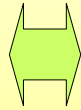


2.1.4. Nachwachsende Rohstoffe
2.1.4.1. Kohlenhydrate

ASPEKTE NACHWACHSENDER ROHSTOFFE

- Für:**
- Schonung fossiler Ressourcen
 - Schonung der Umwelt
 - Energieeinsparung
 - günstige CO₂ Bilanz
 - Abbau von Agrarüberschüssen
 - Abbaubarkeit
 - Innovationsanstoß



- Wider:**
- Monokulturen
 - Landnutzung für Chemie
 - Regenwaldvernichtung
 - Neo-Kolonialismus

"Ein langer Marsch beginnt mit dem ersten Schritt"
 Chinesisches Sprichwort

106 98-06-14-09

H. J. Richtler, J. Knaut, Fat Sci. Techn., 93 (1991) 1

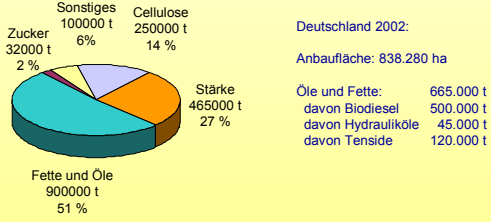
MARKTPREISE AUSGEWÄHLTER ROHSTOFFE, GRUND- UND ZWISCHENPRODUKTE IN DEUTSCHLAND (DM/t)

	Fossile Basis		Nachwachsende Basis
Rohstoffe			
Rohöl	*218,-	Mais	150,-
Erdgas	335,-	Weizen	193,-
Naphtha	*267,-	Sojabohnen	418,-
Grundprodukte			
Benzol	485,-	Rapsöl	870,-
Ethylen	650,-	Palmöl	620,-
Propylen	480,-	Melasse	260,-
Methanol	190,-	Zucker	780,-
Ammoniak	177,-	Stärke	535,-
Zwischenprodukte			
Ethylanoxid	1000,-	Sorbit	1251,-
Propylenoxid	1800,-	Glycerin	2000,-
1,2-Propandiol	1300,-	Furfural	1400,-
1,4-Butandiol	3000,-	Zitronensäure	2000,-
Acrylsäure	2150,-	Fettalkohole	1700,-

106 98-06-23-01

(Stand August 1993; 1 \$ = 1,70 DM)

EINSATZ VON NACHWACHSENDE N Rohstoffen



Deutschland 2002:

Anbaufläche: 838.280 ha

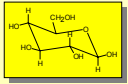
Öle und Fette: 665.000 t
davon Biodiesel: 500.000 t
davon Hydrauliköle: 45.000 t
davon Tenside: 120.000 t

Stand: 1991

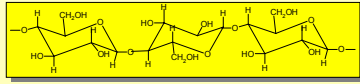
C. Vogel, E. Paetzold, U. Kragl, Chemie Ingenieur Technik 76 (2004) 1260

CELLULOSE

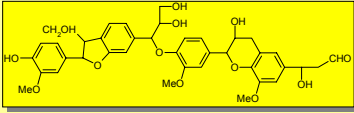
Grundbaustein: β-D-Glucose (Glycopyranose)



Cellulose

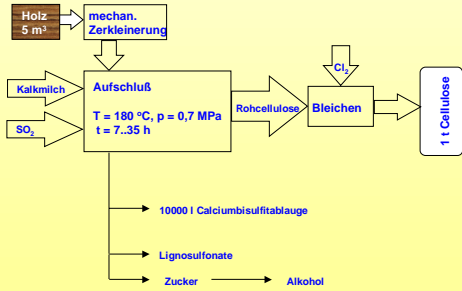


Lignin: (Dihydroxyphenylpropan als Gerüstbaustein)



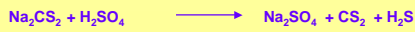
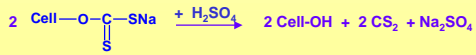
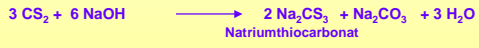
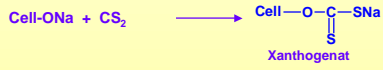
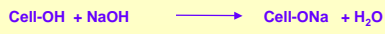
www.96-95-14-01

CELLULOSEGEWINNUNG



www.96-95-14-02

HERSTELLUNG VON VISKOSE



TECHNISCHE WICHTIGE GÄRUNGSPROZESSE

Zielprodukt	Substrat	Mikroorganismus	Reaktionsbedingungen
Anaerobe Prozesse			
Ethanol	Kohlenhydrate Zellstoffablaugen Holzuckerlösung	Hefen (<i>Saccharomyces</i>)	T = 30 °C
Glycerol/Ethanol	Kohlenhydrate	Hefen (<i>Saccharomyces</i>)	T = 30 °C Zusatz. Na ₂ SO ₄
Milchsäure	Kohlenhydrate	Milchsäure- bakterien	T = 40..50 °C pH: 5..6, Kalksteinzugabe
Butanol/Aceton	Kohlenhydrate	<i>Bacterium Clostridium acetobutylicum</i>	
Aerobe Prozesse			
Citronensäure	Kohlenhydrate (n-Paraffine)	Schimmelpilze (<i>Penicillium</i> - und <i>Aspergillus</i> -Arten)	T = 30 ...35 °C

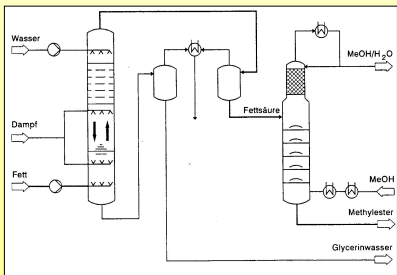
2.1.4.2 Fette

ZUSAMMENSETZUNG VON FETTSÄUREN

Fettsäure	C-Zahl ¹⁾	Gehalt in %					
		Schweine- schmalz	Rinder- talg	Olivен- öl	Leinöl	Rapsöl	Kokos- fett
Capronsäure	6	-	-	-	-	-	0,5
Caprylsäure	8	-	-	-	-	-	7,9
Caprinsäure	10	-	-	-	-	-	7,2
Laurinsäure	12	-	-	-	-	-	48,0
Myristinsäure	14	1,8	2,8	-	0,2	-	17,5
Palmitinsäure	16	21,3	26,7	9,0	5,6	2,6	9,0
Stearinsäure	18	27,6	17,0	2,3	3,5	1,6	2,1
Ölsäure	18'	46,6	42,8	82,5	21,0	16,0	5,7
Linolsäure	18''	2,7	10,7	6,0	24,0	12,5	2,1
Linolensäure	18'''	-	-	-	45,0	9,0	-
Arachinsäure	20	-	-	0,2	0,6	6,6	-
Behensäure	22	-	-	-	-	2,1	-
Erucasäure	22'	-	-	-	-	48,2	-
Lignocerinäure	24	-	-	-	0,1	0,5	-

¹⁾ Die Zahl der Striche gibt die Zahl der Doppelbindungen im Molekül an.

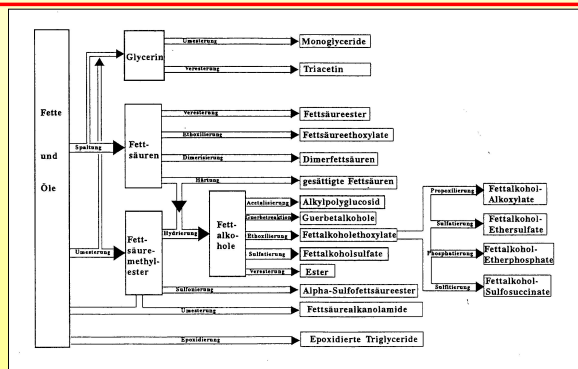
FETTSPALTUNG



Talgfett-Spaltung:
p = 45 bar
T = 240 °C
t = 60-90 min
(3,5 t/h Talg,
1,6 t/h H₂O)

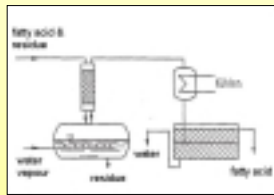
Chem.-Ing.-Tech. 67 (1995) 430-440

PRODUKTGRUPPE DER OLEOCHEMIE



Separation of Fatty Acids

Steam distillation

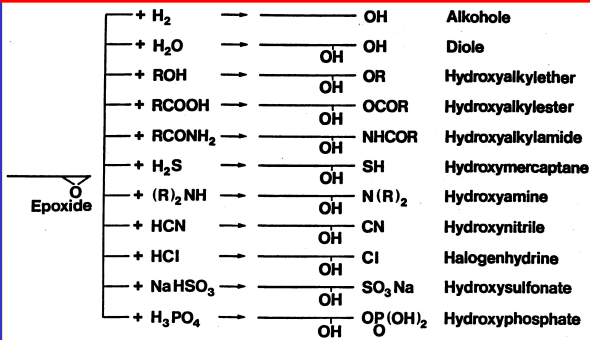


Disadvantage:
- destruction of products
- waste water

Alternative separation methods

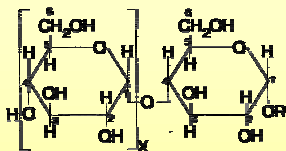
Still distillation	Fractional crystallisation at low temperature
Falling-film evaporator	Liquid-liquid extraction
Distillation with side stream	Urea clathrate
Fractional crystallization	
Umweltung	

UMSETZUNG VON EPOXIDEN DER FETTSÄUREN



Reaktionsschema: Umsetzung von Epoxiden mit H-aciden Partnern

GLYKOSIDE

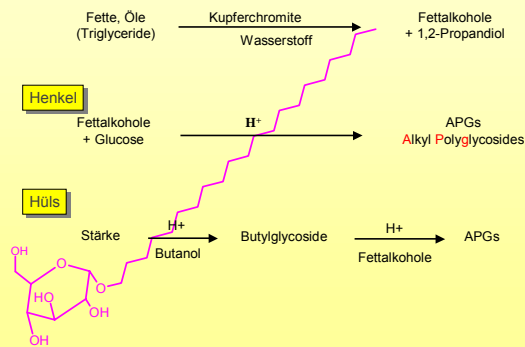


R-OH: Fett-, Ziegler-, Ober-Alkohol (C₆-C₂₂)
 X ≥ 0, vorzugsweise 0, 1, 2, 3
 glycosidische Bindung -α, β
 G- G-Verknüpfung: 1,4; 1,6; ...

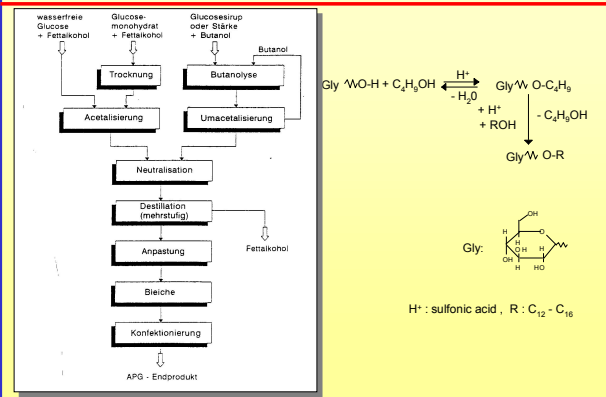
Isomeriemöglichkeit:

X	Isomerenzahl
0	2
1	16
2	140
3	1216

ALKYLPOLYGLYKOSIDE



HERSTELLUNG VON ALKYPOLYGLYKOSIDEN



Biodiesel



Maximaler Zusatz:
 DK (EN 590) - max. 5 Vol.% FAME
 VK (EN 228) - max. 5 Vol.% Ethanol
 VK (EN 228) - max. 15 Vol.% Ether

1 ha Raps - 1500 L Biodiesel

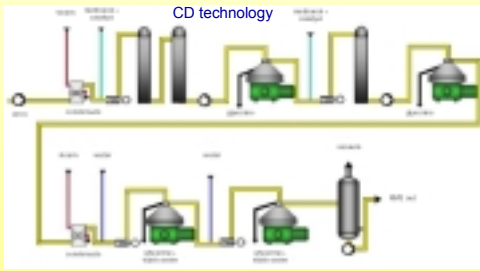
2004	
D	1,2 Mio t
F	0,52 Mio t
I	0,37 Mio t
E	0,12 Mio t

