

verschiedene Verfahren - Vergleiche

I.G. Farbenindustrie Akt.-Ges.,
z. Händen d. Herrn Dr. Hübner,

Hochdruckversuche
Ludwigshafen am Rhein.

AWP 16. Juli 1943.
Dr. P./Kl./ 34183

Fischersynthese.

In der Anlage erhalten Sie eine Ausarbeitung unserer Abteilung für Wirtschaftlichkeitsprüfung, die unter teilweiser Benutzung Ihrer Unterlagen zustande gekommen ist.

Für die Gaserzeugung im Winklergenerator hatten sich bereits gelegentlich von Unterhaltungen zwischen Ihnen und unserem Herrn Dr. Pohl recht beträchtliche Unterschiede in der Veranschlagung der Anlagekosten gezeigt, die auch bei nochmaliger Überprüfung nicht verschwunden sind. Wir haben daher die Ihren bisherigen vergleichbaren Arbeiten zugrundeliegenden Werte neben den unseren aufgeführt.

Wir hoffen, Ihnen mit unseren Ausführungen gedient zu haben.

AMMONIAKWERK MERSEBURG
Gesellschaft mit beschränkter Haftung

Anlage. (A.N. 2569)

Durchschlag: AWP Berlin
AWP Me.

~~AWP~~ ~~Satz~~

~~AWP~~ Langheinrich

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr. Po./P.

Leuna-Werke, den 6. Juli 1943
Aktennotiz Nr.: 2569
Exemplar Nr.: 7

Aktennotiz:

Erzeugung von 100 000 tato Primärprodukt flüssig
nach dem Fischerverfahren (10 atü, Co-Kontakt)
auf Basis nichtbackender Steinkohle.

Vom Reichsamt (Dr. Hübner, Dr. Becker) wird ein Vergleich der Kohle veredlungsverfahren durchgeführt. Gedacht ist an oberschlesische Verhältnisse. Über die anzunehmenden Eigenschaften der Besatzkohle liegen keine näheren Angaben vor. Bezüglich der **V e r s c h w e - l u n g** werden die bereits vorgängig durch das Reichsamt benutzten Daten unverändert übernommen.

Für die Vergasung ist dem Vorschlag Dr. Beckers entsprechend die Sauerstoffvergasung nach Winkler eingesetzt. Ähnlich liegt das kontinuierliche O₂-Verfahren.

Es muss darauf hingewiesen werden, dass durch diese teuersten Gas-erzeugungsverfahren bei einem Vergleich zwischen Fischerverfahren und Hydrierung das erstere insofern erheblich ungünstiger gestellt wird, als für Fischer etwa dreimal soviel Gas/t Produkt gebraucht wird wie für die Kohlehydrierung, der Gasanteil bei Fischer also einen ganz bedeutend höheren Anlage- und Produktionskostenanteil darstellt.

Aus diesem Grunde haben wir eine Vergasung nach dem gewöhnlichen Wassergasverfahren an die Seite gestellt. Für letzteres ist allerdings ein Koks von 40 mm erforderlich, sodass die Wahl des Fabrikationsortes vom Vorkommen einer Kohle entsprechender Verschmelzbarkeit abhängig gemacht bzw. der Standort der Produktionsstätte entsprechend gewählt werden müsste.

Bei der Sauerstoffvergasung nach Winkler ergeben sich nach den uns zur Verfügung stehenden Unterlagen Anlagekosten, die erheblich höher sind, als die vom Reichsamt in analoger Weise für die H₂-Herstellung in der Hydrierung eingesetzten Werte. In der Anlage (2) sind diese Werte ohne Diskussion nebeneinandergestellt.

Das **R e s t g a s** der Synthese ist mit seinem Heizwert eingesetzt. Würde man es im Röhrenofen spalten und zur Synthesegasherstellung heranziehen, so würde eine zusätzliche Kohlenmenge zur Energieerzeugung, ferner eine entsprechende Vergrößerung des Kesselhauses erforderlich werden; die Schwelerei, Vergasung und Gasreinigung dagegen würden erheblich kleiner.

Auch der Anfall an anderen Nebenprodukten, wie der im Wassergasgenerator nicht vergasbare Koks 40 mm, sind einfach ohne Diskussion ihrer Verwendung aufgeführt, wie dies auch in den übrigen vom Reichsamt ausgearbeiteten Vergleichsfällen geschehen ist.

