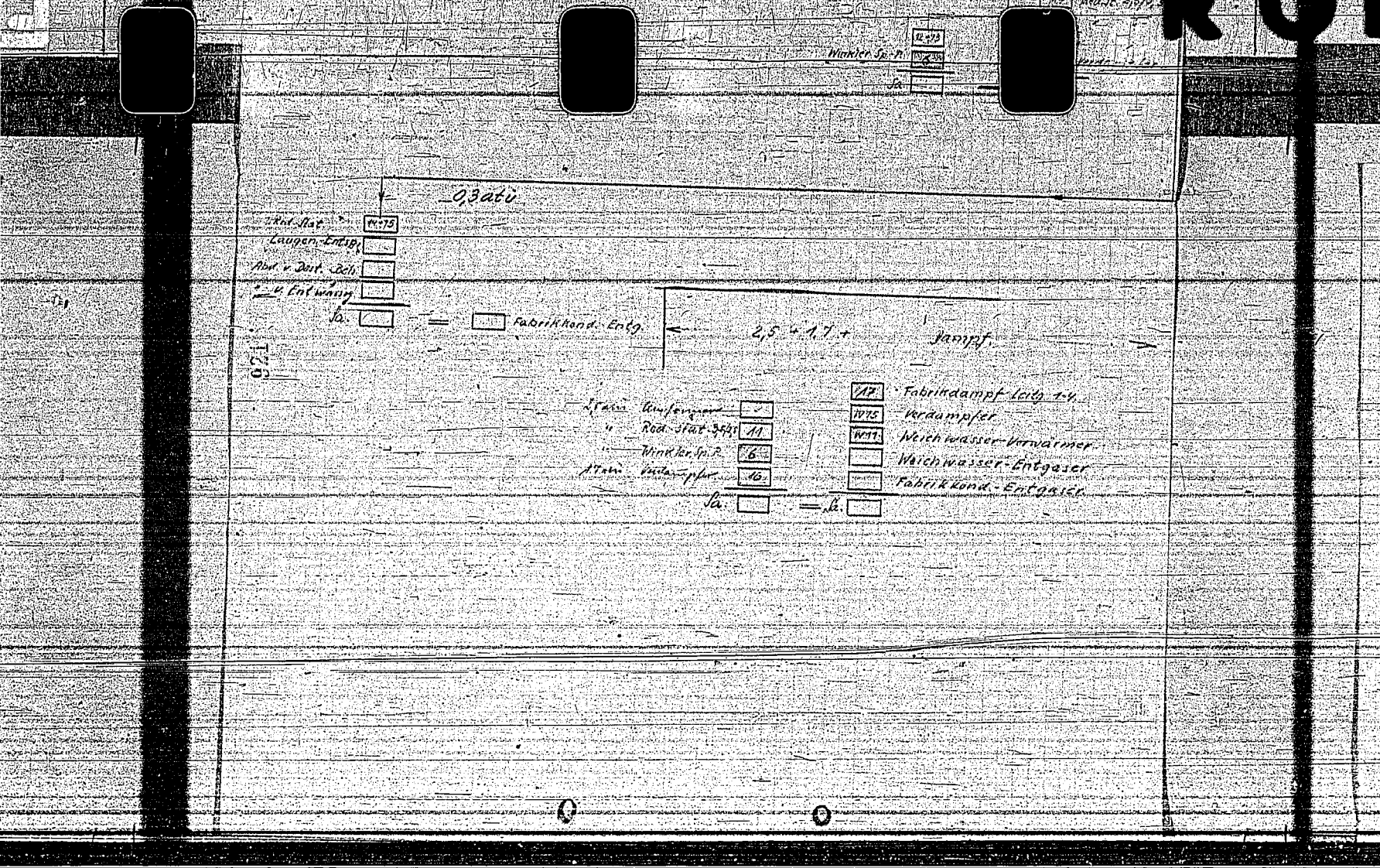
Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.	—16 — —16

TITLE PAGE

11. Steam flow diagram.

Frame No. 921

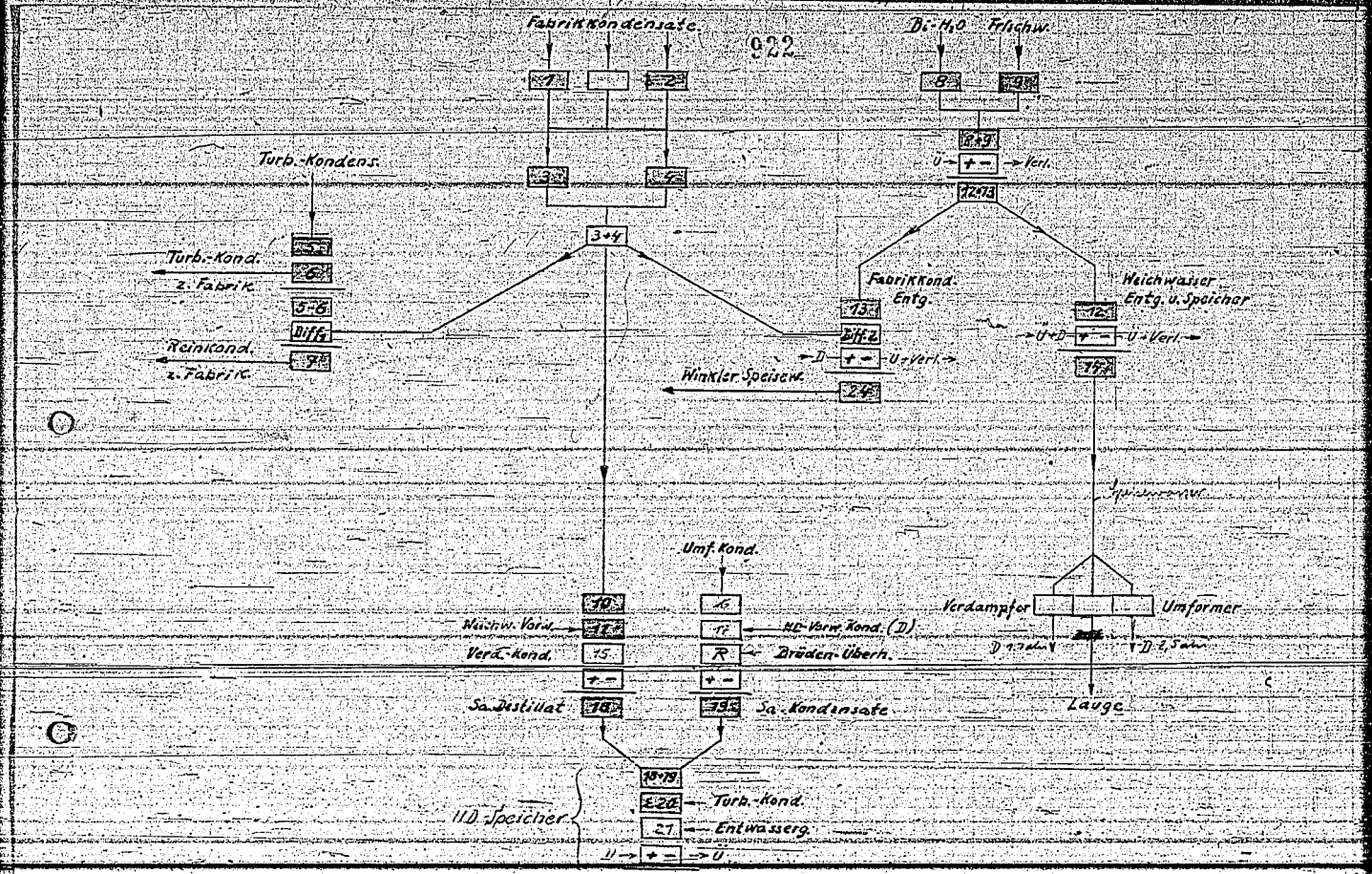

921
80 atü
20 atü
3,5 atü
2,5 atü
Turbine 1-5
Speisep. 1-3
Red. Stat 80/20
Kessel 1-5
Entnahme 1
Einspritzw.
Sa.
Diff.
Scrahlapparate
Winkler Sp.-P.
Druckerh. Überh.
HD-Vorwärmer
Red. Stat. 20/3,5
Sa.
Einspritzw.
Entnahme 2
Speisep. 1-3
Abd. v. Umf. Kond. Zeh
Sa.
Umformer
HD-Speicher
Red. Stat. 3/2,5
Sa.
Umformer
Sa.
Fabrikdampf
Einspritzwasser
(W20+W5 -[2÷(4+9)])
Fabrikdampf Leitg. 1-4
Verdampfer
Reinwasserverw.
Reinwasserentg.
Red. St. 2,5/a.3
Sa.
Winkler Sp.-P.
Sa.
Verdampfer
Diff.


Winkler Sp. R.
Sa.
0,3 ati
2 Rad. Stat.
Laugen-Entlg.
Abd. v. Dest. Zeh.
4" Entwässg.
Sa.
Fabrikkond. Entlg.
2,5 + 1,7 +
Dampf
1 Rad. Stat. Umformer
" Rad. Stat. 3545
" Winkler Sp. R.
1 Rad. Stat. Destillapparat
Sa.
Fabrikdampf Leitg. 1-4
Wrdampfer
Weichwasser-Vorwärmer
Weichwasser-Entgaser
Fabrikkond.-Entgaser
Sa.

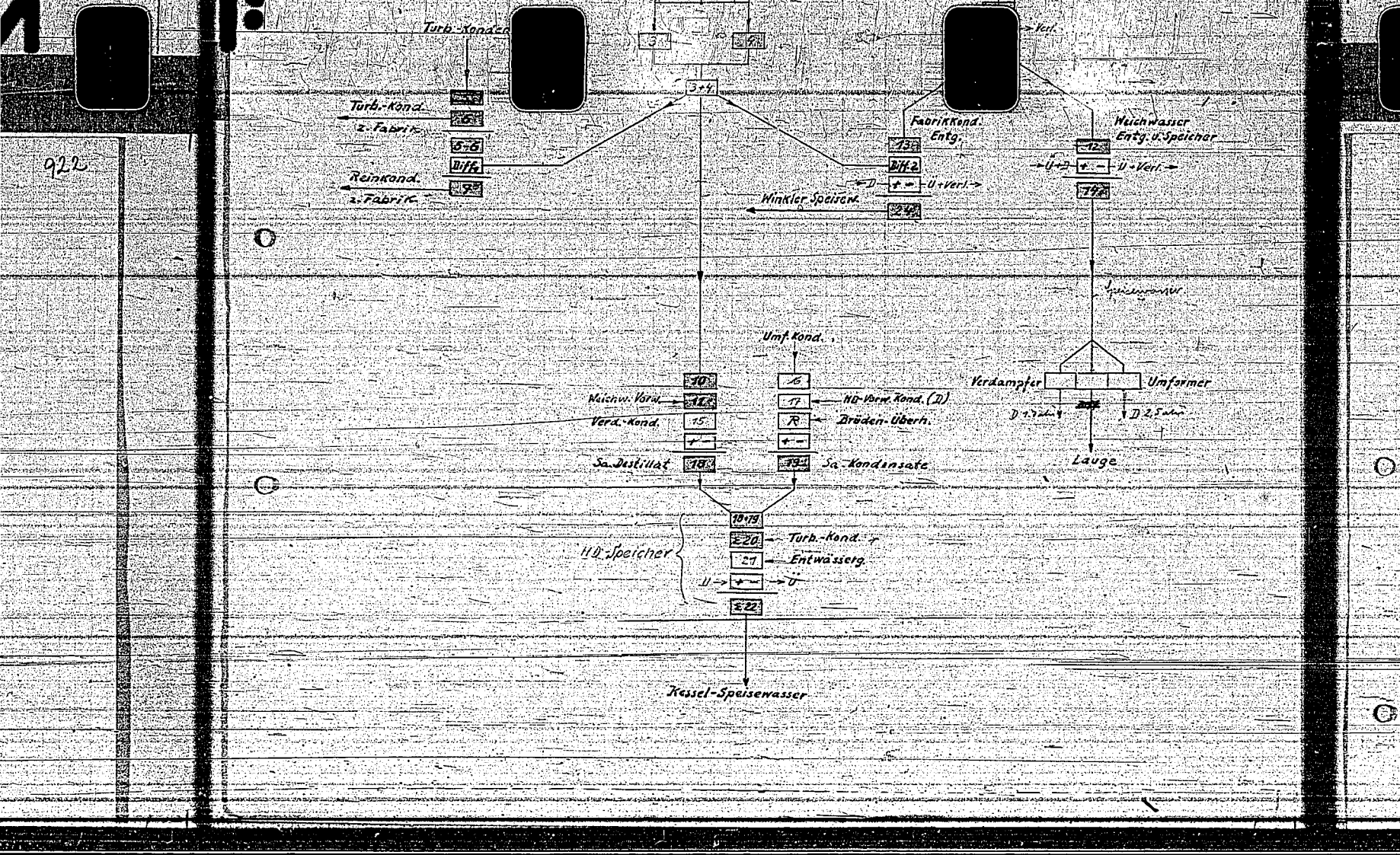
TITLE PAGE

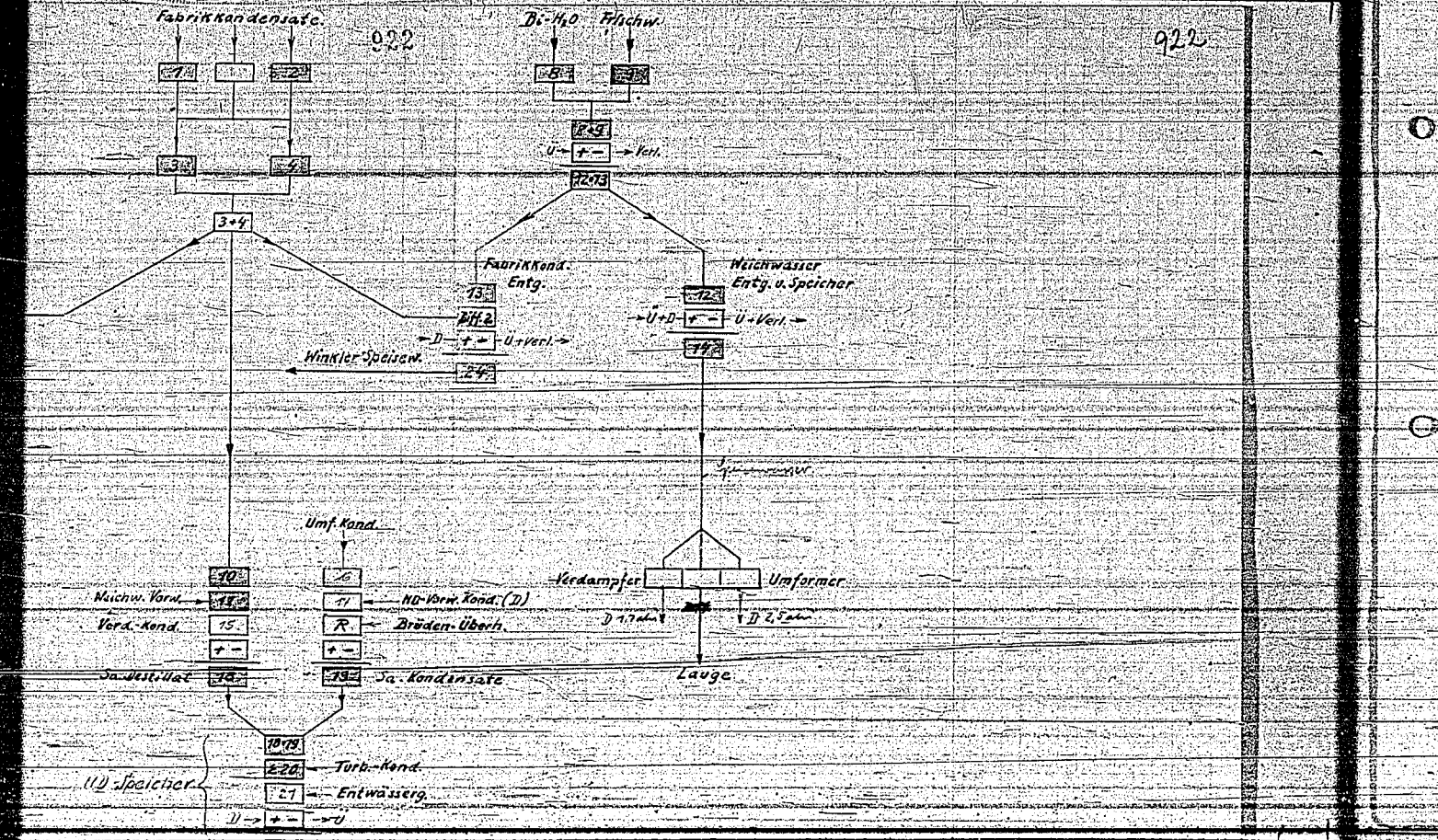
12. Condensor water flow diagram.

Frame No. 922


822
Fabrikkondensate
Di. H2O Frischw.
7
2
8
9
Turb.-Kondens.
3
5
3+4
Turb.-Kond.
z. Fabrik
5-6
Diff 1
Reinkond.
z. Fabrik
7
8+9
Ü + − → Verl.
12+13
Fabrikkond. Entg.
Weichwasser Entg. u. Speicher
13
12
Diff 2
D + − Ü → Verl.
Ü+D + − Ü → Verl.
Winkler Speisew.
24
15
Umformer
Speisewasser
Umf. Kond.
16
10
11
Weichw. Vorl.
17
HD-Vorw. Kond. (D)
Verd.-Kond.
15
R
Brüden-Übertr.
+ −
+ −
Verdampfer
Umformer
D: 1,7 at
D: 6,5 at
Sa. Distillat
76
75
Sa.-Kondensate
Lauge
18+19
20
Turb.-Kond.
HD. Speicher
27
Entwasserg.
11 → + − → Ü

922


Turb.-Kondens.
Turb.-Kond. z. Fabrik
Reinkond. z. Fabrik
Diff.1
Diff.2
Fabrik Kond. Entg.
Weichwasser Entg. u. Speicher
Winkler Speisew.
Speisewasser
Umf. Kond.
Verdampfer
Umformer
Weichw. Vorl.
Verd.-Kond.
HD-Vorw. Kond. (D)
Brüden-Überh.
Sa. Destillat
Sa. Kondensate
Lauge
HD-Speicher
Turb.-Kond.
Entwässerg.
Kessel-Speisewasser


Fabrikkondensate
922
Bi-H2O
Flischw.
922
1
2
8
9
12+13
Ü
+ −
→ Verl.
3
4
3+5
Fabrikkond.
Entg.
13
Diff. 2
→ D
+ −
Ü → verl.
Kinkler-Speisew.
24
Weichwasser
Entg. u. Speicher
12
→ Ü+D
+ −
Ü → Verl.
14
Umf. Kond.
10
16
Weichw. Vorw.
11
17
ND-Verw. Kond. (D)
Verd.-Kond.
15
R
Brüden-Überh.
+ −
+ −
Sa. Destillat
18
19
Sa. Kondensate
Verdampfer
Umformer
D 1,7 atü
D 2,5 atü
Lauge
10+19
20
Turb.-Kond.
21
Entwässerg.
D
+ −
→ D
(D) Speicher

TITLE PAGE

13. Druckkonvertierung.
Pressure converters.

Frame Nos. 923 - 936

Druckkonvertierung

B r ü x

Berlin, den 13. I. 1941.
Dr.He/Ek.

Druckkonvertierung

B r ü x / Bau 71 Ausbau I u.II.

Inhalt:

A. Wirkungsweise
B. Gasumsetzungen im Kontaktofen
C. Zahlenbeispiel
D. Aufbau der Anlage Brüx u.Gewährleistungen der Lieferfirma
E. Abrechnungsschema.

A. Wirkungsweise.

Ein vollständiges Schema der Druckkonvertierung gibt Zeichn. 12426-1. Die Anlage wird von der Firma Bamag Meguin gebaut. Wie weit Druckkonvertierungen den Konvertierungen, die bei Atmosphärendruck arbeiten, überlegen sind, muß sich noch herausstellen. Sicherlich sind die Anlagekosten einer Druckkonvertierung geringer, weil die Rohrleitungen, die Kontaktöfen und sonstigen Behälter kleiner ausfallen und weil außerdem die Gebläse fortfallen. Auch scheinen zunächst die laufenden Kosten geringer zu sein, weil die Gasmengen durch die Konvertierung um 40% größer werden. Man muß also bei Anlagen mit druckloser Konvertierung vor der CO_2-Wäsche 40% mehr Gas komprimieren. Dem steht jedoch gegenüber, daß man für die Druckkonvertierung 15 atü-Dampf verwenden muß, während sonst 2,5 atü-Dampf ausreichen.

In Abb. 1 ist der grundsätzliche Aufbau dieser Anlage schematisch dargestellt. Die Mengenangaben beziehen sich sämtlich auf 1 Nm^3 einströmendes Gas. Das zu konvertierende Gas (Reinwasserstoff) kommt zunächst in den Sättiger, einen mit Steinzeugringen gefüllten Berieselungsturm, und wird dort auf 150°C gebracht und mit Wasserdampf gesättigt. Dann strömt es über den Wärmeaustauscher in den Kontaktofen, wo der CO-Anteil des Reinwassergases unter Aufnahme von Wasserdampf und Bildung von Wasserstoff zu CO_2 oxydiert wird. Das neugebildete Gas heißt Kontaktwasserstoff, es gibt einen Teil seiner

Wärme, die es durch die Wassergasreaktion im Kontaktofen aufgenommen hat, im Wärmeaustauscher ab. Der Rest der Wärme wird im Kühler abgegeben, wo gleichzeitig der noch beigemischte Wasserdampf niedergeschlagen wird. Das im Kühler gewonnene heiße Wasser dient wieder im Sättiger zur Erwärmung und Sättigung des einströmenden Reinwassergases; vom Sättiger fließt das Wasser über den Röhrenkühler in den Kühler zurück; es macht also einen dauernden Kreislauf. Die Unterteile von Sättiger und Kühler sind als Wasserbehälter ausgebildet, in denen der Stand durch ein Überlaufrohr gehalten wird. Im allgemeinen fällt mehr Wasser in Kühler an als in Sättiger verbraucht wird (vergl. Abschn. C, Beispiel); im umgekehrten Falle kann dem Wasserkreislauf Kondensat zugegeben werden. Für den Röhrenkühler wird Gebrauchswasser verwendet und nicht, wie ursprünglich geplant, CO_2-haltiges Wasser aus der CO_2-Wäsche.

