



Entwicklungsprojekt MCUI13

Machbarkeitsstudie/ Konzept zum Bau und Betrieb einer „Power to Methanol“-Anlage

Betreuer: Prof. Dr. Thomas Martin
Prof. Dr. Mathias Seitz
Prof. Dr. Ulf Schubert

Ausgabedatum der Aufgabenstellung: 10.04.2014

Abgabedatum der Dokumente: 30.01.2015

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung und Projektziel	1
2	Projektstruktur	2
2.1	Art des Projektmanagements	2
2.2	Gruppeneinteilung	3
2.3	Zeitplanung	3
3	Stromproduktion	5
3.1	Stromproduktion in den Jahren 2012/2013	5
3.2	Prognostizierte Stromerzeugung im Jahr 2030	6
3.3	Regelenergie (Regelleistung)	6
3.3.1	Allgemeines	6
3.3.2	Primärregelung, Sekundärregelung, Minutenreserve	7
3.4	Überschussstrom	8
4	Vorbetrachtungen zur Wirtschaftlichkeit	9
4.1	H ₂ -Erzeugung	9
4.2	Methanol-Produktion	11
5	Elektrolyse	13
5.1	Prozessoptionen	13
5.1.1	Alkalische Elektrolyse	13
5.1.2	Membranelektrolyse	14
5.1.3	Hochtemperaturelektrolyse	15
5.1.4	Diskussion	16
5.2	Wasserstofflagerung	17
5.2.1	Druckgasspeicherung	18
5.2.2	Flüssiggas-Speicherung	19
5.2.3	Kavernenspeicherung	19
5.3	Prozessauswahl für den Wechsellastbetrieb	20
5.3.1	Auswahl Elektrolysezellenart	20
5.3.2	Spezifikationen der Module	21
5.3.3	Prozessanordnung	21
5.3.4	Verfahrensfließbild der PEMEL	22
5.4	Prozessauswahl für den Dauerbetrieb	23
5.4.1	Auswahl Elektrolysezellenart	23
5.4.2	Spezifikationen der Module	23
5.4.3	Prozessanordnung	23
5.4.4	Verfahrensfließbild der AEL	24
5.5	Simulation mittels ChemCAD	25
5.5.1	Elektrolyse	25
5.5.2	Sauerstoffverdichtung	26
5.6	Aufstellungs- und Ex-Zonenplan	27
6	CO₂-Gewinnung durch Absorption aus Luft	31

6.1	Prozessoptionen.....	31
6.1.1	Aminwäsche.....	31
6.1.2	Besondere Absorptionsmittel	33
6.1.3	Hydroxide.....	33
6.1.4	Feste Absorptionsmittel.....	33
6.2	Prozessauswahl: CO ₂ -Absorption mit Hilfe von Hydroxiden.....	35
6.2.1	CO ₂ -Absorption mit Hilfe von Kaliumhydroxid.....	35
6.2.2	CO ₂ -Absorption mit Hilfe von Natriumhydroxid	36
6.2.3	CO ₂ -Absorption mit Hilfe von Natrium- und Calciumhydroxid	38
6.3	Simulation mittels ChemCAD.....	42
6.4	Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der CO ₂ -Absorption aus Luft	45
7	CO₂-Gewinnung durch Polygeneration	46
7.1	Kraftwerkstechnologie / Polygeneration in Deutschland.....	46
7.1.1	Allgemeines	46
7.1.2	Kraftwerkstechnologien.....	47
7.1.3	Kraftwerkswahl in der Region Halle/Leipzig.....	50
7.2	Prozessoptionen zur Abtrennung des Kohlenstoffdioxids.....	51
7.2.1	Pre-Combustion	51
7.2.2	Oxyfuel-Verfahren.....	51
7.2.3	Post-Combustion.....	52
7.2.4	Vergleich der Absorptionstechnologien	55
7.3	Prozessauswahl	56
7.4	Wirtschaftlichkeitsbetrachtung	56
8	CO₂ aus der chemischen Industrie	58
9	(Reverse) Wasser-Gas-Shift	59
9.1	Prozessoption 1: Wasser-Gas-Shift.....	59
9.1.1	Ziel und Anwendung	59
9.1.2	Verfahren	59
9.1.3	Mögliche Reaktoren & Katalysatoren	60
9.2	Prozessoption 2: Reverse Wasser-Gas-Shift-Reaktion.....	62
9.2.1	Zielstellung.....	62
9.2.2	Thermodynamik der Reverse-Wasser-Gas-Shift-Reaktion	62
9.2.3	Katalysatoren	63
9.2.4	Prozessgestaltung.....	64
9.3	Prozessoption 3: Alternative Verfahren zu Herstellung von CO	65
9.3.1	Steamreforming	65
9.3.2	Vergasung von Biomasse	66
9.4	Prozessauswahl: RWGS.....	69
9.4.1	Prozessbeschreibung.....	69
9.4.2	Mögliche Betriebsweisen des Reaktors.....	70
9.5	Verfahrensfließbild.....	71
9.6	Simulation mittels ChemCAD.....	72
9.6.1	Energieströme.....	73
9.6.2	Stoffmengenströme.....	74
9.7	Aufstellungs- und Ex-Zonenplan	75

10	Methanolsynthese	77
10.1	Prozessoptionen und Verfahrensauswahl.....	77
10.1.1	Mögliche Verfahren.....	77
10.1.2	Zusammensetzung des Synthesegases.....	79
10.2	Verfahrensbeschreibung des ICI-Niederdruckverfahrens.....	80
10.2.1	Synthesegaszufuhr.....	80
10.2.2	Kreislaufprozess.....	80
10.2.3	Reinigung.....	81
10.3	Verfahrensfließbild.....	81
10.4	Simulation mittels ChemCAD.....	82
10.4.1	Stoffmengenströme.....	85
10.4.2	Energieströme.....	85
10.5	Aufstellungs- und Ex-Zonenplan.....	86
11	Prozessübersicht	87
11.1	Gesamtbilanz.....	87
11.1	Gesamtverfahrensfließbild.....	88
11.2	Gesamtaufstellungsplan.....	89
12	Wirtschaftlichkeitsanalyse	90
12.1	Generelle Annahmen und Berechnungen.....	90
12.2	Betrachtungsszenarien.....	93
12.3	Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen.....	96
12.3.1	Ergebnisse der Szenarien 1a bis 1d.....	96
12.3.2	Ergebnisse der Szenarien 2a bis 3d.....	98
12.3.3	Ergebnisse der Szenarien 4a und 4b.....	100
12.3.4	Break-Even-Points.....	101
13	Ergebnisübersicht	103
14	Fazit	106
15	Literaturverzeichnis	108
16	Anhänge	116

Abbildungsverzeichnis

ABBILDUNG 1: SCHEMA DER ORGANISATIONSSTRUKTUR DES PROJEKTES	2
ABBILDUNG 2: BILDSCHIRMAUFNAHME DES ILIAS-FORUMS „ENTWICKLUNGSPROJEKT MCU113“	4
ABBILDUNG 3: AUSSCHNITT DES ZEITPLANS "WINTERSEMESTER 2014/2015"	4
ABBILDUNG 4: BRUTTO-STROMERZEUGUNG – ANTEILE NACH ENERGIETRÄGERN 2012 (BUNDESVERBAND DER ENERGIE- UND WASSERWIRTSCHAFT, 2013)	5
ABBILDUNG 5: BRUTTO-STROMERZEUGUNG – ANTEILE NACH ENERGIETRÄGERN 2013 (BUNDESVERBAND DER ENERGIE- UND WASSERWIRTSCHAFT, 2013)	5
ABBILDUNG 6: STROMERZEUGUNG VS. BRUTTOSTROMVERBRAUCH 2011-2030 (IER, MÄRZ 2010)	6
ABBILDUNG 7: NETZREGELSYSTEM (STATKRAFT MARKETS GMBH, 2014)	7
ABBILDUNG 8: WASSERSTOFFENTSTEHUNGSKOSTEN (GASFÖRMIG), FOSSIL UND REGENERATIV (NACH NITSCH, ET AL., 2002)	10
ABBILDUNG 9: METHANOLPREISENTWICKLUNG VON 2002 BIS ZUM FRÜHJAHR 2014 (METHANEX CORPORATION, 2014; GELSENCHEN CHEMICAL PRODUCTS GMBH, 2014)	12
ABBILDUNG 10: AUFBAU DER ALKALISCHEN ELEKTROLYSE (WENSKE, 2008)	13
ABBILDUNG 11: AUFBAU UND REAKTIONEN DER PEMEL (WENSKE, 2008)	14
ABBILDUNG 12: AUFBAU PROTONENAUSTAUSCHMEMBRAN (LEICHTFRIED, 2007).....	15
ABBILDUNG 13: PRINZIPIELLER AUFBAU EINER HTEL-ZELLE	16
ABBILDUNG 14: VERFAHRENSFLIEßBILD DER PEMEL.....	22
ABBILDUNG 15: VERFAHRENSFLIEßBILD DER AEL	24
ABBILDUNG 16: ABBILDUNG DER CHEMCAD-SIMULATION DER ELEKTROLYSE	25
ABBILDUNG 17: ABBILDUNG DER CHEMCAD-SIMULATION DER SAUERSTOFFVERDICHTUNG	26
ABBILDUNG 18: AUFSTELLUNGS- UND EX-ZONEN-PLAN DER ELEKTROLYSE IM WECHSELLASTBETRIEB	27
ABBILDUNG 19: AUFSTELLUNGS- UND EX-ZONENPLAN DER ELEKTROLYSE FÜR DEN DAUERBETRIEB	29
ABBILDUNG 20: FOTO EINES AEL-MODULS.....	30
ABBILDUNG 21: ABLAUFENDE REAKTIONEN BEI DER AMINWÄSCHE MIT VERSCHIEDENEN LÖSUNGSMITTELN (OHLE, 2009)...	32
ABBILDUNG 22: SCHEMATISCHER AUFBAU EINER INDUSTRIELLEN ABGASREINIGUNG (YEH, ET AL., 2006)	32
ABBILDUNG 23: 1-BUTYL-3-METHYLIMIDAZOLIUM-HEXAFLUOROPHOSPHAT	33
ABBILDUNG 24: STARK VEREINFACHTES VERFAHRENSFLIEßBILD ZUR CO ₂ -ABSORPTION MITTELS KALIUMHYDROXID	35
ABBILDUNG 25: VERFAHRENSFLIEßBILD ZUR CO ₂ -ABSORPTION MITTELS NATRIUMHYDROXID (NACH KEITH, ET AL., 2009) ..	37
ABBILDUNG 26: GRUNDFLIEßBILD DER CO ₂ -ABSORPTION AUS DER LUFT MITTELS NATRIUMHYDROXID UND CALCIUMHYDROXID	38
ABBILDUNG 27: VERFAHRENSFLIEßBILD FÜR DIE CO ₂ -ABSORPTION AUS LUFT MIT HILFE VON NaOH UND Ca(OH) ₂	40
ABBILDUNG 28: ABBILDUNG DER CHEMCAD-SIMULATION DER CO ₂ -ABSORPTION AUS LUFT.....	42
ABBILDUNG 29: ENERGIEQUELLEN IN DEUTSCHLAND (FIZ KARLSRUHE GMBH, 2010).....	46
ABBILDUNG 30: PROZESSCHAUBILD EINES GAS- UND DAMPF-KOMBIKRAFTWERKS (LEHMACHER, 2005).....	47
ABBILDUNG 31: PROZESSCHAUBILD DAMPFKRAFTWERK (JOACHIM HERZ STIFTUNG, 2014)	48
ABBILDUNG 32: IGCC- UND POLYGENERATIONS-ANLAGEN WELTWEIT (FIZ KARLSRUHE GMBH, 2010)	49
ABBILDUNG 33: SCHEMA EINES IGCC-KRAFTWERKS (SIEMENS AG, 2014)	49
ABBILDUNG 34: SCHEMATISCHE DARSTELLUNG DES PRE-COMBUSTION PROZESSES EINES IGCC KRAFTWERKES (NACH TROY, 2012).....	51
ABBILDUNG 35: SCHEMATISCHE DARSTELLUNG DES OXYFUEL-VERFAHRENS (NACH TROY, 2012)	52
ABBILDUNG 36: PROZESSFLIEßBILD DER CO ₂ -WÄSCHEPILOTANLAGE IN NIEDERAUßEM (SCHMIDT, ET AL., 2013).....	53
ABBILDUNG 37: WGS-REAKTORSCHALTUNG UND CO-KONZENTRATIONSVORLAUF (OTTERSTÄTTER, 2012).....	59
ABBILDUNG 38: MEMBRANREAKTOR (SILVANO, ET AL., 2014)	60

ABBILDUNG 39: PLUG-FLOW REAKTOR (LEPPELT, 2007).....	61
ABBILDUNG 40: THERMODYNAMISCHE GLEICHGEWICHTSZUSAMMENSETZUNG DES PRODUKTGASES DER RWGS-REAKTION BEI 0,1 MPA UND EINEM H ₂ /CO ₂ EDUKTVERHÄLTNIS VON 3 (KAISER, ET AL., 2013).	63
ABBILDUNG 41: VERFAHRENSFLIEßBILD DES CAMERE PROZESSES (OH-SHIM, ET AL., 1999). LINKS RWGS-PROZESS, RECHTS METHANOL-SYNTHESE. IM „REACTOR1“ WIRD CO ₂ UND H ₂ IN DER RWGS-REAKTION UMGESETZT.65	65
ABBILDUNG 42: GLEICHGEWICHTSKURVEN BEI KOHLENSTOFFVERGASUNG (HESSE, ET AL., 2014).....	66
ABBILDUNG 43: WIRBELSCHICHTREAKTOR FÜR DIE BIOMASSEVERGASUNG (HESSE, ET AL., 2014)	67
ABBILDUNG 44: IDEALISIERTE DARSTELLUNG DER IM AER-PROZESS ABLAUFENDEN REAKTIONEN (ZUBERBÜHLER, ET AL., 2003).....	68
ABBILDUNG 45: DARSTELLUNG DES AER-PROZESSES MIT SEPARATER REGENERIERUNG (ZUBERBÜHLER, ET AL., 2003) ...	68
ABBILDUNG 46: VERFAHRENSFLIEßBILD DES RWGS.....	71
ABBILDUNG 47: ABBILDUNG DER CHEMCAD-SIMULATION DES RWGS.....	72
ABBILDUNG 48: AUFSTELLUNGSPLAN DES RWGS	75
ABBILDUNG 49: EX-ZONENPLAN DES RWGS	76
ABBILDUNG 50: FLIEßBILD DER METHANOLSYNTHESE (BAERNS, ET AL., 2013)	78
ABBILDUNG 51: VERFAHRENSFLIEßBILD DER METHANOLSYNTHESE.....	81
ABBILDUNG 52: ABBILDUNG DER CHEMCAD-SIMULATION DER METHANOLSYNTHESE.....	82
ABBILDUNG 53: AUFSTELLUNGSPLAN DER METHANOLSYNTHESE	86
ABBILDUNG 54: EX-ZONEN-PLAN DER METHANOLSYNTHESE	86
ABBILDUNG 55: GESAMTVERFAHRENSFLIEßBILD DER „POWER TO METHANOL“-ANLAGE	88
ABBILDUNG 56: GESAMTAUFSTELLUNGSPLAN.....	89
ABBILDUNG 57: KOSTENAUFSCHLÜSSELUNG DER WASSERSTOFFGESTEHUNGSKOSTEN DER SZENARIEN 1A BIS 1D	97
ABBILDUNG 58: KOSTENAUFSCHLÜSSELUNG DER METHANOLPRODUKTIONSKOSTEN DER SZENARIEN 2A BIS 3D	99
ABBILDUNG 59: KOSTENAUFSCHLÜSSELUNG DER METHANOLPRODUKTIONSKOSTEN DER SZENARIEN 4A BIS 4B	100
ABBILDUNG 60: BREAK-EVEN-POINTS DER 6 GÜNSTIGSTEN SZENARIEN BEI EINER 6 % P.A. PREISSTEIGERUNG DES METHANOLMARKTPREISES	102

Tabellenverzeichnis

TABELLE 1: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENBEREICHE DER PROJEKTLIEGERGRUPPE	2
TABELLE 2: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENPAKETE DER WIRTSCHAFTLICHKEITSGRUPPE	2
TABELLE 3: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENPAKETE DER ELEKTROLYSEGRUPPE.....	2
TABELLE 4: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENPAKETE DER POLYGENERATIONSGRUPPE	2
TABELLE 5: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENPAKETE DER REVERSE WASSER-GAS-SHIFT-GRUPPE	3
TABELLE 6: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENPAKETE DER METHANOLSYNTHESEGRUPPE	3
TABELLE 7: PERSONELLE AUFSTELLUNG UND AUFGABENPAKETE DER CO ₂ -ABSORPTIONS-GRUPPE	3
TABELLE 8: HERSTELLMENGEN VON WASSERSTOFF (NACH ENERGIEPORTAL24, 2014)	9
TABELLE 9: ECKDATEN AUSGEWÄHLTER WASSERSTOFFHERSTELLUNGSVERFAHREN (NACH NITSCH, ET AL., 2002)	10
TABELLE 10: ÜBERSICHT ÜBER METHANOLERZEUGUNGSKOSTEN VERSCHIEDENER ANLAGEN (NACH BANDI, ET AL., 2004)..	11
TABELLE 11: VOR- UND NACHTEILE DER AEL.....	14
TABELLE 12: VOR- UND NACHTEILE DER PEMEL	15
TABELLE 13: VOR- UND NACHTEILE DER HTEL	16
TABELLE 14: GERUNDETE H ₂ -LAGERVOLUMEN BEI DRUCKLAGERUNG UNTER VERSCHIEDENEN DRÜCKEN	18
TABELLE 15: ERFORDERLICHE EIGENSCHAFTEN DES WASSERS FÜR DIE PEMEL	21
TABELLE 16: STOFFSTRÖME DER CHEMCAD-SIMULATION DER CO ₂ -ABSORPTION AUS LUFT.....	44
TABELLE 17: ENERGIESTRÖME DER WÄRMETAUSCHER DER CHEMCAD-SIMULATION DER CO ₂ -ABSORPTION AUS LUFT	44
TABELLE 18: VERGLEICH DER CO ₂ -EMISSIONEN VERSCHIEDENER KRAFTWERKE	50
TABELLE 19: TECHNISCHE DATEN DES KRAFTWERK SCHKOPAUS (E.ON SE, 2014).....	50
TABELLE 20: PROZESS- UND BETRIEBSPARAMETER DER CO ₂ -WÄSCHEPILOTANLAGE IN NIEDERAUßEM (SCHMIDT, ET AL., 2013).....	54
TABELLE 21: VERGLEICH VON VERSCHIEDENEN ABSORPTIONSTECHNOLOGIEN (NACH NOTZ, 2010).....	55
TABELLE 22: KOSTENVERGLEICH KONVENTIONELLES DKW VS. IGCC-CCS (RAUCHFUß, 2012).....	57
TABELLE 23: ÜBERSICHT CO ₂ -QUELLEN UND EMISSIONEN GROßER STATIONÄRER QUELLEN DURCH NUTZUNG FOSSILER BRENNSTOFFE (AUSFELDER, ET AL., 2008)	58
TABELLE 24: KATALYSATOR, EDUKT- UND PRODUKTGASZUSAMMENSETZUNG NACH DEM PATENTIERTEN VERFAHREN VON (DUPONT, ET AL., 2003)	64
TABELLE 25: REAKTORPARAMETER	70
TABELLE 26: ENERGIESTRÖME DER WÜ DES RWGS.....	73
TABELLE 27: AUSGEWÄHLTE STOFFMENGENSTRÖME DER SIMULATION	74
TABELLE 28: ÜBERSICHT STOFFSTRÖME DER METHANOLSYNTHESE	85
TABELLE 29: ENERGETISCHE KENNDATEN DER KOMPRESSOREN DER CHEMCAD-SIMULATION DER METHANOLSYNTHESE..	85
TABELLE 30: ENERGETISCHE KENNDATEN DER KOLONNEN DER CHEMCAD-SIMULATION DER METHANOLSYNTHESE.....	85
TABELLE 31: ENERGETISCHE KENNDATEN DER WÄRMETAUSCHER DER CHEMCAD-SIMULATION DER METHANOLSYNTHESE	85
TABELLE 32: ZUSCHLAGSFAKTOREN ZUR ERMITTLUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (NACH KLAPP, 1980)	91
TABELLE 33: ANGENOMMENE PREISE FÜR DIE NOTWENDIGEN BETRIEBSTOFFE.....	92
TABELLE 34: BERECHNUNGSGRUNDLAGEN DER WEITEREN KOSTEN FÜR WARTUNG, PERSONAL, PROJEKTPLANUNG UND INBETRIEBNAHME	93
TABELLE 35: KOSTENAUF SCHLÜSSELUNG DER WASSERSTOFFGESTEHUNGSKOSTEN DER SZENARIEN 1A BIS 1D	97
TABELLE 36: KOSTENAUF SCHLÜSSELUNG DER METHANOLPRODUKTIONSKOSTEN DER SZENARIEN 2A BIS 3D	98
TABELLE 37: KOSTENAUF SCHLÜSSELUNG DER METHANOLPRODUKTIONSKOSTEN DER SZENARIEN 4A BIS 4B	101
TABELLE 38: ERGEBNISÜBERSICHT TEIL 1 (SZENARIEN 1 UND 2)	104
TABELLE 39: ERGEBNISÜBERSICHT TEIL 2 (SZENARIEN 3 UND 4)	105

1 Einleitung und Projektziel

Im Zuge der aktuellen politischen Energiewende ist es erforderlich, theoretische Ansätze auf ihre Umsetzbarkeit zu untersuchen. Der aus erneuerbaren Energien erzeugte Strom kann nicht konstant vollständig genutzt werden. Deshalb müssen entweder die Stromerzeuger abgeschaltet bzw. reguliert werden, wenn ein Überangebot an elektrischer Energie zur Verfügung steht, oder es muss ein Weg gefunden werden, den Strom auf eine wirtschaftlich vertretbare Art zu speichern. Eine Möglichkeit dazu ist die elektrolytische Herstellung von Wasserstoff. Dieser der Explosionsgruppe IIC zugeordnete Stoff ist aus sicherheitstechnischer Sicht jedoch nicht unbedenklich. Sollte es als Endprodukt verkauft werden, ist meist eine Komprimierung erforderlich, welche das Gefahrenpotential zusätzlich erhöht. Deshalb bietet eine weitere Umwandlung des erzeugten Wasserstoffs mit Kohlenstoffdioxid und -monoxid zu Methanol, welches ähnliche Eigenschaften wie die gängigen olefinen Energieträger besitzt, eine potentielle Möglichkeit, die Energie zu speichern.

Das Ziel dieser Machbarkeitsstudie ist es, zu untersuchen, unter welchen Rahmenbedingungen eine Erzeugung von Wasserstoff bzw. Methanol aus erneuerbarer Energie mit dem aktuellen Stand der Technik wirtschaftlich umsetzbar sein kann. In einem Einstiegs-szenario soll dabei elektrolytischer Wasserstoff mit einem Volumenstrom von 10.000 Nm³/h erzeugt und verkauft werden. Weiterhin beschäftigt sich die vorliegende Studie mit der Herstellung von Methanol mit einer Jahreskapazität von 500.000 t. Durch die Betrachtung verschiedener CO₂-Quellen soll dieses Szenario stärker differenziert werden. Zur Bewertung der Szenarien soll eine Kostenschätzung der Anlagen- sowie der Betriebskosten durchgeführt werden. Dabei sind die zu erwartende Zeiträume von Überkapazitäten an Strom aus regenerativen Quellen zu berücksichtigen.

Zur Erstellung dieser Machbarkeitsstudie soll der Studiengang MCUI13 wie ein Ingenieurbüro arbeiten, aufgeteilt in eine Projektleitergruppe und sechs Fachgruppen. Im Rahmen des Masterstudiums umfasst die Arbeit 150 Stunden, in denen das Thema eigenverantwortlich vom Studiengang bearbeitet wird. Die Bearbeitung untergliedert sich dabei in die Literaturrecherche, die Prozessauswahl, die Prozesssimulation, die Erstellung von Planungsdokumenten (Zeitpläne etc.), die Erstellung von Verfahrensunterlagen (z.B. Verfahrensfliessbilder), die Kostenschätzung sowie die Betrachtung der Wirtschaftlichkeit in Hinblick auf zukünftige Trends.

2 Projektstruktur

2.1 Art des Projektmanagements

Allgemein kann das Projekt als Entwicklungsprojekt bzw. Mehrpersonen-Projekt bezeichnet werden. Dabei wird auf einer fest umrissenen Planungsbasis mit fest definierten Zielen gearbeitet. Zudem erfordert die aufwändige Aufgabenstellung den Einsatz von Projektgruppen, welche von einem Projektleiterteam geleitet werden (Olfert, 2012). Im Rahmen des Masterstudiums kann die Aufgabenstellung zudem nur als Teilzeitprojekt bearbeitet werden.

Wenn man das Masterstudium als eine Ansammlung von Teilprojekten der Studenten betrachtet, kann die Organisation des Entwicklungsprojekts als Matrix-Projektorganisation bezeichnet werden. Dies ist eine Mischform aus reiner Projektorganisation, in der die Projektgruppen für die Projektdauer vollständig aus den Fachabteilungen herausgelöst werden, und Stabs-Projektorganisation. Bei zuletzt genanntem koordiniert ein Projektleiter oder eine Projektleitergruppe den Ablauf des Projekts und übernimmt eine Vermittlerrolle, die den Informationsfluss zwischen den Gruppen kontrolliert. Die Leiter der Fachabteilungen üben einen großen Einfluss auf die Arbeit der Projektgruppen aus.

In Abbildung 1 ist die gewählte Organisationsstruktur des Projektes dargestellt.

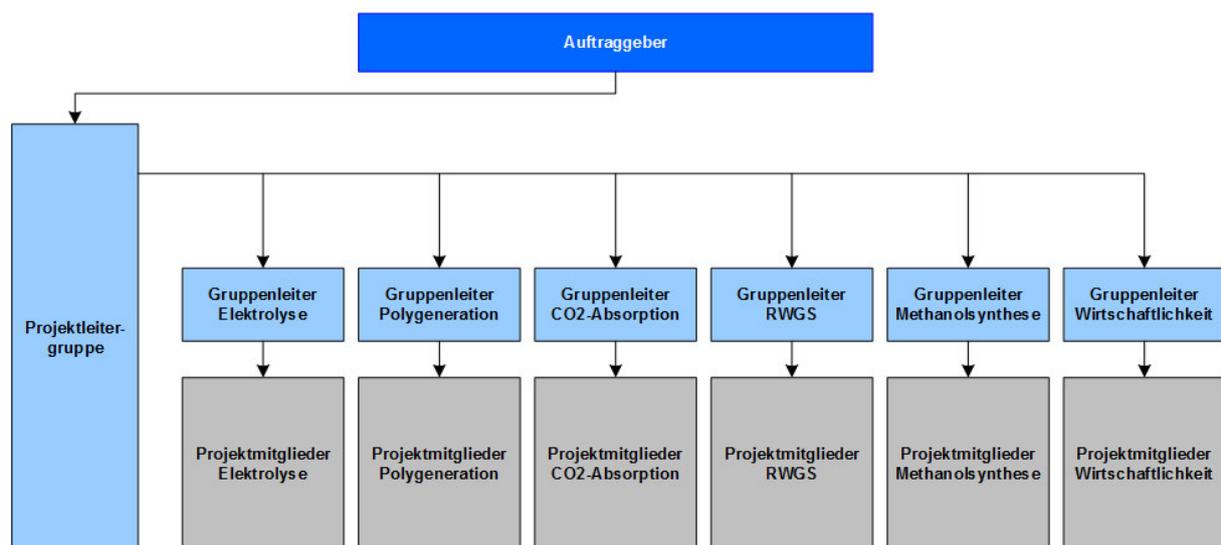


Abbildung 1: Schema der Organisationsstruktur des Projektes

Die betreuenden Professoren nahmen während der Projektbearbeitung die Stellung des Auftraggebers an. Mit ihnen konnten Details besprochen und Probleme geklärt werden. Die Projektleitergruppe koordiniert im Projektverlauf den Informationsfluss, die Einhaltung des Zeitplans und trifft Entscheidungen bei inhaltlichen Problemstellungen. Zudem schließt sie eine Beraterfunktion für die Fachgruppen mit ein, durch die Probleme und Entscheidungen mit

dem Auftraggeber geklärt werden. Die Fachgruppen werden jeweils von einem Gruppenleiter geführt, welcher in regelmäßigen Abständen die Projektleiter über den Arbeitsfortschritt unterrichtet. Gegenüber den Projektmitgliedern in den Fachabteilungen sind die Gruppenleiter in der Entscheidungsgewalt weitestgehend mit den Projektleitern gleichgestellt, sodass die Gruppenleiter keine permanente Rücksprache mit den Projektleitern halten müssen. Dies führt dazu, dass die Projektleiter zusammen mit den Gruppenleitern gemeinsam die Projektverantwortung tragen. Daraus resultiert zwar eine höhere Flexibilität der Fachgruppen in ihrem Arbeitsverhalten, es erfordert aber auch eine erhöhte Überwachung des Projektfortschritts seitens der Projektleiter. (Olfert, 2012)

2.2 Gruppeneinteilung

Es erfolgte eine Einteilung in sechs themenbezogene Arbeitsgruppen und eine Projektleitergruppe. Diese sind nachfolgend aufgelistet:

- Projektleiter
- Gruppe 1: Wirtschaftlichkeit
- Gruppe 2: Elektrolyse
- Gruppe 3: Polygeneration
- Gruppe 4: (Reverse) Wasser-Gas-Shift
- Gruppe 5: Methanolsynthese
- Gruppe 6: CO₂-Absorption

Die personellen Aufstellungen und die bearbeiteten Aufgabenpakete der einzelnen Gruppen sind im Folgenden dargestellt. Um die Einteilung der Mitarbeiter in die einzelnen Gruppen zu realisieren, wurde vorab in ILIAS eine Umfrage durchgeführt. Zur Wahl standen dabei:

1. Einteilung durch das Projektleitungsteam
2. Ernennung von Gruppenleitern durch das Projektleitungsteam, welche ihre Mitglieder selbst wählen
3. Individuelle Einteilung

Die Mitarbeiter sprachen sich in der Mehrheit dafür aus, sich selbst einzuteilen. Dies geschah unter der Leitung der Projektleiter im Zuge eines Gesamtmeetings. Nachdem sich die einzelnen Gruppen gefunden hatten, wurde ihnen eine Zeitspanne von 30 min gegeben, um ihren jeweiligen Gruppenleiter zu bestimmen.

Nachfolgend sind in Tabelle 1 bis Tabelle 7 die jeweiligen Gruppen mit ihren Leitern, Mitgliedern (nach Nachnamen alphabetisch sortiert) und Aufgaben dargestellt.

Tabelle 1: Personelle Aufstellung und Aufgabenbereiche der Projektleitergruppe

Projektleiter	
Mitglieder	Spezifische Aufgaben
Hennig, Alexander	Kommunikation mit den Auftraggebern, Präsentationen
Ruppach, Antje Sent, Theresa	Inhaltliche Planung und Korrekturen, Zeitplanung, Erstellung der Vorlagen, Formatierung der Berichte, Protokollführung
Weinand, Johannes	Erinnerung an Abgabefristen, Mitarbeiterkontakt, Protokollführung

Tabelle 2: Personelle Aufstellung und Aufgabenpakete der Wirtschaftlichkeitsgruppe

Gruppe 1: Wirtschaftlichkeit		
Gruppenleiter	Mitglieder	Aufgaben
Hartung, Sascha	Bartsch, Cindy Hernsdorf, Anne Jiang, Yingqing Xia, Ping	Recherche zur Stromproduktion, wirtschaftliche Vorbetrachtungen, Kostenberechnungen der Teilanlagen Elektrolyse, RWGS, Methanolsynthese und CO ₂ -Absorption aus Luft, wirtschaftliche Beurteilung der verschiedenen Szenarien

Tabelle 3: Personelle Aufstellung und Aufgabenpakete der Elektrolysegruppe

Gruppe 2: Elektrolyse		
Gruppenleiter	Mitglieder	Aufgaben
Meyer, Marcus	Chen, Miaowei Ding, Xiatong Reinecke, Tim Schwarz, Christian	Recherche zu Prozessoptionen und Lagerungsmöglichkeiten, Prozessauswahl, Prozessbeschreibung, Verfahrensfliessbilder, Stoff- und Energiebilanzen, Simulation mittels ChemCAD, Aufstellungs- und Ex-Zonen-Pläne

Tabelle 4: Personelle Aufstellung und Aufgabenpakete der Polygenerationsgruppe

Gruppe 3: Polygeneration		
Gruppenleiter	Mitglieder	Aufgaben
Pyka, Philipp	Eckhardt, Sven Figur, Hans-Jürgen Pietzonka, Sebastian Thomas, Nico	Recherche zu Kraftwerkstechnologien und Prozessoptionen, Prozessauswahl, Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Tabelle 5: Personelle Aufstellung und Aufgabenpakete der Reverse Wasser-Gas-Shift-Gruppe

Gruppe 4: Reverse Wasser-Gas-Shift		
Gruppenleiter	Mitglieder	Aufgaben
Philipp, Marcel	Gruschwitz, Tony Pan, Zhengdong Sachs, Rolf Wiedecke, Franziska	Recherche zu Prozessoptionen und alternativen Verfahren zur CO-Herstellung, Prozessauswahl, Prozessbeschreibung, Verfahrensfließbild, Simulation mittels ChemCAD, Stoff- und Energiebilanzen, Aufstellungs- und Ex-Zonen-Pläne

Tabelle 6: Personelle Aufstellung und Aufgabenpakete der Methanolsynthesegruppe

Gruppe 5: Methanolsynthese		
Gruppenleiter	Mitglieder	Aufgaben
Pujan, Robert	Heinrich, Franziska Hermann, Christian Lagatz, Henry Vetter, Marcel	Recherche zu Prozessoptionen, Prozessauswahl, Prozessbeschreibung, Verfahrensfließbild, Simulation mittels ChemCAD, Stoff- und Energiebilanzen, Aufstellungs- und Ex-Zonen-Pläne

Tabelle 7: Personelle Aufstellung und Aufgabenpakete der CO₂-Absorptions-Gruppe

Gruppe 6: CO ₂ -Absorption		
Gruppenleiter	Mitglieder	Aufgaben
Fischer, Johannes	Finzel, Christopher Fischbach, Daniel Hähnel, Mirko Huang, Ping	Recherche zu Prozessoptionen, Prozessauswahl, Prozessbeschreibung, Verfahrensfließbild, Simulation mittels ChemCAD, Bewertung der Wirtschaftlichkeit

Zusätzlich zu ihren gruppeninternen Aufgaben wurden von Herrn Sascha Hartung und Frau Cindy Bartsch Sonderaufgaben übernommen. Dabei handelt es sich um die Erstellung und Betreuung des ILIAS-Forums, also der Kommunikationsplattform des Projektes, sowie der Erstellung des abschließenden Fazits.

2.3 Zeitplanung

Für die zeitliche Planung des Projekts wurden regelmäßig mit Microsoft Projekt 2013 erstellte Zeitpläne in der Arbeitsgruppe „Entwicklungsprojekt MCUI13“ im Ilias-Forum der Hochschule Merseburg hochgeladen. Zusätzlich wurden die Änderungen in den zweiwöchentlichen Gruppenleiter-Meetings bekannt gegeben.



Abbildung 2: Bildschirmaufnahme des Ilias-Forums „Entwicklungsprojekt MCU13“

Die Zeitpläne wurden in 3 große Abschnitte unterteilt: „Sommersemester 2014“, „vorlesungsfreie Zeit 2014“ und „Wintersemester 2014/2015“. Der größte Unterschied zwischen den drei Zeitabschnitten bestand in der Verfügbarkeit der Mitarbeiter. Anfang bis Mitte der Zeitabschnitte „Sommersemester 2014“ und „Wintersemester 2013/2014“ lag der Großteil der Aufgaben. Gegen Ende der Zeitabschnitte waren alle Mitarbeiter in anderen Projekten mit einem stark erhöhten Arbeitsaufwand belastet (Prüfungszeit). In diesen Zeiträumen wurden wenig bis keine Aufgaben bearbeitet. Der Zeitabschnitt „vorlesungsfreie Zeit 2014“ zeichnet sich durch sehr schlechte Ab- und Rücksprachemöglichkeiten sowie einen schlechten Zugriff auf Programme aus dem Angebot der Hochschule Merseburg (z.B. ChemCAD) aus. Deshalb wurden in diesem Zeitabschnitt nur Aufgaben durchgeführt, welche kein Teamwork, keine Rücksprachen und keine Simulationssoftware erforderten.

Generell wurde die Zeitplanung so konzipiert, dass aufeinander aufbauende Arbeitspakete sinnvoll nacheinander geschaltet sind. Kleine Zeiträume für unerwartete Probleme und Korrekturen wurden eingeplant. Bei größeren Problemen wurden die Zeitpläne angepasst.

Nr.	Vorgangsname	Anfang	Ende	Oktober 2014							November 2014							Dezember 2014							Januar 2015							Februar 2015											
				40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
1	Gruppe 1 (Wirtschaftlichkeitsbetrachtung)	Mon 13.10.14	Son 11.01.15	[Gantt bar spanning from Oct 13 to Jan 11]																																							
2	Recherche Überschussstrom	Mon 13.10.14	Son 02.11.14	[Gantt bar spanning from Oct 13 to Oct 20]																																							
3	Investitions- und Betriebskosten	Mon 17.11.14	Son 14.12.14	[Gantt bar spanning from Nov 17 to Dec 14]																																							
4	Berechnung versch. Einstiegsszenarien	Mon 17.11.14	Son 14.12.14	[Gantt bar spanning from Nov 17 to Dec 14]																																							
5	Präsentationserstellung	Mon 15.12.14	Son 11.01.15	[Gantt bar spanning from Dec 15 to Jan 11]																																							

Abbildung 3: Ausschnitt des Zeitplans "Wintersemester 2014/2015"

Die drei Zeitpläne in voller Länge sind im Anhang R enthalten.

3 Stromproduktion

3.1 Stromproduktion in den Jahren 2012/2013

Im Jahr 2012 wurde in der Bundesrepublik Deutschland eine Gesamtmenge von 617 Mrd. kWh elektrische Energie erzeugt. Der Großteil der Bruttostromerzeugung erfolgt aus der Verbrennung von Braunkohle (25,6%), Steinkohle (19,1%) und Erdgas (11,3%). Einen Anteil von 16% erzeugen Kernkraftwerke, deren Einfluss jedoch in Zukunft weiter abnehmen wird.

Erneuerbare Energien nehmen bereits einen Anteil von 21,9% an der Gesamterzeugung ein. Das entspricht in etwa einer erzeugten Energie von 135 Mrd. kWh. Die Winderzeugung stellt davon einen Anteil von einem Drittel bereit. Einen Viertel der erzeugten erneuerbaren Energie wird durch Biomasseanlagen bereitgestellt. Photovoltaik- und Wasserkraftanlagen liefern den restlichen Teil. (Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft, 2013)

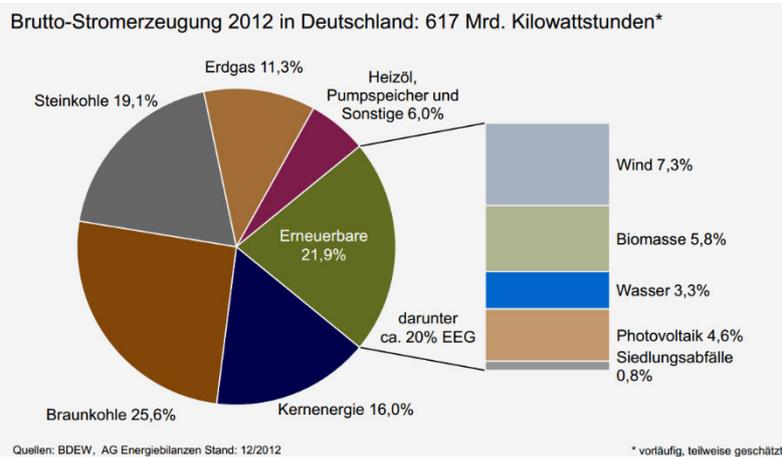


Abbildung 4: Brutto-Stromerzeugung – Anteile nach Energieträgern 2012 (Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft, 2013)

Die Anteile liegen im Jahr 2013 in einer ähnlichen Größenordnung (vgl. Abbildung 5).

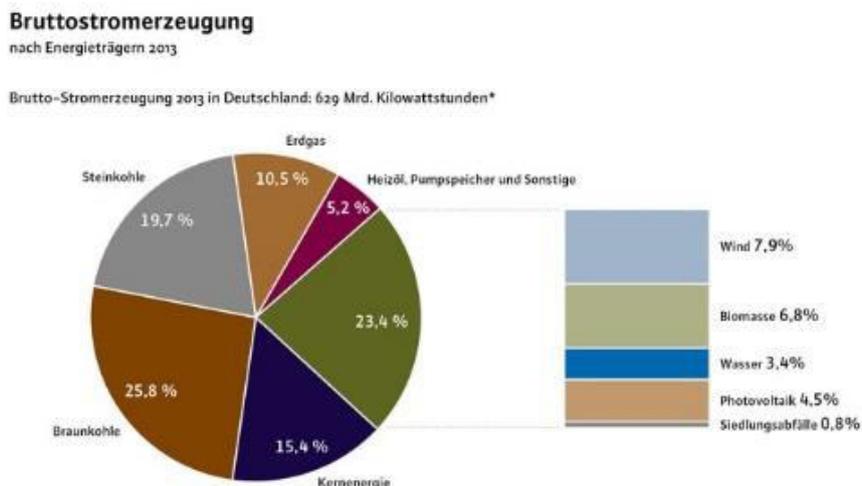
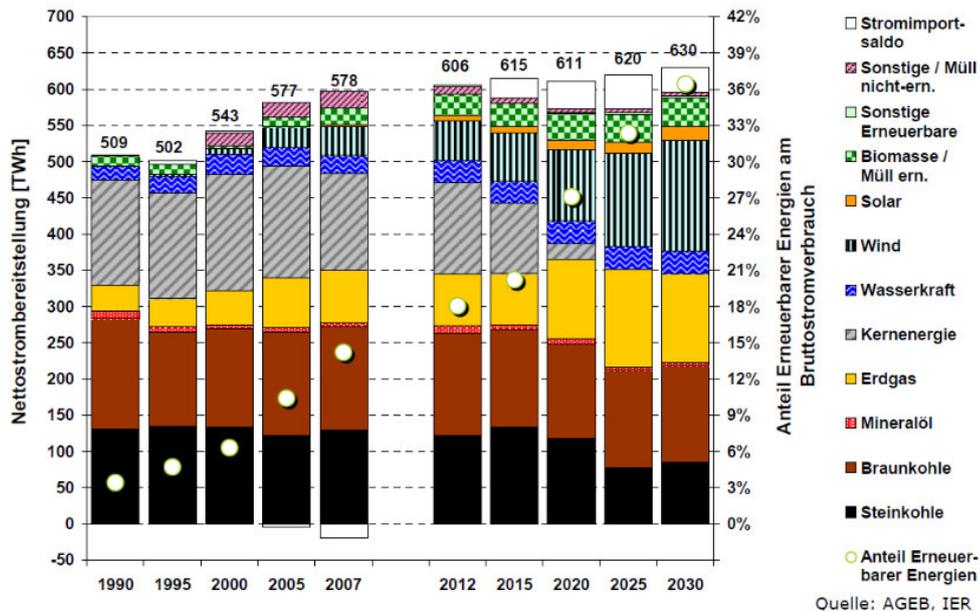


Abbildung 5: Brutto-Stromerzeugung – Anteile nach Energieträgern 2013 (Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft, 2013)

3.2 Prognostizierte Stromerzeugung im Jahr 2030

Die Zusammensetzung der erzeugten elektrischen Energie wird sich bis zum Jahr 2030 verändern. Durch den Ausbau der erneuerbaren Energien und verschärfte Klimaschutzbedingungen wird sich die Hauptstromerzeugung von den Primärenergieträgern Kohle und Kernenergie entfernen.

Anteil Erneuerbarer Energien am Bruttostromverbrauch steigt bis 2020 auf 27 %



Quelle: AGEB, IER

Abbildung 6: Stromerzeugung vs. Bruttostromverbrauch 2011-2030 (IER, März 2010)

In der obenstehenden Grafik wird ein Anteil von ca. 34% für die Erzeugung der Energie aus Kohle angenommen, eine Reduzierung um mehr als 10%-Punkte im Vergleich zu 2012/2013. Erdgas jedoch soll einen größeren Anteil am Energiemix einnehmen. Laut Prognose liegt es 2030 bei ca. 16% der Gesamterzeugung, was einer Zunahme von ca. 5%-Punkten entspricht. Der Anteil an erneuerbaren Energien soll bis 2020 auf 27% und bis 2030 auf 38% ansteigen.

3.3 Regelenergie (Regelleistung)

3.3.1 Allgemeines

Elektrische Energie kann nicht in großen Mengen gespeichert werden. Das bedeutet, dass immer genauso viel Energie erzeugt bzw. zur Verfügung gestellt werden muss, wie benötigt (verbraucht) wird. Jedoch sind weder das Lastverhalten der Verbrauchsseite noch das Entstehungsverhalten bei erneuerbaren Energien exakt vorhersehbar, weshalb es zu natürlichen Schwankungen im Versorgungssystem kommen kann. Dafür stehen verschiedenste Regelsysteme bereit. Ein Indikator für eine schwankende Versorgung ist die Netzfrequenz. Sollwert der Netzfrequenz ist im europäischen Bereich ein Wert von 50 Hz.

Dieser Wert darf nur in sehr geringen Grenzen schwanken, um keinerlei Störungen bei den Verbrauchern auszulösen. Dazu steht in Europa ein dreistufiges Regelsystem zur Verfügung.

3.3.2 Primärregelung, Sekundärregelung, Minutenreserve

Laut des Übertragungsnetzbetreibers Amprion GmbH funktioniert die Regelleistung wie folgt: Drei Regelungsstufen treten nacheinander und zu verschiedenen Zeiten ein. Sie müssen sowohl Netzüber- als auch Netzunterdeckung kompensieren können. Die Primärregelung muss nach 30 Sekunden in vollem Umfang abrufbar sein, um den jeweiligen Wert der Netzfrequenz wieder auf den Sollwert zu regeln. Hierfür müssen alle Kraftwerke im europäischen Verbundsystem (UCTE) zwei Prozent ihrer Nenn-Anschlussleistung zur Verfügung halten (50Hertz Transmission GmbH, 2014).

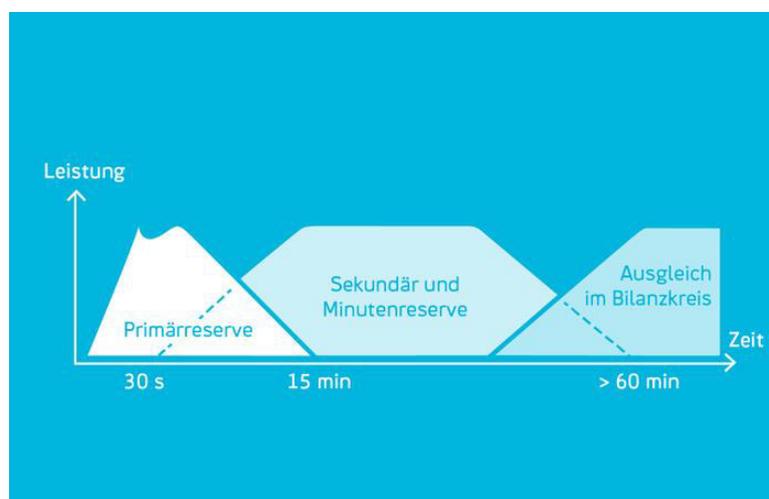


Abbildung 7: Netzregelsystem (Statkraft Markets GmbH, 2014)

Auch die Sekundärreserve muss vollständig abrufbar zur Verfügung stehen, jedoch ist hier ein Anfangszeitpunkt von 15 Minuten nach dem Eintreten der Netzunregelmäßigkeit vorgeschrieben. Die Sekundärregelung wird durch schnell an- und abfahrbare Pumpspeicherwerke oder Gasturbinenkraftwerke realisiert (Amprion GmbH, 2014). Nach dem Einsatz der Sekundärregelung wird die Primärregelung deaktiviert. Für die Minutenreserve (auch Tertiärregelung) gibt es keine Zeitvorgabe. Als Quellen für die Minutenreserve stehen unterschiedliche Möglichkeiten zur Verfügung, von konventionellen Kraftwerken bis hin zu regelbaren Lasten (50Hertz Transmission GmbH, 2014). Dieser Bedarf oder Überschuss an Energie wird in regelmäßigen Abständen ausgeschrieben und führt schlussendlich zu einem Bilanzausgleich nach einer gewissen Zeit (Amprion GmbH, 2014).

3.4 Überschussstrom

Das System zur Einhaltung der Netzfrequenz bei schwankender Netzlast besteht aus einem komplizierten Gefüge unterschiedlicher Regelbeiträge (Primärregelung, Sekundärregelung, Minutenreserve). Eine auftretende Änderung der Netzlast, sowohl in positiver (Stromüberangebot) als auch in negativer (Strommangel) Richtung wird durch dieses bestehende System bereits schnellstmöglich ausgeglichen.

Die mögliche industrielle Verwendung von Überschussstrom, erzeugt durch regenerative Quellen, gehört zu solch einer geänderten Nutzlast. Bereits kurz nach dem Entstehen des Überschussstroms wird dieser durch das Regelsystem abgefangen (Wirkung der Primärregelung bereits nach 30 s). Eine weitere industrielle Verwendung gestaltet sich somit schwierig, da diese Netzschwankung nicht beim Stromendkunden (Industrie bzw. private Haushalte) ankommt. Eine Möglichkeit der Verwendung des entstandenen Überschussstroms liegt in der Einbindung der Elektrolyse in das Regelsystem, sodass es als Minutenreserve verwendet werden kann.

4 Vorbetrachtungen zur Wirtschaftlichkeit

4.1 H₂-Erzeugung

Aktuell wird Wasserstoff überwiegend aus fossilen Energieträgern gewonnen (nach Energieportal24, 2014). In Deutschland werden ca. 5 % und weltweit ca. 2 % über Chlor-Alkali-Elektrolyse produziert (siehe Tabelle 8).

Tabelle 8: Herstellungsmengen von Wasserstoff (nach Energieportal24, 2014)

	Deutschland [Milliarden Nm ³]	Welt [Milliarden Nm ³]
Dampfreformierung von Erdgas oder Naphta	6	190
Partielle Oxidation von Schweröl	3	120
Petrochemie: Benzinreformierung	2,5	90
Petrochemie: Ethylenproduktion	3,6	33
Sonstige chemische Industrie	0,9	7
Chlor-Alkali-Elektrolyse	0,9	10
Kohlevergasung (Koksgas)	2,1	50
Gesamt	19	500

In Tabelle 9 werden verschiedene Wasserstoffherstellungsverfahren gegenüber gestellt (nach Nitsch, et al., 2002). Es wird deutlich, dass der Elektrolyse-Prozess heutzutage aus energetischer Sicht nicht mit der Dampfreformierung von Erdgas konkurrieren kann. Mit steigenden Kosten von fossilen Energieträgern und fortschreitender Kostenreduzierung von Elektrolyse-Komponenten sowie auf Grund von Umweltaspekten kann jedoch davon ausgegangen werden, dass zukünftig der Anteil an regenerativer Wasserstoffproduktion zunimmt.

Die Wasserstoffentstehungskosten setzen sich im Wesentlichen aus den Investitionskosten, den Energiekosten, der Anlagenauslastung, dem elektrischen Wirkungsgrad und den Nebenkosten, wie z.B. Lieferung, Montage und Wartung, zusammen (Smolinka, et al., 2011). Wie Abbildung 8 zeigt, liegen die Wasserstoffherstellungskosten aus Erdgas bzw. Kohle aktuell unterhalb von 5 ct/kWh. Mit Verwendung regenerativer Energiequellen betragen die Produktionsausgaben mindestens 8 ct/kWh. Wasserstoff aus Elektrolyse kann also heutzutage aus ökonomischer Sicht nicht mit fossilen Verfahren konkurrieren, könnte aber durch steigende Erdölpreise zukünftig rentabel werden.

Tabelle 9: Eckdaten ausgewählter Wasserstoffherstellungsverfahren (nach Nitsch, et al., 2002)

	Dampfreformierung von Erdgas		Vergasung von Biomasse		Alkalische Wasserelektrolyse (Modul)	
	heute	> 2020	heute	> 2020	heute	> 2020
H ₂ - Produktion , Nm ³ /h	100 000	100 000	13 000	13 000	500	500
MW H ₂	300	300	40	40	1,5	1,5
Lieferleistung Rohstoff, MW	405	385	55 ¹⁾	53 ¹⁾	-	-
Strombedarf, MW	1,5	1,5	3,0	2,8	2,05	1,95
Prozessnutzungsgrad, %	74	78	73	76	73	77
Wasserbedarf, m ³ /h	58	58	28	28	0,43	0,43
Arbeitsdruck, bar	30	30	50	50	30	100
Bereitstellungsnutzungsgrad von GH ₂ frei mittelgroßem-Verbraucher (einschließlich Anlagenerstellung, Rohstoffbeschaffung, Hilfsenergie), %	64	68	60	66	63²⁾	67²⁾
Investitionskosten, EUR/kW H ₂	350	350	ca. 700	ca. 500	1 000	ca. 700

1) entspricht rund 12 t/h Holz

2) ohne Bereitstellung des regenerativen Stroms; jedoch unter Berücksichtigung von Transportverlusten über 3000 km mittels HGÜ

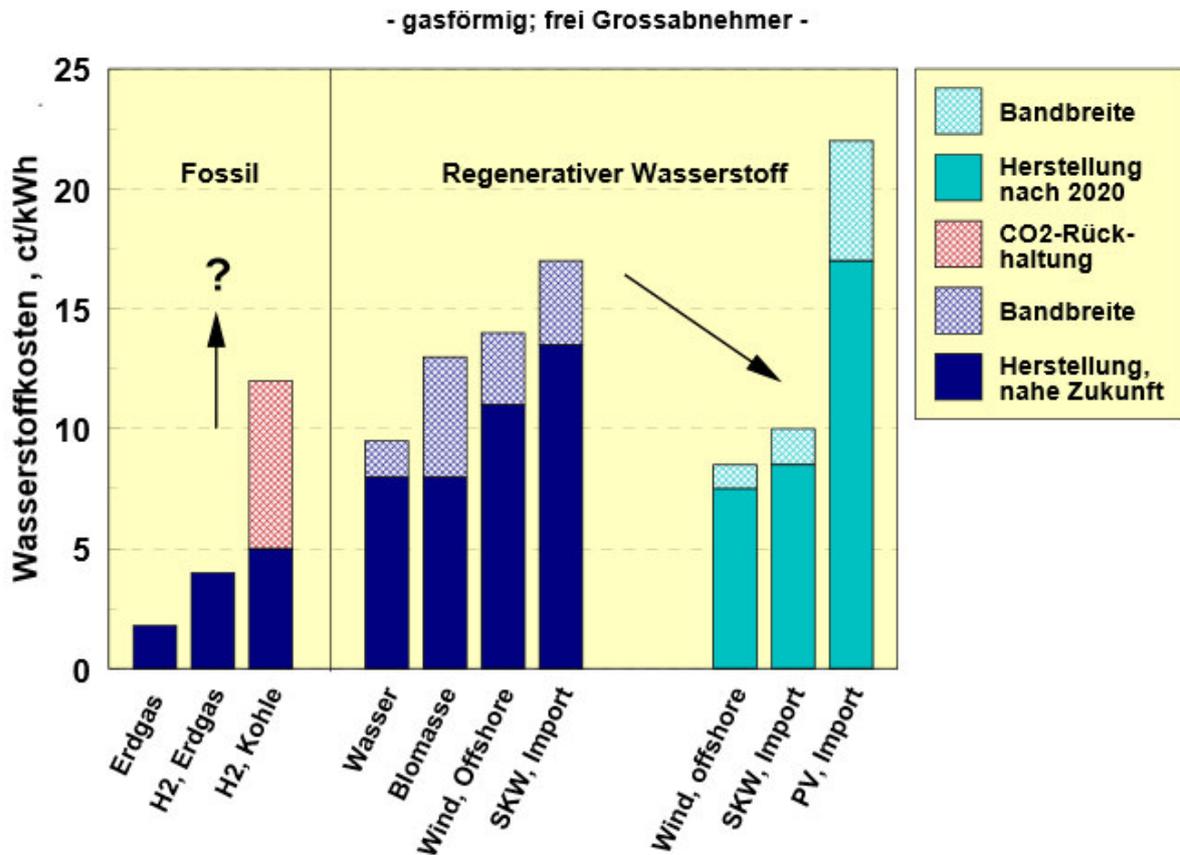


Abbildung 8: Wasserstoffentstehungskosten (gasförmig), fossil und regenerativ (nach Nitsch, et al., 2002)

- SKW – solarthermische Kraftwerke
- PV - Photovoltaik

4.2 Methanol-Produktion

Zur Herstellung von Methanol existieren heutzutage verschiedene Prozesse. Konventionell wird das nötige Synthesegas aus Erdgas erzeugt und dieses katalytisch zu Methanol umgesetzt. Die Produktion von Methanol auf Kohlebasis ist ein weiteres etabliertes Verfahren, das insbesondere in China bevorzugt Anwendung findet (Su, et al., 2013). In den letzten Jahren stand außerdem die Methanolherstellung aus Biomasse oder Biogas im Fokus der Forschung. Auf Grund der hohen Erzeugungskosten sind diese Verfahren jedoch kaum interessant für kommerzielle Unternehmen. Tabelle 10 gibt einen Überblick über die Produktionskosten für Methanol in verschiedenen Anlagen (nach Bandi, et al., 2004).

Tabelle 10: Übersicht über Methanolerzeugungskosten verschiedener Anlagen (nach Bandi, et al., 2004)

Verfahren	CHOREN (Biomasse)	Schwarze Pumpe (Abfall+ Kohle)	CHEMREC, Schweden (black liquor)	LPMEOH™ Air Products (Kohle)	Erdgas
Anlagegröße	400.000 t _{MeOH} /a a)	120.000 t _{MeOH} /a	410.000 t _{MeOH} /a	160.000 t _{MeOH} /a	
Energetischer Wirkungs- grad der Methanol- herstellung, % ^{e)}	54 (60) ^{b)} 80 ^{c)}	50 (Gesamt- wirkungsgrad)		71	
Anlagekosten, Mio EUR	45		150 (nur für Methanolanlage)	30	
Betriebskosten, % der Anlagekosten/a		Ca. 10		10	
Methanolerzeugung- kosten, EUR/t	400 ^{d)}	150-180 ^{e) f)}	182	110-120 ^{f)}	80-95

- a) für eine 500 MW_{th}Anlage
- b) 60% für größere Anlagen
- c) Vergasungswirkungsgrad (Kaltgas)
- d) mit Biomassepreis von 70 EUR/t, Angaben von CHOREN im Juni 2004 (Kosten entfallen zu 1/3 auf Biomasse, 1/3 auf Personal und 1/3 auf Betrieb und Wartung / Instandhaltung)
- e) Stoff-Kraft-Kopplung
- f) Angaben von SVZ im Juni 2004

Da Methanol überwiegend aus Erdgas gewonnen wird, reagiert der Methanol-Preis höchst sensitiv auf den Erdgas-Preis. Es wird angenommen, dass eine Erhöhung des Erdgas-Preises um 1 \$/GJ durchschnittlich eine Steigerung des Methanol-Preises um 37 \$/t nach sich zieht (Raschka, 2002). Die Preisentwicklung seit 2002 ist in Abbildung 9 dargestellt (Methanex Corporation, 2014; Gelsenchem Chemical Products GmbH, 2014). Seit Januar 2010 konnte im Mittel eine jährliche Preissteigerung um ca. 6% beobachtet werden. Im Oktober 2014 beläuft sich der aktuelle Methanolpreis auf 354 €/t bzw. 482 \$/t (Methanex Corporation, 2014).

Bei der Methanol-Produktion aus Biogas- bzw. Biomasse können Erzeugungskosten von bis zu 400 - 500 €/t anfallen (Forschungs-Informations-System, 2010), sodass sich ein kommerzieller Betrieb solcher Anlagen aus ökonomischer Sicht (noch) nicht lohnt.