FAME - Fatty Acid Methyl Ester
 RME - Rapsölmethylester

D: 1800 Tankstellen für ca. 300000 PKW

B.-R. Altmann, Erdöl Erdgas Kohle, 121 (2005) 156

Production of Biodiesel

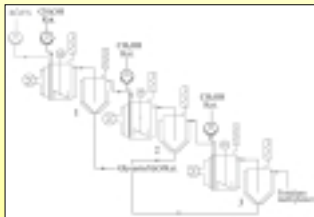


rape oil + MeOH → RME + glycerin

catalyst: NaOH / KOH anhydrous
 pressure: p = 1 at, T = 60°C excess of methanol

advantage: no waste products disadvantage: loss of catalyst caused by soap formation
 feed must be free of fatty acids

Multifedstock Process



series of CSTR with intermediate separation of glycerine
 catalyst: p-toluene-sulfonic acid
 T = 80°C
 X > 95%

advantage: usage of water containing feed,
 processing of used fats

Properties of Biodiesel

Advantages	Disadvantages
lower soot formation (ca. 50 %)	higher NO _x emission
sulphur free (< 10 ppm)	does not burn residue-free
no aromatics	reduced power (-5%)
increased cetan number (54-58)	higher fuel consumption (+5%)
zero CO ₂ emission in balance	damage to coatings and seals
non hazardous mixture	
flash point: ~ 170°C (conventional diesel: 60°C)	
biodegradable	

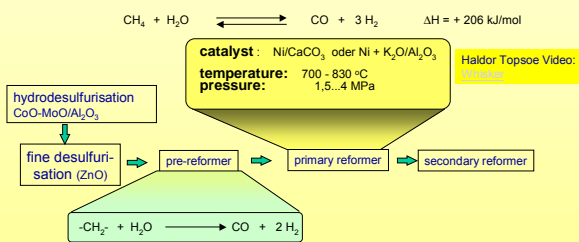
2.2 Basisprodukte der industriellen Synthese

2.2.1 C1-Komponenten

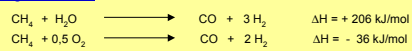
2.2.1.1 Synthesegas und Synthesegaskomponenten

Syngas Production from Natural Gas

allothermic catalytic gasification (steam reforming)



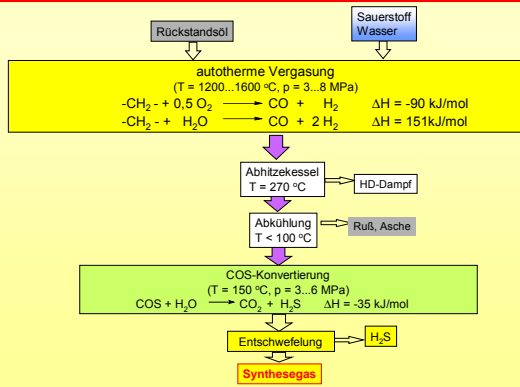
autothermic gasification



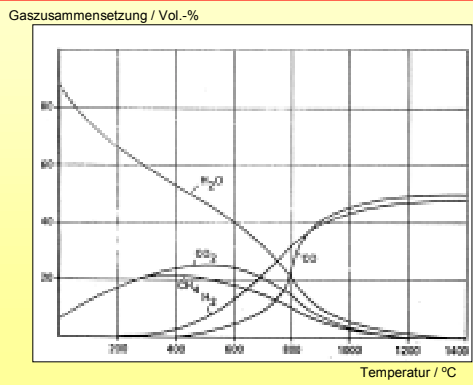
Production of Synthetic Gas

1. From coal
2. From Natural Gas
3. From Crude Oil

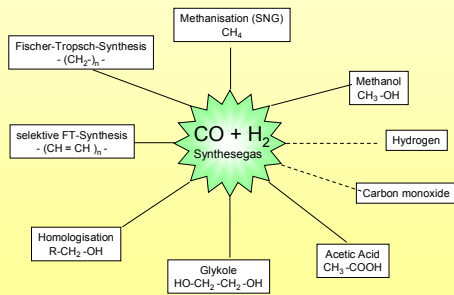
Synthesegas aus Rückstandsölen



ZUSAMMENSETZUNG VON SYNTHEGAS



Chemistry of Syngas

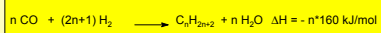


Utilisation of Syngas

1. Fischer Tropsch Synthesis

FISCHER-TROPSCH-Synthesis

1. Arbeitsgemeinschaft Lurgi-Ruhrchemie (fixed bed reactor)



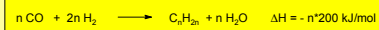
Catalyst: Fe/Co-haltig, T = 160 °C, p = 0,1 MPa,
 produkt: wax, diesel fuel

2. Synthol (airborne dust reactor)

catalyst: Fe-cont, T = 350 °C, p = 2,3 MPa,
 product: fuel, acetone, alcohols

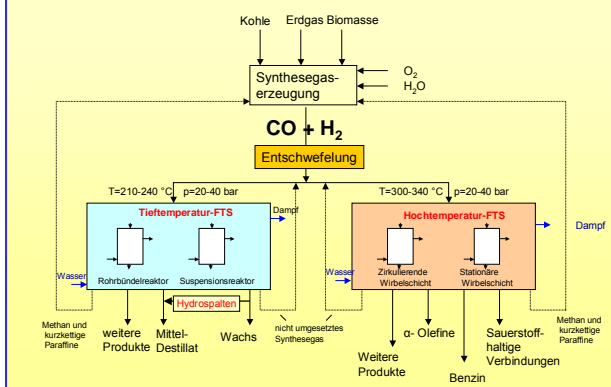
Product	yield / %
C1-C4	43
C5-C14	40
> C14	10
O-cont	7

3. modified Fischer-Tropsch-synthesis

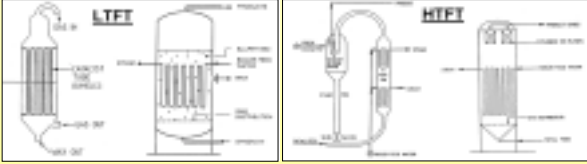


catalyst: Fe/Cu/K, T = 300 °C, p = 1...2 MPa,
 product: 1-Olefine

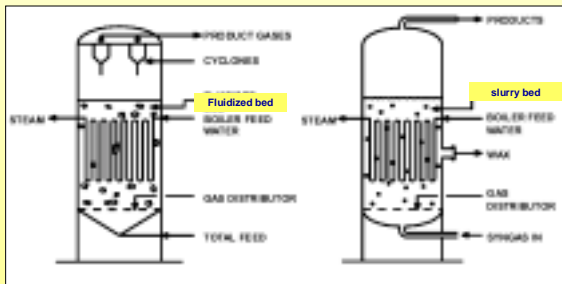
Fischer-Tropsch-Technologie



FISCHER-TROPSCH Reactors



FISCHER-TROPSCH Reactors



Sasol Advanced Synthol Reactor for high-temperature Fischer-Tropsch

Sasol Slurry Phase Distillate Reactor for low-temperature Fischer-Tropsch

B. Jager, P. van Berge, A.P. Steynberg, *Stud. Surf. Sci. Catal.*, 136 (2001) 63

Synthol Reactors in Secunda (RSA)



Gas To Liquid (GTL) via Fischer-Tropsch

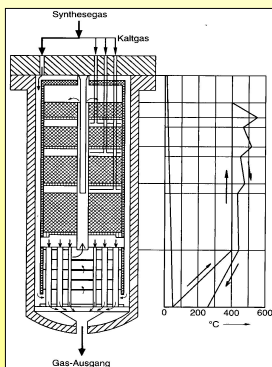


Erdöl Erdgas Kohle 7/8 (2004)

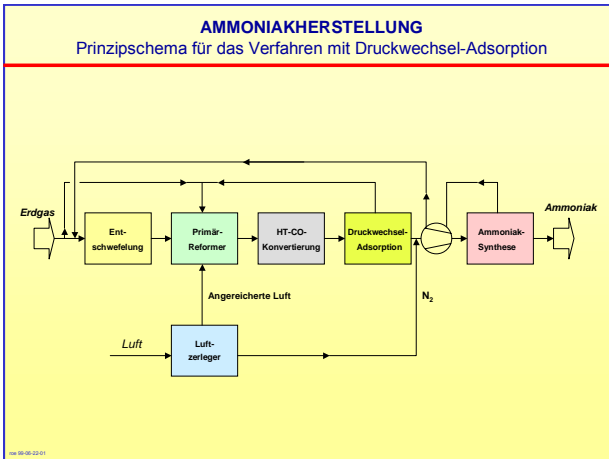
Utilisation of Syngas

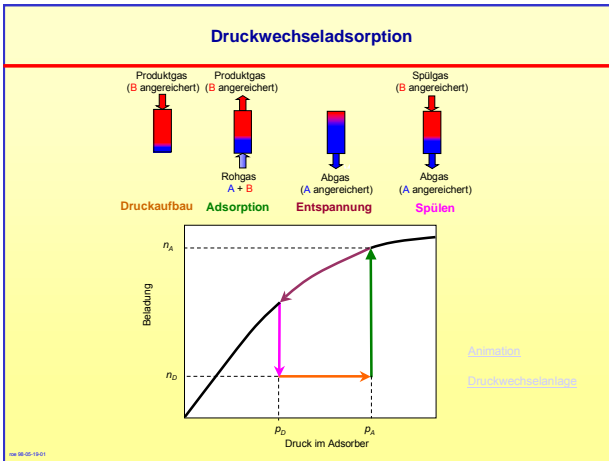
1. Fischer Tropsch Synthesis
2. Synthesis of Ammonia

Ammoniakreaktor



[Animation](#)

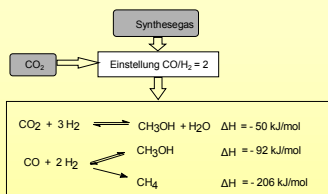




Utilisation of Syngas

1. Fischer Tropsch Synthesis
2. Synthesis of Ammonia
3. Synthesis of Methanol

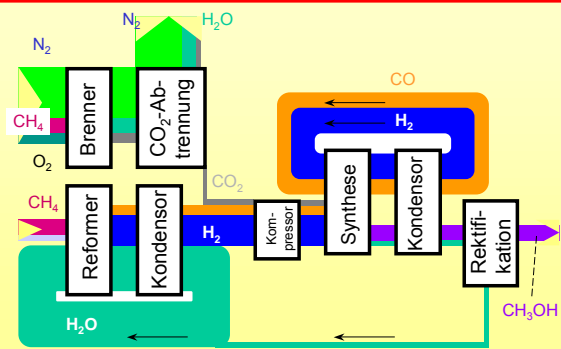
Methanolsynthese



	Hochdruck	Mitteldruck	Niederdruck
Druck / MPa	34	10...15	5...10
Temperatur / °C	320...380	200...350	240...260
Katalysator	ZnO-Cr ₂ O ₃	CuO-ZnO-Cr ₂ O ₃	CuO-ZnO-Al ₂ O ₃
	BASF	Haldor-Topsoe	ICI

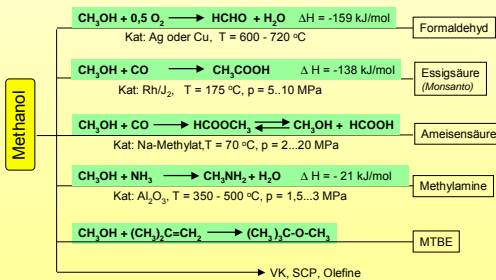
© WS 02/04

PRINZIPIELLES SANKEY-DIAGRAMM FÜR DIE METHANOLSYNTHESE



© WS 02/04

METHANOLCHEMIE

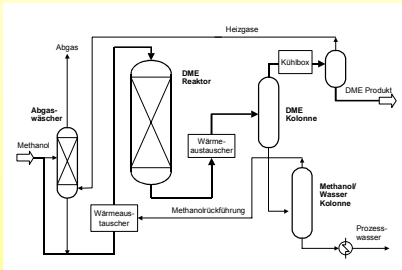


© WS 02/04

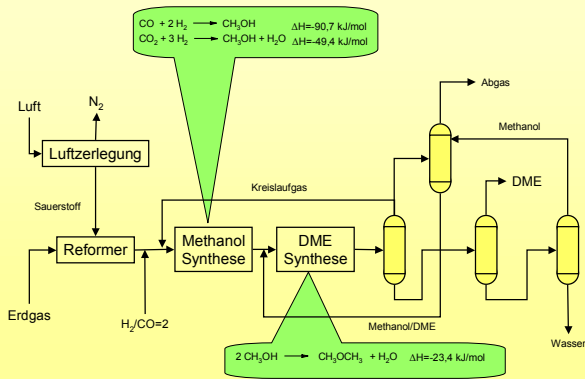
Comparison of Physical Properties of Fuel Components