Der Kontaktofen enthält drei Katalysatorschichten. Hat das Reinwassergas einen hohen CO-Gehalt (Wälzgasbetrieb in der Winkleranlage), so wird der Gasstrom von dem Wärmeaustauscher geteilt. Etwa 3/4 des Gases strömt über den Wärmeaustauscher, vor den 15 atü-Dampf zugesetzt wird, nach Kontakt I des Ofens. Zwischen Kontakt I und II wird der Rest des Gases, mit einer entsprechenden Dampfmenge vermischt, zugegeben. Bei wälzgaslosen Betrieb in der Winkleranlage der wahrscheinlich für Brüx nicht zur Anwendung kommt, unterbleibt die Teilung des Gasstromes; das gesamte Wassergas strömt dann über den Wärmeaustauscher nach Kontakt I. Hinter Kontakt II, der eine Temperatur von 555°C hat, beträgt der CO-Gehalt des Gases noch etwa 10%. (Dieser Wert ist unter Zugrundelegung eines spez. Dampfverbrauches von 0,40 kg pro Nm^3 Reinwassergas und einer Temperatur von 555°C an Kontakt II nach den Gleichungen (4) - (10) errechnet worden). Um eine möglichst große Wasserstoffausbeute zu erhalten, muß man die Kontakttemperatur möglichst niedrig und den Wasserdampfzusatz zum Gas möglichst groß halten (vergl. Abschn. B). Beiden Faktoren ist jedoch eine Grenze gesetzt. Niedrige Kontakttemperatur hat Verringerung der Reaktionsgeschwindigkeit beim Gasumsatz zur Folge, was zu großen Kontaktabmessungen führt, und einem allzu großen Wasserdampfzusatz ist aus wirtschaftlichen Gründen eine Grenze gesetzt. In diesem Kontaktofen hat der letzte Kontakt (III) auf der Ausgangsseite eine Temperatur von 425°C; also 130°C niedriger

als Kontakt II. Die dazu erforderliche Abkühlung des Gases wird in einer mit Wasser (Kondensat) berieselten Füllkörperschicht erzielt. Das Wasser wird verdampft, so daß auf billige Art und Weise der Wasserdampfgehalt des Gases noch erhöht wird. Maßgebend für den CO-Gehalt des den Kontaktofen verlassenden Gases (Kontaktwasserstoff) ist die Temperatur des Katalysators III und der noch im Gas befindliche Wasserdampfanteil. In Abb. 3 ist gezeigt, wie der CO-Gehalt von der Temperatur des Kontakt III abhängt. Die Kurve ist mit Hilfe der Gleichungen (3) - (10) ähnlich wie das Beispiel im Abschnitt C berechnet worden).

B. Gasumsetzungen im Kontaktofen.

Grundsätzlich sucht sich zwischen den einzelnen Komponenten eines Gasgemisches ein Gleichgewicht einzustellen, d.h. es findet solange ein chemischer Umsatz statt, bis Aufbau- und Abbaugeschwindigkeit der einzelnen Moleküle gleich groß sind. Sind CO, CO_2, H_2 und H_2O die Komponenten eines solchen Gasgemisches, so verläuft die Reaktion nach folg. Schema:

$$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2 + W \qquad (1)$$

Das Gleichgewicht liegt bei Zimmertemperatur fast ganz auf der Seite von CO_2 und H_2; jedoch ist die Reaktionsgeschwindigkeit bei Zimmertemperatur auch bei Anwendung von Katalysatoren viel zu klein. Bei 1000°C liegt das Gleichgewicht mehr auf der Seite von CO und H_2, d.h. aus CO_2 und H_2 würde unter Wasserbildung CO entstehen. Bedeuten die Zeichen CO_1, CO_2, H_2 und H_2O die Molprozente des betreffenden Gemisches, so gilt für den Gleichgewichtsfall allgemein folgende Beziehung:

$$\frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = K \qquad (2)$$

Die Gleichgewichtskonstante einer Gasreaktion ist stets unabhängig von den verwendeten Katalysator; sie ist nur von Druck und Temperatur abhängig. Bei dieser Reaktion ist K sogar weitgehend druckunabhängig, weil durch die stattfindende Reaktion das Gesamtvolumen der 4 Gase nicht geändert wird (vergl. Hütte I S. 583). Die Temperaturabhängigkeit von K ergibt sich aus Abb. 2 . Die in Gl. (1) angegebene Wärmetönung W ist e etwas temperaturabhängig und beträgt bei 20°C rd. 9000 Kcal und bei 500°C rd. 8000 Kcal.

Im Folgenden wird die theoretische Wasserdampfmenge errechnet, die man dem Gas zusetzen muß, um einen CO-Gehalt von 3,5% im (wasserfreien) Kontaktwasserstoff zu erreichen. In welcher Form und an welcher Stelle des Ofens dieser Wasserdampf zugesetzt wird, ist zunächst für diese Überlegung belanglos. Allein maßgebend ist, wieviel H_2O bis zum Kontakt III vom Gas aufgenommen worden ist und welche Temperatur Kontakt III hat. In der folgenden Rechnung wird vorausgesetzt, daß der Gleichgewichtszustand erreicht wird.

Die Zusammensetzung des wasserfreien Reinwassergases, nach Anteilen in Nm^3 gerechnet, sei $CO + CO_2 + H_2 + O_2 + CH_4 + N_2 = 1$. Die Zusammensetzung des konvertierten Gases (Kontaktwasserstoffes) sei entsprechend $CO' + CO_2 + H_2' + CH_4 + N_2 = 1$. Die nach der Konvertierung noch im Gas befindliche Wasserdampfmenge betrage H_2O Nm^3 pro Nm^3 Kontaktwasserstoff. Die insgesamt für 1 Nm^3 Reinwassergas aufgewendete Wasserdampfmenge betrage H_2O Nm^3 bezw. q kg. Dann ergeben sich folgende Beziehungen, wenn $\alpha = V_2 : V_1$ das Verhältnis von Kontaktwasserstoff zu Reinwassergas ist.

$$\alpha = \frac{1 + CO}{1 + CO'} \qquad (3)$$

$$\beta = \alpha - 1 + O_2 \qquad (3a)$$

$$CO_2' = \frac{1}{\alpha}(CO_2 + 2\,O_2 + \beta) \qquad (4)$$

$$H_2' = \frac{1}{\alpha}(H_2 + \beta) \qquad (5)$$

$$H_2O = K \frac{CO_2' \cdot H_2'}{CO'} \qquad (6)$$

K. ist aus Abb. 2 in Abhängigkeit von der Temperatur zu entnehmen.

$$H_2O = \beta + \alpha \cdot H_2O' \qquad (7)$$

$$q = 0{,}804 \cdot H_2O \qquad (8)$$

Die spez. Wasserdampfmenge q setzt sich zusammen aus der im Sättiger aufgenommenen Dampfmenge q_1, aus der spez. Dampfzugabe q_2 und aus der spez. Kondensatzugabe q_3.

$$q_1 = \gamma_s \frac{(273 + t_s) \cdot 1{,}032}{273 \cdot (p - p_s)} \qquad (9)$$

$$q_2 + q_3 = q - q_1 \qquad (10)$$

q_1 ergibt sich aus Fl (9) worin t_s die Gastemperatur am Sättigeraustritt und p_s der dazugehörige Sättigungsdruck und γ_s das dazugehörige spez. Gewicht des Sattdampfes (in kg/m^3) nach den VDI-Wasserdampftafeln ist.

p ist der Gesamtdruck im Sättiger. $q_2 + q_3$ bleibt dann als Summe von Dampf und Kondensat pro Nm^3 Wassergas. Das Verhältnis von q_2 zu q_3 würde sich aus der Wärmebilanz ergeben, die jedoch hier nicht aufgestellt werden kann. Im folgenden wird lediglich der Wärmeaufwand ermittelt. Die bei der Reaktion freiwerdende Wärmemenge w_r bezogen auf 1 Nm^3 Reinwassergas erhält man aus der Wärmetönung W:

$$w_r = \frac{\beta}{22,4} \cdot W \qquad (11)$$

Für W setzt man den Wert für Zimmertemperatur ein, der, wie schon angegeben, rd. 9000 Kcal pro Mol beträgt; denn Reinwassergas und Kontaktwasserstoff befinden sich beim Einströmen bezw. Verlassen der Anlage auf Zimmertemperatur.

Die durch Dampf eingebrachte Wärme, auf 1 Nm^3 Reinwassergas bezogen, beträgt:

$$w_D = q_2 \cdot i \qquad (12)$$

Hierbei ist i der Wärmeinhalt von 1 kg 15 atü-Dampf (VDI-Wasserdampftafeln).

Also ist der gesamte Wärmeaufwand pro Nm^3 Reinwassergas:

$$w = w_r + w_D \qquad (13)$$

Zusammenstellung der Bezeichnungen:

CO, CO_2, H_2,	=	Vol.Proz. im Reinwassergas
CO', CO_2', H_2',	=	" " " Kontaktwasserstoff
α	=	Verhältnis von Kontaktwasserstoff: Reinwassergas
K	=	Gleichgewichtskonstante nach Abb. 2
H_2O'	=	Wasserdampfanlage in Nm^3, die nach der Konvertierung auf 1 Nm^3 Kontaktwasserstoff kommt
H_2O	=	Wasserdampfmenge in Nm^3, die insgesamt für 1 Nm^3 Reinwassergas aufgewendet wurde
q	=	dito in kg pro Nm^3 Reinwassergas
q_1	=	Wasserdampfmenge in kg/Nm^3, die im Sättiger aufgenommen wurde
q_2	=	Dampfzugabe in kg/Nm^3 (15 atü-Dampf)
q_2	=	Kondensatzugabe in kg/Nm^3
q	=	$q_1 + q_2 + q_3$
ts	=	Gasaustrittstemperatur im Sättiger
ps	=	dazugehöriger Sättigungsdampfdruck nach VDI-Tafeln

γ_s = dazugehöriges spez. Gewicht d. Dampfes
p = Gesamtgasdruck im Sättiger
$\delta = \alpha - 1 + O_2$ = umgesetzte Wasserdampfmenge .

C. Zahlenbeispiel (Anlage Brüx).

a) Dampf- und Kondensatverbrauch.

Es soll hier aus der Analyse und der Gleichgewichtslage die insgesamt notwendige Wasserdampfmenge q berechnet werden. Bringt man die im Sättiger aufgenommene Dampfmenge q_1 in Abzug, so erhält man den Verbrauch an 15 atü-Dampf + Kondensat ($q_2 + q_3$). Die Analyse des Vorgases (Reinwassergas) sei: $CO_2 = 0{,}134$, $CO = 0{,}5055$, $H_2 = 0{,}357$, $O_2 = 0{,}0025$. Man erhält dann nach Abb. 4 oder den Gleichungen 3-10, wobei K nach Abb. 2 mit 0,11 für 425°C eingesetzt wird:

$\alpha = 1{,}45$
$\beta = 0{,}452$
$CO_2' = 0{,}408$
$H_2' = 0{,}543$
$H_2O' = 0{,}696$
$H_2O = 1{,}462$
$q = 1{,}175$ $\quad q_1 = 2{,}548 \cdot \frac{425 \cdot 1{,}012}{273(15+4{,}86)} = 0{,}50$

Also ist die errechnete Summe von spez. Dampf- und Kondensatverbrauch

$$q_2 + q_3 = q - q_1 = 1{,}175 - 0{,}50$$
$$q_2 + q_3 = \underline{\underline{0{,}675}} \ kg/Nm^3.$$

Nach den von der Lieferfirma gegebenen Gewährleistungen (Abschn. D) ergibt sich für den spez. Dampfverbrauch:

$$q_2 = \frac{17500}{44200} = 0{,}395 \ kg/Nm^3$$

und der Verbrauch an Kondensat:

$$q_3 = \frac{10000}{44200} = 0{,}225$$

Also ist die Summe von spez. Dampfverbrauch und spez. Kondensatverbrauch nach Angaben der Lieferfirma:

$$q_2 + q_3 = \underline{\underline{0{,}622}} \ kg/Nm^3$$

b) Wärmeverbrauch.

Der Wärmeaufwand setzt sich zusammen aus freiwerdender Reaktionswärme (Wr) und hineingesteckter Dampfwärme Wd.

Nach (11) $Wr = \frac{1,464 - 1}{22,41} \cdot 9000 = 186$ Kcal/Nm^3

Die durch den 15 atü-Dampf eingebrachte Wärme:

(12) $W_d = 0,396 \cdot 674 = 267$ Kcal/Nm^3

Also ist der gesamte Wärmeaufwand zur Konvertierung von 1 Nm^3 Reinwassergas:

(13) $W = 453$ Kcal/Nm^3

Von dieser Wärmemenge W wird etwa die Hälfte im Kühlwasser des Röhrenkühlers abgeführt.

c) Wasserkreislauf in Sättiger u. Kühler.

Es wird die im Sättiger verdampfende Wassermenge (q_1) der im Kühler kondensierenden Wassermenge q_4 gegenübergestellt. Die Differenz $q_4 - q_1$ wäre der Wasserüberschuß im Kreislauf; bezogen auf Nm^3 Reinwassergas erhält man:

Nach (9) $q_1 = \underline{0,50}$ kg/Nm^3.

Die im Kühler anfallende Wassermenge q_4

nach (6) $q_4 = H_2O \cdot 0,804$

$q_4 = \underline{0,56}$ kg/Nm^3

Also fällt nur rd. 10 % mehr Wasser im Kühler an als im Sättiger verdampft.

D. Aufbau der Anlage.

Die Fertigstellung von Ausbau I und II erfolgt stetig in einem Zuge. In der folgenden Aufstellung beziehen sich die Klammerwerte auf Ausbau I und II. Die Anlage umfaßt 4 (8) Kontaktofensysteme mit Zubehör zum Verarbeiten von 44200 (88400) Nm^3/h Reinwassergas bei Umwälzbetrieb in der Winkleranlage bezw. 48000 (96000) Nm^3/h bei wälzgaslosem Betrieb. Der Kontaktwasserstoff soll nicht mehr als 3,5% CO enthalten.

Die Anlage besteht aus folgenden Teilen:

2(4) Sättiger von 2 m Ø und 16 m Höhe für 13 atü Betriebsdruck, bestehend aus Mantel mit eingeschweißten Korbböden, den Anschlußstutzen für Gas, Wasser, Entleerung, Entlüftung und Wasserstandanzeige. Ferner sind enthalten Lichtgitterroste für Ringfüllung, Berieselungsvorrichtung usw. Füllung: Steinzeugringe 50 mm Ø.

2(4) Kühler von 2 m Ø und 16 m Höhe in der gleichen Ausführung wie Sättiger.

2 (4) dreiteilige Wasserröhrenkühler, liegend und ausziehbar zur Kühlung des Umlaufwassers für 13 bezw. 3 atü Betriebsdruck.

4 (8) zweiteilige Wärmeaustauscher zur Erwärmung des Reinwassergases und zum Kühlen des Kontaktwasserstoffes für 13 atü Betriebsdruck mit dem erforderlichen Röhrenbündel.

4 (8) stehende Kontaktöfen von 3 m Ø und 6 m zylindrischer Höhe für 13 atü Betriebsdruck. Die inneren Einbauten bestehen aus Tragmantel (Sonderstahl), 3 Auflagerungen mit Verstärkungen und Siebblechen für die Kontaktmasse, dem Einsatz für die Zwischeneinspritzung mit Eisenringen als Füllkörper.

1 (2) Anheizofen zum erstmaligen Anheizen der Anlage.

4 (8) Zentrifugalpumpen, davon 2 (4) als Reserve zur Förderung des heißen und warmen Wassers auf Kühler und Sättiger.

Normalförderung je	210 bezw.	230 m^3/h
Förderhöhe	45 "	25 m
Kraftbedarf	58 "	30 PS

Die Armaturen der Anlage sind:
4 (8) Anheizinjektoren zum Absaugen der Verbrennungsgase
4 (8) Rückschlagklappen ND 16 an den Pumpen
4 (8) Hochdruckwasserstände an Kühler u. Sättiger
diverse Kondenstöpfe.

1 (2) Kondensatanlagen bestehend aus: Kondensat-Sammelbehälter mit 10 m^3 Inhalt von ca. 2,4 m Ø und 2,5 m Höhe mit Schwimmerventil und Wasserstand.

2 (4) Hochdruckkondensatpumpen.

Förderleistung je	10 m^3/h
Förderhöhe etwa	150 m
Kraftbedarf etwa	12 PS

Gewährleistungen für Ausbau I.

Unter Zugrundelegung eines praktisch staub- und ölfreien Winkler-Wassergases von 30 - 160°C, Anfangstemperaturen mit H_2S max. 20 mg/Nm^3, S org. max. 200 mg/Nm^3 und folg. Analyse

a. bei Wälzgasbetrieb		b. ohne Wälzgasbetrieb	
H_2	33,7	H_2	38,8
CO	50,65	CO	36,35
CO_2	13,40	CO_2	22,6
CH_4	0,80	CH_4	0,8
N_2	1,20	N_2	1,2
O_2	0,25	O_2	0,25

wird gewährleistet:

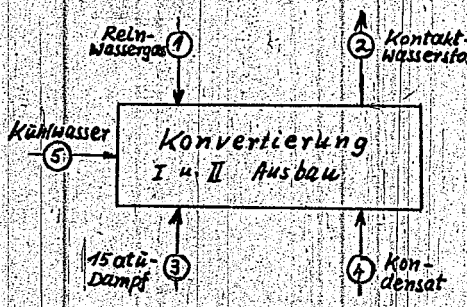
CO-Gehalt im Kontaktwasserstoff in beiden Fällen höchstens 3,5 %.

Durchsatz an Wassergas:	a.	44200	Nm^3/h	b.	48800	Nm^3/h
Verbrauch an Dampf:	a.	17,5	t/h	b.	14,3	t/h
Verbrauch an Kühlwasser bei 30°C Wassergastemp.:	a.	290	m^3/h	b.	235	m^3/h
" 160 " "	a.	350	"	b.	300	"
Verbrauch an d.Energie:	a.	75	kWh	b.	72	kWh
Gastemp.am Kühlerausg.:	a.	32	°C	b.	32	°C
Verbrauch an Kondensat:	a.	8-10	m^3/h	b.	6-8	m^3/h
Druckverlust d.Anlage :	a.	bis 1	atü	b.	bis 1	atü

Toleranz für alle Zahlen: ± 5 %

Die Anlage muß so ausgelegt sein, daß 3 Kontaktöfen die angegebenen Reinwassergasmenge im Normalbetrieb verarbeiten. Der 4. Kontaktofen dient als Reserve.

E. Abrechnungsschema.



Nr.	Stoff	Zustand	Menge	Meßstelle	Zahl d. Meßgeräte
1	Reinwassergas	12 atü, 20°C γ = 0,9525	88400 Nm^3/h	Pos. 1a	2
2	Kontaktwasserstoff	11,2 atü, 32°C γ = 0,9119	131200 Nm^3/h	Pos. 5a	2
3	15 atü-Dampf	300°C	12 - 18 t/h	Pos. 9a	2
4	Kondensat	13,5 atü, 20°	5500-9500 kg/h	Pos.12a	2
5	Kühlwasser	4,5 atü, 20°	280-300 m^3/h	Pos.13a	2

Abb. 1.
Prinzipschema der Druckkonvertierung. (Die Mengen sind auf 1 Nm³ Reinwassergas bezogen)

Werk		Bau Nr.	
Mineralöl-Baugesellschaft m.b.H.		-16	-16

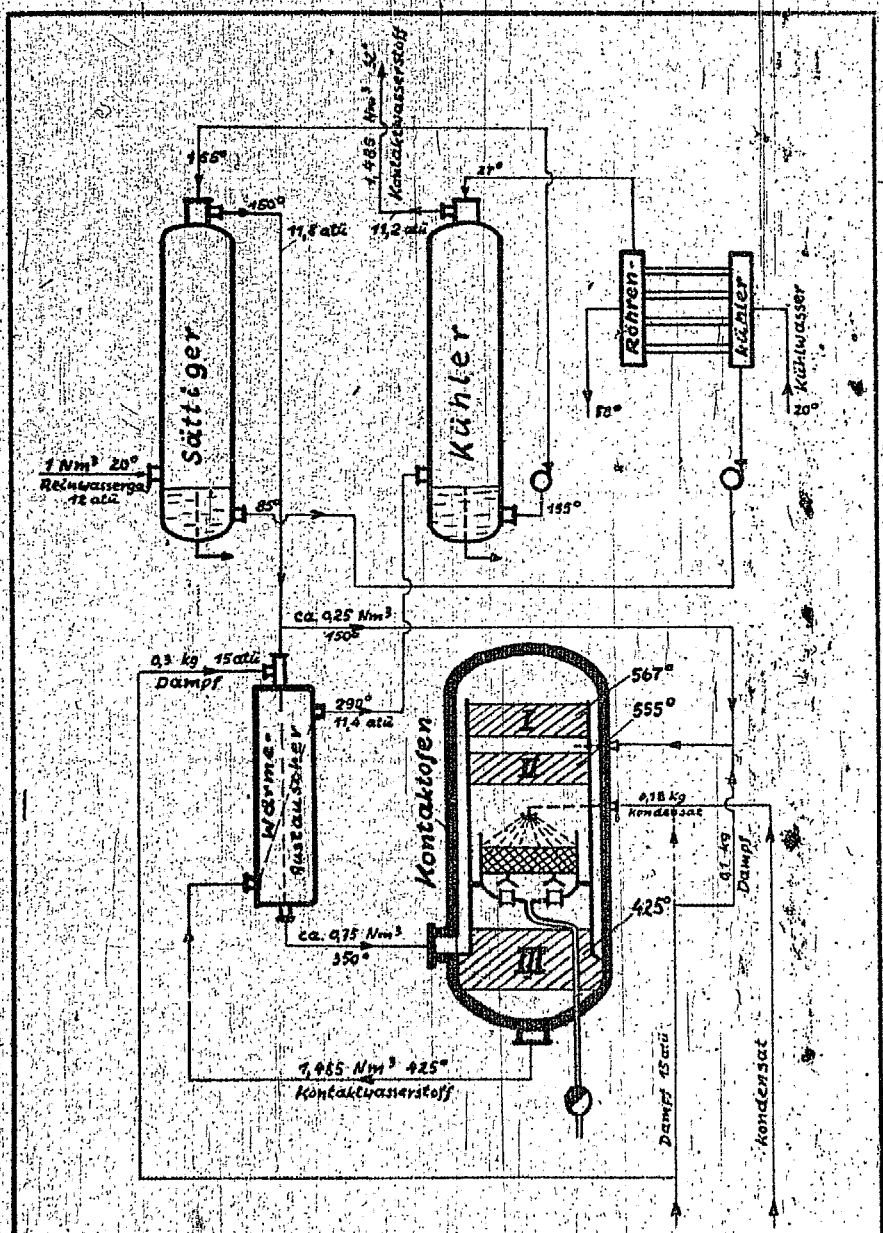


Abb. 1.
Prinzipschema der Druckkonvertierung. (Die Mengen sind auf 1 Nm³ Reinwassergas bezogen)

Werk	Bau Nr.
Mineralöl-Baugesellschaft m. b. H.	-16 -16

DIN A 4

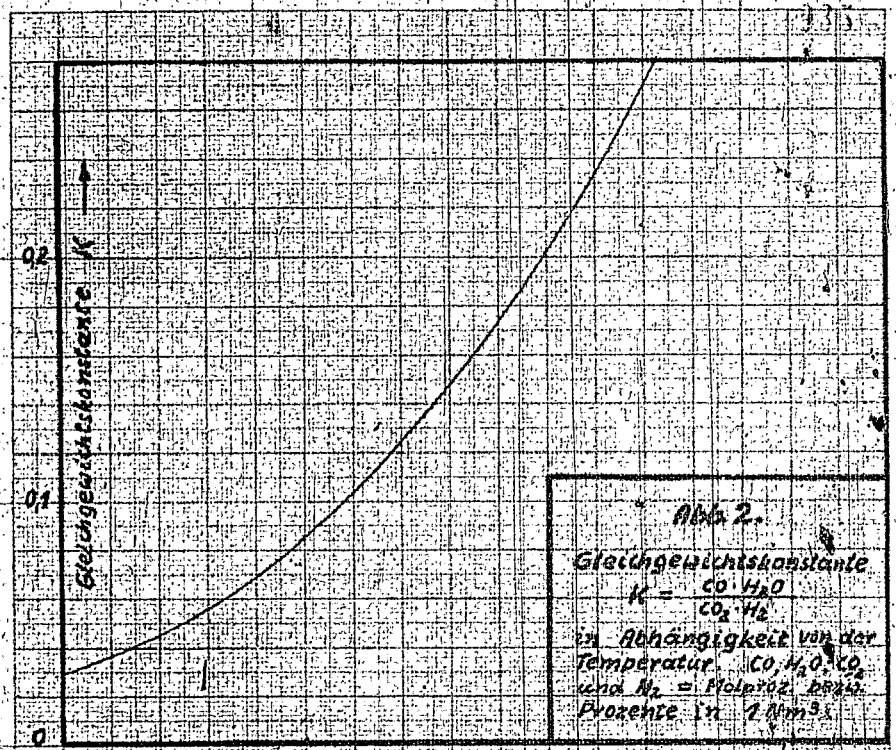


Abb. 2.

