

**Nachhaltige Biokerosin-Produktion auf Basis von Biogas aus unterschiedlichen
Quellen in der südlichen Metropolregion Hamburg/ in Niedersachsen
(Biogas-to-Kerosene)**

Kontakt

Süderelbe AG
Dr. Jürgen Glaser
Bereichsleiter Clusterentwicklung
Tel: +49 (40) 355 103 410
glaser@suederelbe.de

Süderelbe AG
Marie Christin Mielke
Projektmanagerin
Tel: +49 (5161) 44 2056
mielke@suederelbe.de

Auftraggeber: Airbus Operations GmbH
Niedersächsisches Ministerium für Ernährung, Landwirtschaft
und Verbraucherschutz

Auftragnehmer: 3N-Kompetenzzentrum Niedersachsen Netzwerk Nachwach-
sende Rohstoffe

Verantwortlicher Bearbeiter:
Michael Kralemann

Hochschule für angewandte Wissenschaften und Kunst Göttin-
gen

Verantwortliche Bearbeiter:
Achim Loewen
Daniela Dressler

Süderelbe AG

Verantwortliche Bearbeiter:
Marie Christin Mielke
Micheal Krohn

Technische Universität Hamburg-Harburg, Institut für Umwelt-
technik und Energiewirtschaft

Verantwortliche Bearbeiter:
Martin Kaltschmitt
Jan Peer Gebauer

Inhaltsverzeichnis

1	Hintergrund und Ziel	1
1.1	Klimaschutz im Luftverkehr	1
1.1.1	IATA und ICAO-Ziele	1
1.1.2	EU Nachhaltigkeitskriterien.....	3
1.1.3	RSB Kriterien.....	4
1.1.4	ETS	4
1.1.5	ISCC.....	5
1.2	Biomasse als nachhaltiger Energieträger	6
1.2.1	Exkrememente aus der Nutztierhaltung (Wirtschaftsdünger).....	7
1.2.2	Getreidestroh (Koppelprodukt).....	8
1.2.3	Pflanzenbauliche Koppelprodukte	8
1.2.4	Dauergrünland.....	8
1.2.5	Wildpflanzenmischung	9
1.2.6	Zwischenfrüchte	9
1.2.7	Mais	9
1.2.8	Getreide-Ganzpflanzensilage (GPS).....	10
1.2.9	Zucker- und Futterrüben	10
1.2.10	Bioabfälle.....	10
1.3	Ziel der Untersuchung	10
2	Biomethankonzept.....	11
2.1	Biomethanbereitstellung.....	12
2.2	Biomethantransport	13
2.3	Biomethannutzung	16
3	Konversionspfade	18
3.1	Biomassebereitstellung und -aufbereitung.....	18
3.2	Biogaserzeugung	18
3.3	Biogasaufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz.....	21
3.4	Biokerosinerzeugung über GtL-Prozesse.....	25
3.4.1	Reformierung.....	26
3.4.2	Synthesegasaufbereitung	28
3.4.3	Fischer-Tropsch Synthese.....	28
3.4.4	Produktaufbereitung	31
4	Biomethan-Potenziale	33

4.1	Stand der Biogas- und Biomethanerzeugung.....	33
4.2	Potenziale der Substrate zur Biogaserzeugung.....	34
4.2.1	Energiepflanzen und Wirtschaftsdünger.....	35
4.2.2	Abfälle.....	37
4.3	Szenarien für die Entwicklung der Biogaserzeugung.....	38
5	Untersuchte Standorte.....	42
5.1	Standort Deltaland.....	42
5.2	Standort Stade.....	42
6	Technische Analyse.....	44
6.1	Methodik.....	44
6.2	Datenbasis.....	44
6.3	Ergebnisse.....	47
6.3.1	Standortungebundene Analyse.....	47
6.3.2	Standort Deltaland.....	52
6.3.3	Standort Stade.....	53
7	Ökologische Analyse.....	54
7.1	Methodik.....	54
7.2	Untersuchungsrahmen und Datenbasis.....	55
7.2.1	Allgemeine Festlegungen.....	55
7.2.2	Datenbasis Biomethan.....	60
7.2.3	Datenbasis Biokerosin.....	65
7.3	Stoffstrommodell Biokerosinproduktion.....	66
7.4	Ergebnisse.....	67
7.4.1	Standortungebundene Analyse.....	67
7.4.2	Standort Deltaland.....	76
7.4.3	Standort Stade.....	78
8	Ökonomische Analyse.....	81
8.1	Methodik.....	81
8.2	Datenbasis.....	82
8.2.1	Allgemeine Datenbasis.....	82
8.2.2	Datenbasis Biomethan.....	82
8.2.3	Datenbasis Biokerosin.....	85
8.3	Ergebnisse.....	86
8.3.1	Standortungebundene Analyse.....	87
8.3.2	Standort Deltaland.....	96

8.3.3	Standort Stade	98
9	Schlussbetrachtung	100
10	Quellen	105

Nomenklatur

Lateinische Buchstaben

a	Annuitätenfaktor
e	Exergie
h	Spezifische Enthalpie
i	Kalkulationszinssatz
n	Stoffmenge
s	Spezifische Entropie
z	Betrachtungszeitraum

A	Annuität
I	Investitionskosten
H	Enthalpie
P	Leistung
Q	Energie

Griechische Buchstaben

α	Alpha Funktion
Δ	Differenz
η	Wirkungsgrad

Indices

Tiefgestellte Indices:

0	Referenzgröße (in Bezug auf Investitionen)
1	Zielgröße (in Bezug auf Investitionen)
eigen	Eigenbedarf (in Bezug auf Leistungen)
el	Elektrisch (in Bezug auf Leistungen)
g	Gesamt (in Bezug auf Wirkungsgrade)
ges	Gesamt (in Bezug auf Investitionen)
n	Stöchiometrischer Index (in Bezug auf Kohlenstoff)
m	Stöchiometrischer Index (in Bezug auf Wasserstoff)
u	Umgebung (in Bezug auf Enthalpie und Entropie)
s	Stoff (in Bezug auf Wirkungsgrade und Energie)
zu	Zufuhr (in Bezug auf Energieströme)
LHV	Heizwert (in Bezug auf Energien)
N	Bei Normbedingungen (in Bezug auf Volumina)
R	Reaktion (in Bezug auf Enthalpie)
R	Skalierungsexponent (in Bezug auf Investitionen)

Abkürzungen

ATR	Autothermer Reformier
ASF	Anderson-Schulz-Flory
DBFZ	Deutsches Biomasse Forschungszentrum
DR	Dampfreformer
EU	Europäische Union
FTS	Fischer-Tropsch-Synthese
GHG	Greenhouse gas
GtL	Gas-to-Liquid
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
LTFT	Niedertemperatur Fischer-Tropsch-Synthese
LZA	Luftzerlegungsanlage
POX	Partielle Oxidation
PSA	Druckwechseladsorption
SNG	Synthetic Natural Gas
THG	Treibhausgas

1 Hintergrund und Ziel

Im Rahmen der vorliegenden Machbarkeitsstudie ist das vorrangige Ziel, die erforderliche Wertschöpfungskette zur Produktion von Biokerosin aus Biomethan, welches in den ländlichen Räumen Niedersachsens zur Verfügung gestellt werden kann, zu identifizieren und darzustellen. Dazu werden zunächst die Biomethanpotenziale in Niedersachsen erhoben und eine ökologische und ökonomische Bewertung vorgenommen. Anschließend wird die Konversion des Biomethans zu Biokerosin über den GtL-Prozess betrachtet und technisch, ökologisch und ökonomisch analysiert. Es wird außerdem auf die speziellen Gegebenheiten der ausgewählten Standorte (Stade und Deltaland) eingegangen, um mögliche Synergieeffekte mit der lokal verfügbaren Infrastruktur zu ermitteln und auf deren Basis eine mögliche Strategie in ganz Niedersachsen/Norddeutschland zu implementieren. Das Projekt soll den Luftfahrtsektor dabei unterstützen, dem Erfordernis nach nachhaltigem, aus verschiedenen Quellen erzeugtem Biokerosin zu entsprechen, ohne die virulente "Teller oder Tank"-Diskussion anzuhetzen. Daher erfolgt auch eine gesonderte Betrachtung der Potenziale aus Abfällen. Aufgrund der hohen, selbstgesteckten Ziele der Luftfahrtindustrie und der wichtigen Rolle, die nachhaltige Kraftstoffe hierbei spielen sollen, ist eine Abschätzung der verfügbaren Potenziale von großer Bedeutung.

The primary target of this feasibility study is to identify and illustrate the required value chain for the production of biokerosene from Biomethane, which can be provided from the rural areas of Lower Saxony. For this purpose the Biomethane potential in Lower Saxony is compiled and ecological and economical assessed. Afterwards a close look is taken into the conversion of Biomethane to biokerosene followed by a technical, ecological and economic analysis. Furthermore the given conditions of the chosen locations (Stade and Deltaland) are taken into account to identify possible synergies in order to implement a strategy for Lower Saxony/Northern Germany on that base. The Project aims to support the aviation industry in finding ways to provide sustainable Biokerosene from different sources without affecting the virulent "food or fuel" discussion. Therefore the potentials from waste are looked at separately. Due to the high self-set targets of the aviation industry and the important role sustainable fuels shall play thereby, an estimation of the available potentials is of great importance.

1.1 Klimaschutz im Luftverkehr

Dieses Kapitel beschäftigt sich mit den Zielen der Luftfahrt bezüglich der Reduzierung der CO₂-Emissionen. Außerdem werden die Nachhaltigkeitskriterien verschiedener Organisationen ebenso wie die politischen Rahmenbedingungen in diesem Bereich erläutert.

1.1.1 IATA und ICAO-Ziele

Um dem Klimawandel entgegen zu wirken soll auch die Luftfahrtindustrie dazu beitragen, die Emission von Treibhausgasen wie CO₂ aus der Nutzung fossiler Energieträger zu verringern. Die International Air Transport Association (IATA) hat sich hierfür eine Reihe von Zielen gesetzt. Bereits heute soll der eingesetzte Treibstoff jährlich 1,5 % effizienter genutzt werden. Ab dem Jahr 2020 soll das Wachstum der Luftfahrtindustrie klimaneutral geschehen und bis 2050 soll die Verringerung der Emissionen soweit fortgeschritten sein, dass nur noch 50 % der im Jahr 2005 verursachten Emissionen anfallen [IATA 2012]. Diese Ziele sollen im Wesentlichen durch effizientere Flugzeuge, bessere Planung und Durchführung von Flügen und effizientere Nutzung der Infrastruktur sowie durch Biokraftstoffe erreicht werden. Abb. 1-1 zeigt schematisch den Anteil der einzelnen Maßnahmen am Gesamtziel.

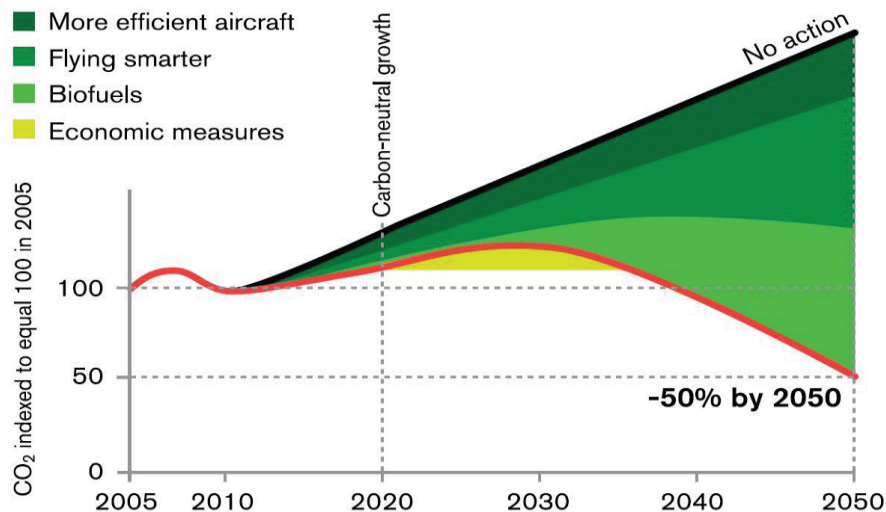


Abb. 1-1: Roadmap der IATA zur Verringerung der CO₂-Emissionen [IATA 2012]

Der geringe Anteil der technischen Maßnahmen liegt in der langen Entwicklungszeit für neue Flugzeuge und dem schon hohen Entwicklungsstand begründet, welcher u. a. auf die hohen Sicherheitsstandards und die damit verbundenen Testreihen zurück zu führen ist. Die Entwicklungszyklen für neue Flugzeuge liegen heute bei rund 15 Jahren [Hornung 2012], wobei neue Flugzeuge bisher etwa 20 bis 30 % effizienter waren als ihre Vorgängermodelle [IATA 2011].

Einen größeren Anteil an der potenziellen Emissionsreduktion haben aber die operativen Maßnahmen, welche im Schaubild unter „Flying smarter“ zusammengefasst sind. Hierunter werden Aspekte wie eine effizientere Flugplanung verstanden, die u. a. vorsieht, besonders Langstreckenflüge durch Regionen mit möglichst geringer Luftdichte zu leiten. Eine solche Maßnahme kann laut IATA [IATA 2011] bei einem 10 h Flug bis zu 2 % Kraftstoff einsparen.

Weiterhin fallen eine optimierte Nutzung des Hilfstriebwerks (auxiliary power unit) am Boden sowie ein optimiertes Gewichtsmanagement und verbesserte Wartungspläne in diese Kategorie. Das größte Potenzial zur Verringerung des CO₂-Austoßes wird jedoch bisher beim Einsatz von Biokraftstoffen gesehen.

Auch die International Civil Aviation Organization (ICAO) hat sich Ziele zur Emissionsreduzierung gesetzt. Diese wurden im Jahr 2009 formuliert und sehen eine Steigerung der Kraftstoffeffizienz von 2 %/a bis 2020 und darüber hinaus auch bis 2050 vor [ICAO 2009]. Weitere Ziele, wie ein klimaneutrales Wachstum ab 2020, wurden auf der Mitgliederversammlung vom 24.09. bis zum 04.10.2013 besprochen. Verbindliche Aussagen sind hierzu aber – wenn man den veröffentlichten Aussagen glauben darf – nicht vor 2016 zu erwarten.

Beide Organisationen sind strikt gegen die aktuelle Form des von der EU ursprünglich angedachten CO₂-Emissionshandels in Europa (Kapitel 1.1.4), da dieser auch die Flugstrecken außerhalb der europäischen Union (EU) besteuert, sofern der Flug innerhalb der EU gestartet wird oder einen EU Flughafen als Ziel hat. Beide Organisationen halten es für notwendig, eine internationale Lösung zu finden und sehen daher den Alleingang der EU als nicht zielführend an. Die zuständige EU-Kommission hat sich bereit erklärt, den Handel der Emissionsrechte für oben genannte Flüge bis zur ICAO Konferenz auszusetzen. Sollte auf dieser Konferenz jedoch keine Einigung erzielt werden, werde man wie ge-

plant mit dem Handel fortfahren [Hedegaard 2012]. In der Zwischenzeit wurde dieses Ziel aber auf mindestens 2016 verschoben.

Auf der ICAO Konferenz wurde beschlossen, ein globales System zum CO₂-Handel einzuführen. Hierzu sollen bis zur nächsten Konferenz im Jahr 2016 Vorschläge von den Mitgliedsstaaten gemacht werden, so dass 2020 die Einführung des Systems erfolgen kann [ICAO 2013]. Die EU Kommission hat diesem Vorschlag zugestimmt.

1.1.2 EU Nachhaltigkeitskriterien

Der Ausbau der erneuerbaren Energien ist von der EU erwünscht und wird als förderungswürdig betrachtet, da hierdurch eine Minderung der CO₂-Emissionen erreicht werden kann. Die EU hat das Ziel formuliert, bis zum Jahre 2020 den Energiebedarf der Gemeinschaft im Verkehrssektor zu 10 % und den Gesamtenergiebedarf zu 20 % aus erneuerbaren Energie zu decken [EU 2009]. Für den Luftverkehr ist vorgesehen, 2 Mio. t/a an Biokerosin bis 2020 zu produzieren [Haug 2012]. Die Richtlinie weist weiterhin darauf hin, dass für Biokraftstoffe und flüssige Brennstoffe besondere Nachhaltigkeitskriterien eingehalten werden sollten (d. h. die European Renewable Energy Directive (RED) muss eingehalten werden). Diese Nachhaltigkeitskriterien zielen u. a. darauf ab, von biologischer Vielfalt geprägte Flächen zu erhalten, Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion zu vermeiden und heimische Arten vor Verdrängung durch invasive Eingriffe zu schützen. Die Nachhaltigkeitskriterien gelten dabei sowohl für Rohstoffe, die innerhalb der EU angebaut wurden, als auch für jene, die importiert werden. Das wichtigste Kriterium der Richtlinie bezieht sich auf die direkte Minderung des CO₂-Ausstoßes, der durch den Einsatz von Biokraftstoffen gegenüber fossilen Produkten erreicht wird. Hierfür werden prozentuale Minderungswerte einschließlich einer sehr strikten Berechnungsvorschrift angegeben, welche im Laufe der Zeit erhöht werden. Die Gliederung fällt wie folgt aus:

- 35 % ab dem 01.04.2013
- 50 % ab dem 01.01.2017
- 60 % ab dem 01.01.2018

Dabei ist zu beachten, dass die letzte Stufe nur für Anlagen vorgesehen ist, die ihren Betrieb nach dem 01.01.2017 aufgenommen haben. Die sich auf Grünland, Wald und Flächenstatus beziehenden Kriterien sowie der Verweis auf EG 73/2009 [EU 2009-2] entfallen bei der Nutzung von Abfällen, Rückständen und Nebenprodukten, sofern diese nicht aus Land- und Forstwirtschaft, Aquakulturen oder der Fischerei stammen. Die Berechnung der CO₂-Einsparungen erfolgt nach einem streng vorgegebenen Schema, welches die Emissionen entlang der gesamten Erzeugungskette berücksichtigt (d. h. Lebenswegansatz). Für viele Kraftstoffe sind bereits Standardwerte angegeben, so dass nur noch „auf das Jahr umgerechnete Emissionen aufgrund von Kohlenstoffbestandsänderungen infolge von Landnutzungsänderungen“ [EU 2009] berechnet werden müssen. Dabei werden die Emissionen bei der Herstellung der jeweiligen Anlage nicht berücksichtigt. Neben dem Ausstoß von reinem CO₂ werden Methan (CH₄) mit dem CO₂-Äquivalenzfaktor 25 und Distickstoffoxid (N₂O) mit dem CO₂-Äquivalenzfaktor 296 berücksichtigt. Sollte für den Anbau der Rohstoffe eine stark degradierte, verschmutzte oder eine Fläche, die im Januar 2008 nicht für landwirtschaftlich oder sonstige Zwecke verwendet wurde, verwendet werden, wird für 10 Jahre ab der Umwandlung der Fläche ein Bonus von 29 g CO_{2eq}/MJ Biokraftstoff gewährt. Die Berechnung der endgültigen Einsparungen erfolgt nach Gleichung (1-1), wobei E_f die Gesamtemissionen des Komparators für fossile Brennstoffe sind und E_b für die Gesamtemissionen bei der Verwendung des Biokraftstoffs steht.

$$EINSPARUNG = \frac{E_f - E_b}{E_f} \quad (1-1)$$

Problematisch an der Richtlinie ist die rein energetische Bewertung der Nebenprodukte (z. B. Schlempe, Rapsschrot), da diese üblicherweise stofflich als Futtermittel genutzt werden und damit eine Bewertung nach dem Heizwert wenig sinnvoll ist.

Die Richtlinie sieht außerdem vor, dass eine Kommission im Abstand von 2 Jahren einen Bericht über die soziale Tragbarkeit und den Verbrauch von Biokraftstoffen vorlegt und dabei auch die Menschenrechte berücksichtigt.

1.1.3 RSB Kriterien

Der Roundtable on Sustainable Biofuels (RSB) ist eine Nichtregierungsorganisation (NGO) mit dem Ziel, den Ausbau der Biokraftstoffproduktion nachhaltig zu gestalten. Die Initiative setzt sich aus verschiedenen Unternehmen entlang der Wertschöpfungskette von nachhaltigen Kraftstoffen zusammen. Die Mitgliederliste umfasst 98 Unternehmen und deckt damit einen Großteil der bedeutenden Akteure dieses Bereichs ab (u.a. World Wide Fund For Nature (WWF), IATA, Airbus, Shell, etc.) [RSB 2014]. Die vorgestellten Kriterien decken sich in vielen Punkten mit denen der EU, gehen aber häufig darüber hinaus. Für Biokraftstoffgemische wird beispielsweise gefordert, dass sie mindestens 50 % weniger CO₂-Emissionen verursachen als ihre fossilen Gegenstücke. Für Stoffe, welche die Luft verschmutzen, soll ein Plan aufgestellt werden, der die Quelle der Verschmutzung und mögliche Gegenmaßnahmen beschreibt. Neben dem CO₂ werden auch andere Stoffe wie Stickstoffoxide, Dioxine sowie generell Stoffe die „schädlich für die Umwelt oder die menschliche Gesundheit“ sind, aufgelistet [RSB 2011].

1.1.4 ETS

Der politische Vorschlag zur Verringerung der CO₂-Emissionen aus dem Luftverkehr ist das European Emission Trading System (ETS). Es sieht vor, Zertifikate an Unternehmen zu verkaufen und diesen dadurch zu erlauben, eine bestimmte Menge an CO₂ auszustoßen. Die Anzahl der Zertifikate ist limitiert; d. h. es existiert eine Obergrenze. Die Zertifikate werden dabei zunächst vom Staat verkauft, können aber von den Unternehmen anschließend auch untereinander gehandelt werden. Sollte ein Unternehmen mehr CO₂ ausstoßen als es dessen Zertifikate zulassen, sind hohe Strafen vorgesehen. Die Höhe der Strafe liegt aktuell bei 100 €/t_{CO2} und soll mit jedem Jahr entsprechend der Inflation angepasst werden. Ziel ist es also, die Unternehmen mit finanziellem Druck zur Minderung der Emissionen zu zwingen. Das System trat im Jahr 2005 bereits für verschiedenste Industriezweige in Kraft und gliedert sich in drei Phasen [EU 2009].

- **Phase 1:** 01.01.2005 bis 31.12.2007. In dieser Phase wurden 95 % der Zertifikate kostenlos an die Unternehmen verteilt. Ziel dieser Phase war es, die Auswirkungen des Systems zu testen und Daten für die nächste Phase zu sammeln.
- **Phase 2:** 01.01.2008 bis 31.12.2012. Diese Phase sollte zur Einhaltung der Ziele des Kyoto-Protokolls dienen. Die Anzahl der Zertifikate wurde verringert und so die Obergrenze für den CO₂-Ausstoß gesenkt. In dieser Phase konnten bis zu 10 % der Zertifikate versteigert werden. Den Unternehmen wird außerdem die Möglichkeit geboten über „Mechanismen für umweltverträgliche Entwicklung“ und „Gemeinschaftsreduktion“, also Projekte in anderen Ländern (auch außerhalb der EU) bis zu 22 % Gutschrift auf ihre Abgaben zu erhalten [BDI 2009].

- Phase 3:** 01.01.2013 bis 31.12.2020. In dieser Phase wird die Anzahl der verfügbaren Zertifikate pro Jahr um 1,74 % gesenkt. So soll bis zum Jahr 2020 eine Gesamtreduktion bei den CO₂-Emissionen von 21 % gegenüber dem Niveau von 2005 erreicht werden. Die Anzahl der versteigerten Zertifikate sollte 2012 20 % betragen und in gleichmäßigen Schritten bis 2020 auf 70 % erhöht werden [EU 2009-4]. Eine weitere, wesentliche Änderung ist, dass die bisherigen, nationalen Aktionspläne verfallen und die Obergrenze für die Emissionen von der EU vorgegeben wird.

Die erstmalige Einbeziehung des Luftverkehrs erfolgte 2012. Die Zertifikate müssen seit dem für Flüge erworben werden, die innerhalb der EU starten oder einen EU Flughafen als Ziel haben. Ursprünglich war geplant, sämtliche Flüge von oder in die EU zertifikatspflichtig zu gestalten und dabei die gesamte Flugstrecke zu berücksichtigen. Vor allem letzteres stieß bei Nicht-EU Staaten auf große Kritik, wobei die USA, Russland, China und Indien ihren Fluggesellschaften sogar teilweise verboten, sich den Regeln des ETS zu unterwerfen [WELT 2012]. Vor diesem Hintergrund wurde auf politischen Druck insbesondere der genannten Staaten zwischenzeitlich das ETS für den Luftverkehr zunächst für ein Jahr [Hedegaard 2012] und vor kurzem vollständig ausgesetzt. Weitere Entscheidungen werden nach der nächsten ICAO Konferenz 2016 getroffen.

In Abb. 1-2 ist das ETS für den Luftverkehr dargestellt. Dabei entsprachen 2012 die auszugebenden Zertifikate 97 % des CO₂-Austosses der Baseline. Davon wurden 15 % über Auktionen gehandelt und 85 % frei zugeteilt. Ab dem 01.01.2013 wurde die Gesamtzahl der Zertifikate auf 95 % der Baseline gesenkt. Außerdem gehen von den 85 % der frei zuteilbaren Zertifikate 3 % in eine Reserve, die nur dann ausgegeben wird, wenn der Antragsteller besondere Kriterien erfüllt [EU 2008].

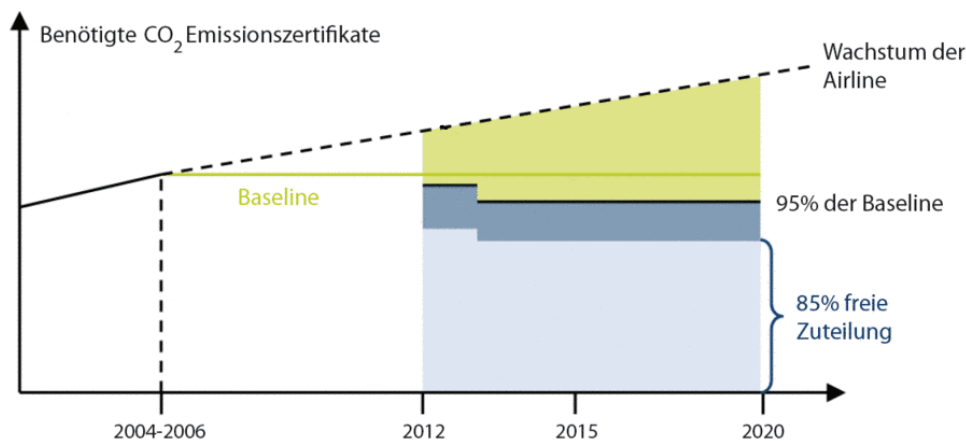


Abb. 1-2: ETS für den Luftverkehr verändert nach Atmosfair [Atmosfair 2013]

1.1.5 ISCC

Das International Sustainability & Carbon Certification (ISCC) ist ein Zertifizierungssystem, das die nachhaltige Herstellung von Biokraftstoffen transparenter machen soll. Das System wird dabei in Deutschland von einem eingetragenen Verein getragen. Mitglieder dieses Vereins können alle Betriebe entlang der Erzeugungskette und der Nutzung, aber auch sonstige Organisationen mit Interesse auf diesem Gebiet sein. Ein Überblick über die Abläufe zur Zertifizierung zeigt Abb. 1-3.

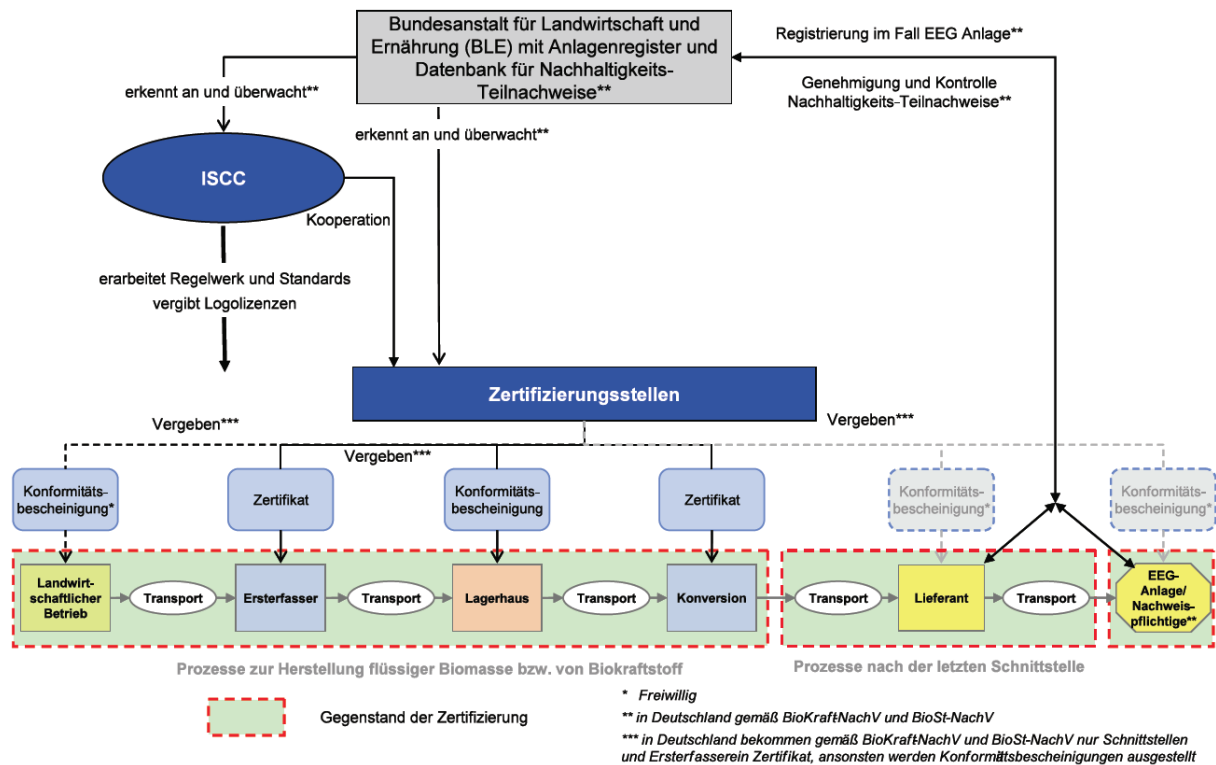


Abb. 1-3: Abläufe bei der Zertifizierung nach ISCC [ISCC 2010]

Die in der Grafik als Rechtecke dargestellten Abläufe werden als Schnittstellen bezeichnet. Die Zertifizierung einzelner Schnittstellen ermöglicht anderen, ihre Partner anhand dieser Zertifikate auszuwählen, um so ein insgesamt nachhaltiges Produkt erzeugen zu können. Da insbesondere auch eine Reduzierung der CO₂-Emissionen von mindestens 35 % erreicht werden muss, um ein Zertifikat zu erhalten, errechnet jede Schnittstelle seine CO₂-Emissionen, so dass das letzte Kettenglied die gesamten CO₂-Emissionen angeben kann. Weitere Kriterien für eine Zertifizierung sind u. a. der Schutz von Flächen und die Rückverfolgbarkeit. Das System ist nach eigenen Angaben auf eine globale Nutzung ausgelegt, lernt und ist nicht auf einzelne Biomassen beschränkt. Organisationen wie die IATA und die ICAO aber auch eine Initiative wie die Aviation Initiative for Renewable Energy in Germany (aireg) sprechen sich für ein globales System aus, was das ISCC sehr interessant macht. Das System eignet sich außerdem auch um die Vorgaben der EU Renewable Energy Directive (EU RED) zu überprüfen. Aktive Mitglieder des ISCC sind u. a. Ölkonzerne wie BP Oil International Ltd und Shell Trading Rotterdam BV aber auch NGO's wie der WWF [ISCC 2013].

1.2 Biomasse als nachhaltiger Energieträger

Bei fachgerechtem Anbau und Umgang stellt Biomasse einen nachhaltigen Energieträger dar. Dennoch bestehen zwischen verschiedenen Pflanzen und Substraten Unterschiede, die insbesondere die Akzeptanz des Anbaus selbst sowie die zugehörigen Prozessketten betreffen. Viele der Nachhaltigkeitskriterien führen bei ihrer Einhaltung bereits zu einer höheren Akzeptanz der entsprechenden Prozesse und der Biomasse i. Allg. Dennoch gibt es häufig Widerstand in der Bevölkerung gegen geplante Projekte. Um diesem nicht nur über die einzuhaltenden Nachhaltigkeitskriterien, sondern auch durch weitere Maßnahmen direkt zu begegnen, wurden und werden eine Vielzahl an entsprechenden Studien durchgeführt. Eine Studie des Fraunhofer-Instituts für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik (UMSICHT) hat sich beispielweise mit der Akzeptanz von Biogasanlagen beschäftigt. Dabei zeigte sich u. a., dass besonders das verwendete Substrat eine erhebliche Rolle bei der Akzep-

tanz der Anlagen spielt [UMSICHT 2012]. Die Verwertung von Abfällen, Rückständen und/oder Nebenprodukten wie Gülle oder Biomüll aus dem Haushalt findet dabei große Akzeptanz, während Monokulturen sehr kritisch gesehen werden. Insbesondere der Maisanbau hat ein schlechtes Ansehen und tangiert zudem die Teller oder Tank Diskussion. Die Untersuchung hat außerdem ermittelt, dass der Informationsstand der Bevölkerung zur Technologie oft mangelhaft ist und daher eine bessere Kommunikation auf verschiedenen Wegen erfolgen sollte. Auch sollen die Anwohner an den Projekten beteiligt werden, um so die Akzeptanz zu fördern. Die Beteiligung sollte dabei sowohl während der Planungsphase mit Ideen und Einwänden als auch in finanzieller Form möglich sein.

Mit dem Problem des Maisanbaus hat sich auch das Deutsche BiomasseForschungsZentrum (DBFZ) beschäftigt und eine Studie zum Thema Maisalternativen durchgeführt, welche ebenfalls vor dem Hintergrund der Biogaserzeugung stattfand [DBFZ 2011]. Die Bewertung der Substrate erfolgte dabei anhand zuvor definierter Kriterien (u. a. Biodiversität, Klimaeffekt, Flächenkonkurrenz, technischer Aufwand, Akzeptanz). Es wurden dabei sowohl annuelle wie auch perennierende Hauptfrüchte, Zwischenfrüchte, Dauergrünland, pflanzenbauliche Koppelprodukte und Wirtschaftsdünger (z. B. Gülle und Mist) betrachtet. Die größte Akzeptanz sieht die Studie bei Dauergrünland, Wildpflanzenmischungen, Zwischenfrüchten, Koppelprodukten und Wirtschaftsdünger. Auch die Auswirkungen auf die Punkte Biodiversität und Klimaeffekt werden bei diesen Substraten als positiv eingestuft. Der technische Aufwand fällt hingegen in der Regel höher aus. Einzig der Wirtschaftsdünger erzielt auch hier einen positiven Effekt. Bei letzterem ist jedoch die Transportwürdigkeit aufgrund des hohen Wasseranteils sehr gering, weshalb hier eher kleine, dezentrale Anlagen infrage kommen. Das DBFZ empfiehlt u. a., Konzentrate wie Getreidekörner, Körnermais und Corn-Cob-Mix nicht mehr zu subventionieren; d. h. sie entsprechend der Biomasseverordnung (BiomasseV) und des EEG-2012 von der Rohstoffklasse „I“ nach „0“ zu verschieben. Dafür sollen Substrate, die unter Nachhaltigkeitskriterien besonders interessant sind (z. B. Zwischenfrüchte, Grünlandaufwüchse) stärker vergütet werden. Es besteht aber noch viel Forschungs- und Entwicklungsbedarf im Bereich des Anbaus und der Verarbeitung vieler der untersuchten Substrate. Für Wirtschaftsdünger sollte aufgrund der geringen Transportwürdigkeit eine Förderung besonders für kleine Anlagen in Betracht gezogen werden. Schwierigkeiten werden bei den Feldfrüchten gesehen, da ein Absenken der Förderung hier auch einen geringeren Anlagenzubau zur Folge hätte und damit der Ausbau der regenerativen Energien verlangsamt werden könnte. Als eine mögliche Lösung für dieses Problem wird eine zeitlich begrenzte Förderung gesehen, bis andere Technologien die Marktreife erreicht haben.

Im Folgenden werden einige Substrate bezüglich der Auswirkungen auf die Umwelt, die Akzeptanz in der Bevölkerung und die Wirtschaftlichkeit näher betrachtet.

1.2.1 Exkrememente aus der Nutztierhaltung (Wirtschaftsdünger)

In einigen größeren landwirtschaftlichen Betrieben können größere Mengen an Exkrementen anfallen, die als Dünger oder zur energetischen Verwertung genutzt werden können. Häufig ist die landwirtschaftliche Nutzfläche jedoch zu klein, um den gesamten Wirtschaftsdünger auszubringen, da es sonst zu einem Nährstoffüberschuss kommen kann [Kaltschmitt 2009]. Hinzu kommt, dass sie anaerobe Vergärung der Exkrememente zu Einsparungen bei CH_4 - und N_2O -Emissionen führt, die ansonsten bei der Güllelagerung entstehen würden [DBFZ 2011]. Die Akzeptanz für die Verwertung dieser Stoffe ist u. a. auch deshalb sehr hoch, da sie als Abfall betrachtet werden und in keiner Flächenkonkurrenz stehen. Die benötigte Technologie ist vorhanden und das Substrat fällt kostenlos an. Problematisch ist dies nur dann, wenn zu geringe Mengen für den (wirtschaftlichen) Betrieb einer (kleinen) Biogasanlage anfallen und die Gülle dann – unter hohen Kosten – zu einer anderen Biogasanlage transpor-

tiert werden müsste. Dies liegt darin begründet, dass Wirtschaftsdünger zum größten Teil aus Wasser besteht, weshalb er eine sehr geringe Transportwürdigkeit hat. Die Vergärung in kleineren Anlagen wäre daher von Vorteil; jedoch sind die spezifischen Anlagenkosten hier sehr hoch (d. h. economy of scale) [DBFZ 2011].

1.2.2 Getreidestroh (Koppelprodukt)

Getreidestroh ist ein stickstoffarmes Koppelprodukt aus der Landwirtschaft. Da es nicht einzeln angebaut werden kann, besteht keine direkte oder indirekte Flächenkonkurrenz und auch die Biodiversität wird nicht negativ beeinflusst. Mit dem Ernten des Strohs werden auch Schädlinge und gleichzeitig deren Überlebensdomizile (Strohmatte) vom Feld entfernt [DBFZ 2011]. Die Schließung des Nährstoffkreislaufs ist durch die Rückführung der Gärreste möglich. Die Akzeptanz für die Verwertung von Koppelprodukten ist in der Bevölkerung sehr hoch. Bei der Betrachtung der Potenziale für Stroh ist jedoch zu beachten, dass dieses auch in der Tierhaltung (z. B. Pferde, Kleintiere) und im Gartenbau (z. B. als Unterlegmaterial) verwendet wird [Kaltschmitt 2009]. Während die Bereitstellung technisch verfügbar und kostengünstig umsetzbar ist, besteht bei den weiteren Prozessschritten noch erheblicher Entwicklungsbedarf [DBFZ 2011]. Seit dem Frühjahr 2012 existiert allerdings eine erste, kommerzielle Anlage zur Erzeugung von Biomethan aus Stroh im industriellen Maßstab [Verbio 2012].

1.2.3 Pflanzenbauliche Koppelprodukte

Hierzu gehören u. a. Maispflanzenreste, Rübenblätter, Feldgemüsereste, Stroh verschiedener Pflanzen und sonstige, nicht erntewürdige Rückstände. Bezüglich der Flächenkonkurrenz sowie der Wirtschaftlichkeit und der Anforderungen an die Technik gelten dabei sinngemäß die zum Getreidestroh getroffenen Aussagen (Kapitel 1.2.2). Bei stickstoffarmen Koppelprodukten (z. B. Rübenblätter, Maispflanzenreste) ist zu beachten, dass durch deren Verwendung Nitratauswaschung verhindert und bodenbürtige, klimarelevante Lachgasemissionen vermieden werden können [DBFZ 2011]. Die Verwendung der genannten Stoffe als Biogassubstrat ist aufgrund des hohen Wassergehalts sinnvoll, während eine Verbrennung zur Stromerzeugung aus demselben Grund eher ungünstig ist [Kaltschmitt 2009] (ausgenommen Stroh). Die Erträge an Trockenmasse pro Hektar Land können durch die Verwertung der Koppelprodukte erheblich steigen. Beispielsweise sieht die Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (FNR) bei Zuckerrüben einen in Biogasanlagen nutzbaren Mehrertrag von 20 bis 60 dt/ha im Vergleich zu dem reinen Rübenanbau, da auch die Rübenblätter in Biogasanlagen verwendet werden können [FNR 2012].

1.2.4 Dauergrünland

Grünland dient derzeit meist als Weidefläche in der Nutztierhaltung. Aufgrund steigender Erträge pro Tier, vor allem bei den Milchkühen, und dem damit verbundenen Rückgang der Tierbestände in Deutschland verringert sich auch die hierfür benötigte Fläche [Thumm 2011]. Diese Flächen sind jedoch oft erhaltenswert, weshalb sich deren weitere Nutzung auch im Rahmen der oben genannten EU Nachhaltigkeitskriterien positiv auswirkt. Auch die Auswirkungen auf die Biodiversität sind bei Dauergrünland positiv. Der Einsatz von Pflanzenschutzmitteln ist in der Regel nicht notwendig, das Erosionsrisiko ist gering und die Humusreproduktion sehr hoch [DBFZ 2011]. Die Akzeptanz für grüne Flächen ist in der Bevölkerung ebenfalls sehr hoch. Die Bewirtschaftung von Grünland stellt im Regelfall kein Problem dar. Die Vergärung ist hingegen aufgrund des häufig inhomogenen Materials oft aufwändiger im Vergleich zu Mais, was sich mit höheren Kosten bemerkbar macht. Bei den Potenzialen ist zu beachten, dass der Rückzug der Viehhaltung zunächst auf schwierigen Flächen (z. B. Mittel-

gebirge) erfolgt. Diese Flächen sind für die Biogaserzeugung eher ungeeignet (siehe u. a. [Prochnow 2009]). Für Futtergräser gelten sinngemäß die gleichen Aussagen wie für Dauergrünland.

1.2.5 Wildpflanzenmischung

Detaillierte Aussagen über die Auswirkungen von Wildpflanzen sind bisher kaum zu treffen, da diese wesentlich von der Pflanzenzusammensetzung beeinflusst werden und bisher kaum vertieft erforscht wurden. Werden jedoch aus den Effekten einzelner Pflanzen Schlüsse gezogen, kann vermutet werden, dass die Klimaeffekte vergleichsweise niedrig sind und die Biodiversität sehr hoch ist [DBFZ 2011]. Besonders die lokale Fauna profitiert von mehrjährigen Mischungen mit einem späten Erntezeitpunkt [FNR 2012]. Auf den Einsatz von Pflanzenschutzmitteln kann dabei verzichtet werden. Bei der Aufbereitung des Substrats entstehen höhere Kosten als beim Mais und die Gasausbeute ist geringer [DBFZ 2011], [FNR 2012]. Die Kosten für den Anbau sind jedoch z. T. niedriger, so dass eine genauere Kostenbetrachtung nötig ist. Da Wildpflanzen Hauptfruchtfläche benötigen, entsteht hier eine potenzielle Konkurrenz. Seit 2008 läuft ein von der Bayerischen Landesanstalt für Weinbau und Gartenbau (LWG) initiiertes Projekt mit dem Titel „Energie aus Wildpflanzen“, das sich intensiv mit Biogas beschäftigt [Vollrath 2011], [NLF 2013]. Es werden verschiedene Pflanzenmischungen untersucht, die in Bayern und Niedersachsen angebaut werden. Erste vorläufige Ergebnisse liegen bereits vor, aber das Projekt läuft noch.

1.2.6 Zwischenfrüchte

Zwischenfrüchte werden zwischen zwei Hauptfrüchten angebaut. Die Einbringung der Saat kann dabei sowohl als Untersaat mit der Hauptfrucht als auch als Blanksaat nach der Ernte erfolgen. Als Zwischenfrüchte dienen u. a. Leguminosen (u. a. Klee, Lupinen) oder Nichtleguminosen (u. a. Weidelgras, Gelbsenf) [FNR 2012]. Unter Klimaschutzaspekten eignen sich jedoch eher Leguminosen als Zwischenfrüchte, da hier keine Stickstoffdüngung notwendig ist und sich trotzdem gleiche Erträge wie mit Nichtleguminosen erzielen lassen [DBFZ 2011]. Pflanzenschutzmittel müssen für gewöhnlich nicht eingesetzt werden; es können diesbezüglich sogar positive Wirkungen für die Hauptfrucht auftreten. Sofern weder der Anbauzeitpunkt noch der Wasserhaushalt für die Hauptfrucht beeinflusst werden, entsteht auch keine Konkurrenz zur Nahrungsmittelproduktion. Die spezifischen Kosten sind aufgrund des geringeren Trockenmasseertrags höher. Aufgrund des hohen Wassergehalts derartiger Pflanzen und der damit verbundenen geringen Transportwürdigkeit sind bei solchen Biogassubstraten dezentrale Konzepte zu bevorzugen [DBFZ 2011].

1.2.7 Mais

Mais ist eine annuelle Hauptfrucht, die zu den Nichtleguminosen gehört. Die Pflanze ermöglicht sehr hohe Trockenmassenerträge pro Hektar und ist eine der wichtigsten Energiepflanzen. Der Einfluss auf die Biodiversität ist regional stark unterschiedlich. In Regionen mit keinen oder geringen Maisbeständen kann durch den Maisanbau eine wertvolle Bereicherung der Landschaft entstehen, während eine zu starke Konzentration eine gegenteilige Wirkung hat [DBFZ 2011]. Mais benötigt Stickstoffdüngung und ist humuszehrend, was durch Wirtschaftsdünger, Fruchtfolge oder Untersaaten ausgeglichen werden kann. Das Risiko von Erosion und Verdichtung ist beim Mais vergleichsweise hoch, da er das Feld lange Zeit unbedeckt lässt und später mit vergleichsweise schweren Maschinen geerntet wird [DBFZ 2011], [Kaltschmitt 2009]. Mais wird auf Hauptfruchtflächen angebaut, weshalb potenziell eine Flächenkonkurrenz besteht. Der Einsatz von Pflanzenschutzmitteln fällt gering aus. Die erforderliche Prozesskette ist gut etabliert und die Kosten vergleichsweise niedrig. Die Akzeptanz gegenüber dem Maisanbau für Biogasanlagen ist in der Bevölkerung gering [DBFZ 2011].

1.2.8 Getreide-Ganzpflanzensilage (GPS)

Für die Getreide-Ganzpflanzensilage (GPS) eignen sich vor allem Roggen, Weizen und Triticale, da hier die Erträge am höchsten sind [Kaltschmitt 2009]. Gegenüber Mais weist die GPS einen höheren Stickstoffbedarf auf, hat aber eine etwas bessere Humusbilanz. Die Biodiversität kann verbessert werden, wenn lokal nicht vorhandene Sorten angebaut werden. Da der Erntezeitpunkt der verschiedenen Sorten differiert, kann er in den Brutzeitraum von Bodenbrütern fallen [DBFZ 2011]. Daher sollten verschiedene Arten angebaut und der Einsatz von Zwischenfruchtbau in Betracht gezogen werden. Letzteres kann auch den Bedarf an Pflanzenschutzmitteln bei der Hauptfrucht verringern [ALB 2010]. Auch GPS benötigt Hauptfruchtfläche und erzeugt daher potenziell Flächenkonkurrenz. Gegenüber Mais kann der Flächenbedarf für gleiche Massenerträge aufgrund spezifisch geringerer Erträge 25 bis 33 % höher liegen [DBFZ 2011]. Die Akzeptanz in der Bevölkerung ist ähnlich wie beim Mais.

1.2.9 Zucker- und Futterrüben

Rüben weisen einen sehr hohen Flächenertrag auf und haben einen geringen Bedarf an Stickstoff; sie sind aber intensive Humuszehrer [DBFZ 2011]. Bezüglich der Erosion und der Verdichtung gelten die beim Mais getroffenen Aussagen analog. Dort wo die Zuckerrübe nicht sinnvoll angebaut werden kann, stellt die Futterrübe eine Alternative dar, die aufgrund des höheren Wassergehalts allerdings mit leichten wirtschaftlichen Nachteilen verbunden ist [FNR 2012], [DBFZ 2011]. Die Flächenkonkurrenz ist potenziell vorhanden, kann jedoch durch die hohen Methanerträge und eine gute Einbindung in die Fruchtfolge verringert werden. Die Bereitstellungskosten für die Rüben sind relativ hoch [Kaltschmitt 2009], was jedoch durch die schnelle biologische Abbaubarkeit der Rüben möglicherweise kompensiert werden könnte [DBFZ 2011]. Die Akzeptanz von Rüben als Biogassubstrat wird kritisch gesehen [DBFZ 2011].

1.2.10 Bioabfälle

Zu den Bioabfällen gehören eine Vielzahl von Stoffen (u. a. Grasschnitt aus der Landschaftspflege, Klärschlamm, organische Fraktionen des Hausmülls, speziell gesammelte Bioabfälle) sowie weitere Abfälle aus Industriezweigen (z. B. der Papierherstellung, der Obst- und Gemüseverarbeitung) [Kaltschmitt 2009]. Eine Besonderheit von Abfällen ist, dass diese Lebenszyklus-Treibhausgasemissionen von Null zugewiesen bekommen und somit nur der Transport dieser Stoffe einen Beitrag zu den Treibhausgasemissionen leistet [EU 2009]. Die stoffliche oder energetische Verwertung von Abfall stößt auf große Akzeptanz in der Bevölkerung. Die Umsetzung entsprechender Prozessketten ist bereits im wirtschaftlichen Maßstab erfolgt.

1.3 Ziel der Untersuchung

Die vorliegende Untersuchung soll zur Versachlichung der Diskussion der Klimagasemissionen im Luftverkehr beitragen. Ziel ist es, einen möglichen Weg zur Senkung der CO₂-Emissionen in der Luftfahrt über die Verwendung eines alternativen Kraftstoffs aufzuzeigen. Dabei sollen neben den ökologischen Aspekten auch die technischen und wirtschaftlichen Zusammenhänge analysiert werden und auch soziale Randbedingungen cursorisch Betrachtung finden. Insbesondere sollen dabei Rohstoffe betrachtet werden, welche die fortlaufende „Teller oder Tank“-Diskussion möglichst wenig berühren. Auf Basis der Untersuchungen soll abschließend eine Empfehlung zum weiteren Vorgehen bzgl. der Etablierung einer entsprechenden Prozesskette an den betrachteten Standorten gemacht werden.

2 Biomethankonzept

Insgesamt soll ein Konzept erarbeitet werden, welches die Prozesskette vom Aufkommen der Biomasse bis hin zum fertigen Produkt betrachtet. Abb. 2-1 stellt eine solche Kette exemplarisch dar.

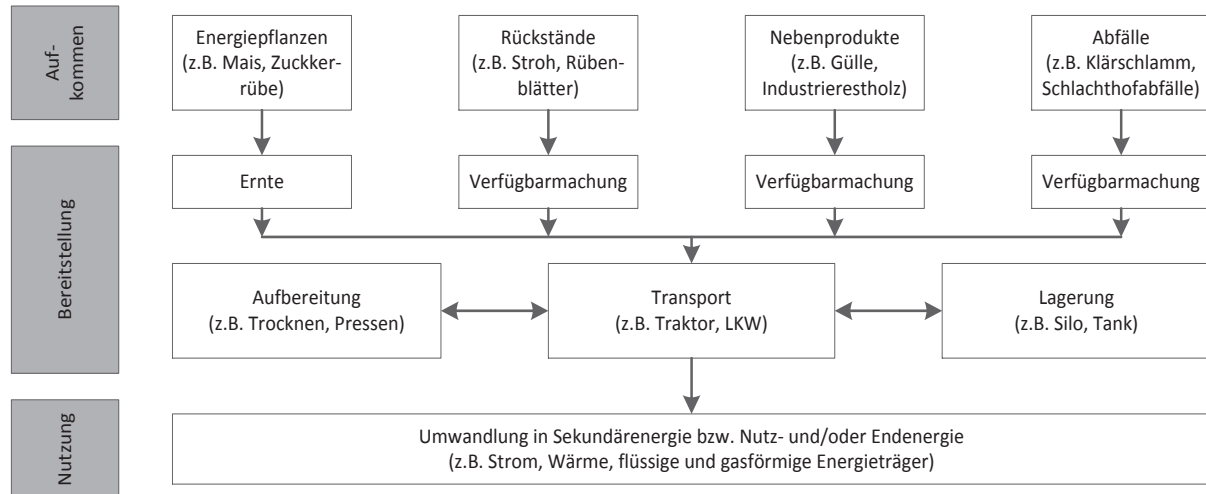


Abb. 2-1: Wertschöpfungskette für Biomasse

Ziel ist es, die Prozesse innerhalb der Wertschöpfungskette so zu verschalten, dass ein Gesamtprozess entsteht, der unter ökonomischen und ökologischen Aspekten optimiert werden kann.