Name	DME	Propane	Methane	Methanol	Gasoil
composition	CH ₃ OCH ₃	C ₃ H ₈	CH ₄	CH ₃ OH	
Molec. weight	46,07	44,1	16,04	32,04	
T _{boiling}	-24,8	-42,1	-161,5	64,7	150 - 370
Density kg/m ³	666	501	-	792	<845
Vapour pressure	0,51	0,85	-	-	-
Explosion range Vol. % in air	3 -17	2,1-9,5	5-15	5,5-44	0,6-6,5
Cetan number	55-60	5	0	5	40-55
Energy density MJ/kg	28,84	46,3	50	19,9	42,5

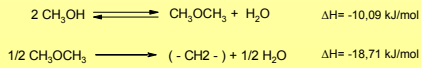
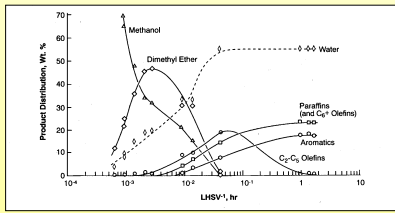
Lurgi Zwei-Stufen-Prozess



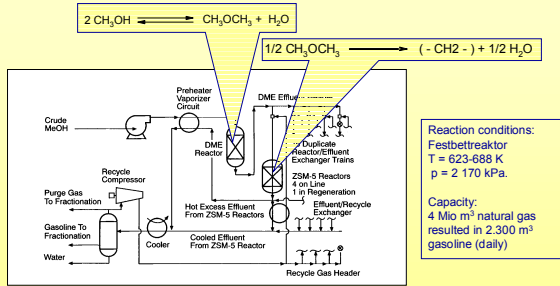
Kombinationsverfahren



Chemistry of Methanol to Gasoline Process



Methanol to Gasoline (MTG)



Reaction conditions:
 Festbetreaktor
 T = 623-688 K
 p = 2 170 kPa.
 Capacity:
 4 Mio m³ natural gas
 resulted in 2.300 m³
 gasoline (daily)

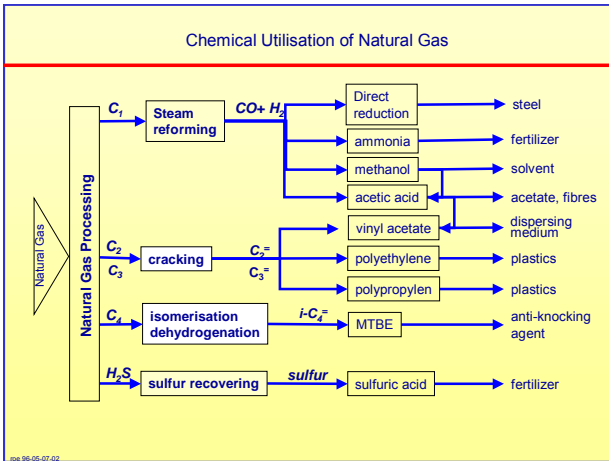
Flow sheet of the MTG unit of the Gas-To-Gasoline (GTG) complex in Montonui (New Zealand; 1985 - 1997)

Chang, C.D., Catal. Today, 13 (1992) 103

METHANOLVERWENDUNG

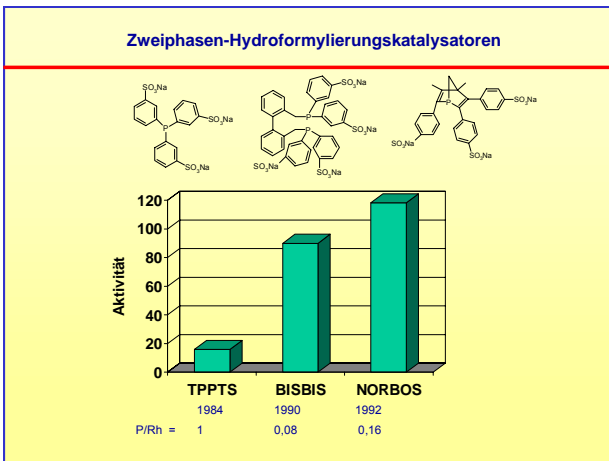
	USA %	Westeuropa %	Japan %
Formaldehyd	35	46	45
Essigsäure	12	6	9
Methylhalogenide	8	7	5
MTBE	9	6	3
Dimethylterephthalat	4	3	2
Methylamine	5	4	4
Methylmethacrylat	4	3	7
Lösemittel	8	4	6
andere			
Gesamtverbrauch (in Mio t)	3,66	3,87	1,31

Stand: 1983



Utilisation of Syngas

1. Fischer Tropsch Synthesis
2. Synthesis of Ammonia
3. Synthesis of Methanol
4. Hydroformylation



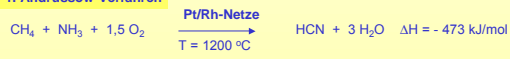
2.2.1.4 Formaldehyd

2.2.1.5 Ameisensäure

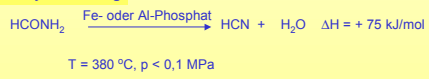
2.2.1.6 Blausäure

BLAUSÄUREHERSTELLUNG

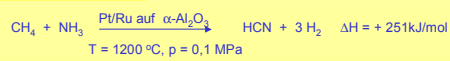
1. Andrusow-Verfahren



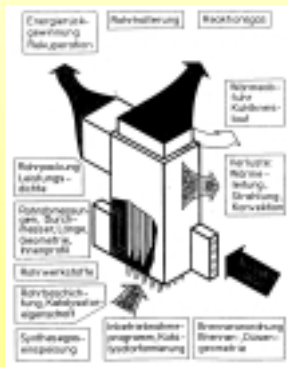
2. Formamidehydratisierung



3. B-M-A-Verfahren (Degussa)



VERFAHRENSTECHNISCHE ENTWICKLUNGEN AM B-M-A-REAKTOR



2.2.1.7 Halogenderivate des Methans

HALOGENHALTIGE C₁-BAUSTEINE

$CH_4 + Cl_2 \longrightarrow CH_3Cl + HCl \quad \Delta H = -103 \text{ kJ/mol}$
 $CH_3Cl + Cl_2 \longrightarrow CH_2Cl_2 + HCl \quad \Delta H = -102 \text{ kJ/mol}$
 $CH_2Cl_2 + Cl_2 \longrightarrow CHCl_3 + HCl \quad \Delta H = -99 \text{ kJ/mol}$
 $CHCl_3 + Cl_2 \xrightarrow{T=400\dots450 \text{ } ^\circ C} CCl_4 + HCl \quad \Delta H = -94 \text{ kJ/mol}$

k_{relativ}	$CH_2/Cl_2 = 1$
1	37 %
2,9	41 %
2	19 %
0,7	3 %

$CH_3OH + HCl \xrightleftharpoons[T=300 \text{ } ^\circ C, p=0,3 \text{ MPa}]{Al_2O_3} CH_3Cl + H_2O \quad \Delta H = -33 \text{ kJ/mol}$

Chlorolyse von Cl-haltigen Kohlenwasserstoffen (Hoechst AG)
 $T=600 \text{ } ^\circ C, p=20 \text{ MPa}, \tau < 1 \text{ min}: 2 CCl_4 \rightleftharpoons CCl_2=CCl_2 + 2 Cl_2$

Fluorierung:
 $CHCl_3 + HF \xrightarrow[T=150 \text{ } ^\circ C, p=0,2 \text{ MPa}]{AlF_3/CrF_3} CHCl_2F + HCl$

www.hs-niederrhein.de

Nomenklatur der Frigene

Kennzeichnung bei Bromierung
n - Anzahl der Bromatome
Kennzeichnung des Isomers
i - A, B, ...
 Anzahl der F-Atome im Molekül
 Anzahl der H-Atome + 1
 Anzahl der C-Atome - 1
 Refrigerant

Kühlmittel		Ozon Zersetzungspotential
R (0)12	(CF ₂ Cl ₂)	1.0
R (0) 22	(CH F ₂ Cl)	0.055
R (0) 932	(CH ₂ F ₂)	0
R 134A	(C ₂ H ₂ F ₄)	0
R 125	(C ₂ HF ₅)	0
R 143A	(C ₂ H ₃ F ₃)	0

ODP Ozone Depleting Potential

www.hs-niederrhein.de

Paradigmenwechsel in der Bewertung von Chemikalien

Grundzüge der Chemischen Technik

von Prof. Dr.-Ing. Karl Winnacker und Dr. rer. nat. Hans Biener

Mit 141 Bildern und 75 Tabellen


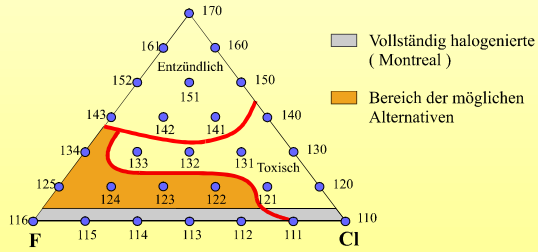
 Carl Hanser Verlag München Wien 1974

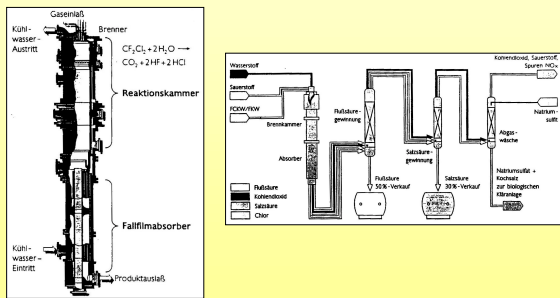
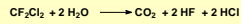
Tabelle 10: Abgrenzung, Klassifizierung und die Kennzeichnung

Abgrenzung	Formel	Kennzeichnung
Elementarbestandteil	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung
Molekülbestandteil	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung
Kristallbestandteil	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung
Grundbestandteil (Formel)	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung
Grundbestandteil (Struktur)	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung
Mischbestandteil	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung
Chemische Verbindung	CH ₄	Atomgewicht, Molekulargewicht, molares Gewicht, Stoffmenge, Stoffmasse, Stoffgewicht, Stoffzahl, Stoffzahlformel, Stoffformel, Stoffgleichung

Etherivate der Frigene

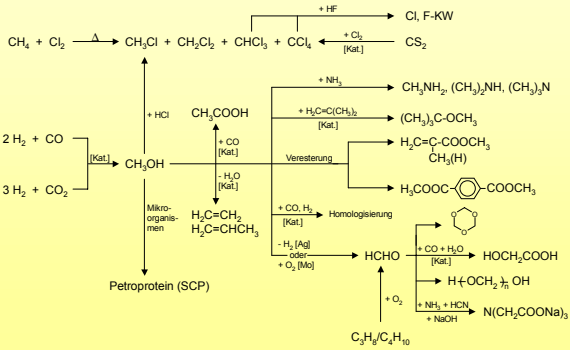


Recycling von FCKW und FKW

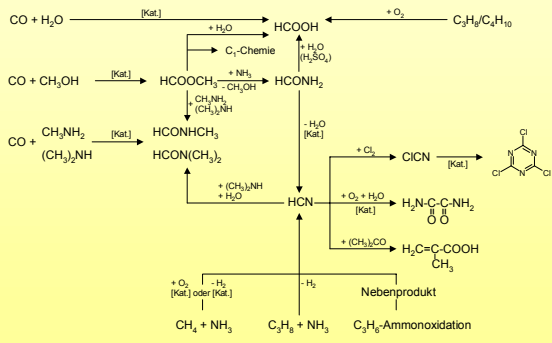


T = 2100 °C, Kapazität: 8 000 t, FCKW, Produkt: 6500 t HF, 12000 t HCl

C₁-Stammbaum



C₁-Stammbaum (II)