Gleichgewichtskonstante $K = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2}$ in Abhängigkeit von der Temperatur. CO, H_2O, CO_2 und N_2 = Volumproz. bezw. Prozente in 1 Nm³.

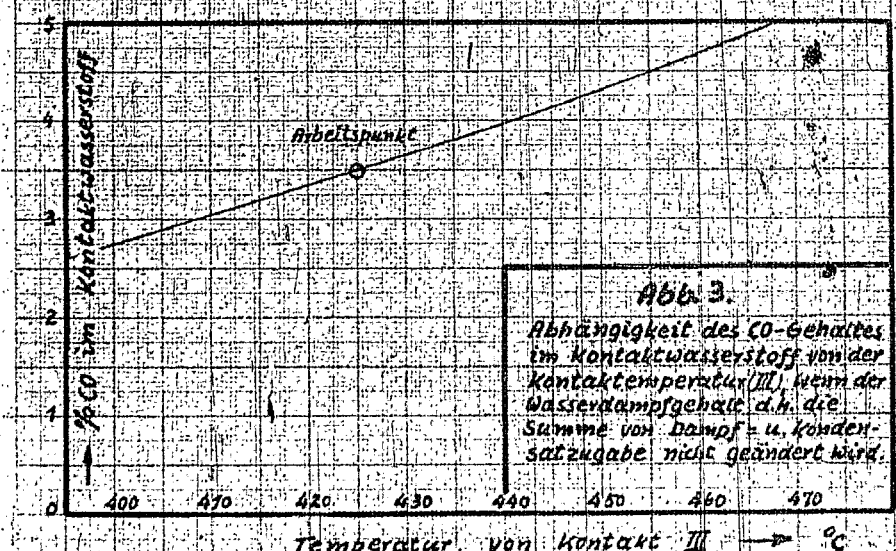


Abb. 3.

Abhängigkeit des CO-Gehaltes im Kontaktwasserstoff von der Kontakttemperatur (III), wenn der Wasserdampfgehalt d.h. die Summe von Dampf- u. Kondensatzugabe nicht geändert wird.

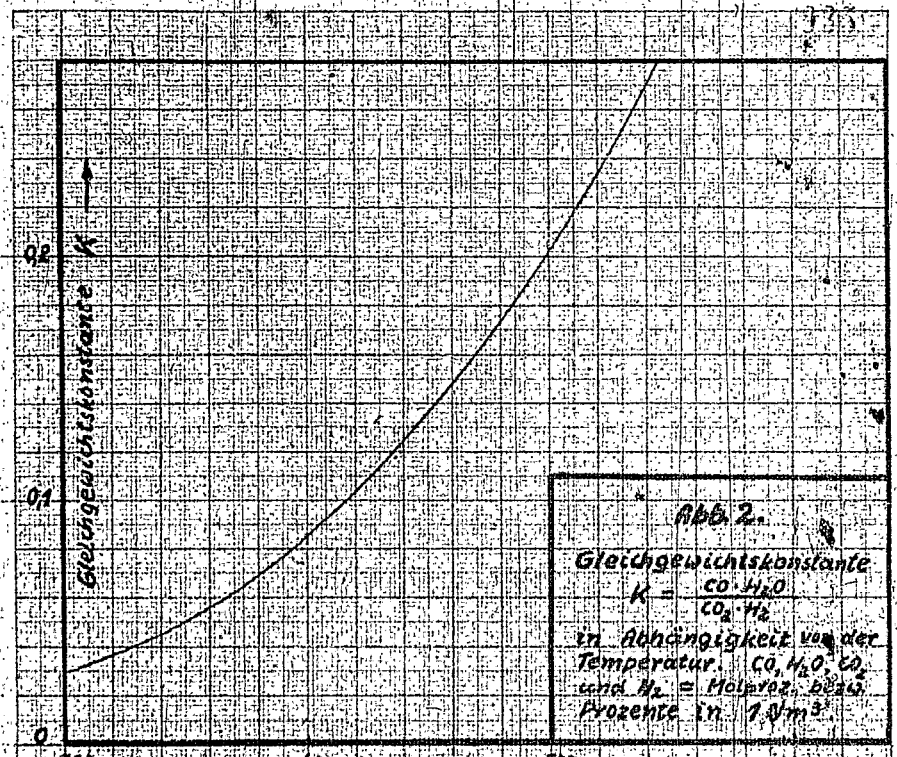


Abb. 2.

Gleichgewichtskonstante $K = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2}$

in Abhängigkeit von der Temperatur. CO, H_2O, CO_2 und H_2 = Molproz. bezw. Prozente in 1 Nm^3

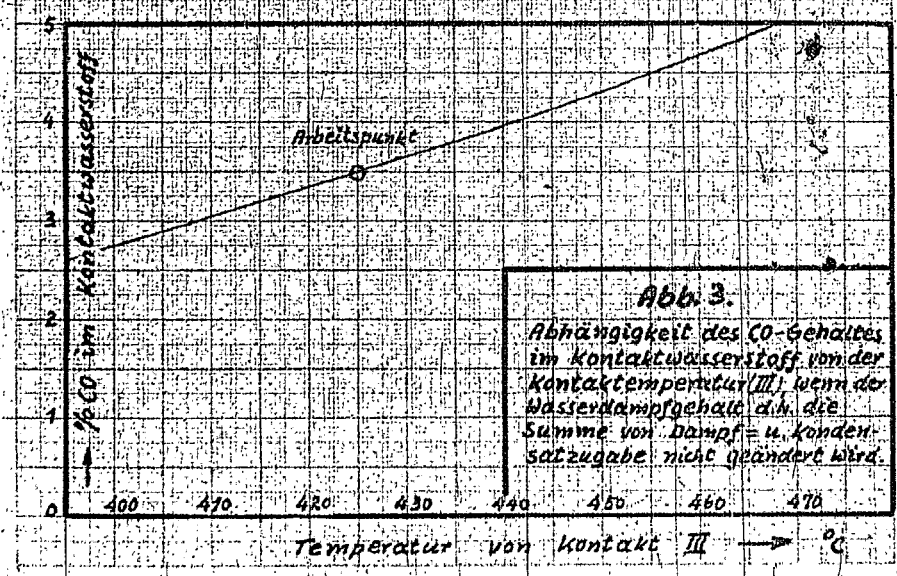


Abb. 3.

Abhängigkeit des CO-Gehaltes im Kontaktwasserstoff von der Kontakttemperatur (III), wenn der Wasserdampfgehalt d.h. die Summe von Dampf- u. Kondensatzugabe nicht geändert wird.

DIN A 4

Mineralöl-Baugesellschaft m. b. H.

Werk

Bau Nr.

-16

-16

Abb. 4. Gasumsatz in der Konvertierung

Reinwassergas

V_1	Nm³/h	Garantiewerte für Kontakt-Wasserstoff
CO_2	%	
CO	"	CO' %
O_2	"	$O_2' = 0$ "
H_2	"	
CH_4	"	
N_2	"	
	100 %	

$$\alpha = \frac{V_2}{V_1} = \frac{1 + CO - 3O_2}{1 + CO'}$$

$\alpha =$

$\beta = \alpha - 1 + O_2 =$

$\beta =$

Kontaktwasserstoff

$V_2 = \alpha \cdot V_1$ = Nm³/h

$CO_2' = 1/\alpha \cdot [CO_2 + 2O_2 + \beta]$ = %

$CO' = 1/\alpha \cdot [CO - 2O_2 - \beta]$ = "

$O_2' =$ 0 = "

$H_2' = 1/\alpha \, [H_2 + \beta]$ = "

$CH_4' = 1/\alpha \cdot CH_4$ = "

$N_2' = 1/\alpha \cdot N_2$ = "

100 %

Für die H_2-Bildung verbrauchte Dampfmenge

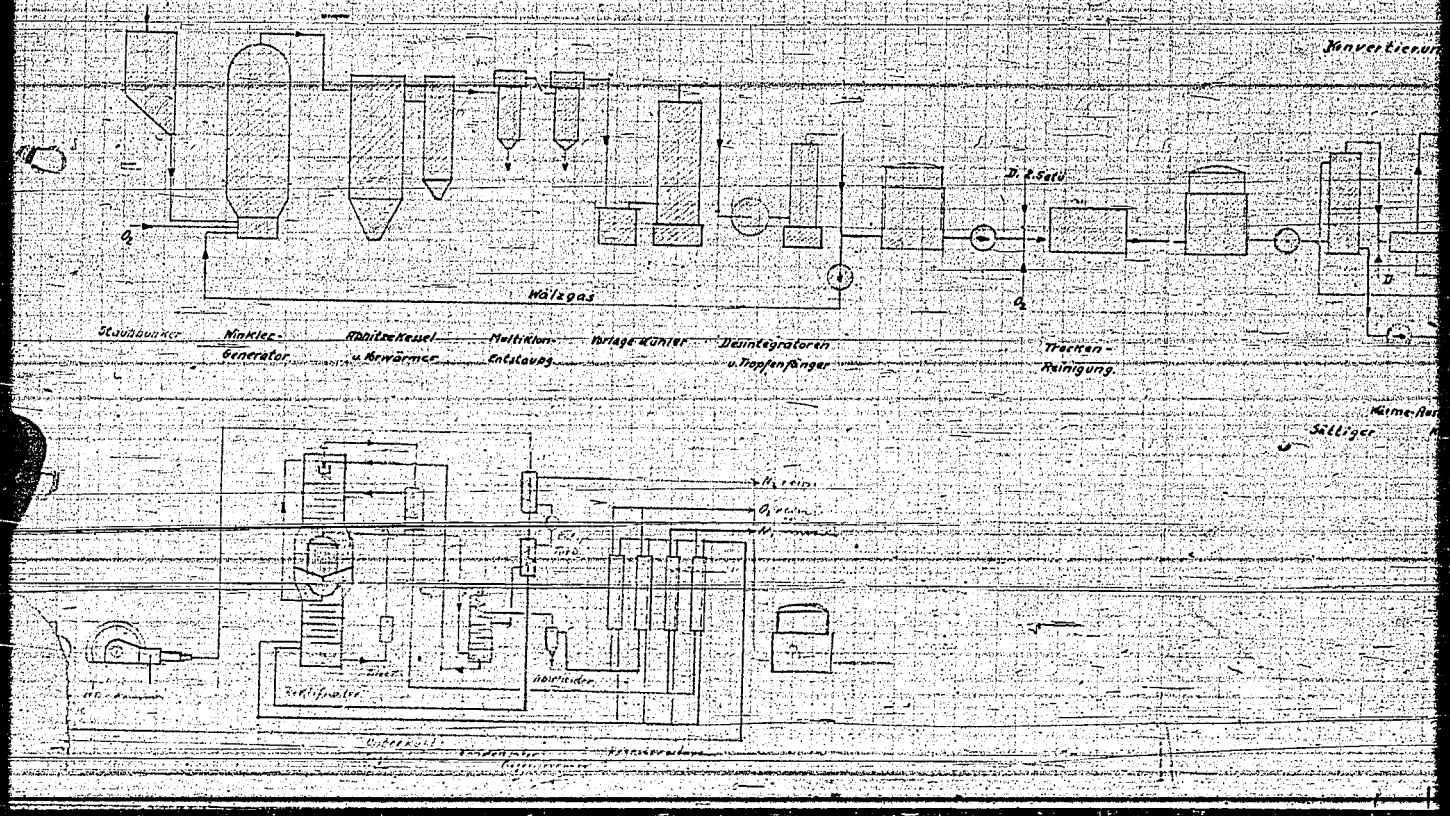
$D = 0{,}804 \cdot \beta =$ kg/Nm³ Reinwassergas

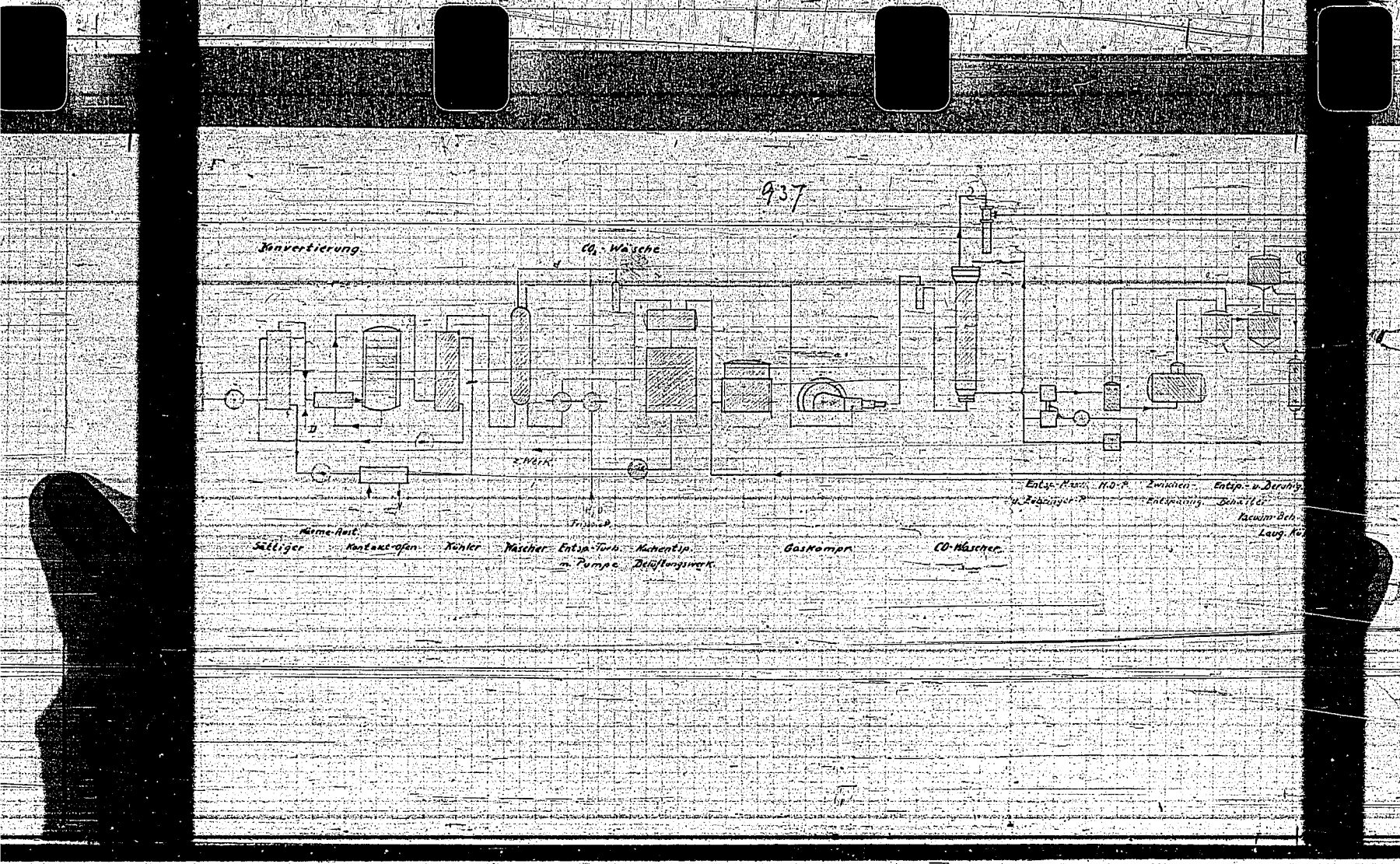
= t/h

TITLE PAGE

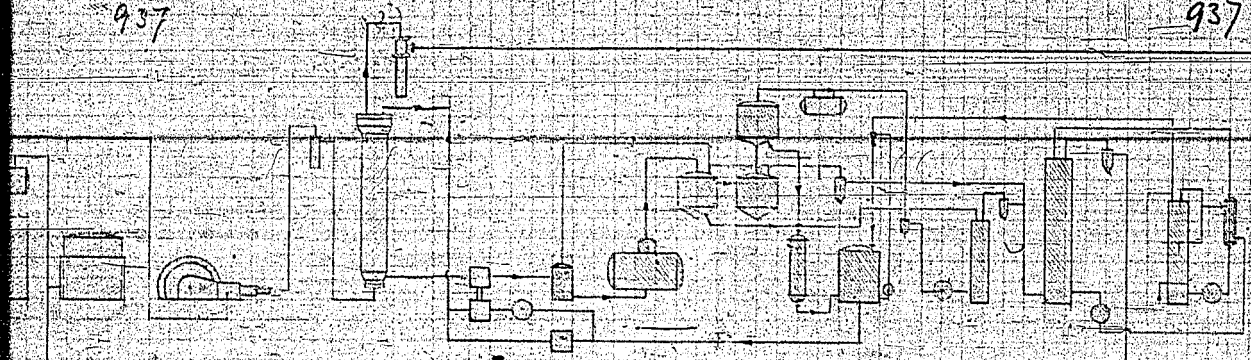
14. Plant flow diagram.

Frame No. 937


Wälzgas
Kohlenbunker
Winkler-Generator
Abhitze-Kessel u. Vorwärmer
Multiklon-Entstaubg.
Vorlage-Kühler
Desintegratoren u. Tropfenfänger
Trocken-Reinigung
Sülliger
Konvertieranl
Entsp.- u. Beruhig.-Behälter
Kaustik-Beh.
Laug. Ko
Kalme-Aus
Hochleistungsfilter
Hochfilter
Überschuß
Kondensator


937
Konvertierung
CO_2-Wäsche
Wärme-Aust.
Sättiger
Kontakt-ofen
Kühler
Wascher
Entsp.-Turb.
Kuhlentsp.
Gaskompr.
CO-Wäscher
Entsp.-Verd.
H.D.-P.
Zwischen-
Entsp.- u. Berieb.
Entspannung
Behälter
Kreisw.-Beh.
Laug.-Kü

937



937

Entschwefler H.D.P. Zwischen Entsp. a. Dersch.

a. Zwischenerh. Entspannung Bandtler

Rückwärm.-Ofen Ansatzkopf Lauyen- NH3- NH3-abtreiber.

Lauy. Kühler Wärmer Wärmer

Gaskompr. CO-Wascher

werk.

TITLE PAGE

15. Turbinentrockener - "Büttner".
Turbine dryer - "Büttner".

Frame Nos. 938 - 957

BÜTTNER
35
GEGRÜNDET 1891
der
Turbinen
Trockner
ist eine exakt arbeitende Trockenmaschine,
in der die Luft- oder Gastemperaturen, die
Eigentemperaturen und der Durchlauf des zu
trocknenden Gutes in jedem Abschnitt des
Trocknens vollkommen beherrscht werden.

Allgemeines

Die in den verschiedenen Industriezweigen hergestellten Produkte kann man, von trockentechnischer Seite aus gesehen, einreihen in

pulverförmige	kristallinische	krümel- oder stückförmige
pastenförmige	faserartige	bandartige
plattenförmige	oder geformte Produkte	

Werden derartige Produkte im Entstehungsprozeß getrocknet, dann bildet die Trocknung ein Glied in der Fabrikation, das auf die Leistung der vorausgehenden oder folgenden Arbeitsprozesse abgestimmt sein muß.

Eine Trockenanlage läßt sich aber nur auf einen beharrlichen Zustand einstellen, wenn folgende Bedingungen erfüllt sind:

1. Aufgabe des zu trocknenden Gutes in gleichen Mengen und gleicher Beschaffenheit.
2. **Zwangläufige Bewegung des zu trocknenden Gutes durch den Trockner,** damit jedem Abschnitt die gleichbleibende Material- bzw. Feuchtigkeitsmenge zugeleitet wird, die der Berechnung entsprechend in jedem Abschnitt des Trockners verdunstet werden soll.
3. **Beherrschung der Temperatur- bzw. Wärmezufuhr** in den einzelnen Abschnitten des Trockners.
4. Damit nicht nur die gewünschte Verdunstungsleistung, sondern auch **die bedeutungsvolle gleichmäßige Abtrocknung erreicht wird,** müssen alle Teile des zu trocknenden Gutes den Trockner unter der gleichen Temperatureinwirkung durchlaufen.