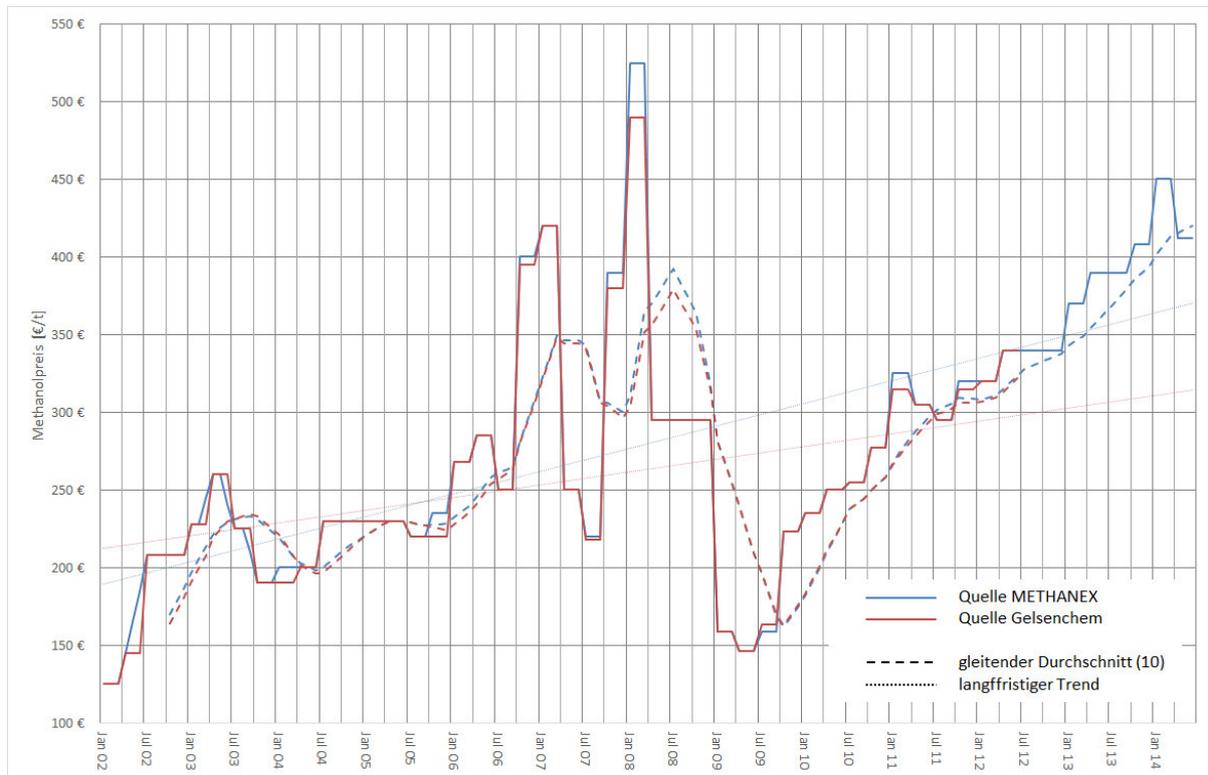


Abbildung 9: Methanolpreisentwicklung von 2002 bis zum Frühjahr 2014 (Methanex Corporation, 2014; Gelsenchem Chemical Products GmbH, 2014)

5 Elektrolyse

5.1 Prozessoptionen

Aus der Bilanz des Verfahrens ergibt sich, dass die Elektrolyse einen Wasserstoffbedarf von 65,62 Gmol/Jahr decken muss. Dieser sollte laut ursprünglicher Zielsetzung des Projekts durch Überschussstrom erzeugt werden. Dieser theoretische Überschussstrom wurde als nicht durchgängig verfügbare Stromquelle angedacht, wodurch es zu häufigem An- und Abfahren der Elektrolyse kommt. Im Folgenden sollen die existierenden Elektrolyseverfahren vorgestellt werden und hinsichtlich ihrer Eignung für die gegebene Problemstellung geprüft werden.

5.1.1 Alkalische Elektrolyse

Bei der alkalischen Elektrolyse (AEL) wird meist eine 20-40%ige wässrige Kaliumhydroxidlösung (Smolinka, et al., 2010 S. 10) als Elektrolyt eingesetzt. Außerdem wird bei einer erhöhten Temperatur von ca. 80°C gearbeitet, was zu geringen Stromeinsparungen führt (Roesler, 1994 S. 48). Es ist möglich, die Elektrolyse unter Druck zu betreiben, um die Produktgase unter erhöhten Druck herzustellen (Roesler, 1994 S. 48), wodurch Kompressionsstufen eingespart werden können.

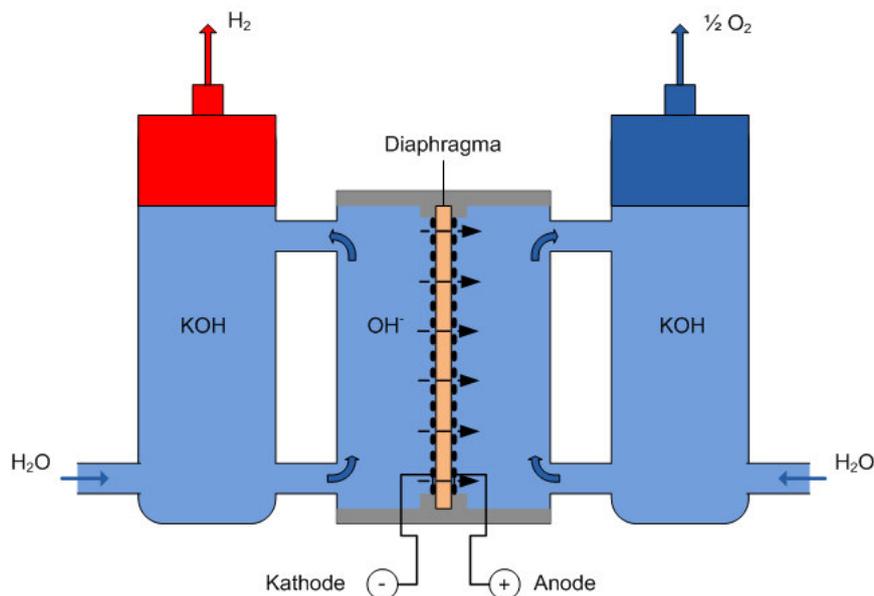
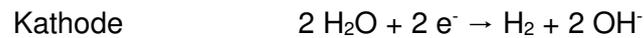


Abbildung 10: Aufbau der alkalischen Elektrolyse (Wenske, 2008)

Die Trennung von Kathoden- und Anodenraum erfolgt mit einem porösen Diaphragma, welches beispielsweise aus Asbest oder Ton besteht (Roesler, 1994 S. 43). Beide Elektrolyseräume sind mit wässriger Kaliumhydroxidlösung gefüllt, welche als Elektrolyt fungiert. Das Kaliumhydroxid wird nur einmalig in das System eingebracht und dort nicht verbraucht. Der Apparatur wird beidseitig Frischwasser zugeführt.

Die Elektroden sind nah am Diaphragma angebracht, um Widerstandsverluste zu minimieren. Folgende Einzelreaktionen ergeben sich (Wenske, 2008):



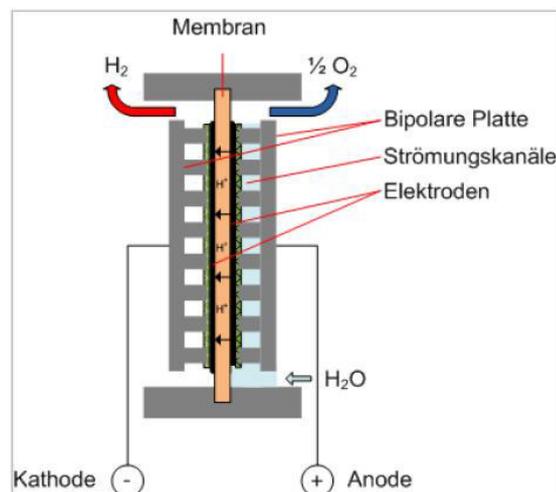
In Tabelle 11 sind die Vor- und Nachteile der AEL aufgelistet.

Tabelle 11: Vor- und Nachteile der AEL

Vorteile	Nachteile
einfacher Aufbau	Elektrolysezelle muss auf Betriebstemperatur erhitzt werden
vergleichsweise geringe Anschaffungskosten	erhöhte Anfahrzeit

5.1.2 Membranelektrolyse

Die Membranelektrolyse (Protonen Exchange Membrane Elektrolyse; PEMEL) benutzt reines Wasser für die Elektrolyse. Das Wasser wird über den Anodenraum in die Elektrolysezelle gebracht und an einer Protonenaustauschmembran elektrolysiert. Die Protonen wandern durch die Membran und werden an der Kathodenseite in gasförmigen Wasserstoff umgewandelt. Es wird bei Betriebstemperaturen von bis zu 80°C gearbeitet.



- Kathode: $2\text{H}^+ + 2\text{e}^- \rightarrow \text{H}_2$
- Anode: $\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{H}^+ + \frac{1}{2}\text{O}_2 + 2\text{e}^-$
- Gesamtreaktion: $\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2$

Abbildung 11: Aufbau und Reaktionen der PEMEL (Wenske, 2008)

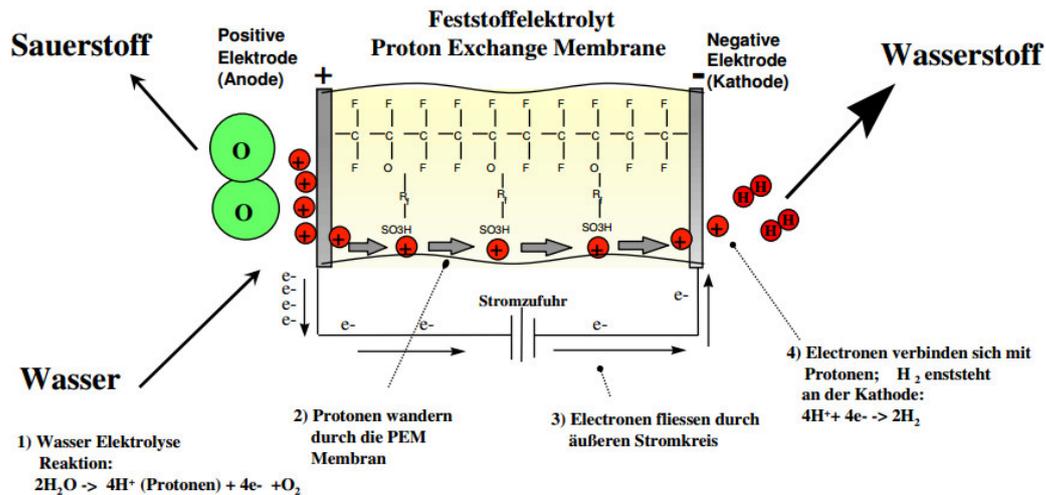


Abbildung 12: Aufbau Protonenaustauschmembran (Leichtfried, 2007)

Der Elektrolyt ist in der fluorinierten, organischen Membran in Form von Sulfonsäuregruppen fixiert. Da bei der Elektrolyse örtlich sehr niedrige pH-Werte entstehen, sind entsprechend wertvollere Elektrodenmaterialien notwendig. Üblicherweise werden Pt- oder Pd-Elektroden eingesetzt (Roesler, 1994 S. 44).

In Tabelle 12 sind die Vor- und Nachteile der PEMEL aufgelistet.

Tabelle 12: Vor- und Nachteile der PEMEL

Vorteile	Nachteile
keine Gefahrstoffe	hohe Investitionskosten
weitgehend wartungsfrei	moderater Wirkungsgrad
kompakte Bauweise	Lebensdauer der Membran
schnelles Anfahrverhalten	
erzeugt hochreinen Wasserstoff ohne aufwendige Nachreinigung	

5.1.3 Hochtemperaturelektrolyse

Die Besonderheit der Hochtemperaturelektrolyse (HTEL) besteht in dem Einkoppeln von Wärme in den Elektrolyseprozess. Dadurch steigt der Gesamtenergiebedarf, der zur Spaltung des Wassers nötig ist. Gleichzeitig fällt jedoch der Gesamtelektrizitätsbedarf deutlich ab. Bei Temperaturen von 800 bis 1000°C wird die endotherme Zersetzung des Wassers soweit gefördert, dass sich eine Einsparung von bis zu 25% des Elektrizitätsbedarfs ergibt. Es wird also ein Teil der aufzubringenden Energie durch Wärme gedeckt.

Bei der Hochtemperaturelektrolysezelle sind Kathode und Anode durch eine Membran voneinander getrennt. An der Kathode strömt Wasserdampf entlang. Beim Anlegen einer Spannung wird das Wasser gespalten. Dabei verbleibt der gebildete Wasserstoff im Wasserdampfstrom, der Sauerstoff wandert im Status nascendi als O^{2-} -Ion durch die Membran und bildet auf der Anode molekularen Sauerstoff.

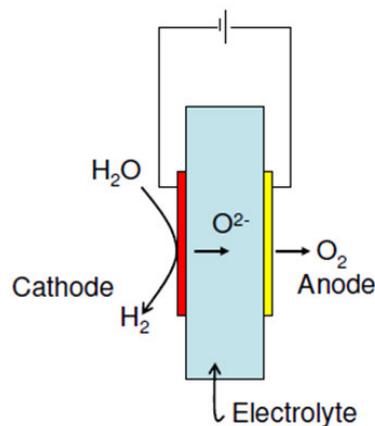


Abbildung 13: Prinzipieller Aufbau einer HTEL-Zelle

In Tabelle 13 sind die Vor- und Nachteile der HTEL aufgelistet.

Tabelle 13: Vor- und Nachteile der HTEL

Vorteile	Nachteile
Einsparung von Elektroenergie	lange An- und Abfahrzeiten
Nutzung von Abwärme aus anderen Prozessen	mechanische und chemische Materialprobleme durch teilweise extreme Prozessbedingungen viel Abwärme aus externen Prozessen nötig, ideal bei Geothermie / Solarthermie → jedoch ist bei guter Isolierung auch ein Ausgleich der Wärmeverluste durch elektrisches Nachheizen möglich

5.1.4 Diskussion

Die Hochtemperaturelektrolyse zeichnet sich durch sehr hohe Stromwirkungsgrade aus. Ein Nachteil ist jedoch, dass die Technologie noch nicht ausreichend erforscht ist, um großtechnische Prozesse hinreichend zu spezifizieren. Unabhängig davon wäre das Problem der Wärmebereitstellung zu lösen. Abwärmen aus Produktströmen und nachgeschalteten Reaktionen bieten zwar hohe Abwärmen, jedoch nicht auf ausreichend hohem Temperaturniveau. Um die HTEL nutzen zu können, wäre Abwärme von Betrieben mit ausreichend hohem Temperaturniveau nötig (z.B. Müllverbrennung, Kohlekraftwerke).

Die alkalische Elektrolyse ist das am meisten erprobte Verfahren unter den Elektrolysetechniken. Die geringen Investitionskosten machen sie vergleichsweise attraktiv. Ein Nachteil der AEL ist jedoch die notwendige Vorwärmphase vor der Produktion. Wenn die Phasen des Überschussstroms genau voraus bestimmt werden können, wäre dieser Nachteil nichtig. Wenn die Prozessabwärmen von nachgeschalteten Prozessen genutzt werden, um die Elektrolysezellen dauerhaft auf Betriebstemperatur zu halten, wäre die AEL eine gute Alternative.

Die PEMEL erscheint für die Aufgabenstellung das Verfahren der Wahl. Es ist keine Vorwärmphase notwendig, so dass die Überschusszeiten optimal ausgenutzt werden können. Die Produktreinheit ist für weitere Synthesen gut geeignet, da im Wasserstoff kein Wasser vorliegt. Ein entscheidender Nachteil dieser Technologie ist die Notwendigkeit von edlem Elektrodenmaterial. Dadurch ergeben sich hohe Investitionskosten.

5.2 Wasserstofflagerung

Inhalt der Aufgabenstellung ist eine kontinuierlich arbeitende Methanolsynthese. Wenn die Elektrolyse mit nicht durchgängig verfügbarem Überschussstrom betrieben werden soll, kommt es zu einer diskontinuierlichen Wasserstoffproduktion. Um diesen Schwankungen entgegen zu wirken, muss eine Wasserstofflagerung vor nachfolgende Prozesse geschaltet werden.

Die Lagergröße wird maßgeblich von den Standby-Zeiten der Elektrolyse bestimmt, in welchen kein Überschussstrom verfügbar ist. Es werden drei Speichergrößen betrachtet, wobei der volle Speicher die Methanolsynthese 12 h, 2 Tage bzw. 1 Woche kontinuierlich betreiben können soll. Aus der Gesamtbilanz ergibt sich, dass die Speicher 2,2 Mio. Nm³; 8,8 Mio. Nm³ bzw. 31 Mio. Nm³ fassen können müssten, bei einem Verbrauch der Methanolsynthese von 183.850 Nm³/h H₂.

Als Speichervarianten werden die Druckgasspeicherung, die Flüssiggas-Speicherung und die Kavernenspeicherung betrachtet. Die Speicherung als Metallhydrid, im Slush oder im überkritischen Zustand werden nicht weiter aufgeführt, da diese als Speichermöglichkeiten direkt ausgeschlossen werden konnten (Töpfler, et al., 2014 S. 54-55). Die Lagerung als Metallhydrid würde zu große Mengen Metall beanspruchen. Die Lagerung im Slush ist aufgrund des hohen Aufwands technisch nicht ökonomisch und die überkritische Lagerung befindet sich noch im Entwicklungsstadium (Stand: 2014) (Töpfler, et al., 2014 S. 54).

5.2.1 Druckgasspeicherung

Die Gasspeicherung erfolgt unter Druckbeaufschlagung in Druckbehältern. Mit der Druckerhöhung verringert sich das Gasvolumen, sodass das nötige Behältervolumen mit der jeweiligen Druckstufe sinkt. Für Autos wurden bereits Druckbehälter für Wasserstoff in einem Bereich bis 700 bar entwickelt (Töpfler, et al., 2014 S. 53). Druck-Gasspeicher fassen typischerweise Volumina von bis zu 10.000 m³ bei Drücken bis zu 200 bar. Niederdruckspeicher hingegen besitzen Volumina von bis zu 600.000 m³ bei Lagerungsdrücken von 12 – 16 bar (Roesler, 1994 S. 129).

Bei der vereinfachten Umrechnung mit der idealen Gasgleichung auf die jeweiligen Drücke bei gleichbleibender Temperatur (273,15 K Normtemperatur), ergeben sich folgende nötige Behältervolumina für die Speicher:

Tabelle 14: Gerundete H₂-Lagervolumen bei Drucklagerung unter verschiedenen Drücken

Lagerzeit	12 Stunden	2 Tage	1 Woche
12 bar	186000 m ³	745000 m ³	2608000 m ³
16 bar	140000 m ³	559000 m ³	1956000 m ³
200bar	11000 m ³	45000 m ³	156000m ³
700 bar	3200 m ³	12800 m ³	44700 m ³

Es zeigt sich, dass bei der Verwendung eines einzigen Niederdruckspeichers in Maximalausführung (600.000 m³ und 16 bar) Vorratszeiten von 2 Tagen erreichbar sind. Die Maximalausführung eines einzelnen Druckgasspeichers (10.000 m³ und 200 bar) würde lediglich 13,8 h ausreichen.

Bei einer Entscheidung zwischen Niederdruck- und Druckgasspeicherung spielt vor allem die Platzverfügbarkeit eine entscheidende Rolle. Bei höheren Speicherdrücken kann die Anlage bedeutend kleiner gebaut werden. Die Produktstromdrücke des Wasserstoffs liegen bei etwa 14 bar, was eine Niederdruckspeicherung prädestiniert, da nur eine geringe weitere Energiezufuhr notwendig wäre. Die nachgeschaltete Methanolsynthese kann mit verschiedenen, mitunter auch hohen Drücken betrieben werden. Bei der Wahl einer Methanolsynthese mit hohen Drücken kann es sinnvoll sein, die Kompression der Speicherung vorzuschalten, um daraufhin die Druckgasspeicherung zu nutzen.

5.2.2 Flüssiggas-Speicherung

Bei der Flüssiglagerung wird der gasförmige Wasserstoff über das Linde-Verfahren verflüssigt und in kryogenen Lagertanks gespeichert. Es kommt zu einer hohen Stoffdichte und damit wiederum zu einer Verringerung der SpeichergroÙe. Die Tanks speichern Wasserstoff bei -253 °C und 6 bis 9 bar. Bei diesen Bedingungen ergibt sich eine Dichte von $56,8\text{ kg/m}^3$ ($680,7\text{ Nm}^3/\text{m}^3$) (Hirscher, 2010 S. 17).

Ein entscheidender Nachteil ist, dass für die Herunterkühlung des Wasserstoffs viel Energie aufgebracht werden muss. Außerdem führt der Temperaturunterschied zur Umgebung zu einem dauerhaften Energieeintrag, welcher durch Isolierung und Kühlung ausgeglichen werden muss.

Vorteil dieser Technologie ist, dass bei der Verdampfung des flüssigen Wasserstoffs andere verflüssigte Gase nicht verdampfen. Es kommt bei der Entnahme zu einer Reinigung des Wasserstoffstroms (Töpfler, et al., 2014 S. 54). Auf lange Sicht gesehen kann es zu einer Anreicherung von Wasser, Stickstoff und Sauerstoff im Flüssigtank kommen.

Für die Speicherzeiträume wären Tankgrößen von 3240 m^3 (12 Stunden), 12970 m^3 (2 Tage) bzw. 45380 m^3 (1 Woche) einzuplanen.

5.2.3 Kavernenspeicherung

Für die Lagerung von Gasen können auch ausgediente Salzstöcke verwendet werden. Die Speicherung von Wasserstoff in Salzkavernen wurde bereits vor 30 Jahren erfolgreich umgesetzt (UK und Texas, USA) (Töpfler, et al., 2014 S. 55). Die Verluste in diesen Speichern liegen bei unter 0,01% (Töpfler, et al., 2014 S. 55). Es existieren nutzbare Kavernen von bis zu $3 \cdot 10^8\text{ m}^3$ Fassungsvermögen, bei denen der Betriebsdruck bis auf 60 bar gesetzt werden kann (Roesler, 1994 S. 130).

Vorteil der Salzkavernen sind die großen Lagervolumina, welche eine lange Wasserstoffversorgung ermöglichen würden. Nachteil wäre die örtliche Bindung an die Salzkaverne, so dass die Standortentscheidung im Wesentlichen danach entschieden werden müsste. Nachteil für den geplanten Prozess wäre, dass die Speicherung in Kavernen eigentlich nur für Langzeitspeicherungen geeignet ist (Roesler, 1994 S. 130). Als Ursache dafür wären die langen Transportwege des Gases unterirdisch zu beachten. Der Wasserstoff wäre durchschnittlich 600 bis 1200 m in die Tiefe zu transportieren (Roesler, 1994 S. 129).

5.3 Prozessauswahl für den Wechsellastbetrieb

5.3.1 Auswahl Elektrolysezellenart

Die Hauptprobleme bei der Auslegung der Elektrolyse sind die wechselnden Lasten der Elektrolyseure. Zwischen Betriebszustand und Standby liegen entscheidende Temperaturunterschiede. Bei Lastwechsel kommt es durch Temperatúrausdehnungseffekte zu Materialbeanspruchungen. Die HTEL, die ohnehin noch nicht im großtechnischen Bereich Einzug gefunden hat (Roesler, 1994 S. 66), findet mit diesem Problem ein letztes Ausschlusskriterium (Smolinka, et al., 2010 S. 17). Sowohl die AEL als auch die PEMEL haben ebenfalls dieses Problem, jedoch sind die Effekte aufgrund der kleineren Temperaturschwankungen geringer.

Bei der Dynamik der AEL sind die Komponenten des Gesamtsystems der Problempunkt. Die elektrochemischen Komponenten reagieren praktisch verzögerungsfrei, jedoch weisen nachgeschaltete Systemkomponenten wie Laugenpumpen, Druckregler und Produktgasseparatoren höhere Trägheiten auf (Töpfler, et al., 2014 S. 12). Die Teillastfahrweise führt bei der AEL vermehrt zu beidseitigen Gasverunreinigungen, da es zu Diffusionseffekten während der Standby-Zeit kommt (Smolinka, et al., 2010 S. 23). Diese Effekte können zu kritischen Gemischen (2% H₂ in O₂) führen, was aus sicherheitstechnischen Gründen zu einer Abschaltung der Anlage führen würde (Smolinka, et al., 2010 S. 24).

Die PEMEL ist „daher die einzige sinnvolle Variante für Photovoltaik- oder Windkraft-Inselsysteme“ (Leichtfried, 2007 S. 21). „Das schnelle dynamische Verhalten wird als ein wesentlicher Vorteil der PEM-Elektrolyse gesehen“ (Smolinka, et al., 2010 S. 15).

Die guten dynamischen Eigenschaften und die hohen Wasserstoffreinheiten (99,999% H₂ (Leichtfried, 2007 S. 10)) prädestinieren die PEMEL für die Nutzung bei einer Elektrolyse mit wechselnden Betriebslasten und einer nachgeschalteten chemischen Synthese.

Die im nachfolgendem aufgeführten Daten stammen aus der Produktbeschreibung eines PEMEL-Elektrolyseurs der Firma CETH (CETH, 2014 S. 1-2). Es handelt sich um ein aus vier Einzeleinheiten bestehendes Modul, welches in der Lage ist, 240 Nm³/h H₂ herzustellen.

5.3.2 Spezifikationen der Module

Aus der Gesamtbilanz ergibt sich ein durchschnittlicher Wasserbedarf (für die Elektrolyse) von 147,6 m³/h. Das Wasser sollte die in Tabelle 15 aufgelisteten Eigenschaften erfüllen.

Tabelle 15: Erforderliche Eigenschaften des Wassers für die PEMEL

Eigenschaft	erforderlicher Bereich
Leitfähigkeit	< 2000 µS/cm
Druck	2 bis 6 bar
pH-Wert	4-10
Temperatur	5 bis 40°C
Wasserqualität	Leitungswasser (Umkehrosmose ist Teil des Moduls)

Der maximale, zeitweise Wasserbedarf der Elektrolyseeinheiten bei Volllast ergibt sich aus dem Produkt der Modulanzahl und dem Einzelmodulbedarf (480 l/h).

Die Elektrolyse benötigt außerdem Kühlwasser. Es ergibt sich ein Kühlwasserbedarf von 48 m³/h pro Modul. Ebenfalls muss ein elektrischer Anschluss mit einer Wechselspannung von 400 V und einer Frequenz von 50 oder 60 Hz zur Verfügung stehen.

Von der Firma Ceth wird ein Verbrauch von 4,4 kWh/Nm³ H₂ prognostiziert.

5.3.3 Prozessanordnung

Mit der beschriebenen Modulgröße wären 766 Module notwendig, um die benötigte Wasserstoffmenge von 183.850 Nm³/h kontinuierlich herzustellen. Da nur der Überschussstrom genutzt werden soll und von etwa 2000 h Überschussstrom pro Jahr ausgegangen wird, müssen 3356 Module installiert werden. Bei Volllastbetrieb ergibt sich somit ein Wasserbedarf von 1471 m³/h.

Laut Datenblatt der Firma Ceth (CETH, 2014 S. 1-2) entsteht der Wasserstoff bei einem Druck von 14 bar. Nach einer Verdichtung für den Abtransport soll eine Lagerung in mehreren Niederdrucktanks bei 16 bar erfolgen. Die Tankgröße muss mindestens 840.000 m³ umfassen, damit die Lagerung für 3 Tage Methanolsynthesebetrieb ausreicht. Außerdem sollte das Tanklager so konzipiert werden, dass eine Erweiterung der Lagerkapazität möglich ist.

5.3.4 Verfahrensfliessbild der PEMEL

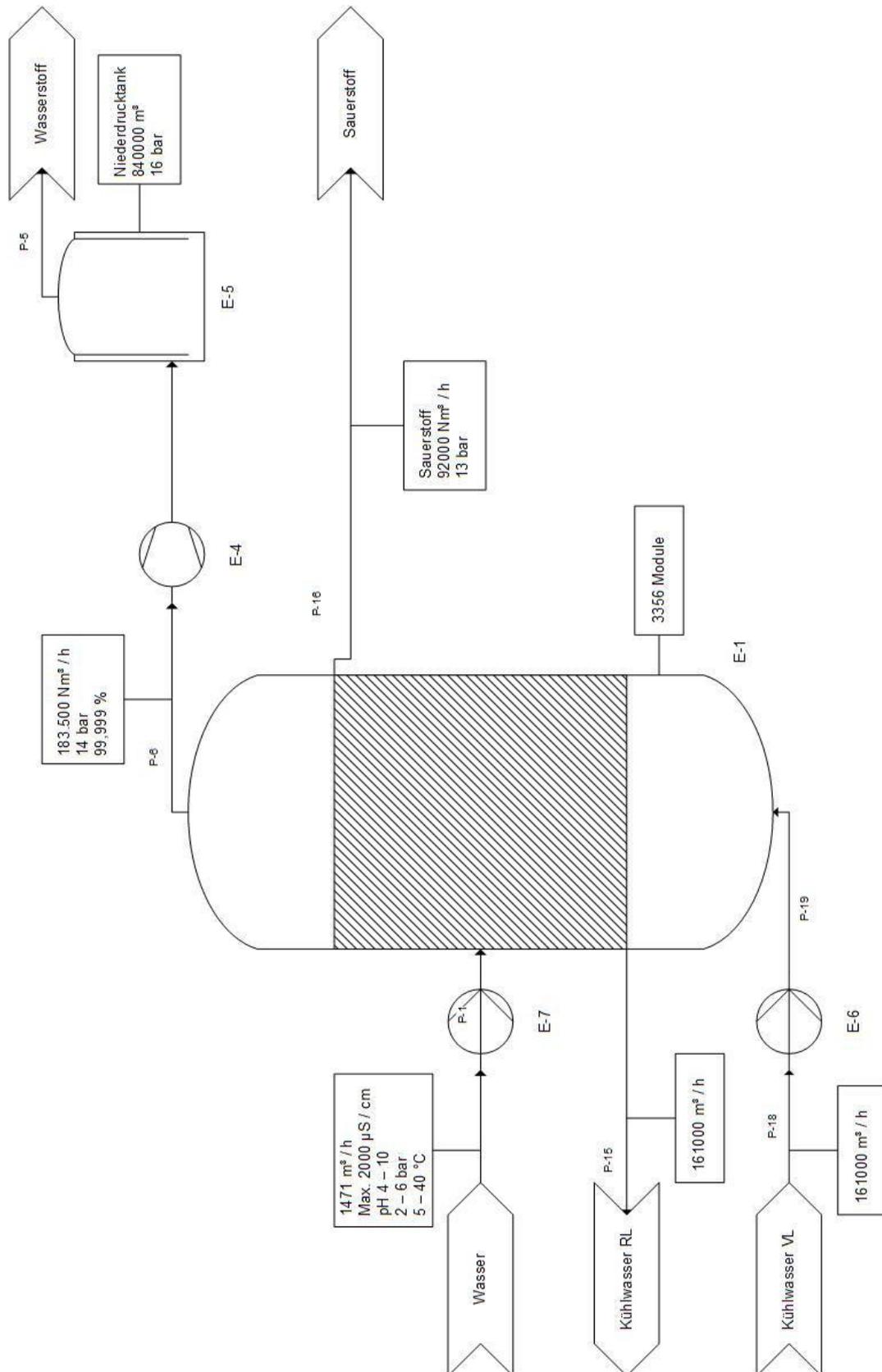


Abbildung 14: Verfahrensfliessbild der PEMEL

5.4 Prozessauswahl für den Dauerbetrieb

5.4.1 Auswahl Elektrolysezellenart

Bei kontinuierlicher Betriebsweise entfallen die häufigen Temperaturschwankungen und damit auch ein Großteil der Materialbeanspruchungen. Die vergleichsweise geringen Anschaffungskosten zusammen mit der Bewährtheit der Technologie prädestinieren die alkalische Elektrolyse.

Die im Folgenden verwendeten Daten wurden der Internetseite der Firma ELB Elektrolysetechnik GmbH entnommen. Es handelt sich um eine Druckelektrolyse, die auf dem Lurgi System basiert. Die Modulkapazität umfasst für dieses Modell bis zu 1400 Nm³/h.

5.4.2 Spezifikationen der Module

Pro Normkubikmeter Wasserstoff werden 0,85 l Speisewasser und 80 l Kühlwasser benötigt. Die Qualität des Speisewassers wurde nicht genauer spezifiziert. Die Gasleistung dieses Moduls ist zwischen 25% und 100% der Nennleistung einstellbar.

Das Modul hat einen spezifischen Energieverbrauch von 4,3 bis 4,65 kWh/Nm³ H₂.

Die Wasserstoffqualität liegt bei 99,8 bis 99,9 vol%. Es liegen Verunreinigungen mit 0,1 bis 0,2 vol% O₂, 1 bis 2 g/Nm³ H₂O und KOH < 0,1 mg/Nm³ vor.

5.4.3 Prozessanordnung

Für die kontinuierliche Produktion von 183.850 Nm³/h H₂ werden mit der beschriebenen Modulkapazität 132 Module benötigt. Bei Volllast werden kontinuierlich 156,3 m³/h Speisewasser verbraucht.

Beide Produktgase entstehen mit einem Druck von 30 bar. Abhängig von der benötigten Reinheit besteht die Möglichkeit, einen katalytischen Gasreiniger nachzuschalten. Damit können Restverunreinigungen kleiner 1 ppm erreicht werden.

Da eine kontinuierliche Produktion vorliegt, entfällt die Notwendigkeit der Wasserstofflagerung.

5.4.4 Verfahrensfliessbild der AEL

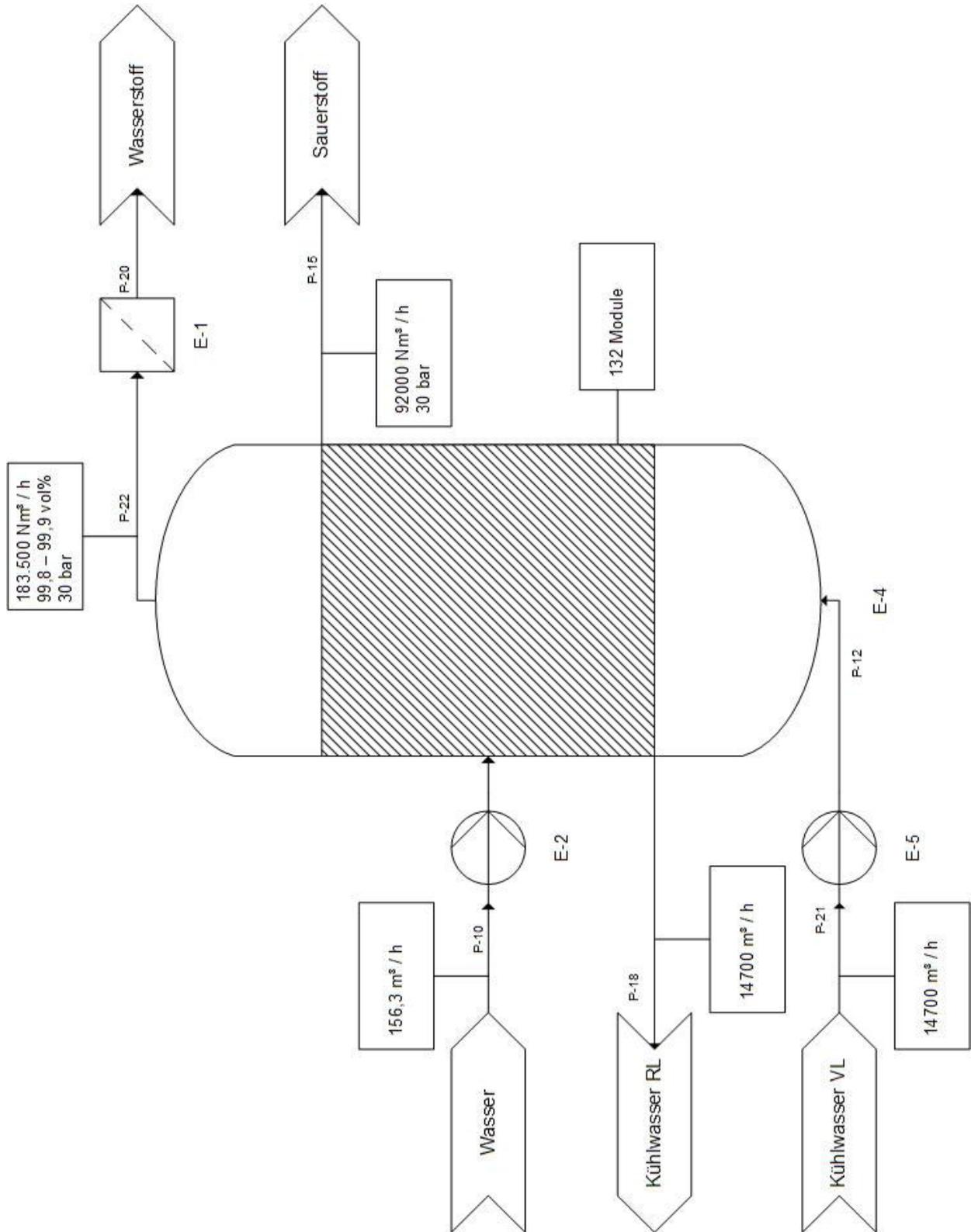


Abbildung 15: Verfahrensfliessbild der AEL

5.5 Simulation mittels ChemCAD

Aus der technischen Simulation sollen die nötigen Energiemengen für den Betrieb der Elektrolysezellen sowie für die Weiterverarbeitung der Produktgase ermittelt werden. Außerdem sollen die nötigen Leistungen der Wärmetauscher bestimmt werden.

Für die Elektrolysezellen sollen die Prozesswärmen bestimmt werden und aus ihnen die notwendigen Kühlleistungen. Abhängig von der benutzten Elektrolysezelle entsteht der Wasserstoff bei 14 bzw. 30 bar. Dieser soll bei 16 bar gelagert werden. Da der Energiebedarf für die eventuell notwendige Verdichtung von dem Transportweg und damit vom Aufstellungsplan abhängig ist, wurde diese Energiemenge vorerst vernachlässigt (gering im Vergleich zu den anderen Prozessenergien). Der entscheidende Energiebedarf würde bei einer Verdichtung des Sauerstoffs für eine Flaschenabfüllung entstehen. Hierfür mussten die Verdichterleistungen und Kühlleistungen bestimmt werden.

5.5.1 Elektrolyse

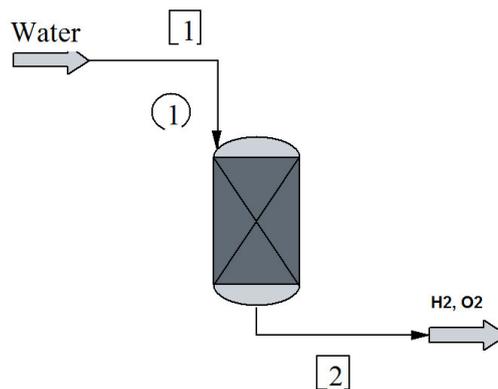


Abbildung 16: Abbildung der ChemCAD-Simulation der Elektrolyse

Die Elektrolysereaktion wurde in einem stöchiometrischen Reaktor isotherm bei 40 °C durchgeführt. Es konnte herausgelesen werden, dass der endothermen Reaktion eine Leistung von 79,3 kW pro 1000 mol/h Wasserstoff in Form von Elektroenergie bereitgestellt werden muss. Laut Herstellerangaben (4,4 kWh/Nm³) wird für 1000 mol/h Wasserstoff 98,6 kW Leistung benötigt (CETH, 2014). Es ergibt sich ein Stromwirkungsgrad von 80%, was als plausibel angenommen werden kann. Die Differenz zwischen Reaktionsenergie und real notwendiger Energie ergibt die abzuführende Wärme. Für 1000 mol/h Wasserstoff müssen 19,3 kW Wärme abgeführt werden.

Für den Prozess ergibt sich bei einem Durchfluss von 8202,5 kmol/h eine abzuführende Wärme von 158,6 MW.

5.5.2 Sauerstoffverdichtung

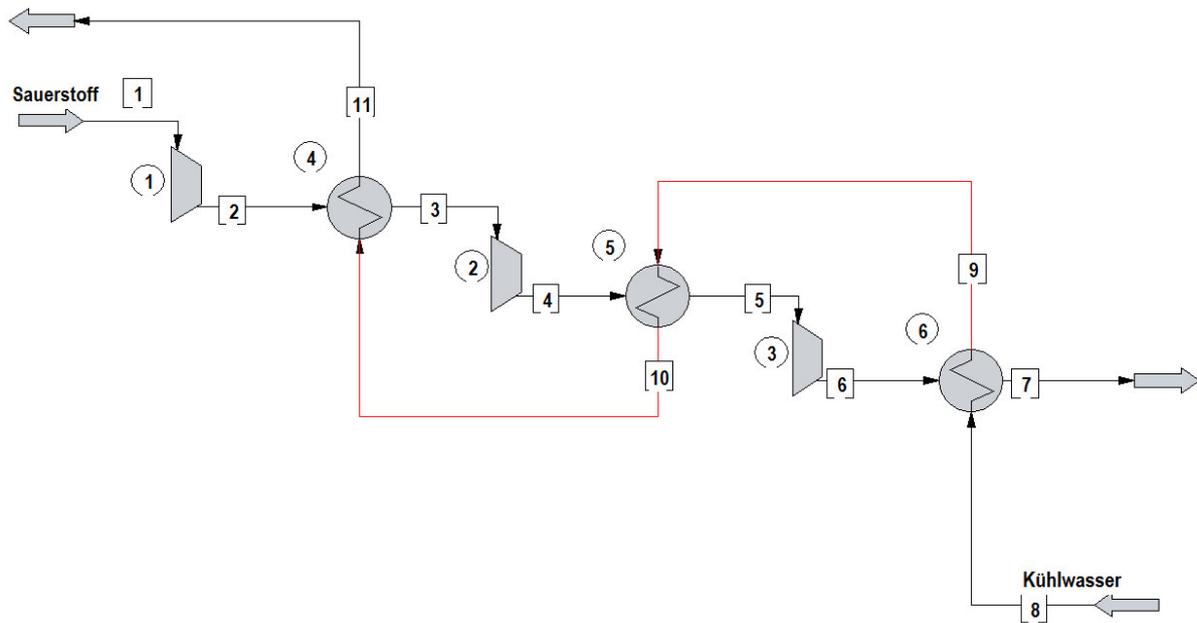


Abbildung 17: Abbildung der ChemCAD-Simulation der Sauerstoffverdichtung

Für eine Flaschenabfüllung kann der Sauerstoff theoretisch von 13 bar (40°C) auf 200 bar (40°C) verdichtet werden. Die energetische Analyse ergab, dass eine 3-stufige Verdichtung sinnvoll wäre. Die sich ergebenden Zwischendrucke liegen bei etwa 25,7 bar, 51 bar und 101 bar. Nach jeder Verdichtung erfolgt eine Kühlung des Gases im Wärmetauscher auf etwa 40°C. Es wurde von einem isentropen Wirkungsgrad von 0,75 für die Verdichtung ausgegangen.

Für die sich ergebende Produktmenge benötigt jeder Verdichter eine Leistung von etwa 4,2 MW. Wenn alle Wärmetauscher in Reihe mit Kühlwasser betrieben werden, ergibt sich ein Kühlwasserbedarf von etwa 300 m³/h.

Da eine Menge an Sauerstoff entsteht, die zum größten Teil keinen Absatz finden wird (sie übersteigt den Bedarf der chemischen Industrie in Deutschland), ist das Abfüllen in Gasflaschen als nicht rentabel anzusehen. Daher wird die Sauerstoffverdichtung in den folgenden Abschnitten nicht weiter betrachtet. Die Verdichtung von Luft ist rentabler als die Verdichtung von reinem Sauerstoff, da hierbei die wertvollen Edelgase gewonnen werden können.

5.6 Aufstellungs- und Ex-Zonenplan

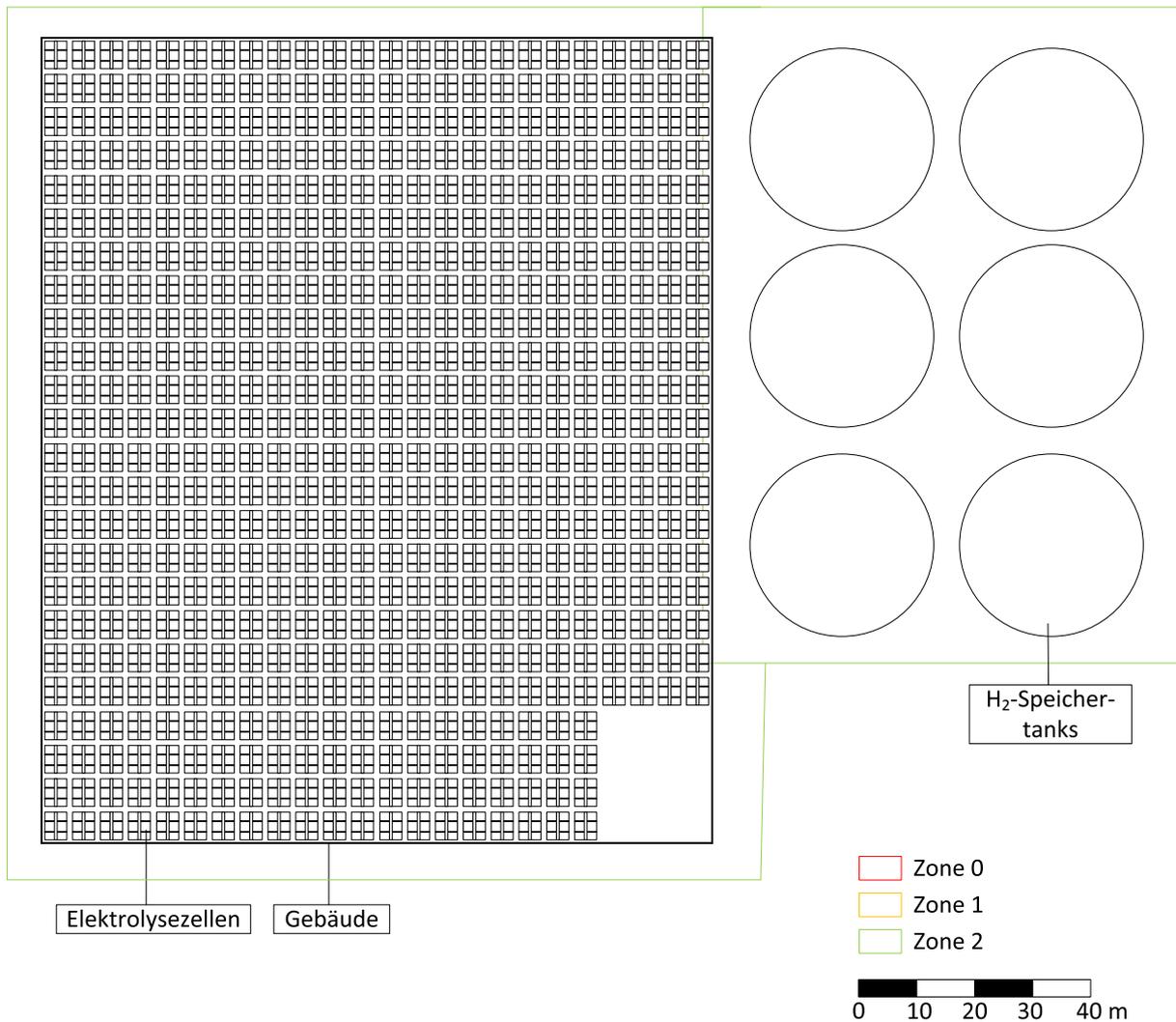


Abbildung 18: Aufstellungs- und Ex-Zonen-Plan der Elektrolyse im Wechsellastbetrieb

Aufstellung

Für die PEM-Elektrolyse wurden 3356 notwendige Module ermittelt. Jedes Modul enthält 4 Elektrolysezellen. Durch eine Clusterbauweise ist es möglich 12 Zellen zusammen zu fassen. Jeder Cluster ist etwa 4,8 m lang; 3,8 m breit und 6,6 m hoch. Wenn jeweils 2 Cluster übereinander aufgestellt werden, ergibt sich eine Gebäudehöhe von etwa 14 m. Um Begehrbarkeit und Verrohrung zu gewährleisten, wurde pro Cluster auf Länge und Breite jeweils ein Meter addiert. In Gebäudelänge sollen 24 Cluster aufgestellt werden, in Breite 24. Es ergibt sich ein Gebäude mit etwa 140 m Länge und 115 m Breite, wenn die Cluster längs zur Gebäuderichtung ausgerichtet werden. Es liegt eine Fundamentbelastung von 1917 kg/m² vor. Stirnseitig soll das Kühl-, sowie das Elektrolysewasser eingeleitet werden. Durch

Aufteilung in 12 Einzelströme, die jeweils zwischen 2 Clustern über die gesamte Gebäudelänge hindurch geführt werden, soll die Versorgung gewährleistet werden. Produktgase und Abwasser sollen über die gleichen Trassen abgeführt werden.

Der Wasserstoff wird am Gebäudeende in die sechs 100.000 m³ Tanks eingeleitet. Die Tanks sind freistehend und zylindrisch. Die Anordnung erfolgt im 2x3 Muster. Höhe sowie Durchmesser liegen bei etwa 31,7 Metern.

Der Sauerstoff wird in sicherer Entfernung zur Elektrolyseanlage in die Umgebung abgegeben.

Sicherheitstechnische Betrachtung/Ex-Zone

Quer zu den Rohrtrassen sollte eine Raumbelüftung mit hohem Luftwechsel erfolgen. Zusätzlich müssen Gasdetektoren im gesamten Elektrolysegebäude installiert werden. Die gesamte Halle und die Wasserstofftanks werden als Ex-Zone 1 eingestuft. Eventuelle Mannlöcher an den Gastanks werden als Ex-Zone 2 ausgeschrieben. Die Austrittsstelle des Sauerstoffs ist als Ex-Zone 0 (dauerhafte explosionsgefährdete Atmosphäre) anzusehen.

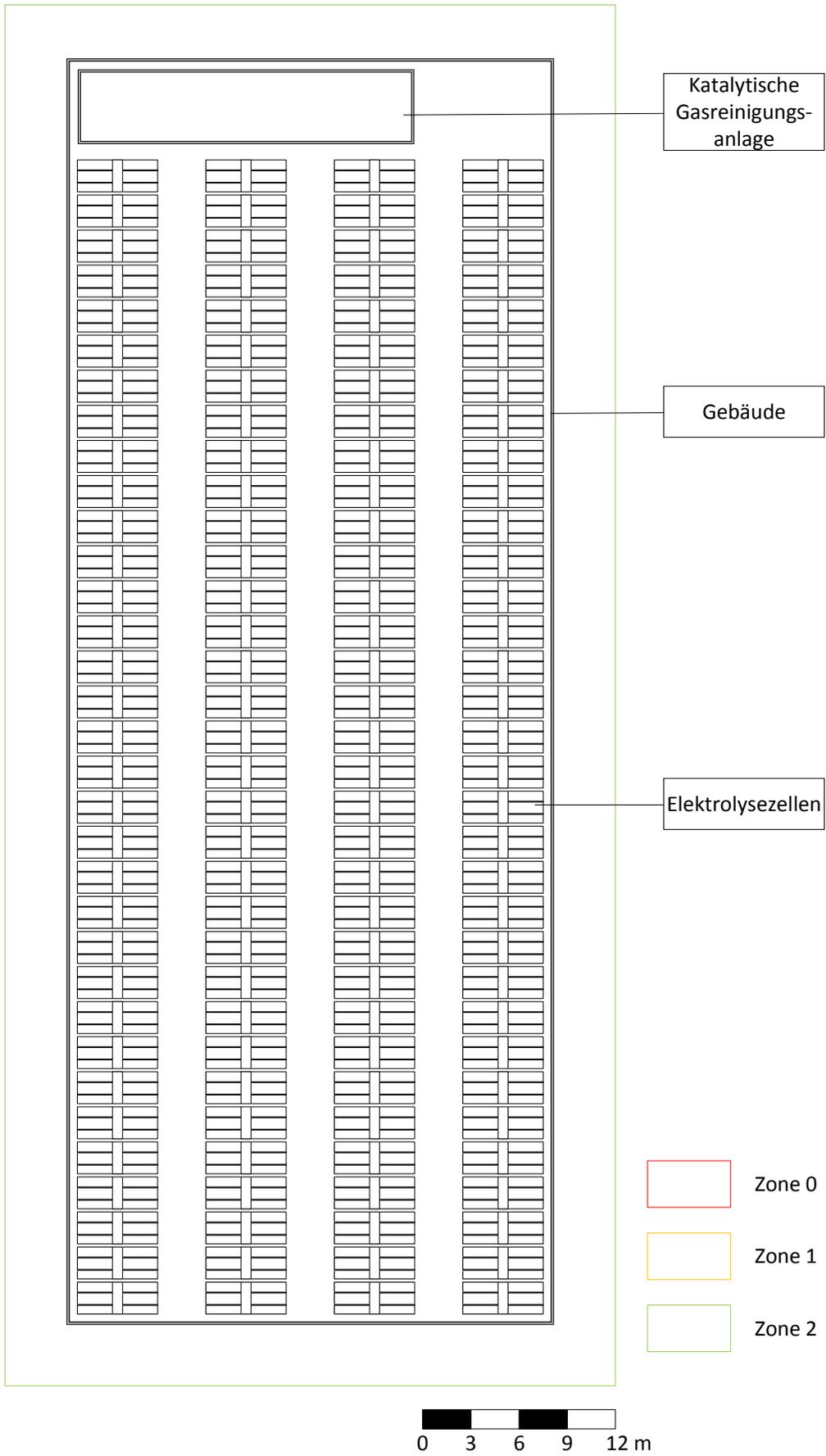


Abbildung 19: Aufstellungs- und Ex-Zonenplan der Elektrolyse für den Dauerbetrieb

Aufstellung

Da vom Hersteller der AEL keine Abmaße der Elektrolysemodule gegeben war, wurden diese auf 5 x 2 x 2 m anhand eines Bildes geschätzt. Wenn diese (132 Module) in 4 Reihen angeordnet werden mit 3 m Platz zwischen den Reihen ergibt sich eine Breite von 24 m mit einer Länge von 66 m. Die Verrohrung kann in den oberen Gebäudebereich gelegt werden. Die Gebäudelänge kann durch die Größe des katalytischen Gasreinigers und Platzzuschläge entscheidend steigen.



Abbildung 20: Foto eines AEL-Moduls

Sicherheitstechnische Betrachtung/Ex-Zone

Auch hier ist eine starke Belüftung der Räumlichkeiten zu empfehlen. Der Elektrolyseraum ist Ex-Zone 1. Ein durchgehender Sicherheitsbereich um die Betriebshalle wird als Ex-Zone 2 eingestuft.

6 CO₂-Gewinnung durch Absorption aus Luft

6.1 Prozessoptionen

Prinzipiell können zwei Arten der Absorption unterschieden werden. Beide werden nachfolgend kurz erläutert.

Bei der **Physisorption** ist der Absorptionsgrad stark von dem Partialdruck der zu trennenden Komponente im Gasstrom abhängig. Die Komponente geht mit dem Absorptionsmittel keine chemische Bindung ein, was eine leichte Abtrennung im nachfolgenden Schritt ermöglicht (z.B. durch Druckerniedrigung). Es ist nur dann sinnvoll ein solches Verfahren (z.B. Rectisol-Verfahren) einzusetzen, wenn eine hohe CO₂-Konzentration vorliegt. Da in der Luft nur ca. 0,038 - 0,040% Kohlendioxid vorliegt, ist davon abzuraten.

Bei der **Chemisorption** ist es möglich, Stoffe selektiv abzutrennen, auch wenn diese nur in kleinen Konzentrationen vorliegen. Die Zielstoffe gehen mit dem Absorptionsmittel eine chemische Bindung ein und müssen daher aufwändiger als bei der Physisorption zurückgewonnen werden. Dies geschieht meist über eine Temperaturerhöhung, die zur Verlagerung des Gleichgewichts führt. Der Wirkungsgrad lässt sich nur bedingt mit einer Druckerhöhung beeinflussen.

6.1.1 Aminwäsche

Die häufigste Art der CO₂-Abtrennung ist derzeit die Aminwäsche. Hierbei wird zwischen primären, sekundären und tertiären Aminen als Lösungsmittel unterschieden.

Die bekanntesten Vertreter der primären Lösungsmittel sind hierbei Monoethanolamin (MEA) und Diglykolamin (DGA). Sie werden in der Industrie sehr häufig eingesetzt.

Vorteile:

- geringes Molekulargewicht → hohe Beladungskapazität bei moderaten Massenkonzentrationen
- hohe Alkalinität → hohe Reaktivität mit Sauer gasen (H₂S, CO₂)

Nachteile:

- stark korrosiv (vor allem MEA)
- hohe Lösungswärme → Beeinflussung des Gleichgewichts
- hohe Waschmittelverluste durch hohen Dampfdruck

Sekundäre und tertiäre Amine weisen sich vor allem durch ihre geringere Wärmefreisetzung bei der Reaktion, die geringere Korrosivität und eine leichtere Desorption aus. Allerdings ist die maximale Beladung im Vergleich zu den primären Aminen geringer. (Ohle, 2009)

Es laufen prinzipiell folgende Reaktionsmechanismen ab:

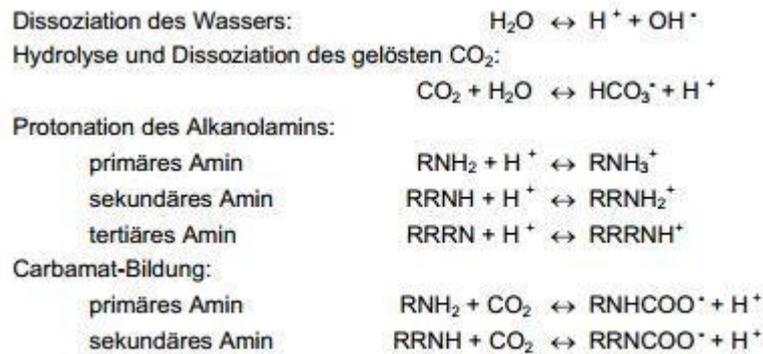


Abbildung 21: Ablaufende Reaktionen bei der Aminwäsche mit verschiedenen Lösungsmitteln (Ohle, 2009)

Technische Umsetzung

Damit die Absorption einen hohen Wirkungsgrad erzielt, muss die Übertragungsfläche entsprechend groß sein. Hierfür eignen sich Packungs- oder Füllkörperkolonnen. Des Weiteren müssen die einzelnen Stoffströme beheizt bzw. gekühlt werden, damit das Gleichgewicht günstig liegt (Yeh, et al., 2006). In Abbildung 22 ist der prinzipielle Aufbau einer solchen Anlage dargestellt.

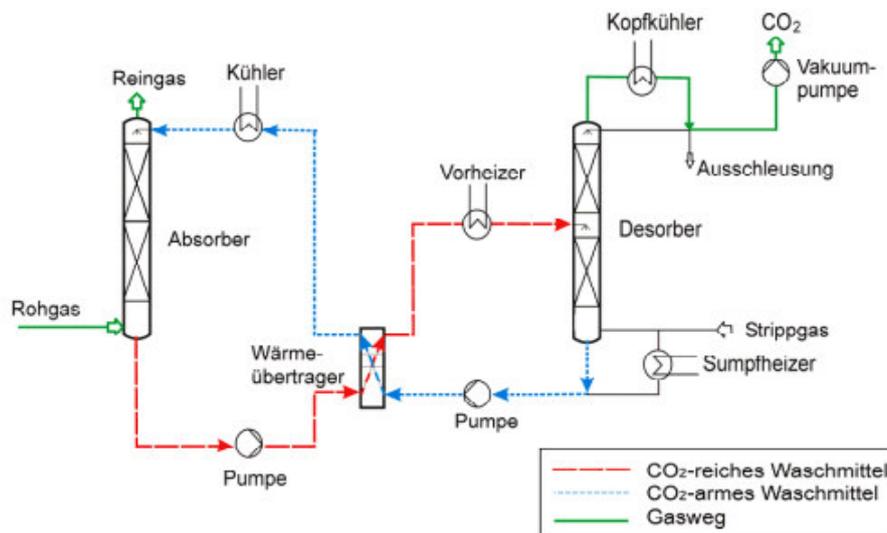


Abbildung 22: Schematischer Aufbau einer industriellen Abgasreinigung (Yeh, et al., 2006)

6.1.2 Besondere Absorptionsmittel

Als Beispiel für besondere Absorptionsmittel soll im Folgenden auf Polyethylenimin (PEI) eingegangen werden. Dieses ist als Absorptionsmittel zur CO₂-Bindung getestet worden. Dabei werden die Amide auf mehrere Trägerröhren aufgetragen (Polyamidimid, Cellulose), wobei sich eine verbesserte Absorptionsrate beobachten lässt. PEI werden auch als ionic liquids (IL) bezeichnet, welche aus langen organischen Kationen und organischen/anorganischen Anionen bestehen. Ein Beispiel ist in Abbildung 23 dargestellt.