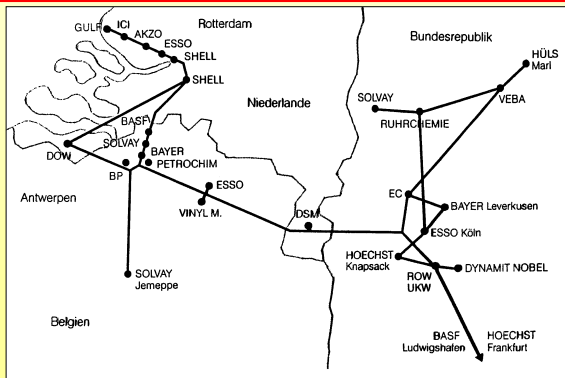
2.2.2 Olefine

Rohstoffpreise in Europa

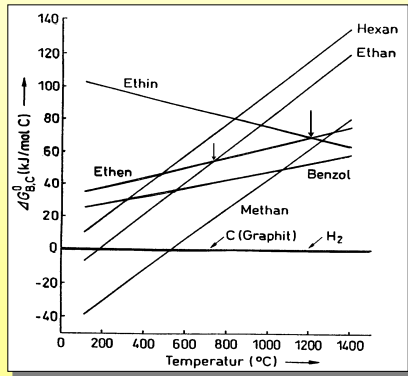
Produkt	US\$ / t
Ethylen	510-520
Propylen (polym.)	520-540
Butadien	280-290
Benzol	250-255
Toluol	235-240
Xylol rein	285-290
p-Xylol	680-700
o-Xylol	350-370
Styrol	655-685
Methanol (Prod. EU)	215-220
MTBE	285-290
Ethylenglycol	590-630
Acetonitril	730-760
Natriumcarbonat (krist.)	230-280
LDPE (Film)	750-800
HDPE (Spitzguß)	550-600
PP (Homopol., Spritzguß)	650-700
PS (Transparent)	900-1000
PVC	510-530

Spotmarkt
20. 3. 1996

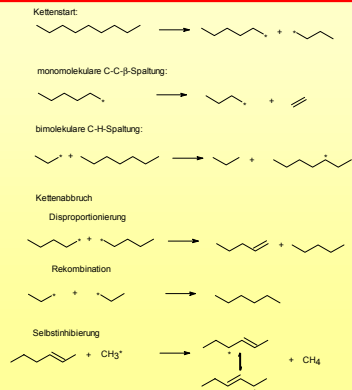
NORDWESTDEUTSCHER ETHYLENVERBUND



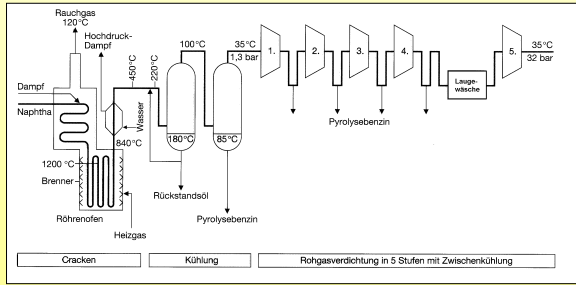
FREIE BILDUNGSENTHALPIE AUSGEWÄHLTER KOHLENWASSERSTOFFE



MECHANISMUS DER THERMISCHEN SPALTUNG



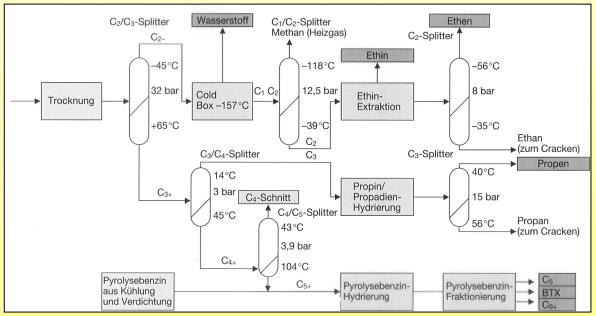
STEAMCRACKER Spaltung, Kühlung und Verdichtung



199 98-05-23-01

BASF Unterrichtshilfe, 1996

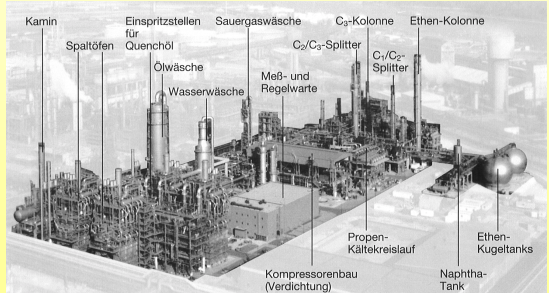
STEAMCRACKER Aufarbeitung der Rohgase



199 98-05-23-02

BASF Unterrichtshilfe, 1996

DER STEAMCRACKER 2 im Werk Ludwigshafen der BASF



199 98-05-23-11

BASF Unterrichtshilfe, 1996

Meldung von der Steuerwarte:

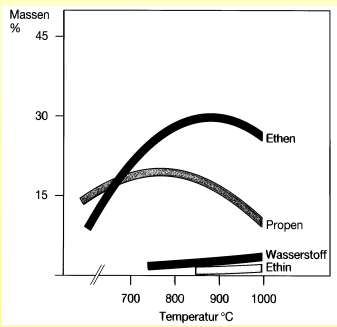
Kompressor ausgefallen!

Sofort Gasstrom unterbrechen!!

WAS TUN?

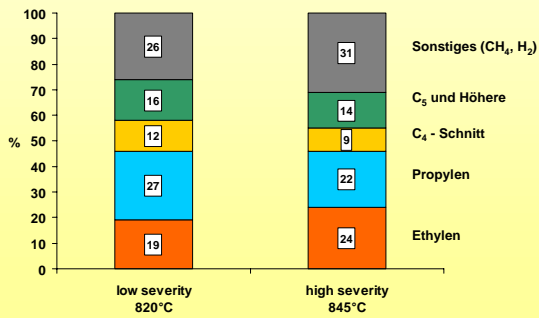
EINFLUSS DER CRACKTEMPERATUR AUF DIE SPALTGAZUSAMMENSETZUNG

Naphtha-Spaltung

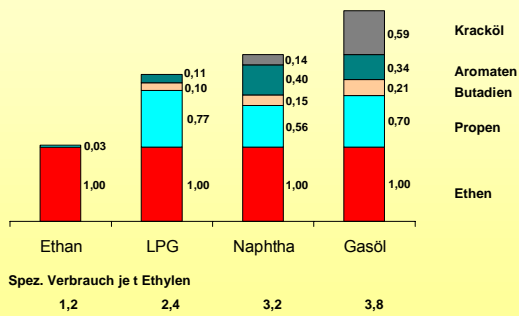


AUSBEUTE VON SPALTPRODUKTEN NACH FAHRWEISE

Einsatzrohstoff:
Naphtha



AUSBEUTESPEKTRUM DES CRACKERS IN ABHÄNGIGKEIT VON DEM EINGESETZTEN ROHSTOFF



Quelle: EC/Petrochemie

ZUSAMMENSETZUNG EINES C₄-SCHNITTES BEIM NAPHTHA-STEAMCRACKEN UND GASÖL-KATCRACKEN

Spaltprodukte	Steamcracken		Katcracken (FCC) Zeolith-Katalyse
	Low Severity	High Severity	
1,3 – Butadien	26	47	0,5
i – Buten	32	22	15
1 – Buten	20	14	12
trans – 2- Buten	7	6	12
cis – 2- Buten	7	5	11
n – Butan	4	3	13
i – Butan	2	1	37
Vinylacetylen			-
Ethylacetylen	2	2	-
1,2 – Butadien			-

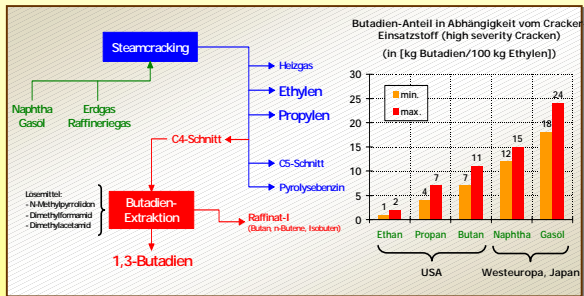
Angaben in Gew.-%

TYPISCHE ZUSAMMENSETZUNG DER VERSCHIEDENEN FRAKTIONEN

	Normalsiedepunkt °C	Gew.-%		Normalsiedepunkt °C	Gew.-%		
C ₂	Ethen	-103.7	87	C ₄	Butadien	- 4.4	47
	Ethan	-88.6	12		1-Buten	- 6.3	
	Acetylen	-84.0	1		2-Buten (cis)	+ 3.7	25
C ₃	Propen	-47.4	87	2-Buten (trans)	+ 0.9		
	Propan	-42.1		Isobuten	- 6.9	23	
	Propin	-23.2	5	n-Butan	- 0.5	3	
	Propadien	-34.5		Isobutan	- 11.7		
				Butin-1-en-3	+ 5.0	2	
				Butin-1	+ 8.1		
				C ₅	Pentane		27
					Cyclopentadien	+ 40.0	17
					Isopren	+ 34.0	14
					Piperlylen	+ 42.0	10
					Rest		32

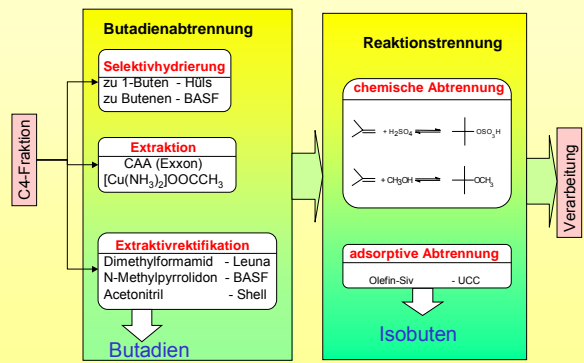
Quelle: EC/Petrochemie

GEWINNUNG VON BUTADIEN

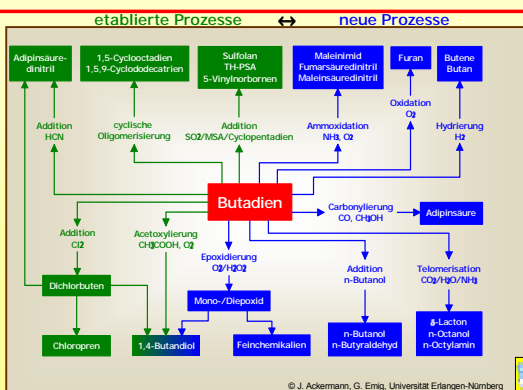


© J. Ackermann, G. Emig, Universität Erlangen-Nürnberg

AUFARBEITUNG DER C₄-FRAKTION



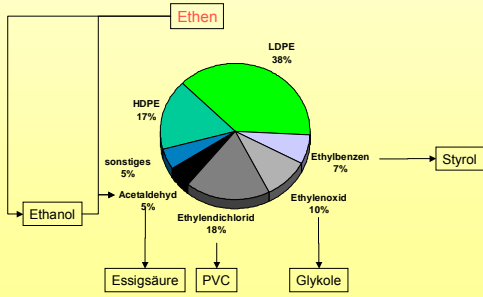
VERWENDUNG VON BUTADIEN



© J. Ackermann, G. Emig, Universität Erlangen-Nürnberg

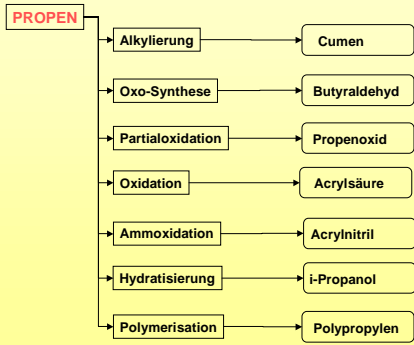
FOLGEPRODUKTE DES ETHENS

Ethenverbrauch in Westeuropa 1987 (Gesamt: 13 Mio t)



100 90-06-11-02

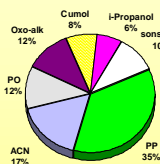
FOLGEPRODUKTE DES PROPENS



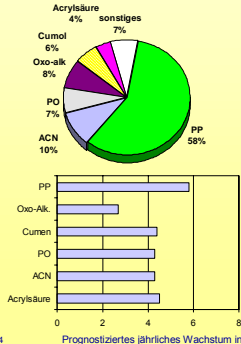
100 90-06-11-02

Kapazitäten der Propenfolgeprodukte

Propenverbrauch in Westeuropa 1987 (Gesamt: 7,8 Mio t)



