

Milser Straße 37
33729 Bielefeld
Tel.: (0521) 977 10-0
Fax.: (0521) 977 10-20
info@ifua.de

Projekttitel:

**Gutachterliche Untersuchung zu Fragen der
technischen und wirtschaftlichen
Alternativen zur CO-Pipeline
- Abschlussbericht -**

Auftraggeber:

Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft,
Natur- und Verbraucherschutz NRW

Bearbeitung:

IFUA: Dr. Dietmar Barkowski (Dipl.-Chem.)
Jürgen Bauer (Dipl.-Chem. Ing.)
Michael Bleier (Dipl.-Ing.)
IWEB: Prof. Dr. Martin Stachowske
Dragana Obrenovic (Dipl.-Ing.)

Projekt-Nr.:

P 213015

Datum:

Januar 2014

Gesellschafter:

- Dr. Dietmar Barkowski (Dipl.-Chem.)
von der Industrie- und Handelskammer Ostwestfalen zu Bielefeld öffentlich bestellter und vereidigter Sachverständiger für Gefährdungsabschätzung für die Wirkungspfade Boden-Gewässer und Boden-Mensch sowie Sanierung (Bodenschutz und Altlasten, Sachgebiete 2, 4 und 5)
- Michael Bleier (Dipl.-Ing.)
- Petra Günther (Dipl.-Biol.)
von der Industrie- und Handelskammer Ostwestfalen zu Bielefeld öffentlich bestellte und vereidigte Sachverständige für Gefährdungsabschätzung für den Wirkungspfad Boden-Pflanze/Vorsorge zur Begrenzung von Stoffeinträgen in den Boden und beim Auf- und Einbringen von Materialien sowie für Gefährdungsabschätzung für den Wirkungspfad Boden-Mensch (Bodenschutz und Altlasten, Sachgebiete 3 und 4)
Wirtschaftsmediatorin (IHK)
- Monika Machtolf (Dipl. Oec. troph.)

Inhaltsverzeichnis

0. Zusammenfassung	1
1. Einleitung	6
1.1. Daten und Unterlagen	9
1.2. Eigene Recherchen	10
1.3. Methodisches Vorgehen	10
1.4. Abgrenzung zu bereits vorliegenden Gutachten	12
2. Darstellung der CO-Versorgungsmengen und der CO-Bedarfsmengen an den beiden Standorten Dormagen und Krefeld-Uerdingen	14
2.1. Charakterisierung von Kohlenmonoxid	14
2.1.1. Physikalisch-chemische Eigenschaften	14
2.1.2. Toxikologische Eigenschaften	15
2.1.3. Technische Bedeutung	15
2.1.4. Herstellung von Kohlenmonoxid	15
2.1.4.1. Generatorgas	16
2.1.4.2. Wassergas	17
2.1.4.3. Spaltgas	17
2.2. Bestandsaufnahme der CO-Erzeugungsanlagen am Standort Dormagen	17
2.2.1. CO-Erzeugungsanlage – Steam-Reformer I - der Fa. Praxair	19
2.2.2. CO-Erzeugungsanlage – Steam-Reformer II – der Fa. Linde	20
2.2.3. CO-Erzeugungsanlage – Steam-Reformer III – der Fa. Air Liquide	22
2.3. Bestandsaufnahme der CO-Abnehmeranlagen am Standort Dormagen	24
2.3.1. Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat – alte TDI-Anlage der Fa. BMS	24
2.3.2. Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat – neue TDI-Anlage der Fa. BMS	24
2.3.3. Der CO-Verbund bzw. die CO-Pipeline Dormagen-Leverkusen der Fa. BMS	26
2.4. Analyse und Bewertung der möglichen CO-Versorgungsmenge und der maximalen CO-Bedarfsmenge für den Standort Dormagen	26
2.4.1. Darstellung der CO-Versorgungsmengen für den Standort Dormagen im Status Quo	28
2.4.2. Darstellung der zukünftigen CO-Versorgungsmenge für den Standort Dormagen	28
2.4.3. Darstellung der CO-Bedarfsmengen für den Standort Dormagen im Status Quo	29
2.4.4. Darstellung der CO-Bedarfsmengen für den Standort Dormagen nach Fertigstellung der neuen TDI-Anlage - voraussichtlich Mitte 2014	32
2.4.5. Gegenüberstellung der möglichen CO-Versorgungsmengen und der CO-Bedarfsmengen in Dormagen im Status Quo und ab 2014	32
2.5. Bestandsaufnahme der CO-Erzeugungsanlage am Standort Krefeld-Uerdingen	35

2.5.1.	CO-Erzeugungsanlage – Koks-CO-Anlage – der Fa. BMS	37
2.6.	Bestandsaufnahme der CO-Abnehmeranlagen am Standort Krefeld-Uerdingen	38
2.6.1.	CO-Abnehmeranlage zur Herstellung der Polycarbonate im Makrolonbetrieb der Fa. BMS	39
2.6.2.	CO-Abnehmeranlage MDA/MDI-Betrieb der Fa. BMS	39
2.7.	Analyse der CO-Versorgungsmenge und der CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen	39
2.7.1.	Darstellung der möglichen CO-Versorgungsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen im Status Quo	39
2.7.2.	Darstellung der CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen im Status Quo	40
2.7.3.	Darstellung der maximalen CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen unter Zugrundelegung der genehmigten maximalen Produktionskapazitäten der CO-Abnehmeranlagen	41
2.7.4.	Gegenüberstellung der max. CO-Versorgungsmenge und der max. CO-Bedarfsmengen für den Standort Krefeld-Uerdingen	44
3.	Darstellung der auf dem Markt verfügbaren technischen Verfahren zur CO-Herstellung	45
3.1.	Technische Verfahren zur Vergasung fester Brennstoffe	47
3.1.1.	Flugstromvergaser	48
3.1.2.	Wirbelschichtvergaser	50
3.1.3.	Fest(Fließ-)bettvergaser	53
3.1.4.	Besonderheiten bei der Vergasung fester Biomassen und Abfälle	56
3.2.	Technische Verfahren zur Vergasung flüssiger und gasförmiger Kohlenwasserstoffe	58
3.2.1.	Steam-Reforming	59
3.2.1.1	Primär-Reformer	59
3.2.1.2	Sekundär-Reformer	60
3.2.2.	Partielle Oxidation	63
3.2.3.	Wassergas-Shift-Verfahren / Gasreinigung	64
4.	Darstellung der Anbieterseite von CO-Erzeugungsanlagen	66
4.1.	Anlagen auf Basis von Kohle und kohleverwandten Brennstoffen	69
4.1.1.	British Gas Lurgi (BGL)	70
4.1.2.	Hochtemperatur Winkler Vergaser (HTW)	70
4.1.3.	PREFLO™ Vergaser / Boiler (PSG)	71
4.1.4.	Siemens GSP-Verfahren	72
4.1.5.	ConocoPhillips E-Gas-Vergaser	73
4.1.6.	Shell Flugstrom Vergaser	74
4.1.7.	Multi Purpose (MPG) Vergaser	75
4.1.8.	Lurgi FBDB™ Mk Plus™Vergaser	76
4.1.9.	ECUST OMB Vergaser	77
4.1.10.	GE Energy Vergaser	78
4.1.11.	CHOREN Coal Gasification (CCG)	79

4.2.	Anlagen auf Basis von Biomassen und anderer alternativer Brennstoffe	80
4.2.1.	Heatpipereformer	81
4.2.2.	Westinghouse Plasma Vergaser WPC	83
4.2.3.	bioliq®-Verfahren	84
4.3.	Anlagen auf Basis des Steam-Reforming-Prozesses	85
4.3.1.	Topsoe Exchange Reformer (HTER)	86
4.3.2.	Linde Tandem-Reformer	87
4.3.3.	Uhde Dampfreformer	88
4.4.	Marktübersicht	89
5.	Analyse der CO-Auslastung am Standort Krefeld-Uerdingen	93
6.	CO-Versorgungssicherheit	97
6.1.	Absicherung der Produktions- und Versorgungsstruktur am Standort Dormagen	98
6.2.	Absicherung der Produktions- und Versorgungsstruktur am Standort Krefeld-Uerdingen	101
6.3.	CO-Pipeline Dormagen - Krefeld-Uerdingen	105
6.3.1.	Darstellung der CO-Versorgung für die beiden Standorte Dormagen und Krefeld-Uerdingen im Verbund bei Betrieb der CO-Pipeline im Status Quo	107
6.3.2.	Darstellung der CO-Versorgung für die beiden Standorte Dormagen und Krefeld-Uerdingen im Verbund bei Betrieb der CO-Pipeline ab 2014	109
6.3.3.	Analyse des Verbundnetzes aller drei Standorte von BMS	111
6.3.4.	Bedeutung der CO-Pipeline für den Chemieverbund	113
7.	Auswertung der Geschäftsberichte von Bayer AG für den Teilkonzern BMS für die Jahre 2009 bis 2012	117
7.1.	Offenlegungspflicht für Jahresabschlüsse und Geschäftsberichte	117
7.2.	Einbindung von Bayer MaterialScience in die Konzernstruktur Bayer AG	119
7.3.	Jahresabschluss 2009	121
7.4.	Jahresabschluss 2010	124
7.5.	Jahresabschluss 2011	125
7.6.	Jahresabschluss 2012	128
7.7.	Auswertung der Umsatzentwicklung von BMS für die Jahre 2009 bis 2012 im Hinblick auf die CO-Pipeline	129
8.	Analyse der alternativen Verfahren zur Deckung des CO-Bedarfs am Standort Krefeld-Uerdingen	134
8.1.	Erhaltung bzw. Erweiterung der bestehenden Kohlevergasungsanlage	138
8.2.	Neubau einer Synthesegasanlage auf Basis fester Brennstoffe	141
8.3.	Neubau eines Gas-/ Erdöl-Reformers	144
8.4.	Externe Verwertung von Wasserstoff	146
8.4.1.	Stoffliche Verwertung	146
8.4.2.	Energetische Verwertung	147
9.	Bewertung der technischen Alternativen der CO-Erzeugung hinsichtlich der Kosten	150

9.1.	Kostenanalyse und Kalkulation der Kosten _____	150
9.2.	Übersicht über die Methoden der Investitionsrechnung _____	151
9.3.	Alternative CO-Erzeugung am Standort Uerdingen durch einen Steam-Reformer _____	155
9.3.1.	Ausgangssituation und Rahmenbedingungen _____	155
9.3.2.	Kalkulationsgrundlagen _____	156
9.3.3.	Kalkulations-Schema für die Gegenüberstellung der Kosten der Steam-Reformer mit denen für die CO-Pipeline _____	159
9.3.4.	Auswertung der Kalkulation _____	161
9.3.5.	Investitionsalternativen _____	164
9.3.6.	Bewertung der Betriebs- und Investitionsalternativen _____	165
10.	Literaturverzeichnis _____	167

Verzeichnis der Abbildungen

Abbildung 1:	Stoffverbund im CHEMPARK Dormagen; Stand 2012 ; zusätzlich als Anlage 1 _	18
Abbildung 2:	Maximale CO-Versorgungsmenge im Status Quo für den Standort Dormagen __	28
Abbildung 3:	Zukünftige maximale CO-Versorgungsmenge - ab 2014- für den Standort Dormagen _____	29
Abbildung 4:	Die tatsächliche CO-Abnahmemenge im Status Quo für den Standort Dormagen _____	30
Abbildung 5:	Die max. CO-Bedarfsmenge in Dormagen nach Fertigstellung der neuen TDI-Anlage Mitte 2014 _____	32
Abbildung 6:	Die CO-Restkapazität in Dormagen im Status Quo _____	33
Abbildung 7:	Die minimale CO- Restkapazität im Status Quo für Dormagen _____	34
Abbildung 8:	Die CO- Restkapazität in Dormagen ab 2014 bei Vollaustattung der CO-Abnehmeranlagen _____	35
Abbildung 9:	Stoffverbund im CHEMPARK Krefeld-Uerdingen; Stand 2012 ; Zusätzlich als Anlage 2 _____	36
Abbildung 10:	Maximale CO-Versorgungsmenge im Status Quo für den Standort Krefeld-Uerdingen _____	40
Abbildung 11:	CO-Abnahmemenge im Status Quo für den Standort Krefeld-Uerdingen in Anlehnung an das Jahr 2007 _____	40
Abbildung 12:	max. CO-Bedarfsmengen für den Standort Krefeld-Uerdingen bei max. Kapazität der CO-Abnehmeranlagen _____	43
Abbildung 13:	CO-Auslastung für den Standort Krefeld-Uerdingen bei max. Kapazität der CO-Abnehmeranlagen _____	44
Abbildung 14:	Anteil verschiedener Ausgangsstoffe an der weltweiten Sythesegasproduktion _	47
Abbildung 15:	Flugstromvergaser _____	48
Abbildung 16:	Stationäre Wirbelschicht (Beisp.: Biomasse) _____	50
Abbildung 17:	Zirkulierende Wirbelschicht (Beisp.: Biomasse) _____	50
Abbildung 18:	Verschiedene Festbettvergaserarten _____	53
Abbildung 19:	Prozessbild TOYO Steam-Reformer (Toyo Engineering Corporation Tokyo, Japan) mit Primär- und Sekundärstufe _____	63
Abbildung 20:	Standorte von Flugstromvergäsern mit der ECUST-Technologie in der VR China /29/ _____	67
Abbildung 21:	Energieträger zur Stromerzeugung in den USA /30/ _____	68

Abbildung 22: British Gas Lurgi (BGL) (/Quelle: /25)	70
Abbildung 23: Hochtemperatur Winkler Vergaser (Quelle: /31/)	71
Abbildung 24: PRENFLO™ Vergaser/Boiler (PSG) (Quelle: /31/)	72
Abbildung 25: Siemens GSP-Verfahren (Quelle: /25/)	73
Abbildung 26: ConocoPhillips E-Gas-Vergaser (Quelle /25/)	74
Abbildung 27: Shell Vergaser (Quelle 25/)	75
Abbildung 28: Multi Purpose (MPG) Vergaser (Quelle /25/	76
Abbildung 29: Lurgi FBDB™Vergaser und Lurgi FBDB™ Mk Plus™Vergaser (Quelle: /32, 33/)	77
Abbildung 30: ECUST OMB Vergaser (Quelle: /34/)	78
Abbildung 31: Energy Vergaser (Quelle: /34/)	79
Abbildung 32: CHOREN Coal Gasification (Quelle: /35/)	80
Abbildung 33: Heatpipereformer (Quelle: /36//)	82
Abbildung 34: Westinghouse Plasma Vergaser (Quelle: /37//)	83
Abbildung 35: bioliq®-Verfahren (Quelle: /27/)	85
Abbildung 36: Topsoe Exchange Reformer (Quelle: 38)	87
Abbildung 37: Linde Tandem-Reformer (Quelle: /39/)	88
Abbildung 38: Uhde Dampfreformer (Quelle: /31/)	89
Abbildung 39: Darstellung der CO-Auslastung für den Standort Krefeld-Uerdingen im Zeitverlauf	93
Abbildung 40: Darstellung der CO-Auslastung für den Standort Dormagen im Zeitverlauf	98
Abbildung 41: CO-Sicherheitsreserven im Status Quo am Standort Dormagen	99
Abbildung 42: CO-Sicherheitsreserven ab 2014 am Standort Dormagen	100
Abbildung 43: Trassenverlauf CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen	106
Abbildung 44: CO-Auslastung im Status Quo für die beiden Standorte im Verbund bei Vollauslastung aller CO-Abnehmeranlagen	108
Abbildung 45: CO-Auslastung im Status Quo für die beiden Standorte im Verbund bei aktuell vorhandener Auslastung der CO-Abnehmeranlagen in Dormagen	108
Abbildung 46: CO-Versorgung ab 2014 für beide Standorte im Verbund	110
Abbildung 47: CO-Versorgung ab 2014 für die beiden Standorte im Verbund bei max. Kapazität der CO-Abnehmeranlagen	110
Abbildung 48: CO-Versorgungsstruktur im Verbund bei Einstellung des Betriebs der CO-Koks-Erzeugungsanlage	112
Abbildung 49: Umsatzerlöse nach Produkten	131
Abbildung 50: Umsatzerlöse nach Regionen	131

Verzeichnis der Tabellen

Tabelle 1: Übersicht über die CO-Produktionskapazitäten und CO-Abnahmemengen in Dormagen	4
Tabelle 2: Übersicht über die CO-Produktionskapazitäten und CO-Abnahmemengen in Uerdingen	4
Tabelle 3: Einfluss der Vergasertechnologie auf die Synthesegaszusammensetzung	46
Tabelle 4: Übersicht der Rahmenbedingungen bei unterschiedlichen Vergaseverfahren	47
Tabelle 5: Fazit Flugstromvergasung	49
Tabelle 6: Fazit Wirbelschichtvergasung	52
Tabelle 7: Fazit Festbettvergasung	55
Tabelle 8: Synthesegasprozesse	64



Tabelle 9:	Fazit Steamreforming-Verfahren _____	65
Tabelle 10:	Referenzstandorte _____	90
Tabelle 11:	Produktionsausfälle in Krefeld-Uerdingen aufgrund fehlender CO-Versorgung _	102
Tabelle 12:	Beurteilung der Größenordnung von aufgeführten Produktionsausfällen in Krefeld-Uerdingen _____	103
Tabelle 13:	Produkte und Produktionsstandorte BMS _____	120
Tabelle 14:	Kennzahlen BMS _____	130
Tabelle 15:	Übersicht über statische Verfahren der Investitionsrechnung _____	152
Tabelle 16:	Kalkulations-Schema _____	160

Verzeichnis der Anlagen

- Anlage 1: Stoffverbund im CHEMPARK Dormagen; Stand 2012
- Anlage 2: Stoffverbund im CHEMPARK Krefeld-Uerdingen; Stand 2012
- Anlage 3: Datengrundlagen und Umrechnungen
Blatt 1: Krefeld-Uerdingen
Blatt 2: Dormagen
- Anlage 4: Zur Verfügung gestellte Unterlagen

Verzeichnis der Abkürzungen

BGL	British Gas Lurgi
BMS	Bayer MaterialScience AG
BtL	Biomass to Liquid
CCG	CHOREN Coal Gasification
CFP	Circulating Fluidised Bed
CUR	CURRENTA GmbH & Co. OHG
DMU	Desmodur
DWA	Druck-Wechsel-Adsorber
ECUST	East China University of Science and Technology
FBDB	Fixed Bed Dry Bottom Gasification
FICFB	Fast Internally Circulating Fluidized Bed
GE	General Electric
GHS	Globally Harmonized System of Classification, Labelling and Packaging of Chemicals
GSP	Siemens Fuel Gasification
GuD	Gas-und-Dampf
HTER	Topsoe Exchange Reformer
HTW	Hochtemperatur Winkler Vergaser
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
MDA	Methylendiphenyldiamin
MDEA	Methyl-Di-Ethanolamin
MDI	Methylendiphenyldiisocyanat
MEA	Mono-Ethanol-Amin
MeOH	Methanol
MPG	Multi Purpose Gasification
MW _{el}	Megawatt, elektrisch
MW _{th}	Megawatt, thermisch
PC	Polycarbonat
POX	Partielle Oxidation
PSG	PRENFLO™ Systems Gasification
RME	Rapsmethylester
SFGT	Siemens Fuel Gasification Technology
SVZ	Sekundärrohstoff Verwertungszentrum
SWS	stationäre Wirbelschicht
TDA	Toluyldiamin
TDI	Toluyldiisocyanat
UCG	underground coal gasification
WGS	Wassergas-Shift-Reaktion
WPC	Westinghouse Plasma Corporation
ZWS	Zirkulierende Wirbelschicht

0. Zusammenfassung

Die Bayer AG mit Sitz in Leverkusen hat eine Pipeline zum Transport von Kohlenmonoxid (CO) vom Standort Dormagen zum Standort Krefeld-Uerdingen geplant und nach erfolgter Genehmigung der Bezirksregierung Düsseldorf weitgehend gebaut.

Bayer wollte mit der Pipeline die Kohlenmonoxidversorgung am Standort Uerdingen sicherstellen sowie durch einen CO-Verbund der Chemiepark-Standorte Leverkusen, Dormagen und Krefeld-Uerdingen die optimale Nutzung des Rohstoffs CO ermöglichen.

Aufgrund mehrerer Klageverfahren, des aktuellen Standes der juristischen Auseinandersetzung sowie des laufenden Planänderungsverfahrens konnte die Pipeline bisher nicht in Betrieb genommen werden.

Auftrag

Das Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz (MKULNV) des Landes Nordrhein-Westfalen hat ein "Gutachten zu Fragen der technischen und wirtschaftlichen Alternativen zur CO-Pipeline zwischen den Standorten Dormagen und Krefeld-Uerdingen der Fa. Bayer AG" in Auftrag gegeben. Anhand dieses hiermit vorgelegten Gutachtens sollten die Alternativen

- Anlieferung von CO mittels Pipeline vom Standort Dormagen an den Standort Krefeld-Uerdingen
- bzw. Ausbau der CO-Produktion am Standort Krefeld-Uerdingen

insbesondere hinsichtlich der technischen Machbarkeit und wirtschaftlichen Sinnhaftigkeit untersucht werden.

Zu bearbeiten waren die nachfolgend genannten Themen- bzw. Fragestellungen:

1. Analyse bzw. Darstellung der Entwicklungen der CO-Versorgung und der CO-Bedarfe an den beiden Standorten in Dormagen und Krefeld-Uerdingen.
2. Darstellung der auf dem Markt verfügbaren technischen Verfahren zur CO-Herstellung, insbesondere im Hinblick auf den Standort Krefeld-Uerdingen.
3. Darstellung der Anbieterseite von CO-Erzeugungsanlagen.
4. Wie kann der für die Kunststoffproduktion insbesondere in Krefeld-Uerdingen benötigte CO-Bedarf durch Erzeugungsanlagen am Standort gedeckt werden?
5. Wie sind die an den beiden Standorten vorhandenen bzw. geplanten CO-Erzeugungsanlagen technisch so auszulegen, dass sie die Versorgungssicherheit auch bei Teilausfällen sicherstellen können?
6. Wie sind die technischen Alternativen bzgl. der Kosten zu bewerten?

Methodik und Datengrundlagen

Das methodische Vorgehen sah die Auswertung der bei den Bezirksregierungen Düsseldorf und Köln vorliegenden Informationen zu den an den Standorten Dormagen und Uerdingen relevanten CO-Anlagen sowie zur CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen vor. Dies waren im Wesentlichen die Genehmigungen der jeweiligen CO-Erzeugungsanlagen sowie der verschiedenen CO-Abnehmeranlagen. Während für den Standort Dormagen zum größten Teil detaillierte Unterlagen zu den dortigen Erzeugungsanlagen, zu Abnehmeranlagen und genehmigten Mengen zur Verfügung standen, waren detaillierte Informationen für Uerdingen - aufgrund von Seiten der Bayer AG geltend gemachter Geschäfts- und Betriebsgeheimnisse - nicht verfügbar.

Neben den durch die Bezirksregierungen Köln und Düsseldorf zur Verfügung gestellten Informationen beruhen die im Gutachten vorgenommenen Aussagen weiterhin auf eigenen Erhebungen und Internetrecherchen, früheren Gutachten sowie Jahresberichten der Bayer AG, anhand derer Annahmen und Abschätzungen getroffen wurden, die im Einzelnen jeweils ausgeführt und begründet werden.

Zunächst wurden die Entwicklungen der möglichen CO-Versorgungsmengen und der maximalen CO-Bedarfsmengen an den beiden Standorten in Dormagen und Krefeld-Uerdingen analysiert. Mangels ausreichender Informationen zu tatsächlichen CO-Bedarfsmengen und zu Produktionskennzahlen der CO abnehmenden Betriebe wurden hierbei im Wesentlichen die in den Genehmigungen genannten maximalen genehmigten Kapazitäten der Anlagen zu Grunde gelegt.

Ergebnisse

1. Aktuell werden in Dormagen zwei Reformer zur CO-Erzeugung mit maximaler CO-Jahresproduktionskapazität von 126.000 t (umgerechnet aus genehmigter stündlicher Kapazität der beiden Steam-Reformer) betrieben, die CO an eine vorhandene TDI-Anlage in Dormagen (Herstellung von Toluylendiisocyanat) sowie in einen CO-Verbund zwischen den Standorten Dormagen und Leverkusen liefern. Die maximale CO-Bedarfsmenge beider Abnehmer beträgt im Status Quo 103.000 Jahrestonnen (Näherungswert). Aus der Differenz der maximalen CO-Jahresproduktionskapazität von 126.000 t CO/a und der für 2007 in /20/ bezifferten tatsächlichen CO-Abgabemenge von 61.000 t CO/a ergibt sich eine technische CO-Restkapazität von 65.000 t CO/a.

Für 2014 ist geplant, eine zusätzliche CO-Erzeugungsanlage (120.000 t/a) in Dormagen in Betrieb zu nehmen und die derzeitige TDI-Anlage durch eine neue Anlage mit einer CO-Bedarfsmenge von maximal 105.000 t/a zu ersetzen. Der anhand der Genehmigungen der 3 Reformer umgerechneten jährlichen Kapazität von 246.000 t CO/a steht eine maximale CO-Bedarfsmenge von 180.000 t CO/a gegenüber (genehmigte max. CO-Abnahme der neuen TDI-Anlage von 105.000 t CO/a zuzüglich rechnerisch max. Abnahme des CO-Verbundes mit Leverkusen von 75.000 t CO/a).

Bei maximaler CO-Abnahmemenge durch alle CO-Abnehmer besteht demnach ab 2014 eine technische CO-Restkapazität von 66.000 t CO/a. Nachfolgend werden die Daten tabellarisch zusammengefasst:

Tabelle 1: Übersicht über die CO-Produktionskapazitäten und CO-Abnahmemengen in Dormagen

Dormagen	Status Quo	ab 2014
maximale CO-Produktionskapazität	126.000 t/a	246.000 t/a
maximale CO-Bedarfsmenge	103.000 t/a	180.000 t/a
hiervon maximale CO-Bedarfsmenge Verbund DOR-LEV	75.000 t/a	75.000 t/a
hiervon maximale CO-Bedarfsmenge TDI-Anlage alt	28.000 t/a	./.
hiervon maximale CO-Bedarfsmenge TDI-Anlage neu	./.	105.000 t/a
tatsächliche CO-Abnahmemenge 2007	61.000 t/a	./.
hiervon CO-Abnahmemenge Verbund DOR-LEV	33.000 t/a	33.000 t/a
hiervon alte TDI-Anlage = maximale Bedarfsmenge	28.000 t/a	./.
CO-Restkapazität 2007	65.000 t/a	./.
Mögliche CO-Restkapazität bei Vollausslastung aller CO-Abnehmeranlagen	23.000 t/a	66.000 t/a

Am Standort Uerdingen wird eine Kohlevergasungsanlage mit einer genehmigten Kapazität von 100.000 t CO/a betrieben. Abnehmer sind zwei Betriebe - Polycarbonatbetrieb (Makrolonbetrieb) und MDA/MDI-Betrieb - deren maximale CO-Bedarfsmenge (Mitteilung BR Düsseldorf) insgesamt rd. 95.500 t CO/a beträgt. Hieraus ergibt sich eine mögliche geringe CO-Restkapazität von rd. 4.500 t CO/a.

Tabelle 2: Übersicht über die CO-Produktionskapazitäten und CO-Abnahmemengen in Uerdingen

Uerdingen	Status Quo
maximale CO-Produktionskapazität	100.000 t/a
maximale CO-Bedarfsmenge	95.500 t/a
Mögliche CO-Restkapazität bei Vollausslastung	4.500 t/a

- Im Hinblick auf verfahrenstechnische Alternativen der CO-Erzeugung am Standort Uerdingen werden die auf dem Markt verfügbaren technischen Verfahren zur CO-Herstellung und die jeweiligen Anbieter dargestellt. Hier wird festgestellt, dass es sowohl für die Erzeugung von Kohlenmonoxid aus gasförmigen wie auch aus festen Brennstoffen eine Vielzahl verfahrenstechnischer Lösungen und Verfahrensanbietern gibt. Hierbei handelt es sich um Anlagen sehr unterschiedlicher Kapazität und – bei den feststoffbasierten Anlagen – sehr unterschiedlicher Eingangsstoffe bis hin zu C-haltigen

Abfällen. Bei den mit gasförmigen Brennstoffen betriebenen Anlagen ist ebenfalls eine breite Verfahrenspalette verfügbar; hier sind Anlagen verfügbar, bei denen je nach Prozessziel vorwiegend Kohlenmonoxid oder vorwiegend Wasserstoff erzeugt werden oder der Wasserstoff, wie eine der beiden in Dormagen existierenden unterschiedlichen Anlagentypen zeigt, ohne Überschuss wieder im Prozess eingesetzt werden kann.

3. Bei maximaler Abnahmemenge des in Dormagen erzeugten CO durch die neue TDI Anlage und die Pipeline nach Leverkusen (vgl. Tabelle 1, CO-Restkapazität von 66.000 t/a) und einem CO Bedarf in Uerdingen von 95.000 t/a müsste auch bei einer Inbetriebnahme der CO-Pipeline die Kohleanlage in Uerdingen weiter betrieben oder durch eine neue Anlage ersetzt werden.

Es wurde daher untersucht, welche Verfahrensalternativen zur Pipeline in Uerdingen in Frage kommen und wie hierdurch die Versorgungssicherheit gewährleistet werden kann.

Diese Frage lässt sich im Rahmen dieses Gutachtens nicht durch einen konkreten verfahrenstechnischen Vorschlag beantworten. Es wird daher beschrieben, welche grundsätzlichen Möglichkeiten hierfür unter welchen Rahmenbedingungen bestehen und wie die Versorgungssicherheit auch bei Teilausfällen gewährleistet werden kann.

So ist zum einen der Weiterbetrieb der bestehenden Kohlevergasungsanlage möglich. Von Bayer Material Science (BMS) eingetragene Patente weisen darauf hin, dass inzwischen vermutlich die Technik in Uerdingen ertüchtigt und ein Verfahren, das ein größeres Brennstoffspektrum erlaubt und damit die Abhängigkeit von einem einzigen Lieferanten aufhebt, in Uerdingen eingesetzt wird. Hinsichtlich der Ausfallsicherheit der bestehenden Anlage kann basierend auf einem früheren Gutachten zudem festgestellt werden, dass sich mit Ausnahme eines Einzelereignisses in 2006 die außerplanmäßigen Ausfalltage der Anlage bezogen auf die Anzahl der durchschnittlichen Betriebstage im Jahr in den Jahren 2004 bis 2007 im Bereich von unter 1 % bewegen.

Ferner kann die bestehende Kohlevergasungs-Anlage durch den Neubau einer modernen Anlage auf Basis fester Brennstoffe oder als Gas-/ Erdöl-

Reformer ersetzt werden. Bei einer Synthesegasanlage auf Basis fester Brennstoffe können gegebenenfalls auch C-haltige Abfälle zum Einsatz kommen, weiterhin kann am Standort Uerdingen anfallendes CO₂ eingespeist werden. Bei Einsatz eines Reformers kann der überschüssige Wasserstoff sowohl stofflich, als auch energetisch verwertet werden; energetisch kommt sowohl die Verwertung im Verfahrensprozess selbst, als auch bei externen Abnehmern wie stationären oder auch mobilen Energieerzeugungsanlagen sowie in Kraftfahrzeugen in Frage.

4. Im Hinblick auf die Versorgungssicherheit ist es möglich, wie insbesondere mit Blick auf das n-1-Prinzip bei einem Betrieb der CO-Pipeline DOR-UER auch notwendig, einen Teil der CO-Bedarfsmenge der CO abnehmenden Betriebe in Uerdingen weiterhin über die bestehende Kohlevergasungsanlage zu decken sowie einen größeren oder variablen Teil bis hin zur vollständigen Deckung der CO-Bedarfsmenge in Uerdingen über eine neue CO-Erzeugungsanlage zu decken.
5. Hinsichtlich der Kosten für die Alternativen wurde in Uerdingen die Investition "Betrieb der CO-Pipeline mit CO-Erzeugung in Dormagen" einer der möglichen Investitionsalternativen "Neubau eines Steam-Reformers am Standort Uerdingen" gegenüber gestellt. Hierbei ergibt sich, dass bei einem Transport von CO vom Produktionsstandort Dormagen zum Abnehmerstandort Uerdingen für die Durchleitung durch die CO-Pipeline in Abhängigkeit der kalkulatorischen Nutzungsdauer der CO-Pipeline unter den angenommenen Randbedingungen rechnerisch zusätzliche Kosten pro Tonne CO in der Höhe von bis zu 60% im Vergleich zu der Alternative "CO-Erzeugung am Standort Uerdingen" durch den Neubau eines Steam-Reformers mit der benötigten Kapazität ermittelt werden.

Zusammenfassend stellte somit die technisch zur Verfügung stehende Alternative der CO-Erzeugung vor Ort in Uerdingen – auf Basis der hier nur eingeschränkt bekannten betriebswirtschaftlichen und strategischen Überlegungen der BMS – zum Zeitpunkt der Entscheidungsfindung für den Bau und Betrieb der CO-Pipeline aus Sicht der wettbewerbsfähigen CO-Kosten die kostengünstigere und in diesem Fall auch wirtschaftlichere Investitionsalternative für die sichere CO-Versorgung am Standort Uerdingen dar.

Ferner wird aus den Herleitungen deutlich, dass die CO-Pipeline in allen Betrachtungsszenarien zusätzlich zu den Anlagen für die Erzeugung von CO an den beiden Standorten Dormagen und Uerdingen finanziert werden muss. Da sowohl am Standort Dormagen als auch am Standort Uerdingen CO erzeugt wird und auch künftig erzeugt werden kann, ist jede Investition in eine Anlage oder Einrichtung, mit der CO nicht erzeugt werden kann - und dies ist bei der Pipeline der Fall - eine Ausgabe, die zusätzlich zu den Investitionen in die CO-Erzeugung mit zu refinanzieren ist, mit der jedoch kein Ertrag erzielt wird.

1. Einleitung

Die Bayer AG mit Sitz in Leverkusen hat eine Pipeline zum Transport von CO (Kohlenmonoxid) vom Standort Dormagen nach Krefeld-Uerdingen geplant und in einem Antrag zur Genehmigung der Bezirksregierung Düsseldorf vorgelegt. Bayer möchte mit der Pipeline die Kohlenmonoxidversorgung am Standort Uerdingen sicherstellen sowie durch einen CO-Verbund der Chemiepark-Standorte Leverkusen, Dormagen und Krefeld-Uerdingen die optimale Nutzung des Rohstoffs CO ermöglichen [40].

Nach erfolgtem Planfeststellungsbeschluss sind mehrere Klageverfahren von Betroffenen bei dem VG Düsseldorf bzw. in nächster Instanz beim OVG Münster angestrengt worden. Der aktuelle juristische Stand stellt die Inbetriebnahme der schon errichteten Pipeline in Frage.

Das Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz (MKULNV) des Landes Nordrhein-Westfalen möchte mit dem in Auftrag gegebenen Gutachten untersuchen lassen, ob die Argumentation des Antragstellers hinsichtlich des öffentlichen Interesses zur Errichtung und zum Betrieb der Pipeline auch heute noch gerechtfertigt ist.

In diesem Zusammenhang ergibt sich das Thema der technisch machbaren und wirtschaftlich sinnvollen Alternativen:

- Anlieferung von CO mittels Pipeline vom Standort Dormagen an den Standort Krefeld-Uerdingen oder
- Möglichkeiten eines Ausbaus der CO-Produktion am Standort Krefeld-Uerdingen.

Das von der Arbeitsgemeinschaft IFUA-Projekt-GmbH, Bielefeld, und iweb GmbH, Bochum, mit Auftrag vom 24.01.2013 erarbeitete verfahrenstechnisch-chemiewirtschaftliche Gutachten behandelt folgende Themen- bzw. Fragestellungen:

1. Analyse bzw. Darstellung der Entwicklungen der CO-Versorgung und der CO-Bedarfe an den beiden Standorten in Dormagen und Krefeld-Uerdingen.

2. Darstellung der auf dem Markt verfügbaren technischen Verfahren zur CO-Herstellung, insbesondere im Hinblick auf den Standort Krefeld-Uerdingen.
3. Darstellung der Anbieterseite von CO-Erzeugungsanlagen.
4. Wie kann der für die Kunststoffproduktion insbesondere in Krefeld-Uerdingen benötigte CO-Bedarf durch Erzeugungsanlagen am Standort gedeckt werden?
5. Wie sind die an den beiden Standorten vorhandenen bzw. geplanten CO-Erzeugungsanlagen technisch so auszulegen, dass sie die Versorgungssicherheit auch bei Teilausfällen sicherstellen können?
6. Wie sind die technischen Alternativen bzgl. der Kosten zu bewerten?

1.1. Daten und Unterlagen

Die beschriebene Zielsetzung des Gutachtens erforderte umfangreiche Informationen, Daten und Unterlagen zu allen CO-Produktionsanlagen und zu allen CO-Abnehmeranlagen an den beiden Standorten Dormagen und Uerdingen insbesondere hinsichtlich der genehmigten und tatsächlichen CO-Versorgungsmengen und zu CO-Bedarfsmengen sowie zu den durchschnittlichen Betriebskapazitäten aller Anlagen sowie deren grundlegenden betriebswirtschaftlichen Kennzahlen.

Mit Hinweis auf die Wahrung von Betriebs- und Geschäftsgeheimnissen hatten die Gutachter insbesondere für den Standort Uerdingen jedoch nur den Zugang zu den Informationen aus den Genehmigungsbescheiden der Bezirksregierung Düsseldorf, denen bis auf die genehmigte maximale Produktionskapazität der Anlagen keine weiteren gutachtenrelevanten Informationen entnommen werden konnten.

Als Basisinformations- und Datenquellen wurden von den Gutachtern nachfolgend aufgeführte Unterlagen verwendet:

- Genehmigungsanträge und Genehmigungsbescheide der CO-Erzeugungsanlagen und der CO-Abnehmeranlagen am Standort Dormagen in Zuständigkeit der Bez. Reg. Köln

- Genehmigungsbescheide der CO-Erzeugungsanlage und der CO-Abnehmeranlagen am Standort Krefeld-Uerdingen in Zuständigkeit der Bez. Reg. Düsseldorf

Eine Gesamtübersicht aller den Gutachtern zur Verfügung gestellter Unterlagen ist der Anlage 4 zu entnehmen.

1.2. Eigene Recherchen

Aufgrund von seitens der Bayer AG geltend gemachten Geschäfts- und Betriebsgeheimnissen standen bestimmte, insbesondere den Standort Uerdingen betreffende Informationen nicht zur Verfügung. Neben den durch die Bezirksregierungen Köln und Düsseldorf zur Verfügung gestellten Informationen beruhen die im Gutachten vorgenommenen Aussagen daher auf eigenen Erhebungen und Internetrecherchen, früheren Gutachten sowie Jahresberichten der Bayer AG, anhand derer Annahmen und Abschätzungen getroffen wurden, die im Einzelnen ausgeführt und begründet werden. So wurde beispielsweise eine Gesamtübersicht über die Standorte und die gutachtenrelevanten Betreiber von Anlagen und Einrichtungen sowie Abnehmern von CO an den Standorten Dormagen und Uerdingen im Rahmen der Erstellung dieses Gutachtens recherchiert. Sie war im Weiteren eine wesentliche Grundlage für die Beschreibung von Stoffströmen und Produkten sowie Produzenten und Abnehmern.

1.3. Methodisches Vorgehen

Das methodische Vorgehen sah die Auswertung der bei den Bezirksregierungen Düsseldorf und Köln vorliegenden Informationen zu den an den Standorten Dormagen und Uerdingen relevanten Anlagen sowie zur CO-Pipeline vor. Dies waren im Wesentlichen die Genehmigungen der jeweiligen CO-Erzeugungsanlagen sowie der verschiedenen CO-Abnehmeranlagen.

Während für den Standort Dormagen zum Teil detaillierte Unterlagen zu den dortigen Erzeugungsanlagen, zu den Abnehmeranlagen und genehmigten Produktions-Mengen zur Verfügung standen, beschränkten sich die verfügbaren Daten für Uerdingen im Wesentlichen auf die genehmigten Mengen der CO-Erzeugung und der Produkte der Abnehmeranlagen.

Die Angaben zur CO-Anlage selbst beschränken sich auf die Verfahrensart (Kohlevergasungsanlage). Weitere Angaben zum Verfahren, zum technischen Stand und zur Auslegung wesentlicher technischer Einheiten und zu der tatsächlichen Auslastung liegen nicht vor. Ebenso wenig liegen Angaben zu den tatsächlichen CO-Verbräuchen der Abnehmeranlagen und der Mengenentwicklung in den letzten Jahren vor.

Aufgrund dessen konnten von den Gutachtern nur die genehmigten maximalen Produktionsmengen der CO-Produktionsanlagen und der CO-Abnehmeranlagen in Dormagen und Uerdingen als Basis-Mengenkonstrukt einer "worst-case" Betrachtung für die maximalen CO-Versorgungsmengen und die maximalen CO-Bedarfsmengen an den beiden Standorten zugrunde gelegt werden.

Darüber hinaus bildet die Auswertung der Genehmigungsunterlagen mit den dort jeweils aufgeführten Herstellkosten für die jeweilige Anlage die einzige belastbare Kostengrundlage für das verwendete Kalkulations-Schema zur Errechnung von anteiligen Kosten für die CO Produktion in einem Reformer als Alternative für den CO Transport durch die verlegte Pipeline.

Auf bereits vorhandene Ausarbeitungen und Gutachten, die der Natur nach eine andere Zielsetzung zu bearbeiten hatten, konnte nur insoweit zurückgegriffen werden, als fehlende Informationen über die vorhandenen Anlagen und deren Auslastungen sowie die mit dem Bau und dem Betrieb der CO Pipeline verbundenen Zielsetzungen darin beschrieben bzw. wiedergegeben sind.

Insofern beruhen die in dem vorliegenden Gutachten vorgenommenen Aussagen zu den möglichen und zu den benötigten CO-Mengen im Wesentlichen auf Annahmen und Abschätzungen auf Basis der vorliegenden Informationen, die im Einzelnen jeweils aufgeführt und begründet werden.

Die Betrachtungen zum Ausbau der CO-Produktion am Standort Krefeld-Uerdingen zeigen alternative Möglichkeiten auf, werden aufgrund fehlender konkreter Informationen und Daten zu den standörtlichen Rahmenbedingungen jedoch in allgemeiner Form und ohne konkrete Verfahrensvorschläge ausgeführt.

Insgesamt stellt die Frage der technisch und wirtschaftlich machbaren CO-Produktion am Standort Krefeld-Uerdingen den Schwerpunkt des vorliegenden

Gutachtens dar, wobei die Bewirtschaftung des Koppelprodukts Wasserstoff, die aktuell u.U. anders zu bewerten ist als noch 2007, in die Überlegungen einzubeziehen ist.

Die Gliederung greift nach einer kurzen Abgrenzung des Gutachtens zu bereits vorliegenden Gutachten die oben genannten Fragestellungen auf (Kapitel 2-9).

1.4. Abgrenzung zu bereits vorliegenden Gutachten

Die Aussagen in bereits vorliegenden Gutachten von Prof. Hamm/41/, Prof. Karl/16/ und Grontmij/DPU/20/, auf die das MKULNV insbesondere verwiesen hatte, wurden von den Gutachtern im Hinblick auf die Zielsetzung dieses Gutachtens analysiert. Kennzeichnend für diese Gutachten ist, dass sie vordergründig eine andere Betrachtungsebene – volkswirtschaftliche bzw. umweltbilanzielle – im Rahmen ihrer Zielsetzung fokussieren. Die Abgrenzung des vorliegenden Gutachtens zu den Betrachtungsebenen der o.a. Gutachten wird nachstehend kurz kommentiert.

Hamm (2007) /41/: "Stellungnahme zu den ökonomischen Effekten des Baus einer Kohlenmonoxid-Pipeline zwischen Dormagen und Uerdingen"

Prof. Hamm führt eine volkswirtschaftliche Analyse des Kunststoff-Chemie-Industriekomplexes für die NRW-Wirtschaft bzw. den Standort NRW und darüber hinaus für Deutschland durch und untersucht in dem Rahmen die ökonomische Bedeutung der CO-Pipeline.

Eine grundsätzliche volkswirtschaftliche Analyse sowie sektorale Strukturpolitik auf der regionalen und landesübergreifenden Ebene ist nicht Gegenstand des IFUA/IWEB-Gutachtens, deshalb ist die Abgrenzung der Betrachtungsebene im Vergleich zu Prof. Hamm eindeutig. Es gibt keine relevanten Überschneidungen dieser beiden Gutachten.

Grontmij/Deutsche Projekt Union GmbH (2008) /20/: "Umweltbilanz für die Errichtung und den Betrieb der CO-Pipeline von Dormagen nach Krefeld-Uerdingen"

Die im Gutachten von Grontmij/DPU im Vordergrund stehende Umweltbilanz, ausgedrückt in CO₂-Emissionen, betrachtet grundsätzlich nur die Veränderung

der CO₂-Bilanz infolge der CO-Pipeline im Status Quo 2007. Alle verfahrenstechnischen und betriebswirtschaftlichen Aspekte sind dabei nicht Gegenstand der Betrachtung. Es finden keine Überschneidungen der Betrachtungsebene zwischen den Gutachtern IFUA/IWEB und dem Gutachten Grontmij/DPU statt.

Karl (2008) /16/: "Betriebs- und volkswirtschaftliche Bedeutung einer Kohlenmonoxid-Rohrfernleitung zwischen Dormagen und Krefeld-Uerdingen"

Die Überschneidung der Betrachtungsebenen zwischen IFUA/IWEB und dem Gutachten von Prof. Karl liegt in dem Kapitel B des Gutachtens von Prof. Karl: Betriebswirtschaftliche Ausgangslage. Die Kapitel C und D des Gutachtens von Prof. Karl behandeln die volkswirtschaftliche Ebene, die vergleichbar zu dem Gutachten von Prof. Hamm nicht Gegenstand des vorliegenden Gutachtens ist.

Die im Kapitel B des o.a. Gutachtens gewählte argumentative Vorgehensweise und die angenommenen Randbedingungen, die Prof. Karl als Ausgangsbasis voraussetzt, werden mit dem vorliegenden Gutachten von IFUA und IWEB hinterfragt.

Insbesondere liegt der Fokus in dem vorliegenden Gutachten im Unterschied zu dem Gutachten von Prof. Karl auf der detaillierten Untersuchung der maximalen CO-Versorgungs- sowie maximalen CO-Bedarfsmengen an beiden Standorten - Dormagen und Krefeld-Uerdingen – mit Einbeziehung der aktuell geplanten und genehmigten Anlagen am Standort Dormagen ab 2014 wie zusätzlicher Steam-Reformer der Fa. Air Liquide und die neue TDI-Anlage im "world-scale" Format der Fa. Bayer Material Science (BMS).

Weiterhin werden im vorliegenden Gutachten die möglichen Alternativen zur CO-Pipeline, sowohl zum Zeitpunkt der Entscheidungsfindung als auch aus der aktuellen Perspektive unter veränderten Rahmenbedingungen analysiert. Auf Basis dieser Betrachtung wird die "wirtschaftlich-technische Alternativlosigkeit der CO-Pipeline"¹, die Prof. Karl in seinem Gutachten beschreibt, hinterfragt.

¹ Zitat /16/; S. 23

2. Darstellung der CO-Versorgungsmengen und der CO-Bedarfsmengen an den beiden Standorten Dormagen und Krefeld-Uerdingen

Zur Analyse der CO-Versorgungsmengen und der CO-Bedarfsmengen an den beiden Standorten in Dormagen und Krefeld-Uerdingen erfolgt zunächst eine Bestandsaufnahme der CO-Erzeugungsanlagen und der CO-Abnehmeranlagen am jeweiligen Standort. Vorab werden in Kapitel 2.1 Eigenschaften und Erzeugung von Kohlenmonoxid zusammengefasst.

2.1. Charakterisierung von Kohlenmonoxid

Kohlenmonoxid ist ein anorganisches Gas aus je einem Kohlenstoff- und Sauerstoffatom und entsteht bei der unvollständigen Verbrennung kohlenstoffhaltiger Verbindungen, wie beispielsweise Kohle, Erdöl, Erdgas, Biomasse. Seine chemische Formel ist CO.

2.1.1. Physikalisch-chemische Eigenschaften

Folgende Stoffeigenschaften von CO sind von Bedeutung /1/:

Molmasse: 28,01 g/mol

Umrechnungsfaktor: 1 ml/m³ = 1,16 mg/m³ bei 1013 mbar / 20 °C

Schmelzpunkt [°C] : -205,07

Siedepunkt [°C] : -191,5

Zündgrenzen [Vol.% in Luft] : 10,9 bis 76

Gasdichte unter Normalbedingungen (0 °C, 1013 mbar) : 1,2506 kg/m³

Gasdichte bei 1 bar, 15 °C: 1,1705 kg/m³

Dichte in der flüssigen Phase am Siedepunkt: 0,79141 kg/l

Löslichkeit in Wasser [mg/l] : 30 bei 20 °C

Verteilungskoeffizient n-Oktanol/Wasser : 1,78

Flammpunkt [°C]: -191,6

Zündtemperatur [°C] : 605

verbrennt mit blauer Flamme

Untere Explosionsgrenze: 10,9 Vol.-%, 129 g/m³

Obere Explosionsgrenze: 76 Vol.-%, 901 g/m³

2.1.2. Toxikologische Eigenschaften

Kohlenmonoxid ist farb-, geruchs- und geschmacklos und wirkt auf die Atemwege nicht reizend. Auf Grund dieser Eigenschaften und seiner im Vergleich zum Sauerstoff um 250 mal höheren Komplexbildungstendenz zum Hämoglobin ist Kohlenmonoxid ein stark giftiges Gas mit den H-Sätzen nach GHS (Hazard Statements) /2/

H331: Giftig bei Einatmen.

H220: Extrem entzündbares Gas.

H360D: Kann das Kind im Mutterleib schädigen.

H372: Schädigt die Organe bei längerer oder wiederholter Exposition.

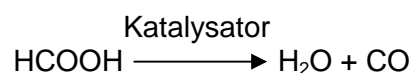
H280: Gas unter Druck kann bei Erwärmung explodieren.

2.1.3. Technische Bedeutung

Neben der Verwendung als Heizgas besitzt Kohlenmonoxid große Bedeutung in der Synthese anorganischer und organischer Verbindungen, z. B. Synthese von Methanol, synthetischem Erdgas, Benzin, Katalysatoren, reinsten Metallen, Carbonsäuren und Estern, für die Herstellung von Kunststoffen, wie Polycarbonate und Polyurethane sowie bei der Reduktion von Erzen und bei der Wasserstoff-erzeugung für Brennstoffzellen.

2.1.4. Herstellung von Kohlenmonoxid

Im Labormaßstab erfolgt die Herstellung von CO durch Zersetzung von Ameisensäure mit heißer konzentrierter Schwefelsäure oder Phosphorsäure:



Unter technischen Bedingungen wird Kohlenmonoxid fast ausschließlich über die Synthese von Generatorgas, Wassergas oder Spaltgas erzeugt (s.u.). Die Gasarten unterscheiden sich in ihrem Entstehungsmilieu.

So werden Generator- und Wassergas bei der Vergasung fester C-haltiger Brennstoffe erzeugt. Ob Generator- oder Wassergas gebildet wird, hängt davon ab, ob zur Reduktion des Kohlenstoffs Sauerstoff bzw. Luft oder Wasserdampf zugeführt wird. Meist treten jedoch, da verfahrenstechnisch bedingt, beide Prozesse nebeneinander auf.

Spaltgase hingegen entstehen bei der Vergasung flüssiger und gasförmiger Kohlenwasserstoffe, wie Erdgas und Edukten aus der Erdölverarbeitung.

Bei allen drei Gasarten spricht man auch von Synthesegas, da das hauptsächlich aus Kohlenmonoxid oder einem Gemisch von Kohlenmonoxid und Wasserstoff bestehende Gas als wichtiges Ausgangsprodukt für synthetische Prozesse dient. Das Mengenverhältnis der beiden Hauptkomponenten kann dabei durch die Art der Prozessführung den jeweiligen Verwendungszwecken weitgehend angepasst werden. Daher sind die Grenzen zwischen den einzelnen Industriegasarten terminologisch wie auch im praktischen Herstellungsverfahren fließend.