Als Ausgangsstoff für die zu betrachtenden GtL-Prozesse soll Biomethan dienen. Unter dem Begriff "Biomethan" wird dabei ein aus Biomasse erzeugtes Gas mit Erdgasqualität verstanden. Dieses stellt einen vielseitig einsetzbaren Sekundärenergieträger dar. Um eine derartige Prozesskette zur Biokerosinproduktion sinnvoll zu erstellen und letztlich zu bewerten, muss bekannt sein, wie groß das zur Verfügung stehende Potenzial einzelner Substrate für die Biogaserzeugung – als das Ausgangsprodukt für die weitere technische Umwandlung – ist und welche potenzielle Nutzungskonkurrenz besteht. Gleichzeitig müssen Nachhaltigkeitsaspekte analysiert und die potenzielle Akzeptanz in der Bevölkerung sichergestellt werden. Der nächste Schritt ist die Umwandlung der Biomasse in Biogas und die anschließende Aufbereitung zu Biomethan. Für beide Schritte gibt es eine Vielzahl von Verfahren. Ziel ist es daher, eine möglich effiziente und kostengünstige Kombination von Verfahren zu finden. Es sollen dabei für zukünftige Vorhaben auch Technologien betrachtet werden, die sich noch in der Entwicklung befinden. Um den Ort der Erzeugung des Biogases/Biomethans von dem der Umwandlung in flüssige Kraftstoffe zu trennen, erfolgt die Einspeisung des erzeugten Biomethans in das vorhandene Erdgasnetz. Dadurch wird nicht nur die Auswahl des Standorts für die Umwandlungsanlage größer, sondern auch der mögliche Leistungsbereich, da man viele kleine Anlagen virtuell zusammenschalten kann. Dabei ist jedoch zu beachten, dass es auch hier eine Untergrenze für die Wirtschaftlichkeit gibt. Weiterhin wird so die Verwendung von Substraten möglich, die aus wirtschaftlichen Gründen nicht transportiert werden können (d. h. die entsprechende Biomasse kann am Ort des Aufkommens genutzt werden und muss damit nicht über weite Strecken transportiert werden). Das Biomethan kann dann an einer bestimmten Stelle aus dem Netz entnommen und der weiteren Umwandlung zugeführt werden. Diese Umwandlung soll über einen Gas-to-Liquid (GtL) Prozess erfolgen. Bei einem solchen Prozess wird das Methan zunächst in ein Synthesegas mit den Hauptbestandteilen Wasserstoff (H_2) und Kohlenstoffmonoxid (CO) überführt und anschließend über eine Fi-

scher-Tropsch-Synthese (FTS) in langkettige Kohlenwasserstoffe umgewandelt. Abschließend werden verschiedene Optionen zum Transport der Produkte an ihren Bestimmungsort ermittelt.

2.1 Biomethanbereitstellung

Vor der eigentlichen Umwandlung in ein Biogas muss die Biomasse z. T. aufbereitet werden. Die Aufbereitung dient u. a. der Beseitigung der Inhomogenität des Rohstoffs. Je nach Art der Biomasse und vorgesehener Verwendung fallen die Verfahren sehr unterschiedlich aus. Sie reichen von mechanischen über thermische bis hin zu chemischen Aufbereitungsverfahren. Die üblicherweise eingesetzten mechanischen Verfahren umfassen dabei u. a. Zerkleinern, Sieben und Pressen und sorgen für eine möglichst einheitliche Stückgröße der eingesetzten Substrate.

Für die Erzeugung von Biomethan stehen im Wesentlichen der biochemische und der thermochemische Weg zur Verfügung.

- Der **biochemische** Weg ist Stand der Technik und wird kommerziell eingesetzt. Die nötigen Umwandlungsschritte sind in Abb. 2-2 dargestellt.

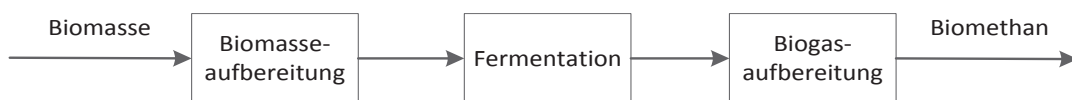


Abb. 2-2: Biochemische Gaserzeugung

Nach der Aufbereitung der Biomasse wird diese einem Fermentationsprozess zugeführt. Hier erfolgt unter anaeroben Bedingungen mittels methanbildender Mikroorganismen die Umwandlung zu Biogas. Der Prozess kann im Batchbetrieb oder quasi-kontinuierlich ablaufen. Das erzeugte Biogas enthält noch die in Tabelle 3-1 angegebenen Verunreinigungen und muss für viele Prozesse und die Einspeisung als Biomethan ins Erdgasnetz weiter aufbereitet werden.

- Die Verfahrensschritte der **thermochemischen** Umwandlung zeigt Abb. 2-3. Das Verfahren selbst wird derzeit intensiv erforscht, kann aber im Gegensatz zum biochemischen Verfahren noch nicht als Stand der Technik bezeichnet werden.



Abb. 2-3: Schematische Darstellung der Biomethan-Erzeugung durch thermochemische Umwandlung

Bei diesen Verfahren kommt im Wesentlichen feste Biomasse (z. B. Holz) zum Einsatz, weshalb sie nicht in Konkurrenz zu den biochemischen Verfahren stehen. Nach der Vorbehandlung wird die Biomasse durch eine thermochemische Vergasung in ein Gas mit den Hauptbestandteilen CO, CO₂, H₂, H₂O sowie ggf. N₂ und CH₄ (abhängig von der Prozessführung und dem eingesetzten Vergasungsmittel) überführt. Außerdem finden sich noch Verunreinigungen (u. a. Partikel, Teere, Schwefel-, Stickstoff- und Halogenverbindungen, Alkalien) im erzeugten Gas, welche in der Gasaufbereitung entfernt werden müssen. Danach erfolgt die Methanisierung, welche sich durch die folgenden chemischen Gleichungen beschreiben lässt.



Auch dieses Gas muss abschließend für die Einspeisung in das Erdgasnetz weiter aufbereitet werden.

In beiden Fällen muss das erzeugte Gas weiter aufbereitet werden, um als Biomethan ins Erdgasnetz eingespeist werden zu können. Dazu gehören in der Regel eine CO_2 -Abscheidung, die beispielsweise über eine Druckwasserwäsche oder eine Druckwechseladsorption umgesetzt werden kann, sowie eine Trocknung des Gases (z. B. über Kondensation durch Unterschreiten der Taupunkttemperatur oder über absorptive (z. B. Glykol) und adsorptive (z. B. Silicagel) Verfahren [Ramesohl 2006], [Rönsch 2011]). Für die CO_2 -Abtrennung und die Trocknung, aber auch für die Entfernung der anderen Fremdstoffe, stehen eine große Anzahl an Verfahren zur Verfügung [Kohl 1997], [Ullmanns 2003]. Am Ende beider Prozessketten steht Biomethan mit einem Methananteil von mehr als 96 %.

Eine weitere Möglichkeit, Methan aus regenerativen Quellen zu gewinnen, stellt die Power-to-Gas Technologie dar. Dabei wird Strom (z.B. aus Windkraft oder Photovoltaik) zunächst in einem Elektrolyseur in Wasserstoff und Sauerstoff umgewandelt. Ein Teil des Wasserstoffs kann direkt in das Erdgasnetz eingespeist werden, während ein anderer Teil unter Zugabe von CO_2 mit Hilfe eines Katalysators methanisiert werden kann. Das so gewonnene Biomethan kann dann ebenfalls in das Netz eingespeist und beispielsweise in einer GtL-Anlage verwendet werden. Abb. 2-4 zeigt das Prozessschema. Das Verfahren wurde bereits erfolgreich demonstriert, ist jedoch insbesondere aufgrund von wirtschaftlichen Aspekten noch Gegenstand der Forschung.

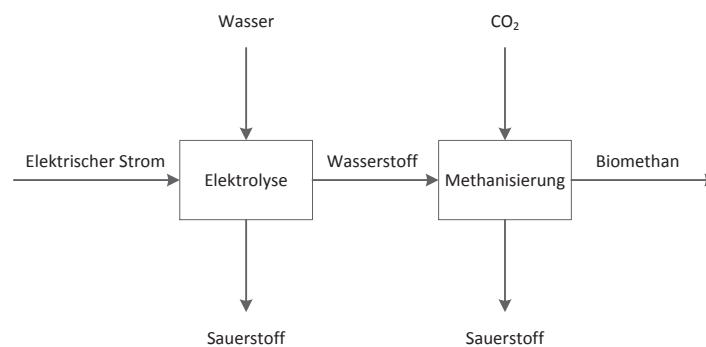


Abb. 2-4: Schematische Darstellung des Power-to-Gas Prozesses

Aufgrund des in Niedersachsen vorliegenden Potenzials (Kapitel 4) wird hier ausschließlich das Verfahren der anaeroben Fermentation zur Gewinnung von Biomethan untersucht.

2.2 Biomethantransport

Die Verteilung von Biomethan kann entweder über eine Pipeline oder über Behälter in gasförmigem Zustand unter Druck oder in flüssiger Form erfolgen. Da in Deutschland ein gut ausgebautes Erdgasnetz vorhanden ist, kann dieses für die Verteilung genutzt werden. Abb. 2-5 zeigt den Weg des Biomethans.

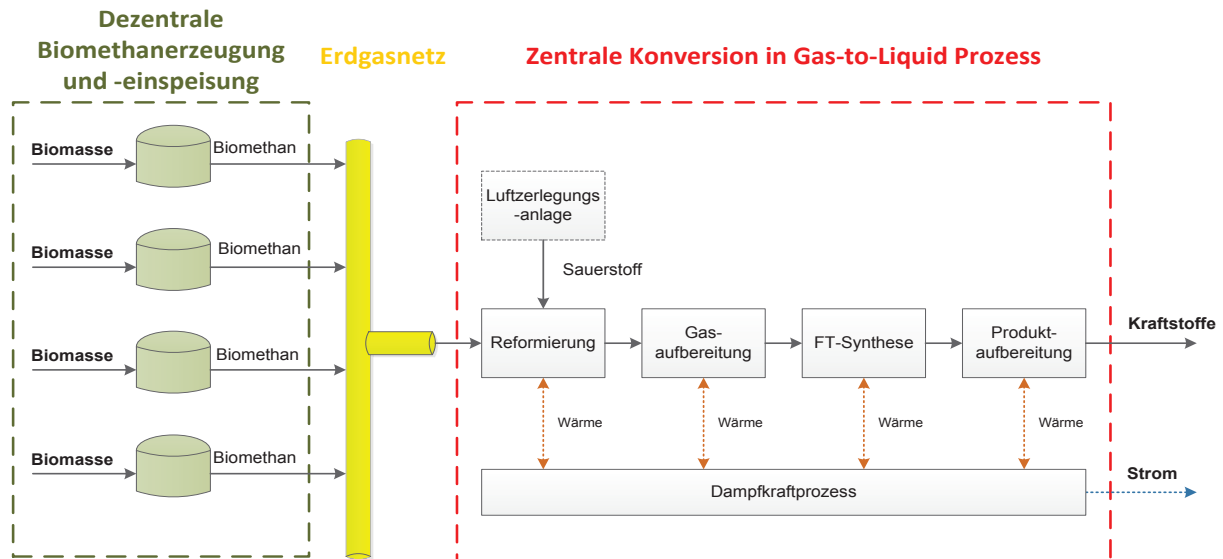


Abb. 2-5: Biomethan Transportweg

Hierin besteht auch der besondere Vorteil des Bio-GtL-Prozesses, da Biomethan lokal in relativ kleinen Anlagen – unter Minimierung der Transportkosten für das Biomassesubstrat – erzeugt und in einem großtechnischen Maßstab in flüssige Produkte umgewandelt werden kann (d. h. Kombination einer dezentralen mit einer zentralen Struktur). Für die Einspeisung in das Erdgasnetz muss das Biomethan bestimmte Kriterien erfüllen, damit eine Verwendung als Austauschgas möglich ist. Maßgebend ist hier das Arbeitsblatt G 260 („Gasbeschaffenheit“) des Deutschen Vereins des Gas- und Wasserfaches (DVGW), welches u. a. Grenzwerte für den Wobbe-Index und den Brennwert vorgibt. Zusätzlich befasst sich das Arbeitsblatt G 262 speziell mit der Thematik regenerativ erzeugter Gase und sollte daher ebenfalls beachtet werden.

Im eigentlichen Gasnetz erfolgt der Transport über große Strecken in den überregionalen Netzen bei bis zu 80 bar. Die Verteilung in den Ortsnetzen erfolgt demgegenüber bei wesentlich geringeren Drücken [Klinski 2006]. Um Druckverluste auszugleichen, die während des Transports durch Reibung an den Rohrleitungen entstehen, sind in regelmäßigen Abständen Verdichter angebracht [Klinski 2006]. Abb. 2-6 zeigt die Entwicklung der Länge des deutschen Erdgasnetzes und die Aufteilung auf die jeweiligen Druckstufen in den letzten Jahren; da die Systematik ab dem Jahr 2010 geändert wurde, sind die Werte für 2011 und 2012 geschätzt [BMW 2013].

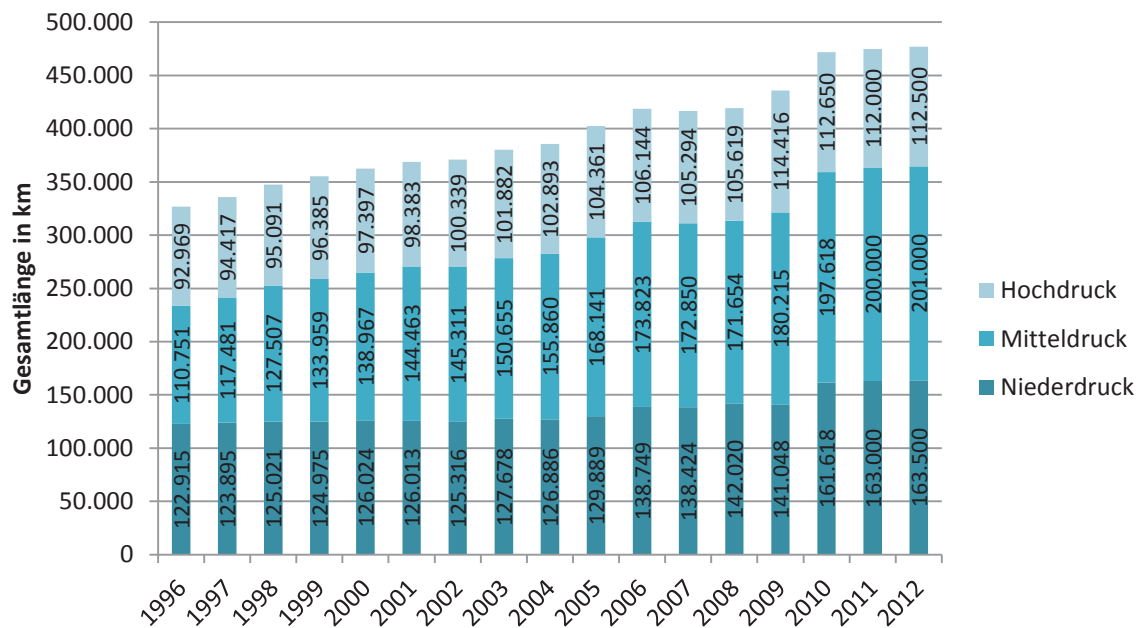


Abb. 2-6: Länge des deutschen Erdgasnetzes [BMWi 2013]

Ende 2012 waren in Deutschland 50 Erdgasspeicher mit einer Arbeitsgaskapazität von 22,7 Mrd. m_N^3 in Betrieb. Dabei entfielen 12,1 Mrd. m_N^3 auf 21 Porenspeicher und 10,6 Mrd. m_N^3 auf 29 Kavernenspeicher [BMWi 2013]. Im weltweiten Vergleich verfügt Deutschland damit über die viertgrößten Speicherkapazitäten. Zusätzlich dazu kann das Gasnetz puffern; dies macht sich bei Differenzen zwischen Ein- und Ausspeisung in einer Änderung des Drucks bemerkbar.

Abb. 2-7 zeigt den Verlauf wichtiger Erdgaspipelines in Deutschland, die Standorte existierender und geplanter Speicher sowie Grenzübergänge im Gasnetz.



Abb. 2-7: Wichtige Gas-Pipelines und Gasspeicher in Deutschland [entsog 2013]

Der Transport von Biomethan in Druckbehältern auf der Straße sollte nur eine Übergangslösung darstellen, da die Wirtschaftlichkeit in der Regel nicht gegeben ist [Krich 2005]. Auch muss beim Transport in flüssiger Form ein schneller Verbrauch erfolgen, da sonst hohe Verluste durch Verdampfung entstehen.

2.3 Biomethannutzung

Biomethan stellt einen hochwertigen Energieträger dar und kann in vielen verschiedenen Bereichen unserer Volkswirtschaft eingesetzt werden. Beispielsweise kann die Nutzung von Biomethan in die drei Bereiche „Kraft-Wärme Kopplung (KWK)“, „Kraftstoff“ und „Haushalt, Industrie, Gewerbe“ eingeteilt werden. Der größte Anteil entfällt dabei derzeit aufgrund des energiepolitischen Handlungsrahmens auf den KWK-Bereich, gefolgt von „Haushalt, Industrie, Gewerbe“ und „Kraftstoff“ [BNetzA 2012].

Prinzipiell ist die kombinierte Erzeugung von Strom und Wärme auch lokal möglich. Häufig ist am Standort der Biogaserzeugung jedoch keine entsprechende Wärmenachfrage vorhanden, so dass

lediglich eine Stromerzeugung umgesetzt wird [dena 2012], wobei dies für neue Anlagen nicht mehr zulässig ist. Die Aufbereitung des Biogases zu Biomethan und die anschließende Verteilung über das Gasnetz ermöglichen also eine effizientere Nutzung des Energieträgers und entkoppeln den Ort der Erzeugung vom Ort der Nutzung. Die Leistungsgrößen der verwendeten Blockheizkraftwerke (BHKW) für die Strom- und Wärmeerzeugung erstrecken sich von wenigen kW_{el} bis in den zweistelligen MW_{el} Bereich [FNR 2012-2].

Auch im mobilen Bereich ist der Einsatz von Biomethan möglich. Erdgasbetriebene Fahrzeuge können ohne Probleme mit Biomethan befüllt werden. Damit steht eine weitere Alternative zu Wasserstoff und elektrischem Strom im Mobilitätssektor zur Verfügung. In privaten Haushalten ist die Nutzung in konventionellen Gasheizungen und Brennwertkesseln, sowie in anderen gasbetriebenen Geräten (z. B. Gasherd), möglich. Eine Umstellung dieser Geräte ist nicht erforderlich, da sich das Biomethan chemisch nicht von Erdgas unterscheidet. Dieser Umstand ermöglicht auch die Substitution von Erdgas durch Biomethan bei der stofflichen Verwertung, wie diese beispielsweise in der chemischen Industrie stattfindet. Hierunter fällt auch die Erzeugung von Synthesegas mit den Hauptbestandteilen Wasserstoff (H₂) und Kohlenstoffmonoxid (CO), welches u. a. für die Herstellung von Kraftstoffen verwendet werden kann.

Der Weg der Kraftstoffherstellung (bzw. Kerosinherstellung) über den Zwischenschritt des Synthesegases soll hier näher betrachtet werden. Dieses Synthesegas kann dann einer Fischer-Tropsch Synthese (FTS) zugeführt und so in flüssige Kraftstoffe überführt. Solche Prozesse erreichen mit steigender Anlagengröße in der Regel eine höhere Effizienz und werden dadurch kostengünstiger. Neben dem bereits in Kapitel 2 erwähnten Vorteil der Entkopplung vom Erzeugungs- und Nutzungsort des Gases kommt daher hinzu, dass ein solches Vorhaben auch kostenseitig von der Verteilung über das Erdgasnetz profitieren kann, da insgesamt eine (deutlich) größere Anlage realisiert werden kann. Über die FTS wird nicht aber nur Kerosin (d. h. ein einzelnes Produkt), sondern ein breites Spektrum an Kohlenwasserstoffen erzeugt (z. B. Diesel, Naphtha; Kapitel 3.4.3).

3 Konversionspfade

Der nachfolgenden Erhebung der Biomethanpotenziale für Niedersachsen sowie den darauf aufbauenden technischen, ökonomischen und ökologischen Analysen (vgl. Kapitel 4 sowie Kapitel 6 bis 8) werden verschiedene Konversionspfade zur Biomethangewinnung aus unterschiedlichen Biomassen und verschiedene Konversionspfade zur Biokerosingewinnung aus Biomethan zu Grunde gelegt. Diese Konversionspfade sind im Folgenden beschrieben.

3.1 Biomassebereitstellung und -aufbereitung

Zur anaeroben Vergärung eignen sich verschiedene Biomassearten; sie lassen sich in die vier Kategorien Energiepflanzen, Wirtschaftsdünger, Nebenprodukte und Rückstände sowie Bioabfälle einteilen. Während Energiepflanzen speziell als Biogassubstrat angebaut und geerntet werden, fallen Wirtschaftsdünger, organische Abfälle sowie Nebenprodukte und Rückstände als Begleitstoff einer Prozesskette mit einem anderen Zielprodukt an (z. B. Wirtschaftsdünger innerhalb der Prozesskette der Milch- und Fleischproduktion). Diese Biomassesubstrate stehen ohne weitere Betrachtung der vorgelegten Prozessschritte für die anaerobe Vergärung zur Verfügung (Abb. 3-1) und müssen dem Biogasprozess lediglich zugänglich gemacht werden. Weiterhin gehören der spezifische Transport der einzelnen Biomassen, vor- und / oder nachgelagerte Aufbereitungsschritte sowie die Lagerung zum Prozesskettenabschnitt der Biomassebereitstellung und -aufbereitung.

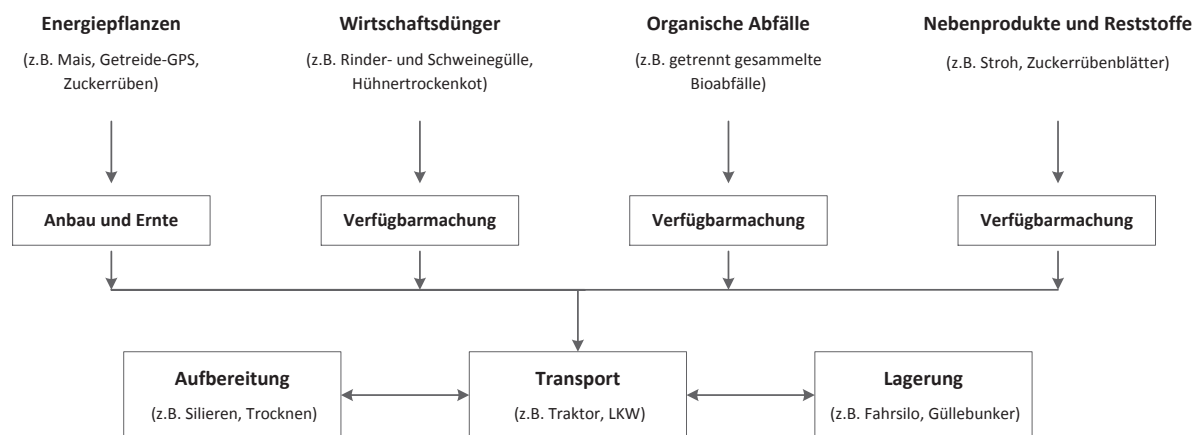


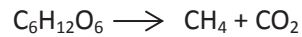
Abb. 3-1: Übersicht der Prozesskette der Biomassebereitstellung und -aufbereitung, verändert nach [Kaltschmitt 2009]

Eine genaue Beschreibung der einzelnen Prozessabschnitte ist unter anderem in [FNR 2012], [FNR 2013] und [Kaltschmitt 2009] zu finden. Die Definition der spezifischen Prozessparameter (Sachbilanzgrößen) erfolgt für die jeweiligen Prozessabschnitte in der Erläuterung der Datenbasis der ökologischen Analyse in Kapitel 7.2.2.

3.2 Biogaserzeugung

Analog zu den in Kapitel 4 dargestellten Biomethanpotenzialen bezieht sich die Beschreibung sowie die ökologische und ökonomische Analyse der Biomethanherzeugung auf das Verfahrensprinzip der anaeroben Fermentation.

Die anaerobe Fermentation ist ein biochemischer Prozess, bei dem verschiedene Bakteriengruppen unter Ausschluss von Sauerstoff organisches Material (z. B. Ganzpflanzensilage, Wirtschaftsdünger) abbauen. Das dabei entstehende Gasmisch (Biogas) besteht größtenteils aus Methan (CH₄) und Kohlenstoffdioxid (CO₂) (Gleichung (3-1)).



3-1

Darüber hinaus finden sich im Biogas noch geringe Mengen an Wasserstoff, Schwefelwasserstoff, Ammoniak und anderen Spurengasen. Die durchschnittliche Zusammensetzung von Biogas zeigt Tabelle 3-1.

Tabelle 3-1: Durchschnittliche Zusammensetzung von Biogas, nach [Kaltschmitt und Hartmann 2001] zitiert aus [FNR 2010]

Bestandteil	Konzentration
Methan (CH ₄)	50 - 75 Vol.- %
Kohlenstoffdioxid (CO ₂)	25 - 45 Vol.- %
Wasser (H ₂ O)	2 - 7 Vol.- % (20 - 40°C)
Schwefelwasserstoff (H ₂ S)	20 - 20.000 ppm
Stickstoff (N ₂)	< 2 Vol.- %
Sauerstoff (O ₂)	< 2 Vol.- %
Wasserstoff (H ₂)	< 1 Vol.- %

Der biochemische Prozess der Biogaserzeugung lässt sich in die vier Teilschritte Hydrolyse, Acidogenese (Versäuerungsphase), Acetogenese (Essigsäurebildung) und Methanogenese (Methanbildung) unterteilen (siehe [FNR 2010], [Kaltschmitt et.al. 2009]).

Nachfolgend erfolgt die Verfahrensbeschreibung der Biogaserzeugung und -aufbereitung sowie der Einspeisung des Biomethans in das Erdgasnetz basierend auf dem derzeitigen Anlagenbestand zur Biomethangewinnung in Niedersachsen (siehe Kapitel 4). Diese bildet die Grundlage der technischen, ökonomischen und ökologischen Analyse (vgl. Kapitel 6 bis 8).

Das Verfahrensprinzip der anaeroben Fermentation lässt sich nach [FNR 2013] prinzipiell in die folgenden vier Verfahrensschritte unterteilen:

1. Substratmanagement (Anlieferung, Lagerung, Aufbereitung, Transport und Einbringung),
2. Biogasgewinnung,
3. Gärrückstandslagerung, -aufbereitung und -ausbringung,
4. Biogasspeicherung, -aufbereitung und -verwertung.

Eine ausführliche Darstellung dieser Verfahrensschritte zeigt Abb. 3-2.

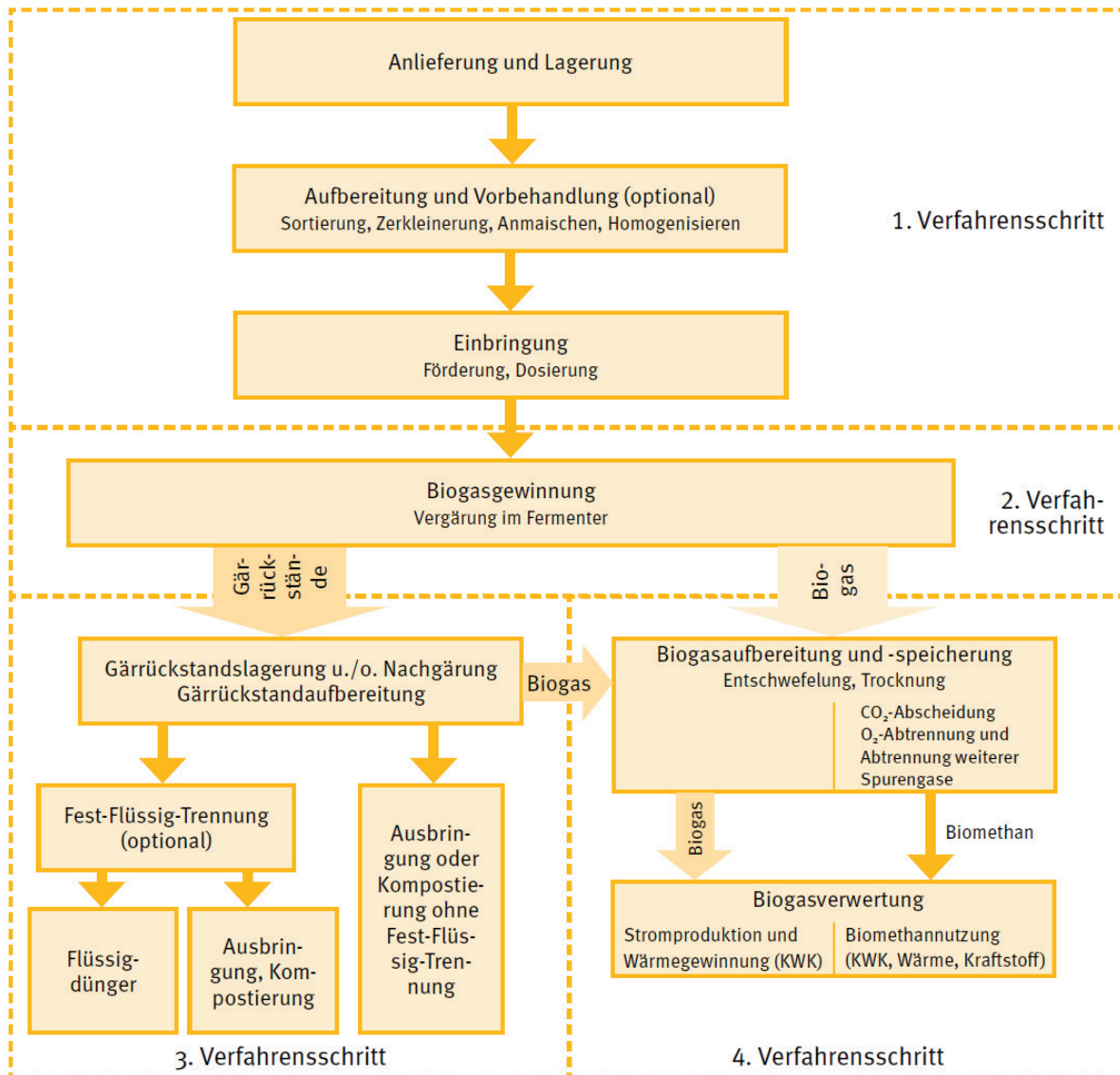


Abb. 3-2: Verfahrensablauf bei der Biogasgewinnung [FNR 2013]

Die einzelnen Verfahrensschritte weisen eine Abhängigkeit voneinander auf. Insbesondere die Art der Biogasverwertung (4. Verfahrensschritt) hat einen Einfluss auf die Biogasgewinnung (2. Verfahrensschritt), da im Prozessschritt der Stromproduktion und der Wärmegewinnung (KWK) gleichermaßen die Prozesswärme für die Fermentation in Verfahrensschritt zwei erzeugt wird. Bei einer Aufbereitung (CO₂-Abscheidung) und Einspeisung von Biomethan in das Erdgasnetz fehlt diese Art der Prozesswärmeerzeugung. Eine gängige Praxis der Prozesswärmegewinnung bei sogenannten Biomethananlagen ist die Nutzung einer Teilmenge des erzeugten Biogases in einem BHKW. In diesem Fall treten beide der im Verfahrensschritt 4 in Abb. 3-2 dargestellten Nutzungsvarianten auf. Diese Art der Prozesswärmeerzeugung wird auch der hier durchgeführten Analyse der Biomethangewinnung zu Grunde gelegt.

Weiterhin ist die Art der eingesetzten Verfahrenstechnik der Biogasanlage von den zur Verfügung stehenden Substraten abhängig. Dabei beeinflussen vor allem der TS-Gehalt, die Struktur und Qualität und die Herkunft die verfahrenstechnische Auslegung der Anlage [FNR 2013]. So ist bei der Vergärung von Bioabfällen die Abtrennung von Störstoffen und eine Hygienisierung des Ausgangsmaterials bzw. der Gärreste erforderlich. Diese beiden Verfahrensschritte sind bei einer landwirtschaftlichen

Biogasanlage, in der Energiepflanzen und Wirtschaftsdünger vergoren werden, im Allgemeinen nicht notwendig (siehe [FNR 2013]).

3.3 Biogasaufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz

Die Art der Biogasaufbereitung ist von der anschließenden Nutzung des Biogases abhängig. Für eine Vor-Ort-Verstromung muss das Biogas lediglich getrocknet und entschwefelt werden, um das BHKW vor Korrosion zu schützen. Soll das Biogas in das Erdgasnetz eingespeist werden, sind deutlich höhere Anforderungen an die Gasqualität einzuhalten. Diese Anforderungen sind in der DVGW G 260 (Gasbeschaffenheit) und DVGW G 262 (Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasleitung) festgelegt [DVGW 2013], [DVGW 2011].

Derzeit kommen für die Aufbereitung und Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz mit einem Anteil von mehr als 90 % vor allem drei Verfahren zum Einsatz: Die drucklose Aminwäsche mit Monoethanolamin (MEA), die Druckwasserwäsche (DWW) und die Druckwechseladsorption (PSA = Pressure Swing Adsorption) [dena 2013]. Deshalb werden diese drei Aufbereitungsverfahren nachfolgend näher beschrieben. Weitere Verfahren zur Biogasaufbereitung und CO₂-Abscheidung sind unter anderem die Genosorb-Wäsche und verschiedene Arten von Membrantrennverfahren [dena 2013].

Je nach Aufbereitungsverfahren und / oder Schwefelwasserstoffgehalt des Biogases ist eine vorgeschaltete Entschwefelung erforderlich. Hierbei ist den Aufbereitungsverfahren der Druckwechseladsorption und der Aminwäsche eine Entschwefelung vorzuschalten [Urban et al. 2008]. Die Anforderung an den Reinheitsgrad ist allerdings bei der Druckwechseladsorption deutlich höher. Hier ist eine Feinentschwefelung erforderlich, da bereits geringe Mengen an Schwefelwasserstoff zu Schäden an den Adsorptionskolonnen führen können [Urban et al. 2008]. Der Grenzwert der Schwefelwasserstoffentfernung bei der Druckwasserwäsche liegt nach Aussagen der Anlagenhersteller bei durchschnittlich 500 ppm sowie kurzzeitigen Spitzen von 2 000 ppm. Folglich sollten Anlagen mit hohen Schwefelwasserstofffrachten wie beispielsweise Anlagen, die einen hohen Gülleanteil haben oder Bioabfälle vergären, eine vorgeschaltete Grobentschwefelung haben. Ein mögliches Verfahren ist die biologische Entschwefelung mittels Biowäscher [Urban et al. 2008], [FNR 2009]. Dies wird nachfolgend diskutiert.

Biologische Entschwefelung mittels Biowäscher

Ein Biowäscher mit externer Waschwasserregenerierung besteht im Wesentlichen aus einer im Gegenstrom betriebenen Füllkörperkolonne und einem Bioreaktor (siehe Abb. 3-3). Das Biogas durchströmt die Absorptionskolonne, in der das zu entfernende H₂S von dem leicht alkalischen Waschwasser absorbiert wird. Durch die Zugabe von geringen Mengen an verdünnter Natronlauge in das Waschwasser wird die Löslichkeit von H₂S in der Waschlösung erhöht.

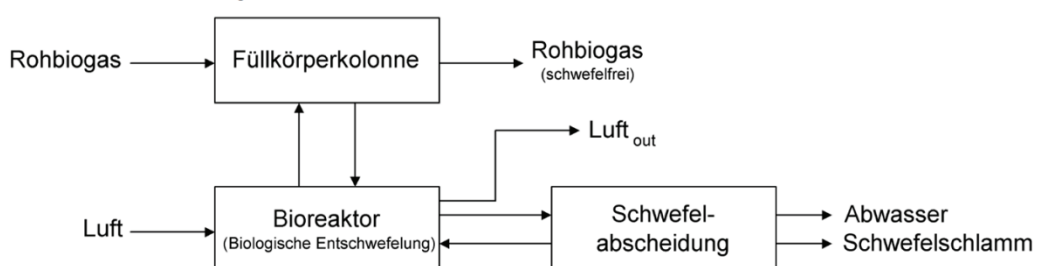


Abb. 3-3: Schematische Darstellung eines Biowäschers [FNR 2009], [Urban et al. 2008]

Die beladene Waschlösung wird im Bioreaktor mit Hilfe von Luftsauerstoff und Mikroorganismen nach Gleichung (3-2) regeneriert. Der anfallende Elementarschwefel wird kontinuierlich aus dem Bioreaktor in einen nachgeschalteten Schwefelabscheider geschleust (vgl. Abb. 3-3).



Neben der Bildung von elementarem Schwefel entsteht in einer Nebenreaktion nach Gleichung (3-3) auch Schwefelsäure.



Aufgrund der Bildung von Schwefelsäure und des Schwefelaustrags in den Schwefelabscheider muss kontinuierlich eine geringe Menge Waschwasser (Wasser und Natronlauge) zugeführt werden. Das regenerierte Waschwasser wird zur Schwefelabscheidung in die Absorptionskolonne zurückgeführt. Aufgrund des hohen apparativen Aufwands ist der Einsatz dieses Entschwefelungsverfahrens allerdings erst bei hohen Gasdurchsätzen mit hohen H_2S -Beladungen (z. B. bei Biogasanlagen mit hohen Wirtschaftsdüngeranteilen) wirtschaftlich [FNR 2009], [Urban et al. 2008].

Da hier nur Biogasanlagen ab einer installierten elektrischen Leistung von > 1 MW betrachtet werden, ist mit Rohgasvolumenströmen von $> 500 \text{ Nm}^3$ Biogas zu rechnen. Weiterhin werden neben dem Einsatz von Energiepflanzen auch Wirtschaftsdünger und Bioabfälle als Biogassubstrat betrachtet, sodass in den ökologischen und ökonomischen Analysen eine Grobentschwefelung mittels Biowäsche betrachtet wird. Die Feinentschwefelung erfolgt durch Aktivkohlefilter.

Druckwasserwäsche (DWW)

Das Verfahren der Druckwasserwäsche beruht auf dem Prinzip der physikalischen Absorption und der unterschiedlichen Löslichkeit von Methan und Kohlenstoffdioxid in Wasser. Grundsätzlich erfolgt die Aufbereitung in den Teilschritten: Vorreinigung, Verdichtung, Absorption und Trocknung. Weiterhin gehört die Waschwassergeneration zum Prozess der Druckwasserwäsche (vgl. Abb. 3-4).

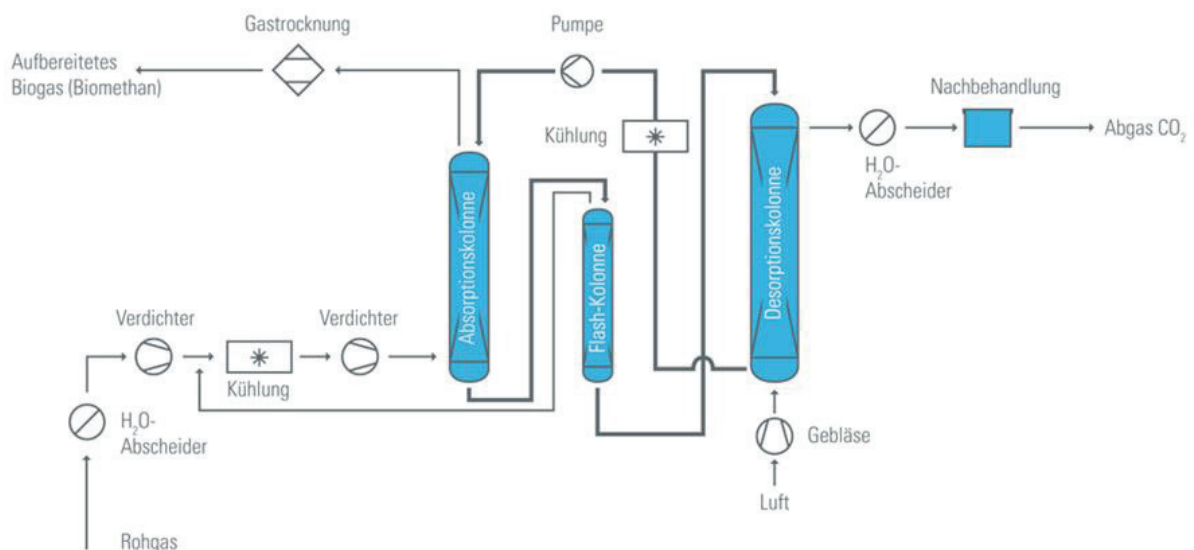


Abb. 3-4: Beispielhafte schematische Darstellung der Druckwasserwäsche [ÖKOBIT 2014]

Die Vorreinigung des Biogases dient zur Abtrennung von Wassertröpfchen und Schwebstoffen. Zu diesem Zweck wird das Gas über einen Koaleszenzfilter (z. B. eine Kiesschüttung) geleitet. Anschließend wird das vorgereinigte Biogas in einem zweistufigen Verdichtungsprozess auf ca. 9 bar ge-

bracht. Zur Kohlenstoffdioxid- und Schwefelwasserstoffabscheidung durchströmt das verdichtete Biogas die Absorptionskolonne (Rieselbettkolonne) von unten nach oben, während das Waschwasser mit einer Temperatur von 5 bis 25 °C im Gegenstrom von oben nach unten durch die Kolonne rieselt. Aufgrund der niedrigen Temperatur und des hohen Drucks lösen sich überwiegend die sauren Bestandteile des Gases (CO_2 und H_2S) im Wasser (Absorption), während das Methan eine wesentlich geringere Löslichkeit aufweist und nur zu 2 bis 4 % vom Wasser aufgenommen wird. Das gereinigte Biogas tritt mit einem CH_4 -Gehalt von ca. 98 % und einer CO_2 -Restkonzentration von ca. 2 % am Kopf der Absorptionskolonne aus und wird abschließend einem Trocknungsprozess zugeführt. Dieser kann aus einer Kombination aus Druckwechsel- und Temperaturwechseladsorption an Molekularsieben bestehen [FNR 2009], [FNR 2013].

Die Regeneration des beladenen Waschwassers ist ein zweistufiger Prozess und besteht aus der Entspannung in einer Flashkolonne und der Desorption (vgl. Abb. 3-4).

Aminwäsche

Die Aminwäsche ist ein Aufbereitungsverfahren, das auf der chemischen Absorption basiert. Als Sorptionsmittel werden Mono- und / oder Diethanolamin (MEA und DEA) zur CO_2 -Abscheidung sowie Methyldiethanolamin (MDEA) und Triethanolamin (TEA) für die Abtrennung von CO_2 und H_2S eingesetzt. Aminwäschen arbeiten drucklos (MEA-Wäsche) oder mit erhöhtem Druck (DEA-Wäsche) sowie erhöhten Temperaturen von etwa 40 °C [Petrov 2006].

Bei der Aufbereitung von Biogas in Erdgasqualität findet vor allem die drucklose MEA-Wäsche Anwendung. Diese Gasaufbereitung besteht aus einer Absorptionsstufe sowie aus einer nachgeschalteten Desorptions- bzw. Regenerationsstufe zur Aufbereitung des Waschwassers (vgl. Abb. 3-5).

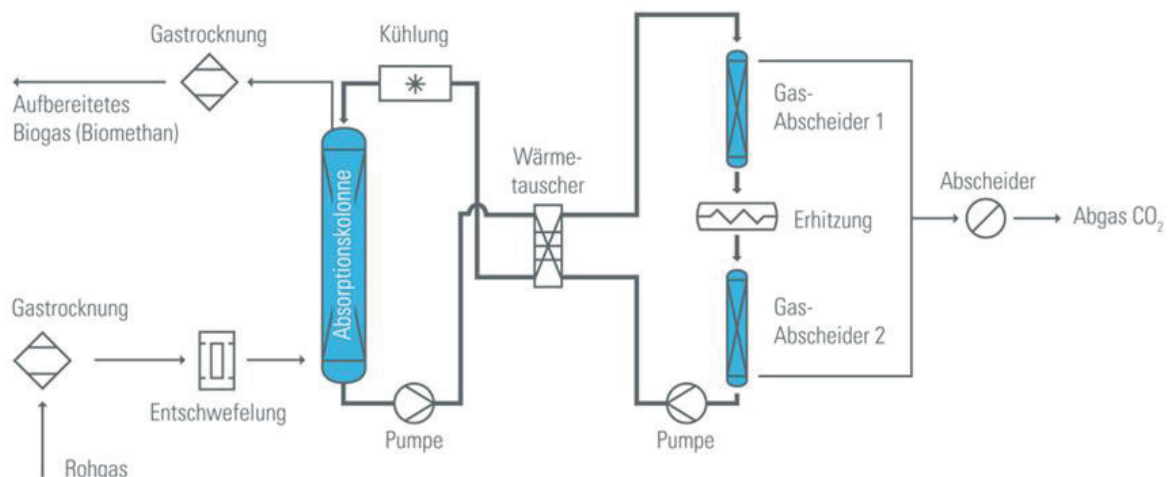


Abb. 3-5: Beispielhafte schematische Darstellung der Aminwäsche [ÖKOBIT 2014]

In der Absorptionsstufe wird das Gas durch die flüssige Waschlösung geführt, um das CO_2 dabei chemisch zu absorbieren. Auf nicht saure Komponenten wie CO und H_2 haben die Amine allerdings keine Wirkung. Das aufbereitete Biogas verlässt die Absorptionsstufe mit einem Reinheitsgrad von > 99 % Methan am Kopf der Kolonne.

Das mit CO_2 beladene Waschmittel wird über einen Wärmeübertrager in die Desorptions- bzw. Regenerationsstufe geleitet, wo es durch Wärmezufuhr bei 100 bis 160 °C aufbereitet wird.

Gegenüber anderen Verfahren wird hier viel Wärme, aber wenig elektrischer Strom benötigt. Darüber hinaus hat die Aminwäsche mit $< 0,1\%$ einen sehr geringen Methanschlupf.

Druckwechseladsorption

Die Druckwechseladsorption nutzt die unterschiedlich starke Adsorption von bestimmten Gasen an verschiedenen Adsorbentien zur physikalischen Gastrennung. Bevorzugt werden polare Gaskomponenten und solche mit hoher Molmasse adsorbiert, während Stoffe mit geringerer Molmasse im Gas verbleiben. Als Adsorbentien werden u. a. Molekularsiebe (Zeolithe), Kohlenstoffmolekularsiebe und Aktivkohlen eingesetzt. Das Verfahren der Druckwechseladsorption basiert grundsätzlich auf den vier Teilschritten Adsorption, Desorption, Evakuierung, Druckaufbau.

Zunächst wird das Biogas auf ca. 6 bis 10 bar verdichtet und strömt dann von unten nach oben durch den Adsorber, der bei der Biogasaufbereitung zur Einspeisung in das Erdgasnetz meist aus zwei Schichten besteht. In der unteren Schicht wird der im Gas enthaltene Wasserdampf mit Hilfe von Zeolithen abgetrennt. Die obere Schicht besteht aus Kohlenstoffmolekularsieben und dient zur Adsorption des CO_2 . Das aufbereitete Biogas verlässt den Adsorber mit einem Methangehalt von über 98 Vol. %. Ist das Molekularsieb gesättigt, wird das aufzubereitende Biogas auf eine frischen regenerierten Adsorber umgeleitet. So wird ein kontinuierlich anfallender Reingasanfall gewährleistet und die beladene Adsorptionskolonne kann regeneriert werden, ohne dass der Aufbereitungsprozess unterbrochen wird. Damit der Prozess kontinuierlich betrieben werden kann, müssen mindestens zwei Adsorber verwendet werden. Bei der Biogasaufbereitung werden meist vier Adsorptionskolonnen parallel geschaltet, in denen die Verfahrensschritte Adsorption, Desorption, Evakuierung und Druckaufbau parallel ablaufen können. Dies zeigt auch die schematische Darstellung des Verfahrens in Abb. 3-6.

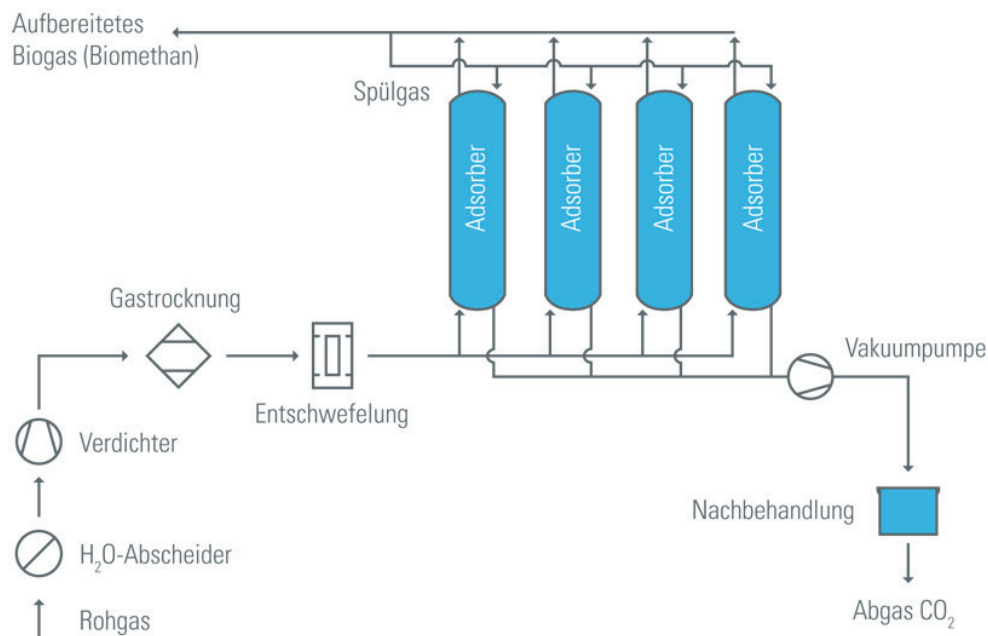


Abb. 3-6: Beispielhafte schematische Darstellung der Druckwasserwäsche [ÖKOBIT 2014]

Nachverdichtung und Einspeisung

Um das aufbereitete Biogas in das Erdgasnetz einspeisen zu können muss es nach den Arbeitsblättern DVGW G 260 und DVGW G 262 auf einen höheren Druck als den vorliegenden Leitungsdruck verdichtet werden [DVGW 2013], [DVGW 2011]. Je nach Aufbereitungsverfahren und Druckstufe des

vorliegenden Erdgasnetz muss das Biomethan entsprechend nachverdichtet werden. Dabei ist der Nachverdichtungsaufwand bei aufbereitetem Gas, das mittels der drucklosen Aminwäsche aufbereitet wird, entsprechend höher als bei Biomethan, dem eine Aufbereitung mittels Druckwasserwäsche oder Druckwechseladsorption zu Grunde liegt. Bei diesen beiden Verfahren verlässt das Biomethan den Aufbereitungsprozess bereits mit einem Druck von 5 bis 8 bar [FNR 2009], [Urban et al. 2008].

Nach [Hüttenrauch 2007] und [Voss 2008] ist eine Einspeisung in ein Nieder- oder Mitteldrucknetz allerdings nur in Ausnahmefällen möglich. Dies ist u. a. auf die geringe Speicherkapazität des Netzes zurückzuführen. Somit wird den nachfolgenden Analysen eine Einspeisung in eine 16 bar Transportleitung und die dafür erforderliche Nachverdichtung zu Grunde gelegt.

Neben der Anpassung an die entsprechende Druckstufe muss das Biomethan mit der Gasqualität am Einspeisepunkt kompatibel sein (d. h. die DVGW Arbeitsblätter G260 und G262 sind vollständig einzuhalten). Dies bedeutet, dass das Biomethan neben Erfüllung der in DVGW 260 festgeschriebenen Gasqualität auch an den Brennwert bzw. Wobbeindex des vorliegenden Erdgases angepasst werden muss. Dafür kann in Erdgas-H-Versorgungsgebieten eine Beimischung von Flüssiggas erforderlich sein. Das Untersuchungsgebiet Niedersachsen ist allerdings ein Erdgas-L-Versorgungsgebiet, in dem keine weitere Beimischung von Flüssiggas erforderlich ist [FNR 2009], [Urban et al. 2008].

Eine Übersicht über die Einspeiseschnittstellen zur öffentlichen Gasversorgung mit den relevanten Regelwerken ist in Abb. 3-7 dargestellt.

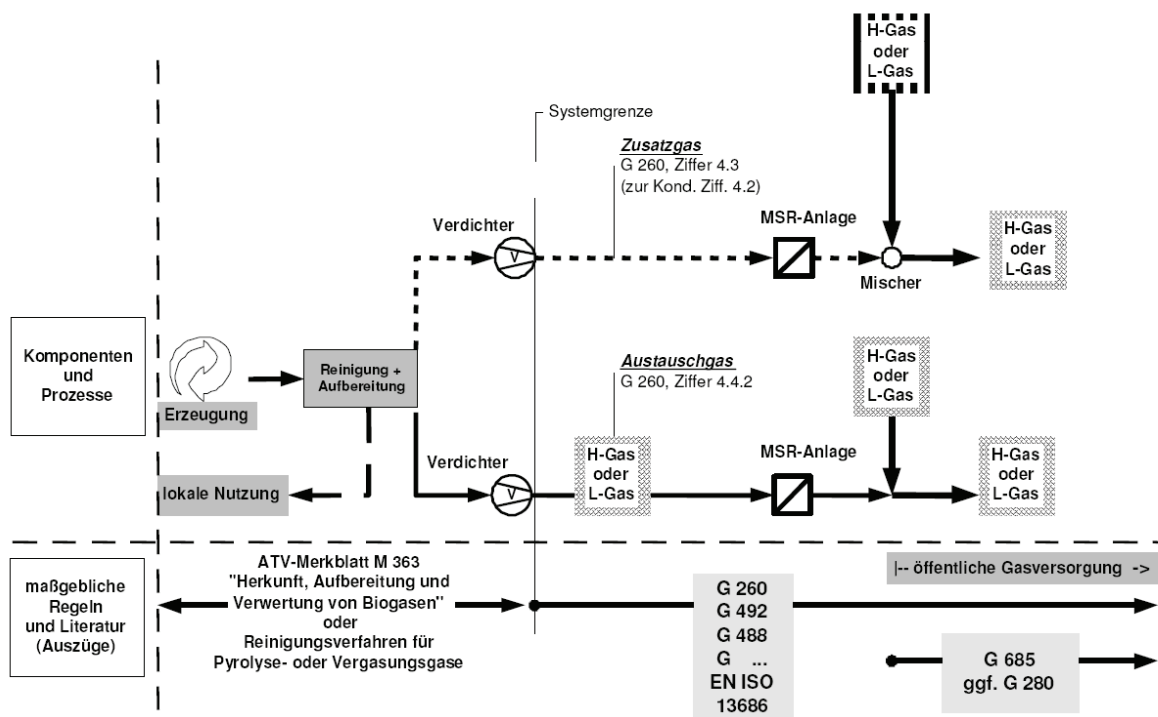


Abb. 3-7: Einspeiseschnittstellen und relevantes Regelwerk [FNR 2009], [Urban et al. 2008]

3.4 Biokerosinerzeugung über GtL-Prozesse

Gas-to-Liquid Prozesse dienen der Umwandlung von Gasen in flüssige Energieträger. Ursprünglich wurden sie entwickelt, um abgelegene Gasvorkommen wirtschaftlich erschließen zu können. Durch die Umwandlung des Gases in einen langkettigen, flüssigen Kohlenwasserstoff wird die Energiedichte erhöht und der Transport einfacher und günstiger.

