

621200
020779

A 27 3446-30/5.01-43
I.

Beschreibung einer Anlage zur Herstellung von C₃-
bezw. B₄-Kraftstoff aus ungarischem Erdölbenzin.

Nach dem von der Ruhrchemie entwickelten, dem Lizenzvertrage zugrunde liegenden Verfahren gelingt es, durch entsprechende Feindestillation aus ungarischen Erdölbenzinen hochwertige Komponenten abzutrennen, die vereinigt die Eigenschaften eines Fliegerbenzins vom Typ der C₃- bzw. B₄-Kraftstoffe geben. In der beigehefteten Abbildung 1 und 2 sind die Überladekurven der so erhaltenen Kraftstoffe dargestellt. Man sieht, daß der C₃-Kraftstoff folgende Werte ergibt:

<u>Luftüberschußzahl</u>	<u>pme kg/cm²</u>
0,7	16,8
0,8	16,5
0,9	15,4
1,0	13,6
1,1	12,1
1,2	11,4
1,3	11,6

Dabei sind die sonstigen Zahlen des C₃-Kraftstoffes folgende:

MOZ	77
MOZ + 1,2 Pb/l	95
d ₂₀	0,737
n _{D20}	1,416
Jodzahl	0,0
Neutralisationszahl	0,0
Anilinpunkt	35°
Abblasetest der ungebleiten Probe mg/100 com	1,3
Reiddruck	0,34

000780

Die Siedekurve nach Engler verläuft etwa folgendermaßen:

Siedebeginn	58°
10 %	67°
20 %	72°
30 %	75°
40 %	82°
50 %	89°
60 %	97°
70 %	104°
80 %	115°
90 %	128°
95 %	138°

Destillationsverlust 1,5 %.

Für den durch Feindestillation gewonnenen Kraftstoff vom B₄-Typ gelten die folgenden Zahlen:

<u>Luftüberschuszahl</u>	<u>pme kg/cm²</u>
0,7	13,4
0,8	13,0
0,9	11,9
-1,0	10,6
1,1	9,9
1,2	9,8
1,3	10,2

Die übrigen Daten sind folgende:

MOZ	69
MOZ + 1,2 Pb/l	88
d ₂₀	0,728
n _{D20}	1,409
Jodzahl	0,0
Neutralisationszahl	0,0
Anilinpunkt	46°
Abblasetest der ungebleiten Probe mg/100 ccm	2,0
Reiddruck	0,29

Die Siedekurve nach Engler verläuft etwa folgendermaßen:

Siedebeginn	58°
10 %	70°
20 %	75°
30 %	79°
40 %	84°
50 %	88°
60 %	94°
70 %	104°
80 %	113°
90 %	126°
95 %	135°

Destillationsverlust 2,0 %.

Im Falle der Herstellung beider Benzine fällt außerdem noch eine Fraktion an, die zur Herstellung von Toluol geeignet ist. Die Fraktion hat etwa folgende Eigenschaften: Siedegrenze 98 - 102°, Dichte bei 20° = 0,750. Sie besteht aus ca. 23 % n-Heptan und 71 % Methylcyclohexan. Als Verunreinigung enthält sie weniger als 5 % i-Heptan, ca. 0,8 % Toluol und ca. 0,2 % i"-Octan.

Wenn Fliegerbenzin vom C₃-Typ hergestellt wird, fällt eine gewisse Menge Autobenzin an, dessen Eigenschaften durch folgende Zahlen gekennzeichnet sind:

MOZ	56
MOZ + 0,45 Pb/l	76
d ₂₀	0,726
n _{D20}	1,408
Jodzahl	0,0
Neutralisationszahl	0,0
Anilinpunkt	55°
Abblasetest der ungebleiten Probe	1,5
mg/100-ccm	
Reiddruck	0,5

000731

Die Siedekurve nach Engler verläuft etwa so:

Siedebeginn	50°
5 %	68°
10 %	75°
20 %	82°
30 %	85°
40 %	88°
50 %	94°
60 %	100°
70 %	112°
80 %	128°
90 %	144°
95 %	158°

Destillationsverlust = 2,5 %

Bei der Herstellung von Fliegerbenzin vom B₄-Typ wird ein leichtes Dieselöl gewonnen, das folgende Eigenschaften hat:

Cetanzahl	40
d ₂₀	0,766
n _{D20}	1,428
Jodzahl	0,0
Neutralisationszahl	0,0
Anilinpunkt	53°
Stockpunkt	<-70°
Flammpunkt nach Abel-Pensky	+18°
V ₂₀	1,004°E

Die Siedekurve nach Engler verläuft etwa so:

Siedebeginn	133°
45 % sieden bis	140°
70 % " "	150°
95 % " "	175°

Alle genannten Zahlen sind charakteristische Richtzahlen der gewonnenen Produkte. Die Mengenverhältnisse, in denen die Produkte in unserer halbtechnischen Versuchsanlage gewonnen wurden, waren folgende:

	Trennung unter Herstellung von C ₃ -Kraftstoff	Trennung unter Herstellung von B ₄ -Kraftstoff
Fliegerbenzin	46,1 Vol.%	81,3 Vol.%
Autobenzin	42,4 "	-
Dieselöl	-	5,5 "
C ₇ -Fraktion zur Toluolherstellung	11,5 "	11,5 "