Es genügt aber nicht, daß eine Trockenanlage nur die gewünschte Verdunstungsleistung bringt, der Trockenprozeß muß auch so geleitet werden, daß **alle Forderungen hinsichtlich Beschaffenheit des getrockneten Gutes erfüllt werden.**

Folgende Funktionen haben Einfluß auf die Beschaffenheit des zu trocknenden Gutes:

a) **Die Eigentemperatur,** die man durch eine regulierbare Wärmezufuhr, hauptsächlich im letzten Abschnitt der Trocknung, beherrscht.

b) **Der Feuchtigkeitsgehalt** der gewälzten Luft, den man durch Regulierung der Abluftmenge beherrscht.

c) **Die ungleichmäßige Einwirkung von Temperatur und Feuchtigkeit,** die dann eintritt, wenn der Temperaturabfall im Strömungskreis der wärmetragenden Luft zwischen der Anströmstelle des Naßgutes und der Abströmstelle zu groß ist.

d) **Eine ungleichmäßige Belüftung** des zu trocknenden Gutes, die eine Übertrocknung eines Teiles zur Folge hat.

e) **Die mechanische Führung** des zu trocknenden Gutes durch den Trockner muß der Beschaffenheit des Gutes angepaßt werden.

Zur Leistungsfrage und Sicherung der geforderten Beschaffenheit des getrockneten Gutes tritt die **Frage der Wirtschaftlichkeit.**

Der Wärmeaufwand für die Wasserverdunstung und Materialanwärmung ist in jedem Trockner gleich und durch Naturgesetze bestimmt. Die Strahlung ist von der Oberfläche des Trockners und dem gewählten Isoliermaterial abhängig. Unterschiedlich ist der Wärmeaufwand für die Ableitung der verdunsteten Feuchtigkeit durch die erwärmte Luft. Je höher die Temperatur und die Sättigung der Abluft, um so geringer sind die Abluftverluste.

Die Abluftverluste und der Kraftbedarf eines Trockners werden bestimmt durch den bedeutungsvollen Temperaturabfall im Strömungskreis der gewälzten Luft zwischen der ersten Berührungsstelle mit dem Naßgut und der Abströmstelle.

Unter a wurde bemerkt, daß ein größerer Temperaturabfall eine ungleichmäßige Trocknung zur Folge hat, die noch durch die mit der Temperatursenkung verbundene Steigerung der Luftsättigung vergrößert

wird. Da außerdem die Abluft bei einem kleinen Temperaturabfall im Strömungskreis der Wälzluft mit hoher Temperatur und höchster Sättigung ins Freie geleitet werden kann, muß dieser Temperaturabfall so klein wie möglich gehalten werden.

Der bedeutungsvolle Temperaturabfall im Strömungskreis der zirkulierenden Luft ist abhängig von der Größe der gewälzten Luftmenge und von der Länge des Weges über das zu trocknende Gut. **Je größer die gewälzte Luftmenge und je kürzer der Weg über das Gut, um so kleiner ist der Temperaturabfall.** Soll die Vergrößerung der gewälzten Luftmenge ohne eine Steigerung des Kraftaufwandes durchgeführt werden, **dann müssen die Widerstände aus dem Strömungskreis der Luft so weit wie möglich beseitigt werden.**

Das bedeutet: **Ruhiger Fluß der kreisenden Luftströme bei gleichbleibender Geschwindigkeit, Beseitigung der Luftstau- und Leitvorrichtungen, Auflösung der Heizelemente und eine möglichst widerstandsfreie Einfügung des zu trocknenden Gutes in den Strömungskreis der zirkulierenden Luft.**

Diese Forderungen in Verbindung mit dem Vorstehenden führten zur Entwicklung des Turbinen-Trockners. Die einzelnen Elemente, aus denen sich ein Trockner normalerweise zusammensetzt, wurden **diesen Forderungen entsprechend gestaltet und organisch zusammengefügt.** Alle Faktoren, die auf den Gang der Trocknung oder die Wirtschaftlichkeit der Anlage einen günstigen Einfluß haben, werden durch die zweckmäßige Gestaltung und die organische Verbindung der einzelnen Elemente zur höchsten Wirkung gebracht.

Wir liefern den Turbinen-Trockner mit Ringscheiben
für pulverförmige, kristallinische, partenförmige oder stückige Produkte.
Turbinen-Trockner mit ringförmig geschichteter Hordensäule
für geformtes Gut.
Turbinen-Trockner mit ringförmig geschichteter Bandsäule
für band- oder strangartiges Gut.

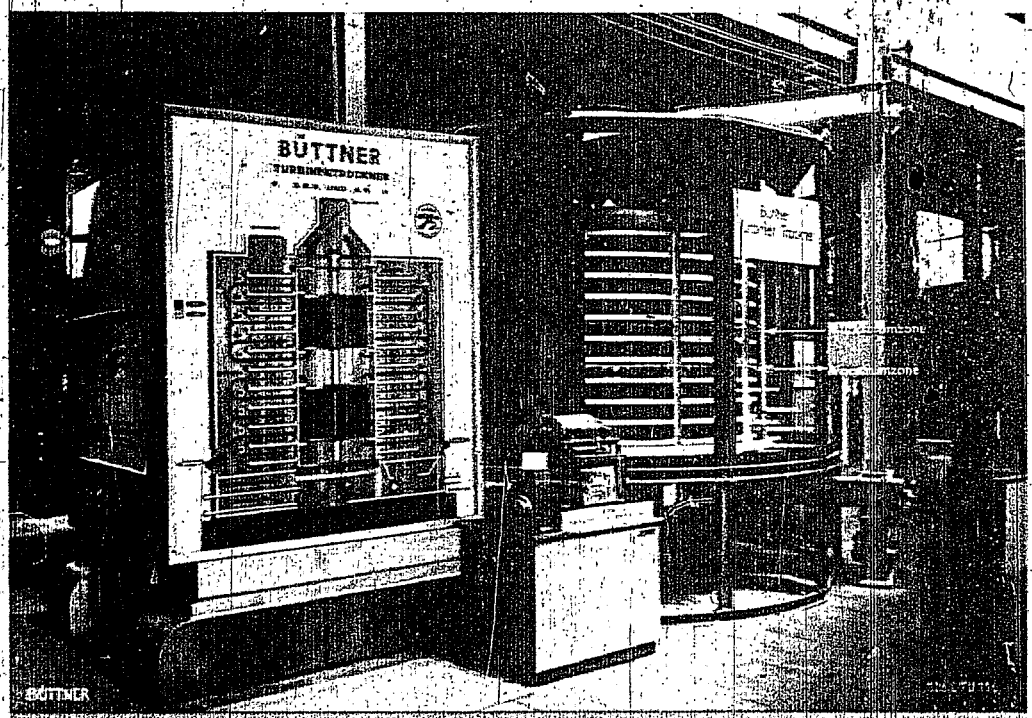
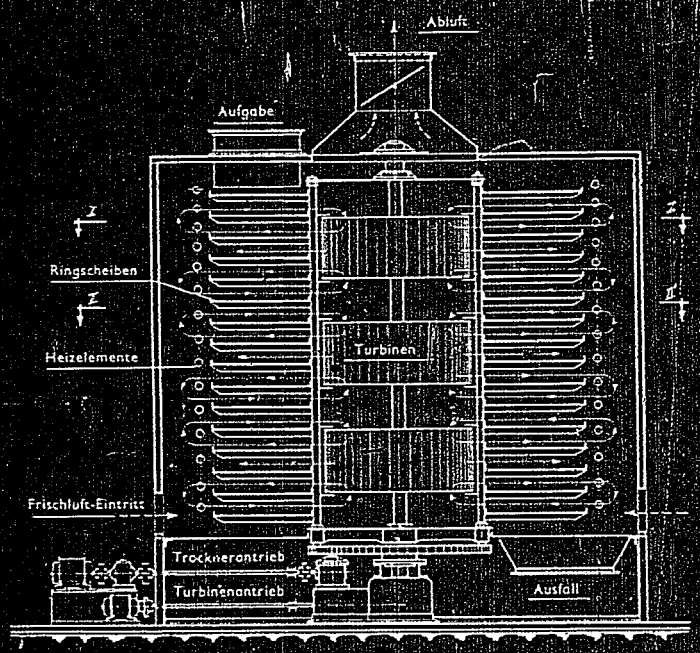
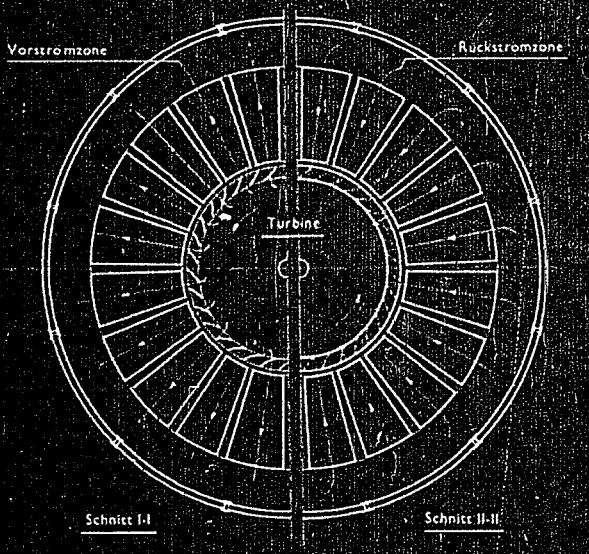


Abb. 1. Ausstellungsstand auf der Achema 1936.
(Die eingebrochenen Pfeilchen zeigen die radiale Ver- und Rückströmung der gewälzten Luft.)

Abb. 1 Ausstellungsstand auf der Ackema 1936.
Die eingezeichneten Fähnchen zeigen die radiale Vor- und Rückströmung der gesamten Luft.





Schema-Zeichnung des Turbinentrockners mit Ringscheiben.

Der TURBINEN-TROCKNER MIT RINGSCHEIBEN

besteht im wesentlichen aus einem sich langsam um einen Zentralpunkt drehenden Ringgerüst mit übereinander angeordneten Ringscheiben. Die Ringscheiben werden durch einzelne segmentförmige Platten gebildet, die in kurzen, spaltartigen Abständen voneinander angeordnet sind (siehe Schemazeichnung u. Abb. 2).

Das zu trocknende Gut wird durch eine, dem Material angepaßte Aufgabevorrichtung gleichmäßig auf die obere Scheibe des sich langsam drehenden Ringgerüstes aufgegeben. In dünner Schicht ruht das Material während einer Umdrehung des Ringgerüstes und wird dann vor der Naßgutaufgabestelle durch einen elastischen Abstreifer durch die Spalten auf die darunterliegenden Segmentplatten der nächsten Ringscheibe abgeleitet, ruht wieder während einer Umdrehung und wird dann auf die nächste Scheibe und weiter in der gleichen Art bis zur Austragzelle geführt.

Die Umdrehungszahl des Ringgerüstes, das ist gleichzeitig die Zahl der Materialwendungen, wird der hygroskopischen Leitfähigkeit des zu trocknenden Gutes angepaßt.

Im Zentralpunkt des Trockners dreht sich die Turbinenwelle mit mehreren übereinander angeordneten Turbinen, welche die Wärmeluft in radialer Richtung im Vor- und Rückstrom über die Ringflächen bewegen. Jede Turbine beherrscht einen Abschnitt des Trockners (siehe Schemazeichnung und Abb. 3).

Das zu trocknende Gut durchwandert in vertikaler Richtung die Vor- und Rückströmzone jeder Turbine, wird dementsprechend in wechselnder Richtung überströmt.

Die Frischluft tritt an der Stelle ein, wo das getrocknete Gut ausläuft. Das Trockengut verläßt bei entsprechender Vergrößerung der Kühlzone abgekühlt den Trockner und kann gleich gelagert werden.

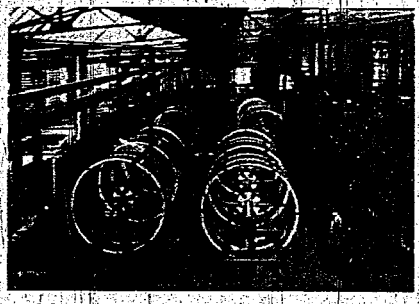


Abb. 3. Turbinen in der Werkhalle

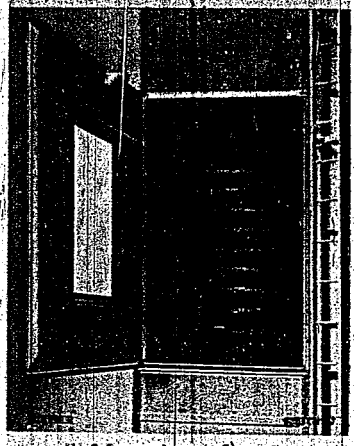


Abb. 2. Segmentplatten der Ringscheiben

Innerhalb des Trockners wird ein Vielfaches der eintretenden Frischluftmenge durch die zentral angeordneten Turbinen ständig gewälzt. Temperatur und Feuchtigkeitsgehalt jedes Kreislaufstromes sind dem zu trocknenden Gut angepaßt. Nach oben zur Entlaufstelle des Naßgutes hin steigt die Temperatur und auch die Sättigung der gewälzten Luft. An dieser Stelle wird die Abluftmenge, die der eintretenden Frischluftmenge oder Heizgasmenge entspricht, mit höchster Sättigung ins Freie abgeleitet.

Durch das angewandte, uns patentierte Belüftungsverfahren — das ist die in radialer Richtung vor- und zurückströmende Luft — **erreichen wir eine praktisch staubfreie Arbeitsweise des Trockners, d. h. es ist keine besondere Entstaubungsapparatur für die Reinigung der Abluft vorzusehen.** Über 300 ausgeführte Anlagen dieser Art arbeiten auch bei der Trocknung von stark zur Staubung neigenden Produkten, wie Magnesium-Karbonat, Stärke, Farben usw., **ohne eine Entstaubungsapparatur.**

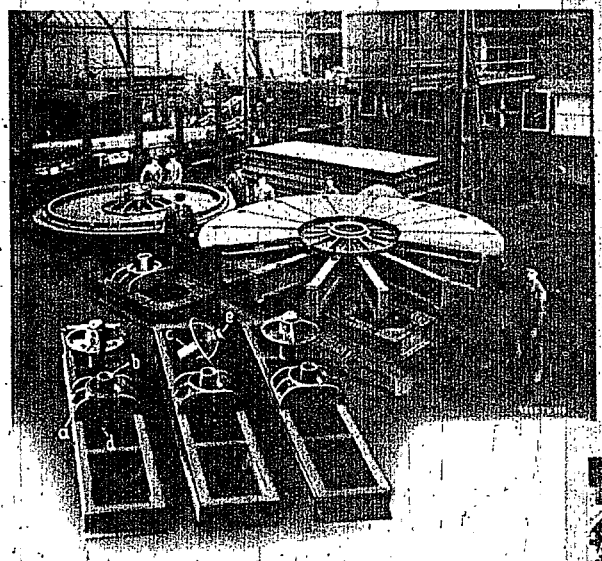


Abb. 5. Untere Lagerung und obere Führungszapfen für mittlere Anlagen

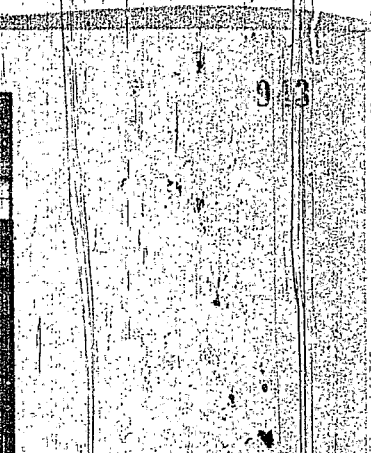


Abb. 4. Grundstern und Lagerung einer Großanlage

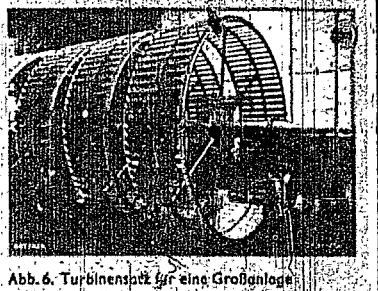


Abb. 6. Turbinensatz für eine Großanlage

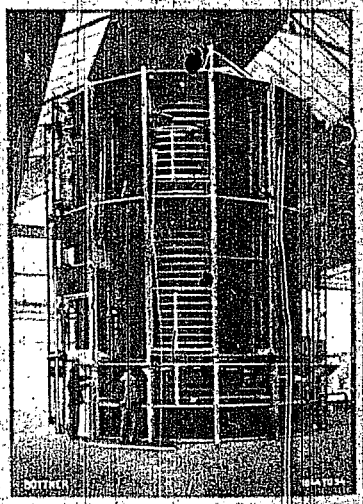


Abb. 7. Montage des Ringscheibensystems

Konstruktion

Die ganze Bewegung des Trockners – das ist die Drehung des Ringgerüstes und der Turbinenwelle – wird auf den Zentralpunkt in nur einem unteren und oberen Lager zusammengezogen. (Abb. 4 und 5.) In dem Sattel a dreht sich auf einem Kugel- oder Rollenlager das Ringgerüst um den Zapfen b, und im oberen Teil um den in der Gehäusedecke fest eingebauten Führungszapfen c.

Die Turbinenwelle wird unten und oben durch die hohl ausgebildeten Führungszapfen geführt und ruht unten in einem unter dem Sattel befestigten, mit Kugellagern ausgestatteten Lagergehäuse d. Im oberen Teil wird die Turbinenwelle in der ebenfalls mit Kugellagern ausgerüsteten Lagerkappe e geführt.

Der Sattel mit der unteren Lagerung für das Drehgerüst und Turbinenwelle kann bei einer Schwenkung um 90° nach vorheriger Abstützung des Ringgerüstes abgesenkt werden, so daß der allenfalls notwendige Wechsel eines Lagers leicht durchgeführt werden kann. Das Lagergehäuse der Turbinenwelle kann ohne Abnahme des Sattels gelöst werden. Die obere Lagerung ist ebenfalls leicht zu wechseln ohne die Demontage anderer Teile. **Wichtig ist die Anordnung der beiden Lager außerhalb des Trockners, weil dadurch Verschmutzungen des Trockengutes durch Lagerschmiermittel nicht vorkommen.**

Die Turbinenwelle besteht aus einem Rohr mit großem Durchmesser, so daß Lagerungen zwischen dem Zapfen nicht notwendig sind. Unten und oben wird der Lagerzapfen angeflanscht (Abb. 6), so daß auch dieser bei einer allenfalls auftretenden Beschädigung leicht gewechselt werden kann.

Die Grundelemente des Ringgerüstes sind so durchgebildet, daß nach erfolgtem Zusammenbau der einzelnen Elemente der exakte Lauf der Ringscheiben gesichert ist. Erreicht wird das durch die in dem Grundstern befestigten vertikalen Zentrierstangen, von denen mehrere auf dem Umfang angeordnet werden. Auf diese Zentrierstangen werden die an besonderen Hülsen befestigten Tragarme während der Montage nur aufgesteckt und durch die Kopfplatte zusammengezogen. Auf diese Art wird ohne jegliche Zwischenarbeit der exakte Lauf der Ringscheiben erzielt (s. Abb. 7).

* Wichtige eingehende Ausführungen über den Aufbau des Trockners im allgemeinen und Auswirkung der besonderen Gestaltung der einzelnen Elemente unseres Turbinen-Trockners siehe Prospekt 215.

des Ringgerüstes erfolgt über einen unter dem Grundstern des Ringgerüstes befestigten Zahnkranz. In diesen greift das Ritzel eines Schneckengetriebes, das von einem Elektromotor oder einem vorhandenen Vorgelege über ein zwischengeschaltetes Stufengetriebe angetrieben wird. Die Regulierung der Drehzahl des Ringgerüstes bedeutet Regulierung der Durchlaufzeit, und damit der Trockenzeit.

Der Antrieb der sich langsam drehenden Turbinenwelle erfolgt über ein Kegelradpaar und ein Reduziergetriebe direkt durch einen Motor oder von einem Vorgelege aus (Abb. 8).

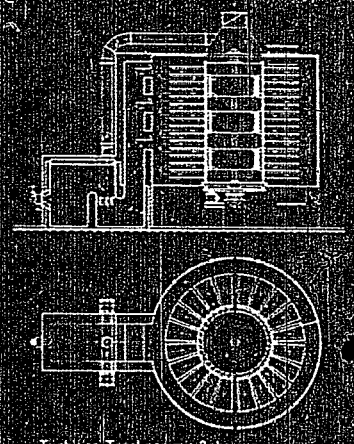
Der Turbinen-Trockner wird für alle Beheizungsarten ausgeführt. Wird die Trocknung vermittels Luft durchgeführt, dann erfolgt die Beheizung durch innerhalb des Trockners angeordnete Heizelemente, die aufgelöst in einer Rohrreihe über den ganzen Umfang des Trockners in den Strömungskreis der zirkulierenden Luft eingeschaltet werden. Auf diese Art wird der Widerstand in dem Strömungskreis der Luft stark gemindert und der Kraftbedarf ganz bedeutend herabgesetzt. Außerdem kann sich eine so angeordnete Heizfläche nie mit Staub versetzen, auch nicht teilweise, wenn die Heizfläche dem zu trocknenden Gut entsprechend gestaltet wird.

Bei der Trocknung mit direkten Feuergasen durch eine Kohlen-, Koks-, Gas- oder Ölfeuerung werden die Heizgase durch Umluft auf die zulässige Einströmtemperatur gebracht und unmittelbar in die verschiedenen Temperaturzonen des Trockners eingeleitet (siehe schematische Zeichnung). Durch Regulierklappen wird die in jede Zone eintretende Heizgasmenge und damit die Temperatur reguliert.

Die Ummantelung des Trockners besteht aus einer Profileisenkonstruktion, deren einzelne Felder bei Dampfbeheizung mit Isolierplatten ausgefüllt werden, die vermittels Klemmleisten an der Eisenkonstruktion befestigt werden. Wird mit direkten Feuergasen gearbeitet, dann wird die Profileisenkonstruktion so ausgebildet, daß die einzelnen Felder mit isolierendem Mauerwerk ausgefüllt werden können.

Zwischen der Ummantelung des Trockners und dem Ringgerüst ist soviel Raum gelassen, daß man den Trockner leicht begehen kann. Dasselbe gilt von dem Innenraum des Ringgerüstes. Die Turbinen bestehen aus einem schmalen Schaufelkranz, der durch mehrere von der Turbinenwelle ausgehende Arme getragen wird. Der Raum innerhalb der Turbinen ist von der Decke bis zum Boden vollständig frei und leicht zugänglich.

Innerhalb des Trockners gibt es keine Staubablagerstellen. Der im unteren Teil an den Materialüberleitstellen auftretende Staub sinkt auf den Boden des Trocknergehäuses und wird selbsttätig dem fertig getrockneten Gut zugeleitet.