Typische GTL Prozesse sind nach dem in Abb. 3-8 dargestellten Schema aufgebaut. Die Herkunft und somit die Eigenschaften des eingesetzten Gases geben dabei die notwendigen Prozessschritte in den Kategorien des Schemas vor. Beispielsweise müssen vorhandene Schwefelverbindungen vor Eintritt in die Reformierung aus dem Rohgas entfernt werden. Bei der Verwendung von Biomethan aus dem Erdgasnetz ist eine Rohgasaufbereitung nicht nötig, da das Gas bereits die entsprechende Qualität besitzt. Die Reformierung wandelt das eingesetzte Methan in ein Synthesegas mit den Hauptkomponenten Wasserstoff (H₂) und Kohlenstoffmonoxid (CO) um. Die dafür benötigte Energie wird für gewöhnlich aus dem eingesetzten Gas gewonnen; dies kann prinzipiell aber auch durch jeden anderen Energieträger realisiert werden. Die Aufbereitung des Synthesegases dient im Wesentlichen der Anpassung des H₂ zu CO Verhältnisses, wobei zusätzlich Wasserstoff für den Hydrocracker in der Produktaufbereitung abgeschieden werden kann.



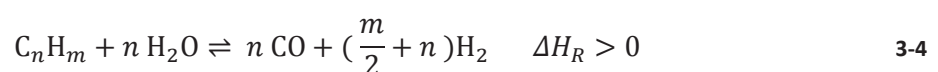
Abb. 3-8: Schema eines GTL Prozesses

Das Herzstück des Prozesses stellt die Fischer-Tropsch Synthese dar, mit der das hergestellte Synthesegas in Kohlenwasserstoffe umgewandelt wird. Dabei wird ein Spektrum von Produkten erzeugt, das von leichten Gasen über Naphtha und Kerosin bis hin zu Diesel und Wachsen reicht. Über verschiedene Maßnahmen wie Druck, Temperatur und / oder Katalysator kann die Produktverteilung in Grenzen beeinflusst werden. Die anschließende Trennung der einzelnen Produktfraktionen erfolgt z. B. über eine Destillation. Die erzeugten Produkte haben u. a. aufgrund von Schwefelfreiheit und dem niedrigen Anteil an Aromaten eine hohe Qualität [Patel 2005]. Die so erzeugte Kerosinfraktion erfüllt im Wesentlichen die geforderten Spezifikationen für Jet-A1 und ist auf Basis von Erdgas seit 2009 nach ASTM als Treibstoff zugelassen [Aireg 2012]. Die einzige Einschränkung ist, dass das so erzeugte Kerosin derzeit noch mit fossilem Kerosin oder Zusatzstoffen gemischt werden muss, da es keine Aromaten enthält, welche als Quellmittel für die Dichtungen entlang des Kraftstoffwegs im Flugzeug dienen [Haug 2012]. Die Biokerosin-Erzeugung auf Basis von Biomethan wurde noch nicht demonstriert, jedoch werden hier keine Probleme erwartet, da es sich chemisch um ein identisches Gas und damit um einen identischen Prozess wie auf der Basis von Erdgas handelt. Nachfolgend werden die Teilschritte von der Reformierung bis zur Produktaufbereitung näher beschrieben.

3.4.1 Reformierung

Der Prozessschritt der Reformierung dient der Umwandlung des eingesetzten Rohgases in ein Synthesegas, welches, nach weiterer Aufbereitung, für die Fischer-Tropsch-Synthese verwendet werden kann. Für die Reformierung stehen drei unterschiedliche Techniken – die Dampfreformierung, die partielle Oxidation und die autotherme Reformierung – zur Verfügung und werden im Folgenden vorgestellt [de Klerk 2011].

- Bei der **Dampfreformierung** werden Wasserdampf und das eingesetzte Gas nach Gleichung (3-4) zu Synthesegas umgesetzt.



Da diese Reaktion stark endotherm ist, muss der Reaktor beheizt werden, um die chemische Umwandlung aufrecht zu erhalten. Für gewöhnlich geschieht dies durch die Verbrennung eines Teil-

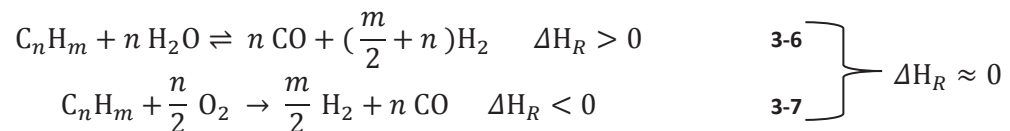
massenstroms des zugeführten Gases bzw. von Restgasen aus nachgeschalteten Prozessschritten. Die Reaktion läuft bei Temperaturen von 820 bis 800 °C und Drücken von 20 bis 25 bar ab und liefert ein Synthesegas mit einem relativ hohen H₂/CO Verhältnis von etwa 2,5 bis 5 [de Klerk 2011]. Die für diese Art der Reformierung eingesetzten Reaktoren werden im Wesentlichen nach dem Konzept der Wärmeübertragung unterschieden. In der Regel werden Rohrbündelreaktoren verwendet, bei denen die Wärme entweder durch die Strahlung eines Brenners oder über ein heißes Gas an die Rohrbündel übertragen wird; letztere werden häufig als Wärmeübertrager-Reaktoren bezeichnet.

- Die **partielle Oxidation** erfolgt bei unterstöchiometrischen Bedingungen und läuft exotherm ab. Die Reaktion der partiellen Oxidation zeigt Gleichung (3-5).



Die Reaktion läuft bei Temperaturen von etwa 1 300 bis 1 400 °C und Drücken von 25 bis 40 bar ab und liefert ein Synthesegas mit einem H₂/CO Verhältnis von etwa 1,6 bis 1,9 [de Klerk 2011]. Durch die Wahl von Betriebsparametern im angegebenen Bereich kann auch die Rußbildung nahezu vollständig unterdrückt werden. Für diese Art der Reformierung wird kein Katalysator benötigt. Der Aufbau der Reaktoren kann im Vergleich zur Dampfreformierung sehr viel einfacher sein, da innerhalb des Reaktors kein Wärmeübertrag nötig ist [Pors 2006].

- Bei der **autothermen Reformierung** wird eine Kombination aus partieller Oxidation und Dampfreformierung durchgeführt. Die Reaktion laufen sequentiell ab, wobei zunächst die partielle Oxidation nach Gleichung (3-6) abläuft und anschließend die Reaktion nach Gleichung (3-7) erfolgt. Der Ablauf der Reaktionen kann so eingestellt werden, dass sich der Reaktor selbst mit Wärme versorgt.



Aufgrund der Art der Wärmebereitstellung können hier kommerzielle Festbettreaktoren zum Einsatz kommen. Neben Wasserdampf und Gas wird dem Reformier Sauerstoff als Oxidationsmittel zugeführt. Hierfür wird i. Allg. reiner Sauerstoff verwendet, um große Einträge von Stickstoff in das System zu unterbinden. Die Bereitstellung von Sauerstoff erfolgt mittels Luftzerlegungsanlagen (LZA). Die heute vorherrschende Technik ist die kryogene Luftzerlegung [Nipper 2004]. Die Trennung der einzelnen Bestandteile der Luft erfolgt aufgrund ihrer unterschiedlichen Siedepunkte. Diese Technik benötigt angesichts der zu realisierenden tiefen Temperaturen viel Energie, weshalb nach effizienteren Alternativen gesucht wird. So werden z. B. Membranen betrachtet, die ab einer bestimmten Temperatur Sauerstoffionen leiten. Der Temperaturbereich für diesen Vorgang liegt bei etwa 700 bis 1 000 °C [Pfaff 2008], [Weber 2008]. Die treibende Kraft ist dabei das Gefälle des Sauerstoffpartialdrucks über der Membran.

Die Dampfreformierung und die autotherme Reformierung finden unter Anwesenheit eines Katalysators statt, um den Ablauf von Reaktionen zu beschleunigen. Die Katalyse der verschiedenen Reformierungsverfahren erfolgt für gewöhnlich heterogen [Pors 2006]. Dabei werden die Reaktanden temporär an den Katalysator gebunden und so die Aktivierungsenergie erniedrigt. Die Lage des che-

mischen Gleichgewichts wird dabei nicht verändert. Kommerziell werden für die oben beschriebenen Reformierungsprozesse hauptsächlich Katalysatoren auf Nickelbasis (z. B. Ni/Al₂O₃) eingesetzt [Gritsch 2007], [de Klerk 2011].

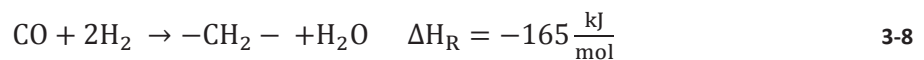
3.4.2 Synthesegasaufbereitung

Da die Teilprozesse eines Gesamtsystems unterschiedliche Anforderungen an die Betriebsstoffe stellen, müssen entsprechende Anpassungen vorgenommen werden. Hierzu gehören u. a. Verdichten, Trocknen und die CO₂-Abtrennung. Der CO₂-Abtrennung kommt hierbei eine besondere Bedeutung zu, da diese Abtrennung vergleichsweise aufwändig ist. Für die Verdichtung werden bei Gasen aufgrund ihrer Kompressibilität vergleichsweise große Energiemengen benötigt; deshalb kann eine mehrstufige Verdichtung mit Zwischenkühlung sinnvoll sein [Menny 2006]. Die Trocknung kann mit drei unterschiedlichen Methoden (Absorption, Adsorption und Kondensation) realisiert werden [Kohl 1997]. Die Verfahren zur CO₂-Abtrennung sind bereits in Kapitel 3.3 beschrieben und werden hier daher nicht erneut aufgeführt.

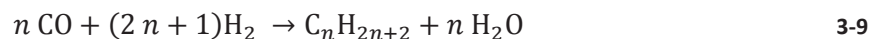
3.4.3 Fischer-Tropsch Synthese

Die Fischer-Tropsch Synthese (FTS) ist ein Polymerisationsprozess, welcher Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid in Kohlenwasserstoffe unterschiedlicher Kettenlänge und Wasser umwandelt [Güttel 2007]. Die Geschwindigkeit, mit der das Verfahren weiterentwickelt wurde, war häufig vom Ölpreis und den jeweiligen politischen Rahmenbedingungen geprägt. Im Folgenden werden die Grundlagen beschrieben, die zum Verständnis des Prozesses notwendig sind. Hierzu gehören die Darstellung der ablaufenden chemischen Reaktionen und der zu erwartenden Produktverteilung, der eingesetzten Katalysatoren sowie der unterschiedlichen Reaktoren.

Reaktionsmodell und Produktverteilung. Die bei der FTS ablaufenden Polymerisationsreaktionen sind exotherm und bilden hauptsächlich Alkane und Alkene. Den zugrunde liegenden Hauptmechanismus stellt Gleichung (3-8) dar.



Das dabei entstehende -CH₂- kann als „Baustein“ für länger Kohlenwasserstoffe betrachtet werden. Vereinfachend wird bei den hier untersuchten Niedrigtemperatursynthesen (LTFT: Low Temperature Fischer-Tropsch) nur die Bildung von Alkanen nach Gleichung (3-9) betrachtet.



Gleichung (3-9) macht deutlich, dass nicht ein einzelnes Produkt, sondern ein Produktspektrum entsteht. Die Produktverteilung in dieser Arbeit wird nach dem Modell von Anderson, Schulz und Flory (ASF Verteilung) berechnet, wonach die FTS als ideale Polymerisation betrachtet wird [Güttel 2007], [Spath 2003]. Abb. 3-9 zeigt diese Verteilung.

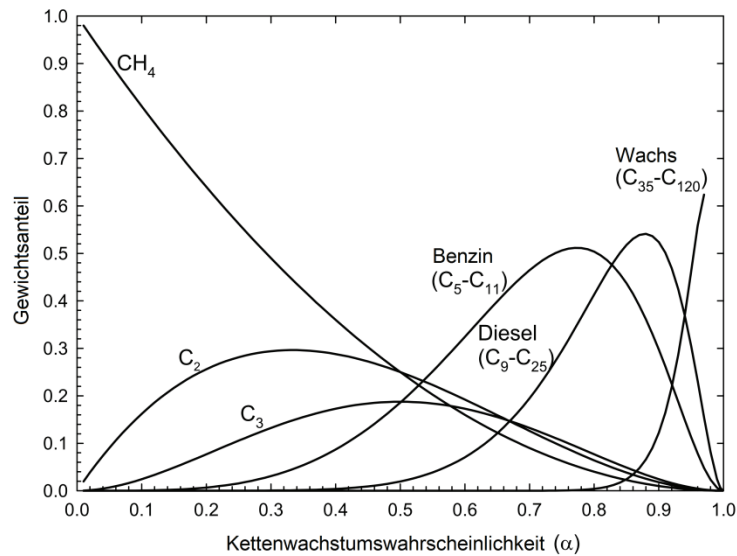


Abb. 3-9: Produktverteilung nach Anderson, Schulz und Flory [Spath 2003]

Katalysatoren. Die beschriebenen Reaktionen sind Katalysator-gesteuert. Außerdem beeinflussen die Katalysatoren die Geschwindigkeit, mit der die Reaktionen ablaufen. Als Katalysatoren für die FTS kommen Metalle der achten Hauptgruppe des Periodensystems in Frage. Nur Eisen (Fe), Kobalt (Co), Nickel (Ni) und Ruthenium (Ru) weisen eine ausreichend hohe Aktivität für die Hydrierung von Kohlenstoffmonoxid auf [Steynberg 2004]. In kommerziellen Großanwendungen kommen lediglich Eisen und Kobalt zum Einsatz, da Ruthenium sehr selten und daher äußerst kostenintensiv ist, während Nickel bei FTS Betriebsbedingungen flüchtige Bestandteile bildet, was zu einem permanenten Katalysatorverlust führt. Werte für Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten liegen – je nach eingesetztem Material – zwischen 0,5 und 0,95 [van der Laan 1999]. Die höchsten Werte erreicht Ru, wobei auch für Co Werte von 0,95 angestrebt werden [Güttel 2007] und Werte von 0,93 bereits erreicht wurden [Hargreaves 2013]. Kobaltkatalysatoren eignen sich hervorragend zum Einsatz in Slurry phase Reaktoren und zur Herstellung von Mitteldestillaten und Wachsen [van Dijk 2001].

Reaktoren. Neben den Slurry phase Reaktoren werden kommerziell noch Festbettreaktoren sowie Wirbelschicht- und Fließbettreaktoren für die FTS verwendet. Die Reaktoren werden im Folgenden vorgestellt und ein kurzer Überblick über andere Reaktorkonzepte gegeben, welche sich in der Entwicklung befinden.

- **Slurry phase Reaktoren.** Bei Slurry phase Reaktoren (Abb. 3-10) befindet sich der feste Katalysator in einer Suspension aus flüssigem Wachs. Das Synthesegas wird unten in den Reaktor eingeführt, steigt blasenförmig auf und reagiert dabei. Das entstandene Produktgas kann oben am Reaktor abgezogen werden, während die flüssigen Produkte an der Seite des Reaktors abgezogen werden. Die Katalysatorteilchen können sehr klein sein, was Diffusionsprobleme vermeidet, aber auch eine aufwändige Trennung von flüssigen Produkten und Katalysator notwendig macht. Der Katalysator kann im Betrieb ersetzt werden, die Temperaturverteilung im Reaktor ist nahezu isotherm [de Deugd 2003].

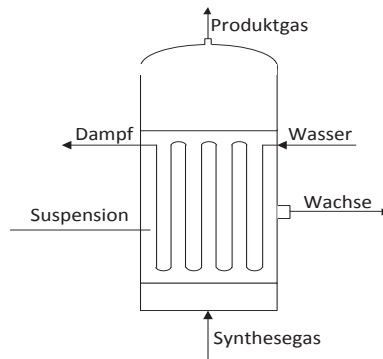


Abb. 3-10: Slurry phase Reaktor

- Festbettreaktoren.** Für gewöhnlich kommen Reaktoren mit einer großen Anzahl an mit Katalysator gefüllten Röhren als Festbettreaktoren zum Einsatz (Abb. 3-11). Den Kernpunkt der Reaktorauslegung stellt der Durchmesser der einzelnen Röhren dar. Kleinere Durchmesser erleichtern die Kühlung und kleinere Katalysatorpartikel verbessern die Konversionsrate. In Kombination mit den hohen Gasgeschwindigkeiten führt dies jedoch zu erheblichen Druckverlusten über dem Reaktor. Es muss daher ein Kompromiss gefunden werden, der einen stabilen Betrieb zulässt. Aufgrund der genannten und weiterer Probleme liegt immer ein axialer und radialer Temperaturgradient im Reaktor vor [Steynberg 2004], [Sie 1999].

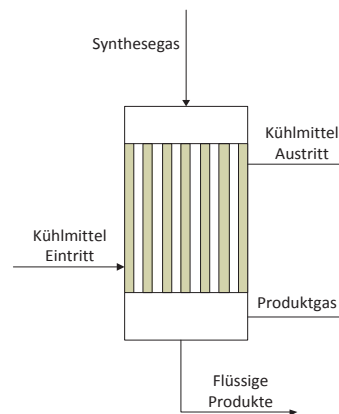


Abb. 3-11: Rohrbündel-Festbettreaktor

- Wirbelschicht- und Fließbettreaktoren.** Diese (Abb. 3-12) sind für die Produktion von Kohlenwasserstoffen, welche schwerer sind als Naphtha ungeeignet. Im Betrieb dürfen keine flüssigen Produkte im Reaktor entstehen, da sonst die Katalysatorpartikel verkleben würden (vgl. [de Deugd 2003], [Steynberg 2004], [Sie 1999]).

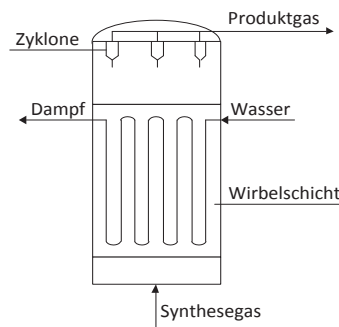


Abb. 3-12: Wirbelschichtreaktor

- **Microchannel Reaktoren.** Eine Weiterentwicklung der Festbettreaktoren stellen die mikrostrukturierten oder Microchannel-Reaktoren dar. Während das Funktionsprinzip gleich dem der Festbettreaktoren ist, sind die Durchmesser der durchströmten Kanäle erheblich kleiner. Sie bewegen sich in einer Größenordnung von 0,1 bis 10 mm [Velocys 2012], wogegen konventionelle Festbettreaktoren Rohrquerschnitte im cm-Bereich aufweisen. Die Reaktoren sollen eine Prozessintensivierung ermöglichen und so einen höheren Umsatz auf der Basis von neuen Katalysatoren zulassen [Atkinson 2010]. Außerdem ist eine schnellere Wärmeabfuhr möglich, was zu einer nahezu isothermen Temperaturverteilung führt. Diese Reaktoren eignen sich hauptsächlich für Anlagen im kleinen und mittleren Maßstab. Das in Abb. 3-11 dargestellte Prinzip ist auch hier gültig.

3.4.4 Produktaufbereitung

Das bei der FTS entstandene Stoffgemisch muss weiter aufbereitet werden, um es als Kraftstoff oder Kraftstoffzusatz einsetzen zu können. Je nachdem, welche Endprodukte gewünscht werden, kommen verschiedene Verfahren zum Einsatz. Die beiden wichtigsten Verfahren sind das Hydrocracking und die Destillation. Beide werden im Folgenden beschrieben.

- Das **Hydrocracking** ist ein katalytisches Verfahren zur Umwandlung langkettiger Kohlenwasserstoffe (hauptsächlich Wachse) in niedriger siedende Produkte wie Kerosin oder Diesel. Dabei werden unter Zugabe von Wasserstoff und bei erhöhten Drücken und Temperaturen die C-C Bindungen langkettiger Moleküle gespalten. Im Gegensatz zu Rohölprodukten besteht das FTS Produkt hauptsächlich aus Alkanen und ist praktisch frei von Schwefel und Aromaten [Steynberg 2004]. Die Verfahrensbedingungen können daher wesentlich moderater gewählt werden, als dies in der "klassischen" Mineralölverarbeitung der Fall ist. Während dort Drücke von 100 bis 200 bar und Temperaturen von 350 bis 430 °C üblich sind [de Klerk 2011], reichen für FTS Produkte 35 bis 70 bar und 330 bis 355 °C aus [Steynberg 2004]. Das Verfahren ist sehr flexibel und kann in Grenzen auf ein bestimmtes Produktspektrum optimiert eingestellt werden.
- Um die einzelnen Fraktionen aus dem Rohprodukt abzutrennen wird in der Regel die **Rektifikation** verwendet (Abb. 3-13). Dazu müssen die Fraktionen, die gewonnen werden sollen, gasförmig in die Kolonne eintreten [Fahim 2010]. Die Trennung erfolgt anhand der Siedepunkte, wobei leichte Produkte auf den oberen Zwischenböden kondensieren, während die schweren dies schon im unteren Teil der Kolonne tun. Der Prozess wird seit vielen Jahren kommerziell angewendet (u. a. [Cheremisinoff 2000], [Parkash 2003]).

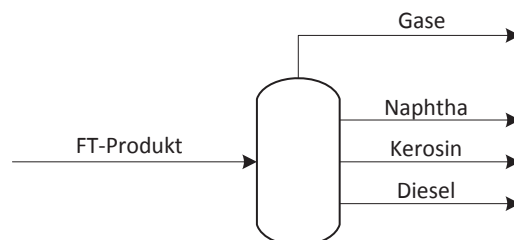


Abb. 3-13: Rektifikationskolonne

Unter Umständen wird noch eine Isomerisierung benötigt, um bestimmte Kraftstoffeigenschaften wie Kälte- und Zündverhalten einzustellen [Pearlson 2011]. Weitere Verfahren, die in der Pro-

duktaufbereitung zum Einsatz kommen, dienen der Druck- und Temperaturänderung sowie der Abscheidung von Wasser (u. a. [Kohl 1997], [Menny 2006]).

4 Biomethan-Potenziale

Die Ermittlung des Biomethan-Potenzials basiert auf der Erhebung des Stands der Biogaserzeugung im Basisjahr 2011 und entwickelt drei Szenarien für den Zeitraum bis zum Jahr 2030. Dabei wird der Einsatz der Substrate anhand unterschiedlich gewählter Randbedingungen variiert.

4.1 Stand der Biogas- und Biomethanerzeugung

Die Entwicklung der Biogaserzeugung ist in Niedersachsen gut dokumentiert, seit 2006 wird in der Niedersächsischen Biogasinventur regelmäßig der Anlagenzubau auf Landkreisebene erhoben. Abb. 4-1 zeigt den Anlagenbestand im Jahr 2011 im Vergleich zu 2009. Dabei werden sowohl der starke Zubau in den Jahren 2010 und 2011, der im Wesentlichen durch das EEG 2009 ausgelöst wurde, als auch die Schwerpunkte in der Veredelungsregion Weser-Ems und in der Ackerbauregion Rotenburg-Heidekreis-Uelzen-Celle deutlich.

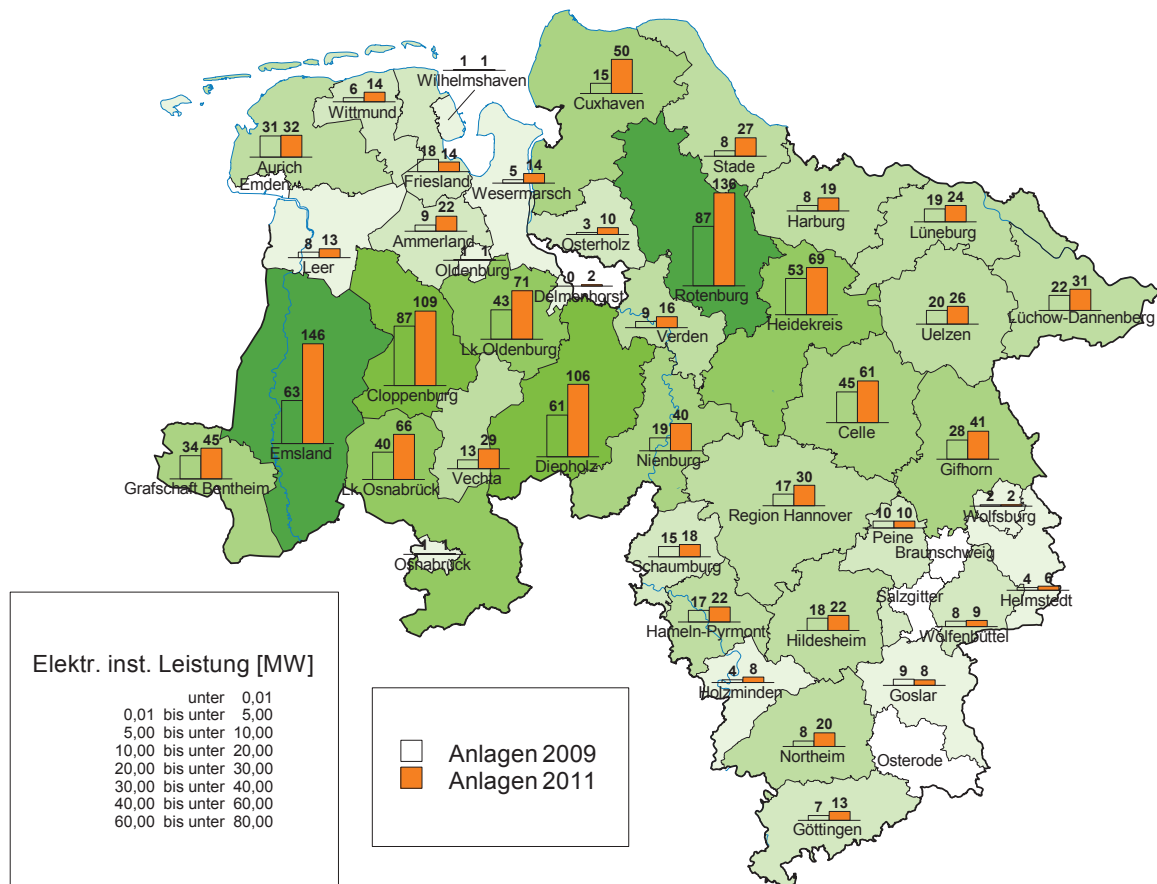


Abb. 4-1: Bestand der Biogasanlagen in Niedersachsen 2009 und 2011 [ML 2012.1]

Die Aufbereitung zu Biomethan spielt bisher noch eine relativ geringe Rolle. 2011 waren in Niedersachsen 18 Aufbereitungsanlagen in Betrieb, bis Ende 2014 werden es rund 30 Anlagen sein. Dann wird eine Einspeiseleistung von 13.200 m³/h erwartet. Im Rahmen einer Umfrage wurden die eingesetzten Technologien und die wichtigsten Eckdaten ermittelt. Abb. 4-2 zeigt die Entwicklung der Biogasaufbereitung im Zeitraum 2007 bis 2014. Die chemischen Wäschen haben mit 39,7 % der Einspeiseleistung den höchsten Anteil, gefolgt von der Druckwasserwäsche (DWW) mit 31,2 % und der Druckwechselabsorption (PSA) mit 21,9 %. Die Membrantechnologie spielt mit 3,5 % noch eine sehr

geringe Rolle; hier wird mit zunehmender technischer Entwicklung aber mit einem Zuwachs insbesondere bei kleinen Leistungen gerechnet.

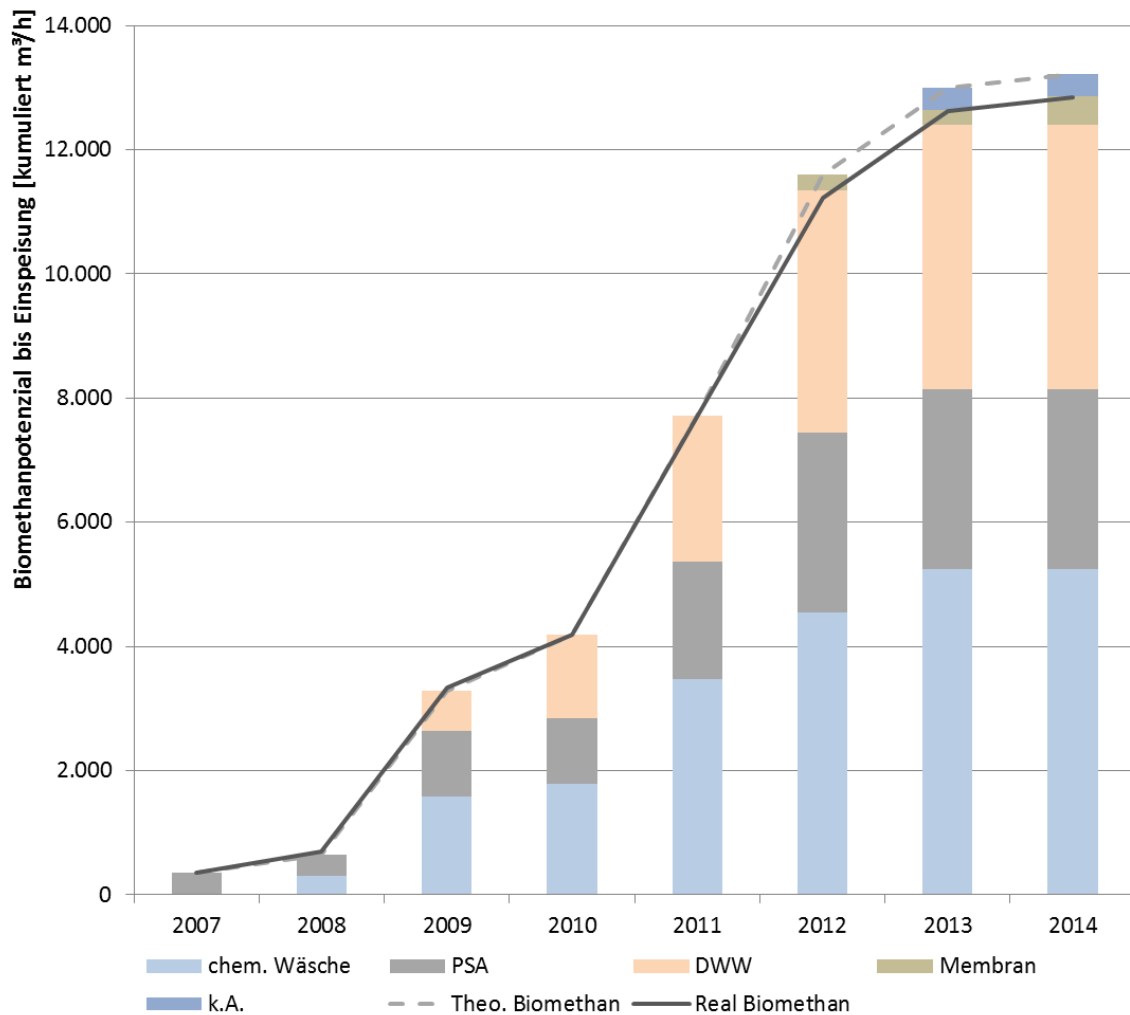


Abb. 4-2: Entwicklung des Bestands von Biogasaufbereitungsanlagen in Niedersachsen 2007 bis 2014

4.2 Potenziale der Substrate zur Biogaserzeugung

In Niedersachsen wird bisher fast das gesamte technisch mögliche Substratspektrum zur Gaserzeugung eingesetzt; der Schwerpunkt liegt dabei auf der Vergärung von Energiepflanzen. Abb. 4-3 zeigt die Anteile der Substrate an den Einsatzstoffmengen und dem Energieertrag. Während Energiepflanzen 52 % der Einsatzmengen ausmachen, liefern sie aufgrund ihres hohen spezifischen Gasertrags 83 % der erzeugten Gasmenge. Mais hat hier aufgrund seiner hohen Ertragsleistung und ökonomischen Attraktivität mit 83 % der eingesetzten Mengen den größten Anteil, während die Gruppe der Wirtschaftsdünger von Gülle dominiert wird.

Die Verteilung der Substratanteile ist jedoch nicht bei allen Anlagen gleich. Während Anlagen mit geringen Leistungen durch ihren direkten Bezug zu den viehhaltenden Betrieben hohe Gülleanteile aufweisen, zeigen landwirtschaftliche Anlagen großer Leistung ein umgekehrtes Bild mit hohen Anteilen von Anbaubiomasse. Abfallvergärende Anlagen sind aufgrund des großen technischen Aufwands vorwiegend in den höheren Leistungsklassen zu finden. Tabelle 4-1 zeigt die Substratanteile in den verschiedenen Leistungsklassen. Biogasanlagen, deren Gas in das Erdgasnetz eingespeist wird, spiegeln die Substratverteilung der höheren Leistungsklassen wider.

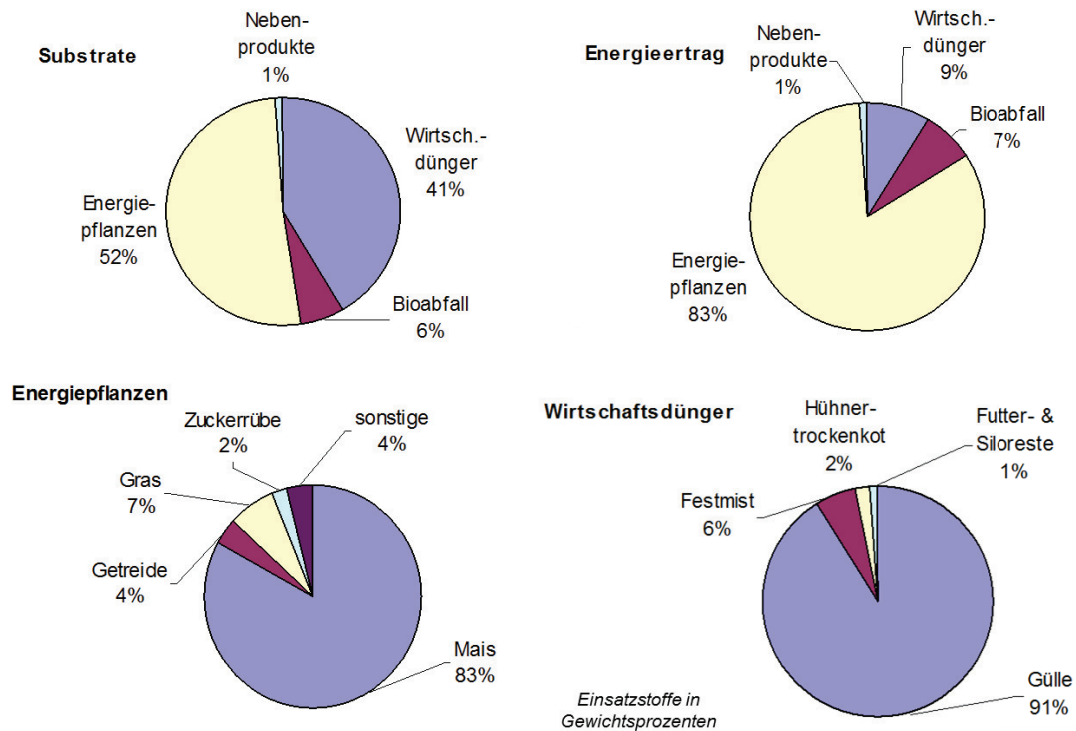


Abb. 4-3: Anteile der Substrate an den Einsatzmengen und dem Energieertrag der Biogasanlagen sowie Anteile in den Substratgruppen Energiepflanzen und Wirtschaftsdünger [ML 2012.1]

Tabelle 4-1: Eingesetzte Substrate in Biogasanlagen [DBFZ 2013]

elektrische Leistung	Gülle	Energiepflanzen	Landwirtschaftliche Reststoffe	Bioabfall
< 70 kW	76 %	24 %	1 %	0 %
70 – 150 kW	50 %	48 %	1 %	1 %
151 – 500 kW	44 %	53 %	2 %	2 %
501 – 1000 kW	32 %	56 %	2 %	10 %
> 1000 kW	24 %	57 %	3 %	16 %
Aufbereitung	28 %	57 %	3 %	13 %

4.2.1 Energiepflanzen und Wirtschaftsdünger

Mit der Zunahme der energetischen Biomassenutzung ist ein wachsender Flächenbedarf für die Erzeugung von Energiepflanzen verbunden. Niedersachsen verfügt über 2,6 Mio. ha landwirtschaftliche Fläche (LF), davon werden etwa zwei Drittel (rund 1,9 Mio. ha) als Ackerland (AF) und rund 0,7 Mio. ha als Grünland bewirtschaftet. 2011 wurden auf ca. 311.000 ha Energiepflanzen erzeugt, das entspricht 11,8 % der landwirtschaftlich genutzten Fläche (LF). Der Biogassektor nimmt mit über 80 % den mit Abstand größten Anteil an der seit 2007 stetig gestiegenen Energiepflanzenfläche ein. Im Landesmittel wurden 9,3 % der LF für die Biogaserzeugung genutzt. Während der Anbau von Raps für die Biodieselproduktion mit ca. 45.000 ha und die Erzeugung von Getreide und Zuckerrüben für die Bioethanolerzeugung mit ca. 15.000 ha seit 2009 weitgehend konstant geblieben sind, ist die Fläche

zur Substraterzeugung für die Biogasproduktion in direktem Bezug zur Anzahl der Biogasanlagen gewachsen.

Auf 260.000 ha wurden 2012 Pflanzen zur Biogasgewinnung erzeugt. Der Maisanbau hat mit 215.000 ha hieran den größten Anteil. Andere Energiepflanzen (45.000 ha), insbesondere Getreideganzpflanzen und Zuckerrüben, aber auch Sonnenblumen, Hirse und Mischkulturen, sind mittlerweile in vielen Betrieben fester Bestandteil im Substratmix. Ferner wurden neue Kulturen wie die durchwachsene Silphie oder Sida als Gärsubstrat erprobt. Des Weiteren wurden ca. 20.000 ha Grünland zur Biogassubstratgewinnung genutzt, hierbei werden vorrangig späte Aufwüchse oder nicht zur Rindviehfütterung benötigte Flächen verwendet. Abb. 4-4 zeigt die Entwicklung des Energiepflanzenanbaus in den Jahren 2001 bis 2012.

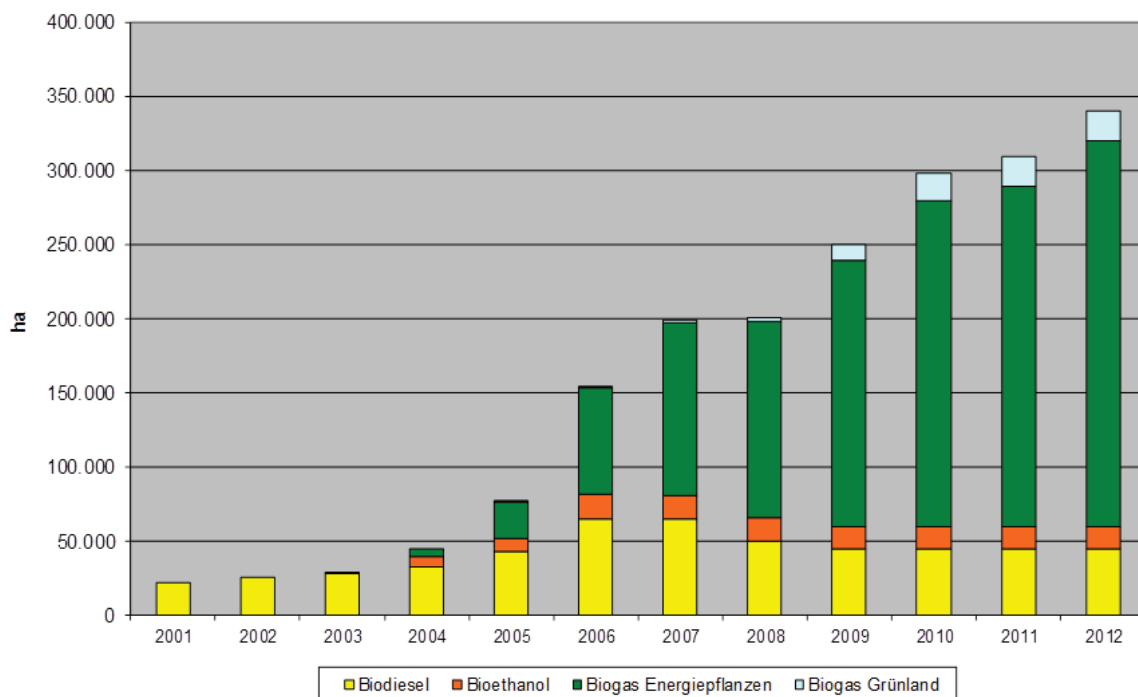


Abb. 4-4: Entwicklung des Energiepflanzenanbaus in Niedersachsen 2001 - 2012 [ML 2012.1]

Das Potenzial zum Anbau von Energiepflanzen ist von einer Vielzahl von Faktoren bestimmt. Hierzu zählt vor allem die wirtschaftliche Attraktivität der energetischen Nutzung, die durch das EEG ebenso bestimmt wird wie durch das Preisniveau fossiler Brennstoffe, im Verhältnis zum Nahrungs- und Futtermittelanbau. Es handelt sich also sowohl um national als auch um international beeinflusste Faktoren.

Fast die Hälfte aller Inputsubstrate der niedersächsischen Biogasanlagen sind Nebenprodukte und Reststoffe. Mit einem Volumen von rund 14 Mio. t werden Gülle, Festmist und landwirtschaftliche Nebenprodukte genutzt. Rund 44 % hiervon entfallen auf Gülle und Festmist, wodurch etwa 30 % des vorhandenen Wirtschaftsdüngerpotenzials energetisch genutzt werden. Etwa 70 % aller Biogasanlagen setzen auch Gülle ein. Ihre Verwendung ist parallel zum Einsatz von Energiepflanzen angestiegen, was den direkten verfahrenstechnischen Zusammenhang zwischen den Stoffen zeigt.

4.2.2 Abfälle

Ende 2011 setzten 68 Biogasanlagen Abfälle ein, ihre Zahl lag damit um 27 Anlagen unter der von 2009. Auch die installierte elektrische Leistung der Koferment-Anlagen sank 2011 um 16 MW_{el} auf 57 MW_{el}. Mehrere mit Kofermenten betriebene Anlagen beantragten 2009 eine Änderung ihres Rohstoffinputs und stellten aufgrund der möglichen Bonusvergütung bei verstärktem Einsatz von Gülle sowie steigender Preise im Abfallsektor vollständig auf nachwachsende Rohstoffe um.

Eine Zunahme zeigt sich dagegen bei Biogasanlagen, die Bioabfall aus der kommunalen Abfallentsorgung einsetzen. Tabelle 4-2 zeigt das Aufkommen organischer Abfälle in Deutschland. Die größten Mengen liegen bei Bio- und Grünabfällen, die heute vorwiegend kompostiert werden, aber ein großes Potenzial zur Vergärung aufweisen. Der biogene Anteil des Hausmülls ist dagegen nur innerhalb der Gesamtfraktion nutzbar.

Tabelle 4-2: Jährliches Aufkommen organischer Abfälle in Deutschland [Kern 2012]

	Aufkommen	Verwertung
Bioabfall	4,2 Mio. t	Kompostierung
Grünabfall	4,4 Mio. t	Kompostierung
Speiseabfall	1,8 Mio. t	Vergärung
Biogener Anteil des Hausmülls	4,9 Mio. t	mech.-biol. Behandlung, therm. Verwertung
Reststoffe aus Landschaftspflege	0,8 Mio. t	Verbleib am Anfallort, therm. Nutzung

Abb. 4-5 zeigt die Verwertungswege der kommunalen Bio- und Grünabfälle in Niedersachsen. Die Anschlussquote lag kontinuierlich hoch bei 81 bis 86 %, was sich in einer überdurchschnittlich hohen Erfassungsmenge von jährlich 150 kg/Einw. widerspiegelt. Aus diesem Grund ist in Zukunft keine wesentliche Steigerung des Aufkommens zu erwarten. Die energetische Nutzung wird jedoch gegenüber der Kompostierung eine höhere Bedeutung bekommen.

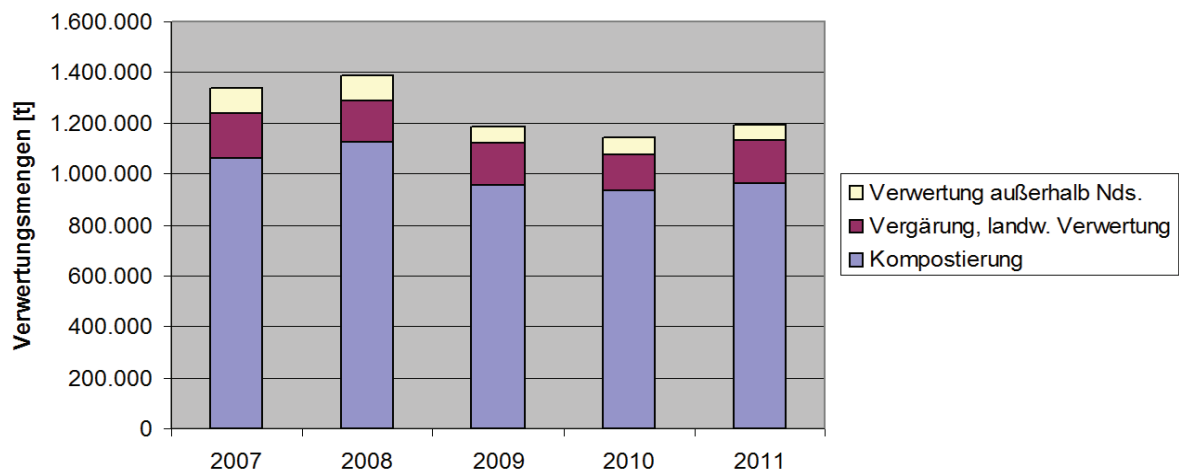


Abb. 4-5: Entwicklung der Verwertung von kommunalen Bio- und Grünabfällen in Niedersachsen 2007 bis 2011 [MU 2012]

Reststoffe aus der Lebensmittelverarbeitung weisen aufgrund ihres großen Energiegehalts ein hohes theoretisches Potenzial zur Biogaserzeugung auf, das sich wegen ihrer bestehenden Verwertungswege jedoch deutlich reduziert. Sie werden überwiegend als Futtermittel eingesetzt und würden bei einer Umlenkung in die energetische Nutzung den Anbau und Import von entsprechenden Mengen alternativer Futtermittel nach sich ziehen. Die gesellschaftlich gewünschte Auflösung des Teller-Tank-Konflikts würde so zu einem Trog-Tank-Konflikt führen. Deutschlandweit könnten nur rund eine halbe Mio. der jährlich 13,8 Mio. t_{atro} Reststoffe in eine energetische Nutzung umgelenkt werden [Gaida 2013]. Dabei handelt es sich vorwiegend um Stoffe, die aus rechtlichen Gründen nicht als Futtermittel geeignet sind, und solche, die bisher entsorgt, exportiert oder nur mit geringen Erlösen verwertet werden.

4.3 Szenarien für die Entwicklung der Biogaserzeugung

Zur Ermittlung des Biomethan-Potenzials werden drei Szenarien entworfen, die unterschiedliche Entwicklungen beschreiben. Ausgehend vom Basisjahr 2011 werden die Jahre 2020 und 2030 modelliert.

Das Referenz-Szenario stellt die Fortschreibung der bisherigen Entwicklung mit den heute erkennbaren Einflussfaktoren dar. Die Anbaufläche für Energiepflanzen wird zunächst geringfügig ansteigen, bis 2030 aber leicht absinken. Dies ist durch die leicht steigenden Flächenerträge und die Effizienzgewinne im gesamten Verarbeitungsprozess ebenso bedingt wie durch den deutlichen verstärkten Einsatz von Wirtschaftsdünger. Hier wird aufgrund der Auswirkungen der Verordnung über das Inverkehrbringen und Befördern von Wirtschaftsdünger [BMU 2010] und der Niedersächsischen Verordnung über Meldepflichten in Bezug auf Wirtschaftsdünger [ML 2012.2] annähernd eine Verdoppelung des heutigen Werts von 30 % erwartet. Während heute 14 % des Bioabfallaufkommens energetisch genutzt wird, ist nach Ende der Nutzungsdauer bestehender Kompostierungsanlagen eine Erhöhung auf 20 bzw. 30 % anzunehmen. Bei sonstigen Bioabfällen wird dagegen kaum ein Mehreinsatz angesetzt.

Diese Entwicklung hat auf den Zubau von Biogasanlagen im Leistungsbereich von 500 bis 600 kW_{el} keinen großen Einfluss, während im Bereich um 1 MW_{el} ein geringer und im kleinen Leistungsbereich ein mäßiger Zubau angesetzt wird. Für die Zeit nach 2025 ist jedoch auch die Außerbetriebnahme einiger Anlagen zu erwarten, die nach dem Ende der Vergütungsdauer des EEG aus ökonomischen Gründen nicht weiterbetrieben werden können.

Da das Potenzial der Biogasaufbereitungsanlagen noch nicht ausgeschöpft ist, wird hier ein überproportionaler Zubau angesetzt. Dabei handelt es sich sowohl um neue Vergärungsanlagen als auch um die Umrüstung und den Zusammenschluss bestehender Anlagen. Die Zahl der Aufbereitungsanlagen steigt dabei von 18 auf 84 bzw. 117 Anlagen und der Anteil des aufbereiteten Biogases an der Gesamtproduktion von heute 4 auf 14 bzw. 19 %. Das Ausbauziel der Bundesregierung in Höhe von 6 Mrd. m^3 im Jahr 2020 und 10 Mrd. m^3 im Jahr 2030 wird dabei deutlich unterschritten und nur zu 18 bzw. 15 % erreicht – dabei wird weiterhin ein niedersächsischer Anteil von 25 % an der deutschen Aufbereitungskapazität angenommen.

Dem Referenz-Szenario werden zwei Szenarien gegenübergestellt, die eine besonders günstige bzw. ungünstige Entwicklung beschreiben:

- Im Energie-Szenario ist ein deutlicher Anstieg der Energie- gegenüber den Agrarpreisen zu verzeichnen, was sich in einer erhöhten Biogaserzeugung aus Energiepflanzen, Wirtschaftsdünger und kommunalen Bioabfällen ausdrückt. Auch die Biomethanerzeugung steigt an: auf 172 Anlagen und einen Anteil von 21 % der Biogaserzeugung im Jahr 2030.
- Im Agrar-Szenario führt ein deutliches Absinken der Energie- gegenüber den Agrarpreisen zu einem Rückgang im Energiepflanzenanbau. Die Einsatzmengen aus Wirtschaftsdünger und kommunalen Bioabfällen bleiben dagegen gleich wie im Referenzfall. Dies führt zu einer stärkeren Außerbetriebnahme von Biogasanlagen nach 2025 und zu einem verringerten Ausbau der Biomethanerzeugung.

Abb. 4-6 und Abb. 4-7 zeigen den Substrateinsatz und die Leistungsverteilung in den Szenarien. Abb. 4-8 und Abb. 4-9 veranschaulichen die Entwicklungen des Energiepflanzenanbaus, der Biogaserzeugung und der Biomethanerzeugung.