Nach unseren Untersuchungen sind die wesentlichsten Komponenten des ungarischen Benzins die folgenden:

Nr.	Bezeichnung	Mol.%	Siedepunkt	MOZ	d ₂₀
1	n-Butan	2,2	-0,5°	92	0,582
2	i-Pentan	4,7	28°	88	0,621
3	n-Pentan	6,6	36°	60	0,626
4	i ^{''} -Hexan	1,0	50 - 58°	95	0,655
5	i ['] -Hexan	7,2	60 - 63°	75	0,658
6	n -Hexan	9,4	69°	25	0,659
7	Cyclopentan	0,6	50°	83	0,746
8	Methylcyclopentan	8,0	72°	82	0,750
9	Benzol	5,3	80°	108	0,880
10	Cyclohexan	4,0	81°	77	0,779
11	i ^{''} -Heptan	3,5	~83°	~88	~0,684
12	i ['] -Heptan	5,6	90 - 92°	45	~0,684
13	n -Heptan	3,7	98°	0	0,684
14	Methylcyclohexan	12,0	101°	71	0,769
15	Toluol	5,8	111°	110	0,867
16	i ^{''} -Octan	0,4	~110°	~80	~0,703
17	i ['] -Octan	4,4	~118°	35	~0,703
18	Dimethylcyclohexan	2,5	~122°	~75	~0,775

600783

Nr.	Bezeichnung	Mol. %	Siedepunkt	MOZ	d ₂₀
19	n-Octan	2,4	125°	-16	0,703
20	Xylol	4,2	~137°	~110	~0,865
21	i ⁿ -Nonan	1,2	~135°	~75	~0,718
22	i ^l -Nonan	2,0	~143°	~15	~0,718
23	n-Nonan	3,4	151°	~-30	0,718
24	Höher siedende Kohlenwasserstoffe		-	-	-

Der Aufbau der Feindestillationsanlage sei anhand des beigehefteten Schemas (Abb. 3) näher erläutert. Bei einem Jahreseinsatz von 50.000 t werden bei 300 Arbeitstagen stündlich 75.750 Mol Benzin in die Anlage eingespeist, aus denen 1.675 Mol bei gewöhnlichem Druck und gewöhnlicher Temperatur gasförmige Kohlenwasserstoffe, wie Propan und Butan, in einer ersten Stabilisierkolonne abgetrennt werden. Das Sumpfprodukt der Stabilisation (74.075 Mol) geht in die Vordestillation A und wird hier in 28.365 Mol Kopfprodukt und 45.710 Mol Sumpfprodukt zerlegt. Das Kopfprodukt der Kolonne A gelangt zur Feindestillation in die Kolonne II, in der über Kopf 12.600 Mol Fliegerbenzinfraction anfallen, während 15.765 Mol Sumpfprodukt in die Kolonne III weitergehen, in der 10.945 Mol Autobenzinfraction als Kopfprodukt abgetrennt werden, während 4.820 Mol Sumpfprodukt, das dem Fliegerbenzin beigemischt wird, anfallen. Das Sumpfprodukt aus der Vordestillation A in einer Menge von 45.710 Mol geht in eine zweite Vordestillation B und wird in 26.720 Mol Kopfprodukt und 18.990 Mol Sumpfprodukt zerlegt. Das Kopfprodukt aus Kolonne B wird in der Kolonne IV weiter aufgeteilt in 7.245 Mol Kopfprodukt, das mit den 4.820 Mol Sumpfprodukt aus der Kolonne III zu 12.065 Mol einer Fliegerbenzinfraction vereinigt wird, und in 19.475 Mol Sumpfprodukt, das zur Kolonne V geleitet wird. Hier werden 8.355 Mol Kopfprodukt für Autobenzin abgetrennt, die 11.120 Mol Sumpfprodukt gehen in Kolonne VI. Über Kopf der Kolonne VI werden 8.335 Mol Einsatzprodukt für die Aromatisierung abgenommen. Das Sumpf-

000784

00078/5

produkt aus Vordestillation B in einer Menge von 18.990 Mol geht in eine dritte Feindestillationsgruppe. Hier werden in der Kolonne VII 5.255 Mol über Kopf abgenommen, die mit den 2.785 Mol Sumpfprodukt aus der Kolonne VI zu einer Fliegerbenzinfraction von 8.040 Mol vereinigt werden. Das Sumpfprodukt der Kolonne VII in einer Menge von 13.735 Mol geht in die Kolonne VIII, in der 5.595 Mol Autobenzin als Kopfprodukt und 8.140 Mol Sumpfprodukt, das zur Kolonne IX geleitet wird, abgenommen werden. In der Kolonne IX werden als Kopfprodukt 4.915 Mol Fliegerbenzinfraction und als Sumpfprodukt 3.225 Mol Autobenzinfraction gewonnen.