Es werden folgende Annahmen gemacht (Reichsamt):

Kohle mit 8% H₂O (TK₈) 7 000 WE/kg
Koksausbeute 72,5% (Koks, wasserfrei/TK₀)
Teerausbeute 10,1% (bezogen auf TK₀)
Schwefelwasser 10 % (" " ")
mit 5 kg/m³ verwertbaren Phenolen

Kokskörnung: 0 - 5 mm 4,7 %
5 - 20 " 13,-- %
20 " 82,3 %
40 " 75 %

Schwelgasanfall: 495 Nm³/t TK₀
HW_u 2 000 WE/Nm³

Für die Fischersynthese haben wir folgende Daten zugrundegelegt:

Ausbeute / Nm³ CO+H₂: 140 g Primärprodukt flüssig
+ 15 g Gasöl

Produktverteilung: (Primärprodukt flüssig = 100 %)

Primärbenzin 150°	31	%
Dieselöl	42	%
Paraffingatsch	13,5	%
Hartparaffin	13,5	%
	<u>100,0</u>	%

Aufarbeitung der Syntheseprodukte:

Die flüssigen Primärprodukte werden durch Destillation zerlegt in Benzin, Dieselöl, Paraffingatsch und Hartparaffin. Benzin wird stabilisiert.

Die C₃/C₄ Kohlenwasserstoffe werden mittels Ölwäsche aus dem Restgas herausgenommen und zu Treibgas verflüssigt.

Ferner Lagertanks und Abfüllstationen.

Es wird mit 8.760 Betriebsstunden/Jahr gerechnet

Es ergeben sich folgende spezifischen Zahlen:

Bei Gaserzeugung im:
Wassergasgenerator Winkler-Sauerstoff
je t Primärprodukt flüssig je t Primärprodukt flüssig

Verbräuche:

Kokskohle (TK ₀)	9,75 t TK ₀ (=7,07 t Gesamtkoks) davon 5,3 t >40 mm	8 t (=5,8 t Halbkoks)
Energiekohle (5 000 WE)	-	1,4 t
Überschussgas	1 000 WE Heizgas	-

Nebenprodukte:

Gasol (flüssig)	0,10 t	0,10 t
Halbkoks <40 mm	1,77 t	-
Schwelteer	0,99 t	0,81 t
Phenole aus Abwasser ca.	4,4 kg	ca. 4,4 kg
Winklerstaub	-	1,- t
Schwefel	26 kg	" 22 kg

Kohl

Erzeugung von 100 000 tate Primärprod. fl. nach Fischer 10 atü
bei Synthesegasherstellung (81 600 Nm³/h CO+H₂ (100 %) im Wassergasgenerator.

Anlage 1.

	Einsatz → Hauptprodukt	Nebenprodukte	E n e r g i e n / h				Wasser m ³	Anlagekosten Mio RM
			HDD(20)	NDD	kWh	Heisgas Mio WE		
A. Schwelerei Schwelwasserreinigung	Steinkohle (TK ₀) ↓ Halbkohle >40 mm		3,3	8	2 100	50	24,5	
	112 stute (=975 000 tate) 61 " (=530 000 ")	Halbkohle <10 mm 20 stute (=177 000 tate) Teer 11,3 " (= 98 500 ") Phenole 0,05 " (=440 tate) (aus Schwelwasser)	0,5	1		110	0,5 (einschl. Nebenanlagen u. Sonderkosten) 25,0	
B. Gasreinigung Generatoren Trockenreinigung Konvertierung Kompression Feinreinigung	Halbkohle >40 mm Rohgas ↓ Reingas 10 atü		115	70	2 800		Anzahl 14 + 2 12,0 2,5 1,1	
	61 stute (=530 000 tate) 96 500 m ³ (=86 000 CO+H ₂) 33 000 m ³ eff. 110 000 m ³ (=81 600 CO+H ₂)	Schwefel 0,3 stute	15		600 13 500	9	" 7 + 1 7,7 2,3 Gasbehälter 2x30 000 1,2 Rohrnetze 5 % 1,3 28,1	
C. Synthese Aufarbeitung	Reingas 10 atü ↓ Primärprod. flüssig + Gasöl		40			55	16,0	
	11,4 stute (=100 000 tate) 1,1 " (= 10 000 ")		15		200	2	3,0 19,0	
D. Energien Kesselhaus f. 60 stute Turbinen f. 25 000 kW Wasserpump f. 2 400 m ³ /h	Höchst DD (110 atü) gasbeheizt						2,1 5,0 0,7 7,8	
					(Selbstverbr.) 2 200			
Nebenanlagen				10	3 000	3		
Insgesamt:			121,2	89	24 400	101	2 400 79,9	
Nach Befriedigung der Energiezentrale (D) bleiben zur freien Verfügung:							45	Hinsu kommen Nebenanlagen u. Sonderkosten für B,C u.D. in Höhe von zus. etwa 50% der Hauptanlagewerte.