2.1.4.1 Generatorgas

Generatorgas entsteht durch unvollständige Verbrennung von Kohle unter Luftzufuhr in einem großtechnischen Verfahren. Es bildet sich, entsprechend der stöchiometrischen Zusammensetzung der Luft, ein Gemisch aus ca. 25 % Kohlenmonoxid und 70 % Stickstoff. Überwiegend wird es als Heiz- und Synthesegas verwendet.

Zunächst wird Luft in Schachtöfen, den Generatoren, über rotglühenden Koks geleitet. Dabei wird in einem ersten Schritt Kohlenstoff zu Kohlendioxid oxidiert.

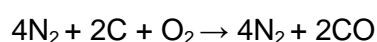


Das Kohlendioxid wird nachfolgend durch Reaktion mit noch nicht oxidiertem Kohlenstoff zu Kohlenmonoxid reduziert.



Entscheidend hierfür ist das Boudouard-Gleichgewicht. Dieses besagt, dass sich bei hohen Temperaturen das Gleichgewicht aufgrund der endothermen Reaktion auf die Produktseite (CO) verschiebt, wogegen eine Druckerhöhung eine Verschiebung auf Seite der Reaktanten (CO₂ als Edukt) bewirkt.

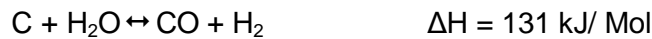
Berücksichtigt man den inerten Stickstoffanteil in der Luft, ergibt sich folgende Gesamtreaktion:



Daneben enthält Generatorgas etwa 4% Kohlendioxid sowie geringe Mengen an Wasserstoff, Sauerstoff und Methan.

2.1.4.2 Wassergas

Durch eine chemische Reaktion von Kohlenstoff (meist Koks) mit Wasser (Wasserdampf) unter Luftabschluss entsteht bei 800-1000°C Wassergas. Dies ist die klassische Kohlevergasung. Die Reaktion ist ebenfalls endotherm, bei der ein Gemisch aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid entsteht.



2.1.4.3 Spaltgas

Spaltgase entstehen aus der Reaktion von Kohlenwasserstoffen mit Wasserdampf. Kohlenwasserstoffquellen hierfür sind insbesondere Erdgas oder Erdölraffinerieprodukte. Mit der endothermen chemischen Reaktion wird ebenfalls ein Gemisch aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid erzeugt.



Im Steam-Reforming-Verfahren erfolgt die Umsetzung bei 700-800 °C und einem Druck von 40 bar an einem Nickel-Katalysator.

Das Texaco- oder Shell-Verfahren basiert auf einer Reaktionstemperatur von 1.200-1.500 °C ohne Einsatz von Katalysatoren. Jedoch wird den Ausgangstoffen Sauerstoff zugeführt, damit in Folge der partiellen Oxidation der Kohlenwasserstoffe die hohen notwendigen Reaktionstemperaturen erreicht werden können.

2.2. Bestandsaufnahme der CO-Erzeugungsanlagen am Standort Dormagen

Die nachstehende Abbildung verdeutlicht die Fülle der stofflichen Verflechtung der im CHEMPARK Dormagen angesiedelten Unternehmen. Das Verbund-Netz ist stark differenziert und bietet den angesiedelten Unternehmen den Zugriff auf über 2.000 verschiedene Stoffe und Produkte.

Vor dem Hintergrund der Aufgabenstellung ist die stoffliche Verflechtung des Kohlenmonoxid mit den CO-Erzeugungsanlagen und den CO-Abnehmeranlagen am Standort Dormagen in der Abbildung 1 besonders hervorgehoben – vgl. rot

CO-Erzeugungsanlagen am Standort Dormagen

1. Steam-Reformer der Fa. Praxair – ehemals der Fa. Messer, Betriebsgenehmigung seit 2001
2. Steam-Reformer der Fa. Linde, Betriebsgenehmigung seit 2005
3. Steam-Reformer der Fa. Air Liquide - im Bau; voraussichtliche Inbetriebnahme Mitte 2014

2.2.1. CO-Erzeugungsanlage – Steam-Reformer I - der Fa. Praxair³

Die CO-Erzeugungsanlage der Fa. Praxair, ehemals der Fa. Messer Griesheim GmbH, liegt am Tor 14 des Bayer-Werkes – Kreuzung K18/Alte Heerstrasse – in Dormagen (Flur 2; Flurstück 688) und wurde im Jahre 2001 genehmigt.

Zweck der Anlage ist die Herstellung von Kohlenmonoxid aus Erdgas als Einsatzstoff diverser chemischer Produkte für die Fa. Bayer MaterialScience, kurz BMS - ehemals Bayer AG - mit einer genehmigten stündlichen Produktionskapazität von 2.100 bis max. 7.000 Nm³ Kohlenmonoxid pro Stunde.⁴

Die Anlage ist für 4-Schicht-Betrieb - 24-Std. - genehmigt, wird jedoch mit einer dem Bedarf von BMS angepassten Produktionskapazität betrieben, so dass kein CO als Überschuss entsteht.

Verfahren:

Bei der Erzeugung von Kohlenmonoxid werden die Einsatzstoffe Erdgas und Kohlendioxid in einem Spaltgasreaktor in Kohlenmonoxid und Wasserstoff gespalten. Erdgas, Kohlendioxid und Dampf werden über die Rohrleitungen von der Bayer AG bzw. Erdölchemie bezogen, gemischt und in den Röhrenreaktor geleitet.

Hierbei wird im ersten Schritt das Erdgas im vorgeschalteten Reaktor entschwefelt und anschließend gemeinsam mit dem Kohlendioxid und Dampfgemisch in den Röhrenreaktor geleitet.

³ alle nachfolgenden Informationen zum Steam-Reformer der Fa. Praxair sind aus dem Genehmigungsantrag und dem Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4259 vom 10.04.2001 der BR Köln entnommen

⁴ In dem Genehmigungsbescheid ist ausschließlich das max. stündliche CO-Volumen genehmigt und keine max. Jahresmenge an CO. Die gutachterliche Umrechnung der stündlichen CO-Volumenkapazität auf max. CO-Jahresmenge bzw. max. Jahreskapazität ist in der Anlage 3, Blatt 2 dargestellt – vgl. auch S. 27 - 28.

In senkrechten, von außen mittels Abgas beheizten Röhren, strömt das Spaltgasgemisch von oben nach unten bei einer Reaktionstemperatur von 950°C. Während des laufenden Betriebes wird als Brennstoff im Wesentlichen der bei der Reaktion freigesetzte Wasserstoff verwendet.

Nach der Abkühlung des Spaltgases wird das Gas in einem Wäscher von CO₂ befreit, getrocknet und in einer Zerlegungsanlage in CO-Gas und wasserstofffreie Gasphase getrennt. Das wasserstofffreie Gas wird in den Prozess zurückgeführt, das CO-Gas wird erwärmt und aus der Anlage an die CO-Abnehmeranlagen gefördert.

Anlagen und Einrichtungen:

- a) CO₂-Verdichter
- b) Spaltgasreaktor
- c) CO₂-Wäsche
- d) Kühlturm
- e) N₂-flüssig-Tank
- f) Tieftemperaturzerlegungsanlage und Fackel

Abfall:

Während des kontinuierlichen Betriebes entstehen keine Abfälle. In bestimmten Zeitabständen fallen geringe Mengen an verwertbarem Abfall wie Altöl und verbrauchte Katalysatoren an.

2.2.2. CO-Erzeugungsanlage – Steam-Reformer II – der Fa. Linde⁵

Die Anlage zur Herstellung von Wasserstoff, Kohlenmonoxid und Dampf – HYCO-Anlage – der Fa. Linde Gas Produktionsgesellschaft mbH & Co. KG liegt auf dem östlichen Bayer - Werksgelände in Dormagen, Gemarkung Worringen (Flur 3, Flurstück 66) und wurde im Jahre 2005 genehmigt.

⁵ alle nachfolgenden Informationen zum Steam-Reformer der Fa. Linde sind aus dem Genehmigungsantrag und dem Genehmigungsbescheid 56.8851-4.11-46/04 i.V.m. 47/04-Wi vom 20.05.2005 der BR Köln entnommen

Zweck der Anlage ist die Herstellung von Wasserstoff und Kohlenmonoxid durch chemische Umwandlung von Erdgas und Kohlendioxid mit einer max. stündlichen Kapazität⁶ von 7.500 Nm³ CO und 18.500 Nm³ H₂ sowie 30,2 t Dampf⁷.

Die Anlage ist für zwei Fahrfälle ausgelegt. Beim ersten Fahrfall werden methanarmes Erdgas (z.B. aus Norwegen) aus dem Gasnetz und ein CO₂-Abgas der Fa. BP als Rohstoff in der Anlage verarbeitet. CO₂ wird in einem Pufferbehälter auf dem Gelände als Notversorgung für den Anlagenbetrieb gelagert.

Im zweiten Fahrfall werden Kohlenmonoxid und Wasserstoff aus methanreichem Erdgas (z.B. der ehemaligen GUS-Staaten) als Einsatzstoff hergestellt. Die Anlage wird im 4-Schicht-Betrieb gefahren.

Die Produkte Kohlenmonoxid, Wasserstoff und Dampf werden per Rohrleitung an die Fa. Bayer geleitet. Ein Teil des Wasserstoffes wird von Linde in Trailer gefüllt und dem Gasmarkt zugeführt.

Verfahren:

Das Verfahren beim Normalbetrieb mit Erdgas bei Volllast besteht im Wesentlichen aus der Erdgasvorwärmung, Entschwefelung, Spaltgaserzeugung mit Pre-reforming und Steamreforming und dem Abhitzsystem mit Wärmerückgewinnung aus dem Synthesegas, dem Rauchgas und dem Dampf- und Kesselspeisewassersystem.

Bei reduziertem Bedarf am Produkt "Wasserstoff" besteht die Möglichkeit, Wasserstoff abzuzweigen und den Brennern des Dampfreformers zuzuführen, um hier den Heizwert des überschüssigen Wasserstoffes zur Substitution von Erdgas als Heizgas zu nutzen.

Anlagen und Einrichtungen:

⁶ In dem Genehmigungsbescheid ist ausschließlich das max. stündliche CO-Volumen genehmigt und keine max. Jahresmenge an CO. Die gutachterliche Umrechnung der stündlichen CO-Volumenkapazität auf max. CO-Jahresmenge bzw. max. Jahreskapazität ist in der Anlage 3, Blatt 2 dargestellt – vgl. auch S. 27 - 28.

⁷ Der zugehörige Zeitrahmen für die 30,2 t Dampf ist in dem Genehmigungsbescheid 56.8851-4.11-46/04 i.V.m. 47/04-Wi vom 20.05.2005 der BR Köln nicht aufgeführt

- a) Steamreformer
- b) CO-Reinigung
- c) H₂-Reinigung
- d) Fackelsystem
- e) Maschinenhaus mit Produkt- und Prozessverdichtern für H₂, CO₂ und CO
- f) Betriebsstofflager
- g) Pumpenhaus und Kühltürme
- h) H₂-Trailerabfüllung bestehend aus dem Wasserstoffverdichter und den sechs Wasserstoff-Trailerfüllständen, wobei die Abfüllung von Wasserstoff auf die gleichzeitige Abfüllung von max. drei Trailern beschränkt ist.

2.2.3. CO-Erzeugungsanlage – Steam-Reformer III – der Fa. Air Liquide⁸

Die Errichtung eines Reformers zur Herstellung von max. 120.000 Jahrestonnen CO⁹ sowie 22.000 Jahrestonnen H₂ der Fa. Air Liquide Deutschland GmbH im CHEMPARK Dormagen befindet sich seit Juli 2012 im Genehmigungsverfahren. Geplante Inbetriebnahme ist Mitte 2014.

Der Reformer soll im südöstlichen Teil des E-Blocks im CHEMPARK Dormagen, Gemarkung Worringen (Flur 33, Flurstück 66) benachbart zu der neuen, ebenfalls im Bau befindlichen Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat – kurz TDI-Anlage der Fa. BMS - errichtet werden.

Mit dem Reformer soll der gestiegene Bedarf an CO aus Erdgas u.a. zur Produktion von Basiskomponenten in der Polyurethanchemie am Standort Dormagen gedeckt werden – vgl. neue TDI-Anlage der Fa. BMS. Weiter soll mit dem Reformer Wasserstoff produziert werden, der gemeinsam mit dem CO in die Werksleitungen zu weiteren Verwendung eingespeist wird.

Die wichtigsten Teilschritte des Verfahrens:

⁸ alle nachfolgenden Informationen zum Steam-Reformer der Fa. Air Liquide sind aus dem Genehmigungsantrag vom 16.07.2012 an die BR Köln entnommen

⁹ In dem Genehmigungsbescheid ist ausschließlich die max. Jahresmenge bzw. max. Jahreskapazität an CO genehmigt ohne Beschränkung des max. stündlichen CO-Volumens - vgl. Anlage 3, Blatt 2.

- Hydrierende Entschwefelung von Erdgas
- Vorspaltung von Erdgas mit Wasserdampf
- Spaltgaserzeugung aus dem eingesetzten Erdgas
- CO₂-Wäsche zur Entfernung des CO₂ aus dem Spaltgas
- Gastrocknung zur Entfernung der verbleibenden CO₂-Spuren und der Restfeuchte
- Tieftemperaturzerlegung zur Gewinnung von CO und Wasserstoff
- Wasserstoffreinigung durch Druckwechseladsorption

Anlagen und Einrichtungen:

- a) Spaltgaserzeugung
- b) CO₂-Wäsche
- c) Gastrocknung
- d) Tieftemperaturzerlegung
- e) Wasserstoffreinigung
- f) Speisewasser-, Dampf- und Kondensatsystem
- g) Fackelsystem

2.3. Bestandsaufnahme der CO-Abnehmeranlagen am Standort Dormagen

CO-Abnehmeranlagen am Standort Dormagen

1. Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat- kurz alte TDI-Anlage der Fa. BMS; im Betrieb seit 1964 als Teil der TDD-Anlage¹⁰
2. Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat- kurz neue TDI-Anlage der Fa. BMS; im Bau; voraussichtliche Inbetriebnahme Mitte 2014
3. CO-Verbund Dormagen – Leverkusen in Form der bestehenden CO-Pipeline der Fa. BMS, im Betrieb seit 2001¹¹

2.3.1. Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat – alte TDI-Anlage der Fa. BMS

Zu der z.Zt. noch im Betrieb befindlichen alten TDI-Anlage als Teil der TDD-Anlage liegen den Gutachtern bis auf der Angabe der max. Jahreskapazität von 80.000 t TDI durch die Bez. Reg. Köln keine weiteren Informationen vor.

2.3.2. Anlage zur Herstellung von Toluylendiisocyanat – neue TDI-Anlage der Fa. BMS¹²

Die Errichtung der Anlage zur Herstellung von max. 300.000 t TDI/a unter Einsatz von ca. 105.000 t CO/a wurde im Dezember 2012 genehmigt. Die voraussichtliche Inbetriebnahme ist für Mitte 2014 geplant.

Die neue TDI-Anlage soll im CHEMPARK Dormagen im Block M in unmittelbarer Nähe der vorhandenen TAD-Anlage, Gemarkung Worrigen (Flur 33, Flurstück 66), errichtet werden.

TDI ist ein wichtiger Rohstoff für die Herstellung von Polyurethanen, welche vielfältigen Anwendungsgebieten u.a. in der Automobil- oder Möbelindustrie dienen.

¹⁰ http://www.k-online.de/cipp/md_k/custom/pub/content/oid,19202/lang,1/ticket,g_u_e_s_t/~Bayer_MaterialScience_Neue_TDI-Anlage_für_150_Millionen_Euro_am_Standort_Dormagen_geplant.html [Abgerufen am 16. Juli 2013]

¹¹ <http://www.nrhz.de/flyer/beitrag.php?id=10130> [Abgelesen am 16.07.2013]

¹² alle nachfolgenden Informationen zur TDI-Anlage der Fa. BMS sind aus dem Genehmigungsantrag und dem Genehmigungsbescheid 53.0029/11/G4-bax vom 20.12.2012 der BR Köln entnommen

Verfahrensschritte:

- Phosgenerzeugung
- Phosgenrückgewinnung
- Reaktion
- Destillation
- TDI-Rückstandsbehandlung
- Vakuumsysteme
- HCl Absorption
- Phosgenvernichtung/Abluftsystem
- Belüftung TDI-Einhausung
- Wärmeträgerölsystem
- Kühlsystem
- Kaltwassersystem
- TDI-Betriebstanklager

Anlagen und Einrichtungen:

- a) Betriebszentrale
- b) PLT-Gebäude (Energieversorgung)
- c) TDI-Rückstandsbehandlungsanlage und Wärmeträgerölanlage
- d) TDI-Betriebstanklager
- e) Belüftung TDI-Einhausung
- f) Absorptionskälteanlage
- g) TDI-Hauptgebäude
- h) Löschwasserpumpenhaus

2.3.3. Der CO-Verbund bzw. die CO-Pipeline Dormagen-Leverkusen der Fa. BMS

Die CO-Pipeline Dormagen – Leverkusen wird seit 2001/2002 störungsfrei betrieben¹³ und entstand aus Umwandlung einer bereits bestehenden alten CO₂ – Leitung der Fa. BMS. Nach Auskunft der Bez. Reg. Köln beträgt die maximale Abnahmemenge an CO im CHEMPARK Leverkusen exakt 75.336 Jahrestonnen CO - gerundet 75.000 Jahrestonnen CO - und ergibt sich rechnerisch aus der genehmigten max. Produktionskapazität der CO abnehmenden Betriebe in CHEMPARK Leverkusen¹⁴. Über diese Angabe hinaus liegen zum CO-Verbund bzw. zur CO-Pipeline Dormagen-Leverkusen den Gutachtern keine weiteren Informationen vor.

2.4. Analyse und Bewertung der möglichen CO-Versorgungsmenge und der maximalen CO-Bedarfsmenge für den Standort Dormagen

Den Gutachtern liegen weder detaillierte Informationen über die z.Z. produzierten Mengen an CO der CO-Erzeugungsanlagen noch über die aktuellen Abnahmemengen an CO der CO-Abnehmeranlagen bzw. deren tatsächliche Betriebsauslastung am Standort Dormagen vor.

Die Analyse und Herleitung der maximal möglichen CO-Versorgungsmengen und der maximalen CO-Bedarfsmengen erfolgt aufgrund dessen unter Zugrundelegung der genehmigten und rechnerisch maximal möglichen Produktionskapazitäten sowohl für die CO-Erzeugungsanlagen als auch für die CO-Abnehmeranlagen, die aus den z.Z. gültigen Genehmigungsbescheiden hervorgehen.

Die genehmigten Produktionskapazitäten der aufgeführten Anlagen sind jedoch in unterschiedlichen Einheiten - Stundenleistung in Volumeneinheit Normkubikmeter Nm³ versus Jahresmenge in Masseneinheit Tonne t - angegeben und werden deshalb in Anlage 3, Blatt 2, Spalte D auf eine gemeinsame Einheit – Jahresmenge in Masseneinheit Tonne = max. Jahreskapazität - umgerechnet. Die Gutachter haben dabei zunächst die rechnerisch maximal mögliche Vollka-

¹³ vgl. [http:// www.nrhz.de/fleyer/beitrag.php?id=10130](http://www.nrhz.de/fleyer/beitrag.php?id=10130) [Abgerufen am 02. Juli 2013].

¹⁴ vgl. Anlage 3, Blatt 2

kapazität der Anlagen bei der Umrechnung von Stundenleistung auf Jahresmenge in Tonnen angesetzt:

- 24-Std.-Betrieb
- 365 Tage im Jahr
- Dichte CO bei 1 bar und 15°C = 1,1705 kg/Nm³
- Dichte H₂ bei 0°C = 0,0899 kg/Nm³
- Masse (kg) = Dichte x Volumen

$$\longrightarrow 1 \text{ Nm}^3 \text{ CO/h} = (1 \times 24 \text{ Std.} \times 365 \text{ Tage} \times 1,1705 \text{ kg/m}^3) / 1000 \text{ kg} \\ \approx 10,25 \text{ t CO/a}$$

$$1 \text{ Nm}^3 \text{ H}_2/\text{h} = (1 \times 24 \text{ Std.} \times 365 \text{ Tage} \times 0,0899 \text{ kg/m}^3) / 1000 \text{ kg} \\ \approx 0,8 \text{ t H}_2/\text{a}$$

Diese rechnerisch maximal mögliche jährliche Vollkapazität kann unter realen Betriebsbedingungen solcher Anlagen bis zu einem Grad von 80% bis 90% ausgeschöpft werden. Die Gutachter unterstellen eine durchschnittliche jährliche Auslastung von 85%¹⁵ der rechnerisch max. möglichen stündlichen Kapazität vor dem Hintergrund der Wartungs- und Instandhaltungszeiten als realistische Vollausslastung der Anlagen und verwenden diesen Wert in nachfolgenden Ausführungen für alle Anlagen im Sinne der max. jährlichen Kapazität.

Alle zugrunde liegenden Daten sowie die vorgenommenen Umrechnungen sind in der Anlage 3, Blatt 2 als Übersicht tabellarisch zusammengefasst.

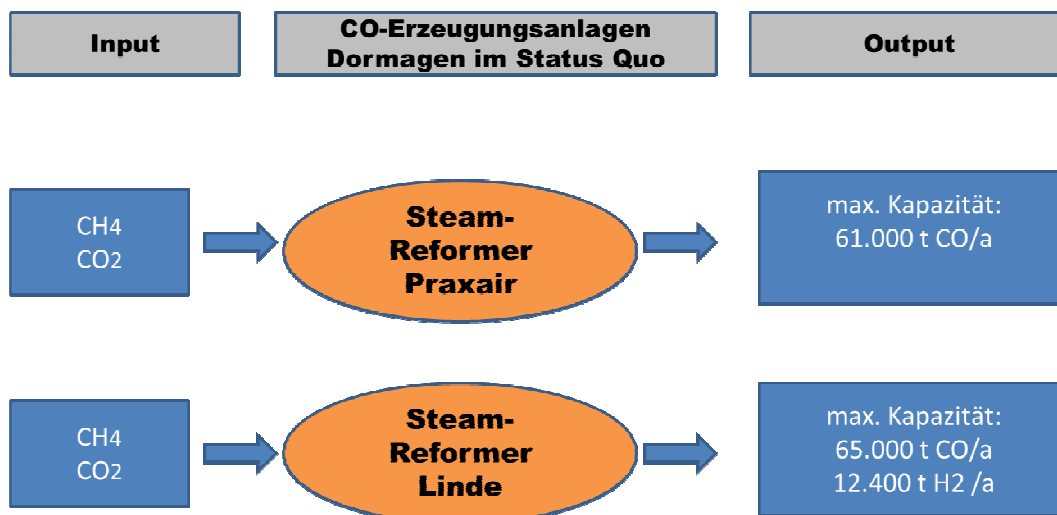
¹⁵ Der Umrechnungsfaktor von 85% wurde aus den übermittelten Angaben der Bez.Reg. Düsseldorf zu dem max. stündlichen CO-Volumenbedarf und der max. jährlichen CO-Eingangsmengen für die CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen ermittelt – vgl. Anlage 3, Blatt 1, Spalte J

2.4.1. Darstellung der CO-Versorgungsmengen für den Standort Dormagen im Status Quo

Eingangs werden die genehmigten max. stündlichen Kapazitäten der CO-Erzeugungsanlagen von Fa. Praxair und Fa. Linde nach der erläuterten Methode auf die Jahreskapazität umgerechnet –vgl. Anlage 3, Blatt 2.

Aufgrund dessen, dass keine aktuellen Informationen über die tatsächlichen Betriebskapazitäten bzw. den Auslastungsgrad der CO-Erzeugungsanlagen im Status Quo vorliegen, werden die genehmigten max. Kapazitäten der CO-Erzeugungsanlagen umgerechnet auf Jahresleistung als maximal mögliche jährliche CO-Versorgungsmenge zugrunde gelegt.

Abbildung 2: Maximale CO-Versorgungsmenge im Status Quo für den Standort Dormagen



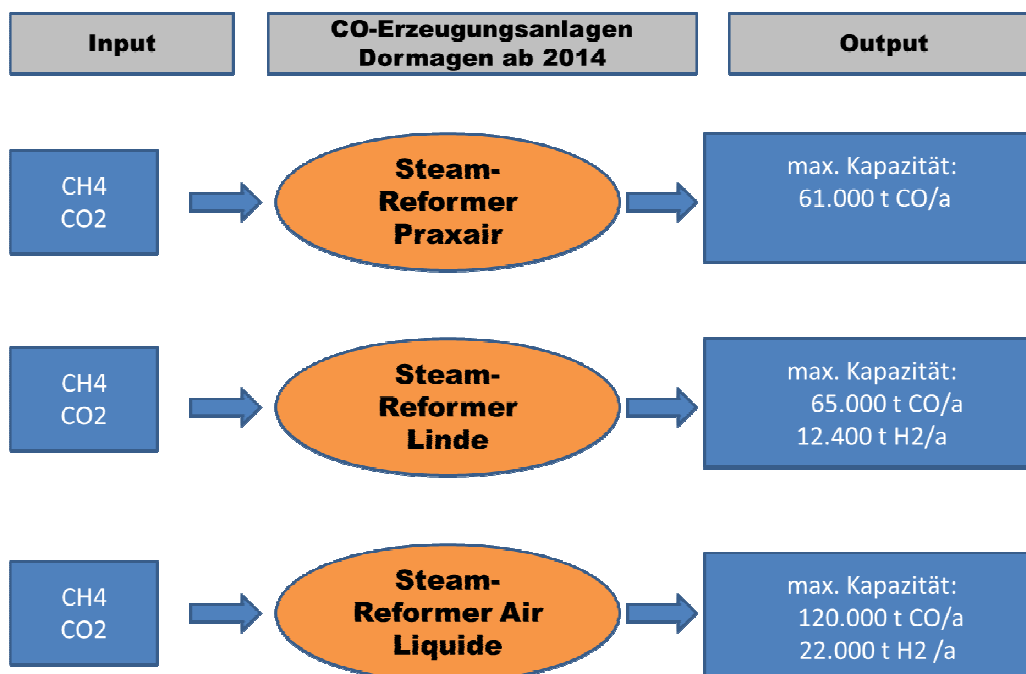
2.4.2. Darstellung der zukünftigen CO-Versorgungsmenge für den Standort Dormagen

Vor dem Hintergrund, dass sich in der nahen Zukunft - voraussichtlich ab Mitte 2014 - die CO-Versorgung am Standort Dormagen durch eine neue CO-Erzeugungsanlage, den beantragten und z.Z. noch im Genehmigungsverfahren befindlichen dritten Steam-Reformer der Fa. Air Liquide, wesentlich verändern wird, erfolgt in diesem Abschnitt die prognostische Ermittlung der max. möglichen CO-Versorgungsmenge nach Fertigstellung und Inbetriebnahme des dritten Steam-Reformers. Hierbei wird von den Gutachtern unterstellt, dass die Genehmigung des dritten Steam-Reformers durch die BR Köln in naher Zukunft erfolgen wird.

Analog zum Kapitel 2.4.1 werden die genehmigten max. Kapazitäten der CO-Erzeugungsanlagen der Fa. Praxair und Fa. Linde sowie die beantragten max. Kapazitäten für den dritten Reformer der Fa. Air Liquide als zukünftig maximal mögliche CO-Versorgungsmenge - Jahresleistung - zugrunde gelegt.

Hierbei wird die genehmigte Jahreskapazität von max. 120.000 t CO/a sowie max. 22.000 t H₂/a als die bereits um die Instandhaltungszeiten bereinigte Vollauslastungskapazität des Air Liquide Steam-Reformers übernommen.

Abbildung 3: Zukünftige maximale CO-Versorgungsmenge - ab 2014- für den Standort Dormagen



2.4.3. Darstellung der CO-Bedarfsmengen für den Standort Dormagen im Status Quo

Aufgrund der Tatsache, dass den Gutachtern keine Informationen über die aktuellen Betriebskapazitäten bzw. die tatsächlichen Auslastungsgrade der CO-Abnehmeranlagen analog zu den CO-Erzeugungsanlagen zur Verfügung gestellt werden können, wird die aktuelle CO-Bedarfsmenge für Dormagen im Status Quo der CO-Abnahmemenge in Dormagen für das Jahr 2007 gleichgesetzt und aus dem Gutachten Grontmij /20/, S.13 übernommen.

Darin wird die CO-Bedarfsmenge und damit die tatsächliche CO-Abnahmemenge in Dormagen im Betriebszustand 2007 mit 61.000 t CO/a beziffert. Dem-

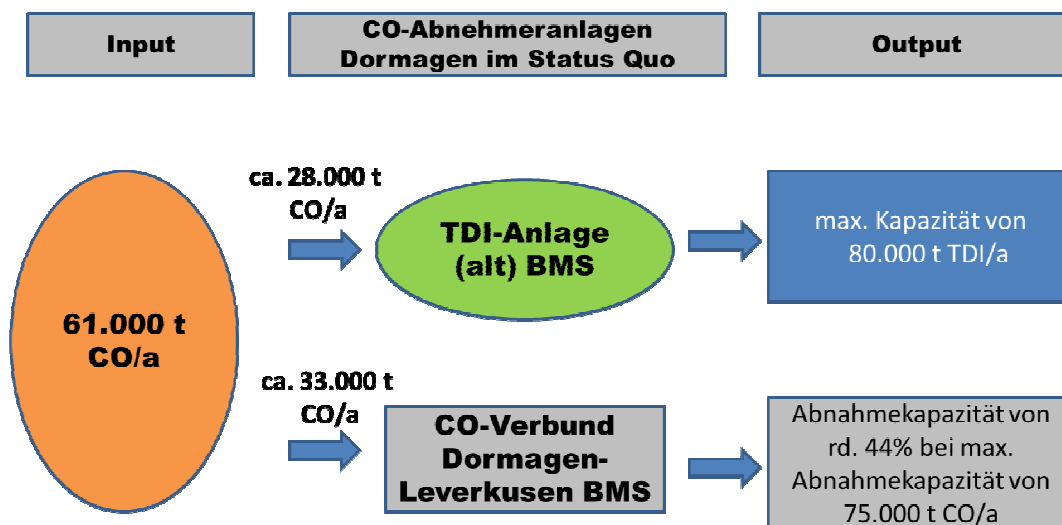
nach werden die beiden Reformer von Fa. Praxair und Fa. Linde in Teilauslastung - unter 50% der max. genehmigten CO-Kapazität - vgl. Grontmij /20/, S.19 betrieben. Die produzierte CO-Gesamtmenge von 61.000 t CO/a wird von der alten TDI-Anlage BMS und vom CO-Verbund Dormagen-Leverkusen abgenommen.

Nach Meinung der Gutachter spiegeln sich diese Rahmenbedingungen in dem heutigen Status Quo wider, so dass von keiner wesentlichen Änderung der CO-Abnahmemenge in Dormagen im Vergleich zum Stand 2007 auszugehen ist. Die tatsächliche Aufteilung der abgenommenen CO-Mengen zwischen der alten TDI-Anlage und dem CO-Verbund Dormagen-Leverkusen ist den Gutachtern nicht bekannt und wird in /20/ nicht differenziert aufgeführt.

Vom CO-Verbund Dormagen-Leverkusen ist den Gutachtern nach Auskunft der Bez. Reg. Köln lediglich die rechnerisch max. mögliche CO-Abnahmemenge der CO abnehmenden Betriebe in Leverkusen von rd. 75.000 t/a bekannt.

Die alte TDI-Anlage wird bis zur Inbetriebnahme der neuen, z.Z. im Bau befindlichen TDI-Anlage unverändert betrieben und stellt im Status Quo den zweiten CO-Abnehmer in Dormagen dar. Erst nach der Fertigstellung und Inbetriebnahme der neuen TDI-Anlage wird die alte TDI-Anlage stillgelegt bzw. zurückgebaut und vollständig als CO-Abnehmeranlage entfallen.

Abbildung 4: Die tatsächliche CO-Abnahmemenge im Status Quo für den Standort Dormagen



Die max. Produktionskapazität der alten, z.Z. noch im Betrieb befindlichen TDI-Anlage liegt nach Auskunft der Bez. Reg. Köln bei 80.000 t TDI/a.

Die Gutachter haben angenommen, dass sich bei einer max. Kapazität der neuen TDI-Anlage von 300.000 t TDI/a und einer dafür benötigten CO-Menge von ca. 105.000 t CO/a¹⁶ über entsprechende Umrechnung für die alte TDI-Anlage mit einer max. Kapazität von 80.000 t TDI/a ein max. CO-Bedarf von schätzungsweise rd. 28.000 t CO/a annehmen lässt.

Als Plausibilitätsprüfung wurde mit Hilfe der Stöchiometrie die Reaktion zu TDI nachvollzogen. So benötigt man bei einer idealisierten Reaktion mit 100%igem Umsatz je Mol TDI insgesamt 2 Mole Phosgen und somit 2 Mole CO.

Molgewicht TDI = 174 g

Molgewicht CO = 28 g

Verhältnis $2 \times 28 : 174 = 0,322 = 32,2 \%$

Daraus folgt, dass für 1 t TDI mindestens 322 kg CO, unter Zugrundelegung einer idealisierten Reaktion mit 100%-igem Umsatz, benötigt werden. Demnach ist die Darstellung der max. CO-Bedarfsmenge der TDI-Anlage in Abbildung 4 mit 28.000 t CO/a - entsprechend 35% - realistisch, wenn man einen etwas geringeren Reaktionsumsatz als 100% und damit einen etwas höheren max. CO-Bedarf unterstellt.

Wird unterstellt, dass die tatsächliche CO-Abnahmemenge durch die TDI - Anlage¹⁷ identisch mit der max. CO-Bedarfsmenge der TDI-Anlage von ca. 28.000 t CO/a ist, ergibt sich durch Subtraktion von der im Status Quo produzierten CO-Menge von 61.000 t CO/a die auf den CO-Verbund Leverkusen-Dormagen im Status Quo entfallene CO-Abnahmemenge von 33.000 t CO/a.

¹⁶ vgl. TDI-Genehmigungsantrag und Genehmigungsbescheid 53.0029/11/G4-bax vom 20.12.2012 bei BR Köln

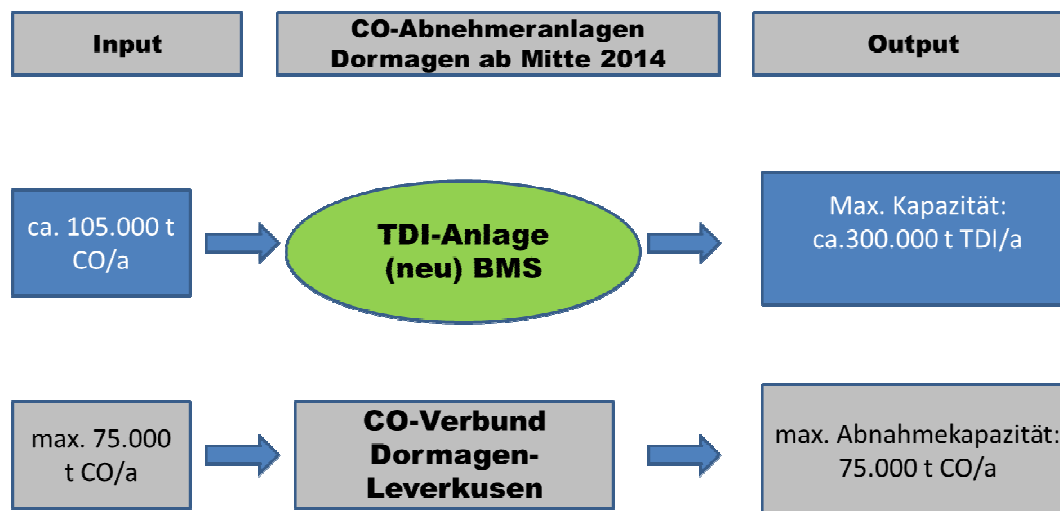
¹⁷ In Veröffentlichungen von BMS wird die aktuelle Betriebskapazität der TDI-Anlage mit 80.000 t TDI/a angegeben und entspricht demnach der max. Kapazitätsauslastung
– vgl. <http://www.materialscience.bayer.de/de/Sites/Dormagen.aspx> [Abgelesen am 04.Juli 2013]

2.4.4. Darstellung der CO-Bedarfsmengen für den Standort Dormagen nach Fertigstellung der neuen TDI-Anlage - voraussichtlich Mitte 2014

Nach Fertigstellung der neuen TDI-Anlage wird die CO-Bedarfsmenge in Dormagen mit der benötigten CO-Menge bei der Ausschöpfung der max. genehmigten Produktionskapazität von CO-Abnehmeranlagen in Dormagen gleichgesetzt.

Hierbei werden für 300.000 t TDI/a maximal 105.000 t CO/a benötigt. Die max. mögliche Abnahmemenge des CO-Verbundes Dormagen- Leverkusen beträgt rd. 75.000 t CO/a.

Abbildung 5: Die max. CO-Bedarfsmenge in Dormagen nach Fertigstellung der neuen TDI-Anlage Mitte 2014

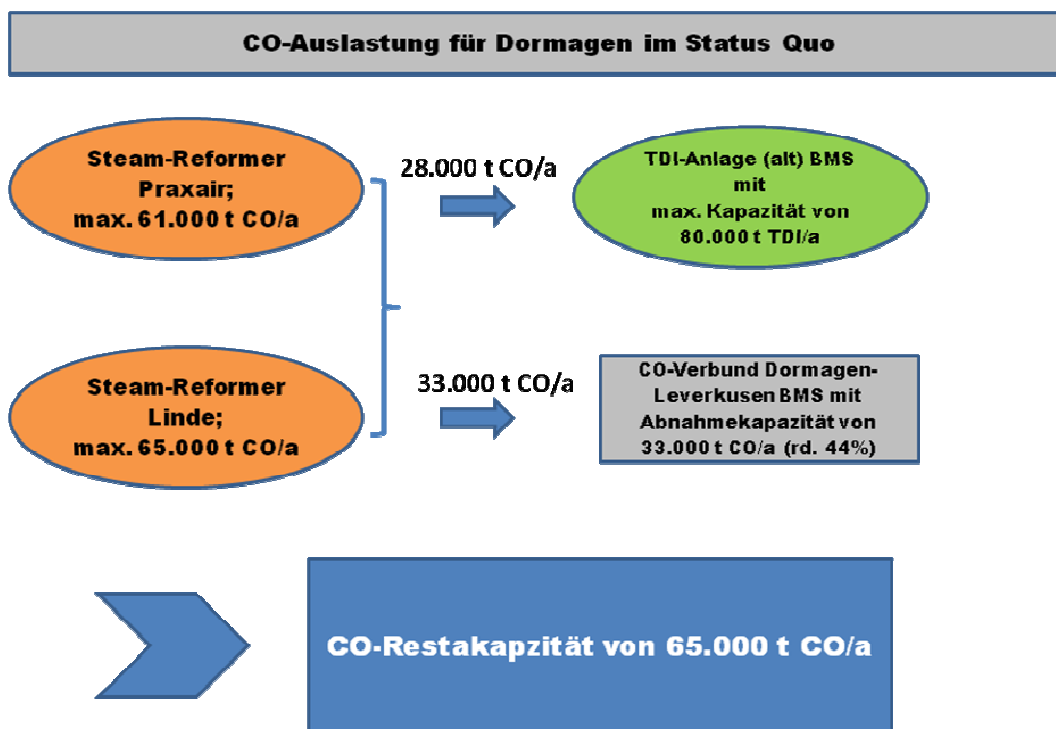


2.4.5. Gegenüberstellung der möglichen CO-Versorgungsmengen und der CO-Bedarfsmengen in Dormagen im Status Quo und ab 2014

Bei der direkten Gegenüberstellung der möglichen Produktionsmengen und der maximal erforderlichen CO-Bedarfsmengen bei Vollausslastung der CO-Erzeugungs- und CO-Abnehmeranlagen wird die CO-Unter- bzw. CO-Überdeckung für den Standort Dormagen ermittelt.

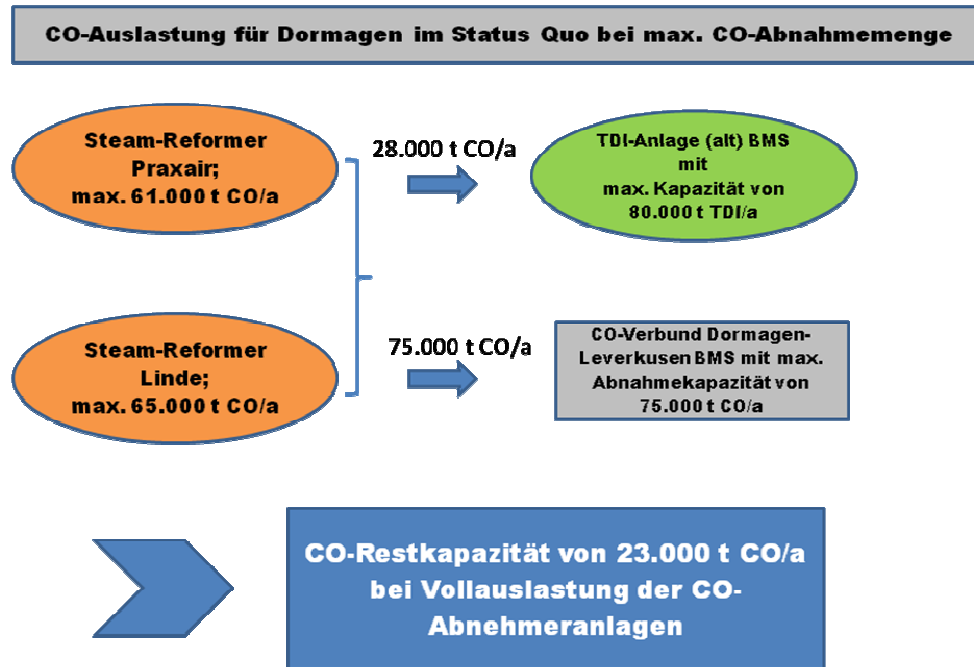
Im Status Quo ergibt sich eine technische CO-Restkapazität (CO-Überdeckung) von 65.000 t CO/a bzw. eine 48%-ige Auslastung der CO-Erzeugungsanlagen. Hierbei ist von einer nicht optimalen Wirtschaftlichkeit beider Reformer auszugehen, wenn die max. Kapazität eines Reformers - 61.000 bzw. 65.000 t CO/a - bereits den CO-Bedarf von z.Z. 61.000 t CO/a decken könnte.

Abbildung 6: Die CO-Restkapazität in Dormagen im Status Quo



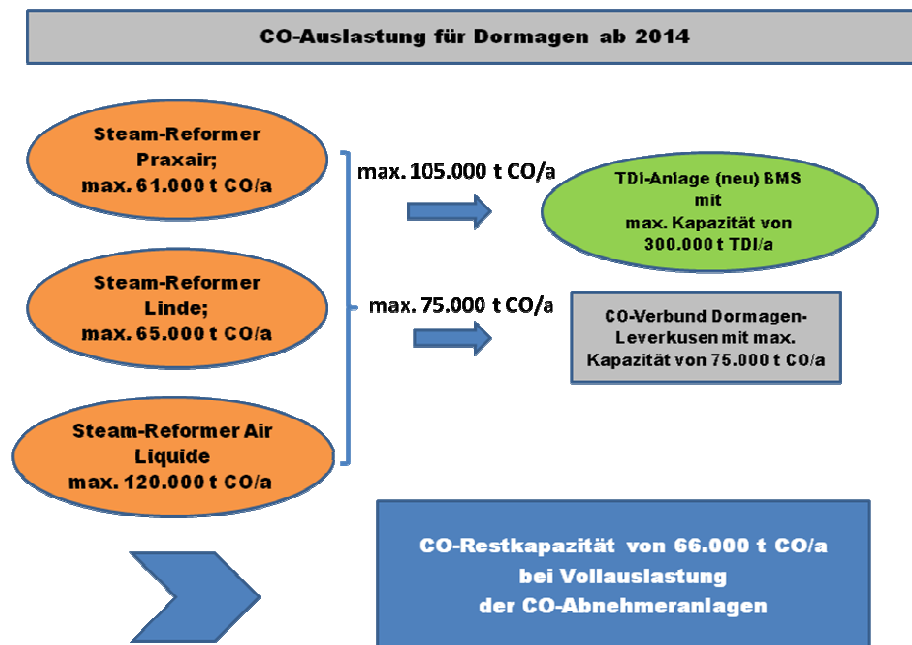
Steigt die CO-Abnahmemenge des CO-Verbundes Dormagen-Leverkusen im Status Quo bis auf die max. CO-Bedarfsmenge von 75.000 t CO/a, verringert sich die CO-Restkapazität in Dormagen auf 23.000 t CO/a. Die Auslastung der CO-Erzeugungsanlagen steigt in diesem Fall auf rd. 80%.

Abbildung 7: Die minimale CO- Restkapazität im Status Quo für Dormagen



Ab 2014 wird die max. mögliche Produktionsmenge an CO unter Zugrundelegung der max. Kapazitäten von CO-Erzeugungsanlagen den max. CO-Bedarfsmengen der CO-Abnehmeranlagen, bei deren max. Produktionskapazität, gegenübergestellt und die mögliche CO- Restkapazität bei Volllastung aller Anlagen ermittelt.

Abbildung 8: Die CO- Restkapazität in Dormagen ab 2014 bei Vollaustattung der CO- Abnehmeranlagen



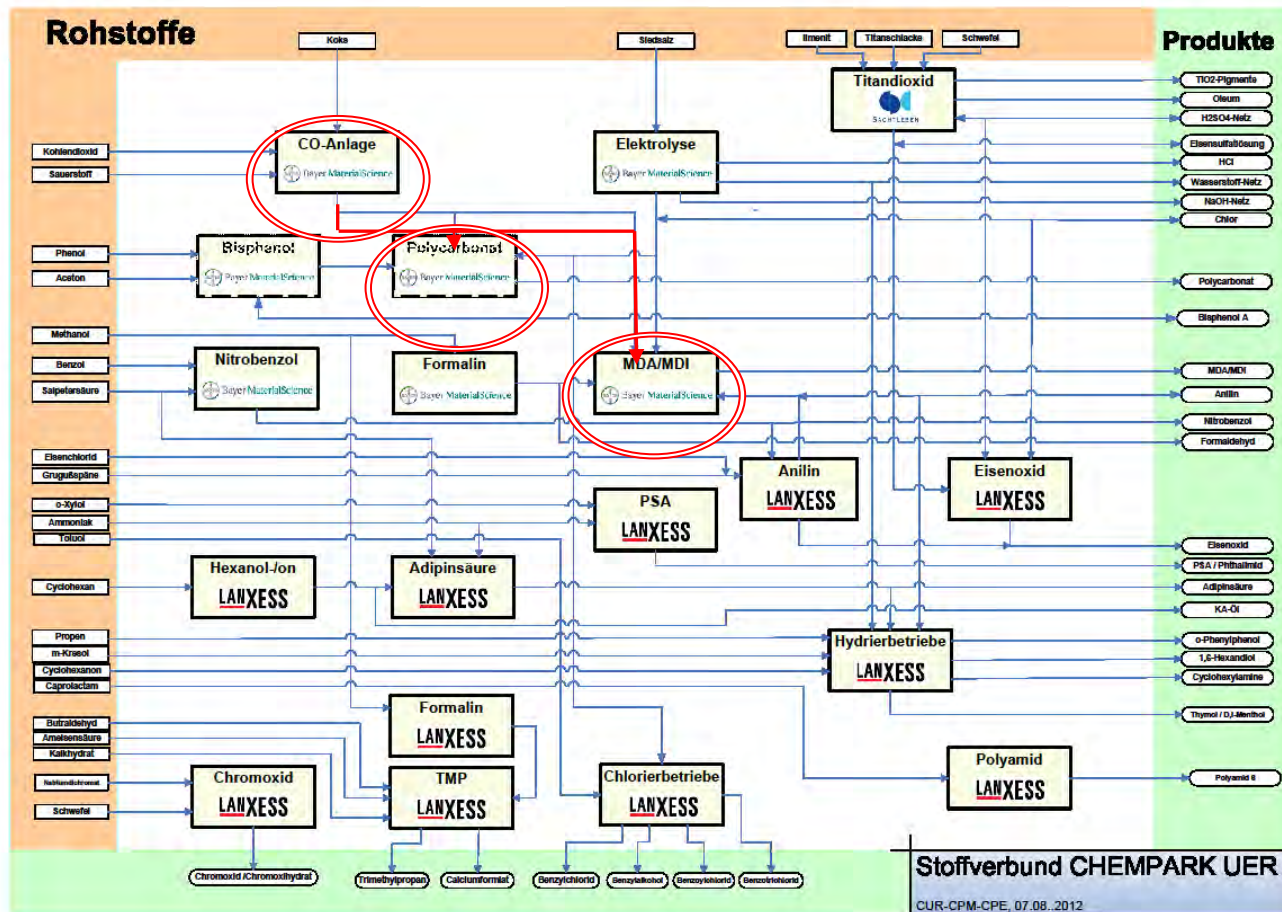
Diese so ermittelte CO- Restkapazität von 66.000 t CO/a stellt die theoretische CO-Menge ab 2014 dar, die durch die CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen transportiert werden könnte, wenn bei allen CO-Erzeugungs- und -Abnehmeranlagen in Dormagen der volle Auslastungsgrad angesetzt wird.

Sind in Dormagen noch eventuelle weitere CO-Abnehmer vorhanden, die im Stoffverbund im Abschnitt 2.2. nicht explizit aufgeführt sind, würde sich die in Dormagen ermittelte CO- Restkapazität in Abbildung 6, Abbildung 7 und Abbildung 8 um die potentielle zusätzliche CO-Abnahmemenge verringern. Dadurch stünde für die CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen eine noch geringere Transportmenge an CO zur Verfügung.

2.5. Bestandsaufnahme der CO-Erzeugungsanlage am Standort Krefeld-Uerdingen

Die nachstehende Abbildung verdeutlicht die Fülle der stofflichen Verflechtung der im CHEMPARK Uerdingen angesiedelten Unternehmen. Das Verbund-Netz ist stark differenziert und bietet den angesiedelten Unternehmen und Produktionsstätten den Zugriff auf unterschiedliche Stoffe und Produkte.

Abbildung 9: Stoffverbund im CHEMPARK Krefeld-Uerdingen; Stand 2012¹⁸; Zusätzlich als Anlage 2



Vor dem Hintergrund der Aufgabenstellung ist die stoffliche Verflechtung von Kohlenmonoxid mit der CO-Erzeugungsanlage und den CO-Abnehmeranlagen am Standort Uerdingen besonders hervorgehoben – vgl. rot markierter Verlauf. Hierbei unterstellen die Gutachter, dass in der aufgeführten Abbildung 9 alle wesentlichen, für die CO-Abnahme in Uerdingen relevanten Betriebe aufgeführt sind.

CO-Erzeugungsanlage am Standort Krefeld-Uerdingen

1. Die Koks-Anlage zur Herstellung von CO der Fa. BMS wurde in 1960er Jahren in Betrieb genommen und sichert seitdem die Grundversorgung des Standortes Krefeld-Uerdingen mit CO¹⁹. Die letzte wesentliche Ka-

¹⁸ vgl. <http://www.chempark.de/de/stoffverbund-krefeld-uerdingen.html> [Abgerufen am 08. Juli 2013].

¹⁹ <http://www.pipeline.bayer.de/medien/downloads/co-pipeline-modernisierung-kohlenmonoxid-produktion.pdf> [Abgelesen am 16. Juli 2013]

pazitätserhöhung von 70.000 t CO/a auf 100.000 t CO/a erfolgte im Jahre 2003.²⁰

2.5.1. CO-Erzeugungsanlage – Koks-CO-Anlage – der Fa. BMS²¹

Die z.Z. im Betrieb befindliche Koks-CO-Anlage ist genehmigungsrechtlich eine Betriebseinheit. CO wird kontinuierlich produziert und über Rohrleitungen ohne Zwischenlagerung an die CO-Abnehmeranlagen von BMS in CHEMPARK Uerdingen weitergeleitet. Zum Ausgleich bei Mengenschwankungen in der Abnahme von CO durch die nachgeschalteten CO-Abnehmeranlagen dient ein Druckausgleichsbehälter.