Turbinen-Trockner mit Beheizung durch direkte Feuergase

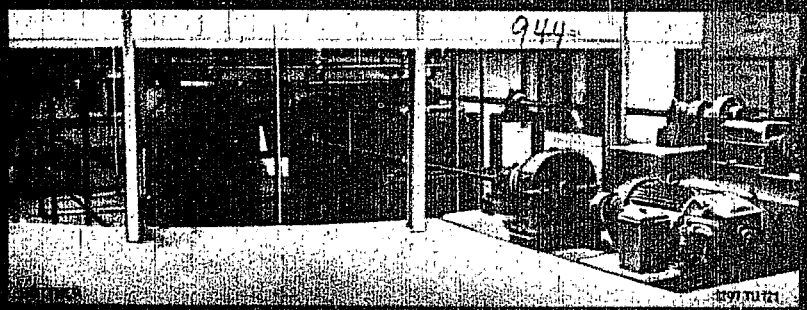


Abb. 8. Antriebe der Ringscheiben und der Turbinenwelle

Abb. 8. Antriebe der Ringscheiben und der Turbinenwelle

915

Aufgabevorrichtung

Der Turbinen-Trockner mit Ringscheiben eignet sich ganz hervorragend für pulverförmige, kristallinische, stückige und pastenförmige Produkte. Jedes dieser Produkte bedingt aber eine besondere Aufgabevorrichtung, wenn der Trockner exakt und gleichmäßig arbeiten soll. Deshalb haben wir diesem Punkt unsere besondere Aufmerksamkeit geschenkt und für jedes dieser Produkte eine Aufgabevorrichtung entwickelt. Die Konstruktion aller dieser Vorrichtungen wird bestimmt durch den Grundsatz:

Gleichmäßiger Ablauf des zu trocknenden Gutes über die Breite der Ringscheibe des Trockners. Schwankt der Zulauf des Naßgutes, dann wird eine Bunkeranlage eingeschaltet, die in den meisten Fällen mit Aufgabevorrichtung verbunden werden kann.

Die Auflösung des Gutes erfolgt in einer dem Material angepaßten Art, wobei die gewünschte Form des Trockengutes berücksichtigt wird. Die Abbildungen 9–11 zeigen einige verschiedenartige Aufgabevorrichtungen, und die Abbildung 12 die Verbindung einer Aufgabevorrichtung mit dem vorausgehenden Arbeitsprozeß und unserer Trockenanlage. **Diese Verbindung, die bei allen von uns dusgeführten Anlagen durchgeführt ist,** diene als Beweis für die exakte Arbeitsweise des Turbinen-Trockners.

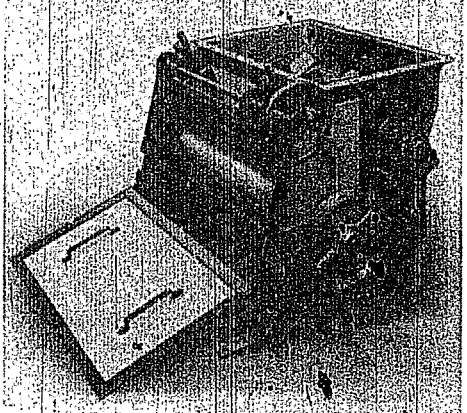


Abb. 9. Auflöse- und Aufgabevorrichtung für zusammenhängendes Gut

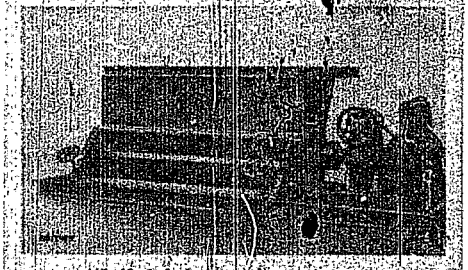


Abb. 10. Aufgabevorrichtung für stückiges Gut

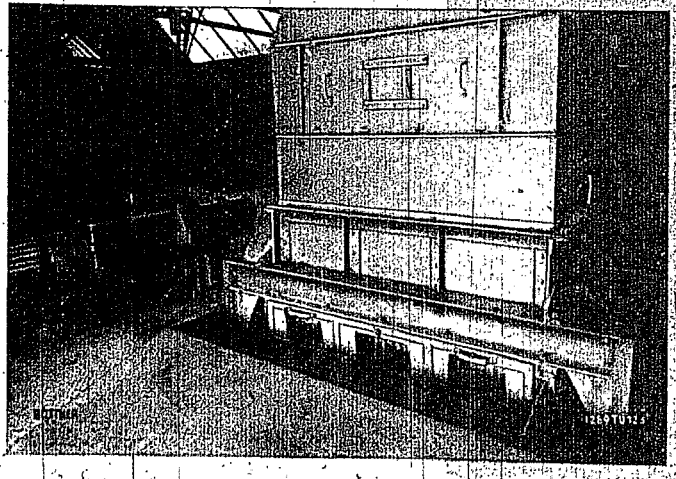
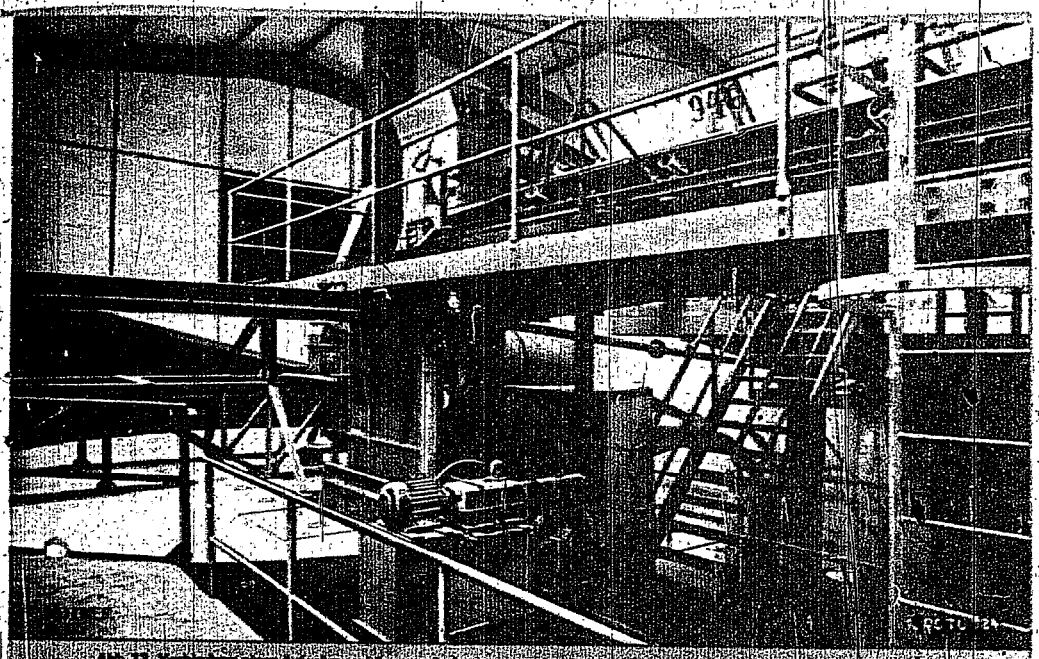
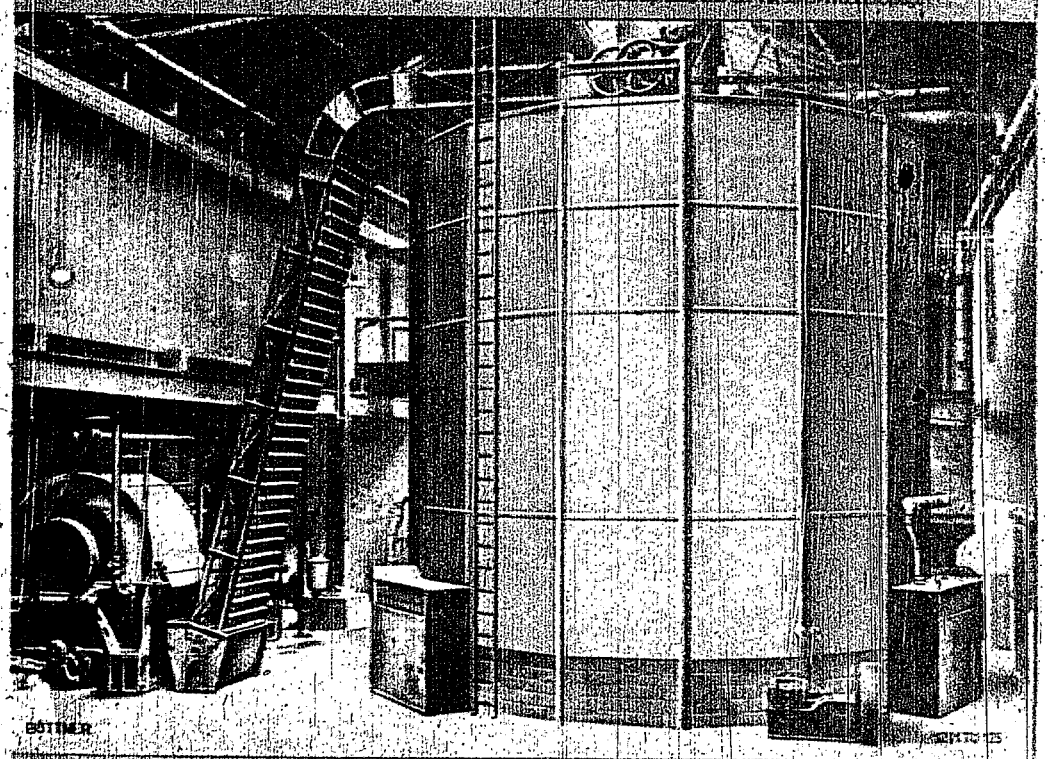


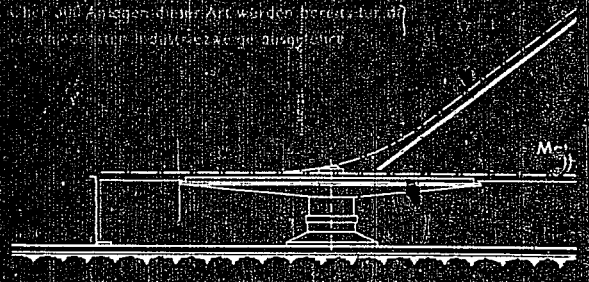
Abb. 11. Aufgabevorrichtung für pastenförmiges Gut



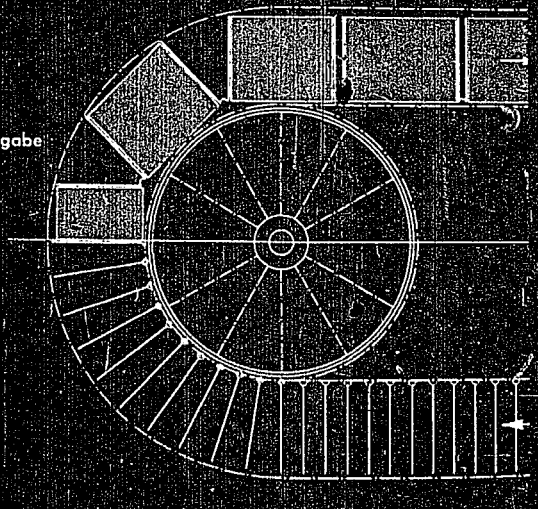

BÖTTNER

947

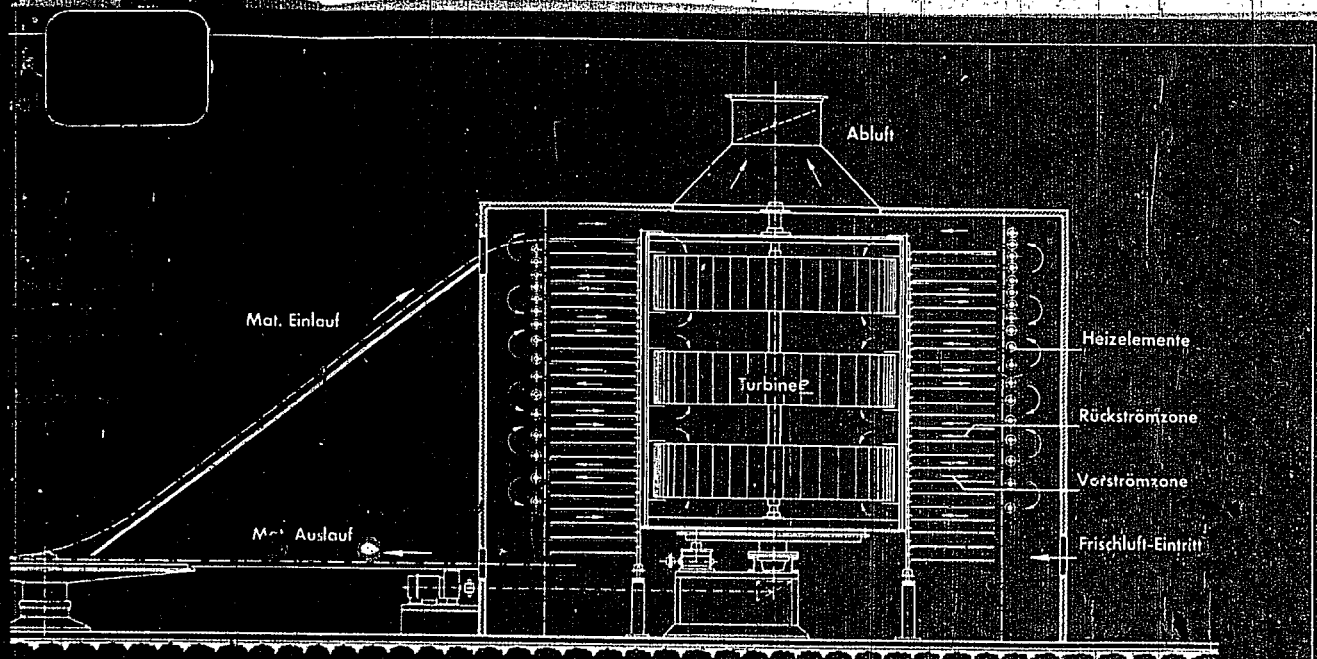
DRP. und Auslandspatente

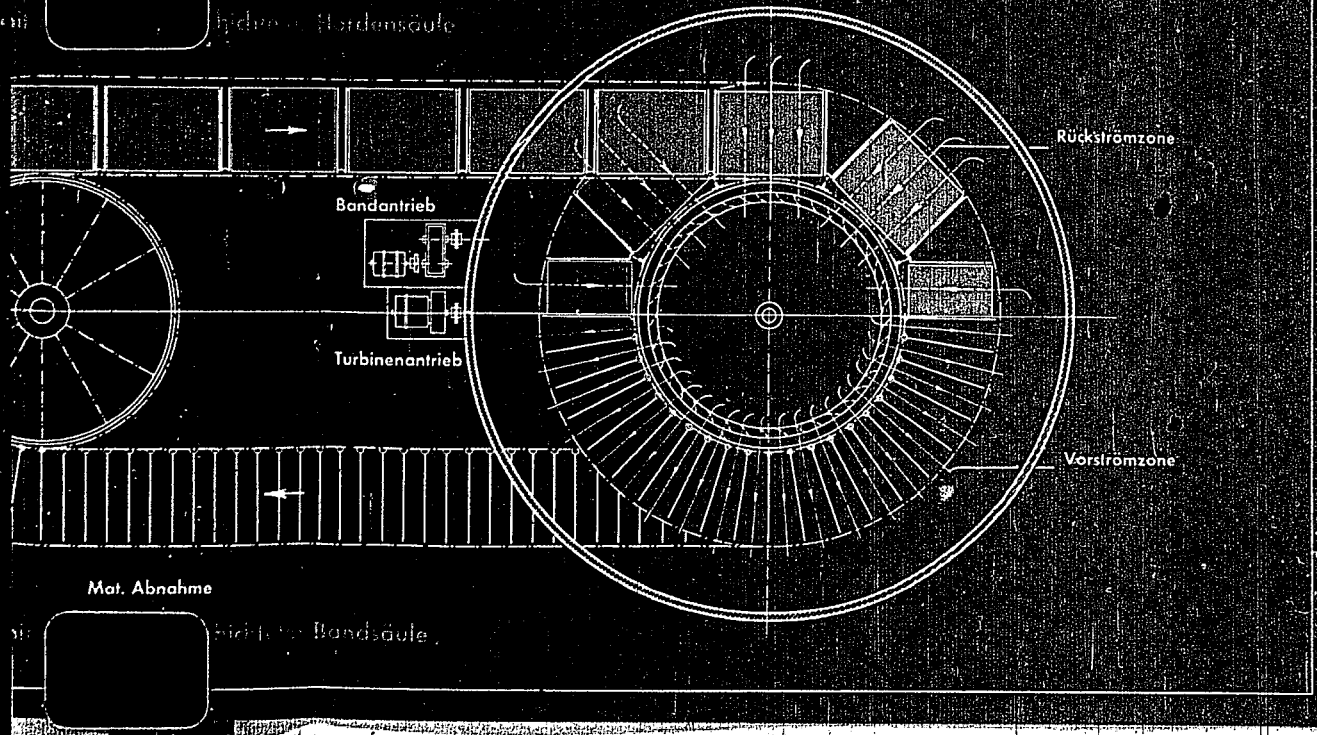


Turbinentrockner mit ringförmig geschichtete



Turbinentrockner mit ringförmig geschichtete


Abluft
Mat. Einlauf
Turbine
Heizelemente
Rückströmzone
Vorströmzone
Frischluft-Eintritt


Rückströmzone
Bandantrieb
Turbinenantrieb
Vorströmzone
Mat. Abnahme

Der TURBINEN-TROCKNER
mit ringförmig geschichteter Hordensäule

wurde entwickelt für Produkte, die während der Trocknung nicht bewegt werden sollen.

Dieser Trockner unterscheidet sich von dem vorbeschriebenen nur in der Führung des zu trocknenden Gutes. In dem Trockner mit Ringscheiben bewegt sich das Gut in vertikaler Richtung durch den Trockner. **In diesem Trockner werden die Flächen, auf denen das Gut ruht, von oben nach unten oder auch in umgekehrter Richtung durch den Trockner geleitet.** Das vertikale Führungsgerüst hat in diesem Fall den Querschnitt eines Vielecks. In jeder Ecke ist eine Führungsstange angebracht, um die sich die einseitig angeordnete Kette der Tragflächen legt, deren Gliedteilung der Seitenlänge des gewählten Vielecks entspricht. Die Kette wird in schraubenförmigen Windungen um das Führungsgerüst geschichtet und bildet mit den einseitig daran befestigten Tragflächen eine frei stehende Ringsäule. Die Ringsäule ruht auf einer im unteren Teil des Trockners angeordneten schraubenförmigen Absenkbahn. Bei einer Umdrehung des zentralen Führungsgerüstes wird die Ringsäule mitgedreht und sinkt der Neigung der Absenkbahn entsprechend um eine Steigung nach unten. Die unten frei werdenden Tragflächen werden dem Trockner nach entsprechender Umleitung oben wieder zugeführt.

Durch die besondere Ausbildung der Glieder, die die Tragflächen miteinander verbinden, ist es möglich, die Flächen **freitragend** anzuordnen. Das bedeutet Fortfall der äußeren Führung, also **eine reibungsfreie Bewegung einer praktisch unbegrenzt großen Bandfläche,** die nur auf einer kurzen Strecke außerhalb des Trockners eine Eigenbewegung hat.

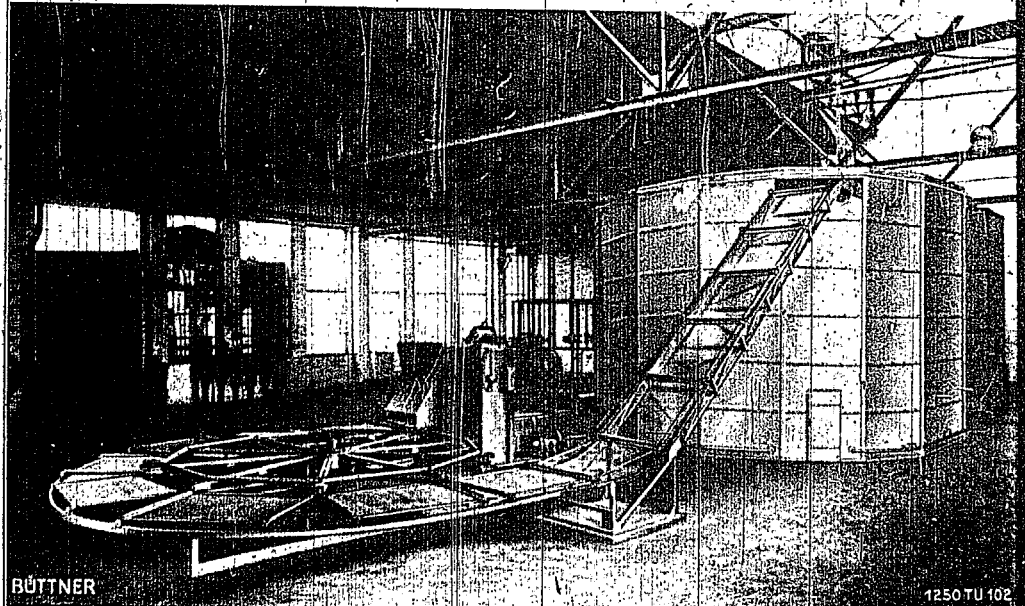


 Abb. 14. Trockenanlage für plattenförmiges oder aufgelöstes Gut

Auf eine äußerst einfache Art wurde so die sehr schwierige Aufgabe gelöst, ein Band von größter Länge ohne Eigenbewegung fortlaufend zu bewegen.

Diese Konstruktion hat in Verbindung mit dem auf das vollkommenste durchgebildeten luft- bzw. trockentechnischen Teil für die Trocknung vieler Produkte eine überragende Bedeutung. Das kommt auch bereits in einer größeren Zahl ausgeführter Anlagen zum Ausdruck, die in verhältnismäßig kurzer Zeit erreicht wurden.

Die Bedeutung wird noch durch die überaus einfache Konstruktion erhöht, die den Einsatz in sogenannte rauhe Betriebe ermöglicht, oder solche, in denen fachmännisch geschultes Personal nicht vorhanden ist.

Der TURBINEN-TROCKNER mit ringförmig geschichteter Bandsäule

wurde für band- oder strangartiges Gut entwickelt (s. Schemazeichnung Seite 10 und 11 und Abb. 16 und 18.)