Damit ergibt sich eine Gesamtmenge an Fliegerbenzin von 37.620 Mol, an Autobenzin von 29.795 Mol und an Einsatzprodukt für die Aromatisierung von 8.335 Mol. In der beigehefteten Tabelle (Abb. 4) ist die ungefähre Zusammensetzung der Einsatz-, Kopf- und Sumpfprodukte aller Kolonnen angegeben, wobei die Bezeichnung so gewählt ist, daß die fortlaufenden Zahlen 1 - 24 die Produkte bezeichnen in der gleichen Reihenfolge, wie sie in der Tabelle über die Zusammensetzung des ungarischen Benzins oben aufgeführt ist, während die Buchstaben E = Einsatzprodukt, K = Kopfprodukt und S = Sumpfprodukt und die als Indices beigegebenen Nummern bzw. Buchstaben, wie I, II, A usw., die Nummern der betreffenden Kolonnen bedeuten.

Die verwendeten Kolonnen werden folgendermaßen ausgelegt:

<u>Kolonne</u>	<u>Anzahl der Kittelböden</u>	<u>Rücklaufverhältnis</u>
I	77	1 : 50
A	126	1 : 10
II	120	1 : 8
III	224	1 : 20
B	96	1 : 7
IV	85	1 : 12
V	102	1 : 12

000786

<u>Kolonne</u>	<u>Anzahl der Kittelböden</u>	<u>Rücklaufverhältnis</u>
VI	120	1 : 14
VII	140	1 : 21
VIII	140	1 : 15
IX	140	1 : 20

Die Regelung der Kolonne erfolgt automatisch. Bei den Kittelböden ist ein Wirkungsgrad von 0,35 theoretischen Böden pro Boden angenommen, wie er auch in der Versuchsanlage in Holtten festgestellt wurde.

Soll in der Destillationsanlage statt C₃-Kraftstoff ein B₄-Kraftstoff gewonnen werden, so vereinfacht sich das Herstellungsverfahren, wie auch aus der beigehefteten Abb. 5 zu erkennen ist, in der folgenden Weise. Das Kopfprodukt der Kolonne A, die mit einem gedrosselten Rücklaufverhältnis von etwa 1 : 5 gefahren werden kann, wird gleich als Fliegerbenzinfraction abgenommen. Die Kolonnen II und III bleiben außer Betrieb. Kolonne B und Kolonne IV können ebenfalls mit einem schwächeren Rücklaufverhältnis gefahren werden, während die Kolonnen V und VI mit einem Rücklaufverhältnis von 1 : 12 bzw. 1 : 14 wie bei der Herstellung von C₃-Kraftstoff arbeiten müssen. Das Rücklaufverhältnis der Kolonnen VII und VIII kann wiederum bis auf etwa 1 : 5 verringert werden, Kolonne IX dagegen muß mit dem vollen Rücklaufverhältnis von 1 : 20 betrieben werden. In das Fliegerbenzin gehen die Kopfprodukte der Kolonnen A, IV, V, VII, VIII und IX, zur Herstellung von Toluol eignet sich das Kopfprodukt der Kolonne VI und als Dieselöl fällt das Sumpfprodukt der Kolonne IX an.

060787

II.

Beschreibung einer Anlage zur Herstellung von Toluol

Für die Herstellung von Reintoluol aus ungarischen Erdölbenzinen kommen nach unseren Untersuchungen bei Einsatz eines Benzins gleicher Qualität, wie es in Holten vorhanden gewesen ist, 11,5 Vol. % zum Einsatz. Diese Fraktion siedet zwischen 98 und 102°. Sie besteht aus weniger als 5 % einfach verzweigtem Heptan, 23 % n-Heptan, 71 % Methylcyclohexan, 0,8 % Toluol und 0,2 % doppelt verzweigtem C₈. Bei den Versuchen in unserem Laboratorium mit dieser Fraktion wurden bei 460° mittlerer Kontakttemperatur und 13 Vol. % Kontaktbelastung, d.h. 130 ccm Einsatz pro 1 l Kontakt und pro Stunde reiner Reaktionszeit, im Mittel etwa folgende Werte erhalten:

92,0	Gew. %	Flüssigausbeute mit 43 Vol. % Toluol im Flüssigprodukt
3,0	"	Crackgas
3,5	"	H ₂
1,6	"	Kohlenstoff am Kontakt.

In der Flüssigausbeute sind neben unumgesetzter C₇-Fraktion in kleineren Mengen auch C₅- und C₆-Kohlenwasserstoffe enthalten. Durch Destillation kann das nicht umgesetzte Einsatzprodukt von dem gebildeten Toluol abgetrennt werden. Dieses abdestillierte Einsatzprodukt gelangt wieder zum Einsatz.

Rechnet man die Ausbeuten auf vollständige Umsetzung aus, so wurden in unseren Versuchen erhalten:

80,0	Gew. %	unraffiniertes Toluol
15,1	"	C ₅ C ₆
5,5	"	Spaltgas
6,4	"	H ₂
3,0	"	Kohlenstoff

Kreislaufverhältnis = 1,82.