Verfahren:

Bei der Erzeugung des CO wird reines CO-Gas durch Reaktion von geeignetem Koks in Gegenwart von reinem Sauerstoff bei hohen Temperaturen hergestellt. Neben der reinen Oxidationsreaktion findet eine weitere Umsetzung des Kohlenstoffs mit Kohlendioxid nach dem Boudouard-Gleichgewicht zu Kohlenmonoxid statt. Im Wesentlichen lässt sich der Produktionsablauf in drei Verfahrensschritte gliedern:

- CO-Rohgaserzeugung und CO-Gas-Entstaubung
- CO-Gas-Entschwefelung und CO-Trocknung
- Abwasserbehandlung

Die Herstellung von CO-Rohgas wird kontinuierlich in einem Reaktor durchgeführt, in dessen Koksbett sich nach dem Zündvorgang eine Brennzzone ausbildet, in der die oben aufgeführten chemischen Umsetzungen stattfinden. Das rohe CO-Gas verlässt den Reaktor zusammen mit staubförmigen Asche- und Koksanteilen und gelangt in die nachfolgenden Entstaubungseinrichtungen.

Hinter der Entstaubung wird eine Rohrleitungsverbindung zum Druckausgleichsbehälter vorgehalten, damit Druckschwankungen im System ausgeglichen werden können.

²⁰ vgl. Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1 / 4309 vom 01.04.2003 der BR Düsseldorf

²¹ Alle nachfolgenden Informationen beruhen auf den Auskünften durch die Bez. Reg. Düsseldorf

Das entstaubte CO-Gas wird der CO-Gas-Entschwefelung zugeführt. Dieser Verfahrensschritt wird in Türmen durchgeführt, die von dem CO-Gas durchströmt werden. In diesen Türmen befinden sich feste körnige Substrate, an denen chemische Umwandlungen bzw. physikalische Adsorptionen von im CO-Gas enthaltenen Nebenprodukten stattfinden. Im ersten Schritt werden organische Schwefelverbindungen in anorganische Verbindungen umgewandelt. Im zweiten Schritt erfolgt eine vollständige Absorption der Schwefelverbindungen. Im letzten Schritt wird das CO-Gas getrocknet.

Das so gereinigte und getrocknete CO-Gas wird den CO-Abnehmeranlagen ohne Zwischenlagerung über Rohrleitungen zugeführt.

2.6. Bestandsaufnahme der CO-Abnehmeranlagen am Standort Krefeld-Uerdingen

CO-Abnehmeranlagen am Standort Krefeld-Uerdingen

1. Die Anlage zur Herstellung von Polycarbonaten im Makrolonbetrieb der Fa. BMS wird seit 1962 betrieben.²² Die letzte wesentliche Kapazitätserhöhung von 200.000 t Polycarbonat/a auf 300.000 t Polycarbonat / a erfolgte in den Jahren 2000 und 2001.²³
2. Die MDA/MDI-Produktion erfolgt in mehreren Betriebseinheiten, dem -DMU-Betrieb und dem DRU-Betrieb der Fa. BMS. Dabei werden die Polyurethan-Rohstoffe Methylendiphenyldiisocyanat -MDI-, Desmodur CD und modifizierte Isocyanate bereits seit mehreren Jahrzehnten hergestellt. Die letzte wesentliche Kapazitätserhöhung des DMU-Betriebs von 164.000 t MDI/a auf 220.000 t MDI/a erfolgte im Jahre 2009.²⁴ Die Produktionskapazität des DRU-Betriebs liegt seit 2001 bei 100.000 t MDI/a und jeweils 12.000 t Desmodur CD/a und modifizierte Isocyanate.²⁵

²² <http://www.bnc.bayer.de/bayer/bnci.nsf/id/Erfolgsgeschichte-50-Jahre-Makrolon-Compoundierung-in-Krefeld-Uerdingen> [Abgelesen am 18. Juli 2013]

²³ vgl. Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1 / 4243 vom 15.11.2000 der BR Düsseldorf

²⁴ vgl. Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1 / 4752 vom 02.04.2009 der BR Düsseldorf

²⁵ vgl. Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1 / 4271 vom 18.01.2001 der BR Düsseldorf

2.6.1. CO-Abnehmeranlage zur Herstellung der Polycarbonate im Makrolonbetrieb der Fa. BMS

Zu der z.Z. im Betrieb befindlichen Anlage zur Herstellung der Polycarbonate im Makrolonbetrieb liegen den Gutachtern, bis auf den Genehmigungsbescheid der letzten Kapazitätserweiterung von 200.000 t Polycarbonat/a auf 300.000 t Polycarbonat / a aus den Jahren 2000 und 2001 sowie die durch die BR Düsseldorf übermittelten max. CO-Eingangsmengen von 5.775 kg CO/h bzw. rd. 43.500 t CO/a keine weiteren Informationen über die Anlage vor.

2.6.2. CO-Abnehmeranlage MDA/MDI-Betrieb der Fa. BMS

Zu den z.Z. im Betrieb befindlichen MDA/MDI-Anlagen liegen den Gutachtern, bis auf die o.a. Genehmigungsbescheide der letzten Kapazitätserweiterungen keine weiteren Informationen über die Anlagen vor. Die Gesamtkapazität aller Anlagen des Desmodur-Betriebes beträgt demnach 320.000 t MDI/a und 12.000 t Desmodur CD/a sowie 12.000 t modifizierte Isocyanate/a. Die durch die BR Düsseldorf übermittelten max. CO-Eingangsmengen betragen 6.900 kg CO/h bzw. rd. 52.000 t CO/a.

2.7. Analyse der CO-Versorgungsmenge und der CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen

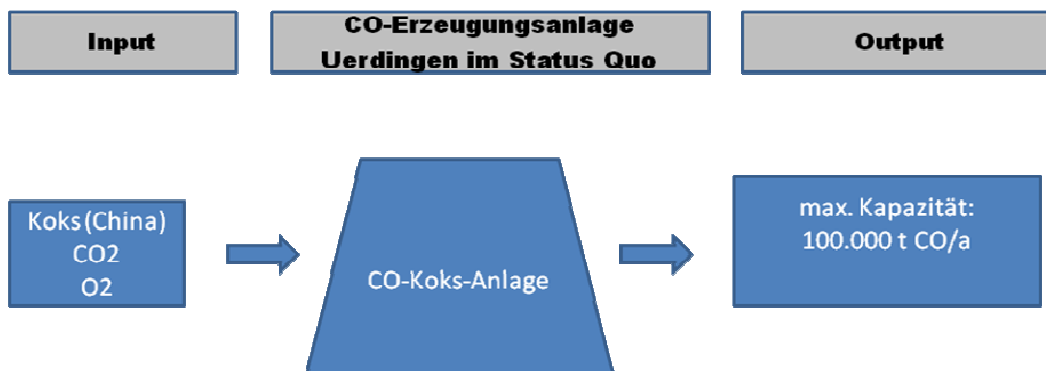
Die Herleitung der CO-Versorgungsmengen und der CO-Bedarfsmengen in Uerdingen erfolgt analog zum Standort Dormagen unter Zugrundelegung der genehmigten maximalen Produktionskapazitäten sowohl für die CO-Erzeugungsanlagen als auch für die CO-Abnehmeranlagen, die aus den z.Z. gültigen Genehmigungsbescheiden hervorgehen.

2.7.1. Darstellung der möglichen CO-Versorgungsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen im Status Quo

Aufgrund dessen, dass keine aktuellen Informationen über die tatsächliche Betriebskapazität bzw. den Auslastungsgrad der CO-Koks-Erzeugungsanlage im Status Quo vorliegen, wird die genehmigte max. Kapazität der CO-Koks-Erzeugungsanlage aus dem Jahr 2003²⁶ als maximal mögliche CO-Versorgungsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen zugrunde gelegt.

²⁶ Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1 / 4309 vom 01.04.2003 der BR Düsseldorf

Abbildung 10: Maximale CO-Versorgungsmenge im Status Quo für den Standort Krefeld-Uerdingen

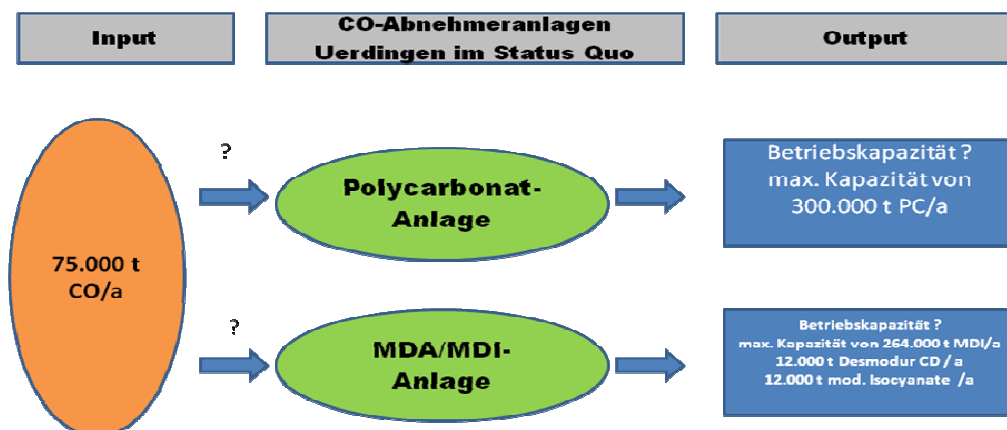


2.7.2. Darstellung der CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen im Status Quo

Aufgrund der Tatsache, dass den Gutachtern keine Informationen über die aktuellen Betriebskapazitäten bzw. Auslastungsgrade der CO-Abnehmeranlagen analog zum Standort Dormagen vorliegen, wird die CO-Bedarfsmenge im Status Quo der CO-Bedarfsmenge für das Jahr 2007 gleichgesetzt und aus dem Gutachten Grontmij /20/, S.13 übernommen. Hierbei muss jedoch beachtet werden, dass im Jahre 2009 eine Kapazitätserweiterung des DMU-Betriebes von 164.000 t MDI/a auf 220.000 MDI/a erfolgt ist, die bei dem CO-Bedarf von Grontmij im Jahr 2007 nicht berücksichtigt ist.

Laut Grontmij /20/, S.13 wird im Jahr 2007 eine CO-Bedarfsmenge und damit die tatsächliche CO-Abnahmemenge in Krefeld-Uerdingen mit 75.000 t CO/a bei unbekanntem Auslastungsgrad der CO-Abnehmeranlagen in Krefeld-Uerdingen ausgewiesen.

Abbildung 11: CO-Abnahmemenge im Status Quo für den Standort Krefeld-Uerdingen in Anlehnung an das Jahr 2007



Daraus geht nicht hervor, wie die anteilmäßige Verteilung der CO-Abnahmemenge auf die zwei CO-Abnehmeranlagen ist bzw. welche Menge an CO von der jeweiligen Abnehmeranlage - Polycarbonat-Anlage und MDI/MDA-Anlage - im Einzelnen benötigt wird.

Unabhängig von der tatsächlichen Aufteilung der im Status Quo benötigten 75.000 t CO/a auf die beiden CO-Abnehmeranlagen liegt die genehmigte max. Kapazität der CO- Koks-Erzeugungsanlage seit 2003 bei 100.000 t CO/a.

Damit ergäbe sich im Status Quo eine CO- Restkapazität von 25.000 t CO/a, wenn die max. Produktionskapazität des DMU-Betriebs aus dem Jahr 2007 von 164.000 t MDI/a und die max. Produktionskapazität des DRU-Betriebs von 100.000 MDI/a und 12.000 t Desmodur CD/a sowie 12.000 t modifizierte Isocyanate/a zugrunde gelegt wird.

Wird jedoch die genehmigte Kapazitätserweiterung des DMU-Betriebs aus dem Jahr 2009 von 164.000 t MDI/a auf 220.000 t MDI/a berücksichtigt, gehen die Gutachter ab 2009 von keiner signifikanten CO- Restkapazität aus.

2.7.3. Darstellung der maximalen CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen unter Zugrundelegung der genehmigten maximalen Produktionskapazitäten der CO-Abnehmeranlagen

Die Ermittlung der maximalen CO-Bedarfsmenge für den Standort Krefeld-Uerdingen soll analog zur Ermittlung der maximalen CO-Bedarfsmenge in Dormagen unter Zugrundelegung der maximal genehmigten Produktionskapazitäten der CO-Abnehmeranlagen in Krefeld-Uerdingen erfolgen.

Als Plausibilisierung wird analog zur Vorgehensweise in Kapitel 2.4.3 an dieser Stelle in Ermangelung konkreter Betriebsdaten der Versuch unternommen, auf Basis der Reaktionsstöchiometrie der Reaktionsgleichungen zur Synthese von Polycarbonaten und MDI bei einem idealisierten Reaktionsumsatz von 100 % eine verlässliche Zuordnung der jeweiligen CO-Bedarfsmengen zu den jeweiligen Produkten darzustellen.

Herstellung von Polycarbonat

Zur Herstellung von 1 Mol "Makrolon" wird jeweils 1 Mol CO benötigt. Zu beachten ist, dass es sich hierbei nicht um ein reales Mol "Makrolon" handelt, sondern

lediglich um ein Polymerisationsglied, welches ein Reaktionsprodukt aus jeweils einem Mol Bisphenol A und Phosgen darstellt.

Molgewicht "Makrolon-Polymerisationsglied" 254 g

Molgewicht CO 28 g

Verhältnis $28 : 254 = 0,11 = 11 \%$

Nach dem Stand der Technik werden für die Herstellung von Polycarbonaten im kontinuierlichen Zweiphasen-Grenzflächenverfahren Phosgenüberschüsse von etwa 20 Mol-% bezogen auf Bisphenol A zugegeben. /Patent DE 102008012613 der BMS, Zeile 30-34.

Gegenüber der idealisierten Reaktion bedeutet dieses einen Bedarf an CO von 132 kg ($110 \text{ kg} \times 1,2$). Daraus folgt, dass für die Produktion von 1 t Makrolon mindestens 132 kg CO benötigt werden. In /20, Kapitel6.3/ wird hierfür ein Wert von 130 kg genannt, so das unter realen Reaktionsbedingungen 132 kg zur Berechnung des Gesamtbedarfs an CO herangezogen werden können.

Dieses bedeutet, dass bei einer Jahresproduktion von maximal 300.000 t Makrolon ein CO-Bedarf von etwa 39.600 t besteht.

Herstellung von MDI

Die Herstellung von MDI erfolgt in der Regel in einer kontinuierlich ablaufenden Ein- bis Mehrphasen-Reaktion, bei der entsprechend der idealen Reaktionsstöchiometrie ein Mol eines Diamins mit 2 Molen Phosgen zu einem Mol MDI reagieren. Somit werden im Äquivalent 2 Mole CO benötigt.

Molgewicht MDI 250 g

Molgewicht CO 28 g

Verhältnis $2 \times 28 : 250 = 0,224 = 22,4 \%$

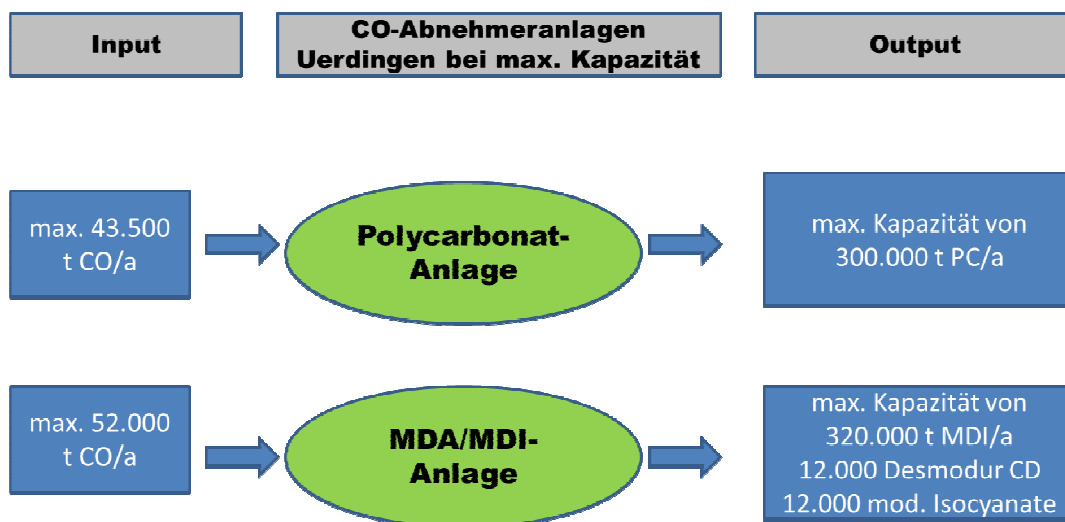
Daraus folgt, dass für 1 t MDI mindestens 224 kg CO, unter Zugrundelegung einer idealisierten Reaktion mit 100%-igem Umsatz, benötigt werden.

Jedoch wird unter real-technischen Bedingung in der Phosgenierungsreaktion das Phosgen in der Regel im Überschuss zugegeben. Bei der Vielzahl der verfahrenstechnischen Lösungen, die weltweit zur Herstellung von Isocyanaten eingesetzt werden, und da zudem nicht bekannt ist, mit welchem Verfahren die MDI-Produktion am BMS-Standort Krefeld-Uerdingen durchgeführt wird, ist eine konkretere Berechnung des benötigten CO an dieser Stelle nicht möglich.

Es sei darauf hingewiesen, dass in verschiedenen in den letzten Jahren von der Bayer AG angemeldeten Patenten zur kontinuierlichen Herstellung von organischen Isocyanaten, wie EP0570799, EP0716079, EP0749958 und EP1078918, Phosgenmengen genannt werden, die bis zu 300 % über der theoretisch benötigten Menge liegen können.

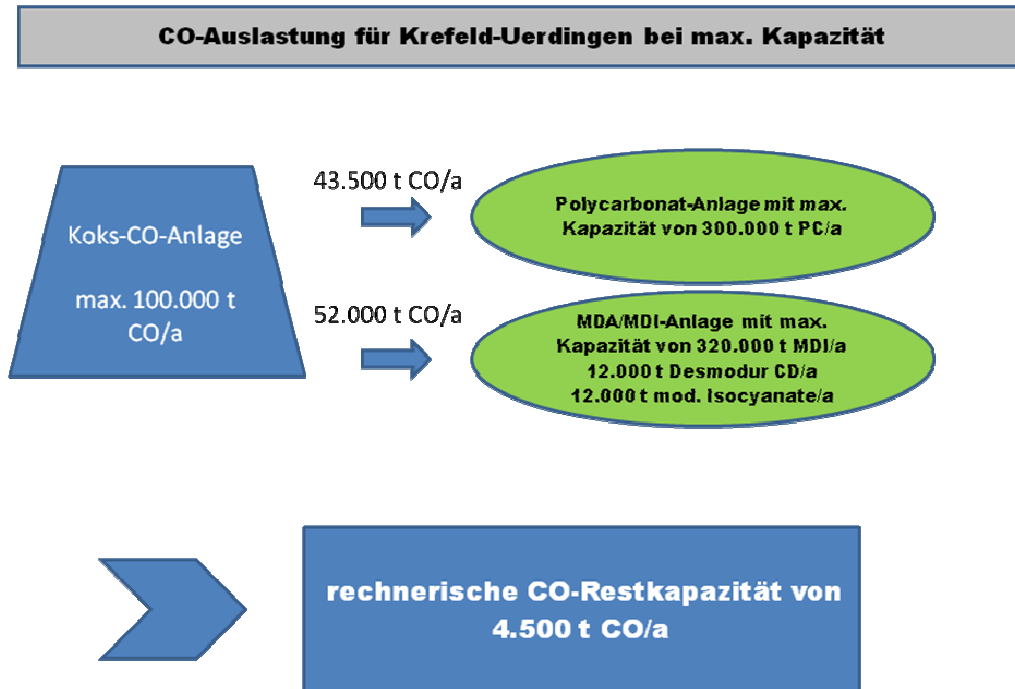
Den Gutachtern wurden seitens der Bez.Reg. Düsseldorf nachstehend abgebildeten maximalen Eingangsmengen von CO für die beiden CO-Abnehmeranlagen übermittelt. Aufgrund der oben genannten Schwierigkeiten einer eindeutigen Plausibilisierung über die Stöchiometrie werden diese übermittelten max. CO-Eingangsmengen übernommen wie übergeben.

Abbildung 12: max. CO-Bedarfsmengen für den Standort Krefeld-Uerdingen bei max. Kapazität der CO-Abnehmeranlagen



2.7.4. Gegenüberstellung der max. CO-Versorgungsmenge und der max. CO-Bedarfsmengen für den Standort Krefeld-Uerdingen

Abbildung 13: CO-Auslastung für den Standort Krefeld-Uerdingen bei max. Kapazität der CO-Abnehmeranlagen



Stellt man die max. benötigten CO-Mengen für die max. Produktionskapazität der CO-Abnehmeranlagen – in der Summe 95.500 t CO/a - der max. möglichen Produktionsmenge an CO von 100.000 t CO/a der CO-Koks-Erzeugungsanlage in Uerdingen gegenüber, wird keine CO-Unterdeckung, sondern eine vollständige Deckung des CO-Bedarfs im Status Quo mit geringfügiger CO-Restkapazität von 4.500 t CO/a von den Gutachtern in Uerdingen festgestellt.

3. Darstellung der auf dem Markt verfügbaren technischen Verfahren zur CO-Herstellung

Seinen Ursprung nahm die Entwicklung der Synthesegasverfahren zunächst in der 2. Hälfte des 19. Jahrhunderts in der Erzeugung von Stadtgas zur Straßenbeleuchtung und Innenbeleuchtung von Gebäuden. In den Städten wurden zahlreiche Gaswerke zur Erzeugung von Stadtgas aus Kohle errichtet. Mit Beginn des 20. Jahrhundert wurde dieses Gas zunehmend für Heiz- und Kochzwecke eingesetzt. Hauptbestandteile des Stadtgases sind überwiegend Wasserstoff (H_2) mit ca. 50 %, 20 % Methan (CH_4), 15 % Stickstoff (N_2) und etwa 10 % Kohlenmonoxid CO.

In den 1920er Jahren wuchs der Bedarf der Chemischen Industrie nach Synthesegas, was zur Weiterentwicklung der bisherigen Vergasertechnologien und zur Entwicklung von großtechnischen Verfahren zur Kohleverflüssigung führte, wie 1925 die Fischer-Tropsch-Synthese. Insbesondere wurden diese Verfahren in der 1930er Jahren in Deutschland im Rahmen der Autarkiebestrebungen des Dritten Reiches forciert. So wurde in den 1920er Jahren das Winkler-Verfahren und ein Jahrzehnt später das Lurgi-Verfahren entwickelt. Der erste kommerzielle Koppers-Totzek-Reaktor ging 1952 in Betrieb. Anfang der 1950er Jahre wurde die Vergasung von Kohlestaub mit Luft entwickelt.

Der Schwerpunkt der technologischen Bestrebungen im Rahmen der stofflichen Zusammensetzung der Synthesegase verlagerte sich weg vom ursprünglichen Gasgemisch aus den genannten vier Hauptkomponenten hin zur Erhöhung des Wasserstoffanteils.

Jedoch sind den Synthesegasverfahren bei der Verschiebung der Gaszusammensetzung hier stöchiometrische Grenzen gesetzt, die einerseits in der stofflichen Zusammensetzung des Brennstoffs (Anteil von H und C) begründet sind und andererseits davon abhängen, welches der Oxidationsmittel (Luftsauerstoff, reiner Sauerstoff oder Wasserdampf) dem Verfahren zugesetzt wird.

Die nachfolgende Tabelle verdeutlicht den Einfluss der verschiedenen Vergasertechnologien bzw. der dabei verwendeten Einsatzstoffe auf die typische Synthesegaszusammensetzung (in Vol. %) 7, 8/, die allerdings – wie oben ausgeführt – durchaus in weiteren Grenzen schwanken kann.

Tabelle 3: Einfluss der Vergasertechnologie auf die Synthesegaszusammensetzung

Verfahren	Sasol-Lurgi-Festbett	British-Gas-Lurgi	HTW	Shell / Prenflo	GE (Texaco)	Steam-Reformer
Brennstoff	Dt. Braunkohle	Kohle	Dt. Braunkohle	Dt. Braunkohle (Studie)	Kohle	Erdgas
typische Gaszusammensetzung (Vol. %)						
CO	8,9-19,1	56,0	35,2	56,9	54,0	8 - 10
H ₂	37,2-40,5	28,0	33,3	28,6	34,0	75-78
CH ₄	10,5-11,8	6,0	5,4	0	<0,1	2-5
CO ₂	30,7-36,0	2,8	20,4	6,8	11,0	10-12
N ₂	0,8-3,0	6,0	5,0	7,5	0,6	

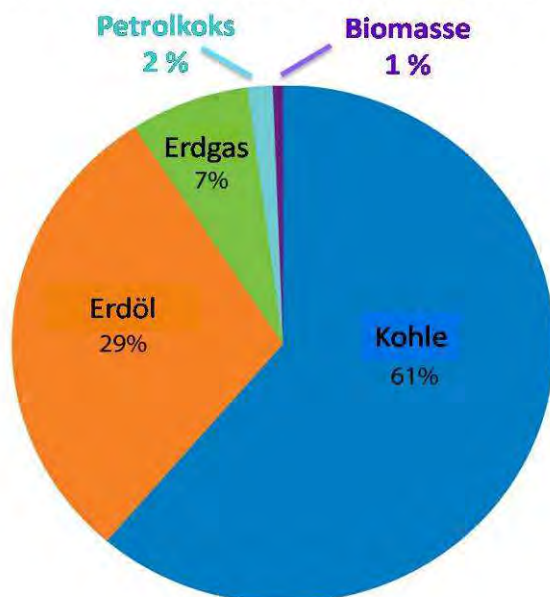
Zur Erhöhung des Wasserstoffanteils im Synthesegas gegenüber dem des Kohlenmonoxids kann zudem die Wassergas-Shift-Reaktion (WGS) eingesetzt werden, wobei das Kohlenmonoxid mit Wasserdampf zu Wasserstoff und Kohlendioxid umgesetzt wird:



Folgende Abbildung zeigt die derzeitigen weltweiten Anteile der für die Synthesegasproduktion wichtigsten Ausgangsmaterialien.

Abbildung 14: Anteil verschiedener Ausgangsstoffe an der weltweiten Sythesegasproduktion

Anteil verschiedener Ausgangsstoffe an der weltweiten Synthesegasproduktion



3.1. Technische Verfahren zur Vergasung fester Brennstoffe

Als Einsatzstoffe kommen Steinkohle, Braunkohle, Steinkohle- und Braunkohlekoks, Petrol-Koks, Biomassen (z.B. Holz, Stroh, organische Abfälle aus der Landwirtschaft, Lebensmittelherstellung und Industrieproduktion) in Betracht.

Im Wesentlichen werden drei Vergasertypen unterschieden, der Flugstrom-, der Wirbelschicht- und der Festbettvergaser (auch Fluidbettvergaser genannt).

In ihren grundlegenden Rahmenbedingungen lassen sich die drei in der Tabelle 4 genannten Vergaserverfahren wie folgt beschreiben:

Tabelle 4: Übersicht der Rahmenbedingungen bei unterschiedlichen Vergaserverfahren

	Flugstrom	Wirbelschicht	Festbett (Fließbett)
Brennstoffe	feste und flüssige	feste	feste
Brennstoff Größe (fest)	<500 µm	0,5-5 mm	5-50 mm
Brennstoffverweilzeit	1-10 s	5-50 s	15-30 min
Gasaustrittstemperatur	900-1400 °C*	700-900 °C	400 -500 °C

* bei Zwischenschaltung von Quenchstufen ist von geringeren Temperaturen auszugehen /12/

3.1.1. Flugstromvergaser

Neben den Festbettvergasern werden Flugstromvergaser am häufigsten zur Synthesegaserzeugung eingesetzt.

Das Prinzip beruht auf einer drucklosen Gleichstromvergasung, bei der feingemahlene Kohle oder Petrol-Koks vergast wird. Dabei können Kohlen ohne weitere Vorbehandlung eingesetzt werden. Die Kohle wird in einer Körnung < 0,1 mm zusammen mit Sauerstoff und Wasser unter hoher Geschwindigkeit seitlich in den Reaktor eingeblasen. Durch diese hohen Geschwindigkeiten wird ein Rückschlagen der Flammen verhindert. Die eingetragenen Stoffe verweilen in Folge der hohen Reaktionsgeschwindigkeit nur wenige Sekunden im Reaktor.

In der Regel handelt es sich um einen Zwei- oder Vierkopfgaser, bei denen die aus Kohle erzeugte Flugstaubflamme in einem Temperaturbereich von 1600 bis 1800 °C vergast. Selbst am Reaktorausgang hat das Synthesegas immer noch eine Temperatur von 1500 °C. Zur Senkung der Temperatur und zur Vermeidung von Anbackungen, durch die in Folge der hohen Temperaturen verflüssigte Asche, wird Quenchwasser eingespeist. Anschließend wird die Gastemperatur in einem Röhrenkühler auf ca. 900 °C erniedrigt. Mit der überschüssigen

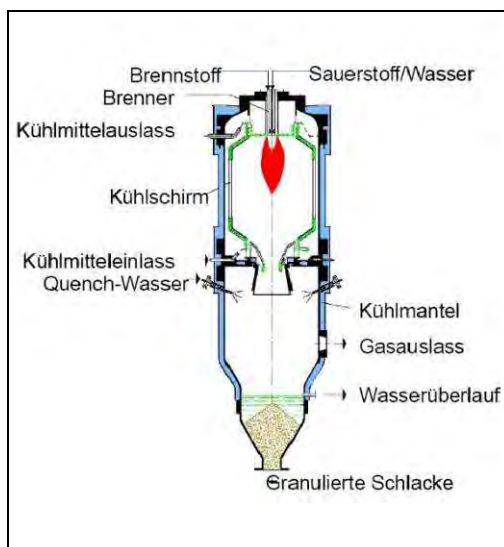
Prozesswärme wird Hochdruckdampf erzeugt. In Folge der hohen Prozesstemperaturen entstehen keine Kondensate.

Die verflüssigten Aschen werden in einem Wasserbad, welches sich im Reaktorboden befindet, granuliert. Gleichzeitig fungiert das Wasserbad als Gassperre.

Der Reaktor ist mit einem Kühlmantel, welcher Niederdruckdampf durch die in Folge der exothermen Synthesegasreaktion entstandene Wärme erzeugt, umgeben.

Das entstandene Synthesegas hat eine für dieses Verfahren (Shell/ Prenflo, GE, SFGT) typische Zusammensetzung und besteht aus etwa 55-60 % Kohlenmonoxid, 29-33 % Wasserstoff und 7-11 % Kohlendioxid. Der Methangehalt beträgt weniger als 0,1 % /7/.

Abbildung 15: Flugstromvergaser



Neben Kohle bzw. Koks können andere externe C-haltige Brennstoffe, Altöle, Ölkomponenten, flüssige Chemiereststoffe und Teerölfeststoffprodukte zur Vergasung eingesetzt werden.

Typische Flugstromvergasungs-Anlagen besitzen eine Leistung von mehreren hundert MW, jedoch können wegen des Druckbetriebes (bis 80 bar) auch deutlich kleinere Baugrößen realisiert werden.

Tabelle 5: Fazit Flugstromvergasung

Vorteile	Nachteile
gute Brennstoffumsetzung	hohe Energieverluste durch hohe Reaktionstemperatur
Kapazitätserweiterungen möglich	Anlagen erst ab 100 MW wirtschaftlich
einfache Bauweise, stabile Fahrweise	Brennstoffaufbereitung aufwendig
sehr variabel bei Brennstoffqualität	hohe Standards bei Technologie und Sicherheit
teerfreies Rohgas	hoher Sauerstoffbedarf

Beispiele kommerzieller Verfahrensentwicklungen:

- PRENFLO-Verfahren (ThyssenKrupp Uhde GmbH)
- Shell-Flugstromvergasung
- E-Gas-Flugstromvergaser (Conoco-Phillips)
- GSP-Verfahren (nach G. Bilkenroth und E. Rammler) (Einsatz von Braunkohlenhochtemperaturkoks)
- General Electric-Flugstromvergasung (GE, früher Texaco), Tampa Florida USA
- SIEMENS Fuel Gasification Technology-Verfahren (SFG)
- Koppers-Totzek-Verfahren oder Krupp-Koppers-Totzek-Verfahren
- Carbo-V-Vergaser (Linde Engineering, ehemals CHOREN Industries, Pilotstadium)

3.1.2. Wirbelschichtvergaser

Die Vergasung erfolgt hier in Anlagen unter einem Druck bis zu 30 bar und Temperaturen von 900 bis 1.000 °C. Verfahrenstechnisch reagiert die Kohle mit Sauerstoff und Wasserdampf bei etwa 10 bar und bis 1.000 °C zu einem Rohgasgemisch aus Kohlenmonoxid und Wasserstoff. Der Sauerstoff wird dabei dem Vergaser in verschiedenen Ebenen des Wirbelschichtreaktors zugeführt. In der Wirbelschicht selbst wird die Kohle bei Temperaturen von etwa 800 °C vergast. Oberhalb der Wirbelschicht befindet sich die Nachvergasungszone, in der bei Temperaturen bis 1.000 °C der Kohlenstoffumsatz und die Gasqualität verbessert werden.

Man unterscheidet das stationäre (SWS) und das zirkulierende Wirbelschichtverfahren (ZWS).

Abbildung 16: Stationäre Wirbelschicht (Beisp.: Biomasse)

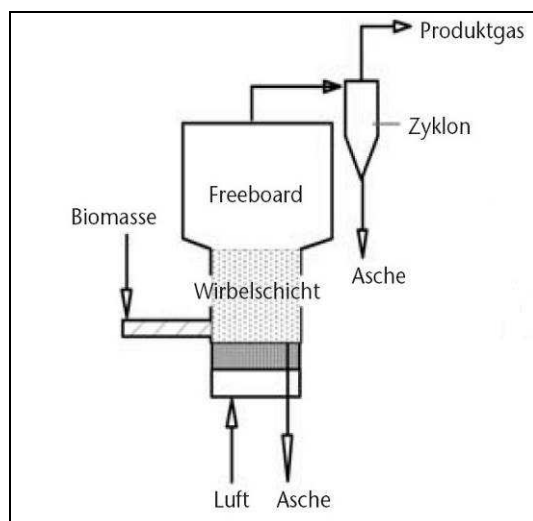
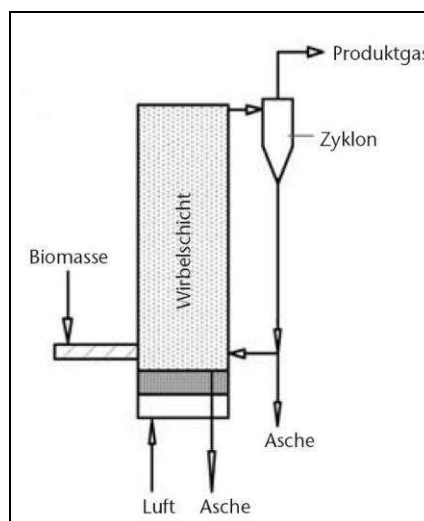


Abbildung 17: Zirkulierende Wirbelschicht (Beisp.: Biomasse)



Bei beiden Verfahren wird das aus dem Brennmaterial bestehende Bett mittels Luft oder Dampf mit einer ausreichend hohen Geschwindigkeit durchströmt, um eine Wirbelschicht zu erzeugen. Der Unterschied liegt darin, dass bei der Stationären Wirbelschicht die Gasgeschwindigkeit so gewählt wird, dass das Bettmaterial stationär im Reaktor verbleibt. Bei der Zirkulierenden Wirbelschicht ist die Gasgeschwindigkeit so erhöht, dass das Bettmaterial aus dem Reaktor ausgeht, die Feststoffpartikel in einem Zyklon abgetrennt und dem Reaktor wieder zugeführt werden.

Das Rohgas wird anschließend auf etwa 270 °C abgekühlt. Die zurück gewonnene Restwärme wird entweder in dem Wirbelschichtprozess, in Form von Mitteldruckdampf, oder anderen Verfahrensprozessen, als Prozessdampf, verwendet. Keramische Filter sorgen für die Abtrennung der Feinststaubpartikel aus dem Rohgas. In der sich anschließenden Wasserquenschleife werden weitere Gasbestandteile, wie Ammoniak und Salzsäure, ausgewaschen.

Ursprünglich diente das mit diesem Verfahren produzierte Synthesegas der Methanolsynthese. Daher war der Gasreinigung eine Kohlenmonoxid-Konvertierung nachgeschaltet. In dieser wurde das mit Wasserdampf gesättigte vorge-

wärmte Rohgas zu Kohlendioxid oxidiert, wobei sich H_2 bildete. Dieser Verfahrensschritt war notwendig, um das für die Methanolsynthese notwendige $CO : H_2$ Verhältnis zu erreichen. Die hierbei entstandene Wärme wurde prozessseitig genutzt.

Das anschließend auf 37 bar verdichtete Gas wurde einer einstufigen, nicht selektiven Rectisolwäsche (CO_2/H_2S -Wäsche) zugeführt. Bei Temperaturen von etwa $-40^\circ C$ und unter Zugabe von Methanol als Lösungsmittel konnten somit die Schwefelverbindungen und CO_2 fast vollständig ausgewaschen werden. Anschließend konnte das abgeschiedene H_2S - zu elementarem Schwefel umgesetzt werden /5/.

Die Stationäre Wirbelschichttechnologie findet vor allem bei kleineren Luftvergäsern Anwendung, insbesondere bei Kraft-Wärme-Kopplungs-Anlagen.

Das wesentliche Merkmal dieser Vergasung ist, dass die entstehenden Aschen in Folge der Temperaturen unter $1.000^\circ C$ in der Regel weder schmelzen noch verkleben. Daher ist das Wirbelschichtverfahren sehr gut für die Synthesegaserzeugung aus relativ reaktiven Brennstoffen, wie Braunkohle und Biomassen, z.B. Torf, Holz, Klärschlämme, eine breite Palette anderer fester pflanzlicher Abfälle, aber auch (nach entsprechender Vorbehandlung) Hausmüll geeignet. Ungeeignet ist es dagegen für flüssige Brennstoffe.

Tabelle 6: Fazit Wirbelschichtvergasung

Vorteile	Nachteile
guter Gas-Feststoff-Kontakt	hoher Partikelgehalt im Rohgas
hohe Reaktionsgeschwindigkeit	Anlagenbau sehr kostenintensiv
variable Vergaserleistung und gute Ausbeute	C-Verluste (Austrag von Bettmaterial)
Eignung für allotherme Dampfvergasung	nicht für hochinkohlte Brennstoffe geeignet
gute Brennstoffumsetzung	kleine Brennstoffpartikelgröße
teerfreies Rohgas	nur große Anlagen wirtschaftlich
einfache Brennstoffvorbehandlung	nur für feste Brennstoffe geeignet

/3/

Beispiele kommerzieller Verfahrensentwicklungen:

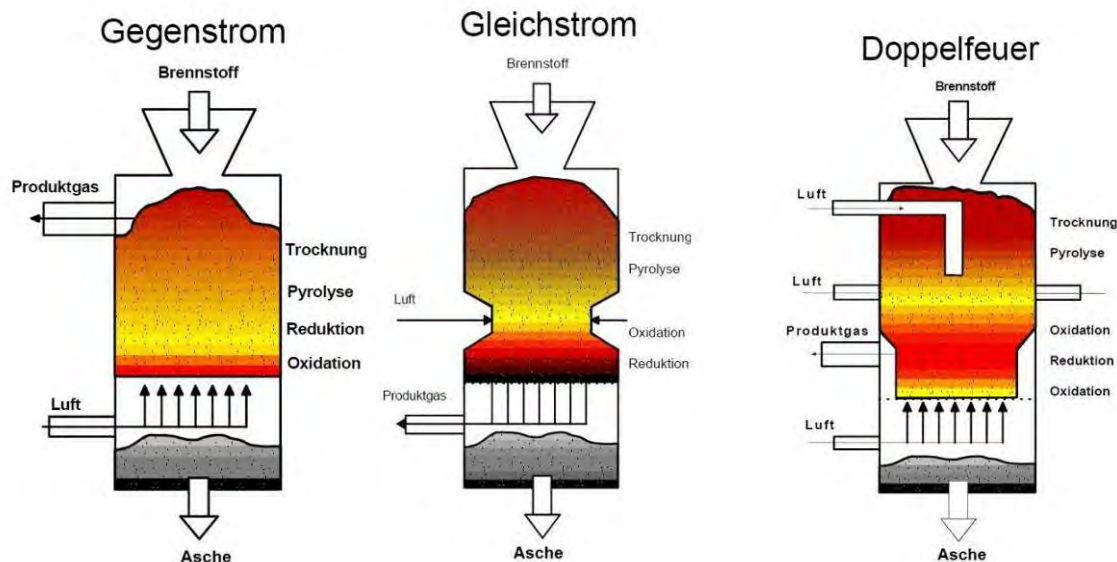
- "Winkler-Vergasung" oder "Hochtemperatur-Winkler-Verfahren" (HTW)
- ehemalige HTW-Versuchsanlage der Rheinbraun AG (heute Thyssen Krupp Uhde GmbH), täglich etwa 900.000 Nm³ Synthesegas aus 720 t Braunkohle und Reststoffen; Synthesegas zu Methanol verarbeitet
- HTW-Verfahren der British Coal Corporation (Entwicklung von Mitsui, Vermarktung Babcock Energy Ltd (MBEL)
- Fast Internally Circulating Fluidized Bed Verfahren (FICFB), Austrian Energy in Güssing, Österreich
- HTW-Anlage von Foster-Wheeler in Lahti, Finnland, seit 1988 in Betrieb, Umsatz etwa 650 t Torf/Tag
- allotherm arbeitender Dampf-Wirbelschichtvergaser der Güssing GmbH Österreich

3.1.3. Fest(Fließ-)bettvergaser

Wie die Flugstromvergasung zählt die Festbettvergasung zu den am häufigsten angewandten Synthesegasverfahren.

In einem Festbettvergaser werden die Oxidationsmittel (O₂, Luft bzw. Wasserdampf) in das Brennstoffbett des Vergasers geblasen. Die fortwährende Verbrennung verbraucht das feste Einsatzmaterial, so dass sich allmählich die entstehenden Aschen nach unten bewegen, wo sie ausgetragen werden.

Abbildung 18: Verschiedene Festbettvergaserarten



Im Gegenstromvergaser bewegen sich Brennstoff und Rohgas in entgegengesetzter Richtung. Somit kann das in der in Bodennähe befindlichen Oxydations-/Reduktionszone gebildete Rohgas über 1.000 °C heiß werden. In Folge des Gegenstromprinzips gibt es anschließend seine Wärme an den zuströmenden Brennstoff zum Vorwärmen ab und kühlt sich in der nachgeschalteten Pyrolysezone auf etwa 500 °C ab. Dieses führt dazu, dass das Rohgas erhebliche Mengen an Teer und Methan enthält, die nachfolgend ausgewaschen werden müssen. Daher ist hier keine Hochtemperatur-Kühlung des Synthesegases, wie sie im Flugstromreaktor praktiziert wird, möglich.

Beim Gleichstromvergaser hingegen passiert das Synthesegas, bevor es den Reaktor verlässt, die Reduktionszone mit sehr heißem Koks. Diese Reaktionsbedingungen führen zu einem starken Teerabbau, so dass im Gas deutlich geringere Teerkonzentrationen als im Gegenstromvergaser auftreten. Diese Teerreduktion bedeutet aber auch einen Effizienzverlust.

Festbettvergaser sind konzipiert für die Vergasung von Kohle, aber auch andere feste Brennstoffe, wie beispielsweise C-haltige Abfälle.

In Verlauf der industriellen Synthesegaserzeugung mittels der erstmals in den 1930er Jahren gebauten Festbettvergaser haben sich zwei Vergasertypen herausgebildet:

- **Der trocken entaschende Lurgi-Vergaser (Lurgi dry-ash gasifier)**

Dieser Vergasertyp ist so aufgebaut, dass die Temperatur an der Unterseite des Reaktionbettes soweit abgesenkt wird, dass die entstandene Asche nicht schmelzen und somit als Feststoff entfernt werden kann.

Ursprünglich zur Stadtgasproduktion entwickelt, wird das Verfahren heute vornehmlich in Südafrika zur Herstellung von Kraftstoffen aus Kohle eingesetzt. Eine weitere Anlage, in der Synthesegas aus über 300.000 t C-haltigen Abfällen gewonnen wurde, arbeitete von 1995 - 2007 im Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum (SVZ) Schwarze Pumpe.

- **Der nass entaschende British Gas Lurgi Vergaser (BG Lurgi gasifier)**

In den 1970er Jahren wurde der BGL-Vergaser, der ebenfalls unter Druck bei 25 bar arbeitet, in Kooperation mit Lurgi und der damaligen British Gas Corporation entwickelt. Der Unterschied zum konventionellen Lurgi-Vergaser ist, dass durch das Einblasen von reinem Sauerstoff in das Reaktionsbett so hohe Temperaturen entstehen, dass die Asche schmilzt und somit flüssig abgezogen werden kann.

Durch Zugabe von Wasserdampf wird zum einen die im Reaktionsbett gewünschte Vergasungstemperatur von 800 -1.300 °C eingestellt und zudem trägt der Wasserdampf zur weiteren Reformierung des Synthesegases bei.

Derzeit sind mehrere BGL-Vergaser weltweit zur Vergasung fester Abfälle bzw. von Kohle-/Abfallgemischen im Einsatz. Ebenfalls im SVZ Schwarze Pumpe wurde kurzzeitig bis 2007 ein solcher Vergasertyp für die Erzeugung von Methanol aus Klärschlämmen eingesetzt.

Vornehmlich zur Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) auf Basis fester Biomasse wurden kleinere Festbett-Reaktoren entwickelt. Hier kommt Luft als Oxidationsmittel zum Einsatz /12,13/.

Tabelle 7: Fazit Festbettvergasung

	Vorteile	Nachteile
Festbettvergasung (Gleichstrom)	gute Brennstoffumsetzung und -variabilität	hohe Anforderungen an Brennstoffqualität (Stückigkeit, Feuchte)
	teerarmes Rohgas	Störungen im Festbett durch Brückenbildung
	Eignung für kleinere Anlagen	Empfindlich gegen scale up (geringe Durchsatzleistung)
	einfache Bauweise, erprobte Technik	
Festbettvergasung (Gegenstrom)	größere Flexibilität bezüglich Brennstoffqualität	sehr teerhaltiges Rohgas
	gute Brennstoffumsetzung und -variabilität	hoher technischer Aufwand zur Gasreinigung
	einfache Bauweise, stabile Fahrweise	niedrigere Rohgastemperatur mit Kondensationsneigung
	unempfindlicher gegen scale up	

/3/

Beispiele kommerzieller Verfahrensentwicklungen:

- Sasol-Lurgi-Festbettdruckvergasung (Südafrika)
- stillgelegter BGL Druckvergaser (Schlackebadvergaser) im Industriepark (SVZ) Schwarze Pumpe
- weitere allotherme Wasserdampfverfahren (ab 1980)

3.1.4. Besonderheiten bei der Vergasung fester Biomassen und Abfälle

Auch wenn grundsätzlich alle der vorgenannten klassischen Feststoff-Vergasungsverfahren auch für die Vergasung von Biomassen und C-haltigen Reststoffen und Abfällen geeignet scheinen, so sind in Folge der qualitativen als auch quantitativen Schwankungen in der stofflichen Zusammensetzung, insbesondere der Spurenstoffe, Faktoren zu beachten, die einen wesentlichen Einfluss auf die Funktionstüchtigkeit der jeweiligen Vergasertypen und somit auf den stofflichen Umsatz (Menge produzierten Synthesegases) sowie die wirtschaftliche Effizienz haben.

Aus technologischer Sicht sind hiervon am stärksten die Brennstoffaufbereitung und die Gasreinigung betroffen.

Folgende Beimengungen können sowohl prozessstörend wirken, als auch erhebliche Aufwendungen zur Reinigung des Syntheserohgases hervorrufen:

- Alkalien und flüchtige Schwermetalle
- S-Verbindungen (Sulfid, Sulfat)
- Halogen-Verbindungen (Chlorid)
- N-Verbindungen (NH₃) (100 – 7000 mg/Nm³)
- Teere (100-2000 mg/Nm³) je nach Verfahrensführung
- Staubpartikel (100-1000 mg/Nm³) je nach Brennstoff und Verfahren

In Folge der technologisch bedingten Rohgasverunreinigungen entstehen z. T. erhebliche Ansprüche an die Gasreinigung. So müssen in der Regel mehrere Gasreinigungsverfahren miteinander gekoppelt werden. Beispielsweise sind es bei der Holzvergasung in Folge des Anfalls von Stäuben und Teeren Gasreinigungsverfahren, wie Staubzyklon, wässrige Quenche, RME(Biodiesel)- bzw. Ölwäsche, Nass-Elektrofilter und katalytisches Cracken.

Zudem entsteht bei der Vergasung von Biomassen, wie beispielsweise Stroh und Ganzpflanzen, Ammoniak, das ebenfalls aus dem Gas entfernt werden muss. Da das Auswaschen mittels Wasser nur zu unzureichenden Ergebnissen geführt hat, kann der Einsatz von sauren bzw. alkalischen Wäschen erforderlich werden /3/.

Neben diesen stofflich bedingten Rahmenbedingungen sind bei der Frage, ob mittelgroße Vergaseranlagen (> 10 MW, Wirbelschicht) bzw. Großanlagen (> 100 MW, Flugstrom) auf Biomasse- bzw. Abfallbasis zur Synthesegasherstellung eingesetzt werden können, weitere technologisch und logistisch bedingte Sachverhalte abzuklären /9/:

- Auf Jahrzehnte stabiles Angebot an Brennstoffen mit geringen Schwankungen in der qualitativen stofflichen Zusammensetzung (C-Gehalt, physikalisch-chemische Eigenschaften)
- Langfristige Lieferverträge/ Vertragssicherheit

- Hohe spezifische Investitionskosten insbesondere bei mittelgroßen Anlagen
- Nur bei Möglichkeit der Abwärmenutzung ist hohe Gesamteffizienz der Anlage gegeben
- Technologische Lösungen sehr anspruchsvoll, aber es liegen sehr gute Erfahrungswerte bei der Kohlevergasung vor
- Für Ausgangsstoffe als auch Abfälle (Schlacken, Aschen, Stäube, Tere) sind ausreichend große Zwischenlagerkapazitäten vorzuhalten, die den Anforderungen des Umweltschutzes, insbesondere dem Schutz von Wasser, Atmosphäre, Boden, genügen.
- Klärung der Entsorgungswege

Beispiele kommerzieller Verfahrensentwicklungen:

- FICFB-Wirbelschichtvergasung, 8 MW, Güssing, Renewable Energy GmbH, Österreich
- CFB-Druckvergasung mit GuD Prozess, 18 MW, Värnamo (Schweden)
- Flugstromvergasung von Carbo-V für Holz, CHOREN Industries/ Shell jetzt Linde, 45 MW, noch nicht realisiert

3.2. Technische Verfahren zur Vergasung flüssiger und gasförmiger Kohlenwasserstoffe

Das weltweit am weitesten angewandte Verfahren zur großtechnischen Erzeugung von Synthesegas aus flüssigen oder gasförmigen Rohstoffen ist seit einigen Jahrzehnten das Steam-(Dampf)-Reforming-Verfahren. Hier wird aus kurz-kettigen Kohlenwasserstoffen in Verbindung mit Wasserdampf CO- und H₂-reiches Synthesegas gewonnen. Anfang des 21. Jahrhunderts wurden jährlich 500 Mrd. Nm³ H₂ durch Reformierung erzeugt /12/.

Der Hauptanteil an Reformierungsanlagen für Kohlenwasserstoffe sind diejenigen, welche Erdgas als C- und H-Quelle einsetzen, da letztendlich Methan (CH₄) der hierfür benötigte Kohlenstoffträger ist. Methan ist mit einem Volumenanteil von 75 % bis 99 % Hauptbestandteil des Erdgases /13/.

Das Reforming liefert in Vergleich zu den Syntheseverfahren mit festen C-Quellen einen deutlich höheren Anteil an Wasserstoff im Verhältnis zum Kohlenmonoxid. Somit ist es auch das Verfahren, welches vorrangig zur Wasserstoffherzeugung eingesetzt wird.

Kohlenmonoxid ist hier in der Regel ein weniger gewünschtes Sekundärprodukt. Daher wird zur Erhöhung des Wasserstoffanteils das Synthesegas im Anschluss an das primäre Reforming einer Wassergas-Shift-Reaktion (WGS) unterzogen.