Diese Verbindungen zeichnen sich durch eine hohe Basizität aus, wodurch ein saures Gas wie CO₂ gut gebunden werden kann. Es konnte mit unterschiedlichen Anionen bis zu 0,5 mol CO₂/mol IL gebunden werden.

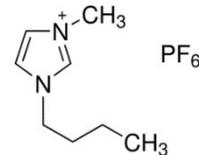


Abbildung 23: 1-Butyl-3-methylimidazolium-hexafluorophosphat

Die Verwendung solcher Reagenzien ist jedoch noch nicht so ausgereift, wie es bei der klassischen Aminwäsche der Fall ist. (Sistla, et al., 2014)

6.1.3 Hydroxide

Die Verwendung von Hydroxiden zur Absorption von CO₂ wird bereits industriell angewendet. Ein großer Vorteil von Hydroxiden als Absorptionsmittel ist, dass CO₂ auch bei sehr geringen Konzentrationen absorbiert werden kann. Das CO₂ wird chemisch in Form von Carbonaten gebunden und kann mittels Säuren daraus entfernt werden. In der gebundenen Form ist es gut speicherbar. Durch die Wiederverwendung der Hydroxide und die geringen Anschaffungskosten, bleiben die Investitionskosten auf einem verhältnismäßig geringen Niveau.

Da die Forschung zur Absorption von CO₂ mittels Hydroxiden am weitesten verbreitet ist und teilweise Pilotanlagen betrieben werden, erfolgt eine Betrachtung verschiedener Verfahren im Abschnitt 6.2.

6.1.4 Feste Absorptionsmittel

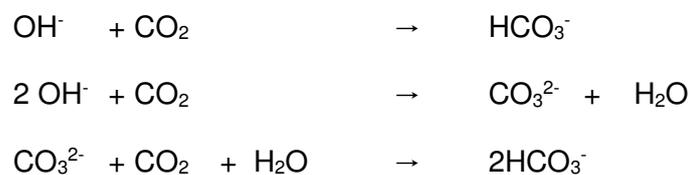
Die Benutzung eines festen Lösungsmittels für die direkte Absorption von CO₂ aus der Luft bietet eine Vielzahl von Vorteilen. Beispielsweise sorgt eine erhöhte Rauigkeit der Feststoffe für eine vergrößerte Oberfläche und somit mehr Absorptionsfläche.

Die meisten alkalischen Lösungen (Hydroxid-Lösungen) gehen starke Bindungen mit dem CO₂ ein. Dadurch wird es umständlicher, das CO₂ wieder von der Lösung zu trennen. Gleichzeitig ist es sehr aufwendig, bei direktem Kontakt mit der Umgebungsluft einen langsamen

Volumenstrom an Lösungsmittel zu verwirklichen und keine zu großen Verluste an Flüssigkeit durch Verdunstung zu erleiden.

Der Mechanismus, welcher hinter der Absorption von CO₂ mit einem festen Lösungsmittel steckt, unterscheidet sich stark von dem mit einem flüssigen Lösungsmittel.

Nach einem von Lackner beschriebenen Verfahren von 2009 kann für die CO₂-Absorption ein Harz verwendet werden, welches auf einer Polystyrolschicht aufgebracht wird und dem von der DOW Chemical Company hergestelltem Marathon A ähnelt. Dieses Harz ist in der Lage, CO₂ bei einer hohen Reaktionsgeschwindigkeit in Form von Bicarbonaten zu binden. Der Kreislauf zur CO₂-Gewinnung würde dabei wie folgt aussehen:



Feuchtes Harz nimmt während der Trocknung CO₂ aus der Luft auf und bindet es in Form von Carbonaten bzw. Bicarbonaten. Dabei können pro Kilogramm Harz ca. 0,85 mol CO₂ absorbiert werden. Um das CO₂ aus dem Harz zu lösen, wird dieses „bewässert“. Da Wasser CO₂ nicht halten kann, wird es direkt an die Luft abgegeben, wenn das Harz befeuchtet wird. Dies kann entweder mit Wasserdampf oder mit flüssigem Wasser geschehen, wobei die Reaktion mit flüssigem Wasser schneller verläuft. Um das CO₂ entsprechend nutzbar zu machen, wird vorgeschlagen, die beladenen Filter (auf Polystyrol aufgebrachtes Harz) in einer Vakuumkammer mit Wasser zu waschen und das freiwerdende CO₂ dabei entsprechend umzuleiten. Durch eine Automatisierung kann so eine semikontinuierliche Anlage aufgebaut werden. Da dies bisher allerdings nur eine theoretische Überlegung ist, existiert noch keine in Serie produzierte Anlage zu diesem Verfahren. Weiterhin sind keine genauen Prozessparameter bekannt (Lackner, 2009).

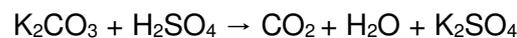
Dieses Verfahren kann nur als eventuelle zukünftige Alternative zur CO₂ Absorption angesehen werden.

6.2 Prozessauswahl: CO₂-Absorption mit Hilfe von Hydroxiden

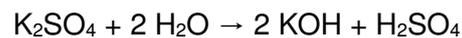
Im Folgenden sind drei verschiedene Verfahren zur CO₂-Absorption mit Hilfe von Hydroxiden näher beschrieben. Sie unterscheiden sich hauptsächlich in der Art des Kations und damit in dem entstehenden Carbonat.

6.2.1 CO₂-Absorption mit Hilfe von Kaliumhydroxid

Ein Verfahren zur Anreicherung von CO₂ aus der Atmosphäre mit Hilfe von Hydroxiden wurde 2007 in einer Pilotanlage getestet. In einem Absorber wird das CO₂ der Luft durch Auswaschen mit einer KOH-Lösung entfernt. Hierbei entsteht im Wesentlichen K₂CO₃. Die Freisetzung von CO₂ erfolgt durch Ansäuern der Carbonatlösung mit H₂SO₄.



Die Chemikalien werden im Kreislauf gefahren. Die K₂SO₄-Lösung wird in einer Elektrodialyseanlage mit einer bipolaren Membran wieder zu Absorberlösung und Säure aufbereitet (Bandi, et al., 2007; Carbon Engineering Ltd., 2011).



Das vereinfachte Fließbild zu diesem Prozess ist in Abbildung 24 dargestellt.

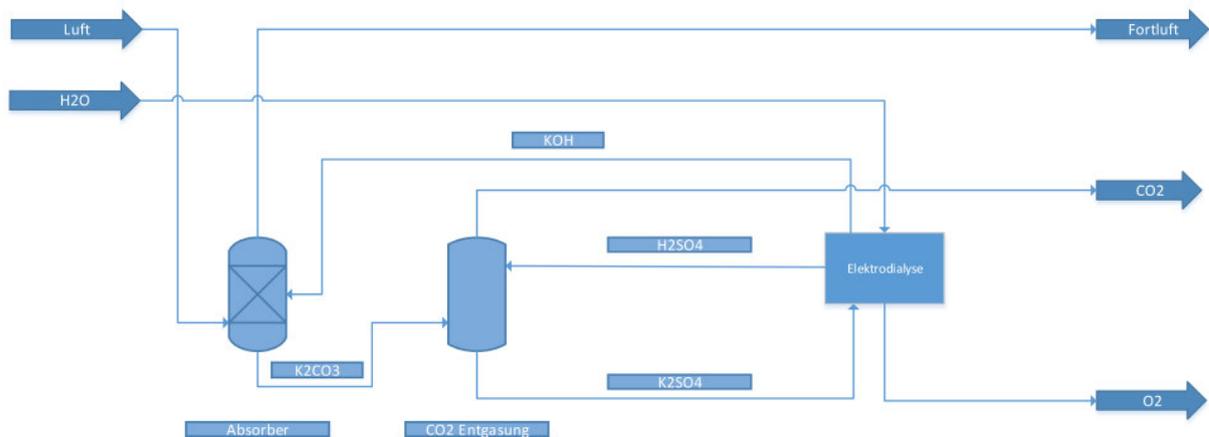


Abbildung 24: Stark vereinfachtes Verfahrensfliessbild zur CO₂-Absorption mittels Kaliumhydroxid

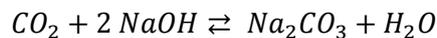
In einer 2 m hohen Kolonne konnte eine 70%ige CO₂ Absorption bei einer KOH-Lösung ($c = 1 \text{ mol/l}$) und Strömungsgeschwindigkeit der Luft von ca. 1 m/s nachgewiesen werden. Der Energiebedarf einer Zwei-Kammer-Elektrolyse wurde zu 14 MJ/kg CO₂ bestimmt. (Bandi, et al., 2007; Carbon Engineering Ltd., 2011)

6.2.2 CO₂-Absorption mit Hilfe von Natriumhydroxid

Beim diesem Air-Capture Prozess wird Kohlendioxid direkt aus der Luft gewonnen. Hierfür werden mehrere Prozessschritte benötigt: eine Absorption, zwei Kristallisationen und ein Flüssigbettreaktor, sowie die Regeneration der Hilfsstoffe.

Absorption

Zu Beginn wird Luft mit einer CO₂-Konzentration von 380 - 400 ppm in einen Absorber geleitet. Hier wird mit Hilfe von wässriger Natriumhydroxidlösung (T = 20°C) das CO₂ zu Natriumcarbonat (Na₂CO₃) umgesetzt. Die eingesetzte Lauge kann je nach Prozessführung in ihrer Konzentration variieren: 1,5 mol/l, 3 mol/l oder 5 mol/l. Die geringer konzentrierte NaOH ist in der Lage mehr CO₂ zu lösen, jedoch verdunstet auch mehr Wasser, welches ausgeglichen werden muss. Die Abluft am Ende des Prozesses hat noch einen Rest-CO₂-Gehalt von ca. 200 ppm.



Die beladene Natronlauge wird in das Reservoir geleitet. Ein Teil der Natronlauge wird im Kreislauf geführt und wieder in den Absorber geleitet. Dadurch kann die Lösung näherungsweise mit Natriumcarbonat gesättigt werden. Ist die gewünschte Konzentration erreicht, wird die beladene Lauge in den nächsten Prozessschritt geleitet.

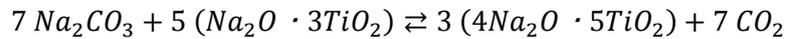
Kristallisation

Die Lauge wird vor dem Kristallisator auf eine Temperatur von 10°C abgekühlt und somit ein Ausfallen des Carbonats als hydratisiertes Salz herbeigeführt. Im oberen Teil des Kristallisators wird die Natronlauge abgezogen und wieder zum Speichertank zurückgeführt. Der ausgefallene Feststoff wird als aufkonzentrierte NaOH-Na₂CO₃-Lösung in einen Behälter geleitet, in dem das Carbonat bei 31°C gelöst wird. Dieser Schritt dient dazu, eventuelle Mono- oder Pentahydrate zu vermeiden und eine Lösung mit einheitlicher Kristallstruktur zu bilden. Die dabei entstehende 30%ige Na₂CO₃-Lösung (pH = 12) wird in den zweiten Kristallisator weitergeleitet.

Nun wird die Flüssigkeit auf eine Temperatur von 103°C vorgewärmt. Im Kristallisator wird mit Hilfe weiterer Natronlauge und hohen Temperaturen von ca. 118°C das Natriumcarbonat getrocknet und so die Solvat-Hüllen entfernt. Hierfür wird nochmals Natronlauge zugegeben. Das verdunstete Wasser wird über einen Wärmeübertrager zurück zum Wasserbehälter geleitet.

Flüssigbett-Reaktor

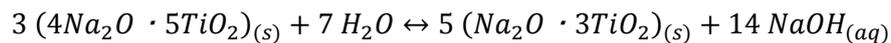
Das zu 95% getrocknete Na_2CO_3 wird nun in den Flüssigbett-Reaktor weitergeleitet, wobei es auf die Schmelztemperatur von 850°C vorgeheizt werden muss. Des Weiteren muss separat Natrium-trititanat mit ebenfalls 850°C in den Reaktor gegeben werden. Die beiden Stoffe reagieren miteinander unter Bildung von CO_2 und Natrium-pentatitanat:



Da diese Reaktion endotherm abläuft, muss der Reaktor extern beheizt werden. Das CO_2 wird dann am oberen Ende abgeführt, abgekühlt und auf 100 bar verdichtet.

Regeneration

Das heiße Natrium-pentatitanat (850°C) wird auf 100°C heruntergekühlt. Anschließend wird es in der Regeneration mit NaOH aus dem Reservoir gewaschen. Die NaOH wurde ebenfalls auf 100°C erwärmt. Hierbei bildet sich wieder Natrium-trititanat, welches in den Flüssigbett-Reaktor zurückgeleitet wird. Dabei erfolgt eine Erwärmung auf 850°C . (Keith, et al., 2009)



Das zu diesem Verfahren gehörige Fließbild ist in der nachfolgenden Abbildung 25 dargestellt.

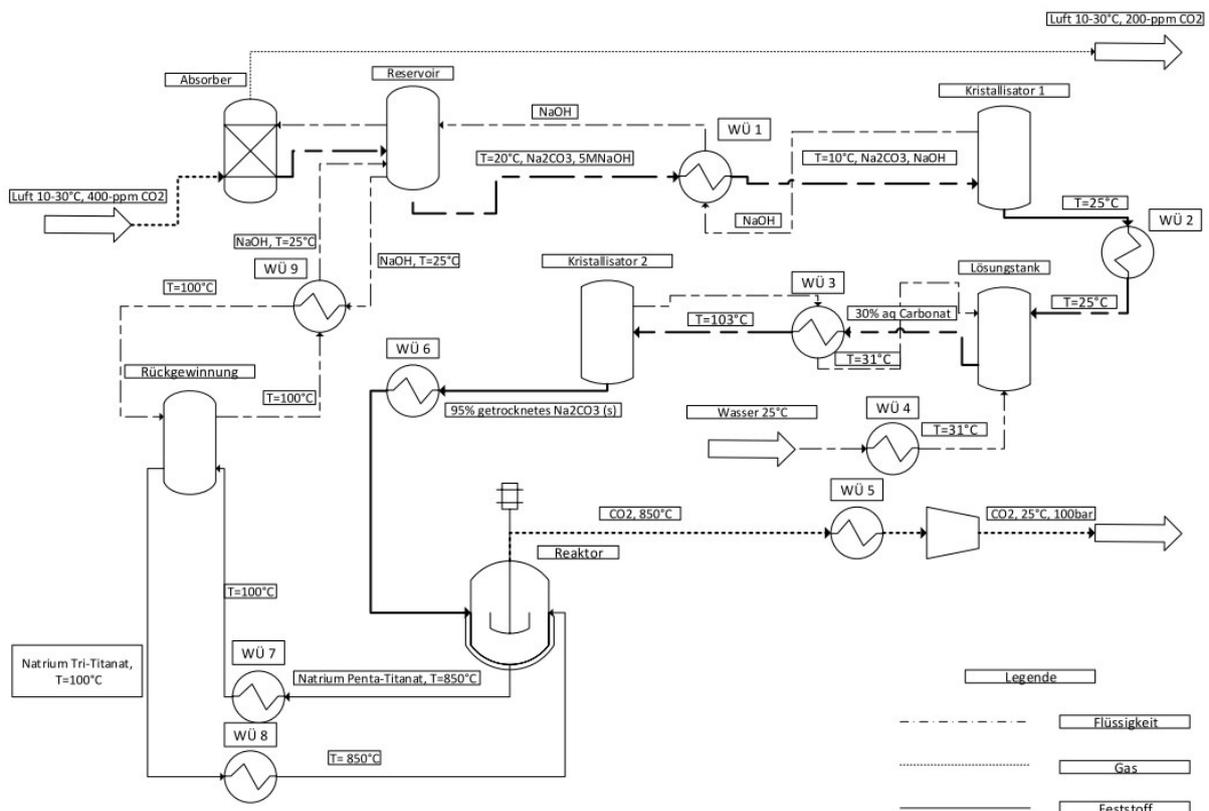


Abbildung 25: Verfahrensfliessbild zur CO₂-Absorption mittels Natriumhydroxid (nach Keith, et al., 2009)

6.2.3 CO₂-Absorption mit Hilfe von Natrium- und Calciumhydroxid

Im Folgenden wird für die CO₂-Absorption aus der Luft ein Prozess beschrieben, welcher als Absorptionsmittel NaOH bzw. KOH nutzt. Des Weiteren wird mit Hilfe von Ca(OH)₂ CO₂ in Form von CaCO₃ ausgefällt und gespeichert. Dieses CO₂ kann anschließend freigesetzt und für industrielle Prozesse bereitgestellt werden. Hydroxide werden bereits vermehrt für die CO₂ Absorption eingesetzt. Eine große Herausforderung stellt die Absorption aus der Luft dar, da das CO₂ nur in geringer Konzentration vorliegt (380 - 400 ppm). Weiterhin muss darauf geachtet werden, dass zur Absorption und für die wichtigen Prozessschritte wenig Energie aufgewendet werden sollte, da es sich sonst nicht lohnen würde, CO₂ aus der Luft zu gewinnen. Weiterhin sind Zusatzkosten bspw. von zusätzlichen Verfahren, Arbeitsschritte, Chemikalien und deren Aufarbeitung so gering wie möglich zu halten.

Das folgende Prozessschema zeigt den Weg der Absorption von CO₂, die anschließende Ausfällung und die Möglichkeit der Speicherung von CO₂ in Form von Calciumcarbonat. Weiterhin werden die Freisetzung des CO₂ und die Aufarbeitung der für den Prozess wichtigen Chemikalien dargestellt.

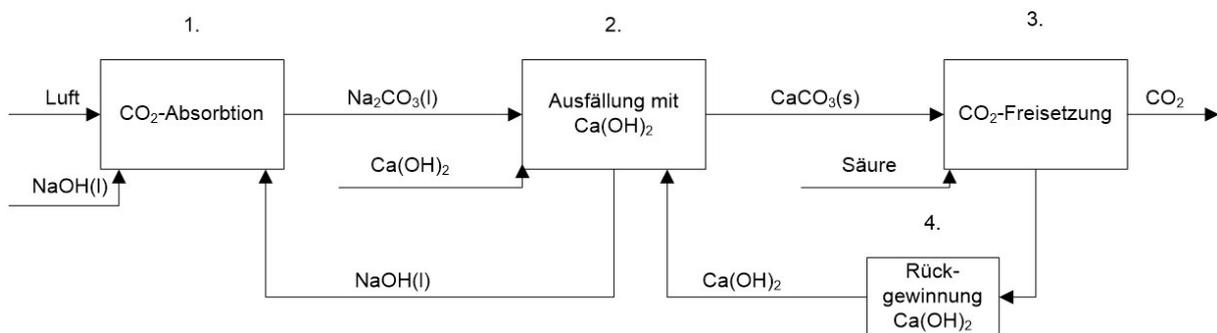


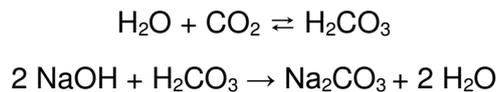
Abbildung 26: Grundfließbild der CO₂-Absorption aus der Luft mittels Natriumhydroxid und Calciumhydroxid

Üblicherweise werden Absorptionsprozesse in Packungs- oder Füllkörperkolonnen durchgeführt. Dabei muss die Übertragungsfläche so groß wie möglich sein, damit ein hoher Wirkungsgrad erzielt werden kann. CO₂ ist in der Luft mit nur 380 - 400 ppm vorhanden, sodass eine sehr große Übertragungsfläche und ein gutes Absorptionsmittel notwendig sind. Eine alternative Möglichkeit ist das Herstellen eines feinen Sprühnebels der absorbierenden Lösung, um eine große Oberfläche zu erreichen und die Luft über einen offenen Turm durch diesen Nebel zu führen. Ein Vorteil ist dabei der geringe Druckverlust. Außerdem können die Kosten für Packungsmaterialien eingespart werden. (Storaloff, et al., 2008)

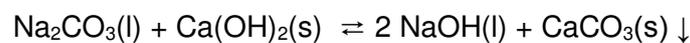
Die NaOH-Lösungen müssen dabei so fein verteilt werden, dass das CO₂ gut aus der Luft entfernt werden kann. Hydroxide sind derzeit die effektivsten Absorptionsmittel für CO₂ und mitunter günstig. Studien haben gezeigt, dass in Füllkörperkolonnen der Anteil von 500 ppm

CO₂ in der Eintrittsluft um ca. 250 ppm gesenkt werden kann. Dabei wurden NaOH-Lösungen der Konzentration 2 mol/l genutzt. Zeman berichtet zudem, dass die Konzentration von 380 ppm CO₂ mit einer NaOH-Lösung der Konzentration 1 mol/l um bis zu 50% gesenkt werden konnte. Diese Ergebnisse wurden in einem mit Packungsmaterialien gefüllten Windkessel erhalten (Zeman, 2007).

Bei der Absorption von CO₂ laufen zunächst folgende Reaktionen ab:



Die entstandene Na₂CO₃-Lösung soll anschließend in einen Reaktor eingespeist werden, bei dem Ca(OH)₂ zugefügt wird. Entsprechend der folgenden Reaktion wird CaCO₃ ausgefällt:

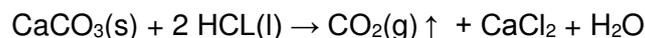


Nach anschließender Abtrennung des Calciumcarbonates könnte die regenerierte NaOH-Lösung zurück zum Kontaktapparat geführt werden. CaCO₃ kann gesammelt werden (Speicherung von CO₂ im Carbonat) und für weitere Anwendungen genutzt werden. Die Freisetzung von CO₂ kann unter dem bereits technisch genutzten Kalkbrennen oder alternativ unter Umsetzung mit Säuren freigesetzt werden. Kalkbrennen ist allerdings ein sehr energieaufwendiger Prozess, welcher eher ungünstig ist, wenn eine positive CO₂ Bilanz erzielt werden soll.

Kalkbrennen:



Freisetzen mit Säure:



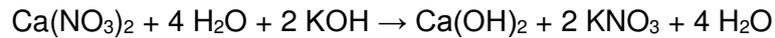
Alternativ kann auch die Na₂CO₃-Lösung angesäuert werden, um das CO₂ freizusetzen. Dann ist jedoch keine Speicherung des CO₂ als Carbonat möglich.



Zur Rückgewinnung des Ca(OH)₂ sind prinzipiell zwei Möglichkeiten gegeben. Zum einen kann das Calciumoxid vom Kalkbrennen mit Wasser versetzt werden, um Ca(OH)₂ zu erhalten.



Weiterhin ist die Darstellung von $\text{Ca}(\text{OH})_2$ über die Reaktion von Calciumsalzlösungen und Alkalilaugen möglich:



Das Problem hierbei ist, dass das $\text{Ca}(\text{OH})_2$ wieder abgetrennt werden muss, was letztendlich immer einen Energieaufwand zur Folge hat. Jedoch ergeben sich dabei auch Vorteile, wie bspw. dass das KNO_3 weiterverwendet werden kann. Anwendungsbereiche sind bspw. als Dünger, als Oxidationsmittel, zur Haltbarmachung von Lebensmitteln oder zur Herstellung von Schwarzpulver.

Es handelt sich hierbei lediglich um eine Idee für einen Prozess und eine grobe Prozessbeschreibung. Inwieweit Energie für Trennprozesse, Pumpen oder Wärmeaustauschprozesse aufgebracht werden muss, ist noch unklar. Weiterhin ist fraglich, ob genügend CO_2 kontinuierlich für die Methanolsynthese bereitgestellt werden kann.

Das folgende Prozessflussdiagramm zeigt, welche Möglichkeiten, welcher Aufwand und welche wesentlichen Prozessschritte notwendig sind, um CO_2 zu speichern und die damit verbundenen Möglichkeiten zur Rückgewinnung der genutzten Chemikalien.

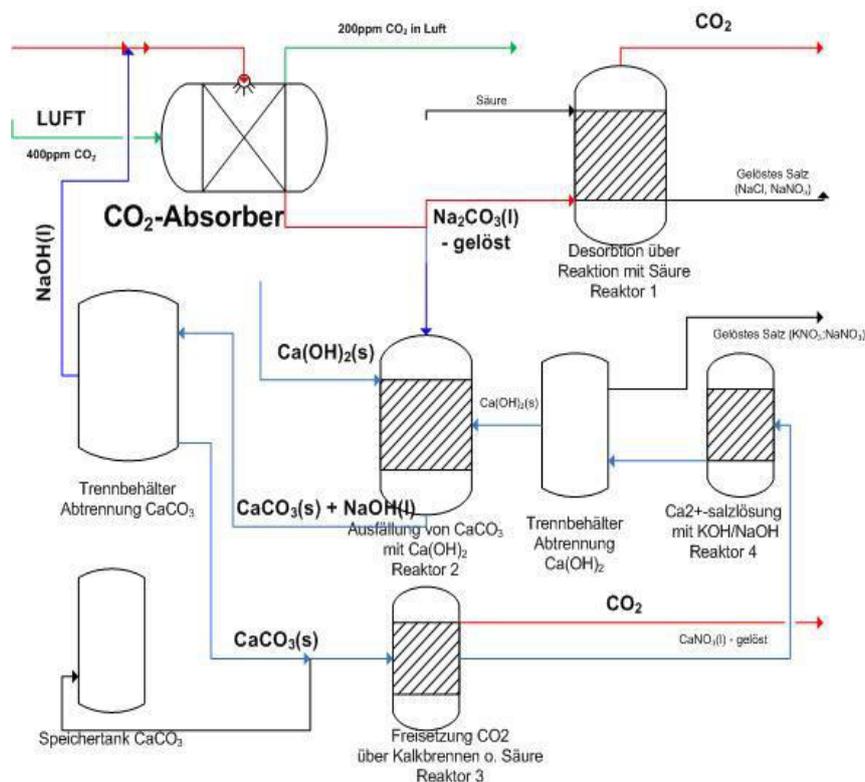


Abbildung 27: Verfahrensfließbild für die CO_2 -Absorption aus Luft mit Hilfe von NaOH und $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Der rote Pfad zeigt den Weg der CO_2 - Absorption mit temporärer Speicherung (in Form von $\text{Na}_2\text{CO}_3(\text{l})$ -gelöst) und mit anschließender Säure/Hitzeeinwirkung zur Freisetzung von CO_2 . Die blauen Pfade beschreiben einen Kreislaufprozess, bei dem CO_2 mithilfe von $\text{Ca}(\text{OH})_2$ zu schwerlöslichem CaCO_3 umgesetzt werden kann und lange, ohne schädliche Folgen für die Umwelt zu haben, gelagert werden kann. In diesen Kreislauf integriert ist die mögliche Rückgewinnung von NaOH und $\text{Ca}(\text{OH})_2$ über bekannte chemische Reaktionen bei denen letztendlich Salze entstehen, die keine großen Bedenken für die Umwelt darstellen bzw. für weitere Anwendungen genutzt werden können.

Der notwendige Druck und die notwendige Temperatur sind zum Teil noch nicht bekannt, allerdings handelt es sich um die Idee eines Low-Energy-Prozesses. Hierbei sollen die Reaktionsbedingungen mit geringen Abweichungen den Normalbedingungen entsprechen. Viele der beschriebenen Reaktionen sind exotherm, wobei die Möglichkeit besteht, entstehende Wärme abzuführen und sie an anderer Stelle zu nutzen.

6.3 Simulation mittels ChemCAD

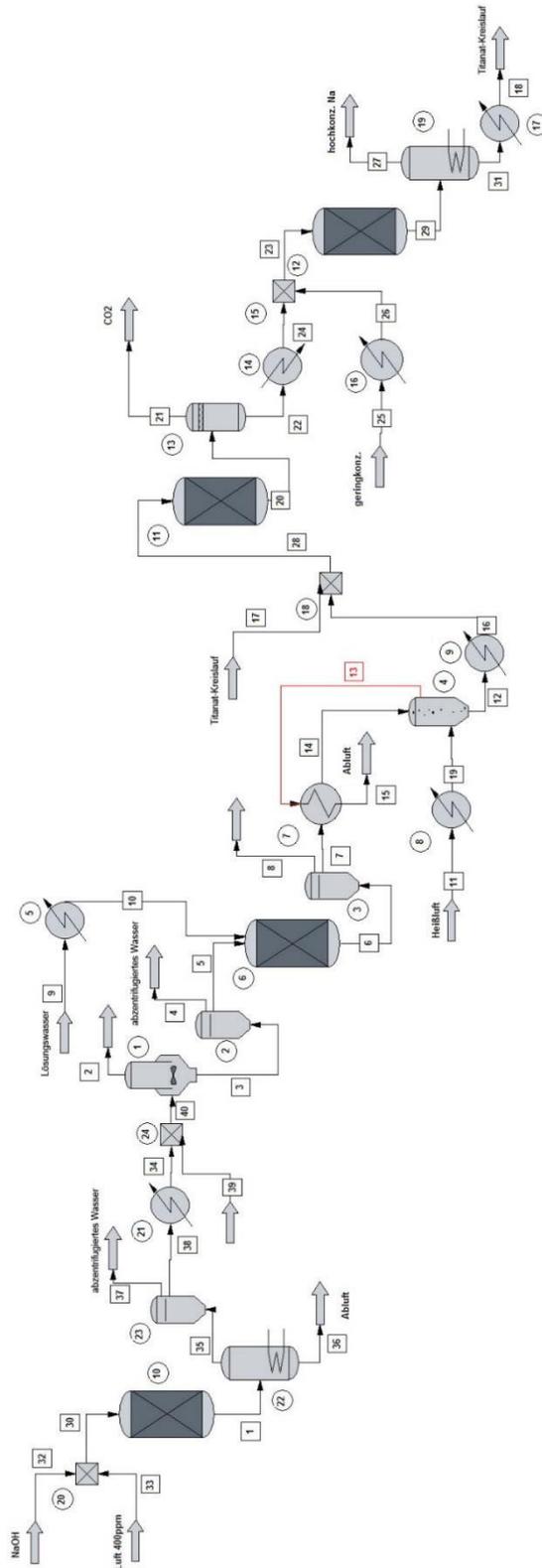


Abbildung 28: Abbildung der ChemCAD-Simulation der CO₂-Absorption aus Luft

CO₂-Gewinnung durch Absorption aus Luft

Die ChemCAD-Simulation orientiert sich an dem Fließschema, welches in Abbildung 25 dargestellt ist. Das Fließschema konnte jedoch nicht so umgesetzt werden, wie es ursprünglich gedacht war, da ChemCAD bei der Simulation von Feststoffen unzureichend definiert ist. Da im Prozess aber kristalline Stoffe benötigt werden, musste dieser auf eine andere Art simuliert werden.

In der dargestellten Simulation wurde für die Absorptionskolonne ein Gibbs Reaktor verwendet. Dieser rechnet mit der Annahme einer unendlich großen Absorptionsfläche. Weitere Simulationen mit einer SCDS-Kolonne, liefern die Daten, auf denen die Auslegung basiert. Wenn man Kolonnen von 10 m Höhe und 3 m Durchmesser verwendet, werden 7860 Stück benötigt, um den geforderten Stoffstrom bereit zu stellen. Diese würden ohne Einbeziehung von Rohrleitungen und Weiterem eine Fläche von 55020 m² beanspruchen, was einer Fläche von etwa 8 Fußballfeldern entspricht. Hinzu kommt für jede Kolonne ein Feed von 1 t/h Luft und 130 t/h Wasser.

Der Apparat 23 (die Zentrifuge), welcher in Abbildung 28 dargestellt ist, wird benötigt, um überschüssiges Wasser abzutrennen. Der Feed für die Zentrifuge setzt sich aus Carbonat und Natronlauge zusammen. Theoretisch und praktisch ist es nicht möglich, Wasser aus Natronlauge mittels Zentrifugation abzutrennen, dennoch ist dies in ChemCAD unerlässlich, da sonst der Kristallisator nicht funktioniert. Des Weiteren wurde anschließend Natronlauge hinzugefügt, da der Kristallisator stöchiometrisch arbeitet und somit ein bestimmtes Verhältnis zwischen Wasser, Natronlauge und Carbonat (8:5:3) benötigt.

Apparat 6 stellt den Lösungstank dar. Hier wird das kristallisierte Carbonat wieder aufgelöst. Dabei entsteht so viel Wasser, dass dieses anschließend abzentrifugiert werden muss. Aus dem Fließbild wird dies nicht ersichtlich, es ist aber bei der Simulation erforderlich. Der zweite Kristallisator (Apparat 4) wird in Form eines Trockners realisiert. Laut Fließbild soll Carbonat mit einem Trockenrückstand von 95% entstehen. Da es nicht möglich war, dies mit einem Kristallisator umzusetzen, ist der Trockner die einfachste Möglichkeit, auf den gewünschten Wert zu kommen. Um nicht das gesamte Wasser aus dem Lösungstank zu verdampfen, wird die Zentrifuge (Apparat 3) benötigt.

Für die Gewinnung von CO₂ wird Carbonat und Natriumtritanat benötigt (siehe Prozessbeschreibung Abschnitt 6.2.2). In ChemCAD existiert dieser Stoff nicht und thermodynamische Daten sind ebenfalls unbekannt. Aufgrund der fehlenden Angaben wird für den Apparat 11 ein stöchiometrischer Reaktor verwendet. Der nachgeschaltete Flash dient zur Abtrennung des CO₂.

Bei der anschließenden Regeneration des Trititanats ist davon auszugehen, dass der Katalysator vollständig regeneriert wird. Dies wird im Prozess durch eine hohe Verweilzeit und eine Rückführung realisiert. In der Simulation wurde jedoch zur Vereinfachung auf eine Kreislaufführung verzichtet.

In Tabelle 16 sind die Stoffströme der in Abbildung 28 dargestellten ChemCAD-Simulation dargestellt. Stoffströme, die sowohl normal als auch als „Clone“ auftreten, stehen in ihrer normalen Form für den flüssigen Zustand und in ihrer „Clone“-Form für den festen Zustand bzw. Kristalle.

Tabelle 16: Stoffströme der ChemCAD-Simulation der CO₂-Absorption aus Luft

Stoffstrom	32	33	39	9	11	25	17
NaOH [t/h]	480		68			1.000	
Wasser [t/h]	1.920		234	0,1		9.000	
Sodium Carbonate [t/h]							
Na ₂ CO ₃ *10 H ₂ O [t/h]							
Clone Na ₂ CO ₃ *10 H ₂ O [t/h]							
Clone Sodium Carbonate [t/h]							0,1
Air [t/h]					1.000		
Sodium trititanate [t/h]							1.178
Sodium pentatitanate [t/h]							
Carbon Dioxide [t/h]		260					
Nitrogen [t/h]		39.000					
Oxygen [t/h]		11.960					
Argon [t/h]		780					

In Tabelle 17 sind die Energieströme der Wärmetauscher der in Abbildung 28 dargestellten ChemCAD-Simulation dargestellt.

Tabelle 17: Energieströme der Wärmetauscher der ChemCAD-Simulation der CO₂-Absorption aus Luft

Wärmetauscher	21	5	7	8	9	16	14	17
gerechnete Wärme [GJ/h]	-39	0,0025	51	126	29	23.330	-40	21

6.4 Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der CO₂-Absorption aus Luft

Aufgrund mangelnder Datenlage zur großtechnischen CO₂-Absorption aus Luft mussten für die Betrachtung der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens vereinfachte Annahmen getroffen werden. Zur Abschätzung der Anschaffungskosten der CO₂-Absorptionsanlage wurden die drei kostenbestimmenden Teile ausgewählt und berechnet. Die notwendigen Kristallisatoren wurden als Rührkessel mit Doppelmantel mit einem Volumen von 10.000 m³ in ChemCAD ausgelegt. Kristallisatoren dieser Größe sind jedoch nicht verfügbar, sodass die Kostenrechnung für 100 Kristallisatoren mit je 100 m³ erfolgte. Außerdem wurden die 7860 Kolonnen sowie die 6 notwendigen Lüfter kalkuliert. Für alle weiteren Kostenfaktoren erfolgte in der Kostenabschätzung keine explizite Bestimmung, sondern eine Einrechnung über Aufschlagsfaktoren.

Die Investitionskosten der einzelnen Apparate wurden über Kostendiagramme (Ulrich G., 2004) ermittelt. Das Vorgehen wird in Kapitel 12 ausführlich erläutert. Die Gesamtinvestitionskosten belaufen sich auf ca. 70,5 Milliarden Euro.

Außerdem müssen noch Ausgaben für Betriebsstoffe, Wartung, Personal, Projektplanung und Inbetriebnahme berücksichtigt werden (vgl. Tabelle 33 und Tabelle 34, Kapitel 12).

Mit einer Abschreibungslaufzeit von 10 Jahren ergeben sich somit laufende Kosten von ca. 9,6 Milliarden Euro im Jahr. Der Kostensatz für das produzierte Kohlenstoffdioxid würde sich somit auf 8.220 €/t belaufen. Eine Aufschlüsselung der Kostenschätzung ist in Anhang A dargestellt. Die aktuellen Preise der CO₂-Zertifikate bewegen sich bei 6,70 €/t (European Energy Exchange AG, 2014). Die Absorption von CO₂ aus der Luft ist somit absolut unwirtschaftlich. Der Preis der CO₂-Zertifikate müsste sich zukünftig um das 1.200-fache erhöhen, damit der Betrieb einer solchen Anlage wirtschaftlich vorteilhaft wird.

7 CO₂-Gewinnung durch Polygeneration

7.1 Kraftwerkstechnologie / Polygeneration in Deutschland

7.1.1 Allgemeines

Um das Potential der Anwendung der Polygeneration auf Kraftwerke zu diskutieren, ist es wichtig, sich ein Bild über die Kraftwerkslandschaft zu machen.

Deutschland verfügt derzeit über rund 670 Kraftwerke. Dabei sind die Anteile der vertretenen Energiequellen in der folgenden Abbildung zusammengefasst.

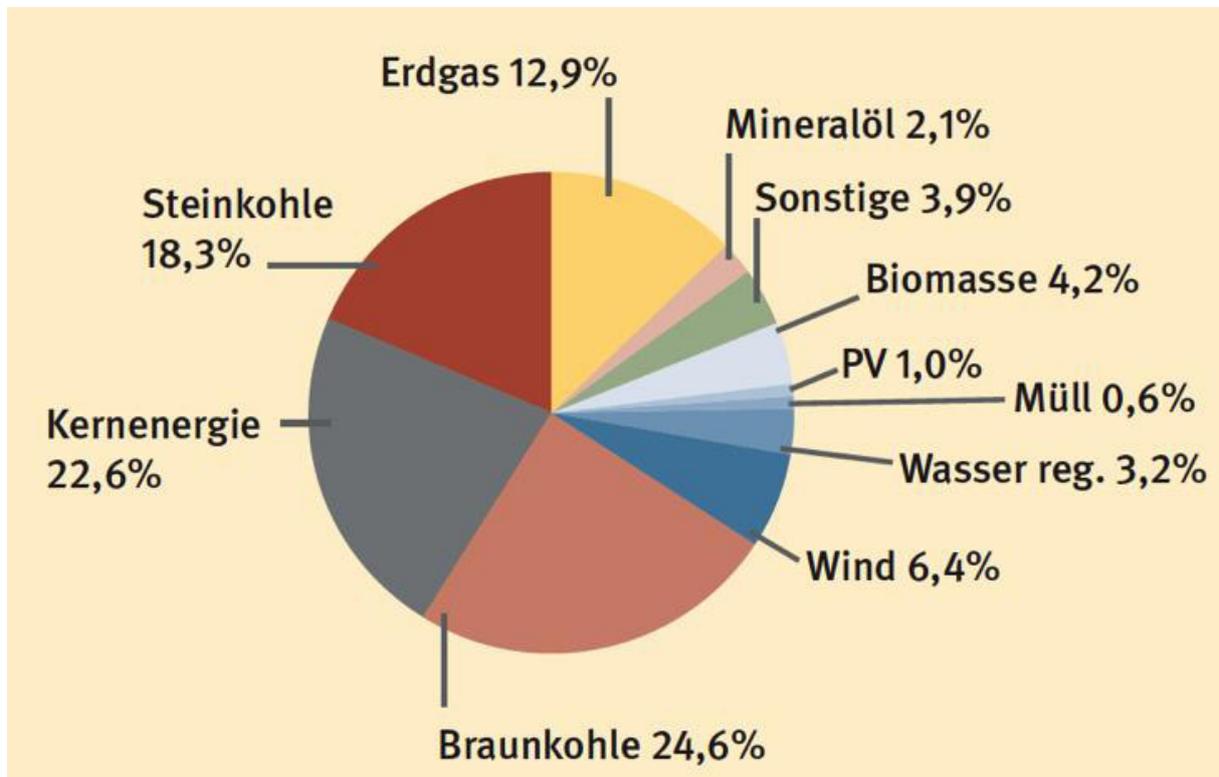


Abbildung 29: Energiequellen in Deutschland (FIZ Karlsruhe GmbH, 2010)

Demnach wird 45% der Energie aus fossilen Brennstoffen unter CO₂-Emission gewonnen. Im Rahmen der Energiewende sind CO₂-arme, fossile Kraftwerke als Brückentechnologie sowie zur Grundlastsicherung Basis vieler Forschungsprojekte (FIZ Karlsruhe GmbH, 2010).

Unter dem Begriff „Polygeneration“ wird das Gewinnen von mehreren Produkten aus einem Edukt verstanden. In Bezug auf Kraftwerke, welche fossile Brennstoffe verstromen, würde die Weiterverwendung des entstandenen CO₂ als zweites Produkt gelten.

Für die Synthese von Methanol im Sinne einer Polygeneration ist demnach die Abscheidung des Kohlenstoffdioxids bzw. Kohlenstoffmonoxids aus den Ab- bzw. Verbrennungsgasen der Kraftwerke notwendig.

7.1.2 Kraftwerkstechnologien

Im Folgenden sind verschiedene Kraftwerkstechnologien beschrieben, welche in Deutschland angewendet werden.

Gas- und Dampf-Kombikraftwerke

Die zurzeit effektivste Methode aus fossilen Brennstoffen elektrische Energie zu erzeugen, sind erdgasbetriebene Gas- und Dampf-Kombikraftwerke (GuD-KKW). Das Prinzip eines solchen Kraftwerks ist in Abbildung 30 dargestellt.

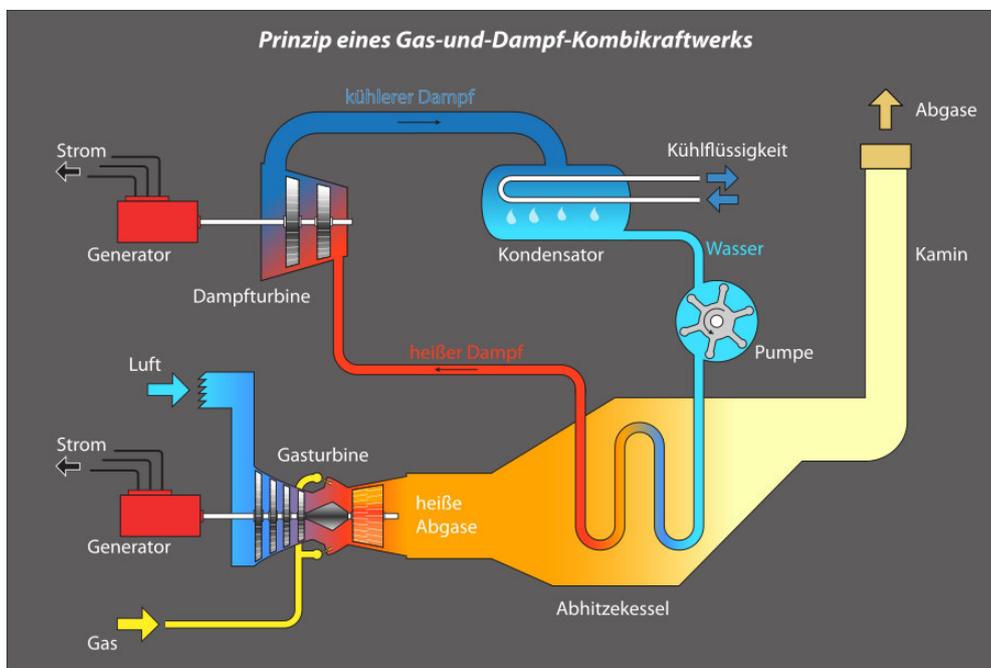


Abbildung 30: Prozessschaubild eines Gas- und Dampf-Kombikraftwerks (Lehmacher, 2005)

Im Vergleich zu Kohlekraftwerken liegen die Wirkungsgrade bei geringerer CO₂-Emission deutlich höher. Während Kohlekraftwerke bei einer Emission von rund 750 - 930 gCO₂/kWh einen Wirkungsgrad von 46% nicht übersteigen, liefern GuD-Kraftwerke bei einem Emissionswert von 350 gCO₂/kWh Wirkungsgrade von bis zu 60% (E.ON SE, 2014). Vorteile gegenüber Kohlekraftwerken sind weiter die geringeren Investitionskosten und die schnelle Regulierbarkeit in Teillastsituationen. Dem entgegen stehen jedoch die höheren Betriebskosten und die Tatsache, dass Deutschland über keine eigenen Erdgasvorkommen verfügt (Bundesministerium für Wirtschaft und Energie, 2014). Auch liegt hier wegen geringerer Konzentrationen im Abgas eine schlechtere Abtrennbarkeit des Kohlenstoffdioxids vor. Die

CO₂-Entfernung würde zu einem Mehrverbrauch von rund 20% Erdgas führen. Eine wirtschaftliche Betriebsweise ist so nur im Grundlastbetrieb gewährleistet.

Dampfkraftwerke

Konventionelle Kohlekraftwerke (Braun- und Steinkohle) erreichen maximale Wirkungsgrade von 46% (FIZ Karlsruhe GmbH, 2010). Aufgrund der höheren CO₂-Emission bieten sich diese Kraftwerke besonders für die Polygeneration an. Auch mit Blick auf die Versorgungssicherheit bieten die heimischen Kohlereviere eine höhere Sicherheit. Ein Überblick über die Abfolge der einzelnen Prozesse ist in der Abbildung 31 dargestellt.

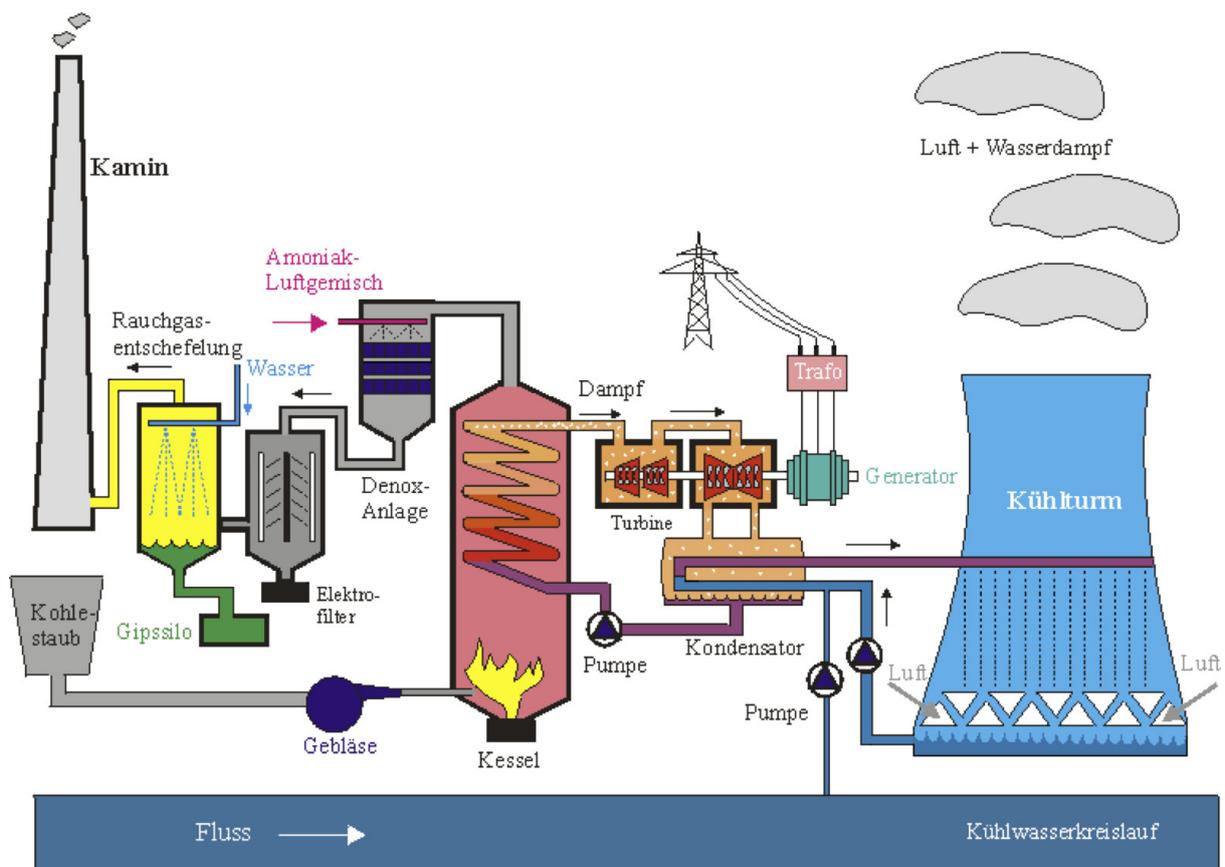


Abbildung 31: Prozessschaubild Dampfkraftwerk (Joachim Herz Stiftung, 2014)

Optimierungsansätze der Dampfkraftwerke liegen im Betrieb bei höheren Dampfdrücken und -temperaturen (700°C) sowie geringeren Feuchtigkeitsgehalten der Kohlen. Bei der sogenannten Braunkohlenvortrocknung wird der Wassergehalt der Kohle von 50% auf ca. 12% gesenkt. Dies führt aufgrund eines geringeren Rauchgasmassenstroms zu einer Zunahme des Wirkungsgrades von bis zu 10%. (FIZ Karlsruhe GmbH, 2010)

Vergasungskraftwerke

Die modernste Technologie der Kohleverstromung ist die Kohlevergasung (IGCC – Integrated Gasification Combined Cycle). Dabei wird getrocknete Kohle mit Sauerstoff und Wasserdampf

zu Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid vergast. Nach Abscheidung des zu Kohlenstoffdioxid konditionierten Kohlenstoffmonoxids (CO-Shift) findet der Wasserstoff als Brenngas in der Gasturbine Verwendung. Die Verbrennung mit Sauerstoff sorgt dabei nicht für eine CO₂ Emission. Die entstehende Verbrennungswärme wird anschließend in einem additiven Dampfkreislauf verwendet. Auch hier liegt also die effektive Kopplung von Gas- und Dampfkraftwerk vor. Das CO₂ entsteht in hohen Konzentrationen. Der Einsatz von IGCC-Kraftwerken ist aufgrund der höheren Komplexität und Investitionskosten zurzeit weltweit noch stark begrenzt. IGCC-Kraftwerke in Kombination mit einer Polygenerationstechnologie sind in Deutschland nur als Pilotprojekte vorhanden.

Standorte	Elektrische Leistung [MW]	Vergasertyp	Gasturbine	Baujahr	Integrationsgrad LZA [%]	Brennstoff	Verfügbarkeit [%]	Nettowirkungsgrad [%]
IGCC-Kraftwerke								
Buggenum (Niederlande)	250,0	SCGP	Siemens V94.2	1994	100	SK/EG	85,6	43,2
Wabash River (USA)	250,0	E-Gas	GE7FA	1995	0	SK/PK/EG	74,0	37,8*
Polk County (USA)	252,0	GEE	GE7FA	1996	0	SK/PK/EG	96,0	35,4*
Puertollano (Spanien)	300,0	PRENFO	Siemens V94.3	1997	0	SK/PK/EG	80,1	42,2
Pinon Pine (USA)	99,7	KRW	GE6FA	1998	100	SK	n. v.	40,7
Nakoso (Japan)	250,0	MHI	n. v.	2007	0	SK	n. v.	42,0
Polygeneration-Kraftwerke								
Priolo (Italien)	512,0	GEE	Siemens V94.2	1999	0	SÖ	>90,0	n. v.
Sarlux (Italien)	551,0	GEE	GE9E	2000	0	Teer	90,8	n. v.
Falconara (Italien)	241,0	GEE	ALSTOM GT13E2	2001	0	SÖ/EG	95,0	40,8
Negishi (Japan)	342,0	GEE	Mitsubishi MHI701F	2003	0	SÖ	n. v.	n. v.

Abbildung 32: IGCC- und Polygenerations-Anlagen weltweit (FIZ Karlsruhe GmbH, 2010)

Abbildung 33 zeigt den schematischen Aufbau eines IGCC Kraftwerkes.

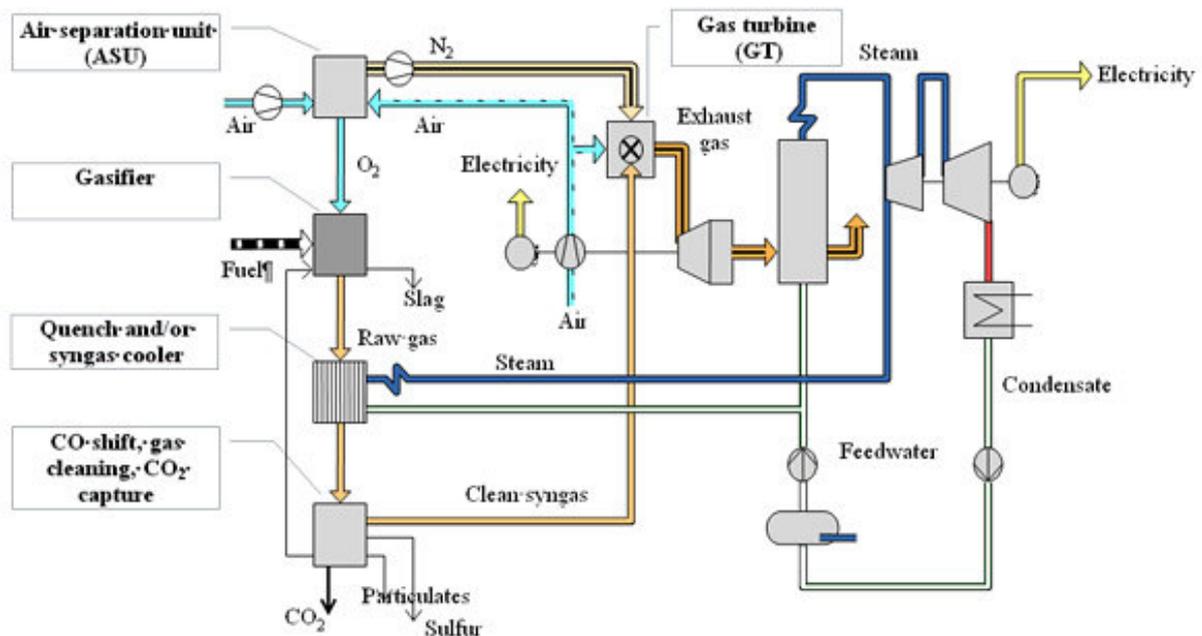


Abbildung 33: Schema eines IGCC-Kraftwerkes (Siemens AG, 2014)

7.1.3 Kraftwerkswahl in der Region Halle/Leipzig

Tabelle 18: Vergleich der CO₂-Emissionen verschiedener Kraftwerke

Energieträger	Betrieb
Braunkohle ¹	1014 g CO ₂ /kWh
Braunkohle ²	1190 g CO ₂ /kWh
Braunkohle ³	946 g CO ₂ /kWh
Steinkohle ¹	780 g CO ₂ /kWh
Steinkohle ²	931 g CO ₂ /kWh
Steinkohle ³	802 g CO ₂ /kWh
Erdgas ¹	350 g CO ₂ /kWh
Erdgas ²	544 g CO ₂ /kWh
Erdgas ³	488 g CO ₂ /kWh

1 - (Marheineke, 2002);

2 - (Bundesministerium für Umwelt und Forschung, 2008);

3 - (Forschungsstelle für Energiewirtschaft, 1996)

Aus der Tabelle 18 geht hervor, dass die höchsten CO₂-Emissionen pro erzeugte kWh bei den Kraftwerken zu erwarten sind, die auf Braunkohle als Energieträger zurückgreifen. Da es in Deutschland Vorschriften gibt, um die CO₂-Emissionen zu reduzieren, sollte in Betracht gezogen werden, ein Braunkohlekraftwerk als CO₂-Lieferanten zu wählen. Aller Wahrscheinlichkeit nach können diese Kraftwerke ihr emittiertes CO₂ zu den besten Konditionen anbieten, wodurch eine Kosteneinsparung bei den Edukten erzielt wird. In der Region Halle/Leipzig gibt es ein Braunkohlekraftwerk in Schkopau, dessen technische Daten in der Tabelle 19 erläutert werden.

Tabelle 19: Technische Daten des Kraftwerk Schkopaus (E.ON SE, 2014)

Kraftwerk	Kraftwerk Skopau
Energieträger	Braunkohle
Masse	6 Mio t/a
CO ₂ -Ausbeute	754 g CO ₂ / kWh
CO ₂ -Bilanz	4.524.000 t CO ₂ /a
Energiebilanz	2* 450 MW

Das Kraftwerk Schkopau wird von E.ON betrieben und basiert auf der energetischen Verwertung von Braunkohle. Die dabei freigesetzte Wärme verdampft einen Strom aus Kesselspeisewasser, dessen Dampf zwei Turbinen mit angeschlossenen Generator

antreiben. Beide Blöcke sind für eine Nennleistung von jeweils 450 MW ausgelegt. Die erzeugte elektrische Leistung wird genutzt, um die Region und die örtlichen Chemiewerke mit Strom zu versorgen. (E.ON SE, 2014)

7.2 Prozessoptionen zur Abtrennung des Kohlenstoffdioxids

Aktuell stehen für die CO₂-Abtrennung drei großtechnische Verfahren zu Auswahl. Sie unterscheiden sich in der Position der Installation sowie der damit einhergehenden Nachrüstbarkeit. Bei allen drei Verfahren ist mit einer teils deutlichen Abnahme des Kraftwerk-Wirkungsgrades zu rechnen.

7.2.1 Pre-Combustion

Bei der Pre-Combustion Technologie handelt es sich um eine CO/CO₂-Abtrennung speziell für IGCC-Kraftwerke (Integrated Gasification Combined Cycle). Hier findet die Absorption unmittelbar nach dem Vergasungsprozess der Kohle statt (Forschungszentrum Jülich GmbH, 2009). Abbildung 34 zeigt den allgemeinen Prozessablauf einer Pre-Combustion CO₂-Abtrennung.

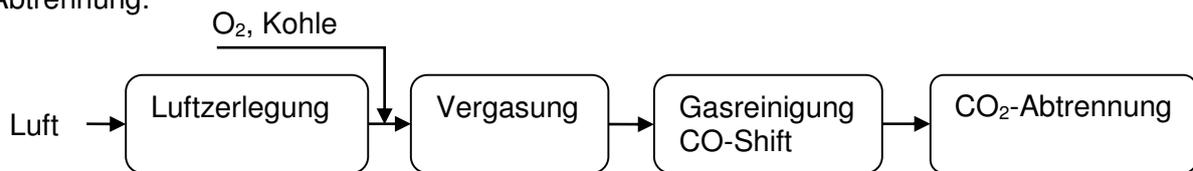


Abbildung 34: Schematische Darstellung des Pre-Combustion Prozesses eines IGCC Kraftwerkes (nach Troy, 2012)

In einer Luftzerlegungsanlage wird der Sauerstoff zunächst aufkonzentriert. Anschließend erfolgt unter Wärmezufuhr die Umwandlung von Sauerstoff und Kohle zu Synthesegas. Dieses besteht vorzugsweise aus H₂ und CO. Im CO-Shift wird das Kohlenmonoxid mittels Wasserdampf in Kohlendioxid umgewandelt. Durch ein geeignetes Waschverfahren lässt sich das CO₂ abschließend aus dem Gasgemisch abtrennen. (Troy, 2012)

Da die Wirkungsgradverluste bei bis zu 11 %-Punkten liegen (FIZ Karlsruhe GmbH, 2010) und in Deutschland lediglich Pilotanlagen existieren (Pilotanlage Schwarze Pumpe), kann dieses Verfahren nicht als Stand der Technik angesehen werden.