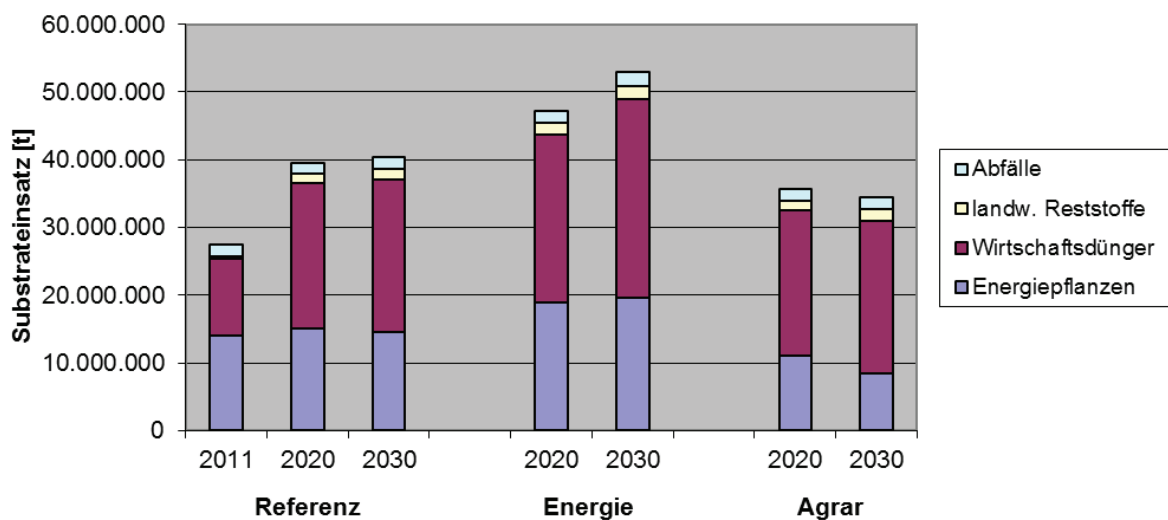


Abb. 4-6: Entwicklung des Substrateinsatzes in den Szenarien

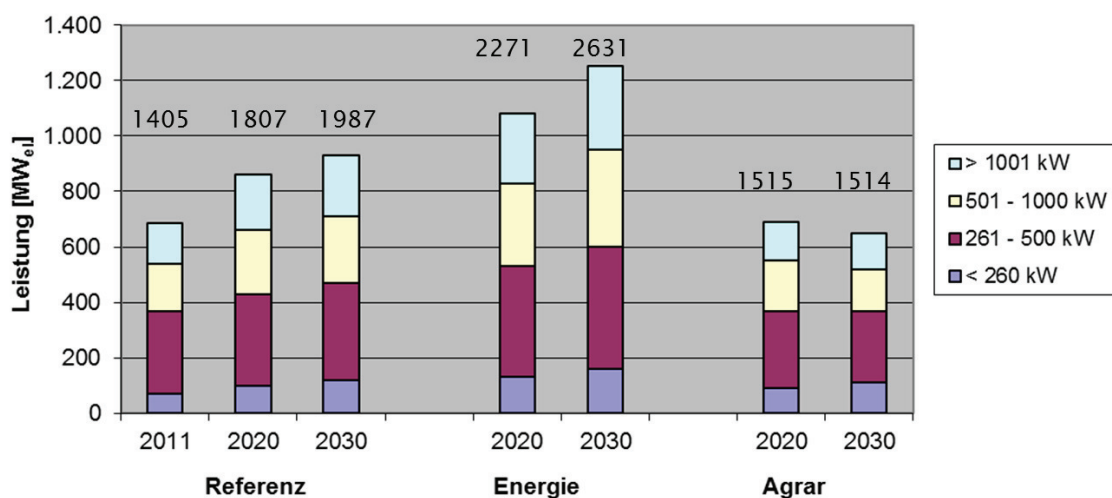


Abb. 4-7: Entwicklung der Leistungsverteilung der Biogasanlagen und der Anlagenanzahl in den Szenarien

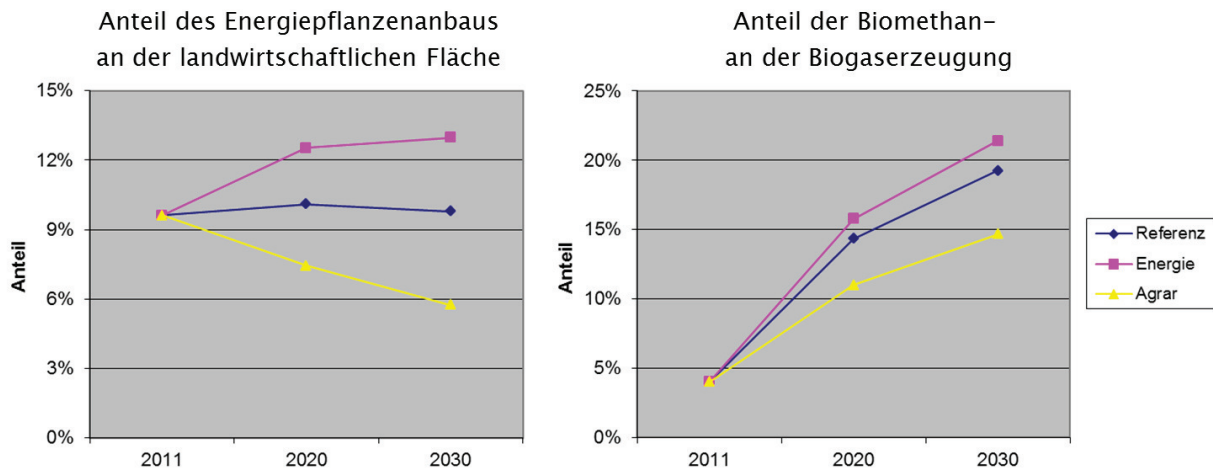


Abb. 4-8: Entwicklung der Anteile des Energiepflanzenanbaus und der Biomethanerzeugung in den Szenarien

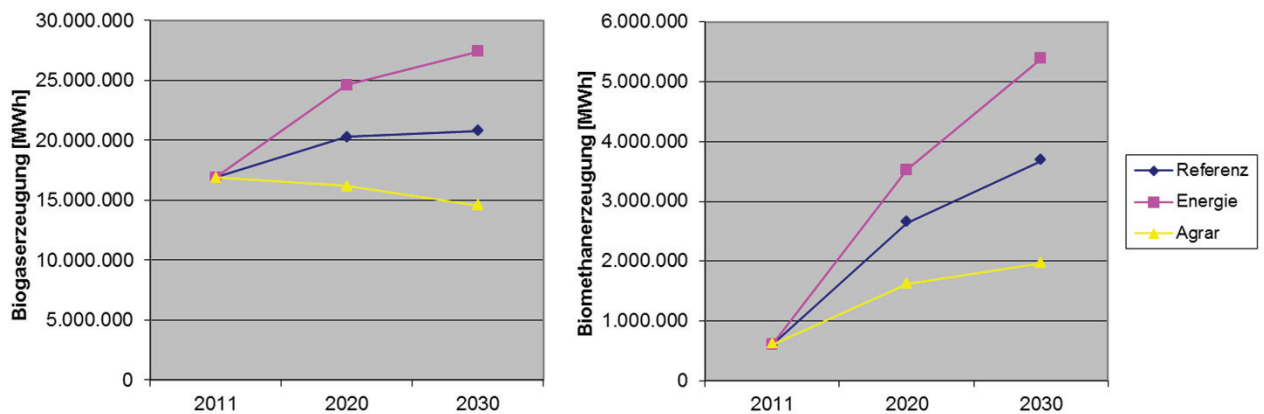


Abb. 4-9: Entwicklung der Biogas- und der Biomethanerzeugung in den Szenarien

In Abb. 4-10 und Abb. 4-11 ist der Substrateinsatz der Biogasanlagen zur Biomethanerzeugung dargestellt – sowohl bezogen auf die Einsatzmengen als auch auf die erzeugte Energie. Dabei wird deutlich, dass gegenüber der Gesamtzahl der Biogasanlagen ein höherer Anteil von Abfällen und Energiepflanzen und ein geringerer Anteil von Wirtschaftsdünger eingesetzt wird. Bei der Bilanz der erzeugten Energie ist wieder der überproportionale Anteil der Energiepflanzen zu verzeichnen.

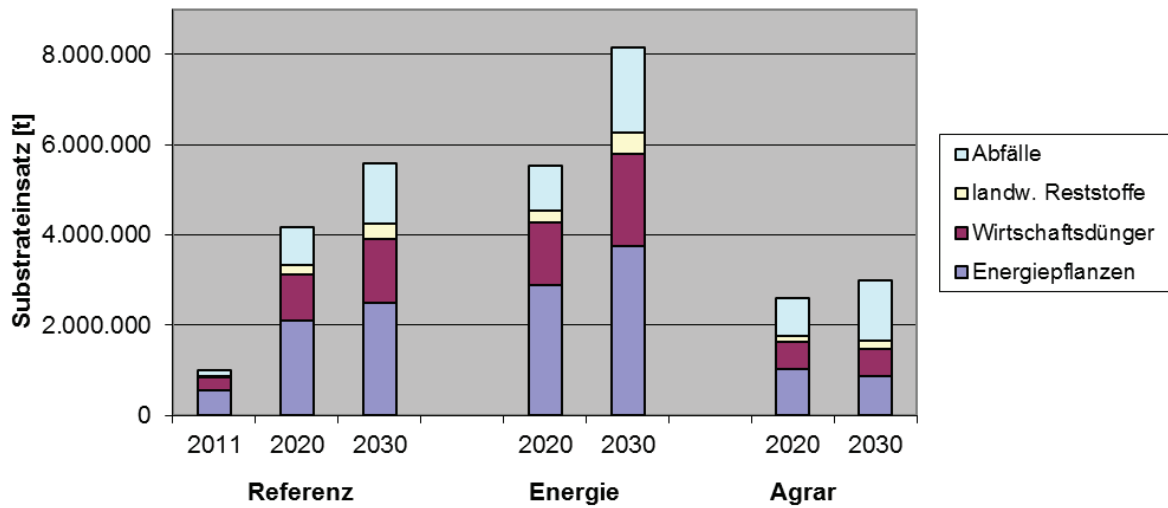


Abb. 4-10: Substrateinsatz bei Biogasanlagen zur Biomethanherzeugung bezogen auf die Substratmengen

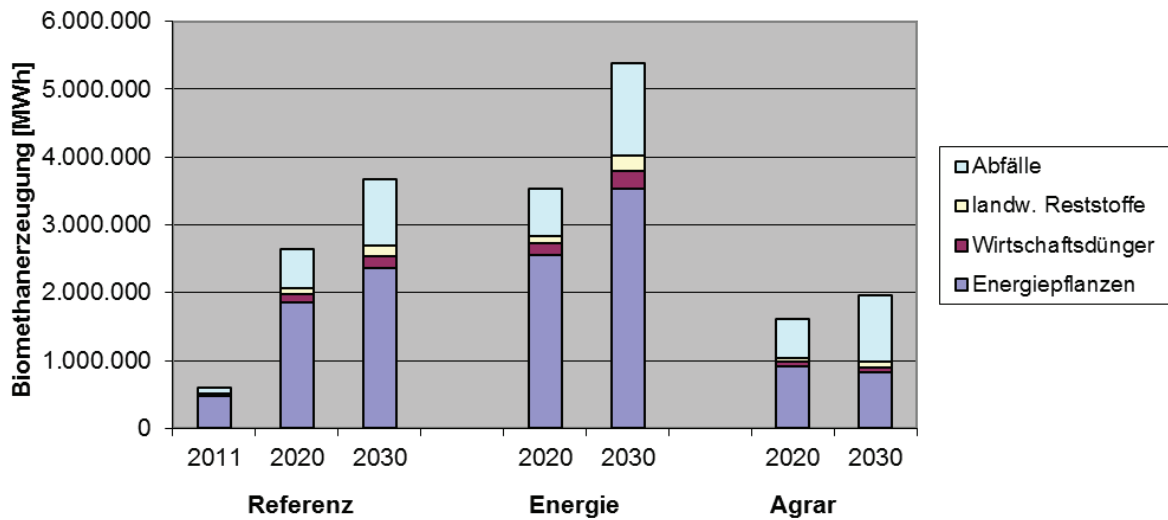


Abb. 4-11: Substrateinsatz bei Biogasanlagen zur Biomethanherzeugung bezogen auf die erzeugten Energiemengen

5 Untersuchte Standorte

Auftragsgemäß werden zwei Standorte näher betrachtet. Zum einen ist dies das Deltaland zwischen Hamburg, Hannover und Bremen, welches einen großen Industriepark aufweist, und zum anderen Stade als Standort mit einem direkten Zugang zur Elbe. Beide Standorte liegen in der Nähe des Hamburger Flughafens, wobei das Deltaland auch in Reichweite der Flughäfen Bremen und Hannover liegt. Damit stellt sich die Frage, welche Synergieeffekte sich für einen GtL Prozess mit bereits vorhandener Industrie ergeben. Auf Basis der erhaltenen Antworten wird die standortspezifische Betrachtung durchgeführt. Interessante Aspekte bei der Bewertung der Standorte sind u. a. die folgenden Punkte.

- Maximal Menge an Gas, welche aus dem Erdgasnetz entnommen werden kann
- Möglichkeiten zur Einbindung von Abwärme aus dem GtL Prozess
- Verwendung von Nebenprodukten aus dem GtL Prozess vor Ort
- Verwendung von Zwischen- oder Nebenprodukten aus anderen Prozesse im GtL Prozess
- Nutzung vorhandener Apparate oder Kombinationen von Apparaten
- Zugang zu Infrastruktur wie Pipelines, Tanks und Schienennetz

Um diese Informationen zu ermitteln wird eine Befragung lokal ansässiger Unternehmen durchgeführt. Die ermittelten Ergebnisse für die beiden Standorte werden in den folgenden Kapiteln dargestellt. Für beide Standorte wird angenommen, dass ein Transport des Endprodukts zum Airbuswerk in Finkenwerder erfolgt, um dort die Erstbetankung neuer Flugzeuge mit Biokerosin vorzunehmen.

5.1 Standort Deltaland

Als Referenz für den Standort Deltaland wurde das Werk von Dow Chemicals in Bomlitz gewählt und Fragen zu den oben aufgelisteten Punkten gestellt. Die Antworten lieferten die folgenden Informationen:

- In Bomlitz ist ein Gasnetzanschluss mit 25 000 Nm³/h möglich, zusätzlich sollen ab 2016/17 noch weitere 25 000 Nm³/h durch Leitungsausbau zur Verfügung stehen.
- Nebenprodukte könnte erst nach eingehender Prüfung verwertet werden. Hier wird daher davon ausgegangen, dass diese nicht verwertet werden können.
- Es ist eine Wärmesenke für 500 000 t Dampf/a vorhanden. Für diesen Prozessdampf werden die Parameter 201 °C bei 16 bar angenommen. Aktuell wird der benötigte Dampf über ein KWK-Kraftwerk bereitgestellt.
- Es besteht Zugang zum Schienennetz.
- Eine Nato-Pipeline liegt in 20 km Entfernung zum Werk.
- Es sind keine Anlagen vorhanden, die für die GtL-Prozesskette genutzt werden können.

5.2 Standort Stade

Für den Standort Stade wurde ebenfalls das ansässige Werk von Dow Chemicals als Referenz gewählt. Hier sind die folgenden Rahmenbedingungen zu beachten:

- Es ist ein Anschluss an das Hochdruck-Erdgasnetz vorhanden. Damit kann genug Erdgas entnommen werden, um über Kraft-Wärme-Kopplung 700 MW thermische und elektrische Energie aus Erdgas herzustellen.
- Nebenprodukte aus dem GtL-Prozess können nur thermisch verwertet werden.

- Derzeit werden etwa 300 MW thermische Energie in Form von Dampf über ein Kraftwerk bereitgestellt, so dass potenziell eine Wärmesenke vorhanden ist. Nähere Informationen sind nur nach Abschluss einer Geheimhaltungsvereinbarung möglich, weshalb hier Analog zum Standort Deltaland von 201 °C und 16 bar ausgegangen wird.
- Vorhandene Anlagen können nicht für den GtL-Prozess genutzt werden.
- Prinzipiell stehen ein feuchter Wasserstoffstrom mit leichter Chlorbelastung und ein Wasserstoff-CO-Strom zur Verfügung. Beide werden jedoch aktuell verwendet und nähere Informationen wären nur nach Abschluss einer Geheimhaltungsvereinbarung möglich, weshalb diese Stoffströme hier nicht in die Betrachtungen einbezogen werden.
- Es besteht Zugang zum Schienennetz und den lokalen Ethylen-Pipelines. Außerdem ist ein Schiffsanschluss vorhanden.
- Es sind keine freien Lagerkapazitäten vorhanden.

6 Technische Analyse

Im Rahmen dieser technischen Analyse werden in einen Prozess (hier: Biokerosinerzeugung aus Biomethan) ein- und austretende Stoffe sowie Energieströme bilanziert. Die so gewonnenen Daten bilden die Grundlage für eine energetische und später auch eine ökonomische Bewertung des Prozesses. Es werden hier exemplarisch die Wirkungsgrade und die erzeugten Produktmengen ermittelt.

6.1 Methodik

Die dargestellten Prozesse werden mithilfe eines Programms zur Bilanzierung von kontinuierlichen Stoff- und Energieströmen simuliert. Das Programm arbeitet objektorientiert. Für die Abbildung des Prozesses wird dabei eine sequentiell-modulare Darstellung gewählt, da dies der Berechnung der unterschiedlichen Prozessvarianten entgegenkommt. Entsprechend der auftretenden Stoffströme sowie der Temperaturen und Drücke wird das Peng-Robinson-Verfahren mit Boston-Mathias-Variation als Berechnungsgrundlage gewählt [Aspen 2001]. Zusätzlich werden bei der Untersuchung verschiedene Parameter variiert und deren Einfluss anhand der im Folgenden definierten Kenngrößen charakterisiert. Von Bedeutung sind insbesondere die Wirkungsgrade der Prozesse. Da hier verschiedene Stoffe eine Rolle spielen, werden sowohl die Wirkungsgrade bezüglich einzelner Stoffströme (Gleichung 6-1) als auch der Wirkungsgrad des Gesamtsystems (Gleichung 6-2) betrachtet.

$$\eta_s = \frac{\dot{Q}_s}{\dot{Q}_{zu}} \quad 6-1$$

Dabei ist η_s der Wirkungsgrad für das entsprechende Stoffgemisch s , \dot{Q}_s der zugehörige Energiestrom errechnet auf der Basis des Heizwertes und \dot{Q}_{zu} der der Anlage zugeführte Energiestrom. Der Gesamtwirkungsgrad η_g ergibt sich nach Gleichung (6-2).

$$\eta_g = \frac{P_{el} - P_{eigen} + \sum \dot{Q}_s}{\dot{Q}_{zu}} \quad 6-2$$

Dabei ist P_{el} die erzeugte elektrische Bruttoleistung und P_{eigen} der elektrische Eigenbedarf der Anlage.

6.2 Datenbasis

Nachfolgend wird die der Untersuchung zugrunde liegende Datenbasis erläutert. Damit können die Ergebnisse bewertet und verglichen werden. Für den Ausgangsstoff Biomethan wird die Zusammensetzung nach Tabelle 6-1 angenommen. Die Daten stammen aus einer Analyse des Erdgases in Hamburg, welche von E.ON Hanse im Jahr 2011 durchgeführt wurde.

Tabelle 6-1: Zusammensetzung des Biomethans

Stoff	Gehalt in Mol %
Kohlenstoffdioxid (CO ₂)	1,122
Stickstoff (N ₂)	1,623
Methan (CH ₄)	92,128
Ethan (C ₂ H ₆)	4,029
Propan (C ₃ H ₈)	0,766
Butan (C ₄ H ₁₀)	0,242
Pentan (C ₅ H ₁₂)	0,058
Hexan (C ₆ H ₁₄)	0,032

Um die entstehenden Kohlenwasserstoffe einer entsprechenden Fraktion zuordnen zu können, müssen Abgrenzungen getroffen werden. Die angenommene Zuordnung ist in Tabelle 6-2 dargestellt.

Tabelle 6-2: Produktfraktionen

Produktfraktion	Kohlenwasserstoffe
Naphtha	C ₅ bis C ₈
Kerosin	C ₉ bis C ₁₄
Diesel	C ₁₅ bis C ₂₄

Für die Reformierung werden die drei in Tabelle 6-3 vorgestellten Verfahren verwendet. Dabei stehen die Zahlen bei der Benennung des jeweiligen Konzepts für die Leistungsgröße der Anlage. Die zugrunde liegenden technischen Parameter für diese Prozesse sind in Tabelle 6-4 aufgelistet. Dabei wird die Dampfreformierung in Kombination mit der partiellen Oxidation mit den gleichen Parametern betrieben wie die alleinstehende Anlage. Die Werte orientieren sich an [de Klerk 2011] und an Experteninterviews.

Tabelle 6-3: Referenzkonzepte

Verfahrensschritt	Prozess	DR 100 (Nur Dampfreformer)	ATR 100 (Nur autothermer Reformer (ATR))	Kombi 100 und Kombi 500 (Kombination Dampfreformer + POX ^a)
Reformierung	Reformierung	Dampfreformer	autothermer Reformer	Dampfreformer + POX
	Sauerstoffbereitstellung	-	Luftzerlegung	Luftzerlegung
Synthesegas-aufbereitung	Gastrocknung	Kondensation	Kondensation	Kondensation
	CO ₂ -Abscheidung	Aminwäsche	-	-
	H ₂ -Abscheidung	PSA ^b + Membran	PSA ^b + Membran	PSA ^b + Membran
Fischer-Tropsch Synthese	FTS-Reaktor	Microchannel Reaktor	Microchannel Reaktor	Microchannel Reaktor
Produkt-aufbereitung	Gastrocknung	Kondensation	Kondensation	Kondensation
	Cracking-Prozess	Hydrocracking	Hydrocracking	Hydrocracking
	Trennverfahren	Rektifikation	Rektifikation	Rektifikation

a) Partielle Oxidation

b) Druckwechseladsorption (engl. Pressure Swing Adsorption)

Tabelle 6-4: Technische Parameter für die Reformierung

Reformertyp	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Druckverlust [bar]
Dampfreformer	880	20	3
ATR	1 020	25	3
POX	1 300	25	3

An die Reformierung schließt die Synthesegasaufbereitung an. Hier wird für die Anpassung des H₂/CO Verhältnisses eine Kombination aus PSA und Membran-Verfahren verwendet. Die angenommenen und verwendeten Parameter sind in Tabelle 6-5 aufgeführt. Zusätzlich wird bei der Anlage, die ausschließlich einen Dampfreformer verwendet, eine CO₂-Abtrennung über eine Aminwäsche realisiert. Die Daten zu diesem Verfahren zeigt Tabelle 6-6.

Tabelle 6-5: Daten zur Wasserstoffgewinnung

Parameter	Wert
Membran	
Molverhältnis von Raffinat (R) und Permeat (P) zu Feed	
H ₂	0,39 (R) ; 0,61 (P)
N ₂	0,92 (R) ; 0,08 (P)
CO	0,9 (R) ; 0,1 (P)
CO ₂	0,58 (R) ; 0,42 (P)
H ₂ O	0,33 (R) ; 0,7 (P)
Elektrische Energie	0,00419 kWh/kmol
Benötigter Dampfstrom	0,837 kg/kmol (bei 152 °C)
PSA	
Molverhältnis von Produkt (PT) und Restgas (RG) zu Feed	
H ₂	0,78 (PT) ; 0,22 (RG)
N ₂	0,01 (PT) ; 0,95 (RG)
CO	0 (PT) ; 1 (RG)
CO ₂	0 (PT) ; 1 (RG)
H ₂ O	0 (PT) ; 1 (RG)
Elektrische Energie	0,0299 kWh/kmol

Tabelle 6-6: Parameter der Aminwäsche

Parameter	Wert
Bedarf an elektrischer Energie	50 kJ/kg CO ₂
Wärmebedarf	4 MJ/kg CO ₂
Oberes Temperaturniveau	130
Unteres Temperaturniveau	50
CO ₂ Abscheidegrad	99 %

Mit dem aufbereiteten Synthesegas wird die Fischer-Tropsch Synthese beaufschlagt. Hier kommt ein Microchannel-Reaktor zum Einsatz; damit sind entsprechend hohe Konversionsraten möglich. Die verwendeten Werte für die drei Anlagenkonfigurationen zeigt Tabelle 6-7. Auch hier werden die Daten an [de Klerk 2011] angelehnt oder ergeben sich aus Expertengesprächen. Die leicht erhöhte Temperatur beim ATR ist aufgrund des höheren Drucks im Reformier und der damit verbundenen Dampferzeugung zur energetischen Optimierung gewählt worden.

Tabelle 6-7: Technische Parameter der FTS

System	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Druckverlust [bar]	CO-Konversionsrate [%]	Alpha [-]
Dampfreformer	230	20	3	90	0,9
ATR	235	25	3	90	0,9
Dampfreformer + POX	230	25	3	90	0,9

Bei allen Anlagen ist ein Dampfkraftprozess angeschlossen, um so die anfallende Abwärme in elektrische Energie umwandeln zu können. Auf diese Weise kann sich die Anlage außerdem selbst mit Strom versorgen und noch einen Überschuss ins Netz einspeisen. Die Frischdampfparameter und Durchsatzmengen für die jeweiligen Anlagen sind in Tabelle 6-8 dargestellt. Die aufgeführten Parameter wurden aus energetischer Sicht auf den jeweiligen Prozess optimiert.

Tabelle 6-8: Technische Parameter der Dampfkraftprozesse

System	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Durchsatzmenge [t/h]
Dampfreformer	400	60	23
ATR	450	25	48
Dampfreformer + POX	450	20	41,5

Abschließend erfolgt die Produktaufbereitung über einen Hydrocracker und Destillationskolonnen. Der Hydrocracker wird mit einer Temperatur von 355 °C und einem Druck von 70 bar betrieben [Steynberg 2004]. Für die Produktverteilung wird hier eine auf Kerosin optimierte Fahrweise unterstellt, für welche die Werte in Tabelle 6-9 verwendet werden. Das Produkt „Gas“ bezeichnet dabei Kohlenwasserstoffe mit einer C-Kettenlänge von 1 bis 4.

Tabelle 6-9: Produktverteilung des Hydrocrackers [Tijmensen 2000]

Produkt	Anteil am Produkt [%]
Gas	4
Naphtha	24
Kerosin	48
Diesel	24

Die Trennung der Fraktionen erfolgt in Destillationskolonnen, wobei ein Druckverlust von 0,5 bar pro Kolonne angenommen wird.

6.3 Ergebnisse

Im Folgenden werden die Ergebnisse der technischen Analyse dargestellt. Dabei wird auf die Ergebnisse für die Referenzprozesse ohne Einbeziehung der standortspezifischen Gegebenheiten eingegangen. Um die standortbezogenen Ergebnisse zu ermitteln, werden die Referenzprozesse entsprechend modifiziert.

6.3.1 Standortungebundene Analyse

Die Referenzprozesse dienen der Bewertung von neu erbauten Anlagen. Zusätzlich sollen sie einen Vergleich zu Anlagen ermöglichen, welche an Standorten mit potenziell möglichen Synergieeffekten errichtet werden. Hierzu werden die drei möglichen Anlagenkonfigurationen, die bereits in Tabelle 6-3 vorgestellt wurden, untersucht.

Die Ergebnisse der technischen Analyse werden im Folgenden dargestellt. Da ein besonderes Augenmerk auf der Verwendung der in Kapitel 4 definierten Rückstände und Abfallstoffe für die Kerosinproduktion liegen soll, werden zunächst die möglichen GtL-Anlagengrößen für diese Fälle ermittelt. Betrachtet man Abb. 4-11 vor dem Hintergrund der hier angesetzten Betriebsstunden (7 800 h/a) ergeben sich die in Tabelle 6-10 dargestellten maximalen Leistungsgrößen für die verschiedenen Szenarien.

Tabelle 6-10: Energiemengen der Szenarien und Leistungsgrößen der Anlagen

Szenario	Referenz			Energie		Agrar	
	2011	2020	2030	2020	2030	2020	2030
Verfügbare Energiemenge aus Rückständen [GWh/a]	128	794	1 314	976	1 861	705	1 141
Anteil am gesamten Biomethanpotenzial [%]	21	30	35	28	35	43	58
Maximale GtL-Anlagengröße [MW]	16	102	168	125	239	90	146

Die Bandbreite für mögliche Leistungsgrößen bei ausschließlicher Betrachtung von Rückständen reicht dabei von 16 MW (Referenz 2011) und 239 MW (Energie 2030). Wird eine lineare Skalierung angenommen, könnten mit einer 239 MW Anlage etwa 45 500 t Kerosin pro Jahr aus Rückständen und Abfällen erzeugt werden. In der technischen Analyse werden zwei Anlagengrößen betrachtet (100 MW und 500 MW), wobei die 500 MW Anlage in keinem Szenario ausschließlich mit Rückständen betrieben werden könnte. Eine 100 MW Anlage hingegen kann unter den getroffenen Annahmen mit Ausnahme des Szenarios Agrar 2020 und der Referenz nur mit Rückständen betrieben werden. Dies ist aber ein rein bilanzieller Ansatz und Rückstände werden üblicherweise als Koferment verwendet. Auch bringt der ausschließliche Einsatz von Rückständen eine erhebliche Reduktion des Potenzials mit sich, wodurch auch die möglichen Produktionsmengen deutlich geringer werden.

In Abb. 6-1 sind die Wirkungsgrade der untersuchten Konzepte und die Anteile der einzelnen Produkte am Gesamtwirkungsgrad grafisch dargestellt, während Tabelle 6-11 die zugehörigen Werte aufgeführt sind.

Tabelle 6-11: Wirkungsgrade der untersuchten Konzepte

	Wasserstoff	Naphtha	Kerosin	Diesel	Strom	Summe
ATR 100	0,05	0,11	0,30	0,14	0,06	0,65
DR 100	0,14	0,08	0,20	0,09	0,04	0,54
Kombi 100	0,00	0,14	0,30	0,15	0,07	0,67
Kombi 500	0,00	0,12	0,33	0,14	0,07	0,66

In der Grafik sind die Werte für das Zielprodukt Kerosin zusätzlich hervorgehoben. Deutlich erkennbar ist das im Vergleich schlechte Abschneiden des Konzeptes mit Dampfreformer. Dies liegt insbesondere an dem ungünstigeren H_2/CO -Verhältnis im Synthesegas, welches vom Dampfreformer produziert wird. Die untere Grenze liegt hier bei 2,5, während für die FTS ein Wert von etwa 2,1 angestrebt wird, um eine optimale Kerosinausbeute zu gewährleisten. Der zusätzlich erzeugte Wasserstoffstrom muss abgetrennt werden und fällt als Nebenprodukt an. Insgesamt ist auch die Wärmeübertragung im Dampfreformer schwieriger, da die Wärme hier von außen durch die Verbrennung eines Teilstroms des zugeführten Methans übertragen wird, während der Wärmeaustausch beim autothermem Reformer und der partiellen Oxidation intern erfolgt.

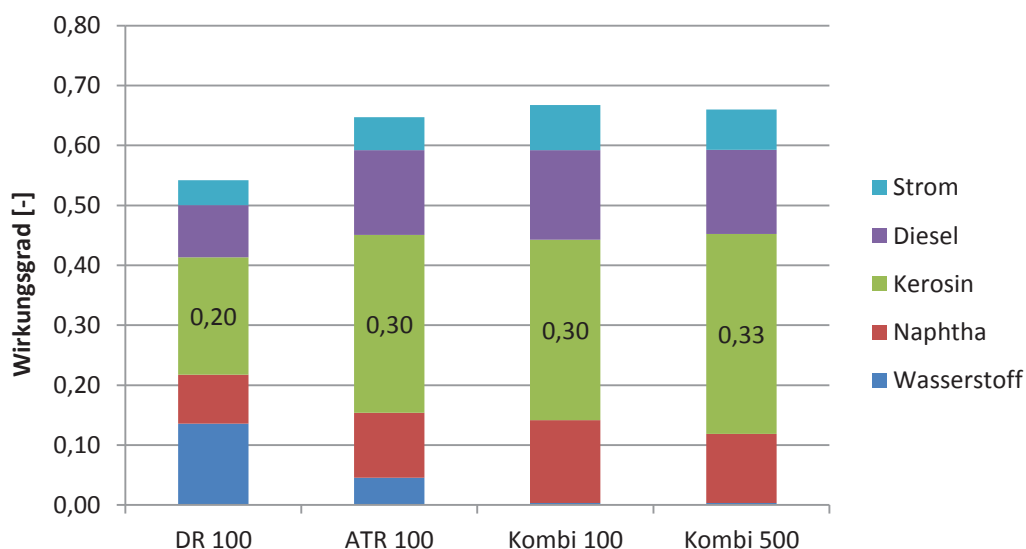


Abb. 6-1: Wirkungsgrade der untersuchten Konzepte

Höhere Wirkungsgrade erzielt der autotherme Reformier, welcher die partielle Oxidation und die Dampfreformierung in einem Reaktor verbindet. Hier ist auch das H_2/CO Verhältnis mit einer unteren Grenze von 2,2 deutlich günstiger als beim Dampfreformer. Die höchsten Wirkungsgrade und gleichzeitig die höchste Ausbeute an Kerosin werden mit einer Kombination aus partieller Oxidation und Dampfreformierung erreicht. Die partielle Oxidation kann das Methan sehr effizient zu einem Synthesegas mit einem H_2/CO Verhältnis von 1,6 bis 1,9 umwandeln, während der Dampfreformer nur mit so viel Methan beaufschlagt wird, dass nach der Mischung der Ströme aus beiden Apparaten direkt das gewünschte H_2/CO Verhältnis erreicht werden kann. Es wird dennoch leicht höher eingestellt, um noch den benötigten Wasserstoff für die Produktaufbereitung abscheiden zu können. Die Synthesegasaufbereitung fällt daher sehr klein aus und Wasserstoff als Nebenprodukt entfällt.

Die Produktionsmengen an Kerosin der vier Konzepte für die in Tabelle 6-11 angegebenen Wirkungsgrade sind in Tabelle 6-12 dargestellt.

Tabelle 6-12: Biokerosin Produktionsmengen

	ATR 100	DR 100	Kombi 100	Kombi 500
Produktionsmenge [t/a]	16 940	11 186	17 199	95 214

Der Endenergieverbrauch von „Flugturbinenkraftstoff“ lag 2013 in Deutschland bei 196 PJ (4,5 Mio. t) [BMWi 2013-2]. Die oben aufgeführten Mengen könnten damit etwa 0,25 bis 2,1 % des jährlichen Bedarfs an Kerosin in Deutschland decken. Da hier jedoch nur das Biomethanpotenzial aus Niedersachsen betrachtet wurde, soll auch ein Vergleich über die Einwohnerzahlen erfolgen. Nimmt man an, dass der Kerosinverbrauch gleichmäßig auf alle Einwohner verteilt ist, ergibt sich für Niedersachsen ein Bedarf von 9,7 % des Gesamtbedarfs (bei ca. 7,7 Mio. Einwohnern in Niedersachsen und ca. 80,5 Mio. Einwohnern in Deutschland [Destatis 2014]). Damit ergibt sich ein Bedarf von etwa 18,93 PJ (0,8 Mio. t). Dieser Bedarf kann mit den betrachteten Anlagen zu 1,36 bzw. 11,5 % gedeckt werden.

Um die gewählten Parameter für die Reformier zu überprüfen wird der Einfluss von Druck und Temperatur auf die Synthesegaszusammensetzung untersucht, da diese die Lage des chemischen Gleichgewichts beeinflussen. Die Variation dieser Werte erfolgt in üblichen Betriebsbereichen für diese Apparate. Hierbei werden exemplarisch die Ergebnisse für den Dampfreformer dargestellt. Demnach zeigt sich, dass eine Erhöhung der Reformertemperatur zu einem höheren Methanumsatz und damit auch zu einem erhöhten Anteil der gewünschten Komponenten (H_2 und CO) im Synthesegas führt (Abb. 6-2).

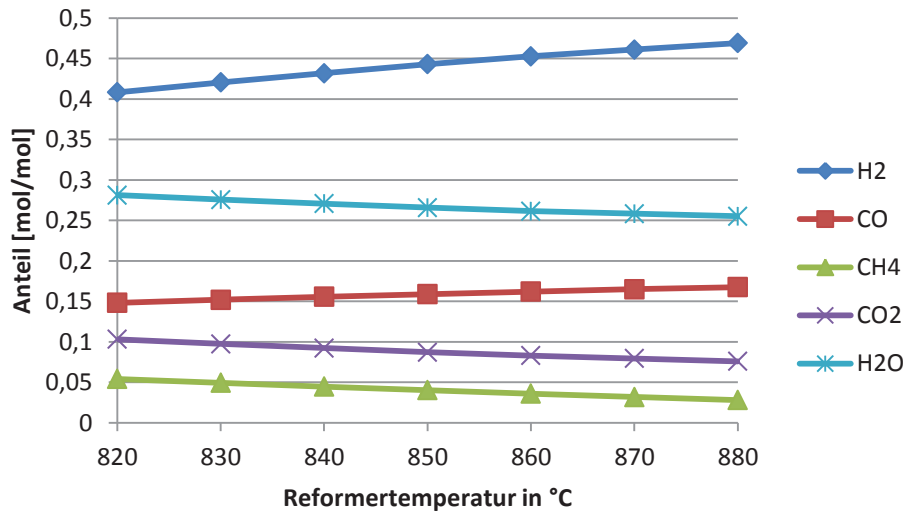


Abb. 6-2: Einfluss der Reformertemperatur auf die Synthesegaszusammensetzung („DR 100“)

Bei der Variation des Reformierdrucks ergibt sich ein umgedrehtes Bild (Abb. 6-3). Mit steigendem Druck verringert sich der Methanumsatz und damit auch der Anteil der gewünschten Komponenten im Synthesegas. Die Reformierung wird aus wirtschaftlichen Gründen dennoch nicht bei Umgebungsdruck betrieben, da dies sehr große Apparate zur Folge hätte. Bei einem Dampfreformer muss also immer ein Kompromiss zwischen Methanumsatz und volumetrischer Produktivität gefunden werden.

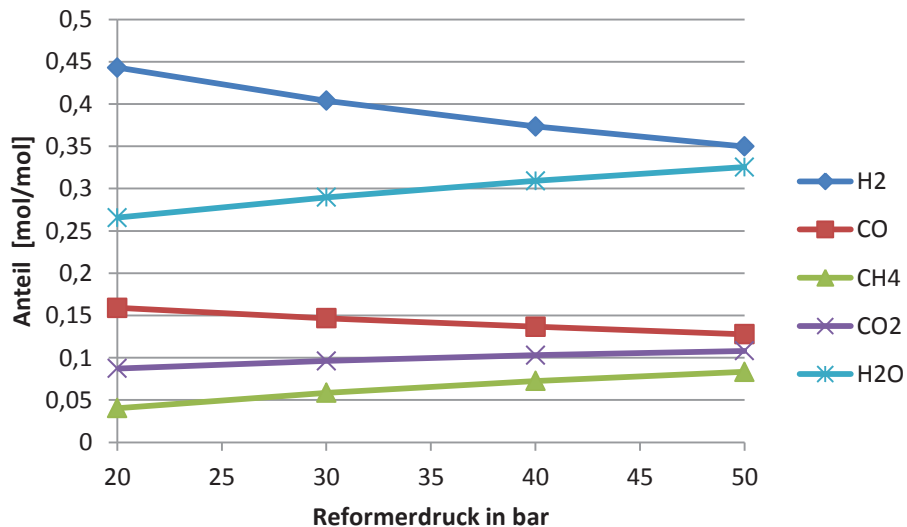


Abb. 6-3: Einfluss des Reformierdrucks auf die Synthesegaszusammensetzung („DR 100“)

Für den autothermen Reformer und die partielle Oxidation ist ein niedriger Druck ebenfalls von Vorteil. Die Temperatur hingegen ist aus technischen Gründen bereits so hoch, dass eine weitere Erhöhung den Methanumsatz nicht weiter beeinflusst.

Um die Wärme optimal im Prozess zu nutzen, wurde eine Pinchanalyse durchgeführt. Eine solche Analyse betrachtet die Energiemengen und Temperaturniveaus aller auftretenden Wärmeströme und erstellt auf dieser Basis ein optimales Wärmeübertrager-Netzwerk. Dabei muss die minimal mög-

liche Temperaturdifferenz zwischen zwei Strömen vorgegeben werden, zwischen denen Wärme ausgetauscht werden soll. Diese wurde hier zu 10 K gewählt, wobei oberhalb von Temperaturen von 300 °C deutlich höhere Differenzen (> 100 K) nicht unterschritten werden. Als Optimierungsbeispiel wird hier der Prozess mit autothermem Reformier diskutiert.

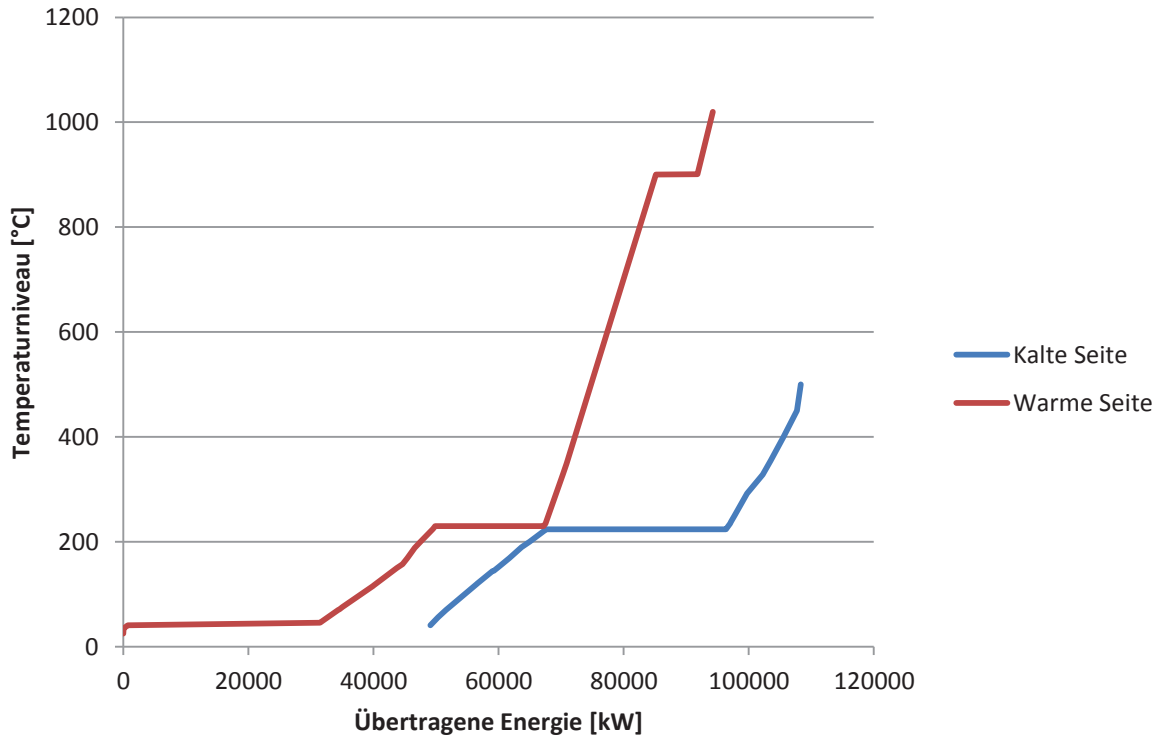


Abb. 6-4: Pinchanalyse des „ATR 100“ (nicht optimiert)

Abb. 6-4 zeigt die Pinchanalyse ohne Optimierung. Der Pinchpunkt, also der Punkt, an dem die beiden Kurven sich fast berühren, unterliegt den meisten Einschränkungen. Das Wärmeübertrager-Netzwerk wird um diesen Punkt herum entworfen. Aus Abb. 6-4 wird deutlich, dass ein Teil der Kurve der kalten Seite nicht unterhalb der Kurve der warmen Seite liegt. Dies bedeutet, dass die benötigte Energie für die Erwärmung nicht durch das Abkühlen wärmerer Ströme bereitgestellt werden kann, sondern zusätzlich aufgebracht werden muss. Gleichzeitig muss der Teil der Kurve der warmen Seite, unter dem sich kein Teilstück der Kurve der kalten Seite befindet, durch Kühlung an die Umgebung abgegeben werden. Es wäre daher wünschenswert, die beiden Kurven weiter „untereinander zu schieben“. Die Grenze hierfür stellen die zuvor erwähnten 10 K dar. Gelingt es jedoch, einen Wärmestrom auf ein anderes Temperaturniveau zu verschieben, kann eine Verschiebung der Kurven bei gleichzeitigem Einhalten des Grenzwerts erreicht werden. In diesem Fall wird die Temperatur der FTS um 5 °C erhöht. Das Ergebnis dieser Modifikation zeigt Abb. 6-5.

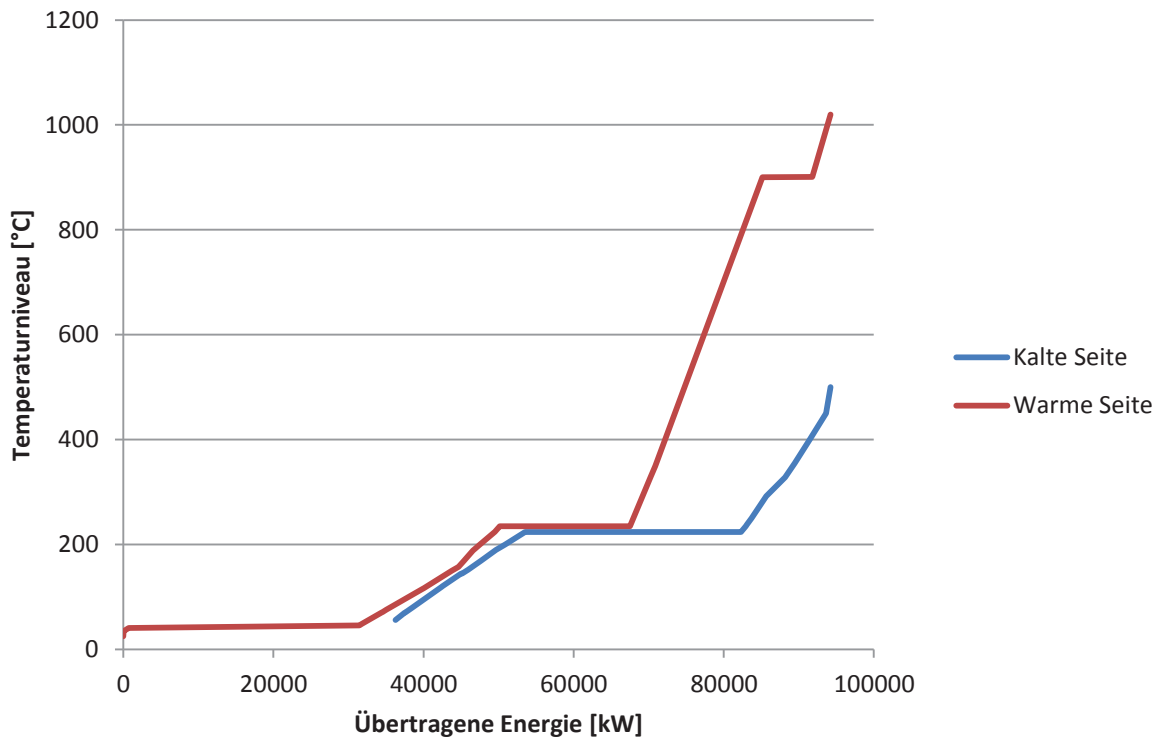


Abb. 6-5: Pinchanalyse des „ATR 100“ (optimiert)

In diesem Beispiel liegt die Kurve der kalten Seite komplett unter der Kurve der warmen Seite. Unter diesen Bedingungen wird keine externe Wärmeenergie zu Heizzwecken mehr benötigt. Außerdem wird die Abgabe von Wärme an die Umgebung reduziert. Insgesamt liegt eine optimalere Wärmeausnutzung vor, die sich leicht mit der Fahrweise der FTS vereinbaren lässt.

6.3.2 Standort Deltaland

Aufgrund der in Kapitel 4 aufgelisteten Besonderheiten für den Standort Deltaland soll hier aus technischer Sicht eine Wärmeauskopplung betrachtet werden, die potenziell einen Beitrag zur Erzeugung des benötigten Prozessdampf von 500 000 t/a bei 201 °C und 16 bar leisten kann. Hierzu werden die beiden Konzepte mit den höchsten Wirkungsgraden („Kombi 100“ und „Kombi 500“) herangezogen. Bei der Simulation wird angenommen, dass die Stromerzeugung zweitrangig ist; d. h. es wird zunächst versucht, den Bedarf an Dampf für die umliegenden Anlagen zu decken. Unter diesen Prämissen kann beim Konzept „Kombi 100“ keinerlei Strom mehr erzeugt werden und die Abwärme reicht nicht aus, um den Bedarf an Dampf zu decken. Es können insgesamt 355 320 t/a an Dampf (etwa 71 % der benötigten Menge) mit den genannten Parametern erzeugt werden (d. h. Wärmeauskopplung von etwa 37,8 MW). Die Wirkungsgrade für die erzeugten stofflichen Produkte bleiben dabei unberührt; lediglich der erzeugte elektrische Strom wird zu Null und der Eigenbedarf muss aus dem Netz gedeckt werden. Wird das „Kombi 500“ Konzept betrachtet, ist es aufgrund der höheren zugeführten Leistung möglich, den Dampfbedarf von 500 000 t/a zu decken und gleichzeitig noch elektrischen Strom zu erzeugen. Die erzeugte Menge fällt jedoch deutlich geringer aus; sie lässt aber weiterhin eine Einspeisung ins Netz zu. Anstelle der vorherigen Leistung von rund 33,7 MW steht nun noch eine etwa 33,6 % kleinere Leistung von etwa 22,4 MW zur Verfügung. Die Ergebnisse für die Varianten mit Prozessdampferzeugung zeigt Tabelle 6-13.

Tabelle 6-13: Ergebnisse für die Prozessdampferzeugung (Deltaland)

Konzept	Erzeugte Dampfmenge [t/a]	Differenz zur benötigten Dampfmenge [t/a]	Erzeugte elektrische Leistung [MW]	Leistungsaufnahme aus dem Netz [MW]
Kombi 100	355 320	144 680	-	1,3
Kombi 500	500 000	-	22,35	-

Die Erzeugung von Prozessdampf aus Abwärme ist auch aus ökologischer Sicht sinnvoll. Dies gilt besonders dann, wenn ansonsten fossile Energieträger für die Erzeugung der benötigten Wärme eingesetzt werden müssten. Aufgrund der Angaben über die Größe des Gasanschlusses kann davon ausgegangen werden, dass der Betrieb einer 100 MW GtL-Anlage bereits heute möglich ist und in Zukunft aufgrund der Ausbaupläne für das lokale Gasnetz noch deutlich größere Anlagen – wie beim „Kombi 500“ Konzept unterstellt – denkbar sind.

6.3.3 Standort Stade

Der Chemiapark am Standort Stade ist erheblich größer als jener am Standort Deltaland und verfügt über ein Kraftwerk, das etwa 300 MW thermische Energie in Form von Dampf für den Park bereitstellt. Daher wird auch hier die Erzeugung von Prozessdampf aus der Abwärme der GtL-Anlage betrachtet. Mit den angenommenen Parametern von 201 °C und 16 bar kann damit eine Dampfmenge von rund 3,09 Mio. t/a erzeugt werden, was hier als Bedarf des Parks angenommen wird. Da hier die gleichen Dampfparameter wie am anderen Standort untersucht werden, ist als einziger Unterschied die zu erzeugende Menge zu betrachten. Bezüglich des „Kombi 100“ Konzepts ergeben sich hier technisch ebenfalls keine Unterschiede, da schon zuvor die benötigte Menge nicht produziert werden konnte. Lediglich der Abstand zur benötigten Dampfmenge ist deutlich größer; es werden jetzt nur noch etwa 12 % des Bedarfs gedeckt. Bei Konzept „Kombi 500“ kann hier eine erheblich größere Menge an Dampf erzeugt werden, so dass insgesamt etwa 59 % des Dampfbedarfs des gesamten Anlagenparks gedeckt werden können (Tabelle 6-14).

Tabelle 6-14: Ergebnisse für die Prozessdampferzeugung (Stade)

Konzept	Erzeugte Dampfmenge [t/a]	Differenz zur benötigten Dampfmenge [t/a]	Erzeugte elektrische Leistung [MW]	Leistungsaufnahme aus dem Netz [MW]
Kombi 100	355 320	2 733 480	-	1,3
Kombi 500	1 814 400	1 274 400	-	6,8

Der in Kapitel 4 erwähnte Wasserstoff-CO Strom sowie der Wasserstoffstrom werden hier nicht näher betrachtet, aber deren potenzieller Einfluss dennoch diskutiert. Der Wasserstoff-CO Strom hat dabei das Potenzial, die benötigte Menge an Biomethan und somit auch die Kosten zu senken. Dabei muss aber berücksichtigt werden, dass die erzeugten Produkte nur dann als biogen bezeichnet werden können, wenn dies auch für die Eingangsstoffe gilt, wovon im diesem Fall nicht zwingend auszugehen ist. Bezüglich des Wasserstoffstroms gelten diese Umstände auch. Zusätzlich kommt hinzu, dass dieser – wenn auch nur leicht – mit Chlor belastet ist. Chlor ist ein im Endprodukt unerwünschter Stoff und kann u. U. problematisch für die verwendeten Katalysatoren sein.

7 Ökologische Analyse

Ziel der ökologischen Analyse ist die Ermittlung relevanter Kennzahlen, welche einen sinnvollen Vergleich verschiedener Verfahren und Szenarien bzgl. ihrer Umweltauswirkungen ermöglichen. Die angewandte Methodik sowie die ermittelte und verwendete Datenbasis werden im Folgenden dargestellt.

7.1 Methodik

Die ökologische Analyse der verschiedenen Prozesse zur Biomethangewinnung und zur Produktion von Biokerosin dient zur Erfassung und Bewertung der Umweltaspekte und Umweltauswirkungen der Biokerosinproduktion über den gesamten Lebensweg („von der Wiege bis zur Bahre“). Die methodische Vorgehensweise der ökologischen Analyse erfolgt nach den Grundsätzen der ISO Normen 14040 und 14044 zur Erstellung einer Ökobilanz und umfasst die vier Abschnitte "Festlegung des Ziels und Untersuchungsrahmens", "Sachbilanz", "Wirkungsabschätzung" und "Auswertung" (vgl. Abb. 7-1).

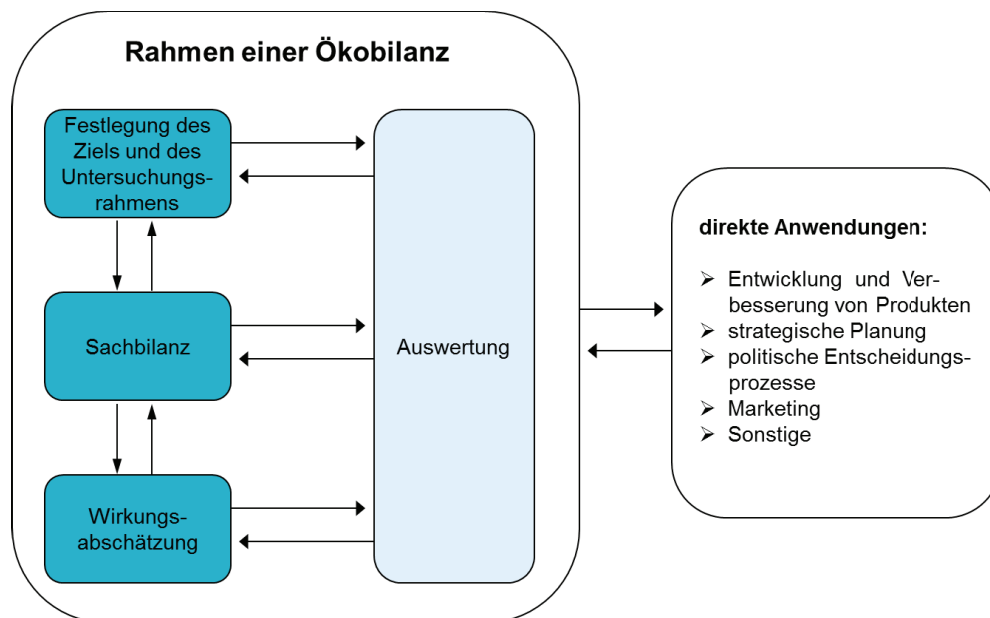


Abb. 7-1: Bestandteile einer Ökobilanz, nach [ISO 2006a]

Festlegung von Ziel und Untersuchungsrahmen

Das Ziel spiegelt die Motivation und die beabsichtigte Anwendung der Untersuchung wider. Außerdem muss nach ISO 14040 aus der Zieldefinition hervorgehen, welche Zielgruppen mit der Studie angesprochen werden sollen [ISO 14040 2006a].

Der Untersuchungsrahmen definiert die Systemgrenzen der Bilanzierung. Mit den Systemgrenzen wird festgelegt, welche Prozesse bei der Studie betrachtet werden müssen und welche ausgeklammert werden können. Sie müssen dabei genau auf das definierte Ziel abgestimmt sein. Darüber hinaus muss der Untersuchungsrahmen den Nutzen des Produktsystems eindeutig festlegen. Als Maßstab für diesen Nutzen dient die funktionelle Einheit, die als zentrale Bezugs- und Vergleichsgröße für alle Inputs (z. B. Ressourcen) und Outputs (z. B. Emissionen) des Produktsystems dient [ISO 14040 2006a].