Erzeugung von 100 000 tate Primärprod. fl. nach Fischer 10 atü
 bei Synthesegasherstellung (81 600 Nm³/h CO+H₂ (100%) im Winklergenerator mit Sauerstoff.

	Einsatz → Hauptprodukt	Nebenprodukte	Energie / h					Anlagekosten Mio RM
			HDD(20)	NBD	kWh	Heizgas Mio WE	Wasser m ³	
A. Schwelerei	Steinkohle 91 stute (=800 000 tate) (TK) ↓		2,7	6,5	1 700	40 30	20,0	
Schwelwasser- reinigung	Halbkoks 66 stute (=580 000 tate) 0-8 mm (gebrochen)	Teer 9,2 stute (=81 000 tate) Phenole 0,05 " (=440 tate) (aus Schwelwasser)	0,5	1,0			0,5 20,5 (einschl. Neben- anlagen u. Sonder- kosten)	
B. Gaserzeugung	Halbkoks 66 stute (=580 000 tate) 0-8 mm ↓ Generatoren Trockenreinigung Konvertierung Kompression ₃ (144 000 m ³) ↓ Druckwäsche Sauerstoff- Fabrik	(Winklerstaub) 12 stute Schwefel 0,25 stute	80 16	69	2 200 800 16 500 6 000 18 500		<u>Reichsamt</u> 5,8 2,8 3,8 5,0 5,0 9,0 1,2 1,6 34,2 <u>Lohn</u> Anzahl 2+1 9,0 3,0 5+1 3,0 7+1 9,0 5,0 (30 000 m ³ O ₂ /h) 10 St. 15,0 Gasbehälter (2 x 30 000 1,2) (1 x 20 000 0,5) Rohrnetze 5 % 2,3 48,0	
C. Synthese	Reingas eff. 110 000 m ³ (= 81 600 CO+H ₂) 10 atü		40			55	16,0	
Aufarbeitung	Primärprod. fl. 11,4 stute (=100 000 tate) + Gasol 1,1 " (= 10 000 ")		15		200	2	3,0 19,0	
D. Energien	Kesselhaus 2.200 stute Höchst DD 110 stute gasbeheizt 90 " aus Kohle Turbinen 1.55 000 kW				(Selbst- verbr.) 4 600		10,0 10,0 1,5 21,5	
Nebenanlagen				10	3 000	3		
Insgesamt			85,8	85,5	53 300	100	5 000 95,2 <u>109,2</u>	
Nach Umformung der Gutschriften in der Energiezentrale (D) werden zusätzlich benötigt <u>Energiekohle</u> (5 000 WE/kg) 16 stute = 140 000 tate							Hierzu kommen Nebenanlagen u. Sonderkosten für B, C u. D in Höhe von zusammen etwa 50 % der Hauptanlagewerte.	

Aktennotiz.

Betr. Vergasung backender Steinkohle nach Huth-Chapmann.

Besichtigung der Generatorenanlage der Karlshütte zu Leskowitz bei Friedeck (Mähr. Ostrau).