7.2.2 Oxyfuel-Verfahren

Beim Oxyfuel-Verfahren (siehe Abbildung 35) wird der Brennstoff mit Sauerstoff (>95%) und zurückgeführtem Rauchgas verbrannt. In der Brennkammer entstehen hierbei Temperaturen von 3500°C. Zur Reduzierung der Brenntemperatur wird daher ein Teilstrom von rund 2/3,

bestehend aus CO_2 und H_2O , in die Brennkammer zurückgeführt (Notz, 2010). Das dabei entstehende Rauchgas ist nicht mit Luft-Stickstoff verdünnt, da dieser entzogen wird und besteht im Wesentlichen aus CO_2 und Wasserdampf. Der Wasserdampf kann mit wenig Aufwand kondensiert werden, sodass ein hochkonzentrierter CO_2 -Strom übrig bleibt (rund 90%). Das CO_2 kann dann verdichtet und zum Lager transportiert werden.

Der Stickstoff wird bei diesem Verfahren somit vor dem Verbrennungsprozess entfernt. Die Schwierigkeiten von konventionellen Kraftwerksprozessen, den hohen N_2 -Anteil im Gasmisch vor der CO_2 -Lagerung zu entfernen, können demnach mit diesem Verfahren vermieden werden. Eine Reinigung von Schwefelbestandteilen muss allerdings beachtet werden.

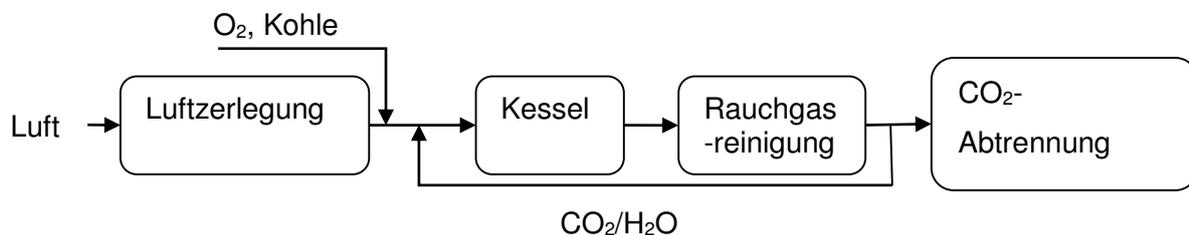


Abbildung 35: Schematische Darstellung des Oxyfuel-Verfahrens (nach Troy, 2012)

Bei dem Oxyfuel-Verfahren sinkt der elektrische Wirkungsgrad gegenüber einer Anlage ohne CO_2 -Abscheidung um ca. 10 Prozentpunkte, was je nach Wirkungsgrad des zugrundeliegenden Prozesses einem 30–50% höheren Kohlebedarf entspricht. Hauptenergieverbraucher ist in diesem Fall die Luftzerlegungsanlage für die Produktion des reinen Sauerstoffs (DIE WELT BERLIN, 2013). Auch dieses Verfahren wurde lediglich in Pilotanlagen angewendet.

7.2.3 Post-Combustion

Bei diesem Verfahren wird das CO_2 nach der Verbrennung aus dem Rauchgas entfernt. Der konventionelle Aufbau des Kraftwerkes muss daher nicht verändert werden. Für die Abtrennung des CO_2 ist nach heutigem Stand der Technik lediglich die chemische Absorption verfügbar. Dies geschieht zumeist mit Aminwaschverfahren. Verfahren zur CO_2 -Abscheidung mit Monoethanolamin werden in der chemischen Industrie bereits eingesetzt (vgl. 6.1.1). Die aus diesen Anlagen gewonnenen Daten können als Grundstein für die Errichtung von Pilotanlagen eingesetzt werden. Beispielsweise eignet sich in der chemischen Industrie ein Massenstrom mit 30 w% Monoethanolamin besonders effektiv, um CO_2 abzuscheiden (Schmidt, et al., 2013).

Abbildung 36 zeigt den Prozess der CO₂-Wäsche am Beispiel der Pilotanlage in Niederaußem. Die Anlage wurde im Juni 2009 mit 30 w% Monoethanolamin befüllt und in Betrieb genommen. Vereinfacht lässt sich das Fließbild wie folgt erklären: Das Rauchgas aus einer konventionellen Rauchgasentschwefelungsanlage wird in einer Feinwäsche abgekühlt. Bei größeren SO₂-Gehalten als 10 mg/m³_{i.N.} wird zusätzlich zur weiteren Reduzierung des SO₂ Natronlauge eingesetzt. Die CO₂-Absorption mittels wässriger Aminlösung findet in einem 40 m hohen Absorber statt. Das CO₂-arme Rauchgas wird am Kopf des Absorbers abgezogen, einer Wasserwäsche zugeführt und gegebenenfalls für die Emissionsreduzierung weiter behandelt. Anschließend wird das Rauchgas in den Rauchgasstrom der Anlage zurückgeführt. Das mit CO₂ beladene Waschmittel wird über den Sumpf in den Desorber geleitet. Das Waschmittel wird im Desorber erhitzt, wodurch das CO₂ ausgetrieben wird. Das abgefangene CO₂ wird entweder zum Rauchgasstrom des Kraftwerkes rückgeführt oder an eine CO₂ Abfüllstation abgegeben. Das CO₂-freie Waschmittel wird über diverse Wärmetauscher herunter gekühlt und dem Waschprozess erneut zugeführt (Schmidt, et al., 2013).

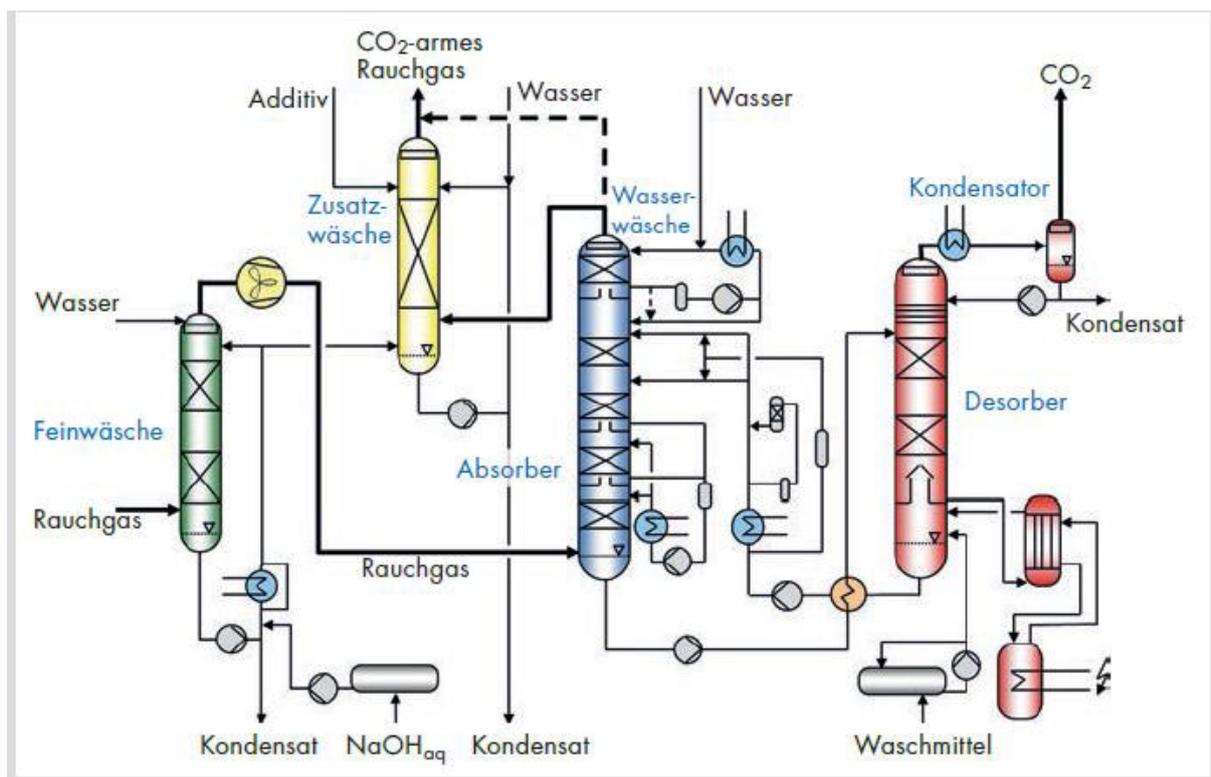


Abbildung 36: Prozessfließbild der CO₂-Wäschepilotanlage in Niederaußem (Schmidt, et al., 2013)

Einige Prozessparameter der CO₂-Wäschempilotanlage sind in Tabelle 20 dargestellt.

Tabelle 20: Prozess- und Betriebsparameter der CO₂-Wäschempilotanlage in Niederaußem (Schmidt, et al., 2013)

Prozess- und Betriebsparameter	Wert	Einheit
Rauchgasteilstrom	1550	[m ³ /h i.N.]
CO ₂ -Abscheiderate	90; <7,2	[%]; [tCO ₂ /Tag]
Rauchgastemperatur vor Absorber	40	[°C]
CO ₂ -Konzentration im Rauchgas nach Entschwefelung	13,5-15,5	[vol% trocken]
O ₂ -Konzentration im Rauchgas nach Entschwefelung	4,5-6,5	[vol% trocken]
SO ₂ -Konzentration im Rauchgas nach Entschwefelung	60	[mg/m ³ i.N. trocken]
SO ₂ -Konzentration im Rauchgas nach weiterer Entschwefelung	<10	[mg/m ³ i.N. trocken]
Verfügbarkeit	97	[%]
Betriebszeit seit Inbetriebnahme	28000	[h]
Gesamtmenge abgetrenntes CO ₂	6500	[t]

Der Waschmittelverlust beim Aminwaschverfahren bildet ein bis heute ungelöstes Problem. Die Waschmittel werden über die Zeit oxidiert. Ein häufiges Oxidationsprodukt ist Ammoniak, welches in geringen Mengen bei der CO₂-Absorption entsteht und die Emissionen der Anlage erhöht (Moser, et al., 2013).

Des Weiteren ist zu beachten, dass Amine das Krebsrisiko erhöhen und somit eine erhebliche Gefahrenquelle für Arbeiter, Bevölkerung und Umwelt darstellen (Holst, 2009).

Die Aminwäsche stellt große Anforderung an die Beständigkeit der eingesetzten Werkstoffe. Anlagenteile, die unter hohem Druck und erhöhter Temperatur der Aminwaschflüssigkeit ausgesetzt sind, werden stark durch Korrosion angegriffen. Davon ist auch Edelstahl betroffen. In der Pilotanlage Niederaußem wurden Bauteile, bestehend aus glasfaserverstärkter Kunststoff (GFK) mit Epoxidharz, eingebaut, die sich im Laufe der Versuchszeit als chemisch widerstandsfähig erwiesen haben (Moser, et al., 2011).

Anzumerken ist, dass die Anwendung der Aminwäsche auf Kraftwerksdimensionen bis jetzt ausgeblieben ist. Es sind Versuche mit Maßstabsvergrößerungen um den Faktor 20 bis 50 nötig. Nach aktuellem Erkenntnisstand existieren lediglich Pilotanlagen. Die Abtrennungsrate dürfte aber bei rund 90% liegen. Die Investitionskosten einer Nachrüstung eines Kraftwerks mit einem Post-Combustion-Verfahren können die Kosten eines Neubaus übertreffen. (Grünwald, 2007)

7.2.4 Vergleich der Absorptionstechnologien

Die Vor- und Nachteile der vorgestellten Absorptionstechnologien sind in Tabelle 21 zusammengefasst.

Tabelle 21: Vergleich von verschiedenen Absorptionstechnologien (nach Notz, 2010)

	Pre-Combustion	Oxyfuel-Verfahren	Post-Combustion
Wirkungsgradverlust [%-Punkte]	6 - 11	7 - 11	10 - 15
Kosten der CO ₂ -Vermeidung [€/tCO ₂]*	20 - 40	20 - 40	25 - 45
Nachrüstbarkeit bestehender Kraftwerke	-	+	+
Zeit bis zur Verfügbarkeit	(+)	(+)	+
Komplexität	-	(+)	+
Lastflexibilität	-	(+)	+

* Kosten für CO₂-Abtrennung und Kompression (ohne Kosten für den CO₂-Transport und die Speicherung)

Von den diskutierten Absortionsverfahren besitzt die Aminwäsche den fortschrittlichsten Entwicklungsstand und die größte Anwendungsreife. Demnach ist eine zeitnahe Realisierung eines Kraftwerkkonzeptes am ehesten mit einer Post-Combustion-Technologie möglich. Die Post-Combustion ist eine End-of-pipe-Technologie, wodurch ein vergleichsweise einfaches Nachrüsten der bestehenden Kraftwerke gewährleistet ist (Notz, 2010). Die Nachrüstung mit dem Oxyfuel-Verfahren ist mit einem deutlich höheren Aufwand verbunden. Das Nachrüsten eines Kraftwerkes mit einer Pre-Combustion-Technologie ist nicht möglich.

Ein wesentlicher Nachteil der Post-Combustion-Technologie liegt in dem hohen Energiebedarf für die Lösungsmittelregeneration. Daraus ergibt sich im Vergleich zu den anderen Prozessen ein höherer Wirkungsgradverlust. Für die Beurteilung der Wirtschaftlichkeit eines Kraftwerkkonzeptes werden neben dem Wirkungsgradverlust auch die Kosten der CO₂-Vermeidung herangezogen. Diese ergeben sich aus dem Unterschied in den Gesamtkosten der Stromerzeugung zwischen einem Kraftwerk mit bzw. ohne CO₂-Abtrennung bezogen auf die Differenz im CO₂-Ausstoß. Auch hier sind die Vermeidungskosten von Pre-Combustion- bzw. Oxyfuel-Technologien im Vergleich zu den Post-Combustion-Technologien geringer.

Ein Nachteil der Pre-Combustion-Technologie liegt in der hohen Komplexität des Prozesses verbunden mit einer geringen Lastflexibilität. Das Oxyfuel-Verfahren stellt aufgrund der sehr hohen Temperaturen große Anforderungen an die eingesetzten Materialien. Zudem ist der hohe Energieaufwand bei der Bereitstellung von reinem O₂ zu berücksichtigen.

7.3 Prozessauswahl

Durch die noch nicht im kommerziellen Maßstab erprobten Techniken sind Kostenprognosen sehr ungenau. Nach Grünwald (2007) liegen für die Umrüstung bestehender Kraftwerke keine Kostenrechnungen vor. Tendenziell dürften sie jedoch höher ausfallen als bei einem Neubau. Des Weiteren führt die CO₂-Abtrennung aufgrund des Wirkungsgradverlustes zu höheren Stromkosten. Es ist daher interessant die Entwicklung bezüglich der Emissionstickets und Gesetzeslage zu beobachten.

In Anbetracht des hohen Forschungsbedarfs der benötigten Technologien, lässt sich nur schwer eine finale Prozessauswahl treffen. Geht man von bestehenden Kraftwerken im Einzugsgebiet von 100 km um Halle (Saale) aus, so bietet sich die Post-Combustion-Technologie oder das Oxyfuel-Verfahren an. Beide Verfahren können prinzipiell in bestehende Kohle- bzw. Gaskraftwerke implementiert werden. Hierbei dürfte das Post-Combustion-Verfahren zu einem geringeren Aufwand führen. Bei der Oxyfuel-Methode würden Veränderungen nötig sein, die stärker in die Prozessführung eingreifen.

Betrachtet man jedoch eine langfristige Entwicklung für die nächsten 50 Jahre, so ist im Hinblick auf die höheren Wirkungsgrade und effizientere CO₂-Abtrennung mit neugebauten IGCC-Kraftwerken zu rechnen. Bei Kraftwerksneubauten wird es, wie der aktuelle Entwicklungsstand zum Beispiel in Puertollano zeigt, wahrscheinlich zum Einsatz der Pre-Combustion-Technologie kommen. Die folgende Wirtschaftlichkeitsbetrachtung begrenzt sich daher auf den Vergleich von konventionellen Kohlekraftwerken mit IGCC-Kraftwerken inklusive CO₂-Abtrennung über Pre-Combustion.

7.4 Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Im folgenden Kapitel werden die Investitionskosten sowie die zur CO₂-Abtrennung anfallenden Kosten zwischen konventionellen Kohlekraftwerken und IGCC-CCS-Kraftwerken verglichen. In beiden Fällen wird Braunkohle als fossiler Energieträger betrachtet.

Die Daten für ein konventionelles Kohlekraftwerk beziehen sich auf das Dampfkraftwerk (DKW) Neurath. Die Kosten für das IGCC-Kraftwerk sind Mittelwerte verschiedener IGCC-Simulationen nach Rauchfuß (2012). Die folgende Tabelle 22 zeigt eine Gegenüberstellung entscheidender Kostenpunkte.

Tabelle 22: Kostenvergleich konventionelles DKW vs. IGCC-CCS (Rauchfuß, 2012)

	Kraftwerkstyp	
	konventionell	IGCC-CCS simuliert
Spez. CO ₂ Emission	929 kg CO ₂ /MWh	213 kg CO ₂ /MWh
Spez. Investkosten	1644 €/kW	3168 €/kW
Stromgestehungskosten	56 €/MWh	84 €/MWh

Die Anlagenkosten für ein IGCC-CCS-Konzept können nur mit einer Genauigkeit von +/- 30% ermittelt werden. Es ist erkennbar, dass trotz der ungenauen Schätzung die Investitionskosten eines IGCC Kraftwerks über denen eines modernen Referenzkraftwerks liegen. Zu den deutlich höheren Investitionskosten kommen höhere Betriebskosten hinzu. Um den Vorteil der IGCC-CCS Technologie in Form der deutlich geringeren CO₂-Emissionen auch wirtschaftlich geltend zu machen, muss der Emissionshandel betrachtet werden. Die Kosten für Emissionszertifikate belaufen sich aktuell auf rund 6,70 €/t CO₂ (European Energy Exchange AG, 2014). Zu diesen Konditionen ist es nicht möglich IGCC Kraftwerke auf einem konkurrenzfähigen Preisniveau zu betreiben. Nach Rauchfuß (Rauchfuß, 2012) liegen die emissionsärmeren Vergasungskraftwerke erst ab einem Zertifikatspreis von mehr als 47 €/t CO₂ auch wirtschaftlich im Vorteil.

Daten aus dem sich im Pilotbetrieb befindlichen IGCC-Kraftwerk in Puertollano ergeben leicht andere Zahlen. Firmenangaben gehen von Investitionskosten für einen Neubau von rund 1300 €/kW aus. Diese Angabe bezieht sich jedoch auf ein IGCC Kraftwerk ohne integrierte CO₂-Abtrennung. Dennoch dürfte eine CCS fähige Anlage bei den Investitionskosten unterhalb den von Rauchfuß angegebenen 3000 €/kW liegen (Trevino Coca, 2003). Die Ergebnisse der Pilotanlage lassen darauf schließen, dass sich die Abtrennungskosten für das Kohlenstoffdioxid, inkl. Kompression, auf rund 35 €/tCO₂ belaufen werden (Casero, et al., 2012).

8 CO₂ aus der chemischen Industrie

In den Abschnitten 6 und 7 wurde bereits auf die CO₂-Gewinnung durch Absorption aus Luft und durch Polygeneration (im Kraftwerksbereich) eingegangen. Neben diesen CO₂-Quellen gibt es noch viele weitere. Die wichtigsten CO₂-Quellen mit ihren jeweiligen CO₂-Konzentrationen im Abgasstrom sind in Tabelle 23 dargestellt.

Tabelle 23: Übersicht CO₂-Quellen und Emissionen großer stationärer Quellen durch Nutzung fossiler Brennstoffe (Ausfelder, et al., 2008)

Sektor	CO ₂ -Emissionen aus großen stationären Quellen weltweit (Gt)	Prozentualer Anteil an der Gesamtemission aus diesen Quellen	CO ₂ -Konzentration im Abgasstrom
Energiewirtschaft	10,5	45%	3-4% (Gasturbine) 14% (IGCC)
Stahlherstellung	1,5	6%	15-27%
Zementherstellung	0,93	4%	14-33%
Raffinerien	0,8	3%	3-13%
Chemische Industrie	0,4 ¹²	2%	z.B. NH ₃ , EO: 100%
Transport	5,6	24%	-
Sonstige	3,4	14%	-

Es wird ersichtlich, dass einige Prozesse der chemischen Industrie die mit weitem Abstand höchsten CO₂-Konzentrationen im Abgasstrom aufweisen. Aus diesem Grund ist die chemische Industrie als Quelle für die stoffliche CO₂-Nutzung am besten geeignet. Besonders hervorzuheben sind dabei die Ammoniaksynthese, welche weltweit mindestens 120 Mt CO₂ pro Jahr herstellt und die Ethylenoxidsynthese, welche eine Produktion von schätzungsweise 5,1 Mt CO₂ pro Jahr zur Verfügung stellt (Stand: 2008). 94 Mt des aus diesen beiden Quellen gewonnenen CO₂ werden jedes Jahr für die Harnstoffsynthese eingesetzt. Weitere 20 Mt CO₂ pro Jahr werden der „physikalischen“ Verwendung als technisches Gas, Trockeneis, in der Getränkeindustrie etc. zugeführt. Somit verbleibt ein Überschuss von mindestens 10 Mt CO₂ pro Jahr an reinem CO₂. (Ausfelder, et al., 2008)

Der Standort der betrachteten Power-to-Methanol-Anlage ist Leuna, Sachsen-Anhalt. Durch die geringe räumliche Entfernung bietet sich als CO₂-Quelle das Ammoniak-Werk von SKW Piesteritz an. Da das CO₂ aus der chemischen Industrie weniger Nachfrage als Angebot aufzeigt, kann es für die nachfolgenden Berechnungen vereinfacht als kostenlos angenommen werden.

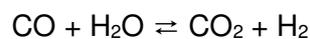
9 (Reverse) Wasser-Gas-Shift

Für die Synthese von Methanol wird ein definiertes Eduktverhältnis ($H_2 : CO_2 : CO$) benötigt. Im Folgenden werden Verfahren vorgestellt, welche zur Einstellung dieses Verhältnisses einen Beitrag leisten.

9.1 Prozessoption 1: Wasser-Gas-Shift

9.1.1 Ziel und Anwendung

Die Hauptaufgabe der Wasser-Gas-Shift-Reaktion (WGS-Reaktion) ist die Entfernung von Kohlenstoffmonoxid (CO) aus Gasgemischen. Dabei entsteht Wasserstoff (Leppelt, 2007). Dies ist in der folgenden Gleichung dargestellt.



Die Hinreaktion ist exotherm, wodurch sich das Gleichgewicht bei niedrigeren Temperaturen auf die Seite der Produkte verschiebt (Leppelt, 2007). Als Edukte werden Wasser und Kohlenstoffmonoxid aus vorgeschalteten Prozessschritten (wie z.B. der Polygeneration) verwendet. Im Folgenden soll ein kurzer Überblick zum WGS-Verfahren gegeben werden.

9.1.2 Verfahren

Zurzeit wird in der Industrie eine Kopplung aus High Temperature Shift-Verfahren (HTS-Verfahren) und nachgeschaltetem Low Temperature Shift-Verfahren (LTS-Verfahren) angewendet (Leppelt, 2007). Dabei ist das Hauptziel, wie unter 9.1.1 bereits erwähnt, die CO-Entfernung aus einem Gasstrom. Die WGS-Reaktion hat dabei den Vorteil, dass kein zusätzlicher Wasserstoff verbraucht sondern produziert wird (Karpenko, 2007).

Das Verfahren besteht aus zwei Reaktoren, in denen die Reaktionen stattfinden (Membranreaktoren) und einem dazwischenliegenden Wärmeaustauscher zur Kühlung des Produktes aus dem HTS-Reaktor (Leppelt, 2007).

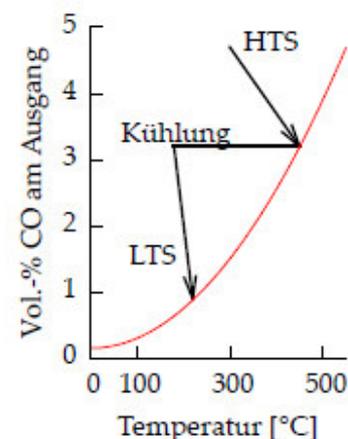
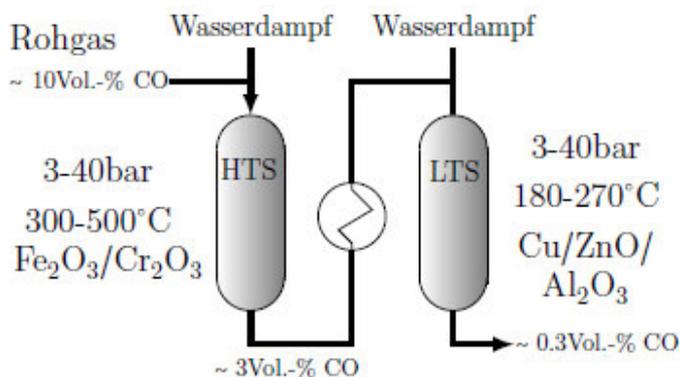


Abbildung 37: WGS-Reaktorschaltung und CO-Konzentrationsverlauf (Otterstätter, 2012)

Wie in Abbildung 37 dargestellt, läuft das HTS-Verfahren bei Temperaturen von 300 - 500°C und Drücken von 3 - 40 bar ab. Die verwendeten Katalysatoren sind $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Cr}_2\text{O}_3$. Der anschließende Niedrigtemperaturreaktor wird bei 200 - 260 °C und mit einem CuZnO-Katalysator betrieben. Dabei wird im ersten Schritt der CO-Gehalt auf weniger als 3% und im zweiten Schritt auf weniger als 0,1% gesenkt. Die beiden Temperaturstufen liegen darin begründet, dass bei hohen Temperaturen die gute Kinetik ausgenutzt wird und bei niedrigen Temperaturen die Gleichgewichtslage besser ist (Otterstätter, 2012).

9.1.3 Mögliche Reaktoren & Katalysatoren

Reaktoren

Reaktoren, in denen chemische Reaktionen kombiniert mit einem Membranverfahren stattfinden, nennt man Membranreaktoren (vgl. Abbildung 38). Diese werden bereits erfolgreich in der Industrie eingesetzt. Dabei lassen sich drei Hauptprinzipien unterscheiden (Melin, et al., 2007):

1. Extraktorprinzip (Selektive Entfernung von Produkten aus dem Reaktionsgemisch)
2. Distributorprinzip (Kontrollierte Zugabe von Edukten zum Reaktionsgemisch)
3. Kontaktorprinzip (Intensivierung des Kontaktes der Edukte)

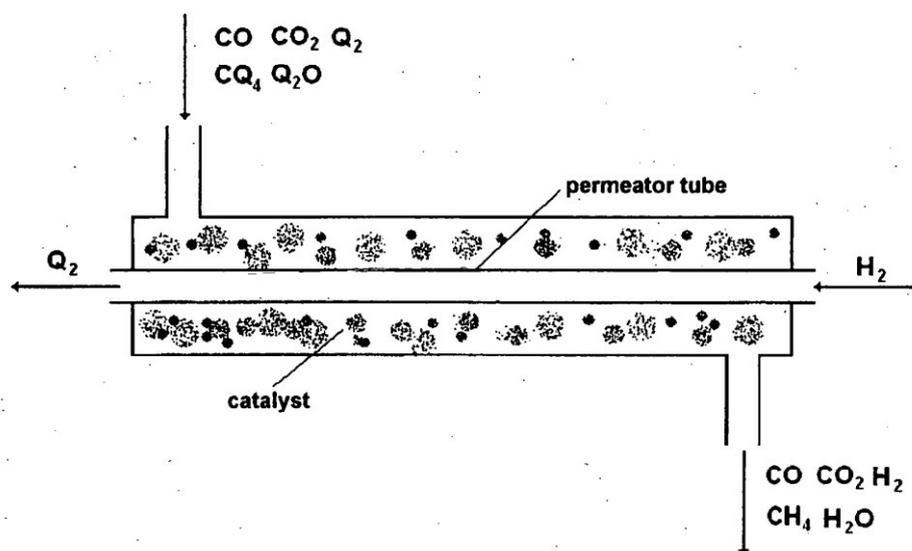


Abbildung 38: Membranreaktor (Silvano, et al., 2014)

Eine weitere Möglichkeit ist der Mikroreaktor. Die Strömungsverhältnisse in diesem entsprechen einem „plug-flow“. R. Leppelt beschreibt in seiner Dissertation (2007), dass die Gasmischeinheit die verschiedenen Gasströme über Massendurchflussregler zusammenführt, welche über eine Steuereinheit geregelt werden. Gas wird über eine Gasbefeuchtungseinheit zudosiert. Dabei wird das Gas durch temperiertes Wasser geleitet. Die Menge an Wasser wird durch den Dampfdruck bestimmt.

Auch die Modellbeschreibung kann bei R. Leppelt nachvollzogen werden. Dabei wird ein Volumenelement dV betrachtet. Es wird angenommen, dass nur Teilchenbewegung in Flussrichtung stattfindet und eine homogene Gaszusammensetzung vorliegt.

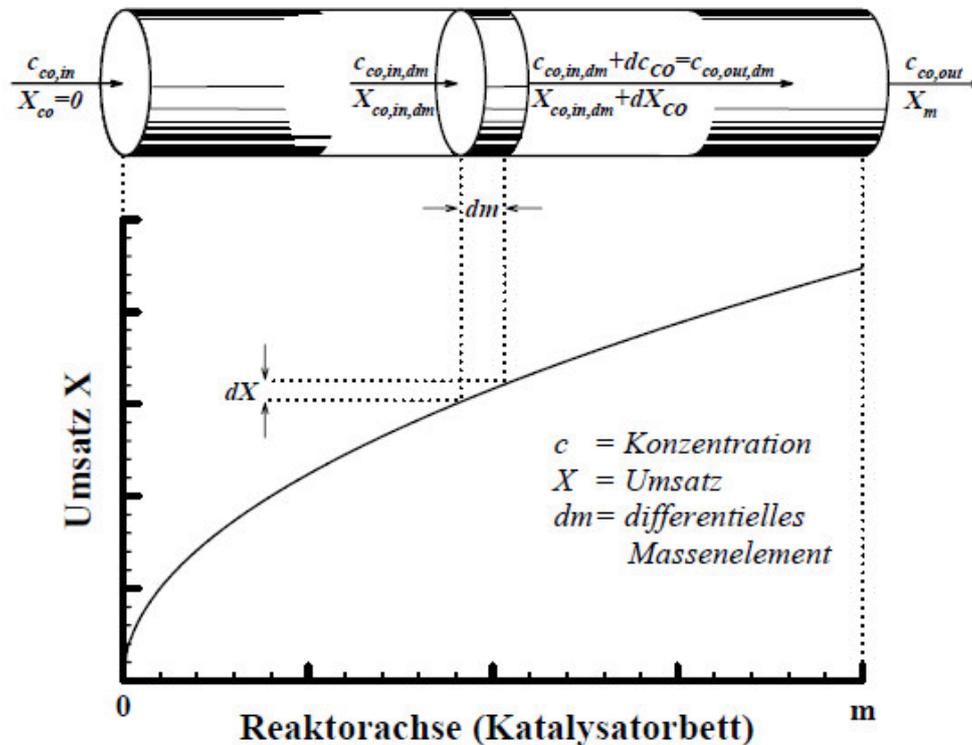


Abbildung 39: Plug-flow Reaktor (Leppelt, 2007)

Katalysatoren

Beim WGS-Verfahren sind viele verschiedene Katalysatoren denkbar. Jedoch konnten bisher noch nicht alle Varianten getestet werden. Industrielle Katalysatormaterialien sind: Cr, Fe, Cu und Zn. Diese werden mit weiteren möglichen Katalysatormaterialien wie Co, Ru, Rh, Pd, Ir, Pt, Au kombiniert. Da der gesamte Katalysator aus Kostengründen nicht nur aus den aufgeführten Materialien besteht, verwendet man zusätzlich Trägerstoffe. Diese bestehen zumeist aus Oxiden wie Ti-Oxid, Zr-Oxid, Hf-Oxid, Ce-Oxid, Th-Oxid, Al-Oxid (Karpenko, 2007).

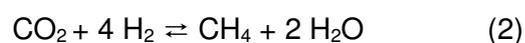
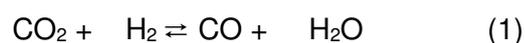
9.2 Prozessoption 2: Reverse Wasser-Gas-Shift-Reaktion

9.2.1 Zielstellung

Mit der Einbindung einer Prozesseinheit mit einer Reverse Wasser-Gas-Shift-Reaktion (RWGS-Reaktion) in eine Methanolsynthese-Anlage soll erreicht werden, dass dem Methanolreaktor ein Synthesegas mit einem möglichst hohen CO/CO₂-Verhältnis zugeführt werden kann. Dies erhöht die Effizienz der Methanolsynthese, da im Gegensatz zum Kohlenmonoxid, bei der Reduktion von Kohlendioxid zu Methanol Wasser entsteht. Dieses vermindert die Aktivität des Katalysators im Methanolreaktor. Kohlenmonoxid ist nicht nur ein Edukt der Methanolsynthese, sondern kann auch durch die WGS-Reaktion mit Wasser zu CO₂ und H₂ umgesetzt werden. Somit wird die Aktivität des Katalysator im Methanolreaktor aufrechterhalten (Arakawa, 2001; Ganesh, 2014). Dies setzt voraus, dass in einer Prozesseinheit mit RWGS-Reaktion auch das entstehende Wasser abgetrennt wird.

9.2.2 Thermodynamik der Reverse-Wasser-Gas-Shift-Reaktion

Der RWGS (Gleichung 1) ist eine endotherme Gleichgewichtsreaktion mit einer Reaktionsenthalpie von 41 kJ/mol (298 K). Nach dem Prinzip von Le Chatelier und Braun begünstigen hohe Temperaturen die Hinreaktion. Der Druck hat aber keinen Einfluss auf die Lage des Gleichgewichts. Die Edukte des RWGS können in einer konkurrierenden Gleichgewichtsreaktion zu Methan reagieren (Gleichung 2). Die Methanbildung in einem technischen Verfahren ist nicht nur wegen der geringeren CO Ausbeute ein unerwünschter Prozess, sondern das Methan kann in Folgereaktionen auch zur Koksentsstehung führen, welches eine reduzierte Katalysatorlebensdauer bedeutet. Bei einem Druck von 1 bar wird die Methanbildung erst ab Temperaturen über 700 °C unterdrückt (Abbildung 40). Bei 25 bar verschiebt sich diese Grenze sogar bis 900 °C (Kaiser, et al., 2013). Bei 25 bar liegt diese Grenze sogar erst bei 900 °C (Kaiser, et al., 2013). Hohe Temperaturen verschieben zwar auch das Gleichgewicht der RWGS-Reaktion zu Gunsten der Produkte, aber die Materialkosten für einen Reaktor steigen dadurch erheblich an. Außerdem zeigt die Erfahrung, dass hohe Prozesstemperaturen zum Sintern des Katalysators führen (De Falco, et al., 2013). Die Wirtschaftlichkeit des RWGS-Verfahrens hängt somit stark von der Auswahl des Katalysators ab.



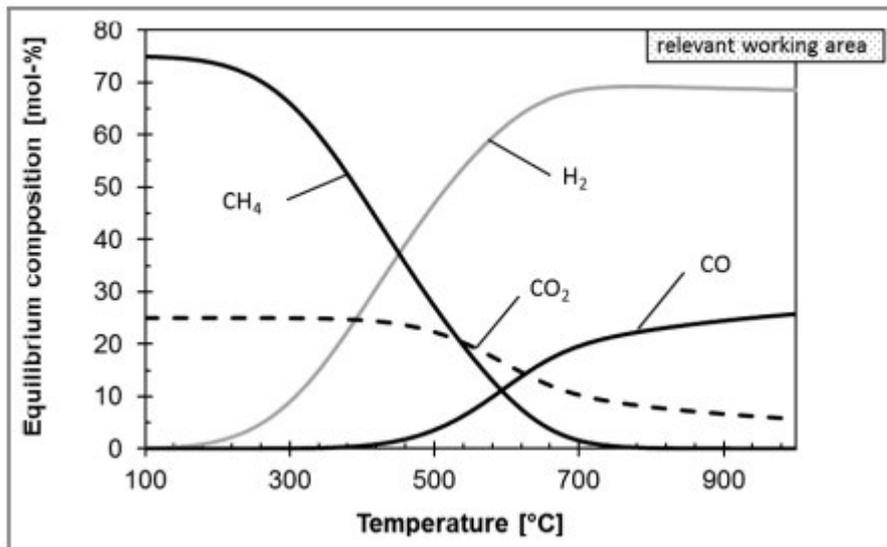


Abbildung 40: Thermodynamische Gleichgewichtszusammensetzung des Produktgases der RWGS-Reaktion bei 0,1 MPa und einem H_2/CO_2 Eduktverhältnis von 3 (Kaiser, et al., 2013).

9.2.3 Katalysatoren

Ein geeigneter Katalysator für den RWGS erhöht die Selektivität für die Bildung von CO und unterdrückt die Methanbildung. Außerdem sollte er auch bei höheren Temperaturen für längere Zeit aktiv bleiben, um die Ausbeute an CO zu erhöhen.

Der kommerziell erhältliche Nickelkatalysator $NiO/Al_{12}O_{19}$ (G90-B, Südchemie) erwies sich als sehr aktiv, jedoch wird aufgrund des hohen Nickelanteils eine erhebliche Menge Methan gebildet (Unde, 2012). Auch ein Eisenanteil in potentiellen Katalysatoren, wie in frühen Verfahren eingesetzt (Bader, 1933), hat eine hohe Methanbildung zur Folge (Dupont, et al., 2003). Da Eisenoxid außerdem bei hoher Temperatur und hohem Wasserstoffpartialdruck zu elementarem Eisen reduziert wird, sollte diese Komponente ersetzt werden. Mit einer Zusammensetzung aus Zinkoxid und Chromoxid (ZnO/Cr_2O_3) wurde ein Katalysator gefunden, dessen Stabilität bei 600°C über 80 h nachgewiesen werden konnte und mit dem bei einer Gasflussrate von 15 l/(g_{Kat}·h) ab 500°C das thermodynamische Gleichgewicht erreicht wird (Park, et al., 2000). In einem patentierten Verfahren wird ein ähnlicher Zinkoxid/Chromoxid-Katalysator (ZnO/Cr_2O_3) verwendet, der nicht mehr als 2,5 w% Nickel und kein Eisen enthält. Bei Temperaturen von 300 bis 520°C und Drücken von 15 bis 25 bar konnten so 4000 bzw. 6000 Nm³/h Edukt pro m³ Katalysator umgesetzt werden (Dupont, et al., 2003). Bei einem durchgeführten Versuch über 1200 Stunden sowie einem Druck von 20 bar und 430°C konnte ein CO₂-Umsatz von 0,4 und damit das thermodynamische Gleichgewicht erreicht werden. Die hierbei verwendete Katalysator-, Edukt- und Produktzusammensetzung sind in Tabelle 24 aufgeführt. Bei diesem Verfahren verbleiben nur 0,8 vol% Methan im Produktgasstrom.

Tabelle 24: Katalysator, Edukt- und Produktgaszusammensetzung nach dem patentierten Verfahren von (Dupont, et al., 2003)

Katalysator		Eduktgas		Produktgas	
ZnO	77.5 w%	H ₂	74.2 vol%	H ₂	71.3 vol%
Cr ₂ O ₃	21.3 w%	CO ₂	24.7 vol%	CO ₂	15.8 vol%
NiO	1.2 w%	CO	1.0 vol%	CO	12.1 vol%
		H ₂ O	0.1 vol%	CH ₄	0.8 vol%

Ein verbessertes Verfahren verwendet den CATOFIN® Cr/Al₂O₃-Katalysator des Unternehmens Süd-Chemie AG, München. Bei Drücken von bis zu 60 bar und Temperaturen von bis zu 730°C konnte die Methanbildung fast vollständig unterdrückt werden und auf Grund der hohen Temperaturen auch ein hoher Umsatzgrad erreicht werden. Auch die Langzeitstabilität des Katalysators wurde nachgewiesen (Mammadov, et al., 2014).

9.2.4 Prozessgestaltung

Im Eduktstrom des RWGS-Prozesses wäre es angebracht, ein H₂/CO₂ Verhältnis von 3 vorzulegen, um bereits an dieser Stelle die Stöchiometrie der Nettogleichung der Methanolsynthese zu erfüllen (Gleichung 3) und durch den Überschuss an Wasserstoff das Gleichgewicht des RWGS auf die Seite des CO zu verschieben.



Nach dem RWGS-Reaktor muss Wasser vom Synthesegas abgetrennt werden. Dafür können erprobte Verfahren der Kondensation und Flüssig/Gas-Trennung eingesetzt werden. Im Gesamtsystem einer Power-to-Gas-Anlage ließe sich das kondensierte Wasser wieder der Elektrolyse zuführen. Dabei ist aber noch zu untersuchen, welche Mengen an CO₂ und CO im Kondensat gelöst werden und so eventuell die Elektrolyse beeinflussen.

Das so erzeugte Synthesegas kann nun dem Methanolreaktor zugeführt werden. Dabei sollte berücksichtigt werden, dass dieses je nach Wahl des Katalysators geringe Mengen an Methan enthalten kann. Um die Ausbeute an CO bei niedrigen Reaktionstemperaturen zu erhöhen, kann ein Teil des Synthesegases über einen Splitter dem Reaktor wieder zugeführt und so im Kreislauf gefahren werden. Auch ein bestimmtes CO₂/CO-Verhältnis des Synthesegases, das bei der folgenden Methanolsynthese eingehalten werden sollte, ließe sich über das Splitterverhältnis einstellen. Daneben bestünde die Möglichkeit, das CO₂/CO-Verhältnis nach dem RWGS-Reaktor durch Zudosieren von CO₂ zu beeinflussen.

Das beschriebene Verfahren ist bereits im Pilotmaßstab unter dem Namen CAMERE (carbon dioxide hydrogenation to form methanol via a reverse-water-gas-shift reaction) realisiert. In Abbildung 41 ist das dazugehörige Verfahrensfliessbild dargestellt.

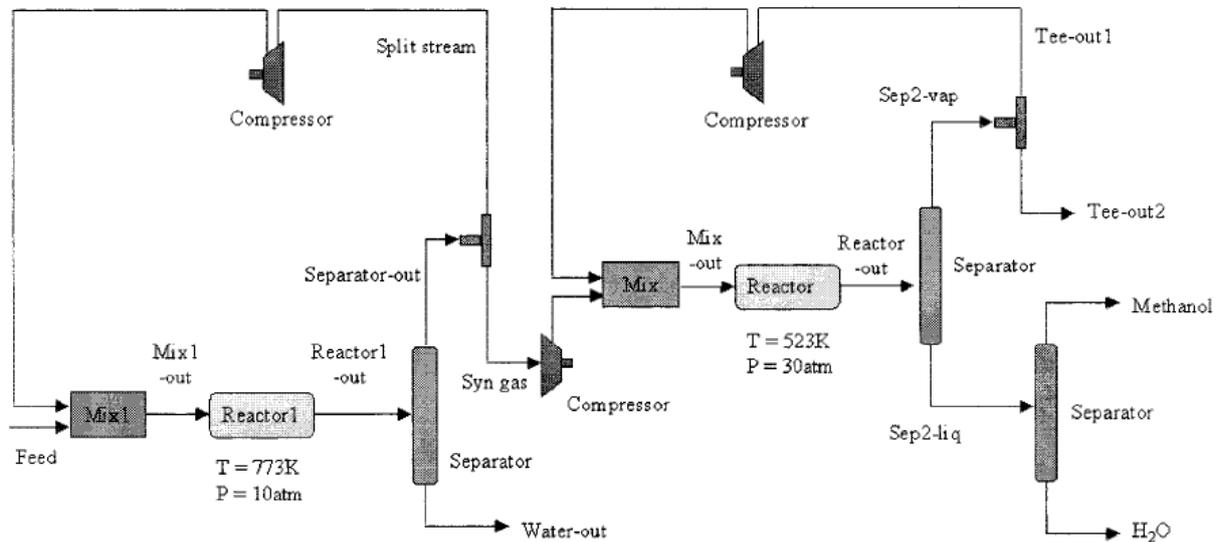


Abbildung 41: Verfahrensfliessbild des CAMERE Prozesses (Oh-Shim, et al., 1999). Links RWGS-Prozess, rechts Methanol-Synthese. Im „Reactor1“ wird CO₂ und H₂ in der RWGS-Reaktion umgesetzt.

Ein anderer Ansatz der Gestaltung eines RWGS-Prozesses wird beim Einsatz von adsorptiven Reaktoren verfolgt (Carvill, et al., 1996; Nataraj, et al., 2001; Jung, et al., 2013). Hierbei findet im Reaktor nicht nur die Reaktion, sondern auch die Adsorption von Wasser an ein geeignetes Material statt. Dadurch wird das Reaktionsgleichgewicht auf die Produktseite verschoben und man erhält einen nahezu vollständigen Umsatz von CO₂ zu CO. Durch die exotherme Adsorption wird auch die Energie für die endotherme RWGS-Reaktion bereitgestellt. Diese Prozessgestaltung erfordert jedoch zwei Reaktoren, die abwechselnd im Reaktions-/Adsorptions- und im Desorptionszustand betrieben werden.

9.3 Prozessoption 3: Alternative Verfahren zu Herstellung von CO

9.3.1 Steamreforming

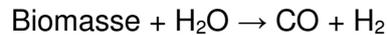
Die Produktion von Wasserstoff aus Produkten der Petrochemie ist heutzutage üblich und hinreichend bekannt. Dabei zählt das Steamreforming-Verfahren zu den Bekanntesten. Hierbei wird aus CH₄ und Wasser CO und H₂ hergestellt.

Beim herkömmlichen Steamreforming werden vorrangig fossile Rohstoffe verwendet. Im Hinblick auf eine abnehmende Verfügbarkeit dieser Rohstoffquelle müssen weitere Alternativen in Betracht gezogen werden.

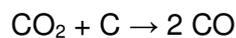
9.3.2 Vergasung von Biomasse

Laut des Artikels „Wasserstoffproduktion aus Biomasse“ (Hesse, et al., 2014) besteht die Möglichkeit, aus Biomasse wie z.B. Holz, Feststoffabfällen bei der Getreideverarbeitung oder anderen anfallenden Abfällen, unter Sauerstoffmangel zu vergasen (Hesse, et al., 2014).

Folgende Gleichung zeigt die Wasserdampf-Kohlenstoff-Reaktion:



Vorteile dieses Verfahrens sind zu einem die Tatsache, dass jegliche Biomasse vergast werden kann und das aufgrund der Organik weniger O_2 benötigt wird. Da bei der Reaktion auch zum Teil CO_2 entsteht, sollte eine Begünstigung des Boudouard-Gleichgewichts berücksichtigt werden, welches in der nachfolgenden Gleichung dargestellt ist.



Da es sich dabei um eine endotherme Reaktion handelt, wird also eine Erhöhung der Reaktionstemperatur das Gleichgewicht in Richtung CO verschieben. Dies hat einen zweiten positiven Nebeneffekt. Die Methanisierung kann unterdrückt werden. Dieser Zusammenhang ist in Abbildung 42 verdeutlicht.

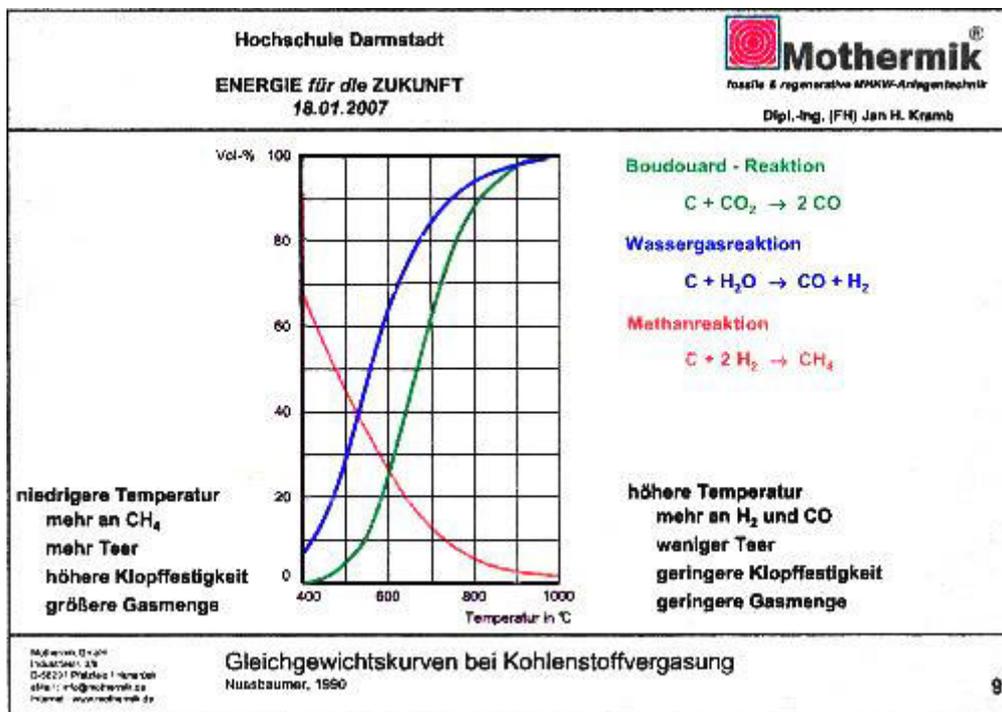


Abbildung 42: Gleichgewichtskurven bei Kohlenstoffvergasung (Hesse, et al., 2014)

Daraus resultiert eine Reaktion der Biomasse bei hohen Temperaturen. Einen möglichen Realisierungsversuch stellt hierbei die thermische Umsetzung von Biomasse in einem Wirbelschichtreaktor dar (siehe Abbildung 43).

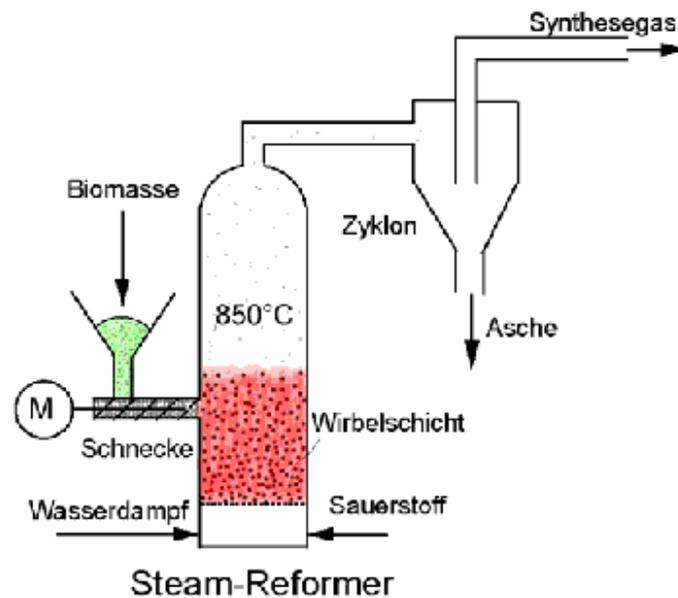


Abbildung 43: Wirbelschichtreaktor für die Biomassevergasung (Hesse, et al., 2014)

Das Hauptproblem ist die Gasreinigung. Aufgrund der komplexen Verbindungen in der Biomasse ist diese sehr speziell und weitreichend. Des Weiteren ist die derzeitige Wirtschaftlichkeit einer solchen Anlage noch fraglich, da die meisten herkömmlichen Verfahren einen besseren Wirkungsgrad aufweisen (Hesse, et al., 2014).

Absorption Enhanced Reforming Process (AER)

Bei dem AER-Prozess handelt es sich um ein reines Forschungsthema, welches bis jetzt keine großtechnischen Anlagentests beinhaltet und zum Großteil nur im Labormaßstab getestet wird.

Es dient als Alternative zu der Verbrennung in der Wirbelschicht. Die Bestandteile des hierbei erhaltenen Synthesegases sind H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , N_2 sowie Verunreinigungen wie z.B. Teere, Partikel, Schwefel-, Halogen- und Alkali-Verbindungen (Zuberbühler, et al., 2003).

Der AER-Prozess kann vereinfacht mit den in Abbildung 44 dargestellten Reaktionsgleichungen beschrieben werden.

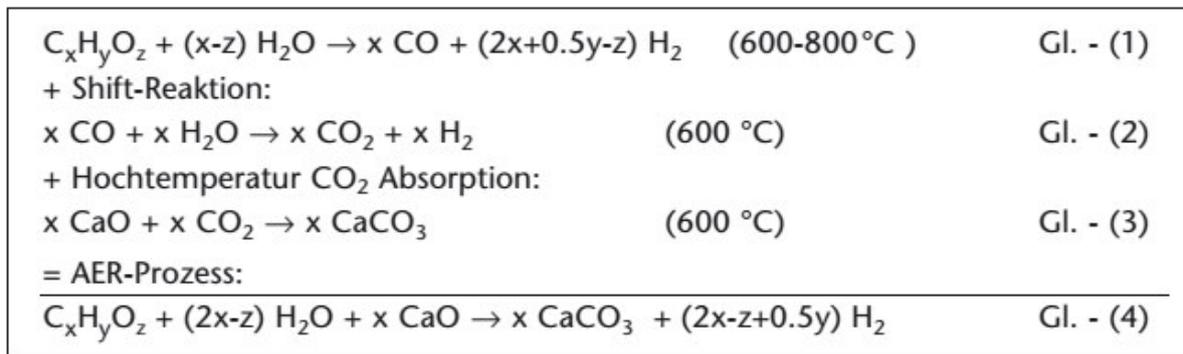


Abbildung 44: Idealierte Darstellung der im AER-Prozess ablaufenden Reaktionen (Zuberbühler, et al., 2003)

Eine daraus resultierende Folge ist ein Kreislauf, in dem CaO über CaCO₃ wieder regeneriert wird und dem Prozess so wieder zugeführt werden kann. Auch der bei der Reaktion evtl. nicht umgesetzte Kohlenstoff kann so verwertet bzw. dem Prozess entnommen werden. Abbildung 45 zeigt eine Darstellung dieses Verfahrens.

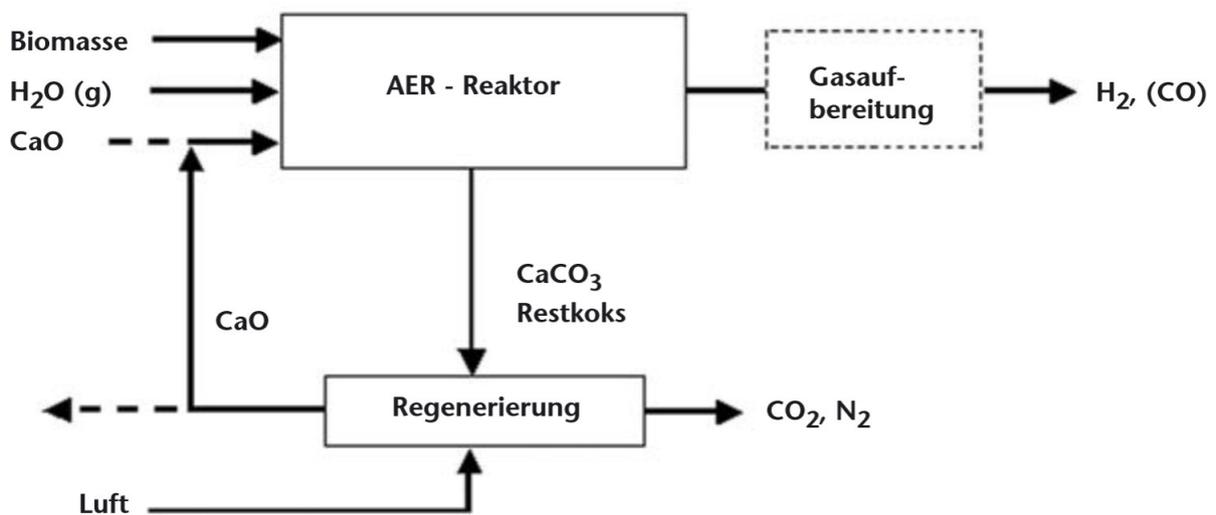


Abbildung 45: Darstellung des AER-Prozesses mit separater Regenerierung (Zuberbühler, et al., 2003)

In Versuchen zeigte sich, dass ein Katalysator für eine übliche Niedertemperatur-WGS-Reaktion gut für gasförmige Eduktströme geeignet ist. Da die Edukte meist Flüssigkeiten oder Feststoffe sind, ist hier noch Forschungsbedarf. Ebenfalls gibt es Schwierigkeiten bei dem Verkoken des CaO-Filters, der in Form von Dolomit in einer Schüttung realisiert wurde (Zuberbühler, et al., 2003).

Fazit: Der AER-Prozess erweist sich rein formal als gute Alternative. Jedoch weisen Katalysator und Prozessführung viele Schwächen auf. Beispielsweise sind hier die Belastung an Schadstoffen für den Katalysator zu nennen, sowie die daraus resultierende Reinigung des Gases.

9.4 Prozessauswahl: RWGS

Für die durchgeführte Konzeption einer „Power to Methanol“-Anlage wurden drei Möglichkeiten der CO_2/CO -Gewinnung in Betracht gezogen. Dabei handelt es sich um die Absorption aus Luft, die Gewinnung mittels Polygeneration und die Verwendung von CO_2 aus der chemischen Industrie. Letzterer weist eine Reinheit von etwa 99,9% auf. Da dieser als näherungsweise kostenfrei angenommen werden kann, stellt das CO_2 aus der chemischen Industrie die Grundlage der Prozessauswahl dar.

Die Methanol-Synthese benötigt sowohl CO_2 als auch CO . Die optimale Prozessoption stellt hierbei der RWGS dar. Dieser wird im Folgenden näher beschrieben.

9.4.1 Prozessbeschreibung

Im ersten Schritt werden Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff auf den Prozessdruck verdichtet und in einen Gasmischer geleitet. Anschließend wird der Eduktstrom mit dem Gasstrom, der den Reaktor verlassen hat, vorgewärmt. Die Reaktionstemperatur wird mit Hilfe eines Erhitzers eingestellt. Dann wird das Gasgemisch aus Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff über einen Katalysator im Reaktor geleitet. Dabei entstehen Wasser, Kohlenmonoxid sowie geringe Anteile an Methan. Das CO_2 wird nicht vollständig umgesetzt und befindet sich auch im Produktstrom des Reaktors. Eine erste Kühlung des Produktstromes erfolgt über die Vorwärmung des Eduktstromes. Durch einen nachgeschalteten Wärmetauscher wird der Produktstrom weiter auf 65°C abgekühlt, um den Anteil des Wassers in der Gasphase auf 1 mol% zu reduzieren. Das verflüssigte Wasser wird in einem Flashbehälter abgetrennt. Am Kopf des Flashs erhält man die Gaszusammensetzung, die der Methanolsynthese zugeführt werden kann. Auf Grundlage der angestrebten Jahresproduktion an Methanol beträgt die Menge an Wasser, die bei diesem Prozess anfällt, etwa 12,1 Gmol/Jahr. Durch eine teilweise Rückführung des umgesetzten Gases lässt sich das CO_2/CO -Verhältnis einstellen, wie es die Technologie der Methanolsynthese erfordert. Der hier beschriebene Prozess ist in dem Verfahrensfließbild in Abbildung 46 dargestellt.

9.4.2 Mögliche Betriebsweisen des Reaktors

Für die Betriebsweise des Reaktors sind mehrere Möglichkeiten denkbar. Die einzelnen Varianten sind in Tabelle 25 dargestellt.

Tabelle 25: Reaktorparameter

	Variante 1	Variante 2 (Dupont, et al., 2003)	Variante 3 (nach Camere)
Betriebstemperatur	730°C	430°C	300 - 500°C
Druck	40 bar	20 bar	10 - 30 bar
Rückführung	ohne	evtl. mit	mit und ohne
Methanisierung	nein	ja	möglich

Mit diesen drei Varianten kann die gewünschte Zusammensetzung des Eduktstroms der Methanolsynthese (4:1:1) erreicht werden.

Variante 3 ist in der Literatur für verschiedene Prozessparameter beschrieben und kann gut als Vergleich mit eigenen Simulationen herangezogen werden. Die Produktgaszusammensetzung kann bei dieser Variante über das Rücklaufverhältnis eingestellt werden, das mit milderer Reaktionsbedingungen zunimmt. Über die Publikation des CAMERE-Prozesses (Oh-Shim, et al., 1999) konnte eine Reaktorgröße von ca. 44 m³ errechnet werden.