Das Kreislaufverhältnis von 1,82 bedeutet, daß das 1,82-fache des Frischeinsatzes als wirklicher Einsatz durch die Anlage

990788

durchgesetzt werden muß. Bei der Refinement des Toluols mit Schwefelsäure und nachfolgender Destillation traten etwa 7 % Verluste auf, sodaß aus 80 % Rohtoluol 74 % Reintoluol erhalten wurden. Um hinsichtlich der Ausbeute vollkommen sicher zu gehen, schlagen wir aber vor, mit einem Toluolwert von 63 % des Einsatzes zu rechnen. Demnach würden bei einem Einsatz von 5.750 t Aromatisierungsfraction in der Anlage ca. 3.650 t Reintoluol erzeugt werden können. Das gewonnene Toluol hat im allgemeinen folgende Daten:

korrigierter Siedepunkt 110,8°
90 % gehen über nach Krämer-Spilker innerhalb von 0,2°
95 % " " " " " " " " 0,3°
Säuretest praktisch = 0
Jodzahl = 0
d₂₀ = 0,8664

Die Anlage sei an Hand des beigehefteten Schemas (Abb. 6) näher erläutert. Der Frischeinsatz wird aus dem Einsatztank 1 mit der Pumpe 2 in einen Röhrenofen 3 gedrückt und hier auf 450 - 500° erwärmt. Von dem Röhrenofen gelangt das Einsatzprodukt abwechselnd über automatisch gesteuerte Schaltventile, die doppelt gesichert sind, in den Reaktor 4a bzw. in den Reaktor 4b. Aus den Reaktoren geht das Produkt weiter in die mit den Reaktoren verbundenen Abhitzeessel 5a bzw. 5b und nach diesen in die Reaktionsgemischkühlung 6. Die in der Kühlung abgeschiedenen Kondensate sammeln sich in dem Sammel-tank 7. Das Gas geht weiter durch den Wärmeaustauscher 9, den Solekühler 10, den Ammoniakkühler 11 und den Druckkälte-wascher 12, nachdem es vorher in dem Kompressor 8 auf etwa 10 Atm. komprimiert worden ist. In den Kühlern scheiden sich Flüssigkondensate ab, die alle in dem Sammel-tank 7 gesammelt werden. Die Gase, die im Druckwascher 12 zum Schluß mit gekühltem Toluol zwecks Absorption der in ihnen enthaltenen C₅- und C₆-Kohlenwasserstoffe gewaschen worden sind, gehen

000789

im Wärmeaustausch aus der Anlage heraus und sammeln sich in dem Wasserstoffdruckspeicher 13. Die Flüssigprodukte gelangen aus dem Sammel-tank 7 über einen Vorwärmer in die Kolonne 14 und werden hier von dem gebildeten C_5C_6 befreit. Das Bodenprodukt aus 14 geht in die Kolonne 15. Hier werden Heptan und Methylcyclohexan vom gebildeten Toluol durch Feindestillation abgetrennt. Heptan und Methylcyclohexan sammeln sich in dem Zwischenbehälter 16 und werden von dort mit der Pumpe 17 in den Einsatz-tank 1 zurückgedrückt, während das Toluol aus der Vorlage 18 mit der Pumpe 19 über Meßbehälter 21 und Pumpe 22 in die Raffination 23 gedrückt wird. In den Kühlern 20 wird das Produkt auf die gewünschte Raffinationstemperatur heruntergekühlt. In dem Agitator 23, der säurefest ausgekleidet ist, wird das Toluol mit Schwefelsäure, Wasser und Natronlauge behandelt und sodann im Zwischenbehälter 24 gestapelt. Von diesem Zwischenbehälter gelangt es über die Pumpe 25, durch die Toluol-desulfurierung 26, über den Wärmeaustauscher 27 in die Toluolredestillation 28. Nach der Redestillation wird das Produkt in dem Zwischenbehälter 29 gestapelt und mit der Pumpe 30 zur Verladung gebracht.

Die in den Reaktoren 4a und 4b verlaufende Umwandlung von Heptan und Methylcyclohexan in Toluol ist eine stark wärmeverbrauchende Reaktion. So werden für 1 kg Einsatz bei der Aromatisierung unter den oben geschilderten Verhältnissen ca. 260 Kalorien benötigt. Die Reaktoren sind mit je etwa $15 \text{ m}^3 = \text{ca. } 10 - 12 \text{ t}$ Kontakt, der auf einem gekühlten Sieb lagert, gefüllt. Der Kontakt enthält gewichtsmäßig etwa 18 % Chromoxyd, 80,5 % Aluminiumoxyd und 1,5 % Alkali. Die Temperatur im Reaktor beträgt während der Reaktion im Mittel etwa 470° . Die Temperatur in den oberen Schichten des Reaktors ist um etwa $50 - 60^\circ$ tiefer als in den unteren Schichten. Im Laufe der Reaktion, die etwa eine halbe Stunde dauert, fällt die mittlere Temperatur in allen Schichten um etwa 60° . Das Bild der Reaktion sieht also so aus, daß zu Beginn der Reaktion oben eine Temperatur von etwa 470° , unten eine

000790

Temperatur von etwa 530° herrscht. Am Ende der Reaktion ist die Temperatur oben auf etwa 410° und unten auf etwa 470° abgefallen.