Die Anlage dient zur Herstellung von Heizgas vorwiegend für die Vorwärmung von Masseln und Grobblechen für das Blechwalzwerk. Für diesen Zweck werden an die Qualität des Gases spezielle Ansprüche gestellt. Neben einem hohen Heizwert und leuchtender Flamme wird ein möglichst niedriger Wasserstoffgehalt angestrebt. Ersteres wird erreicht durch Belassung des Teeres im warmen Rohgas, letzteres durch möglichst knappen Dampfzusatz; dadurch notwendig werdende Stocharbeiten werden in Kauf genommen. Ausserdem wird der Dampfzusatz dadurch niedrig gehalten, dass der Dampf nicht im Gesamtwind gleichmässig verteilt zugesetzt wird, sondern als "Peripheriedampf" in die bekanntlich stets bevorzugt belastete Ringzone am Mantel des Generators eingeblasen wird (Ausführung Huth).

Die zur Vergasung gelangende Kohle ist eine backende Steinkohle des Karviner Reviers (Fortschrittschacht, Berg- und Hüttenwerke Gesellschaft, Mähr. Ostrau, der auch die Karlshütte gehört), sie hat folgende Eigenschaften:

Feuchtigkeit:	5 %	Kohlenstoff:	71 %
Asche:	8 %	Wasserstoff:	4,5 "
Teer n. Fischer:	12 %	Schwefel:	1,5 "
flüchtige Bestandteile:	36 %	Sauerstoff:	} 10 %
unt. Heizwert	6 600 WE/kg.	Stickstoff:	

Alle Angaben auf den Anlieferungszustand bezogen. Angabe über Backzahl liegt nicht vor, die Kohle wird von den dortigen Herren nicht als besonders stark backend angesprochen.

Die Anlage besteht aus 10 Generatoren 2,6 m Ø, die zehnte Einheit ist erst in Montage. Der Gesamtdurchsatz beträgt

ca. 150 tato

bei einer Gasleistung von

20 000 Nm³/h trocken eff. oder ca. 40 000 KWE/h im Nutzgas.

Die Leistung eines einzelnen Generators beträgt bei der eingehaltenen Arbeitsweise 17 tato, auf Grund der Garantie von Huth auf maximal 25 tato, aber bei wesentlich schlechterem Heizwert des Gases.

Vorrichtungen zur Kühlung und Teerabscheidung existieren nicht: das die Anlage mit 400-500° verlassende Gas wird in ausgemauerten Leitungen den Verbrauchern teerhaltig zugeführt. Der sich in den Gasleitungen ablagernde Staub und Asphalt wird in periodischen Zeitsabständen (etwa alle 6 Wochen) ausgebrannt, während dieser Zeit liegt das ganze Werk still.

Der Teergehalt des Gases beträgt nach Angabe ca. 30 g/Nm³, es entspräche dies einem Teerausbringen nach Fischer von 82,5 %. Die Angabe ist vermutlich auf eine fehlerhafte Probenahme zur Teerbestimmung im Gas zurückzuführen. Unserer Schätzung nach beträgt das Teerausbringen bei einer solchen Arbeitsweise nur etwa 50 % vom analytischen Teergehalt der Kohle.

Die Zusammensetzung des teer- und wasserdampffreien Gases ist folgende:

	CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	Schwefel g/Nm ³
während des Stochens	4	27	10,5	3,5	55 Vol%	1-2
sonst	3	30	8	6	53 "	1-2

Die Stochzeiten machen etwa 20 % der Laufzeit aus. Der hohe CH₄-Gehalt ist die Folge davon, dass etwa 50 % des Teeres gekrackt werden. Die Kohle fällt beim Gichten in das offene Feuer.

Die wichtigsten Betriebsdaten sind folgende:

- Gaseausbaute: 3,3 Nm³ trocken je 1 kg Kohle 5 % H₂O
- Dampfzusatz: 425 g/kg Kohle = 0,08 t/1000 KWE
- Rohgastemperatur: 500-600° C
- C-Gehalt d. Schlacke: 9 %
- Schmelzpunkt d. Asche: 1215°.

Abtizedampf wird nicht gewonnen; die Generatoren haben keine Wassermäntel, da kein gereinigtes Wasser zur Verfügung steht. Die Bekämpfung des Anbackens von Schlacken an die Ausmauerung erfolgt durch den Peripheriedampf und Stocharbeit.