Für die Ermöglichung einer Teillast-Fahrweise, muss der Volumenstrom durch Rückführung aufrechterhalten werden. Dies führt zu einer Verlängerung der Gesamtverweilzeit des Synthesegases im Reaktor und begünstigt damit die Nebenreaktion der Methanbildung. Es ist davon auszugehen, dass durch eine Verdopplung der Verweilzeit auch die Methankonzentration um den Faktor 2 steigt. Es konnten keine genaueren Daten zu den Möglichkeiten, den RWGS-Reaktor bei niedrigerer Last zu fahren, gefunden werden. Daher werden die mit den Auftraggebern vereinbarten 60% als minimale Teillast für die Berechnungen herangezogen.

9.5 Verfahrensflißbild

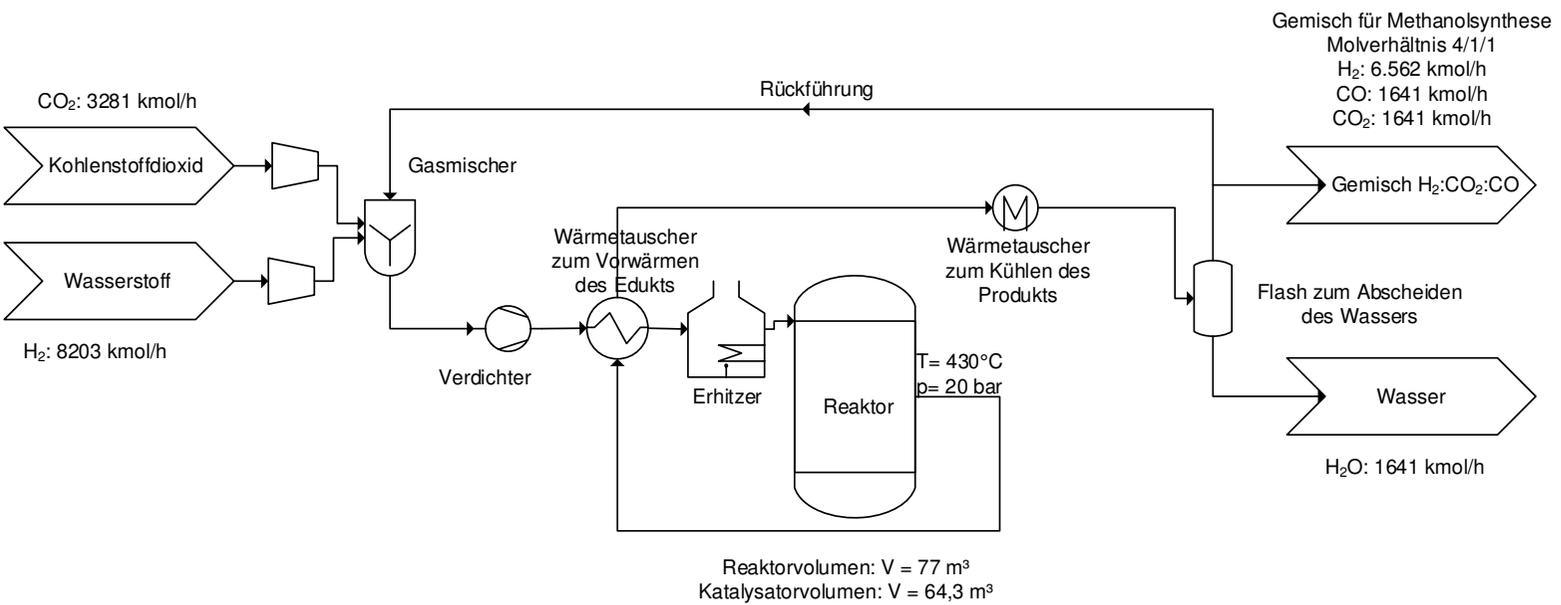


Abbildung 46: Verfahrensflißbild des RWGS

(Reverse) Wasser-Gas-Shift

9.6 Simulation mittels ChemCAD

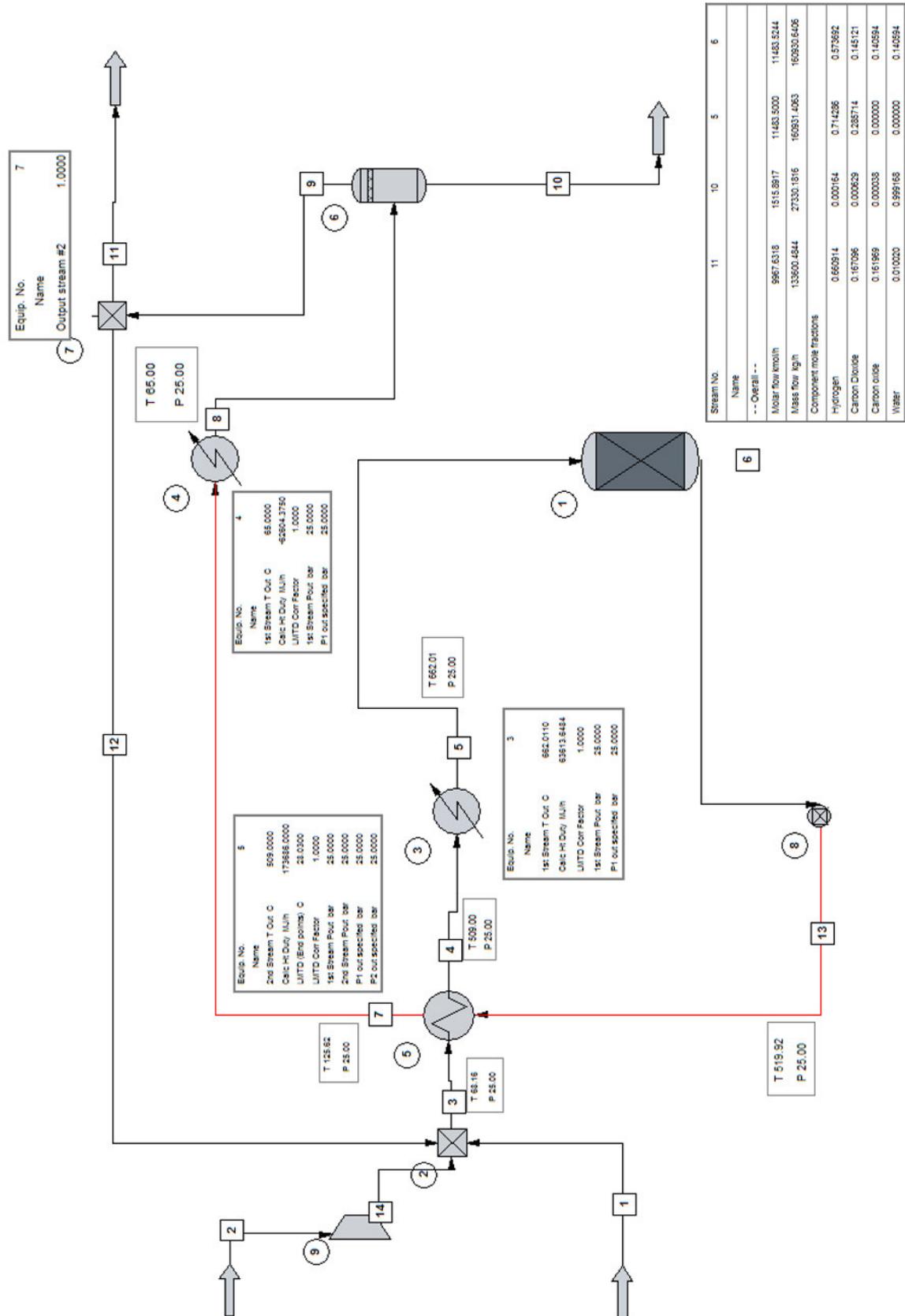


Abbildung 47: Abbildung der ChemCAD-Simulation des RWGS

(Reverse) Wasser-Gas-Shift

Der gemessene Umsatzgrad in der RWGS-Reaktion bei verschiedenen Temperaturen für den ZnO/Cr₂O₃-Katalysator, wie sie von Park et al., 2000 publiziert sind, bildeten die Grundlage für eine in der Literatur beschriebene Prozesssimulation mit dem Programm PROII™ (De Falco, et al., 2013). Diese lieferte das Ergebnis, dass eine Rückführung des Produktgasstromes bei einer Temperatur des einströmenden Gases in den Reaktor von 640°C nicht nötig ist, um ein CO/CO₂-Verhältnis von 1 zu erreichen.

Auf Grundlage dieser Arbeit wurde eine eigene Prozesssimulation mit dem Programm ChemCAD entworfen, mit dem Ziel durch die Wahl einer geeigneten Temperatur des Gasstromes in den Reaktor eine Rückführung für den Prozess im Dauerbetrieb zu vermeiden.

Die Anlage wurde, wie in Abbildung 47 dargestellt, in ChemCAD simuliert. Die hieraus

relevanten Ströme sind Strom	1	Eduktstrom an CO ₂
	2	Eduktstrom an H ₂
	5	Reaktorzulauf
	6	Reaktorablauf
	10	Produktstrom an Wasser (Nebenprodukt)
	11	Produktstrom für die Methanolsynthese

9.6.1 Energieströme

Tabelle 26: Energieströme der WÜ des RWGS

Wärmeübertrager	Energiemenge
1 (Apparat 5)	47214 kW
2 (Apparat 3)	17670 kW
3 (Apparat 4)	-18421 kW

Da der erste Wärmeübertrager (WÜ) die Abwärme aus dem Reaktor benutzt, besitzt dieser keine Relevanz für die Gesamtenergiebilanz. Für die Energiebilanz relevant ist lediglich der zweite WÜ, der in Form eines Brenners realisiert werden muss und eine Leistung von 17,67 MW bringen muss.

9.6.2 Stoffmengenströme

Tabelle 27: Ausgewählte Stoffmengenströme der Simulation

	Stoffmengenströme der Komponenten [kmol/h]			
	H ₂	CO ₂	CO	H ₂ O
Eduktstrom [2]	8202,31	-	-	-
Eduktstrom [1]	-	3280,69	-	-
Produktstrom [10]	0,25	0,91	0,05	1514,54
Produktstrom [11]	6588,60	1664,59	1614,76	99,68
Reaktorzulauf [5]	8202,30	3280,69	-	-
Reaktorablauf [6]	6591,24	1666,18	1614,51	1614,51

Tabelle 27 zeigt alle eingehenden und ausgehenden Stoffströme des RWGS. Die Simulation erfolgte dabei auf Grundlage des benötigten Eduktstroms der Methanolsynthese zur Realisierung der Herstellung von 500.000 t Methanol pro Jahr.

9.7 Aufstellungs- und Ex-Zonenplan

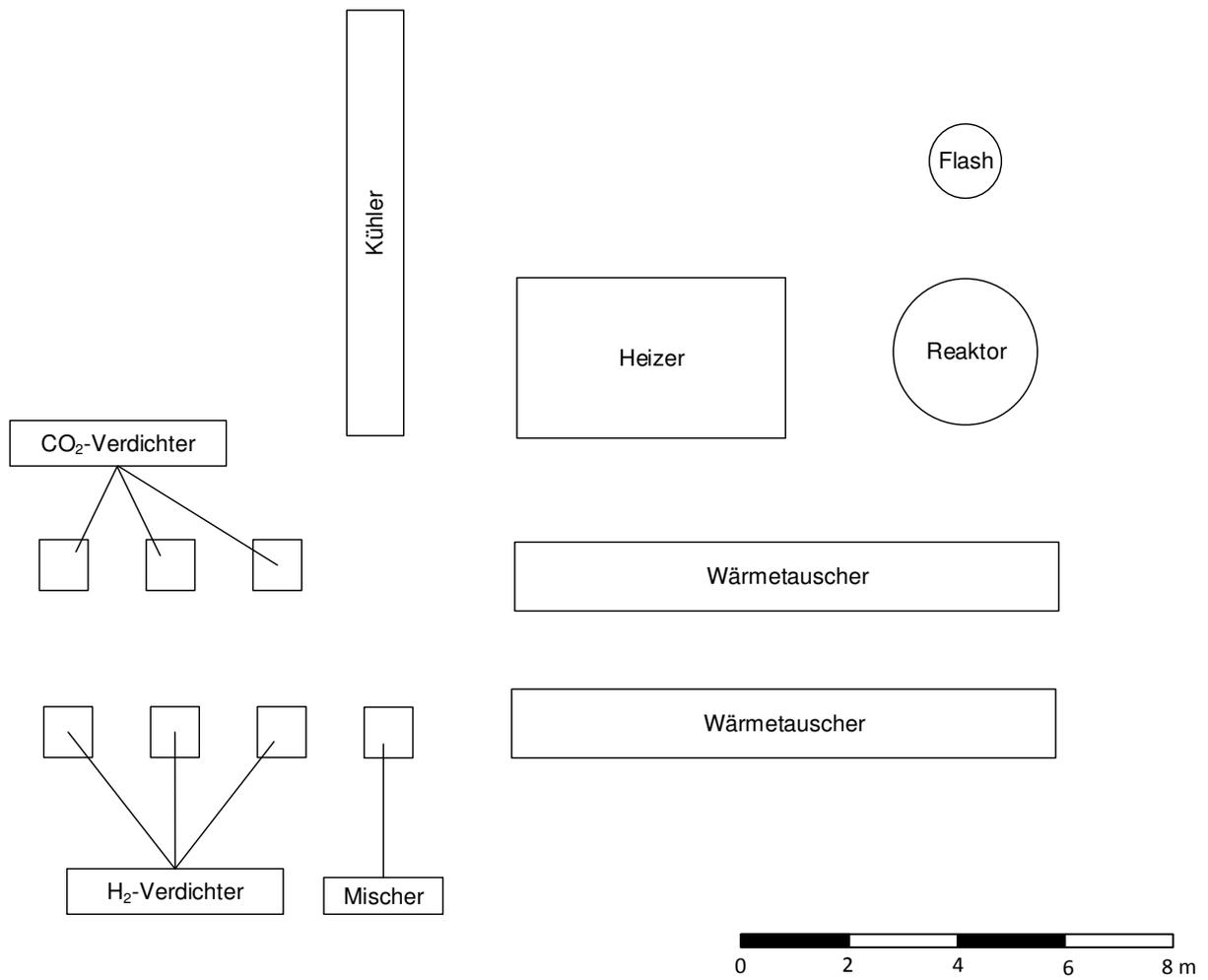


Abbildung 48: Aufstellungsplan des RWGS

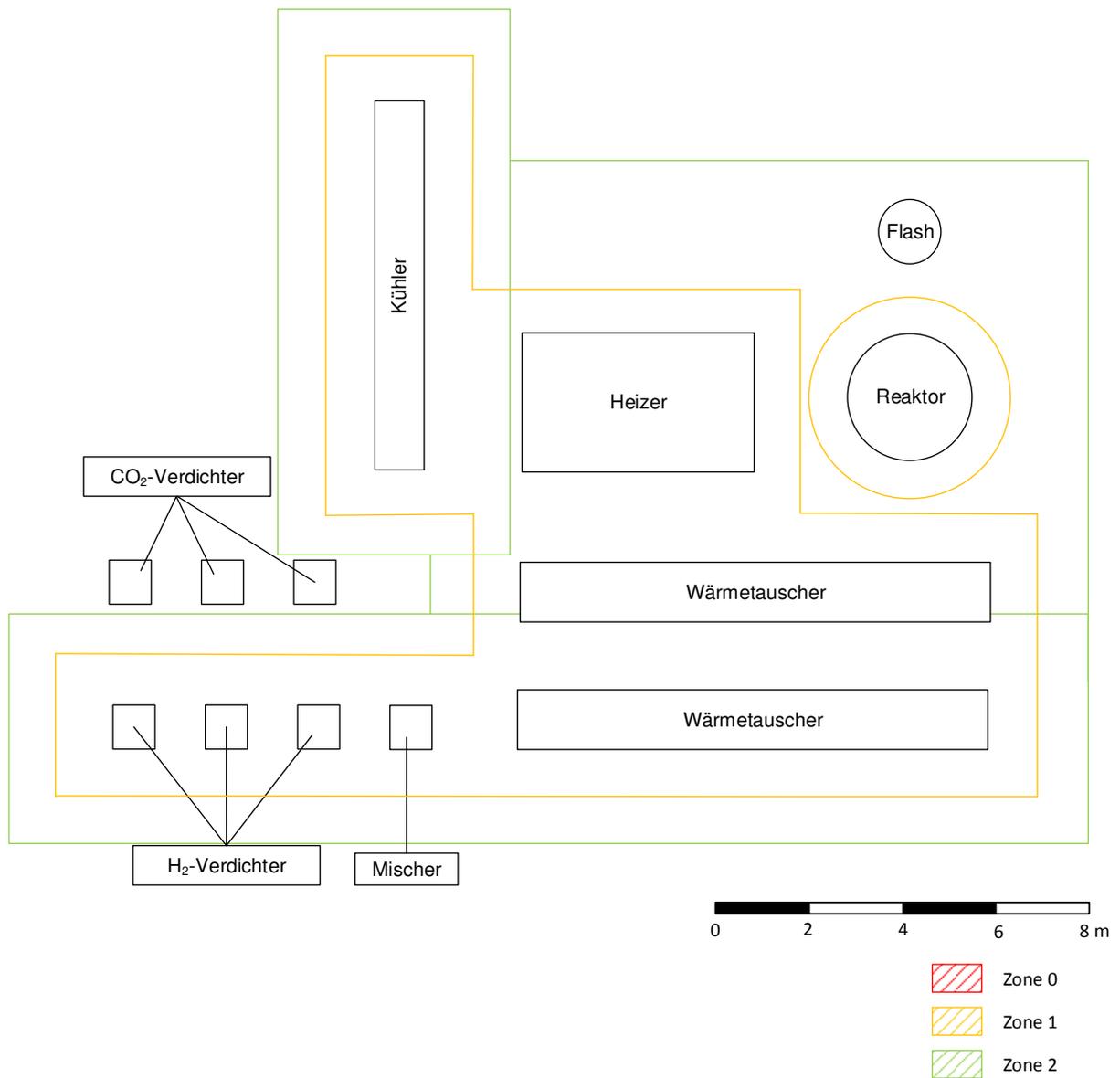


Abbildung 49: Ex-Zonenplan des RWGS

10 Methanolsynthese

10.1 Prozessoptionen und Verfahrensauswahl

Die nachfolgende Ausarbeitung beschäftigt sich mit der Auswahl eines geeigneten Syntheseverfahrens (Hoch-, Mittel- oder Niederdruckverfahren) sowie deren eingesetzten Katalysatoren, auftretenden Nebenreaktionen und der Zusammensetzung des Synthesegases.

10.1.1 Mögliche Verfahren

Für die Methanolsynthese kommen drei Syntheseverfahren in Frage. Es handelt sich um das Hoch-, das Mittel- und das Niederdruckverfahren.

Das Hochdruckverfahren arbeitet im Bereich von 250 bis 350 bar und 360 bis 380°C und nutzt ZnO/Cr₂O₃-Katalysatoren. Es wird jedoch heutzutage, aufgrund zu hoher Investitions- und Betriebskosten, nicht mehr eingesetzt. (Baerns, et al., 2013) Der beim Entwicklungsprojekt einzusetzende Wasserstoff liegt teilweise in Druckbehältern zwischengelagert vor, sodass dieser Druck bei Entscheidung für das Hochdruckverfahren genutzt werden könnte.

Das Mitteldruckverfahren nutzt Drücke zwischen 100 und 300 bar und Temperaturen zwischen 220 und 300°C. Zum Einsatz kommen CuO/ZnO/Cr₂O₃-Katalysatoren. Dieses Verfahren weist aufgrund der exothermen und volumenkontrahierenden Natur der Methanolsynthese die höchsten Ausbeuten auf, da hohe Drücke und niedrige Temperaturen im Allgemeinen das Gleichgewicht auf die Seite der Produkte verschieben. (Baerns, et al., 2013)

In der Praxis wird das Niederdruckverfahren nach LURGI im Rohrbündelreaktor oder ICI im Quenchreaktor bevorzugt eingesetzt. Für Letzteres besitzt die Linde AG seit 1984 eine Lizenz (Linde Aktiengesellschaft, 2013). Es nutzt 50 bis 100 bar, 200 bis 300°C und Katalysatoren auf Kupferbasis. Daraus resultieren geringere Investitionskosten und geringere Betriebskosten, da weniger Kompressionsenergie notwendig ist. Die Kosteneinsparung je Tonne Methanol ist jedoch abhängig von der Anlagengröße: eine größere Anlage bedeutet einen geringeren Kostenvorteil des Niederdruckverfahrens im Vergleich zu den anderen Verfahren. (Bolton, 1969)

Die meisten Methanolsynthese-Anlagen sind auf 1,5 Mio. t Methanol pro Jahr ausgelegt (Baerns, et al., 2013). Die Zielsetzung des Entwicklungsprojektes beträgt nur 500.000 t/a. Somit gehört die zu planende Anlage zu den kleineren Aufbauten. Außerdem liegt der Druck des elektrolytisch produzierten Wasserstoffs unter 100 bar und fällt somit in den Bereich des ICI-Verfahrens. Die Methanolsynthese kann im Niederdruckverfahren für eine Anlagengröße

von 500.000 t/a am ökonomischsten durchgeführt werden. Daher wird dieses Verfahren für die nachfolgenden Betrachtungen und Auslegungen gewählt.

Das allgemeine Fließbild der Methanolsynthese ist in Abbildung 50 dargestellt.

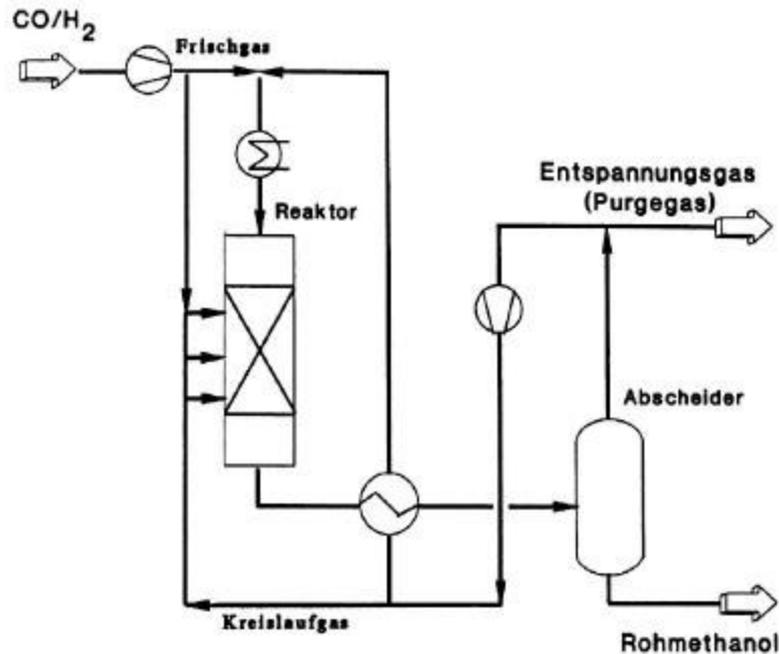
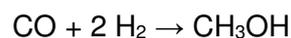


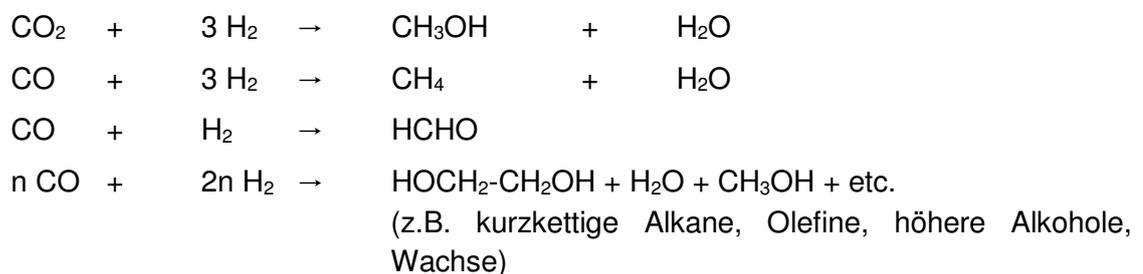
Abbildung 50: Fließbild der Methanolsynthese (Baerns, et al., 2013)

Haupt- und Nebenreaktionen

Die allgemeine Reaktionsformel zur Methanolsynthese lautet wie folgt:



Es sind jedoch auch folgende Nebenreaktionen zu erwarten (Baerns, et al., 2013):



Diese Nebenprodukte werden in dem Reaktor nachgeschalteten Abscheider mit dem Rohmethanol vom Kreislaufstrom abgetrennt. Allgemein senken die Nebenreaktionen die Ausbeute. Je Durchgang der Kreislaufführung ist eine Ausbeute von etwa 10 bis 15 % zu erwarten (Baerns, et al., 2013). Das Endprodukt Methanol wird durch Destillation erhalten.

Als erste Annahme kann eine Ausbeute von 70 % des eingesetzten Wasserstoffes angenommen werden. Somit ergibt sich bei einer Jahresproduktion von 500.000 t Methanol eine benötigte Menge Wasserstoff von 44,644 Gmol.

10.1.2 Zusammensetzung des Synthesegases

Eine Zielsetzung des Entwicklungsprojektes ist es, verschiedene Kohlenstoffdioxidquellen zu betrachten und in einem Reverse Wasser-Gas-Shift in Kohlenstoffmonoxid umzuwandeln.

Je nach Art der Kohlenstoffdioxidquelle werden besondere Anforderungen an den Katalysator gestellt. Die im Niederdruckverfahren eingesetzten Katalysatoren reagieren zumeist sehr sensibel auf Giftstoffe im Synthesegas. So werden Katalysatoren aus Nickel und Kupfer durch Schwefel- und Chlorverbindungen im Synthesegase schnell vergiftet (Agy, et al., 2006). Das einsetzbare Synthesegas kann Teer, Staubpartikel, Schwefeloxide, Stickoxide und Chloride enthalten. Da im Folgenden von CO₂ aus der Ammoniaksynthese ausgegangen wird, können mögliche Verunreinigungen in der weiteren Betrachtung vernachlässigt werden.

Das genutzte Synthesegas besteht größtenteils aus H₂, CO₂, CO und in geringeren Anteilen N₂ und CH₄ (Bolle, 2012). Das Kohlenstoffdioxid wird im RWGS zu Kohlenstoffmonoxid umgewandelt. Da dafür ebenfalls Wasserstoff verbraucht wird und eine hundertprozentige Umsetzung von CO₂ zu CO nicht zu erwarten ist und ein geringer Anteil CO₂ im Synthesegase sogar katalytisch wirkt, bleibt zu entscheiden, wie das Verhältnis CO₂ zu CO im Synthesegas zu wählen ist.

Aus verschiedenen Quellen geht hervor, dass die Methanolsynthese heutzutage überwiegend großtechnisch mittels Synthesegas der Zusammensetzung H₂:CO:CO₂ = 4:1:1 (Molverhältnis) Anwendung findet (Baerns, et al., 2013; Arutyunov, et al., 2002; Canete, et al., 2014). Somit würden jährlich für 44,644 Gmol H₂ jeweils 11,161 Gmol CO und CO₂ benötigt werden. Bei dieser Zusammensetzung erzeugte ein Zr-Cu/ZnO-Katalysator in Bezug auf Konversion, Selektivität und Ausbeute besonders gute Ergebnisse (Agy, et al., 2006).

10.2 Verfahrensbeschreibung des ICI-Niederdruckverfahrens

Im Folgenden erfolgt analog zum beiliegenden Verfahrensfliessbild eine Prozessbeschreibung der kontinuierlichen Methanolsynthese. Diese ist nach dem ICI-Niederdruckverfahren (Patent der Linde AG) aufgebaut und umfasst den Prozess von der Synthesegaszufuhr bis zur Zwischenlagerung des Methanols.

Der Wasserstoff wird kontinuierlich durch den vorgeschalteten Elektrolyseprozess bereitgestellt. Falls dieser nicht ausreicht, wird die Annahme getroffen, dass der benötigte Wasserstoff über eine Pipeline zur Verfügung gestellt wird. Ebenfalls kontinuierlich erfolgt die Zufuhr eines CO-CO₂-Gasgemisches (optimal jeweils 50 % Molanteil).

10.2.1 Synthesegaszufuhr

Die Zusammenfuhr der Stoffströme ist so einzustellen, dass im erhaltenen Synthesegas ein Molverhältnis an H₂ : CO₂ : CO von 4 : 1 : 1 besteht. Der Wasser-Gas-Shift liefert diese Zusammensetzung bereits. Für eventuelle Nachjustierungen wird zusätzlich eine H₂-Rohrleitung direkt von der Elektrolyse eingeplant.

Dieses Synthesegas wird anschließend mittels Verdichter P1 auf einen Druck zwischen 50 und 100 bar verdichtet und durch den Wärmetauscher W1 auf etwa 200 bis 300°C erhitzt. Genauere Angaben zu den endgültigen Synthesebedingungen können erst nach erfolgter Simulation in ChemCAD getroffen werden.

10.2.2 Kreislaufprozess

Das verdichtete und erhitzte Synthesegas wird dem Reaktor R1 zugeführt, in dem die Methanolsynthese stattfindet. Ein Teil des Gases wird vor dem Wärmetauscher abgespalten und dient der Temperaturregulierung im Katalysatorbett. Dazu wird das kühle Synthesegas direkt in das Bett geleitet, um der stark exothermen Methanolsynthese entgegen zu wirken. Wird der abgespaltene Gasstrom nicht komplett im Katalysatorbett verbraucht, so kann der Rest am Reaktoreingang wieder dem Zufuhrstrom zugegeben werden.

Genauere Umsatzgrade eines Reaktordurchganges sind nach aktuellem Erkenntnisstand nicht bekannt. Es kann von Werten kleiner 15 % ausgegangen werden. Das abgeführte Produktgemisch unterstützt im Wärmetauscher W1 die Erhitzung der Reaktorzufuhr, ehe es zur Entspannung in den Abscheider A1 gelangt. Dort trennen sich die Gasanteile (größtenteils Synthesegas) von den Flüssiganteilen (Methanol und Nebenprodukte). Die Gase werden im Verdichter P2 wieder auf Prozessdruck gebracht und zur Frischgaszufuhr addiert. Somit verläuft die Synthese größtenteils mit Kreislaufgas, dem stetig frisches Synthesegas zugeführt wird.

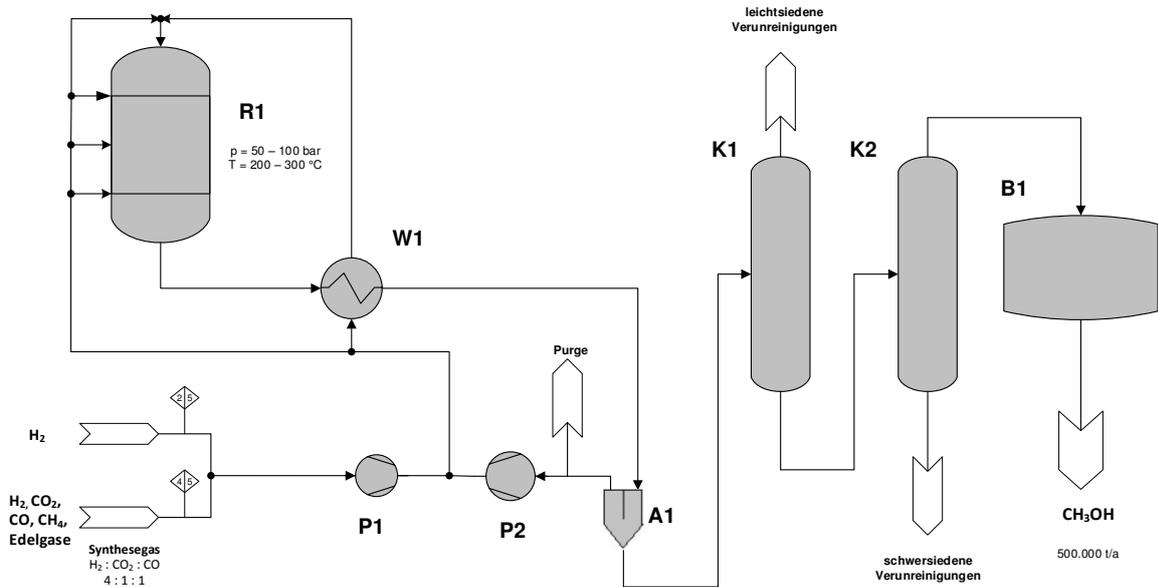
10.2.3 Reinigung

Die im Abscheider A1 abgetrennten Flüssiganteile werden der Destillationskolonne K1 zugeführt, in welcher der erste Reinigungsschritt erfolgt. Durch die Destillation werden zunächst die leichtsiedenden Verunreinigungen abgetrennt, während das Sumpfprodukt in die Destillationskolonne K2 überführt wird. Dort erfolgt durch die Abdestillation des Reinmethanols der letzte Reinigungsschritt. Die schwersiedenden Verunreinigungen verbleiben im Sumpfprodukt und werden vom Prozess abgetrennt.

In der weiteren Planung sollte untersucht werden, ob den Verdampfern der beiden Kolonnen Energie aus anderen Prozessschritten zugeführt bzw. die an den Kondensatoren freiwerdende Energiemenge genutzt werden kann.

Das synthetisierte Methanol wird in einem Behälter B1 zwischengelagert, ehe es zur Weiterverarbeitung bzw. Energierückgewinnung entnommen wird. Der Behälter sollte ein Speichervolumen von drei Produktionstagen fassen können, um eventuelle Entnahmepausen zu überbrücken.

10.3 Verfahrensfliessbild



A	Abscheider	Titel Methanolsynthese nach dem ICI - Niederdruckverfahren	Dokumentart Verfahrensfliessbild			
B	Behälter		Erstellt durch	Studiengang		
K	Destillationskolonne	Gruppe 5	MCUI13			
P	Verdichter	Zuletzt geändert	Änderung	Änderungsdatum	Blatt	
R	Reaktor	2014-10-21	00	2014-10-21	1/1	
W	Wärmetauscher					

Abbildung 51: Verfahrensfliessbild der Methanolsynthese

10.4 Simulation mittels ChemCAD

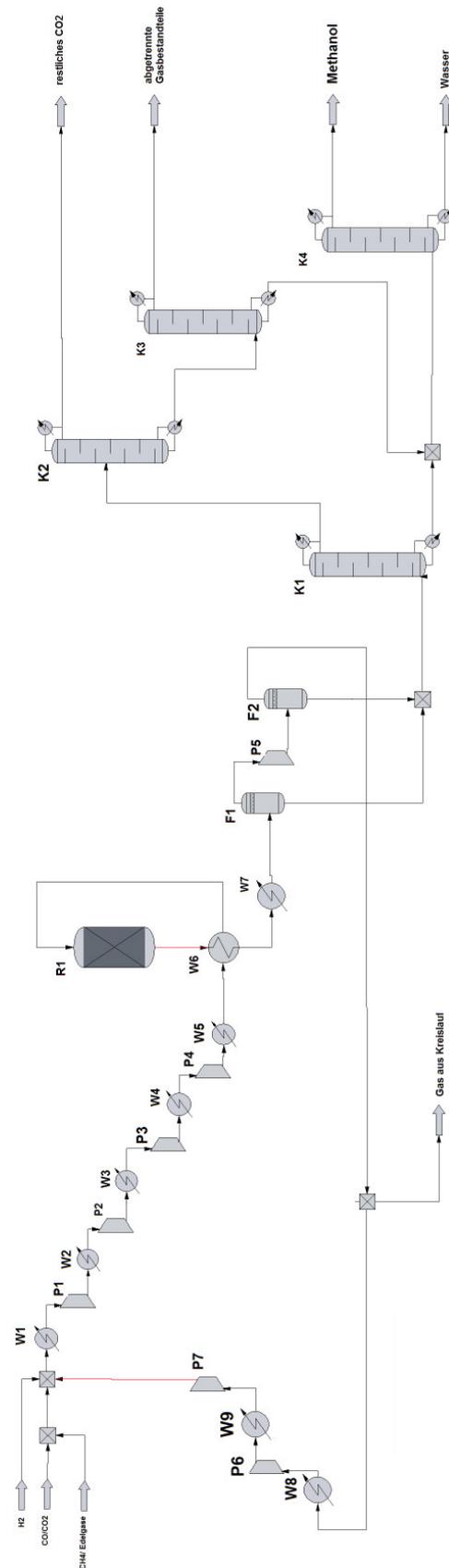


Abbildung 52: Abbildung der ChemCAD-Simulation der Methanolsynthese

Im Folgenden werden die mittels ChemCAD aufgestellte Simulation der Methanolsynthese erläutert und noch bestehende Problemstellungen aufgezeigt. Die Simulation ist in Abbildung 52 dargestellt.

Synthesegaszufuhr

Nimmt man 8000 Stunden Vollastfahrt im Jahr an, so werden dem Prozess 9964,709 kmol/h im Feedstrom zugeführt. Dieser beinhaltet das erforderliche Synthesegas im $H_2:CO:CO_2$ -Molverhältnis 4:1:1 und Verunreinigungen wie Methan und Edelgase, welche mit jeweils 1 Vol.-% angenommen werden. Der Feed wird in dieser Zusammensetzung direkt vom Reverse-Wasser-Gas-Shift mit 25 bar und 65 °C eingeleitet.

Nachdem dem Feed der ebenfalls auf 25 bar komprimierte Recyclingstrom zugeleitet wurde, wird das Gas in einer vierstufigen Kompressorkette P1 bis P4 auf 80 bar gebracht. Um die nötige Kühlung dieses Vorgangs zu simulieren, wurde jedem Kompressor ein Wärmetauscher nachgeschaltet.

Das so verdichtete Synthesegas wird im Wärmetauscher W6 durch den Reaktorabstrom vorgewärmt, ehe es in den Reaktor eingeleitet wird. W6 ist ein weiterer Wärmetauscher (W5) vorangestellt, da ChemCAD ohne diesen bei der Berechnung von W6 Probleme aufweist.

Kreislaufprozess

Das verdichtete, erhitzte Synthesegas wird dem Reaktor R1 zugeführt, in dem die Methanolsynthese stattfindet. Der Reaktor wurde als Gleichgewichtsreaktor simuliert, in dem die Reaktionen I bis III ablaufen.

I	$2 H_2 + CO \rightarrow CH_3OH$	Umsatz des zugeführten H_2 : 10 %
II	$3 H_2 + CO_2 \rightarrow CH_3OH + H_2O$	Umsatz des zugeführten H_2 : 10 %
III	$H_2 + CO_2 \rightarrow H_2O + CO$	Umsatz des zugeführten H_2 : 0,01 %

Die Umsätze durch die jeweiligen Reaktionen sind dabei reine Annahmen, da keine genaueren Daten zur Simulation vorlagen.

Der gewählte Reaktor simuliert hierbei einen ICI-Reaktor. Die Teileinspeisung des Synthesegases direkt in das Katalysatorbett konnte mithilfe von ChemCAD nicht zufriedenstellend simuliert werden. Die Nutzung des Eduktstroms zur Kühlung des Reaktors und dessen Produktstroms kann mit W6 aber näherungsweise abgebildet werden.

Der aus R1 erhaltene Produktstrom wird anschließend mittels zweier Flashes F1 und F2 in eine Gas- und eine Flüssigphase getrennt. Die Flashes stellen dabei die Funktion eines Abscheiders

dar. Der Kompressor P5 und Wärmetauscher W7 dienen der Entspannung des Stroms auf Normaldruck und Raumtemperatur, damit eine effektive Gas-Flüssig-Trennung erfolgen kann.

Der Gasstrom wird über den Recyclingstrom wieder dem Feed zugeführt, sodass sich ein Kreislaufprozess ergibt. Dem Recyclingstrom wird ein geringer Anteil als Purge entnommen, um eine Aufkonzentration der Verunreinigungen Methan und Edelgase im Kreislauf zu vermeiden.

Reinigung

Die im Abscheider abgetrennten Flüssiganteile werden der Destillationskolonne K1 zugeführt, in welcher der erste Reinigungsschritt erfolgt. Durch Destillation werden zunächst die leichtsiedenden Verunreinigungen abgetrennt, die in K2 und nachgeschalteter K3 einer Abgasreinigung unterzogen werden. Das aus K2 über K3 abgeführte Sumpfprodukt wird mit der schwersiedenden Fraktion aus K1 zusammen in K4 geleitet, wo über Kopf das Produkt Methanol mit 500.000 t im Jahr gewonnen wird. Über den Sumpf von K4 wird das verbliebene Wasser abgeführt.

Das synthetisierte Methanol wird in einem Behälter B1 zwischengelagert, der in der Simulation nicht eingebaut wurde, ehe es zur Weiterverarbeitung bzw. Energierückgewinnung entnommen wird. Der Behälter sollte ein Speichervolumen von drei Produktionstagen fassen können, um eventuelle Entnahmepausen zu überbrücken.

Wechsellast

Da der Elektrolyse nicht konstant ausreichend Strom zur katalytischen Herstellung von Wasserstoff bereit steht, muss auch ein Reaktorbetrieb auf Minimallast untersucht werden. Als Annahme wurde festgelegt, dass der Prozess nur 2000 Stunden im Jahr unter Volllast fahren kann und die verbleibenden 6000 Stunden unter Minimallast fährt, um die Menge Wasserstoff, die in dieser Zeit eingekauft und nicht durch Elektrolyse hergestellt wird, möglichst gering zu halten. Problematisch ist jedoch, dass sich Reaktoren unter wechselnden Lasten kaum beherrschen lassen. Ein Aufbau mehrerer kleiner Reaktoren, die unter Volllast zugeschaltet werden können, entfällt ebenfalls, da die Reaktoren nicht auskühlen dürfen.

Man kann davon ausgehen, dass eine Lastwechselfahrweise eine große Herausforderung darstellt. Genaue Angabe zu den Möglichkeiten, den Reaktor der Methanolsynthese bei niedrigerer Last zu fahren, konnten über eine Recherche nicht ermittelt werden. Daher werden die mit den Auftraggebern vereinbarten 60% als minimale Teillast für die Berechnungen herangezogen. Mit ChemCAD konnte der Wechsellastfall ohne Änderungen am Prozess

ebenfalls umgesetzt werden. Lediglich die nötigen Leistungen und Apparategrößen ändern sich.

10.4.1 Stoffmengenströme

Tabelle 28: Übersicht Stoffströme der Methanolsynthese

	Stoffmengenströme der Komponenten [kmol/h]					
	H ₂	CO ₂	CO	H ₂ O	Inertgase & Methan	Methanol
Eduktstrom	6.562	1.640	1.640	0	194	0
Produktstrom	0	0	0	0	0	1.951
Reaktorzulauf	23.696	2.972	5.866	0	1.914	0
Reaktorablauf	18.715	2.190	4.699	782	1.914	1951
Purge	1.870	147	470	0	191	0
Abtrennung mit Kolonnen	6	709	3	782	3	0

10.4.2 Energieströme

Tabelle 29: Energetische Kenndaten der Kompressoren der ChemCAD-Simulation der Methanolsynthese

Kompressor	Eingangsdruck	Enddruck	Leistung	Kühlleistung
P1	25 bar	33,4 bar	3803 kW	-48943 kW
P2	33,4 bar	44,7 bar	3763 kW	-4157 kW
P3	44,7 bar	59,8 bar	3685 kW	-4189 kW
P4	59,8 bar	80 bar	3615 kW	-4169 kW
P5	80 bar	1 bar	-35668 kW	-
P6	1 bar	5 bar	20878 kW	-12762 kW
P7	5 bar	25 bar	20910 kW	-21182 kW

Tabelle 30: Energetische Kenndaten der Kolonnen der ChemCAD-Simulation der Methanolsynthese

Kolonne	Leistung Kondensator	Leistung Verdampfer
K1	-48938 kW	56722 kW
K2	-35400 kW	35325 kW
K3	-0,1 kW	0,2kW
K4	-210534 kW	231793 kW

Tabelle 31: Energetische Kenndaten der Wärmetauscher der ChemCAD-Simulation der Methanolsynthese

	T(ein)	T(aus)	Leistung
W6	150,0 °C	250,0 °C	
	407,7 °C	304,9 °C	
W7	304,9 °C	22,0 °C	-110149 kW

10.5 Aufstellungs- und Ex-Zonenplan

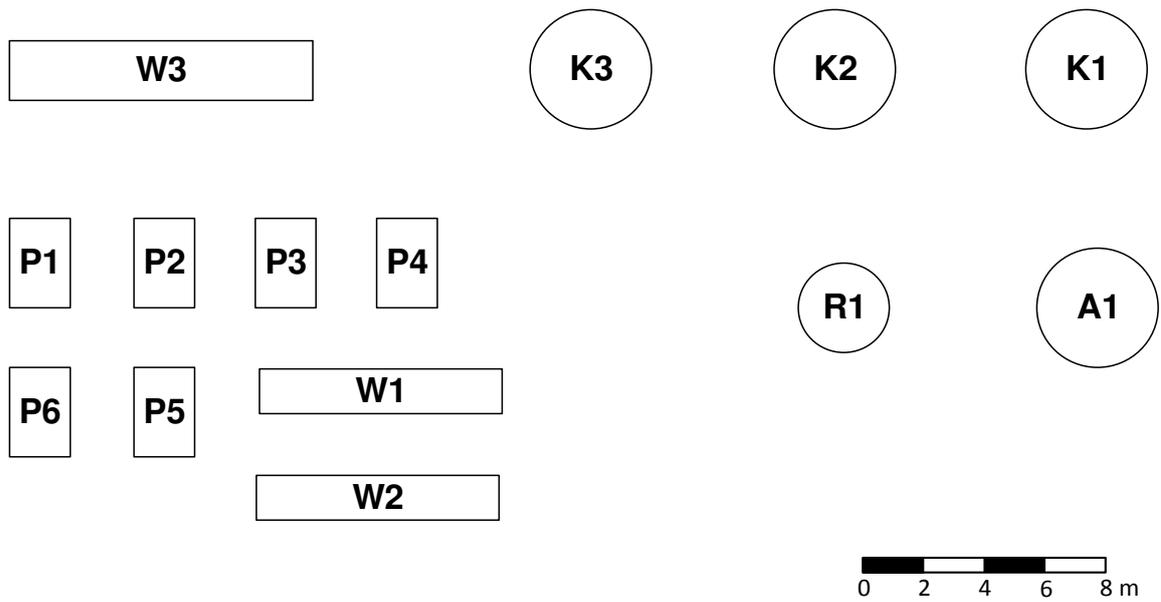


Abbildung 53: Aufstellungsplan der Methanolsynthese

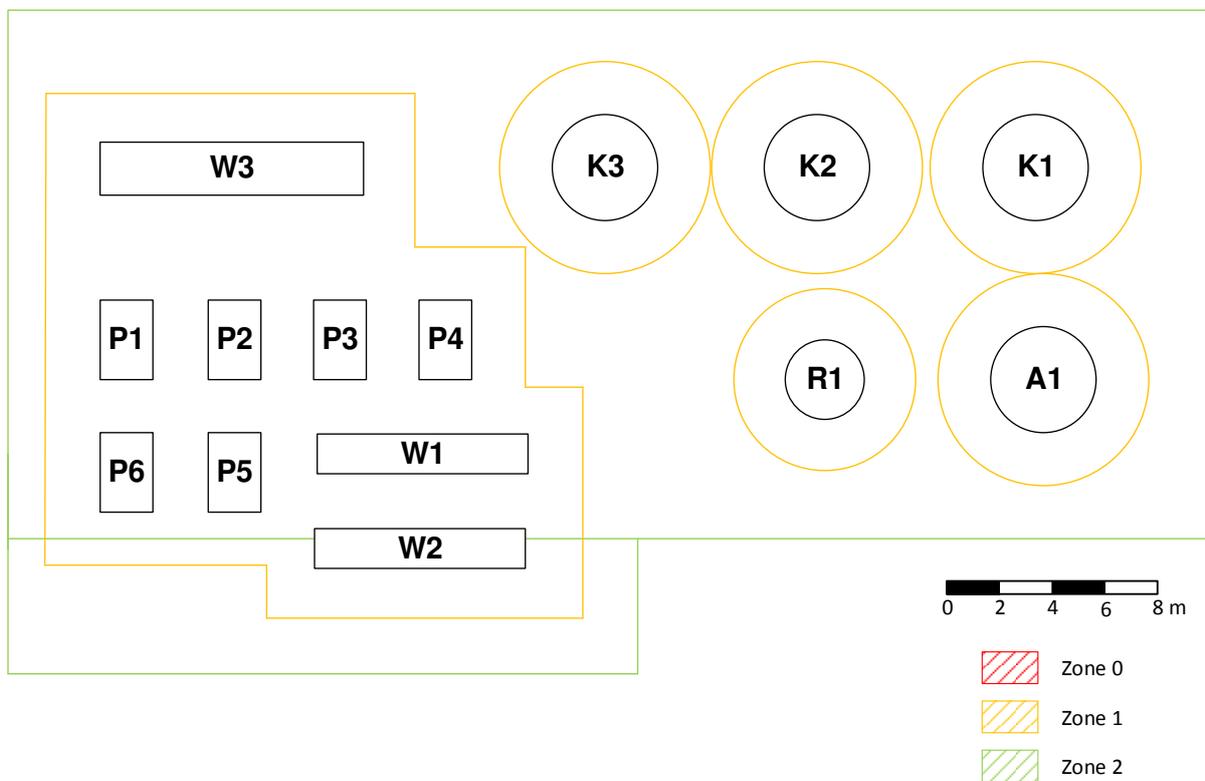


Abbildung 54: Ex-Zonen-Plan der Methanolsynthese

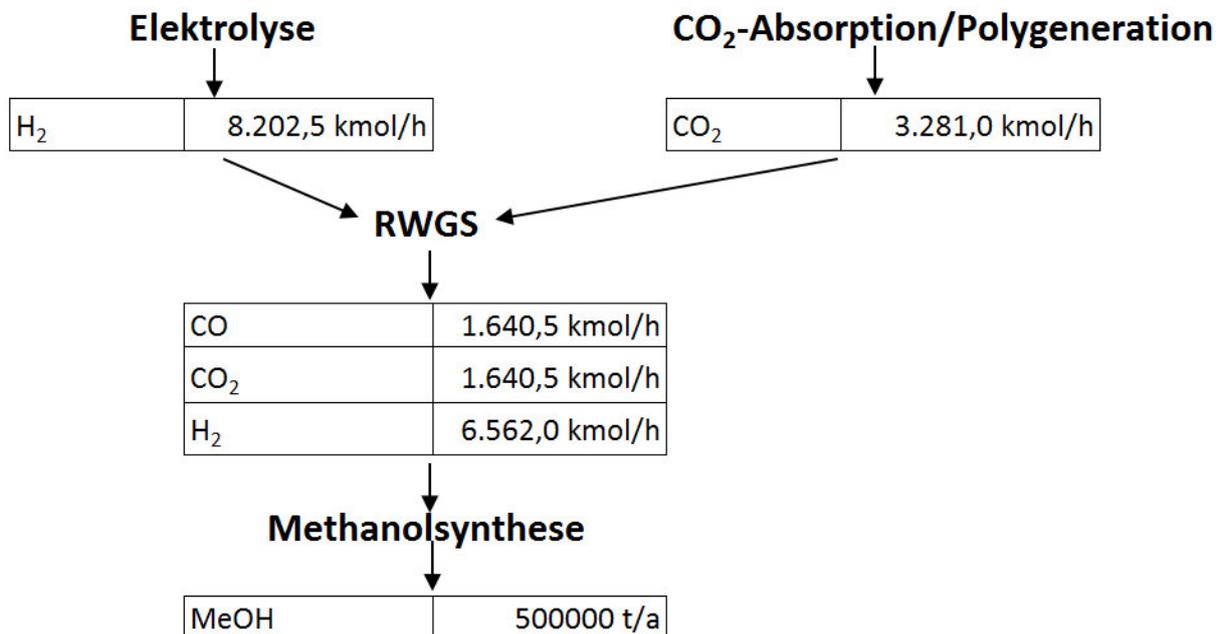
11 Prozessübersicht

In diesem Abschnitt werden die Gesamtbilanz, das Gesamtverfahrensfließbild und der Gesamtaufstellungsplan dargestellt. In allen Prozessübersichten wird dabei von einem Dauerbetrieb der Elektrolyse und damit der Wahl der Elektrolyse als AEL ausgegangen. Wenn man von einem Teilbetrieb der Elektrolyse und damit der Ausführung der Elektrolyse als PEMEL ausgeht, steigt die stündliche Produktion an Wasserstoff, eine Wasserstofflagerung wird notwendig und der Platzbedarf der Gesamtanlage steigt erheblich.

Des Weiteren wurden die Möglichkeiten zur CO₂-Gewinnung bei dem Gesamtverfahrensfließbild und dem Gesamtaufstellungsplan außer Acht gelassen. Hier gibt es eine große Vielfalt von möglichen Verfahrensoptionen (z.B. Polygeneration, CO₂-Absorption aus Luft, CO₂ aus der chemischen Industrie).

11.1 Gesamtbilanz

Die im Folgenden dargestellte Gesamtbilanz zeigt die wichtigsten Stoffströme der Hauptprozessschritte. Alle Werte beziehen sich dabei auf eine Arbeitszeit von 8000 Stunden pro Jahr.



11.2 Gesamtaufstellungsplan

Im in Abbildung 56 dargestellten Optimalfall wird für die Gesamtanlage eine Fläche von etwa 5600 m² benötigt, was in etwa 80 % der Fläche eines Fußballfeldes entspricht. Die Elektrolyse nimmt dabei bereits in der platzsparenden AEL-Ausführung über die Hälfte des Geländes in Anspruch. Bei einem Szenario mit 2000 Jahresbetriebsstunden im Wechsellastbetrieb und der damit einhergehenden Verwendung von PEM-Elektrolyseuren und Wasserstoffspeichern hätte die Elektrolyse etwa den 10-fachen Platzbedarf (bei gleichbleibender Methanolproduktion).

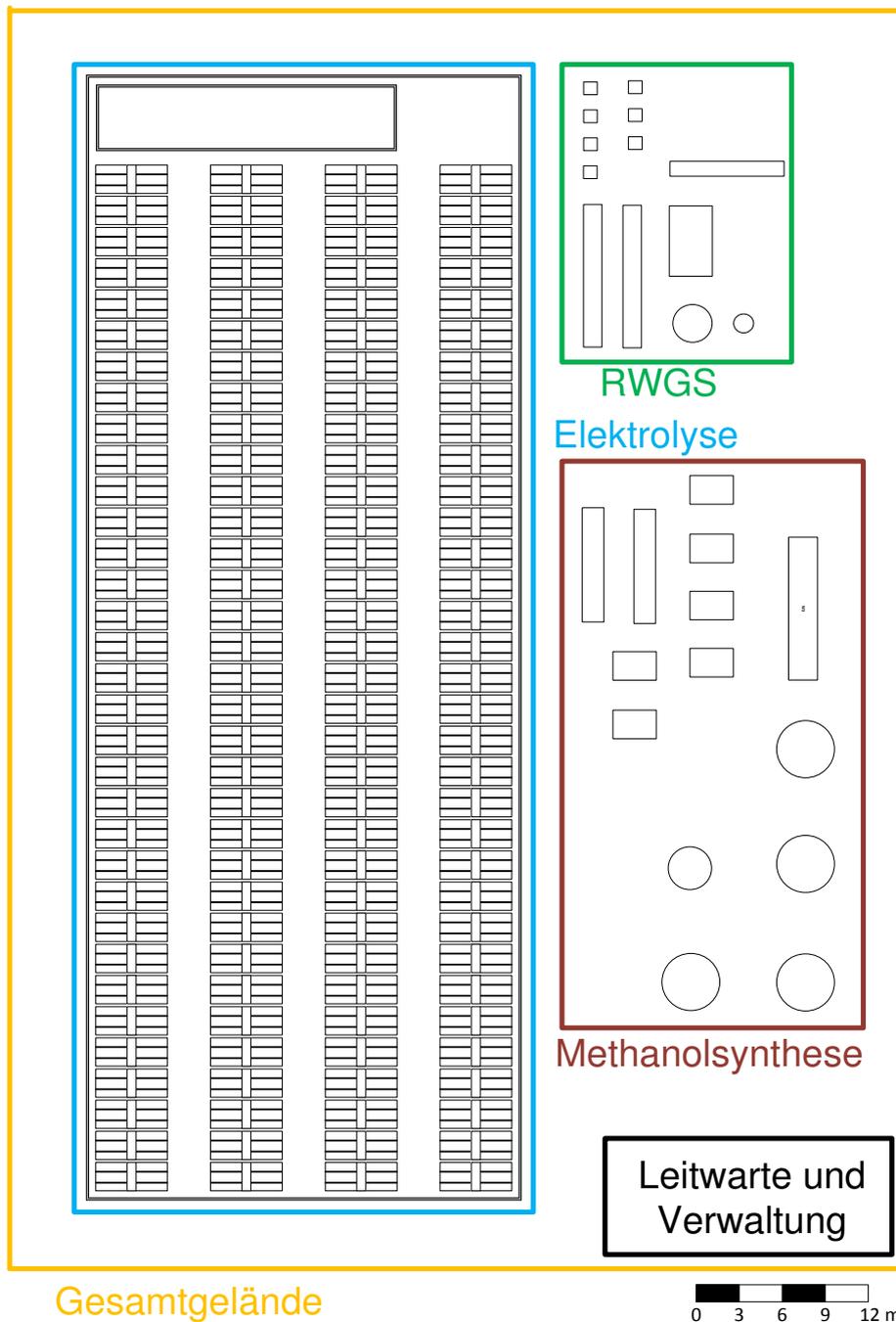


Abbildung 56: Gesamtaufstellungsplan

12 Wirtschaftlichkeitsanalyse

Zur Betrachtung der Wirtschaftlichkeit der Power-To-Methanol-Anlage müssen die Investitionskosten für die Anlagenelemente inklusive Rohrleitungen, die Kosten für Montage und Bau, die Kosten für Betriebsstoffe sowie laufende Ausgaben für z.B. Personal und Wartung, einbezogen werden. Im folgenden Abschnitt werden getroffene Annahmen und verwendete Gleichungen aufgeführt, die Verfahren zur Kostenermittlung erläutert sowie die Ergebnisse für verschiedene Szenarien dargestellt.

12.1 Generelle Annahmen und Berechnungen

Die Ermittlung der Anschaffungskosten für die einzelnen Apparate und Maschinen wurde mit Hilfe von Kostendiagrammen (Ulrich G., 2004) vorgenommen. Die reinen Apparatelkosten C_P können bei Kenntnis des kostenbestimmenden Faktors (z.B. Wärmetauscherfläche, Anschlussleistung oder Hauptabmaße) direkt in den Diagrammen abgelesen werden. Zur Bestimmung der Bare-Module-Kosten C_{BM} (Apparatelkosten ohne Aufstellung) wird der erhaltene C_P -Wert gemäß nachfolgender Gleichung mit einem Bare-Module-Faktor F_{BM} multipliziert. Dieser ergibt sich aus dem Materialfaktor F_M sowie dem Druckfaktor F_P , welche ebenfalls nach (Ulrich G., 2004) ermittelt wurden.

$$C_{BM} = C_P \cdot F_{BM}$$

Der erhaltene C_{BM} -Wert wird anschließend mit einem Aufstellungsfaktor F_A multipliziert. Dieser wird mit 1,05 angenommen, da die Anlage für den mitteldeutschen Raum konzipiert wird. Da sich die Preise der Kostendiagramme auf das Jahr 2004 beziehen, muss zwangsläufig eine zeitliche Anpassung der Kosten auf das Jahr 2014 folgen. Dies geschieht über den *Chemical Engineering's Plant Cost Index* (CEPCI), der 2004 bei einem Wert von 400 lag und im Jahr 2014 585 beträgt (Chemical Engineering, 2014). Als Währungs-Umrechnungsfaktor F_W wurde der aktuelle Börsenkurs von 1,30 \$/€ herangezogen. Die Berechnung der Gesamtapparatelkosten aus der Summe aller ermittelten C_{BM} -Werte erfolgte mit nachfolgender Gleichung.

$$C_{GA}[\text{€}] = \sum C_{BM,i} \cdot F_A \cdot \frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2004}} \cdot F_W$$

Zur Bestimmung der Elektrolysekosten wurde der energiespezifische Kostensatz verwendet. Dieser liegt je nach Art der Elektrolyse bei 1.000 €/kW_{el} für die AEL bzw. bei 2.500 €/kW_{el} für die PEMEL (Henke J., 2013; Smolinka T., 2011; Wenske M., 2008). Die jeweilig benötigten Hilfs- und Betriebsstoffe können den Produktdatenblättern der Elektrolysehersteller entnommen werden.

Die Höhe der Anschaffungskosten der Elektrolyseure richtet sich nach ihrer Anschlussleistung. Für die Berechnungen wurde die Annahme getroffen, dass zur Herstellung eines Normkubikmeter Wasserstoffs 5 kWh elektrische Energie benötigt werden. Die so errechneten Anschaffungskosten wurden ebenfalls mit dem Aufstellungsfaktor 1,05 multipliziert.