Dieser Trockner unterscheidet sich von dem vorbeschriebenen nur durch kürzere Kettenglieder, an die statt der Tragflächen Stäbe befestigt werden. Auf diese Stäbe wird das zu trocknende bandartige Gut in kurzen Bögen abgelegt. Innerhalb des Trockners spreizen sich die Stäbe der Rundführung entsprechend, und die Bögen werden etwas geöffnet. Wenn das zu trocknende Gut sich nicht selbst trägt, dann bildet ein über die Stäbe gelegtes Geflecht die Unterlage.

Auch bei diesem Trockner werden die Stäbe auf Grund der besonderen Kettenausbildung freitragend angeordnet. Das

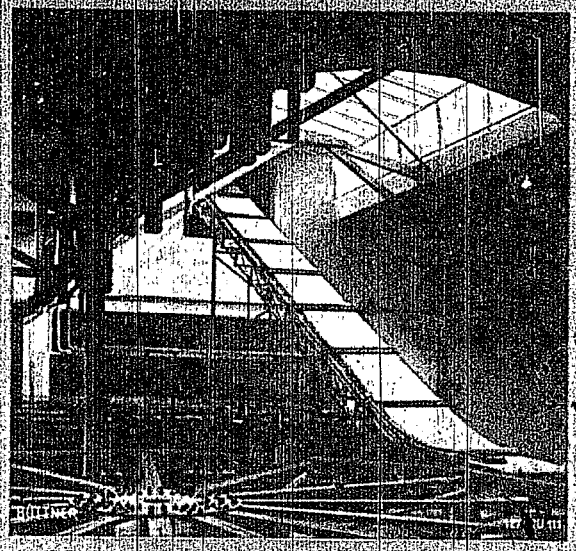


Abb. 15. Trockenanlage für plattenartiges Gut

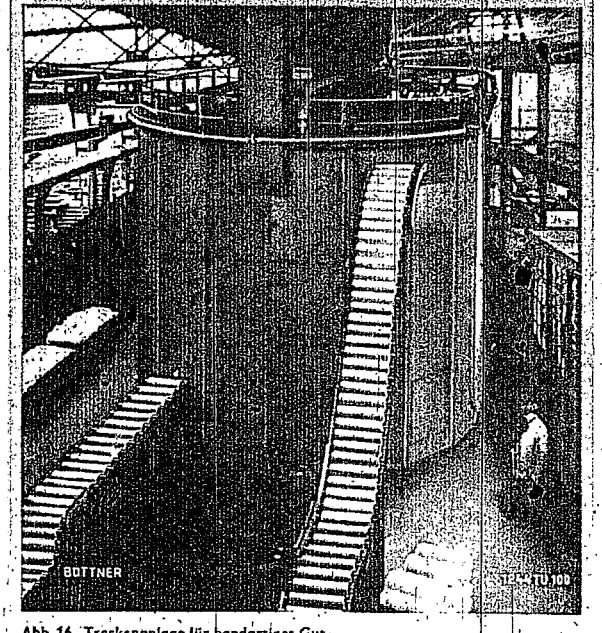


Abb. 16. Trockenanlage für bandartiges Gut

ist in diesem Fall besonders wichtig, weil das bandartige Gut in den meisten Fällen mit hohen Geschwindigkeiten läuft, die für den Trockner bedeutungslos sind, da das Band nur außerhalb desselben auf einer kurzen Strecke eine Eigenbewegung ausführt.

ausbildung freitragend angeordnet. Das kurzen Strecke eine Eigenbewegung ausführt.

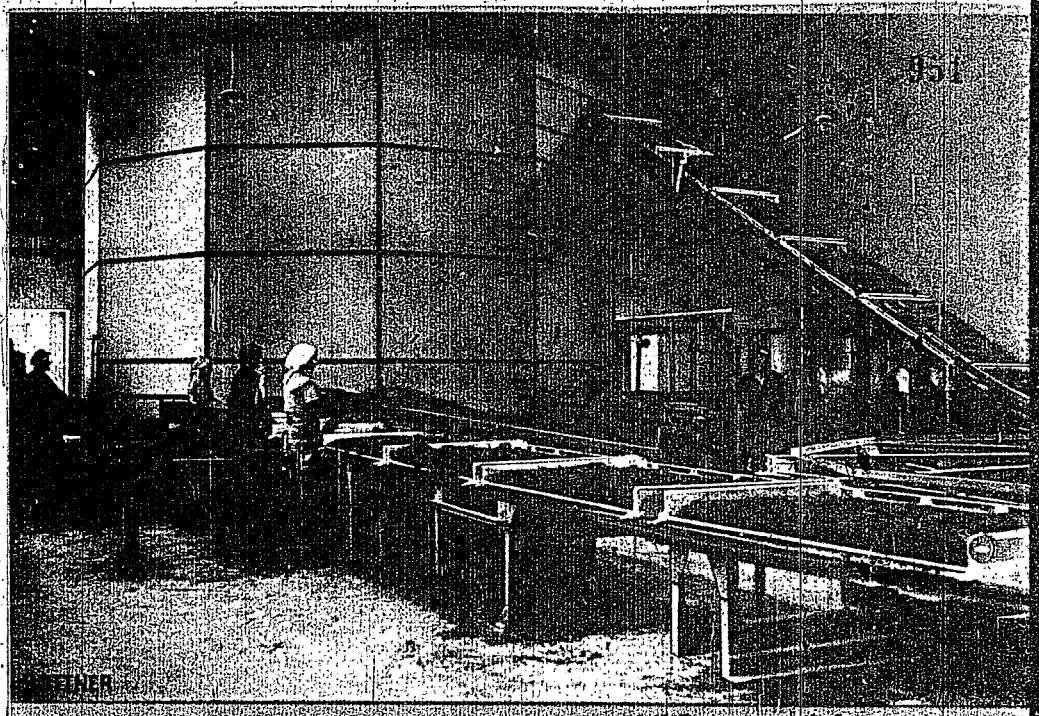


Abb. 17: Trocknungsanlage für Fasermaterial

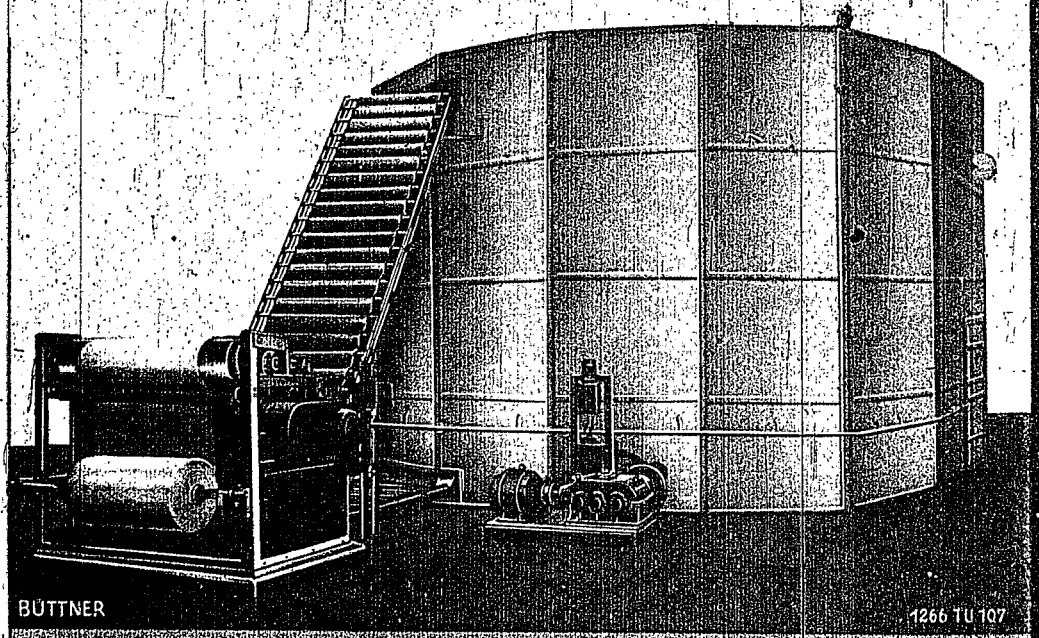


Abb. 18: Trockenschrank für Gewebe

Abb. 19: Trockenanlage mit einschiebbaren Horden

Abb. 20: Trockenanlage für Spinnkuchen oder Spinnspulen

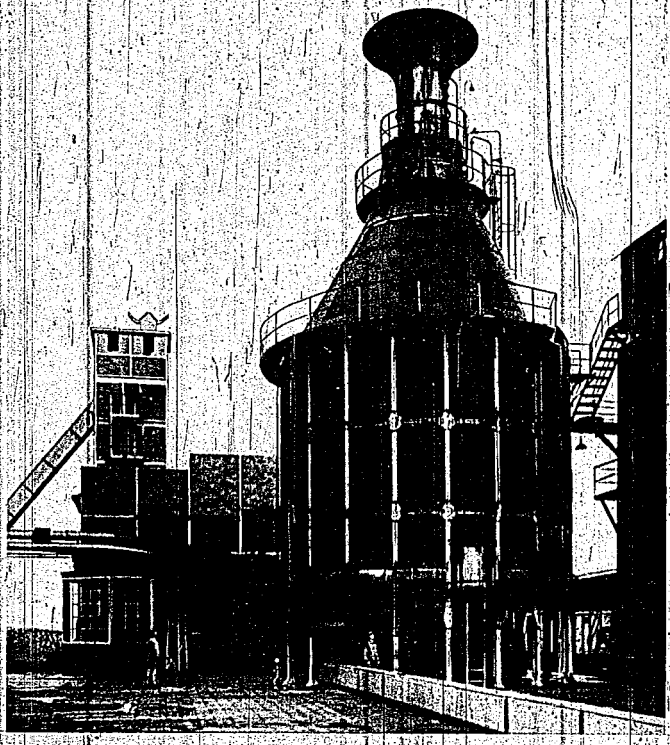
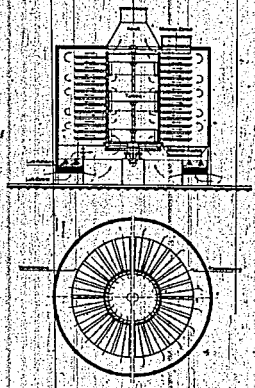


Abb. 21.
Turbinen-Kühler
für Braunkohle

Der TURBINEN-KÜHLER

Die Konstruktion des Kühlers ist genau so durchgebildet wie die Konstruktion des Turbinen-Trockners mit Ringscheiben (siehe schematische Zeichnung). Auch diese Apparatur wird beherrscht von dem Grundsatz: **Ausbreitung des zu behandelnden Gutes über eine große Fläche, die von einem ruhig fließenden Luftstrom überspült wird.** Das Material ruht während der Kühldauer in dünner Schicht auf den Segmentplatten der Ringscheiben und wird nur zeitweilig bei der Ableitung von einer Segmentplatte auf die darunterliegende gewendet.



Die Abkühlung kann durch Regulierung der eintretenden Kühlluftmenge auf jeden gewünschten Grad eingestellt werden (siehe Kühlluftklappe K). Ist eine besonders tiefe Abkühlung notwendig, dann wird eine besondere Luftkühlvorrichtung eingeschaltet. Diese wird entsprechend der radialen Einströmung der Luft über den ganzen Umfang des Kühlers angeordnet und besteht aus einer mit Wasser berieselten Filterschicht, die von der Kühlluft durchströmt wird. Der Feuchtigkeitsgehalt der Luft steigt durch die Abkühlung bis an die Sättigungsgrenze und wird durch eine leichte Wiedererwärmung der Luft so weit wie notwendig herabgesetzt.

Der Kühler wurde in allen Größen für die verschiedenartigsten Produkte ausgeführt und zwar für Salze, Zucker, Stärke, Extraktionsrückstände, Kohle usw.

Die exakte Arbeitsweise des Turbinen-Kühlers wird von den belieferten Werken besonders hervorgehoben.

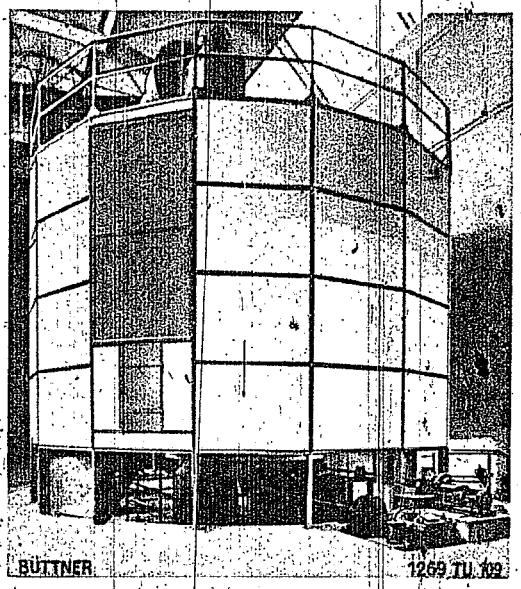


Abb. 22. Turbinen-Trockner kombiniert mit Kühlzone

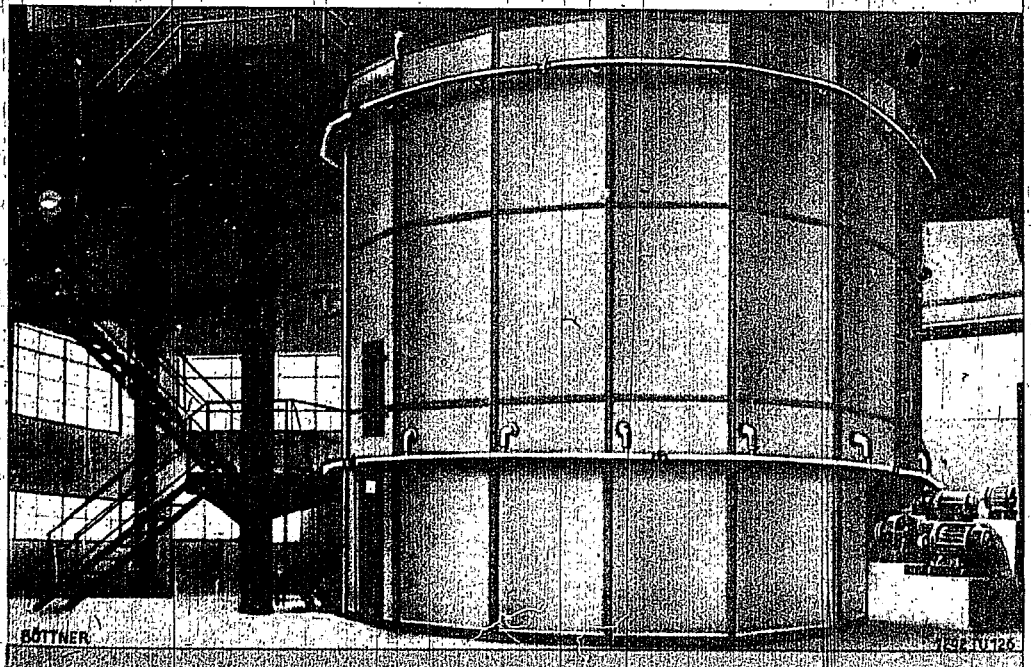


Abb. 21. Turbinen-Kühler für Braunkohle

Abb. 23. Turbinen-Trockner für krümelige Produkte

Abb. 23. Turbinentrockner für krümelige Produkte

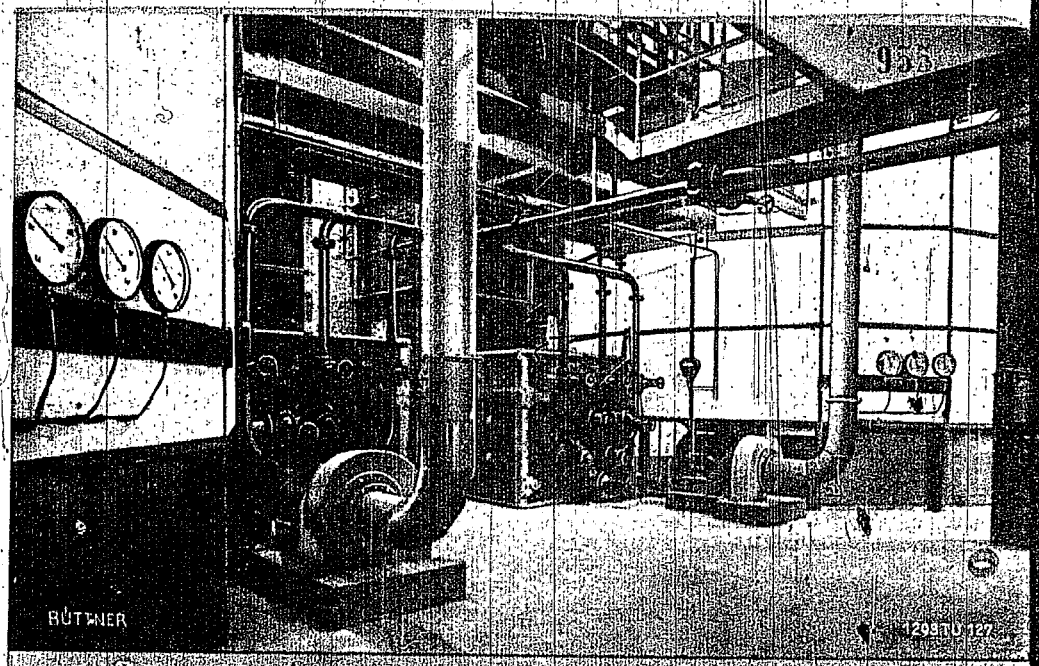


Abb. 24. Behälterwagenstelle zweier Großanlagen

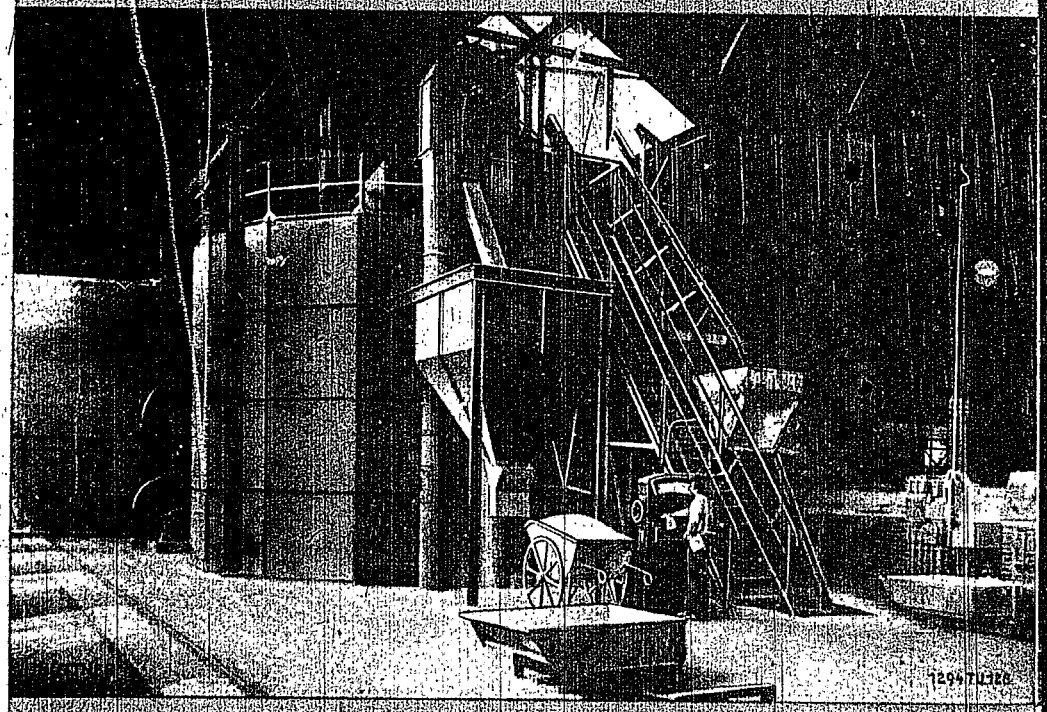


Abb. 25. Turbinentrockner für pastenartiges Gut

1294 TU 128

Abb. 25. Turbinentrockner für pastenartiges Gut

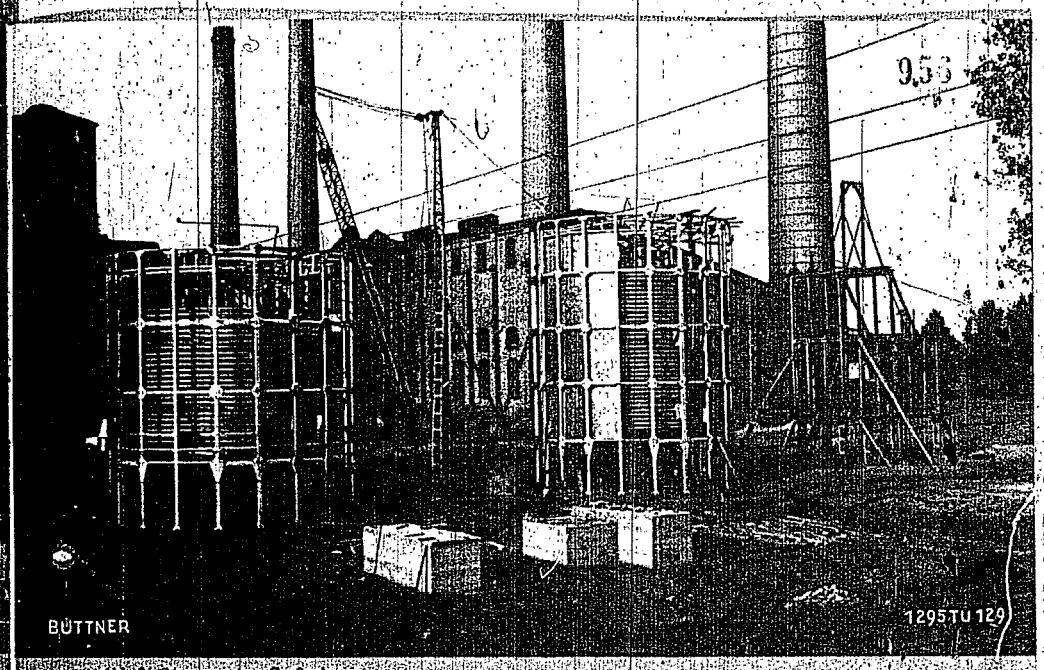


Abb. 26. Montage einer Großanlage

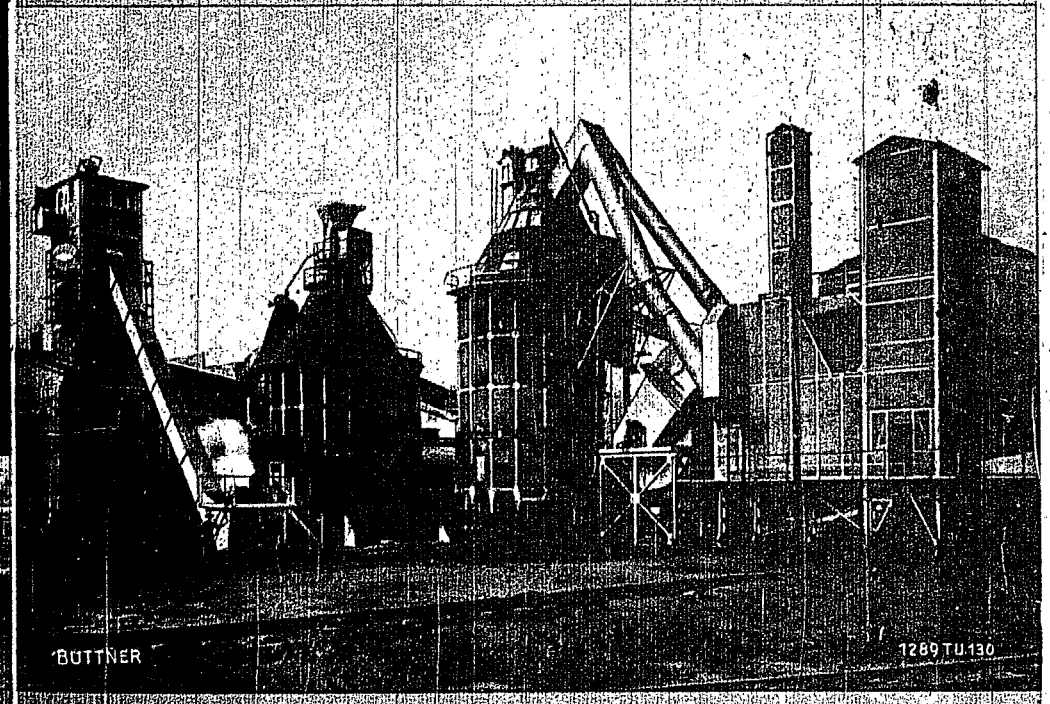
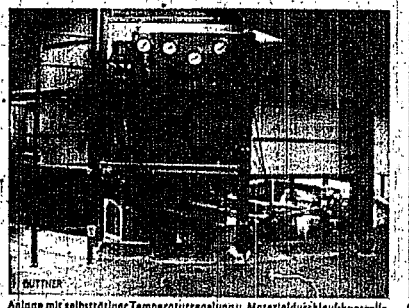
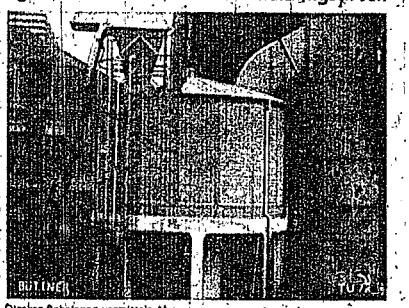


Abb. 27. Großanlage für Braunkohle-Aufbereitung
(Diese Anlage wurde für die ganze Grubenleistung auf den dreifachen Umfang ausgebaut.)