Der Chapmanrührer macht 4 Umdrehungen in der Stunde. Oberhalb des Kreuzes sind auf jedem Arm je 4 gegen die Drehrichtung verstellbare Schaufeln angebracht, welche die obere Schicht der Vergasungszone ständig durchwühlen und so ein Zusammenbacken derselben verhindern sollen. An der Unterkante des Rührers sind je Arm je 4 lotrecht nach unten weisende Daumen angebracht, die in der unteren Vergasungszone wühlen und eine Verschlackung verhindern sollen. Die Unterkante der Daumen arbeitet etwa 50-60 cm unterhalb Oberkante Brennstoffschüttung.

Die ganze Arbeitsweise ist nur denkbar bei relativ langsamerer Durchsatzgeschwindigkeit und absolut niedriger Brennstoffschüttung. Ein höherer Durchsatz würde zwangsläufig eine höhere Brennstoffschüttung bedingen, wobei der Rührer nach oben hin verdrängt wird und die Arbeit der Daumen aus der Verschlackungszone herausverlegt wird. Nach Angabe des Betriebsführers arbeitet die Vorrichtung zur Zufriedenheit. Mit einer wirklich stark backenden

Kohle liegen keine Erfahrungen vor. Mittelachse und Rührarme sind innen wassergekühlt. Eine starke Verzunderung der im Gasraum und in der Brennstoffschicht arbeitenden Teile ist nicht zu beobachten gewesen. Man rechnet mit einer Lebensdauer des Rührers von ca. 10 Jahren; die Anlage ist seit 1930 in Betrieb. Dabei ist jedoch der H₂S-Gehalt des Gases sehr niedrig (1-2g Nm³); bei höherem S-Gehalt (6-10g) ist voraussichtlich mit stärkerer Verzunderung zu rechnen.

Die Übertragung der Arbeitsweise auf einen Schwelgenerator erscheint aufgrund des vorliegenden Befundes nur dann möglich, wenn es gelingt, die Backzone soweit nach oben zu verlegen, dass der Rührer in ihrem Bereich zur Auswirkung kommen kann. Dies ginge konform mit den neuen Bestrebungen, bei der Schwelung anstelle des üblichen Schweltees direkt zu einem den Anforderungen der Marine gerechtem Heizöl zu gelangen, setzt aber voraus, dass man mit einer wesentlich höheren Temperatur in den Unterteil des Schwelschachtes hineinfährt (ca 700° gegenüber 500-600° wie vorgesehen) und eine Vortreckung des Brennstoffes vornimmt. Letzteres wäre technisch ohne weiteres durchführbar, bedingt nur eine weitere Arbeitsbühne und den zusätzlichen Aufwand an Eisen bzw. Anlagekapital. Die Erhöhung der Klargastemperatur ist jedoch nur möglich durch eine wesentliche Senkung des Dampfzusatzes zum Unterwind, wobei man aber die Bildung von Schlacke und die dadurch erforderlichen Stockarbeiten in Kauf nehmen muss. Ausserdem müsste angestrebt werden, einen Rührer zu konstruieren, der tiefer arbeitet, wie der zur Zeit für die gewöhnliche Vergasung übliche.

Selbst wenn die Vergasung backender Kohle mit Hilfe der Chapman-Einrichtung technisch einwandfrei durchführbar wäre, so ist das nur mit einer Erschwerung der Betriebsführung und einer Verteuerung des Gases möglich.

Es ist deshalb auf alle Fälle dringend von der Vergasung backender Kohle abzuraten.

Durchschlag: Herrn Obering. Hoffmann, Bitterfeld
" " Röcke,
" Dir. Dr. Henning, Moosbierbaum
" Obering. Sabel.

Wergl. 1943
Berlin NW. 7, den 8.6.1943
Dr. Lgh/m.

Produktionen und Eisenbedarf für Verarbeitung von
1 Mill t Kohle/Jahr

1) Steinkohlenschwelerei.

635 000 t Schwelkoks
54 800 t Heizöl
5 800 t Autobenzin
4 500 t C₃+C₄
11 300 t Pech
5 910 t Abwasser-Phenole
413 · 10⁹ kcal Heizgas-Überschuss
28 000 t Eisenbedarf

2) Steinkohlenschwelerei + Teerhydrierung.

616 000 t Schwelkoks (H₂ über Koks nach Winkler)
62 400 t Fliegerbenzin = 69 000 t Autobenzin
15 500 t C₃+C₄ 1)
2 400 t C₂ 1)
1 030 t Abwasser-Phenole
57 000 t Eisenbedarf

3) Kohlehydrierung.

