



Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg
Hamburg University of Applied Sciences

Masterarbeit

Jan – Malte Kapust

Modellierung einer Power to Liquid-Anlage mit einer Mikrowellen-Plasmalyse als Gaswandlungstechnologie und anschließender Fischer-Tropsch-Synthese

*Fakultät Technik und Informatik
Department Maschinenbau und Produktion*

*Faculty of Engineering and Computer Science
Department of Mechanical Engineering and
Production Management*

Masterarbeit

Modellierung einer Power to Liquid-Anlage mit einer
Mikrowellen-Plasmalyse als Gaswandlungstechnologie und
anschließender Fischer-Tropsch-Synthese

Vorgelegt von

Jan – Malte Kapust / *Matrikelnummer:* 

Eingereicht am

21.04.2023

Masterarbeit eingereicht im Rahmen der Masterprüfung im Studiengang „nachhaltige Energiesysteme im Maschinenbau“ am Department Maschinenbau und Produktion der Fakultät Technik und Informatik der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg.

1. Prüfer: Prof. Dr. Hans Schäfers
2. Prüfer: Dr. Hansjörg Zeller

Betreuende (HAW): Kirsten Esdohr, Hendrik Zachariassen

I. Abstrakt

Der derzeitige vom Menschen gemachte Klimawandel bedeutet eine große Gefahr für das Weiterbestehen des derzeitigen Ökosystems samt Pflanzen, Tieren und Menschen. Um die dafür verantwortlichen CO₂-Emissionen senken zu können, sind neuartige emissionsärmere Technologien zu entwickeln. Für solche Entwicklungen sind komplexe Berechnungen, Simulationen und Modellierungen solcher Technologien nötig.

Ziel dieser Arbeit ist die Modellierung einer Power-to-Liquid-Anlage mit einer Plasmalyse als Gaswandlungstechnologie und anschließender Fischer-Tropsch-Synthese. Diese Anlage soll aus Biogas und Strom mithilfe von unterschiedlichen Technologien Rohöl für eine darauffolgende Kraftstoffherstellung bereitstellen. Diese Modellierung soll Aufschluss über benötigte Energiebedarfe und Gasmengen für eine solche Anlage geben.

Um dieses Modell zu entwickeln, wird sich auf ein bestehendes Berechnungsmodell für eine andere Power-to-Liquid-Anlage gestützt und zusätzlich benötigte Technologiesimulationen mithilfe von Fachliteratur entwickelt. Damit eine Einschätzung des energetischen Aufwands für die Produktion von synthetischem Rohöl erfolgen kann, wird ein Vergleich der energetischen Aufwände des neuen Modells und des Referenzmodell, welches für die neue Modellbildung dient, erstellt. Zusätzlich werden Modellparameter variiert, um Einflüsse dieser auf den Leistungsaufwand darzustellen. Zu diesen Parametern, welche variiert werden, zählen unter anderem der Biogasmassenstrom und der Methananteil am Biogas.

Die Ergebnisse der Modellierungen zeigen, dass eine Power-to-Liquid-Anlage mit einer Plasmalyse und anschließender Fischer-Tropsch-Synthese sehr ähnliche Leistungsbedarfe bei einem Vergleich mit einer Power-to-Liquid-Anlage mit Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff als Gase und einer rückwärtigen Wassergas-Shift-Reaktion als Gaswandlungstechnologie aufweist. Von Vorteil ist hierbei die Nutzung eines anderen Gases, in diesem Fall Methan, sodass der wesentliche Anteil der nutzbaren Energie aus dem Gas, anstatt aus externen Stromquellen stammt.

Weiterführende Forschungen bezüglich dieser Arbeit könnten sich mit den getroffenen Annahmen oder weiteren neuen Technologien in einem Power-to-Liquid-Aufbau beschäftigen.

II. Abstract

The current man-made climate change poses a great threat to the continued existence of the current ecosystem, including plants, animals, and humans. To be able to reduce the CO₂ emissions responsible for this, new types of low-emission technologies must be developed. For such developments complex calculations, simulations and modeling of these technologies are necessary.

The aim of this work is the modeling of a power-to-liquid plant with a plasmalysis as gas conversion technology and subsequent Fischer-Tropsch synthesis. This plant is to produce crude oils from natural gas and electricity using different technologies for subsequent fuel production. This modeling will provide information about required capacities and gas quantities for this type of plant.

To develop this model, an existing calculation model for another power-to-liquid plant will be used and additional required technology simulations will be developed with the help of current research within this field. To enable an assessment of the energetic effort required to produce synthetic crude oil, a comparison of the energetic effort of the new model and the reference model used for the new modeling will be made. In addition, model parameters are varied to show influences of these parameters on the power need. Among these parameters are the natural gas mass flow and the methane content of the natural gas.

The results of the modeling show that a power-to-liquid plant with a plasmalysis and subsequent Fischer-Tropsch synthesis has very similar power requirements when compared with a power-to-liquid plant with carbon dioxide and hydrogen as gases and a reverse watergas-shift reaction as gas conversion technology. However, the use of an alternative gas, in this case methane, is of advantage, because of the mainly used energy of the methane instead of external energy sources.

Further research concerning this work could deal with the assumptions made or further new technologies in a power-to-liquid setup.