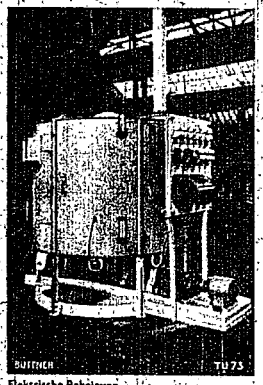
Teilansichten von gelieferten Trockenanlagen für verschiedene Beheizungsarten



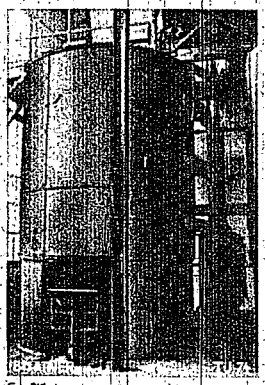
Anlage mit selbsttätiger Temperaturregelung u. Materialdurchlaufkontrolle



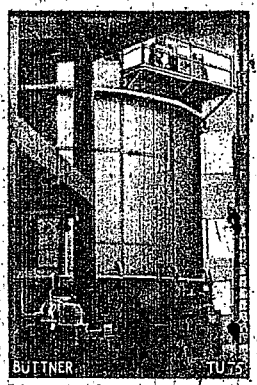
Direkte Beheizung vermittels Abgase



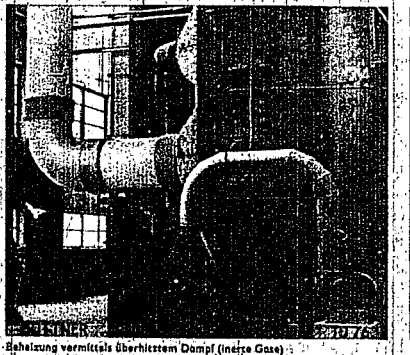
Elektrische Beheizung



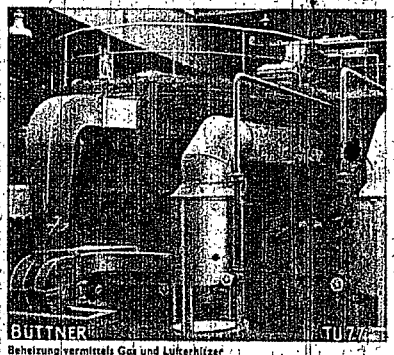
Gas-Beheizung



Beheizung durch Frischdampf bzw. Abdampf



Beheizung vermittels überhitztem Dampf (inerte Gase)



Beheizung vermittels Gas und Lufterhitzer

BÜTTNERWERKE
AKTIENGESELLSCHAFT
UERDINGEN (NIEDERRHEIN)

TITLE PAGE

16. Der Trubinentrockner in der Braunkohlen-Aufbereitung von Dr. Ing. K. Fritsche, Mücheln.
The turbine dryer in the brown coal production.

Frame Nos. 958 - 961

Sonderabdruck
aus der Zeitschrift des Vereines deutscher Ingenieure Bd. 83 (1939) Nr. 9 S. 277 bis 280

Der Turbinentrockner in der Braunkohlen-Aufbereitung

Von Bergwerksdirektor Dr.-Ing. K. Fritzsche, Mücheln

Als Ursache der Quellerscheinungen von Braunkohlen-Briketts unter dem Einfluß von Feuchtigkeit, z. B. Regen, Nebel, wurde der Gehalt an Kalziumhumat festgestellt. Auf dieser Erkenntnis aufbauend wurde ein Veredelungsverfahren der Rohbraunkohle entwickelt, das im wesentlichen in einer völligen Trocknung der Kohle mit anschließender Überhitzung und Wiederbefeuchtung besteht. Hierbei spielt der Turbinentrockner eine große Rolle, der im vorliegenden Aufsatz nach Aufbau, Wirkungsweise, Betriebsergebnissen u. dgl. näher beschrieben wird.

Es ist eine seit langem beobachtete Erscheinung, daß die aus Braunkohle gepreßten Briketts gewisser Reviere beim Versand oder bei der Lagerung unter dem Einfluß von Regen, Nebel oder Luft mit hohem Feuchtigkeitsgehalt zu quellen beginnen und schließlich mehr oder weniger zerfallen.

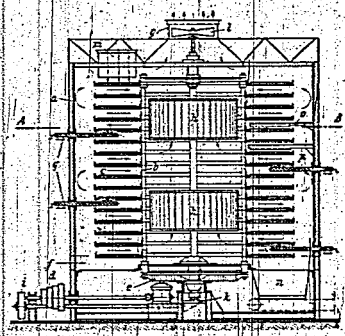
Die Quellung ist bei den Briketts aus den verschiedenen deutschen Braunkohlengebieten verschieden. So weisen z. B. die Briketts aus der Niederlausitz eine geringe Wasseraufnahmefähigkeit auf (3 % in 24 h). Eine Mittelstellung nehmen die Briketts aus dem Meuselwitzer oder Zeitz-Weißenfelser Revier ein (8 bis 9 % in 24 h). Besonders empfindlich gegen Feuchtigkeit sind die Briketts aus dem Geiseltal im Merseburger Braunkohlenrevier (24 % in 24 h).

Als Ursache für die Quellbarkeit ist durch Untersuchungen des Verfassers[1]) der Gehalt an Kalziumhumat festgestellt worden. Dieser Stoff — eine Verbindung von Huminsäure und Kalk — ist ein typisches Gel, d. h. ein stark quellender Körper. Seine Entstehung ist einerseits durch das Vorhandensein freier Huminsäure in der Kohle, andrerseits durch das Vorkommen von Kalk im Wasser gegeben. Je stärker die Wasser bei der Entstehung der Kohle mit Kalk gesättigt waren, um so größer ist der Gehalt der Kohle an Kalziumhumat. Tatsächlich zeigt ein tektonischer Schnitt durch die Verhältnisse im Geiseltal, daß sich dort auch heute noch große Kalksteinablagerungen befinden.

Zur Verminderung der Quellbarkeit hat man bisher verschiedene Wege beschritten oder vorgeschlagen, z. B. Überziehen der Briketts mit einer wasserabweisenden Schicht im Tauchverfahren, Zerstörung des Kalziumhumats durch Behandlung der Rohbraunkohle mit Schwefelsäure. Diese Verfahren sind teuer bzw. umständlich.

In Anbetracht dieser Sachlage und zur Erweiterung des Verwendungsgebietes der im Geiseltal geförderten Rohbraunkohle wurde daher vom Verfasser ein Verfahren entwickelt, das sich bisher in der praktischen Erprobung bewährt hat und durch folgende Merkmale ausgezeichnet ist: a) Untertrocknung, d. h. Trocknung der Kohle bis zur völligen Entwässerung, wodurch das Gel zusammenschrumpft, b) Überhitzung zur weitergehenden Zerstörung des Gels (besonders bei stark quellenden Kohlen notwendig), und c) Wiederbefeuchtung der Kohle mit feinstzerstäubtem Wasser, damit der für die Weiterverarbeitung notwendige Feuchtigkeitsgehalt wieder erreicht wird. Durch dieses Verfahren wird also das Quellvermögen der quellbaren Bestandteile herabgesetzt bzw. zerstört und so die Kohle in ihrer Wetterbeständigkeit verbessert.

Die Durchführung dieses Verfahrens stellt vor allem an den Trockner besondere Anforderungen. Die in der



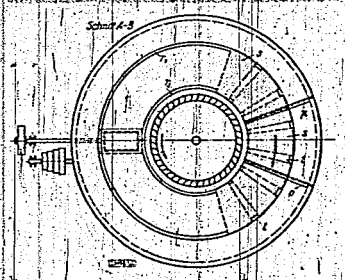


Bild 1 und 2. Aufbau des Turbinentrockners.

a feststehendes Gehäuse (in Stahlkonstruktion und mit Blechmantel)
b Ringgerüst (sich langsam drehend)
c Trockenteller (drehend)
d Antrieb des Ringgerüstes
e Ritzel und Zahnkranz zur Antriebsübertragung auf das Ringgerüst
f Rauchgas-Eintritt
g Rauchgas-Austritt
h Turbinen zur Rauchgas-Umwälzung
i Antrieb der Turbinen
k Kegelradgetriebe zur Antriebsübertragung auf Turbinenwelle
l Gebläse zur Förderung des Rauchgases durch den Trockner
m Kohlen-Einlauf
n Kohlen-Auslauf mit Kettenförderer
o Glattstreicher
p Abstreicher
q Schnecken zur Entnahme von Proben
r_1 und r_2 äußerer und innerer Winkelring des Trockentellers
s Blechsegmente
t Schlitze für den Kohlendurchfall (30 mm)

[1]) *K. Fritzsche*, Quellerscheinungen bei Braunkohlenbriketts und ihre Bekämpfung. Braunkohle Bd. 37 (1938) S. 561/80.

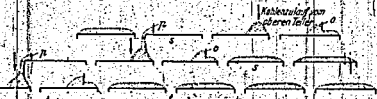


Bild 3. Schema der einzelnen Zustände der Kohlenbehandlung (Zulauf, Glattstreichen, Abstreichen, Durchfall) auf drei übereinander liegenden Trockentellern.
(Erklärung der Einzelteile s. Bild 1 und 2)

Braunkohlenaufbereitung üblichen Trockner sind hierzu nicht geeignet. Dagegen hat sich der Turbinentrockner[3]), der seit einer Reihe von Jahren bereits in anderen Industrien benutzt wird (z. B. zum Trocknen von Zucker, Farbstoffen, Magnesiumkarbonat); bestens bewährt. Im folgenden soll diese Bauart näher beschrieben werden.

Aufbau und Arbeitsweise des Trockners

Die grundsätzliche Bauweise eines Turbinentrockners ist in Bild 1 wiedergegeben. Hiernach besteht der Trockner aus einem feststehenden Gehäuse *a* in Stahlkonstruktion, das von einem isolierten oder ummauerten Eisenblechmantel umgeben ist. Im Innern befindet sich ein drehbares Ringgerüst *b*, das die stockwerkartig übereinander angeordneten Trockenteller *c* trägt und vom Antrieb *d* über Ritzel und Zahnkranz *e* mit rd. 1 U/min in Umdrehung versetzt wird. Zum Trocknen dienen heiße Rauchgase, die unten in einer Seitenöffnung *f* des Gehäuses eintreten und oben bei *g* ausströmen. Innerhalb des langsam umlaufenden Ringgerüstes befinden sich an einer gemeinsamen Welle zwei senkrecht übereinander angeordnete Turbinen-Schaufelräder *h*, die unter Vermittlung des Antriebes *i* und des Kegelradgetriebes *k* mit rd. 60 U/min umlaufen und von denen der Trockner seinen Namen hat. Sie haben den Zweck, das Rauchgas im Zickzack durch den Trockner zu führen, so daß die zahlreichen Trockenteller und damit das aufgegebene Trockengut dauernd bestrichen werden. Im einzelnen ist der Vorgang folgendermaßen: Das unten seitlich im Trockner eintretende Rauchgas wird zunächst von der unteren Turbine im Bereich der unteren Trockenteller nach der Mitte geführt und dann im Bereich einiger darüberliegender Trockenteller nach außen geleitet. Anschließend wird das Gas von der nächsten Turbine angesaugt, wieder nach innen geführt und dann wieder nach außen gepreßt. Die eigentliche Förderung des Rauchgases durch den Trockner leistet ein Gebläse *l*. Die zu trocknende Kohle wird oben am Einlauf *m* auf den obersten Teller aufgegeben und am Auslauf *n* durch einen Kettenförderer abgenommen. In jedem Teller-Stockwerk befinden sich ferner ein Glattstreicher *o* und ein Abstreicher *p*, deren Bedeutung im folgenden erklärt wird. Die Schnecken *q* dienen zur Entnahme von Proben.

Bild 2 zeigt einen Querschnitt durch den Trockner mit dem Aufbau eines der Trockenteller. Dieser besteht aus einem äußeren und einem inneren Winkelring r_1 und r_2, die mit einzelnen Blechsegmenten *s* von 2 mm Stärke derart belegt sind, daß jeweils zwischen den Blechen ein Schlitz *t* von rd. 30 mm Breite verbleibt. Die Teller sind am Ringgerüst derart angeordnet, daß die Schlitze von einem zum andern Teller gegeneinander versetzt sind.

Bild 3 zeigt die Wirkungsweise bzw. den Kohlendurchlauf zwischen drei übereinander liegenden Tellern. Die aufgegebene Kohle bildet auf dem Tellerblech zunächst einen Haufen, der beim weiteren Drehen des Ringgerüstes durch den feststehenden Glattstreicher *o* ausgebreitet wird. Kurz vor Vollendung einer Umdrehung des Ringgerüstes wird das vom Glattstreicher ausgebreitete Trockengut durch den Abstreicher *p* abgestrichen, fällt durch den Schlitz auf den darunterliegenden Teller, wo sich das Spiel wiederholt. Drehzahl des Ringgerüstes und Abstand des Glättstreichers vom Tellerblech bestimmen zusammen die Durchsatzleistung des Trockners.

Die Abmessungen des Trockners, wie dieser in der Brikettfabrik des Geiseltals zur Aufstellung kam, sind durch folgende Zahlen gekennzeichnet:

größter äußerer Durchmesser	9,30 m
größte Höhe	19,30 m
Höhe des zylindrischen Teils	12,2 m
Gesamttrockenfläche	1271 m² bei 41 Tellern
Entfernung der Teller voneinander	200 mm
Anzahl der Einzelbleche jedes Tellers	36

Leistung: Dieser Turbinentrockner trocknet stündlich 30 t Braunkohle mit einer Körnung 0 bis 6 mm, die im dampfbeheizten Röhrentrockner auf 16 % vorgetrocknet ist, auf 0 % Wasser und erhitzt sie auf eine Temperatur von rd. 240°. Die Rauchgas-Eintrittstemperatur beträgt dabei ungefähr 450°, die Abgastemperatur 220°. Die Trocknung geht im Gegenstrom vor sich; der Durchsatz dauert rd. 40 min.

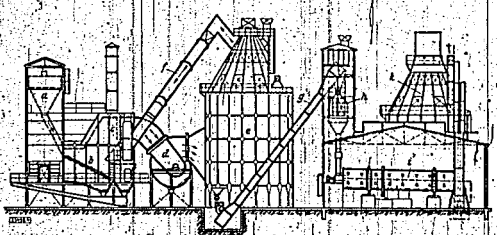


Bild 4. Ansicht einer Gesamtanlage.

a Kohlenbunker
b Feuerung zur Erzeugung der Rauchgase für Trockner
c Mischraum
d Rauchgas-Fördergebläse
e Turbinentrockner
f Rückgasleitung
g Kettenförderer
h Bunker
i Benetzungstrommel
k Turbinenkühler

Der Kraftbedarf verteilt sich auf die einzelnen Antriebe wie folgt: Heizgas-Gebläse 75 PS, Ringgerüst einschl. Austragschleuse 14 PS, Turbinen 15 PS.

Einbau in die Gesamtanlage

Bild 4 gibt eine schematische Darstellung der jetzt in Betrieb befindlichen Anlage wieder. Auf der linken Seite erkennt man die Feuerung zur Erzeugung der Rauchgase, rechts daneben den Turbinentrockner, dazwischen das Rauchgasgebläse und die Rückgasleitung durch die ungefähr 75 % des verwendeten Rauchgases dem Mischraum der Feuerung zugeführt werden, um die Temperatur der dort erzeugten frischen Rauchgase auf die erwähnte Gas-Eintrittstemperatur von 450° zu ermäßigen, während 25 % des Gesamtgases als Abgas abziehen. Die

[3]) Hergestellt von der Firma Büttner-Werke A.G., Uerdingen Niederrhein.

Feuerung ist ein Steinmüller-Vorschubrost von 11,6 m² Rostfläche, der über ein stufenloses Getriebe entsprechend der jeweiligen Belastung des Trockners selbsttätig gesteuert wird und sich damit der erforderlichen Leistung anpaßt.

Auf der rechten Seite von Bild 4 sieht man die Benetzungstrommel zur Wiederbefeuchtung der getrockneten Kohle. Dahinter steht der Turbinenkühler zum Kühlen der Kohle; er ist wie der Turbinentrockner gebaut. An Stelle der Rauchgase wird jedoch Außenluft hindurchgesaugt und dadurch eine Abkühlung der Kohle von 90° auf 40° bei 30 t/h Durchsatz und 25° Außentemperatur erreicht. Auch dieser Turbinenkühler ist in der Braunkohlenaufbereitung erstmalig zur Anwendung gelangt und hat sich bewährt. Für die Reinigung der Abluft von dem mitgeführten Kohlenstaub ist noch eine Naßentstaubung erforderlich.

Vorteile des Turbinentrockners

Die Vorteile des Turbinentrockners sind im wesentlichen folgende:

1. Erhöhte Sicherheit des Betriebes durch Aufstellung im Freien, Arbeiten mit Überdruck, gute Anbringungsmöglichkeit von Explosionsklappen. Die Frage der Sicherheit des Betriebes ist insofern von besonderer Wichtigkeit, da ja völlig entwässerte und überhitzte Braunkohle leicht zur Selbstentzündung und zu Verpuffungen neigt. Der praktische Betrieb hat ergeben, daß keine Schwierigkeiten in dieser Hinsicht auftreten, weil sich ein genügender Überdruck und ein ausreichender CO_2-Gehalt des Rauchgases als Schutzgas betrieblich einwandfrei halten lassen.
2. Geringe Zerkleinerung des aufgegebenen Gutes während des Trockenvorgangs. Diese Forderung ist für die Weiterverarbeitung der Kohle auf Strangpressen zu Braunkohlen-Briketts unerläßlich. Daß eine zusätzliche Zerkleinerung beim Durchsatz in engen Grenzen verbleibt, zeigt die Siebanalyse nach Zahlentafel 1. Hierbei ist zu berücksichtigen, daß zwischen der vor dem Trockner aufgegebenen und hinter dem Kühler entnommenen Kohle noch Fördervorrichtungen liegen, nämlich zwei waagerechte und zwei unter 70° geneigte Schrägkettenförderer, die einen Hauptanteil an der Zerkleinerungswirkung tragen.

Zahlentafel 1.

Körnerzerkleinerung beim Durchsatz durch Turbinentrockner und Turbinenkühler.

Körnung	Vor dem Turbinentrockner	Hinter dem Turbinenkühler
über 4 mm	10,8 %	9,1 %
4 bis 2 "	22,2 "	33,3 "
2 " 1 "	15,2 "	14,0 "
1 " 0,5 "	20,0 "	18,8 "
0,5 mm bis 900 Maschen	13,0 "	14,3 "
über 900 "	8,8 "	10,5 "

3. Möglichkeit der Nachregelung der Rauchgastemperaturen während des Trockenvorgangs. Diese Möglichkeit im Turbinentrockner durch nachträglichen Zusatz von Heizgas an jeder beliebig zu wählenden Stelle die gewünschte Gastemperatur einzustellen, hat dann besonderen Vorteil, wenn es sich um besonders empfindliches Trockengut handelt, und wenn eine Vermeidung des Taupunktes der Heizgase unbedingt erforderlich ist.
4. Überwachung der Trocknung während des Durchsatzes durch eingebaute Entnahmeschnecken. Es ist auf diese Art möglich, durch Analysierung der laufend entnommenen Proben, z. B. auf Wassergehalt oder Temperatur, Nachregelungen einzuschalten und damit Änderungen im laufenden Trockenvorgang sofort wirksam werden zu lassen.
5. Geregelte Führung des Trockengutes durch den Trockner und gleichmäßige Ausbreitung auf den einzelnen Tellern. Hierdurch läßt sich, verbunden mit dem häufigen Wenden der Kohle beim Abfall von einem Stockwerk zum anderen, eine gleichmäßige Trocknung des aufgegebenen Gutes erreichen. Gerade diese Gleichmäßigkeit der Trocknung der einzelnen Korngrößen ist bei Trommeltrocknern nicht in dem Ausmaß sicherzustellen, da eben beim Durchsatz durch einen Trommeltrockner die einzelnen Korngrößen diesen verschieden schnell durchwandern.
6. Fortfall von Entstaubungsvorrichtungen, da der Trockner infolge der Wirkung der Turbinen das Gas während des Durchsatzes entstaubt.