Nach beendigter Reaktion wird der Reaktor mit Wasserstoff ausgespült. Zu diesem Zweck wird aus dem H_2 -Druckspeicher 13 eine entsprechende Menge Wasserstoff (ca. $2.000\text{ m}^3/\text{h}$) entspannt und über den Rekuperator 31 und doppelt gesicherte, automatisch gesteuerte Schaltventile in den Reaktor 4a bzw. 4b eingeleitet. Das Spülgas nimmt dann denselben Weg wie die Reaktionsprodukte.

Anschließend wird der Reaktor mit Rauchgas durchblasen. Das Rauchgas, das in der Rauchgaserzeugung 32 erzeugt worden ist, kommt aus dem Gasometer 33 und wird mit dem Gebläse 34 nach Aufheizung im Rekuperator 31 zu den Reaktoren gedrückt. Es verdrängt dort den Wasserstoff und verläßt nach Durchgang durch die Abhitzeessel 5a bzw. 5b durch die Schornsteine 35a bzw. 35b die Anlage.

Nachdem der Reaktor mit Rauchgas gespült worden ist, wird das Rauchgasansaugventil vor dem Gebläse 34 geschlossen und durch Öffnen eines anderen automatisch gesteuerten Ventiles Luft in einer Menge von ca. $2.000\text{ m}^3/\text{h}$ mit dem Gebläse 34 über den Rekuperator 31 zu dem Reaktor 4a bzw. 4b geblasen. Hierbei verbrennt der auf dem Kontakt abgeschiedene Kohlenstoff. Es lagern sich etwa $0,9\text{ g}$ Kohlenstoff während der Reaktionsperiode pro kg Kontakt ab. Durch die Verbrennung des Kohlenstoffs ergibt sich eine Erwärmung des Kontaktes um ca. 30° .

16200
000791

Nach vollständiger Verbrennung des Kohlenstoffs wird der Reaktor wiederum kurz mit Rauchgas (ca. 2.000 m³/h) ausgeblasen. Bei der Verbrennung hat sich der Kontakt etwas oxidiert und zwar nimmt er pro kg etwa 2,2 g Sauerstoff auf. Vor Beginn der neuen Reaktionsperiode muß der Kontakt mit Wasserstoff reduziert werden. Daher wird aus dem H₂-Druckspeicher 13 eine entsprechende Menge Wasserstoff mit einer Strömungsgeschwindigkeit von ca. 2.000 m³/h über den Rekupe- rator 31 zu dem Reaktor 4a bzw. 4b geleitet. Nach Durch- tritt durch den Abhitzekeessel 5a bzw. 5b wird der Reduk- tionswasserstoff in dem Kühler 35, der neben dem Kühler 6 liegt, gekühlt und steht für weitere Zwecke zur Verwendung. Es werden etwa 10 % des gebildeten Wasserstoffs zur Wasser- bildung bzw. Reduktion verbraucht. Durch die Reduktion tritt eine weitere Temperaturerhöhung des Kontaktes um etwa 30° ein.

Damit hat der Kontakt, der eine spezifische Wärme von 0,25 hat, pro kg etwa 15 Kalorien gespeichert, die ausreichen, um etwa 0,06 kg Einsatzprodukt in der erwünschten Weise umzu- setzen. Da die Beaufschlagung des Kontaktes mit Einsatzprodukt ca. 13 % beträgt, ergibt sich bei einem Schüttgewicht des Kontaktes von etwa 0,7, daß die Reaktionszeit etwa eine halbe Stunde beträgt. Die Regenerierzeit teilt sich etwa folgendermaßen auf: Wasserstoffspülung 5 Min., Rauchgasblasung 2 Min., Luftblasung 10 Min., Rauchgasblasung 2 Min., Reduktion 10 Min. Damit ergibt sich ein Verhältnis von Reaktions- zu Regenerierzeit von 1 : 1. Das bedeutet, daß immer 1 Reaktor auf Reaktion, der andere Reaktor auf Regenerierung steht.

Die Temperatureinstellung des Reaktors erfolgt einmal durch die Einstellung der Luft-, Wasserstoff- und Benzinvorwärmung und andererseits durch die Höhe der Beaufschlagung des Kon- taktes mit Benzin während der Reaktionsperiode.

Dr. H. M. ...