Flüssige Kohlenwasserstoffe, wie Erdölbestandteile, können dann direkt im Steamreforming-Prozess eingesetzt werden, wenn es sich um leicht siedende Destillate handelt. Bei der Synthesegaserzeugung aus höher siedenden Bestandteilen des Erdöls oder aus Schwerölen wird die Partielle Oxidation (POX) eingesetzt. Hier dient Sauerstoff statt Wasserdampf der Oxidation des Methans.

Beiden Prozessen gemein ist die zuvor notwendige Entschwefelung der eingesetzten Kohlenwasserstoffe.

Die Entschwefelung des Erdgases ist notwendig, da selbst geringe Mengen an Schwefelverbindungen zu einer irreversiblen Vergiftung der in den nachfolgenden Reaktionen eingesetzten Katalysatoren führen.

Zur Entfernung länger kettiger Kohlenwasserstoffe wird das Erdgas zu Beginn über einen bei 15°C und bei 45 bar arbeitenden Kohlenwasserstoff-Absorber auf Basis von Aktivkohle geleitet.

Ein dem Stand der Technik entsprechendes Verfahren ist die MEA-Erdgaswäsche mittels einer 30% Mono-Ethanol-Amin-Lösung (MEA). Das Monoethanolamin bindet den vorhandenen Schwefelwasserstoff (H₂S) chemisch, so dass er anschließend mit der Aminlösung aus dem System ausgebracht werden kann.

Das Monoethanolamin kann in einer Desorptionskolonne regeneriert werden, indem die beladene MEA-Lösung bei 105°C verdampft wird. Dabei spaltet sich der Schwefelwasserstoff vom MEA ab und kann weiterverarbeitet werden, beispielsweise in einer Claus-Anlage.

Anschließend, bevor das Gas dem Reformier zugeleitet werden kann, werden Schwefelwasserstoffspuren im Rohgas absorptiv bei 40 °C und 30 bar in einer Kolonne abgetrennt /14/.

3.2.1. Steam-Reforming

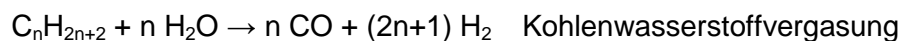
3.2.1.1 Primär-Reformer

Im Reformier wird das Erdgas auf etwa 700-800 °C erhitzt, indem überhitzter Wasserdampf im Überschuss beigemischt wird. Dieses ist notwendig, da es sich wegen der reduzierenden Reaktionsbedingungen um einen allothermen (Wärmezufuhr von außen) Prozess handelt.

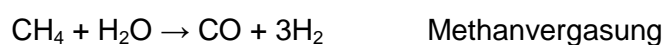
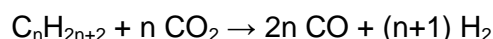
Bei einem Druck von ca. 30 bar wird das Gas-Wasserdampfgemisch in Stahlröhren geleitet, die mit aktiven Ni-Katalysatoren zur Reaktionsbeschleunigung belegt sind. Durch Zugabe von Kohlendioxid kann die Ausbeute zugunsten des Kohlenmonoxids im Synthesegas verschoben werden.

Wenn jedoch eine höhere H₂-Ausbeute im Synthesegas gewünscht ist, kann durch Erhöhung des Wasserdampfanteils im Ausgangsgas ein Verhältnis Methan zu Wasserdampf von bis zu 1:3 eingestellt werden. Man spricht von der Wassergas-Shift-Reaktion. Beide Reaktionen verlaufen in ihrer Gesamtsumme endotherm.

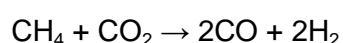
Folgende Reaktionsgleichungen charakterisieren den Steam-Reforming-Prozess:



Veränderung der Ausbeute an Kohlenmonoxid durch Einspeisung von Kohlendioxid



Veränderung der Ausbeute an Kohlenmonoxid durch Einspeisung von Kohlendioxid:





Nach dem Verlassen des Reformers hat das Gasgemisch typischerweise folgende Zusammensetzung (Vol.-%):

44 % H₂, 7 % CO, ca. 8 % CH₄, 6 % CO₂ sowie überschüssiger Wasserdampf /13/.

Zur Prozessoptimierung der Synthesegasausbeute kann das Gas anschließend in einem Sekundärreformer weiter reformiert werden.

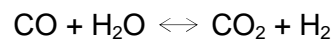
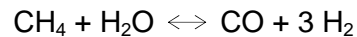
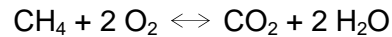
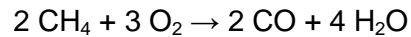
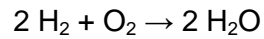
3.2.1.2 Sekundär-Reformer

Zur Nachspaltung des im Reaktionsabgas des Primärreformers enthaltenen Methans (CH₄) wird das Gas einem Sekundärreformer zugeführt und auf 490 °C bei einem Druck von 30 bar unter Zufuhr von Luft erhitzt.

In Folge der exothermen Reaktion (partielle Oxidation) steigen die Temperaturen dabei auf 1.300 °C an. Anschließend wird das Gas ebenfalls einem Ni-Katalysatorbett zugeleitet, in welchem die Reduktion zu H₂ stattfindet. Dabei kühlt sich das Gas auf etwa 990 °C ab. Die Enthalpie beider Teilreaktionen zusammen ist exotherm, so dass die Gesamtreaktion im Sekundärreformer autotherm (ohne Wärmezufuhr von außen) erfolgt.

Wegen der Reaktionsbedingungen, insbesondere der Temperaturen, werden hohe Materialanforderungen an die gesamten Apparaturen des Sekundärreformers gestellt.

Im Sekundärreformer laufen nachfolgende Reaktionen ab:

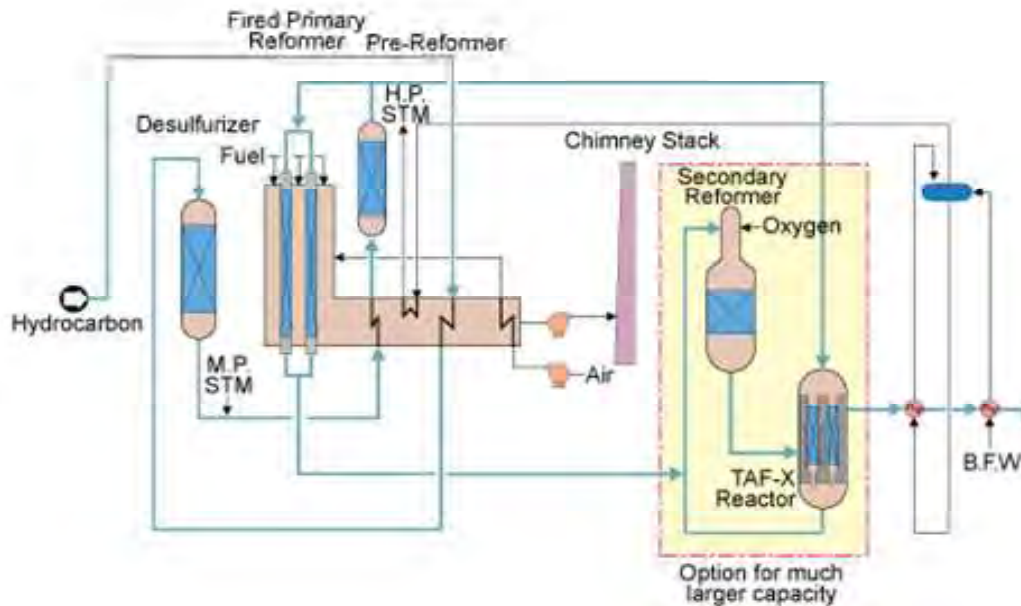


Mit Blick auf die Hauptbestandteile hat das Gas nach Reaktionsende typischerweise in etwa folgende Zusammensetzung:

56% H₂, 12% CO, 8% CO₂, 0,3% CH₄ und, bedingt durch die Einspeisung von Luft für die partielle Oxidation, 20% N₂.

Anschließend wird das Gas auf 350 °C gekühlt und einer Gasreinigung unterzogen. Die bei der Kühlung gewonnene Abwärme wird zur Prozessdampferzeugung genutzt /13/.

Abbildung 19: Prozessbild TOYO Steam-Reformer (Toyo Engineering Corporation Tokyo, Japan) mit Primär- und Sekundärstufe



3.2.2. Partielle Oxidation

Die Reaktionsprozesse während der Partiiellen Oxidation sind analog denen des Sekundärreformers. Der Kohlenwasserstoff wird in einem Injektor mit einem unterstöchiometrischen Sauerstoffanteil (auch Luft möglich) vermischt, so dass in der nachfolgenden Reaktion keine vollständige Oxidation zu H_2O und CO_2 stattfinden kann.

Anschließend wird das Gemisch im Wärmetauscher erwärmt und gelangt dann in den Reformer.

Im Unterschied zum oben beschriebenen Sekundärreformer findet in diesem Prozess eine nichtkatalytische Spaltung bei etwa $1.500^{\circ}C$ und 80 bar statt.

Auch hier werden hohe Materialanforderungen an die Prozessapparaturen und den Abhitzeessel hinsichtlich Temperaturstabilität, Abrieb, Korrosion und Verschmutzung gestellt.

Die durch Abkühlung des Synthesegases gewonnene Wärme wird ebenfalls zur Prozessdampferzeugung genutzt.

Die Synthesegasprozesse wie Steam-Reforming und Partielle Oxidation können somit jeder für sich allein, aber auch in Kombination durchgeführt werden.

Nachfolgende Tabelle 8 zeigt diese Verfahrensmöglichkeiten im Überblick /8/:

Tabelle 8: Synthesegasprozesse

Verfahren	Chemische Reaktion der Kohlenwasserstoffe	Temperaturniveau (°C)	Katalysatoren	Merkmale
Dampfreformierung	Umsetzung mit Wasserdampf	650 – 800	Ni oder Edelmetalle	Externes Aufheizen, begrenzte Dynamik, ca. 75-78 Vol% H ₂ im Produktgas
Partielle Oxidation (POX)	Unterstöchiometrische Verbrennung	1.200 – 1.600	Nicht erforderlich	Schnelles Startverhalten, gute Dynamik, ca. 24-34 Vol% H ₂ im Produktgas
Autotherme Reformierung (Tandem-Reformierung)	Umsetzung mit Wasserdampf und Luftsauerstoff	700 – 1.000	Edelmetalle	Schnelles Startverhalten, gute Dynamik, ca. 28-32 Vol% H ₂ im Produktgas

3.2.3. Wassergas-Shift-Verfahren / Gasreinigung

In der Regel wird das Gas nach dem Synthesegasprozess einer weiteren Konvertierung (Shift-Verfahren) unterzogen, um den Anteil an Kohlenmonoxid weiter zu reduzieren. Dieser Prozess ist hier nicht im Focus der Betrachtung, da es letztendlich um die Möglichkeiten der Kohlenmonoxid- und nicht der Wasserstoffgewinnung geht. Insofern wird an dieser Stelle nur kurz darauf verwiesen.

Zur Beseitigung der im Synthesegas enthaltenen CO₂-Mengen stellt die MDEA-Wäsche ein Standardverfahren dar. In einer Absorptionskolonne wird das CO₂ mit Methyldiethanolamin (MDEA) aus dem Gas bis auf etwa 10 ppm ausgewaschen.

Ein Verfahren, um Restmengen an CO₂, aber auch an CO, in einem letzten Schritt aus dem Gas zu entfernen, ist die Oxidation mit dem im Gasgemisch enthaltenen H₂ bei etwa 350°C am Ni-Katalysator zu CH₄ und H₂O. Man spricht von der Methanisierung. Es ist die Umkehrung des zuvor stattgefundenen Reformingprozesses. Danach ist das Synthesegas praktisch frei von CO₂ und CO.

Tabelle 9: Fazit Steamreforming-Verfahren

Vorteile	Nachteile
Führende Synthesegastechnologie, da technologisch ausgereiftes Verfahren	Hohe Materialanforderungen durch hohe Reaktionstemperaturen
Kapazitätserweiterungen möglich	Entschwefelung des Erdgases bzw. der flüssigen Kohlenwasserstoffe notwendig
stabile Fahrweise	Verfahrenstechnisch bedingtes H ₂ :CO-Verhältnis von mindestens 2:1
	Verunreinigungen im Rohgas können zur irreversiblen Vergiftung der Katalysatoren führen
	hoher Sauerstoffbedarf

Beispiele kommerzieller Verfahrensentwicklungen:

- Lurgi, Hochdruck-Synthesegas-Anlage HP POX Freiberg / Sachsen
- TOYO Steam-Reformer, Japan
- Linde, Steam-Reforming, HT-Shift, PSA Anlage in Texas City, Texas/USA
- Linde, Steam-Reformer, BMS Dormagen
- Praxair, Steam-Reformer, BMS Dormagen

Linde, POX, RECTISOL® Wash, Partielle Kondensation für Chinese Petroleum Corporation

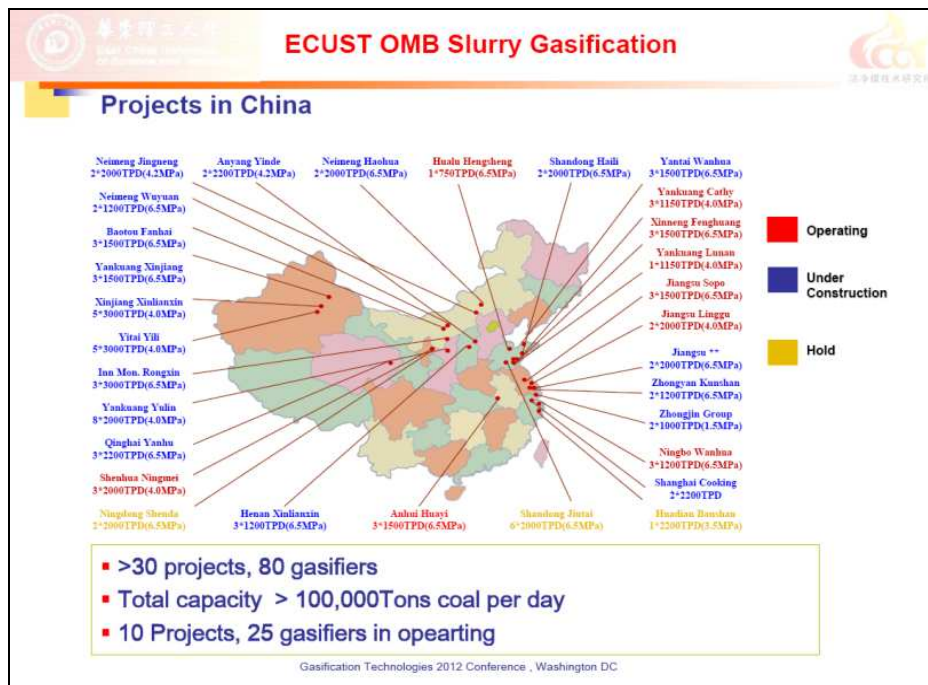
4. Darstellung der Anbieterseite von CO-Erzeugungsanlagen

Entgegen der in /16/ genannten These, dass Kohlevergasungsanlagen nicht mehr den modernen Standards der Chemieindustrie entsprechen, erlebt die Erzeugung von Synthesegas in den letzten Jahren eine vordem nicht geahnte Renaissance.

Vor allem in den aufstrebenden Industriestaaten und Schwellenländern in Asien, wie China, Indien, Süd Korea, Vietnam, aber auch den USA, Australien, werden wieder zunehmend modernste Synthesegasanlagen auf Basis fester Brennstoffe, insbesondere Kohle, Koks, Petroleumkoks, aber auch kohlenstoffhaltiger Abfälle und Biomassen, geplant, gebaut und in Betrieb genommen. Allein in der VR China wurden zwischen 2000 und 2012 insgesamt 50 Synthesegasanlagen auf Brennstoffbasis Kohle errichtet oder befinden sich im Bau bzw. der Planungsphase. Das erzeugte Gas wird fast ausschließlich für die Synthese von Chemikalien eingesetzt /21/.

Abbildung 20 zeigt die Dynamik in der Entwicklung von neuen Kohlevergasungstechnologien allein in der VR China. Hier sind Standorte von Kohlevergasungsprojekten dargestellt, die auf einer Technologie der East China University of Science and Technology (ECUST), die in Zusammenhang mit der Yankuang Coal Mine Group (VR China) entwickelt wurde, basieren.

Abbildung 20: Standorte von Flugstomvergasern mit der ECUST-Technologie in der VR China /29/



Auch ein aktuelles Beispiel des Synthesegas-Technologietransfers in den USA zeigt das gestiegene Interesse an der Synthesegaserzeugung aus Kohle und auch die Schnellebigkeit auf der Verfahrens-Anbieterseite.

So wurde das ursprünglich von DOW Chemicals entwickelte Verfahren danach von ConocoPhillips vermarktet. Ab 2011 wurde die Sparte der Synthesegastechnologie in die Firma Phillips66 ausgegliedert. Bereits 2013 wurde "E-Gas™ Technology"-Verfahren von der CB & I Technology Firmengruppe gekauft, die sich hiermit einen Einstieg in die Synthesegas-Wertschöpfungskette verspricht. Das Verfahren, bei der Kohle oder Petrolkoks in Synthesegas umgewandelt und u. a. auch zur Chemikalienproduktion eingesetzt werden, ist kommerziell erprobt /25/.

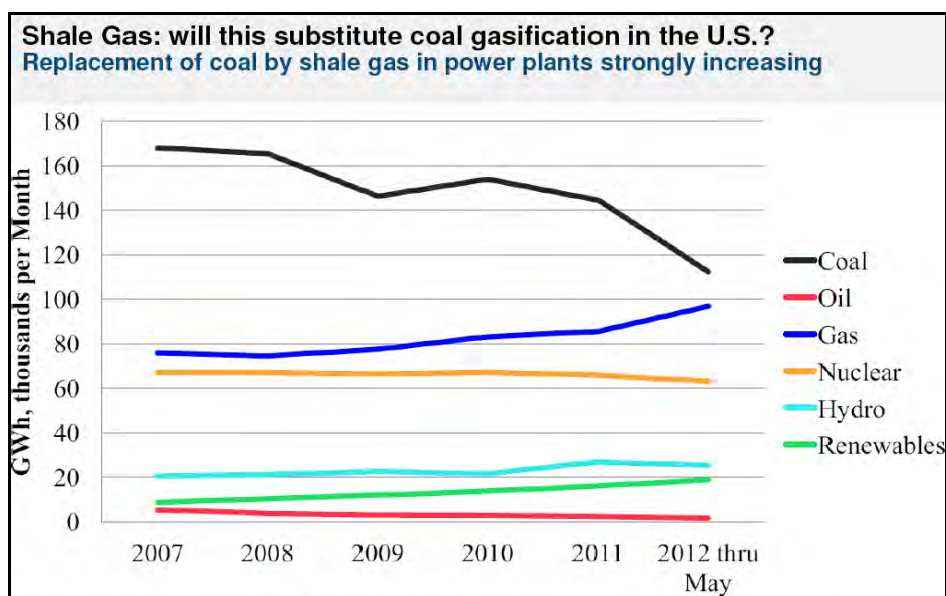
Eine weitere, sich noch in der Forschungsphase befindende Kohlevergasungstechnologie, ist die unterirdische Kohlevergasung (underground coal gasification - UCG). Hier geht es um einen Prozess, bei dem Kohle unterirdisch durch Vergasungsprozesse, analog der in oberirdischen technischen Anlagen, in Synthesegas umgewandelt wird. UCG soll da eingesetzt werden, wo Kohle-Ressourcen entweder nur unwirtschaftlich mit herkömmlichen untertägigen Abbaumethoden

gewonnen werden können oder aufgrund der geologischen und morphologischen Gegebenheiten nach heutigen Maßstäben unzugänglich für eine Gewinnung sind. Vorteile des Verfahrens sind niedrige Anlage- und Transportkosten, wenn sich derartige Kohlevorkommen in unmittelbarer (Untergrund)Nähe befinden.

Obwohl das Verfahren wegen der unmittelbar vor Ort im Ruhrgebiet vorhandenen beträchtlichen Kohlevorkommen und des fortgeschrittenen Entwicklungsstandes von Interesse sein könnte, soll an dieser Stelle nicht weiter darauf eingegangen werden, da Fragen zur ökologischen Verträglichkeit, wie Beherrschbarkeit von Emissionen oder Schutz des Grundwassers, aber auch Vermeidung von Unfallgefahren bei der Anwendung dieser Technologie in einer so dicht besiedelten Region, zu klären wären.

Ob sich in naher Zukunft die Technologie der Kohlevergasung gegenüber der Reformierung von Synthesegas aus Erdgas behaupten wird, ist zudem stark von der Entwicklung des Erdgaspreises, insbesondere durch die zunehmende Exploration von Schiefergas, abhängig. Nachstehende Abbildung 21 zeigt die zunehmende Substitution von Steinkohle durch Erdgas zur Stromerzeugung in den USA zwischen 2007 und 2012.

Abbildung 21: Energieträger zur Stromerzeugung in den USA /30/



Der Hauptgrund dieser Entwicklung liegt an der stark angestiegenen Förderung von Schiefergas in den USA und den damit einhergehenden gesunkenen Erdgaspreisen.

Offen bleibt die Frage, ob diese Tendenz sich in Europa und insbesondere in Deutschland fortsetzen wird.

Zur Verifizierung des möglichen Neubaus einer Synthesegasanlage sind insbesondere folgende Kriterien wichtig:

- Entwicklungsreife / Stand der Technik des Vergaserverfahrens, Verlässlichkeit des Verfahrens
- Referenzen kommerziell betriebener Anlagen weltweit und in Europa
- Verfügbarkeit von C-Quellen als Ausgangs-/ Brennstoff und Versorgungssicherheit
- gleichbleibende Qualität der verfügbaren Einsatzstoffe
- verlässliche Aussagen zu Effizienz, Energiebilanz, Kosten seitens der Anbieterseite
- Flexibilität in der Fahrweise, bedarfsgerechte Steuerung der Anlage
- Verfügbarkeit eines geeigneten Standortes, logistische Anbindung, Verfügbarkeit ausreichender Kapazitäten an Elektroenergie und anderer Prozessstoffe (Wasser, Industriedampf u.a.)
- Abnahmekapazitäten für überschüssigen Wasserstoff (hier können ggf. die bereits vorhandenen Abnehmer eingebunden werden)

Im Folgenden wird eine Marktübersicht wichtiger Anbieter von CO-Erzeugungsanlagen vorgestellt.

4.1. Anlagen auf Basis von Kohle und kohleverwandten Brennstoffen

Eine Übersicht der wichtigsten Technologien ist in /28/ dargestellt.

Im Weiteren soll und kann keine vollständige Übersicht aller weltweit angebotenen Vergaserverfahren gegeben werden. Vielmehr werden hier ohne Wertung die am häufigsten eingesetzten Verfahren und Anbieter vorgestellt.

4.1.1. British Gas Lurgi (BGL)

Der British Gas Lurgi Vergaser ist ein Fest(Fließ-)bettvergaser. Er wurde von British Gas entwickelt und erstmalig zwischen 1958 und 1965 an der Gas Council Midlands Research Station als 13-ft Vergaser betrieben. Seine Leistung betrug 100 t / Tag.

Abbildung 22: British Gas Lurgi (BGL) (/Quelle: /25)



- Brennstoffe:
- Steinkohle, Braunkohlenbriketts
 - Mischungen aus Ersatzbrennstoffen (hochkalorische kommunale Abfälle) sogenannte RDF (Refuse Derived Fuel)
 - Reifen
 - Holzabfälle

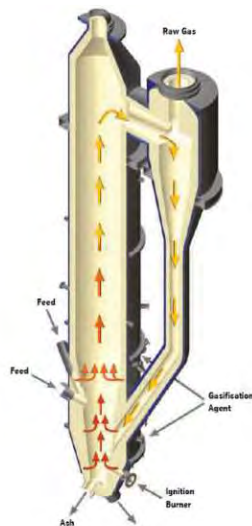
kommerzieller Betrieb: erste Anlage in Schwarze Pumpe (D) 2000-2005.

4.1.2. Hochtemperatur Winkler Vergaser (HTW)

Der Hochtemperatur-Winkler-Vergaser ist ein Wirbelschichtvergaser, bei dem trockenes Material zum Einsatz kommt. Zwischen 1986 und 1997 war eine Demonstrationsanlagen der RWE in Berrenrath bei Köln in Betrieb. Für die Herstellung von Synthesegas für die Methanolproduktion wurden insgesamt 3,6 Mio. t Braunkohle eingesetzt. Jedoch konnte die Anlage trotz der kostengünstigen Braunkohle und gut funktionierender Technik nicht wirtschaftlich betrieben wer-

den. Alle Rechte und sämtlicher Know-how wurden 2011 von der ThyssenKrupp Uhde GmbH gekauft.

Abbildung 23: Hochtemperatur Winkler Vergaser (Quelle: /31/)



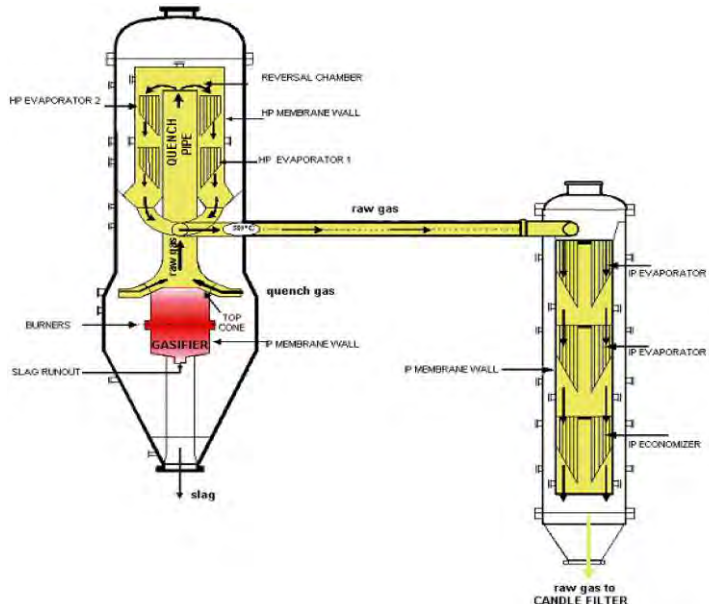
- Brennstoffe:
- Braunkohle, beladene Aktivkohle
 - Torf
 - Klärschlamm, Kunststoffabfälle
 - Lignocellulose, Holzschnitzel

- kommerzieller Betrieb:
- HTW-Anlage in der Fa. Kemira Oy, Oulu (Finnland)
 - FICFB-Reaktor (Fast Internally Circulating Fluidised Bed) in Güssing (Österreich)
 - Värmland Methanol AB, Hagfors (Schweden), weltweit erste Anlage zur Erzeugung von Methanol (MeOH) aus Biomasse; Inbetriebnahme geplant 2015

4.1.3. PREFLO™ Vergaser / Boiler (PSG)

Der PREFLO™ Vergaser ist ein Flugstromvergaser mit Dampferzeugung, der ausschließlich durch die ThyssenKrupp Uhde GmbH vermarktet wird.

Abbildung 24: PRENFLO™ Vergaser/Boiler (PSG) (Quelle: /31/)



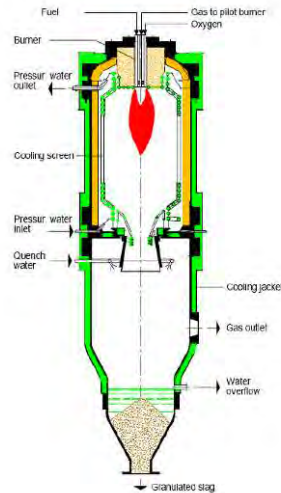
Brennstoffe: - Steinkohle, Braunkohle, Anthrazit
- Raffinerierückstände, Petrolkoks

kommerzieller Betrieb: - Demonstrationsanlage in Fürstenhausen (D)
- IGCC-Kraftwerk in Puertollano (Spanien)

4.1.4. Siemens GSP-Verfahren

Ursprünglich entwickelt wurde der Flugstromvergaser 1975 im Deutschen Brennstoffinstitut Freiberg / Sachsen (DDR/D) zur Gaserzeugung aus minderwertigen Kohlen und Abfall. Erstmaliger kommerzieller Einsatz 1984 im Gaskombinat Schwarze Pumpe (DDR/D). Die Technologie wurde 2006 von Siemens gekauft und weiter entwickelt. Jetzt wird sie unter dem Namen Siemens Fuel Gasification (**SFG**) vermarktet.

Abbildung 25: Siemens GSP-Verfahren (Quelle: /25/)



Brennstoffe: - bituminöse Abfälle, minderwertige Kohlen

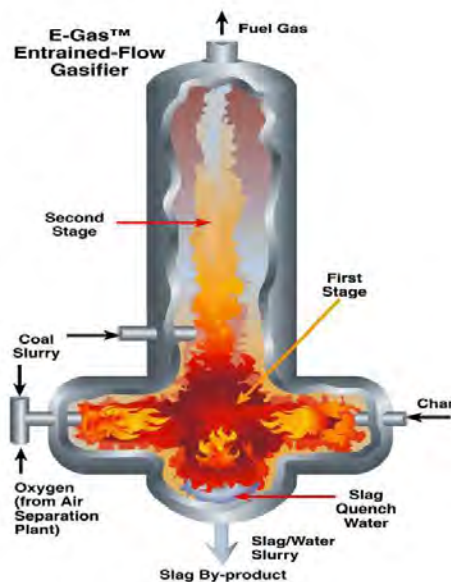
- kommerzieller Betrieb:
- eine Anlage der Shenhua Ningxia Coal Group (China) in Betrieb
 - mehrere Anlagen in China und Nordamerika im Bau und in der Planung

4.1.5. ConocoPhillips E-Gas-Vergaser

Die E-Gas™ Technologie wurde von DOW Chemicals entwickelt und in einer Demonstrationsanlage an der Louisiana Vergasung Technology Inc. (LGTI) von 1987 bis 1995 getestet. Anschließend wurde das Verfahrens- Know-how von ConocoPhillips (USA) weiter entwickelt, 2011 in die Fa. Phillips 66 ausgelagert und 2013 an die CB & I Technology Firmengruppe verkauft.

Bei dieser Technologie handelt es sich um einen 2-stufigen Flugstromvergaser, bei dem in der 1. Stufe 80 % eines Kohle-Schlammes bei gleichzeitigem Einblasen von Sauerstoff in die Brennkammer eingeschleust wird. In der 2. Stufe werden die restlichen 20 % des Schlammes nachvergast, bei gleichzeitiger Wärmerückgewinnung. Der Prozess läuft unter sehr hohen Temperaturen (1. Stufe bei 1.400 °C, 2. Stufe bei 1040 °C) ab. Daher benötigt der Vergaser eine entsprechend feuerfeste Auskleidung. Die Schlacke wird kontinuierlich abgezogen.

Abbildung 26: ConocoPhillips E-Gas-Vergaser (Quelle /25/)



Brennstoffe: - verschiedene Kohlearten, Petrolkoks, Bitumen, Bitumengemische

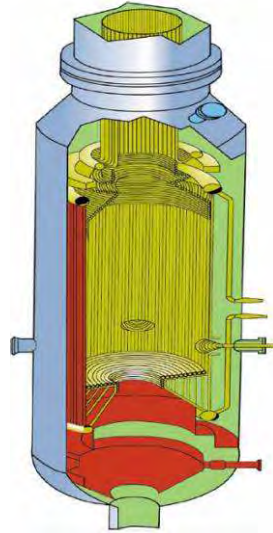
kommerzieller Betrieb: - eine 590 MWth Syngasanlage in Wabash (China) in Betrieb

- sechs Anlagen in Planung

4.1.6. Shell Flugstrom Vergaser

Der 1956 entwickelte Shell Vergaser wurde erstmalig 1974 in einer Demonstrationsanlage eingesetzt. Im Verfahren wird der Brennstoff zunächst zerkleinert, getrocknet und danach in den Vergaser als trockener Brennstoff eingespeist. Eine mit Wasser gefüllte Zwischenwand des Vergasers trägt zur Hitzebeständigkeit bei. Die ThyssenKrupp Uhde GmbH arbeitet mit Lizenzen des Shell-Vergasers.

Abbildung 27: Shell Vergaser (Quelle 25/)

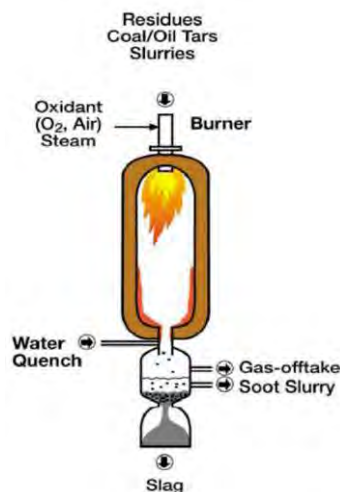


Brennstoffe: - breite Palette geringwertiger Kohlen, Petrolkoks
- Schweröle, Bitumen, Ölsande,

4.1.7. Multi Purpose (MPG) Vergaser

Die von Lurgi entwickelte MPG-Technologie basiert auf der nicht-katalytischen partiellen Oxidation von Feststoffen sowie gasförmigen oder flüssigen Ausgangsmaterialien und ist geeignet für die Herstellung großer Synthesegasmengen. Die feuerfeste Auskleidung des Vergasers bietet eine gute Grundlage für die Flexibilität in Bezug auf den Einsatz von Brennmaterialien. Insbesondere die Sasol Ltd. (Südafrika) war in den 1950´er Jahren an einem Joint Venture mit der Lurgi AG in Folge der internationalen Sanktionen interessiert und entwickelte das Verfahren unter der Lurgi Technology Company (Pty) Ltd. weiter.

Abbildung 28: Multi Purpose (MPG) Vergaser (Quelle /25/)



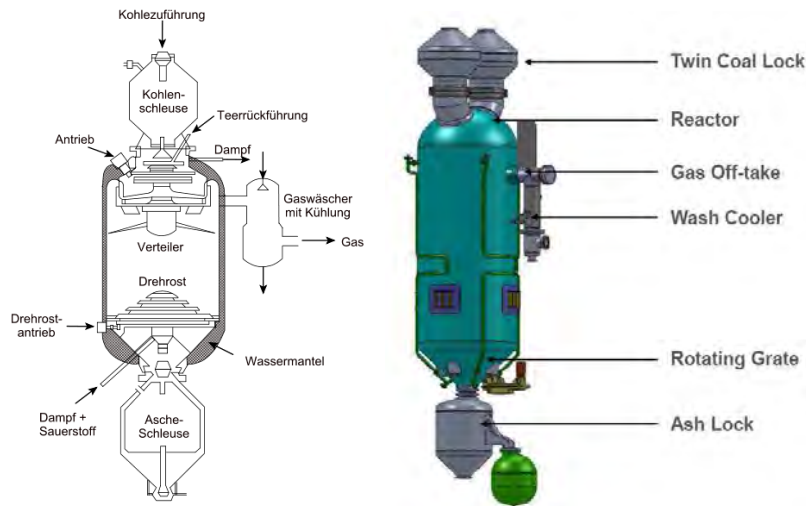
- feste Brennstoffe:
- Kohleschlämme, Petrolkoks, Asphalt
 - Ölsande, Vakuumrückstände, Visbreaker Rückstände
 - hochkalorige Abfälle

kommerzieller Betrieb: - über 75 Einheiten weltweit (mit Anlagen Sasol-Lurgi Technology Company (Pty) Ltd.

4.1.8. Lurgi FBDB™ Mk Plus™ Vergaser

Der Lurgi FBDB™ Mk Plus™ Festbett-Vergaser ist 2011 hervorgegangen aus dem Lurgi FBDB™ Vergaser und eine Weiterentwicklung des Lurgi FBDB™ Mk IV™ Vergasers, die zwischen der 1950´er Jahren bis 2010 gebaut wurden. Charakteristisch ist die Ausschleusung der trockenen Asche über einen Schleusen-trichter, um den Druck im Reaktionssystem zu halten. Weltweit werden über 100 Vergasungsanlagen mit diesem Verfahren betrieben, und es wurden umfangreiche Erfahrungen bei der Gaserzeugung mit minderwertigen Kohlen gesammelt. Der Vergaser kann in modularer Bauweise betrieben werden und besitzt einen hohen Wirkungsgrad bei geringem Sauerstoffverbrauch.

Abbildung 29: Lurgi FBDB™Vergaser und Lurgi FBDB™ Mk Plus™Vergaser (Quelle: /32, 33/)



Brennstoffe: alle Kohlenqualitäten, gut geeignet für minderwertige Kohlen mit hohem Aschegehalt

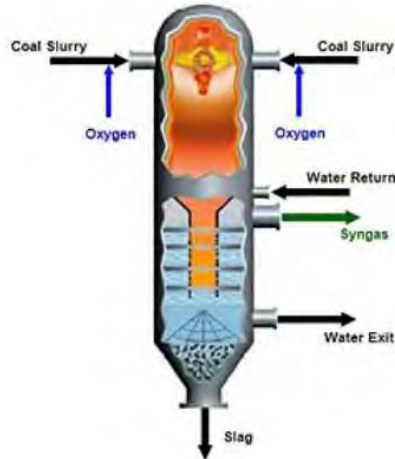
kommerzieller Betrieb: weltweit werden über 100 Anlagen, kommerziell erhältlich in zwei Größen, Mk 4 und Mk Plus™ Vergaser, beschrieben.

4.1.9. ECUST OMB Vergaser

Entwickelt zu Beginn der 1990er Jahre durch das Institut für Clean Coal Technologie (ICCT) an der East China University of Science and Technology (ECUST).

Der ECUST Vergaser kann sowohl mit Kohle-Schlamm als auch mit trockenen Brennstoffen beaufschlagt werden. Der Flugstromvergaser besitzt im Vergleich zu anderen Vergasertechnologien einen Multi-Brenner (OMB). Er arbeitet bei sehr hohen Temperaturen von 1.300 bis 1.400 °C und Drücken von 1 bis 3 MPa.

Abbildung 30: ECUST OMB Vergaser (Quelle: /34/)



Brennstoff: - Kohle

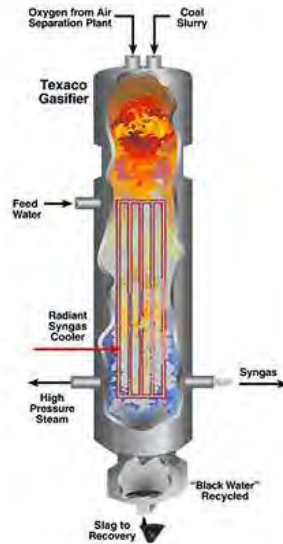
- kommerzieller Betrieb: - 2004 Inbetriebnahme des ersten kommerziellen OMB Vergasers für Kohleschlamm mit 750 t/d für die Herstellung von Ammoniak (Hualu Hengsheng Chemical Co., VR China)
- 2005 ein OMB-Vergaser in Lunan mit 1.150 t/d
 - 11 Anlagen mit insgesamt 28 ECUST Vergasereinheiten sind in Betrieb (alle in der VR China)
 - neun Anlagen mit 29 Vergasereinheiten sind im Bau oder in der Planung (8 in der VR China, 1 in den USA)

4.1.10. GE Energy Vergaser

Ursprünglich von Texaco bzw. Chevron-Texaco entwickelt, hat 2004 GE Energy die Vergaser-Technologie erworben. Auf ihr ruhen 45 Jahre Erfahrung, insbesondere durch die lange Tradition der Synthesegaserzeugung aus Erdgas und -öl.

Es handelt sich um einen Flugstromvergaser, der mit Kohle-Schlamm beaufschlagt wird. Die hohen Temperaturen von 1.200 - 1.500 °C bedingen eine feuerfeste Auskleidung. Das System arbeitet mit einem Druck von > 2 MPa.

Abbildung 31: Energy Vergaser (Quelle: /34/)



Brennstoffe: Steinkohle, Petrolkoks, Mischungen von Petrolkoks / minderwertige Kohlen

kommerzielle Anwendung: Derzeit sind sechs Anlagen in Planung.

4.1.11. CHOREN Coal Gasification (CCG)

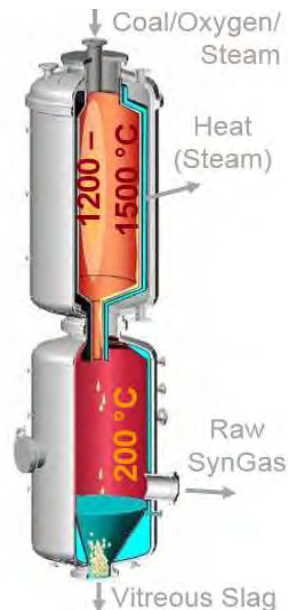
Die CCG-Technologie basiert auf einem langjährig erprobten Verfahren der Kohlevergasung zur Erzeugung eines hochreinen, energiereichen Synthesegases.

Durch die pneumatische, gut regelbare und nahezu verschleißfreie Einspeisung der Brennstaub-Wasser-Suspension unter Druck in die Brennkammer wird ein hoher Wirkungsgrad bei niedrigem O₂-Verbrauch erreicht.

Im Flugstromvergaser findet unter Zuführung von Sauerstoff und Wasserdampf eine Teiloxidation bei erhöhtem Druck statt. Der Kohlenstoff verbindet sich mit dem Sauerstoff zu Kohlenmonoxid. Der mittlere Temperaturbereich beträgt 1.200 - 1.600 °C. Durch die in der unmittelbaren Oxidationszone herrschenden Temperaturen von > 2.000 °C (oberhalb Schmelzpunkte s der Brennstoffasche) wird ein fast vollständiger Umsatz garantiert.

Wärmetechnisch tritt das Rohgas mit der geschmolzenen Schlacke gemeinsam aus den Reaktionsraum, so dass der Schlackeabfluss reibungsloser abläuft.

Abbildung 32: CHOREN Coal Gasification (Quelle: /35/)



- Brennstoffe: - nahezu alle Kohlearten, von Braunkohle bis Anthrazitkohle, aschereiche Kohlen, Salzkohle
- Petrolkoks
 - pyrolytisch zersetzte Biomasse (torrefied biomass)
 - Schweröl, Bitumen, organische Lösemittel
 - Erdgas

kommerzieller Einsatz: Ein Projekt CCG- in Verbindung mit Carbo-V Technology zur Herstellung von Biokraftstoffen in Deutschland ist gescheitert.

Im Januar 2013 wurden 2x400 MW CCG- Kohlevergasungsanlagen (Choren) zur Versorgung einer Anlage zur Herstellung von 500.000 t Ammoniak in China in Betrieb genommen.

4.2. Anlagen auf Basis von Biomassen und anderer alternativer Brennstoffe

Im letzten Jahrzehnt haben sich, insbesondere mit Blick auf den Klimawandel, den Anstieg des CO₂-Gehaltes in der Atmosphäre aber auch auf die stark angestiegenen Erdöl- und Erdgaspreise auf dem Weltmarkt, Forschungsaktivitäten weltweit mit dem Thema der Synthesegasherstellung aus Biomaterialien und C-

haltigen Ersatzbrennstoffen auseinandergesetzt. So standen Materialien, wie Restholz, Stroh, Rückstände aus der Papierverarbeitung, verwertete Kunststoffe und andere industrielle Abfälle, die weniger gut oder überhaupt nicht durch Vergärung energetisch aufbereitet werden können, im Focus.

Diese Projekte werden in der Regel, da sie sich im Entwicklungsstadium befinden, derzeit durch staatliche oder private Geldgeber finanziell gestützt. Es bleibt abzuwarten, inwieweit sich diese Verfahren in absehbarer Zeit ökonomisch selbst tragen können.

Dennoch kann es interessant sein, sich mit dieser Technologie auseinanderzusetzen. So können ggf. innerhalb der BMS-Anlagen oder in benachbarten Unternehmen anfallende hochenergetische C-haltige Abfälle zu einem hochreinen Synthesegas umgewandelt werden. Derzeit werden diese lediglich mit entsprechenden ökonomischen Aufwendungen entweder zur Verstromung oder Wärmeerzeugung verbrannt oder deponiert.

Bei der Frage nach der Verwertung des erzeugten Synthesegases standen in der Mehrzahl der Projekte die Verstromung bzw. die Gewinnung von flüssigen Kraftstoffen (Biofuel oder Biomass to Liquid-BtL) über den Weg H_2 zu CH_4 im Vordergrund. Weniger stand die Bereitstellung von CO für die chemische Synthese im Zentrum.

Zwischenzeitlich gab es z. T. erhebliche Fortschritte in der Anlagentechnik, der Fahrweise der Vergaseranlagen aber auch in der Aufbereitung/ Reinigung des entstandenen Synthesegases. So sind bereits einige Anlagen direkt auf die Erzeugung von CO bzw. H_2 für die stoffliche Synthese konzipiert und befinden sich im kommerziellen Betrieb, sind im Bau bzw. befinden sich im Großversuchsstadium. Auch gibt es deutliche Fortschritte in der Anlagengröße, so dass hier einige Verfahren kurz vorgestellt werden sollen.

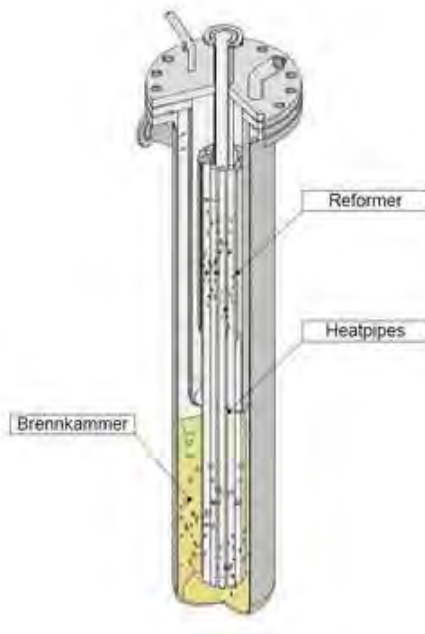
4.2.1. Heatpipereformer

Hierbei handelt es sich um einen Wirbelschichtvergaser. Das Ausgangsmaterial wird über ein Schleusensystem in das Reaktionssystem eingetragen. Danach wird das Brennmaterial, vermischt in einem Sandbett, mit einem eingeblasenen Gasstrom, z.B. Wasserdampf, in Schwebelage gehalten und in Turbulenz versetzt.

Durch diesen fluiden Zustand und Reaktionstemperaturen um 800 °C ist eine energetisch sehr gute Umsetzung der Ausgangsmaterialien zu CO und H₂ gegeben.

Die innovative Leistung des Verfahrens besteht darin, mit der Heatpipe die in Folge der endothermen Reaktion erforderlichen Wärmemengen bei einem geringen Temperaturgefälle und hoher Effizienz in das Reaktionssystem zu übertragen. Somit handelt es sich um ein einfaches, kompaktes und kostengünstiges Verfahren, das derzeit nur zur Gewinnung von Elektroenergie und Wärme eingesetzt wird.

Abbildung 33: Heatpipereformer (Quelle: /36/)



Brennstoffe: derzeit Pellets, Briketts, Hackschnitzel aus Restholz, landwirtschaftliche Abfälle sind in der Erprobung

kommerzieller Anwendung: CHP Agnion Biomasse Heizkraftwerk Pfaffenhofen (Pilotanlage mit 80000 Holzeinsatz t/a); CHP Heat pipe Reformer Neufahrn bei Freising

4.2.2. Westinghouse Plasma Vergaser WPC

Die Entwicklung begann vor etwa 30 Jahren bei der Westinghouse Plasma Gesellschaft (WPC) /31/. Der Westinghouse Plasma Corp Vergaser ist ein Plasmavergaser, bei dem unter Sauerstoffmangel die Eingangsstoffe bei sehr hohen Temperaturen von über 3.000 °C vergast werden. Dadurch werden Teere vollständig zerstört. Zudem erfährt das Synthesegas durch die hohen Temperaturen einen Reinigungsprozess. Es werden alle Kohlenwasserstoffe und unerwünschten Komponenten mineralisiert sowie anorganische Stoffe geschmolzen und verglast. Der Vergaser soll über eine Umwandlungsrate von 99% der organischen Stoffe in Synthesegas verfügen.

Abbildung 34: Westinghouse Plasma Vergaser (Quelle: /37//)



- Brennstoffe:
- Kohle, Feinkohle, Abraum, Braunkohle
 - Siedlungsabfälle
 - Industrieabfälle
 - Biomassen
 - Reifen

- kommerzielle Anwendungen:
- WPC-Vergaser für 200 t/d Siedlungsabfälle in *Utashinaï, Japan, Inbetriebnahme 2003*
 - WPC-Vergaser für 24 t Siedlungsabfälle und 4 t Klärschlamm /d in *Mihama und Mikdata, Japan, Inbetriebnahme 2002*
 - WPC-Vergaser für 150 t Biomassen/d in Wuhan, Hubei, China, Inbetriebnahme 2012 zur Gewinnung von Biokraftstoffen

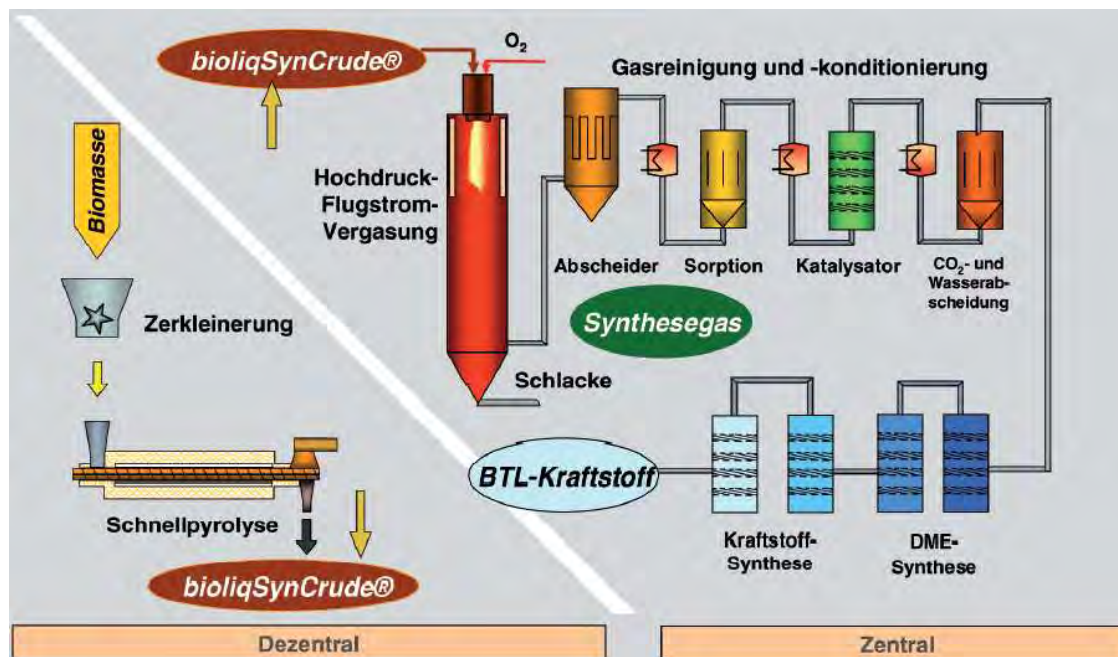
4.2.3. bioliq®-Verfahren

Das bioliq-Verfahren ist eine Kopplung von Pyrolyse und nachgeschaltetem Hochdruck-Flugstromvergaser. Zunächst wird Biomasse zerkleinert und mit 500 °C heißem Sand vermischt. Da dieses unter Sauerstoffausschluss geschieht, pyrolysiert diese Masse zu einem Bioschlamm (Bioslurry), der im Verfahren "bioliqSynCrude" genannt wird.

Dieses hochenergetische kohlenstoffhaltige Material wird in den Vergaser eingesprüht und bei über 1.200 °C zu Synthesegas in zwei möglichen Druckstufen von 40 bzw. 80 bar umgesetzt. Die Reinigung des Gases von Staub- und Salzpartikel, Schwefel-, Chlor- und Stickstoffverbindungen erfolgt in einer dem Stand der Technik entsprechenden Gasreinigungsanlage.

Das Verfahren zeichnet sich dadurch aus, dass in einem dezentralen Netz von 40 bis 50 Pyrolyseanlagen die Biomassen zur Bioslurry verarbeitet werden. Dabei hat jede Pyrolyseanlage für sich ein eigenes Einzugsgebiet (etwa 25-Kilometer-Radius). Diese Slurry hat eine Energiedichte von 20 bis 25 Megajoule/kg, was etwa der der Braunkohle entspricht. Damit besitzt dieser Stoff eine 15 mal so hohe Energiedichte wie Stroh, was zu wesentlich geringeren Transportproblemen führt /32/.