Betriebserfahrungen

Die Erstausführungen des Turbinentrockners und Turbinenkühlers haben sich im wesentlichen bewährt. Änderungen machen sich bei der jetzt im Bau befindlichen Anlage in konstruktiver Hinsicht an folgenden Punkten erforderlich:

1. Das Ringgerüst hat einschließlich des aufgegebenen Trockengutes ein Gewicht von rd. 90 t. Zur Lagerung der Welle diente ursprünglich ein Kugellager, das bei 10 U/min und 70 t Last eine Lebensdauer von 5 000 Betriebsstunden haben sollte. Da das Kugellager anstatt mit 70 t mit 90 t belastet wurde, dafür aber nur 1 U/min statt 10 U/min in Frage kamen, war angegeben worden, daß das Kugellager ein Mehrfaches der 5 000 Betriebsstunden an Lebensdauer haben sollte. Es hat aber nur 2 300 Betriebsstunden ausgehalten. Das Kugellager wurde daher durch ein Rollenlager ersetzt, das die 15fache Tragfähigkeit des Kugellagers hatte. Aber auch mit diesem Lager sind nur 9 000 Betriebsstunden erreicht worden. Für die im Bau befindliche Erweiterung der Anlage sollen daher noch stärkere Tonnenlager vorgesehen werden. Offenbar sind die bisherigen Erfahrungen über die Lebensdauer von Wälzlagern bei so geringer Drehzahl und bei den angegebenen Lasten nicht ausreichend genug. Es besteht auch die Möglichkeit, daß die ballige Scheibe des Wälzlagers in den Einstellscheibe bei solchen Belastungen sich nicht mehr bewegen kann, und daß somit Ungleichmäßigkeiten in der Belastung des Lagers nicht ausgeglichen werden und zu Überbeanspruchungen führen.
2. Der Trocknerboden war ursprünglich aus Blechen von 10 mm Stärke gebildet, die untereinander verschweißt waren. Diese Ausführungsart hat sich nicht bewährt, da die Blechnähte vielfach rissen und die Bleche sich stark warfen. Es sind deshalb die Trocknerböden bei den im Aufbau befindlichen Trocknern aus einzelnen Gußeisenplatten gebildet, die auf ihrer Unterseite Rippen tragen, die wiederum in U-Eisen geführt sind, so daß eine genügende Ausdehnungsmöglichkeit im Trocknerboden zu erwarten ist.
3. Anfressungen durch Niederschlag von Schwefelsäure-Wasser-Gemischen haben sich in mäßigen Grenzen gehalten und sind nur im oberen Teil des Trockners aufgetreten. Sie werden während des Betriebes naturgemäß bei 220° Abgastemperatur nicht wirksam. Da aber bei Stillegung, die regelmäßig Sonntags erfolgt, bei der Abkühlung des Trockners Schutzdampf aufgegeben wird, ist anzunehmen, daß dieser Umstand Niederschläge von Schwefelsäure-Wasser-Gemischen verursacht und zu Anfressungen, insbesondere an den Aufhängungen der Explosionsklappen, die nicht gut isoliert werden können, führt. Versuche, diesen Anfressungen durch Verwendung von Sonderwerkstoff oder Schutzanstrich zu begegnen, sind noch nicht abgeschlossen. Außerdem ist bei den neuen Trocknern eine bessere Isolation des Trocknerdaches vorgesehen.

Zusammenfassung

Es wurde der Turbinentrockner beschrieben, der im Rahmen eines besonderen Veredlungsverfahrens von Roh-

braunkohle zwecks Verminderung der Quellung von Braunkohlenbriketts Eingang in die Braunkohlenindustrie gefunden hat. Nach etwa dreijähriger Betriebszeit der Erstanlage kann gesagt werden, daß das Verfahren sich bewährt hat. Darüber hinaus dürfte der Turbinentrockner auf Grund der günstigen Betriebserfahrungen sich auch für andere Trocknungsaufgaben in der Braunkohlenaufbereitung anwenden lassen. So könnte man z. B. mit einem solchen Trockner in älteren Braunkohlenbrikettfabriken, wo Kesselabgase mit hohen Temperaturen anfallen, eine zusätzliche Trocknung grubenfeuchter Kohle auf Brikettwassergehalt durchführen, wobei die Anschaffungskosten wesentlich niedriger liegen, als sie für die Erstellung entsprechender Dampftrockner gleicher Trockenleistung und zugehöriger Dampferzeuger erforderlich sein würden. B 6498

VDI-Verlag G.m.b.H., Berlin NW 7 — Druck der Ernst Bieniger Druck- und Verlagsanstalt Berlin SW 68

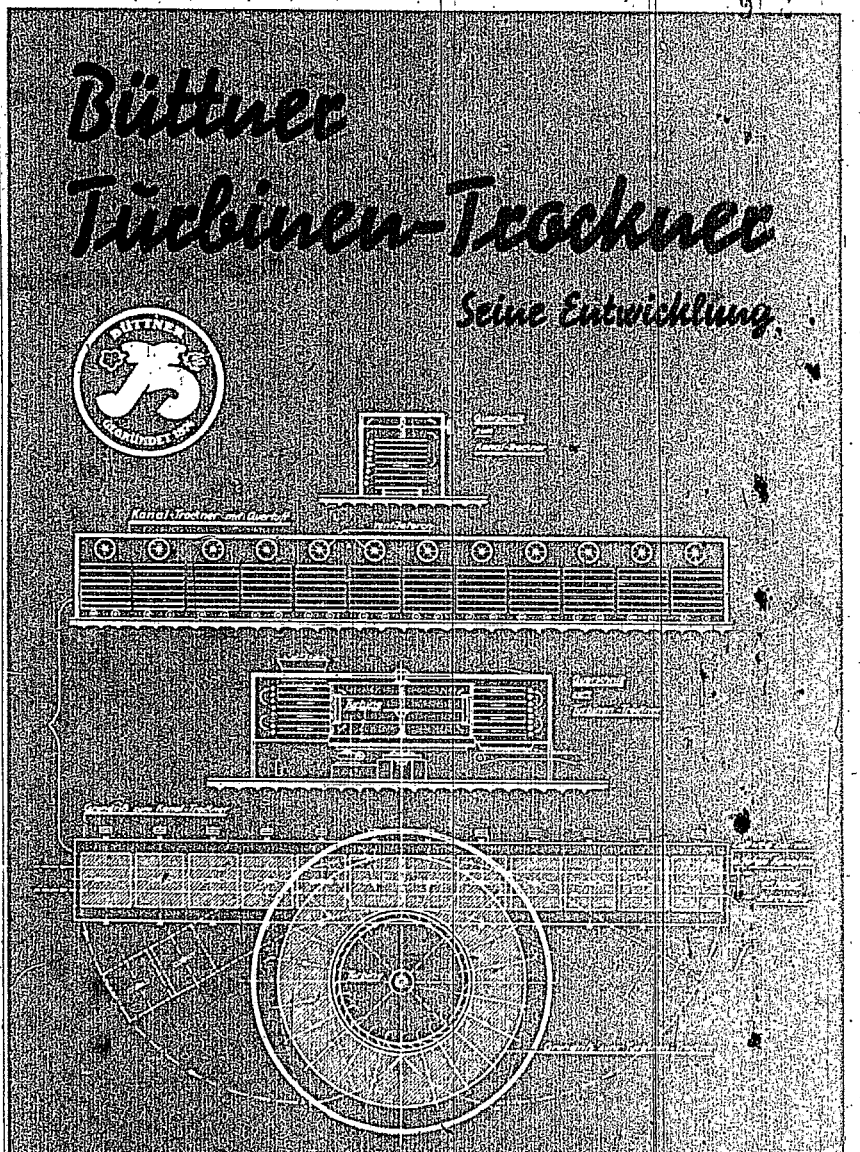
TITLE PAGE

17. Büttner Turbinen-Trockener - seine Entwicklung.
Büttner turbine dryer - its development.

Frame Nos. 962 - 969

Büttner Turbinen-Trockner

Seine Entwicklung



Entwicklungsschema

Unser Turbinentrockner ist in der Weise entstanden, daß wir den Kanaltrockner (für Vordenbetrieb oder Mehrbandbetrieb) aus seiner gradlinigen Form in die Form eines Ringes gebracht haben und die Belüftung durch Turbinen vornehmen, die zentral im Innern des Ringes angeordnet sind.

Dies führte uns zu einer äußerst einfachen Konstruktion, in der die zweckmäßig gestalteten einzelnen Elemente organisch vereinigt sind, so daß ähnliche Faktoren, die für die Trocknung Bedeutung haben, zur höchsten Wirkung kommen.

Nr. 210

[redacted]

Nr. 210

Ein Trockner setzt sich zusammen aus folgenden Einzelelementen:

1. **Luftbewegungselemente,**
2. **Heizungselemente,**
3. **Transportelemente,**
4. **Allgemeine Maschinen- und Konstruktionselemente.**

Die Gestaltung dieser Einzelelemente und die Art der Vereinigung in der Gesamtkonstruktion ist entscheidend für die wirksame Entfaltung aller Faktoren, welche die Trocknung und die wirtschaftliche Arbeitsweise einer Apparatur beeinflussen.

Welche Faktoren beeinflussen die Trocknung oder die wirtschaftliche Arbeitsweise einer Apparatur?

A. Luftführung im Hinblick auf die Trocknung:

1. Kurzer Luftweg über das Trockengut, weil sonst die Temperatur der Luft stark absinkt. Die Luft verliert an Trockenkraft, kommt an die Sättigungsgrenze, so daß Kondensation stattfindet.

2. Die gewälzte Luftmenge soll so groß wie möglich sein; weil dann großer Wärmeinhalt und dementsprechend geringer Temperaturabfall.

3. Die gewälzte Luft soll eine fortschreitende Bewegung machen entsprechend der zugeführten Frischluft an der Materialaustrittsstelle und Abluft an der Materialeintrittsstelle.

4. Die Temperatur der gewälzten fortschreitenden Luft soll entsprechend der erhöhten Wasseraufnahme steigen. Die Wasseraufnahme kann um so höher getrieben werden, je geringer der Temperaturabfall der gewälzten Luft ist.

5. Je höher die Temperatur der abziehenden Luft bei gleichzeitig höchster Sättigung, um so geringer die Abluftmenge und infolgedessen der Dampfverbrauch.

6. Um eine gleichmäßige Trocknung zu erzielen muß die Luft, über die einzelnen Flächen verteilt, das zu trocknende Gut gleichmäßig im Vor- und Rückstrom bestreichen.

B. Luftführung im Hinblick auf den Kraftbedarf:

1. Die zu wälzende Luftmenge soll möglichst mit gleichbleibender Geschwindigkeit und ohne wesentliche Spannung gewälzt werden. Luft durch das Trockengut drücken erfordert höhere Spannung, deshalb hohen Kraftbedarf; dies soll auch nur angewandt werden bei gekörntem/gleichmäßigem Material, weil sonst ungleichmäßige Trocknung. Beschleunigung der Luft und Zusammenziehung auf kleine Querschnitte mit darauffolgender Verzögerung der Geschwindigkeit und Verteilung auf große Querschnitte erfordert Kraft. Dasselbe tritt ein, wenn die Luft zwecks Verteilung gestaut und über Leitsysteme geführt wird.

2. Die Luftgeschwindigkeit ist dem zu trocknenden Gut anzupassen. Es muß beachtet werden, daß das Gut nicht aufgewirbelt wird. Um Beschleunigungen bzw. Verzögerungen der bewegten Luftmasse zu vermeiden, müßte diese den Ventilator mit der dem zu trocknenden Material angepaßten Geschwindigkeit durchströmen, d. h. die Abströmöffnung des Ventilators müßte gleich sein dem Querschnitt der Eintrittsöffnung, die zu den materialtragenden Flächen führt.

C. Heizfläche:

1. Die Heizfläche muß aufgelöst angeordnet werden, d. h. möglichst in einer Rohrreihe mit weiter Berippung. Jede weitere Rohrreihe und dichtere Berippung erfordert einen höheren Kraftaufwand. Dieser wächst im gleichen Verhältnis wie die Anzahl der Rohrreihen, d. h. zwei oder drei Rohrlagen erfordern die doppelte bzw. dreifache Kraft.

2. Die Auflösung der Heizfläche ist notwendig, weil sonst der Staub die Batterien zusetzt. Bei wirtschaftlich eingestellten Trocknern wird der Staub im letzten Teil des Trockners durch die gesättigte Atmosphäre feucht, so daß batterieähnliche Heizelemente zugesetzt werden würden.

3. Die Heizfläche muß leicht kontrolliert werden können.

D. Trockengut:

Das Trockengut muß in aufgelöster Form und dünner Schicht flächenartig ausgebreitet und zeitweilig umgelagert werden. Bei größeren Leistungen werden der Zulauf, der Durchlauf durch den Trockner und der Ablauf mechanisch bewirkt.

E. Mechanischer Teil:

1. Da durch den Durchlauf des Trockengutes und die Luftbewegung Staub aufgewirbelt wird, sind Bewegungselemente innerhalb des Trockners zu vermeiden, vor allen Dingen Lager usw., die geschmiert werden müssen, weil diese verschmutzen und abfallende Schmutzteile in das fertiggetrocknete Material gefangen könnten.

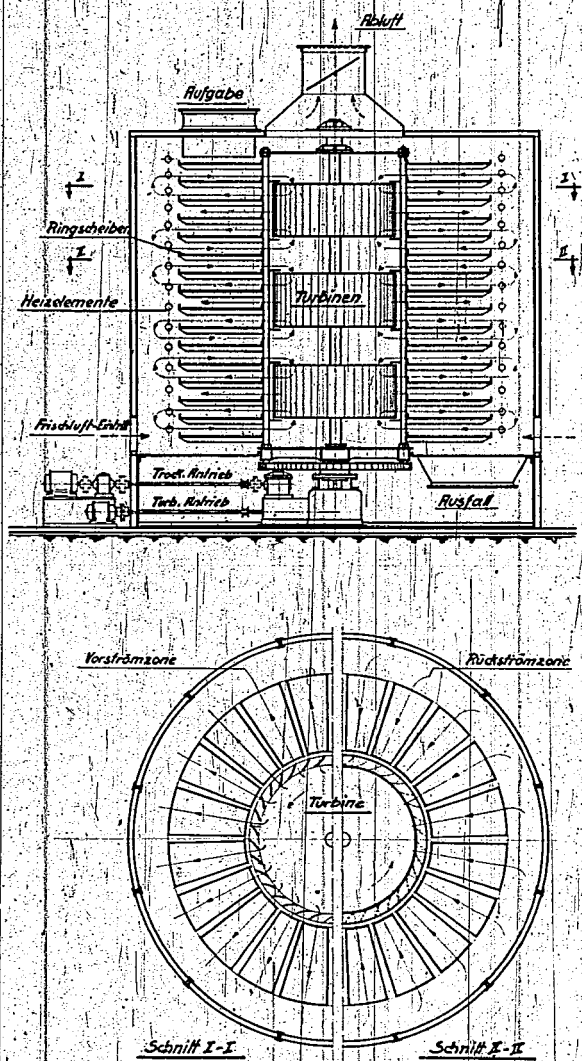
2. Der Staub darf sich an keiner Stelle innerhalb oder außerhalb des Trockners ablagern. Der von der Wälzluft mitgeführte Staub soll innerhalb des Trockners so abgeschieden werden, daß er in das Fertiggut abgeleitet wird.

3. Die ins Freie entweichende Abluft soll praktisch staubfrei sein.

F. Allgemeines:

Die Trockenanlage soll möglichst in allen Teilen leicht zugänglich sein.

3



Prüfen Sie
den schematisch dargestellten Turbinen-Trockner im Hinblick auf die vorstehend gestellten Forderungen.

4

Wir bemerken zu den einzelnen Punkten:

A. Luftführung im Hinblick auf die Trocknung:

1. Von den zentral angeordneten Turbinen wird der Luftstrom radial über die Ringscheibenbreite, das ist der kürzeste Weg, über das Trockengut im Vor- und Rückstrom bewegt.
2. Die Luft wird von dem Schaufelring der Turbine über den ganzen Umfang und die Höhe gleichmäßig abgeleitet, weil die Zuströmung ebenfalls über den ganzen Umfang erfolgt, und die Höhe der Turbine im Verhältnis zum Einströmquerschnitt sehr gering ist.
3. Je nach der Leistung werden mehrere Turbinen übereinander angeordnet. Im unteren Teil tritt die Frischluft ein, entsprechend der im oberen Teil abgeführten Abluftmenge, so daß die im Innern des Trockners gewälzte Luft, entsprechend der oben abgeführten Abluftmenge, nach oben steigt.
4. Die Heizfläche ist von unten nach oben verstärkt, so daß sich die stetig kreisende, nach oben ziehende Luft immer mehr erwärmt, entsprechend der Wasseraufnahme. Da die größtmögliche Luftmenge auf kürzestem Weg gewälzt wird, erreicht man den geringsten Temperaturabfall.
5. Entsprechend dem geringen Temperaturabfall kann man bis dicht unter die Sättigungsgrenze gehen, so daß die Abluft mit höchster Sättigung ins Freie zieht.
6. Da die Luft von dem Schaufelring der Turbine radial über die Ringscheiben bewegt wird, und zwar im Vor- und Rückstrom, muß die Trocknung an jeder Stelle gleichmäßig fortschreiten.

B. Luftführung im Hinblick auf den Kraftbedarf:

1. Die Ringscheiben sind um den Schaufelring der Turbine angeordnet. Die über den ganzen Umfang und die Höhe der Turbine ausströmende Luft hat eine fast gleichmäßige Geschwindigkeit von der Austritts- bis zur Eintrittsstelle der Turbine.
2. Der Austrittquerschnitt über den Umfang der Turbine ist so groß wie der Einströmquerschnitt zu den Trockenflächen, so daß man unmittelbar von der Bewegungsstelle aus das Trockengut mit den höchstzulässigen Luftgeschwindigkeiten anblasen kann. Da jede Einschnürung fortfällt, kann man mit einem äußerst geringen Kraftaufwand große Luftmengen wälzen.

C. Heizfläche:

1. Die Heizfläche ist in einer Rohrreihe um das Ringscheibensystem angeordnet. Auf diese Art wird eine fast widerstandsfreie Überspülung dieser Flächen erreicht.
2. Bei entsprechender Gestaltung der Heizrohre wird eine Ablagerung von Staub vermieden. Es ist ausgeschlossen, daß sich die Heizrohre zusetzen.
3. Zwischen Heizfläche und Gehäusewand ist ein breiter Kontrollgang, der eine leichte Überprüfung des gesamten Trockners ermöglicht.

D. Trockengut:

Das Trockengut wird aufgelöst, in dünner Schicht auf die obere Scheibe des sich drehenden Ringscheibensystems aufgegeben und nach einmaliger Umdrehung auf die nächste Scheibe übergeleitet, umgelagert und wieder ausgebreitet. Aufgabevorrichtung, innere Gestaltung des Trockners sowie Abzugelemente sind dem zu trocknenden Gut angepaßt.

E. Mechanischer Teil:

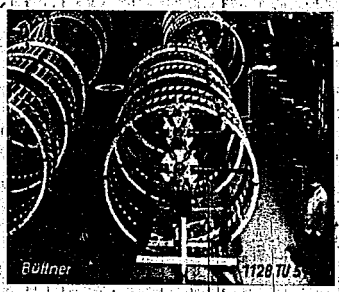
1. Innerhalb des Trockners sind keine Bewegungselemente. Auf zwei zentralen Punkten unten und oben ist die Bewegung des Ringscheibensystems und ebenfalls die Lagerung des Belüftungssystems zusammengezogen. Diese Lagerstellen liegen außerhalb des Trockners und sind leicht zugänglich. Eine Verschmutzung des zu trocknenden Gutes durch Lagerfett usw. ist ausgeschlossen.

2. Das ringförmige Gehäuse begrenzt den Trockner, deshalb keine Ablagerstellen für Staub. Der in dem Trockner absinkende Staub gelangt auf den Boden des Trockners und wird durch Bodenausräumer restlos in das unten auslaufende Fertigprodukt abgeleitet.

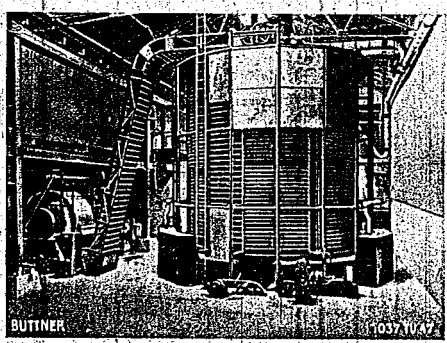
3. Die radial abströmende Luft wird an der Gehäusewand nach oben und unten abgelenkt. An diesen Umlenkstellen wird der Staub ausgeschieden. Derselbe sinkt an der Gehäusewand nach unten auf den Boden. Dasselbe geschieht an den Umlenkstellen vor den Schaufelringen der Turbinen. Der hier ausgeschiedene Staub gelangt auf den Boden des Ringgerüstes und wird hier, vermittels auf der Turbinenwelle befestigtem Windflügel auf den Gehäuseboden geleitet. Der Trockner arbeitet wie ein vollkommener Zyklon. Man hat an einer Reihe ausgeführter Anlagen für staubige Produkte festgestellt, daß die Abluft des Turbinentrockners staubfrei ist.

F. Allgemeines:

Der Trockner ist in allen Teilen leicht zugänglich. Die offene Bauart der Turbinen, die nur aus einem schmalen Schaufelring mit Naben und Speichen bestehen, ermöglicht die leichte Zugänglichkeit in das Innere des Ringscheibensystems. (Siehe nebenstehende Abbildung.)



Durch den rings um das Scheibensystem vorgesehenen breiten Kontrollgang ist jeder Teil des Ringscheibensystems leicht zugänglich gemacht.



Über einem Teil des Umfanges fehlt ein Heizelement, und gegenüber dieser Stelle sind in der Gehäusewand von oben bis unten Türen, so daß das gesamte Innere des Trockners auch von außen während des Betriebes leicht kontrolliert werden kann. Unterhalb des Trockners liegt der Antrieb für das Ringscheibensystem und auch der für die Turbinenwelle.

Die nebenstehende Abbildung zeigt eine von 200 bereits ausgeführten Anlagen.