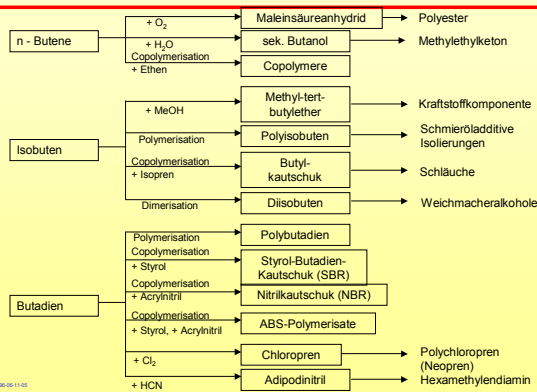
Propenverbrauch Weltweit 2000 (Gesamt: 53,5 Mio t)



M. Rothaemel und H.-D. Holtmann, ERDÖL ERDGAS KOHLE 118 (2002) 234

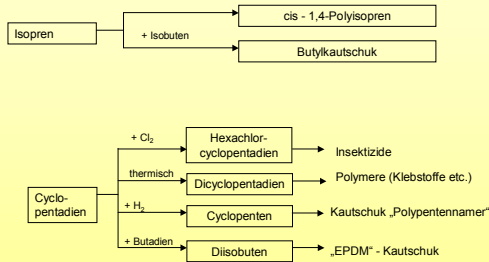
Prognostiziertes jährliches Wachstum in %

VERWENDUNG DER C₄ - FRAKTIONEN



www.99-99-99-99

VERWENDUNG DER C₅ - FRAKTIONEN



www.99-99-99-99

NORMALSIEDEPUNKTE UND SCHMELZPUNKTE DER C₆-C₉- Aromaten

	Normalsiedepunkt °C	Schmelzpunkt °C
C ₆ Benzol	80.1	+ 5.5
C ₇ Toluol	110.6	- 95.0
C ₈ Ethylbenzol	136.2	- 95.0
o-Xylol	144.4	- 25.2
m-Xylol	139.1	- 47.8
p-Xylol	138.4	+ 13.2
Styrol	145.1	- 30.6

www.99-99-99-99

VERFAHREN ZUR AROMATENABTRENNUNG

Verfahren	Trennproblem	Voraussetzung, der prinzipiellen bzw. wirtschaftlichen Durchführbarkeit
1. Azeotrop-Destillation	BTX-Abtrennung aus Pyrolysebenzin	Hoher Aromaten-Gehalt (> 90 %)
2. Extraktiv-Destillation	BTX-Abtrennung aus Pyrolysebenzin	Mittlerer Aromaten-Gehalt (65-90 %)
3. Flüssig-Flüssig-Extraktion	BTX-Abtrennung aus Reformatbenzin	Geringerer Aromaten-Gehalt (20-65 %)
4. Kristallisation durch Ausfrieren	Isolierung von p-Xylol aus m/p-Gemischen	Destillative Vorabtrennung - von o-Xylol und Ethylbenzol aus C ₈ -Aromaten-Fractionen
5. Adsorption an Festkörpern	Isolierung von p-Xylol aus C ₈ -Aromaten-Fractionen	Kontinuierliche, reversible und selektive Adsorption

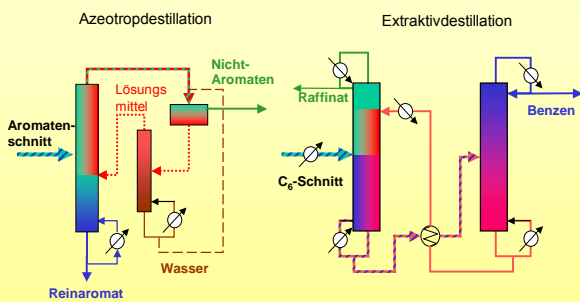
HW 20-00-23-10

TECHNISCH EINGESetzte LÖSEMittel FÜR DIE EXTRAKTIVE AROMATENGewINNUNG

Verfahren	Firma	Lösemittel	Extraktionsbedingungen
Udex	UOP-Dow	Mono-, Di-, Tri- oder Tetraethylglykol/H ₂ O und Mischungen	130-150 °C, 5-7 bar
Tetra	UCC	Tetraethylglykol/H ₂ O	nicht veröffentlicht
Suifolan	Shell-UOP	Tetrahydrothiophendioxid (Suifolan)	50-100 °C
Arosolvan	Lurgi	N-Methylpyrrolidon/H ₂ O	20-40 °C, 11 bar
DMSO	IFP	Dimethylsulfoxid/H ₂ O	20-30 °C
UdSSR	-	Propylencarbonat	20-50 °C
Duo-Sol	Milwhite Co.	Propan/Kresol oder Phenol	nicht veröffentlicht
Formex	SNAM-Progetti	N-Formylmorpholin/H ₂ O	40 °C, 1 bar
Aromex	Koppers	N-Formylmorpholin/H ₂ O	80 °C, 2 bar
Morphylex	Krupp-Koppers	N-Formylmorpholin/H ₂ O	nicht veröffentlicht
Mofex	Leuna-Werke	Monomethylformamid/H ₂ O	20-30 °C, 0,1-0,4 bar
Arex	Leuna-Werke	N-Methyl-ε-caprolactam	60 °C, drucklos

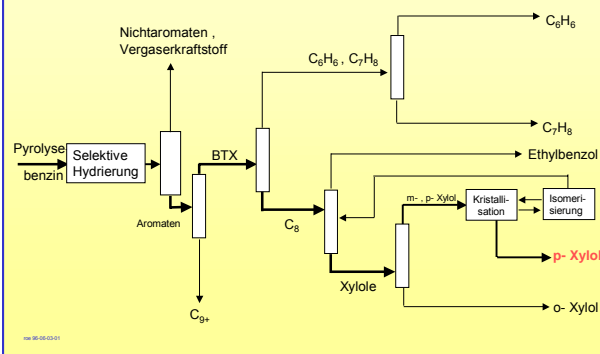
HW 20-00-23-17

AROMATENTRENNUNG DURCH REKTIFIKATION

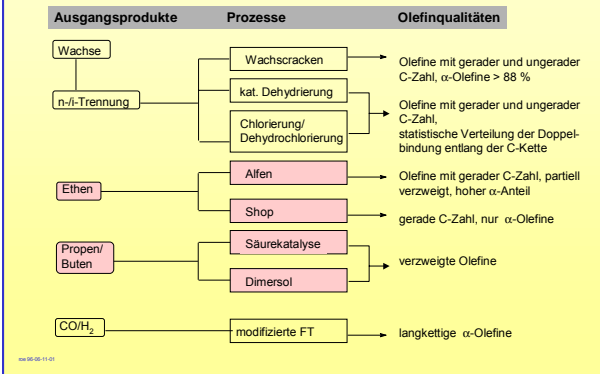


HW 20-00-24-03

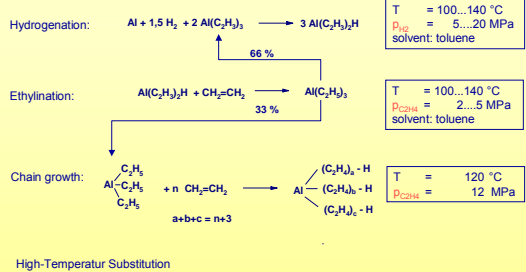
AUFARBEITUNG VON PYROLYSEBENZIN



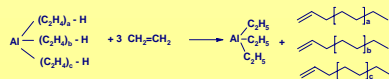
VERFAHREN ZUR HERSTELLUNG LANGKETTIGER OLEFINE



Synthesis of Primary Olefins Alfen Process



High-Temperatur Substitution



SHELL HIGHER OLEFIN PROCESS (SHOP)

Reaktion
(T = 80...120 °C, p = 7..14 MPa):
 $n C_2H_4 \longrightarrow CH_3-(CH_2)_{n-1}-CH=CH_2$

Isomerisierung
(T = 80...140 °C, p = 0.3..2 MPa):
 $R_1-CH=CH_2 \xrightarrow{MgO} R_1-CH=CH-R_2$

Interne Metathese
(T = 80...140 °C, p = 0.3..2 MPa)
 $R_1-CH=CH-R_2 + R_3-CH=CH-R_4 \longrightarrow R_1-CH=CH-R_4 + R_3-CH=CH-R_2$

Metathese mit Ethenzugabe
 $R_1-CH=CH-R_2 + CH_2=CH_2 \longrightarrow R_1-CH=CH_2 + CH_2=CH-R_2$

Katalysator:
Ni-Salz, $NaBH_4$, RR'-P-CH₂-COR''
(z.B. Diphenylphosphinigsäure)

LM:
1,4-Butandiol

HÖHERE OLEFINE DURCH METATHESE

Ethenolyse
Philips: 1600 t/a

Di-Isobuten + Ethylen \xrightarrow{Kat} Neohexen + Ethylen

α,ω-Olefine durch Ethenolyse

Cyclododeca-1,5,9-trien + H₂ \xrightarrow{Kat} Tetradecea-1,13-dien

Metathetische Polymerisation

Hüll- / Vestamer 12000 t/a Polycyclooctamer

Kat.: W-, Mo- oder Re-haltige

2.2.3. Acetylen

Produktion von Großchemikalien

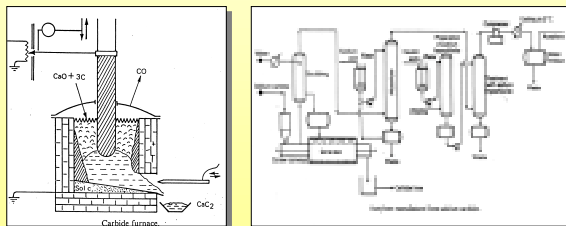
	Acetylen - Basis			Olefin - Basis	
	1965	1974	1980	1974	1980
Vinylchlorid	159	59	50	2490	2890
Acrylnitril	91	---	---	640	830
Chloropren - Kautschuk	82	---	---	144	200 ¹⁾
Vinylacetat	64	32	23	604	848
sonstiges	68	91	46		

(1,4-Butandiol, THF, Acrylsäure/-ester u.a.)

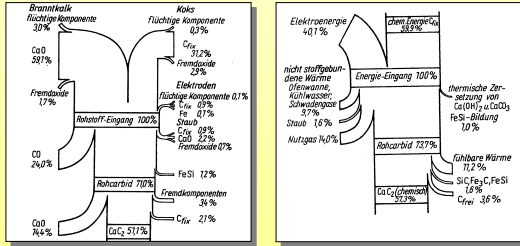
¹⁾ geschätzt

2.2.3.1 Acetylen auf der Basis von Calciumcarbid

Carbidherstellung

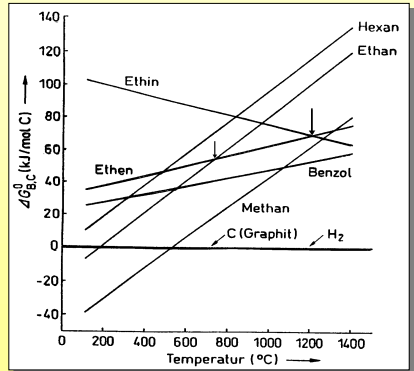


Stoff- und Wärmebilanz des Carbidprozesses



2.2.3.2 Thermische Verfahren

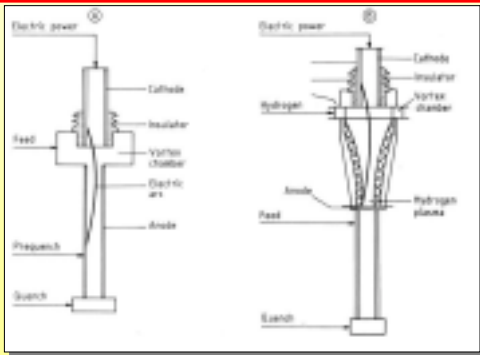
Freie Bildungsenthalpien Ausgewählter Kohlenwasserstoffe