Abbildung 35: bioliq®-Verfahren (Quelle: /27/)



Brennstoffe: - verschiedenste pyrolysierbare Biomassen

kommerzielle Anwendung: - das Verfahren befindet sich in Kooperation mit Air Liquid im Probebetrieb.

4.3. Anlagen auf Basis des Steam-Reforming-Prozesses

Erdgasreformer stellen neben der Gruppe der Kohlevergasungsanlagen weltweit die zweit wichtigste Gruppe der Synthesegaserzeuger dar. Technologisch stellen sie derzeit die fortschrittlichste Synthesegastechnik dar, da sie weniger Randbedingungen bei der eigentlichen Steuerung des Synthesegasprozesses gegenüber der Feststoff-Vergasung unterworfen sind. Zudem ist Erdgas in der Regel besser ökonomisch verfügbar als feste C-Quellen. Daran wird sich auch in absehbarer Zeit vermutlich weltweit nichts ändern.

Hinsichtlich der Flexibilität in der Fahrweise haben Steam-Reformer gegenüber den Feststoffvergaser-Anlagen den Vorteil einer besseren verfahrenstechnischen Steuerung. Demgegenüber wirken sich Störungen in der Belieferung des Brennstoffs erheblich schneller auf diese Anlagen aus, da eine Bevorratung, wie bei festen Brennstoffen üblich, nur in sehr eingeschränktem Maße möglich ist.

Auf Grund der verfahrensabhängigen sehr hohen Drücke (bis zu 80 bar) und sehr hoher Temperaturen (bis 1.600 °C) müssen diese Anlagen einen hohen technischen Standard aufweisen.

Wie bereits in Kapitel 2.3.2 dargestellt, ist die Variationsbreite der Reformerverfahren nicht so groß wie bei der Feststoffvergasung. So werden lediglich Dampfreformierung, Partielle Oxidation (POX) und die Kopplung von beidem, die Autotherme Reformierung bzw. Tandem-Reformierung, unterschieden.

Verfahrenstechnisch unterscheiden sich die Anlagen mehr in ihren Fahrweisen, wie:

- Einspeisung von CO₂ zur Erhöhung des CO-Anteils im Synthesegas
- Rückführung von überschüssigem H₂ in den thermischen Prozess
- Verfahren zur Trennung von CO und H₂ im gereinigten Synthesegas (Cold Box, Druckwechsel-Adsorber-DWA)
- Einsatz besonders effizienter Katalysatoren
- Gasreinigungstechnologien zur Vermeidung der Katalysatorvergiftung
- technisch notwendige Materialausrüstungen, um auf Grund der schwierigen Reaktionsbedingungen (Drücke, Temperaturen) eine hohe Anlagensicherheit und Synthesegasqualität zu garantieren.

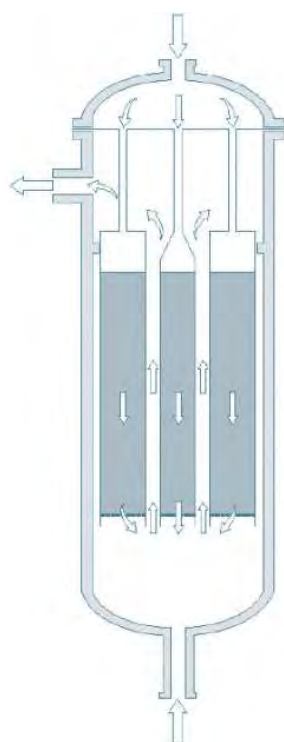
Nachfolgend werde einige Reformer-Konfigurationen vorgestellt. Diese Aufzählung kann jedoch mit Blick auf die weltweit agierenden Firmen, die in der Lage sind Reformer zu bauen, nicht vollständig sein.

4.3.1. Topsoe Exchange Reformer (HTER)

Der Haldor Topsoe Gegenstrom Reformer (HTER) wurde zur Verbesserung der Energieeffizienz entwickelt. Mit ihm kann die Kapazität bis zu 20-30% erhöht und gleichzeitig die Dampfproduktion reduziert werden. Er ist für Modernisierungen und Neuanlagen geeignet.

Das heiße reformierte Gas wird als Heizmedium benutzt, indem es in Folge des hohen Drucks vor Verlassen des Systems durch Konvektion die Wärme auf die noch zu reformierenden Gase übertragen kann. Der neuartig konzipierte Reaktor nutzt ein Bajonett- oder ein Zwei-Bett-System mit entsprechenden Katalysatoren auf der Innen- und Außenseite der Rohre, so dass eine optimale Wärmeübertragung gewährleistet ist.

Abbildung 36: Topsoe Exchange Reformer (Quelle: 38)

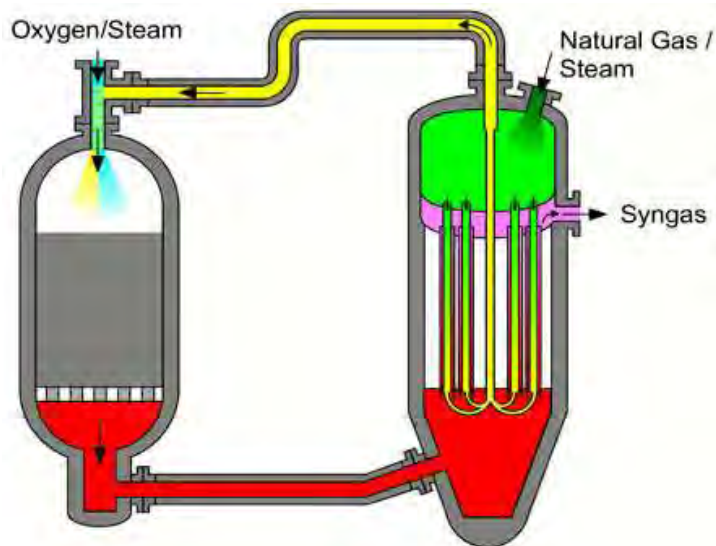


4.3.2. Linde Tandem-Reformer

Durch die Kombination von Dampfreformierung und partieller Oxidation im Tandem-Reformer ist eine optimale Prozesswärmeausnutzung gegeben.

So wird zunächst das Kohlenwasserstoff-Dampfgemisch in Rohrreaktoren zu Synthesegas reformiert und danach mit Sauerstoff in einem zweiten Reaktor partiell oxidiert. Das dabei austretende heiße Synthesegas gibt seine Wärme im Rohrreaktor an neu zu reformierende Kohlenwasserstoffe zur Beschleunigung der Dampfreformierung ab.

Abbildung 37: Linde Tandem-Reformer (Quelle: /39/)

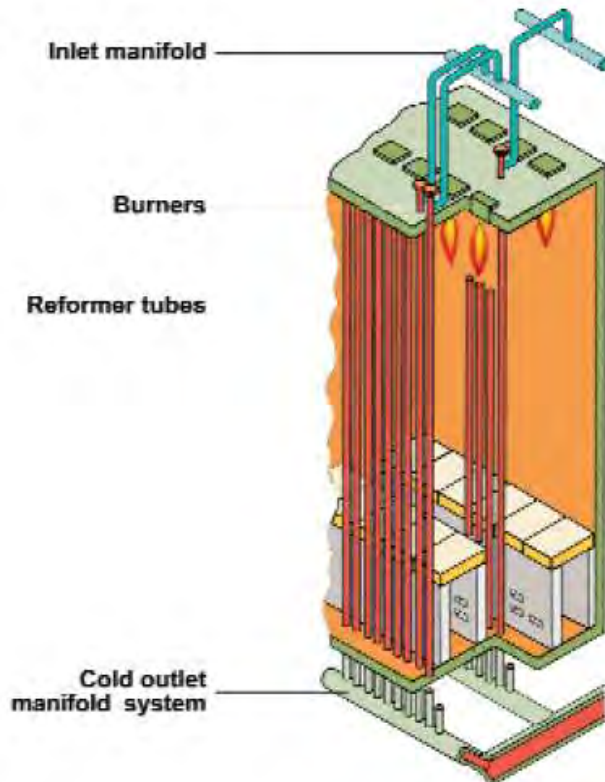


4.3.3. Uhde Dampfreformer

Der Reformer verfügt über eine große Zahl parallel verlaufender Rohre die mittels Ansaugkrümmer miteinander verbunden sind. Jede Rohrreihe ist mit einem separaten Austrittssammler, die in eine gemeinsamen Transferleitung einbinden, verbunden. An der Ofendecke sind kleine NO_x-Brenner zwischen der inneren und äußeren Rohrreihe angeordnet. Auf dem Reformerboden befindet sich der Rauchgaskanal zur Ableitung der Verbrennungsgase.

Die Durchtrittsstellen der Reformerrohre am Reformerboden werden mittels Faltenbälge abgedichtet, so dass das Eindringen von Luft in die erwärmte Zone des Ofens verhindert wird. Im Vergleich mit einem Heißgasauslass-System, wo die horizontale Ausdehnung deutlich geringer ist, ermöglicht dieses Design die Konstruktion sehr großer Reformer. Neben dieser Lizenz besitzt Uhde die für weitere Reformer.

Abbildung 38: Uhde Dampfreformer (Quelle: /31/)



4.4. Marktübersicht

Geschätzt sind weltweit derzeit einige hundert größere Synthesegasanlagen im Einsatz. Inwieweit diese Anlagen im Hauptbetrieb zur Kohlenmonoxid- oder Wasserstoffproduktion oder beidem ausgelegt sind, ist nicht darstellbar. Viele Anlagen sind direkt an nachgeschaltete Großsyntheseanlagen zur Erzeugung von Ammoniak, Methan, Methanol, Kraftstoffen u. a. gekoppelt. Zudem erzeugen einige lediglich elektrischen Strom.

Die wichtigsten großtechnisch eingesetzten Grundtechnologien bei der Synthesegaserzeugung sind die der Feststoffvergasung auf Basis von Kohle, kohle- verwandten Produkten der Mineralölindustrie (wie verschiedenste Kokssorten, Petrolkoks, Kohlenstoffelektroden, Aktivkohle) und das Reformieren von Erdgas.

Daneben gibt es, der Klimaerwärmung und Verknappung der Mineralöle geschuldet, die zunehmende Tendenz der Vergasung alternativer Feststoffe, wie Biomassen und nicht direkt verwertbarer C-haltiger Abfälle. Diese hierfür existierenden Anlagen befinden sich, bis auf einige wenige Ausnahmen, im Forschungs-, Pilot oder Großversuchsstadium. Zudem steht wegen der komplexen

Zusammensetzung des erzeugten Synthesegases und der damit verbundenen technologisch aufwendigen Aufbereitung des Gases die energetische Verwendung mehr im Fokus als die stoffliche.

Die nachfolgende Aufstellung erhebt keinen Anspruch auf Vollständigkeit und soll nur einen Überblick über einige der in den letzten Jahren in Betrieb genommenen Synthesegasanlagen geben. Dabei wird auf eine Gasleistung abgehoben, die in dem für den BMS-Standort Uerdingen vermutlich relevanten Bedarfsbereich liegt.

Tabelle 10: Referenzstandorte

Synthesegasanlagen auf Basis von Kohle und Kohle verwandten Produkten

Hersteller/ Lizenzgeber	Technologie	Standort	Leistung MW _{th}	Leistung Syngas Nm ³ /h	Jahr	Bemerkungen	Brennstoff
Air Liquide/ Lurgi	Lurgi FBDB™	Sokolovska Uhelna, A.S. (CSR)	636	196.000	1996	Verstromung 350 MW _{el} (weltweit über 100 Anlagen dieses Typs)	Braun- kohle
CB&I/ Cono- coPhillips	E-Gas™	Wabash River Gasification	590	180.000	1995	Verstromung 262 MW _{el}	Petrol- koks
Choren In- dustries GmbH	CCG	Provinz Guiz- hou/China	2 x 400	140.000	2013		Kohle
ECUST	ECUST OMB	Ningbo Wanhua Co.Ltd. (China)	492	150.000	2010	30 Anlagen allein in China (Stand 2012)	Kohle
Envirotherm	BGL	China unbe- kannt	k. A.	80.000	k. A.		Braun- kohle
GE Energy	GE Techno- logy	Coffeyville Syn- gas Plant (USA)	293	90.000	2000	Ammoniakherstel- lung; über 65 Einheiten weltweit	Petrol- koks
Sasol Lurgi	Lurgi FBDB™	Puyang Ammo- nia Plant (China)	312	95.000		Herstellung von Chemikalien	Stein- kohle
Siemens	GSP	Raffinerie Pernis (NL)		Ca. 12 t H ₂ /h	1989	Verstromung 117 MW _{el} (über 100 Einhei- ten weltweit)	1.650 t /d Schwe- röle
SNEC / Shell	SFG	Sinopec, Anqing (China)	509	142.000	2006	Herstellung von Chemikalien	Kohle
ThyssenKrupp Uhde	PRENFLO®	ELCOGAS S.A. Puertollano, Spanien		181.000	1998	Über 100 Anlagen weltweit	Kohle
Keine Angabe (k.A.)	(k.A.)	BMS Uerdingen	(k.A.)	(k.A.)	(k.A.)	(k.A.)	Kohle

Fortsetzung Tabelle 10: Referenzstandorte

Synthesegasanlagen auf Basis von Biomassen und Abfallstoffen

Hersteller/ Lizenzgeber	Technologie	Standort	Leistung MW _{th}	Leistung Syngas Nm ³ /h	Jahr	Bemerkungen	Brennstoff
Envirotherm	ZWS	Schwarze Pumpe (D)	k. A.	50.000	k. A. nicht i. B.		Biomasse, Steinkohle, Reststoffe
Foster Wheeler	Foster Wheeler CFB	Varkaus ACFBG Plant (F)	32	9.750	2001	Gasöl	Biomasse, Abfall
FICFB Güssing	Hogbauer- FICFB- Reaktor	FICFB Güssing (A)	4,5	2.200	2002	Verstromung 2 MW _{el} (Anlagen von 40 MW _{th} / 10 MW _{el} in Pla- nung)	Ligno- zellulose; Holzschnitzel
ThyssenKrupp Uhde	PRENFLO [®]	Biomass to Liquids Plant (F)	25	7.500	2013	Biokraftstoff	Biomasse
ThyssenKrupp Uhde	HTW	Fa. Värmland Methanol AB (S)	111	k. A.	2015	300 t MeOH/d	Restholz
Westinghouse Plasma Corp./ Air Products	WPC Gasi- fier Mode G65	Tees Valley Renewable Energy Facility (UK)	k. A.	65.000	2014	1.000 t Sied- lungs-abfälle / d Verstromung	Biomasse, Siedlungsab- fall

Reformeranlagen

Hersteller/ Lizenzgeber	Technologie	Standort	Leistung MW _{th}	Leistung Syngas Nm ³ /h	Jahr	Bemerkungen	Brennstoff
Air Liquide/ Lurgi	Steam- reformer	Chempark Dormagen (D)	k. A.	62.000	Im Bau	Chemikalien	Erdgas
Air Products & Chemicals, Inc.	Steam- reformer	LaPorte Indus- trial Gas Com- plex (US)	252	77.000	1996	Chemikalien	Erdgas
Haldor Topsoe	HTC- Reformer	k. A.	k. A.	30.000	k. A.	k. A.	Petrolkoks
CB&I/ Cono- coPhillips	E-Gas [™]	Wabash River Gasification	590	180.000	1995	Verstromung 262 MW _{el}	Petrolkoks
ECUST	ECUST OMB	Ningbo Wan- hua Co.Ltd. (China)	492	150.000	2010	30 Anlagen allein in China (Stand 2012)	Kohle
Linde	Steam- reformer	Chempark Dormagen (D)	k. A.	7.500 CO 18.500 H ₂		Herstellung von Chemika- lien	Erdgas
Praxair/ Mes- ser Griesheim	Steam- reformer	Chempark Dormagen (D)	k. A.	7.000	2001	Chemikalien	Erdgas
Shell Global Solution/ Th.Kr. Uhde	Steam- reformer	Dongting Fer- tilizer Yueyang (China)	220	142.000	2002	k. A.	Erdöl

Fortsetzung Tabelle 10: Referenzstandorte

Hersteller/ Lizenzgeber	Technologie	Standort	Leistung MW _{th}	Leistung Syngas Nm ³ /h	Jahr	Bemerkungen	Brennstoff
Texaco/Praxair Syngas	Steam-reformer	Texas City Industrial Gas Utility Island	278	80.000	1996	Chemikalien	Erdgas
ThyssenKrupp Uhde	Steam-reformer	Neste Oil Oyj Porvoo (F)		178.000	2010 (Erweiterung)	k. A.	Erdgas
Toyo Engineering Corporation	Steam-reformer	südkoreanische Raffinerie	k. A.	70.000 H ₂	1996	k. A.	Erdgas

k. A. = keine Angaben

5. Analyse der CO-Auslastung am Standort Krefeld-Uerdingen

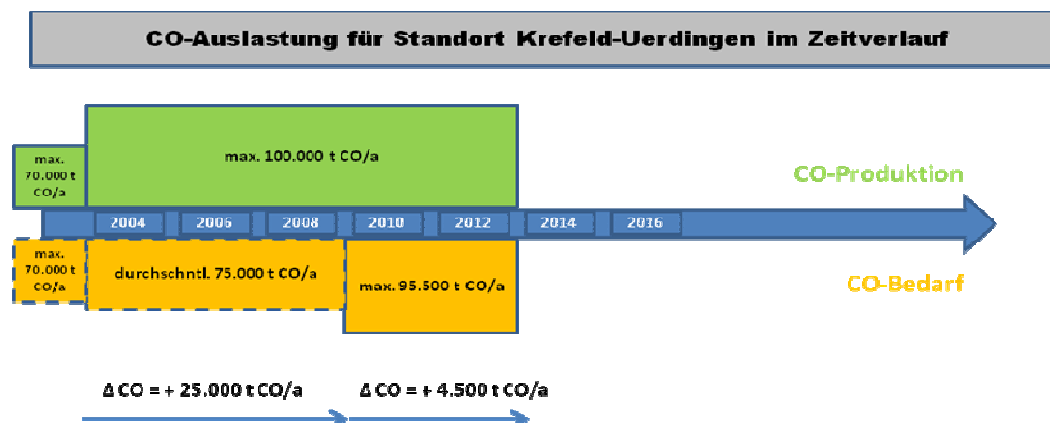
Eine ausführliche Bearbeitung und detaillierte Analyse dieser Fragestellung wäre nur bei Vorlage umfangreicher Unterlagen von BMS zu aktuellen Betriebskapazitäten und zum Stand der aktuellen Instandhaltungs-/ Modernisierungs- und Instandsetzungsmaßnahmen der CO-Koks-Erzeugungsanlage sowie der nachgeschalteten CO-Abnehmeranlagen – Polycarbonatbetrieb und MDA/MDI-Betrieb – in Uerdingen möglich. Aufgrund der Tatsache, dass den Gutachtern keine diesbezüglichen Informationen weder zu der CO-Koks-Erzeugungsanlage noch zu den CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen vorliegen, kann nur das aus den Genehmigungsunterlagen und seitens der Bez. Reg. Düsseldorf übermittelten Unterlagen entnommene Verhältnis

- der genehmigten max. möglichen CO-Produktionsmenge der CO-Koks-Erzeugungsanlage
- dem CO-Bedarf bei max. Auslastung der CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen

gegenübergestellt werden (vgl. Kapitel 2.7.3).

In nachstehender Abbildung ist die CO-Auslastung - Jahresmengen an CO - für den Standort Krefeld-Uerdingen im den Gutachtern bekannten zeitlichen Verlauf dargestellt.

Abbildung 39: Darstellung der CO-Auslastung für den Standort Krefeld-Uerdingen im Zeitverlauf



Bis zur Erhöhung der CO-Kapazität der CO-Koks-Erzeugungsanlage im Jahre 2003 auf 100.000 Jahrestonnen CO konnten in Uerdingen 70.000 Jahrestonnen CO produziert werden (vgl. Kapitel 2.5).

Die durchschnittliche CO-Abnahmemenge im Jahr 2007 wurde in /20/ auf 75.000 t CO/a beziffert. Im Jahr 2009 erfolgte eine Kapazitätserweiterung des DMU-Betriebes der MDA/MDI-Anlage um 56.000 Jahrestonnen MDI von 164.000 auf 220.000 Jahrestonnen, die zwangsläufig zu einer Erhöhung des CO-Bedarfes führen musste.

Die z.Z. maximal genehmigten und uns übermittelten CO-Eingangsmengen für die CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen betragen in der Summe 95.500 Jahrestonnen CO und liegen somit um 4.500 Jahrestonnen unter der aktuell max. möglichen CO-Produktionsmenge der CO-Koks-Erzeugungsanlage von 100.000 Jahrestonnen CO (vgl. Kapitel 2.7.1).

Demnach reicht im Status Quo die genehmigte jährliche Kapazität der CO-Koks-Erzeugungsanlage mit max. 100.000 t CO/a, um den Bedarf von insgesamt max. 95.500 t CO/a der CO-Abnehmeranlagen bei voller Kapazitätsauslastung in Uerdingen zu decken.

Inwieweit diese Angaben den tatsächlichen CO-Spitzen-Bedarf widerspiegeln, kann von den Gutachtern nur insoweit beurteilt werden, als dass dies die Bedarfs-Jahres-Mengen sind, die von BMS beantragt und seitens der Bez. Reg Düsseldorf z.Z. genehmigt sind. Es sind keine Informationen bzw. Einzelheiten über den jährlichen Verlauf der Betriebsauslastungen oder Produktionsspitzen der CO-Erzeugungsanlage und der CO-Abnehmeranlagen bekannt – insbesondere die Spitzenstundenleistung der CO-Koksanlage ist gänzlich unbekannt, so dass die Gutachter eine vergleichbare Betriebsauslastung wie bei den CO-Abnehmeranlagen zugrunde legen.

Demnach ergäbe sich bei der Umrechnung der genehmigten Jahreskapazität auf die Spitzenstundenleistung der CO-Koks-Erzeugungsanlage bei vergleichba-

ren Rahmenbedingungen wie bei den CO-Abnehmeranlagen folgende maximale Stundenkapazität an CO²⁷:

$$100.000 \text{ t CO/a} / (24 \text{ h} \times 365 \text{ Tage}) = 11.416 \text{ kg CO/h}$$

Bei einem 24-Stunden-Betrieb an 365 Tagen im Jahr müsste die CO-Koksanlage 11.416 kg CO/h erzeugen, um die ausgewiesene max. Kapazität von 100.000 t CO/a zu erreichen.

Setzt man eine durchschnittlich übers Jahr verteilte Tagesauslastung wie bei den CO-Abnehmeranlagen von rd. 85% voraus, muss die maximal mögliche stündliche Kapazität höher liegen, und zwar bei ca. 13.430 kg CO/h.

Im Vergleich dazu liegt nach Auskunft der Bez. Reg. Düsseldorf die Summe der genehmigten maximalen stündlichen Abnahmemengen für CO der beiden CO-Abnehmeranlagen bei 5.775 kg CO/h + 6.900 kg CO/h = 12.675 kg CO/h und demzufolge unterhalb der max. möglichen stündlichen CO-Produktionsmenge von 13.430 kg CO/h.

Auch wenn keine konstante Menge an CO übers Jahr betrachtet an die CO-Abnehmer geliefert wird, sondern saisonale und auftragsbedingte Schwankungen auftreten, lassen die vorliegenden Informationen keinen belastbaren Schluss zu, dass der CO-Bedarf der Abnehmeranlagen bei voller Produktionskapazität höher ist als die max. CO-Produktionskapazität der CO-Anlage.

Die Gutachter gehen hierbei von der Annahme aus, dass BMS sich die max. Produktionsmengen an CO hat genehmigen lassen, die BMS für die volle Kapazität der CO-Abnehmeranlagen benötigt.

Die Gutachter kommen daher zu dem Schluss, dass die von BMS beantragte und von BR Düsseldorf genehmigte Gesamt-Jahres-Menge an CO der CO-Koks-Erzeugungsanlage den Jahresbedarf von den nachgeschalteten CO-Abnehmeranlagen im Status Quo ohne Miteinbeziehung von außerplanmäßigen/nennenswerten Teilausfällen und zukünftigen Produktionsausweitungen der CO-Abnehmeranlagen vollständig deckt und ebenso die zugrunde liegende ma-

²⁷ Vgl. Umrechnungsansatz auf S. 25-26

ximal mögliche stündliche Menge an CO der CO-Koks-Erzeugungsanlage die maximalen stündlichen CO-Bedarfsmengen der nachgeschalteten CO-Abnehmeranlagen deckt. Somit ist der in Uerdingen für die Kunststoffproduktion maximal benötigte CO-Bedarf durch die genehmigte Produktionskapazität der CO-Erzeugungsanlage im Status Quo am Standort ausgeglichen.

6. CO-Versorgungssicherheit

Ungesicherte Versorgungsstrukturen der Rohstoffzufuhr in der Verbund- und Koppelproduktion, die die chemische Industrie auszeichnen, gehen immer mit einem Sicherheitsrisiko des Produktionsausfalls einher. Fällt in einem ungesicherten Versorgungsnetz eine Rohstoff-Produktionsanlage außerplanmäßig aus – in dem Fall CO-Erzeugungsanlage – kommt es zu Ausfällen bzw. Teilausfällen und Produktionsunterbrechungen mit wirtschaftlichen Nachteilen in der nachgeschalteten Kunststoffproduktion der CO-Abnehmeranlagen.²⁸

Die Absicherung des Verbundproduktionsprozesses sowie die Risikominimierung der Produktionsausfälle können durch Vorhaltung von Sicherheitsanlagen mit Auffangfunktion erfolgen, die jedoch mit wirtschaftlichem Aufwand verbunden sind. Der wirtschaftliche Aufwand der Vorhaltung von Sicherheitsanlagen steht der Wahrscheinlichkeitshöhe des Produktionsausfalls sowie den damit verbundenen Kosten gegenüber.

Vor diesem Hintergrund vertreten die Gutachter, abweichend von Prof. Karl, die Meinung, dass auch in der chemischen Industrie mit einem hohen Anteil an Verbund- und Koppelproduktion aus Gründen der Wirtschaftlichkeit nicht grundsätzlich Sicherheitsanlagen bzw. Sicherheitsnetze vorgehalten werden, die die vollständige Funktionsfähigkeit eines Verbundprozesses mit n Betriebsanlagen sichern, wenn eine Anlage ausfällt – das so genannte n-1-Prinzip.²⁹ Dies wäre mit generell enormen Überkapazitäten für eine generell breite Vielfalt an Rohstoffen und diversen Produktionsanlagen gleichzusetzen.

Vielmehr werden nach Auffassung der Gutachter im Einzelfall und nur für einzelne Anlagen bzw. Rohstoffe im Rahmen des betrieblichen Risikomanagements nach unternehmensinterner, subjektiver Bewertungsmethodik die Vor- und Nachteile abgesicherter Versorgungsstrukturen gegenüber einer Eintrittswahrscheinlichkeit des Produktionsausfalls bzw. der Betriebsunterbrechung abgewogen. Hierbei handelt es sich ausschließlich um die Betrachtung von außer-

²⁸ vgl. /16/, S.14

²⁹ vgl. /16/, S. 13

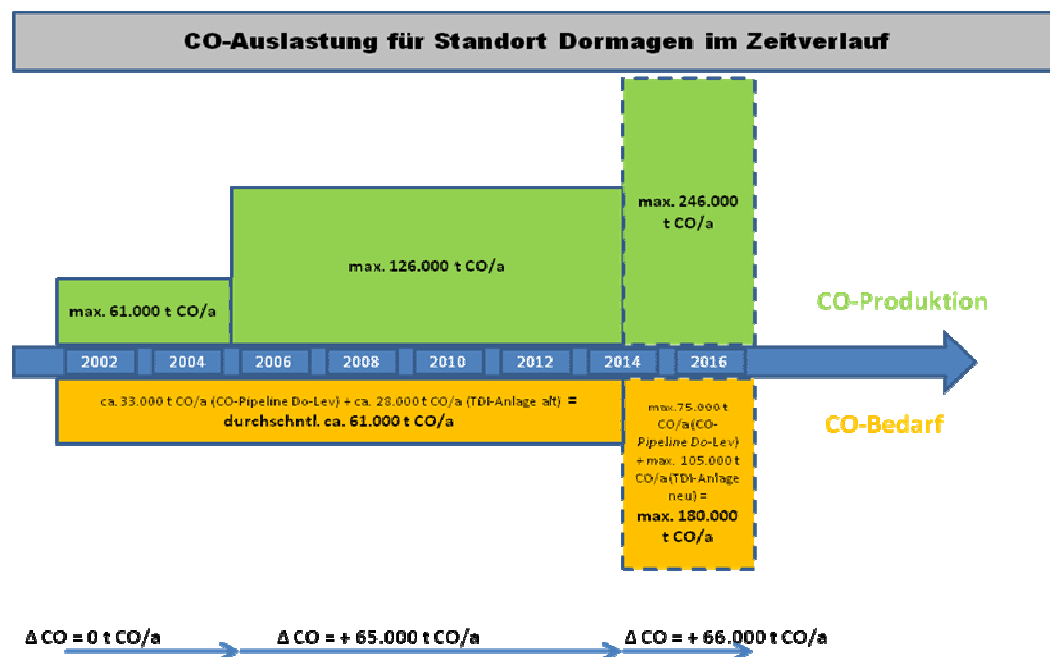
planmäßigen Betriebsunterbrechungen, die nicht als geplante bzw. regelmäßig wiederkehrende Wartungsintervalle einzuordnen sind.

Üblich ist darüber hinaus der Abschluss einer entsprechenden Versicherungspolice wie Betriebsunterbrechungs-Versicherung oder Anlagenmehrkosten-Versicherung, durch die die unvorhersehbaren Folgekosten für z.B. Ersatzproduktion oder Konventionalstrafen bis zu den entgangenen Gewinnen und Deckung der Fixkosten bei einem Produktionsausfall abgesichert werden können.

6.1. Absicherung der Produktions- und Versorgungsstruktur am Standort Dormagen

In nachstehender Abbildung ist die CO-Auslastung - Jahresmengen an CO - für den Standort Dormagen im den Gutachtern bekannten zeitlichen Verlauf dargestellt.

Abbildung 40: Darstellung der CO-Auslastung für den Standort Dormagen im Zeitverlauf

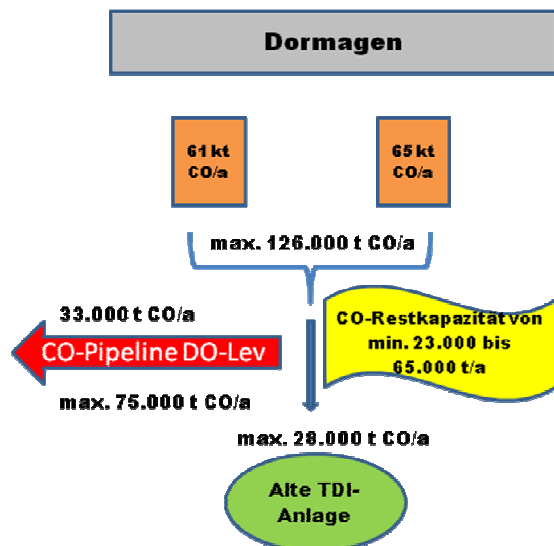


Bis zur Erhöhung der CO-Kapazität um 65.000 Jahrestonnen CO durch den zweiten Steam-Reformer der Fa. Linde im Jahre 2005 belief sich die maximal mögliche CO-Produktionsmenge in Dormagen auf 61.000 Jahrestonnen CO. Im Status Quo beläuft sich die maximal mögliche Produktionsmenge an CO auf 126.000 Jahrestonnen CO. Ab Inbetriebnahme des dritten Steam-Reformers der

Fa. Air Liquide im Jahr 2014 wird sie auf maximal 246.000 Jahrestonnen CO steigen (vgl. Kapitel 2.4.1 und 2.4.2).

Die durchschnittliche CO-Abnahmemenge im Jahr 2007 wurde in /20/ auf 61.000 t CO/a beziffert und von den Gutachtern als Status Quo angenommen (vgl. Kapitel 2.4.3). Wie bereits im Kapitel 2.4.5 erläutert, liegt in Dormagen bereits im Status Quo eine CO-Restkapazität von 65.000 t CO/a vor, wenn von der gleichen CO-Abnahmemenge in 2013 wie im Jahr 2007 mit 61.000 t CO/a ausgegangen wird. Demnach sind die beiden Reformer der Firmen Praxair und Linde z.Z. zu 48% durch die CO-Abnehmeranlagen alte TDI-Anlage und den CO-Verbund Dormagen-Leverkusen ausgelastet. Steigt die CO-Abnahmemenge des CO-Verbundes Dormagen-Leverkusen im Status Quo bis auf die max. CO-Bedarfsmenge von 75.000 t CO/a, verringert sich die mögliche CO-Restkapazität in Dormagen auf 23.000 t CO/a. Die Auslastung der CO-Erzeugungsanlagen steigt in diesem Fall auf rd. 80%.

Abbildung 41: CO-Sicherheitsreserven im Status Quo am Standort Dormagen

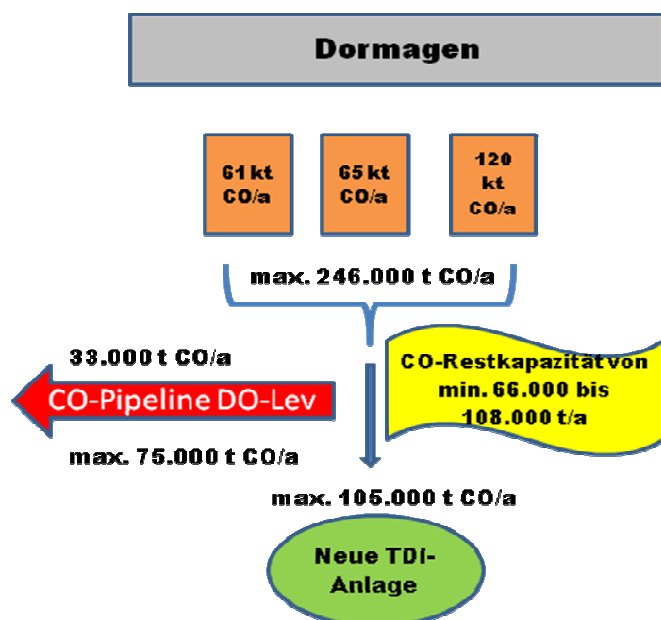


Ab 2014 wird durch Erweiterung der CO-Erzeugungsanlagen um einen weiteren Reformer von Air Liquide die max. mögliche Produktionsmenge an CO von 126.000 t CO/a auf 246.000 t CO/a signifikant erhöht.

Im Jahr 2014 erfolgt neben der Inbetriebnahme des dritten Steam-Reformers voraussichtlich ebenfalls die Inbetriebnahme der neuen TDI-Anlage, deren maximale CO-Bedarfsmenge 105.000 Jahrestonnen CO beträgt. Die alte, heute

noch im Betrieb befindliche TDI-Anlage wird bei Inbetriebnahme der neuen TDI-Anlage stillgelegt. Bei gleichzeitiger Annahme einer Steigerung der Fördermenge der CO-Pipeline Dormagen-Leverkusen auf die maximale Abnahmemenge von 75.000 Jahrestonnen CO, kann die summarische max. CO-Bedarfsmenge in Dormagen bei maximaler Auslastung aller CO-Abnehmeranlagen ab 2014 auf maximal 180.000 Jahrestonnen CO ansteigen. Die mögliche CO-Restkapazität beträgt in diesem Fall 66.000 t CO/a und ist mit einer rd. 73%-igen Auslastung der CO-Erzeugungsanlagen gleichzusetzen.

Abbildung 42: CO-Sicherheitsreserven ab 2014 am Standort Dormagen



Bei gleicher CO-Abnahmemenge wie im Status Quo durch den CO-Verbund von 33.000 t CO/a und weiterhin maximaler CO-Abnahmemenge durch neue TDI-Anlage von 105.000 t CO/a, steigt die mögliche CO-Restkapazität auf 108.000 t CO/a und ist mit verringerter Auslastung der CO-Erzeugungsanlagen von rd. 56% gleichzusetzen.

Dadurch ist die CO-Versorgung in Dormagen mengenmäßig aufgrund der CO-Überkapazitäten von min. 23.000 t CO/a im Status Quo bzw. min. 66.000 t CO/a ab 2014 bei maximaler Auslastung aller CO-Abnehmeranlagen sowohl im Status Quo als auch ab 2014 gesichert. Unterstellt man jedoch zukünftig sowohl für den CO-Verbund Dormagen-Leverkusen als auch für die neue TDI-Anlage eine geringere CO-Abnahmemenge als die max. CO-Bedarfsmenge von 75.000 t CO/a

bzw. 105.000 t CO/a, könnte die CO-Restkapazität ab 2014 über 108.000 t CO/a hinausgehen. Darüber hinaus ist durch zwei bzw. zukünftig durch drei verschiedene CO-Produktionsanlagen am Standort Dormagen die Absicherung gegen den Ausfall einer CO-Produktionsanlage i.S. des n-1-Prinzips erfüllt. Fällt einer der bereits betriebenen Steam-Reformer in Dormagen aus, ist aufgrund der möglichen CO-Kapazität des zweiten Steam-Reformers im Status Quo die vollständige Aufrechterhaltung der heutigen Produktion von CO-Abnehmeranlagen mit der angenommenen CO-Abnahmemenge von 61.000 t CO/a ohne Produktionseinbußen möglich.

Durch Inbetriebnahme des dritten Steam-Reformers und der neuen TDI-Anlage wird der Sicherheitsaspekt aufrechterhalten, wobei die Wirtschaftlichkeit der Vorhaltung von CO-Überkapazitäten dieser Größenordnung nur auf Grundlage des Sicherheitsaspektes fraglich scheint.

6.2. Absicherung der Produktions- und Versorgungsstruktur am Standort Krefeld-Uerdingen

Für die CO-Koks-Erzeugungsanlage in Krefeld-Uerdingen wird im Status Quo keine Sicherheitsanlage vorgehalten. Fällt die CO-Koks-Erzeugungsanlage aus, ist die Versorgung mit CO der CO-Abnehmeranlagen unterbrochen.

Die Produktionsunterbrechung von CO aufgrund der Zunahme an außerplanmäßigen Wartungs- bzw. Instandsetzungsarbeiten an der CO-Produktionsanlage verringert die in einem Zeitfenster kalkulierte bzw. geplante Produktionsmenge von CO.

Aufgrund des hohen Maßes an Interdependenz bzw. an "Verbundenheit" der nachgeschalteten Kunststoffproduktion führt die Unterbrechung in der CO-Versorgung automatisch auch zu Produktionsunterbrechungen der CO-Abnehmeranlagen - Polycarbonat- und MDA/MDI-Betrieb -.

Da den Gutachtern keine Informationen über die tatsächliche Anlagenkonfiguration und die Historie der Instandhaltungs-/ Modernisierungs- und Instandsetzungsmaßnahmen - bis auf die Kenntnis der letzten wesentlichen Änderung der Anlage ohne genaue Spezifikation der Änderungsmaßnahmen mit einhergehender Kapazitätserweiterung von 70.000 auf 100.000 t CO/a aus dem Jahre 2003 -

vorliegen, sind keine belastbaren Aussagen zum aktuellen technischen Zustand der CO-Koks-Erzeugungsanlage möglich.

Den Gutachtern liegen auch keine dezidierten Informationen über die Historie der Ausfälle und der Teilausfälle von CO-Abnehmeranlagen aufgrund fehlender CO-Versorgung in Uerdingen vor. Der einzige Anhaltspunkt sind die in /16/ auf S. 16 abgebildeten Produktionsausfälle aus den Jahren 2004 bis 2007. Die Entwicklung der Teilausfälle der nachfolgenden Jahre – 2008 bis 2013 – ist den Gutachtern gänzlich unbekannt.

Tabelle 11: Produktionsausfälle in Krefeld-Uerdingen aufgrund fehlender CO-Versorgung

Jahr	2004	2005	2006	2007
Ausfallmenge Polycarbonat & MDA/MDI	600 t	1.802 t	36.198 t	4.951 t

Aus der oben abgebildeten Tabelle geht hervor, dass im betrachteten Zeitrahmen die Versorgungsausfälle mit zunehmender Betriebslaufzeit der CO-Koks-Erzeugungsanlage stetig zugenommen haben. Dies bedeutet gleichzeitig, dass die angestrebte, durchschnittlich über das Jahr oder in Produktionsspitzenzeiten erforderliche Menge an CO unterschritten wurde und es dadurch in der nachgeschalteten Kunststoffproduktion zu Ausfällen gekommen ist. Dabei wird unterstellt, dass es sich ausschließlich um außerplanmäßige Wartungsarbeiten an der CO-Koks-Erzeugungsanlage handelt, die zusätzlich zu den geplanten Wartungsintervallen aufgetreten sind.

Um die Größenordnung und damit die wirtschaftliche Auswirkung der o.a. Produktionsausfälle genauer beurteilen zu können, werden die aufgeführten Produktionsausfälle in der nachstehenden Tabelle 12 den max. genehmigten Produktionsmengen an Polycarbonat und MDA/MDI gegenübergestellt.

Daraus geht hervor, dass sich die aufgeführten Produktionsausfälle – bis auf den Ausreißer in 2006 - bezogen auf die max. genehmigte Produktionsmenge im Polycarbonat- und MDA/MDI-Betrieb im Promillebereich bewegen.

Tabelle 12: Beurteilung der Größenordnung von aufgeführten Produktionsausfällen in Krefeld-Uerdingen

	Jahr	2004	2005	2006	2007
I	Ausfallmenge Polycarbonat & MDA/MDI	600 t	1.802 t	36.198 t	4.951 t
II ³⁰	genehmigte max. Produktionsmenge an Polycarbonat & MDA/MDI	588.000 t	588.000 t	588.000 t	588.000 t
III	Ausfallmenge / max. Produktionsmenge [%]	0,10%	0,31%	6,16%	0,84%
IV ³¹	Ausfallmenge an CO	≈ 100 t	≈ 300 t	≈ 6.000 t	≈ 830 t
V ³²	zusätzliche Ausfallstunden der CO-Anlage	8	23	448	64
VI	zusätzliche Ausfalltage der CO-Anlage	1	1	19	3
VII	Anzahl der jährlichen Betriebstage der CO-Anlage im Durchschnitt	310	310	310	310
VIII	Ausfalltage / Betriebstage [%]	0,32%	0,32%	6,13%	0,97%

Die über das Verhältnis der max. genehmigten CO-Menge zu der max. Produktionsmenge an PC und MDA/MDI abgeleitete Ausfallmenge an CO lässt Rückschlüsse auf die außerplanmäßigen Ausfallstunden bzw. Ausfalltage der CO-Koks-Erzeugungsanlage zu.

In den Jahren 2004 und 2005 gab es jeweils einen und in 2007 drei zusätzliche außerplanmäßige Ausfalltage der CO-Koks-Erzeugungsanlage. Die CO-Koks-Erzeugungsanlage mit der genehmigten max. Jahreskapazität von 100.000 t CO/a, der im Durchschnitt ein 24-Stunden-Betrieb mit der max. stündlichen CO-Menge von 13,43 t CO etwa. 85% des Jahres zugrunde liegt (vgl. Kap. 5), wird bei voller Auslastung etwa 310 Tage im Jahr betrieben. Die übrigen 55 Tage im Jahr entfallen auf die planmäßigen Wartungs- und Instandhaltungsarbeiten so-

³⁰ Die aufgeführte max. Produktionsmenge an Polycarbonat und MDI ergibt sich aus der Summation der in den Genehmigungsbescheiden 56.8851.4.1 / 4243 vom 15.11.2000, 56.8851.4.1 / 4272 vom 11.12.2000 und 56.8851.4.1 / 4271 vom 18.01.2001 als max. ausgewiesenen Produktionsmengen für die jeweilige Anlage

³¹ Da für rd. 600.000 t Jahresmenge an PC und MDI 100.000 t Jahresmenge an CO verbraucht wird, beträgt das Verhältnis CO-Menge/PC&MDI-Menge ≈ 1/6. Über dieses Verhältnis wird die CO-Ausfallmenge aus der PC&MDI-Ausfallmenge abgeleitet.

³² Ausfallstunden der CO-Koks-Erzeugungsanlage werden aus der max. stündlichen Menge an CO von 13,4 t/h abgeleitet

wie zum Ausgleich saisonaler Abnahmeschwankungen bzw. Produktionsschwankungen der CO-Abnehmeranlagen.

In diesem Zusammenhang wird von den Gutachtern die Größenordnung der aufgeführten Ausfallmengen der Polycarbonat- und der MDA/MDI-Anlage bzw. die korrelierende Anzahl der Ausfalltage der CO-Anlage für die Jahre 2004, 2005 und 2007 als marginal bzw. als vernachlässigbar eingestuft.

Der aufgeführte Produktionsausfall in 2006 beträgt rd. 6% gemessen an der max. genehmigten Jahresmenge an Polycarbonat und MDA/MDI und erstreckt sich über mehrere Wochen. Als Ursache für den Ausfall beim Betrieb der CO-Anlage ist eine Verpuffung am 15. November 2006 genannt, die dazu führte, dass seitens BMS die CO-Anlage und die Polycarbonat- und MDA/MDI-Anlagen außer Betrieb genommen wurden und für Polycarbonate sowie für MDI und seine Derivate eine "Force Majeure-Situation" (Höhere Gewalt) deklariert wurde.³³

Während die Ausfälle in den Jahren 2004, 2005 und 2007 durchaus als zusätzlicher Wartungsaufwand der CO-Koks-Erzeugungsanlage eingestuft werden können, ist der Ausfall in 2006 als ein unerwartetes und unvorhersehbares Ereignis einzustufen, dessen Eintrittswahrscheinlichkeit von der Betriebsdauer und dem Alter der Anlage unabhängig ist, da es nach Auffassung der Gutachter anderweitig nicht der Definition von "Force Majeure" genügt.

Demzufolge kann der Produktionsausfall in 2006 nicht als Maßstab für die zukünftige Entwicklung der Produktionsausfälle aufgrund fehlender CO-Versorgung zugrunde gelegt werden. Insbesondere weicht an dieser Stelle die Meinung der Gutachter von der in /16/ auf S. 17 aufgeführten Meinung ab, dass aufgrund der aufgeführten Produktionsausfälle BMS über einen längeren Zeitraum nicht in der Lage ist, seine Kunden zu beliefern und die Nachfrage insbesondere im Segment der "Massenkunststoffe" – also bei MDI - zu den Konkurrenten abwandert. Denn diese Aussage kann nur für den "Ausreißer in 2006" zutreffen, der wie bereits erläutert als "Höhere Gewalt" deklariert wurde und sei-

³³ vgl. http://pressrelations.de/new/standard/result_main.cfm?r=259252&aktion=jour_pm [Abgelesen am 01.07.2013]

tens BMS mit hoher Wahrscheinlichkeit in allen vertraglichen Vereinbarungen mit den Kunden durch die "Force Majeure-Klausel" abgesichert ist.

Unabhängig davon vertreten die Gutachter die Meinung, dass die auch wesentlich kleineren und von den Gutachtern als marginal eingestuften Produktionsausfälle zu vermeiden sind; daher ist die Bestrebung der sicheren oder sichereren CO-Versorgung in Uerdingen seitens BMS berechtigt.

Als Lösung für die Absicherung der Produktions- und Versorgungsstruktur in Krefeld-Uerdingen bietet sich nach Abwägung des aktuellen technischen Zustandes der CO-Koks-Erzeugungsanlage entweder eine Erhaltung bzw. Erweiterung der bestehende Kohlevergasungsanlage, mit der ebenfalls eine Produktionserweiterung des Polycarbonat- und MDA/MDI-Betriebes einhergehen könnte, oder die Schaffung einer neuen, zusätzlichen CO-Quelle am Standort Krefeld-Uerdingen.

Diese Lösungsalternativen mit Betrachtung unterschiedlicher Ausprägungsvarianten werden in Kapitel 8 diskutiert.

6.3. CO-Pipeline Dormagen - Krefeld-Uerdingen

Nach Angaben von BMS³⁴ wurde zur Verbesserung und Absicherung der CO-Versorgung in Krefeld-Uerdingen sowie zur Schaffung eines umfassenden CO-Verbundes der beiden Standorte von BMS – Dormagen und Krefeld-Uerdingen - ein Rohrfernleitungssystem für CO vom CHEMPARK Dormagen bzw. von Köln-Worringen bis nach Krefeld-Uerdingen auf einer Gesamtlänge von rd. 67 km neu errichtet.

Die CO-Pipeline-Trasse ist rechtsrheinisch ausgelegt, unterquert zweimal den Rhein und verläuft weitgehend parallel zur Bundesautobahn A3. Die Fernleitung ist in einer Tiefe von mindestens 1,40 m verlegt - bei Unterquerung von Straßen o.ä. bis zu einer Tiefe von 10 m – und verläuft durch die Stadtgebiete der Städte

³⁴ /16/, S. 15 aber auch BMS-Internetseite <http://www.pipeline.bayer.de/co-pipeline-zweck-fragen-antworten.php> [Abgelesen am 08.07.2013]

Köln, Monheim, Langenfeld, Hilden, Solingen, Erkrath, Ratingen, Düsseldorf, Müllheim an der Ruhr, Duisburg und Krefeld.³⁵

Dabei sollen nach Angaben von BMS alle an den jeweiligen Standorten bereits vorhandenen CO-Produktionsanlagen weiter im Betrieb bleiben, die CO-Rohrfernleitung soll einen Verbund zwischen den modernen CO-Produktionsanlagen in Dormagen und der CO-Produktionsanlage in Uerdingen herstellen und als eine Absicherung für die CO-Versorgung in Uerdingen dienen.³⁶

Abbildung 43: Trassenverlauf CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen³⁷



Im Einzelnen besteht die CO-Fernleitung aus:³⁸

- der rund 66 km langen unterirdischen CO-Fernleitung DN 250, PN 100 vom Chempark Dormagen in Köln-Worringen bis zum Chempark Uerdingen in Krefeld-Uerdingen,
- der ca. 400m langen oberirdischen CO-Fernleitung DN 250, PN 100 im Chempark Dormagen,

³⁵ Angaben entnommen aus http://www.brd.nrw.de/umweltschutz/immissionsschutz/FAQ_CO-Pipeline1.html#europa; Antworten zu 6. Allgemeines und Sonstiges [Abgelesen am 16.07.2013]

³⁶ vgl. /20/

³⁷ Quelle: <http://www.cbgnetwork.org/2081.html> [Abgerufen am 18.07.2013]

³⁸ Vgl. Gutachtliche Stellungnahme zu Errichtung und Betrieb einer Rohrfernleitung zum Befördern wassergefährdender Stoffe; RWTÜV Essen; August 2005; S. 3

- zwei Übergabestationen auf dem Gelände des Chemparks Dormagen und des Chemparks Uerdingen sowie
- 5 Strecken-Schieberstationen, wovon 4 im Kreis Mettmann – Berghausen, Hilden, Hubbelrath und Breitscheidt - und eine in Huckingen, Stadt Duisburg liegen.

Die CO-Rohrfernleitungsanlage ist für eine maximale Fördermenge von ca. 10.000 Nm³/h (entspricht max. 100.000 t/a) in Förderrichtung von Köln-Worringen nach Krefeld-Uerdingen ausgelegt und für einen Bemessungsdruck von 100 bar dimensioniert.

Der genehmigte maximale Betriebsdruck beträgt 13,5 bar. Im Regelbetrieb wird die Fernleitung mit ca. 8 bar in Dormagen betrieben, damit aufgrund des Druckabfalls auf den rd. 67 km in Uerdingen noch der erforderliche Mindestvorlagedruck von 3 bar aufrecht erhalten werden kann.³⁹

6.3.1. Darstellung der CO-Versorgung für die beiden Standorte Dormagen und Krefeld-Uerdingen im Verbund bei Betrieb der CO-Pipeline im Status Quo

Nachstehend ist die CO-Versorgung der beiden Standorte Dormagen und Krefeld-Uerdingen im Verbund schematisch dargestellt. Die abgebildete CO-Versorgungskette stellt sich ein, wenn die CO-Pipeline zum jetzigen Zeitpunkt in Betrieb genommen würde.