Sachbilanz

Die zweite Phase der Ökobilanzierung ist die Sachbilanz mit der Erstellung einer Input- / Outputanalyse der einzelnen Prozessschritte. Hier werden alle Input- und Outputströme der innerhalb der Systemgrenzen befindlichen Prozesse gesammelt, quantifiziert und auf die definierte funktionelle Einheit des Bilanzsystems bezogen. Nach ISO 14040 muss diese Datenerfassung „von der Wiege bis zur Bahre“ erfolgen, so dass den Bilanzraum sowohl auf der Inputseite (Energien und Rohstoffe) als auch auf der Outputseite lediglich Elementarflüsse betreten bzw. verlassen [ISO 14040 2006a].

Entstehen bei einem Prozess neben dem zu bilanzierenden Produkt weitere Produkte (Koppelprodukte), müssen die eingesetzten Rohstoffe und Energien sowie die entstandenen Emissionen und Abfälle den unterschiedlichen Produkten zugewiesen werden. Die Zuweisung der Stoffströme nennt man Allokation, die auf Basis der Masse, der Energie oder der Wertschöpfung der Produkte erfolgen kann. Die verschiedenen Allokationsmethoden sind u. a. in [Klöpfer und Grahl 2009], sowie [Igelspacher 2003] ausführlich erläutert.

Wirkungsabschätzung

In der Phase der Wirkungsabschätzung erfolgt eine Beurteilung des zu untersuchenden Produktes oder Prozesses hinsichtlich seiner potenziellen Umweltwirkung auf Basis der Sachbilanzergebnisse. Die Berechnung der potenziellen Umweltwirkungen erfolgt nach [ISO 14044 2006b] anhand der drei verpflichtenden Bestandteile:

- Auswahl der Wirkungskategorien, der Wirkungsindikatoren,
- Zuordnung der Sachbilanzergebnisse zu den Wirkungskategorien,
- Berechnung der Wirkungsindikatorergebnisse mit Hilfe von Charakterisierungsfaktoren.

Die Auswahl der Wirkungskategorien ist von den Zielen der Ökobilanzstudie abhängig. Zu den häufig betrachteten Wirkungskategorien zählen u. a. der anthropogene Treibhauseffekt, die Versauerung, die Eutrophierung sowie der Verbrauch erschöpflicher Primärenergie. Nach der Auswahl der Wirkungskategorien werden die in der Sachbilanz ermittelten Emissionen den unterschiedlichen Wirkungskategorien zugeordnet. Mit Hilfe von Charakterisierungsfaktoren werden die Sachbilanzgrößen gewichtet und können so den entsprechenden Wirkungsindikatoren zugewiesen werden.

Auswertung

Als letzter Schritt werden die Ergebnisse aus Sachbilanz und Wirkungsabschätzung in Bezug auf das definierte Ziel der Ökobilanz ausgewertet. Anschließend erfolgt eine Beurteilung der Ergebnisse auf Vollständigkeit, Konsistenz und Sensitivität [ISO14044 2006b].

7.2 Untersuchungsrahmen und Datenbasis

In Anlehnung an die in Kapitel 7.1 beschriebenen Methodik werden nachfolgend die Rahmenbedingungen der vorliegenden ökologischen Analyse der Biomethan- und Biokerosinproduktion definiert. Darauf aufbauend werden die erforderlichen Basisdaten (Sachbilanzdaten) für die ökologische Analyse der Biomethangewinnung und der Biokerosinproduktion getrennt voneinander beschrieben.

7.2.1 Allgemeine Festlegungen

Mit den allgemeinen Rahmenbedingungen wird der Untersuchungsrahmen der vorliegenden Untersuchung festgelegt. Auch wird noch einmal auf die Zielsetzung der ökologischen Analyse eingegangen. Weiterhin wird neben der ausführlichen Beschreibung der Systemgrenzen die funktionelle Einheit der Untersuchungssysteme definiert sowie die Datengrundlage erläutert.

Zielsetzung und Zielgruppe

Ziel der Untersuchung ist die Ermittlung der THG-Emissionen in CO₂-Äquivalenten um diesbezüglich einen ökologischen Vergleich verschiedener Konzepte und Szenarien zu ermöglichen. Die Zielgruppe für diese Untersuchung umfasst sämtliche Industriezweige, die an der Herstellung, dem Transport oder der Verwendung von Kerosin beteiligt sind.

Systemgrenzen

Die Systemgrenzen umfassen die vollständige Prozesskette der Biokerosingewinnung aus Biomethan und erstrecken sich über die Abschnitte der Substratbereitstellung, der Biomethangewinnung und -einspeisung in das Erdgasnetz sowie der Biokerosinproduktion (vgl. Abb. 7-2).

Für alle Prozessabschnitte gilt, dass die Umweltwirkungen der eingesetzten Hilfsstoffe, Betriebsmittel und Prozessenergien bis zu ihrer Rohstoffentnahme aus der Umwelt betrachtet werden, auch wenn diese außerhalb Deutschlands entstehen (z. B. Erdgasförderung aus Russland).

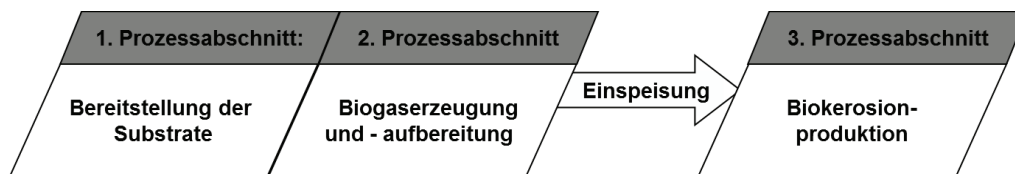


Abb. 7-2: Prozesskette der Biokerosinproduktion aus Biomethan (verändert nach [Dressler 2008])

Die Festlegung aller weiteren Rahmenbedingungen zur Festlegung der Systemgrenzen erfolgt für jeden Prozessabschnitt getrennt voneinander.

1. Prozessabschnitt: Bereitstellung der Substrate

Die Systemgrenze des Prozessabschnittes der Substratbereitstellung geht aus Abb. 7-3 hervor.

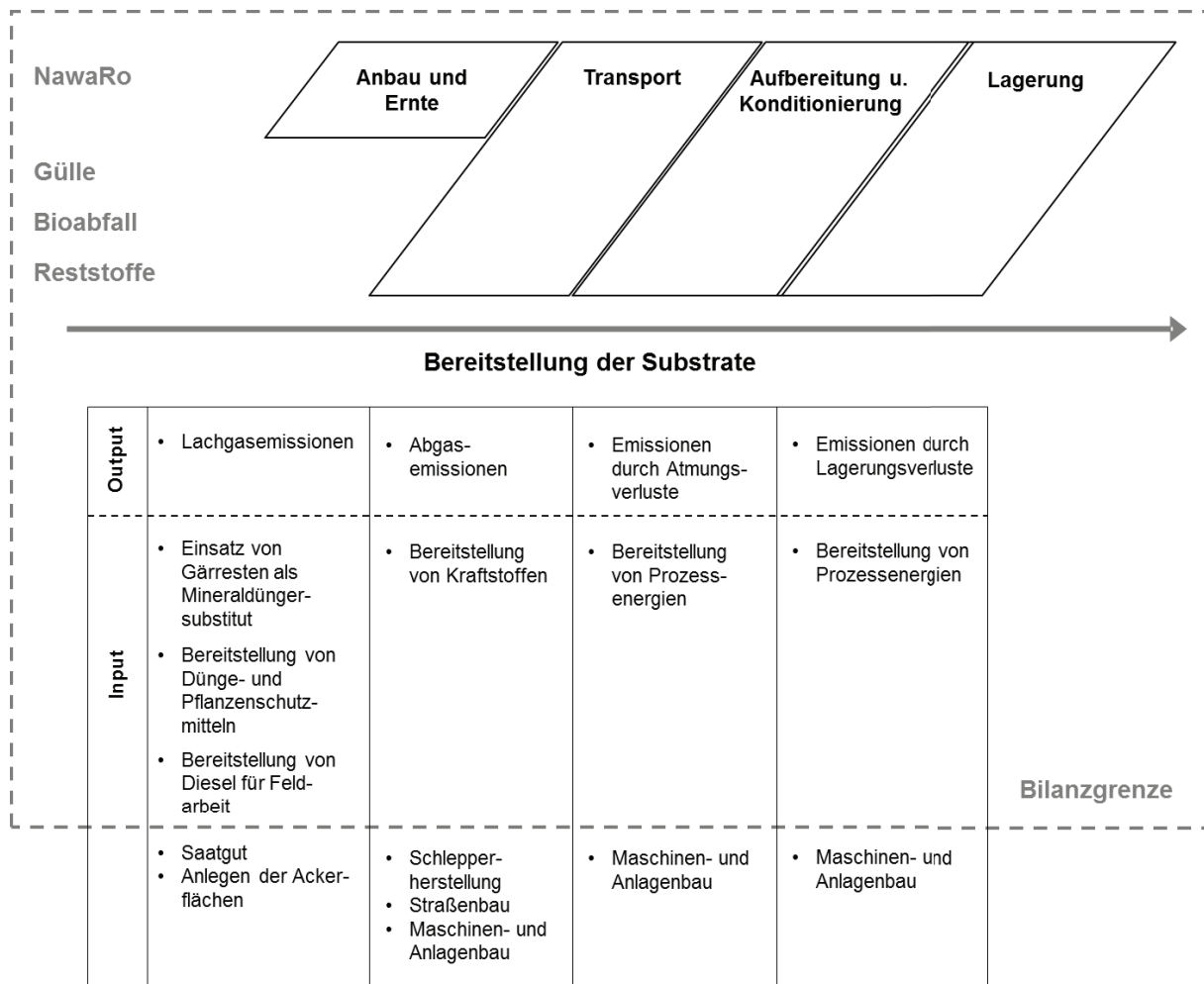


Abb. 7-3: Prozesskette der Substratbereitstellung (verändert nach [Dressler 2008])

Hier sind die berücksichtigten Outputs (z. B. stickstoffabhängige Lachgasemissionen nach den Richtwerten des IPCC [IPCC 2007]) sowie die Inputs, die innerhalb der Bilanzgrenzen liegen (z. B. Bereitstellung der erforderlichen Prozessenergien), aufgeführt. Die Inputs, die außerhalb des gestrichelt dargestellten Bilanzrahmens liegen, finden in der ökologischen Analyse der Prozesskette der Substratbereitstellung keine Berücksichtigung (z. B. das Anlegen der Ackerflächen, das Produzieren der Maschinen und Anlagenbau).

Weiterhin zeigt Abb. 7-3, dass die Bereitstellungskette der Wirtschaftsdünger, des Bioabfalls sowie der Rückstände erst mit dem Transport beginnt. Diese Substrate fallen als Abfall in einer anderen Prozesskette an (vgl. Kapitel 3.1). Die Energiepflanzen dagegen werden explizit für die Biogasgewinnung angebaut, sodass die Prozesskette hier mit dem Anbau und der Ernte der jeweiligen Energiepflanze beginnt.

2. Prozessabschnitt: Biogaszeugung und -aufbereitung

Abb. 7-4 zeigt Systemgrenzen der Prozesskette der Biogaszeugung und -aufbereitung mit allen innerhalb des Bilanzrahmens liegenden Input- und Outputströmen. Dazu zählt auf der Seite der Inputs u. a. die Bereitstellung der erforderlichen Prozesshilfsmittel und Prozessenergie. Zu den wesentlichen outputseitigen Stoffströmen gehören die innerhalb der Gärstrecke sowie bei der Gasaufbereitung auftretenden diffusen Methanemissionen und die bei der Biogasgewinnung entstehenden Gärreste. Letztere werden als Mineraldünger-substitut weiterverwertet.

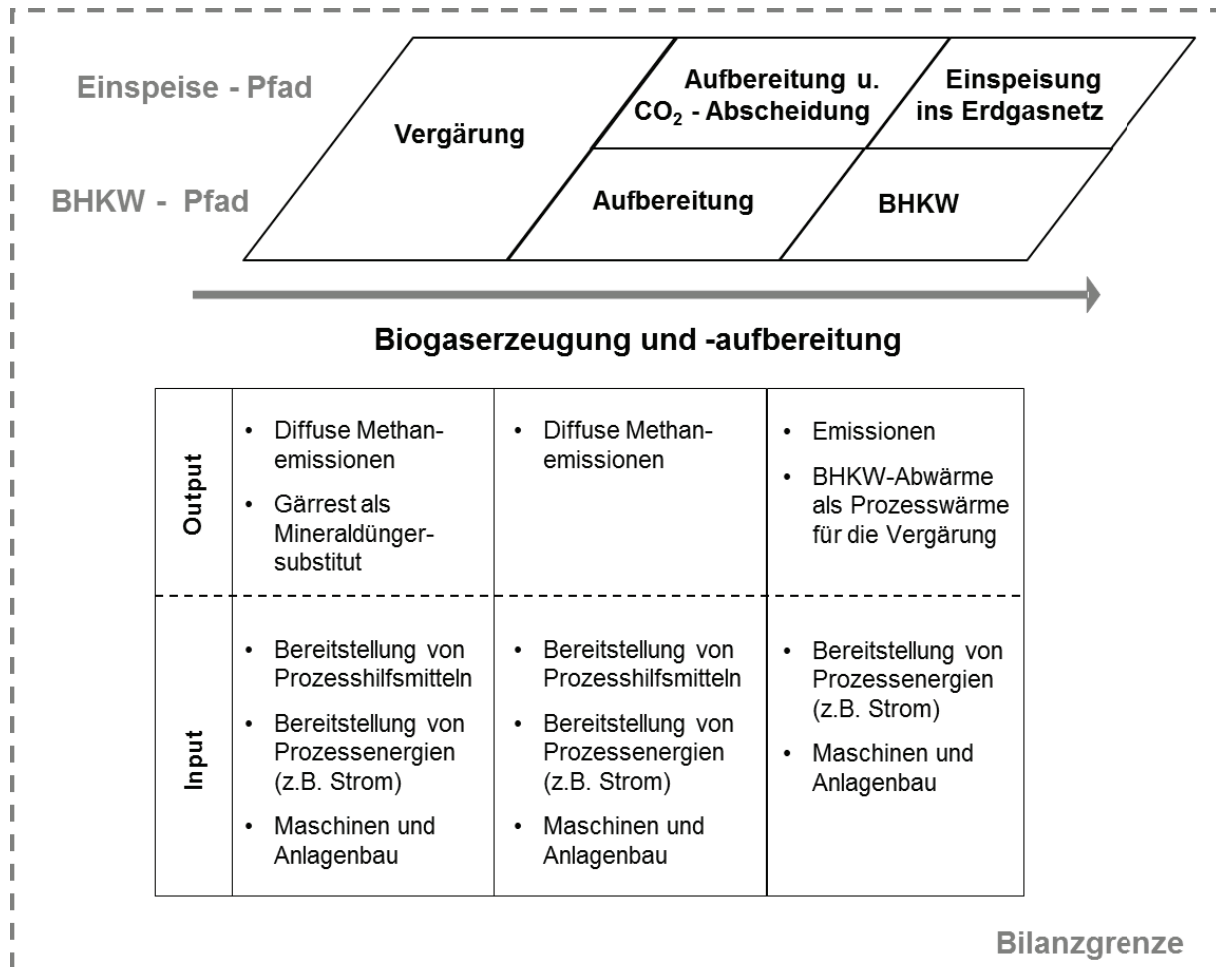


Abb. 7-4: Prozesskette der Biogasgewinnung, -aufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz (verändert nach [Dressler 2008])

Außerdem geht aus Abb. 7-4 hervor, dass in dem Prozessabschnitt der Biogasproduktion und -aufbereitung Biogas sowohl aufbereitet und in das Erdgasnetz eingespeist als auch in einem BHKW verstromt wird. Die Verstromung des Biogases im BHKW ist erforderlich, um die Prozesswärme für die Fermenterbeheizung einerseits und für die Prozesswärme der Aminwäsche andererseits bereitzustellen. Dabei wird exakt die Menge an Biogas verstromt, die für die Bereitstellung der notwendigen Wärmemenge erforderlich ist. Die dabei gleichzeitig erzeugte Strommenge wird aufgrund der Vergütung nach EEG in das Stromnetz eingespeist. Sie wird somit nicht für die interne Prozessenergieerzeugung genutzt, sondern per Allokation oder Gutschrift in der ökologischen Analyse des Untersuchungssystems berücksichtigt (siehe Abschnitt Allokationsverfahren).

Einspeisung und Netztransport

Nach der Einspeisung wird das Biomethan über das Erdgasnetz zur GtL-Anlage gefördert. Das Erdgasnetz fließt demnach mit der zugehörigen Infrastruktur sowie der benötigten Energie für die Druckhaltung durch Verdichterstationen in die ökologische Analyse ein mit Daten nach [Ecoinvent 2013]).

3. Prozessabschnitt: Biokerosinproduktion

Abb. 7-5 zeigt die Bilanzgrenze für die Prozesskette der Biokerosinerzeugung und die zugehörige Bilanzgrenze für die Ökobilanzierung. Die Darstellung erfolgt analog zu den oben aufgeführten Bilanzgrenzen.

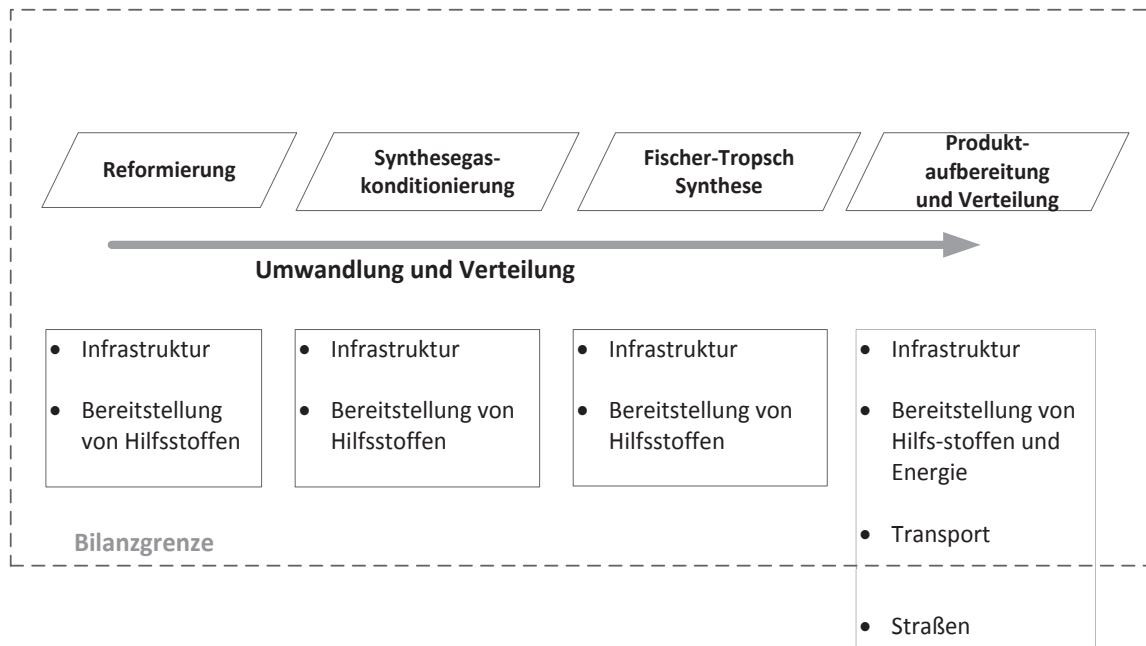


Abb. 7-5: Prozesskette der Biokerosinerzeugung

Der Prozess beginnt mit dem Reformierungsschritt, bei welchem neben dem benötigten Stahl für die Konstruktion des Reaktors auch der Produktionsprozess für Nickel, welches für den Katalysator benötigt wird, betrachtet wird. Selbiges gilt auch für die Fischer-Tropsch Synthese, wobei hier ein Kobaltkatalysator zum Einsatz kommt und entsprechend die Produktion von Kobalt berücksichtigt wird. Bei der Produktaufbereitung wird neben der Infrastruktur und den benötigten Energien auch der Transport der Endprodukte über eine angenommene Distanz von 15 km mit einem LKW betrachtet. Für die Produktionsprozesse für Nickel, Kobalt und Stahl sowie für den Transport mit dem LKW werden ebenfalls Datensätze nach [Ecoinvent 2013] verwendet. Die im Prozess benötigte Energie für Strom und Wärme wird aus dem zugeführten Biomethan gewonnen.

Funktionelle Einheit

Die vorliegende Untersuchung fokussiert zwei Untersuchungsobjekte: die Bereitstellung von Biomethan aus verschiedenen Biomassen und die Produktion von Biokerosin aus Biomethan. Um die Ergebnisse der ökologischen Analysen auch getrennt voneinander ausweisen zu können, sind zwei verschiedene Bezugsgrößen (funktionelle Einheiten) erforderlich. Die ökologische Analyse der Bereitstellung von Biomethan aus verschiedenen Biomassen wird auf eine Kilowattstunde eingespeistes Biomethan ($1 \text{ kWh}_{\text{Biomethan}}$) bezogen. Die funktionelle Einheit der Biokerosinproduktion ist eine Kilowattstunde Biokerosin frei Anlage ($1 \text{ kWh}_{\text{Biokerosin}}$).

Allokationsverfahren

Aus der in Kapitel 7.1 beschriebenen Methodik geht hervor, dass durch einen Prozess mehr als ein Produkt erzeugt werden kann. Die Zuweisung der durch den Prozess entstandenen Umwelteffekte auf die Ziel- und Koppelprodukte erfolgt durch ein sogenanntes Allokationsverfahren. Hier werden

die Verfahren der energetischen Allokation sowie der Gutschriften von definierten Referenzprozessen angewendet. Dabei sind die drei Anwendungsfälle definiert:

- *Fall 1: „Allo“ (Allokation):* Hier werden sämtliche Produkte entsprechend ihres Energiegehalts quantifiziert und die insgesamt erzeugten Emissionen anhand dieses Energiegehalts aufgeteilt. Bei der Biomethangewinnung wird nur die Strommenge berücksichtigt, die bei der Produktion der jeweils erforderlichen Prozesswärme entsteht. Die bei der Fermentation als Koppelprodukt anfallenden Gärreste werden aufgrund ihres geringen Energiegehaltes vernachlässigt.
- *Fall 2: „SG“ (Stromgutschrift):* Beim Gutschriftverfahren wird dem Nebenprodukt (hier die in KWK erzeugte Strommenge) der Emissionswert eines (potenziell substituierten) Referenzprozesses zugewiesen und dieser vom Gesamtergebnis abgezogen. Hier wird für den Strom der Wert gutgeschrieben, der bei der Verbrennung von Biogas in einer Gasturbine mit einem Wirkungsgrad von 38 % entstehen würde. Diese Wahl wurde getroffen, da nach der RED für die erzeugte Elektrizität folgender Satz gilt: „Die mit diesem Elektrizitätsüberschuss verbundene Minderung an Treibhausgasemissionen werden der Treibhausgasmenge gleichgesetzt, die bei der Erzeugung einer entsprechenden Elektrizitätsmenge in einem Kraftwerk emittiert würde, das den gleichen Brennstoff einsetzt wie die KWK-Anlage“. Dabei wird jeweils die gleiche Strommenge unterstellt.
- *Fall 3: „SuGG“ (Strom- und Gärrestgutschrift):* Neben der Stromgutschrift wird zusätzlich eine Gutschrift für den so genannten Überschussgärrest¹ gegeben. Aus der Gärrestmenge sowie dessen Nährstoffgehalt wird die Menge des potenziell substituierten Mineraldüngers ermittelt, für dessen Herstellung dann wiederum eine Gutschrift erteilt wird.

Allgemeine Datengrundlage

Die Qualität und Quantität der Inputstoffe, die für die definierte Bereitstellungskette von Biomethan erforderlich sind, werden anhand von Erhebungen aus der Literatur festgelegt (u. a. [Dressler und Loewen 2011]). Die Datengrundlage für die ökologische Analyse der Biokerosinproduktion liefern die Ergebnisse der technischen Analyse aus Kapitel 6.

Die Emissionsdaten der Einsatzstoffe (z. B. Mineraldünger) oder Prozessenergien (z. B. Diesel) sind [BioGrace 2014] entnommen und werden durch [Ecoinvent 2013] ergänzt.

7.2.2 Datenbasis Biomethan

Nachfolgend wird die Datenbasis erläutert, die der ökologischen Analyse der Biomethanbereitstellung zu Grunde gelegt ist. Dabei wird beziehungsweise auf die Beschreibung des Konversionspfades in Kapitel 3.1 zwischen den Abschnitten Biomassebereitstellung und -aufbereitung, Biogaserzeugung, Biogasaufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz unterschieden.

¹ Der Überschussgärrest umfasst die Gärrestmenge, die nicht auf die Felder ausgebracht wird, auf denen die benötigten Energiepflanzen für die Biogaserzeugung bereitgestellt werden. Da neben Gärresten auch Mineraldünger ausgebracht werden (z.B. Unterfußdüngung beim Mais), würde ein hoher Nährstoffüberschuss entstehen, wenn man den gesamten Gärrest auf die Flächen zurückbringt, auf denen die Energiepflanzen angebaut werden. Außerdem entstehen durch die Verwendung von Wirtschaftsdüngern und organischen Rückständen weitere nährstoffintensive Gärreste.

Biomassebereitstellung und -aufbereitung

Wesentliche Größen, die für die ökologische Analyse der Biomassebereitstellung und -aufbereitung erforderlich sind, sind die Aufwendungen und Kennzahlen, die mit dem Energiepflanzenanbau einhergehen. Die in diesem Zusammenhang für die Bereitstellung von Mais-GP, Getreide-GP, Zuckerrüben und Gras identifizierten Aufwendungen und Kennzahlen zeigt Tabelle 7-1.

Tabelle 7-1: Sachbilanz der Bereitstellung verschiedener Energiepflanzen, nach [KTBL 2006], [LWK Nds. 2011], [Dressler und Loewen 2011] und [IPCC 2006]

Parameter	Einheit	Mais	Getreide-GP	Zuckerrübe	Gras
Gärrest	m ³ / ha	30	25	30	30
Stickstoffdünger	kg N / ha	81,3	107,7	61,3	121,3
Phosphatdünger	kg P ₂ O ₅ / ha	51	40	41	36
Kalidünger	kg K ₂ O / ha	70	5	195	105
Magnesiumdünger	kg MgO / ha	25,6	28	65,6	25,6
Herbizide	kg / ha	1,5	0,6	1,6	0,6
Fungizide	kg / ha	-	0,8	0,6	-
Dieseltreibstoff für Feldarbeit	l / ha	62,8	64,3	92,1	61,3
Ertrag	dt FM / ha	500	300	550	325
Ammoniakemissionen	% NH ₄ -N _{Gärrest}	30	30	30	30
direkte N ₂ O-Emissionen	% / kg N _{gesamt}	1	1	1	1
indirekte N ₂ O-Emissionen	% / kg N _{organisch}	0,425	0,425	0,425	0,425
	% / kg N _{mineralisch}	0,325	0,325	0,325	0,325

Zur Deckung des Nährstoffbedarfs wird eine kombinierte Düngung mittels Gärresten und mineralischen Düngern angenommen. Dabei werden die in Tabelle 7-8 aufgeführten Nährstoffgehalte des Gärrestes berücksichtigt; für den ausgebrachten organischen Stickstoff wird ein Wirkungsgrad von 70 % unterstellt [KTBL 2006]. Der Dieselbedarf für die Feldarbeit bezieht sich auf die Bereitstellungs- und Ernteprozesse für einen Boden mit einer mittleren Bodengüte sowie einer mittleren Ertragslage.

Weiterhin fließen sowohl die bei der Ausbringung der organischen Düngemittel freigesetzten Ammoniakemissionen als auch die stickstoffabhängigen Lachgasemissionen nach der Berechnungsgrundlage des [IPCC 2006] mit in die ökologische Analyse des Energiepflanzenanbaus ein.

Die Analyse der Bereitstellung der Wirtschaftsdünger und der organischen Abfälle beginnt mit den Transportprozessen vom Anfallort zur Vergärungsanlage. Der Transport der getrennt gesammelten Bioabfälle erfolgt mit einem Müllsammelfahrzeug, bezogen auf eine durchschnittliche Entfernung von 15 km [Dressler et al. 2010]. Der Transport der landwirtschaftlichen Substrate erfolgt vom Feld bzw. vom Stall zur Biogasanlage mit vorwiegend landwirtschaftlichen Fahrzeugen. Dies zeigt auch die Auflistung der verschiedenen Transportprozesse mit den jeweiligen Distanzen in Tabelle 7-2. Einzige Ausnahme ist in diesem Zusammenhang der Transport des Hühnertrockenkots. Dieser kann auch per LKW über weitere Distanzen transportiert werden, da der Hühnertrockenkot deutlich höhere Nährstoffgehalte und damit eine deutlich höhere Transportwürdigkeit aufweist als Rinder- und Schweinegülle. Um einen Nährstoffüberschuss in viehstarken Regionen zu reduzieren, werden insbesondere diese Wirtschaftsdünger bevorzugt auch in weiter entfernte Ackerbaubetriebe exportiert [Anonymus 2007]

Tabelle 7-2: Sachbilanz der Transportprozesse, nach [Geldermann et al. 2012], [Dressler und Loewen 2011], [Dressler et al. 2010]

Substrat	Ø Entfernung [tkm]	Transportart
<i>Energiepflanzen</i>		
Mais-GP	7	Schlepper + Silierwagen
Getreide-GP	7	Schlepper + Silierwagen
Zuckerrübe	7	Schlepper + Silierwagen
Gras	5	Schlepper + Silierwagen
<i>Wirtschaftsdünger</i>		
Schweinegülle	4	Schlepper + Güllefass
Rindergülle	4	Schlepper + Güllefass
Rindermist	7	Schlepper + Anhänger
Hühnertrockenkot	100	LKW
<i>organische Rückstände</i>		
Bioabfall	15	Müllsammelfahrzeug

Im Vergleich zu Wirtschaftsdüngern und organischen Abfällen, die kontinuierlich anfallen, werden Energiepflanzen in der Regel nur einmal im Jahr in großen Mengen geerntet. Um sie für einen längeren Zeitraum lagerfähig zu machen, müssen sie siliert und dazu ggf. vorher noch zerkleinert werden. Die mit den in Kapitel 3.1 beschriebenen Silierungsverfahren verbundenen Aufwendungen sind in Tabelle 7-3 aufgeführt.

Tabelle 7-3: Sachbilanz der Substrataufbereitung, nach [KTBL 2006]

Substrat	Aufbereitungsart	Aufwendungen	Einheit	
Mais-GPS	Silierung	Diesel	l / t	0,13
Getreide-GPS	Silierung	Diesel	l / t	0,14
Zuckerrübe	Zerkleinerung	Öl	l / t	0,14
Grassilage	Silierung	Diesel	l / t	0,18

Die bei der Silierung der jeweiligen Energiepflanze entstehenden Silier- und Lagerungsverluste zeigt Tabelle 7-4.

Tabelle 7-4: Sachbilanz der Substratlagerung, nach [KTBL 2006] und [Geldermann et al. 2012]

Substrat	Lagerungsart	Einheit	Silier- und Lagerungsverluste
Mais-GPS	Fahrsilo	%	10
Getreide-GPS	Fahrsilo	%	10
Zuckerrübe	Fahrsilo	%	6
Grassilage	Fahrsilo	%	10

Biogaserzeugung

Bei der Biogaserzeugung ist vor allem das eingesetzte Substrat von Bedeutung. In der Analyse der Biogaserzeugung werden die Substrate betrachtet, die in den in Kapitel 4.3 definierten Szenarien zur Bestimmung des Biomethanpotenzials zu Grunde liegen. Hier wird zwischen dem Referenzszenario und den Szenarien Energie und Agrar unterschieden (Kapitel 4.3). Die genauen Zusammensetzungen des Substrateinsatzes sind in Tabelle 7-5 beschrieben.

Tabelle 7-5: Massenbezogener Substrateinsatz bei Biogasanlagen zur Biomethanproduktion für die Szenarien Referenz, Energie und Agrar

	Referenzszenario			Energieszenario		Agrarszenario	
	2011	2020	2030	2020	2030	2020	2030
Anteil NawaRo [%]	57,0	50,0	45,0	52,0	46,0	40,0	29,0
Mais-GPS	90,0	77,0	68,0	73,0	73,0	76,0	76,0
Getreide-GPS	3,0	5,0	6,0	6,0	6,0	4,0	3,0
Grassilage	4,0	8,0	11,0	8,0	8,0	11,0	14,0
Zuckerrübe	3,0	10,0	15,0	13,0	13,0	9,0	7,0
Anteil Wirtschaftsdünger [%]	28,0%	25,0	25,0	25,0	25,0	23,0	20,0
Schweinegülle	46,0	46,0	46,0	46,0	46,0	46,0	46,0
Rindergülle	46,0	46,0	46,0	46,0	46,0	46,0	46,0
Rindermist	6,0	6,0	6,0	6,0	6,0	6,0	6,0
Hühnertrockenkot	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Biogas aus Bioabfall [%]	15,0	25,0	30,0	23,0	29,0	37,0	51,0

Zur Bestimmung des spezifischen Substratinputs pro erzeugte Kilowattstunde Biogas werden die potenziellen Methanerträge aus der Literatur entnommen. Diese energieertragsrelevanten Eigenschaften der einzelnen Substrate, die Gasausbeute pro Kilogramm organische Trockensubstanz (oTS) sowie der Energieertrag in Kilowattstunde (kWh) pro Tonne Frischmasse (FM) sind für die eingesetzten Kulturen in Tabelle 7-6 aufgeführt.

Tabelle 7-6: Spezifische Eigenschaften der betrachteten Biogaskulturen [KTBL 2009]

Substrate	TS-Gehalt [% FM]	oTS-Gehalt [% TS]	Gasausbeute [l / kg oTS]	Methangehalt [%]	Energieertrag [kWh / t FM]
Biogas aus NawaRo					
Mais-GPS	33	95	650	52	1.056
Getreide-GPS	33	95	600	53	994
Grassilage	23	90	700	52	751
Zuckerrübe	35	90	600	53	998
Biogas aus Wirtschaftsdüngern					
Schweinegülle	6	80	420	60	121
Rindergülle	10	80	380	55	167
Rindermist	25	85	450	55	524
Hühnertrockenkot	40	75	500	55	822
Biogas aus Bioabfall	40	50	615	60	736

Alle weiteren erforderlichen Annahmen und Prozessdaten zur Biogaserzeugung zeigt Tabelle 7-7.

Tabelle 7-7: Annahmen und Prozessdaten der Biomethanproduktion, nach [Liebetrau et. al. 2011], [Urban et al. 2008], [Kaltschmitt 2009] und [Vogt 2002] sowie eigenen Annahmen

Parameter der Biomethanproduktion	Einheit	
spezifischer Wärmebedarf		
NawaRo / Gülle BGA	% / kWh _{th}	27
Bioabfall-BGA	kWh _{th} / t _{Bioabfall}	80
spezifischer Strombedarf		
NawaRo / Gülle BGA	% / kWh _{el.} ¹	6
Bioabfall-BGA	kWh _{el.} / t _{Bioabfall}	65
BHKW aus Teilverstromung	% / kWh _{el.} ²	2
Gasaufbereitung (Mix)	kWh _{el.} / kWh _{HS Biomethan}	0,02
Elektrischer Wirkungsgrad BHKW	%	40,0
Thermischer Wirkungsgrad BHKW	%	42,0

¹ bezogen auf die erzeugte Biogasgesamtmenge

² bezogen auf den Biogasteilstrom, der zur Wärmegewinnung verstromt wird

Die im Biogasprozess entstehenden Gärreste werden als organischer Dünger im Energiepflanzenanbau eingesetzt. Die Überschussmenge bekommt eine Gutschrift unter Berücksichtigung des Nährstoffgehaltes im Gärrest. Zu diesem Zweck werden die spezifischen Eigenschaften und Nährstoffzusammensetzung der Gärreste in Tabelle 7-8 herangezogen.

Tabelle 7-8: Eigenschaften und Nährstoffzusammensetzung von Gärresten, nach [FNR 2013]

Parameter	TS [% FM]	oTS [%TS]	Stickstoff [kg N _{gesamt} / t FM]	Stickstoff [kg NH ₄ -N / t FM]	Phosphor [kg P ₂ O ₅ / t FM]	Kalium [K ₂ O / t FM]	Magnesium [MgO / t FM]
<i>NawaRo-Gärrest</i>							
NawaRo-Mix	7,0	51,0	4,70	2,70	1,80	5,00	0,84
<i>Wirtschaftsdünger-Gärrest</i>							
Gülle	-	-	4,10	1,80	1,90	4,10	1,02
<i>Gärrest Bioabfall</i>							
Abfall	4,8	42,0	4,80	2,90	1,80	3,90	0,70

Für die spätere Bewertung mit Gutschriften sind in Tabelle 7-14 die verwendeten Vergleichswerte für verschiedene Düngemittel gegeben. Diese orientieren sich an [BioGrace 2014].

Tabelle 7-9: Emissionswerte verschiedener Düngemittel

Düngemittel	Emissionswert g CO ₂ -Äq. / kg Dünger
Stickstoffdünger (N)	5 881
Phosphordünger (P ₂ O ₅)	1 011
Kaliumdünger (K ₂ O)	576
Calciumdünger (CaO)	129
Magnesiumdünger (MgO)	769

Für den elektrischen Strom wird der Strommix des Jahres 2012 ab Mittelspannungsnetz für Deutschland angenommen (d. h. 598 g CO₂-Äq./kWh).

Biogasaufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz

Die Datenbasis der Biogasaufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz beruht vor allem auf den Markterhebungen von [Urban et al. 2008]. Die Sachbilanz für die biologische Grobentschwefelung bei Anlagen mit einem hohen Wirtschaftsdüngeranteil oder bei Bioabfallvergärungsanlagen basiert auf dem Verfahrensprinzip des Biowäschers (siehe Tabelle 7-10).

Tabelle 7-10: Sachbilanz der biologischen Grobentschwefelung mittels Biowäscher, nach [Urban et al. 2008]

Parameter	Einheit	
Natronlauge (NaOH)	kg / kWh _{Biogas}	0,0003
Spezifischer Strombedarf	kWh / kWh _{Biogas}	0,0023

Die energetischen Aufwendungen und Kennzahlen der drei CO₂-Abtrennungsverfahren Druckwasserwäsche, Druckwechseladsorption und Aminwäsche sind in Tabelle 7-11 zusammengefasst.

Tabelle 7-11: Sachbilanz der Gasaufbereitung mittels Druckwasserwäsche (DWW), Druckwechseladsorption (PSA) und Aminwäsche (MEA), nach [Urban et al. 2008]

Parameter	Einheit	DWW	PSA	MEA
Biogas	kWh _{Biogas} / kWh _{Biomethan}	1,01	1,02	1,001
thermische Energie	MJ / kWh _{Biomethan}	-	-	0,1
elektrische Energie	kWh / kWh _{Biomethan}	0,046	0,053	0,03
Methanschluß	% CH ₄ / kWh _{Biomethan}	1	2	0,1

Je nach Aufbereitungsverfahren und Druckstufe ist eine Nachverdichtung des Biomethans erforderlich, um es DVGW-konform in das Erdgasnetz einspeisen zu dürfen. Hier wird die Einspeisung in eine 16 bar Leitung unterstellt. Biomethananlagen, die auf dem Verfahrensprinzip der Druckwasserwäsche und der Druckwechseladsorption arbeiten, liefern bereits ein vorverdichtetes Gas mit einem Druck von 7 bar und müssen daher ihr Gas nur noch auf 16 bar nachverdichten. Anlagen, die eine Aminwäsche als Aufbereitung nutzen, arbeiten drucklos, sodass das aufbereitete Gas hier erst auf 4 bis 7 bar vorverdichtet werden muss, bevor es auf den Leitungsdruck von 16 bar gebracht werden kann. Der zu diesem Zweck erforderliche Strombedarf geht aus Tabelle 7-12 hervor.

Tabelle 7-12: Sachbilanz der Nachverdichtung in unterschiedliche Druckstufen zur Einspeisung in das Erdgasnetz, nach [Haug 2011]

Parameter	Einheit	Vorverdichtung	Nachverdichtung		
		4 bis 7 bar	16 bar	25 bar	64 bar
Strombedarf	kWh / kWh _{Biomethan}	0,0219	0,0115	0,0133	0,0195

7.2.3 Datenbasis Biokerosin

Für die GtL-Anlage, also den Schritt ab der Entnahme des Biomethans aus dem Netz bis zur Verteilung des fertigen Produktes, wird zunächst der Bedarf der Katalysatoren (Kobalt und Nickel), Wasser und Infrastruktur (Stahl) betrachtet. Für die Produktion und den Transport dieser Materialien wird auf vorhandene Datensätze zurückgegriffen [Ecoinvent 2013]. Ein entsprechendes Transportnetz (Straßen, Schienen) wird als vorhanden unterstellt. Die verwendeten Daten sind in Tabelle 7-13 aufgeführt. Der Bedarf an Katalysatoren orientiert sich an [Müller-Langer 2011]. Der Stahlbedarf ist geschätzt.

Tabelle 7-13: Bilanzierte Stoffe für die GtL-Anlage

Einsatzstoff	Benötigte Menge
Stahl	150 t
Nickelkatalysator	8,4 t/a
Kobaltkatalysator	24,8 t/a
Wasser	47,3 t/a

Für die spätere Bewertung mit Gutschriften sind in Tabelle 7-14 die verwendeten Vergleichswerte für verschiedene Düngemittel gegeben. Diese orientieren sich an [BioGrace 2014].

Tabelle 7-14: Emissionswerte verschiedener Düngemittel

Düngemittel	Emissionswert g CO ₂ -Äq. / kg Dünger
Stickstoffdünger (N)	5 881
Phosphordünger (P ₂ O ₅)	1 011
Kaliumdünger (K ₂ O)	576
Calciumdünger (CaO)	129
Magnesiumdünger (MgO)	769

Für den elektrischen Strom wird der Strommix des Jahres 2012 ab Mittelspannungsnetz für Deutschland angenommen (d. h. 598 g CO₂-Äq. / kWh).

7.3 Stoffstrommodell Biokerosinproduktion

Um die in Kapitel 7.2 erhobenen Daten auszuwerten wird ein Stoffstrommodell mit der Software Umberto [ifu 2013] erstellt. Umberto verfügt über eine umfassende Stoffdatenbank und stellt außerdem eine Vielzahl an Bewertungsmethoden für verschiedene Indikatoren zur Verfügung. Das Gesamtmodell besteht dabei aus vielen kleinen Modellen, die den jeweiligen Umwandlungsschritt in der Prozesskette abbilden (Abb. 7-6). Die grobe Einteilung im Modell erfolgt nach folgenden Punkten:

- „Biomethanherzeugung“ – Dies beinhaltet alle nötigen Schritte vom Anbau der Pflanzen bis zur Einspeisung des Gases in das Netz.
- „Erdgasnetz“ – Hiermit wird der Bau und Betrieb des Erdgasnetzes erfasst.
- „Treibstoffherzeugung und Transport“ – In diesen Teil fallen die GtL-Anlage und der Produkttransport.

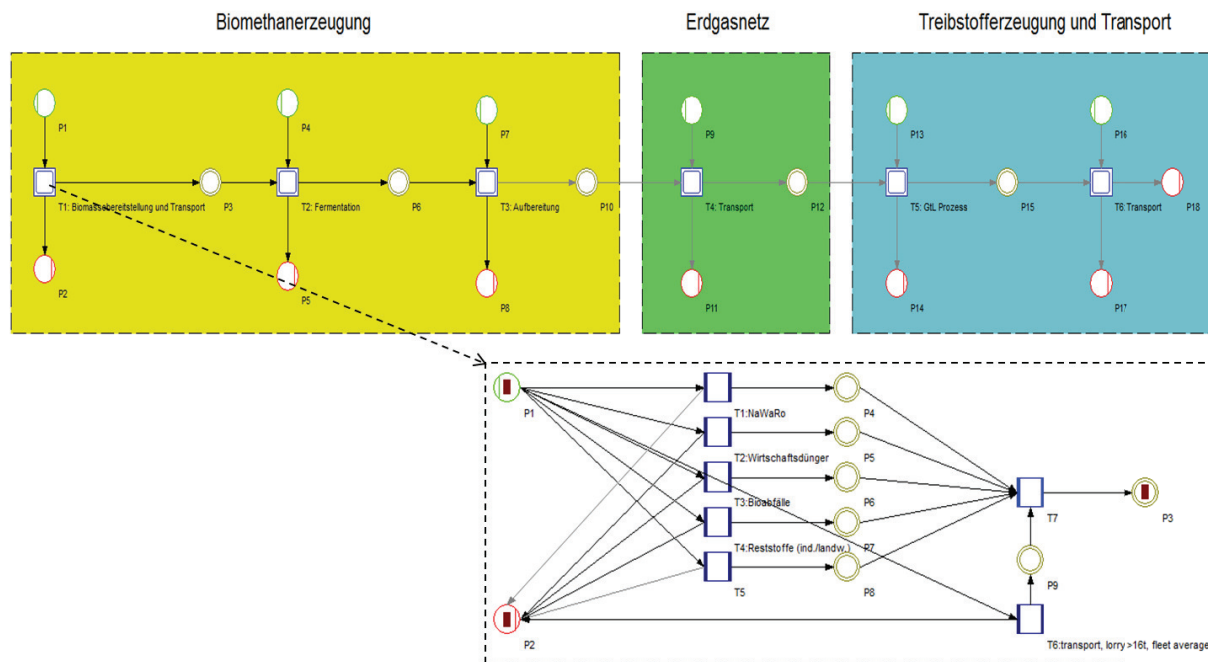


Abb. 7-6: Ökobilanzmodell der Biokerosinproduktion aus Biomethan in der Software Umberto

Für die Auswertung wird der Wert für die funktionelle Einheit (z. B. eine Kilowattstunde Biomethan oder Biokerosin) vorgegeben. Über die vorgegebenen Verhältnisse berechnet das Programm die entsprechenden Stoffströme im Stoffstromnetz. Die generierten Ergebnisse können dann mit einer entsprechenden Methode ausgewertet werden. Dabei ist sowohl die Auswertung einzelner Teile des Modells als auch des gesamten Netzwerks möglich. Auf diese Weise kann ermittelt werden, welchen Anteil z. B. der Anbau von Mais an den Gesamtemissionen hat.

7.4 Ergebnisse

Die Ergebnisse der ökologischen Analyse werden exemplarisch für die Wirkungskategorie "Anthropogener Treibhauseffekt" vorgestellt, da dieser die größte Relevanz für die Luftfahrtindustrie hat.

7.4.1 Standortungebundene Analyse

Die Ergebnisse der standortungebundenen Analyse werden für die einzelnen Prozesskettenabschnitte der Substratbereitstellung, der Biomethangewinnung und der Biokerosinproduktion getrennt von einander dargestellt und erläutert.

Energiepflanzenanbau

Der Anbau von Energiepflanzen zur Biogasgewinnung ist mit dem Einsatz von Energien und Rohstoffen verbunden. Die daraus resultierenden Treibhausgasemissionen sind für die Bereitstellung von Mais-GP, Getreide-GP, Zuckerrübe und Gras in Abb. 7-7 dargestellt. Demnach führt die Bereitstellung von Zuckerrüben mit $27,4 \text{ kg CO}_2\text{-Äq. / t FM}$ zu den geringsten und der Anbau und die Ernte von Gras aus Dauergrünland und Futtergräsern mit $62,3 \text{ kg CO}_2\text{-Äq. / t FM}$ zu den meisten Klimagasemissionen. Gründe sind der bei der Zuckerrübe deutlich höhere Biomassertrag und der geringere Stickstoffbedarf. Während der Stickstoffbedarf beim Grasanbau nahezu doppelt so hoch ist wie der bei der Zuckerrübenbereitstellung, ist der Biomassertrag deutlich geringer (vgl. Tabelle 7-1). Der geringe Stickstoffbedarf bei einem hohen Zuckerrübenenertrag führt auch dazu, dass der Anbau und die Ernte der meist verwendeten Biogaskultur Mais-GP mit $33,6 \text{ kg CO}_2\text{-Äq. / t FM}$ eine schlechtere Klimagasbilanz aufweisen als die der Zuckerrübe.

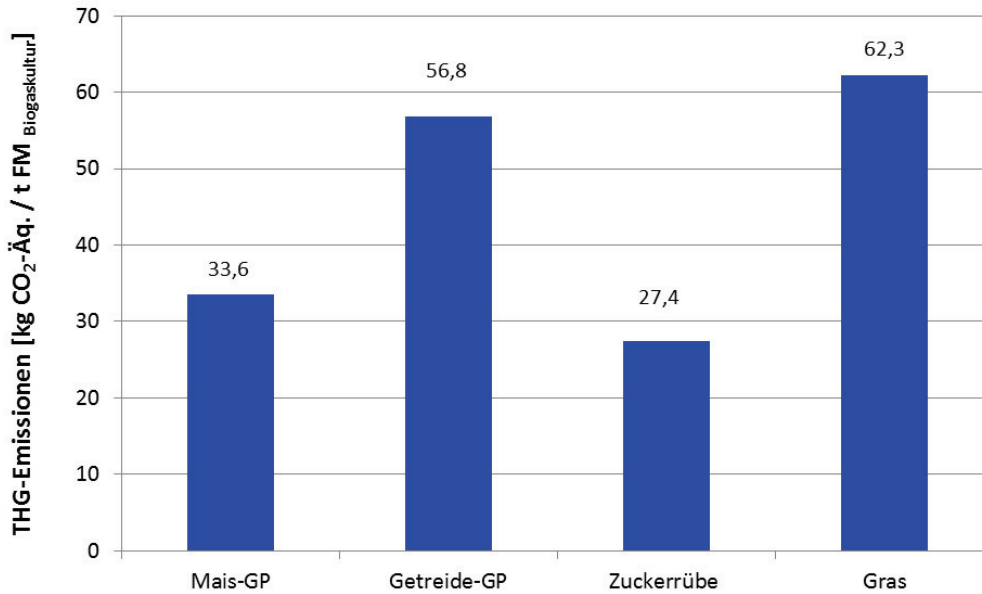


Abb. 7-7: Klimagasbilanz der Bereitstellung verschiedener Biogassubstrate bezogen auf eine Tonne Frischmasse ab Feldrand

Die höheren Emissionen bei der Bereitstellung von Getreide-GP im Vergleich zu Mais-GP und Zuckerrübe sind neben den genannten Faktoren Stickstoffbedarf und Biomasseertrag auch auf die Düngung mit einer geringeren Menge an Gärresten zurückzuführen (siehe Tabelle 7-1). Dadurch sind insgesamt mehr Mineraldünger erforderlich als bei den anderen Biogaskulturen, was dann wiederum zu höheren Klimagas-Emissionen führt.

Für die Bewertung der einzelnen Substrate über die gesamte Prozesskette der Biomethanherzeugung spielt ihr spezifischer Gasertrag eine wesentliche Rolle. Unter Berücksichtigung der in Tabelle 7-6 aufgelisteten spezifischen Gaserträge der einzelnen Kulturen liefert die Mais-GP die beste Klimagasbilanz bezogen auf 1 kWh Biomethan.

Biomethangewinnung

Neben den zuvor betrachteten Energiepflanzen werden in der vorliegenden Studie auch Wirtschaftsdünger und Bioabfälle zur Potenzialabschätzung der Biomethangewinnung in Niedersachsen berücksichtigt (vergleiche hierzu Kapitel 4). Für diese Substrate werden in der ökologischen Analyse keine vorgelagerten Prozessabschnitte betrachtet. Daher beginnt die Bilanzierung der Biomethangewinnung aus diesen Substraten mit den Transporten zur Biogasanlage. Dieser Aspekt schlägt sich auch auf die Ergebnisse der Klimagasbilanzierung nieder. Abb. 7-8 zeigt die Treibhausgasemissionen (THG-Emissionen) in kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan für die Biomethangewinnung aus Energiepflanzen (NawaRo), Wirtschaftsdüngern und Bioabfällen unter Berücksichtigung der definierten Allokationsverfahren. Hier wird deutlich, dass die Biomethangewinnung aus Wirtschaftsdüngern mit 0,097 bis -0,091 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan im Vergleich zu der aus Energiepflanzen und Bioabfällen zu den geringsten Klimagasemissionen führt.

Die Klimagasbilanzen der Biomethanherzeugung aus Energiepflanzen und Bioabfällen liegen mit 0,123 - 0,096 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan bzw. 0,134 - 0,081 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan dicht beieinander. Allerdings werden durch den Einsatz von Bioabfällen in den Fällen Allokation des Stroms („Allo“) und Stromgutschrift („SG“) mehr THG-Emissionen erzeugt als im 100 % NawaRo Szenario.

Das ist insbesondere darauf zurückzuführen, dass die Biomethangewinnung aus Bioabfällen mit einem höheren Prozessenergieaufwand (Strom) verbunden ist (siehe Anteil Fermentation in Abb. 7-8), der zu einer höheren Emission führt als die Bereitstellung der Energiepflanzen im Szenario 100 % NawaRo. Auf diesen Aspekt wird im späteren Verlauf der Ergebnisdarstellung und -erläuterung noch detaillierter eingegangen (vgl. Abb. 7-11).