Technische Verfahren zur Acetylenherstellung

Energiezufuhr	Wärmeübertragung	Methode	Temperatur (°C)	Einsatzmaterial	Verfahrensentwicklung/ Prozess
allotherm	direkt	Lichtbogen (Gleichstrom)	2000-3000		Chemische Werke Hüls/VEBA
		H ₂ -Lichtbogen (Drehstrom)	3000-4000	Methan bis Naphtha	Hoechst
	indirekt	Regenerativofen	1200-1460	C ₁ - C ₄	Wulff-Prozeß (UCC)
		ultra high severity steam cracking	1000-1400	Naphtha	Linde
autotherm	direkt	Betreiben einer O ₂ /O ₂ -Flamme in einer Ölphase	1500-1600	Rückstandsöle	Tauchflammen-Prozeß/BASF
		unvollständige Verbrennung von KW mit O ₂	1500-1600		Sachse-Bartholome-Verfahren/BASF
		Verbrennung von Spaltgasen	1500-2300	Methan bis Naphtha	Hoechst-Hochtemperatur-Pyrolyse (HTP)-Prozeß

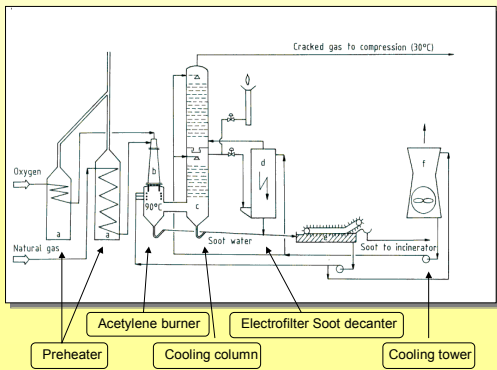
Acetylenbrenner



Kohlenwasserstoffpyrolyse

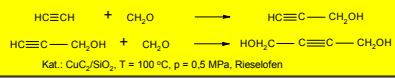
Wasserstofflichtbogenpyrolyse

Acetylene Water Quench Process

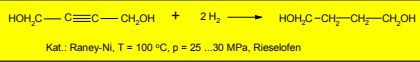


Wege zum Butan-1,4-diol

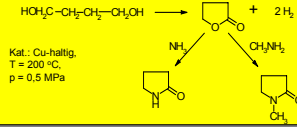
1. Ethinylierung



2. Hydrierung



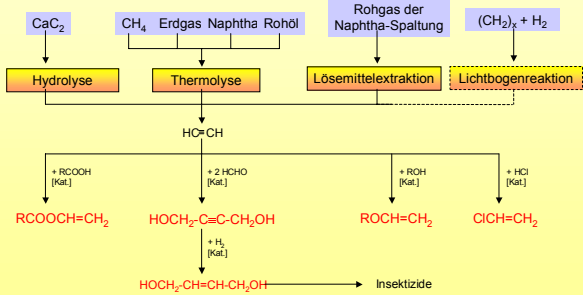
3. Dehydrierung



4. Dehydratisierung



Stammbaum des Ethins



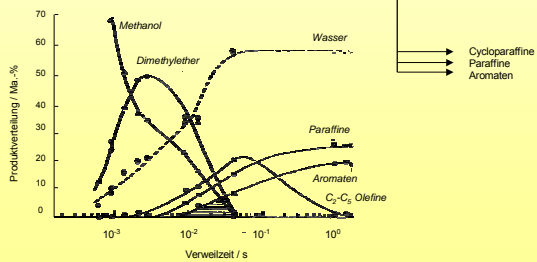
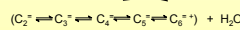
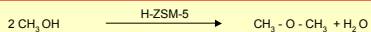
2.2.4. AROMATEN

AROMATENQUELLEN

	USA Gew.-%	Westeuropa Gew.-%	Japan Gew.-%
Pyrolysebenzin	24	52	44
Reformatbenzin	48	17	39
Hydrodealkylierung	21	22	9
Kohle und andere	7	9	8

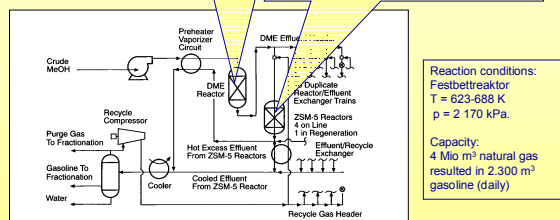
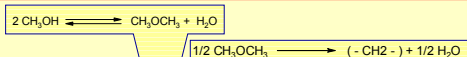
	Reformatbenzin Gew.-%	Pyrolysebenzin Gew.-%
Benzol	3	40
Toluol	13	20
Ethylbenzol	5	2-3
Xylole	18	4-5
Höhere Aromaten	16	3
Nichtaromaten	45	28-31

METHANOL to GASOLINE



C. D. Chang, A. J. Sylvester, J. Catal. 47 (1977) 249

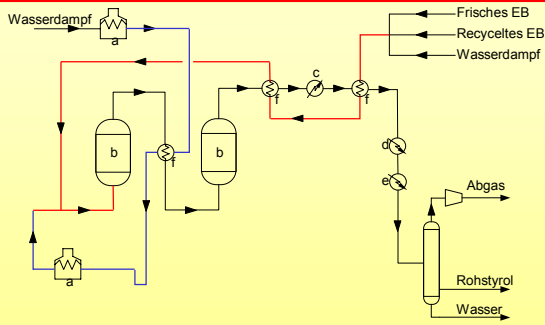
Methanol to Gasoline (MTG)



Flow sheet of the MTG unit of the Gas-To-Gasoline (GTG) complex in Montonui (New Zealand; 1985 - 1997)

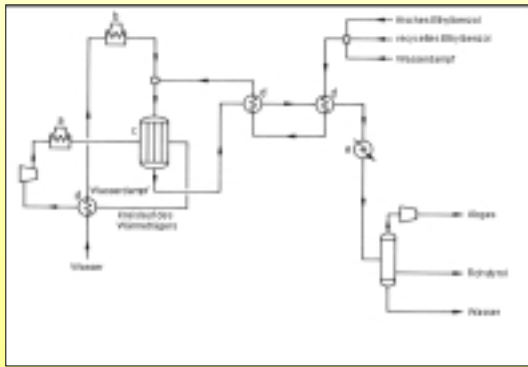
Chang, C.D., Catal. Today, 13 (1992)

ADIABATISCHE DEHYDRIERUNG VON ETHYLBENZOL

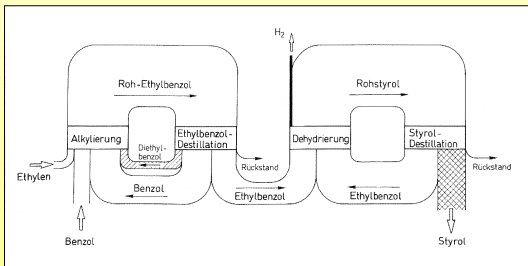


a) Überhitzer, b) Reaktor, c) Hochdruckdampf
d) Niederdruckdampf, e) Kondensator, f) Wärmetauscher

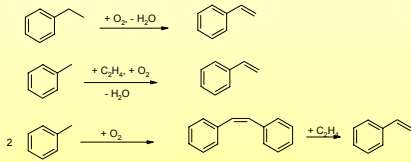
ISOTHERME DEHYDRIERUNG VON ETHYLBENZOL



STOFFSTRÖME BEI DER STYROLHERSTELLUNG



ALTERNATIVE SYNTHSEWEGE ZUM STYROL



Dehydroisomerisierung

C=CC=C + C=C -> C1=CCCCC1C=C (Cyclo-dimerisierung)
C1=CCCCC1C=C -> CC1=CC=CC=C1 (-H₂)
CC1=CC=CC=C1 -> C=C1C=CC=CC=C1 (-H₂)
c1ccccc1 + C=C -> CC1=CC=CC=C1 (Alkylierung)

Styrolproduktion:

- weltweite Zuwachsraten für Styrol (insbes. in Asien)
- Rostoffkosten betragen 80 % der gesamten Herstellungskosten

Preisrelationen (konjunkturelle/globale Schwankungen):

- reines BD und Benzol/Ethylen in etwa ausgeglichen
- C4-Schnitt (enthalt ca. 45-50 Gew.-% BD) günstiger; zusätzlich Gewinnung von Raffinat-I als Wertprodukt

Preise in [DM/kmol]

Substanz	Preis [DM/kmol]
C4-Schnitt	~35
reines BD	~45
Ethylen	~45
Benzol	~45
Styrol	~110

J. Ackermann
G. Emig

**Reaktionssystem:
Überblick - Wirtschaftlichkeit**

- 2.3. Organische Zwischenprodukte
- 2.3.1 Sauerstoffhaltige Verbindungen
- 2.3.1.1 Alkohole

ETHANOLHERSTELLUNG

1. Fermentation

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2 \quad \Delta H = -235 \text{ kJ/mol}$$

2. indirekte Hydratisierung

3. direkte Hydratisierung

$$CH_2=CH_2 + H_2O \xrightarrow{H_3PO_4/SiO_2} CH_3-CH_2OH \quad \Delta H = -46 \text{ kJ/mol}$$

4. Homologisierung von Methanol

$$CH_3OH + CO + 2 H_2 \xrightarrow{Co/Rh\text{-Komplexe}} CH_3-CH_2OH + H_2O$$

Synthesis of Primary Alcohols Alfol Process

Hydrogenation: $Al + 1.5 H_2 + 2 Al(C_2H_5)_3 \longrightarrow 3 Al(C_2H_5)_2H$
 Conditions: $T = 100...140 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_{H_2} = 5...20 \text{ MPa}$, solvent: toluene

Ethylation: $Al(C_2H_5)_2H + CH_2=CH_2 \longrightarrow Al(C_2H_5)_3$
 Conditions: $T = 100...140 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_{C_2H_4} = 2...5 \text{ MPa}$, solvent: toluene

Chain growth: $Al \begin{matrix} C_2H_5 \\ | \\ C_2H_5 \\ | \\ C_2H_5 \end{matrix} + n CH_2=CH_2 \longrightarrow Al \begin{matrix} (C_2H_5)_a-H \\ | \\ (C_2H_5)_b-H \\ | \\ (C_2H_5)_c-H \end{matrix}$
 Conditions: $T = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_{C_2H_4} = 12 \text{ MPa}$, $a+b+c = n+3$

Oxidation: $Al \begin{matrix} (C_2H_5)_a-H \\ | \\ (C_2H_5)_b-H \\ | \\ (C_2H_5)_c-H \end{matrix} + 1.5 O_2 \longrightarrow Al \begin{matrix} O-(C_2H_5)_a-H \\ | \\ O-(C_2H_5)_b-H \\ | \\ O-(C_2H_5)_c-H \end{matrix}$
 Conditions: $T = 60 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_{O_2} = 0.2...1 \text{ MPa}$

Hydrolysis: $Al \begin{matrix} O-(C_2H_5)_a-H \\ | \\ O-(C_2H_5)_b-H \\ | \\ O-(C_2H_5)_c-H \end{matrix} + 3 H_2O \longrightarrow Al(OH)_3 + H-(C_2H_5)_a-OH + H-(C_2H_5)_b-OH + H-(C_2H_5)_c-OH$

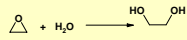
Typische Produktverteilung im Alfol -Prozess

Anzahl C-Atome	Alfol (%)	Epal (%)
2	1	0
4	2	0
6	4	0
8	8	0
10	15	0
12	20	0
14	25	0
16	32	0
18	25	0
20	15	0
22	8	0
24	4	0
26	2	0
28	1	0

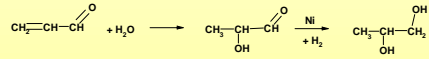
•Maximum verschiebbar
 •Breite Verteilung (Poisson)

Herstellung von mehrwertigen Alkoholen

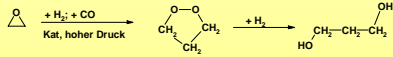
Glykol



1.2 Propandiol (DuPont, ehemals Degussa) 10000 t/a in Wesselingh,

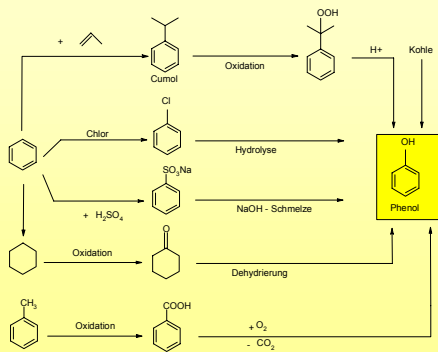


1.3 Propandiol (Shell) 80000 t/a in Geismar

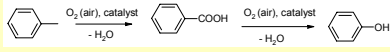


2.3.1.2. Phenol

PHENOLSYNTHESEN



DOW - Process for Production of Phenol from Toluene (II)