Bei Unterstellung der vollen Auslastung der CO-Erzeugungs- und CO-Abnehmeranlagen in Dormagen im Status Quo beträgt die mögliche CO-Restkapazität, die in die CO-Pipeline eingespeist werden kann, 23.000 t CO/a. Bei Zugrundelegung der z.Z. max. genehmigten Produktionsmenge an Polycarbonat und MDA/MDI in Uerdingen (vgl. Abbildung 13) müsste die CO-Koks-Erzeugungsanlage dann noch 72.500 t CO/a an erforderlicher CO-Menge erzeugen, um den max. CO-Bedarf in Uerdingen und somit den max. CO-Bedarf des Verbundes vollständig zu decken. Wird jedoch die z.Z. tatsächlich abgenommene CO-Menge in Dormagen von insgesamt 61.000 t CO/a zugrunde ge-

³⁹ Übernommen aus http://www.brd.nrw.de/umweltschutz/immissionsschutz/FAQ_CO-Pipeline1.html #europa; Antworten zu 6. Allgemeines und Sonstiges [Abgelesen am 16.07.2013]

legt, beträgt die mögliche CO-Restkapazität für die CO-Pipeline 65.000 t CO/a. Bei Vollausslastung des Polycarbonat- und MDA/MDI-Betriebes in Uerdingen, müsste die CO-Koks-Erzeugungsanlage noch 30.500 t CO/a an erforderlicher CO-Menge erzeugen, um den CO-Bedarf in Uerdingen vollständig zu decken.

Abbildung 44: CO-Auslastung im Status Quo für die beiden Standorte im Verbund bei Vollausslastung aller CO-Abnehmeranlagen

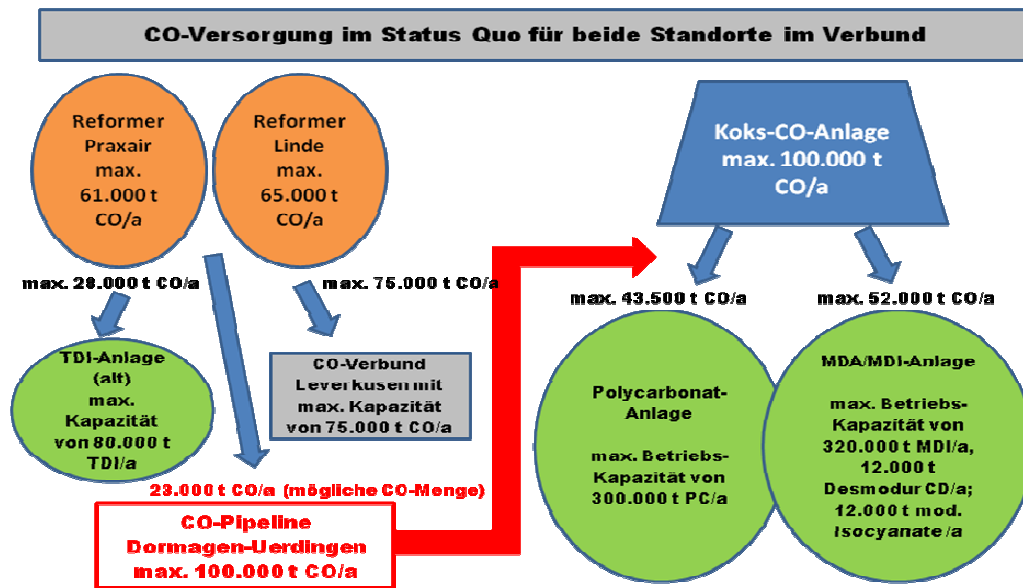
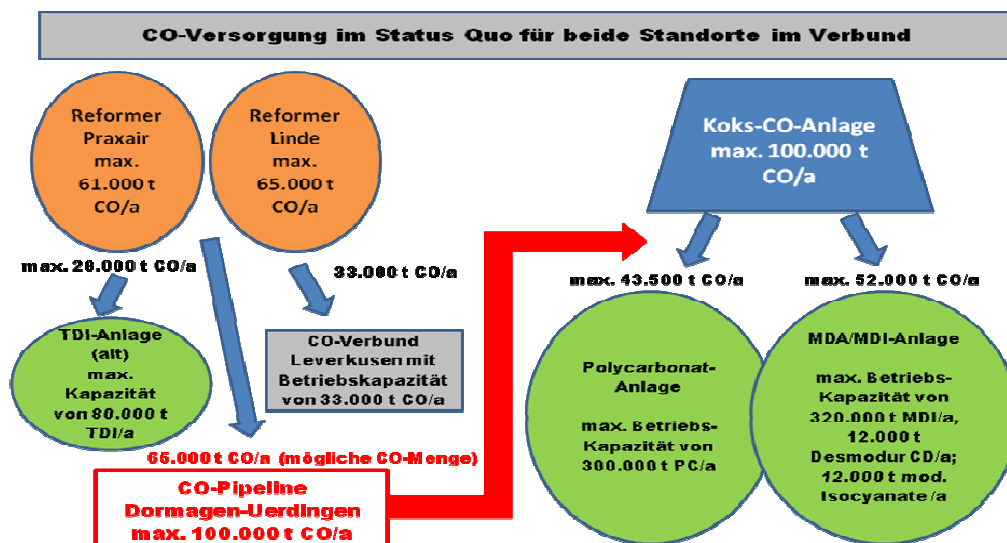


Abbildung 45: CO-Auslastung im Status Quo für die beiden Standorte im Verbund bei aktuell vorhandener Auslastung der CO-Abnehmeranlagen in Dormagen



6.3.2. Darstellung der CO-Versorgung für die beiden Standorte Dormagen und Krefeld-Uerdingen im Verbund bei Betrieb der CO-Pipeline ab 2014

Nachstehend ist in der Abbildung 46 die CO-Versorgung der beiden Standorte Dormagen und Krefeld-Uerdingen im Verbund ab voraussichtlich 2014 bzw. nach Inbetriebnahme der neuen TDI-Anlage sowie des neuen Steam-Reformers von Air Liquide in Dormagen schematisch dargestellt.

Dabei wird angenommen, dass die CO-Menge, die von dem CO-Verbund Dormagen-Leverkusen benötigt wird, unverändert bei 33.000 t CO/a bleibt. Für alle anderen CO-Abnehmeranlagen im Verbund – TDI-Anlage Dormagen, Polycarbonatanlage Uerdingen und MDI/MDA-Betrieb Uerdingen – wird Vollausslastung angenommen. In Dormagen entsteht trotz Vollausslastung der TDI-Anlage eine CO-Restkapazität in Höhe von 108.000 t CO/a, die über die CO-Pipeline bis zu 100.000 t CO/a nach Uerdingen transportiert werden könnte. Diese Restkapazität würde sogar den jährlichen max. CO-Bedarf in Uerdingen von 95.500 t CO/a überdecken, so dass theoretisch der volle Produktionsbetrieb der CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen sowie der TDI-Anlage in Dormagen gänzlich ohne die Zuschaltung der CO-Koks-Erzeugungsanlage möglich wäre.

Steigt die CO-Menge, die von dem CO-Verbund Dormagen-Leverkusen benötigt wird, auf die max. mögliche Menge von 75.000 t CO/a bei gleichzeitiger Unterstellung der vollen Auslastung aller übrigen CO-Abnehmeranlagen im Verbund, würden bei Zugrundelegung der z.Z. max. genehmigten Produktionsmengen der CO-Abnehmeranlagen auf die CO-Koks-Erzeugungsanlage noch 29.500 t CO/a an erforderlicher CO-Menge entfallen.

Abbildung 46: CO-Versorgung ab 2014 für beide Standorte im Verbund

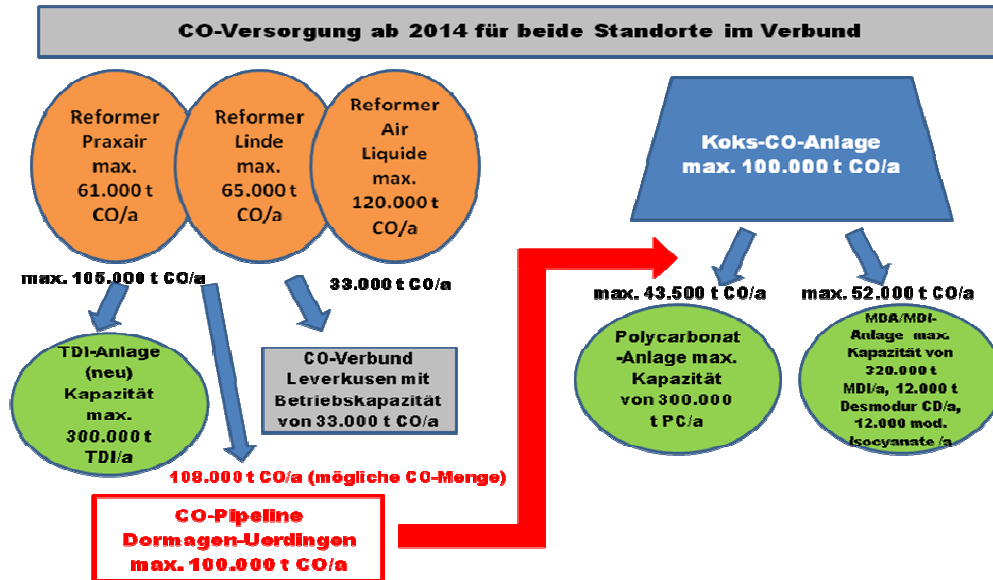
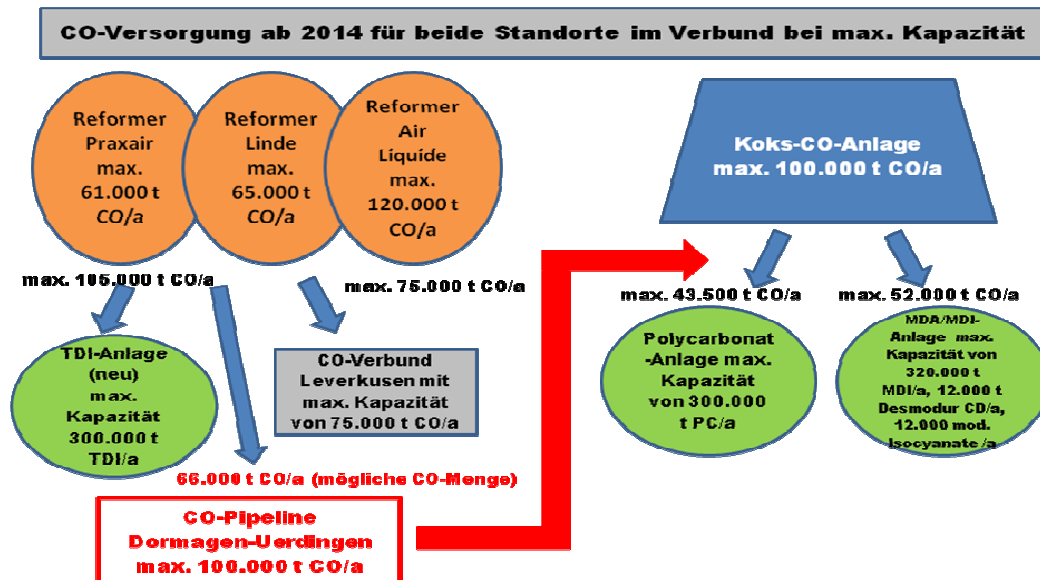


Abbildung 47: CO-Versorgung ab 2014 für die beiden Standorte im Verbund bei max. Kapazität der CO-Abnehmeranlagen



6.3.3. Analyse des Verbundnetzes aller drei Standorte von BMS

Eines der wichtigsten Argumente von BMS für den Bau der CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen ist die Schaffung eines standortübergreifenden Rohstoff-Verbundes. Durch die CO-Pipeline könne der Standort Uerdingen in die bereits bestehende CO-Verbundstruktur - vgl. CO-Pipeline Dormagen-Leverkusen - der Niederrheinstandorte eingebunden werden, um die notwendige Versorgungssicherheit des Standortes Uerdingen zu gewährleisten. Nach Angaben von BMS reicht die Kapazität zur Herstellung der notwendigen CO-Menge in Uerdingen auf Dauer nicht aus⁴⁰.

Nach Analyse der voraussichtlichen CO-Versorgung bei Inbetriebnahme der CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen und der durchschnittlichen CO-Bedarfe aller drei Standorte von BMS kommen die Gutachter zum Ergebnis, dass die Vorhaltung der CO-Koks-Erzeugungsanlage nur bei einer durchschnittlichen Auslastung aller CO-Abnehmeranlagen im Verbund von mehr als etwa 90% notwendig wäre. Bereits Prof. Karl äußerte die These, dass die CO-Koks-Erzeugungsanlage nur eine Auffangfunktion bei Unterbrechungen der CO-Versorgung über die Pipeline übernehmen würde, während die CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen die Hauptfunktion der Versorgung mit CO tragen würde.⁴¹ Demnach würde bei Inbetriebnahme der CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen die jetzige CO-Erzeugungsanlage dem "Standby-Betrieb" i.S. eines "Sicherheitsaggregats" bei Ausfall der CO-Pipeline dienen.

Angesichts der o.a. Tatsache sowie der Dimensionierung der max. Kapazität der CO-Pipeline von max. möglichen 100.000 t CO/a wird seitens der Gutachter jedoch die langfristige Wirtschaftlichkeit des Standby-Betriebs der CO-Koks-Erzeugungsanlage für ggf. relativ geringe Mengen an CO - auch wenn die Anlage abgeschrieben sein dürfte - bezweifelt. Ein wesentlicher Aspekt für die mangelnde Wirtschaftlichkeit sind die Beschaffungskosten für den Grundstoff Koks sowie hohe Vorhaltungskosten der Betriebsbereitschaft der Anlage.

Vielmehr liegt die Vermutung nahe, dass die CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen nicht primär als Ergänzung zur CO-Koks-Erzeugungsanlage zu betrachten ist,

⁴⁰ Vgl. /16/, S. 21 und S. 23

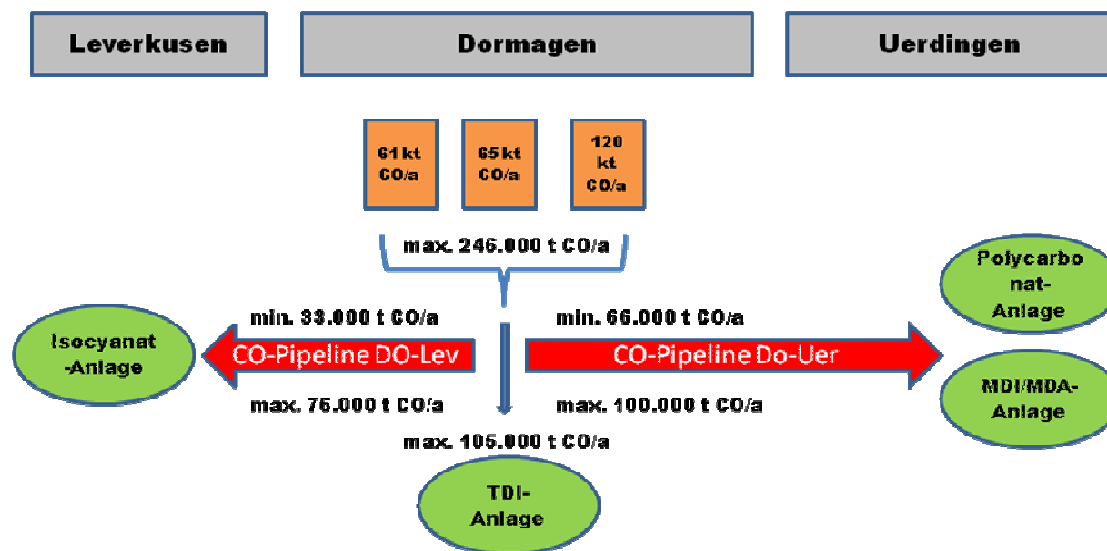
⁴¹ vgl. auch /16/, S. 23

sondern auf Dauer diese vollständig ersetzen soll, wenn keine signifikante Produktionsausweitung der CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen aufgebaut wird.

Zum heutigen Stand ist nach Auswertung der Geschäftsberichte der Bayer AG von 2009 bis 2012 keine nennenswerte Umsatzzunahme von Polycarbonaten und Polyurethanen in Europa erfolgt.⁴² Seit 2010 stagniert insbesondere der Absatz von Polycarbonaten in Europa. Demnach ist z.Z. von keiner Notwendigkeit der Produktionsausweitung von Polycarbonaten und MDI in Uerdingen auszugehen.

Wird auf Dauer der Standby-Betrieb der CO-Koks-Erzeugungsanlage in Uerdingen aus wirtschaftlichen Gründen eingestellt und der CO-Bedarf in Uerdingen vollständig über die CO-Pipeline bedient, läge jedoch nicht mehr eine abgesicherte Versorgungsstruktur i.S. des n-1-Prinzips⁴³ vor (vgl. nachstehende Abbildung 48).

Abbildung 48: CO-Versorgungsstruktur im Verbund bei Einstellung des Betriebs der CO-Koks-Erzeugungsanlage



Jeder Ausfall einer CO-Erzeugungsanlage bzw. eines der Steam-Reformer in Dormagen würde in diesem Fall zur signifikanten Produktionsdrosselung mindestens einer der vier CO-Abnehmeranlagen führen.

⁴² vgl. Kapitel 7

⁴³ vgl. /16/, S.14 und S. 15

Jeder Ausfall einer der beiden CO-Pipelines würde eine sofortige Produktionseinstellung in Leverkusen bzw. in Uerdingen nach sich ziehen.

Aus dieser "Sicherheitsperspektive" ist eine CO-Pipeline nicht einem Sicherheitsaggregat, das beispielsweise am jeweiligen Produktionsort positioniert ist, überlegen.

Darüber hinaus sind die Gutachter der Meinung, dass, wenn auf Dauer primär der Ersatz der alten CO-Koks-Erzeugungsanlage in Uerdingen im Fokus steht und weniger die Umsetzung des "Sicherheitsprinzips n-1", sich alternative CO-Quellen am Standort Uerdingen als gleichwertige Lösungsmöglichkeiten zur CO-Pipeline vornehmlich unter dem Aspekt der benötigten CO-Menge und weniger unter dem Aspekt des Rohstoffverbundes anbieten.

6.3.4 Bedeutung der CO-Pipeline für den Chemieverbund

Nach Angaben von BMS und /16/ basiert die *technisch-wirtschaftliche Alternativlosigkeit* der CO-Pipeline von Dormagen nach Uerdingen auf folgenden Argumenten:⁴⁴

1. Überwindung der räumlichen Dispersion dreier BMS-Produktionsstandorte in NRW
2. Absicherung der Produktions- und Versorgungsstruktur
3. Ausnutzung von Verbundpotentialen

Nach /16/ versucht BMS die gravierenden wirtschaftlichen Nachteile der historisch bedingten räumlichen Dispersion dreier Produktionsstandorte in NRW durch Verbund bzw. Fernleitungssysteme auszugleichen. Gelingt dies nicht, verbleibe der Standort Uerdingen ohne Integration in den BMS-Rohstoffverbund durch die CO-Pipeline in einer Insellage, weil er nicht an den chemischen Produktionsverbund - mit Synergie- und Verbundeffekten - angekoppelt ist.

Nach /16/ führt die Tatsache des Nichtvorhandenseins eines CO-Sicherheitsaggregates in Uerdingen dazu, dass jeder Produktionsausfall der CO-Koks-

⁴⁴ vgl. /16/, S.8-S.18

Erzeugungsanlage erhebliche wirtschaftliche Verluste für BMS nach sich ziehe, weil in der nachgeschalteten Kunststoffproduktion die Nachfrage im Segment der "Massenkunststoffe" abwandere. Die Insellage sei gleichzusetzen mit einer geringen Leistungsfähigkeit und einem geringen Beitrag zum Wachstum und zur Vernetzung des NRW-Chemie-Clusters und stelle auf Dauer die einzelbetriebliche Wirtschaftlichkeit des Standortes Uerdingen in Frage.

Nach /16/ sind für die Konzentration der Produktion auf einzelne Standorte ökonomische Faktoren wie Skalenerträge bzw. Kostendegressionsvorteile bei Massenproduktion, optimale Produktionsbedingungen für einen chemischen Verbund sowie geringe Transportkosten zu den Absatzmärkten ausschlaggebend. Würden diese Effekte wegen des fehlenden CO-Verbundes nicht ausgeschöpft, gerieten Standorte in NRW unter Wettbewerbsdruck und verlören Marktanteile.

BMS produziert an allen drei Standorten in NRW (Leverkusen, Dormagen, Uerdingen) unterschiedliche Produkte - Polycarbonate, Isocyanate, TDI, MDI, u.a. die neben dem CO weitere Eingangsstoffe benötigen. Aus dieser Perspektive ist nach Meinung der Gutachter die Begründung für einen Verbund dreier Standorte nur aufgrund einer Fernleitung, die einen einzelnen Rohstoff in eine Richtung transportiert, zumindest zweifelhaft.

Einzig durch den Bau einer CO-Pipeline ist weder eine Überwindung der räumlichen, noch der funktionalen Dispersion aller drei NRW-Produktionsstandorte für BMS möglich. Deshalb ist für die Gutachter nicht eindeutig erkennbar, welche tatsächlichen betriebswirtschaftlichen Nachteile für den Standort Uerdingen entstehen, wenn CO ohne Verbundstrukturen am jeweiligen Standort, an dem es benötigt wird, - auf welche Art auch immer – erzeugt wird.

Wie bereits in Kapitel 6.3.3 dargelegt ist eine CO-Pipeline aus der Perspektive der gesicherten Versorgungsstruktur nicht einem Sicherheitsaggregat, das an dem jeweiligen Produktionsstandort positioniert ist, an dem CO verbraucht wird, überlegen, wenn primär die Absicherung der CO-Versorgung im Vordergrund steht.

Die in /16/ nicht näher quantifizierte geringe Leistungsfähigkeit des Standortes Uerdingen ist eine allgemeine Aussage. In Uerdingen wird im Vergleich zu allen

anderen weltweiten Standorten von BMS mit 300.000 Jahrestonnen Polycarbonat im Makrolonbetrieb die größte Menge an Polycarbonat produziert - rd. 25% der weltweiten Produktion von 1.200.000 t⁴⁵ – Stand 2007. Neben Antwerpen ist Uerdingen der einzige Standort in Europa, an dem Makrolon produziert wird, und in unmittelbarer Nähe von Uerdingen befinden sich einige Makrolon-Abnehmer wie Hella, Fuji, Delta Music, etc. Mit dem unter dem Markennamen Makrolon® hergestellten Polycarbonat ist BMS seit Jahrzehnten weltweit führend, da es sich als Polycarbonat mit spezifischen Eigenschaften in seiner Qualität von der Konkurrenz unterscheidet. Somit können auch potentielle Kostennachteile eines Standortes auf die Preise und die Nachfrage "überwältigt" werden. Diese Tatsachen sprechen aus Sicht der Gutachter weder heute noch zukünftig für eine "geringe Leistungsfähigkeit" des Standortes.

Die Quantifizierung und Einordnung der Leistungsfähigkeit bei MDI ist deutlich schwieriger, weil es wesentlich mehr Produktionsstandorte in Deutschland, in Europa sowie weltweit und nicht nur von BMS gibt, die diverse Vorprodukte für Polyurethane produzieren. Prof. Karl führt zwar auf, dass die Polyurethanproduktion in Uerdingen ca. 20% der weltweiten Produktion beträgt, die demnach ebenfalls nicht als "geringe Leistungsfähigkeit" einzustufen ist, jedoch ist in diesem Segment der Massenkunststoffe im Unterschied zu dem Segment der speziellen Kunststoffe auch der erhöhte Kostenwettbewerb präsent, der zur Ausschöpfung von Kostendegressionsvorteilen zwingt, um kostenbewusste Nachfragen bedienen zu können.

Inwieweit BMS, der z.Z. den Gutachtern als einziger CO-Abnehmer an allen drei Standorten in NRW bekannt ist, etwaige Kostendegressionsvorteile bzw. Synergieeffekte aus der CO-Pipeline aggregieren könnte und inwieweit die CO-Pipeline als Rationalisierungsmaßnahme vornehmlich in der Prozesskette der Massenkunststoffe einzuordnen ist, erschließt sich den Gutachtern aus den vorliegenden Informationen nicht.

Die Kostenvorteile müssen aber, wenn es sie gibt, in der Bezugsart von CO liegen. Hierbei steht der CO-Bezug aus Eigenproduktion (CO-Koks-Anlage oder

⁴⁵ Stand 2007; vgl. <http://www.chemanager-online.com/news-opinions/nachrichten/bms-erweitert-polycarbonat-produktion>

neue CO-Erzeugungsanlage) mit den damit verbundenen Kosten einem CO-Bezug vom externen CO-Produzenten mit den damit verbundenen Kosten einschließlich des Transportweges, nämlich der CO-Pipeline, gegenüber.

Zur Lösung der grundsätzlichen Problematik der Versorgungssicherheit mit CO i.S. der Absicherung einer ausreichenden Menge an CO in Uerdingen sowie zur Abschätzung der Kostenvor- und Kostennachteile, müssen neben der von BMS angestrebten CO-Pipeline, grundsätzlich auch andere Lösungsalternativen als gleichwertige Versorgungsmöglichkeiten untersucht werden.

Darüber hinaus haben sich die H₂-Verwertungsmöglichkeiten in den letzten Jahren weiter entwickelt. So gibt es inzwischen eine Vielzahl an Verwertungsmöglichkeiten, die auch am Standort Uerdingen zum Tragen kommen könnten (vgl. Kapitel 8.4).

7. Auswertung der Geschäftsberichte der Bayer AG für den Konzern BMS für die Jahre 2009 bis 2012

7.1. Offenlegungspflicht für Jahresabschlüsse und Geschäftsberichte

Mit Inkrafttreten des KapCoRiLiG (Kapitalgesellschaften- und Co.-Richtlinie-Gesetz) am 9.3.2000 sind erstmals Jahresabschlüsse von Geschäftsjahren, die zum 31.12.2000 enden, zu veröffentlichen. Mit Inkrafttreten des Gesetzes über elektronische Handelsregister und Genossenschaftsregister sowie das Unternehmensregister zum 1. Januar 2007 ist geregelt, dass die Unterlagen für Geschäftsjahre ab 2006 beim elektronischen Bundesanzeiger einzureichen sind. Die eingereichten Unterlagen sind über das Internetportal des Unternehmensregisters öffentlich zugänglich.

Je nach Größe der Gesellschaft gelten unterschiedlich strenge Veröffentlichungsregeln. Dabei wird zwischen kleinen, mittelgroßen und großen Gesellschaften unterschieden, wobei die Schwellenwerte für die Größenklassen in dem am 01.05.2009 in Kraft getretenen Bilanzrechtsmodernisierungsgesetz (BilMoG) festgesetzt sind. Kapitalmarktorientierte Unternehmen im Sinn des § 264d HGB sind stets als groß zu klassifizieren und müssen alle in § 325 HGB genannten Unterlagen (Jahresabschluss, Gewinn- und Verlustrechnung, Lagebericht und Ergebnisverwendungsbeschluss usw.) offenlegen.

Der Lagebericht ist neben dem Jahresabschluss ein eigenständiges Rechnungslegungsinstrument, der den Jahresabschluss erläutert und diesen um Informationen allgemeiner Art über den Geschäftsverlauf einschließlich des Geschäftsergebnisses und die Lage der Gesellschaft ergänzt.

In § 289 Abs. 1 HGB ist geregelt⁴⁶, dass

- Satz 1: "Im Lagebericht sind der Geschäftsverlauf einschließlich des Geschäftsergebnisses und die Lage der Kapitalgesellschaft so darzustellen, dass ein den tatsächlichen Verhältnissen entsprechendes Bild vermittelt wird"

⁴⁶ http://www.gesetze-im-internet.de/hgb/_289.html [Abgelesen am 03.12.2013]

- ...
- Satz 4: im Lagebericht die voraussichtliche Entwicklung mit ihren wesentlichen Chancen und Risiken zu beurteilen und zu erläutern ist; die zu Gründe liegenden Annahmen sind anzugeben".

Ziel des Risikoberichts nach den Deutschen Rechnungslegungsstandards 5 (DRS 5)⁴⁷ ist es, "den Adressaten des Lageberichts entscheidungsrelevante und verlässliche Informationen zur Verfügung zu stellen und es ihnen zu ermöglichen, sich ein zutreffendes Bild über die Risiken der künftigen Entwicklung der Gesellschaft zu machen. Berichtspflichtig sind alle Risiken, die die Entscheidungen der Adressaten des Lageberichts beeinflussen könnten. Schwerpunkt der Berichterstattung sollten die mit den spezifischen Gegebenheiten der Gesellschaft und ihrer Geschäftstätigkeit verbundenen Risiken bilden. Jedes Unternehmen sollte so über seine Risiken berichten, wie sie intern - im Rahmen des Risikomanagements - eingeteilt werden."

Vor dem Hintergrund der zuvor dargestellten Berichts- bzw. Offenlegungspflicht wurden die Jahresabschlüsse sowie Geschäftsberichte der Bayer AG für die Jahre 2008 bis 2012 dahingehend ausgewertet, ob erkennbar ist, dass durch die noch nicht erfolgte Inbetriebnahme der CO-Pipeline zwischen den Standorten Dormagen und Uerdingen ein Umsatz- oder Ergebnisrisiko ausgewiesen wird.

Ergänzend hierzu wurden die Angaben in den Jahresabschlüssen bzw. Geschäftsberichten unter dem Gesichtspunkt ausgewertet, ob erkennbare Unterschiede bei der Entwicklung der Umsatzerlöse und der Absatzmengen nach Produkten und nach Regionen im Hinblick auf die nicht in Betrieb genommene CO-Pipeline vorhanden sind. Um das Ergebnis an dieser Stelle zusammenfassend vorwegzunehmen: es ist nicht erkennbar, dass die Region Europa sowie die speziell in Uerdingen produzierten Polyurethanrohstoffe und Polycarbonate aufgrund der fehlenden CO-Pipeline Umsatz- und Ergebnisentwicklungseinbußen zu verzeichnen hatten.

⁴⁷ http://www.drsc.de/service/drs/standards/index.php?ixstds_do=show_details&entry_id=8 [Abgelesen am 03.12.2013]

7.2. Einbindung von Bayer MaterialScience in die Konzernstruktur Bayer AG

Im Bayer-Konzern fungiert die Bayer AG mit Sitz in Leverkusen als strategische Management-Holding. Das operative Geschäft wird in den drei Teilkonzernen HealthCare, CropScience und MaterialScience - letztere BMS - geführt.

BMS gehört zu den weltweit größten Herstellern und Anbietern von Polyurethanen, Polycarbonaten und Rohstoffen für Lacke und Klebstoffe und nimmt in allen regionalen Märkten führende Wettbewerbspositionen ein.

BMS produziert und vermarktet ferner ausgewählte anorganische Grundchemikalien wie Chlor, Natronlauge, Wasserstoff, Salzsäure, Salpetersäure und Kohlenmonoxid, die entweder Einsatzstoffe für die Hauptprodukte von BMS sind oder als Nebenprodukte entstehen und an externe Kunden verkauft werden. BMS ist in die Business Units Polyurethanes, Polycarbonates und Coatings, Adhesives, Specialties sowie den Bereich Industrial Operations unterteilt.

Polyurethanrohstoffe MDI, TDI und Polyether und die aus ihnen bestehenden und am Markt angebotenen Polyurethan-Systeme werden z.B. bei der Produktion von Matratzen, Kühltischisolationen, Stoßfängern und Schuhsohlen verarbeitet. Polycarbonate, die unter den Marken Makrolon, Bayblend, Apec oder Makroblend vertrieben werden, kommen z.B. bei Gehäusen für Elektrogeräte, CDs/DVDs, Autoscheinwerfern, Stadiondächern und Wasserflaschen für Wasserspender zum Einsatz. Die Business-Unit Coatings, Adhesives, Specialties produziert Rohstoffe für Lacke und Klebstoffe, die z.B. für Automobil- und Großfahrzeuglacke sowie als Klebstoffe für Schuhe verwendet werden.

Grundrohstoffe der BMS-Produkte sind petrochemische Rohstoffe wie Benzol, Toluol und Phenol, die auf den Beschaffungsmärkten in der Regel im Rahmen langfristiger Verträge erworben werden.

Zum Betrieb der Produktionsanlagen wird in großem Umfang Energie - größtenteils in Form von Strom und Dampf - benötigt. Die Energiekosten bilden daher den signifikantesten Kostenblock für das BMS-Geschäft. Um das Preisänderungsrisiko zu minimieren, setzt BMS bei Dampferzeugung auf eine ausbalancierte Diversifikation der Brennstoffe, beim Strom auf einen Mix von externem Einkauf und Eigenerzeugung und schließt darüber hinaus Warenswaps und Wa-

renoptionen ab, um bei langfristigen Lieferverträgen mit Preisbindung die Energiekostenschwankungen abzufedern.

Im Bereich der Standardprodukte mit großem Absatzvolumen – Commodities – forciert BMS zur Kostensenkung technisch größtmögliche Produktionsanlagen – World Scale-Anlagen, die eine länderübergreifende Marktversorgung ermöglichen. Darüber hinaus betreibt BMS im Rahmen der differenzierten Geschäfte eine größere Anzahl von Produktionsanlagen marktnah in 17 Ländern, in denen die Bereitstellung von kundenindividuellen Polyurethan-Systemen unter der Bezeichnung BaySystemy®, die kundennahe Compoundierung von Polycarbonat-Granulaten unter der Bezeichnung MakroColor®, die Herstellung von Halbzeugen wie Polycarbonat-Platten sowie Herstellung von funktionalen Folien aus Polycarbonat und thermoplastischen Polyurethanen erfolgt.

Tabelle 13: Produkte und Produktionsstandorte BMS

Standorte Material Science	Produkte															
	Polyurethane					Polycarbonate		Coatings, Adhesives, Specialties			Anorganische Grundchemikalien					
	Diphenyl- methan- Diisocyanat (MDI)	Toluylen- Diisocyanat (TDI)	Polyether	Polyether- formulierun- gen	Thermoplas- tische Poly- urethane	Poly- carbonate	Polycarbo- natfolien	Basis- isocyanate	Modifizierte Isocyanate	Lackharze	Chlor	Salzsäure	Wasser- stoff	Natron- lauge	Anilin	Nitrobenzol
Leverkusen Deutschland									1							
Brunsbüttel Deutschland	1	1									1	1	1			
Dormagen Deutschland		1	1		1		1		1	1	1	1	1			
Krefeld Deutschland	1					1					1	1	1	1		
Antwerpen Belgien			1			1									1	1
Taragona, Spanien	1			1												
Baytown USA	1	1				1		1			1	1	1	1		
Map Ta Phut Thailand						1	1									
Shanghai China	1	1 (im Bau)				1		1								
Produktions- standorte je Produkt	5	3	2	1	1	5	2	2	2	1	4	4	4	3	1	1

Die größten Produktionsstandorte von BMS :

- Europa: Dormagen, Krefeld-Uerdingen, Brunsbüttel (Deutschland), Antwerpen (Belgien), Tarragona (Spanien)
- Nordamerika: Baytown (USA)
- Asien/Pazifik : Map Ta Phut (Thailand), Shanghai (China)

Innovationen sind laut Bayer der wesentliche Treiber für das zukünftige und nachhaltige Wachstum des Unternehmens. Bayer setzt daher in allen Teilkonzernen auf Forschung und Entwicklung. BMS wendet im Jahr etwa 2 bis 3% des BMS-Umsatzes auf, um als globaler Anbieter von hochwertigen, maßgeschneiderten Material- und Systemlösungen seine führende Position im Markt und in der Prozesstechnik weiter auszubauen.

Nachfolgend werden aus den veröffentlichten Jahres- und Konzernabschlüssen bzw. Geschäftsberichten nur die Geschäftsvorfälle, die den Teilkonzern MaterialScience betreffen, extrahiert und in Grundzügen dargestellt.

7.3. Jahresabschluss 2009 ⁴⁸

Der Geschäftsverlauf des Jahres 2009 von BMS war durch die Auswirkungen der globalen Finanz- und Wirtschaftskrise geprägt. Als Folge des weltweiten Konjunkturerinbruchs verzeichnete BMS in 2009 einen Umsatzrückgang - ohne Bereinigung um Währungs- und Portfolioeffekte - von 9.738 Mio. € in 2008 auf 7.520 Mio. € = -22,8%. Ursächlich hierfür waren gleichermaßen die niedrigeren Verkaufspreise sowie die geringeren Absatzmengen.

Die für BMS wichtigen Abnehmerbranchen - Automobil-, Elektro-, Bau- und Möbelindustrie - erlebten einen massiven Umsatzeinbruch, der in den Regionen Europa, Nordamerika, Lateinamerika/Afrika/Nahost gleichermaßen stark ausfiel – 28,4%, 27,1%, 22,6%, während in der Region Asien der Umsatzeinbruch mit 7% deutlich geringer ausfiel.

⁴⁸ Vgl. /42/

In der **Business Unit Polyurethanes** sank der Umsatz zum Vorjahr um 25,4%, betraf alle Polyurethan-Produktgruppen (MDI, TDI, Polyether) und resultierte sowohl aus gesunkenen Verkaufspreisen wie aus verringerten Absatzmengen.

Die **Business Unit Polycarbonates** verzeichnete ein Umsatzrückgang um 21%, der insgesamt aus der verringerten Absatzmenge resultierte.

Ergebnisverbessernd wirkten sich laut BMS niedrigere Rohstoff- und Energiekosten sowie Einsparungen aus dem Restrukturierungsprogramm aus.

Die Höhe der **investiven Tätigkeit** von BMS lag in 2009 bei 504 Mio. € und resultiert aus nachstehend aufgeführten Investitionen:

- world-scale-Produktionskomplex TDI in Shanghai (China)
- Polyisocyanat-Produktionsanlage in Ankleschwar (Indien)
- Roll-to-Roll-Coating-Line in Leverkusen (Deutschland)
- Errichtung eines Systemhauses in Gunagzhou (China)
- Lachgas-Reduktion bei der Salpetersäureproduktion in Dormagen (Deutschland)
- Errichtung einer Pilotanlage zur Herstellung von Kohlenstoff-Nanoröhrchen in Leverkusen (Deutschland)
- EcoCommercial Building in Noida (Indien)

Als international tätiges Unternehmen mit breitem Portfolio ist Bayer-Konzern unterschiedlichen Risiken ausgesetzt.

Die von Bayer im Risikobericht 2009 aufgeführten Risiken sind nicht abschließend und beschränken sich auf die für den Bayer-Konzern wesentlichen Risiken. Die aufgeführten Risiken sind in allgemeiner Form gehalten und konzernübergreifend geltend. Im Einzelnen werden ausgewiesen

- Rechtliche Risiken (Aufführung aktueller Rechtsstreitigkeiten nach Teilkonzernen)

- Branchenrisiken
- Produktentwicklungsrisiken
- Regulatorische Risiken
- Patentrissen
- Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken
- IT-Risiken
- Kapitalmarktentwicklungen
- Finanzwirtschaftliche Risiken

Das im Hinblick auf die CO-Pipeline relevante Risiko kann in der allgemeinen Formulierung der Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken interpretiert werden und lautet:

"Die Produktionskapazität an einigen unserer Standorte könnten z.B. durch technisches Versagen, Naturkatastrophen, regulatorische Rahmenbedingungen oder Lieferunterbrechungen bei Hauptrohstoffen oder Zwischenprodukten, z.B. durch die Abhängigkeit von einem Lieferanten, beeinträchtigt werden. Wegen des sehr komplexen Herstellungsverfahrens gilt dies in besonderem Maße für unsere biotechnologischen Produkte. Gelingt es uns in diesen Fällen nicht, mit der Produktion auf andere Standorte auszuweichen oder die Nachfrage aus Vorräten zu bedienen, wird es zu einem Umsatzrückgang kommen.

Die Versorgung mit strategisch wichtigen Rohstoffen wird soweit möglich über langfristige Verträge und/oder mit verschiedenen Lieferanten gesichert. (...)

Die Herstellung von chemischen Produkten birgt Risiken, die mit der Produktion, der Abfüllung, der Lagerung und dem Transport von Rohstoffen, Erzeugnissen und Abfällen verbunden sind. Diese Risiken können Personen-, Sach- und Um-

weltschäden, Produktionsausfälle und Betriebsunterbrechungen sowie die Verpflichtung zu Schadensersatzzahlungen zur Folge haben."⁴⁹

7.4. Jahresabschluss 2010 ⁵⁰

Die für BMS relevanten Abnehmerbranchen konnten sich im Jahr 2010 von den deutlichen Umsatzeinbrüchen aus 2009 erholen, und die Nachfrage erwies sich als stabil. Die Umsatzzunahme von BMS stieg im Vergleich zum Vorjahr um 35% an.

Der Umsatz der **Business Unit Polyurethanes** erhöhte sich im Vergleich zum Vorjahr um 32,8%. Hierzu trugen vor allem die wesentlich höheren Absatzmengen in allen Produktgruppen – MDI, TDI und Polyether – bei, die in allen Regionen erreicht wurden. Die höchsten absoluten Steigerungsraten wurden dabei in Europa und Asien/Pazifik registriert. In diesen beiden Regionen wurden die Preise signifikant angehoben. Dadurch konnte bei stagnierenden Preisen in Nordamerika/Lateinamerika und Afrika /Nahost insgesamt ein positiver Preisefekt erzielt werden.

In der **Business Unit Polycarbonates** stieg der Umsatz im Vergleich zum Vorjahr um 49%. Ausschlaggebend hierfür war die positive Entwicklung der Produktgruppe Granulate mit erheblichen Mengen- und Preissteigerungen in allen Regionen.

Die Höhe der **investiven Tätigkeit** von BMS in 2010 lag bei 498 Mio. € und verteilt sich auf folgende Investitionen:

- world-scale-Produktionskomplex TDI in Shanghai (China)
- Makro-Color – Produktionsstätte in Noida (Indien)
- Errichtung eines Polyurethan-Systemhauses in Moskau (Russland)
- Errichtung eines Demonstrations-NaCl-Elektrolyseurs mit Sauerstoffverzehrkatode in Uerdingen (Deutschland)

⁴⁹ /42/, S. 58

⁵⁰ Vgl. /43/

Die von Bayer im Risikobericht 2010 aufgeführten Risiken sind nicht abschließend und beschränken sich auf die für den Bayer-Konzern wesentlichen Risiken. Die aufgeführten Risiken sind in allgemeiner Form gehalten und konzernübergreifend geltend. Im Einzelnen werden ausgewiesen

- Rechtliche Risiken (Aufführung aktueller Rechtsstreitigkeiten nach Teilkonzernen)
- Branchenrisiken
- Produktentwicklungsrisiken
- Regulatorische Risiken
- Patentrisiken
- Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken
- IT-Risiken
- Kapitalmarktentwicklungen
- Finanzwirtschaftliche Risiken

Das im Hinblick auf die CO-Pipeline relevante Risiko kann wie im Jahresabschluss 2009 in der allgemeinen Formulierung der Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken interpretiert werden – vgl. 7.4.

7.5. Jahresabschluss 2011 ⁵¹

2011 war ein strategisch und operativ erfolgreiches Jahr für den Bayer-Konzern, jedoch war BMS durch abnehmende Dynamik in einem schwierigen Marktumfeld gekennzeichnet.

⁵¹ vgl. /44/

Die Welt-Wirtschaft wurde in 2011 durch mehrere Faktoren belastet. Dazu gehörten insbesondere die Schuldenkrise in Europa und in den USA, die mit einer stark erhöhten Volatilität der Finanzmärkte einherging.

Regional verlief die Konjunkturentwicklung sehr unterschiedlich. In den meisten Industrieländern legte die Wirtschaftsleistung nur geringfügig zu. Eine Ausnahme bildet die deutsche Wirtschaft, die sich robust zeigte. Als wichtige Stütze der Weltkonjunktur erwiesen sich die Wachstumsländer, insbesondere China und Indien – sie verzeichneten ein kräftiges Wachstum.

Die für BMS wichtigen Hauptabnehmerbranchen konnten sich der globalen Konjunkturabschwächung nicht vollständig entziehen. Negative Impulse gingen von der Euro-Krise, der schleppenden Erholung der Binnennachfrage und des Immobilienmarktes in Nordamerika sowie den rigiden Maßnahmen zur Bekämpfung von Inflation und konjunktureller Überhitzung in Asien aus.

Der Umsatz von BMS stieg in 2011 um 6,7% gegenüber dem Vorjahr und resultierte im Wesentlichen aus der Erhöhung der Absatzpreise, die in allen Businessunits und allen Regionen, insbesondere in Europa erzielt wurden. Darüber hinaus wurden die Absatzmengen moderat gesteigert – in Lateinamerika/Afrika/Nahost, Europa und Nordamerika. Die Verkaufsmengen in Asien/Pazifik gingen jedoch geringfügig zurück.

Der Umsatz der **Business Unit Polyurethanes** erhöhte sich im Vergleich zum Vorjahr um 6,6%. Hierzu trugen vor allem die signifikanten Zuwächse bei Polyether und MDI bei, die den im Vergleich zum Vorjahr rückläufigen Umsatz von TDI überkompensierten. Das Absatzvolumen konnte in den Regionen Lateinamerika/Afrika/Nahost, Europa und Nordamerika ausgeweitet werden, während in der Region Asien/Pazifik die Mengen unter dem Vorjahr blieben.

In der **Business Unit Polycarbonates** stieg der Umsatz um 3,7% gegenüber dem Vorjahr. Ausschlaggebend hierfür waren die weltweit höheren Verkaufspreise der Produktgruppe Granulate, die gleichzeitig mit leichter Erhöhung der Absatzmengen einherging.

Die Höhe der **investiven Tätigkeit** von BMS in 2011 lag bei 565 Mio. € und umfasste folgende Investitionen:

- world-scale-Produktionskomplex TDI in Shanghai (China)
- Makro-Color – Produktionsstätte in Noida (Indien)
- Errichtung eines Polyurethan-Systemhauses in Moskau (Russland)
- Errichtung eines Demonstrations-NaCL-Elektrolyseurs mit Sauerstoff-verzehrkatode in Uerdingen (Deutschland)

Die von Bayer im Risikobericht 2011 aufgeführten Risiken sind nicht abschließend und beschränken sich auf die für den Bayer-Konzern wesentlichen Risiken. Die aufgeführten Risiken sind in allgemeiner Form gehalten und konzernübergreifend geltend. Im Einzelnen werden ausgewiesen

- Rechtliche Risiken (Aufführung aktueller Rechtsstreitigkeiten nach Teilkonzernen)
- Branchenrisiken
- Produktentwicklungsrisiken
- Regulatorische Risiken
- Patentrisiken
- Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken
- IT-Risiken
- Kapitalmarktentwicklungen
- Finanzwirtschaftliche Risiken

Das im Hinblick auf die CO-Pipeline relevante Risiko kann wie im Jahresabschluss 2009 in der allgemeinen Formulierung der Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken interpretiert werden – vgl. 7.4.

7.6. Jahresabschluss 2012⁵²

Strategisch und operativ war 2012 ein erfolgreiches Jahr für den Bayer-Konzern, der in allen Teilbereichen einen Zuwachs erzielte. Der Umsatz von BMS in 2012 stieg um nominal 6,2% gegenüber dem Vorjahr und resultierte im Wesentlichen aus der Erhöhung der Absatzmengen. Während der Absatz in Europa auf Vorjahresniveau lag, wurde in allen übrigen Regionen eine Ausweitung erzielt. Darüber hinaus wurden mit Ausnahme von Asien/Pazifik die Preise in allen Regionen leicht erhöht.

Das Wachstum der Weltwirtschaft hat sich in 2012 weiter verlangsamt. Der wichtigste Grund dafür war die Krise im Euro-Raum, die mit einer spürbaren Verunsicherung von Verbrauchern und Investoren einherging. Belastend wirkte darüber hinaus, dass der Ölpreis trotz konjunktureller Abschwächung auf hohem Niveau verharrte.

Der Umsatz der **Business Unit Polyurethanes** erhöhte sich um 11,9%. Hierzu trugen vor allem die signifikanten Zuwächse bei allen Absatzmengen und Absatzpreisen für alle Produktgruppen und in allen Regionen, mit Ausnahme von Europa, bei. Insbesondere bei MDI und TDI wurden Mengen- und Preissteigerungen erzielt.

In der **Business Unit Polycarbonates** lag der Umsatz um 2,4% unter dem des Vorjahres. Ausschlaggebend hierfür waren die weltweit niedrigeren Verkaufspreise insbesondere aufgrund neuer Produktionskapazitäten. Die Absatzmengen lagen auf dem Vorjahresniveau.

Die Höhe der **investiven Tätigkeit** von BMS lag 2012 bei 620 Mio. € und verteilt sich auf folgende Investitionen:

- Errichtung einer world-scale-Produktionsanlage für TDI basierend auf der Technologie der Gasphasen-Phosgenierung in Dormagen (Deutschland)

⁵² Vgl. /45/

- Aufbau einer Mehrzweckanlage für die aliphatischen Isocyanate HDI und IPDI in Leverkusen (Deutschland)
- Fertigstellung eines PUR-Systemhauses in Qingdao (China)

Die von Bayer im Risikobericht 2012 aufgeführten Risiken sind nicht abschließend und beschränken sich auf die für den Bayer-Konzern wesentlichen Risiken. Die aufgeführten Risiken sind in allgemeiner Form gehalten und konzernübergreifend geltend. Im Einzelnen werden ausgewiesen

- Rechtliche Risiken (Aufführung aktueller Rechtsstreitigkeiten nach Teilkonzernen)
- Branchenrisiken
- Produktentwicklungsrisiken
- Regulatorische Risiken
- Patentrisiken
- Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken
- IT-Risiken
- Kapitalmarktentwicklungen
- Finanzwirtschaftliche Risiken

Das im Hinblick auf die CO-Pipeline relevante Risiko kann wie im Jahresabschluss 2009 in der allgemeinen Formulierung der Produktions-, Beschaffungsmarkt- und Umweltschutzrisiken interpretiert werden – vgl. 7.4.

7.7. Auswertung der Umsatzentwicklung von BMS für die Jahre 2009 bis 2012 im Hinblick auf die CO-Pipeline

Nachstehend ist die bereits beschriebene Umsatzentwicklung von BMS für die vier Geschäftsjahre 2009 bis 2012 auf Basis des Geschäftsjahres 2008 in tabellarischer und graphischer Übersicht dargestellt.

Tabelle 14: Kennzahlen BMS

Kennzahlen Material Science										
	2008 Mio. €	Verän- derung	2009 Mio. €	Verän- derung	2010 Mio. €	Verän- derung	2011 Mio. €	Verän- derung	2012 Mio. €	Veränderung 2008-2012
Umsatzerlöse	9.738	-22,8 %	7.520	35,0 %	10.154	6,7 %	10.835	6,2 %	11.503	18,1 %
Polyurethanes	5.069	-25,4 %	3.783	32,8 %	5.024	6,6 %	5.375	11,9 %	5.995	18,3 %
Polycarbonates	2.372	-21,0 %	1.873	49,0 %	2.791	3,7 %	2.893	-2,4 %	2.823	19,0 %
Coatings, Adhesives, Specialties	1.648	-17,2 %	1.364	31,3 %	1.791	7,4 %	1.923	2,5 %	1.972	19,7 %
Industrial Operations	649	-23,0 %	500	9,6 %	548	20,3 %	659	8,2 %	713	9,9 %
Umsatzerlöse nach Regionen										
Europa	4.267	-28,4 %	3.054	29,3 %	3.950	11,7 %	4.413	-0,0 %	4.411	3,4 %
Nordamerika	2.108	-27,1 %	1.536	31,6 %	2.022	4,3 %	2.109	15,7 %	2.441	15,8 %
Asien/Pazifik	2.098	-7,0 %	1.951	49,0 %	2.907	-0,4 %	2.894	8,8 %	3.149	50,1 %
Lateinamerika / Afrika / Nahost	1.265	-22,6 %	979	30,2 %	1.275	11,1 %	1.416	6,1 %	1.502	18,7 %

Aus obigen Tabelle 14 geht hervor, dass die weltweiten Umsatzerlöse von BMS zwischen 2008 und 2012 um etwa 18 % gestiegen sind. Dieser Anstieg ergibt sich im Wesentlichen aus dem enormen Umsatz-Wachstum von rd. 50 % im asiatisch-pazifischen Raum, dem Umsatzzuwachs von rd. 19% in Lateinamerika/Afrika /Nahost und der rd. 16%igen Umsatzzunahme in Nordamerika.