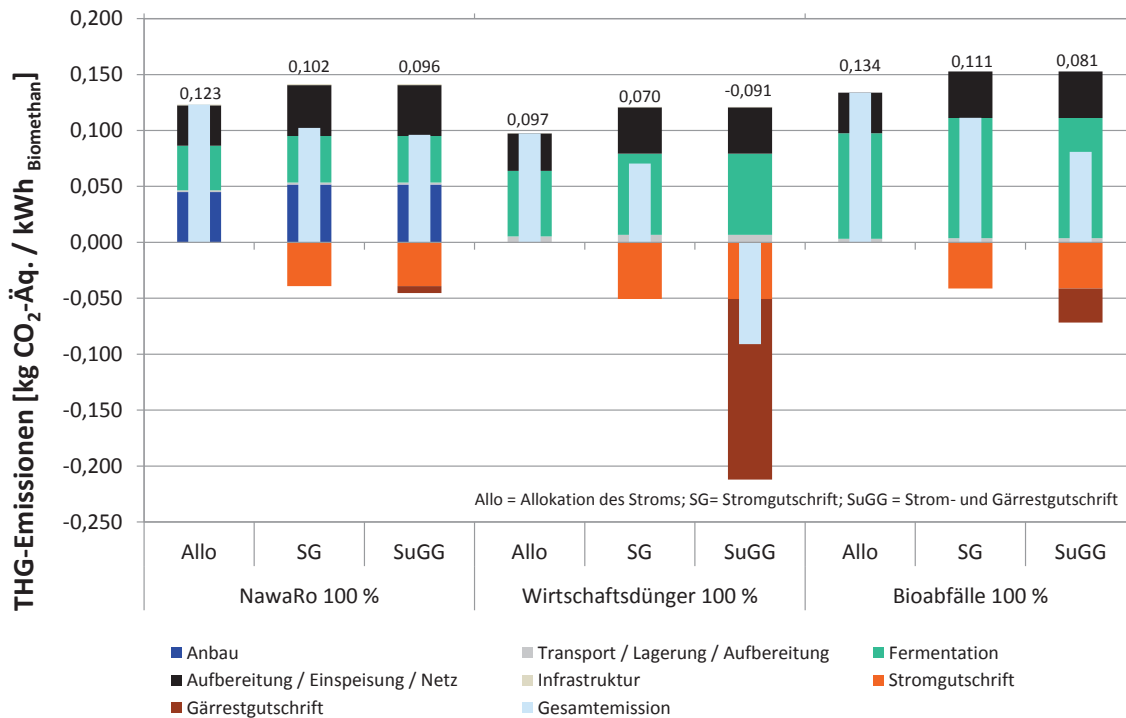


Abb. 7-8: Klimagasbilanz der Bereitstellung von 1 kWh Biomethan aus jeweils 100 % Energiepflanzen (NawaRo), 100 % Wirtschaftsdünger sowie 100 % Bioabfällen unter Berücksichtigung unterschiedlicher Allokationsverfahren

Weiterhin geht aus Abb. 7-8 hervor, dass die verschiedenen Allokationsverfahren einen großen Einfluss auf die Bilanzergebnisse haben. Im Fall der Allokation des Stromes werden für alle Einsatzstoffe die meisten THG-Emissionen pro kWh Biomethan erzeugt. Wird die gleiche Strommenge nicht allokiert, sondern mit einer Emissionsgutschrift für den definierten Äquivalenzprozess versehen, sind die THG-Emissionen zwischen 17 und 28 % geringer. In diesen beiden Fällen bleibt der Gärrest, der mit seinem hohen Nährstoffgehalt als Mineraldüngersubstitut eingesetzt wird, allerdings vollkommen unberücksichtigt.

Dass die Gutschriften der Emissionen, die mit der Produktion der substituierten Mineraldünger in Verbindung stehen, die Bilanzergebnisse deutlich beeinflussen können, geht insbesondere aus dem Szenario 100 % Wirtschaftsdünger hervor. Dort haben die Gutschriften der Gärreste den größten Anteil am Gesamtergebnis und führen sogar zu einer negativen Klimagasemission. Das bedeutet, dass bei der Anrechnung von Gutschriften für Strom und Gärrest durch die Produktion von Biomethan aus 100 % Wirtschaftsdüngern 0,091 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan eingespart werden könnten. Die hohe Gutschrift im Szenario 100 % Wirtschaftsdünger ist darauf zurückzuführen, dass Wirtschaftsdünger einen deutlich geringeren Gasertrag haben als Energiepflanzen oder Bioabfälle. Somit ist deutlich mehr Substrat für die Gewinnung von 1 kWh Biomethan erforderlich und dadurch entsteht auch deutlich mehr Gärrest pro kWh Biomethan. Im Szenario 100 % NawaRo fällt die Gutschrift

für die Gärreste auch im Vergleich zum Szenario 100 % Bioabfall wesentlich geringer aus, da zwei Drittel der Gärrestmenge zum Anbau der Energiepflanzen genutzt wird und die Düngewirkung dort bereits berücksichtigt ist.

Eine Monovergärung dieser Substrate ist in der Praxis allerdings nur für Bioabfälle sowie in Ausnahmefällen für die Vergärung von Energiepflanzen zu finden. Bei Wirtschaftsdüngern ist ein 100 % Szenario nicht praktikabel, da Biomethananlagen erst ab einer Größe von 1 MW installierter elektrischer Leistung wirtschaftlich betrieben werden können. Folglich müssen die THG-Emissionen des Biomechanpotenzials für Niedersachsen für den jeweiligen Substratmix betrachtet werden. Die massenbezogene Zusammensetzung des Substratmixes ist für die Szenarien Referenz, Agrar und Energie in Tabelle 7-5 zusammengefasst. Die Klimagasbilanzen der Biomethanszenarien über die vollständige Prozesskette zeigt Abb. 7-9. Neben der Gegenüberstellung der drei Potenzialszenarien mit ihrem unterschiedlichen Substratinput erfolgt auch eine Differenzierung der Ergebnisse hinsichtlich der Allokation des Stromes und der Gutschriften für Strom und Gärreste. Die Ausweisung der Ergebnisse für eine reine Stromgutschrift (SG) erfolgt an dieser Stelle nicht mehr. Hier soll viel mehr auf den Unterschied zwischen dem nach RED vorgeschriebenen Allokationsverfahren (Allo) und dem für die Bewertung von Biogas bzw. Biomethan üblichen Verfahren (SuGG) differenziert werden.

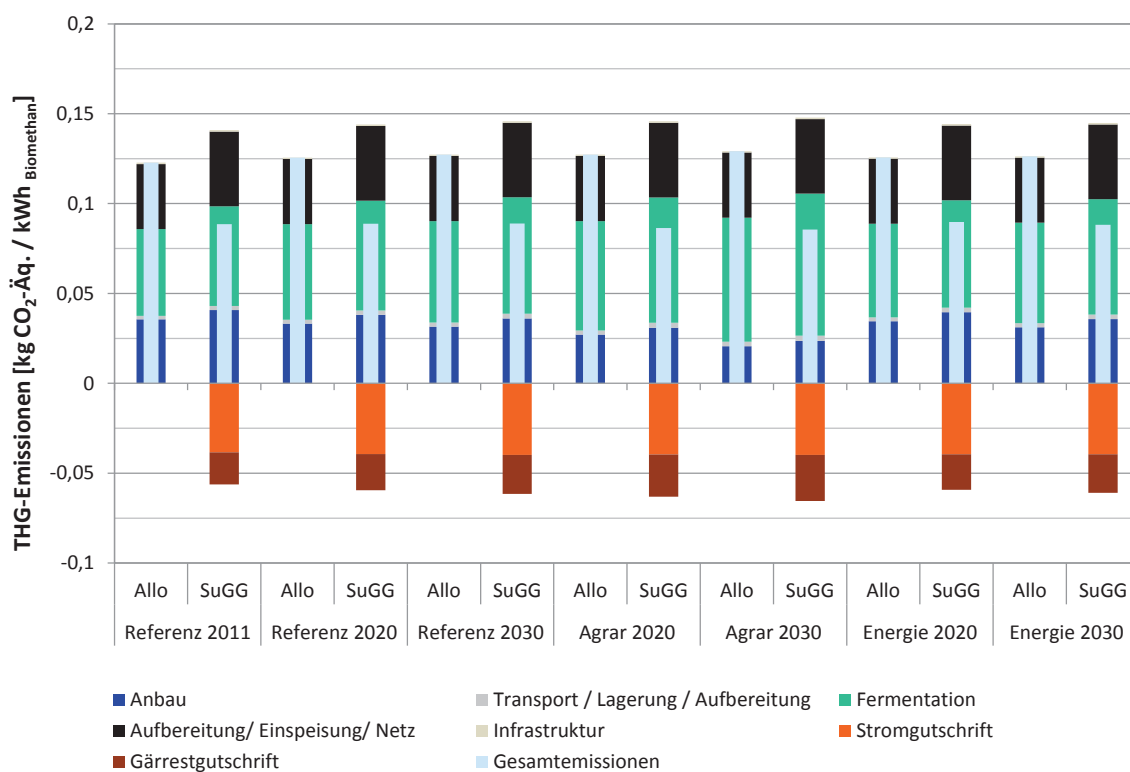


Abb. 7-9: Klimagasbilanzen der verschiedenen Biomethanszenarien bezogen auf 1 kWh Biomethan

Auffällig ist, dass bei Allokation des Stromes die Klimagasbilanz des Referenzszenarios im Jahr 2011 zwar den höchsten Anteil an Energiepflanzen berücksichtigt, jedoch mit 0,123 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan zu den geringsten THG-Emissionen führt. Die schlechteste Klimagasbilanz wird im Szenario Agrar 2030 mit 0,129 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan erreicht. Das ist auf den hohen Anteil an Bioabfall im Substratmix zurückzuführen, der hier bei 51 % am Gesamtmasseninput liegt, und auf die schlechtere Klimagasbilanz der abfallbasierten Biomethangewinnung bei Allokation des Stromes. Generell zeigen die THG-Emissionen der Szenarien nur geringe Abweichungen in ihren Ergebnissen auf.

Werden für den Strom und den Gärrest Emissionsgutschriften für die substituierten Referenzprozesse erteilt, zeigen die THG-Emissionen aller Szenarien eine bessere THG-Bilanz auf als bei der Allokation des Stroms. Weiterhin haben die Agrar-Szenarien, denen ein hoher Anteil an Bioabfällen im Substratmix zu Grunde liegt, mit jeweils 0,086 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan eine bessere THG-Bilanz als die anderen Szenarien. Hier führen insbesondere die Gutschriften für Strom und Gärreste zu dem besseren Ergebnis. Die schlechteste THG-Bilanz zeigt das Szenario Energie 2020 mit 0,090 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan. Dies ist auf die Verschiebung der Energiepflanzenzusammensetzung zurückzuführen. Auf diesen Aspekt wird weiter unten detaillierter eingegangen (vgl. Abb. 7-10).

Insgesamt weichen die Ergebnisse aller Szenarien auch bei dieser Betrachtung nur wenig voneinander ab, obwohl die THG-Bilanzen der 100 % Szenarien insbesondere bei der Berücksichtigung von Gutschriften für Strom und Gärreste z. T. sehr große Abweichungen voneinander zeigen. Grund dafür ist, dass sich die folgenden Effekte gegenseitig aufheben:

- Emissionseinsparung aufgrund eines geringeren Energiepflanzenanbaus,
- Mehremissionen aufgrund des höheren Strombedarfs bei der Vergärung von Bioabfall.

Darüber hinaus haben die Energiepflanzen – trotz der Verringerung des Masseninputs – aufgrund der höheren Biogasenerträge einen hohen Anteil an der energiebezogenen Zusammensetzung des Biomethans. So bleibt der Anteil der Wirtschaftsdünger bezogen auf 1 kWh Biomethan über die Szenarien nahezu unverändert (vgl. Tabelle 7-15).

Tabelle 7-15: Zusammensetzung des Biomethans bezogen auf den Energiegehalt

Szenarien		Energiepflanzen	Wirtschaftsdünger	Bioabfall
Referenz	2011	79%	5%	16%
	2020	70%	5%	25%
	2030	64%	5%	31%
Energie	2020	72%	5%	23%
	2030	65%	5%	30%
Agrar	2020	56%	5%	39%
	2030	42%	4%	54%

Somit variieren in den unterschiedlichen Szenarien nur die Anteile der Energiepflanzen und des Bioabfalls, welche im Vergleich zum Szenario 100 % Wirtschaftsdünger nur sehr geringe Unterschiede in den Ergebnissen der Klimagasbilanzen aufzeigen. Durch diese geringen Unterschiede wird die Abweichung der THG-Emissionen zwischen den Referenz- und den Agrarszenarien verursacht.

Ein weiterer Effekt, der sich auf die Ergebnisse der THG-Emissionen auswirkt, ist die Zusammensetzung des Energiepflanzenmixes. Dies veranschaulicht die Auswertung zum Energiepflanzenanbau (vgl. Abb. 7-7). Zur weiteren Verdeutlichung dieses Effektes geht aus Abb. 7-10 der Anteil des Energiepflanzenanbaus für die Bereitstellung von 1 kWh Biomethan getrennt nach Energiepflanze hervor. Allokationen oder Gutschriften für den Strom und den Gärrest werden in dieser Auswertung nicht berücksichtigt. Auch ändert sich der Bereitstellungsaufwand für die einzelnen Kulturen in den Szenarien nicht; die Veränderung der Ergebnisse ist auf den Anteil der Energiepflanzen am Gesamtsubstratinput sowie auf die unterschiedliche Zusammensetzung des Energiepflanzenmixes zurückzuführen.

Abb. 7-10 zeigt, dass im Szenario Referenz 2011 die Klimagasbilanz mit 0,041 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan am höchsten ist; dies ist auf den höchsten massenbezogenen Anteil am Substratinput zurückzuführen. Außerdem hat in diesem Szenario die Mais-GP mit 86 % den größten Anteil an den THG-Emissionen, die durch den Anbau von Energiepflanzen erzeugt werden. Da die Mais-GP das Biogassubstrat ist, das in allen Szenarien den größten massen- und energiebezogenen Anteil am Energiepflanzenmix hat, spiegelt sich dieses Verhältnis auch in den THG-Bilanzen der verschiedenen Biomethanszenarien wider. Allerdings ist in Abb. 7-10 zu beobachten, dass sich nicht nur die Gesamtmenge der THG-Emissionen verringert, sondern auch der Anteil der Mais-GP in allen Zukunftsszenarien abnimmt.

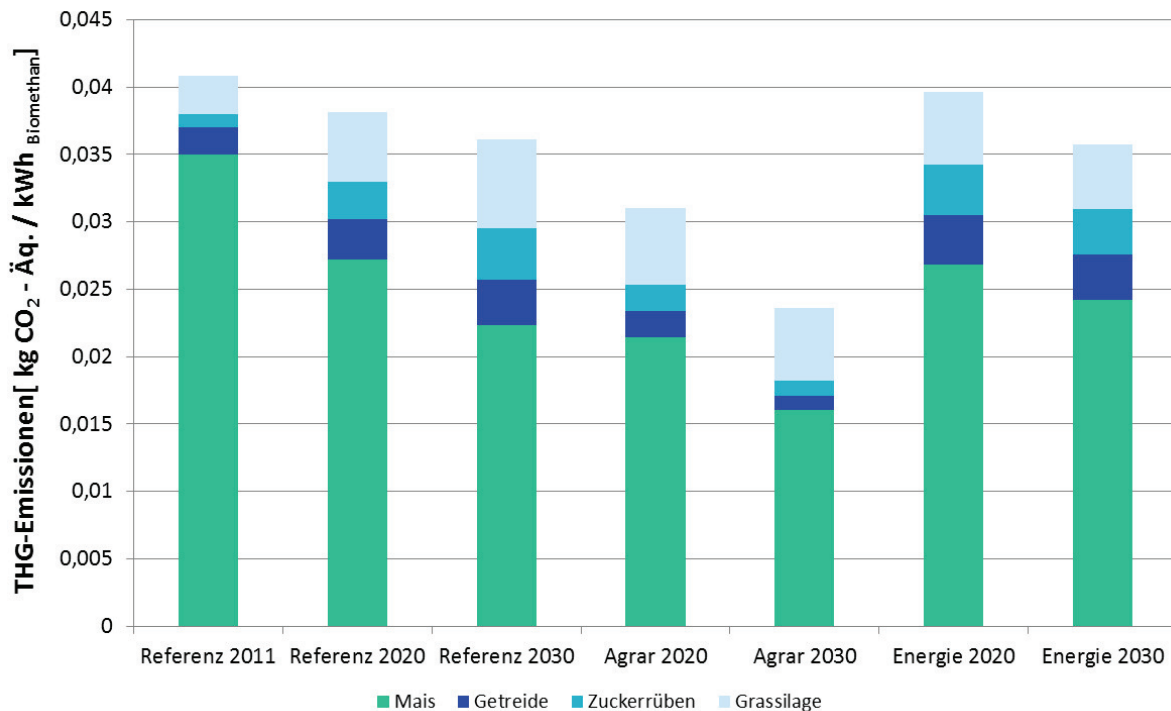


Abb. 7-10: Anteil des Energiepflanzenanbaus an den THG-Emissionen der Bereitstellung von 1 kWh Biomethan

Das Biogassubstrat mit dem zweitgrößten Anteil sowohl am Masseninput als auch an den THG-Emissionen, die mit dem Energiepflanzenmix in Verbindung stehen, ist die Grassilage. Im Szenario Referenz 2011 hat die Bereitstellung von Gras einen Anteil von 7 % an der Klimagasbilanz des Energiepflanzenanbaus. Dieser Anteil nimmt in den Zukunftsszenarien zu und wird im Szenario Agrar auf bis zu 23 % gesteigert. Dies hat aufgrund der hohen THG-Emissionen pro Tonne Gras einen negativen Einfluss auf die Klimagasbilanz des Energiepflanzenmixes. So werden in dem Szenario Energie 2020 nahezu genauso viele THG-Emissionen pro kWh Biomethan erzeugt wie im Szenario Referenz 2011, obwohl der energiebezogene Anteil der Energiepflanzen von 79 % auf 72 % sinkt (vgl. Tabelle 7-15).

Neben dem Anbau der verschiedenen Energiepflanzen führt auch der Fermentationsprozess zu Unterschieden in den Ergebnissen der Biomethanbereitstellung aus den verschiedenen Eingangssubstraten. Zur besseren Beurteilung dieser Unterschiede und des Einflusses auf die THG-Emissionen der Biomethanszenarien sind in Abb. 7-11 die Anteile des Fermentationsprozesses an den Klimagasemissionen dargestellt. Die geringsten Emissionen werden demnach im Szenario Referenz mit 0,055 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan erzeugt. Die höchsten THG-Emissionen liefert das Szenario Agrar 2030 mit 0,077 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan. Somit ist bei den Fermentationsprozessen der Biome-

thanszenarien ein im Vergleich zur Entwicklung der Emissionen aus der Energiepflanzenbereitstellung gegensätzlicher Verlauf zu beobachten: mit steigendem Anteil von Bioabfällen im Eingangssubstrat nehmen die THG-Emissionen des Fermentationsprozesses zu.

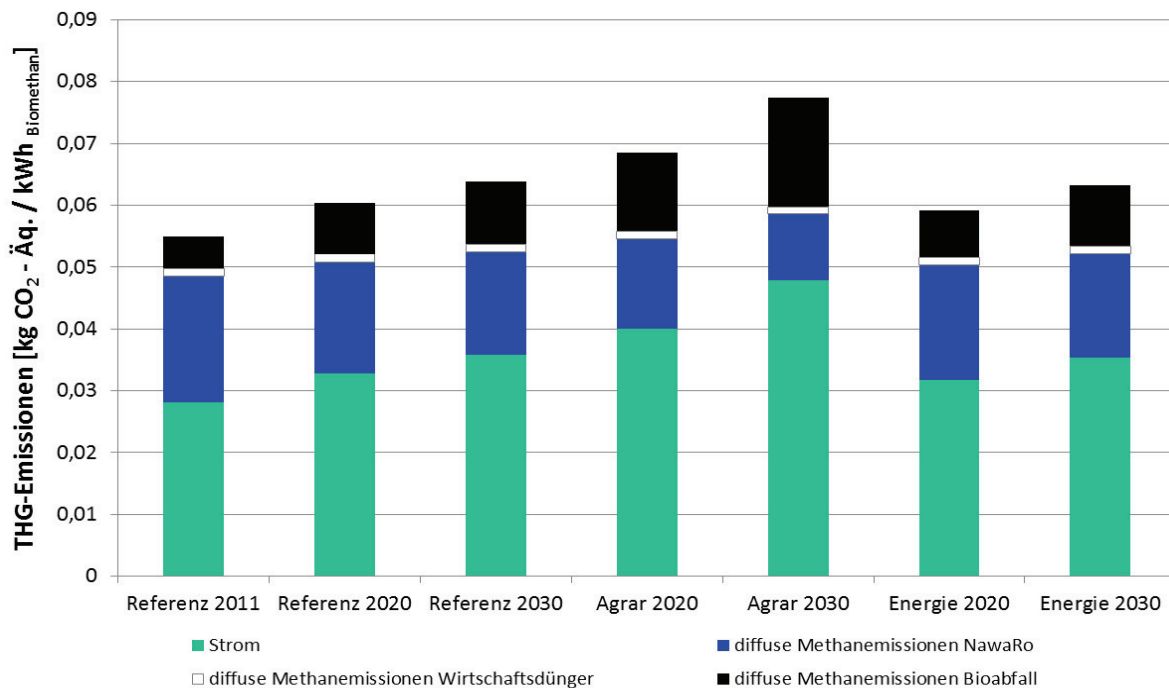


Abb. 7-11: Anteil des Fermentationsprozesses an den THG-Emissionen der Bereitstellung von 1 kWh Biomethan

Diese Verschiebung liegt am höheren Strombedarf der Fermentation von Bioabfällen, der aus Abb. 7-11 durch den steigenden Anteil der THG-Emissionen für den erforderlichen Prozessstrom hervor geht.

In Abb. 7-11 wird auch die Änderung im Substratmix deutlich. Während im Szenario Referenz 2011 die meisten diffusen Methanemissionen durch die Vergärung von NawaRo entstehen, sind sie im Szenario Agrar 2030 geringer als die Methanemissionen, die durch die Vergärung von Bioabfall entstehen. In Summe bleiben die diffusen Methanemissionen jedoch nahezu unverändert.

Biokerosinproduktion

Die zuvor durchgeführten Betrachtungen bilden die Basis für die Untersuchungen zur Erzeugung von Biokerosin, das aus Biomethan erzeugt wird. Um hier eine Vergleichbarkeit mit den zuvor ausgeführten Werten zu erreichen, werden die folgenden Ergebnisse in kg CO₂-Äq. / kWh Kerosin aufgeführt. Zunächst wird dabei auf die Emissionen durch den Bau und den Betrieb der GtL-Anlage eingegangen. Dies umfasst alle Umwandlungsschritte ab der Entnahme des Biomethans aus dem Netz bis zum fertigen Produkt, welches mit einem LKW über eine Distanz von 15 km transportiert wird. Die Ergebnisse für diesen Abschnitt und die verschiedenen Anlagenkonfigurationen sind in Abb. 7-12 dargestellt.

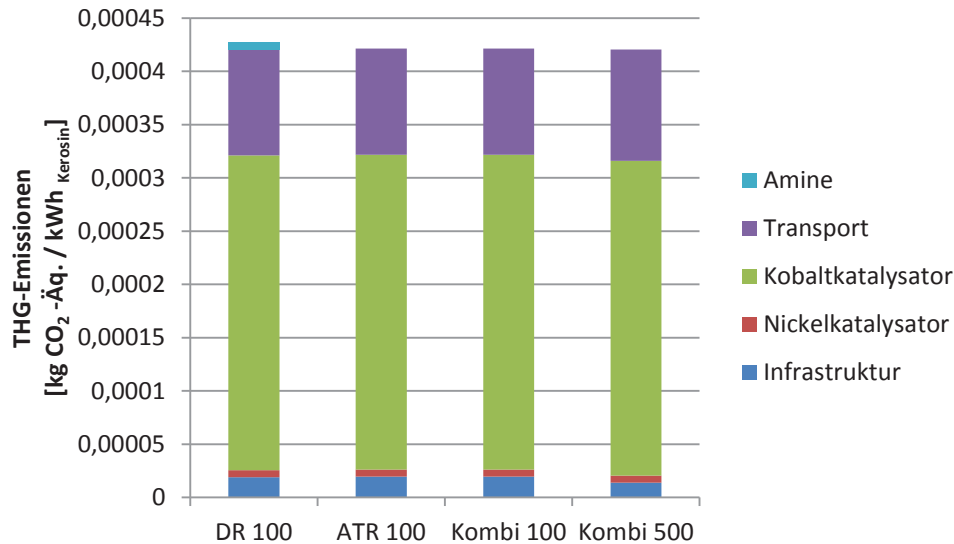


Abb. 7-12: THG-Emissionen der GtL-Anlage

Die Unterschiede zwischen den Konzepten fallen sehr gering aus. Dieser Umstand ist der ähnlichen Struktur der Prozesse bzgl. der Infrastruktur und des Bedarfs an Katalysatoren geschuldet. Obwohl die erzeugten Mengen an Kerosin recht unterschiedlich sind, gleicht die energetische Allokation der Nebenprodukte diesen Umstand bei der Betrachtung der THG-Emissionen wieder aus. Den größten Anteil an den THG-Emissionen der GtL-Anlage hat der Kobaltkatalysator (etwa 70 %) aufgrund der vergleichsweise energieintensiven Herstellung. Es folgt der angenommene Transport (etwa 24 %) mit dem LKW. Die Infrastruktur und der Nickelkatalysator haben nur einen sehr geringen Anteil (in Summe kleiner 4 %) an den hier betrachteten Emissionen. Auch die im Konzept „DR 100“ eingesetzten Amine für die CO₂-Wäsche sind mit einem Anteil von etwa 1,6 % vernachlässigbar. Insgesamt liegen die Werte in Summe bei etwa 0,42 g CO₂-Äq. / kWh Kerosin. In Abb. 7-13 ist dieser Wert zusammen mit den Emissionen aus dem Biomethan für die verschiedenen Szenarien dargestellt.

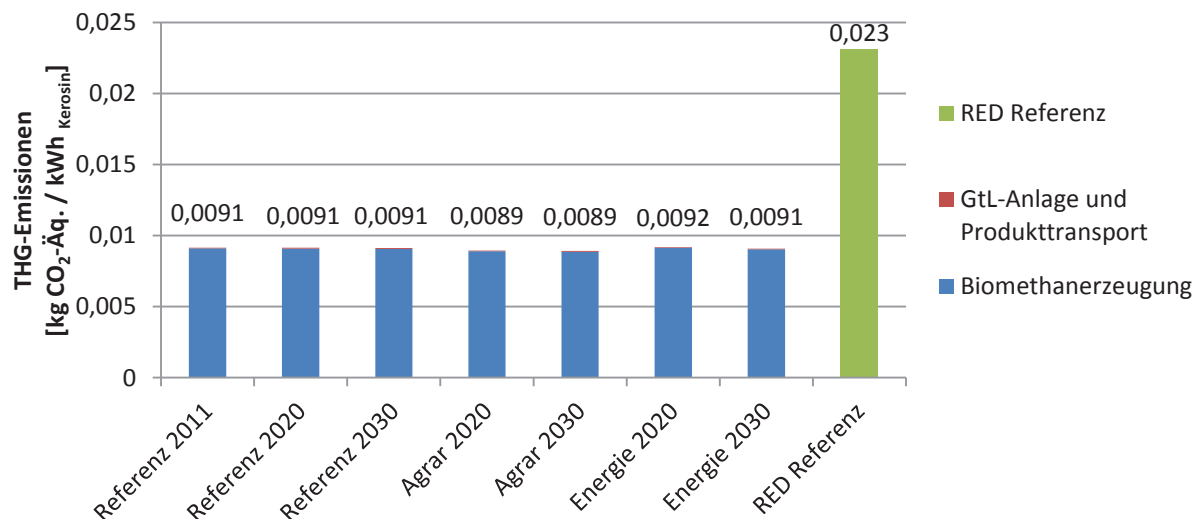


Abb. 7-13: THG-Emissionen für Biokerosin (SuGG)

Da bereits die zuvor vorgestellten Werte für die Erzeugung des Biomethans und der GtL-Anlagen nur unwesentlich voneinander abgewichen sind, ist dies auch beim Endprodukt der Fall. Die in Abb. 7-12

dargestellten Werte spielen insgesamt nur eine marginale Rolle. Ihr Anteil liegt für alle betrachteten Szenarien bei unter 0,6 %. Als Konsequenz bedeutet dies, dass über 99 % der THG-Emissionen die dem Biokerosin zugeschrieben werden, ihren Ursprung in der Erzeugung des Biomethans haben. Dabei muss jedoch berücksichtigt werden, dass die im GtL-Prozess benötigte Energie (Strom und Wärme) aus dem zugeführten Biomethan erzeugt wird. Würden die hierdurch erzeugten Emissionen der GtL-Anlage zugeordnet werden, ergäbe sich ein anderes Bild. Etwa 50 bis 60 % des zugeführten Biomethans wird in flüssige oder gasförmige Produkte umgesetzt, während die restlichen 40 % als Prozessenergie verloren gehen und die entstehende Abwärme zur Stromerzeugung genutzt wird. Ordnet man diesen Anteil anstelle der Biomethanherzeugung der GtL-Anlage zu, so vergrößert sich dessen Anteil an den Gesamtemissionen in Abb. 7-3 dementsprechend von 0,6 % auf etwa 40,3 %. Eine signifikante Senkung der THG-Emissionen für das Biokerosin ist dennoch im Wesentlichen über eine Senkung der THG-Emissionen der Biomethanbereitstellung möglich.

Wie schon bei der Biomethanherzeugung in Abb. 7-9 soll auch hier auf die Auswirkungen der unterschiedlichen Bewertungsmethoden (Allo, SG, SuGG) eingegangen werden. Abb. 7-14 zeigt dazu die Emissionen für das Biokerosin für den Fall, dass das Biomethan mit dem Allokationsverfahren bewertet wurde.

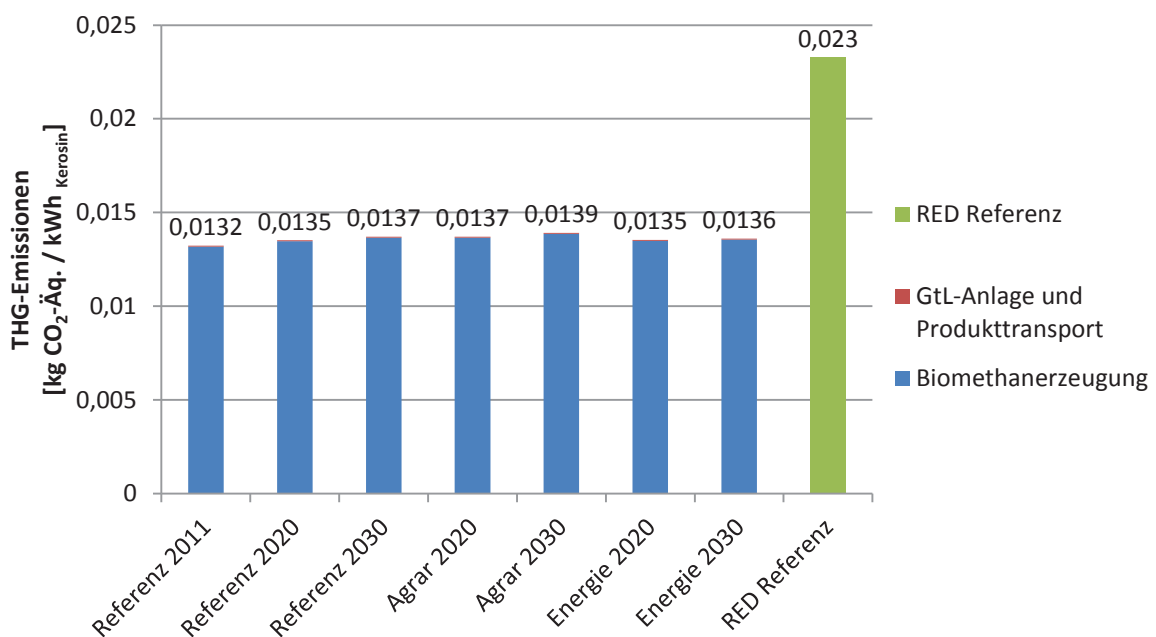


Abb. 7-14: THG-Emissionen für Biokerosin (Allo)

Die Anwendung des Allokationsverfahrens führt im Vergleich zu den anderen beiden Methoden zu den höchsten Emissionswerten. Dies liegt insbesondere in den nicht gegebenen Gutschriften für den Gärrest begründet. Die THG-Emissionen und die jeweilige Minderung der Emissionen gegenüber dem Vergleichswert aus der RED sind in Tabelle 7-16 dargestellt. Dabei ist zu beachten, dass die Bewertung über die SuGG Methodik nach RED nicht zulässig ist. Sie soll hier lediglich zum Vergleich dargestellt werden.

Tabelle 7-16: THG-Emissionen für Biokerosin

	Allo		SG		SuGG	
	Emission- swert [kg CO ₂ -Äq. / kWh _{Kerosin}]	Minderung gegenüber RED Referenz [%]	Emission- swert [kg CO ₂ -Äq. / kWh _{Kerosin}]	Minderung gegenüber RED Referenz [%]	Emission- swert [kg CO ₂ -Äq. / kWh _{Kerosin}]	Minderung gegenüber RED Referenz [%]
Referenz 2011	0,0132	43,2	0,0111	52,5	0,0091	(60,7)
Referenz 2020	0,0135	41,9	0,0113	51,5	0,0091	(60,8)
Referenz 2030	0,0137	41,1	0,0114	50,9	0,0091	(60,9)
Agrar 2020	0,0137	41,1	0,0115	50,8	0,0089	(61,6)
Agrar 2030	0,0139	40,2	0,0116	50,0	0,0089	(61,7)
Energie 2020	0,0135	41,8	0,0113	51,5	0,0092	(60,5)
Energie 2030	0,0136	41,6	0,0114	51,2	0,0091	(61,0)

Bezüglich des Vergleichs mit dem RED-Referenzwert ist mit den zulässigen Methodiken eine Einsparung an THG-Emissionen von 40,2 % (Agrar 2030, Allo) bis 52,5 % (Referenz 2011, SG) möglich. Die Reduktionsziele der RED sehen eine Minderung der Emissionen zum Vergleichswert von 35 % (ab 2012), 50 % (ab 2017) und 60 % (für neue Anlagen ab 2018) vor. Die oben aufgeführten Werte zeigen, dass die THG-Emissionen und damit die Minderungspotenziale erheblich von der gewählten Methodik abhängen. Für die gewählten Methodiken ist ein Erreichen der 50 % Reduktionsziele, welche auch der RSB vorsieht, RED-konform möglich, während dies für die 60 % Ziele nicht der Fall ist. Bei reiner Allokation kann auch die 50 % Marke nicht erreicht werden.

7.4.2 Standort Deltaland

Die gegebenen Besonderheiten am Standort Deltaland umfassen die Erzeugung von Prozessdampf und den Transport zum Standort Finkenwerder. Da es sich bei Dampf bezüglich der Energie um ein Produkt mit geringerer Wertigkeit handelt, muss dies bei der Allokation der CO₂-Emissionen berücksichtigt werden, um einen fairen Vergleich zu ermöglichen. Als Indikator für die Wertigkeit der im Dampf enthaltenen Energie wird die thermodynamische Größe der Exergie herangezogen (Gleichung 7-1).

$$e = h - h_u - T_u \cdot (s - s_u) \quad 7-1$$

Dabei ist e die Exergie, h die Enthalpie, s die Entropie und u der Index, welcher den Umgebungszustand bzw. die Referenz kennzeichnet. Als Referenz werden hier die Parameter 1 bar und 25 °C gewählt. Damit ergibt sich für den Prozessdampf bei den gewählten Parametern von 16 bar und 201 °C ein Wert von etwa 883 kJ/kg (0,245 kWh/kg). Die Werte für Enthalpie und Entropie wurden Dampftafeln entnommen [Bertsch 2014]. Für den Standort Deltaland ergeben sich damit ausgekoppelte Wärmemengen zur Prozessdampferzeugung von 11,16 MW für das „Kombi 100“ Konzept bzw. 15,71 MW für das „Kombi 500“ Konzept. Die Berücksichtigung dieser Werte bei der Allokation der Nebenprodukte aus dem GtL-Prozess führt zu einer Reduktion des Anteils der Emissionen für das Kerosin, da ein Teil der Emissionen auf den ausgekoppelten Prozessdampf entfällt. Die Ergebnisse sind am Beispiel des Szenarios „Referenz 2011“ in Abb. 7-15 dargestellt.

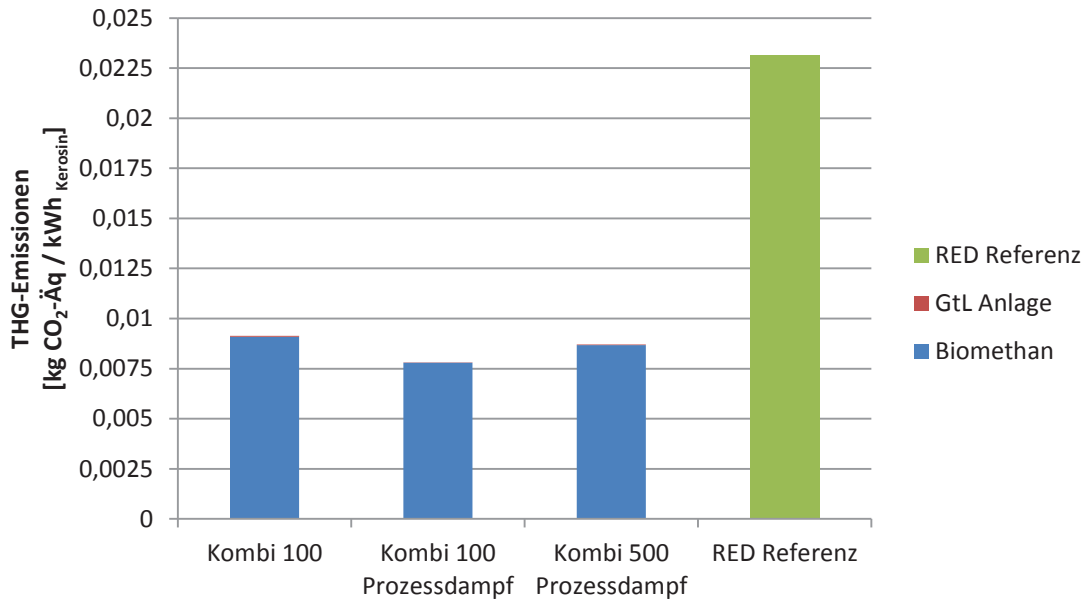


Abb. 7-15: THG-Emissionen für Kerosin am Standort Deltaland (Szenario „Referenz 2011“)

Erkennbar ist ein Absinken der Emissionswerte bei beiden Varianten mit Prozessdampfauskopplung, wobei die Ausprägung beim „Kombi 100“ Konzept stärker ist. Dies liegt im Anteil der ausgekoppelten Wärmemenge im Verhältnis zu der dem Prozess zugeführten Energie begründet. Dieser Anteil ist beim „Kombi 100“ Konzept wesentlich größer als beim „Kombi 500“ Konzept. Gegenüber dem „Kombi 100“ Konzept, welches hier als Referenz für den Prozess ohne Prozessdampfauskopplung steht, ist eine Reduktion THG-emissionen von etwa 1,33 g CO₂-Äq. / kWh Kerosin möglich, was etwa 14,6 % entspricht. Beim „Kombi 500“ Konzept sind hier etwa 0,44 gCO₂-Äq. / kWh Kerosin (4,9 %) erreichbar. Insgesamt bringt die Auskopplung von Wärme zur Prozessdampferzeugung am Standort Deltaland eine Reduktion der THG-Emissionen mit sich.

Für den Transport wird auf [EcoInvent 2013] für das entsprechende Transportmittel zurückgegriffen. Als Referenzkonzept wird hier wieder das „Kombi 100“ Konzept verwendet, welches bereits einen Transport mit einem LKW über eine Distanz von 15 km beinhaltet. Als Verwendungsort wird hier der Airbus Standort in Finkenwerder angenommen, an welchem die Erstbetankung neuer Flugzeuge potenziell mit einem Biokraftstoffgemisch erfolgen könnte. Die angenommenen Transportdistanzen sind in Tabelle 7-17 dargestellt.

Tabelle 7-17: Transportdistanz Deltaland - Finkenwerder

	LKW	Zug
Distanz [km]	89 - 104	98 - 114

Abb. 7-16 zeigt den Einfluss der verschiedenen Transportvarianten auf die THG-Emissionen. Dabei werden die Ergebnisse für die verschiedenen Transportmittel sowie den kürzesten und den längsten Transportweg dargestellt.

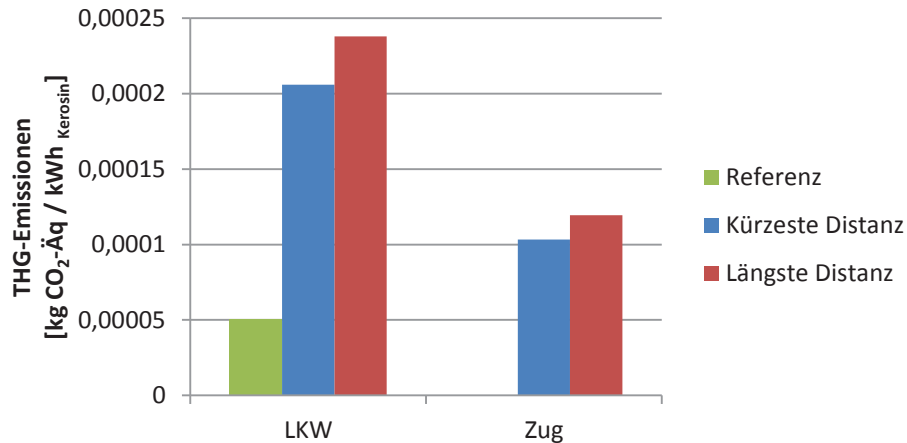


Abb. 7-16: THG-Emissionen durch Produkttransport (Deltaland)

Demnach sind mit einem Transport mit dem Zug über die betrachteten Distanzen geringere THG-Emissionen gegenüber dem Transport auf der Straße verbunden. Die ermittelten Emissionen pro kWh Biokerosin sind jedoch sehr gering und ihr Einfluss auf die in Abb. 7-15 dargestellten Werte entsprechend klein. Selbst der um 472 % höhere Wert der längsten Transportdistanz mit dem LKW gegenüber dem Referenzfall führt lediglich zu einer Änderung von 1,7 % an den Gesamtemissionen. Für den Transport auf der Schiene liegt die Gesamtänderung bei der längsten Transportdistanz bei nur 1,3 %. Damit spielt der Produkttransport lediglich eine untergeordnete Rolle für die ökologische Bewertung der Konzepte.

7.4.3 Standort Stade

Für den Standort Stade wird der ausgekoppelte Prozessdampf ebenfalls exergetisch bewertet und die sich ergebenden Energiemengen berechnet. Für das Konzept „Kombi 100“ ergibt sich kein Unterschied, da auch in diesem Falle die gleiche Menge an Abwärme für die Prozessdampferzeugung genutzt werden kann (d. h. Auskopplung von 11,16 MW). Beim Konzept „Kombi 500“ hingegen ist aufgrund des größeren Dampfbedarfs des Algenparks eine höhere Auskopplung von Wärme möglich. Diese entspricht einem Wert von etwa 57 MW und liegt damit mehr als 360 % höher als am Standort Deltaland. Dies schlägt sich auch in der Ökobilanz für das Endprodukt nieder (Abb. 7-17).

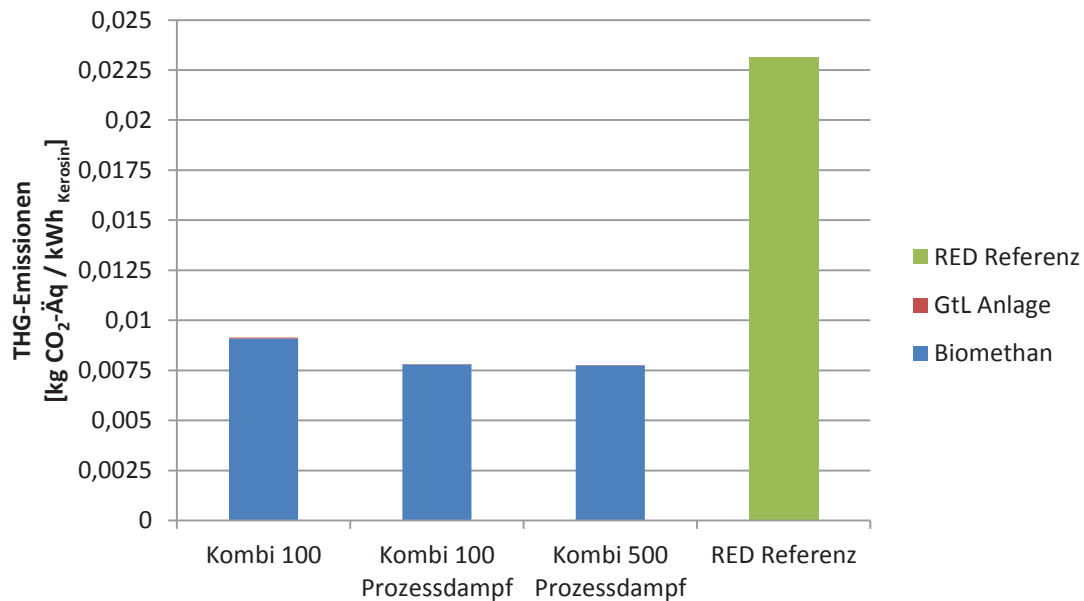


Abb. 7-17: THG-Emissionen für Kerosin am Standort Stade (Szenario „Referenz 2011“)

Während für das „Kombi 100“ Konzept die bereits in Kapitel 7.4.2 getroffenen Aussagen gelten, ergibt sich für das „Kombi 500“ Konzept eine deutliche Verbesserung. Durch die Auskopplung der zusätzlichen Wärme wird hier ein Gesamtemissionswert von 0,0078 kg CO₂-Äq. / kWh Kerosin erreicht. Gegenüber dem Referenzkonzept „Kombi 100“ bedeutet dies eine Reduktion um etwa 0,0014 kg CO₂-Äq. / kWh Kerosin (ca. 15,0 %), während gegenüber dem Konzept „Kombi 500“ mit Prozessdampfauskopplung im Deltaland eine Reduktion von etwa 0,0009 kg CO₂-Äq. / kWh Kerosin (ca. 10,7 %) möglich ist. Bezüglich des kleinen Anlagenkonzepts „Kombi 100“ zeigen sich also aus ökologischer Sicht bezüglich der Prozessdampfauskopplung keine standortspezifischen Unterschiede, während sich für das größere Konzept „Kombi 500“ am Standort Stade aufgrund der größeren verwertbaren Wärmemenge niedrigere Emissionswerte ergeben.

Für den Produkttransport wird hier wieder auf [EcoInvent 2013] zurückgegriffen. Zusätzlich zum Transport auf der Straße und der Schiene bietet sich am Standort Stade mit der Elbe auch der Wasserweg an. Als Zielort wird wie zuvor der Airbus Standort in Finkenwerder gewählt; die entsprechenden Transportdistanzen zeigt Tabelle 7-18.

Tabelle 7-18: Transportdistanz Deltaland - Finkenwerder

	LKW	Zug	Schiff
Distanz [km]	35 - 49	47 - 53	26 - 30

In Abb. 7-18 wird der entsprechende Einfluss der verschiedenen Transportoptionen und Distanzen auf die THG-Emissionen für die unterschiedlichen Transportdistanzen gezeigt.

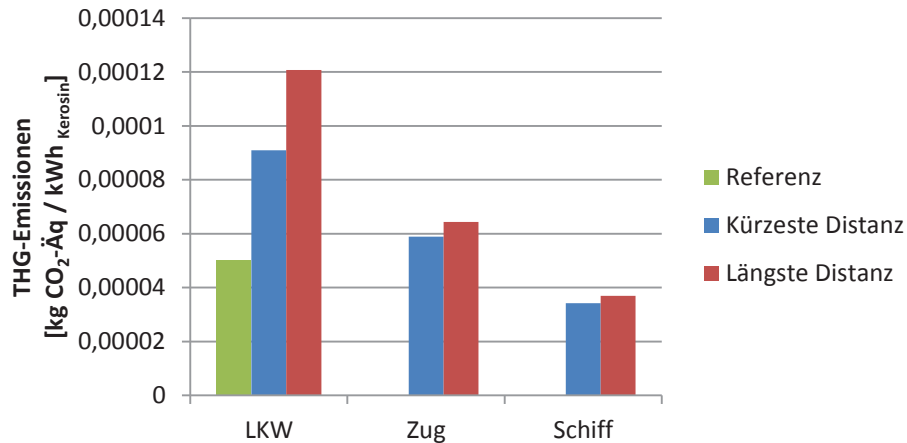


Abb. 7-18: THG-Emissionen durch Produkttransport (Stade)

Auch hier weist der Transport mit dem LKW die höchsten Emissionswerte auf, während insbesondere der Transport mit dem Schiff nur geringe Emissionswerte zeigt. Vergleicht man THG-Emissionen der längsten Transportdistanz beim Schiff mit jener beim LKW, ergibt sich ein Unterschied von knapp 330 %. Aufgrund der geringeren Transportdistanzen im Vergleich zum Standort Deltaland sind hier auch die Gesamtemissionen niedriger. Der Transport der Produkte spielt allerdings insgesamt nur eine untergeordnete Rolle bei der ökologischen Betrachtung der Prozesskette.

Nach der Betrachtung beider Standorte bezüglich der untersuchten ökologischen Kriterien lässt sich zusammenfassend sagen, dass

- durch die Auskopplung von Wärme zur Prozessdampferzeugung generell niedrigere Emissionswerte erreicht werden,
- diese auch einen signifikanten Einfluss auf die Gesamtemissionen des Biokerosins haben,
- der Transport mit der Bahn und dem Schiff insbesondere bei großen Distanzen niedrigere Emissionswerte gegenüber dem Straßentransport aufweisen und
- der Transport nur eine vernachlässigbare Rolle bei den Gesamtemissionen spielt.

Die Standorte unterscheiden sich im wesentlichen Parameter der Wärmeauskopplung zur Prozessdampferzeugung lediglich im großen Leistungsbereich, da die Abnahmemenge in Stade deutlich größer ist. Für den Leistungsbereich bis 100 MW kann an beiden Standorten die Abwärme optimal genutzt werden. Wird dies umgesetzt, lässt sich außerdem der Energieeinsatz in den aktuell vorhandenen Kraftwerken zur Wärmebereitstellung reduzieren.

8 Ökonomische Analyse

Ziel der ökonomischen Analyse ist die Ermittlung der Gestehungskosten für das Endprodukt. Die angewandte Methodik sowie die ermittelte und verwendete Datenbasis werden im Folgenden dargestellt.

8.1 Methodik

Um die Prozesse hinsichtlich ökonomischer Kriterien zu vergleichen, werden die spezifischen Produktgestehungskosten für das Biogas bzw. das Kerosin ermittelt. Für diese Kostenanalyse wird hier die Annuitätenmethode als finanzmathematisches Rahmenmodell verwendet; dabei werden die durchschnittlichen jährlichen Einzahlungen mit den durchschnittlichen jährlichen Auszahlungen einer Investition verglichen [Eilenberger 2010]. Die Annuität A ist das Produkt aus den insgesamt aufgewendeten Investitionen I_{ges} und dem Annuitätenfaktor a nach Gleichung (8-1).

$$A = a \cdot I_{ges} \quad 8-1$$

Der Annuitätenfaktor a ergibt sich mit dem Kalkulationszinssatz i und dem Zeitraum der Betrachtung z entsprechend Gleichung (8-2).

$$a = \frac{(1+i)^z \cdot i}{(1+i)^z - 1} \quad 8-2$$

Einen Überblick über die die einfließenden Faktoren zeigt Abb. 8-1. Die spezifischen Gestehungskosten ergeben sich demnach aus der Division der Gesamtannuität durch die erzeugte Menge des jeweiligen Produkts.

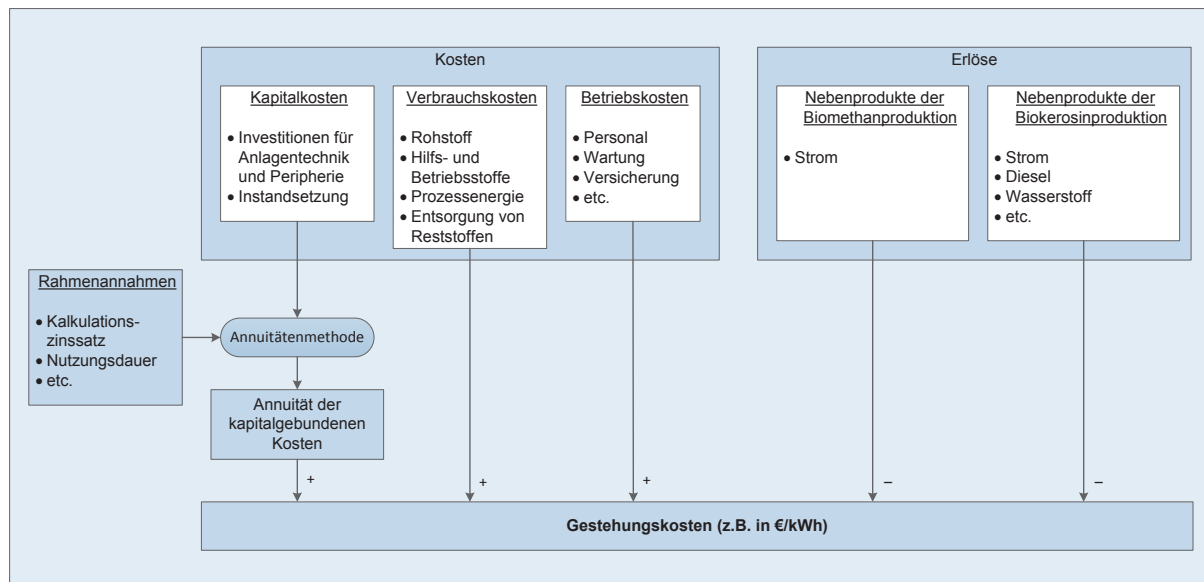


Abb. 8-1: Methodik der ökonomischen Analyse

Da Kostenangaben häufig mit Unsicherheiten belegt sind und je nach der Entwicklung der Märkte, der Ausgangsmaterialien (z. B. Stahlpreise) und der Technologien schnell Änderungen auftreten können, wird zusätzlich eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt.

8.2 Datenbasis

Die der ökonomischen Analyse der Biomethan- und Biokerosinproduktion zugrunde liegenden Parameter werden nachfolgend vorgestellt. Dabei wird zwischen allgemeinen Parametern und der Datenbasis für die Analyse der Gesteigungskosten von Biomethan bzw. von Biokerosin unterschieden.

8.2.1 Allgemeine Datenbasis

Die der Berechnung zugrunde gelegten allgemeinen finanzmathematischen Parameter zeigt Tabelle 8-1. Demnach wird eine reale Rechnung im Geldwert für das Referenzjahr 2011 realisiert und die Anlage über die technische Lebensdauer von 10 bis maximal 20 Jahren abgeschrieben.