162 000 t Fliegerbenzin
50 000 t C₃+C₄ 1)
11 800 t C₂
1 540 t Abwasser-Phenole
162 000 t Eisenbedarf

1) bei Autobenzinerzeugung geringerer Anfall an C₂, C₃, C₄-KW.

Durchschlag

8.6.49

Herrn Dr. Lgh.
Hil. Ausruf Dr. Pohl, Lerna.

Der Schneider hat der AWS den Auftrag
erteilt, einen Vergleich zwischen Kupfrierung
und Schwelbung auszustellen und zwar nach
dem Gesichtspunkte, dass beide Verfahren
Große liefern, die zum Antrieb von Motoren
geeignet sind. Es ^{sind} ~~wären~~ dabei folgende
Zahlen von Interesse:

- die Ausbeute an Kohlenwasserstoffen bzw. Kohle,
- Bedarf an Kohle,
- " " Wasser mit Berücksichtigung
des Eisenbedarfes für Fahrtraggeneratoren.

Die Anfrage von Dr. Schneider ist darauf zurück-
zuführen, dass Herr Spitz in seinem letzten
Beitrag im Spitzblatt von der grossen Rolle
des Schwelkohlens für Generatorenbetrieb ge-
sprochen hat.

Vielleicht kann Dr. Häting von Pöhlitz einige
Materia mitbringen?

Dr. Pohl

Dr. Lgh/m. 8.6.1943

I. G. Farbenindustrie Aktiengesellschaft
Büro Dr. Langhennrich
BERLIN NW 7, Dorotheenstraße 33

Berlin NW 7, den 8.6.1943
Dr. Lgh/m.

Produktionen und Eisenbedarf für Verarbeitung von
1 Mill. t Kohle/Jahr

1) Steinkohlenschwelerei.

- 635 000 t Schwelkoks
- 54 800 t Heizöl
- 5 800 t Autobenzin
- 4 500 t C₃+C₄
- 11 300 t Pech¹⁾
- 5 910 t Abwasser-Phenole
- 413 · 10⁹ kcal Heizgas-Überschuss
- 28 000 t Eisenbedarf

2) Steinkohlenschwelerei + Teerhydrierung.

- 616 000 t Schwelkoks (H₂ über Koks nach Winkler)
- 62 400 t Fliegerbenzin²⁾ = 69 000 t Autobenzin
- 15 500 t C₃+C₄ 1)
- 2 400 t C₂ 1)
- 1 030 t Abwasser-Phenole
- 57 000 t Eisenbedarf

3) Kohlehydrierung.

- 162 000 t Fliegerbenzin
- 50 000 t C₃+C₄ 1)
- 11 800 t C₂
- 1 540 t Abwasser-Phenole
- 162 000 t Eisenbedarf

1) bei Autobenzinerzeugung geringerer Anfall an C₂, C₃, C₄-KW.

Fischer'sche These Lemma

Abteilung für
Wirtschaftlichkeitsprüfung
Dr. Fri./Sti.

1000 t

Leuna Werke, den 1. November 1938.

Opertini

Büro Dr. Langheinrich	
Eingang	Langheinrich - 1092 -
Beantw.	<i>Frothwanlage</i>
Ablage	

Fischersynthese in Leuna ^{g3.} bei 10 atü.

Produktion Primärprodukt:	tato	2 000	3 000	5 000	10 000
Gasbedarf m ³ /h					
CO + H ₂ 100%		1 530	2 300	3 830	7 660
entspr. Meth. Synthesegas 97,2%		1 575	2 370	3 945	7 890
" O-Wassergas		1 545	2 320	3 870	7 740
Prozent des heutigen Be- darfs der Methanolfabrik % (30 000 m ³ /h)		5,3	8,0	13,3	26,6

Preis für 1 000 m³ Methanolsynthesegas H₂S-frei bei 25 atü RM 30,-

" " 1 000 m³ CO + H₂ " " RM 30,86.

Verteuerung gegenüber einem Gaspreis von 24,18 RM/1 000 m³ CO + H₂
von RM 236,64 um RM 43,33 auf 279,97 RM/t Primärprodukt.

1/4