Im Zeitraum von 2008 bis 2012 erhöhten sich die weltweiten Umsatzerlöse von BMS in den Produktsparten Polyurethane und Polycarbonate

- für Polyurethane um 18,3 % weltweit
- für Polycarbonate um 19,0 % weltweit

in Europa stiegen die Umsatzerlöse für alle Produkte jedoch insgesamt nur um 3,4 %.

In Abbildung 49 sind die Umsatzerlöse für die jeweiligen Produkte von BMS für alle Regionen im Zeitverlauf wiedergegeben. Der Umsatzanstieg mit rd.18% umfasst bis auf Industrial Operations alle Produkte von BMS gleichmäßig.

Abbildung 49: Umsatzerlöse nach Produkten

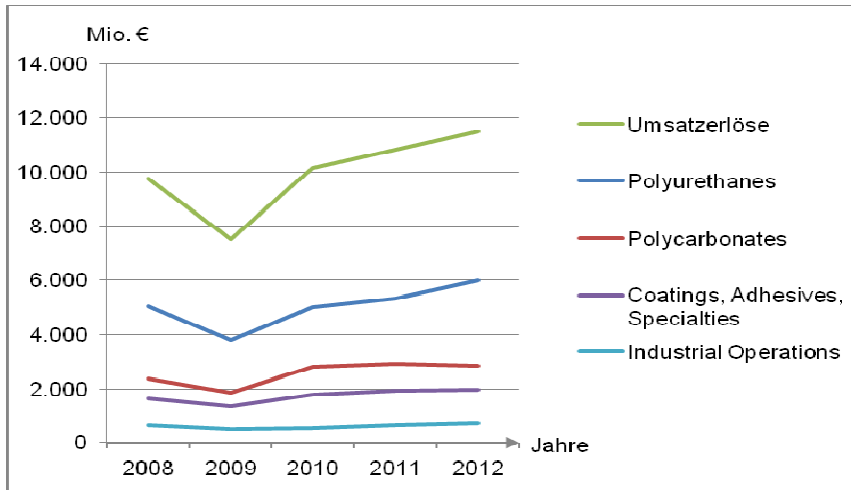
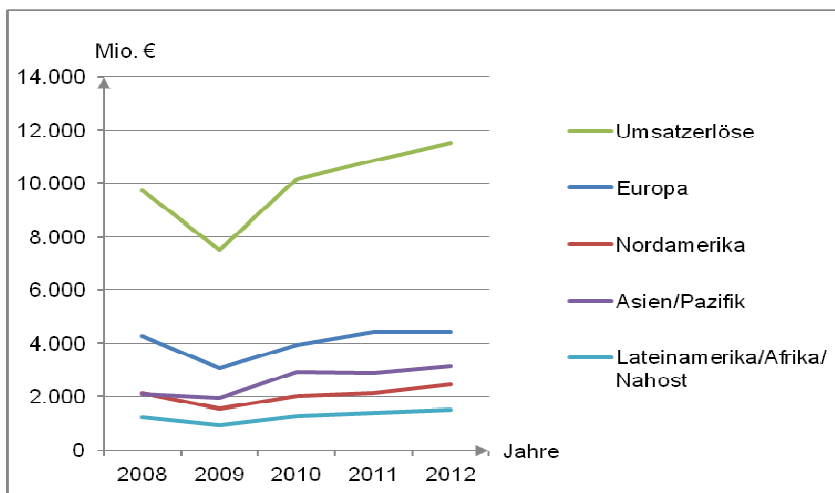


Abbildung 50: Umsatzerlöse nach Regionen



Eine Betrachtung der regionalen Verteilung der Umsatzerlöse in Abbildung 50 lässt jedoch die Schlussfolgerung zu, dass die Nachfrage in Europa nach dem Umsatzeinbruch in 2009 erst wieder in 2012 die Umsätze von 2008 erreichte und damit in Europa ein Wachstum in dieser Zeitspanne kaum bzw. nicht stattgefunden hat.

Das Jahr 2008 ist Bezug nehmend auf die Zielstellung des Gutachtens kennzeichnend für

- den Abschluss der Bauarbeiten und damit die Bereitstellung der CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen für den Transport von CO

- die Umsatzerlöse von BMS zum Zeitpunkt der Verfügbarkeit der CO-Pipeline.

Für den Zeitraum von 2008 bis 2012 entsprachen die jährlichen Umsatzerlöse in Europa und damit auch an den Standorten Dormagen und Uerdingen nahezu denjenigen aus dem Jahr 2008. In den letzten drei Jahren konnte in Europa vor allem der Einbruch der Umsätze im Jahr 2009 für die jeweiligen Produkte kompensiert werden, so dass von keiner Zunahme der Absatzmengen auszugehen ist, die durch die Bereitstellung bzw. Verfügbarkeit der Pipeline erzielbar gewesen wären.

Diese Tatsache deutet darauf hin, dass das eigentliche Wachstum von BMS außerhalb von Europa erfolgte. Die vermehrten Investitionen des Konzerns am Standort Shanghai in Kombination mit der Umsatzzunahme von 50% in den Jahren 2008 bis 2012 für die Region Asien/Pazifik lassen den Schluss zu, dass das künftige Wachstum im Wesentlichen außerhalb von Europa gesehen wird.

Die Gutachter folgern daraus, dass in Europa und damit auch an den Standorten Dormagen und Uerdingen im Status Quo - ohne den Betrieb der CO-Pipeline - ausreichende Kapazitäten für die Bedienung des westeuropäischen Marktes mit den Polyurethan- und Polycarbonatprodukten vorhanden sind und eine Notwendigkeit der Kapazitätserweiterungen der CO-Abnehmeranlagen aus den vorliegenden Geschäftsberichten nicht abgeleitet werden kann.

Geht man von naheliegenden stagnierenden Absatzmengen für Polyurethane und Polycarbonate aus, folgern die Gutachter aus den obigen Entwicklungen der Umsatzerlöse für Europa für die Standorte Dormagen und Uerdingen, dass im Betrachtungszeitraum 2008 bis 2012 für die Absatzmenge an Polyurethanen und Polycarbonaten für die Europa- und Deutschlandnachfrage die erforderlichen Mengen an CO mit den verfügbaren Reformern der Firmen Linde und Praxair am Standort Dormagen und mit der Koksanlage am Standort Uerdingen produziert werden konnten.

Eine kontinuierlich zunehmende Erhöhung der Nachfrage von Produkten der BMS auf dem Europamarkt und damit auch auf den Standorten Dormagen und

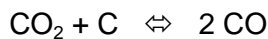
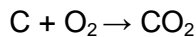
Uerdingen ist von den Gutachtern aus den vorliegenden Geschäftsberichten derzeit nicht erkennbar.

In Verbindung mit nicht in den Jahresabschlüssen explizit genannten Risiken durch den weiterhin nicht aufgenommenen Transport von CO über die CO-Pipeline von Dormagen nach Krefeld-Uerdingen kommen die Gutachter zu dem Schluss, dass bisher keine Umsatzrelevanten Nachteile für BMS im speziellen und den Bayer-Konzern im allgemeinen wegen des noch nicht aufgenommenen Transports von CO nach Uerdingen und damit für den Standort Uerdingen eingetreten sind und auch in naher Zukunft nicht erkennbar sind.

8. Analyse der alternativen Verfahren zur Deckung des CO-Bedarfs am Standort Krefeld-Uerdingen

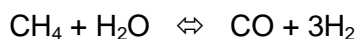
Wie bereits beschrieben entstehen bei der Herstellung von Synthesegas, unabhängig davon, ob es sich um die Kohlevergasung oder das Reforming von Kohlenwasserstoffen, wie Erdgas oder Erdöl handelt, als Hauptkomponenten Kohlenmonoxid und Wasserstoff.

In der Kohlevergasung hängt der Anteil des Wasserstoffs im Synthesegas fast ausschließlich von der verfahrensbedingten Wasserdampf-Zugabe ab. Es sei denn, im Ausgangsmaterial vorhandene (in der Regel geringe) Anteile kohlenwasserstoffhaltiger Verbindungen tragen zu einer weiteren Erhöhung des Wasserstoffanteils im Reaktionsgas bei. Dieses kann beispielsweise bei minderwertigen Kohlesorten, bei Torf, Biomassen oder Kunststoffen, der Fall sein kann. In der Regel ist der Wasserstoffanteil deutlich geringer als der des Kohlenmonoxids.



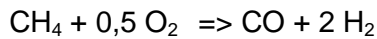
Das Verhältnis CO:H₂ kann sich je nach Verfahren zwischen etwa 1:0,1 bis 1:1 einstellen.

Beim Reforming von Kohlenwasserstoffen, wie Erdgas und Erdöl, muss von einer deutlichen Verschiebung des Verhältnisses von Kohlenmonoxid zu Wasserstoff ausgegangen werden. Die hier entstehenden Spaltgase, insbesondere beim Dampfreforming, haben einerseits durch den hohen Anteil an Kohlenwasserstoffen im Ausgangsstoff und andererseits durch die reaktionstechnisch bedingte Zugabe von Wasserdampf einen wesentlich höheren Wasserstoffanteil im Synthesegas gegenüber der Kohlevergasung.



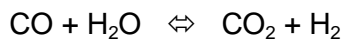
Beim Reforming wird in aller Regel ein CO:H₂ Verhältnis von 1: 2 bis 1:4 und darüber hinaus erreicht und oft angestrebt /7//8/.

Durch die partielle Oxidation, die in der Regel in Kombination mit dem Steam-Reforming eingesetzt wird, lässt sich das Verhältnis CO:H₂ dahingehend regulieren, dass sich der Anteil von CO gegenüber H₂ erhöht.



In beiden Prozessen, der Kohlevergasung als auch dem Reforming, können weitere thermochemische Prozesse zur Anwendung gebracht werden, um das Verhältnis CO:H₂ zu beeinflussen.

So wird die Wassergas-Shift-Reaktion bewusst eingesetzt, um eine verfahrensbedingt geringere Wasserstoffkonzentration im Synthesegas weiter zu erhöhen. Es handelt sich hier um eine in Richtung Wasserstoff verlaufende leicht exotherme Gleichgewichtsreaktion.



Da es sich um ein chemisches Gleichgewicht handelt, kann die gleiche Reaktion zur Reduzierung der Wasserstoffanteils umgekehrt werden, wobei hier wegen der leicht positiven Enthalpie Energie zugegeben werden muss.



Dieses Verfahren wird insbesondere dann beim Reforming angewandt, wenn der hohe H₂-Anteil zu Gunsten des CO-Anteils reduziert werden soll.

So sehen die beiden Reformer von Praxair und Linde am Standort der BMS in Dormagen diese Option vor, denn hier steht die CO-Produktion für die Polyurethan- und Polycarbonatsynthese im Vordergrund.

Vorstehende Betrachtungen zeigen, dass die Frage des Wasserstoffanteils im Synthesegas nicht allein von den Verfahrensarten, wie Kohlevergasung, Reforming und den verfahrensspezifisch eingesetzten Ausgangsstoffen abhängig ist, sondern bewusst gesteuert werden kann. Dies insbesondere dann, wenn Wasserstoff als Endprodukt nicht im Vordergrund steht.

Eine häufig genutzte Möglichkeit zur Minderung des im Reformingprozess in Folge der eingesetzten Kohlenwasserstoffe zwangsläufig entstehenden Was-

serstoffs ist die energetische Nutzung. Hier wird Wasserstoff verfahrensintern recycelt und als Energielieferant (z.B. zur Wärmeenergieerzeugung für den Spaltprozess oder zur CO/ H₂-Trennung) eingesetzt. Somit kann Erdgas substituiert werden.

Die beiden derzeit in Betrieb befindlichen Reformer-Anlagen am Standort Dormagen sind technisch so ausgelegt.

Nachstehend aufgeführte und diskutierte Alternativen zur CO-Pipeline erfüllen die Anforderungen im Sinne einer alternativen Quelle zur Sicherung des CO-Bedarfs in Krefeld-Uerdingen. Sie erfüllen jedoch nicht das Ziel der Schaffung eines Rohstoff-Verbundnetzes.

Wenngleich 2003 von der Bezirksregierung Düsseldorf eine Genehmigung zur Erhöhung der CO-Kapazität der Kohlevergasungsanlage der BMS im Werk Uerdingen auf 100.000 t/ a erteilt wurde, stellt sich die Frage, inwieweit die bestehende Anlage in der Lage ist, einerseits den derzeitigen CO-Bedarf zukünftig sicher zu decken und andererseits in Zukunft eine eventuelle Erhöhung der CO-Produktion für einen Mehrbedarf am Kunststoffen abzudecken.

Im Status Quo wird der CO-Bedarf in Uerdingen durch die CO-Erzeugung vor Ort bei planmäßigem Betrieb der CO-Koks-Erzeugungsanlage gedeckt. Die in den Genehmigungsunterlagen aufgeführte max. Produktionsmenge an CO deckt die bei der Vollauslastung der CO-Abnehmeranlagen die max. benötigte Menge an CO.

Aufgrund mangelnder Informationen sind den Gutachtern - bis auf die Angaben zu den Teilausfällen - keine belastbaren Kapazitätsengpässe aufgrund von Bedarfsspitzen der CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen bekannt.⁵³ Der Produktionsbetrieb in Uerdingen wird ohne Veröffentlichung von nennenswerten Produktionsausfällen seit dem Jahr 2007 sowie ohne Ausweisung von wirtschaftlichen Risiken in den Geschäftsberichten 2008 bis 2012 vollständig aufrecht erhalten, obwohl die CO-Pipeline seit 2009 fertig gestellt, aber nicht betrieben wird.

⁵³ vgl. /16/, S. 19

Unabhängig davon, dass keine konkreten Einschränkungen im Status Quo bekannt sind, vertreten die Gutachter jedoch auch die Meinung, dass die Produktionsausfälle in der Zukunft vor dem Hintergrund des Betriebsalters der CO-Koks-Erzeugungsanlage zunehmen können. Die Gutachter empfehlen daher, den aktuellen technischen Zustand der CO-Koks-Erzeugungsanlage im Hinblick auf eine grundlegende Erneuerung der Anlage, unter Abwägung der zukünftigen Produktionsstrategien in Uerdingen, als Lösung für die Versorgungssicherheit mit CO zu überprüfen.

Bei der Betrachtung von Lösungswegen, neben der in der Diskussion stehenden CO-Pipeline, ist zu berücksichtigen, dass bei allen Synthesegasverfahren, neben dem Hauptprodukt CO je nach Verfahren mehr oder weniger große Mengen an Wasserstoff anfallen können. Es gilt, für dieses Gas Alternativen einer sinnvollen Verwertung zu finden oder im Rahmen der Verfahrensoptimierung zur Verringerung des H₂-Anteils im Syntheserohgas beizutragen.

Nachfolgend werden folgende Alternativen zur zukünftigen CO-Versorgung im Werk Uerdingen vorgestellt und deren Vor- und Nachteile aufgezeigt:

- (1) Erhaltung bzw. Erweiterung der bestehenden Kohlevergasungsanlage
- (2) Neubau einer Synthesegasanlage auf Basis fester Brennstoffe
- (3) Neubau eines Reformers

Zur Abwägung dieser Alternativen sind insbesondere folgende Kriterien zu überprüfen:

- technologischer Standard und Anlagenreife (Verlässlichkeit des Verfahrens)
- Erfahrungen im kommerziellen Betrieb
- Verfügbarkeit von C-Quellen als Ausgangs-/ Brennstoff und deren Versorgungssicherheit
- Kontinuität in der Qualität der Brennstoffe

- Anlagenökonomie, Energieeffizienz, Umweltschutzstandards
- Anpassung der Anlage an den jeweils aktuellen CO-Bedarf, Flexibilität in der Fahrweise
- Flächenverfügbarkeit am Standort
- Infrastruktur
- logistische Anbindung, wie Transportwege und Verfügbarkeit von Prozessmedien, wie Elektroenergie, Wasser, Industriedampf u.a.
- Möglichkeiten zur Verwertung des entstehenden Wasserstoffs

8.1. Erhaltung bzw. Erweiterung der bestehenden Kohlevergasungsanlage

In /16/ wird auf die instabile CO-Produktion durch die 1961 errichtete und seit dem in Betrieb befindliche Koksvergasungsanlage am Standort Krefeld-Uerdingen aufmerksam gemacht. So wären bisher umfangreiche Revisionen wegen der beträchtlichen Laufzeit der Anlage erforderlich gewesen, die ein Herunterfahren der Anlage und somit eine Unterbrechung der CO-Produktion nach sich ziehen.

Zudem sei diese Anlage allein vom Einsatz einer bestimmten Koksqualität abhängig, um die für die Polyurethan- bzw. Polycarbonatproduktion erforderliche Reinheit des Kohlenmonoxids zu garantieren. Dieser Koks ist, in Folge eines früheren Patent- und Anlagenverkaufs von Deutschland nach China, rechtlich geschützt und könne somit nur vom chinesischen Anbieter erworben werden /16/.

Ob diese Kokskohle durch hochwertige Kokskohle aus Deutschland oder der Europäischen Union, die inzwischen im Preis durchaus konkurrenzfähig ist /23/, substituiert werden kann, ist an dieser Stelle nicht zu klären, da aus Schutz von Geschäfts- und Betriebsgeheimnissen seitens BMS keine technologischen oder patentrechtlichen Unterlagen zu dieser Anlage bzw. dem Verfahren eingesehen werden konnten.

Jedoch spricht die am 16.10.2003 von BMS unter der Registrier-Nr. DE10348116 A1 beim Deutschen Patentamt eingetragene und am 12.05.2005 veröffentlichte Erfindung, welche den Einsatz eines neuen Generators sowie ein verbessertes Verfahren zur Herstellung von Kohlenmonoxid-Gas von hohem Reinheitsgrad aus kohlenstoffhaltigen Feststoffen beschreibt, dafür, dass inzwischen ein Verfahren, das ein größeres Brennstoffspektrum erlaubt, von BMS im Werk Uerdingen eingesetzt wird.

Konkret beinhaltet dieses Patent die Neumodifikation eines Festbettreaktors, bei welchem Koks, Graphit bzw. Anodenreste als Brennmaterial eingesetzt und unter Einleitung von O₂ und CO₂ je Stunde bis zu 1.400 Nm³ CO erzeugt werden können. Da nur Brennstoffe mit einem Gehalt von weniger als 10 Gew.-% oberflächlich anhaftendem Wasser eingesetzt werden, liegt die H₂-Konzentration im Reaktionsgas unter 1,5 Vol.-%.

Am 01.04.2003 genehmigte die Bez.-Reg. Düsseldorf eine Kapazitätserhöhung der CO-Anlage im Bayer-Werk Uerdingen, die u.a. durch den Einsatz neuer trockenentstaubender Generatoren eine Leistung von jeweils 1.500 m³ Rohgas/ h (CO + Restgase H₂ und O₂) erreicht.

In den Genehmigungsunterlagen werden zudem Brennstoffe, wie Steinkohlenbrechkoks, kalzinierter Pechkoks, kalzinierter Petrolkoks oder zerkleinerte Elektroden aus Elektrolyseprozessen, als Kohlenstoffträger mit entsprechender Qualität genannt.⁵⁴

Diese Kapazitätserweiterung und gleichzeitige technologische Veränderung der CO-Anlage in Uerdingen und das im gleichen Zeitraum angemeldete Patent lassen vermuten, dass das im Patent genannte neue CO-Herstellungsverfahren mittels Festbettreaktor umgesetzt wurde.

In Folge dieser neueren Verfahrenstechnologie, bei der weniger als 1,5 Vol.-% H₂ im Rohgas entstehen, ist davon auszugehen, dass derzeit im BMS-Werk Uerdingen auch nur geringe Wasserstoffmengen (unter 1.000 m³ im Jahr) anfallen und somit kein Verwertungsproblem entsteht.

⁵⁴ Mitteilung der Bezirksregierung Düsseldorf v. 27.März 2013 an das MKULNV Nordrhein-Westfalen zum Bedarf von Kohlenstoffquellen für die Synthesegasanlage der BMS am Standort Krefeld-Uerdingen

Festzuhalten ist dennoch, dass ein langfristiger Weiterbetrieb der seit 1961 arbeitenden Koksvergasungsanlage auf Grund der teilweise noch vorhandenen älteren Vergasungstechnologien und der damit zunehmenden Verschleiß- und Reparaturanfälligkeit der Technik sowie der eingeschränkten Auswahlmöglichkeiten bei Brennstoffen, auch aus ökonomischen Gesichtspunkten, zu hinterfragen ist.

Im Abwägungsprozess sind folgende Vor- und Nachteile zu berücksichtigen:

Vorteile

- es wird kein neuer Standort (Flächeninanspruchnahme) benötigt
- Infrastruktur für Brennstoff-, Betriebsstoff- und Energieversorgung ist vorhanden
- langjährige Erfahrung des Anlagenpersonals mit der Verfahrenstechnologie
- langfristige Lieferbeziehungen für selektive Brennstoffe
- Anlage stellt, trotz der energetischen Aufwendungen für die Bereitstellung der Brennstoffe und den Synthesegasprozess, im Zusammenhang mit der Klimaerwärmung eine CO₂-Senke dar. Es wird deutlich mehr Kohlendioxid im Kohlenmonoxid gebunden als atmosphärisch freigesetzt /20/.

Nachteile

- Teile der Anlagentechnik entsprechen möglicherweise nicht mehr dem Stand der Technik
- eingeschränkte Auswahl an C-Quellen (Brennstoffe), größere Abhängigkeit von Lieferanten und Marktpreisen
- mögliche Lieferengpässe in Folge der speziellen Brennstoffe bei deutlicher Erweiterung der CO-Produktion

8.2. Neubau einer Synthesegasanlage auf Basis fester Brennstoffe

Neben der Ertüchtigung der bereits vorhandenen Kohlevergasungsanlage stellt der Neubau einer Synthesegasanlage auf Basis fester Brennstoffe eine Alternative dar.

Wie in Kapitel 4 dargestellt, ist der Trend zur kommerziellen großmaßstäbigen Synthesegaserzeugung aus festen Brennstoffen, insbesondere mit verschiedensten Kokssorten, Stein- und Braunkohlen aber auch zunehmend C-haltigen Abfällen und Biomassen, ungebrochen. Weltweit sind bereits mehrere hundert moderne Anlagen, die den Stand der Technik darstellen, im Einsatz.

Die Referenzübersicht in Tabelle 10 zeigt, dass die von konventionellen Anlagen erzeugte Gasmenge in einer Größenordnung von 100.000 bis 200.000 Nm³/h und somit deutlich über dem von BMS benötigten Bedarf liegt. Die von BMS benötigte Kapazität liegt, gemessen an den genehmigten Produktionsmengen, dagegen eher im Bereich von Anlagen, die alternative Brennstoffe vergasen.

Bei der großen Palette kommerziell verfügbarer und langjährig erprobter Synthesegasverfahren müssen neben der vorrangigen CO-Synthese die "Nebenausbeute" an Wasserstoff im Synthesegas und dessen Verwertung berücksichtigt werden.

Wie in Tabelle 3 dargestellt, kann der Wasserstoffanteil im Syntheserohgas Werte von über 30 Vol.-% erreichen. Dem gegenüber stehen Verfahren, wie das Verfahren von BMS, bei denen der Wasserstoffanteil auf Werte unter 1 Vol.-% gesenkt werden kann.

Daher ist bei Verfahrensauswahl zu überlegen, ob zukünftig eine Mehrproduktion an Wasserstoff, die bei Deckung des derzeitigen CO-Bedarfs mittels heute üblicher Synthesegasverfahren, durchaus mehrere tausend Nm³/h betragen kann, gewünscht ist und welche Verwertungsmöglichkeiten bestehen.

Im Vorfeld der Anlagenauswahl sind Fragen zu klären, wie:

1. Kann die Anlage flexibel auf den tagesaktuellen CO-Bedarf reagieren, da eine CO-Pufferung/ Speicherung nur schwer zu realisieren ist?

2. Muss die Vergasungsanlage in der Lage sein, den zukünftigen Gesamtbedarf an CO im Werk Uerdingen abzudecken oder nur den Mehrbedarf über 100.000 Mg/ a, falls die bisherige Kohlevergasung weiterhin betrieben wird?
3. Sind am Standort ausreichende bebaubare Flächen vorhanden, die eine neue Synthesegasanlage einschließlich der Nebenanlagen, wie Brennstofflager, Abfallzwischenlager, aufnehmen kann?
4. Ist die Infrastruktur am Anlagenstandort in der Lage, die Versorgung mit Betriebsmedien, wie Elektroenergie, Brauchwasser, Industriedampf, unter ökonomischen als auch zeitlichen Gesichtspunkten abzusichern?
5. Stehen entsprechende Brennstoffe in ausreichender Menge, gleichbleibender Qualität und mit ökonomisch vertretbaren Preisen zu Verfügung? Kann die Belieferung langfristig abgesichert werden?

In der Abwägung der Argumente zeichnen sich folgende Vor- und Nachteile ab:

Vorteile

- Die Anlagentechnik ist ausgereift und stellt unter technologischen, energetischen und ökonomischen Gesichtspunkten den Stand der Technik dar. Je nach Qualität, Beschaffungskosten und langfristiger Verfügbarkeit können auch einheimische Kohlen und Kokssorten zur Synthesegasproduktion eingesetzt werden. Dieses kann die Abhängigkeit von internationalen Märkten verringern.
- Mit Blick auf den Klimawandel, den Anstieg des CO₂-Gehaltes in der Atmosphäre, aber auch auf die zukünftig ansteigenden Erdöl- und Erdgaspreise gibt es zunehmende Forschungs- und Entwicklungskapazitäten, welche die Synthesegasproduktion auf Basis hochenergetischer C-haltiger Abfälle und Biomassen, wie industrielle Abfälle, Kunststoffe, Rückstände aus der Papierverarbeitung, Restholz, Stroh, zum Inhalt haben. Eine Kohlevergasungsanlage kann hierfür in Zukunft eine gute Technologiegrundlage bilden, zumal am Standort Uerdingen bereits heute derartige Abfälle anfallen.

- Der derzeit maximal genehmigte CO-Bedarf von 100.000 t/a macht kleinere Anlagen, insbesondere solche die alternative Brennstoffe einsetzen, attraktiver, da deren Anlagenkapazität in der benötigten Größenordnung liegt.
- Die Anlagen entsprechen in ihren Umweltstandards den heutigen Anforderungen (Stand der Technik) und sind bei Nutzung/ Einspeisung von CO₂ als weiterer C-Quelle eine unter Klimagesichtspunkten positive CO₂-Senke (chemische Bindung von Kohlenstoff).
- Die Anlagentechnik ist bereits so ausgereift, dass das bei der Verstromung von kohlenstoffhaltigen Brennstoffen entstehende CO₂, wie beispielsweise im Kraftwerk der CURRENTA GmbH im CHEMPARK Uerdingen durch anlagentechnische Kopplung zur Synthesegasherstellung genutzt werden kann und damit nicht mehr als Klimagas wirken kann. Man spricht vom Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Prozess.

Nachteile

- Konventionelle Synthesegasanlagen auf Basis von Koks und Kohle haben in der Regel eine CO-Produktionsleistung, die deutlich über der im BMS-Werk Uerdingen liegt, so dass bei einer Anlagenunterdimensionierung mit steigenden spezifischen Herstellungskosten zu rechnen ist.
- Die Flächeninanspruchnahme für die Produktionsanlage sowie Nebenanlagen (Brennstofflager, Abfallzwischenlager) muss berücksichtigt werden.
- Ggf. muss eine neue Infrastruktur für Betriebsmedien, wie Elektroenergie, Brauchwasser, Industriedampf, und Logistik (z. B. CO- und H₂-Pipeline, Transportwege) geschaffen werden.
- Ggf. muss CO₂ für die Synthesegaserzeugung bereit gestellt werden.

8.3. Neubau eines Gas-/ Erdöl-Reformers

Erdgasreformer stellen neben der Gruppe der Kohlevergasungsanlagen weltweit die zweit wichtigste Gruppe der Synthesegasanlagen dar. Wie Tabelle 10 zeigt, produzieren moderne Reformer in einer üblichen Größenordnung von 30.000 bis etwa 200.000 Nm³ Synthesegas/h.

Bei dem bereits genannten CO:H₂ Verhältnis von 1:2 bis 1:4 müssten am Standort Uerdingen zwischen ca. 33.000 und 70.000 Nm³ Synthesegas je Stunde produziert werden, um die erforderlichen 11.000 bis 14.500 Nm³ CO/h zur Verfügung stellen zu können.

Daneben fallen, Brennstoff bedingt, erhebliche Mengen an Wasserstoff an, die deutlich über denen der Kohlevergasung liegen. Im konkreten Fall ist mit 25.000 bis mehr als 55.000 Nm³ Wasserstoff je Stunde zu rechnen, die es zu verwerten gilt.

Die Reformertechnologie gestattet durch den zusätzlichen Eintrag von CO₂ und die Verschiebung des Gleichgewichts der Wassergas-Shift-Reaktion eine Erhöhung der Synthesegasausbeute in Richtung des CO-Anteils. Dieses wird bereits bei den bestehenden bzw. in der Genehmigung befindlichen Reformern von Praxair und Air Liquid am Standort Dormagen genutzt.

Technologisch stellen Reformer derzeit die fortschrittlichste Synthesegastechnik dar. Der Einsatz von Erdgas gegenüber festen C-Quellen kann zudem ökonomische Vorteile bieten.

Hinsichtlich der Flexibilität in der Fahrweise haben sie gegenüber den Feststoffanlagen den Vorteil einer besseren verfahrenstechnischen Steuerung.

Beim Anlagenbau ist mit geringeren infrastrukturellen Anforderungen und Randbedingungen, wie das Anliefern und Vorhalten von Brennstoffen, das Zwischenlagern entstehender Abfälle, gegenüber Feststoffanlagen zu rechnen. Es sei denn, die Brennstoffversorgung erfordert den Bau neuer oder die Erweiterung vorhandener Gaspipelines bzw. -lager.

Störungen in der Brennstoffbelieferung wirken sich erheblich schneller auf den Anlagenbetrieb aus, da eine Bevorratung/ Speicherung, wie bei festen Brennstoffen üblich, nur mit hohem ökonomischen Aufwand möglich ist.

Folgt man der Auslegung der Reformieranlagen am Standort Dormagen, so schwankt der Erdgasbedarf in Abhängigkeit der eingesetzten Gasqualitäten (methanarm bzw. reich) und Technologien (interne Nutzung des entstehenden Wasserstoffs, Verschiebung des Gleichgewichts der Wassergas-Shift-Reaktion, Einspeisung von CO₂) je erzeugtem Nm³ CO zwischen 0,56 und 1,9 Nm³.

Bei einem Bedarf von etwa 14.500 Nm³ CO/h bedeutet das die Bereitstellung von Erdgas in einer Größenordnung zwischen 8.000 und 28.000 Nm³/h. Derzeit sind aber nur freie Erdgas-Kapazitäten der Open Grid Europe GmbH am Standort Uerdingen von rd. 2.700 m³/h bekannt.⁵⁵

Nachfolgende Vor- und Nachteile sind abzuwägen:

Vorteile

- hoher technologischer Standard
- Bau kleinerer Anlagen mit flexiblerer Fahrweise, bessere Anpassung an den tagesaktuellen CO-Bedarf möglich
- geringerer Flächenbedarf
- geringerer infrastruktureller Aufwand

Nachteile

- hoher technologischer Aufwand, der sich auf die Anlagenkosten auswirken kann
- ausreichende Erdgaskapazitäten am Standort
- Wasserstoffüberproduktion in der Regel deutlich höher als bei Feststoffvergasungsanlagen, Schaffung von Verwertungsmöglichkeiten

⁵⁵ Mitteilung der Bezirksregierung Düsseldorf am 18. April 2013 an Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen

- ausreichende Bevorratung von Brennstoff zur Vermeidung von Betriebsstörungen in Folge von Lieferausfällen so gut wie nicht möglich
- Unter Klimaschutzgesichtspunkten ist die CO₂-Bilanz gegenüber Feststoffvergasungsanlagen ungünstiger /20/.

8.4. Externe Verwertung von Wasserstoff

Der Überschuss von Wasserstoff kann als Chance verstanden werden, über alternative externe Verwertungsmöglichkeiten nachzudenken.

Welche Alternativen sind dabei denkbar?

Grundsätzlich ist sowohl eine stoffliche als auch energetische Verwertung möglich, wobei erstere zunächst im Vordergrund der Betrachtung stehen sollte.

8.4.1. Stoffliche Verwertung

Weltweit wird H₂ vorrangig zur Synthese von Ammoniak (NH₃), Methan (CH₄) und Methanol (CH₃OH) eingesetzt.

Für die Methan- als auch Methanolsynthese sind CO und CO₂ erforderlich, welche am Standort Uerdingen derzeit nicht im Überschuss zur Verfügung stehen. Die Ammoniaksynthese läuft heute in der Regel über einen vorgeschalteten Synthesegasprozess mit partieller Oxidation. Wegen des hohen Bedarfs an Energie wird sie dort durchgeführt, wo Energie kostengünstig und somit wirtschaftlich zur Verfügung steht.

Eine direkte stoffliche Verwertung von H₂ am Standort Uerdingen erfolgt in der Hydrieranlage der Firma Lanxess, der aus dem Wasserstoff-Netz des CHEMPARKS Krefeld-Uerdingen bezogen wird. Es wäre zu prüfen, inwieweit Wasserstoff aus der Synthesegasproduktion unter Kapazitäts- und Qualitätsgesichtspunkten in dieses Netz eingespeist werden kann.

Eine weitere Möglichkeit ist eine Einspeisung in den Wasserstoff-Fernleitungsverbund der Air Liquide Deutschland GmbH, an die der Standort angeschlossen

ist.⁵⁶ Auch hier ist zu prüfen, ob die technischen Rahmenbedingungen des Pipelinebetreibers eine Einspeisung gestatten.

8.4.2. Energetische Verwertung

In Abhängigkeit der Kostenentwicklung bei der Erzeugung von Wasserstoff steht die zunehmende Substitution von Erdgas im Blickpunkt. Bereits heute kann eine Vielzahl von Anlagen, bei denen Erdgas energetisch verwertet wird, ohne allzu großen technischen Aufwand auf das Zukunftsmedium Wasserstoff umgestellt werden.

Am Standort des CHEMPARKS Krefeld-Uerdingen bietet sich die Prüfung einer energetischen Verwertung in den Kraftwerken der CURRENTA GmbH an. Hierfür ist im Vorfeld die Frage der Wasserstoffbereitstellung und Einspeisung zu klären

Eine weitere energetische Verwertung ist mittels stationärer als auch mobiler Energieerzeugungsanlagen, wie Gasmotoren und eingeschränkt⁵⁷ Gasturbinen, denkbar.

Daneben gibt es, wenngleich momentan europaweit noch sehr eingeschränkt, die Möglichkeit, Wasserstoff als Kraftstoff in Kfz einzusetzen.

Entscheidend für diesen H₂-Einsatz sind, neben den direkten Erzeugungskosten, weitere Kosten verursachende Aspekte, wie:

- erforderliche physikalisch-chemische Eigenschaften
 - Reinheit des H₂
 - Aggregatzustand (flüssig, gasförmig),
 - Druckverhältnisse bei der H₂-Speicherung
 - Verdichtung von H₂

⁵⁶ Quellen: Mitteilung der Bezirksregierung Düsseldorf am 18. April 2013 an Ministerium für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz des Landes Nordrhein-Westfalen

M. Weber "Information zur derzeitigen und zukünftigen Wasserstoffverwertung in NRW"; Bericht an das MKULNV v. 09.04.2013; Netzwerk Brennstoffzelle und Wasserstoff NRW; 45699 Herten

⁵⁷ Quelle: M. Weber "Information zur derzeitigen und zukünftigen Wasserstoffverwertung in NRW"; Bericht an das MKULNV v. 09.04.2013; Netzwerk Brennstoffzelle und Wasserstoff NRW; 45699 Herten

- Form der Bereitstellung
 - Transport per Pipeline, Schiene oder Straße
- Lagerhaltung
- Wirkungsgrad
 - ökonomischer Vergleich gegenüber Erdgas

Eine weitere sich stark entwickelnde Technologie, die Wasserstoff als Energieträger benötigt, ist die Brennstoffzelle. Auch hier kommen sowohl stationäre als auch mobile Anwendungen in Frage.

Die auf dem Markt angebotenen stationären Brennstoffzellensysteme werden für KWK angeboten, sind aber z. Z. lediglich auf Erdgasnutzung ausgelegt. Zur Umstellung auf H₂ würden Anpassungsarbeiten erforderlich werden.

PEM-Brennstoffzellensysteme (polymer electrolyte membran) sind derzeit nur im kleintechnischen Maßstab zur Stromversorgung im Einsatz. Größere Anlagen befinden sich im Erprobungsbetrieb (1-MW_{el}-PEMFC-Anlage der Fa. Solvay). Sie stellen derzeit noch keine Option für eine großtechnische Verwertung von Wasserstoff dar.

Die Kopplung von Wasserstoff betriebenen Verbrennungsmotoren mit BHKW befindet sich für größere Motoren im Versuchsstadium (120 kW_{el} Motor der Fa. 2G).

Bleibt aktuell der direkte Einsatz im Kfz-Bereich. Jedoch führt die geringe Tankstellendichte dazu, dass sich die gewünschte Entwicklung einer größeren auf Wasserstoff basierten Fahrzeugflotte in Deutschland nicht einstellt.

Das Netzwerk "Brennstoffzelle und Wasserstoff NRW" führt hierzu aus, dass in Deutschland derzeit lediglich 53 Wasserstofftankstellen, davon viele nicht öffentlich, zur Verfügung stehen. Bis 2015 ist ein Ausbau auf 50 öffentliche Tankstellen, davon 7 in NRW, geplant. Gasanbieter, wie Linde, Air Liquide, planen zudem in Kooperation mit Automobilunternehmen die Errichtung weiterer Wasserstofftankstellen.

Zusammenfassend lässt sich feststellen, dass zwar momentan noch kein ausreichender Markt für den Wasserstoffeinsatz als Kfz-Kraftstoff in Deutschland gegeben ist, sich dieses aber in absehbarer Zeit bei sich günstig entwickelnden H₂-Erzeugerpreisen ändern könnte.

Das Beispiel der ersten in Kooperation mit dem Chemiepark Knapsack errichteten öffentlichen Wasserstofftankstelle 2010 in Hürth und der gleichzeitigen Indienststellung von schadstofffreien Wasserstoff-Hybridbussen im regulären Linieneinsatz der Stadtwerke Hürth lässt erahnen, welche öffentlichkeitswirksame Wirkung bei gleichzeitig umfangreichem Absatz von Wasserstoff eine solche Maßnahme haben kann.

9. Bewertung der technischen Alternativen der CO-Erzeugung hinsichtlich der Kosten

Am Standort Dormagen wird aktuell in zwei, ab 2014 voraussichtlich in drei Steam-Reformer von den drei Betreibergesellschaften Praxair, Linde und Air Liquide CO erzeugt und an BMS geliefert. Am Standort Uerdingen betreibt BMS selbst eine CO-Erzeugungsanlage auf Basis von aus China importiertem Steinkohlekoks.

Wie bereits an anderer Stelle ausgeführt, werden großtechnische Anlagen in der Chemieindustrie in der Regel nicht als Serienanlagen zum Listenpreis geliefert, sondern jeweils entsprechend den konkreten Rahmenbedingungen und Anforderungen für den einzelnen Standort entwickelt und kalkuliert. Weitere kalkulatorische Unsicherheiten bestehen hinsichtlich des aktuellen technischen Standes und des Ertüchtigungsbedarfes der vorhandenen Kohlevergasungsanlage in Uerdingen; ebenfalls kann nicht abgeschätzt werden, wie sich der mögliche künftige Einsatz anderer Kohlenstoffträger als der derzeitigen Koks Kohle kostenseitig auswirkt, und zudem sind die Kosten bei einem Erdgasreformer als verfahrenstechnischer Alternative stark abhängig von Anteil und Nutzung des erzeugten Wasserstoffs.

9.1. Kostenanalyse und Kalkulation der Kosten

Ein Kennzeichen der Kostenrechnung ist die Kontinuität der einzelnen Kostenarten und gleichzeitig die Ausblendung der Ausgaben von außergewöhnlichen Ereignissen. Die Analyse von Kosten ist daher eine rückwärts gerichtete Analyse der Leistungen und der hierfür getätigten Ausgaben.

Eine Kalkulation für eine Investition erfolgt auf Grundlage von Marktpreisen für einzelne Komponenten einer Investition bzw. für das gesamte Objekt mit seinen einzelnen Komponenten. Diese Kosten für eine Investition auf der Grundlage von Marktpreisen lassen bezüglich der beschafften bzw. hergestellten Anlagen und Einrichtungen eine verlässliche Prognose für die während des Betriebs jährlich zu erwartenden anteiligen Kosten aus Abschreibungen und Zinsen zu. Abweichungen von der Prognose auf Basis dieser beiden Kostenarten sind eher die Folge von unerwarteten Ereignissen im Bestand wie zum Beispiel Schadensereignissen durch höhere Gewalt.

Ungewissheiten in der Kalkulation von Kosten ergeben sich durch Schwankungen bei den Grund- und Rohstoffen einschließlich Energie sowie durch Planungs- und/oder Konstruktionsfehler und dadurch bedingte vorzeitige Ausfälle von Anlagen und/oder Anlagenkomponenten bzw. damit verbundene unverhältnismäßig hohe Aufwendungen für Instandhaltung.

Vor diesem Hintergrund verweisen die Gutachter darauf, dass Kostenanalysen bzw. eine Kalkulation der Kosten für die bestehende CO-Koksanlage oder für den Neubau einer neuen CO-Anlage auf Basis fester Brennstoffe nicht vorgenommen werden können. Ohne Basis-Informationen über die tatsächlichen Kosten für den Bau, die Ersatzinvestitionen und Instandhaltungsmaßnahmen sowie die Betriebskosten ist eine belastbare Analyse der Kosten nicht möglich.

Einzig die Alternative des Steam-Reformers zur CO-Pipeline in Uerdingen kann seitens der Gutachter auf Basis der vorhandenen Informationen zu Investitionskosten der Steam-Reformer in Dormagen kostenrelevant näher untersucht werden.

9.2. Übersicht über die Methoden der Investitionsrechnung

Die Kostenrechnung ist ein zentrales Teilgebiet des Rechnungswesens, in dem Kosten erfasst, gespeichert, den verschiedenen Bezugsgrößen zugeordnet und für spezielle Zwecke ausgewertet, das heißt selektiert, verknüpft und/oder verdichtet werden.

Kostenrechnungsverfahren werden zur Optimierung von Investitionsentscheidungen eingesetzt. Hierbei wird unterschieden zwischen

- statischen und
- dynamischen

Verfahren der Investitionsrechnung bzw. Kostenrechnung. Die Kostenrechnung wird zudem eingesetzt als Entscheidungsfunktion ex ante oder als Kontrollfunktion ex post.

Statische Verfahren der Investitionsrechnung

Die bekanntesten statischen Verfahren der Investitionsrechnung sind in nachfolgender Tabelle aufgeführt.

Tabelle 15: Übersicht über statische Verfahren der Investitionsrechnung

Statische Verfahren	Rechengrößen	Anzahl der Planungsperioden
Kostenvergleichsrechnung	Kosten	eine
Gewinnvergleichsrechnung	Kosten und Erlöse	eine
Rentabilitätsvergleichsrechnung	Kosten und Erlöse	eine
Amortisationsrechnung	Einzahlungen und Auszahlungen	mehrere

Die statischen Verfahren der Investitionsrechnung beziehen sich - mit Ausnahme der Amortisationsrechnung - auf die Auswertung der Rechengrößen über eine Periode; dies ist entweder das erste Jahr der Nutzungsdauer oder eine - fiktive - repräsentative Periode ⁵⁸.

Bei den statischen Verfahren der Investitionsrechnung fließen einzig bei der **Kostenvergleichsrechnung** die Kosten einer Periode ein, während in die anderen statischen Verfahren entweder Kosten und Erlöse bzw. Einzahlungen und Auszahlungen von einer bzw. von mehreren Perioden einfließen. Die Beschränkung auf den Kostenvergleich setzt die Entscheidungsirrelevanz der Erlöse voraus.

Dynamische Verfahren der Investitionsrechnung

Die dynamischen Verfahren der Investitionsrechnung verfolgen im Prinzip das gleiche Ziel wie die statischen Verfahren: sie wollen Aussagen über die Vorteilhaftigkeit einer anstehenden Investitionsentscheidung herleiten. Im Gegensatz zu den einperiodigen statischen Verfahren wollen die dynamischen Verfahren, die man auch als finanzmathematische Verfahren bezeichnet, die finanziellen

⁵⁸ Für diese und nachfolgende Ausführungen Vgl. /46/

Auswirkungen einer Investitionsentscheidung über den gesamten zukünftigen Investitionszeitraum erfassen und auswerten. Grundlage der dynamischen Verfahren ist der für die gesamte Nutzungsdauer einer Investition zu prognostizierende Zahlungsstrom aus Einzahlungen und Auszahlungen.

Ein dynamisches Verfahren der Investitionsrechnung kommt bei der vorgenommenen Kostenanalyse vornehmlich aus Gründen der mangelnden Informationen zu Zahlungsströmen nicht zum Tragen. Einzelinvestitionen in die Reformer von Linde und Praxair sowie für die CO-Pipeline sind getätigt. Letzteres gilt auch für die Air Liquide Anlage, für die die Inbetriebnahme für 2014 vorgesehen ist. Die Gutachter erachten die Betrachtung von Einzel-Investitionsalternativen für die Einzelanlagen im Hinblick auf die Zielsetzung des Gutachtens für nicht zweckdienlich.

Heranziehung der statischen Kostenvergleichsrechnung im Rahmen dieses Gutachtens

Im vorliegenden Fall wird das Kalkulationsschema einer Kostenvergleichsrechnung im Sinne einer Kostenanalyse ex post angewendet. Die Investitionen in die drei Reformer am Standort Dormagen der Firmen Linde, Air Liquide und Praxair sind abgeschlossen bzw. stehen mit der geplanten Inbetriebnahme der Anlage von Air Liquide im Jahr 2014 vor dem Abschluss. Bei der Investition in die CO-Pipeline kann davon ausgegangen werden, dass alle wesentlichen Ausgaben getätigt sind.

Der Ansatz für die Herleitung der Bezugskosten basiert auf dem Gliederungsschema der statischen Kostenvergleichsrechnung. Die CO-Erzeugungskosten mit den drei Reformern und die Transportkosten für die CO-Pipeline werden für eine Rechnungsperiode ermittelt. Diese Kosten werden dann jährlich gleich bleibend für den Betrachtungszeitraum von 20 Jahren bzw. den für 40 Jahre angesetzt.

Eine Anwendung der Kostenvergleichsrechnung i.S. einer Kontrollfunktion, kommt im vorliegenden Fall nicht zur Anwendung. Die Erzeugungskosten für CO von den drei Betreibern der CO-Erzeugungsanlagen in Dormagen werden den

Beschaffungskosten des CO-Abnehmers - BMS - gleich gesetzt. Parallel hierzu werden die Transportkosten der CO-Pipeline rechnerisch ermittelt.

Die vorliegenden Daten, die gewählten Betriebszeiten von 20 Jahren und von 40 Jahren und die sich daraus bei linearer Abschreibung ergebenden jährlichen Abschreibungsbeträge und Zinsen sowie die zu Grunde gelegten Kostenarten für aufwandgleiche Betriebskosten wie Instandhaltung, Betrieb und Ersatz einschließlich eingerechnetem Personalaufwand werden in ein Kalkulations-Schema für eine Kostenvergleichsrechnung übertragen.

In diesem Kalkulationsschema (vgl. Tabelle 16) werden die Daten und die jährlichen Kosten für jeden Reformer und für die Pipeline nebeneinander ausgewiesen. Diese Darstellungsweise dient der schnellen Übersicht über die gewählten Ansätze und die errechneten Ergebnisse.

Dabei wird von der Annahme ausgegangen, dass die Kalkulation für die Kosten der CO-Erzeugungsanlagen zur Ermittlung des Beschaffungspreises der Kalkulation gleichzusetzen ist, die aufzustellen ist, wenn statt von den drei Betreibern der Reformer CO mit den Reformern von BMS erzeugt würde.

Es wird davon ausgegangen, dass bei den beiden Betrachtungszeiträumen von 20 Jahren und von 40 Jahren in jedem der einzelnen Betrachtungszeiträume die Kosten jeder Periode bezogen auf den gesamten jeweiligen Betrachtungszeitraum gleich sind. Hierauf aufbauend wird das statische Gliederungsschema der Kostenvergleichsrechnung zur Darstellung der in die Kostenanalyse einfließenden Kostenarten herangezogen, wobei nur die Kosten bzw. Kostenarten in die Analyse einfließen, die sich aus der Erzeugung von CO am Standort Dormagen und dem Transport von CO von Dormagen nach Uerdingen ergeben.

Im Ergebnis handelt es sich bei den rechnerisch ermittelten Kosten für die CO-Erzeugung und den Transport um die nominalen Bezugskosten von BMS bei Einstellung der Eigenerzeugung von CO am Standort Uerdingen und den Bezug von CO aus Dormagen. Diese nominalen Bezugskosten werden für die beiden Betrachtungszeiträume von 20 und 40 Jahren angesetzt.

Die Gutachter unterstellen, dass nach dem "going-concern-Prinzip" für den Fall der Einstellung der CO Produktion am Standort Uerdingen und der CO Versor-

gung dieses Standorts von Dormagen aus so lange CO in Dormagen für Uerdingen produziert wird, solange die Pipeline auch betrieben werden kann. Des Weiteren gehen die Gutachter davon aus, dass die ermittelten CO-Bezugskosten sowie CO-Transportkosten durch Instandhaltung und Modernisierung weiterhin die Grundlage für die Kostenkalkulation von BMS sind.

9.3. Alternative CO-Erzeugung am Standort Uerdingen durch einen Steam-Reformer

Wie zuvor bereits dargestellt sind für Kostenanalysen zurückliegende Daten über den Betrieb sowie Informationen von den tatsächlichen Investitionsbeträgen und den Zinssätzen erforderlich.

Die Gutachter haben sich bei den Investitionen entweder auf Informationen aus den eingesehenen Unterlagen bezogen oder beim Betriebsaufwand durchschnittliche anteilige Kosten angesetzt.

Den Gutachtern ist bekannt, dass einheitliche Prozentsätze für Zeiträume von 20 und 40 Jahren nicht der Realität entsprechen, da erst nach bestimmten Betriebszeiten höhere Ausgaben für Ersatz oder Instandhaltung erforderlich sind, während in den ersten Jahren nach Inbetriebnahme diese Ausgaben nicht fällig waren.

Um diesen Konflikt zu kompensieren, sind die Gutachter vom Modell ausgegangen, dass jährlich gleiche Rücklagen für Instandhaltung und Instandsetzung gebildet werden, so dass in den einzelnen Wirtschaftsjahren gleiche Belastungen fällig sind. Die mögliche Verwendung von Rücklagen als innerbetriebliche Finanzierungsmöglichkeiten sind ebenfalls nicht in die Kalkulation einbezogen worden.

9.3.1. Ausgangssituation und Rahmenbedingungen

Der grundsätzliche betriebswirtschaftliche Unterschied zwischen den im Kapitel 8 vorgestellten Alternativen zur CO-Erzeugung am Standort Uerdingen und der Betrachtung der CO-Lieferung über die CO-Pipeline liegt in der Bezugsart von CO.

Die Kosten von BMS für die Eigenherstellung der benötigten Menge an CO in Uerdingen – Insourcing – stehen den Kosten für einen Fremdbezug von CO von

den in Dormagen angesiedelten CO-Produzenten – Outsourcing – einschließlich der Kosten für den Transportweg - Pipeline - gegenüber.

Vorliegende Daten zu Investitionen:

- Steam-Reformer Praxair: 54 Mio. DM umgerechnet 27,5 Mio.€⁵⁹
- Steam-Reformer Linde: 54 Mio.€⁶⁰
- Steam-Reformer Air Liquide: 100 Mio. €⁶¹
- Investitionen CO-Pipeline: 50 Mio. €⁶²

Nachstehend werden im Rahmen einer vereinfachten Ausgabenbetrachtung zunächst die Kosten der drei Reformer in Dormagen den Kosten für den Bau und Betrieb der Pipeline gegenübergestellt und auf eine Tonne CO umgerechnet.