Tabelle 8-1: Allgemeine Basisparameter der ökonomischen Betrachtung

Parameter	Biomethanerzeugung	GtL Prozess
Betrachtungszeitraum	10 - 15 a	20 a
Vollaststunden	8200 h/a	7 000 h/a
Nominalzins	4 %	4 %
Inflationsrate	0 %	0 %

Nachfolgend wird auf die spezifische Datenbasis der jeweiligen Prozessabschnitte der Biomethanergewinnung sowie der Biokerosinerzeugung getrennt voneinander eingegangen.

8.2.2 Datenbasis Biomethan

Wie in der methodischen Vorgehensweise (vgl. Abb. 8-1) beschrieben beinhaltet die Kostenanalyse die sich aus den Investitionen ergebenden kapitalgebundenen Kosten, die Verbrauchskosten, die Betriebskosten sowie die Erlöse aus den Nebenprodukten. Die Kostenanalyse bezieht sich auf die in Kapitel 3 vorgestellten Konversionspfade sowie auf die in Kapitel 7 definierten Systemgrenzen.

Kapitalgebundene Kosten

Die Berechnung der kapitalgebundenen Kosten erfolgt für Biogasanlagen mit einer installierten elektrischen Leistung größer 1 MW_{el} , da eine Gasaufbereitung für Anlagen in einer kleineren Leistungsklasse mit den beschriebenen Aufbereitungsverfahren technisch kaum sinnvoll betrieben werden kann [Urban et. al. 2008]. Hier werden für den Bau der Biogasanlage die Investitionen aus [Biogasrat 2011] zu Grunde gelegt. Diese sind für die Anlagengrößen 1.200 kW und 5.000 kW mit abweichenden Kosten für die Gasverwertung im BHKW und die Elektronetzanbindung in Tabelle 8-2 aufgeführt.

Tabelle 8-2: Investitionen der Biogasanlage mit BHKW zur Teilverstromung, nach Erhebungen von [Biogasrat 2011]

Anlagengröße	1.200 kW	5.000 kW
Planung und Genehmigung	589 k€	1 942 k€
Betriebsgebäude	240 k€	700 k€
Bauseitige Leistungen	510 k€	1 470 k€
Festsubstrataufnahme	250 k€	600 k€
Flüssigsubstrataufnahme	90 k€	225 k€
Silageplatte	420 k€	1 750 k€
Fermenter I	450 k€	1 875 k€
Fermenter II	900 k€	3 750 k€
Gärrestelager I	348 k€	1 450 k€
Gärrestelager II	150 k€	625 k€
E- Netzanbindung	45 k€	100 k€
Gasverwertung BHKW/KWK	190 k€	325 k€
Summe	4 182 k€	14 812 k€

Die Abweichungen der BHKW- und Netzanbindungskosten sind darauf zurückzuführen, dass in der vorliegenden Studie nur die Menge an Biogas verstromt wird, die zur Erzeugung der erforderlichen Prozesswärme benötigt wird (vgl. Kapitel 7.2.1). Der Hauptverwendungszweck des Biogases ist die Aufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz.

Die Investitionen der Anlagen zur Biogasaufbereitung für die Anlagengrößen von 250 Nm³ / h und 1.000 Nm³ / h sind in Tabelle 8-3 zusammengefasst [Urban et al. 2008]. Sie setzen sich aus den Kosten des Anlagenmixes aus Druckwasserwäsche, Druckwechseladsorption und Aminwäsche zusammen (vgl. hierzu Abb. 4-2 auf Seite 34).

Tabelle 8-3: Investitionen der Biogasaufbereitung im Aufbereitungsmix bestehend aus Druckwasserwäsche, Druckwechseladsorption und Aminwäsche, nach Erhebungen von [Urban et al. 2008]

Anlagengröße	250 Nm³ / h	1000 Nm³ / h
Gasnetzanschluss	250 k€	250 k€
Gasaufbereitung	1.200 k€	2.500 k€
Summe	1.450 k€	2.750 k€

Aus den Investitionssummen der Biogasanlage und der Anlage zur Gasaufbereitung werden mit Hilfe des in Tabelle 8-1 festgelegten Zinssatzes und den Abschreibungszeiträumen die jährlichen Annuitäten berechnet. Der Abschreibungszeitraum entspricht der technischen Nutzungsdauer der jeweiligen Anlagenkomponente und liegt für die Biogasanlage und die Gasaufbereitung bei 15 Jahren und für die BHKWs bei 10 Jahren.

Verbrauchsgebundene Kosten

Zu den verbrauchsgebundenen Kosten zählen neben den extern zugekauften Prozessenergien (z. B. Strom für den Anlagenbetrieb) insbesondere die Kosten für die Substratbereitstellung, die mit ihren gängigen Marktpreisen in die Kostenanalyse einfließen. Für die Vergärung von Wirtschaftsdüngern und Bioabfällen fallen keine Bereitstellungskosten an. Die Bereitstellungskosten der Energiepflanzen werden sowohl mit Durchschnittspreisen als auch mit Minimal- und Maximalpreisen berücksichtigt. Diese sind in Tabelle 8-4 aufgeführt.

Tabelle 8-4: Bereitstellungskosten der eingesetzten Substrate, [FNR 2012-3]

	Substratpreise [€ / t FM]		
	Ø	Min	Max
Mais-GPS	38	32	47
Getreide-GPS	29	24	45
Grassilage	35	25	59
Zuckerrüben	35	30	45

Für die Berechnung der spezifischen Substratkosten sind die Zusammensetzung des Substrateinsatzes und der spezifische Methanertrag des jeweiligen Einsatzstoffes erforderlich. Die genauen Zusammensetzungen des Substrateinsatzes der Biogasanlagen zur Biomethanproduktion sind in Tabelle 7-5 in der Darstellung der Datenbasis zur ökologischen Analyse beschrieben. Die potenziellen Methanerträge liefert Tabelle 7-6.

Die Berechnung des spezifischen Substratinputs pro kWh Biomethan sowie die Berechnung der spezifischen Energiekosten basiert auf den Annahmen und Prozessdaten der Biogaserzeugung, -aufbereitung und -einspeisung in das Erdgasnetz, die in Kapitel 7.2.2 für die ökologische Analyse beschrieben sind. Die erforderliche Prozesswärme wird durch Teilverstromung von Biogas in einem BHKW bereitgestellt. Somit fallen für die erforderliche Prozesswärme zwar keine direkten Kosten an; allerdings erhöhen sich die anderen Kostenparameter (u. a. kapitalgebundene Kosten, Substratkosten) pro eingespeiste Kilowattstunde Biomethan entsprechend des spezifischen Wärmeverbrauchs. Die erzeugte Strommenge wird ins Stromnetz eingespeist und nach EEG mit durchschnittlich 0,17 € / kWh_{el.} vergütet.

Für die Gärreste werden an dieser Stelle keine Kostenerlöse erteilt. Bei landwirtschaftlichen Biogasanlagen ist es gängige Praxis, dass die Substratlieferanten die gleiche Menge an Nährstoffe in Form von Gärresten zurückerhalten, die sie in Form von Energiepflanzen oder Wirtschaftsdüngern geliefert haben. Somit fällt an dieser Stelle anders als bei der ökologischen Analyse kein Überschussgärrest an. Bei Biomethananlagen mit organischen Abfällen als Inputstoff, folgen nach der Vergärung meist weitere Aufbereitungsschritte (z.B. Kompostierung). Um den Gärresten dann eine Erlösgutschrift (z. B. für den Verkauf von Kompost) geben zu können, müsste der Kompostierungsprozess vollständig mitbilanziert werden. Dies würde die vorliegende Analyse erheblich komplexer machen, sodass an dieser Stelle ebenfalls auf eine Erlösgutschrift für die Gärreste aus Reststoffanlagen verzichtet wird.

Betriebsgebundene Kosten

Zu den betriebsgebundenen Kosten gehören die Kosten, die für das Bedienen, Warten und Inspizieren der Anlage erforderlich sind [VDI 2000]. Darin inbegriffen sind neben den Kosten für die biologische Betreuung der Anlage auch Wartungs- und Instandhaltungskosten, Versicherungen sowie alle zugehörigen Personalkosten (z. B. die für den Anlagenführer).

Die jährlichen Wartungs- und Instandhaltungskosten werden für die Biogasanlage mit 1,5 % und für die Anlage der Gasaufbereitung mit 2 % der Investitionen veranschlagt. Die Kosten für Versicherungen betragen 1 % der Investitionen.

8.2.3 Datenbasis Biokerosin

Analog zur Vorgehensweise in Kapitel 8.2.2 wird auch hier eine Unterteilung der Aufwendungen in kapitalgebundene, verbrauchsgebundene und betriebsgebundene Kosten vorgenommen. Zusätzlich werden die Erlöse für die erzeugten Nebenprodukte dargestellt.

Kapitalgebundene Kosten

Die hier angenommenen Werte für die kapitalgebundenen Kosten orientieren sich an den Arbeiten von [Hamelinck 2004] und [Müller-Langer 2011]; sie sind in Tabelle 8-5 dargestellt.

Tabelle 8-5: Investitionen für Komponenten der GtL Anlage in Mio. €

	Basiskosten	Skalierungsfaktor	Installationsfaktor	Basismaßstab
Luftzerlegung	35,06	0,75	1,3	576 t/Tag
Verdichter	16,21	0,85	1,86	13,2 MW _{el}
Autothermer Reformier (POX) ^a	4,71	0,6	2,3	1 390 kmol total/h
Dampfreformer	11,09	0,6	2,3	1 390 kmol total/h
Microchannel Reaktor ^b	15,2	0,72	1	131 MW _{FT}
Druckwechseladsorption (PSA)	40,96	0,7	1,69	9 600 kmol feed/h
Membran	31,67	0,8	1	17 t H ₂ /h
Hydrocracker	10,33	0,7	1	13,2 m ³ /h
Hochtemperatur Wärmeübertrager	10,18	0,6	1,84	138,1 MW _{th}
Niedrigtemperatur Wärmeübertrager	3,39	0,6	1,84	138,1 MW _{th}
Dampfturbine und Dampfsystem	7,41	0,7	2	10,3 MW _{el}
Abwasserbehandlung	0,21	0,7	1	75 MW _{BWL}

a) Da sich in den Arbeiten kein Wert für eine partielle Oxidation findet, wird hier der Wert des ATR für eine POX angenommen. Prinzipiell sind sich die Reaktoren ähnlich. Der ATR benötigen im Gegensatz zur POX einen Katalysator, wogegen die POX höhere Temperaturen benötigt.

b) In den Arbeiten findet sich nur ein Wert für konventionelle Reaktoren. Es wurde angenommen, dass hier eine Reduktion der Kosten um etwa 62 % möglich ist [Hargreaves 2013].

Die in Tabelle 8-5 dargestellten Kosten kommen der Berechnung verschiedener Varianten entgegen, da sie auf die jeweilige Größe der entsprechenden Komponente angepasst werden können. Die Skalierung auf die benötigte Größe erfolgt nach Gleichung (8-3).

$$I_1 = I_0 \cdot \left(\frac{S_1}{S_0} \right)^R \quad 8-3$$

Dabei steht I_0 für die bekannten Kosten beim bekannten Maßstab S_0 , während I_1 für die gesuchten Kosten beim Maßstab S_1 steht. R ist der Skalierungsfaktor. Die so ermittelten Kosten erfassen noch nicht zwingend den Aufwand für die Installation der Komponente und die benötigten Nebenaggregate, weshalb die ermittelten Kosten anschließend noch mit dem jeweils angegebenen Installationsfaktor multipliziert werden.

Verbrauchsgebundene Kosten

Auf der Kostenseite stehen außerdem die Ausgaben für Arbeitsstoffe. Dies sind hier die Katalysatoren für die Reformierung und die FTS sowie das Biomethan und das benötigte Prozesswasser. Die verwendeten Werte sind in Tabelle 8-6 aufgelistet (u. a. [Müller-Langer 2011], [Hamburg Wasser 2013], [Hamelinck 2004]).

Tabelle 8-6: Verbrauchsgebundene Kosten

Material	Spezifische Kosten
Eisenkatalysator	0,24 €/kg
Nickelkatalysator	120 €/kg
Kobaltkatalysator	56 €/kg
Wasser	1,67 €/m ³
Abwasser	2,09 €/m ³
Biomethan	0,063 €/kWh
Elektrischer Strom	0,115 €/kWh

Betriebsgebundene Kosten

Die betriebsgebundenen Kosten umfassen bei der GtL-Anlage Personal, Versicherung sowie Wartung und Reinigung. Die jährlichen Aufwendungen stehen hier i. Allg. in Abhängigkeit zu den direkten Investitionen. Die hier verwendeten Werte orientieren sich wiederum an [Hamelinck 2004] und sind in Tabelle 8-7 aufgeführt. Bezüglich der Personalkosten gibt [Hamelinck 2004] einem Wert von 0,5 % für eine 400 MW Anlage mit einem Skalierungsfaktor von 0,25 an, weshalb für die hier betrachteten 100 MW Anlagen ein kleinerer Wert zustande kommt.

Tabelle 8-7: Betriebsgebundene Kosten

Kostenpunkt	Prozentualer Anteil
Personal	0,36 %/a
Versicherung	0,1 %/a
Wartung und Reinigung	3 %/a

Erlöse

Den Kosten stehen die Erlöse für die Nebenprodukte des Prozesses gegenüber. Die hierfür angesetzten Werte sind Tabelle 8-8 dargestellt.

Tabelle 8-8: Erlöse

Produkt	Erlös	
	Fossil	Bio
Wasserstoff	0,045 €/kWh	0,0621 €/kWh
Naphtha	0,76 €/kg	1,05 €/kg
Diesel	0,78 €/kg	1,08 €/kg
Elektrischer Strom	0,041 €/kWh	0,0567 €/kWh
Prozessdampf	0,03 €/kWh	0,0414 €/kWh

Die dargestellten Erlöse in der spalte „Fossil“ würden erzielt, wenn die Nebenprodukte zum gleichen Marktpreis wie ihre fossilen Äquivalente verkauft werden würden. Für Bioprodukte liegt der Marktpreis jedoch i. Allg. höher [Platts 2013]. Da nicht für alle Produkte verschiedene Preise (d. h. fossil und bio) verfügbar sind, wird der Dieselpreis als Referenz genutzt. Dieser lag zum betrachteten Zeitpunkt für Biodiesel um 38 % über dem Preis von fossilem Diesel. Für die anderen Nebenprodukte erfolgt hier der gleiche Aufschlag. Um die Varianten mit den unterschiedlichen Annahmen für die Erlöse unterscheiden zu können, erhalten diese in der weiteren Untersuchung den Zusatz „fossil“ oder „bio“.

8.3 Ergebnisse

Im Folgenden werden die Ergebnisse der ökonomischen Analyse dargestellt. Auch hier soll zunächst in einem allgemeinen Teil auf die Ergebnisse eines standortungebundenen Prozesses eingegangen werden. Dabei wird in der Ergebnisdarstellung zwischen den Gestehungskosten der Biomethaner-

zeugung und der Biokerosinproduktion differenziert. Anschließend erfolgt anhand der gegebenen spezifischen Rahmenbedingungen die Auswertung der spezifischen Standorte. Da das Biomethan allerdings dezentral erzeugt, in das Erdgasnetz eingespeist und dann an einem jeweiligen Standort der Biokerosinanlage aus dem Erdgasnetz entnommen werden kann, bezieht sich die Analyse spezifischer Standorte nur auf die Biokerosinproduktion.

8.3.1 Standortungebundene Analyse

Die Ergebnisse der standortungebundenen Analyse werden für die einzelnen Prozesskettenabschnitte der Biomethangewinnung und der Biokerosinproduktion getrennt von einander dargestellt und erläutert.

Gestehungskosten von Biomethan

Die Gestehungskosten der Biomethanproduktion basieren auf der in Kapitel 8.2.2 erläuterten Datenbasis und sind für die Szenarien Referenz, Energie und Agrar in Tabelle 8-9 aufgeführt. Hier sind die einzelnen Bestandteile der Gestehungskosten (Substratkosten, verbrauchsgebundene Kosten, betriebsgebundene Kosten, kapitalgebundene Kosten, Stromerlös aus Teilverstromung) in Euro pro eingespeiste Kilowattstunde Methan angegeben. Tabelle 8-9 zeigt, dass die Gestehungskosten von Biomethan im Referenzszenario mit 0,0629 €/kWh Biomethan am höchsten sind. Im Szenario Agrar können die Gestehungskosten in der Fortschreibung bis 2030 auf 0,0509 €/kWh Biomethan gesenkt werden (vgl. hierzu auch Abb. 8.2). Dies ist insbesondere auf die deutlich geringeren Substratkosten im Szenario Agrar zurückzuführen, da in diesem Szenario das Biomethan zu 54 % aus Bioabfällen gewonnen wird und bei Bioabfällen nur die Aufwendungen für den Transport vom Entstehungsort zur Vergärungsanlage als Bereitstellungskosten in die Bilanz eingehen. Dadurch sinken die Substratkosten im Szenario Agrar 2030 im Vergleich zum Referenzszenario 2011 um etwa 46 %. Gleichzeitig steigen die verbrauchsgebundenen Kosten um 39 % bzw. um 0,0058 €/kWh Biomethan. Grund dafür ist der höhere Strombedarf einer mit Bioabfällen betriebenen Biomethananlage. Die betriebsgebundenen und kapitalgebundenen Kosten sowie der Stromerlös bleiben über die Szenarien nahezu unverändert. Somit sind die eingesetzten Substrate und der Strombedarf in den verbrauchsgebundenen Kosten die treibenden Faktoren in den Gestehungskosten des Biomethans. Insgesamt können die Gestehungskosten durch den vermehrten Einsatz von Bioabfällen in den Zukunftsszenarien um bis zu 20 % gesenkt werden.

Tabelle 8-9: Ergebnisse der Kostenanalyse für die Szenarien Referenz, Energie und Agrar in € Cent / kWh_{Biomethan}

	Referenz			Energie		Agrar	
	2011	2020	2030	2020	2030	2020	2030
Substratkosten	3,89	3,40	3,12	3,51	3,16	2,80	2,08
verbrauchsgebundene Kosten	1,51	1,66	1,75	1,63	1,73	1,86	2,09
betriebsgebundene Kosten	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90
kapitalgebundene Kosten	2,49	2,48	2,48	2,49	2,48	2,48	2,48
Stromerlös aus Teilverstromung	-2,50	-2,47	-2,46	-2,46	-2,46	-2,40	-2,45
Summe [€ Cent/ kWh]	6,29	5,97	5,78	6,07	5,81	5,64	5,09

Die Bedeutung der Substratkosten wird auch in Abb. 8-2 deutlich, aus der eine deutliche Abnahme dieser in allen Szenarien hervorgeht. Weiterhin ist in Abb. 8-2 eine Bandbreite der in Tabelle 8-4 aufgeführten Bereitstellungskosten der eingesetzten Substrate angegeben. Diese Bandbreite zeigt der Fehlerbalken über dem Summenwert. Folglich können die Gestehungskosten des Biomethans im

Referenzszenario je nach zu Grunde gelegtem Substratpreis zwischen 0,056 und 0,073 €/kWh Biome-
than liegen.

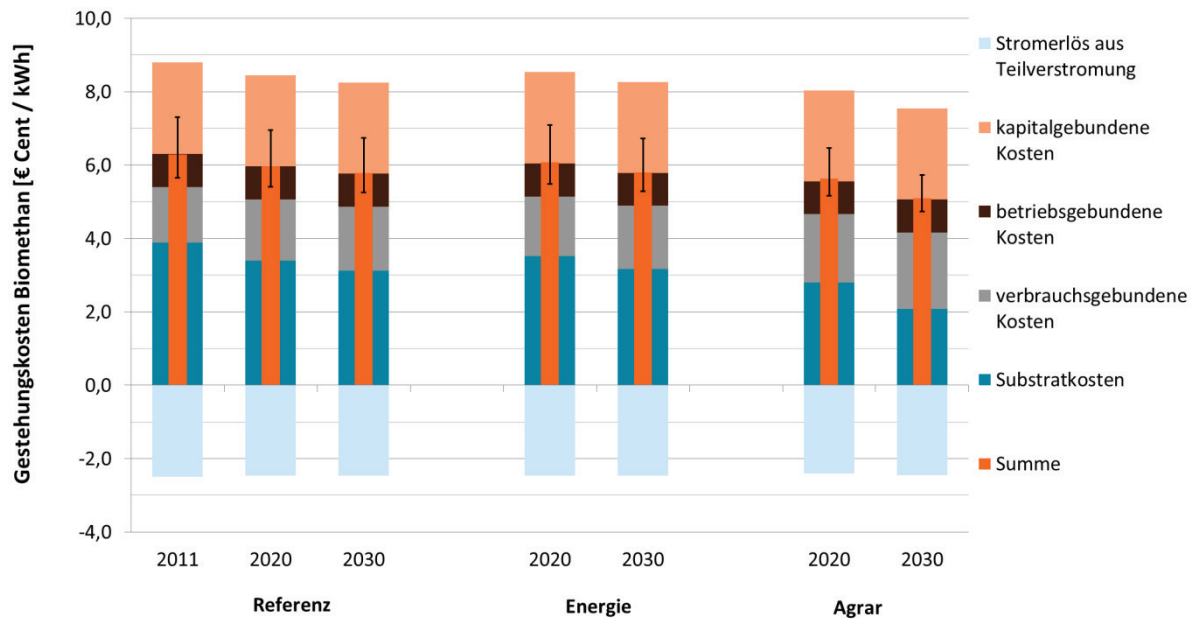


Abb. 8-2: Gestehungskosten der Erzeugung von 1 kWh Biomethan für die Szenarien Referenz, Energie und Agrar

Im Szenario Agrar 2030 ist die Bandbreite geringer und liegt zwischen 0,047 und 0,057 €/kWh Biomethan. Grund für die geringere Bandbreite ist auch hier die höhere Bioabfallquote.

Die identifizierten Gestehungskosten sind in Abhängigkeit von der Entwicklung der Marktpreise (z. B. Substratpreise, Stromkosten und -erlöse) und der Technologien mit Unsicherheiten behaftet. Daher werden die Parameter Substratkosten, betriebsgebundene Kosten, verbrauchsgebundene Kosten, Investitionen und Stromerlös im Szenario Referenz 2011 variiert und in einer Sensitivitätsanalyse den Gestehungskosten einer 100 % Abfall-basierten Biomethangewinnung gegenübergestellt. Die Ergebnisse dieser Sensitivitätsanalyse sind in Abb. 8-3 dargestellt und zeigen, dass die Substratkosten die größte Steigung auf der Seite der Kosten in der Sensitivitätsanalyse aufweisen; d. h. die Substratkosten haben von allen betrachteten Parametern den größten Einfluss auf die Gestehungskosten des Biomethans. Der Strombedarf (verbrauchsgebundene Kosten) hat die zweitgrößte Steigung auf der Kostenseite. Die Veränderung des Stromerlöses wirkt sich genauso stark auf die Gestehungskosten aus wie die Veränderung der Substratkosten.

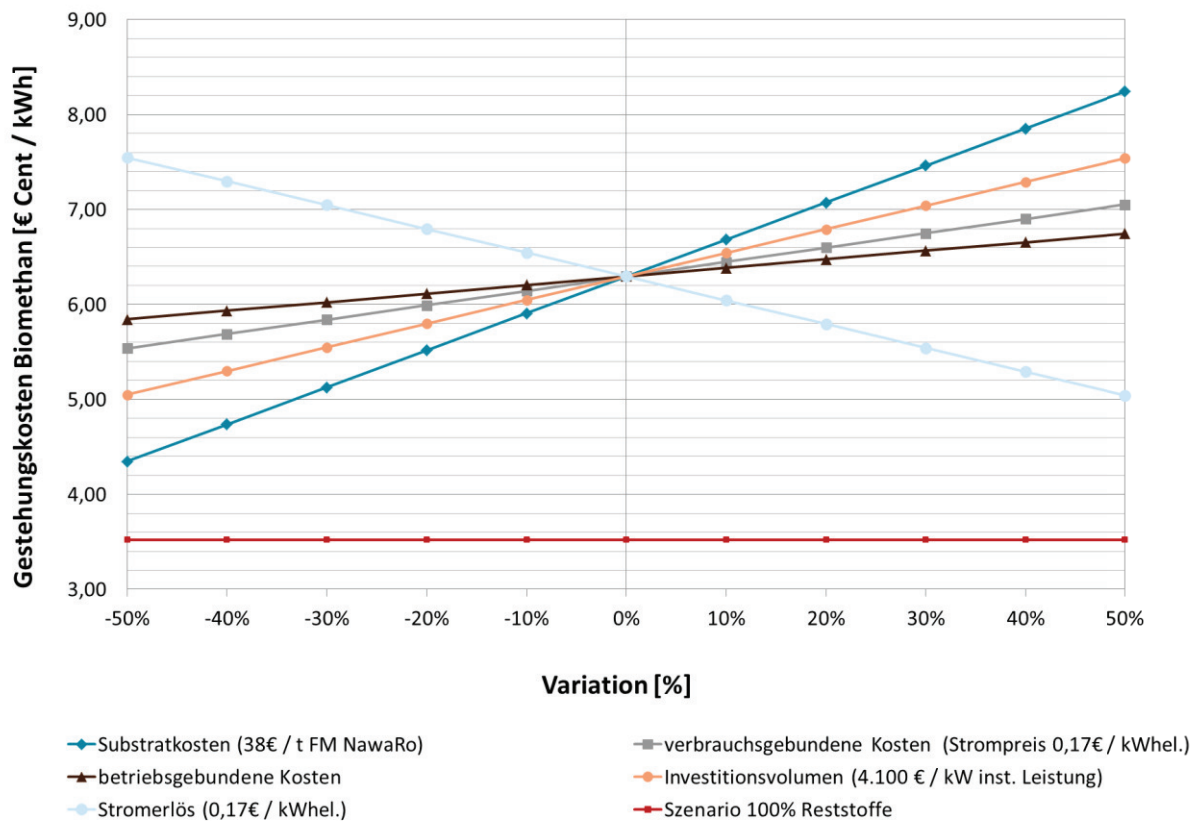


Abb. 8-3: Sensitivitätsanalysen der Gestehungskosten von 1 kWh Biomethan im Vergleich zum Szenario 100 % Rückstände

Allerdings kann weder durch eine 50 %-ige Reduzierung der Substratkosten noch durch eine 50 %-ige Steigerung des Stromerlöses ein Biomethangestehungspreis von 0,035 €/kWh Biomethan erzielt werden; zusätzlich ist weder von einer Senkung der Substratkosten noch von einer Steigerung der Stromvergütung auszugehen. Lediglich wenn das Biomethan aus 100 % Abfällen gewonnen wird, lassen sich die Gestehungskosten auf unter 0,04 €/kWh Biomethan senken. Hierbei ist allerdings zu berücksichtigen, dass für die Rückstände und Wirtschaftsdünger keine weiteren Kosten als die Transportkosten anfallen. In wie weit sich diese Annahme jedoch halten lässt, wenn die Bioenergiegewinnung aus Abfällen und Rückständen zukünftig politisch stärker gefördert wird als die aus Anbaubiomasse, ist fraglich.

Gestehungskosten von Biokerosin

Nachfolgend werden die Ergebnisse der ökonomischen Analyse für die Biokerosinproduktion dargestellt. Abb. 8-4 zeigt hierzu zunächst die Investitionen für die unterschiedlichen Prozessvarianten.

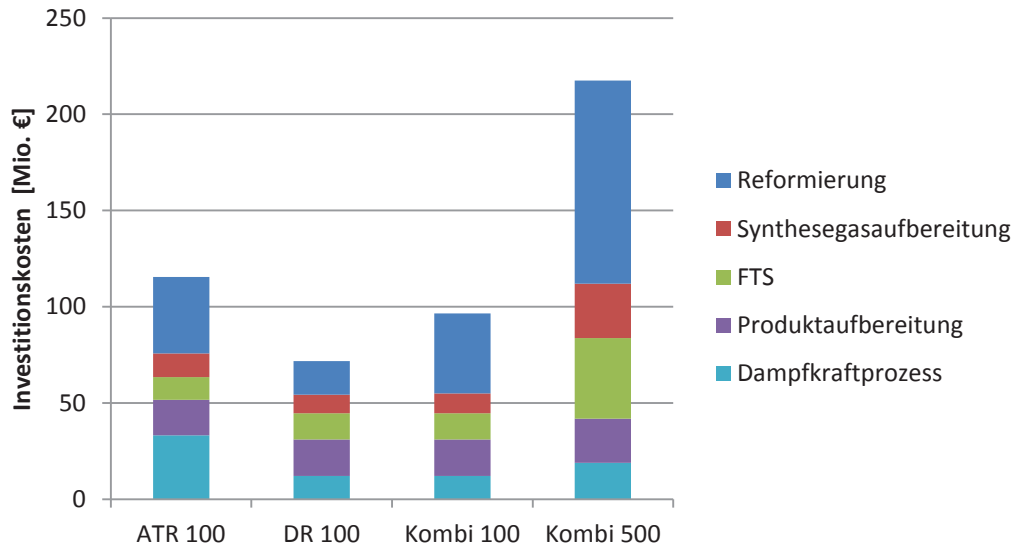


Abb. 8-4: Investitionen der GtL-Anlagen

Die dargestellte Zuordnung zu den einzelnen Prozessschritten beinhaltet sowohl die jeweiligen Hauptkomponenten als auch Verdichter und Wärmeübertrager, welche sich in der entsprechenden Sektion befinden. Erwartungsgemäß ist die mit 500 MW deutlich größere Anlage im Vergleich zu den kleineren Anlagen teurer. Ebenfalls zu erwarten ist der erhöhte Geldmittelbedarf der Kombianlagen gegenüber jenen des „DR 100“ Konzepts, da hier zusätzlich zum Dampfreformer noch ein weiterer Reaktor für die partielle Oxidation (POX) benötigt wird und diese außerdem ein Luftzerlegungsanlage (LZA) benötigt. Die erhöhten Kosten fallen daher vor allem im Prozessschritt der Reformierung an. Das „ATR 100“ Konzept benötigt ebenfalls eine LZA, jedoch keinen zusätzlichen Dampfreformer, was den Reformierungsschritt etwas günstiger ausfallen lässt als bei den Kombi Konzepten. Aufgrund von Beschränkungen hinsichtlich des Stickstoff- und CO₂-Anteils im Synthesegas ergibt sich für den autothermen Reformer eine Besonderheit in der Prozessführung, die zu den erhöhten Kosten bei Dampfkraftprozess führt. Der Anteil der erwähnten Gase beim Eintritt in die FTS sollte 10 % nicht übersteigen und wird daher auf diesen Wert begrenzt. Dies führt dazu, dass ein Teil des in der FTS erzeugten Gases nicht zurückgeführt werden kann und – sofern sich keine andere Verwendungsmöglichkeit ergibt – verbrannt wird. Hierzu werden eine Brennkammer sowie zusätzliche Wärmeübertrager benötigt, um die erzeugte Wärme anschließend in Strom umwandeln zu können.

Abb. 8-5 zeigt die ermittelten Gestehungskosten für das erzeugte Biokerosin aus allen Konzepten, mit den in Tabelle 8-8 beschriebenen Annahmen bezüglich der Erlöse für die Nebenprodukte.

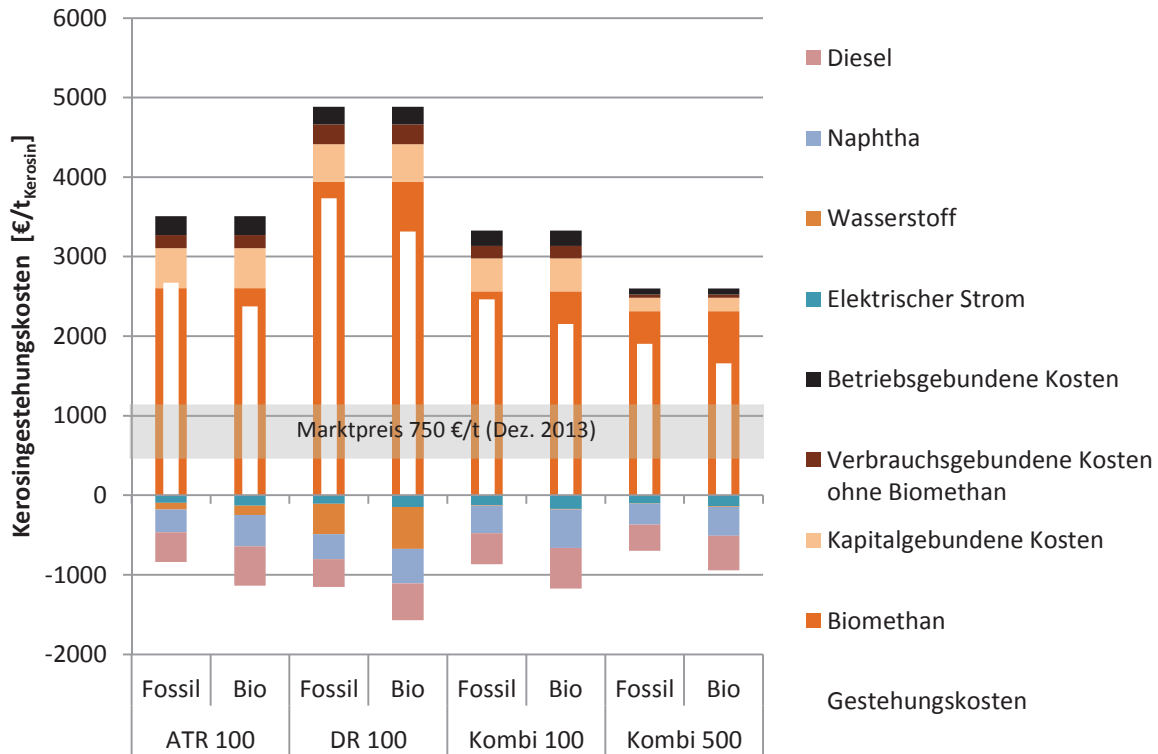


Abb. 8-5: Gestehungskosten Biokerosin

Die Kostenpunkte sind auf dem positiven Teil der Ordinate dargestellt, während die Erlöse sich im negativen Teil befinden. Die Differenz aus beiden bildet die Gestehungskosten, welche als schlanker Balken dargestellt sind. Alle Kosten und Erlöse sind auf die Produktion von einer Tonne Kerosin bezogen. Deutlich erkennbar ist der dominierende Einfluss der Kosten für das zu beziehende Biomethan, welche mit über 80 % Anteil zu den Gesamtkosten beitragen. Die verbleibenden Kostenanteile verteilen sich auf die betriebs-, kapitel-, und verbrauchsgebundenen Kosten ohne Biomethan, wobei die kapitalgebundenen Kosten hier mit etwa 10 %-Anteil zu den Gesamtkosten beitragen. Betriebs- und verbrauchsgebundene Kosten verzeichnen einen Anteil von etwa 5 %. Auf der Seite der Erlöse ist zu erkennen, dass der Wasserstoff lediglich beim „DR 100“ Konzept einen nennenswerten Einfluss hat, während er bei den Kombi Konzepten aufgrund der geringen erzeugten Mengen gegen Null geht. Dies ist durch das H_2/CO Verhältnis im Synthesegas bedingt, welches bei der Kombination aus Dampfprefomer und POX optimal auf die Bedürfnisse der FTS zur Erzeugung von Kerosin eingestellt werden kann. Es wird so lediglich ein leichter Überschuss erzeugt, der nötig ist um den Hydrocracker für die Produktaufbereitung zu betreiben. Die Haupterlöse werden durch die Nebenprodukte Naphtha und Diesel erzielt. Da der Preis sowie die erzeugten Mengen hier sehr ähnlich sind, ist auch der jeweilige Anteil an den Erlösen innerhalb eines Konzepts vergleichbar. Betrachtet man alle Konzepte, trägt Diesel mit etwa 29 % („DR 100“) bis rund 47 % („Kombi 500“) zu den Erlösen bei, während Naphtha Anteile zwischen ca. 27 % („DR 100“) und etwa 41 % („Kombi 100“) verzeichnet. Beim „Kombi 500“ Konzept werden etwa 85 % der Erlöse aus dem Verkauf von Diesel und Naphtha generiert. Insgesamt fallen mit 1 657 €/t die niedrigsten Gestehungskosten beim „Kombi 500“ Konzept „Bio“ an. Auch im Bereich der 100 MW Leistungsklasse weist die Kombination von partieller Oxidation und Dampfreformer („Kombi 100“) niedrigere Kosten als die Vergleichsprozesse auf. Diese liegen hier bei 2 154 €/t, während das „ATR 100“ Konzept 2 374 €/t und das „DR 100“ Konzept 3 314 €/t, jeweils in der „Bio“ Varianten, aufweist. Bei den mit „Fossil“ gekennzeichneten Varianten liegt die

Bandbreite zwischen 1 904 €/t für das „Kombi 500“ Konzept und 3 734 €/t für das „DR 100“ Konzept (2 462 €/t für „Kombi 100“ und 2 671 €/t für „ATR 100“). Je nach Technologie und Rahmenbedingung ergeben sich also Unterschiede in den Gestehungskosten von bis zu 225 %.

Beim Vergleich der hier ermittelten Gestehungskosten mit dem in die Grafik eingetragenen Marktpreis für Kerosin von 750 €/t muss berücksichtigt werden, dass die Gestehungskosten keine Gewinne beinhalten. Deshalb müsste noch ein entsprechender prozentualer Gewinnaufschlag hinzugefügt werden, wodurch sich das Marktprodukt entsprechend verteuert.

Der Einfluss verschiedener Parameter auf die Kerosingestehungskosten wird in der nachfolgenden Sensitivitätsanalyse aufgezeigt (Abb. 8-6). Dabei werden zunächst anlagenspezifische Parameter und der Einsatzstoff diskutiert und anschließend die Erlöse für die erzeugten Nebenprodukte näher betrachtet.

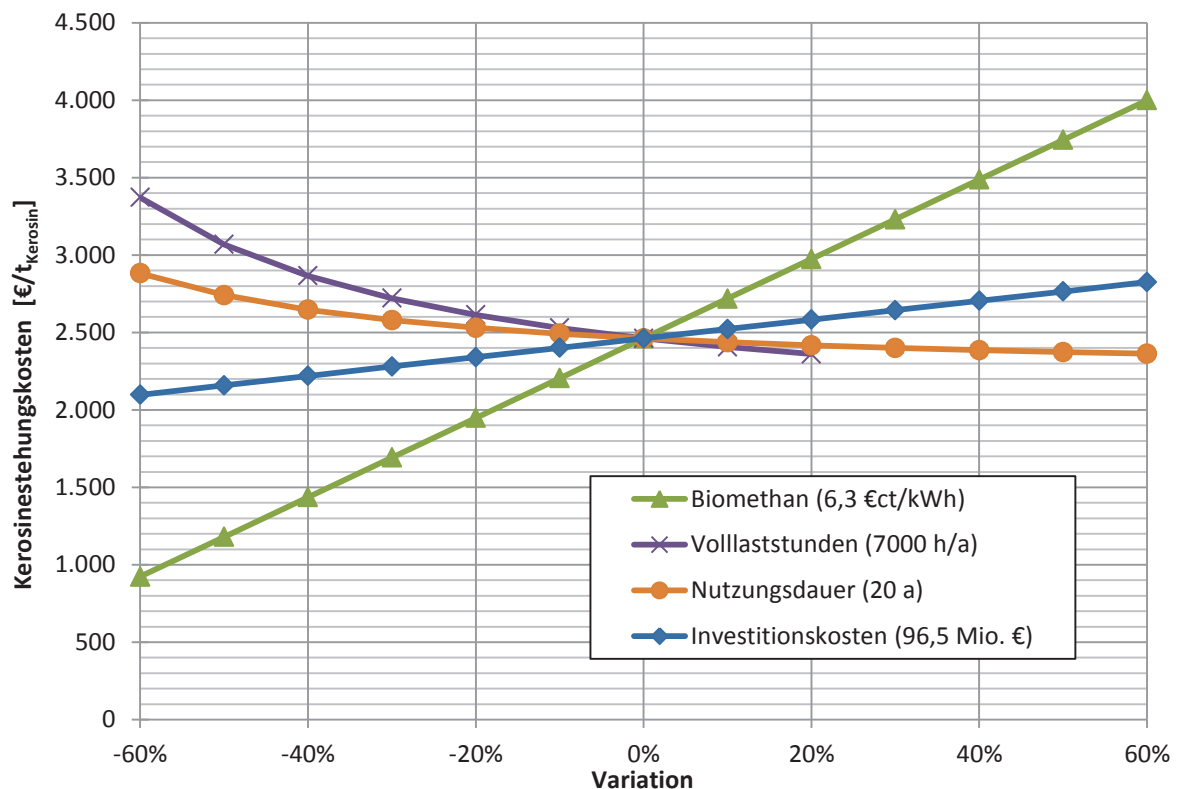


Abb. 8-6: Sensitivitätsanalyse Anlagenparameter („Kombi 100“, „Fossil“)

Die hier dargestellte Sensitivitätsanalyse (wie auch die folgenden) wird für das Konzept mit einer Kombination aus Dampfreformer und partieller Oxidation („Kombi 100“) mit den fossilen Referenzpreisen durchgeführt. Auch hier ist deutlich der dominierende Einfluss der Kosten für das Biomethan zu erkennen. Bei einem Absinken des Biomethanpreises um etwa 45 % auf 0,035 €/kWh (Erdgaspreis nach [Schninnerl 2010]) würden Gestehungskosten von etwa 1 322 €/t erreicht werden. Es bleibt jedoch fraglich, wie weit die Kosten für das Biomethan in den nächsten Jahren durch technische Maßnahmen gesenkt werden können.

Die Investitionen hingegen weisen einen eher geringen, aber nicht vernachlässigbaren Einfluss auf. Über den gesamten Bereich (+/- 60 %) verändern sich die Gestehungskosten um 34 % von 2 097 €/t (-60 %) auf 2 825 €/t (+60 %). Investitionen sind insgesamt mit einer sehr großen Unsicherheit belegt.

Selbst Literaturwerte sind häufig mit Angaben über Unsicherheiten versehen, die bei +/- 30 % liegen. Dies muss bei der Betrachtung entsprechender Ergebnisse stets berücksichtigt werden.

Die Nutzungsdauer und die Volllaststunden weisen insbesondere bei einer starken Reduzierung einen großen Einfluss auf, während er im Bereich von +/- 20 % eher moderat ausfällt. Die Anlage wird wirtschaftlich effizienter, je länger sie im Jahr arbeitet – wobei das obere Limit hier bei 8 760 h/a liegt und eine weitere Variation nach oben deshalb ausbleibt – und je länger sie insgesamt betrieben wird. Im Laufe der Zeit ist jedoch zu beachten, dass die Ausfallwahrscheinlichkeiten der Anlagenteile zunehmen und teure Ersatzinvestitionen anstehen. Außerdem nimmt in der Realität der Wirkungsgrad einer technischen Anlage im Laufe der Zeit immer mehr ab, was hier nicht in die Betrachtungen aufgenommen wurde. Insgesamt verändern sich die Gestehungskosten über den gesamten Bereich bei der Nutzungsdauer um etwa 18 %, während bei den Volllaststunden eine Änderung von etwa 39 % zu verzeichnen ist.

Abb. 8-7 zeigt den Einfluss der Verkaufspreise für die erzeugten Nebenprodukte beim „Kombi 100“ Konzept mit den Preisannahmen für fossile Vergleichsprodukte.

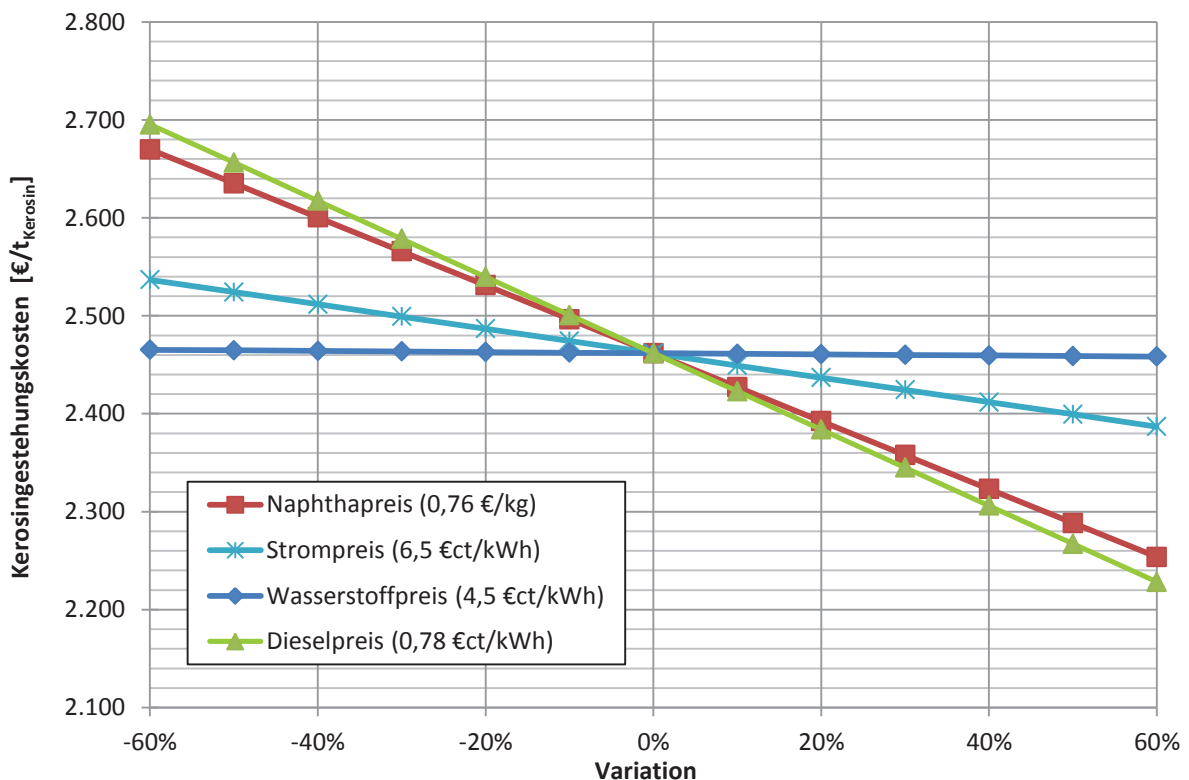


Abb. 8-7: Sensitivitätsanalyse Nebenprodukte („Kombi 100“, „Fossil“)

Da bei der betrachteten Variante kaum Wasserstoff erzeugt wird, ist auch dieser Einfluss vernachlässigbar. Auch der erzeugte Strom hat aufgrund der geringen erzeugten Menge einen eher untergeordneten Einfluss. Der Großteil der Erlöse wird mit dem Verkauf von Diesel und Naphtha erzielt, weshalb das System auf eine Änderung der Erlöse für diese beiden Stoffe am sensibelsten reagiert. Da von diesen beiden Nebenprodukten eine sehr ähnliche Menge erzeugt wird, ist auch deren Einfluss auf die Gestehungskosten insgesamt sehr ähnlich, wobei der Dieselpreis ein leicht stärkeres Gewicht hat. Für Diesel ergibt sich über die betrachtete Variation eine Änderung von insgesamt etwa

21 %, während sie für Naphtha bei etwa 18 % liegt. Die Einflüsse liegen also in einem ähnlichen Bereich wie bei der zuvor betrachteten Nutzungsdauer.

Abb. 8-8 zeigt die Entwicklung des Kerosinpreises an der amerikanischen Golfküste vom Jahr 1990 bis heute [US-EIA 2014]. Die Angaben der Originalquelle lagen in \$/Gallone vor und wurden mit den Annahmen $\text{€}/\$ = 1,35$, Gallone/Liter = 3,785 und einer Dichte von 0,8 kg/l für das Kerosin umgerechnet.

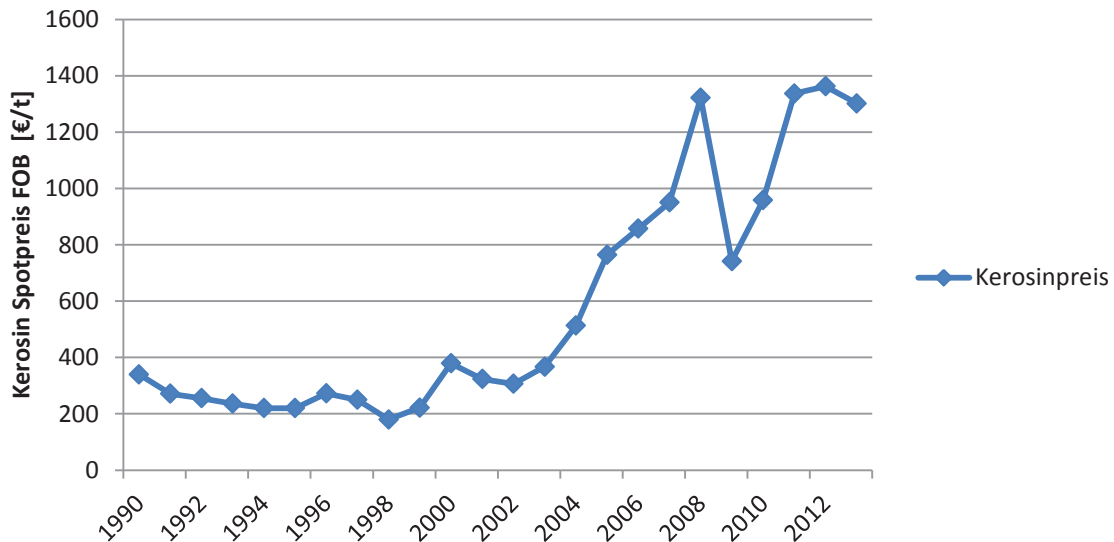


Abb. 8-8 Entwicklung des Kerosin Spotpreises FOB (Free On Board) (US-Golfküste)

Die Abbildung zeigt deutlich die insgesamt steigenden Preise für das Kerosin über den betrachteten Zeitraum. Der Einbruch im Jahr 2009 ist eine Folge der internationalen Finanzkrise. In den letzten Jahren stagnierte der Preis oder ging sogar leicht zurück. Die absoluten Zahlen in Europa können jedoch anders aussehen. Beispielsweise ist in Abb. 8-5 der Kerosinpreis nach [Platts 2013] für Rotterdam (FOB) angegeben, welcher mit 750 €/t deutlich unter dem in Abb. 8-8 angegebenen Wert liegt. Die Entwicklungstendenz der Preise kann jedoch auch auf den europäischen Markt übertragen werden.

Außerdem stellt sich die Frage, wie hoch der Preis für Kerosin bei einer bestimmten Beimischungsquote an biogenem zum fossilen Kerosin für die verschiedenen Analgenkonzepte und die erstellten Szenarien für Biomassepotenziale wäre. Die sich ergebenden Preise für eine entsprechende Beimischung von biogenem Kerosin sind in Tabelle 8-10 dargestellt. Dabei wird davon ausgegangen, dass der Preis für fossiles Kerosin bei 750 €/t liegt. Die höchsten ermittelten Gestehungskosten für Kerosin liegen bei 3 734 €/t, während die niedrigsten bei 1 213 €/t liegen.

Tabelle 8-10: Kerosinpreis in €/t bei verschiedenen Beimischungsquoten

Quote	Szenario	ATR 100		DR 100		Kombi 100		Kombi 500	
		Fossil	Bio	Fossil	Bio	Fossil	Bio	Fossil	Bio
5 %	Referenz 2011	846	831	899	878	836	820	808	795
	Referenz 2020	839	824	889	868	829	813	802	789
	Referenz 2030	835	820	883	862	825	810	798	786
	Energie 2020	841	826	892	871	831	816	803	791
	Energie 2030	836	821	884	863	826	810	799	786
	Agrar 2020	832	818	879	858	822	807	796	783
	Agrar 2030	821	806	861	840	811	796	785	773
10 %	Referenz 2011	942	912	1048	1006	921	890	865	841
	Referenz 2020	928	899	1028	986	908	877	853	829
	Referenz 2030	921	891	1016	974	900	869	846	822
	Energie 2020	933	903	1034	992	912	881	857	832
	Energie 2030	922	892	1018	976	901	870	847	823
	Agrar 2020	915	885	1007	965	894	864	841	816
	Agrar 2030	892	862	973	931	872	841	821	796
15 %	Referenz 2011	1038	994	1198	1135	1007	961	923	886
	Referenz 2020	1018	973	1167	1104	987	940	905	868
	Referenz 2030	1006	961	1149	1086	975	929	894	857
	Energie 2020	1024	979	1176	1113	993	947	910	873
	Energie 2030	1008	963	1152	1089	977	931	896	859
	Agrar 2020	997	953	1136	1073	966	920	887	850
	Agrar 2030	963	919	1084	1021	933	887	856	819
50 %	Referenz 2011	1711	1562	2242	2032	1606	1452	1327	1204
	Referenz 2020	1642	1494	2139	1929	1539	1385	1266	1143
	Referenz 2030	1603	1454	2079	1869	1500	1346	1232	1108
	Energie 2020	1663	1514	2170	1960	1559	1405	1285	1161
	Energie 2030	1609	1461	2089	1879	1506	1352	1237	1114
	Agrar 2020	1574	1425	2036	1825	1472	1318	1206	1082
	Agrar 2030	1461	1312	1863	1653	1360	1206	1105	981
100 %	Referenz 2011	2671	2374	3734	3314	2462	2154	1904	1657
	Referenz 2020	2535	2237	3528	3107	2327	2020	1783	1536
	Referenz 2030	2456	2159	3409	2989	2250	1942	1713	1466
	Energie 2020	2576	2279	3590	3170	2368	2060	1820	1573
	Energie 2030	2469	2171	3427	3007	2262	1954	1724	1477
	Agrar 2020	2399	2101	3321	2901	2193	1885	1662	1415
	Agrar 2030	2171	1874	2977	2557	1969	1661	1459	1213

Eine Beimischung von 5 % Biokerosin würde demnach eine Kostensteigerung von etwa 23 bis 149 €/t (3 bis 20 %) nach sich ziehen. Wird der Anteil des Biokerosins auf 50 % gesteigert, liegen die Mehrkosten bei 231 bis 1 492 €/t (d. h. 31 bis 199 %).

Ein weiterer Aspekt der Betrachtungen ist die Frage nach den Vermeidungskosten für Treibhausgasemissionen. Diese beschreiben die Mehrkosten, die aufgebracht werden müssen, um die Emission einer bestimmten Menge an Treibhausgasen zu vermeiden. Abb. 7-13 hat gezeigt, dass die THG-Reduktion maximal zwischen 60,3 und 61,5 % liegt; hier wird mit einem Mittelwert von 60,9 % gerechnet. Für die ermittelten Gestehungskosten und den oben aufgeführten Marktpreis von 750 €/t sind die Ergebnisse in Tabelle 8-11 dargestellt.