Neben den reinen Apparate- und Maschinenkosten müssen zusätzliche Anschaffungskosten wie z.B. Rohrleitungen, elektrische Versorgung, MSR-Einrichtungen und Montagekosten berücksichtigt werden. Zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten inklusive Montage und Bau wurde das Zuschlagsverfahren genutzt (nach Klapp, 1980). Die angewendeten Faktoren sind in Tabelle 32 aufgeführt. Diese einfache Methode ermöglicht eine schnelle Berechnung der überschlägigen Gesamtanschaffungskosten der Anlage.

Auf Grund der hohen Komplexität der Elektrolyseure fallen sehr hohe Investitionskosten für die Module an. Deshalb wurde das Zuschlagsverfahren hier angepasst, indem sich die Faktoren nun auf einen Berechnungswert als Anteil der Gesamtapparatekosten beziehen. Für die Ermittlung der Zuschlagskosten II bis V wurden bei der AEL nur 40 % und bei der PEMEL nur 20 % der Apparate- und Maschinenkosten als Berechnungsgrundlage angenommen.

Tabelle 32: Zuschlagsfaktoren zur Ermittlung der Gesamtinvestitionskosten (nach Klapp, 1980)

Anschaffungskosten für:		Berechnung	
I	Apparate- und Maschinenkosten	gemäß <i>Cost-To-Index-Charts</i>	
II	Rohrleitungen	30%	von I
II.1	Montage der Rohrleitungen	100%	von II
III	elektrische Versorgung	15%	von I
III.1	Montage der elektrischen Versorgung	55%	von III
IV	MSR-Einrichtung	20%	von I
IV.1	Montagematerial der MSR-Einrichtung	20%	von IV
IV.2	Montage der MSR-Einrichtung	65%	von IV
V	Bau- und Baunebenkosten	55%	von I

Damit die Wirtschaftlichkeit der Power-To-Methanol-Anlage geprüft werden kann, muss die Absetzung für Abnutzung berücksichtigt werden, d.h. die Investitionskosten sowie auch Projektkosten und die Ausgaben für Inbetriebnahme werden anteilig auf die Jahre der

Anlagennutzung verteilt. Der Abschreibungszeitraum wurde vereinfacht für alle Apparate und Maschinen auf 10 Jahre festgelegt und es wird von einer linearen Abschreibung ausgegangen.

Neben den Abschreibungen fallen laufende Kosten für Betriebsstoffe an. Deren Preise werden auf Grundlage der aktuellen Börsenpreise (finanzen.net GmbH; European Energy Exchange AG) sowie einer Firmenanfrage (RP Compounds GmbH, 2014) angenommen und in sind Tabelle 33 aufgelistet. Diese Preise wurden zusätzlich durch Vergleich mit errechneten Hilfsstoffkosten (nach Ulrich G., 2014) angepasst.

Tabelle 33: angenommene Preise für die notwendigen Betriebsstoffe

Betriebsstoff	Preis	Quelle
elektrische Energie	65 €/MWh	(European Energy Exchange AG) (RP Compounds GmbH, 2014)
thermische Energie (Erdgas)	3 €/GJ	(European Energy Exchange AG) (finanzen.net GmbH)
Heizdampf	15 €/t	(Ulrich G., 2014) (RP Compounds GmbH, 2014)
Kühlwasser	20 €/1000 m ³	(Ulrich G., 2014) (RP Compounds GmbH, 2014)
Speisewasser für Elektrolyseure	2 €/m ³	(Ulrich G., 2014) (RP Compounds GmbH, 2014)
Wasserstoff	1 €/kg	(Henke J., 2013) (Smolinka T., 2011)
aus der chem. Industrie	0 €/t	Annahme
Kohlenstoffdioxid	aus Polygeneration	47 €/t (Rauchfuß H., 2012) (Casero P., 2012)
	aus CO ₂ -Absorption aus Luft	8.220 €/t Berechnung (siehe Kapitel 7.4)

Weitere Kosten, die für Wartung, Instandhaltung, Betriebspersonal und Verwaltung jährlich anfallen, wurden über industrietypische Prozentsätze ermittelt (siehe Tabelle 34). Weiterhin müssen die Abschreibungen für Projektplanung und Inbetriebnahme einbezogen werden.

Tabelle 34: Berechnungsgrundlagen der weiteren Kosten für Wartung, Personal, Projektplanung und Inbetriebnahme

Kosten für:	Berechnung	Quelle
Wartung/Instandhaltung	4% der Gesamtinvestitionskosten	(Anderson J., 2009) (Rasch A.A., 2000)
Betriebspersonal	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr	(Anderson J., 2009)
Verwaltung	180% der Kosten für das Betriebspersonal	(Anderson J., 2009)
Projektkosten	5% der Gesamtinvestition (auf 10 Jahre verteilt)	Annahme
Inbetriebnahme	10% der Gesamtinvestition (auf 10 Jahre verteilt)	(Weber K.H., 2006)

Die anfallenden Produktionskosten pro Jahr ergeben sich folglich aus der Abschreibung der Gesamtinvestitionskosten (inklusive Rohrleitungen, Montage, etc.), den Ausgaben für verwendete Betriebsstoffe sowie den weiteren Kosten für z.B. Wartung und Personal. Zur besseren Anschaulichkeit wurden die laufenden Gesamtkosten auf die produzierte Menge bezogen. Dieser so entstandene produktspezifische Kostensatz wurde für jeden Anlagenteil ermittelt und kennzeichnet den Preis pro Menge Produkt, der mindestens erreicht werden muss, um kostendeckend zu arbeiten.

$$\text{Kostensatz für H}_2 \text{ bzw. MeOH} = \frac{\text{jährliche Produktionskosten}}{\text{jährliche Produktionsmenge an H}_2 \text{ bzw. MeOH}}$$

12.2 Betrachtungsszenarien

Zur Einschätzung der Wirtschaftlichkeit der Power-To-Methanol-Anlage wurden 14 verschiedene Betrachtungsszenarien entwickelt, die im Folgenden näher erläutert werden. Im Anhang B werden alle Szenarien in einer Übersichtstabelle dargestellt.

Szenarien Kategorie 1: Es werden 10.000 Nm³/h Wasserstoff hergestellt und verkauft.

- **1a:** Die Elektrolyse wird im Vollastbetrieb betrieben (8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen.

- **1b:** Die Elektrolyse wird im Volllastbetrieb betrieben (8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft.
- **1c:** Die Elektrolyse wird im Teillastbetrieb betrieben (2000 h/a). Es werden demzufolge PEM-Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen.
- **1d:** Die Elektrolyse wird im Volllastbetrieb betrieben (8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird für 2000 Betriebsstunden als kostenlos angenommen und die weiteren 6000 Betriebsstunden für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft.

Szenarien Kategorie 2: Es werden 500.000 t/a Methanol hergestellt und verkauft. Das notwendige Kohlenstoffdioxid zur Synthesegasherstellung stammt aus der chemischen Industrie. Verunreinigungen werden vernachlässigt und es wird als kostenlos angenommen.

- **2a:** Die Elektrolyse wird im Volllastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Die Methanolsynthese wird im Volllastbetrieb gefahren (8000 h/a).
- **2b:** Die Elektrolyse wird im Teillastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 2000 h/a). Es werden demzufolge PEM-Elektrolysemodule verwendet. Der weitere notwendige Wasserstoff zur Synthesegasherstellung wird für einen Preis von 1 €/kg eingekauft. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Die Methanolsynthese wird im Volllastbetrieb gefahren (8000 h/a).
- **2c:** Die Elektrolyse wird im Teillastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 2000 h/a). Es werden demzufolge PEM-Elektrolysemodule verwendet. Der weitere notwendige Wasserstoff zur Synthesegasherstellung wird für einen Preis von 1 €/kg eingekauft. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Die Methanolsynthese wird 2000 Betriebsstunden im Volllastbetrieb gefahren und die weiteren 6000 Betriebsstunden im Minimallastbetrieb (60%). Es werden somit jährlich nur 350.000 t Methanol produziert.

- **2d:** Die Elektrolyse wird im Teillastbetrieb betrieben (736.000 Nm³/h, 2000 h/a). Es werden demzufolge PEM-Elektrolysemodule verwendet. Der produzierte Wasserstoff wird in Drucklagertanks zwischengespeichert. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Die Methanolsynthese wird im Vollastbetrieb gefahren (8000 h/a).

Szenarien Kategorie 3: Es werden 500.000 t/a Methanol hergestellt und verkauft. Das notwendige Kohlenstoffdioxid zur Synthesegasherstellung stammt aus Polygenerationsprozessen oder wird aus der Luft absorbiert.

- **3a:** Die Elektrolyse wird im Teillastbetrieb betrieben (736.000 Nm³/h, 2000 h/a). Es werden demzufolge PEM-Elektrolysemodule verwendet. Der produzierte Wasserstoff wird in Drucklagertanks zwischengespeichert. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Das Kohlenstoffdioxid wird für 47 €/kg aus Polygeneration-Prozessen gewonnen. Die Methanolsynthese wird im Vollastbetrieb gefahren (8000 h/a).
- **3b:** Die Elektrolyse wird im Vollastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Das Kohlenstoffdioxid wird für einen Preis von 47 €/kg aus Polygeneration-Prozessen gewonnen. Die Methanolsynthese wird im Vollastbetrieb gefahren (8000 h/a).
- **3c:** Die Elektrolyse wird im Teillastbetrieb betrieben (736.000 Nm³/h, 2000 h/a). Es werden demzufolge PEM-Elektrolysemodule verwendet. Der produzierte Wasserstoff wird in Drucklagertanks zwischengespeichert. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Das Kohlenstoffdioxid wird für einen Preis von 8.220 €/kg aus der Luft absorbiert. Die Methanolsynthese wird im Vollastbetrieb gefahren (8000 h/a).
- **3d:** Die Elektrolyse wird im Vollastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strom für die Elektrolyse wird als kostenlos angenommen, für alle weiteren Anlagen wird er für einen Preis von 65 €/MWh eingekauft. Das Kohlenstoffdioxid wird für einen Preis von

8.220 €/kg aus der Luft absorbiert. Die Methanolsynthese wird im Volllastbetrieb gefahren (8000 h/a).

Szenarien Kategorie 4: Es werden 500.000 t/a Methanol hergestellt und verkauft. Das notwendige Kohlenstoffdioxid zur Synthesegasherstellung stammt aus der chemischen Industrie. Verunreinigungen werden vernachlässigt und es wird als kostenlos angenommen. Betrachtet werden das realistischste Szenario (4a) sowie der Idealfall (4b) aus Sicht der Wirtschaftlichkeit.

- **4a:** Die Elektrolyse wird im Volllastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Der Strompreis für die Elektrolyse setzt sich aus 2.000 h regenerativer kostenloser Versorgung und 6.000 h herkömmlicher Versorgung zu einem vergünstigten Großabnehmerpreis von 40 €/MWh zusammen. Für alle weiteren Anlagenteile gilt ebenfalls der Großabnehmerpreis. Die Methanolsynthese wird im Volllastbetrieb gefahren (8000 h/a).
- **4b:** Die Elektrolyse wird im Volllastbetrieb betrieben (184.000 Nm³/h, 8000 h/a). Es werden demzufolge alkalische Elektrolysemodule verwendet. Ein Fortschritt in der großtechnischen Produktion der Elektrolysemodule gewährleistet Anschlusskosten von nur 500 €/kW_{el}. Der Strom wird nicht nur für die Elektrolyse sondern für die gesamte Power-To-Methanol-Anlage als kostenlos angenommen. Die Methanolsynthese wird im Volllastbetrieb gefahren (8000 h/a).

12.3 Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Im folgenden Abschnitt sollen die wichtigsten Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung aller Einzelszenarien erläutert werden. Alle konkreten Zahlen und Daten können den Anhängen C-P entnommen werden.

12.3.1 Ergebnisse der Szenarien 1a bis 1d

Im vorherigen Abschnitt wurde bereits das Ziel der Szenarien der Gruppe 1 erläutert. Sie betrachten lediglich die Wirtschaftlichkeit der Elektrolyse an sich. Es wurden verschiedene Preise für den elektrischen Strom als Ressource angenommen. Bei den Szenarien 1a und 1c wurde dieser als regenerativ und somit kostenlos angenommen. In den Szenarien 1b und 1d wurde mit einem üblichen Brutto-Industriepreis (inkl. Steuern und EEG-Umlage) von 65 €/MWh gerechnet. Des Weiteren mussten für das Teillastszenario 1c preisintensivere PEM-Elektrolyseure verwendet werden. Abbildung 57 zeigt die Kostenaufschlüsselung der

einzelnen Szenarien bezogen auf ein Kilogramm produzierten Wasserstoffs. Die Werte können außerdem Tabelle 35 entnommen werden.

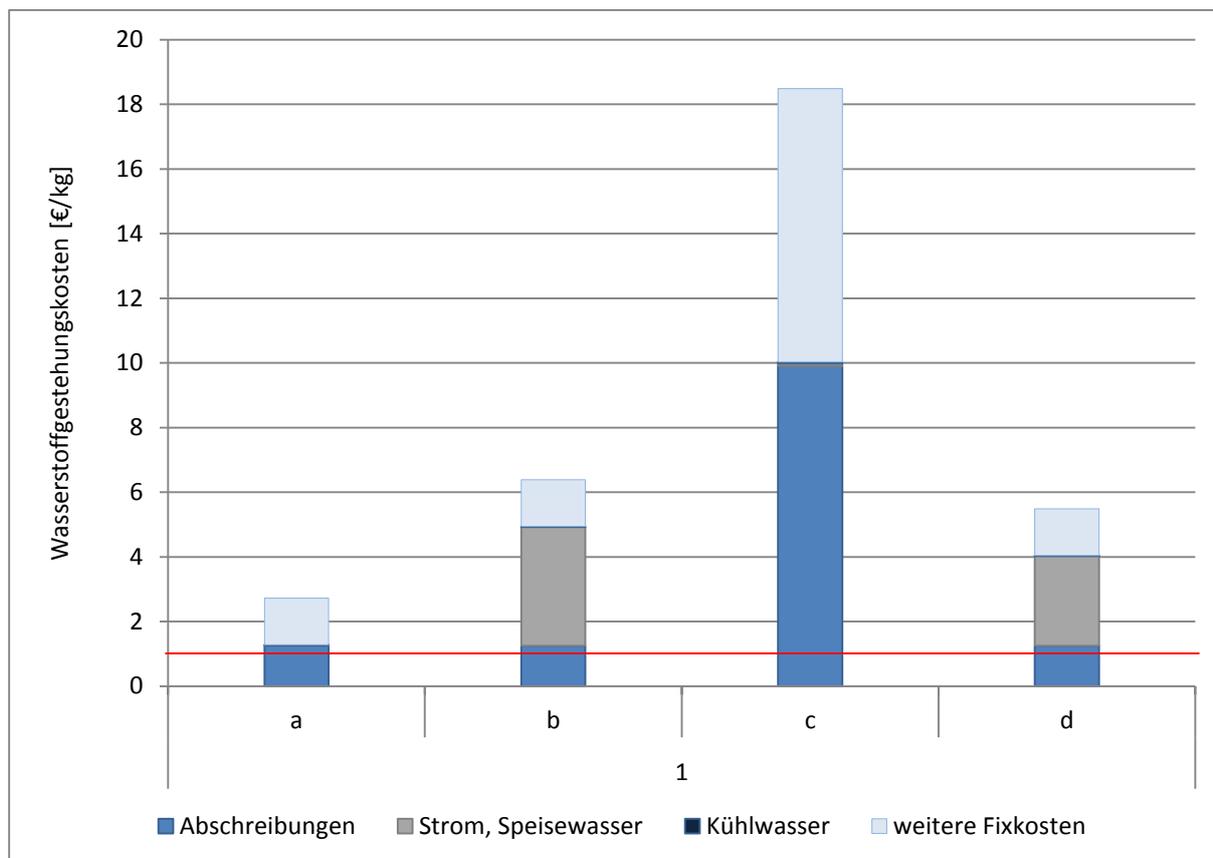


Abbildung 57: Kostenaufschlüsselung der Wasserstoffgestehungskosten der Szenarien 1a bis 1d

Tabelle 35: Kostenaufschlüsselung der Wasserstoffgestehungskosten der Szenarien 1a bis 1d

	1			
	a	b	c	d
Abschreibungen	1,25 €/kg H ₂	1,25 €/kg H ₂	9,91 €/kg H ₂	1,25 €/kg H ₂
Strom, Speisewasser	0,02 €/kg H ₂	3,68 €/kg H ₂	0,08 €/kg H ₂	2,78 €/kg H ₂
Kühlwasser	0,02 €/kg H ₂	0,02 €/kg H ₂	0,04 €/kg H ₂	0,02 €/kg H ₂
weitere Fixkosten	1,44 €/kg H ₂	1,44 €/kg H ₂	8,46 €/kg H ₂	1,44 €/kg H ₂
Gesamtkosten	2,72 €/kg H ₂	6,38 €/kg H ₂	18,49 €/kg H ₂	5,48 €/kg H ₂

Die rote Markierung kennzeichnet den aktuellen Industriepreis für Wasserstoff aus der Erdgasreformierung (1 €/kg, (Henke J., 2013)). In allen Szenarien liegt der Gesamtpreis des produzierten Wasserstoffs über dem Industriepreis. Bereits die umgelegten Anschaffungskosten (Abschreibungen) der Elektrolyseure überschreiten diesen Wert um

mindestens 0,25 €/kg H₂. Ein weiterer wesentlicher Faktor ist, je nach Szenario, der elektrische Strom, dessen Kostenanteil bei bis zu 60 % liegt. Das Speisewasser hat auf Grund seines geringen Preises einen vernachlässigbaren Einfluss auf den Preis (0,02 bis 0,08 €/kg H₂). Ebenso ist der Anteil des Kühlwassers in allen Szenarien unwesentlich (ca. 0,02 €/kg H₂). Die weiteren Fixkosten stellen nochmal einen größeren Anteil dar, da diese direkt von den Anschaffungskosten abhängen (siehe Tabelle 34). Die Szenarien 1a, 1b und 1d liegen mit 2,50 €/kg H₂; 5,50 €/kg H₂ bzw. 6,50 €/kg H₂ in einem wirtschaftlich realistisch umsetzbaren Bereich für regenerativen Wasserstoff.

Ein Wert von 18,50 €/kg H₂ wie in Szenario 1c ist wirtschaftlich nicht tragbar. In diesem Szenario sind die Anschaffungskosten derart hoch, dass eine konkurrenzfähige Produktion nicht gewährleistet werden kann.

12.3.2 Ergebnisse der Szenarien 2a bis 3d

In den Szenarien 2a bis 3d soll nun eine großtechnische Herstellung von 500.000 Jahrestonnen Methanol gewährleistet werden. Diese wird über eine Elektrolysestation mit Wasserstoff versorgt. Das ebenso benötigte CO₂ wird aus verschiedenen Quellen bezogen. Die Kosten für eingekauften Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid werden auf den RWGS umgelegt. Abbildung 58 zeigt die Kostenaufschlüsselung der einzelnen Anlagenteile auf den Gesamtmethanolpreis pro Tonne. Die Werte können außerdem Tabelle 36 entnommen werden.

Tabelle 36: Kostenaufschlüsselung der Methanolproduktionskosten der Szenarien 2a bis 3d

2				
	a	b	c	d
Elektrolyse	526 €/t MeOH	1.280 €/t MeOH	1.830 €/t MeOH	5.530 €/t MeOH
RWGS	43 €/t MeOH	240 €/t MeOH	254 €/t MeOH	43 €/t MeOH
Methanolsynthese	230 €/t MeOH	230 €/t MeOH	254 €/t MeOH	230 €/t MeOH
Gesamtkosten H ₂	799 €/t MeOH	1.750 €/t MeOH	2.338 €/t MeOH	5.803 €/t MeOH

3				
	a	b	c	d
Elektrolyse	5.530 €/t MeOH	526 €/t MeOH	5.530 €/t MeOH	526 €/t MeOH
RWGS	153 €/t MeOH	153 €/t MeOH	19.154 €/t MeOH	19.154 €/t MeOH
Methanolsynthese	230 €/t MeOH	230 €/t MeOH	230 €/t MeOH	230 €/t MeOH
Gesamtkosten H ₂	5.913 €/t MeOH	909 €/t MeOH	24.914 €/t MeOH	19.910 €/t MeOH

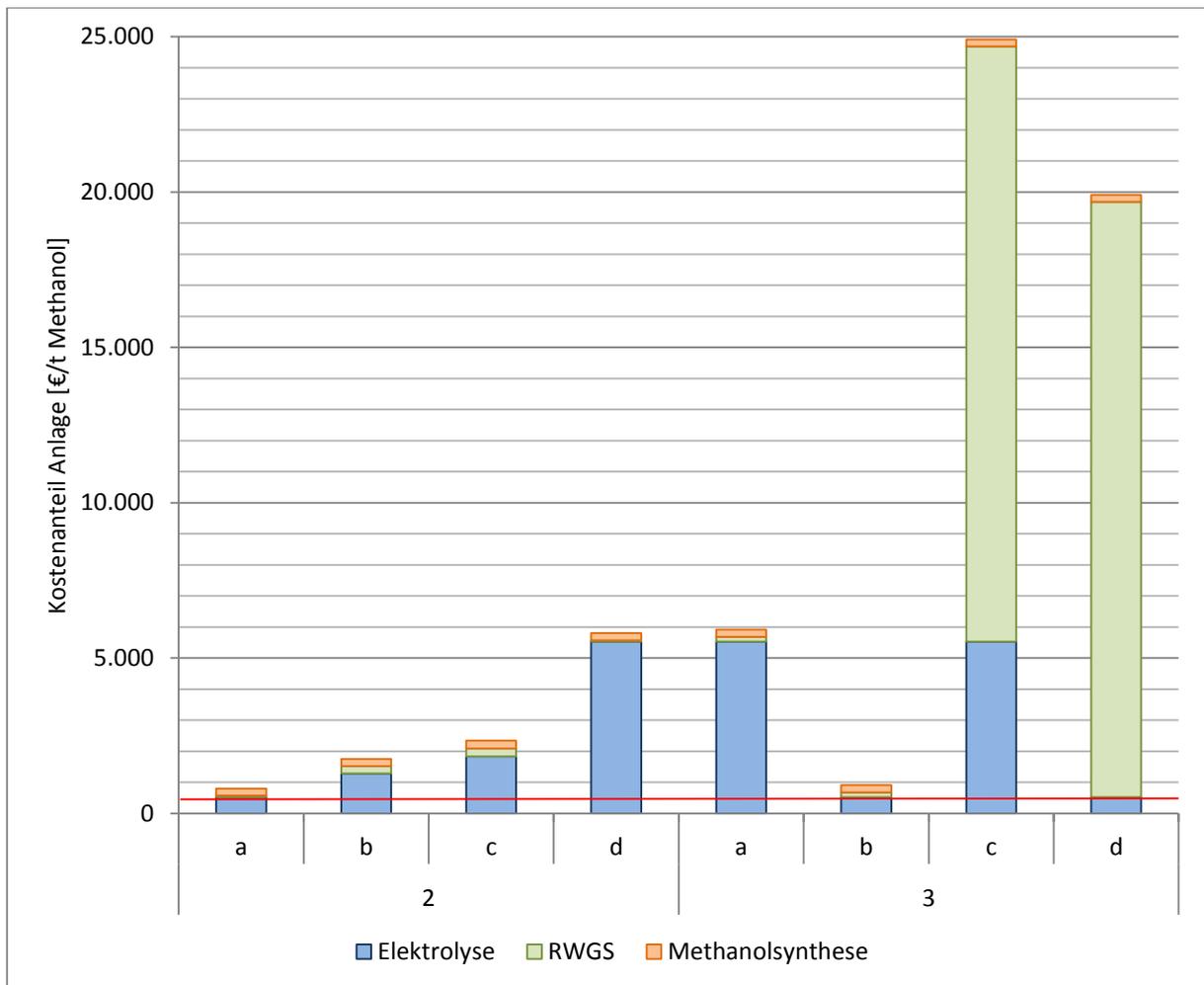


Abbildung 58: Kostenaufschlüsselung der Methanolproduktionskosten der Szenarien 2a bis 3d

Die rote Markierung im Diagramm markiert den aktuellen Börsenpreis für Methanol (400 €/t, (Methanex Corporation, 2014)). Bereits der Kostenanteil der Elektrolyse überschreitet in allen acht betrachteten Fällen den aktuellen Börsenpreis.

Alle Elektrolyseteillastszenarien mit Wasserstoffzwischenlagerung (2d, 3a, 3c) liegen mit Kostensätzen der Elektrolyse von über 5.500 €/t Methanol deutlich über wirtschaftlich sinnvollem Niveau. Der Kostensatz für die eigentliche Methanolsynthese ist relativ konstant bei einem Wert von 230 bis 250 €/t Methanol (entspricht zwischen 2 und 29% der Gesamtmethanolkosten). Der Anteil der Methanolherstellungskosten des RWGS liegt in allen Szenarien außer 3c und 3d unter 17% (43 bis 250 €/t Methanol). Bei den letzten beiden Szenarien fällt der immens hohe Preis des absorbierten Kohlenstoffdioxids ins Gewicht. Somit werden hier unrealistisch hohe Methanolpreise (20.000 bis 25.000 €/t Methanol) erreicht, die in keiner Weise am Markt erzielt werden können. Selbst bei einer enorm hohen

Preissteigerungsrate des Methanols von 11 % jährlich wird dieser Preis bis 2050 nicht erreicht werden.

12.3.3 Ergebnisse der Szenarien 4a und 4b

In den Szenarien 4a und 4b sollen ebenfalls 500.000 Jahrestonnen Methanol produziert werden. In Fall 4a wird die realistische Annahme getroffen, dass der Strom für alle Anlagen außer der Elektrolyse zu einem Großabnehmerpreis eingekauft werden kann. Er wird deshalb nur mit 40 €/MWh angenommen. Das ideale Betrachtungsszenario 4b geht davon aus, dass so viel regenerativer Strom produziert und zur Verfügung gestellt wird, dass kein zusätzlicher Strom für den RWGS und die Methanolsynthese eingekauft werden muss. Die Kostenaufschlüsselung der einzelnen Anlagenteile auf den Gesamtmethanolpreis pro Tonne ist in Abbildung 59 gezeigt. Die Werte können außerdem Tabelle 37 entnommen werden.

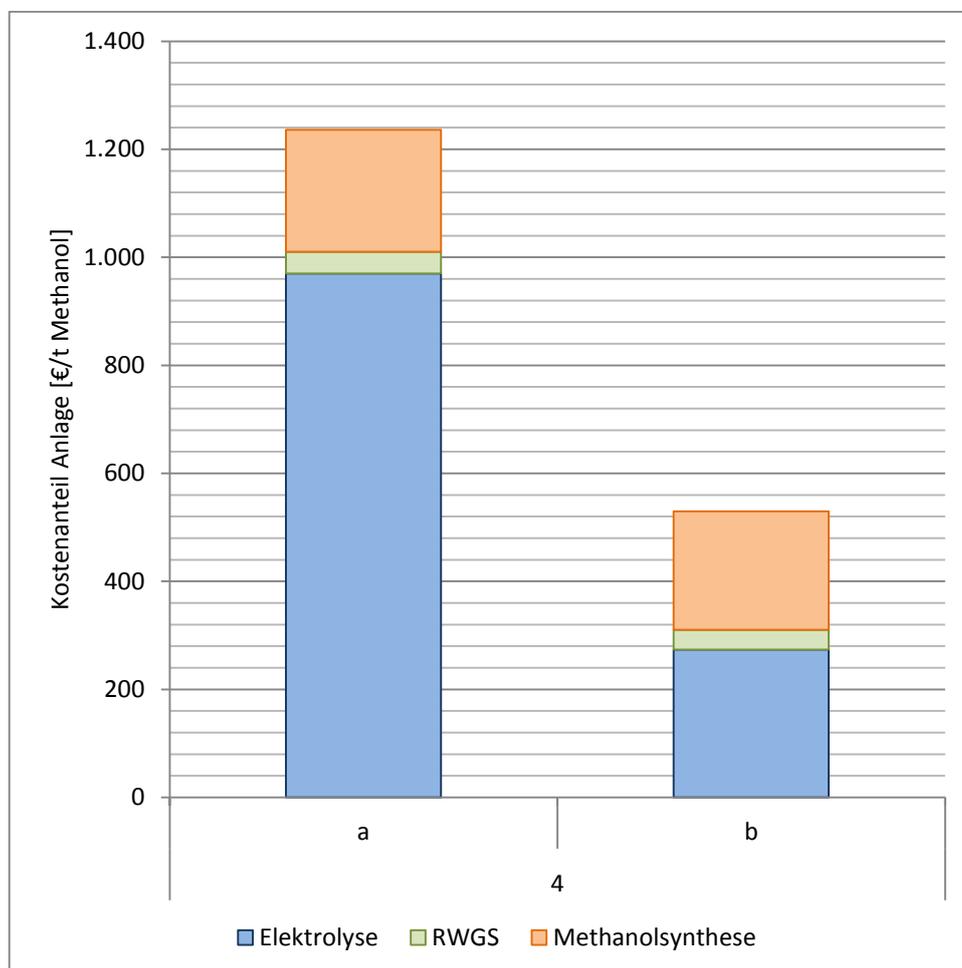


Abbildung 59: Kostenaufschlüsselung der Methanolproduktionskosten der Szenarien 4a bis 4b

Tabelle 37: Kostenaufschlüsselung der Methanolproduktionskosten der Szenarien 4a bis 4b

	4	
	a	b
Elektrolyse	970 €/t MeOH	274 €/t MeOH
RWGS	40 €/t MeOH	36 €/t MeOH
Methanolsynthese	226 €/t MeOH	219 €/t MeOH
Gesamtkosten H ₂	1.236 €/t MeOH	530 €/t MeOH

Auch im Szenario 4a nimmt der Preis der Elektrolyse wieder den größten Anteil ein. Hier wird wieder sehr deutlich wie hoch die Anschaffungskosten dieses Anlagenteiles sind. Der verringerte Strompreis hat eher wenig Einfluss auf die Methanolsynthese und den RWGS. Hier sind eher die anderen Energieträger kostenbestimmend. Das Szenario 4b sollte nochmal den absoluten Best-Case aufzeigen. Mit den geringeren Anschaffungskosten der Elektrolyseure und dem komplett kostenlosen elektrischen Strom für alle Anlagenteile, wird hier ein Methanolpreis von unter 600 €/t erreicht.

12.3.4 Break-Even-Points

Zum abschließenden Vergleich aller untersuchten Szenarien 2a bis 4b wurden Break-Even-Analysen durchgeführt. Es wurde davon ausgegangen, dass sich der Methanolpreis, der z.Z. bei 400 €/t liegt, mit einer durchschnittlichen Preissteigerung von 6 % p.a. erhöht. Diese Preissteigerung ist realistisch, betrachtet man die preisliche Entwicklung des Methanols über die letzten 12 Jahre. Für die Kosten der ausgelegten Anlage wurden keine Preissteigerungen berücksichtigt, sodass die Kosten pro Tonne Methanol als konstant angesehen werden. Abbildung 60 zeigt die sechs günstigsten Szenarien sowie die mögliche preisliche Entwicklung von Methanol am Markt.

Der Zeitpunkt, bei dem die Methanolpreis-Referenzlinie die jeweilige Kostenlinie des Szenarios durchdringt, ist mit einer vertikalen Linie gekennzeichnet. Diese markiert den Break-Even-Point und kennzeichnet das Jahr, in dem sich eine Umsetzung des Szenarios wirtschaftlich lohnt. Das Szenario 4b als Best-Case wird theoretisch bereits 2018 rentabel sein. Die Prämissen dieses Szenarios stellen jedoch den Idealfall dar. Das Szenario 4a, als realistischster Betrachtungsfall, könnte ab dem Jahr 2033 mit einem Preis von über 1.200 €/t Methanol wirtschaftlich werden.

Die Szenarien 2a und 3b erreichen ebenfalls relativ schnell (2026 bzw, 2028) ihre Break-Even-Points. Doch auch diese beiden Fälle sind an die Voraussetzung des kostenlosen Elektrolysestroms gekoppelt.

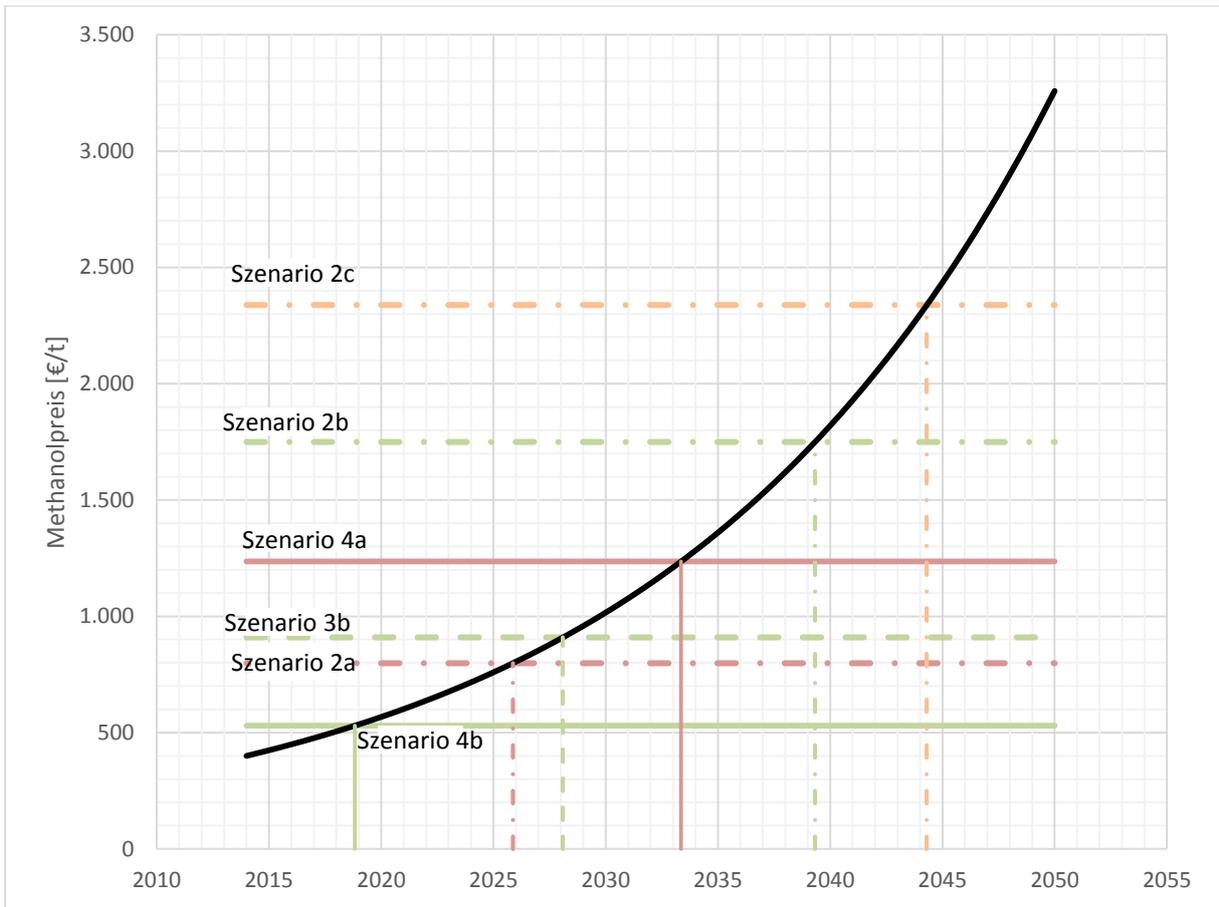


Abbildung 60: Break-Even-Points der 6 günstigsten Szenarien bei einer 6 % p.a. Preissteigerung des Methanolmarktpreises

13 Ergebnisübersicht

In den nachfolgenden Tabellen 38 und 39 werden die signifikanten Werte aller Szenarien tabellarisch dargestellt. Dafür werden die Bedingungen der Szenarien, der Input, der Output, die Annahmen sowie die Parameter der Kosten- und Effizienzbetrachtung aufgelistet.

Für die Bestimmung der Parameter wurden die nachfolgenden Berechnungsvorschriften mit den angegebenen stoffspezifischen Kennwerten genutzt.

Gesamtinvestitionskosten pro kW [€/kW]

$$\text{Gesamtinvestitionskosten pro kW} = \frac{\text{Gesamtinvestitionskosten}}{\text{Elektrische Anschlussleistung}_{\text{Gesamtanlage}}}$$

Mehrkosten im Vergleich zu Marktpreisen [ct/kWh]

$$\text{Mehrkosten} = \frac{(\text{spezif. Kosten}_{\text{Produkt}} - \text{spezif. Marktpreis}_{\text{Produkt}}) \cdot \text{Produktionsmenge}_{\text{jährlich}}}{\Sigma(\text{Anschlussleistung}_{\text{Anlagenabschnitt}} \cdot \text{Laufzeit}_{\text{jährlich}})}$$

Spezif.. Marktpreis_{MeOH} = 400 €/t (Methanex Corporation, 2014)

Spezif.. Marktpreis_{H₂} = 1 €/kg (Henke J., 2013)

Elektrischer Energiebedarf [kW/kg Produkt]

$$\text{Energiebedarf}_{\text{elektrisch}} = \frac{\Sigma(\text{Anschlussleistung}_{\text{Anlagenabschnitt}} \cdot \text{Laufzeit}_{\text{jährlich}})}{\text{Produktionsmenge}_{\text{jährlich}}}$$

Stromwirkungsgrad [$E_{\text{Produkt}}/E_{\text{elektrisch}}$]

$$\text{Stromwirkungsgrad} = \frac{\text{oberer Heizwert}_{\text{Produkt}} \cdot \text{Produktionsmenge}_{\text{jährlich}}}{\Sigma(\text{Anschlussleistung}_{\text{Anlagenabschnitt}} \cdot \text{Laufzeit}_{\text{jährlich}})}$$

Oberer Heizwert_{H₂} = 3,54 kWh/Nm³ (H2moves.eu, 2009)

Oberer Heizwert_{MeOH} = 8,01 kWh/kg (Reitmaier, I., 2013)

In den Szenarien 2b und 2c, in denen H₂ eingekauft wurde, wurde der Energiegehalt des H₂ in die elektrische Energie eingerechnet.

Tabelle 38: Ergebnisübersicht Teil 1 (Szenarien 1 und 2)

		1				2			
		a	b	c	d	a	b	c	d
Elektrolyse-Produktionszeit / Typ		8.000 h / AEL	8.000 h / AEL	2.000 h /PEMEL	8.000 h / AEL	8.000 h / AEL	2.000 h /PEMEL	2.000 h /PEMEL	2.000 h /PEMEL
Platzbedarf der Gesamtanlage		200 m ²	200 m ²	300 m ²	200 m ²	5.600 m ²	7.325 m ²	7.325 m ²	32.200 m ²
Output									
H ₂ -Produktion ¹⁾		10.000 Nm ³ /h	10.000 Nm ³ /h	10.000 Nm ³ /h	10.000 Nm ³ /h	(184.000 Nm ³ /h)	(184.000 Nm ³ /h)	(184.000 Nm ³ /h)	(736.000 Nm ³ /h)
MeOH-Produktion		-	-	-	-	500.000 t/a	500.000 t/a	350.000 t/a	500.000 t/a
Input									
Elektrische Anschlussleistung (Elektrolyse)	Bedarf	50.265 kW	50.265 kW	50.667 kW	50.265 kW	924.872 kW	932.271 kW	932.271 kW	3.729.086 kW
	Kosten	-	65,00 €/MWh	-	49,00 €/MWh	-	-	-	-
Elektrische Anschlussleistung (restliche Anlage)	Bedarf	-	-	-	-	16.271 kW	16.271 kW	16.271 kW	16.271 kW
	Kosten	-	-	-	-	65 €/MWh	65 €/MWh	65 €/MWh	65 €/MWh
Elektrische Anschlussleistung (Gesamtanlage)		50.265 kW	50.265 kW	50.667 kW	50.265 kW	941.143 kW	948.542 kW	948.542 kW	3.745.357 kW
Kühlwasser	Bedarf	800 m ³ /h	800 m ³ /h	2.000 m ³ /h	800 m ³ /h	24.386 m ³ /h	46.466 m ³ /h	43.566 m ³ /h	156.866 m ³ /h
	Kosten	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³
Speisewasser	Bedarf	8,5 m ³ /h	8,5 m ³ /h	34,0 m ³ /h	8,5 m ³ /h	156,4 m ³ /h	625,6 m ³ /h	625,6 m ³ /h	2502,4 m ³ /h
	Kosten	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³
Kohlenstoffdioxid	Bedarf	-	-	-	-	73.500 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h	51.450 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h
	Kosten	-	-	-	-	kostenlos (aus Industrie)	kostenlos (aus Industrie)	kostenlos (aus Industrie)	kostenlos (aus Industrie)
Zusätzlicher H ₂ -Einkauf	Bedarf	-	-	-	-	-	138.000 Nm ³ /h	82.800 Nm ³ /h	-
	Kosten	-	-	-	-	-	1,00 €/kg	1,00 €/kg	-
Kosten- und Effizienzbetrachtung									
Gesamtinvestitionskosten		88,9 Mio. €	88,9 Mio. €	221,8 Mio. €	88,9 Mio. €	1.849 Mio. €	4.293 Mio. €	4.293 Mio. €	17.913 Mio. €
Gesamtinvestitionskosten pro kW		1.769 €/kW	1.769 €/kW	4.378 €/kW	1.769 €/kW	1.964 €/kW	4.526 €/kW	4.526 €/kW	4.783 €/kW
Betriebskosten (jährlich)		11 Mio. €	37 Mio. €	18 Mio. €	30 Mio. €	214 Mio. €	446 Mio. €	389 Mio. €	1.109 Mio. €
laufende Gesamtkosten (jährlich)		19,4 Mio. €	45,6 Mio. €	40,0 Mio. €	39,1 Mio. €	399 Mio. €	876 Mio. €	819 Mio. €	2.900 Mio. €
Mehrkosten im Vergleich zu Marktpreisen (Okt. 2014)		3,07 ct/kWh	9,62 ct/kWh	31,01 ct/kWh	8,01 ct/kWh	2,65 ct/kWh	33,84 ct/kWh	34,00 ct/kWh	35,60 ct/kWh
elektr. Energiebedarf		447,6 MW/kg H ₂	447,6 MW/kg H ₂	112,8 MW/kg H ₂	447,6 MW/kg H ₂	131,9 MW/kg MeOH	34,9 MW/kg MeOH	49,9 MW/kg MeOH	132,9 MW/kg MeOH
Stromwirkungsgrad (E _{Produkt} / E _{elektr})		0,704	0,704	0,699	0,704	0,532	0,813 ²⁾	0,747 ²⁾	0,528
Kostensatz des Endproduktes		2,72 €/kg H₂	6,38 €/kg H₂	18,49 €/kg H₂	5,48 €/kg H₂	799 €/t MeOH	1.750 €/t MeOH	2.338 €/t MeOH	5.803 €/t MeOH

¹⁾ eingeklammerte Werte bedeuten, dass der Wasserstoff in der Anlage weiterverwendet wird

²⁾ Wirkungsgrad für die Darstellung des eingekauften Wasserstoffs fließt mit 100% ein

Tabelle 39: Ergebnisübersicht Teil 2 (Szenarien 3 und 4)

		3				4	
		a	b	c	d	a	b
Elektrolyse-Produktionszeit / Typ		2.000 h /PEMEL	8.000 h / AEL	2.000 h /PEMEL	8.000 h / AEL	8.000 h / AEL	8.000 h / AEL
Platzbedarf der Gesamtanlage		32.200 m ² (+IGCC)	5.600 m ² (+IGCC)	310.000 m ²	280.600 m ²	5.600 m ²	5.600 m ²
Output							
H ₂ -Produktion ¹⁾		(736.000 Nm ³ /h)	(184.000 Nm ³ /h)	(736.000 Nm ³ /h)	(184.000 Nm ³ /h)	(184.000 Nm ³ /h)	(184.000 Nm ³ /h)
MeOH-Produktion		500.000 t/a	500.000 t/a	500.000 t/a	500.000 t/a	500.000 t/a	500.000 t/a
Input							
Elektrische Anschlussleistung (Elektrolyse)	Bedarf	3.729.086 kW	924.872 kW	3.729.086 kW	924.872 kW	924.872 kW	924.872 kW
	Kosten	-	-	-	-	30,00 €/MWh	-
Elektrische Anschlussleistung (restliche Anlage)	Bedarf	16.271 kW	16.271 kW	93.271 kW	93.271 kW	16.271 kW	16.271 kW
	Kosten	65 €/MWh	65 €/MWh	65 €/MWh	65 €/MWh	40 €/MWh	-
Elektrische Anschlussleistung (Gesamtanlage)	Bedarf	3.745.357 kW	941.143 kW	3.822.357 kW	1.018.143 kW	941.143 kW	941.143 kW
Kühlwasser	Bedarf	156.866 m ³ /h	24.386 m ³ /h	156.866 m ³ /h	24.386 m ³ /h	24.386 m ³ /h	24.386 m ³ /h
	Kosten	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³	20 €/ 1.000 m ³
Speisewasser	Bedarf	2502,4 m ³ /h	156,4 m ³ /h	2502,4 m ³ /h	156,4 m ³ /h	156,4 m ³ /h	156,4 m ³ /h
	Kosten	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³	2,00 €/m ³
Kohlenstoffdioxid	Bedarf	73.500 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h	73.500 Nm ³ /h
	Kosten	47 €/t	47 €/t	8220 €/t	8220 €/t	kostenlos (aus Industrie)	kostenlos (aus Industrie)
Zusätzlicher H ₂ -Einkauf	Bedarf	-	-	-	-	-	-
	Kosten	-	-	-	-	-	-
Kosten- und Effizienzbetrachtung							
Gesamtinvestitionskosten		17.913 Mio. €	1.849 Mio. €	88.416 Mio. €	72.352 Mio. €	1.849 Mio. €	1.035 Mio. €
Gesamtinvestitionskosten pro kW		4.783 €/kW	1.964 €/kW	23.131 €/kW	71.062 €/kW	1.964 €/kW	1.099 €/kW
Betriebskosten (jährlich)		1.164 Mio. €	269 Mio. €	13.171 Mio. €	12.277 Mio. €	433 Mio. €	161 Mio. €
laufende Gesamtkosten (jährlich)		2.955 Mio. €	454 Mio. €	22.013 Mio. €	19.512 Mio. €	618 Mio. €	265 Mio. €
Mehrkosten im Vergleich zu Marktpreisen (Okt. 2014)		36,33 ct/kWh	3,38 ct/kWh	149,40 ct/kWh	119,76 ct/kWh	5,55 ct/kWh	0,86 ct/kWh
elektr. Energiebedarf		132,9 MW/kg MeOH	131,9 MW/kg MeOH	143,7 MW/kg MeOH	142,7 MW/kg MeOH	131,9 MW/kg MeOH	131,9 MW/kg MeOH
Stromwirkungsgrad (E _{Produkt} / E _{elektr.})		0,528	0,532	0,488	0,492	0,532	0,532
Kostensatz des Endproduktes		5.913 €/t MeOH	909 €/t MeOH	24.914 €/t MeOH	19.910 €/t MeOH	1.236 €/t MeOH	530 €/t MeOH

- worst case
- realistic case
- best case

¹⁾ eingeklammerte Werte bedeuten, dass der Wasserstoff in der Anlage weiterverwendet wird

14 Fazit

Die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der Power To Methanol-Anlage, welche auf der Herstellung von elektrolytischem Wasserstoff mit regenerativen Energien als Stromquelle beruht, hat gezeigt, dass aktuell keine rentable Produktion von Wasserstoff oder Methanol nach diesem Verfahren möglich ist. Es besteht derzeit keine Konkurrenzfähigkeit mit den Marktpreisen (1 €/kg H₂, 400 €/t Methanol). Aus den detaillierten Daten, welche in den Tabellen 38 und 39 zusammengefasst sind, ist erkennbar, dass der Wasserstoffpreis selbst im bestmöglichen Falle (Dauerbetrieb mit kostenlosem Strom) den Marktpreis um 172% übersteigt. Für das Methanol ergibt sich im günstigsten Fall ein Preis von 530 €/t. Wenn unter näherungsweise realistischen Bedingungen gearbeitet wird, müssen sogar 1.236 €/t für das produzierte Methanol verlangt werden. Sollte die Luft als CO₂-Quelle in Betracht gezogen werden, so kann bestenfalls von einem Preis von 19.910 €/t Methanol ausgegangen werden. Dies ist etwa um den Faktor 50 höher als der aktuelle Marktpreis.

Die Rechercharbeiten haben gezeigt, dass es sich bei dem Reverse Wasser-Gas-Shift sowie der Methanolsynthese um etablierte und stabile Prozesse handelt. Der Forschungs- und Entwicklungsbedarf liegt im Wesentlichen bei der Elektrolyse sowie der CO₂-Gewinnung.

Ein Fortschritt in der großtechnischen Elektrolysezellenproduktion könnte zukünftig zu geringeren Anschlusskosten führen und somit die notwendigen Investitionskosten deutlich senken. Ein weiteres Entwicklungspotential liegt im Platzbedarf der Elektrolyse. Die Aufstellungspläne haben aufgezeigt, dass die Elektrolyse innerhalb der geplanten Power To Methanol-Anlage einen Flächenbedarf zwischen 3.400 m² und 30.000 m² aufweist und damit 61 bis 93% der Gesamtfläche beansprucht. Der enorme Kühlwasserbedarf der Elektrolyse beträgt bis zu 150.000 m³/h (je nach Szenario). Dies entspricht bis zu einem Viertel des Saale-Durchflusses in der Höhe Halle Trotha. Für eine großtechnische Umsetzung muss der Kühlwasserbedarf demzufolge reduziert werden.

Die Recherchen haben des Weiteren ergeben, dass eine Absorption von CO₂ aus der Luft im großtechnischen Maßstab mit dem heutigen Stand der Forschung utopisch ist. Hier besteht ein enormer Entwicklungsbedarf, damit überhaupt eine großtechnische Anwendung möglich wird. Es kann außerdem davon ausgegangen werden, dass in den nächsten Jahren die CO₂-Zertifikate nicht so stark ansteigen werden, dass sich die Luftabsorption rentieren würde (ab ca. 8.000 €/t CO₂).

Die CO₂-Gewinnung über Polygeneration-Prozesse stellt sich ebenfalls als schwierig dar. Es kann davon ausgegangen werden, dass aufgrund des einhergehenden Wirkungsgrad-

verlustes keine Nachrüstungen für die Oxyfuel- bzw. Post-Combustion-Technologie in bestehenden Kraftwerken stattfinden wird. Die Alternative wäre der Neubau eines IGCC-Kraftwerkes mit integrierter CO₂-Abtrennung. Allerdings weist die Variante noch einen hohen Forschungsbedarf auf, um wirtschaftlich rentabel betrieben werden zu können.

Ob bzw. wann eine Power To Methanol-Anlage, wie sie hier betrachtet wurde, tatsächlich wirtschaftlich rentabel sein wird, hängt stark von der technischen und auch politischen Entwicklung ab (z.B. CO₂-Zertifikate) und lässt sich deshalb aktuell nur grob einschätzen. Die Ergebnisse der Kostenschätzung haben gezeigt, dass bei einer jährlichen Methanolpreissteigerung von 6% frühestens 2018 ein konkurrenzfähiger Methanolkostensatz erzielt werden kann. Realistischer ist 2026 bis 2033. Dabei wurde jedoch keine Preissteigerung für den Betrieb der Power To Methanol-Anlage einkalkuliert. Außerdem kann davon ausgegangen werden, dass zum Beispiel steigende Erdgas-, Wasser- und Strompreise zu noch höheren Produktionskosten führen werden.

15 Literaturverzeichnis

50Hertz Transmission GmbH. 2014. *Eingesetzte Minutenreserve.* [Zitat vom: 12.10.2014.]
[http://www.50hertz.com/de/Energiebeschaffung/Regelenergie/Eingesetzte-Minutenreserve.](http://www.50hertz.com/de/Energiebeschaffung/Regelenergie/Eingesetzte-Minutenreserve)

50Hertz Transmission GmbH. 2014. *Regelleistung.* [Zitat vom: 12.10.2014.]
[https://www.regelleistung.net/ip/action/index.](https://www.regelleistung.net/ip/action/index)

Agny, R.M., C.G.Takoudis. 2006. *Catalytic synthesis of methanol from hydrogen and carbon monoxide on a copper-zinc oxide supported catalyst.* West Lafayette: Purdue University : School of Chemical Engineering.

Amprion GmbH. 2014. *Primärregelung, Sekundärregelung, Minutenreserve.* [Zitat vom: 12.10.2014.] [http://www.amprion.net/primaerregelung-sekundaerregelung-minutenreserve.](http://www.amprion.net/primaerregelung-sekundaerregelung-minutenreserve)

Amprion GmbH. 2014. *Regelenergie, Regeleistung.* [Zitat vom: 29.06.2014.]
[http://www.amprion.net.](http://www.amprion.net)

Anderson, J. 2009. Determining Manufacturing Costs. *CEP.* 2009.

Arakawa, H., M.Aresta, J.N.Armor, et al. Autorenkollektiv. 2001. Catalysis research of relevance to carbon management: progress, challenges, and opportunities. *Chemical Reviews.* Vol.101. S:953–96.

Arutyunov, V.S., V.I.Savchenko, V.M.Rudakov, V.N.Blinichev, A.M.Kutepov. 2002. Methanol Synthesis by Direct Oxidation of Natural Gas at Thermal Power Plants. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering.* Vol.36, No.4. S:382-388.

Ausfelder, F., A.Bazzanella. DECHEMA e.V. 2008. *Diskussionspapier Verwertung und Speicherung von CO₂* [Zitat vom: 19.10.2014.]
[http://www.dechema.de/dechema_media/diskussionco2.pdf.](http://www.dechema.de/dechema_media/diskussionco2.pdf)

Edward, E.S., W.Bader. 1933. *Treatment of gases containing carbon dioxide and hydrogen.* Patent US1913364 A.

Baerns, M., A.Behr, A.Brehm. 2013. *Technische Chemie.* Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH.

Bandi, A., M.Specht. 2004. *Gewinnung von Methanol aus Biomasse.* Union zur Förderung von Öl- und Proteinpflanzen e.V. (UFOP).

Bandi, A., M.Specht. 2007. *Herstellung von flüssigen Kraftstoffen aus atmosphärischem Kohlendioxid.* [Zitat vom: 21.08.2014.]

http://www.sfv.de/artikel/herstellung_von_fluessigen_kraftstoffen_aus_atmosphaerischem_kohlendioxid.htm.

Bolle, F.-W. 2012. *Einsatz der Wasserstofftechnologie in der Abwasserbeseitigung - Phase I Band II: Methanolsynthese* Aachen: RWTH - Forschungsinstitut für Wasser- und Abfallwirtschaft.

Bolton, D.H. 1969. Methanol-Herstellung nach dem Niederdruck-Verfahren der ICI. *Chemie Ingenieur Technik*. Vol.41, No.3. S:129-134.

Bundesministerium für Umwelt und Forschung. 2008. *Erstellung der Grundlagen für einen harmonisierten und fortschreibbaren Datensatz des deutschen Strommixes.* Projektbericht: FKZ 01 RN 0401.

Bundesministerium für Wirtschaft und Energie. 2014. *Gas.* [Zitat vom: 17.10.2014.] <http://www.bmwi.de/DE/Themen/Energie/Konventionelle-Energietraeger/gas.html>.

Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e.V. 2013. *Erneuerbare Energien und das EEG: Zahlen, Fakten, Grafiken.* Berlin: bdew.

Canete, B., C.E.Gigola, N.B.Brignole. 2014. Synthesis Gas Processes for Methanol Production via CH₄ Reforming with CO₂, H₂O and O₂. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. Vol.53, No.17. S:7103-7112.

Carbon Engineering Ltd. 2011. *Air Capture.* [Zitat vom: 11.10.2014] <http://carbonengineering.com/air-capture>.

Carvill, B.T., J.R.Hufton, M.Anand, S.Sircar. 1996. Sorption-Enhanced Reaction Process. *AIChE Journal*. Vol.42, No.10. S:2765-2772.

Casero P. 2012. *Elcogas 14 MWh pre-combustion carbon dioxide capture pilot: technical & economical achievements.* Leipzig : Elcogas S.A., 2012. Presentation: 5th International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies.

CETH₂. 2014. *PEM Electrolysers: from 5 to 60 Nm³/h.* [Zitat vom: 27.10.2014.] <http://www.ceth.fr/download.php?type=spec&doc=technicalSpecifications-electrolyzer5-60-EN.pdf>.

Chemical Engineering. 2014. *Economic Indicators March 2014.* Rockville : Access Intelligence, LLC.

De Falco, M., G.laquaniello, G.Centi. 2013. *CO₂: A Valuable Source of Carbon.* London: Springer Verlag GmbH.

DIE WELT. 2013. Berlin: Nr. 209, 07.09.2013, S:36.

Dupont, R., P.Gauthier, P.Marty. 2003. *Reverse conversion, in the gas phase of carbon dioxide and hydrogen at a temperature of 300-520 degrees c, pressure of 10-40 bar in the presence of a zinc and chromium oxide catalyst that is iron free.* Patent US20030113244 A1.

E.ON SE. 2014. *CO₂-Abtrennung und Speicherung.* [Zitat vom: 06.06.2014.]

<http://www.eon.com/de/geschaeftsfelder/stromerzeugung/kohle/co2-abtrennung-und-speicherung.html>.

Energieportal24. 2014. *Wasserstoff Herstellung.* [Zitat vom: 12.10.2014.]

<http://www.energieportal24.de/cms1/wissensportale/brenn-kraftstoffe/wasserstoff/h2-herstellung>.

European Energy Exchange AG. 2014. *eex - Price List.* [Zitat vom: 11.12.2014.]

<https://www.eex.com/en#/en>.

finanzen.net GmbH. 2014. *Börse Online Erdgaspreis.* [Zitat vom: 12.10.2014.]

<http://www.boerse-online.de/rohstoffe/Erdgas-Preis-Natural-Gas>.

FIZ Karlsruhe GmbH. 2010. *Neue Kraftwerke mit fossilen Brennstoffen.* Bonn: BINE Informationsdienst.

Forschungs-Informations-System. 2010. *Herstellkosten von Methanol.* [Zitat vom: 08.10.2014.] <http://www.forschungsinformationssystem.de/servlet/is/290850>.

Forschungsstelle für Energiewirtschaft. 1996. *Ganzheitliche energetische Bilanzierung der Energiebereitstellung, Teil VII: Emissionen der Strombereitstellung aus thermischen und nuklearen Kraftwerken.* München: Gesellschaft für praktische Energiekunde e.V.

Forschungszentrum Jülich GmbH. 2009. *IEF-3-Report 2009 - Grundlagenforschung für die Anwendung.* Jülich: Forschungszentrum Jülich.

- Ganesh, I. 2014.** Conversion of carbon dioxide into methanol – a potential liquid fuel: Fundamental challenges and opportunities (a review). *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Vol.31. S:221-257.
- Gelsenchem Chemical Products GmbH. 2014.** *Preishistorie Methanol*. [Zitat vom: 08.10.2014.] <http://www.gelsenchem.de/de/methanol-preishistorie>.
- Grünwald, R. 2007.** *CO₂-Abscheidung und Lagerung bei Kraftwerken*. Sachstandsbericht zum Monitoring "Nachhaltige Energieversorgung". Berlin: Büro für Technikfolgen-Abschätzung beim deutschen Bundestag.
- H2moves.eu. 2009.** *H2data_german*. [Zitat vom 25.01.2015]
http://www.hylights.org/publications/reports/hyLights_final_results/h2data_german.pdf
- Henke J. 2013.** *Wasserstoff und die magische Grenze von 3 €/kg*. Berlin : Graforce Hydro GmbH.
- Hesse, K., J.Klinkenberg. 2014.** Wasserstoffproduktion aus Biomasse [Zitat vom: 02.06.2014.]
<http://www.h2works.org/de/inhaltliches/h2herstellung/wasserstoffproduktion-aus-biomasse>.
- Hirscher, M. 2010.** *Handbook of Hydrogen Storage*. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH.
- Holst, J.van. 2009.** *CO₂ Capture, Transport and Storage in the Netherlands*. [Zitat vom: 04.06.2014.] <http://www.co2-cato.org/>
- IER, RWI, ZEW. 2010.** *Die Entwicklung der Energiemärkte bis 2030 - Energieprognose 2009*. Hauptbericht.
- Ignatowitz, E., G.Fastert. 2009.** *Chemietechnik*. Haan-Gruiten: Europa-Lehrmittel.
- Joachim Herz Stiftung. 2014.** *Kohle Fossilenergie*. [Zitat vom: 13.06.2014.]
http://www.leifiphysik.de/sites/default/files/medien/kohle_fossilenergie_gru.gif.
- Joo, O.-S., K.-D.Jung, I.Moon, A.Y.Rozovskii, G.I.Lin, S.-H.Han, S.-J.Uhm. 1999.** Carbon Dioxide Hydrogenation To Form Methanol via a Reverse-Water-Gas-Shift-Reaction (the CAMERE Process). *Industrial & Engineering Chemistry Research*. Vol.38, No.5. S:1808-1812.
- Jung, S., S.Reining, S.Schindler, D.W.Agar. 2013.** Anwendung von adsorptiven Reaktoren für die reverse Wassergas-Shift-Reaktion. *Chemie Ingenieur Technik*. Vol.85, No.4. S:484-488.