6 Anlagen

000792

Rohchemie R-G.
H.L. 42/3/2

Abb. 1

$\rho_{rel} \text{ Kg/cm}^2$

20
19
18
17
16
15
14
13
12
11
10
9
8
7
6

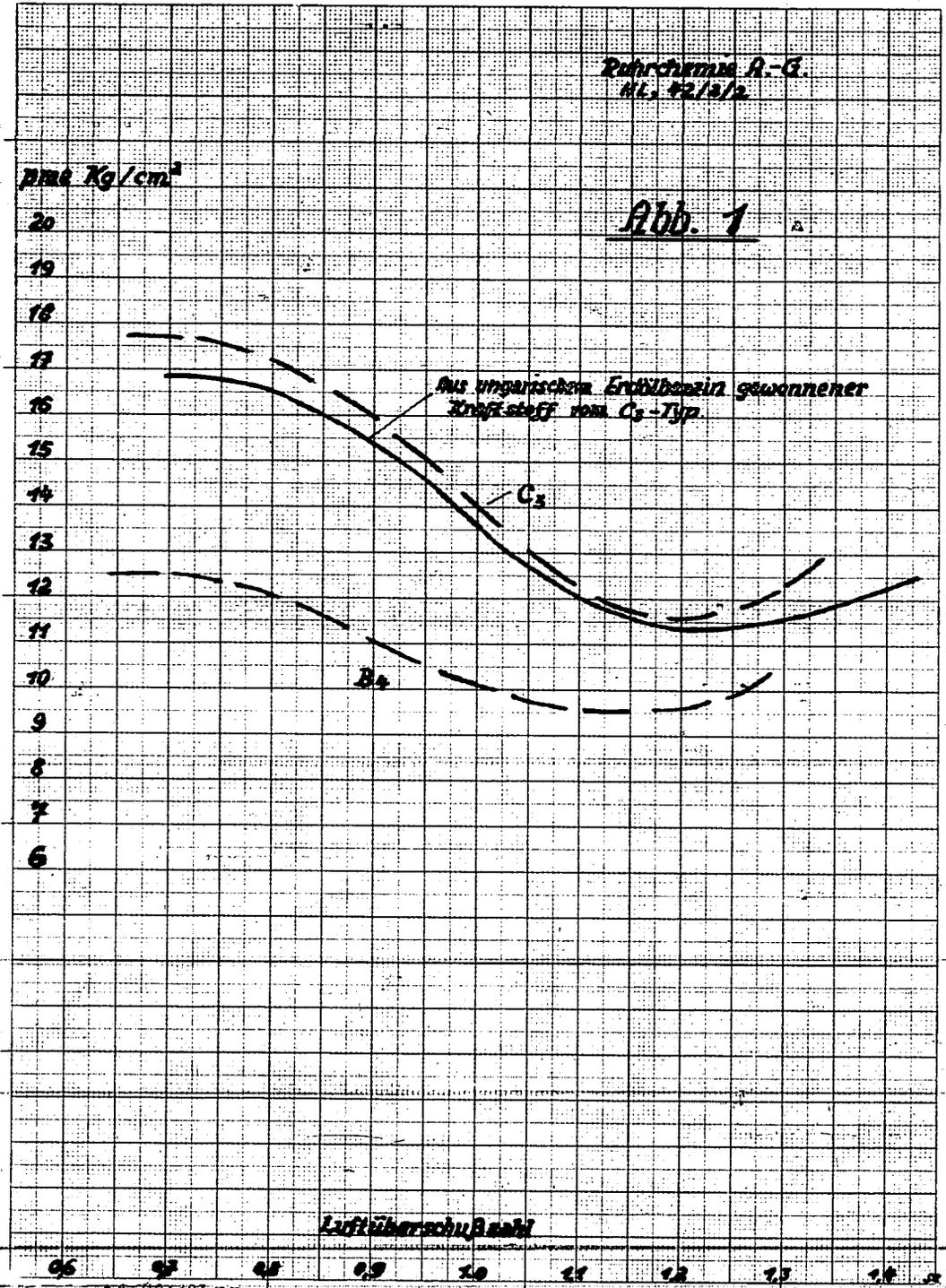
Aus ungarischem Erdölbenzin gewonnener Kraftstoff vom C₃-Typ