Tabelle 8-11: THG-Vermeidungskosten

	ATR 100		DR 100		Kombi 100		Kombi 500	
	Fossil	Bio	Fossil	Bio	Fossil	Bio	Fossil	Bio
Gestehungskosten [€/t Kerosin]	2671	2374	3734	3314	2462	2154	1904	1657
Mehrkosten [€/t Kerosin]	1921	1624	2984	2564	1712	1404	1154	907
Vermeidungskosten [€/t CO ₂]	928	784	1 441	1 238	827	678	557	438

8.3.2 Standort Deltaland

Bezüglich der Besonderheit des Standorts Deltaland soll zunächst auf die Erzeugung von Prozessdampf eingegangen werden. Dabei wird angenommen, dass der erzeugte Prozessdampf zu einem Preis von 0,03 €/kWh an einen Verbraucher abgegeben werden kann. Die daraus resultierenden Gestehungskosten werden in Abb. 8-9 den Gestehungskosten der Referenzfälle gegenübergestellt.

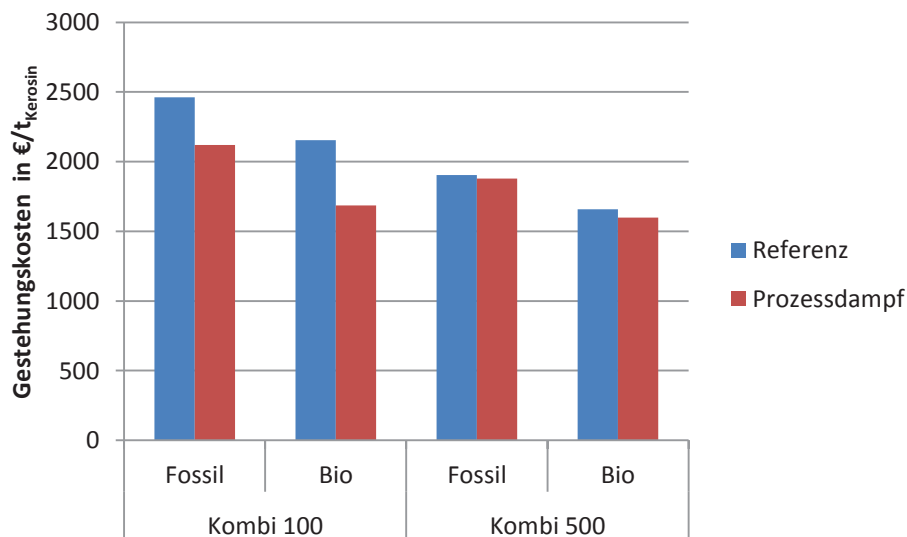


Abb. 8-9: Gestehungskosten bei Prozessdampferzeugung (Deltaland)

Demnach hat die Erzeugung von Prozessdampf und der Verkauf zum angenommenen Preis in beiden betrachteten Fällen Vorteile. Die stärkere Ausprägung beim „Kombi 100“ Konzept ist mit der insgesamt genutzten Wärmemenge, welche im Prozess zur Verfügung steht, zu erklären. Es kann die gesamte Abwärme zur Erzeugung von Prozessdampf genutzt werden, wobei die Stromerzeugung und die damit verbundenen Apparate (Dampfturbine etc.) durch diesen Umstand komplett wegfallen. Auf der Kostenseite kommt dadurch allerdings ein Strombedarf hinzu, welcher jedoch recht gering ausfällt. Beim „Kombi 500“ Konzept hingegen bleibt der Dampfkraftprozess erhalten und erzeugt eine geringere Menge an elektrischem Strom als im Referenzfall. Die Erzeugung von Prozessdampf zeigt jedoch auch hier Vorteile gegenüber dem Referenzszenario. Der angenommene Wert von 0,03 €/kWh entspricht bei der „fossilen“ Preisberechnung etwa 22 €/t Dampf, während bei der „bio“ Berechnung der Wert bei etwa 30 €/t Dampf liegt. Beim „Kombi 100“ Konzept liegen die Gestehungskosten mit 2 120 €/t bei fossilen Preisen und 1 686 €/t bei biogenen Preisen 13,9 bzw. 21,7 % unterhalb der Gestehungskosten in den Referenzfällen. Beim „Kombi 500“ Konzept fällt dieser Unterschied mit 1 878 €/t (1,4 %) und 1 599 €/t (3,5 %) deutlich geringer aus. Abb. 8-10 zeigt den Einfluss des Verkaufspreises für den Prozessdampf für beide Konzepte und die „fossilen“ Preisannahmen.

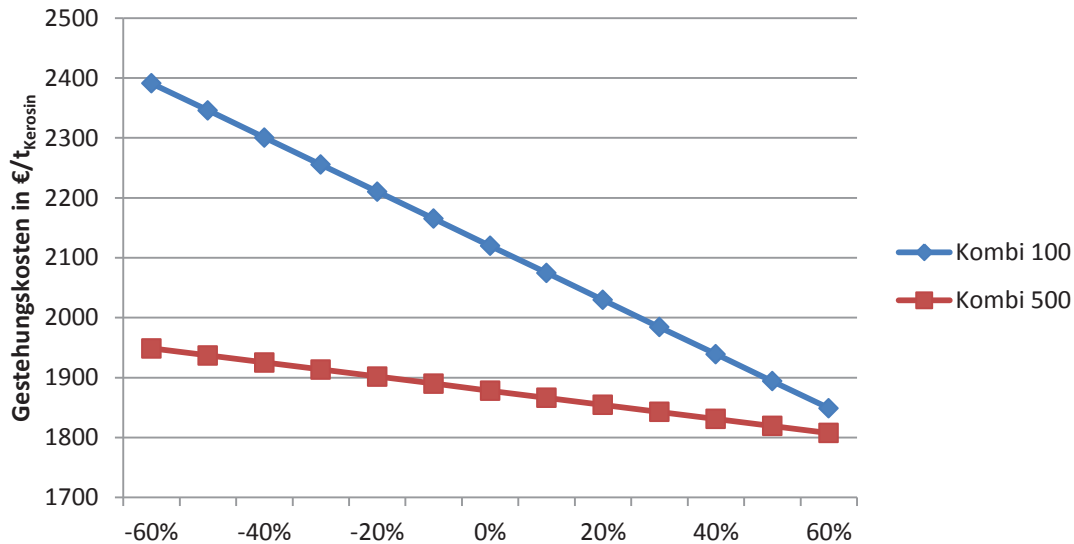


Abb. 8-10: Einfluss des Verkaufspreises für Prozessdampf (Deltaland, „Fossil“)

Die deutlichere Ausprägung für das „Kombi 100“ Konzept lässt sich mit der – in Bezug auf die zugeführte Energiemenge – größeren Auskopplung von thermischer Energie erklären. Beim „Kombi 100“ Konzept kann nahezu die komplette Abwärme für die Erzeugung von Prozessdampf verwendet werden, während beim „Kombi 500“ Konzept nur ein kleiner Teil der zur Verfügung stehenden Abwärme genutzt wird. Ein erheblicher Teil wird dort weiterhin zur Stromerzeugung verwendet, weshalb das System weniger sensibel auf Preisänderungen beim Prozessdampf reagiert. Die ermittelten Kosten schwanken im betrachteten Bereich um +/- 12,8 % (1 848 bis 2 390 €/t) beim „Kombi 100“ Konzept, während die Werte beim „Kombi 500“ Konzept um +/- 3,8 % (1 807 bis 1 948 €/t) vom Ausgangswert abweichen.

Ein weiterer untersuchter Punkt ist die Transportdistanz und das verwendete Transportmittel. Der Einfluss auf die Kosten wurde beispielhaft für die Annahme untersucht, dass das produzierte Kerosin zur Erstbetankung neuer Flugzeuge zum Airbus Standort Finkenwerder in Hamburg transportiert wird. Vom Standort Deltaland stehen dafür die Transportoptionen Straße und Schiene zur Verfügung; ein Wasserweg existiert nicht. Die angenommenen Transportdistanzen für den Straßen- und Schienenweg sind in Tabelle 8-12 dargestellt. Der Schienenweg ist aufgrund einer ungünstigen Streckenführung etwa 10 % länger. Die Rechnung wird exemplarisch für das Konzept „Kombi 100“ vorgenommen, bei welchem 17 199 t_{kerosin}/a produziert werden.

Tabelle 8-12: Transportkosten Deltaland - Finkenwerder

	LKW	Zug
Distanz [km]	89 - 104	98 - 114
Spezifische Transportkosten [€/t·km]	5 - 12	3 - 4,5
Spezifische Kosten [€/t]	4,45 - 12,48	2,94 - 5,13
Gesamtkosten für Konzept „Kombi 100“ [€/a]	76 536 - 214 643	50 565 - 88 231

Die spezifischen Transportkosten orientieren sich an [EuroTransport 2013] und [WSD Ost 2007]. Die Kosten pro Tonnenkilometer sind demnach für einen Transport der Produkte mit dem Zug deutlich geringer als für einen LKW. Insgesamt liegt die Bandbreite der Transportkosten für das Kerosin zwischen 50 565 und 214 634 €/a. Bezieht man diesen Transport in die Gestehungskosten für das Kerosin mit ein, müssen die in Tabelle 8-12 unter „Spezifische Kosten“ angegebenen Werte zu den Geste-

hungskosten hinzuaddiert werden. Da die Größenordnung dieser Werte vergleichsweise gering ist, fällt der Einfluss auf die Gesamtkosten nicht ins Gewicht.

8.3.3 Standort Stade

Für den Standort Stade ergibt sich ein ähnliches Bild. Auch hier soll der Prozessdampf zu einem Preis von 0,03 €/kWh an den Verbraucher abgegeben werden. Die Ergebnisse sind in Abb. 8-11 dargestellt.

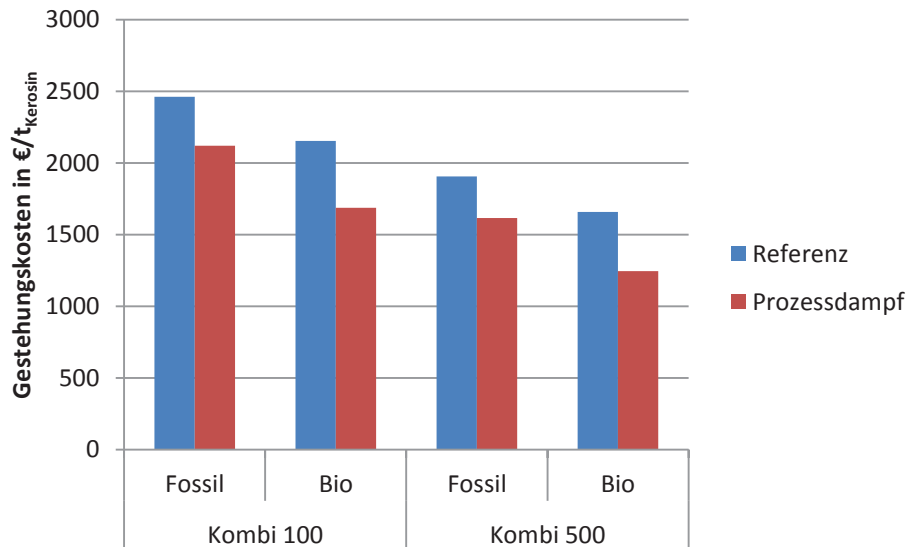


Abb. 8-11: Gestehungskosten bei Prozessdampferzeugung (Stade)

Für das „Kombi 100“ Konzept ergeben sich hier aus den bereits zuvor genannten Gründen keine Unterschiede zum Standort Deltaland. Beim „Kombi 500“ Konzept kann aufgrund des erhöhten Dampfbedarfs des Analgenparks nun ebenfalls die gesamte Abwärme für dessen Erzeugung genutzt werden. Dadurch fallen auch hier die Kosten für den Dampfkraftprozess weg; es muss allerdings Strom aus dem Netz bezogen werden, um den Eigenbedarf der Anlage zu decken. Insgesamt sinken die Gestehungskosten für das Kerosin in diesem Falle auch für das „Kombi 500“ Konzept deutlich. Die Werte liegen bei 1 615 €/t für die Betrachtung mit fossilen Äquivalenzpreisen, während mit den biogenen Referenzpreisen sogar ein Wert von 1 244 €/t erreicht wird. Die Einsparungen gegenüber dem Referenzszenario liegen damit bei 15,2 bzw. 24,9 %. Auch hier soll für den Verkaufspreis des Prozessdampfs eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt werden, deren Ergebnisse in Abb. 8-12 dargestellt sind.

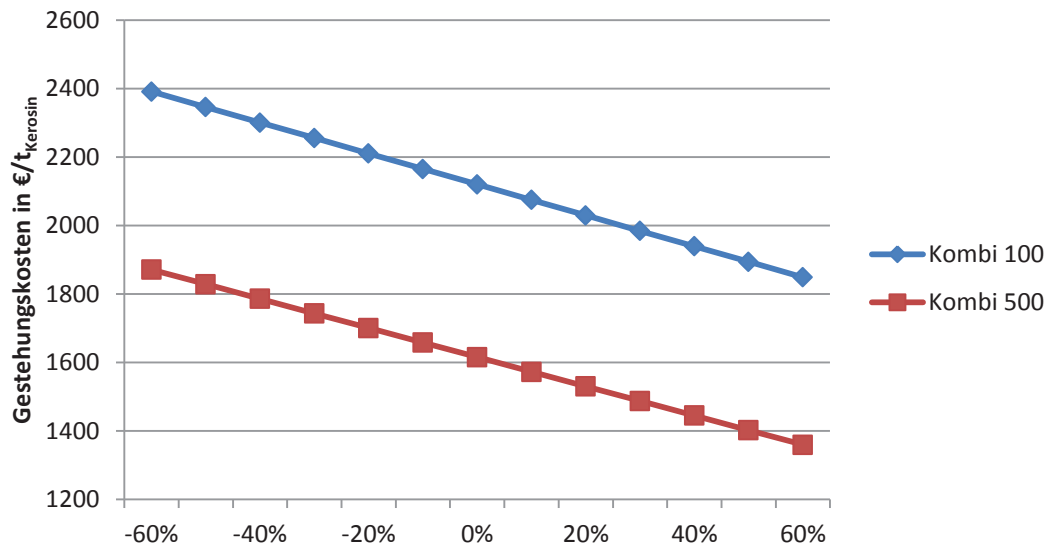


Abb. 8-12: Einfluss des Verkaufspreises für Prozessdampf (Stade, „Fossil“)

Das Diagramm zeigt, dass hier die Verkaufspreise für den Prozessdampf eine nahezu identische Steigung der beiden Graphen bewirken, da bei beiden Konzepten jeweils die gesamte Wärmemenge genutzt werden kann. Anhand der Grafik wird auch der Vorteil einer großen Anlage, der durch Skaleneffekte entsteht, deutlich. Die Kostenspannen bezüglich des Ausgangswerts betragen +/- 12,8 % (1 848 bis 2 390 €/t) beim „Kombi 100“ Konzept und +/- 15,9 % (1 359 bis 1 871 €/t) beim „Kombi 500“ Konzept. Das Kostenniveau des „Kombi 500“ Konzepts am Standort liegt damit deutlich unter dem Kostenniveau für das Konzept im Deltaland. Dies liegt im höheren Bedarf an Prozessdampf in Stade begründet.

Bezüglich der Transportwege für Straße und Schiene werden die gleichen Annahmen wie zuvor am Standort Deltaland vorgenommen. Zusätzlich eröffnet sich hier die Option, den Wasserweg zu nutzen, da das Werk in Stade über entsprechende Verlademöglichkeiten zur Elbe verfügt. Die angenommenen und ermittelten Daten sind in Tabelle 8-13 dargestellt.

Tabelle 8-13: Transportkosten Stade - Finkenwerder

	LKW	Zug	Schiff
Distanz [km]	35 - 49	47 - 53	26 - 30
Spezifische Transportkosten [€/t·km]	5 - 12	3 - 4,5	1,8 - 5,1
Spezifische Kosten [€/t]	1,76 - 5,91	1,41 - 2,39	0,47 - 1,53
Gesamtkosten für Konzept „Kombi 100“ [€/a]	30 270 - 101 646	24 251 - 77 396	30 958 - 87 715

Aufgrund der kürzeren Transportdistanz fallen die Kosten hier deutlich geringer aus und die Unterschiede am unteren Ende der Preisspanne sind geringer. Die günstigste Option ist demnach der Transport auf der Schiene, während das Schiff und der Straßentransport etwa gleich auf liegen. Auch hier fallen die Kosten für den Produkttransport insgesamt sehr niedrig aus und sind gegenüber den Gesteuerungskosten vernachlässigbar.

9 Schlussbetrachtung

Im Folgenden sollen die wichtigsten Ergebnisse der technischen, ökologischen und ökonomischen Analyse zusammengefasst werden.

In der technischen Analyse werden vier verschiedene Konzepte betrachtet und bezüglich ihrer Wirkungsgrade untersucht. Dabei werden die Konzepte zunächst ohne die standortspezifischen Gegebenheiten analysiert und nachfolgend diese Aspekte der Betrachtung hinzugefügt. Die Biomethanherzeugung wird hierbei nicht betrachtet. Die Analyse hat zu folgenden Ergebnissen geführt:

- Die Konzepte mit einer zweistufigen Reformierung (partielle Oxidation mit Dampfreformierung) weisen die höchsten Wirkungsgrade auf (66 - 67 %), während eine einstufige Reformierung mit lediglich einem Dampfreformer den niedrigsten Wirkungsgrad (54 %) aufweist.
- Der Anteil der Kerosinfraktion am gesamten Endprodukt beträgt zwischen 37 % (DR 100) und 50 % (Kombi 500). Nebenprodukte sind Wasserstoff, Naphtha und Diesel.
- Für die Dampfreformer ist die Wahl eines niedrigen Drucks und hoher Temperaturen wünschenswert, um den Methanumsatz zu steigern.
- Das Anpassen der Temperatur bei der Fischer-Tropsch Synthese um wenige Grad kann einen erheblichen Wirkungsgradvorteil aufgrund besserer Wärmeausnutzung mit sich bringen.
- Bei einer ausschließlichen Betrachtung von Biomethanpotenzialen aus Rückständen, Nebenprodukten und Abfällen ist mit Ausnahme der Szenarien Referenz 2011 und Agrar 2020 der Betrieb einer Anlage auf 100 MW Basis möglich. Leicht höhere Leistungsgrößen können ebenfalls umgesetzt werden, wobei das Szenario Energie 2030 mit 239 MW die Obergrenze markiert.
- Die Auskopplung von Wärme zur Prozessdampferzeugung liefert für die 100 MW Leistungsklasse an beiden Standorten gleiche Ergebnisse, während die 500 MW Anlage am Standort Stade Vorteile erfährt, da hier eine größere Dampfmenge nachgefragt wird.

Die ökologische Analyse dient der Bewertung der Konzepte hinsichtlich ihrer Auswirkungen auf die Umwelt. Als Indikator dienen hier die Treibhausgasemissionen (THG) im Lebensweg (d. h. „von der Wiege bis zur Bahre“). Damit soll ein Vergleich bezüglich der Klimagasemissionen mit anderen Verfahren ermöglicht werden. Aus der Analyse können folgende Schlüsse gezogen werden:

- In den Untersuchungen, welche zu 100 % ein bestimmtes Substrat für die Biomethanherzeugung verwenden, zeigen sich bei den Klimagasemissionen erhebliche Unterschiede, die sich jedoch in den Szenarien durch gegenläufige Effekte weitgehend nivellieren. Sämtliche der untersuchten Szenarien für die Biomethanherzeugung weisen daher - bei Anwendung der gleichen Methodik - Ergebnisse in einem Bereich von +/- 5% auf. Die Werte liegen bei 0,123 bis 0,129 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan für die Allokationsmethodik bzw. 0,086 bis 0,09 kg CO₂-Äq. / kWh Biomethan für die Gutschriftmethodik.
- Auch für die GtL-Anlagen ergeben sich nur geringe Unterschiede, sodass insgesamt für die Biokerosinproduktion die ermittelten Klimagasemissionen mit 0,0089 bis 0,0092 kg CO₂-Äq. / kWh Biokerosin in einem sehr engen Bereich (+/- 3 %) liegen.
- Bei der Aufteilung der Treibhausgasemissionen nach der Herkunft wird deutlich, dass die GtL-Anlage selbst nur eine untergeordnete Rolle spielt. Über 99 % der Emissionen können dem Einsatzstoff Biomethan zugeordnet werden, wobei aus dem Biomethan auch die in der GtL-

Anlage benötigte Energie gewonnen wird. Würde man diesen Energiebedarf den THG-Emissionen der GtL-Anlage zuordnen, stammen nur noch etwa 60 % der THG-Emissionen vom Biomethan.

- Die Standortanalyse hat gezeigt, dass die Auskopplung von Wärme zur Prozessdampferzeugung einen nicht unerheblichen, positiven Einfluss auf die Klimagasemissionen des Gesamtprozesses hat und daher wünschenswert ist. Die Senkung der THG-Emissionen gegenüber den Prozessen mit Stromerzeugung liegt zwischen 4,9 % (Kombi 500 Prozessdampf, Deltaland) und 15 % (Kombi 500 Prozessdampf, Stade). Die Art des Produkttransports hingegen hat keinen wesentlichen Einfluss (< 2 %).

Die abschließende ökonomische Analyse hat die Ermittlung der Gestehungskosten für das Biomethan und letztlich das Biokerosin zum Ziel. Hier werden entsprechende Kostendaten ermittelt und die Konzepte zusammen mit den Daten aus der technischen Analyse hinsichtlich ihrer Wirtschaftlichkeit untersucht. Als finanzmathematisches Rahmenmodell wird die Annuitätenmethode verwendet. Die Ergebnisse lassen sich dabei wie folgt zusammenfassen:

- Die Gestehungskosten für Biomethan liegen für die verschiedenen Szenarien im Mittel zwischen 0,051 und 0,063 €/kWh und werden im Wesentlichen von den Substratkosten und den kapitalgebundenen Kosten beeinflusst. Für alle betrachteten Szenarien sinkt der zukünftige Biomethanpreis.
- Bei der Biokerosinproduktion zeigen die Konzepte mit höheren Wirkungsgraden die niedrigsten Gestehungskosten, da letztere ganz erheblich von dem eingesetzten Biomethan abhängen. Mit über 80 % Anteil an den Gestehungskosten ist das Biomethan der Hauptkostenpunkt für die Biokerosinerzeugung.
- Die ermittelten Gestehungskosten für das Biokerosin liegen beim 1,6 - bis 5-fachen (1 213 bis 3 734 €/t) des derzeitigen Marktpreises für fossiles Kerosin, abhängig von der betrachteten Anlage und dem betrachteten Biomassepotenzial-Szenario. Insbesondere bei den Szenarien für 2020 und 2030 ergeben sich niedrigere Gestehungskosten für das Kerosin, da mit einem Abnehmen der Kosten für das Biomethan gerechnet wird.
- Mit den getroffenen Annahmen können jährlich 11 186 bis 95 214 t Kerosin produziert werden. Dies entspricht in etwa 0,25 bis 2,1 % des jährlichen Bedarfs in Deutschland bzw. 1,36 bis 11,5 % des jährlichen Bedarfs in Niedersachsen. Aus Rückständen und Reststoffen könnten maximal etwa 45 500 t/a (1 % des deutschen bzw. 5,7 % des niedersächsischen Bedarfs) erzeugt werden.
- Die Auskopplung von Wärme zur Prozessdampferzeugung hat auch auf der Kostenseite erhebliche Vorteile und ist daher wünschenswert. Für die 100 MW Konzepte ergibt sich hier kein Unterschied bezüglich der Standorte, während das 500 MW Konzept wiederum die bereits genannten Vorteile am Standort Stade aufweist.
- Ähnlich wie die Emissionen spielen auch die Kosten für den Produkttransport nur eine untergeordnete Rolle bei der Ermittlung der Gestehungskosten.

Die technische Umsetzbarkeit des Bio-GtL-Prozesses ist direkt möglich, da die erforderlichen Technologien bereits seit vielen Jahren erfolgreich betrieben werden und lediglich der fossile Energieträger Erdgas durch das chemisch identische Biomethan ersetzt wird. Dies ist im Vergleich mit anderen untersuchten Pfaden zur Biokerosinerzeugung ein erheblicher Vorteil, da lediglich die HEFA-Route bisher großtechnisch umgesetzt wurde. GtL- und HEFA-Kerosine sind außerdem bereits für den Luftver-

kehr zugelassen. Bzgl. des Preisniveaus sieht die IATA einen möglichen Verkaufspreis von HEFA-Kerosin zwischen 0,88 und 1,27 \$/L, was in etwa 814 bis 1 175 €/t entspricht und damit unter den hier ermittelten Kosten für die GtL-Route liegt [IATA 2013]. Fraglich ist jedoch, ob mit dem HEFA-Prozess die nötigen Reduktionen bei den Treibhausgasen erreicht werden können [Meyer 2012]; hier zeigt der GtL-Prozess deutliche Vorteile. Andere Verfahren wie z.B. der Alcohol-to-Jet (AtJ) oder der direct sugar to hydrocarbon (DSHC) Pfad sind noch in einem früheren Stadium als der GtL- und der HEFA-Prozess oder weisen wie z.B. der Biomass-to-Liquid (BtL) Prozess noch erhebliche technische Probleme auf.

Weiterer Forschungsbedarf besteht bzgl. der Biomethanherzeugung, um eine Kostenreduktion zu erzielen. Für die GtL-Anlage wäre eine Erhöhung der Ausbeute der Kerosinfraktion erforderlich, um die Kosten weiter zu senken. Auch kann mit den hier ermittelten Potenzialen nur ein geringer Teil des Kerosinbedarfs der Luftfahrt gedeckt werden. Im europäischen Kontext, insbesondere der großen unerschlossenen Landflächen in Osteuropa ist hier allerdings noch großes Potenzial vorhanden. Auch wenn alle einzelnen Anlagenkomponenten der hier vorgestellten Konzepte bereits in industriellem Maßstab verfügbar sind, ist die gesamte Wertschöpfungskette nicht geschlossen demonstriert. Dies sollte für die Zukunft ein Ziel sein, um zu zeigen, dass diese Technologie bereits kurzfristig einen Beitrag zur Versorgung der Luftfahrtindustrie mit biogenem Kerosin leisten kann. Insgesamt ist aber auch die Betrachtung weitere Pfade zur Herstellung von alternativem Kerosin zwingend notwendig, wenn die Luftfahrt die selbstgesteckten hohen Ziele einhalten will.

In this section the most important findings of the technical, ecological and economic analysis shall be described.

In the technical analysis four different concepts are analysed with regard to the efficiency. At first these concepts are analysed without site specific aspects. Those aspects will be added afterwards. The production of Biomethane is not included in those considerations. The analysis led to the following results:

- The concepts with a two-step reforming (partial oxidation with steam reforming) show the highest efficiencies (66 – 67 %), while a one-step reforming concept with only a steam reformer has the lowest efficiency (54 %).
- The share of the kerosene fraction represents between 37 % (DR 100) and 50 % (Kombi 500) of the final product. By-products are hydrogen, naphtha and diesel.
- For the steam reformer the choice of low pressure and a high temperature is desirable, due to a higher methane conversion at those conditions.
- Adjusting the temperature of the Fischer-Tropsch synthesis by a few degrees can bring a significant advantage in efficiency because of better waste heat recovery.
- If only the biomethane potential from waste and by-products is considered, the operation of a 100 MW plant is possible except for the “Referenz 2011” and “Agrar 2020” Scenario. Slightly bigger plants can be realised within the other scenarios. The “Energie 2030” Scenario marks the upper limit with 239 MW.
- The use of waste heat for process steam gives equal results for the 100 MW plants at both sites, while the 500 MW plant shows advantages at Stade due to a higher steam demand at the site.

The ecological analysis values the concepts with regard to their impact on the environment. The greenhouse gas (GHG) emissions are used as indicator in the lifecycle (from cradle to grave). This shall allow a comparison to other processes regarding GHG emissions. The following conclusion can be drawn from the analysis:

- The calculations which use 100 % of a specific substrate for the biomethane production show significant differences in GHG emission, while opposing effects in the Scenarios level those differences largely. All of the evaluated scenarios for the biomethane production have – by using the same methodology – results in a range of +/- 5 %. The values lie between 0,123 to 0,129 kg CO₂-eq. / kWh biomethane for the allocation methodology and 0,086 to 0,09 kg CO₂-eq. / kWh biomethane for the credit based methodology.
- The GtL-plant also shows only minor differences so that the overall calculated GHG emissions for the biokerosene of 0,0089 to 0,0092 kg CO₂-eq. / kWh lie within a small bandwidth of +/- 3 %.
- Splitting the GHG emissions regarding to their origin, it becomes clear, that the GtL-plant itself only plays a minor role. More than 99 % of the emissions can be assigned to the biomethane. As biomethane also is used to generate energy for the GtL-plant it is also possible to assign the emission from the generation of the needed energy to the GtL-plant itself. This would shift about 40 % of the overall emissions to the GtL-plant.
- The site analysis has shown that usage of waste heat for process steam production has a significant, positive influence on the GHG emissions of the overall process and is therefore desirable. The reduction of GHG emission compared to the concepts with electricity generation lies between 4,9 % (Kombi 500 process steam, Deltaland) and 15 % (Kombi 500 process steam, Stade). The type of the product transport on the other hand has only insignificant influence (< 2 %).

The target of the closing economic analysis is the identification of the production costs for the biomethane and finally for the biokerosene. Needed cost data is gathered and evaluated under economic issues together with the data from the technical analysis. The mathematic tool for this analysis is the annuity method. The findings can be summarised as follows:

- The production costs for biomethane have values between 0,051 and 0,063 €/kWh in the different scenarios and are mainly influenced by substrate cost and capital expenditure. All evaluated scenarios show a future decrease in biomethane production costs.
- The biokerosene production concepts with the highest efficiencies show the lowest production costs. The main reason for this is the massive influence of the biomethane price on the biokerosene production costs. Biomethane is the major cost driver for the biokerosene with a share of over 80 % at the production costs.
- The calculated production costs for the biokerosene lie between 1,6 and 5 times (1 213 to 3 374 €/t) over the market price for fossil kerosene, depending on the used GtL-plant and the scenario for the biomass potential. Especially the scenarios for 2020 and 2030 show lower production costs for biokerosene, because a decrease of the biomethane costs is predicted.
- With the assumptions made, 11 186 to 95 214 t of kerosene can be produced annually. This corresponds to about 0,25 to 2,1 % of the annual demand in Germany or 1,36 to 11,5 % of the annual demand of Lower Saxony. A maximum of approximately 45 500 t/a (1 % of Germany's or 5,7% of Lower Saxony's demand) can be produced from residues and waste.

- The use of waste heat for process steam production exhibits advantages on the economics as well. For the 100 MW concepts there is no difference between the evaluated sites, while the 500 MW concept has the above already mentioned advantages at Stade.
- Similar to the emissions the costs for the product transport only play negligible roll with regard to the production costs.

The possibility for the realisation of a bio GtL-plant is directly given, because the needed technologies are already operational for many years. The only difference is the switch from natural gas to biomethane, which is chemically identical. This is a major advantage in comparison to other conversion pathways for biokerosene, as only the HEFA-route has been realised in large scale. Furthermore GtL and HEFA kerosene are already certified for the aviation industry. Considering the price the IATA sees HEFA kerosene at 0,88 to 1,27 \$/L, which equals about 814 to 1 175 €/t and lies well beneath the here calculated costs for GtL kerosene [IATA 2013]. Questionable is, whether HEFA kerosene can contribute to lower GHG emissions or not [Meyer 2012]; the GtL process shows clear advantages in this case. Other processes like the alcohol-to-jet (AtJ) or the direct sugar to hydrocarbon (DSHC) path are in an earlier development state than GtL or HEFA or have challenging technical problems as e.g. the biomass-to-liquid (BtL) process.

Further research activities are needed towards cost reduction of the biomethane production. For the GtL-plant an increased yield of kerosene is necessary to lower the costs. With the determined biomass potentials only a small part of the kerosene demand can be covered. In the European context, vast undeveloped land areas are available in Eastern Europe and offer great potential. Even though all plant components used in the concepts of this study are available in industrial scale, a demonstration of the fuel value chain hasn't been done yet. This should be the target for the future, to show that this technology can provide a short-term contribution to supply the aviation industry with bio kerosene. Overall the assessment and development of other pathways is important as well, if the aviation industry wants to fulfil the high, self-set targets.

10 Quellen

- [Aireg 2012] Aviation Initiative for Renewable Energy in Germany e.V.: *Klimafreundlicher fliegen: Zehn Prozent alternative Flugkraftstoffe bis 2025*, Bröschüre; Berlin 2012
- [ALB 2010] Arbeitsgemeinschaft Landtechnik und landwirtschaftliches Bauwesen in Bayern e.V.: *Wintergetreide zur Erzeugung von Ganzpflanzensilage als Biogassubstrat*, Bayern Biogas Forum; Freising, 2010
- [Anonymus 2007] Landwirtschaftliches Wochenblatt 28/2007: „*Hühnertrockenkot entlastet das Düngerkonto*“
<http://www.naehrstoffboerse.de/data/OrganischeDuengerrichtigeinsten.pddf> (letzter Zugriff: 03.03.2014)
- [Aspen 2001] Aspen Technology, Inc.: *Aspen Physical Property System – Physical Property Methods and Models 11.1*; Cambridge, 2001
- [Atkinson 2010] D. Atkinson, J. McDaniel: *Microchannel reactors in fuel production*, PTQ Q2 2010; 2010
- [Atmosfair 2013] <https://www.atmosfair.de/fuer-unternehmen/fuer-airlines/hintergrund-eu-ets-und-flugverkehr/>
- [BDI 2009] Bundesverband der Deutschen Industrie e.V.: *Gegenwart und Zukunft des Mechanismus für umweltverträgliche Entwicklung*; 2009
- [Bertsch 2014] Bertsch Holding GmbH: *Bertsch Steam Table and Processes 3.2.6*
URL: <http://www.bertsch.at/en/102-software>
Abrufdatum: Januar 2014
- [BioGrace 2014] BioGrace – Harmonised Calculations of Biofuel Greenhouse Gas Emissions in Europe
URL: <http://www.biograce.net/content/ghgcalculationtools/recognisedtool>
Abrufdatum: Dezember 2013
- [Biogasrat 2011] Biogasrat e.V.(Hrsg.): *Optimierung der marktnahen Förderung von Biogas/Bioerdgas unter Berücksichtigung der Umwelt- und Klimabilanz, Wirtschaftlichkeit und Verfügbarkeit*; Berlin 2011
- [BMU 2010] Bundesumweltministerium: *Verordnung über das Inverkehrbringen und Befördern von Wirtschaftsdünger*; Berlin 2010
- [BMW i 2013] Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie: *Monitoring-Bericht nach § 51 EnWG zur Versorgungssicherheit bei Erdgas*; 2013
- [BMW i 2013-2] Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie: *Zahlen und Fakten Energiedaten – Nationale und Internationale Entwicklung*; 2013
- [BNetzA 2012] Bundesnetzagentur: *Biogas-Monitoringbericht 2012*; Bonn, 2012

- [Cheremisinoff 2000] N.P. Cheremisinoff: *Handbook of Chemical Processing Equipment*, Elsevier Science, ISBN: 978-0-7506-7126-2; Amsterdam, 2000
- [DBFZ 2011] Deutsches BiomasseForschungsZentrum: *Perspektive der Biogasgewinnung aus nachwachsenden Rohstoffen – Bewertung von Substratalternativen zu Silomais*; Leipzig, 2011
- [DBFZ 2013] Deutsches BiomasseForschungsZentrum: *Befragung zum Betrieb von Biogasanlagen im Rahmen der wissenschaftlichen Untersuchung der Wirkung des Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG)*; Leipzig, 2013
- [dena 2012] Deutsche Energie-Agentur GmbH (dena): *Biomethan – Der Joker im Energiemix*; Berlin, 2012
- [dena 2013] Deutsche Energie-Agentur GmbH (dena): *Einspeiseatlas: Biogaseinspeisung in Deutschland - Übersicht*
<http://www.biogaspartner.de/einspeiseatlas/projektliste-deutschland.html>
(letzter Zugriff: 17.10.2013)
- [de Deugd 2003] R.M. de Deugd, F. Kapteijn, J.A. Moulijn: *Trends in Fischer-Tropsch reactor technology – opportunities for structured reactors*, Topics in Catalysis Vol. 26, Nos. 1-4, December 2003; Niederlande, 2003
- [de Klerk 2011] A. de Klerk: *Fischer-Tropsch Refining*, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, ISBN: 978-3-527-32605-1; Weinheim, 2011
- [Destatis 2014] Statistische Ämter des Bundes und der Länder
http://www.statistik-portal.de/statistik-portal/de_jb01_jahrtab1.asp
Abrufdatum: April 2014
- [Dressler 2008] D. Dressler: *Ökologische Bewertung des Technologiepfades der Biogaseinspeisung als regeneratives Energieversorgungskonzept*, HAWK Göttingen: Masterthesis, 2008
- [Dressler et al. 2010] D.Dressler; Schütte, J.; Loewen, A.; Kewitz, A.; Gehrig, A.: *Ökologische und Ökonomische Bewertung verschiedener Verwertungsoptionen kommunaler Bioabfälle sowie verschiedener Kraftstoffoptionen im Rügener Personennahverkehr, Abschlussbericht*; Göttingen und Hannover 2010
- [Dressler und Loewen 2011] D. Dressler, Loewen, L: *Energetische, ökologische und ökonomische Bewertung verfahrenstechnischer Konzepte zur energetischen Nutzung von Biomasse, unveröffentlichte Langfassung des Endberichtes zum BMB-Verbundprojekt: „Regionales Management von Klimafolgen in der Metropolregion Hannover Braunschweig Göttingen*; Göttingen, Juli 2011
- [DVGW 2011] DVGW-Arbeitsblatt G 262 (A): *Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasleitung*; Bonn, 2011

- [DVGW 2013] DVGW-Arbeitsblatt G 260 (A): *Gasbeschaffenheit*; Bonn, 2013
- [Ecoinvent 2013] Swiss Centre for Life Cycle Inventories
URL: <http://www.ecoinvent.ch/>
- [Eilenberger 2010] G. Eilenberg: *Betriebliche Finanzwirtschaft. Einführung in Investition und Finanzierung, Finanzpolitik und Finanzmanagement von Unternehmen*. 7. Auflage, Oldenbourg Wissenschaftsverlag; München, 2010
- [entsog 2013] European Network of Transmission System Operators for Gas
URL: <http://www.entsog.eu/maps/transmission-capacity-map>
Abrufdatum: Oktober 2013
- [EU 2008] Amtsblatt der Europäischen Union: *Richtlinie 2008/101/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 29.11.2008*
- [EU 2009] Amtsblatt der Europäischen Union: *Richtlinie 2009/28/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 23.04.2009*; Straßburg, 2009
- [EU 2009-2] Amtsblatt der Europäischen Union: *VERORDNUNG (EG) Nr. 73/2009 Des Rates vom 19. Januar 2009*; Brüssel, 2009
- [EU 2009-3] Europäische Kommission: *The EU Emissions Trading Scheme – 2009 Edition*; ISBN:978-92-7912255-2; Belgien, 2009
- [EU 2009-4] Amtsblatt der Europäischen Union: *Richtlinie 2009/29/EG des Europäischen Parlaments und des Rates vom 23.04.2009*; Straßburg, 2009
- [EuroTransport 2013] EuroTransportMedia Verlags- und Veranstaltungs GmbH: *lastauto omnibus Katalog 2013*; Stuttgart 2013
- [Fahim 2010] M.A. Fahim, T.A. Alsahhaf, A. Elkilani: *Fundamentals of Petroleum Refining*, Elsevier Science, ISBN: 978-0-444-52785-1; Amsterdam, 2010
- [FNR 2009] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Hrsg.): *Studie: Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz*; Gülzow, 2009
- [FNR 2012] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe: *Energiepflanzen für Biogasanlagen – Sachsen*; Gülzow-Prüzen, 2012
- [FNR 2012-2] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe: *Biomethan*; Gülzow-Prüzen, 2012
- [FNR 2012-3] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe: *Basisdaten Bioenergie Deutschland*, Stand August 2012; Gülzow-Prüzen 2012
- [FNR 2013] Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Hrsg.): *Leitfaden Biogas - Von der Gewinnung zur Nutzung*; Gülzow-Prüzen, 2013

- [Gaida 2013] B. Gaida et.al.: *Bestandsaufnahme zum biogenen Reststoffpotenzial der deutschen Lebensmittel- und Biotechnik-Industrie*; Hochschule Bremen 2013
- [Geldermann et al. 2012] J. Geldermann; Schmehl, M.; Hesse, M.; Rottmann-Meyer, L.; Hegger, A.: *Ökobilanzielle Bewertung von Biogasanlagen unter Berücksichtigung der niedersächsischen Verhältnisse. Forschungsendbericht, Georg-August-Universität Göttingen / 3N - Kompetenzzentrum Niedersachsen Netzwerk Nachwachsende Rohstoffe e.V. im Auftrag des Niedersächsischen Ministeriums für Ernährung, Landwirtschaft, Verbraucherschutz und Landesentwicklung*; Göttingen, 2012
- [Gritsch 2007] A. Gritsch: *Wärmeintegrierte Reaktorkonzepte für katalytische Hochtemperatur-Synthesen am Beispiel der dezentralen Dampfreformierung von Methan*, Universität Stuttgart; Stuttgart, 2007
- [Güttel 2007] R. Güttel: *Monolith Loop Reactors for Fischer-Tropsch Synthesis*, Clausthal University of Technology; Clausthal, 2009
- [Hargreaves 2013] N. Hargreaves: *Persönliche Mitteilung*, Oxford Catalysts Group; London, 2013
- [Haug 2012] P. Haug, A. Kraft: *Biokerosin hebt ab*, Gesellschaft Deutscher Chemiker, Fachzeitschrift „Nachrichten aus der Chemie“ |60|; Oktober 2012
- [Hedegaard 2012] URL: http://ec.europa.eu/commission_2010-2014/hedegaard/headlines/news/2012-11-12_01_en.htm
Aufrufdatum: Januar 2013
- [Hornung 2012] M. Hornung: *Flugzeugentwicklung – Kampf ums Gewicht*, Interview der Frankfurter Rundschau; Frankfurt, 28.06.2012
- [Hüttenrauch 2007] J. Hüttenrauch: *Untersuchung des Standes der Technik und der Aufbereitungsmöglichkeiten für Biogas zur Netzeinspeisung in der Gasversorgung*, HAWK Göttingen: Masterthesis, 2007
- [IATA 2011] International Air Transport Association: *Annual report 2011*; Singapur, 2011
- [IATA 2012] International Air Transport Association: *Annual review 2012*; Peking, 2012
- [IATA 2013] International Air Transport Association: *IATA 2013 Report on Alternative Fuels*; Montreal, 2013
- [ICAO 2009] International Civil Aviation Organization: *Global framework on international aviation and climate change*; Kopenhagen, 2009
- [ifu 2013] ifu Institut für Umweltinformatik Hamburg GmbH

- [Igelspacher 2003] R. Igelspacher: *Ganzheitliche Systemanalyse zur Erzeugung und Anwendung von Bioethanol im Verkehrssektor. Landtechnische Berichte aus Praxis und Forschung - Gelbes Heft 76, Bayrisches Staatsministerium für Landwirtschaft und Forsten*; München, 2003
- [IPCC 2006] N2O Emissions from managed soils, and CO2 emissions from lime and urea application.
URL: http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/pdf/4_Volume4/V4_11_Ch11_N2O&CO2.pdf (letzter Zugriff: 27.11.2013)
- [ICAO 2013] International Civil Aviation Organization: *Draft for the next report on agenda item 17 (Section on Climate Change)*, Assembly – 38th session; Montreal, 2013
- [ISCC 2010] International Sustainability & Carbon Certification: *Systemgrundlagen für die Zertifizierung von nachhaltiger Biomasse und Bioenergie*; 2010
- [ISCC 2013] International Sustainability & Carbon Certification
URL: <http://www.iscc-system.org/iscc-verein/mitgliederverzeichnis/>
Abrufdatum: Januar 2013
- [ISO 2006a] Deutsches Institut für Normung (2006): DIN EN ISO 14040. Umweltmanagement – Ökobilanz – Grundsätze und Rahmenbedingungen.
- [ISO 2006b] Deutsches Institut für Normung (2006): DIN EN ISO 14044. Umweltmanagement – Ökobilanz – Anforderungen und Anleitung.
- [Kaltschmitt 2009] M. Kaltschmitt, H. Hartmann, H. Hofbauer: *Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken und Verfahren, 2.*, neu bearbeitete und erweiterte Auflage, Springer Verlag, ISBN: 978-3-540-85094-6; Leipzig/Hamburg, Straubig, Wien, 2009
- [Kern 2012] Kern et. al.: *Aufwand und Nutzen einer ökologisch optimierten Bioabfallverwertung*; Witzenhäuser 2012
- [Klinski 2006] S. Klinski: *Studie – Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz*, 2. Auflage, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe; Leipzig, 2006
- [Klöpffer und Grahl 2009] W. Klöpffer, Grahl, B. : *Ökobilanz (LCA) - Ein Leitfaden für Ausbildung und Beruf*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim (2009)
- [Kohl 1997] A.L. Kohl, R.B. Nielsen: *Gas purification*, 5. Auflage, Gulf Publishing Company, Elsevier Science, ISBN-13: 978-0-88415-220-0; Houston, 1997
- [Krich 2005] K. Krich et al.: *Biomethane from Dairy Waste – A Sourcebook for the Production and Use of Renewable Natural Gas in California*, USDA rural development; Kalifornien, 2005

- [KTBL 2006] Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft (Hrsg.): *Energiepflanzen: Daten für die Planung des Energiepflanzenbaus*; Darmstadt 2006
- [KTBL 2009] Kuratorium für Technik und Bauwesen in der Landwirtschaft (Hrsg.): *Faustzahlen Biogas*; 2. Auflage; Darmstadt, 2009
- [Liebetrau et al. 2011] J. Liebetrau et al.: Emissionsanalyse und Quantifizierung von Stoffflüssen durch Biogasanalgen im Hinblick auf die ökologische Bewertung der landwirtschaftlichen Biogasgewinnung und Inventarisierung der deutschen Landwirtschaft; Deutsches Biomasse Forschungs Zentrum (DBFZ), Leipzig 2011
- [LWK Nds. 2011] Landwirtschaftskammer Niedersachsen (Hrsg.): *Düngeempfehlung der Landwirtschaftskammer Niedersachsen (Stand: 01.07.2008)*, aus: "Richtwert-Deckungsbeiträge 2011"; Oldenburg 2011
- [Menny 2006] K. Menny: *Strömungsmaschinen – Hydraulische und thermische Kraft- und Arbeitsmaschinen*, 5., überarbeitete Auflage, Teubner Verlag, ISBN-10: 3-519-46317-2; Wiesbaden, 2006
- [Meyer 2012] K. Meyer, J. Weinberg, M. Kaltschmitt: *GHG emissions from jatropha-based bioderived synthetic paraffinic kerosene*, *Biofuels* (2012 3(6), 657-674; 2012
- [ML 2012.1] Niedersächsisches Ministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz, Niedersächsisches Ministerium für Umwelt, Energie und Klimaschutz: *Biogas in Niedersachsen – Entwicklung, Stand und Perspektiven*; Hannover 2012
- [ML 2012.2] Niedersächsisches Ministerium für Ernährung, Landwirtschaft und Verbraucherschutz, Niedersächsisches Ministerium für Umwelt, Energie und Klimaschutz: *Niedersächsische Verordnung über Meldepflichten in Bezug auf Wirtschaftsdünger*; Hannover 2012
- [MU 2012] Niedersächsisches Ministerium für Umwelt, Energie und Klimaschutz: *Niedersächsische Abfallbilanzen 2007 - 2011*; Hannover 2008 - 2012
- [Nipper 2004] N. Nipper: *Kryogene Luftzerlegung - Luftzerlegungsanlagen für große Mengen oder hohe Reinheiten*, P&A Kompendium 2004, publish-industry Verlag GmbH; München, 2004
- [NLF 2013] Netzwerk Lebensraum Feldflur (Projektwebseite)
URL: <http://www.lebensraum-brache.de/Projekte/Biogas/Projekt/Projektpartner/index.php>
Abrufdatum: Februar 2013
- [Parkash 2003] S. Parkash: *Refining Process Handbook*, Elsevier Science, ISBN: 978-0-7506-7721-9; Amsterdam, 2003

- [Patel 2005] B. Patel: *Gas Monetisation: A Techno-Economic Comparison Of Gas-To-Liquid and LNG*, Foster Wheeler Energy Limited, Reading, UK; Glasgow, 2005
- [Pearlson 2011] N. Pearlson: *A Techno-Economic and Environmental Assessment of Hydroprocessed Renewable Distillate Fuels*, Massachusetts Institute of Technology; Boston, 2011
- [Petrov 2006] P.T. Petrov: *Chemisorptive CO₂-Gasreinigung in Blasenabsorbern mit Waschflüssigkeitsgemischen aus organischen Lösungsmitteln und langkettigen Aminen*, Ruhr-Universität Bochum; Bochum 2006
- [Pfaff 2008] I. Pfaff, A. Kather, J. Sieck: *Thermodynamischer Vergleich von Oxyfuel-Kraftwerksprozessen mit Sauerstoffbereitstellung durch kryogene Luftzerlegungsanlagen und durch Hochtemperaturmembranen*, TU Hamburg-Harburg, Institut für Energietechnik; Harburg, 2008
- [Pors 2006] Z. Pors: *Eduktvorbereitung und Gemischbildung in Reaktionsapparaten zur autothermen Reformierung von dieslähnlichen Kraftstoffen*, Forschungszentrum Jülich GmbH, ISBN: 3-89336-432-2; Jülich, 2006
- [Prochnow 2009] A. Prochnow et al.: *Bioenergy from permanent grassland – A review: 1. Biogas*; Elsevier Science; 2009
- [Ramesohl 2006] S. Ramesohl et al.: *Analyse und Bewertung der Nutzungsmöglichkeiten von Biomasse*, Wuppertal Institut; Wuppertal, Leipzig, Oberhausen, Essen, 2006
- [RSB 2011] Roundtable on sustainable Biofuels: *Consolidated RSB EU RED Principles & Criteria for Sustainable Biofuel Production*; Lausanne, 2011
- [RSB 2014] Roundtable on sustainable Biofuels:
URL: <http://rsb.org/about/organization/rsb-members/>
Abrufdatum: Mai 2014
- [Rönsch 2011] S. Rönsch: *Optimierung und Bewertung von Anlagen zur Erzeugung von Methan, Strom und Wärme aus biogenen Festbrennstoffen*, Technische Universität Hamburg-Harburg; Hamburg, 2011
- [Schinnerl 2010] D. Schinnerl, J.W. Bleyl-Androschin, M. Eder: *Wirtschaftlichkeit von Biome-than Nutzungspfaden*; Wien, 2010
- [Sie 1999] S.T. Sie, R. Krishna: *Fundamentals and selection of advanced Fischer-Tropsch reactors*, Applied Catalysis A: General 186 (1999) 55-70, Elsevier Science; Niederlande, 1999
- [Spath 2003] P.L. Spath, D.C. Dayton: *Preliminary Screening – Technical and Economic Assessment of Synthesis Gas to Fuels and Chemicals with Emphasis on the Potenzial for Biomass-Derived Syngas*, National Renewable energy Laboratory; Colorado, 2003

- [Steynberg 2004] A. Steynberg, M. Dry: *Fischer-Tropsch technology*, Elsevier Science, ISBN: 978-0-444-51354-0; Amsterdam, 2004
- [Thumm 2011] U. Thumm: *Biomasse zur energetischen Verwertung vom Grünland*; Landinfo Heft 5/2011; Hohenheim, 2011
- [Tijmensen 2000] M. Tijmensen: *The production of Fischer Tropsch liquids and power through biomass gasification*, Universität Utrecht. ISBN: 90-73958-62-8; Utrecht, 2000
- [Ullmanns 2003] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Wiley-VCH Verlag GmbH; 2003
- [UMSICHT 2012] Fraunhofer Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik: *Akzeptanz von Biogasanlagen – Hintergrund, Analyse und Empfehlungen für die Praxis*; Broschüre; 2012
- [Urban et al. 2008] W. Urban, K. Girod, H. Lohmann: *Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. Ergebnisse der Markterhebung 2007-2008*; Fraunhofer Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik; Marktstudie; Oberhausen, 2008.
- [van der Laan 1999] G.P. van der Laan: *Kinetics, Selectivity and Scale Up of the Fischer-Tropsch Synthesis*, Technische Universität Groningen, ISBN: 90-367-1011-1; Groningen 1999
- [van Dijk 2001] H.A.J. van Dijk: *The Fischer-Tropsch synthesis: A mechanistic study using isotopic tracing*, Technische Universität Eindhoven; Eindhoven, 2001
- [Velocys 2012] S. LeViness: *Opportunities for Modular GTL in North America*, Energy Frontiers International; 2012
- [Verbio 2012] Verbio AG
URL: <http://www.verbio.de/produkte/verbiogas/ueber-biomethan/>
Abrufdatum: Januar 2013
- [Vollrath 2011] B. Vollrath, A. Werner: *Anders Biogas(en)*, Deutscher Landwirtschaftsverlag, Biogas 2011; 2011
- [Vogt 2002] Vogt, R: *Ökobilanz Bioabfallverwertung: Untersuchungen zur Umweltverträglichkeit von Systemen zur Verwertung von biologisch-organischen Abfällen*; Schmidt-Verlag, Berlin 2002
- [Voss 2008] H. Voss: *Entwicklung einer GIS-basierten Entscheidungshilfe zur Standortfindung von Biogasanlagen*, HAWK Göttingen: Masterthesis, 2008

- [Weber 2008] C. Weber: *Untersuchungen zum Alkaliverhalten unter Oxycoal-Bedingungen*, Schriften des Forschungszentrums Jülich, Reihe Energie & Umwelt, Band 24, ISBN: 978-3-89336-551-7; Aachen, 2008
- [WELT 2012] Die Welt: *Europäischen Airlines drohen Milliardenverluste*, Zeitungsartikel; 2009
- [WSD Ost 2007] Wasser- und Schifffahrtsdirektion Ost (Hrsg.): *Verkehrswirtschaftlicher und ökologischer Vergleich der Verkehrsträger Straße, Schiene und Wasserstraße*; Magdeburg, 2007