Catalyst	Co(II) benzoate	Cu(II) + Mo(III)
Reaction condition	120 - 150 °C 50 bar	220 - 250 °C 1 bar
Conversion	20 %	5 %

Comparison with Hock process (oxidation of cumene)

Disadvantage

- higher energy consumption
- lower conversion
- a lot of byproducts

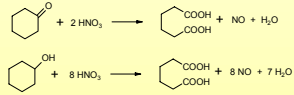
Advantage

- Toluene is cheaper as feed
- side products can be sold with profit (benzene, benzoic acid, benzaldehyde,...)
- No stoichiometric byproduct (as acetone in case of Hock process)

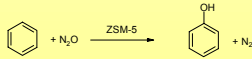
www.9107.com

Oxidation of Benzene

Adipic acid process

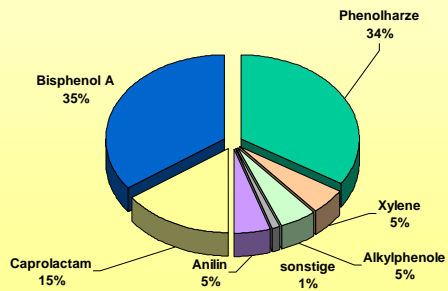


Production of phenol



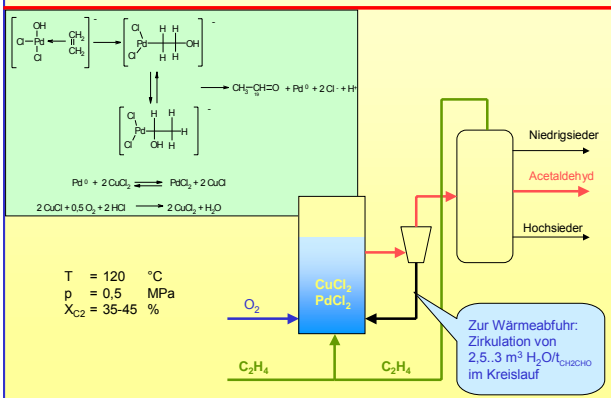
Weltweite Verwendung von Phenol (1999)

1995 5.23 Mio t
2000 7.80 Mio t

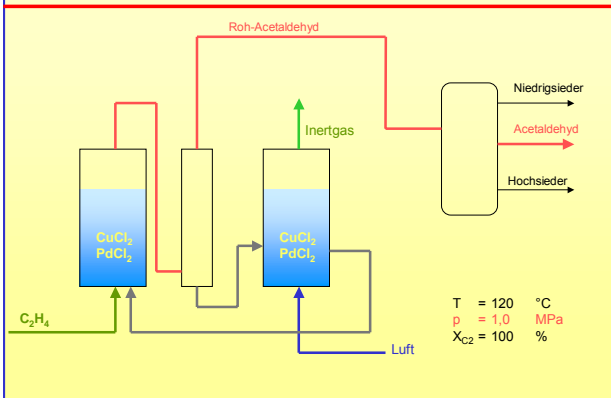


2.3.1.3. Aldehyde

HERSTELLUNG VON ACETALDEHYD Einstufenverfahren

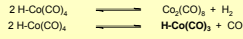


HERSTELLUNG VON ACETALDEHYD Hoechst-Wacker-Verfahren

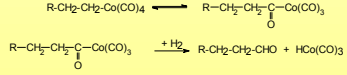
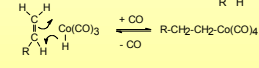
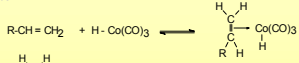


HYDROFORMYLIERUNG VON OLEFINEN

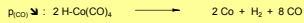
Katalysator: $T = 110 \dots 180 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 20 \dots 30 \text{ MPa}$



Mechanismus:

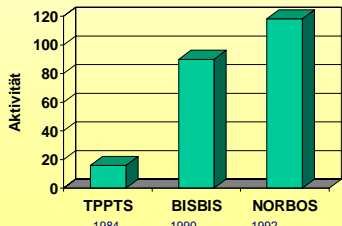
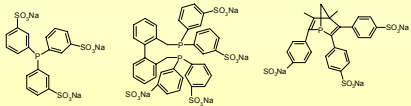


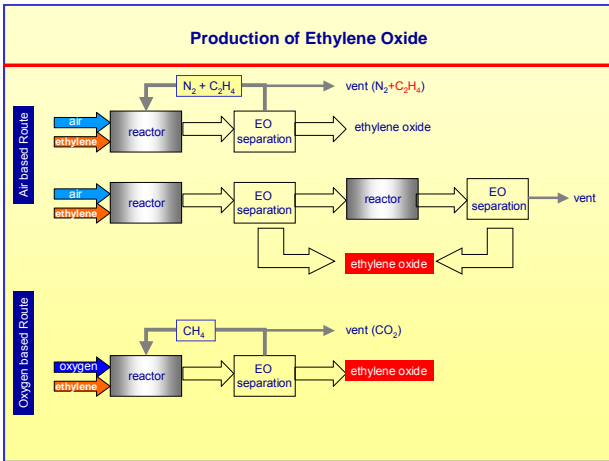
Katalysatorabtrennung:

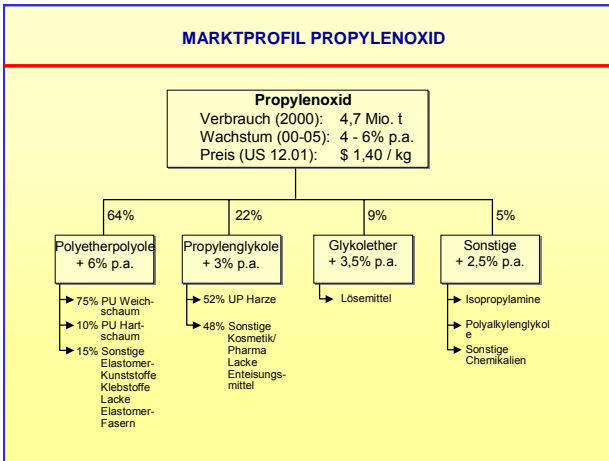


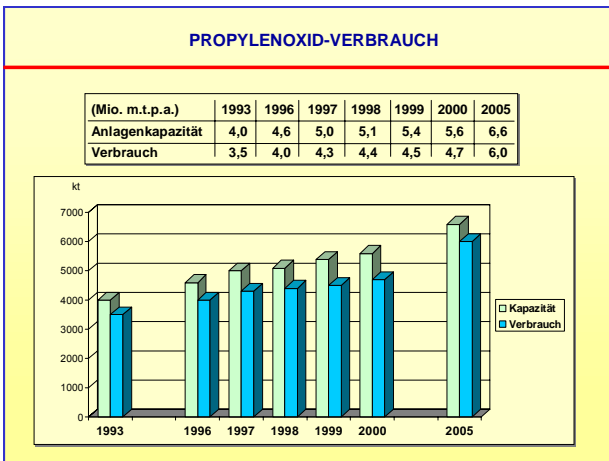
2.3.1.4. Carbonsäuren

Zweiphasen-Hydroformylierungskatalysatoren

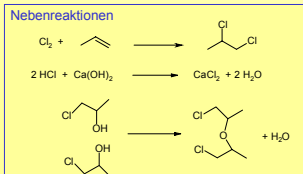
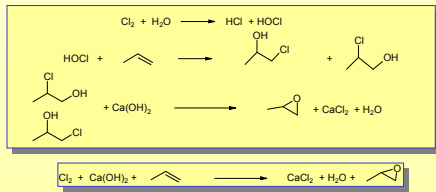








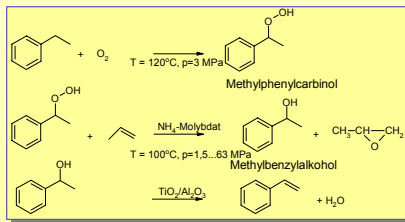
CHLORHYDRINVERFAHREN ZUR HERSTELLUNG VON PROPENOXID



Probleme (Angaben pro t):

- 200 kg CaCl₂ in 45 m³ H₂O
- 40..60 kg 1,2-Dichlorpropan
- 10...30 kg Dichlordiisopropylether

OXIRAN-VERFAHREN

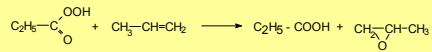
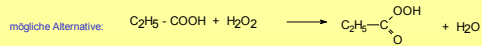


X = 15 %
S = 80 %

X = 99 %
S = 90 %

X = 85 %
S = 95 %

Koppelproduktmenge: 2,3 t Styrol / t PO

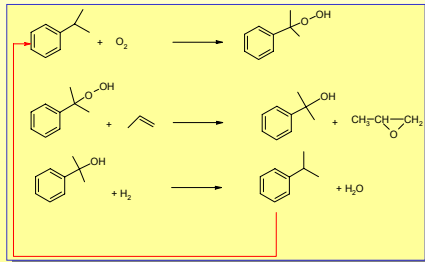


HILFSSYSTEME FÜR HYDROPEROXIDBILDUNG

Einsatzsubstanz	Peroxidisches Agens	Cooxidat	Folgeprodukt ¹⁾
Acetaldehyd	AcOOH oder $\text{CH}_3-\text{C}(\text{O})-\text{OOH}$	Essigsäure oder Acetanhydrid	---
<i>i</i> -Butan	(CH ₃) ₂ COOH	tert.-Butanol	<i>i</i> -Buten, MIBK oder Methacrylsäure
<i>i</i> -Pentan	C ₅ H ₁₁ OOH	Isopentanol	<i>i</i> -Penten und Isopren
Cyclohexan		Cyclohexanol, -on	---
Ethylbenzol		Methylphenylcarbinol	Styrol

¹⁾ zur Rückführung oder technischen Nutzung

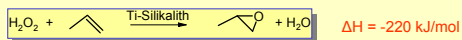
CUMEN BASED PROPYLENE EPOXIDATION



Advantage: high yield of propylene oxide
Problem: high investment costs

T. Haas, W. Hofen, G. Thiele, P. Kampels
Proc. DGMK Conference "Creating values from light olefins - production and conversion", Hamburg, 2001, p.127

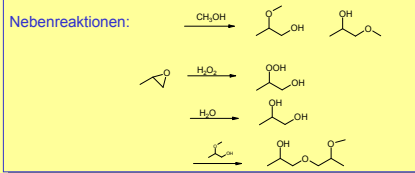
DEGUSSA-KRUPP-UHDE-VERFAHREN



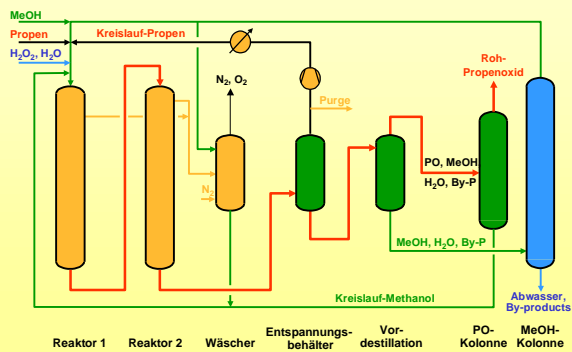
Reaktionsbedingungen:

- zweistufiger Rohrbündelreaktor
- Methanol als Lösungsvermittler
- p = 10 bar
- T < 100 °C
- Überschuß von Propen zur Gewährleistung von $X_{\text{H}_2\text{O}_2} = 100$

Investkosten:
500 Mio EURO für 200000 t/a



ANLAGENKONZEPT DES DEGUSSA-KRUPP-UHDE-VERFAHRENS



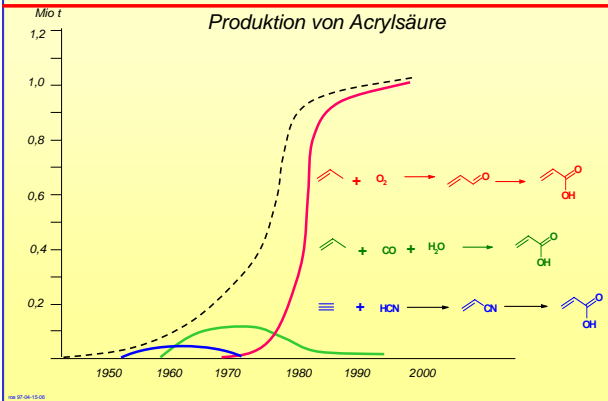
PRODUKTIONSKAPAZITÄTEN (2001)