C₃

B₄

Luftüberschußzahl

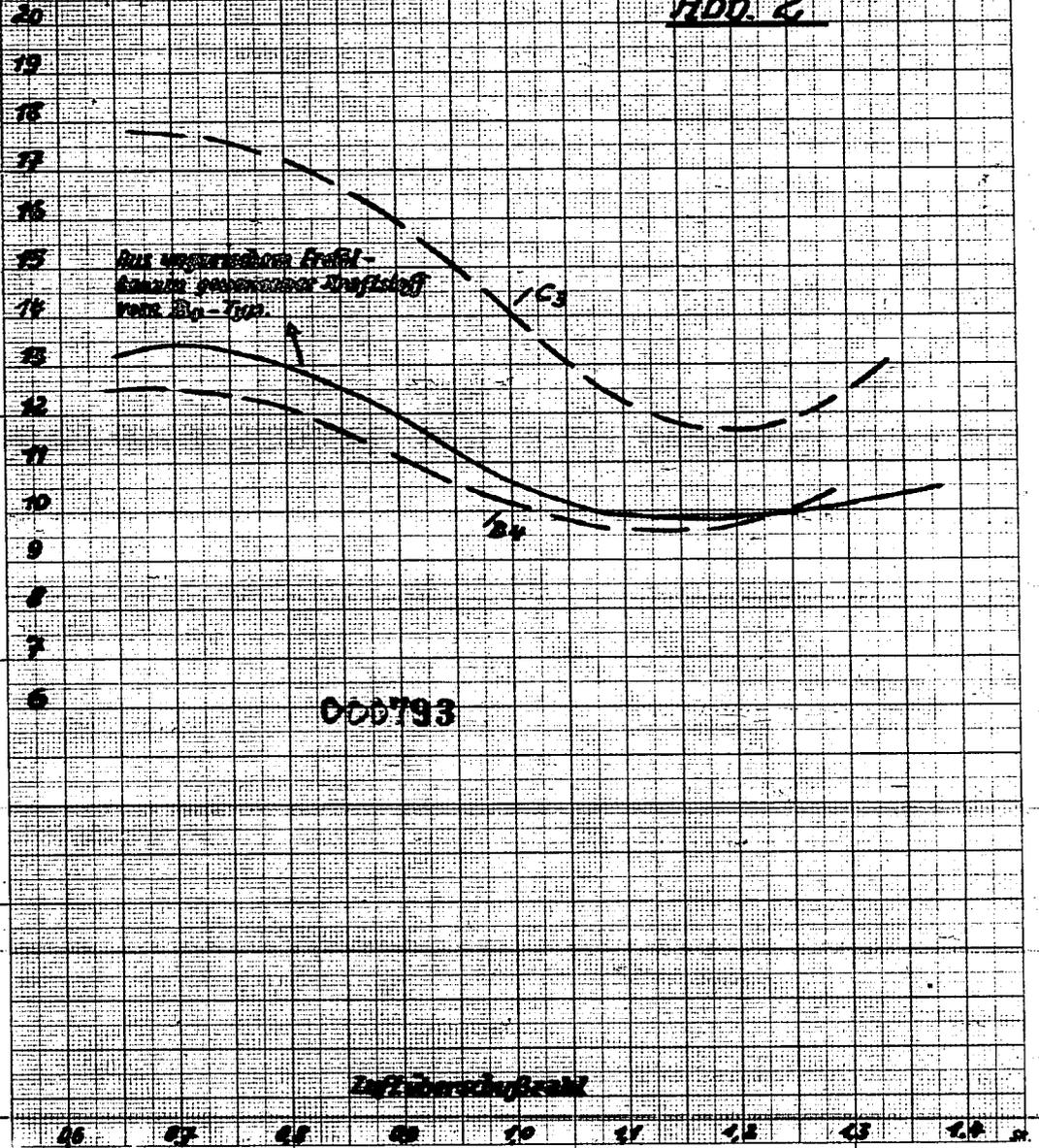
0,6 0,7 0,8 0,9 1,0 1,1 1,2 1,3 1,4



Zürcherstr. A.-G.
Nr. 62/12/12

mm² Kg/cm²

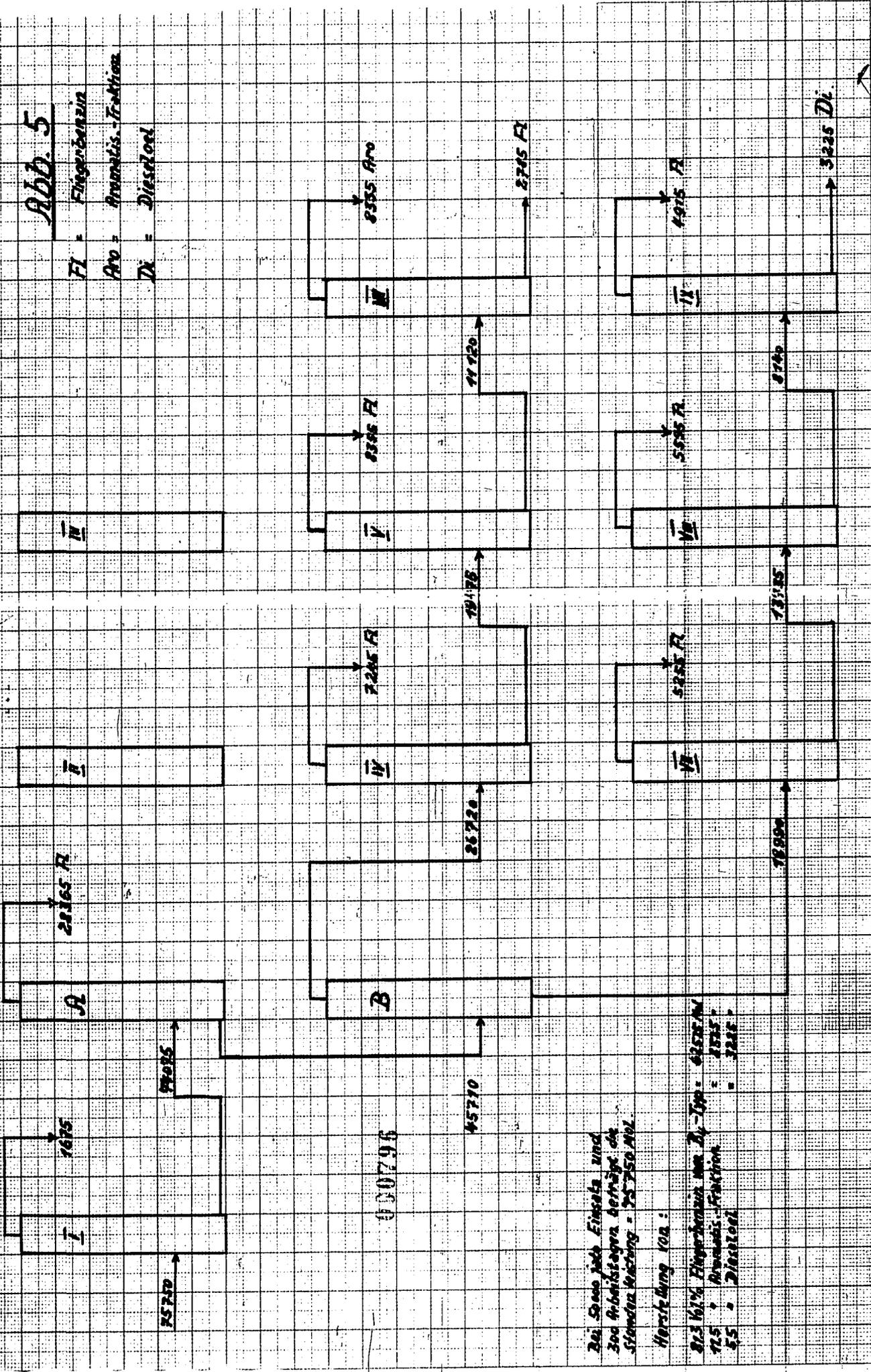
Abb. 2



Rührmaschine A-C
Nr. 43/2/2

Abb. 5

FI = Fingerkranz
Aro = Aronatis-Funktion
Di = Dieselloch



000796