- Kaiser, P., R.B.Unde, C.Kern, A.Jess. 2013.** Production of Liquid Hydrocarbons with CO₂ as Carbon Source based on Reverse Water-Gas Shift and Fischer-Tropsch Synthesis. *Chemie Ingenieur Technik*. Vol.85, No.4. S:489-499.
- Karpenko, A. 2007.** *Untersuchung der Tieftemperatur Wassergas-Shift Reaktion über Au/CeO₂ Katalysatoren*. Universität Ulm: Dissertation, Institut für Oberflächenchemie und Katalyse.
- Keith, D., M.Mahmoudkhani. 2009.** *Carbon dioxide capture*. Patent: US8119091 B2.
- Klapp, E. 1980.** *Apparate- und Anlagentechnik*. Berlin: Springer Verlag GmbH.
- Lackner, K.S. 2009.** Capture of Carbon Dioxide from ambient air. *The European Physical Journal Special Topics*. Vol.176. S:93-106.
- Lehmacher, P. 2005.** *So funktioniert ein Kombi-Kraftwerk*. [Zitat vom: 02.10.14]
<http://kraftwerkforschung.info/quickinfo/kombi-kraftwerke/so-funktioniert-ein-kombi-kraftwerk>.
- Leichtfried, F.E. 2007.** *Wasserstofferzeugung*. Evergreen: Biovest GmbH. Präsentation
- Leppelt, R. 2007.** *Untersuchungen zur CO-Oxidation und Wassergas-Shift Reaktion an Au/TiO₂ und Au/CeO₂ Katalysatoren*. Universität Ulm: Dissertation, Institut für Oberflächenchemie und Katalyse.
- Linde Aktiengesellschaft. 2013.** *Methanol*. [Zitat vom: 07.11.2013.]
http://www.linde-engineering.de/de/process_plants/hydrogen_and_synthesis_gas_plants/gas_products/methanol/index.html.
- Mammadov, A., M.Huckman, C.Rea, X.Zhang, S.N.Shaikh. 2014.** *Method of forming a syngas mixture*. Patent: US8551434 B1.
- Marheineke, T. 2002.** *Lebenszyklusanalyse fossiler, nuklearer und regenerativer Stromerzeugungstechniken*. Universität Stuttgart: Dissertation, Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung.
- Melin, T., R.Rautenbach. 2007.** *Membranverfahren - Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung*. Berlin: Springer Verlag GmbH. S:549.
- Methanex Corporation. 2014.** *Methanex Monthly Average Regional Posted Contract Price History*. [Zitat vom: 08.10.2014.] https://www.methanex.com/sites/default/files/methanol-price/MxAvgPrice_Sep%2029%202014.pdf.

Moser, P., S.Schmidt, S.Wallus, T.Ginsberg, G.Sieder, I.Clausen, J.G.Palacios, T.Stoffregen, D.Mihailowitsch. 2013. Enhanced and longterm testing of optimized post-combustion capture technology. *Energy Procedia*. Vol.37. S:2377-2388.

Moser, P., S.Schmidt, R.Uerlings, G.Sieder, J.-T.Titz, A.Hahn, T.Stoffregen. 2011. Material testing for future commercial post-combustion capture plants - Results of the testing programme conducted at the Niederaussem pilot plant. Vol.4. S. 1317-1322.

Nataraj, S., B.T.Carvill, J.R.Hufton, S.G.Mayorga, T.R.Gaffney, J.R.Brzozowski. 2001. *Process for operating equilibrium controlled reactions*. Patent: US6315973 B1.

Nitsch, J., M.Fischedick. 2002. *Eine vollständig regenerative Energieversorgung mit Wasserstoff - Illusion oder realistische Perspektive?*. [Zitat vom:10.10.2014]
<http://www.dlr.de/Portaldata/41/Resources/dokumente/institut/system/publications/Wasserstoff-Essen.pdf>.

Notz, R.J. 2010. *CO₂-Abtrennung aus Kraftwerksabgasen mittels Reaktivabsorption*. Berlin: Logos Verlag Berlin GmbH.

Ohle, A. 2009. *CO₂-Abtrennung aus Gasströmen durch Absorption in Poly(methyldiklykol)-amin*. Technische Universität Dresden: Dissertation, Fakultät Maschinenwesen.

Olfert, K. 2012. *Kompakt-Training Praktische Betriebswirtschaft: Projektmanagement*. Herne: NWB Verlag GmbH & Co. KG.

Otterstätter, R. 2012. *Untersuchung der Wassergas-Shift-Reaktion über Pt- und Rh-Katalysatoren*. Karlsruher Institut für Technologie: Diplomarbeit, Fakultät für Chemie und Biowissenschaften.

Pardermann, R. 2010. *Kohlekraftwerke mit Vergasung - Stand der Technik und Entwicklungspotentiale*. Technische Universität - Bergakademie Freiberg: Themeninfo, Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen.

Park, S.-W., O.-S.Joo, K.-D.Jung, H.Kim, S.-H.Han. 2000. ZnO/Cr₂O₃ Catalyst for Reverse-Water-Gas-Shift Reaction of CAMERE Process. *Korean Journal of Chemical Engineering*. Vol.17, No.6. S:719-722.

Rasch, A.A. 2000. *Erfolgspotential Instandhaltung*. Berlin: Erich Schmidt Verlag GmbH & Co.

Raschka, M. 2002. *Methanol als Energieträger in einem nachhaltigen Energiesystem?* Aachen: Veranstaltung „Neue Entwicklung auf den Energiemärkten, 2002.

Rauchfuß, H. 2012. *Untersuchung von Konzepten zur CO₂-Abtrennung in Kombikraftwerken mit integrierter Wirbelschichtvergasung.* Technische Universität - Bergakademie Freiberg: Dissertation, Fakultät für Maschinenbau, Verfahrenstechnik und Energietechnik.

Reitmaier, I. 2013. *Heizwerte, Brennwerte, Primärenergiefaktoren, CO₂-Äquivalente* [Zitat vom 25.01.2015] <http://www.heizkostenrechner.eu/heizwert-brennwert-tabelle.html>

Roesler, R., W.Zittel. 1994. *Wasserstoff als Energieträger: Wasserstofferzeugung, Wasserstoffeinsatz im Kraftwerkssektor, Wasserstoffspeicherung, -transport und -verteilung, Wasserstoff-Verflüssiger, H₂/O₂-Dampferzeuger.* Jülich: Forschungszentrum Jülich GmbH.

RP Compounds GmbH. 2014. *Persönliche Anfrage.* Schkopau.

Schmidt, S., P.Moser. 2013. *CO₂ Abtrennung mit Monoethanolamin für braunkohle-gefeuerte Kraftwerke.* Essen: VGB Powertech e.V.

Siemens AG. 2014. *Bild 1.* [Zitat vom: 05.06.2014.]

<http://www.energy.siemens.com/hq/pool/hq/power-generation/power-plants/integrated-gasification-combined-cycle/bild1.jpg>.

Silvano, T., N.Ghirelli, F.Borgognoni, P.Trabuc, A.Santucci, K.Liger, F.Marini. 2014. *Membranreaktor zur Behandlung von Gasen mit Tritium.* Patent: EP 2582618 B1

Sistia, Y.S., A.Khanna. 2014. Carbon dioxide absorption studies using amine-functionalized ionic liquids. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry.* Vol.20, No.4. S:2497-2509.

Smolinka T., M.Günther, J.Garche. 2011. *NOW-Studie, Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien.* Freiburg im Breisgau: Fraunhofer ISE, FCBAT.

Smolinka, T., M.Günther. 2010. *Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien.* Freiburg im Breisgau: Fraunhofer ISE.

Specht, M., A.Bandi. *Herstellung von flüssigen Kraftstoffen aus atmosphärischem Kohlenstoffdioxid.* [Zitat vom: 18.06.2014.]

http://www.sfv.de/artikel/herstellung_von_fluessigen_kraftstoffen_aus_atmosphaerischem_kohlendioxid.htm.

Statkraft Markets GmbH. 2014. *Energiewissen.* [Zitat vom: 29.06.2014.]

<http://www.statkraft.de/produkte-und-dienstleistungen/direktvermarktung/energiewissen>.

- Storaloff, J., D.W.Keith, G.Lowry. 2008.** Carbon dioxide capture from atmospheric air using hydroxide spray. *Environmental Science & Technology*. Vol.42, No.8. S:2728-2735.
- Su, L.-W., W.-R.Li, Z.-Y.Sun. 2013.** The consumption, production and transportation of methanol in China: A review. *Energy Policy*. Vol.63. S:130-138.
- Töpfler, J., J.Lehmann. 2014.** *Wasserstoff und Brennstoffzelle*. Heidelberg: Springer Verlag GmbH.
- Trevino Coca, M. 2003.** *Integrated gasification combined cycle technology: IGCC*. Firmenbericht. Puertollano: Elcogas, S.A..
- Troy, S. 2012.** *CO₂-freier Kohlestrom durch Einsatz von Carbon Capture and Storage und Biomasse-Mitverbrennung*. Berlin : LIT Verlag.
- Ulrich, G., P.Vasudevan. 2014.** How to Estimate Utility Costs. *Chemical Engineering*. Vol.113, No.4.
- Ulrich, G., P.Vasudevum. 2004.** *Chemical Engineering Process Design and Economics, A Pratical Guide*. Durham, N.H.: Process Publishing. S:364 - 397.
- Unde, R.B. 2012.** *Kinetics and Reaction Engineering Aspects of Syngas Production by the Heterogeneously Catalysed Reverse Water Gas Shift Reaction*. Universität Bayreuth: Dissertation, Fakultät für Ingenieurwissenschaften.
- Weber, K.H. 2006.** *Inbetriebnahme verfahrenstechnischer Anlagen*. Berlin: Springer-Verlag GmbH.
- Wenske, M. 2008.** *Wasserstoff - Herstellung per Elektrolyse*. Dauerthal: Enertrag AG.
- Yeh, J.T., H.W.Pennline. 2006.** *Study of CO₂ Absorption and Desorption in a Packed Column*. [Zitat vom: 08.06.2014.]
https://web.anl.gov/PCS/acsfuel/preprint%20archive/Files/45_4_WASHINGTON%20DC_08-00_0650.pdf.
- Zeman, F. 2007.** Energy and material balance of CO₂ capture from ambient air. *Environmental Science & Technology*. Vol.41, No.21. S:7558-7563.
- Zuberbühler, U., M.Specht, A.Bandi, T.Marquard-Möllenstedt. 2003.** *H₂-reiches Synthesegas aus Biomasse: Der AER- Prozess*. Stuttgart: Zentrum für Sonnenenergie- und Wasserstoff-Forschung Baden-Württemberg (ZSW). Fachtagungspapier.

16 Anhänge

Anhangsverzeichnis

Anhang A bis P – Wirtschaftlichkeit

A. Berechnung der CO ₂ -Absorption.....	Seite A-1
B. Beschreibung der Szenarien.....	Seite B-1
C. bis P. Berechnung der Szenarien.....	Seite C-1

Anhang Q – Protokolle

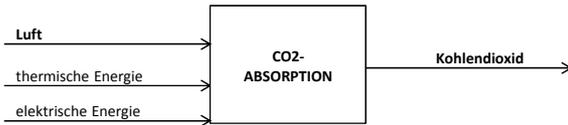
Gesamtmeeting.....	Seite Q-1
Einzelmeetings mit den Gruppen.....	Seite Q-2
Projektbesprechung mit den Auftraggebern.....	Seite Q-8
Gruppenleitermeetings.....	Seite Q-10
Projektleitermeetings.....	Seite Q-20

Anhang R – Zeitpläne

Sommersemester 2014.....	Seite R-1
Vorlesungsfreie Zeit 2014.....	Seite R-2
Wintersemester 2014/2015.....	Seite R-3

Anhang A

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Luft (wird als kostenlos angesehen)	4,E+08 m³/h	0,00 €/Nm³
elektrische Energie	0 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie	0 kW	0,00 €/kWh

Berechnungen

stündliche Kohlendioxidproduktion	74.000 Nm³/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Absorberkolonne 7860 Stück

Volumen	212 m³	berechnet aus D = 3 m, L = 30 m
Durchmesser	3,0 m	
Länge	30 m	
Volumenstrom	14 m³/s	berechnet aus V*=v x A, v= 2 m/s
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Kolonne, Fig. 5.44, vertically, aus D = 3 m, L = 30 m
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, 1 bar, Fig. 5.45
Faktor FM	4,0	Materialfaktor Kolonne, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor FBMa	9,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically
Preis Cp0	150.000 \$	Preis pro Boden 5.000 \$ aus D = 3 m, Fig. 5.48, 30 Böden
Faktor FBm	2,2	Materialfaktor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	1.755.000 \$	bare module Preis Kolonne inkl. Packung

Kristallisator (100x) (Auslegung als Rührkessel mit Doppelmantel)

Volumen	100 m³	lt. ChemCAD-Simulation 10.000 m³
Durchmesser	7,5 m	L/D=3
Höhe	22,5 m	
Preis Cp0	1.166.516 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically, aus D = 4 m, L = 12 m, Exponent = 0,6
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, 1 bar, Fig. 5.45
Faktor FM	4,0	Materialfaktor Kolonne, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor FBMa	9,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically
Preis CBM	11.081.903 \$	bare module Preis Behälter
Rührerleistung	81 kW	berechnet aus, d/D=1/3, Ne=5,5, n=30 1/min, ρ=1.200 kg/m³
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Rührer, Fig. 5.42, agitator - open tank
Faktor FBm	2,5	Materialfaktor Rührer, Fig. 5.42, stainless steel
Preis CBM	150.000 \$	bare module Preis Rührer inkl. Antrieb
Preis CBM	11.231.903 \$	bare module Preis Behälter inkl. Rührer

Lüfter (insgesamt 6x)

Fluidleistung (ges.)	6.556 kW	berechnet aus $w*_f = m* RT \ln(p2/p1)$ mit $m*_L = 5,2E7$ kg/h, $\Delta p = 200$ mbar
Motorleistung	10.927 kW	Motorleistung Lüfter, Wirkungsgrad 0,6
Preis Cp0	300.000 \$	Preis Lüfter ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw, 1.000 kW
Faktor FBm	2,2	bare module factor, Fig. 5.30, carbon steel
Preis Cp0,d	70.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, open drip proof, 1.700 kW
Faktor FBm,d	1,5	Materialfaktor Motor, Fig. 5.20, installed on fans
Preis CBM	765.000 \$	bare module Lüfter inkl. Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	17.625.677.812 €	umgerechneter Aufstellungspreis der ausgewählten Apparate

Gesamtinv.koste 70.503 Mio. € Gesamtkosten Absorption inkl. Montage und Bau, Faktor 400 %

laufende Kosten

Abschreibungen	7.050.271.125 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
elektrische Energie	34.092.935 €	
Wartung/Instandh.	1.410.054.225 €	2 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000€/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	352.513.556 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	705.027.112 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkoste 9.557 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Erlöse

jährliche Produktion	592.000.000 Nm³
Kostensatz	16,14 €/Nm³
Gewinnmarge	8,22 €/kg
Verkaufspreis	8,22 €/kg
	8.220 €/t

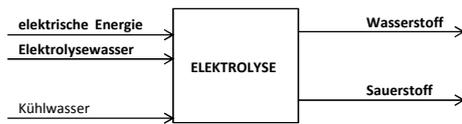
Anhang B

Szenario	Ziel des Szenarios	Elektrolyse			RWGS		Methanolsynthese		RWGS & MS	
		H ₂ -Produktion	Produktionszeit	Strompreis	Einkaufspreis H ₂	Einkaufspreis CO ₂	MeOH-Produktion	Produktionszeit	Strompreis	
1	a	Verkauf H ₂	10.000 Nm ³ /h	8.000 h	0 €/MWh	-	-	-	-	-
	b	Verkauf H ₂	10.000 Nm ³ /h	8.000 h	65 €/MWh	-	-	-	-	-
	c	Verkauf H ₂	10.000 Nm ³ /h	2.000 h	0 €/MWh	-	-	-	-	-
	d	Verkauf H ₂	10.000 Nm ³ /h	8.000 h	49 €/MWh	-	-	-	-	-
2	a	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	8.000 h	0 €/MWh	-	-	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
	b	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	2.000 h	0 €/MWh	1,00 €/kg	-	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
	c	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	2.000 h	0 €/MWh	1,00 €/kg	-	350.000 t/a	2.000 h Volllast + 6.000 h Min.last	65 €/MWh
	d	Verkauf MeOH	736.000 Nm ³ /h	2.000 h	0 €/MWh	-	-	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
3	a	Verkauf MeOH	736.000 Nm ³ /h	2.000 h	0 €/MWh	-	47 €/t	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
	b	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	8.000 h	0 €/MWh	-	47 €/t	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
	c	Verkauf MeOH	736.000 Nm ³ /h	2.000 h	0 €/MWh	-	8.220 €/t	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
	d	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	8.000 h	0 €/MWh	-	8.220 €/t	500.000 t/a	8.000 h	65 €/MWh
4	a	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	8.000 h	30 €/MWh	-	-	500.000 t/a	8.000 h	40 €/MWh
	b	Verkauf MeOH	184.000 Nm ³ /h	8.000 h	0 €/MWh	-	-	500.000 t/a	8.000 h	0 €/MWh

Anhang C

Szenario 1A: 8000h Volllast-Elektrolyse (10.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO2 kostenlos

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

	AEL	PEMEL
benötigte Leistung	5 kWh/ Nm ³ H ₂	2.500 €/kW
Anschlusskosten	1.000 €/kW	2.500 €/kW
Kühlwasser	80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	50.265 kW	0,00 €/kWh
Speisewasser	8,5 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	800 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	10.000 Nm ³ /h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	50.000 kW	Anschlussleistung für 10.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	50.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	52.500.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	800 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von Obarü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	111 kW	$P = V^* \times \Delta P$
Motorleistung	131 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	30.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	105.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	8,5 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von Obarü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	1,4 kW	$P = V^* \times \Delta P$
Motorleistung	1,7 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	4.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	14.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	281.138 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtaparatekosten	52,8 Mio. €	
Berechnungswert	21,1 Mio. €	40 % von Gesamtaparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	6,3 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	6,3 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,2 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	1,7 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	4,2 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	2,7 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	11,6 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 88,9 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	8.893.622 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	128.000 €	
Speisewasser	136.000 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 1a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	3.557.449 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	444.681 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	889.362 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 19,4 Mio. € jährliche Gesamtkosten

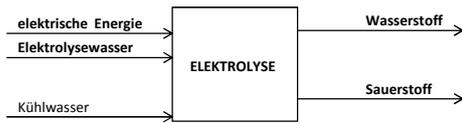
Kostensatz

jährliche Produktion	80 Mio. Nm ³
Kostensatz	24,3 ct/Nm³ bezogen auf H₂
Elektrolyse	2,72 €/kg

Anhang D

Szenario 1B: 8000h Volllast-Elektrolyse (10.000 Nm³/h), Strom zum Industriepreis, CO₂ kostenlos

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	50.265 kW	65,00 €/MWh
Elektrolysewasser	8,5 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	800 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	10.000 Nm ³ /h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	50.000 kW	Anschlussleistung für 10.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	50.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	52.500.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	800 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0bar auf 5 bar, lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	111 kW	$P = V \cdot \Delta p$
Motorleistung	131 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	30.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	105.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	8,5 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0bar auf 6 bar, lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	1,4 kW	$P = V \cdot \Delta p$
Motorleistung	1,7 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	4.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	14.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	281.138 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	52,8 Mio. €	
Berechnungswert	21,1 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	6,3 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	6,3 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,2 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	1,7 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	4,2 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	2,7 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	11,6 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 88,9 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	8.893.622 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	128.000 €	
Speisewasser	136.000 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	26.137.681 €	lt. Szenario 1b --> 65 €/MWh, Elektrolyseure + Pumpen (je 2x)
Wartung/Instandhaltung	3.557.449 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	444.681 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	889.362 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 45,6 Mio. € jährliche Gesamtkosten

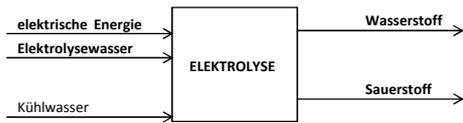
Kostensatz

jährliche Produktion	80 Mio. Nm ³	
Kostensatz	57,0 ct/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	6,38 €/kg	

Anhang E

Szenario 1C: 2000h Teillast-Elektrolyse (10.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ kostenlos

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	50.667 kW	0,00 €/MWh
Elektrolysewasser	34,0 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	2.000 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	10.000 Nm ³ /h
jährliche Produktionszeit	2.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	50.000 kW	Anschlussleistung für 10.000 Nm ³ /h, PEMEL
Anschaffungskosten	125.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	131.250.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	2.000 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	278 kW	$P = V \cdot \Delta p$
Motorleistung	327 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	40.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	140.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	34,0 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 3,4 l/Nm ³ H ₂ (4x AEL)
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	5,7 kW	$P = V \cdot \Delta p$
Motorleistung	6,7 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	7.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	24.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	388.631 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	131,6 Mio. €	
Berechnungswert	52,7 Mio. €	20 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	15,8 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	15,8 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	7,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,3 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,5 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	6,8 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,0 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 221,8 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	22.181.109 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	80.000 €	
Speisewasser	136.000 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 1c --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	8.872.444 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	1.109.055 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	2.218.111 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 40,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

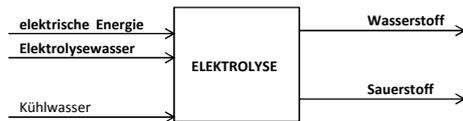
Kostensatz

jährliche Produktion	20 Mio. Nm ³	
Kostensatz	2,0 €/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	22,41 €/kg	

Anhang F

Scenario 1D: 8000h Volllast-Elektrolyse (10.000 Nm³/h), Strom für 2000h kostenlos und für 6000h zum Industriepreis, CO₂ kostenlos

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	2.500 €/kW
1.000 €/kW	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	50.265 kW	49,00 €/MWh
Elektrolysewasser	8,5 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	800 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	10.000 Nm ³ /h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	50.000 kW	Anschlussleistung für 10.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	50.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	52.500.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	800 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	111 kW	$P = V^* \times \Delta P$
Motorleistung	131 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	30.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	105.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	8,5 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	1,4 kW	$P = V^* \times \Delta P$
Motorleistung	1,7 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	4.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	14.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	281.138 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	52,8 Mio. €	
Berechnungswert	21,1 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	6,3 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	6,3 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,2 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	1,7 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	4,2 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	2,7 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	11,6 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 88,9 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	8.893.622 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	128.000 €	
Speisewasser	136.000 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	19.703.790 €	lt. Szenario 1d --> 49 €/MWh, Elektrolyseure + Pumpen (je 2x)
Wartung/Instandhaltung	3.557.449 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	444.681 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	889.362 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 39,1 Mio. € jährliche Gesamtkosten

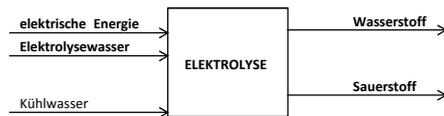
Kostensatz

jährliche Produktion	80 Mio. Nm ³
Kostensatz	48,9 ct/Nm³ bezogen auf H₂
Elektrolyse	5,48 €/kg

Anhang G

Szenario 2A: 8000h Voillast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	924.872 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	156,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	14.720 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	920.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	966.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	14.720 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	2.044 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	2.405 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	700.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	156,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	26 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	31 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	15.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	52.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	1.777.781 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	967,8 Mio. €	
Berechnungswert	387,1 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	116,1 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	116,1 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	58,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	31,9 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	77,4 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	50,3 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	212,9 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 1.630,7 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	163.070.556 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	2.355.200 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	65.228.222 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	8.153.528 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	16.307.056 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 263,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

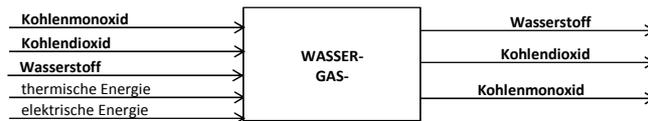
Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz	17,9 ct/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	2,00 €/kg	
	525,99 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang G

Szenario 2a, 2d: CO2 kostenlos, VL-Methanolsynthese, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid	73.500 Nm ³ /h	0,00 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H2

Anschlussleistung	4.000 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO2

Anschlussleistung	1.600 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	It. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	It. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H2
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang G

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

21,4 Mio. €

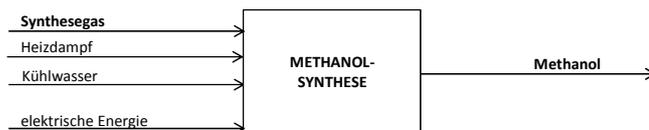
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	1,46 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,16 €/kg	
	42,90 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang G

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heißdampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	It. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang G

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang G

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

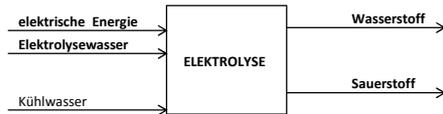
lfd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	
	229,82 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang H

Szenario 2B: 2000h Teillast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese, Rest H₂ wird eingekauft

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	932.271 kW	0,00 €/MWh
Elektrolysewasser	625,6 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	36.800 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	2.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, PEMEL
Anschaffungskosten	2.300.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	2.415.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	36.800 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	5.111 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	6.013 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, stark extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	625,6 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 3,4 l/Nm ³ H ₂ (4x AEL)
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	104 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	123 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	35.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	122.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	3.596.906 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	2.418,6 Mio. €	
Berechnungswert	967,4 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	290,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	290,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	145,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	79,8 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	193,5 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	125,8 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	532,1 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 4.075,3 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	407.533.579 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.472.000 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2b --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	163.013.431 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	20.376.679 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	40.753.358 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

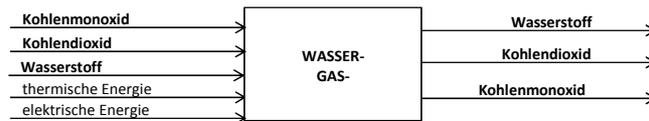
lfd. Gesamtkosten 641,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz

jährliche Produktion	368 Mio. Nm ³	
Kostensatz	1,74 €/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	19,53 €/kg	
	1.282,05 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 2b: CO2 kostenlos, VL-Methanolsynthese, H2 eingekauft, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid	73.500 Nm ³ /h	0,00 €/t
Wasserstoff (Durchschnittspreis)	184.000 Nm ³ /h	0,75 €/kg
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H2

Anschlussleistung	4.000 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO2

Anschlussleistung	1.600 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	lt. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	lt. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H2
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang H

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Wasserstoff	98.476.800 €	
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

119,9 Mio. €

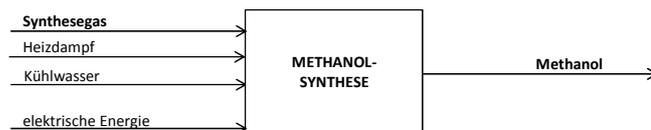
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	8,15 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,91 €/kg	
	239,85 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang H

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizedampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	lt. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang H

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBm	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang H

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

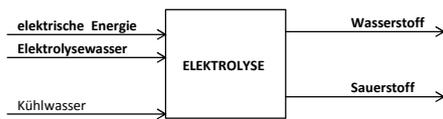
Ifd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	
	229,82 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang I

Szenario 2C: 2000h Teillast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO2 kostenlos,
Methanolsynthese 2000h Vollast und 6000h Teillast, Rest H2 wird eingekauft

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
	5 kWh/Nm ³ H ₂
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	932.271 kW	0,00 €/MWh
Elektrolysewasser	625,6 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	36.800 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	350.000 t/a
jährliche Produktionszeit	2.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, PEMEL
Anschaffungskosten	2.300.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	2.415.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	36.800 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von Oberär auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	5.111 kW	P = V* x ΔP
Motorleistung	6.013 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, stark extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBma	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	625,6 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 3,4 l/Nm ³ H ₂ (4x AEL)
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von Oberär auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	104 kW	P = V* x ΔP
Motorleistung	123 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	35.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBma	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	122.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	3.596.906 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	2.418,6 Mio. €	
Berechnungswert	967,4 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	290,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	290,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	145,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	79,8 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	193,5 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	125,8 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	532,1 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 4.075,3 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	407.533.579 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.472.000 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2c --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	163.013.431 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000€/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	20.376.679 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	40.753.358 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 641,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

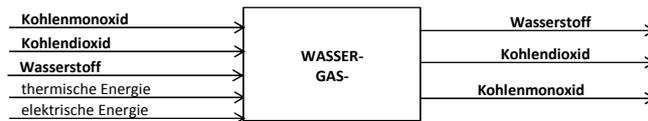
Kostensatz

jährliche Produktion	368 Mio. Nm ³	
Kostensatz	1,74 €/Nm³	bezogen auf H2
Elektrolyse	19,53 €/kg	
	1.831,51 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang I

Szenario 2c: CO2 kostenlos, TL-Methanolsynthese, H2 eingekauft, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid	73.500 Nm ³ /h	0,00 €/t
Wasserstoff (Durchschnittspreis)	184.000 Nm ³ /h	0,75 €/kg
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	5.600 h

Anschaffungskosten

Kompressor H2

Anschlussleistung	4.000 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO2

Anschlussleistung	1.600 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	lt. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	lt. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H2
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang I

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Wasserstoff	68.933.760 €	
Kühlwasser	41.960 €	
Erdgas für Brenner	1.209.600 €	
elektrische Energie	2.264.889 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

88,9 Mio. €

jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	8,63 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,97 €/kg	
	253,93 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang I

Szenario 2C: 2000h Teillast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ kostenlos, Methanolsynthese 2000h Volllast und 6000h Teillast, Rest H₂ wird eingekauft

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizedampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit (VL-Stunden)	5.600 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	lt. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor FBMa	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang I

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	It. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang I

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.040.555 €	
Heizdampf	56.081.455 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	3.657.796 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 88,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	8,62 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,97 €/kg	bezogen auf Methanol
	253,88 €/t	

Anhang J

Szenario 2D: 2000h Teillast-Elektrolyse (736.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese, H₂-Speicher

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

	AEL	PEMEL
benötigte Leistung	5 kWh/ Nm ³ H ₂	
Anschlusskosten	1.000 €/kW	2.500 €/kW
Kühlwasser	80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	3.729.086 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	2.502,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	147.200 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	736.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	2.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	3.680.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, PEMEL
Anschaffungskosten	9.200.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteleuropa
Aufstellungspreis	9.660.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	147.200 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	20.444 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	24.052 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	4.000.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, stark extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	14.000.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	2.502,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 3,4 l/Nm ³ H ₂ (4x AEL)
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	417 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	491 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	50.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	175.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Drucklagertanks für H₂ (6x 100.000 m³, 16 bar)

Preis Cp0	30.000.000 \$	Preis Drucklagertank, Fig. 5.61, stark extrapoliert, floating roof
Faktor FBMa	3,8	bare module factor, Fig. 5.61, stainless steel, bullet
Preis CBM	114.000.000 \$	bare module Preis für einen Drucklagertank

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteleuropa
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	841.463.438 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtparatekosten	10.501,5 Mio. €	
Berechnungswert	4.200,6 Mio. €	40 % von Gesamtparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	1.260,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	1.260,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	630,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	346,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	840,1 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	546,1 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	2.310,3 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 17.695,0 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	1.769.496.589 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	5.888.000 €	
Speisewasser	10.009.600 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2d --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	707.798.636 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	88.474.829 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	176.949.659 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

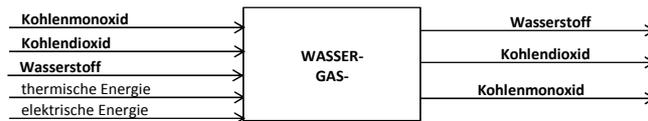
Ifd. Gesamtkosten 2.764 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz	1,88 €/Nm³	bezogen auf H ₂
Elektrolyse	21,05 €/kg	
	5.527,99 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 2a, 2d: CO2 kostenlos, VL-Methanolsynthese, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid	73.500 Nm ³ /h	0,00 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H2

Anschlussleistung	4.000 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO2

Anschlussleistung	1.600 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	It. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	It. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H2
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang J

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

21,4 Mio. €

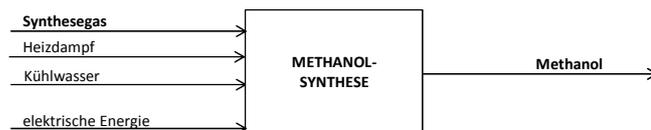
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	1,46 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,16 €/kg	
	42,90 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang J

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizedampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	lt. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang J

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

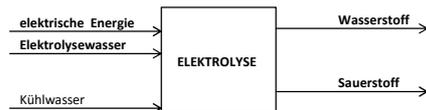
lfd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	
	229,82 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang K

Szenario 3A: 2000h Teillast-Elektrolyse (736.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ aus Polygeneration, 8000h Methanolsynthese, H₂-Speicher

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

	AEL	PEMEL
	5 kWh/ Nm ³ H ₂	
	1.000 €/kW	2.500 €/kW
	80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	3.729.086 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	2.502,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	147.200 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	736.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	2.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	3.680.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, PEMEL
Anschaffungskosten	9.200.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung, Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	9.660.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	147.200 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	20.444 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	24.052 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	4.000.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, stark extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	14.000.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	2.502,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 3,4 l/Nm ³ H ₂ (4x AEL)
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	417 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	491 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	50.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	175.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Drucklagertanks für H₂ (6x 100.000 m³, 16 bar)

Preis Cp0	30.000.000 \$	Preis Drucklagertank, Fig. 5.61, stark extrapoliert, floating roof
Faktor FBMa	3,8	bare module factor, Fig. 5.61, stainless steel, bullet
Preis CBM	114.000.000 \$	bare module Preis für einen Drucklagertank

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	841.463.438 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	10.501,5 Mio. €	
Berechnungswert	4.200,6 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	1.260,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	1.260,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	630,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	346,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	840,1 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	546,1 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	2.310,3 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 17.695,0 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	1.769.496.589 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	5.888.000 €	
Speisewasser	10.009.600 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 3a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	707.798.636 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	88.474.829 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	176.949.659 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

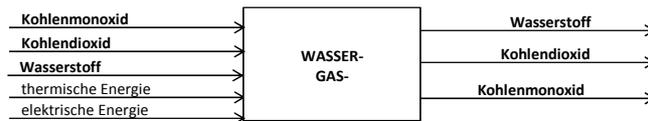
Ifd. Gesamtkosten 2.764 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz	1,88 €/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	21,05 €/kg	
	5.527,99 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 3a und 3b: CO₂ aus Polygeneration, VL-Methanolsynthese, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid (Szenario 3A und 3B: Polygeneration)	73.500 Nm ³ /h	47,00 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H₂

Anschlussleistung	4.000 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO₂

Anschlussleistung	1.600 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	lt. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	lt. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H ₂
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang K

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
CO2 aus Polygeneration	54.636.372 €	Kostensatz: 47 €/t CO2, (1,977 kg CO2 / Nm ³)
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

76,1 Mio. €

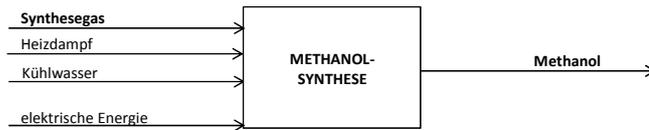
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	5,17 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,58 €/kg	
	152,17 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang K

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizedampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	lt. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang K

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang K

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

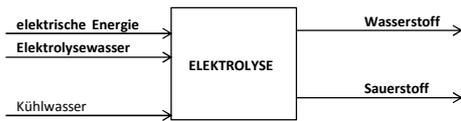
lfd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	bezogen auf Methanol
	229,82 €/t	

Anhang L

Szenario 3B: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ aus Polygeneration, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	924.872 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	156,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	14.720 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	920.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	966.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	14.720 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von Oberü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	2.044 kW	$P = V^* \times \Delta P$
Motorleistung	2.405 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	700.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	156,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von Oberü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	26 kW	$P = V^* \times \Delta P$
Motorleistung	31 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	15.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	52.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	1.777.781 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	967,8 Mio. €	
Berechnungswert	387,1 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	116,1 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	116,1 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	58,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	31,9 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	77,4 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	50,3 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	212,9 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 1.630,7 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	163.070.556 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	2.355.200 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	65.228.222 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	8.153.528 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	16.307.056 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

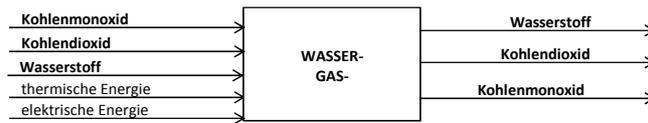
lfd. Gesamtkosten 263,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz Elektrolyse	17,87 ct/Nm³	bezogen auf H₂
	2,00 €/kg	
	525,99 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 3a und 3b: CO2 aus Polygeneration, VL-Methanolsynthese, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid (Szenario 3A und 3B: Polygeneration)	73.500 Nm ³ /h	47,00 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H2

Anschlussleistung	4.000 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO2

Anschlussleistung	1.600 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	lt. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	lt. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H2
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang L

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
CO2 aus Polygeneration	54.636.372 €	Kostensatz: 47 €/t CO2, (1,977 kg CO2 / Nm ³)
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

76,1 Mio. €

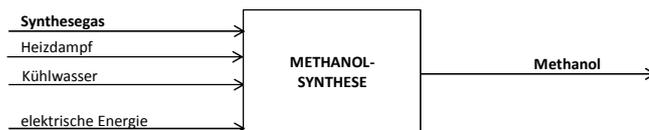
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	5,17 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,58 €/kg	
	152,17 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang L

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizedampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	It. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang L

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

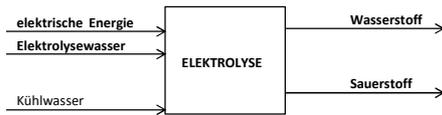
lfd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	
	229,82 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang M

Szenario 3C: 2000h Teillast-Elektrolyse (736.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ aus Absorption, 8000h Methanolsynthese, H₂-Speicher

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

	AEL	PEMEL
benötigte Leistung	5 kWh/ Nm ³ H ₂	5 kWh/ Nm ³ H ₂
Anschlusskosten	1.000 €/kW	2.500 €/kW
Kühlwasser	80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	3.729.086 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	2.502,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	147.200 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	736.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	2.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	3.680.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, PEMEL
Anschaffungskosten	9.200.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	9.660.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	147.200 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	20.444 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	24.052 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	4.000.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, stark extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	14.000.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	2.502,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 3,4 l/Nm ³ H ₂ (4x AEL)
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	417 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	491 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	50.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	175.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Drucklagertanks für H₂ (6x 100.000 m³, 16 bar)

Preis Cp0	30.000.000 \$	Preis Drucklagertank, Fig. 5.61, stark extrapoliert, floating roof
Faktor FBMa	3,8	bare module factor, Fig. 5.61, stainless steel, bullet
Preis CBM	114.000.000 \$	bare module Preis für einen Drucklagertank

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	841.463.438 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	10.501,5 Mio. €	
Berechnungswert	4.200,6 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	1.260,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	1.260,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	630,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	346,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	840,1 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	546,1 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	2.310,3 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 17.695,0 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	1.769.496.589 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	5.888.000 €	
Speisewasser	10.009.600 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 3a -> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	707.798.636 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	88.474.829 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	176.949.659 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

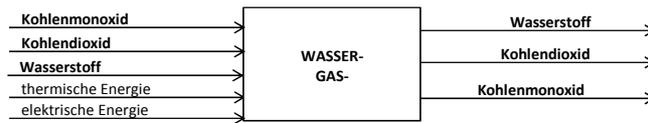
lfd. Gesamtkosten 2.764 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz Elektrolyse	1,88 €/Nm ³	bezogen auf H ₂
	21,05 €/kg	
	5.527,99 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 3c und 3d: CO₂ aus CO₂-Absorption, VL-Methanolsynthese, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid (Szenario 3A und 3B: CO ₂ -Absorption)	73.500 Nm ³ /h	8.220 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H₂

Anschlussleistung	4.000 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO₂

Anschlussleistung	1.600 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	lt. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	lt. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H ₂
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang M

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
CO2 aus CO2-Absorption	9.555.552.720 €	Kostensatz: 8.220 €/t CO2, (1,977 kg CO2 / Nm ³)
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

9.577 Mio. €

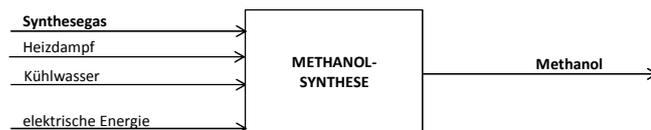
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	650,61 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	72,94 €/kg	
	19.154 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang M

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizedampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	It. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang M

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang M

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	
	229,82 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang N

Szenario 3D: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom kostenlos, CO₂ aus Absorption, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

	AEL	PEMEL
	5 kWh/ Nm ³ H ₂	
	1.000 €/kW	2.500 €/kW
	80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	924.872 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	156,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	14.720 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	920.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	966.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	14.720 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0 barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	2.044 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	2.405 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMA	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	700.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	156,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0 barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	26 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	31 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	15.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMA	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	52.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	1.777.781 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	967,8 Mio. €	
Berechnungswert	387,1 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	116,1 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	116,1 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	58,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	31,9 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	77,4 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	50,3 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	212,9 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 1.630,7 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	163.070.556 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	2.355.200 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	65.228.222 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	8.153.528 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	16.307.056 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

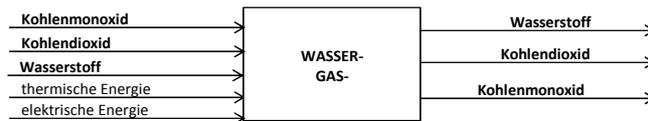
lfd. Gesamtkosten 263,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz Elektrolyse	17,87 ct/Nm³	bezogen auf H₂
	2,00 €/kg	
	525,99 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 3c und 3d: CO₂ aus CO₂-Absorption, VL-Methanolsynthese, Industriestrompreis

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid (Szenario 3A und 3B: CO ₂ -Absorption)	73.500 Nm ³ /h	8.220 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	65,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H₂

Anschlussleistung	4.000 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO₂

Anschlussleistung	1.600 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	It. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	It. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H ₂
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang N

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig. 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
CO2 aus CO2-Absorption	9.555.552.720 €	Kostensatz: 8.220 €/t CO2, (1,977 kg CO2 / Nm ³)
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	3.235.556 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

9.577 Mio. €

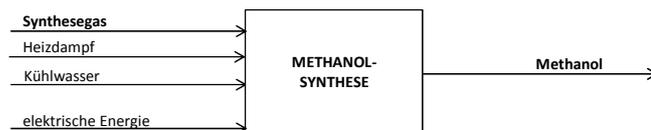
jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	650,61 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	72,94 €/kg	
	19.154 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang N

gültig für alle Szenarien außer 2c, und 4a/b

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heißdampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	65,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	lt. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang N

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBm	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang N

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis

Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	5.225.422 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

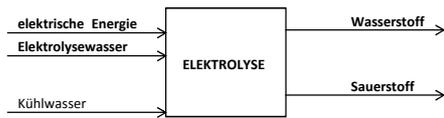
lfd. Gesamtkosten 114,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,81 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,88 €/kg	bezogen auf Methanol
	229,82 €/t	

Anhang O

Szenario 4A: 8000h Voillast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom 2000h kostenlos/6000 h zu 40€/MWh, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

AEL	PEMEL
5 kWh/ Nm ³ H ₂	
1.000 €/kW	2.500 €/kW
80 l/Nm ³ H ₂	200 l/Nm ³ H ₂

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	924.872 kW	30,00 €/kWh
Elektrolysewasser	156,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	14.720 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	920.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	966.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	14.720 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 5 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	2.044 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	2.405 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	700.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	156,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0barü auf 6 barü ,lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	26 kW	$P = V^* \times \Delta p$
Motorleistung	31 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	15.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	52.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	1.777.781 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	967,8 Mio. €	
Berechnungswert	387,1 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	116,1 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	116,1 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	58,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	31,9 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	77,4 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	50,3 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	212,9 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 1.630,7 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	163.070.556 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	2.355.200 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	221.969.230 €	lt. Szenario 2a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	65.228.222 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	8.153.528 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	16.307.056 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 485,0 Mio. € jährliche Gesamtkosten

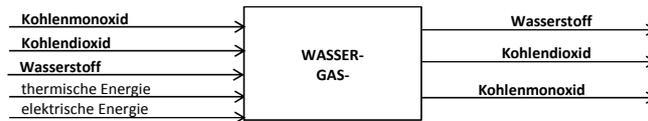
Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz	32,9 ct/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	3,69 €/kg	
	969,92 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang O

Szenario 4A: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom 2000h kostenlos/6000 h zu 40€/MWh, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid	73.500 Nm ³ /h	0,00 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	40,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H₂

Anschlussleistung	4.000 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO₂

Anschlussleistung	1.600 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	lt. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	lt. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H ₂
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang O

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig 5.45
Faktor FBMa	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten

71,3 Mio. €

Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	1.991.111 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten

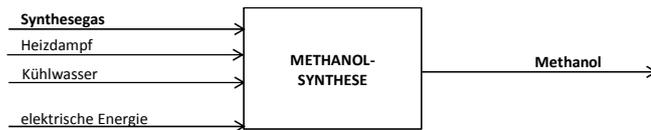
20,2 Mio. €

jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	1,37 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,15 €/kg	
	40,41 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 4A: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom 2000h kostenlos/6000 h zu 40€/MWh, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heizdampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	40,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaftungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	It. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	It. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	It. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang O

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Anhang O

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMA	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMA	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMA	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	3.215.644 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

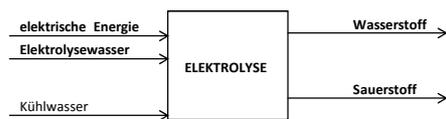
lfd. Gesamtkosten 112,9 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,67 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,86 €/kg	bezogen auf Methanol
	225,80 €/t	

Anhang P

Szenario 4B: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom für alle Anlagenteile kostenlos, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Annahmen Elektrolyse

benötigte Leistung
Anschlusskosten
Kühlwasser

VEL	PEMEL
5 kWh/Nm ³ H ₂	1.250 €/kW
500 €/kW	200 l/Nm ³ H ₂
80 l/Nm ³ H ₂	

Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
elektrische Energie (Elektrolyse mit Pumpen (je 2x))	924.872 kW	0,00 €/kWh
Elektrolysewasser	156,4 m ³ /h	2,00 €/m ³
Kühlwasser	14.720 m ³ /h	20 €/1.000 m ³

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
jährliche Methanolproduktion	500.000 t/a
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Elektrolyseure

Anschlussleistung	920.000 kW	Anschlussleistung für 184.000 Nm ³ /h, AEL
Anschaffungskosten	460.000.000 €	Anschaffungskosten ohne Aufstellung
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
Aufstellungspreis	483.000.000 €	Preis Elektrolyseure mit Aufstellung

Kühlwasserpumpe (2x)

Volumenstrom	14.720 m ³ /h	Kühlwasserstrom lt. Herstellerangabe
Druckdifferenz	5 bar	Druckerhöhung von 0 bar auf 5 bar, lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	2.044 kW	$P = V * \Delta p$
Motorleistung	2.405 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal, extrapoliert
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	700.000 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Speisewasserpumpe (2x)

Volumenstrom	156,4 m ³ /h	Speisewasserstrom lt. Herstellerangabe: 0,85 l/Nm ³ H ₂
Druckdifferenz	6 bar	Druckerhöhung von 0 bar auf 6 bar, lt. Herstellerangabe
Anschlussleistung	26 kW	$P = V * \Delta p$
Motorleistung	31 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,85
Preis Cp0	15.000 \$	Preis Pumpe mit Motor, Fig. 5.49, centrifugal
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, <10 bar, Fig. 5.50
Faktor FM	1,0	Materialfaktor, Fig. 5.49, cast iron
Faktor FBMa	3,5	bare module factor, Fig. 5.51
Preis CBM	52.500 \$	bare module Preis Kühlwasser-Pumpe mit Motor

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	1.777.781 €	umgerechneter Aufstellungspreis ohne Elektrolyseure

Gesamtapparatekosten	484,8 Mio. €	
Berechnungswert	193,9 Mio. €	40 % von Gesamtapparatekosten wegen Komplexität Elektrolyseure
Rohrleitungen	58,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	58,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	29,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	16,0 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	38,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	25,2 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	106,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 816,9 Mio. € Gesamtkosten Elektrolyse inkl Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	81.685.056 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	2.355.200 €	
Speisewasser	2.502.400 €	Trinkwasserqualität
elektrische Energie	0 €	lt. Szenario 2a --> keine Kosten für elektrische Energie
Wartung/Instandhaltung	32.674.022 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000€/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	4.084.253 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	8.168.506 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 136,8 Mio. € jährliche Gesamtkosten

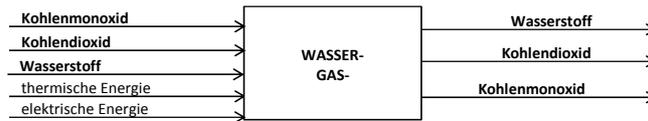
Kostensatz

jährliche Produktion	1.472 Mio. Nm ³	
Kostensatz	9,3 ct/Nm³	bezogen auf H₂
Elektrolyse	1,04 €/kg	
	273,69 €/t	bezogen auf Methanol

Anhang P

Szenario 4B: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom für alle Anlagenteile kostenlos, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

vereinfachtes Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Kohlendioxid	73.500 Nm ³ /h	0,00 €/t
Wasserstoff (Preis wird mit null angesetzt, da aus vorher. Prozess)	184.000 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Kühlwasser	375 Nm ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	6.222 kW	0,00 €/MWh
thermische Energie (aus Erdgasbörsenpreis)	20.000 kW	3,00 €/GJ

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor H₂

Anschlussleistung	4.000 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.444 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	1.000.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	250.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.875.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressor CO₂

Anschlussleistung	1.600 kW	It. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	1.778 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	450.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	100.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBM,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	2.625.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Vorwärmer (2x gleiche Größe)

WT-Fläche	1.000 m ²	It. ChemCAD 173.600 MJ/h, U-Wert 850 W/m ² K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,3	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	504.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Brenner

Heizleistung	20 MW	It. ChemCAD
Preis Cp0	2.200.000 \$	Preis Brenner, Fig. 5.27, pyrolysis furnace
Faktor FBM	2,7	Materialfaktor, Fig. 5.27, stainless steel, 600°C mit H ₂
Faktor Fp	1,03	Druckfaktor, Fig. 5.27, extrapoliert für 25 bar
Preis CBM	6.125.625 \$	bare module Preis Brenner

Reaktor

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D = 4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	3,5	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 25 bar
Faktor FBMa	26,5	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.590.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	64,4 m ³	It. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	51.500 kg	
Preis Katalysator	4.635.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang P

Flash

Durchmesser	1 m	Berechnung lt. Vorlesung PVT
Länge	5,5 m	L/D = 5,5
Preis Cp0	6.500 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, horizontally oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	2,5	Druckfaktor, Fig 5.45
Faktor FBMA	16,0	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	104.000,0	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	600 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	Nickel alloy, Fig. 5.48
Preis CBM	720,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	104.720 \$	bare module Preis Flash

Kühler

Wärmemenge	17,4 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	773 m ²	lt. ChemCAD 17,4 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	55.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,1	Druckfaktor, Fig. 5.37, 25 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMA	5,2	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	286.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher
Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	26,3 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis
Gesamtapparatekosten	26,3 Mio. €	
Berechnungswert	26,3 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	7,9 Mio. €	30 % der Berechnungswert, da hoher Preis Elektrolyseure
Montage RL	7,9 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	3,9 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	2,2 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	5,3 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	3,4 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	14,5 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 71,3 Mio. € Gesamtkosten RWGS inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

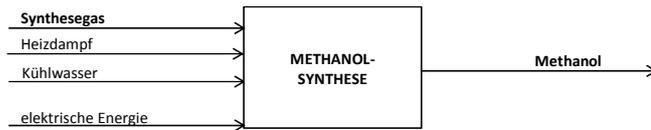
Abschreibungen	7.129.003 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	59.943 €	
Erdgas für Brenner	1.728.000 €	
elektrische Energie	0 €	
Wartung/Instandhaltung	2.851.601 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	356.450 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	712.900 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

lfd. Gesamtkosten 18,2 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	1,24 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,14 €/kg	
	36,43 €/t	bezogen auf Methanol

Szenario 4B: 8000h Volllast-Elektrolyse (184.000 Nm³/h), Strom für alle Anlagenteile kostenlos, CO₂ kostenlos, 8000h Methanolsynthese

Fließbild



Einheitenfestlegung

recherchierte Größenangaben

Einflussgröße	Menge	Kosten
Synthesegas (kostenlos, da aus vorh. Proz.schritt)	220.500 Nm ³ /h	0,00 €/Nm ³
Heißdampf	668 t/h	15,00 €/t
Kühlwasser	9.291 m ³ /h	20 €/1.000 m ³
elektrische Energie	10.049 kW	0,00 €/MWh

Berechnungen

stündliche Wasserstoffproduktion	184.000 Nm ³ /h
stündliche Methanolproduktion	62,5 t/h
jährliche Produktionszeit	8.000 h

Anschaffungskosten

Kompressor Synthesegas (4x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	4.222 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	900.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBm	5,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis Cp0,d	200.000 \$	Preis Motor, Fig. 5.20, totally enclosed
Faktor FBm,d	1,5	bare module factor, Fig. 5.20, compressor
Preis CBM	5.250.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kompressorzwischenkühler (3x)

Wärmemenge	4,5 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	300 m ²	lt. ChemCAD 4,5 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	20.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Kompressorzwischenkühler

Vorwärmer

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Wärmetauscher

Wärmemenge	30 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.000 m ²	lt. ChemCAD 40 MW, U-Wert 500 W/m ² K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides stainless steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	650.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Reaktor

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Innere Durchmesser	3 m	L/D =4
Länge	12 m	
Preis Cp0	60.000 \$	Preis Behälter, Fig. 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	4,3	Druckfaktor, Fig. 5.45, für 70 bar
Faktor F α BM	32,0	bare module factor, Fig. 5.46, vertically oriented
Preis CBM	1.920.000 \$	bare module Preis Reaktor

Katalysator

Katvolumen	55,1 m ³	lt. Berechnung aus 4.000 Nm ³ Gas/ m ³ Kat h
Schüttdichte Kat.	800 kg/m ³	Noble metal doped, Fig. 5.47, Mittelwert
Masse Katalysator	44.100 kg	
Preis Katalysator	3.969.000 \$	90 \$/kg, Fig. 5.47

Anhang P

Produktkühler

Wärmemenge	100 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	2.500 m ²	lt. ChemCAD 100 MW, U-Wert 1.000 W/m ² K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Wärmetauscher, Fig. 5.36, floating head
Faktor Fp	1,2	Druckfaktor, Fig. 5.37, für 70 bar
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, both sides carbon steel
Faktor FBMa	6,5	bare module factor, Fig. 5.38, shell and tube
Preis CBM	975.000 \$	bare module Preis Wärmetauscher

Flash

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	60.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.46, horizontally oriented
Preis CBM	360.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis Cp0	10.000 \$	Preis Demister, Fig. 5.48
Faktor FBM	1,2	bare module factor, Fig. 5.48, stainless steel
Preis CBM	12.000,0	bare module Preis Demister
Preis CBM	372.000 \$	bare module Preis Flash

Turbine (2x)

Anschlussleistung	3.800 kW	lt. ChemCAD, ohne Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,6
Motorleistung	3.420 kW	mit Motor/Getriebe, Wirkungsgrad 0,9
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Kompressor ohne Motor, Fig. 5.30, rotary-screw
Faktor FBM	3,5	bare module factor, Fig. 5.30, stainless steel
Preis CBM	1.400.000 \$	bare module Preis Kompressor mit Motor

Kolonne 1

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	60 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.500 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	100.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	69 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.232 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	200.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	1.200.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.873.000 \$	bare module Preis Kolonne 1

Kolonne 2

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	20,0 m	L/D = 5
Preis CBM	130.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMa	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.209.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	10	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,2	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	264.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	1.100 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	80.000 \$	Preis Condensator, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMa	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	160.000 \$	bare module Preis Condensator
Wärmemenge Reb.	44 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	786 m ²	berechnet aus $A = Q^*/U \Delta T$, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	150.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMa	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	900.000 \$	bare module Preis Condensator
Preis CBM	2.533.000 \$	bare module Preis Kolonne 2

Kolonne 3

Durchmesser	4 m	keine Angabe der Größe --> Annahme
Länge	40,0 m	L/D = 10
Preis CBM	200.000 \$	bare module Preis Behälter, Fig 5.44, vertically oriented
Faktor FM	4,0	Materialfaktor, Fig. 5.45, stainless steel
Faktor Fp	1,0	Druckfaktor, Fig 5.10
Faktor FBMA	9,3	bare module factor, Fig. 5.46
Preis CBM	1.860.000 \$	bare module Preis Behälter ohne Einbauten
Preis CpSS	10.000 \$	Preis pro Boden
FBM	2,2	bare module factor Böden, Fig. 5.48, stainless steel
Anzahl Böden	20	aus ChemCAD-Simulation
Fq	1,1	quantity factor, Fig. 5.48, 10
Preis CBM	462.000 \$	bare module Preis aller Böden
Wärmemenge Cond.	214 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche	5.350 m ²	berechnet aus A= Q*/U ΔT, U-Wert 1.000 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	230.000 \$	Preis Condensor, Fig. 5.39, flat plate
Faktor FM	2,3	Materialfaktor, Fig. 5.39, stainless steel
Faktor FBMA	2,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	460.000 \$	bare module Preis Condensor
Wärmemenge Reb.	265 MW	lt. ChemCAD
WT-Fläche (2x)	2.366 m ²	berechnet aus A= Q*/U ΔT, U-Wert 1.400 W/m ² K, 40 K
Preis Cp0	400.000 \$	Preis Reboiler, Fig. 5.36, kettle reboiler
Faktor FM	3,0	Materialfaktor, Fig. 5.36, stainless steel
Faktor FBMA	6,0	bare module factor, Fig. 5.38, flat plate, Fp=1
Preis CBM	2.400.000 \$	bare module Preis Condensor
Preis CBM	7.582.000 \$	bare module Preis Kolonne 3

Aufstellungsfaktor	1,05	lt. Vorlesung Prozessverfahrenstechnik, für Mitteldeutschland
CEPCI (2014)	585	Preisindex chemischer Apparate
Umrechnungskurs	1,30 \$/€	
Anschaffungspreis	54,0 Mio. €	umgerechneter Aufstellungspreis

Gesamtapparatekosten	54,0 Mio. €	
Berechnungswert	54,0 Mio. €	100 % von Gesamtapparatekosten
Rohrleitungen	16,2 Mio. €	30 % der Berechnungswert
Montage RL	16,2 Mio. €	100 % der Rohrleitungskosten
elektr. Versorgung	8,1 Mio. €	15 % von Berechnungswert
Montage elektr. Vers.	4,5 Mio. €	55 % der elektrischen Versorgung
MSR-Einrichtung	10,8 Mio. €	20 % von Berechnungswert
Montage MSR	7,0 Mio. €	65 % von MSR-Einrichtungen, inkl. Material
Bau- und Baunebenk.	29,7 Mio. €	55 % von Berechnungswert

Gesamtinvestitionskosten 146,5 Mio. € Gesamtkosten Methanolsynthese inkl. Montage und Bau

laufende Kosten

Abschreibungen	14.647.408 €	Afa-Laufzeit 10 Jahre
Kühlwasser	1.486.507 €	
Heizdampf	80.116.364 €	16 bar ND-Dampf
elektrische Energie	0 €	
Wartung/Instandhaltung	5.858.963 €	4 % von Gesamtinvestitionskosten
Betriebspersonal	1.920.000 €	4 Schichten x 8 Mitarbeiter x 60.000 €/Jahr
Verwaltung	3.456.000 €	180 % vom Betriebspersonal
Projektkosten	732.370 €	5 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt
Inbetriebnahme	1.464.741 €	10 % Gesamtinvestition auf 10 Jahre verteilt

Ifd. Gesamtkosten 109,7 Mio. € jährliche Gesamtkosten

Kostensatz	7,45 ct/Nm³	bezogen auf H2
Methanolsynthese	0,84 €/kg	bezogen auf Methanol
	219,36 €/t	

Meeting des Studienganges		Datum, Uhrzeit 06.05.2014, 7.30 Uhr
Teilnehmer / Abwesende abwesend: Rolf Sachs	Schriftführer Hennig, Alexander	Ort HS Merseburg, HS 5

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Themenvorstellung, Zeitplan			1. Antje Ruppach		
2	Gruppenzusammenstellung		siehe Gruppeneinteilungstabelle	1. Antje Ruppach 2. Alexander Hennig		
3	Themenzuweisung		siehe Gruppeneinteilungstabelle			
4	Sonstige Informationen	1. Formatierung der Arbeit 2. E-Mail Lesebestätigung 3. Termin Gruppenleitertreffen	1. Erstellung einer Vorlagedatei 2. Einführung der Lesebestätigung bei E-Mail Versand von der Projektleitergruppe	1. Theresa Sent 2. Johannes Weinand	1. 09.05.2014 2. – 3. 07.05.2014	

Meeting mit der Wirtschaftlichkeitsgruppe		Datum, Uhrzeit 07.10.2014, 11:00
Teilnehmer / Abwesende Gesamte Gruppe 1, Antje Ruppach, Theresa Sent	Schriftführer Theresa Sent	Ort HS Merseburg

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben
1	Stromproduktion (Unterpunkt 2)	1. Alter Text 2. Überschussstrom	1. Kleinigkeiten des Textes geklärt 2. Absatz zu ‚nicht-existent‘ Überschussstrom soll ergänzt werden
2	Weitere fehlende Teile (Unterpunkt 3)	Wasserstoff- und Methanolpreise	Preise bei konventioneller Gewinnung: 1. mit aktuellen Erdöl-/Strompreisen 2. mit prognostizierten Erdöl-/Strompreisen wie viel teurer dürfen jeweils regenerativ hergestellte Produkte sein?
3	Allgemeine Aufgaben für dieses Semester (Unterpunkt 10)	1. Invest.- u. Betriebskosten 2. Einstiegsszenarien	1. - für: Elektrolyse, Wasser-Gas-Shift und MeOH-Synthese - welche Parameter werden von den anderen Gruppen benötigt -> Absprache mit anderen GL soll erfolgen - für die Betriebskosten können vereinfachte Annahmen getroffen werden 2. - Investitionskosten auf selbst vorgegebene Lebensdauer der Anlage beziehen (da MeOH und Wasser-Gas-Shift kontinuierlich laufen, betrifft die Auslastungsfrage nur den H ₂ -Preis) - Ergebnis sollen Wasserstoff- und MeOH-Preise mit diesem Herstellungsprozess sein - Ggf. Unterteilung in: CO ₂ kostenlos, durch Polygeneration und durch CO ₂ -Absorption - Allgemeine Fallunterscheidung: Analge läuft 2000 h/a bzw. 8000 h/a
4	Sonstige Fragen/Anmerkungen	Verhältnis bei der MeOH-Synthese	4:1:1 bedeutet kein Wasserstoffüberschuss und damit kein vollständiger Kohlenstoffumsatz 5:1:1 und alles darüber würde passen ⇒ muss im nächsten GL-Meeting aufgegriffen werden!