• Amerika 2.550	• Westeuropa 2.000
Dow (3) 1.200 (I)	Dow 550 (I)
Lyondell (2) 1.100 (II, III)	Lyondell(2) 450 (III)
Huntsman 250 (III)	Basell 250 (II)
	Shell 200 (II)
	Repsol (2) 200 (II)
	Erdölchemie 150 (I)
	BASF 100 (I)
	EniChem 100 (I)
	• Osteuropa (8) 200 (I)
	• Welt 5.750

Kapazitätsangaben in 1.000 t/a (I): Chlorhydrin, (II): Propenoxid-Styrol-Monomer (POSM), (III): TBA Tertiär-Butanol

Caspary, Langanke, (Krupp-Uhde) GdCh-Vortrag an Uni Oldenburg 7.2.2003

LEBENSZYKLEN VON CHEMISCHEN VERFAHREN



2.3.2 Vinylderivate und Monomere

2.3.2.1 Vinylchlorid

Vinylchlorid

1. Acetylen-Route (Griesheim-Elektrolit):

$$\text{CH}_3\text{C}\equiv\text{CH} + \text{HCl} \xrightarrow{\text{HgCl}_2/\text{A-Kohle}} \text{CH}_2=\underset{\text{Cl}}{\text{C}}\text{H} \quad \Delta H = -99 \text{ kJ/mol}$$

Verfahrensparameter: Rohrbündelreaktor, T = 140 ... 200 °C, X = 97 %, S_{CDHCl} = 98 %
 Nebenprodukte: Acetaldehyd, 1,1-Dichlorethan

2. Ethen-Route:
2.1. EDC durch Chlorierung von Ethen

$$\text{CH}_2=\text{CH}_2 + \text{Cl}_2 \longrightarrow \text{Cl}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{Cl} \quad \Delta H = -180 \text{ kJ/mol}$$

Verfahrensparameter: Bienenreaktor, T = 40 ... 70 °C, S_{EDC} = 98 %

2.2. EDC durch Oxychlorierung von Ethen

$$\text{CH}_2=\text{CH}_2 + 2 \text{HCl} + \text{O}_2 \xrightarrow{\text{CuCl}_2/\text{Al}_2\text{O}_3} \text{Cl}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{Cl} + \text{H}_2\text{O} \quad \Delta H = -239 \text{ kJ/mol}$$

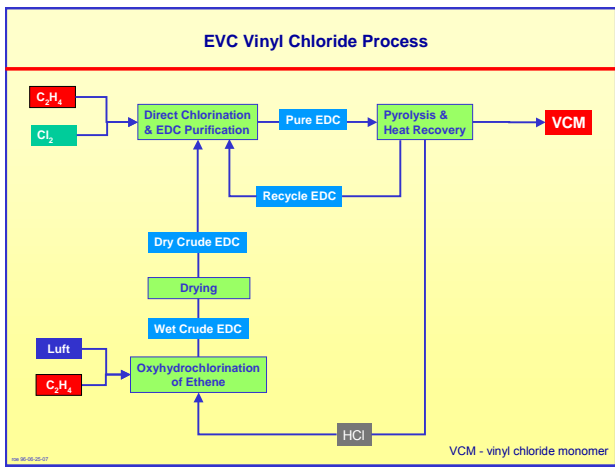
Verfahrensparameter: Fließbett (Monsanto), Festbett (Dow)
 T = 190 ... 240 °C, p = 0,2 ... 0,5 MPa
 S_{EDC} = 96 %

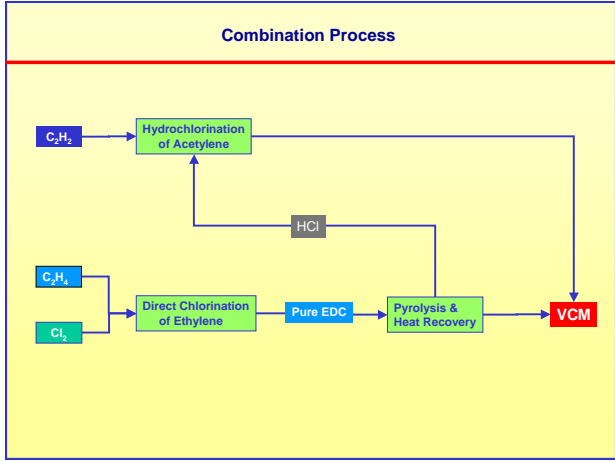
2.3. Dehydrochlorierung von EDC

$$\text{Cl}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{Cl} \longrightarrow \text{CH}_2=\underset{\text{Cl}}{\text{C}}\text{H} + \text{HCl} \quad \Delta H = 71 \text{ kJ/mol}$$

Verfahrensparameter: Rohrofen
 T = 500 ... 600 °C, p = 2,3 ... 3,5 MPa
 X_{CDHCl} = 60 %, S_{VCl} > 98 %

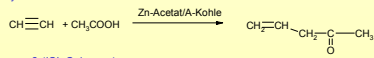
Katalysatoren:
 • FeCl₃
 • CuCl₂
 • SbCl₅



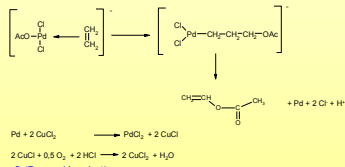


Vinylacetat

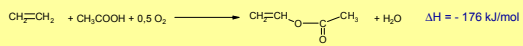
1. Klassische Acetylen-Route:



2. Flüssighasenprozeß (ICI, Celanese)



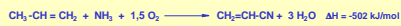
3. Gasphasenprozeß (Bayer, Hoechst)



Verfahrensparameter: Röhrenreaktor, T = 175 ...200 °C, p = 0.5..1 MPa, X_{VAc} = 30 %, X_{C₂H₄} = 10 %

SOHIO-Verfahren

Ammonoxidation von Propen

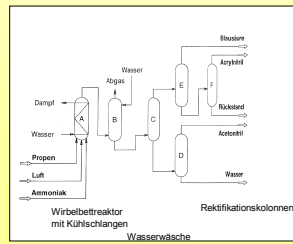


Verfahrensparameter:

Wirbelbettreaktor, T = 400 °C, p = 0,2 MPa

Katalysator: Fe-Bi-Phosphormolybdat

NP pro 1 t Propen: 100 kg Acetonitril,
150 kg HCN,
CO₂,
Propan



Vielen Dank !

Technische Verfahren zur Polymerisation			
Verfahren	Phasenzustand	Merkmale	Beispiel
Massepolymerisation Substanzpolymerisation	$fl \circ fl$	Monomer als Lösungsmittel Polymer fällt als Schmelze an	Polystyrol
Lösungspolymerisation	$fl \circ fl$	Lösungsmittel mit Monomeren mischbar, Polymer wird gelöst	EPDM Polyacrylsäure
Fällungspolymerisation	$fl \circ fl/f$	Monomeres mit Lösungsmittel mischbar, Polymer fällt aus	Polyacrylnitril
Suspensions- polymerisation	$fl/fl \circ fl/f$	Polymer und Monomer in Wasser unlöslich, Initiator monomerlöslich, Anwendung eines Dispergators	PVC Polystyrol
Emulsions- polymerisation	$fl/fl \circ fl/f$	Polymer und Monomer in Wasser unlöslich, Initiator wasserlöslich, Anwendung eines Emulgators	PVC Polystyrol Polyvinylacetat Polymethylmethacrylat
Slurypolymerisation	$g/fl/fl \circ fl/f$	heterogener Katalysator ist im inerten Lösungsmittel suspendiert	HDPE
Gasphasenpolymerisation	$g \circ f$		LDPE

Polymere

Konstitution:

- Art der Monomere
- Sequenz der Monomere

isotaktisch

syndiotaktisch

ataktisch

• Art und Länge der Verzweigungen

Molmasse und Molmassenverteilung

$n \text{ HO-R}_1\text{-OH} + n \text{ COO-R}_2\text{-CO}_2\text{H} \rightarrow \text{[-R}_1\text{-O-CO-R}_2\text{-O-CO-}]_n$

Aufbaureaktion:

- Stufenreaktion
- Polyaddition bifunktionaler Monomere

$n \text{ HO-R}_1\text{-OH} + n \text{ COO-R}_2\text{-CO}_2\text{H} \rightarrow \text{[-R}_1\text{-O-CO-R}_2\text{-O-CO-}]_n + n \text{ H}_2\text{O}$

Polykondensation:

$n \text{ M}^* + n \text{ M} \xrightarrow{-2n \text{ H}_2\text{O}} \text{I}(\text{M})$

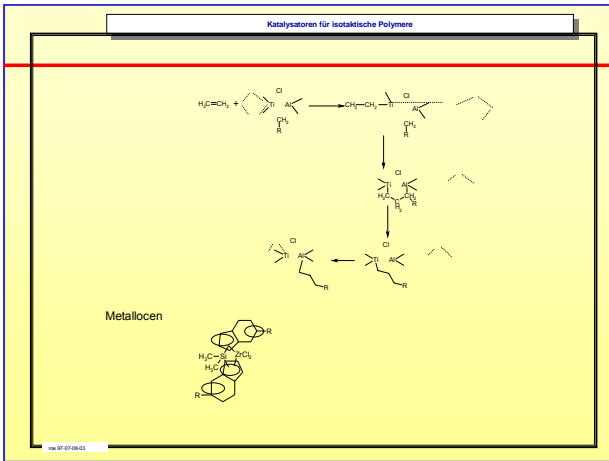
Aufbaureaktionen

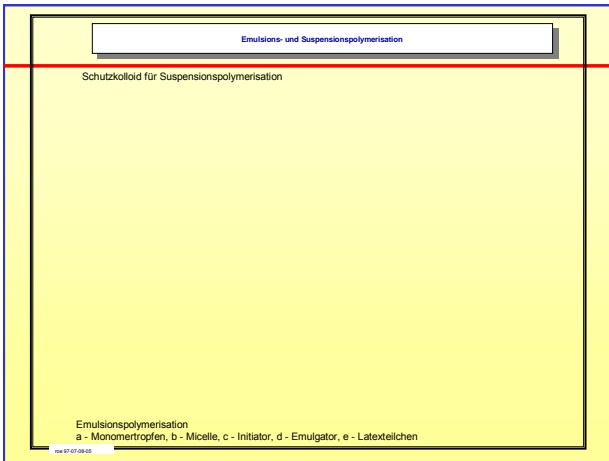
Ceiling Temperatur: Polymerisation $\xleftrightarrow{\Delta_r G = \Delta_r H - T \Delta_r S = 0}$ Depolymerisation

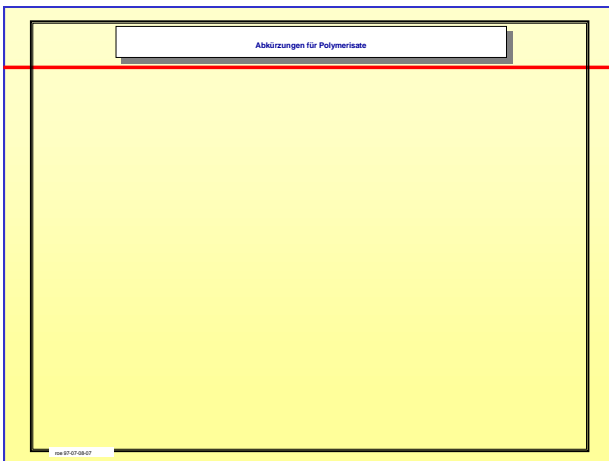
$T_c = \frac{\Delta_r H}{\Delta_r S}$

Polymerisationsgrad vs. Umsatz

Molmassenverteilung







Polymerisationsreaktoren

194 97-07-08-08

Stripping-Verfahren zur Harnstoffherstellung

D. Fromm und D. Litzow, *Chemie in unserer Zeit*, 13 (1979) 78

194 97-07-15-02

Verfahrensschema zur Herstellung von Ammoniumnitrat

194 97-07-15-01

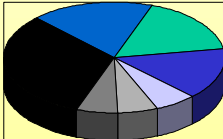
LÖsetechnische Styrolverarbeitung

04/07/1543

Zusammenstellung der Aufschuüverfahren

04/07/1544

Polyurthane



- Bau
- Automobilform schaum
- Elastomer
- Kühlgeräte
- Schuhe
- Möbel
- Beschichtung

ChemManager, 4/2004, S.1