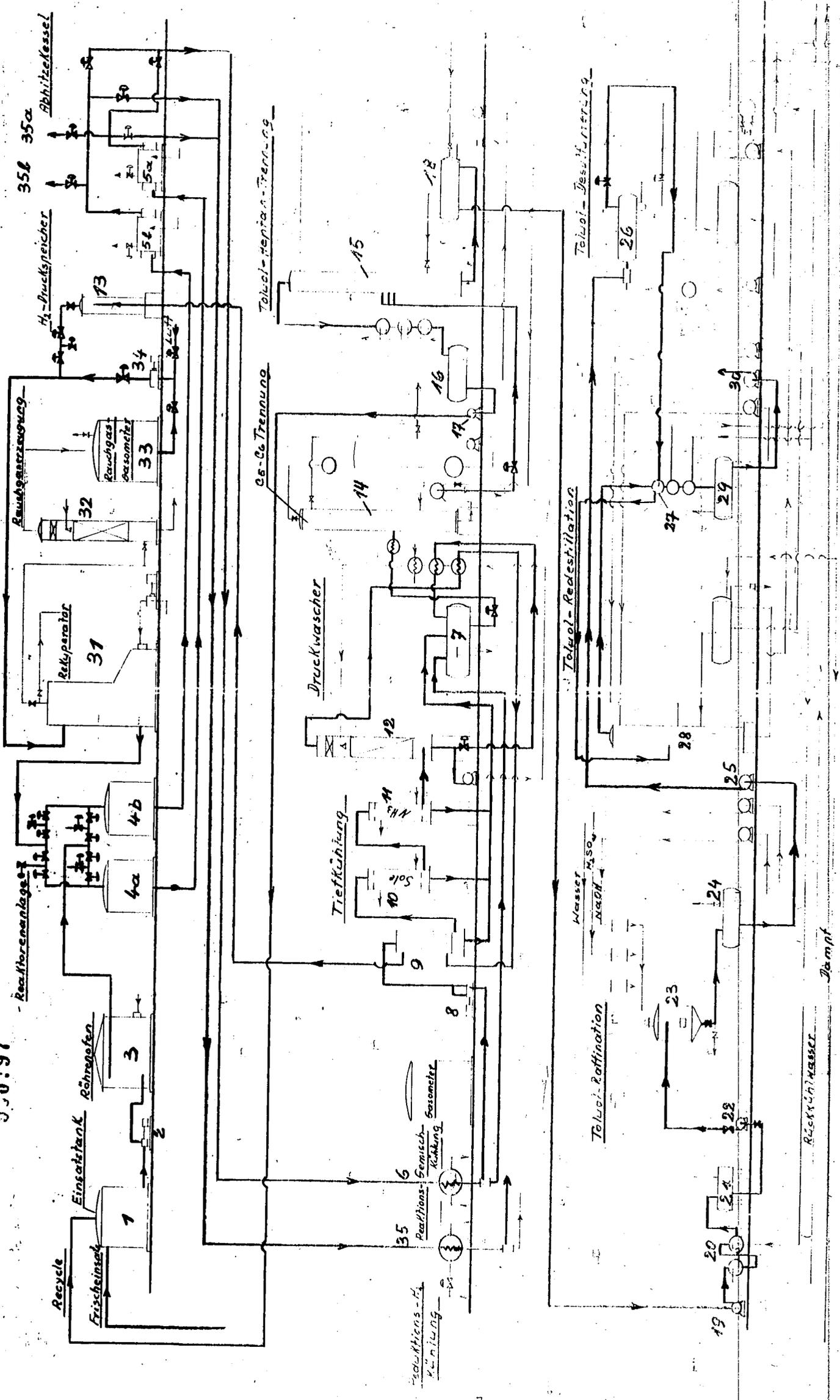
Zu Seite 106
300 Arbeitstage beträgt die
Standardleistung = 75.750 MW

Herschlung von:
81,3 1/2% Fingerkranz von Di-Typ = 6358 MW
11,5 % Aronatis-Funktion = 1555
5,5 % Dieselloch = 7215

Kuhrechemie A-G
ML 42/2/2

930797

Abb. 6.



Cyclisierungsanlage mit anssl. Gewinnung von Reintoluol.