Besprechung: CO₂-Absorption

- Insbesondere Quellen viel geändert bzw. angepasst

Einarbeitung Änderungen

- bei „Prozessoptionen – Hydroxide“: allgemeiner Text, da sonst Überschneidungen mit „Prozessauswahl“ (ggf. mit Verweis, dass in Prozessauswahl beschrieben)
- bei „Prozessauswahl“ fehlt noch genauere Begründung, warum Hydroxide! (1 - 2 Sätze)
- ✓ Quelle für Verfahrensfließbild zur CO₂-Absorption mittels Natriumhydroxid oder selbst erstellt?
- genaue Auswahl welches Hydroxid (NaOH)+ **Begründung!!**
 - ✓ für ausgewählten Prozess: richtiges VFB
- **aktueller Anteil von Daniel**
 - Abb.: Grundfließbild, NaOH & Ca(OH)₂: Pfeile fehlen

Wegfall von:

- Aufstellungs- und Ex-Zonen-Pläne
- Investitionskosten, falls CO₂-Kosten hoch genug sind! (wovon wir ausgehen)

neue Aufgaben:

- Stoff- und Energiebilanz (bei Bedarf mit ChemCAD simulieren)
 - Text + Übersicht und Begründung der ChemCAD-Auswahl/-Eingaben (nicht zu lang!)
- Wie teuer ist euer CO₂?
Stromkosten z.B. von Wirtschaftlichkeit (damit einheitliche Grundannahmen);
Betriebsmittelkosten selbst raussuchen (u.a. Hydroxide)
- welches Szenario müsste eintreten, damit das anwendbar wäre (CO₂-Zertifikate wie teuer die werden müssen, wie teuer CO₂ aus Industrie werden müsste)! benötigte Strom- und Betriebsmittelmenge
 - wg. CO₂-Zertifikate ggf. mit Polygeneration besprechen, da die das ebenfalls betrachten müssen
 - damit begründen, warum keine Aufstellungs- und Ex-Zonen-Pläne nötig
- optional Recherche: wie teuer andere Anlage (keine Berechnung)

✓ = noch während der Besprechung erledigt

Besprechung: Polygeneration

- Übersicht mit veränderter Gliederung zeigen (Absorptionsverfahren wurden zusammengeführt)

Einarbeitung Änderungen

- Abb.: Untertitel?
- rot markierte Quellen nachreichen
- Quelle: DIE WELT BERLIN vervollständigen
- Dampfkraftwerke letzte Klammer
- Anzahl der IGCC-Kraftwerke mit Polygeneration?
- ✓ schematische Darstellungen: „nach“ Troy? Selbst gemacht? Wird Sauerstoff trotz Luftzerlegung extern zugeführt?
- ✓ GFK = glasfaserverstärkter Kunststoff?
- ✓ Wirkungsgradverlust in % oder in %-Punkten?

Wegfall von:

Weil: CO₂ wird aus der chem. Industrie genommen (soll als kostenlos kalkuliert werden), daher keine haarkleine Simulation/Berechnung der Polygeneration notwendig

Aber: Die Beweisführung, dass Polygeneration teurer ist, ist wichtig für die Begründung, dass folgendes wegfällt:

- Energie- und Stoff-Bilanzierung
- ChemCAD-Simulation
- Aufstellungs- und Ex-Zonen-Pläne

neue Aufgaben:

- Kostenabschätzung für IGCC und Post-Combustion
- CO₂-Preis für beide
- Was-wäre-Wenn-Szenario: CO₂-Zertifikate müssen wie teuer werden, damit sich IGCC bzw. Post-Combustion rechnet

✓ = noch während der Besprechung erledigt

Besprechung: MeOH-Synthese

Korrekturen:

- Quellen ergänzen, z.B. Jahreszahl (Baerns, et al.; Agny, et al. -> ggf. Internetlink an uns weiterleiten)
- Quellen nachreichen
- Lizenz oder Patent?
- 10.1.2 roter Satz – Verhältnisse überprüfen; Rohsynthesegas vs. Synthesegas
- Verhältnis 4:1:1 → je 11,161 Gmol an CO₂ und CO?

ICI-Verfahren:

- Massen mit Bilanz überprüfen bzw. am Ende anpassen (grün)
- zum nächsten GL-Meeting: Verunreinigung (~0,1%)
- ✓ Prozessparameter und Reaktoraufbau Entscheidung: treffen bzw. vereinfachte Annahmen treffen -> da Literaturrecherche in dem Teil so i.O.; müssen aber später gewählt/angenommen werden
- Verfahrensfließbild → sehr gut, aber VISIO

neues:

- Stoff- und Energiebilanz
- Simulation mittels ChemCAD → Umsatzgrad wird weitergegeben
 - Text: Tabellen der eingegebenen Daten (z.B. Thermodynamik,...)
- Aufstellungs- und Ex-Zonenplan
 - Programm: VISIO

Weitergabe der Investitionskosten: Gruppe 1 - Wirtschaftlichkeit!

✓ = noch während der Besprechung erledigt

Besprechung: Elektrolyse

Anmerkungen:

Zahlen rückwirkend überprüfen

- H₂-Bedarf mit Bilanz abgleichen (je nach Verhältnis der MeOH-Synthese; H₂-Bedarf des RWGS) → am 27.10.
- gleiches für Speichergroße
- ✓ PEMEL: „moderater“ Wirkungsgrad ~~von 80%~~ bleibt so stehen

Fragen:

- ✓ Was ist ein ein „Slush“?
- ✓ Druck-Großspeicher = Druck-Gasspeicher?

Prozessbeschreibung:

- ‚hauptsächlich‘ gelöscht, wenn es mehr Sachen gibt, müssen die mit aufgezählt/angegeben werden
- ✓ ~~jährlicher~~ Bedarf, aber m³/h...
- Quelle für das Datenblatt (Prozessanordnung) → Ceth
- Verfahrensfließbilder (ergänzende Informationen)

anstehende Aufgaben:

jeweils für kontinuierlich und diskontinuierlich (da Auslegung auf 2000 und 8000 h/a):

- Stoff- und Energiebilanz
- Simulation mittels ChemCAD
 - Text: Tabellen der eingegebenen Daten (z.B. Thermodynamik,...)
- Aufstellungs- und Ex-Zonenplan
 - Programm: VISIO
- Investitionskostenparameter [mit Cindy (Gruppe 1 – Wirtschaftlichkeit) absprechen]

✓ = noch während der Besprechung erledigt

Besprechung: RWGS

- WGS und alternative Verfahren tlw. sehr viel geändert
- RWGS wenig Änderungen

Korrekturen:

- Quellen nachreichen
- bei Katalysatoren ein Satz nicht verständlich + Quelle fehlt (S. 45)
- Fazit beim AER-Prozess: 2 Sätze für Erläuterung der Schwächen einfügen
- RWGS – Prozessbeschreibung: Gesamtbilanz nochmal zu Rate ziehen!
- ✓ RWGS – Prozessbeschreibung: Letzter Satz endet nicht!

inhaltliche Besprechung:

- ist die vereinfachte Annahme in Ordnung: Wasserstoff nach dem Reaktor nur im Wasser oder unverbraucht, aber nicht durch Nebenreaktionen entfernt?

neues:

- Stoff- und Energiebilanz
- Simulation mittels ChemCAD
 - Text: Tabellen der eingegebenen Daten (z.B. Thermodynamik,...)
- Aufstellungs- und Ex-Zonenplan
 - Programm: VISIO

Weitergabe der Investitionskosten: Gruppe 1 - Wirtschaftlichkeit!

Dieser Zettel und Text in einem Ordner in der Gruppe im ILIAS!

✓ = noch während der Besprechung erledigt

Projektbesprechung vom 27.10.2014

1 Zu betrachtende Einstiegsszenarien

Szenario 1: nur H₂

- a) 8000h (Strom = regenerativ = kostenlos)
 - b) 8000h (Strom = Industriepreis)
 - c) 2000h (Strom = regenerativ = kostenlos)
 - d) 2000h (Strom = kostenlos) + 6000h (Strom = Industriepreis)
- ⇒ Vergleich mit H₂-Industriepreis

Szenario 2: MeOH mit CO₂ aus chem. Industrie

- a) 8000h H₂ aus 100% Elektrolyse Volllast
MeOH/RWGS – Volllast
 - b) 8000h H₂ aus 2000h Elektrolyse (Rest-H₂ eingekauft)
MeOH/RWGS –Volllast
 - c) 8000h H₂ aus 2000h Elektrolyse (Rest-H₂ eingekauft)
MeOH/RWGS –(2000h Volllast, 6000h Minimallast)
- ⇒ Vergleich mit MeOH-Industriepreis (aktuell)
- ⇒ ab welchem Jahr beide MeOH-Preise vergleichbar (Prognose über jährlichen Preisanstieg für MeOH und H₂)

Szenario 3: MeOH mit CO₂ aus Polygeneration/CO₂-Absorption aus Luft

- a) MeOH-Preisdifferenz für Polygenerations-CO₂ nach worst case (nur 2000h im Jahr H₂Produktion) – mehr Elektrolysezellen + H₂ Speicher
 - b) MeOH-Preisdifferenz für Polygenerations-CO₂ nach best case (8000h gratis Strom für Elektrolyse)
 - c) MeOH-Preisdifferenz für CO₂-Absorption aus Luft nach worst case (nur 2000h im Jahr H₂Produktion) – mehr Elektrolysezellen + H₂ Speicher
 - d) MeOH-Preisdifferenz für CO₂-Absorption aus Luft nach best case (8000h gratis Strom für Elektrolyse)
 - e) Zwischenszenario 1
 - f) Zwischenszenario 2
- ⇒ Vergleich mit MeOH-Industriepreis (aktuell)
- ⇒ ab welchem Jahr beide MeOH-Preise vergleichbar (Prognose über jährlichen Preisanstieg für MeOH und H₂)

2 Vereinfachungen

- Annahme Minimallast RWGS/MeOH = 60%, wenn keine Daten gefunden werden
- Wirkungsgrad Minimallast = Wirkungsgrad Vollast
- CO₂-Absorption aus Luft: nur 1 Apparat auslegen, mit 5-7 multiplizieren = Gesamt-Investitionskosten; keine Aufstellungs- und Ex-Zonenpläne
- Polygeneration: keine ChemCAD-Simulation, keine Aufstellungs- und Ex-Zonenpläne; Investitionskostenrechnung als Recherche
- CO₂ aus chem. Industrie: Verunreinigung vernachlässigen, als kostenlos annehmen
- ChemCAD: falls nicht anders möglich, darf mit „Black Box“ gerechnet werden



(Prof. Dr. Ulf Schubert)



(Prof. Dr. Matthias Seitz)

Meeting der Gruppenleitergruppe		Datum, Uhrzeit 07.05.2014, 12.30 Uhr
Teilnehmer / Abwesende Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Hartung, Sascha; Meyer, Marcus; Pyka, Philipp; Philipp, Marcel; Pujan, Robert; Fischer, Johannes	Schritfführer Hennig, Alexander	Ort Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Terminabsprache		1. Dienstags 3. Block ungerade Woche 2. Gruppenleiter oder Stellvertreter immer anwesend			
2	Zeitplan	1. grober Überblick 2. erste Phase	1. schriftlicher Bericht am Ende jeder Phase 2. erste Übersicht zur nächsten Sitzung (nicht schriftlich)	1. - 2. Gruppenleiter		

Nächste(s) Treffen					
Ort	Datum	Uhrzeit	Schritfführer	Anwesende	
Falle	20.05.14	19.30	Theresa	PL-Gruppe	

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
20.05.2014, 11:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter, keiner abwesend

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
E/0/14

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Berichte der Gruppenleiter	<ol style="list-style-type: none"> 1. Wirtschaftlichkeit 2. Elektrolyse 3. Polygeneration 4. Wasser-Gas-Shift 5. Methanolsynthese 6. CO₂ Absorption 	<ol style="list-style-type: none"> 1. realistische Preise finden 2. Membranverfahren unwirtschaftlich, evtl als Puffer, Alkaliverfahren billiger, dafür längere Anfahrtszeit, Lagerverfahren/-möglichkeit? 3. CO₂ aus Kraftwerken der Umgebung beziehen, Möglichkeiten recherchieren Wie ist die Abgasqualität? Wird CO oder CO₂ benötigt? 4. Welche Schiene für MeOH-Synthese? 5. Druck? -> Hochdruck besser für Kat Bilanzierung der Stoffströme 6. unwirtschaftlich, evtl. Einsatz als Puffer Kunststoffe binden CO₂ und geben sie bei T-Erhöhung wieder frei 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Hartung 2. Meyer 3. Pyka 4. Philipp 5. Pujan 6. Fischer 	<ol style="list-style-type: none"> 1. 09.06.2014 2. 02.06.2014 3. 09.06.2014 4. 09.06.2014 5. Bilanzierung: 26.05.2014 Bericht: 02.06.2014 6. 09.06.2014 	<ol style="list-style-type: none"> 1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/> 4. <input type="checkbox"/> 5. <input type="checkbox"/> 6. <input type="checkbox"/>
2	Deadlineverlegung	<ol style="list-style-type: none"> 1. Gruppen 1,3,4 und 6 2. Gruppe 5 	<ol style="list-style-type: none"> 1. um eine Woche nach hinten (09.06.2014; 20:00) 2. um 3 Stunden nach hinten (02.06.2014; 23:00) 			-

Nächste(s) Treffen

Ort E/0/14	Datum 03.06.2014	Uhrzeit 11:00	Schriftführer Johannes Weinand	Anwesende Gruppenleiter (Ersatz für Meyer voraussichtlich: Schwarz) + Projektleiter (außer: Ruppach)
----------------------	----------------------------	-------------------------	--	---

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
03.06.2014, 11:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter, Ersatz für Meyer: Schwarz

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
E/0/14

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Recherche Prozessoptionen und Auswahl	1. Elektrolyse 2. Methanolsynthese	1. wahrscheinlich PEMEL Methode, evtl. kombiniert mit alkalischer Elektrolyse, Entscheidung über Verfahren fällen 2. Niederdruckverfahren ICI von Linde, Anfrage Alex Reinheit Edukt? Katvergiftung? Gemisch $H_2:CO:CO_2 = 4:1:1$; wahrscheinlich mit Water-Gas-Shift	1. Schwarz 2. Pujan	1. 10.06.2014	1. <input type="checkbox"/>
2	Verlegung Meeting	1. Verlegung Meeting	1. Verlegung Meeting von 17.06. auf 19.06.			-

Nächste(s) Treffen

Ort E/0/14	Datum 19.06.2014	Uhrzeit 11:00	Schriftführer Johannes Weinand	Anwesende Gruppenleiter (Ersatz für Meyer voraussichtlich: Schwarz, Ersatz für Pyka: unbekannt) + Projektleiter (außer: Ruppach)
----------------------	----------------------------	-------------------------	--	---

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
19.06.2014, 11:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter, Ersatz für Meyer: Schwarz, Ersatz für Pyka
Eckhardt, Ruppach abwesend

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
C/3/18

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Prozessbeschreibung und Verfahrensfließbild	<ol style="list-style-type: none"> 1. Elektrolyse 2. Polygeneration 3. CO₂ Absorption 4. Water-Gas-Shift 5. MeOH-Synthese 6. Wirtschaftlichkeit 	<ol style="list-style-type: none"> 1. PEMEL bisher favorisiert, jedoch auf der Grundlage, dass viele An- und Abfahrzeiten entstehen -> evtl. anderer Prozess?! 2. Problem: CO₂ Abtrennung bei Kraftwerken -> nur Pilotanlagen vorhanden -> Aminwäsche Möglichkeit, Problem: senkt Wirkungsgrad des Kraftwerks; ➔ Alternative: Biogasanlagen, dort Aminwäsche bereits im Einsatz 3. NaOH-Anlage: auf 400 ppm lassen sich 200 ppm gewinnen, Nachteil: Reaktor mit 850°C Speicherung von CO₂ mit NaOH und Ca(OH)₂ -> aufwändig, unwirtschaftlich 4. Welches Kühl-Heiz-Medium? Problem: Kühlung des Ablaufs zur Wasserabtrennung 5. Abgleichung der Bilanzierung mit Hartung 6. Es gibt keinen Überschussstrom, da Kraftwerke an den Strombedarf angepasst werden 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Meyer 2. Pyka 3. Fischer 4. Philipp 5. Pujan 	<ol style="list-style-type: none"> 1. 26.06.2014 2. 26.06.2014 3. 26.06.2014 4. 26.06.2014 5. 26.06.2014 	<ol style="list-style-type: none"> 1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/> 4. <input type="checkbox"/> 5. <input type="checkbox"/>
2	Zusätzliches Meeting	1. zusätzliches Meeting	1. zusätzliches Meeting am 26.06.			-
3	Aufgabenstellung	1. Aufgabenstellung	1. keinen Überschussstrom berechnen, sondern 500.000 t/a als Ziel verwenden			
4	Programm für Verfahrensfließbilder		Alle verwenden VISIO Antrag wird ins ILIAS-Forum gestellt	Sent	24.06.2014	<input type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen

Ort E/0/14	Datum 26.06.2014	Uhrzeit 11:00	Schriftführer Johannes Weinand	Anwesende Gruppenleiter + Projektleiter
----------------------	----------------------------	-------------------------	--	---

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
26.06.2014, 9:15

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter außer Pujan

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
E/0/14

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Endberichte		Abgabe der Endberichte am 21.08.2014	1. Meyer 2. Pyka 3. Fischer 4. Philipp 5. Pujan 6. Hartung	1. 21.08.2014 2. 21.08.2014 3. 21.08.2014 4. 21.08.2014 5. 21.08.2014	1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/> 4. <input type="checkbox"/> 5. <input type="checkbox"/> 6. <input type="checkbox"/>
2	Recherche - Präsentation		1. Präsentation findet am 03.07.2014 11 Uhr in HS4 statt 2. Hennig fertigt Präsentation an, Gruppenleiter diskutieren Einzelheiten mit den Professoren			-
3	Sonstiges	1. Polygeneration 2. Methanolsynthese 3. W.S. 4. Inhalt Verfahrensfließbild 5. neuer Zeitplan	1. Aminwäsche bei Biogasanlagen sind Pilotprojekte 2. Absprache Bilanz Hartung und Pujan 3. Detailliertere Anmerkungen für Endbericht-Korrektur 4. Welche Informationen soll das VFB enthalten? 5. Erstellung eines neuen Zeitplans	1. Pyka 2. Pujan + Hartung 3. Sent + Ruppach 4. Sent 5. Ruppach	1. - 2. 03.07.2014 3. - 4. 03.07.2014 5. 21.08.2014	1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/> 4. <input type="checkbox"/> 5. <input type="checkbox"/>
4	Telefonliste	1. Erstellung Telefonliste	Telefonliste aller Gruppenleiter wird erstellt und ins ILIAS hochgeladen	Sent		<input type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
HS 4	03.07.2014	11:00	Johannes Weinand	Matrikel + Professoren + Vertreter von Linde

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
13.10.2014, 15:15

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
E/0/13

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Festlegung GL-Treffen		alle zwei Wochen Montags, 15:15 Uhr			
2	Festlegung Einzeltermine		1. Festlegung der Einzeltermine für Besprechung der geänderten Aufgaben	1. Ruppach + Sent		-
3	Gesamtbilanz	1. Mischungsverhältnis	1. Durchrechnen in ChemCAD bis zum nächsten GL-Meeting, dann Festlegung des Mischungsverhältnisses	1. Pujan + Hartung	1. 27.10.14	1. <input type="checkbox"/>
4	Sonstiges	1. Wirtschaftlichkeit 2. Ex-Zonen	1. Wirtschaftlichkeit braucht sämtliche wirtschaftlich relevanten Informationen (Behälter, Material, etc.); evtl auch Quellen für Preise 2. Zeichnung der Ex-Zonen mit VISIO	1. Hartung		<input type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen

Ort E/0/13	Datum 27.10.2014	Uhrzeit 15:15	Schriftführer Johannes Weinand	Anwesende alle Projekt- und Gruppenleiter
----------------------	----------------------------	-------------------------	--	---

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
10.11.2014, 15:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
C/4/02

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erlедigt
1	Besprechung geänderte Aufgabenstellung		Bekanntgabe der festgelegten Aufgabenstellung, dazu diverse einzelne Anmerkungen zu jeder Gruppe	1. Meyer 2. Pyka 3. Fischer 4. Philipp 5. Pujan 6. Hartung		1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/> 4. <input type="checkbox"/> 5. <input type="checkbox"/> 6. <input type="checkbox"/>
2	Sonstiges	1. Rundmail 2. Vorverlegung nächstes GL-Treffen	1. Rundmail an Studiengang bzgl. Veranstaltung „Verfahrenstechnik für eine veränderte Rohstoffbasis“ 2. Vorverlegung des nächsten Gruppenleitertreffens auf 12:30	1. Weinand		-

Nächste(s) Treffen

Ort HS-Mersburg	Datum 24.11.2014	Uhrzeit 12:30	Schriftführer Johannes Weinand	Anwesende alle Projekt-und Gruppenleiter
---------------------------	----------------------------	-------------------------	--	--

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
24.11.2014, 12:30

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
C/2/17

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Berichte		Aufgaben- und Exzonenpläne mit ungefährender räumlicher Aufstellung der Apparate auf dem Gelände mit Maßstab		07.12.2014	
2	Gruppenprobleme	1. CO ₂ Absorption 2. RWGS	1. Preis für Zertifikate mit CO ₂ Preis berechnen, Ergebnis in Präsentation einbinden 2. Informationen über Teillast unbekannt, deshalb 60% verwenden	1. Fischer	1. 07.12.2014	
3	Sonstiges		1. alle Gruppen bis 8.12.14 Folien-Konzepte vorlegen			

Nächste(s) Treffen

Ort HS-Mersburg	Datum 08.12.2014	Uhrzeit 15:00	Schriftführer Sent	Anwesende alle Projekt-und Gruppenleiter außer Weinand
---------------------------	----------------------------	-------------------------	------------------------------	--

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
08.12.2014, 13:30

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter, außer Weinand (entschuldigt)
Vertreter: Schwarz statt Meyer, Bartsch statt Hartung, Lagatz und Vetter statt Pujyn

Schriftführer
Theresa Sent

Ort
C/4/02

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin
1	Gruppen durchgehen (wer hält die Präsentation)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Wirtschaftlichkeit 2. Elektrolyse 3. Polygeneration 4. CO₂ – Absorption 5. RWGS 6. Methanolsynthese 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bericht von Sascha, wie weit (Sascha) 2. fertig (wird noch geklärt) 3. fertig (Pyka) 4. letzten Teile lesen, einbinden + Fragen klären (Finzel oder Hähnel) 5. durch (wird noch geklärt) 6. A.&E.-Pläne: gewünschte Korrekturen bereits mit Lagatz abgesprochen (Pujan) 		
2	Vorstellen der Präsentationsstruktur			Hennig	
3	Nächstes GL-Meeting vorziehen		Vorlesung von Prof. Sokollik beendet, daher wird das nächste GL-Meeting vorgezogen; jedoch viele Vertreter, daher nochmal Bekanntgabe via E-Mail und ILIAS	Alle (insbesondere Sent & Ruppach)	15.12. 12:30

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
HS Merseburg C/4/02	15.12.2014	13:30	Weinand	Alle GL- & PL-Leiter, sowie alle anderen Vortragenden

Meeting der Gruppenleiter

Datum, Uhrzeit
15.12.2014, 13:30

Teilnehmer / Abwesende
alle Projekt- und Gruppenleiter, Wiedecke, Hähnel

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
C/4/02

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Präsentation der Teilgruppen		Die Teilgruppen präsentieren ihre Präsentationen.			
2	Verbesserungsvorschläge	<ol style="list-style-type: none"> 1. Elektrolyse 2. Polygeneration 3. CO₂ – Absorption 4. RWGS 5. Methanolsynthese 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Zielstellung fehlt; Theorie verkürzen (HTEL weglassen); nur Fließschema PEMEL; gute Vergleiche zu Zahlen finden 2. Entwicklungsbedarf auf separate Folie 3. statt Natriumtrititanat Katalysator schreiben; zu Kosten auch Kolonnenanzahl etc. nennen; Kosten aktualisieren 4. Zielstellung statt Schaubild; Tabelle unter Fließbild raus; warum Wasserabscheider (Flash) benötigt wird erklären; Forschungsbedarf raus; ChemCAD Bild rein 5. Zielstellung fehlt; Purge bei Prozess fehlt; Verdichter statt Pumpe; ChemCAD allgemeiner erklären (Verdichteranzahl etc.); Aufstellungsplan raus; Ausblick raus 			-
3	Deadlines		Deadline für verbesserte Präsentationen 23.12.14			

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
-----	-------	---------	---------------	-----------

Meeting der Projektleitergruppe

Datum, Uhrzeit
29.04.2014, 18:30

Teilnehmer / Abwesende
Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Sent, Theresa; Weinand, Johannes

Schriftführer
Sent, Theresa

Ort
Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Gruppeneinteilung	1. Ablauf 2. Termin 3. Terminbekanntgabe	1. a individuelle Gespräche b Vorstellung der Gruppeninhalte c Moderierung der Einteilung 2. 06.05.2014, 7:30 Uhr, HS 5 3. Rundmail, FB, Forum	1. a insbes. Johannes b,c Antje 2. - 3. Johannes, Theresa	1. a 30.04.14 bzw. 05.05.14 2. - 3. 29.04.14	1. <input type="checkbox"/> 2. - 3. <input checked="" type="checkbox"/>
2	Aufgabenverteilung innerhalb der PL-Gruppe		1. Professoren-, Firmenkontakt, Dankesliste 2. Rundmails, Deadlineerinnerungen, Hauptansprechpartner für den Studiengang 3. Terminplanung, fachl. Fragen	1. Alexander 2. Johannes 3. Antje, Theresa	-	-
3	Vorbereitung der Gruppeneinteilung am 06.05.2014	1. Gruppeninhalte 2. Aufgaben der Gruppen für die ersten 4 Wochen		Antje, Theresa	06.05.2014	1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/>
4	GL-Treffen	1. Häufigkeit 2. Termin 3. Ort	1. 15.05. und 05.06. danach alle 2 bis 4 Wochen 2. Donnerstags ab 11.00 Uhr 3. noch zu klären	alle	1. regelmäßig 2. - 3. 06.05.2014	1. - 2. - 3. <input type="checkbox"/>
5	PL-Treffen	1. Häufigkeit 2. Termin 3. Ort	1. wöchentlich 2. Dienstags, 20.00 Uhr 3. Falle	alle	-	-
6	Absprache mit Prof. Schubert	1. E-Mail bzgl. PL-Gruppe 2. schriftliche Zwischenberichte?		Alexander	06.05.2014	1. <input checked="" type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
HS 5	06.05.14	07:30	Alexander	Gesamter Studiengang, außer Johannes W.
Falle	06.05.14	20:00	?	PL-Gruppe

Meeting der Projektleitungsgruppe		Datum, Uhrzeit 13.05.2014, 19:30
Teilnehmer / Abwesende Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Sent, Theresa; Weinand, Johannes	Schriftführer Sent, Theresa	Ort Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erlедigt
1	Gruppeneinteilung & 1. GL-Meeting	Johannes und Theresa informieren		Alexander, Antje	13.05.2014	<input checked="" type="checkbox"/>
2	Zeitplanung	<ol style="list-style-type: none"> Allgemein i.O.? Deadlines Erinnerungsmail 	<ol style="list-style-type: none"> ok, aber: Forderung eines Berichtes am Ende jedes AP auf den jeweiligen Sonntag 20:00 vor dem GL-Meeting sollen vor dem Ende der Deadline verschickt werden 	<ol style="list-style-type: none"> Theresa Theresa Johannes 		<ol style="list-style-type: none"> <input checked="" type="checkbox"/> <input checked="" type="checkbox"/>
3	Inhalt des nächsten GL-Meetings		<ol style="list-style-type: none"> Berichterstattung der GL (welche Verfahren gibt es, bisherige Rechercheergebnisse) AP ‚Prozessbeschreibung‘ startet Zwischenbericht von Alexander bzgl. Zwischenpräsentation 	<ol style="list-style-type: none"> alle GL PL Alexander 	20.05.2014	
4	Inhalt des nächsten PL-Meetings	<ol style="list-style-type: none"> Vorankommen der Gruppen planmäßig? sonstige Probleme innerhalb der Gruppen Allgemeines 			20.05.2014	
5	Allgemeines		<ol style="list-style-type: none"> Word-Vorlage und Recherche-Datei wurden online gestellt (Info) ggf. Recherche-Link von Johannes für Zwischenpräsentation müssen sich die Dozenten erst beraten es wird keinen direkten Kontakt zu Linde geben 			

Nächste(s) Treffen					
Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende	
E/0/16	20.05.2014	10:50	Johannes	GL & PL	
Falle	20.05.2014	20:00	Antje	PL	

Meeting der Projektleitungsgruppe		Datum, Uhrzeit 20.05.2014, 20:00
Teilnehmer / Abwesende Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Sent, Theresa; Weinand, Johannes	Schriftführer Ruppach, Antje	Ort Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Auswertung GL-Meeting vom 20.05.2014	1. Allgemein i.O.? 2. Bilanzierung Gruppe Methanolsynthese	1. top 2. Überprüfung	1. alle 2. Johannes	1. – 2. 26.05.2014	1. <input checked="" type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/>
2	Daten von Linde anfordern	1. erforderliche Daten genau definieren 2. Kommunikation mit Linde	1. Absprache mit Sascha/ Liste erstellen 2. Mail schreiben/ Kommunikation mit Professoren	1. Alexander 2. Alexander	1. 23.05.2014 2. im Anschluss	1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/>
3	Meeting mit Professoren	1. Verpflichtungen und Nutzen klären 2. Zwischenpräsentation	1. Absprache mit Prof. Schubert 2. unseren Inhalt vorstellen (Grobplanung)	1. Alexander 2. Alexander		1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen				
Ort Falle	Datum 27.05.2014	Uhrzeit 20:00	Schriftführer Theresa	Anwesende PL

Meeting der Projektleitungsgruppe		Datum, Uhrzeit 27.05.2014, 20:00 Uhr
Teilnehmer / Abwesende Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Sent, Theresa; Weinand, Johannes	Schriftführer Sent, Theresa	Ort Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Bilanzierung der MeOH-Synthese	1. Fertig? 2. i.O?	1. - im ILIAS unter der Gruppe und der Elektrolyse wurde Bescheid gegeben - in den allgemeinen Bereich verschieben - muss noch an die anderen GL weitergereicht werden (E-Mail, dass es online steht) 2. GL sollen sich melden, falls diese Form nicht ausreicht	1. Theresa 2. GL	1. 28.05.2014 2. -	1. <input checked="" type="checkbox"/> 2. -
2	Antwort der Dozenten		Information der PL durch Alexander: Dozenten müssen sich beraten, bevor sie auf offene Fragen antworten	1. Alexander	-	-
3	Vertretung von GL		Erinnerung der GL, dass sie eine Vertretung schicken, falls sie nicht teilnehmen können (E-Mail!)	Johannes	29.05.2014	1. <input type="checkbox"/>
4	Vorbereitung GL-Meeting	1. Deadlineerinnerung 2. Berichte 3. TOP	1. Mündliche Erinnerung 2. Zum GL-Meeting sollen die Berichte (MeOH-Synthese & Elektrolyse) gelesen worden sein 3. TOP 1: mündliche Vorstellung der Berichte TOP 2: Diskussion der Berichte, offene Fragen klären, ggf. Änderungen TOP 3: Stand der Gruppen bzgl. verlängerter Deadline bzw. Prozessauswahl TOP 4 : Start der Phase „Verfahrensfließbilder“	1. Johannes 2. PL	1. 02.06.2014 2. 03.06.2014	1. <input type="checkbox"/> 2.
5	Allgemeines	1. Zeitplanung aktualisieren 2. Klären ob Verfahrens- oder R&I-Fließbilder gefordert	1. Insbesondere die neuen Deadlines einfügen, dann E-Mail an GL 2. Diskutieren, Angaben von Prof. Seitz erneut studieren, ggf. Dozenten fragen	1. Antje 2. Theresa, Alexander	1. 29.05.2014 2. 03.06.2014	1. <input checked="" type="checkbox"/> 2. <input checked="" type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen					
Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende	
E/0/14	03.06.2014	10:50	Johannes	GL + PL (abwesend: Antje; statt Marcus: ?)	
Falle	03.06.2014	20:00	Antje	PL	

Meeting der Projektleitungsgruppe		Datum, Uhrzeit 17.06.2014; 20:00
Teilnehmer / Abwesende Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Sent, Theresa	Schriftführer Sent, Theresa	Ort Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Alexander vom letzten Meeting berichten	1. Berichte 2. Zwischenpräsentation 3. Protokolle	1. Anmerkungen wurden rausgeschickt mit der Bitte um Korrektur Elektrolyse (Marcus) muss noch Teile der Lit.-Recherche (Lagerung) nachreichen und Quellen einfügen 2. Da keine konkrete Antwort erfolgte, soll es keine Zwischenpräsentation mit Linde geben (Klausurenphase!), trotzdem schriftlicher Zwischenbericht in Zukunft Johannes' Aufgabe 3.	-	-	-
2	Berichte (Prozessauswahl, VFB)	1. Elektrolyse 2. sonstige	1. Prozessauswahl, VFB und Berichtsteil zur Lagerung 2.	-	-	-
3	Zwischenpräsentation		Nicht komplett wegfallen lassen -> Anfang nächstes Semester -> Auffrischung für die einzelnen Gruppen, um wieder in die Arbeit reinzukommen	-	-	-

Nächste(s) Treffen				
Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
C/2/14	19.06.2014	11:00	Johannes Weinand	GL (Stellvertreter für Marcus & Phillip) und PL (außer Antje)
Falle	24.06.2014	20:00	Johannes Weinand	PL

Meeting der Projektleitungsgruppe		Datum, Uhrzeit 24.06.2014, 20:00
Teilnehmer / Abwesende Hennig, Alexander; Ruppach, Antje; Sent, Theresa; Weinand, Johannes	Schriftführer Sent, Theresa	Ort Falle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Nächstes GL-Meeting		1. Vorverlegt auf 09:15 Uhr, Raum steht noch nicht fest 2. E-Mail an GL	1. – 2. Johannes Weinand	1. 26.06.2014 2. 25.06.2014	1. – 2. <input checked="" type="checkbox"/>
2	Präsentation	1. Raum 2. wer erstellt und hält die Präsentation 3. Fragen 4. Vorlage 5. Inhalt 6. Einladung der Prof. 7. Information MCU13	1. HS 4 2. Alexander Hennig 3. gehen an die GL 4. Theresa Sent 5. - keine Ergebnispräsentation, Information des Studienganges über den Projektfortschritt - Präsentation der (in der Lit.-recherche) ermittelten Prozesse und welche werden warum favorisiert - Präzision der Aufgabenstellung, klären von Problem, Prozessentscheidungen 6. Alexander Hennig 7. Johannes Weinand	1. Alexander Hennig 2. Alexander Hennig 3. GL 4. Theresa Sent 5. Alexander Hennig 6. Alexander Hennig 7. Johannes Weinand	1. 01.07.2014 2. 26.06.2014 3. 03.07.2014 4. 25.06.2014 5. - 6. 25.06.2014 7. 25.06.2014	1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/> 4. <input checked="" type="checkbox"/> 5. <input checked="" type="checkbox"/> 6. <input checked="" type="checkbox"/> 7. <input checked="" type="checkbox"/>
3	Berichte	1. neue Deadline 2. Allgemein	1. 21.08.2014 2. Ausarbeitung so, dass es ‚fertig‘ für den Endbericht ist	1. GL 2. GL	1. 21.06.2014 2. -	1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/>
4	Bilanz MeOH-Synthese		Robert Pujan und Sascha Hartung müssen sich absprechen	Robert Pujan und Sascha Hartung	-	

Nächste(s) Treffen				
Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
HS Merseburg	26.06.2014	09:15	Johannes Weinand	Alle PL und GL
Falle	01.06.2014	20:00	Johannes Weinand	Alle PL

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
04.07.2014, 19:30

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Alchimistenfalle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Präsentation Inhalt					
2	Aufgaben für nächstes Semester	<ol style="list-style-type: none"> 1. Elektrolyse 2. Wasser-Gas-Shift 3. Methanol Synthese 4. CO₂ Absorption 5. Polygeneration 	<ol style="list-style-type: none"> 1. H₂ Beschaffung : Kosten bei 8000 h/a; kein H₂ Speicher; PEM Kostenreduzierung durch Forschung 2. Camere Prozess 3. ChemCAD Berechnung mit Umsatzgrad aus Literatur 4. kein CO₂ Speicher; unter welchen Umständen wäre es machbar 5. belegen, dass Gruppe keinen Sinn macht, bzw. unter welchen Umständen es Sinn machen würde 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Meyer + Hartung 2. Philipp 3. Pujan 4. Fischer 5. Pyka 		1. <input type="checkbox"/>
3	Aufgaben für Projektleiter	1. Berichte-Korrektur	1. Berichte zusammen mit GL verbessern und zusammenfügen	1. Sent + Ruppach		1. <input type="checkbox"/>
4	Sonstiges	1. Abwesende Zwischenpräsentation	1. fließt mit in die Bewertung am Ende des Projekts mit ein			

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
-----	-------	---------	---------------	-----------

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
10.10.2014, 19:30

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Alchimistenfalle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Präsentation Prof. Martin		1. Präsentation des Projekts am 24.11.14; Dauer ca. 20 min	1. Hennig	24.11.2014	
2	Geänderte Aufgaben	1. Polygeneration 2. CO ₂ Absorption	1. Literaturrecherche und Bilanz durchrechnen, Voraussetzungen für Einsatz von Polygeneration darstellen 2. Bilanzen; ChemCAD Berechnung von Energie, etc.; darstellen warum Thema keinen Sinn macht	1. Pyka 2. Fischer		1. <input type="checkbox"/>
3	Gesamtbilanz fehlerhaft		1. Korrektur des Verhältnisses von H ₂ :CO:CO ₂	1. Hartung+Pujan		1. <input type="checkbox"/>
4	Meetings	1. Projektleitermeeting 2. Gruppenleitermeeting	1. Donnerstags 21 Uhr 2. Besprechung beim GL-Meeting am 13.10.14			
5	Sonstiges	1. Deadlines 2. Endpräsentation 3. Benotung	1. Festlegung der neuen Deadlines 2. Rahmenbedingungen der Endpräsentation erfragen 3. Rahmenbedingungen der Benotung erfragen	1. Ruppach 2. Hennig 3. Hennig		1. <input type="checkbox"/> 2. <input type="checkbox"/> 3. <input type="checkbox"/>

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
Alchimistenfalle	17.10.2014	21 Uhr	Weinand	alle Projektleiter

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit

23.10.2014, 20:30

 Teilnehmer / Abwesende
 alle Projektleiter

 Schriftführer
 Johannes Weinand

Ort

Alchimistenfalle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erliegt
1	Auswertung Gruppen-Einzelgespräche		1. In Kenntnissetzung der Ergebnisse der Gruppeneinzelgespräche	1. Sent + Ruppach		
2	Deadlines	1. CO ₂ -Absorption 2. W.G.-Shift + Elektrolyse	1. Verlegung CO ₂ -Absorption ChemCAD-Deadline auf 16.11.14 2. Verlegung W.G.-Shift + Elektrolyse auf 7.11.14			1. <input type="checkbox"/>
3	Meeting mit Professoren		1. Meeting mit Professoren zeitnah, Besprechung der Aufgabenstellung	1. Hennig		1. <input type="checkbox"/>
4	Sonstiges	1. Wirkungsgrad MeOH Synthese 2. Elektrolyse in ChemCAD 3. Verunreinigungen in CO ₂ 4. Kontrolle ChemCAD 5. Projektleiter Beleg	1. MeOH Synthese: Wirkungsgrad unklar, muss dringend geklärt werden 2. Kann Elektrolyse in ChemCAD simuliert werden? 3. Verunreinigungen in CO ₂ aus Industrie werden vernachlässigt 4. ChemCAD Belege werden von Hennig und Ruppach kontrolliert 5. Projektleiter Beleg wird von Sent und Weinand angefertigt	1. Hartung+Pujan 2. Hennig 3. 4. Hennig + Ruppach 5. Sent + Weinand		

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
Alchimistenfalle	30.10.2014	21 Uhr	Weinand	alle Projektleiter

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
06.11.2014, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Alchimistenfalle

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Auswertung Chemcad	1. Methanolsynthese	1. Datei gut, Erläuterung fehlt	1. Weinand		
2	Vorlesung Sokollik		1. versuchen am 24.11. Vorlesung ausfallen zu lassen			

Nächste(s) Treffen

Ort Alchimistenfalle	Datum 13.11.2014	Uhrzeit 21 Uhr	Schriftführer Sent	Anwesende alle Projektleiter
--------------------------------	----------------------------	--------------------------	------------------------------	--

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
13.11.2014, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Wh 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erlедigt
1	Probleme der Gruppen	1. CO ₂ Absorption 2. Wirtschaftlichkeit + CO ₂ Absorption 3. MeOH Synthese 4. Wirtschaftlichkeit	1. Probleme bei Reaktorauswahl -> GIBBS Reaktor verwenden 2. Treffen vereinbaren für Kostenbesprechung, Kristallisator soll ausgelegt werden, Wärmetauscher noch ungeklärt 3. Text zu CC-Simulation fehlt immer noch 4. Besprechung diverser Annahmen, viele Daten sind bereits von den Gruppen abgeliefert worden			

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
Alchimistenfalle	20.11.2014	21 Uhr	Weinand	alle Projektleiter

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
20.11.2014, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Wh 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erlедigt
1	Probleme der Gruppen	1. Aufstellungs- und Exzonenpläne 2. Wirtschaftlichkeit + CO ₂ Absorption	1. Erklärung beim nächsten GL-Treffen 2. Kosten sind richtig, aber nicht umsetzbar, Preise für diverse Stoffe unbekannt -> „was wäre wenn“-Aufgabe entfällt größtenteils, nur Investkosten mit Abschreibungen (sind schon teuer genug); CO ₂ Preis für CO ₂ Absorption bis 25.11., dann Text mit Begründung warum Thema unrealistisch, bzw. Preis für CO ₂ Zertifikate		1. 24.11.2014 2. 07.12.2014	
2	Gespräch mit Prof. Seitz	1. Präsentation	1. Präsentation in diplomatischer Art und Weise vortragen, auf Forschung und Entwicklung eingehen; evtl. zusätzlicher Punkt was den Studenten das Entwicklungsprojekt gebracht hat			
3	Vorstellung der Präsentation		1. Inhaltliche Besprechung der Präsentation			

Nächste(s) Treffen

Ort Alchimistenfalle	Datum 27.11.2014	Uhrzeit 21 Uhr	Schriftführer Weinand	Anwesende alle Projektleiter
--------------------------------	----------------------------	--------------------------	---------------------------------	--

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
04.12.2014, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
Projektleiter außer: Weinand (entschuldigt)

Schriftführer
Theresa Sent

Ort
WH 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin
1	Call-for-Papers		Hennig bringt alle auf den gleichen Stand	Hennig	
2	Aufstellungs- und ExZonen-Pläne	<ol style="list-style-type: none"> 1. Elektrolyse 2. MeOH-Synthese 3. RWGS 4. CO₂-Absorption 	<ol style="list-style-type: none"> 1. fehlt 2. fehlt (ebenfalls fehlt die VISIO-Datei des VfB) 3. Wert und Einheit am Maßstab fehlt, Beschriftungen und Optimierung des Platzbedarfs 4. Erinnerung an Deadline (Wunsch des GL) 		
3	Nächstes GL-Meeting		Aktuellen Text hochladen	Sent/Ruppach	05.12.2014

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
Alchimistenfalle	11.12.2014	21 Uhr	Sent	alle Projektleiter außer: Weinand (entschuldigt)

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
11.12.2014, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
Projektleiter außer: Weinand (entschuldigt)

Schriftführer
Theresa Sent

Ort
WH 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin
1	Nächstes GL-Meeting		Vorbereiten, welche Gruppe was in ihrem Vortrag haben soll	Hennig	15.12.2014
2	Deadline-Überschreitungen		E-Mail an Joe, welchen Gruppen wegen was Bescheid gegeben werden muss	Sent	12.12.2014

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
	18.12.2014	21 Uhr	Weinand	alle Projektleiter

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
18.12.2014, 19:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Wohnheim 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Auswertung Teilpräsentationen		Auswertung der Teilpräsentationen mit Verbesserungen (Details: s.u.)			

PL-Gruppe:

Einleitung
Aufgabenstellung

Szenarien (+ Warum CO₂-Kraftwerke + Luft)
Art des Projektmanagements
Gruppeneinteilung

Zeitplanung → Deadlines realistisch; Regelung mittels Meetings GL/PL
Grobstruktur Aufbau aller Gruppen

Elektrolyse:

Überleitung Elektrolyse → altes Seitz-Bild
Zielstellungsfolie

Theorie verkürzen (weniger tiefgehend erzählen+ HTEL weglassen)
Vergleichsfolie

Fließschema PEM-Elektrolyse
Aufstellungsplan + Vergleiche

Alex:

Überleitung CO₂ → altes Seitz-Bild + roten Kringel
Alle 3 Mgl. einmal erklären → CO₂ aus chem. Industrie dabei erklären

Polygeration:

Rechtschreibfehler + Entwicklungsbedarf eigene Folie, sonst ok

CO₂-Absorption aus Luft:

→ Zahlen stimmen nicht
→ Anzahl Kolonnen usw. als Vorstellung (auf letzte Folie mit drauf)

RWGS:

Zielstellung
Reaktionsübersicht (Quelle)

Bild fragwürdig, das an anderer Stelle → bessere mündliche Beschreibung
Fließbild anders erklären, Tabelle raus

ChemCAD statt Zusammenfassungsfolie → Worte verlieren → Verfahren etabliert und funktioniert

MeOH-Synthese:

Zielstellung
Allgemeines kann so bleiben
Fließbild: purge
ChemCAD (weniger detailliert erklären, mehr allgemein)
Aufstellungsplan & Ausblick raus

Wirtschaftlichkeit:

→ Sascha macht einen Teilausblick

Alex:

→ Diskussion
→ Prognose /Ausblick

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
08.01.2015, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Wohnheim 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erlедigt
1	Abschlussbericht	<ol style="list-style-type: none"> 1. Gesamtbilanz 2. Prognose 3. Binden 4. Abgabe 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Anfertigung der Gesamtbilanz bis 12.1. 2. Anfertigung der Prognose 3. Fachschaftsrat fragen, ob Kosten übernommen werden; Binden bis 23.01., 3 Exemplare 4. Abgabe am 31.1.15, deshalb Endversion bis 19.1., sodass jede Gruppe nochmal bis 21.1. die Endversion einblicken kann 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Ruppach 2. Bartsch 3. Weinand 		
2	Präsentation	<ol style="list-style-type: none"> 1. Korrekturen 2. Generalprobe 3. Abschlusspräsentation 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Korrekturen fehlen, Abgabe bis 23.1. 2. Termin: 26.1. 3. 3 Termine für Prof. Seitz: 2.2. 13:30-15:00; 3.2. 13:30-15:00; 5.2. 9:15-10:45 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Weinand 2. Weinand 		

Nächste(s) Treffen

Ort	Datum	Uhrzeit	Schriftführer	Anwesende
Wohnheim 6	15.01.2015	21:00	Weinand	alle Projektleiter

Meeting der Projektleiter

Datum, Uhrzeit
30.01.2015, 21:00

Teilnehmer / Abwesende
alle Projektleiter

Schriftführer
Johannes Weinand

Ort
Wohnheim 6

Nr.	Tagesordnungspunkt (TOP) / Problem	Unterpunkt	Ergebnisse / Aufgaben	Verantwortlich	Termin	Erledigt
1	Abschlussbericht	1. Tabelle	1. Anfertigung einer Tabelle mit allen wichtigen Werten	1.		
2	Präsentation	1. Kleiderordnung 2. Generalprobe 3. Handouts	1. Hemd und dunkle Hose 2. Termin: 26.1. 13:30 3. 6 Handouts mit Tabelle aller wichtigen Werte	1.		

Nächste(s) Treffen

Ort Wohnheim 6	Datum 30.01.2015	Uhrzeit 21:00	Schriftführer Weinand	Anwesende alle Projektleiter
--------------------------	----------------------------	-------------------------	---------------------------------	--

Nr.	Vorgangsname	Anfang	Ende	Mai 2014							Juni 2014							Juli 2014	
				15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28		
				07.04	14.04	21.04	28.04	05.05	12.05	19.05	26.05	02.06	09.06	16.06	23.06	30.06	07.07		
1	Gruppe 1 (Wirtschaftlichkeitsbetrachtung)	Die 06.05.14	Mit 02.07.14																
2	Vorbetrachtung bzgl. H2	Die 06.05.14	Son 15.06.14																
3	Vorbetrachtung bzgl. MeOH	Die 06.05.14	Son 15.06.14																
4	Parameterangabe	Die 06.05.14	Son 15.06.14																
5	Vorbereitung auf Rückfragen bei der Zwischenpräsentation	Don 26.06.14	Mit 02.07.14																
6	Gruppe 2, 3, 4, 5, 6	Die 06.05.14	Mit 02.07.14																
7	Recherche Prozessoptionen und -auswahl	Die 06.05.14	Mon 02.06.14																
8	Prozessbeschreibung	Die 20.05.14	Mit 18.06.14																
9	Verfahrensfließbild	Die 20.05.14	Mit 18.06.14																
10	Vorbereitung auf Rückfragen bei der Zwischenpräsentation	Don 26.06.14	Mit 02.07.14																
11	Projektleitung	Son 20.04.14	Don 03.07.14																
12	Inhaltliches Konzept	Son 20.04.14	Mon 05.05.14																
13	Vorlagen, Recherchehinweise	Son 20.04.14	Mon 05.05.14																
14	Korrekturen	Mon 02.06.14	Don 03.07.14																
15	Gesamtfließbild	Don 19.06.14	Mon 30.06.14																
16	Präsentation erstellen/ organisieren	Don 26.06.14	Mit 02.07.14																
17	Meetings	Don 10.04.14	Don 03.07.14																
18	Kick-Off-Meeting	Don 10.04.14	Don 10.04.14	◆ 10.04															
19	Gesamtmeeting 1	Die 06.05.14	Die 06.05.14	◆ 06.05															
20	GL-Meeting SS 1	Mit 07.05.14	Mit 07.05.14	◆ 07.05															
21	GL-Meeting SS 2	Die 20.05.14	Die 20.05.14	◆ 20.05															
22	GL-Meeting SS 3	Die 03.06.14	Die 03.06.14	◆ 03.06															
23	GL-Meeting SS 4	Don 19.06.14	Don 19.06.14	◆ 19.06															
24	GL-Meeting SS 5	Don 26.06.14	Don 26.06.14	◆ 26.06															
25	Gesamtmeeting 2 (Präsentation)	Don 03.07.14	Don 03.07.14	◆ 03.07															

Nr.	Vorgangsname	Anfang	Ende	Oktober 2014							November 2014							Dezember 2014							Januar 2015							Februar 2015						
				40 29.09	41 06.10	42 13.10	43 20.10	44 27.10	45 03.11	46 10.11	47 17.11	48 24.11	49 01.12	50 08.12	51 15.12	52 22.12	1 29.12	2 05.01	3 12.01	4 19.01	5 26.01	6 02.02	7 09.02															
1	Gruppe 1 (Wirtschaftlichkeitsbetrachtung)	Mon 13.10.14	Son 11.01.15																																			
2	Recherche Überschussstrom	Mon 13.10.14	Son 02.11.14																																			
3	Investitions- und Betriebskosten	Mon 17.11.14	Son 14.12.14																																			
4	Berechnung versch. Einstiegszenarien	Mon 17.11.14	Son 14.12.14																																			
5	Präsentationserstellung	Mon 15.12.14	Son 11.01.15																																			
6	Gruppe 2 (Elektrolyse)	Mon 13.10.14	Son 14.12.14																																			
7	Einarbeitung Änderungen	Mon 13.10.14	Son 26.10.14																																			
8	Bilanzierung + ChemCAD	Mon 13.10.14	Fre 07.11.14																																			
9	Aufstellungs & Ex-Zonenpläne	Mon 27.10.14	Son 16.11.14																																			
10	Investitionskostenparameter	Mon 10.11.14	Son 16.11.14																																			
11	Überarbeitung, falls erforderlich	Mon 24.11.14	Son 07.12.14																																			
12	Präsentationserstellung	Mon 17.11.14	Son 14.12.14																																			
13	Gruppe 3 (Polygeneration)	Mon 13.10.14	Son 14.12.14																																			
14	Einarbeitung Änderungen	Mon 13.10.14	Son 26.10.14																																			
15	Kosten IGCC (Pre- & Post-Combustion)	Mon 13.10.14	Son 23.11.14																																			
16	Lastvarianz IGCC	Die 28.10.14	Son 23.11.14																																			
17	Überarbeitung, falls erforderlich	Mon 24.11.14	Son 07.12.14																																			
18	Präsentationserstellung	Mon 17.11.14	Son 14.12.14																																			
19	Gruppe 4 (RWGS)	Mon 13.10.14	Son 14.12.14																																			
20	Einarbeitung Änderungen	Mon 13.10.14	Son 26.10.14																																			
21	Bilanzierung + ChemCAD	Mon 13.10.14	Fre 07.11.14																																			
22	Aufstellungs & Ex-Zonenpläne	Mon 27.10.14	Son 16.11.14																																			
23	Investitionskostenparameter	Mon 10.11.14	Son 16.11.14																																			
24	Recherche Minimallast & Umbauten für Flexibilität	Mon 03.11.14	Son 23.11.14																																			
25	Überarbeitung, falls erforderlich	Mon 24.11.14	Son 07.12.14																																			
26	Präsentationserstellung	Mon 17.11.14	Son 14.12.14																																			
27	Gruppe 5 (MeOH)	Mon 13.10.14	Son 14.12.14																																			
28	Einarbeitung Änderungen	Mon 13.10.14	Son 26.10.14																																			
29	Aufstellungs & Ex-Zonenpläne	Mon 27.10.14	Son 16.11.14																																			
30	Bilanzierung + ChemCAD	Mon 13.10.14	Son 02.11.14																																			
31	Investitionskostenparameter	Mon 03.11.14	Son 16.11.14																																			
32	Recherche Minimallast & Umbauten für Flexibilität	Mon 03.11.14	Son 23.11.14																																			
33	Überarbeitung, falls erforderlich	Mon 24.11.14	Son 07.12.14																																			
34	Präsentationserstellung	Mon 17.11.14	Son 14.12.14																																			
35	Gruppe 6 (CO2-Absorption)	Mon 13.10.14	Son 14.12.14																																			
36	Einarbeitung Änderungen	Mon 13.10.14	Son 26.10.14																																			
37	Bilanzierung + ChemCAD	Mon 13.10.14	Son 16.11.14																																			
38	Investitionskostenparameter	Mon 17.11.14	Son 23.11.14																																			
39	Wirtschaftlichkeitsbetrachtung	Mon 24.11.14	Son 07.12.14																																			
40	Überarbeitung, falls erforderlich	Mon 01.12.14	Fre 12.12.14																																			
41	Präsentationserstellung	Mon 24.11.14	Son 14.12.14																																			
42	Projektleitung	Mon 13.10.14	Fre 30.01.15																																			
43	Korrekturen	Mon 13.10.14	Son 21.12.14																																			
44	Texte verfassen (PL, CO2-chem. Industrie, Prozessübersicht)	Mon 10.11.14	Son 14.12.14																																			
45	Zusammenstellung Abschlussbericht	Mon 13.10.14	Son 18.01.15																																			
46	Präsentation Fachtagung	Mon 24.11.14	Mon 24.11.14																																			
47	Präsentation korrigieren & fusionieren	Mon 15.12.14	Fre 23.01.15																																			
48	Binden lassen etc.	Mon 19.01.15	Fre 30.01.15																																			
49	Meetings	Die 07.10.14	Mit 04.02.15																																			
50	PL & Gruppe 1	Die 07.10.14	Die 07.10.14																																			
51	GL-Meeting WS 1	Mon 13.10.14	Mon 13.10.14																																			
52	PL & Gruppe 6	Die 14.10.14	Die 14.10.14																																			
53	PL & Gruppe 3	Die 14.10.14	Die 14.10.14																																			
54	PL & Gruppe 5	Don 16.10.14	Don 16.10.14																																			
55	PL & Gruppe 2	Don 16.10.14	Don 16.10.14																																			
56	PL & Gruppe 4	Fre 17.10.14	Fre 17.10.14																																			
57	Dozenten-Meeting	Mon 27.10.14	Mon 27.10.14																																			
58	GL-Meeting WS 2	Mon 10.11.14	Mon 10.11.14																																			
59	GL-Meeting WS 3	Mon 24.11.14	Mon 24.11.14																																			
60	GL-Meeting WS 4	Mon 08.12.14	Mon 08.12.14																																			
61	GL-Meeting WS 5 (Probe der Einzel-Präsentationen)	Mon 15.12.14	Mon 15.12.14																																			
62	GL-Meeting WS 6	Mon 12.01.15	Mon 12.01.15																																			
63	GL-Meeting WS 7 (Generalprobe Geamtvortrag)	Mon 26.01.15	Mon 26.01.15																																			
64	Abschlusspräsentation	Mit 04.02.15	Mit 04.02.15																																			