Hierbei werden die Herstellkosten aus den Genehmigungsbescheiden für die Reformer von Praxair, Linde und Air Liquide herangezogen. Mit diesen drei Reformern können maximal 246.000 Jahrestonnen CO (61.000 / 65.000 / 120.000 t/a) produziert werden. Diesen Produktionsmengen steht die maximale Transportmenge durch die Pipeline von 100.000 Jahrestonnen CO gegenüber.

9.3.2. Kalkulationsgrundlagen

Die Gutachter legen ein vereinfachtes Kalkulations-Schema zu Grunde, in das zum einen bekannte Beträge der Herstellungskosten von 27,5 Mio. € / 54 Mio. € / 100 Mio. € für die Steam-Reformer in Dormagen und für die Pipeline ein Betrag von 50 Mio. €, der als angemessen angesehen wurde und ebenfalls in /16/ verwendet wurde, eingehen.

Die Ausgaben für immaterielle Vermögen wie erworbene grundstücksgleiche Rechte oder sonstige Nutzungsrechte sowie für Grundstücke bei der Herstellung der CO- Pipeline werden aus Gründen fehlender Informationen nicht in der Kal-

⁵⁹ Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4259 vom 10.04.2001

⁶⁰ Genehmigungsbescheid 56.8851-4.1I-46/04 i.V.m. 47/04-Wi vom 20.05.2005

⁶¹ Genehmigungsantrag Air Liquide vom 16.07.2012

⁶² /16/

kulation berücksichtigt, obgleich sie nach Meinung der Gutachter nicht unerhebliche anteilige Kosten darstellen.

Da Informationen über Zinsen und/oder den Aufwand für Instandhaltung, den Betrieb und für die Ersatzbeschaffungen nicht zur Verfügung standen, setzen die Gutachter bei der vorgelegten Kalkulation Erfahrungswerte aus dem Betrieb von Großanlagen sowie Erfahrungswerte für den Bau und Betrieb von Ferngas-transportleitungen von der deutschen Nordseeküste, aus den Niederlanden und aus Belgien bis nach Nordrhein-Westfalen an.

Nachstehend werden die von den Gutachtern getroffenen und in der Kalkulation verwendeten Annahmen und Erfahrungswerte im Einzelnen erläutert.

Absetzung für Abnutzung - AfA

Die Beträge aus Absetzungen für Abnutzung - AfA - ergeben sich aus dem Investitionsbetrag und der vorgesehenen Nutzungsdauer bzw. Betriebsdauer einer Anlage. Da den Gutachtern keine tatsächlichen Nutzungsdauern von den Betreibern der Anlagen bekannt sind, wird die Betriebsdauer für die Steam-Reformer in erster Kalkulationsvariante mit 20 Jahren und in zweiter mit 40 Jahren angesetzt, die Betriebsdauer für die Pipeline einheitlich mit 50 Jahren. Die Anlagen werden in den Jahren abgeschrieben.

Seit den Chemieunfällen in Seveso, Bhopal und bei Sandoz wurden die Sicherheitsstandards und die Betriebsweisen von Anlagen der chemischen Verfahrenstechnik grundsätzlich überarbeitet und erneuert. So werden alle einzelnen Anlagenkomponenten regelmäßig auf ihre Funktionsfähigkeit und Zuverlässigkeit überprüft. Dies hat dazu geführt, dass nicht mehr ganze Anlagenkomponenten oder Fertigungsanlagen nach Erreichen einer bestimmten Betriebsdauer ausgetauscht werden. Stattdessen werden die einzelnen Komponenten bei Erreichen ihrer technischen Leistungsgrenze bzw. auf Grundlage von Sicherheits- und Qualitätsstandards bzw. -normen ausgetauscht.

Ein Teil der ausgetauschten Komponenten wird im Jahr des Austausches als Aufwand gebucht, während andere Komponenten aktiviert und abgeschrieben werden. Vor diesem Hintergrund werden in dem hier herangezogenen vereinfachten Kalkulations-Schema keine differenzierten Nutzungsdauern für ver-

schiedene Komponenten bei der Ermittlung der AfA-Sätze angesetzt. Stattdessen wurde für den Ersatz beim Reformer sowohl bei einer einheitlichen Nutzungsdauer von 20 als auch von 40 Jahren ein jährlicher Ersatz von 2 % - das entspricht bei einer 20-jährigen Nutzungsdauer den Ausgaben für Ersatzbeschaffungen von 40 % der Investitionssumme und bei einer Nutzungsdauer von 40 Jahren den Ausgaben für Ersatzbeschaffungen von 80 % der Investitionssumme - zugrundegelegt.

Zinsen

Die Zinsen auf das eingesetzte Kapital werden mit 6 % p. a. angesetzt. Bei den Investoren der Steam-Reformer in Dormagen sowie bei BMS handelt es sich bei der Gewinnkalkulation um am Kapitalmarkt orientierte Unternehmen, weshalb die Gutachter den gewählten Zinssatz für angemessen ansehen.

Für die Berechnung der Zinseszinsen wird ebenfalls der Zinssatz von 6 % angesetzt.

Instandhaltungsaufwand

Der Instandhaltungsaufwand umfasst alle Maßnahmen zum physischen Erhalt der Anlagen. Dies betrifft bei Steam-Reformern die gesamte Anlage, bei der CO-Pipeline die Außenanlagen und die für den Transport des Gases erforderlichen Anlagen und Einrichtungen. Beispielsweise zählen zum Instandhaltungsaufwand Maßnahmen zum Korrosionsschutz, zum Austausch von Verschleißteilen oder zur Absicherung des Zutritts zu den Anlagen durch Unbefugte.

Betriebsaufwand

In den Betriebsaufwand sind die Ausgaben für den gesicherten reibungslosen Betrieb wie Energie, Überwachung und Steuerung der Anlagen und des Betriebes sowie der Verbrauch von Betriebs- und Hilfsstoffen eingerechnet.

Ersatz

In dieser Position sind alle Anlagen und Einrichtungen enthalten, die im Rahmen der kalkulierten Betriebsdauer vorzeitig ausgetauscht werden.

Personalaufwand

Die Gutachter unterstellen, dass bei dem hohen Automatisierungsgrad der Steam-Reformer der Personalaufwand als Teil der beiden Aufwandsarten Instandhaltung und Betrieb eingerechnet werden kann.

9.3.3. Kalkulations-Schema für die Gegenüberstellung der Kosten der Steam-Reformer mit denen für die CO-Pipeline

Mit dem hier zu Grunde gelegten, nachfolgend dargestellten Kalkulations-Schema und den darin verwendeten Ansätzen für Investitionen und Aufwand werden für die Pipeline jährliche Kosten von 4 Mio. € errechnet.

Diesem errechneten Betrag von jährlich 4 Mio. € sind noch die Kosten für immaterielle Vermögen wie erworbene Grundstücke und/oder grundstücksgleiche Rechte oder sonstige Nutzungsrechte zuzurechnen.

Selbst wenn einzelne Positionen der Aufwandsarten für die CO-Pipeline mit einem geringeren prozentualen Anteil anzusetzen wären, kann unter Berücksichtigung der nicht eingerechneten vorstehenden Kostenarten der spezifische Anteil aus Bau und Betrieb der Pipeline von 40 €/t CO unter den in dem Kalkulationsschema angenommenen Randbedingungen als ein Betrag betrachtet werden, der nicht mehr unterschritten werden dürfte.

Tabelle 16: Kalkulations-Schema

Standort		DO-Uer	Dormagen	Dormagen	Dormagen
Betreiber		BMS	Air Liquide	Linde AG	Praxair
Anlagentyp		Pipeline	Reformer	Reformer	Reformer
Jahr der Herstellung		2008	2014	2005	2001
Herstellkosten	Mio €	50,0	100,0	54,0	27,5
Produktionstage/Transporttage	d/a	310	310	310	310
Produktionsmenge	t CO/a		120.000	65.000	61.000
Transportmenge	t CO/a	100.000			
Betriebsdauer der Reformer 20 Jahre					
Betriebsdauer	Jahre	50	20	20	20
Zinssatz	% p. a.	6	6	6	6
Instandhaltungsaufwand	% p. a.	1	1	1	1
Betriebsaufwand	% p. a.	1	1	1	1
Ersatz	% p. a.	1	2	2	2
AfA	Mio. € p. a.	1,0	5,0	2,7	1,4
Zinsen	Mio. € p. a.	1,5	3,0	1,6	0,8
Instandhaltungsaufwand	Mio. € p. a.	0,5	1,0	0,5	0,3
Betriebsaufwand	Mio. € p. a.	0,5	1,0	0,5	0,3
Aufwand für Ersatz	Mio. € p. a.	0,5	2,0	1,1	0,6
Gesamt	Mio. € p. a.	4,0	12,0	6,5	3,3
spezifischer Anteil am CO-Preis	€/t CO	40,0	100,0	99,7	54,1
Betriebsdauer der Reformer 40 Jahre					
Betriebsdauer	Jahre	50	40	40	40
Zinssatz	% p. a.	6	6	6	6
Instandhaltungsaufwand	% p. a.	1	1	1	1
Betriebsaufwand	% p. a.	1	1	1	1
Ersatz	% p. a.	1	2	2	2
AfA	Mio. € p. a.	1,0	2,5	1,4	0,7
Zinsen	Mio. € p. a.	1,5	3,0	1,6	0,8
Instandhaltungsaufwand	Mio. € p. a.	0,5	1,0	0,5	0,3
Betriebsaufwand	Mio. € p. a.	0,5	1,0	0,5	0,3
Ersatz	Mio. € p. a.	0,5	2,0	1,1	0,6
Gesamt	Mio. € p. a.	4,0	9,5	5,1	2,6
spezifischer Anteil am CO-Preis	€/t CO	40,0	79,2	78,9	42,8

Der Bau der CO -Pipeline wurde im Jahr 2008 im Wesentlichen abgeschlossen, die Pipeline hätte Anfang 2009 in Betrieb genommen werden können. Bei dem zuvor genannten Investitionsbetrag von 50 Mio. € und dem gewählten Zinssatz von 6 % sind seit Abschluss der Bauarbeiten, die von den Gutachtern auf den 31. Dezember 2008 terminiert werden, bis zum 31. Dezember 2013 auf die Investitionen von 50 Mio. € bei vorschussiger Zinskalkulation bereits 27,6% entsprechend 13,8 Mio. €, bezogen auf das investierte Kapital, an Bauzeitzinsen aufgelaufen. Damit ist in den Preis je Tonne CO, die durch die Pipeline nach Uerdingen transportiert wird, bei heutiger Inbetriebnahme der Pipeline ein Zuschlag von rd. 13,8 Mio. € aus den Bauzeitzinsen verteilt über die Nutzungsdauer einzurechnen.

Eine technische Anlage – in diesem Fall CO-Pipeline – ist selbst bei hundertprozentiger Verfügbarkeit nicht ganzjährig ununterbrochen unter Volllast im Betrieb. Von den Gutachtern ist pauschaliert eine Minderauslastung der Pipeline von 85% der genehmigten Kapazität in Anlehnung an die Auslastung von Reformern angesetzt worden. Die Minderauslastung z.B. durch geringere Fördermenge, Stillstände durch Instandhaltung und Wartung usw., die sich umgerechnet als 55 Tage beziffern lassen, führen ebenfalls zu Preisaufschlägen auf jede transportierte Tonne CO, da die jährlich als gleichbleibend angesetzten Transportkosten des jeweiligen Wirtschaftsjahres auf die dann geringere Transportmenge umzulegen sind.

Bei den errechneten Kosten für Investitionen und Aufwand werden für die Steam-Reformer in Abhängigkeit der angesetzten Nutzungsdauer jährlich Kosten bei 20 jähriger Betriebsdauer zwischen 3,3 bis 12 Mio. € bzw. bei 40 jähriger Betriebsdauer zwischen 2,6 Mio. bis 9,5 Mio. € errechnet.

Nachstehend werden in der Auswertung der Kalkulation die Betriebs- und Investitionsalternativen gegenübergestellt und daraus die Schlüsse für die grundsätzliche Entscheidung für Insourcing bzw. Outsourcing von CO seitens BMS aus Sicht der Gutachter dargelegt.

9.3.4. Auswertung der Kalkulation

Bei den Betriebsalternativen handelt es sich um eine wirtschaftliche Betrachtung der am Standort Dormagen betriebenen Reformer, von denen BMS extern die

benötigte CO-Menge erwirbt und durch die Pipeline zum Standort Uerdingen transportiert.

Bei den Investitionsalternativen handelt es sich um einen Ansatz, wonach am Standort Uerdingen seitens BMS in eine eigene CO-Produktionsanlage als Alternative zur CO-Pipeline investiert wird. Grundlage für die Investitionsalternativen sind die Ergebnisse der in Tabelle 16 wiedergegebenen Kalkulationsansätze und Berechnungsergebnisse.

Die spezifischen Anteile am CO-Preis aus dem Betrieb der Anlagen in Dormagen sind bei Refinanzierung allein aus dem CO-Verkauf für die Anlagen von Air Liquide und der Linde AG mit rd. € 100 bei Nutzungsdauer von 20 Jahren bzw. rd. € 79 bei Nutzungsdauer von 40 Jahren auf Grundlage der in Tabelle 16 wiedergegebenen Berechnungsansätze identisch. Der spezifische Anteil am CO Preis aus der Praxair-Anlage liegt rechnerisch bei rd. € 54 bzw. € 43 /t CO. Etwaige Erlöse aus dem anfallenden Wasserstoff sind hierbei nicht berücksichtigt.

Die theoretisch günstigste Betriebsvariante für BMS ist bei Betrieb der Pipeline der externe Erwerb von am Standort Dormagen durch den Steam-Reformer der Fa. Praxair erzeugtem CO – wobei unterstellt wird, dass die Betreiber von Reformern mindestens die in der Kalkulationstabelle aufgeführten Kosten auf die produzierte Tonne CO exklusive Gewinnmarge umlegen müssen – und Transport von CO durch die Pipeline nach Uerdingen.

Hierbei ergeben sich auf Grundlage der Kalkulation ohne Bauzeitinsen rechnerisch bei einer

Betriebsdauer von 20 Jahren:

- ein Betrag je Tonne CO von € $(40,0 + 54,1,1) = € 94,1/t$ CO.

bei einer Betriebsdauer von 40 Jahren

- ein Betrag je Tonne CO von € $(40,0 + 42,8) = € 82,8/t$ CO.

Allerdings ist bei dieser Betrachtung zu beachten, dass hierbei maximal 61.000 t CO/a für den Transport nach Uerdingen in Dormagen erzeugt werden können und die fehlenden 39.000 t CO, bezogen auf die genehmigte maximale Trans-

portmenge von 100.000 t/a aus der Produktion von Air Liquide bzw. der Linde AG zu erwerben wären.

Es ist jedoch nicht davon auszugehen, dass zur Kostenoptimierung in Uerdingen die Gesamtmenge von 61.000 Jahrestonnen aus der Praxair Anlage nach Uerdingen transportiert wird, da dadurch gleichzeitig die Standorte Dormagen und Leverkusen entsprechend höher belastet würden. In Dormagen und Leverkusen könnte dann nur das teurere CO bezogen werden, wodurch die Erlöse der Produkte auf Basis von CO an den beiden Standorten sinken würden. Die Gutachter unterstellen daher, dass der Standort Uerdingen mit einem Mischpreis für CO aus den drei CO-Erzeugungsanlagen von Dormagen nach Uerdingen beliefert würde.

Hieraus ergibt sich bei einer Transportmenge von 100.000 Jahrestonnen CO und einer Betriebsdauer der Reformer von 20 Jahren ein durchschnittlicher rechnerischer Mischpreis für Tonne CO von $(100,0 \text{ €} + 99,7 \text{ €} + 54,1 \text{ €}) / 3 = 84,6 \text{ €}$. Bei einer Betriebsdauer der Reformer von 40 Jahren beträgt der rechnerische Mischpreis pro Tonne CO $(79,2 \text{ €} + 78,9 \text{ €} + 42,8 \text{ €}) / 3 = 66,97 \text{ €}$.

Zusätzlich ergibt sich aber in jedem Fall bei einem Transport von CO vom Produktionsstandort Dormagen zum Abnehmerstandort Uerdingen ein Zuschlag auf den CO-Preis aus den Erzeugungsanlagen für die Durchleitung durch die Pipeline, der mit 40 € / Tonne CO anzusetzen ist.

Damit ist in Abhängigkeit von der Betriebsdauer von einem spezifischen Anteil am Mischpreis für CO für die Erzeugung am Standort Dormagen und dem Transport vom Standort Dormagen zum Standort Uerdingen je nach Betriebsdauer zwischen € 106,97/Tonne CO $(66,97 \text{ €} + 40,0 \text{ €})$ und € 124,6/Tonne CO $(84,6 \text{ €} + 40,0 \text{ €})$ auszugehen.

Für den Fall der Inbetriebnahme der CO-Pipeline sind diesem Kalkulationsansatz für die Pipeline noch die zusätzlichen Belastungen aus den bis zum Zeitpunkt der Inbetriebnahme aufgelaufenen Bauzeitinsen sowie die Kosten für immaterielle Vermögen wie erworbene Grundstücke sowie grundstücksgleiche Rechte oder sonstige Nutzungsrechte zuzurechnen und auf die Jahrestonne CO über die Nutzungsdauer umzulegen.

9.3.5. Investitionsalternativen

Die Ergebnisse aus der Auswertung der Betriebsergebnisse führen zu der Schlussfolgerung, dass mit einem Investitionsbetrag, der vergleichbar ist mit demjenigen von rund 100 Mio. € für die Anlage von Air Liquide in Dormagen, durch BMS eine CO-Produktionsanlage mit der Leistungsfähigkeit des Reformers von Air Liquide am Standort Uerdingen hätte errichtet werden können. Hierdurch könnten im Vergleich zur CO-Erzeugung in Dormagen zzgl. des Transports durch die Pipeline die benötigten 100.000 t CO/a in Uerdingen zu den gleichen oder vergleichbaren Kosten-Konditionen erzeugt werden.

Hierbei unterstellen die Gutachter, dass Leistungs- und Planungsaufwand sowie Bauzeiten an den beiden Standorten identisch sind, die Anlagen technisch und vom Betriebsaufwand identisch sind und keine derzeit unbekanntes Randbedingungen den Bau einer mit Dormagen reduplizierbaren Anlage in Uerdingen verteuern würde.

Die maximale Produktionsmenge des Steam-Reformers von Air Liquide von 120.000 t CO/a entspricht der Größenordnung nach der maximalen Transportmenge durch die Pipeline und der aktuell genehmigten Menge der CO-Anlage in Uerdingen von 100.000 Jahrestonnen CO. Von einer linearen Umrechnung des Investitionsbetrages für den Air Liquide-Reformer von 100 Mio. € bei einer maximalen Produktionskapazität von 120.000 Jahrestonnen CO auf einen neuen Reformer mit einer Produktionskapazität von 100.000 Jahrestonnen CO wird im Gutachten abgesehen. Statt dessen werden die bekannten Investitionskosten des Air Liquide-Reformers in Dormagen vollständig als alternative Investition von BMS in Uerdingen übernommen bzw. abgebildet.

Mit den isolierten Investkosten für die Pipeline von 50 Mio. € hätte alternativ am Standort Uerdingen eine CO-Anlage mit einer Kapazität von etwa 60.000 bis 65.000 t CO/a gebaut werden können, wenn gleichzeitig der Weiterbetrieb der CO-Koks-Anlage erfolgen soll, um die erforderliche CO-Menge von 100.000 Jahrestonnen erreichen zu können. Inwieweit sich die spezifischen Kosten pro Tonne CO bei dieser Zusammensetzung verändern würden, können die Gutachter aufgrund mangelnder Informationen zu Kosten der CO-Koks-Anlage nicht beurteilen. Gleichzeitig wäre jedoch bei dieser Anlagen-Konstellation eine höhere Ausfallsicherheit der CO-Versorgung gegeben.

9.3.6. Bewertung der Betriebs- und Investitionsalternativen

Aus den vorstehenden Herleitungen wird deutlich, dass die CO-Pipeline in allen Betrachtungsszenarien zusätzlich zu den Anlagen für die Erzeugung von CO an den beiden Standorten Dormagen und Uerdingen finanziert werden muss. Da sowohl am Standort Dormagen als auch am Standort Uerdingen CO erzeugt wird und auch künftig erzeugt werden kann, ist jede Investition in eine Anlage oder Einrichtung, mit der CO nicht erzeugt werden kann - und dies ist bei der Pipeline der Fall - eine Ausgabe, die zusätzlich zu den Investitionen in die CO-Erzeugung mit zu refinanzieren ist, mit der jedoch kein Ertrag erzielt wird.

Solange keine plausible Erläuterung für den wirtschaftlichen Nutzen für die Investitionen in die Pipeline seitens BMS vorgelegt wird, kommen die Gutachter nach allgemeinen betriebswirtschaftlichen Bewertungen auf Basis des verfügbaren Daten- und Informationsmaterials zu der Schlussfolgerung, dass mit einer alternativen Investition in eine CO-Erzeugungsanlage am Standort Uerdingen statt des Baus der CO-Pipeline das Betriebsergebnis von BMS nicht durch den Bau und den Betrieb der CO Pipeline vom Standort Dormagen zum Standort Uerdingen belastet würde.

Mit einer Investition in eine CO-Erzeugungsanlage am Standort Uerdingen stand BMS im Vergleich zu dem Bau und Betrieb der CO Pipeline vom Standort Dormagen zum Standort Uerdingen die kostengünstigere Investitionsalternative für die CO-Erzeugung zur Verfügung. Die Gutachter kommen zu dem Schluss, dass das Outsourcen der CO-Herstellung von BMS durch die zusätzlichen Kosten für den CO-Transport von Dormagen nach Uerdingen über die CO-Pipeline im Vergleich zur CO-Herstellung vor Ort in Uerdingen die aus wirtschaftlicher Sicht ungünstigere Variante darstellt.


Bielefeld und Bochum, den 22.01.2014



Dr. Dietmar Barkowski (Dipl.-Chem.)



Michael Bleier (Dipl.-Ing.)



Prof. Dr. Martin Stachowske

10. Literaturverzeichnis

- /1/ GESTIS-Stoffdatenbank
- /2/ <http://www.chemgapedia.de/vsengine/topics/de/vlu/index.html>; Wiley Information Services GmbH Franklinstraße 11 D-10587 Berlin
- /3/ Dr. Ute Bauermeister "Gaserzeugung aus fester Biomasse – Marktfähigkeit heute"; GNS – Gesellschaft für Nachhaltige Stoffnutzung mbH , 06120 Halle; www.GNS-Halle.de
- /4/ <http://www.gasification.org/pop/syngas-output-feedstock.aspx>
- /5/ http://www.fuzzytech.de/de/d_a_htw.html
- /6/ F. Lettner "Festbett-Vergasung – Stand der Technik (Überblick)", IWT TU Graz, Fachvortrag Internationale Tagung leipzig 27.02.2007
- /7/ S. Ogriseck "IGCC – Vergasungsbasierte Erzeugung von Strom", Präsentation Internet, 06.07.2009
- /8/ P. Seifert, FH Osnabrück, " Reformierung von Kohlenwasserstoffen", Skript Internet, Februar 2003
- /9/ M. Zieba "Thermochemische Bereitstellung biogener Gase", Tagung Perspektiven biogener Gase in Baden-Württemberg, Stuttgart 4. Juli 2011
- /10/ TECHNOLOGY STATUS REPORT "GASIFICATION OF SOLID AND LIQUID FUELS FOR POWER GENERATION", Department of Trade and Industry UK, Westminster, Dezember 1998
- /11/ R. Berger, K.R.G. Hein "Verfahrensübersicht: Synthesegaserzeugung aus Biomasse", FVS Fachtagung, Stuttgart November 2003
- /12/ T. Aicher, "Wasserstoffgewinnung aus Erdgas – Anlagenentwicklung und Systemtechnik", Fraunhofer Gesellschaft 2009, FVS Themen 2004; http://www.fv-sonnenenergie.de/fileadmin/publikationen/Themenhefte/th2004/th2004_03_02.pdf
- /13/ G. Brachtel, "Steam Reforming Methane 01", Öffentliche Skripte, Hochschule Koblenz, <http://www.hs-koblenz.de>
- /14/ G. Steinborn "Planung einer Synthesegasanlage zur Erzeugung von CO und H₂ aus Erdgas" Projektarbeit Sommersemester FH Köln, 2011
- /15/ W. Berthold "Steam-Reforming, <http://www.wolfgang-berthold.de/html/steam-reforming.html>
- /16/H. Karl "Betriebs- und volkswirtschaftliche Bedeutung einer Kohlenmonoxid-Rohrfernleitung zwischen Dormagen und Krefeld-Uerdingen", Ruhr-Forschungsinstitut für Struktur- und Innovationspolitik (RUFIS), Dortmund September 2008
- /17/ Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4271 v. 18.01.2001; Bezirksregierung Düsseldorf "Änderung des Desmodur-Betriebes (DRU-Betrieb)" Bayer AG -Werk -Uerdingen-
- /18/ Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4272 v. 11.12.2000; Bezirksregierung Düsseldorf; " Änderung des Desmodur-Betriebes (DMU-Betrieb)" Bayer AG -Werk Uerdingen-
- /19/ Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4243 v. 15.11.2000; Bezirksregierung Düsseldorf "Erhöhung der Polycarbonat-Gesamtproduktion im Makrolon-Betrieb" Bayer AG -Werk -Uerdingen-

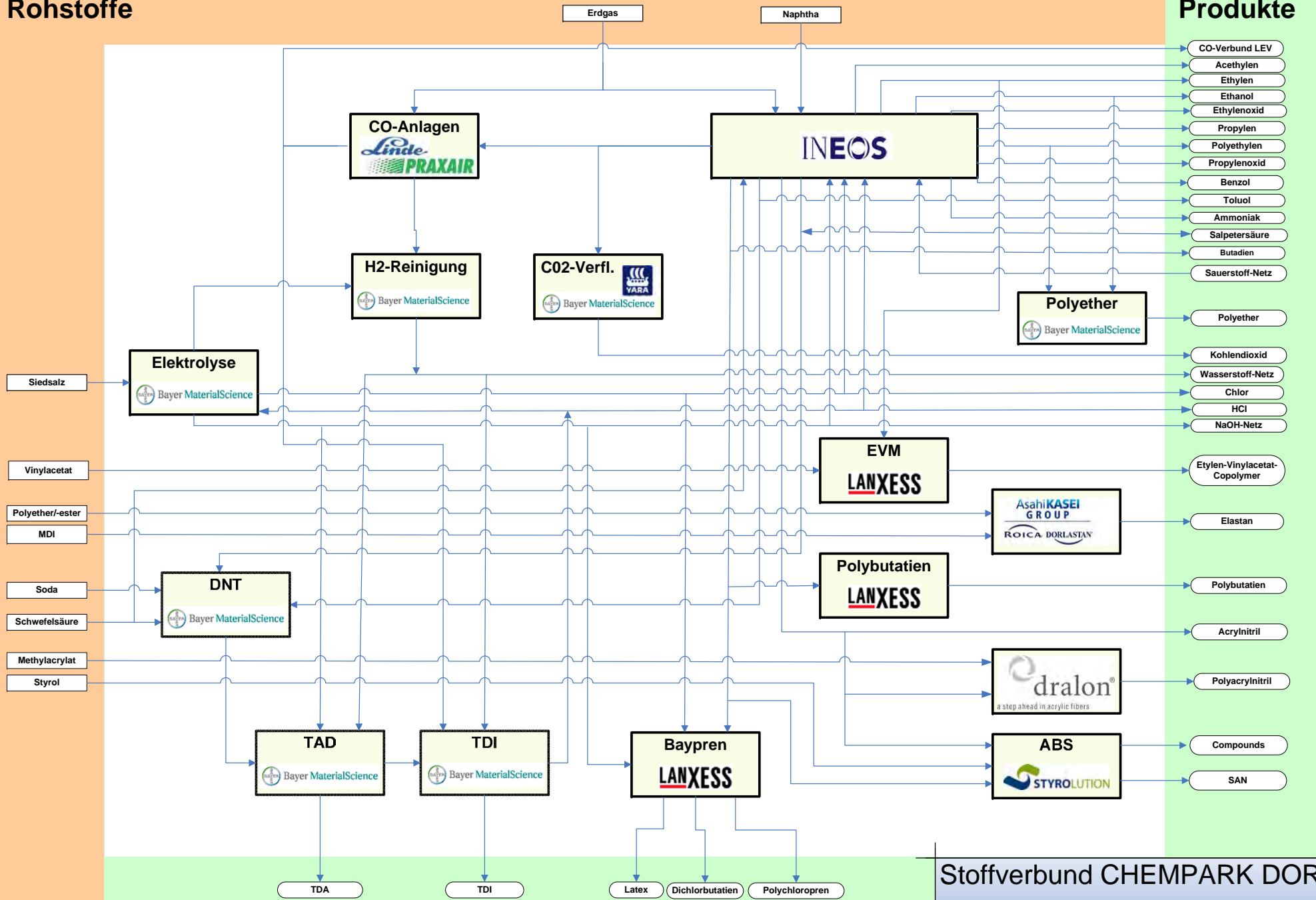
- /20/ Grontmij/DPU "Umweltbilanz für die Errichtung und den Betrieb der CO-Pipeline von Dormagen nach Krefeld-Uerdingen"; Köln Sept. 2008
- /21/ Website Gasification Technologies Council, Arlington, VA; USA;
www.gasification.org
- /22/ BMS, Bayer MaterialScience: Warum besteht ein Bedarf für die Kohlenmonoxid-Transportleitung von Dormagen nach Krefeld-Uerdingen?, Leverkusen 2008
- /23/ Online-Ausgabe WAZ v. 14.03.2008 "Die Vorzeige-Kokerei"; www.derwesten.de
- /24/ Pressemitteilungen NASDAQ; <http://www.nasdaq.com/article/cbi-phillips-66-ink-deal-to-buy-e-gas-technology-business---quick-facts-20130321-00195>
- /25/ Ronald W. Breault, "Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the Major Technologies", *Energies* 2010, 3, 216-240; www.mdpi.com/1996-1073/3/2/216/pdf
- /26/ Internetplattform der U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory; www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/gasifipedia/4-gasifiers/4-1-4-1a_westinghouse.html
- /27/ Internetdatenbankbioliq-Verfahren; Karlsruher Institut für Technologie (KIT), nstitut für Technische Chemie, 76021 Karlsruhe; www.bioliq.de/
- /28/ Homepage Toyo Engineering Corporation Tokyo, Japan
- /29/ Zhijie Zhou, PhD. "Experience and Future Development of ECUST Gasification", Institute of Clean Coal Technology, East China University of Science and Technology (ECUST), Gasification Technologies Conference, 30.Oktober 2012, Washington DC, USA
- /30/ K. Radtke "Global Update on PRENFLO® and HTW™ Gasification Technologies and Applications", ThyssenKrupp Uhde GmbH, Gasification Technologies Conference, 30.Oktober 2012, Washington DC, USA
- /31/ ThyssenKrupp Uhde GmbH, Homepage: www.uhde.eu
- /32/ http://de.wikipedia.org/wiki/Datei:Lurgi_Druckvergaser.svg
- /33/ H. Timmermann "Mk Plus™ The Next Generation Lurgi FBDB™ Gasification", Air Liquid Engineering & Construction, 5 th International Freiberg Conference on IGCC & Xtl Technologies, Leipzig Mai 2013,
- /34/ Homepage: National Energy Technology Laboratory (NETL) USA;
<http://www.netl.doe.gov>
- /35/ M. Rudloff "CO2-neutral H2 for refineries via large scale biomass gasification", CHOREN Industries GmbH, CEE Refining and Petrochemicals 2010, Budapest, Oktober 2010
- /36/ Homepage: TU Wien, Institut für Energietechnik und Thermodynamik; FB Thermodynamik_und_Wärmetechnik,
http://www.iet.tuwien.ac.at/forschungsbereich_thermodynamik_und_waermetechnik/forschungsgebiete/regenerative_energiesysteme/heat_pipe_reformer/
- /37/ WESTINGHOUSE PLASMA CORP., Madison, PA 15663 (USA);
www.westinghouse-plasma.com/
- /38/ Homepage: Haldor Topsoe, www.topsoe.com
- /39/ Homepage: Linde AG, Engineering Division; www.linde-engineering.com



- /40/ Bayer Industry Services: Kohlenmonoxidleitung Köln-Worringen nach Krefeld-Uerdingen, Antragsunterlagen für das Planfeststellungsverfahren gemäß § 20 UVPG - Technischer Teil der Antragsunterlagen Kapitel 1 – 8, Unterlagen-Nr.: EEN-EPR-PER-601, Leverkusen 01.08.2005
- /41/ R. Hamm: "Stellungnahme zu den ökonomischen Effekten des Baus einer "Kohlenmonoxid-Pipeline" zwischen Dormagen und Krefeld-Uerdingen", Hochschule Niederrhein, Fachbereich Wirtschaftswissenschaften, Krefeld, Juni 2007
- /42/ Jahresabschluss und Geschäftsbericht 2009 der Bayer AG
- /43/ Jahresabschluss und Geschäftsbericht 2010 der Bayer AG
- /44/ Jahresabschluss und Geschäftsbericht 2011 der Bayer AG
- /45/ Jahresabschluss und Geschäftsbericht 2012 der Bayer AG
- /46/ G.Wöhe, "Einführung in die Allgemeine Betriebswirtschaftslehre" Verlag Franz Vahlen München, 25. Auflage, 2013

Rohstoffe

Produkte

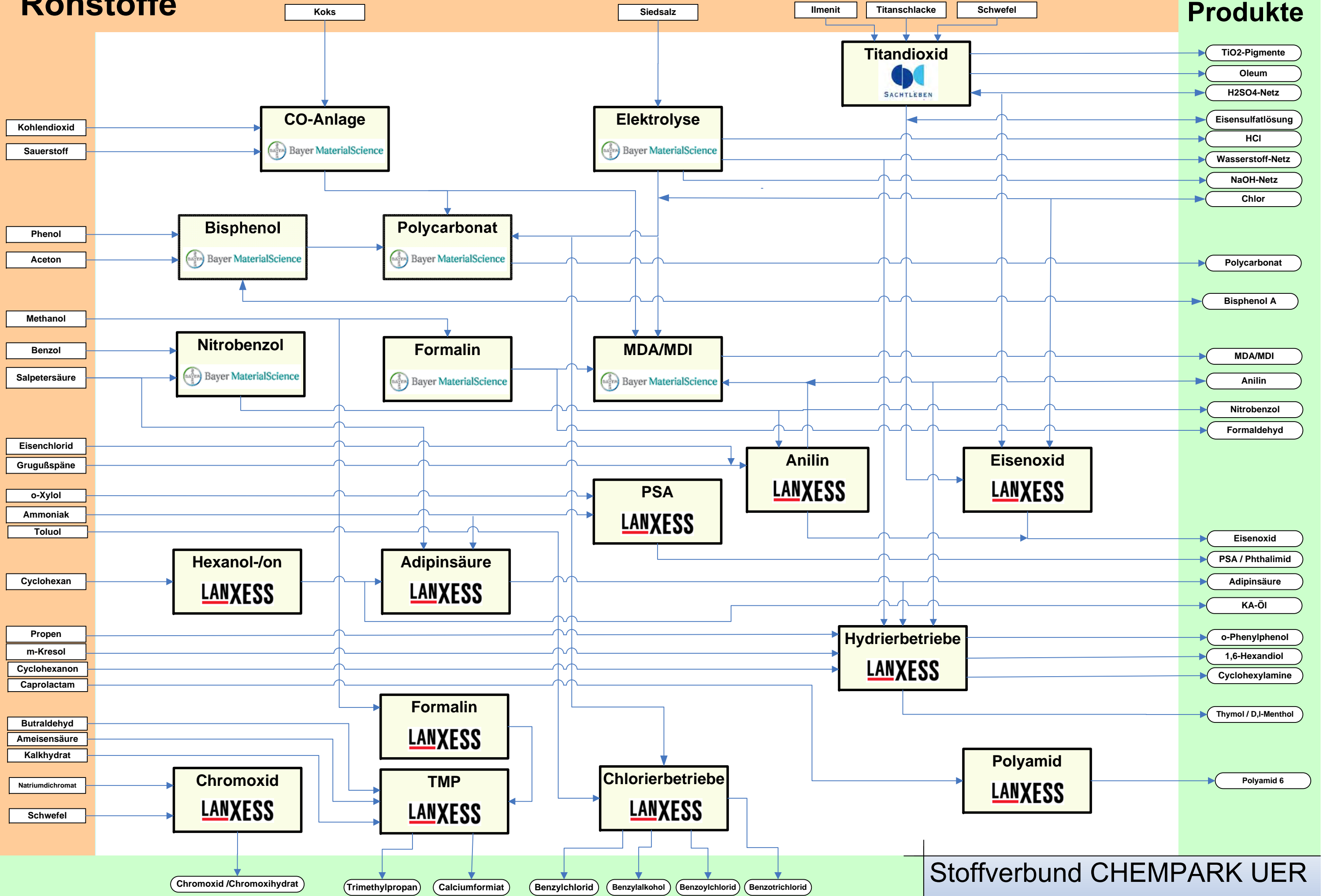


Stoffverbund CHEMPARK DOR

CUR-CPM-CPE, 20.03.2012

Rohstoffe

Produkte



Stoffverbund CHEMPARK UER

CUR-CPM-CPE, 07.08..2012

Uerdingen

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
CO-Erzeugungsanlagen	genehmigte max. Kapazität	Quelle	max. Jahresmenge=Vollauslastung	Kapazität im status Quo	max. stündliches CO-Volumen	Quelle				
CO-Koksanlage	100.000 t/a CO	Genehmigungsbescheid BR Düsseldorf	100.000 t/a CO	keine Angabe	keine Angabe	-	-	-		-
CO-Abnehmeranlagen	genehmigte max. Kapazität	Quelle	max. Jahresmenge=Vollauslastung	Kapazität im status Quo	max. stündliche CO-Bedarfsmenge	Quelle	max. CO-Jahresbedarfsmenge	Quelle	Umrechnungsfaktor max. stündliche Bedarfsmenge zu max. jährliche Bedarfsmenge	gerundete max. CO-Jahresbedarfsmenge
Polycarbonat-Anlage	300.000 t/a PC	Genehmigungsbescheid BR Düsseldorf	300.000 t/a PC	keine Angabe	5.775 kg/h	Auskunft BR Düsseldorf	43.312 t/a	Auskunft BR Düsseldorf	≈ 85%	43.500 t/a CO
MDI/MDA-Produktion mit DMU- und DRU-Betrieb	DMU-Betrieb : 220.000 t/a MDI	Genehmigungsbescheid BR Düsseldorf	320.000 t/a MDI 12.000 t/a Desmodur CD 12.000 t/a mod. Isocyanate	keine Angabe	6.900 kg/h	Auskunft BR Düsseldorf	51.986 t/a	Auskunft BR Düsseldorf	≈85%	52.000 t/a CO
	DRU-Betrieb: 100.000 t/a MDI, 12.000 t/a Desmodur CD, 12.000 t/a modifizierte Isocyanate	Genehmigungsbescheid BR Düsseldorf								

Übersicht Unterlagen

Dormagen

A	B	C	D	E	F	G	H	J	K	L	M
CO-Erzeugungsanlagen	genehmigte max. Kapazität	Quelle	Gutachterliche Umrechnung auf max. Jahresmenge in Tonnen = max. Jahreskapazität	max. Jahreskapazität = Vollauslastung	gerundete max. Jahreskapazität = Vollauslastung	CO-Produktionsmenge in Status Quo = CO-Abnahmemenge im Status Quo	Quelle			gerundete max. Jahreskapazität ab 2014 = Vollauslastung	
Reformer Praxair	7.000 Nm³/h CO	Genehmigungsbescheid BR Köln	$(7.000 \text{ Nm}^3 \times 1,1705 \text{ kg/m}^3 \times 24 \text{ Std.} \times 365 \text{ Tage} \times 85\%) / 1000 \text{ kg}$	61.009 t/a CO	61.000 t/a CO			-		61.000 t/a CO	-
Reformer Linde	7.500 Nm³/h CO 18.500 Nm³/h H2	Genehmigungsbescheid BR Köln	$(7.500 \text{ m}^3 \times 1,1705 \text{ kg/m}^3 \times 24 \text{ Std.} \times 365 \text{ Tage} \times 85\%) / 1000 \text{ kg}$ $(18.500 \text{ m}^3 \times 0,0899 \text{ kg/m}^3 \times 24 \text{ Std.} \times 365 \text{ Tage} \times 85\%) / 1000 \text{ kg}$	65.367 t/a CO 12.384 t/a H2	65.000 t/a CO	61.000 t/a CO	/20/, S.13	-		65.000 t/a CO	-
Reformer Air Liquide	120.000 t/a CO 22.500 t/a H2	Genehmigungsantrag BR Köln	keine Umrechnung, da max. Jahresmenge genehmigt	120.000 t/a CO 22.500 t/a H2	120.000 t/a CO	-	-	-		120.000 t/a CO	-
CO-Abnehmeranlagen	genehmigte max. Kapazität	Quelle	Gutachterliche Umrechnung auf max. Jahresmenge in Tonnen = max. Jahreskapazität	max. Jahreskapazität = Vollauslastung	gerundete max. Jahreskapazität = Vollauslastung	max. CO-Bedarfsmenge im Status Quo	Quelle	CO-Abnahmemenge im Status Quo	Quelle	gerundete max. Jahreskapazität ab 2014 = Vollauslastung	max. CO-Bedarfsmenge ab 2014
alte TDI-Anlage	80.000 t TDI/a	Auskunft BR Köln	keine Umrechnung, da max. Jahresmenge genehmigt	80.000 t/a TDI	80.000 t/a TDI	28.000 t/a CO	Ableitung aus der stöchiometrischen Bilanz der neuen TDI-Anlage; Dreisatz: $(105.000 \text{ t/a CO} \times 80.000 \text{ t/a TDI}) / 300.000 \text{ t/a TDI} = 28.311 \text{ t/a CO}$	28.000 t/a CO		entfällt	entfällt
Pipeline DO-Lev	keine Angabe	-	keine Umrechnung, sondern Ansatz der rechn. max. benötigte CO-Menge in Leverkusen in Jahrestonnen (Auskunft der BR Köln)	75.336 t/a CO	75.000 t/a CO	75.000 t/a CO	Auskunft BR Köln	33.000 t/a CO	61.000 t/a CO - 28.000 t/a CO	keine Angabe	75.000 t/a CO
neue TDI-Anlage	300.000 t/a TDI mit 105.000 t/a CO	Genehmigungsantrag BR Köln	keine Umrechnung, da max. Jahresmenge genehmigt	300.000 t/a TDI mit 105.000 t/a CO	300.000 t/a TDI	-	-	-	-	300.000 t/a TDI	105.000 t/a CO
Pipeline Do-Uerdingen	10.000 Nm³/h CO	GA RWTÜV Essen	$(10.000 \text{ Nm}^3 \times 1,1705 \text{ kg/m}^3 \times 24 \text{ Std.} \times 365 \text{ Tage} \times 100\%) / 1000 \text{ kg}$	102.536 t/a CO	100.000 t/a CO	95.500 t/a CO	Nach Auskunft der BR Düsseldorf von CO-Abnehmeranlagen in Uerdingen rechn. max. benötigte CO-Menge in Jahrestonnen	-	-	100.000 t/a CO	95.500 t/a CO

Projekt Nr.: P 213015

Übersicht Unterlagen

Standort	Anlage	Quelle	Titel	Inhalt	liegt IFUA vor	liegt IWEB vor
Uerdingen	Kohlenoxid-Betrieb	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4309, Bayer AG, vom 01.04.2003	Wesentliche Änderung, Erhöhung der Produktionskapazität CO-Gas von 70.000 auf 100.00 JaTo	ja	ja
Uerdingen	Kohlenoxid-Betrieb	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1-4651, Bayer AG, vom 24.01.2005	Wesentliche Änderung, Erhöhung der Abfallmenge für den Abfall „RS 602 –Verbrauchte Gasreinigungsmasse	ja	ja
Uerdingen	Desmodur-Betrieb (DMU-Betrieb)	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4272, Bayer AG, vom 11.12.2000	Wesentliche Änderung, Kapazitätserweiterung auf 164.000 t/a MDI-Gemisch	ja	ja
Uerdingen	Desmodur-Betrieb (DRU-Betrieb)	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4271, Bayer AG, vom 18.01.2001	Wesentliche Änderung, Kapazitätserweiterung auf 100.000 t/a MDI, 12.000 t/a Desmodur CD sowie 12.000 t/a modifizierte Isocyanate	ja	ja
Uerdingen	Desmodur-Betrieb	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1-4752, Bayer AG, vom 02. April 2009	Wesentliche Änderung, Erhöhung Produktionskapazität auf 220.000 t/a MDI (monomeres Diphenylmethan-4,4 '-diisocyanat) und 430.000 t/a Salzsäure	ja	ja
Uerdingen	Desmodur-Betrieb	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 53.01-100-53.0004/12/0401H1, Bayer AG, vom 09.10.2012	Wesentliche Änderung, Installation einer dritten Schraubenverdichtereinheit	ja	ja
Uerdingen	Makrolon-Betrieb (Polycarbonate)	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4243, Bayer AG, vom 15.11.2000	Wesentliche Änderung, Erhöhung Produktionskapazität Polycarbonat von 200.000 auf 300.000 t/a	ja	ja
Uerdingen	Makrolon-Betrieb (Polycarbonate)	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4319, Bayer AG, vom 08.10.2001	Wesentliche Änderung, Phosgenvernichtungstürme, Schraubenverdichter, Phosgenkondensatoren	ja	ja
Uerdingen	Currenta Rückstandsverbrennungsanlage N423	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 56.0257/08/0801A1, Currenta GmbH, vom 09.06.2010	Wesentliche Änderung, Erhöhung der Abfallverbrennungsmenge von 25.000 auf 43.000 t/a, Änderung technische Einrichtungen	ja	ja
Uerdingen	Currenta Kraftwerk N230	BR Düsseldorf	Genehmigungsbescheid 53.01-100-53.0156/10/0101.1, Currenta GmbH, vom 20.07.2012	Wesentliche Änderung, Mitverbrennung von 16.000 t/a Abfälle AVV 191210	ja	ja

Projekt Nr.: P 213015

Übersicht Unterlagen

Standort	Anlage	Quelle	Titel	Inhalt	liegt IFUA vor	liegt IWEB vor
Uerdingen	Currenta Kraftwerk N230	Currenta	Genehmigungsantrag HK-688-XLVI, Currenta GmbH, ohne Datum, Kurzbeschreibung	Änderungsantrag, Änderungen im Kraftwerk N 230 durch die Errichtung von 5 Flammrohrkesseln, die Stilllegung der Dampfkesselanlagen 1 und 2 und die Reservehaltung der Dampfkesselanlagen 3 und 4	ja	ja
Uerdingen	Currenta Kraftwerk L57	Currenta	Genehmigungsantrag HK-325-XXIII, Currenta GmbH, ohne Datum, Kurzbeschreibung	Änderungsantrag, Änderung Kraftwerk L57 durch die Errichtung von 2 Flammrohrkesseln und eines Wasserrohrkessels sowie die Stilllegung der Dampfkesselanlagen 5 und 6	ja	ja
Uerdingen	Bayer MaterialScience AG	BMS	Emissionserklärung 2008 von Bayer MaterialScience AG, Stand 27.03.2013	Emissionserklärung	ja	ja
Uerdingen	Chempark Uerdingen	BR Düsseldorf	Darstellung der Erdgas-Netzanbindung und der Versorgungsstruktur im ChemPark Krefeld-Uerdingen, 01/2008	Ergasversorgung	ja	ja

Projekt Nr.: P 213015

Übersicht Unterlagen

Standort	Anlage	Quelle	Titel	Inhalt	liegt IFUA vor	liegt IWEB vor
Dormagen	Linde CO-Reformer	Linde Gas GmbH	Antrag auf Genehmigung CO / H2 (HYCO) -Anlage, vom 04.05.2004	Neuerrichtung CO / H2 (HYCO) -Anlage	ja	ja
Dormagen	Linde CO-Reformer	BR Köln	Genehmigungsbescheid 56.8851-4.11-46/04i.V.m.47/04-Wi, Linde Gas GmbH, vom 20.05.2005	Neuerrichtung CO / H2 (HYCO) -Anlage, Verfahrensbeschreibungen und Anlagenkenndaten	ja	ja
Dormagen	Praxair CO-Reformer	Messer Griesheim	Genehmigungsunterlagen CO-Anlage aus 2000	Kurzgefasste Verfahrensbeschreibung	ja	ja
Dormagen	Praxair CO-Reformer	BR Köln	Genehmigungsbescheid 56.8851.4.1/4259, Messer Griesheim GmbH, vom 10.04.2001	Neuerrichtung CO-Erzeugungsanlage	ja	ja
Dormagen	Air Liquide CO-Reformer	Air Liquide Deutschland GmbH	Genehmigungsantrag Currenta GmbH, vom 16.07.2012 mit ergänzender Umweltverträglichkeitsuntersuchung (UVU) v. 20.11.2012	Neuerrichtung CO / H2-Anlage, Verfahrensbeschreibungen und Anlagenkenndaten	ja	ja
Dormagen	TDI-Anlage BMS AG		Genehmigungsantrag BMS	Verfahrensbeschreibung, Anlagenkenndaten, Angabe zu Einsatzstoffen u.a. 105.000 t CO/a	ja	ja

Projekt Nr.: P 213015

Übersicht Unterlagen

Standort	Anlage	Quelle	Titel	Inhalt	liegt IFUA vor	liegt IWEB vor
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	BR Düsseldorf	Planfeststellungsbeschluss CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen, BMS AG, vom 14.02.2007	Planfeststellung CO-Pipeline	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	BR Düsseldorf	Planergänzungsbeschluss CO-Pipeline Dormagen-Uerdingen, BMS AG, vom 27.08.2012	Planergänzung CO-Pipeline	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	BR Düsseldorf	Antragsunterlagen Kohlenmonoxidleitung von BMS für das Planfeststellungsverfahren gemäß §20 UVPG aus dem Jahr 2005; Kapitel 1-8	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Prof. Karl (RUFIS)	Betriebs- und volkswirtschaftliche Bedeutung einer Kohlenmonoxid-Rohrfernleitung zwischen Dormagen und Krefeld-Uerdingen, Gutachten im Auftrag der BR D'dorf, 22.09.2008	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Prof. Karl (RUFIS)	Ergänzung zum Gutachten "Betriebs- und volkswirtschaftliche Bedeutung einer Kohlenmonoxid-Rohrfernleitung zwischen Dormagen und Krefeld-Uerdingen", 19.05.2011	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Grontmij / DPU	Umweltbilanz für die Errichtung und den Betrieb der CO-Pipeline von Dormagen und Krefeld-Uerdingen, im Auftrag BMS AG, Sept. 2008	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	RWTÜV	Gutachterliche Stellungnahme zur Errichtung und Betrieb einer Rohrfernleitungsanlage zum Befördern wassergefährdender Stoffe (Kohlenmonoxid-Fernleitung), 25.08.2005	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Prof. Hamm (FH Niederrhein)	Stellungnahme zu den ökonomischen Effekten des Baus einer "Kohlenmonoxid-Pipeline" zwischen Dormagen und Krefeld-Uerdingen, Juni 2007	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Grontmij / DPU	Stellungnahme (...) zum Kurzgutachten Ökoinstitut / Kanzlei Baumeister zur "Umweltbilanz ... 2008", 30.04.2009	s. Titel	ja	ja
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Grontmij	Ergänzende Stellungnahme zur Umweltbilanz (...) unter Berücksichtigung des Gutachtens Öko-institut / Kanzlei Baumeister, 2011	s. Titel	ja	ja

Projekt Nr.: P 213015

Übersicht Unterlagen

Standort	Anlage	Quelle	Titel	Inhalt	liegt IFUA vor	liegt IWEB vor
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Das Baugrundinstitut Kassel	Geotechnischer Bericht zur Bewertung der Bodenverflüssigungspotentials im Erdbebenfall	s. Titel	nein	nein
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	Ingenieru- und Planungsbüro Lange Moers	Kapitel 6 Umweltverträglichkeitsuntersuchung Erläuterungstext, Zusammenfassung und Anlagen, Feb. 2012	s. Titel	nein	nein
Dormagen / Uerdingen	CO-Pipeline BMS AG	MUNLV NRW	Bayer Kohlenmonoxid Pipeline: Sachstand und Verfahren zum Planergänzungsbeschluss v. 09.01.2009	schriftlicher Bericht der Landesregierung für Ausschusssitzung am 14.01.2009	nein	nein