III. Inhaltsverzeichnis

I. Abstrakt.....	3
II. Abstract.....	4
III. Inhaltsverzeichnis	5
IV. Nomenklaturverzeichnis	7
1 Einleitung	9
2 Theoretische Grundlagen	11
2.1 Power to Liquid.....	11
2.2 Thermodynamische Systeme	12
2.2.1 Mischkammer.....	12
2.2.2 Verdichter.....	13
2.2.3 Wärmeübertrager.....	13
2.2.4 Flüssigkeitsabscheider/Membran	13
2.2.5 Kondensator	13
2.2.6 Ventil	13
2.2.7 Drossel.....	13
2.2.8 Reaktor	13
3 Methodik.....	18
3.1 Das Referenzmodell einer Power to Liquid-Anlage mit rWGS	19
3.2 Der Aufbau der Power-to-Liquid-Anlage mit Plasmalyse.....	20
3.2.1 Die Initial-Mischkammer	21
3.2.2 Die Plasmalyse-Einheit	22
3.2.3 Die Synthesegas-Abspaltung	23
3.2.4 Die Synthese-Einheit.....	24
3.2.5 Die Syntheseprodukt-Abspaltung.....	24
3.2.6 Zusammenfassung aller Zustände der Modellierung.....	25
3.3 Thermodynamische Berechnungen	27
3.3.1 Allgemeine Berechnungen	27
3.3.2 Mischkammer.....	30
3.3.3 Verdichter.....	31
3.3.4 Wärmeübertrager.....	32
3.3.5 Flüssigkeitsabscheider/Membran	33
3.3.6 Ventil	35
3.3.7 Temperaturberechnung Ventil.....	35
3.3.8 Druckberechnung Ventil.....	35
3.3.9 Drossel.....	36
3.3.10 Reaktor	37
3.3.11 Zusammenfassung der Berechnungen.....	43
3.4 Der Aufbau der Modellierung	44
3.4.1 Initialisierung.....	44

3.4.2	Funktionsdefinition der Anlagenkomponenten	46
3.4.3	Funktionsverkettung	49
3.4.4	Ergebnisdarstellung	52
4	Ergebnisse	53
4.1	Standardfall	53
4.1.1	Verlaufdiagramm aller Zustände	54
4.1.2	Verlaufdiagramm Eintritts- und Austrittszustände.....	55
4.1.3	Verlaufdiagramm Fischer-Tropsch-relevanter Zustände	56
4.1.4	Verlaufdiagramm aller Leistungsströme.....	57
4.1.5	Sankey-Diagramm aller Anlagenkomponenten.....	57
4.1.6	Sankey-Diagramm der Plasmalyse-Komponenten	59
4.1.7	Sankey-Diagramm der Fischer-Tropsch-Komponenten	59
4.1.8	Gesamtleistungsbedarf	60
4.1.9	Zusammenfassung des Standardfalls	60
4.2	Variation des Biogas-Massenstroms	61
4.3	Variation des Methananteils am Biogas.....	62
4.4	Variation der Plasma-Gasteilungsrate.....	64
5	Diskussion	67
5.1	Erkennbare Abhängigkeiten durch die Variationen	67
5.2	Vergleich der Ergebnisse mit dem PtL-Referenzmodell.....	69
5.3	Auseinandersetzung mit den kritischen Annahmen des Modells.....	72
6	Zusammenfassung und Ausblick	75
V.	Literaturverzeichnis	79
VI.	Abbildungsverzeichnis.....	82
VII.	Tabellenverzeichnis.....	84
VIII.	Anhang	85
	Anlage 01 Rohrleitungs- und Instrumentenschema der geplanten PtL-Anlage.....	85
	Anlage 02 isobare Wärmekapazitäten ab C1	86
	Anlage 03 Python-Code der thermodynamischen Berechnungen.....	87
	Anlage 04 Python-Code des Modellbildung	107
	Anlage 05 Modellergebnisse Variation des Biogasmassenstroms	115
	Anlage 06 Modellergebnisse Variation Methananteils am Biogas.....	139
	Anlage 07 Modellergebnisse Variation der Plasma-Gasteilungsrate	194

IV. Nomenklaturverzeichnis

Abkürzung	Bedeutung
Abb.	Abbildung
ASF	Anderson-Schulz-Flory (-Verteilung)
CH ₄	Methan
CO	Kohlenstoffmonoxid
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
FTS	Fischer-Tropsch-Synthese
H ₂	Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
O ₂	Sauerstoff
PtG	Power-to-Gas
PtL	Power-to-Liquid
PtX	Power-to-X
R&I	Rohrleitungs- und Instrumentenschema
rWGS	Reverse Wassergas-Shift-Reaktion
WGS	Wassergas-Shift-Reaktion

Symbol	Beschreibung	Einheit
c_p	Spezifische isobare Wärmekapazität	J/(kg*K)
C_p	isobare Wärmekapazität	J/(mol*K)
c_v	Spezifische isochore Wärmekapazität	J/(kg*K)
ΔH	Enthalpie	J/mol
\dot{m}	Massenstrom	kg/s
M	molare Masse	kg/kmol
n	Stoffmenge	kmol
\dot{n}	Stoffstrom	kmol/s
p	Druck	Pa
P	Leistung	kW
\dot{Q}	Wärmestrom	kW
r	Umsetzungsrate	-
R	Spezifische Gaskonstante	J/(kg*K)
T	Temperatur	K
x	Aufteilungsverhältnis	-
α	Kettenwachstumswahrscheinlichkeit	-
κ	Isentropenexponenten	-
ξ	Massenanteil	-
ψ	Stoffanteil	-

Index	Bedeutung
ges	Gesamt
i	Beliebiges Molekül eines Gasgemisches
in	Eingang
k	Beliebiger Ausgangsstrom
out	Ausgang
R	Reaktion
t	Technisch
Z1	Gas Zustand 1
Z2	Gas Zustand 2
Zm	Gas Zustand nach Mischung
Zn	Gas Zustand n

1 Einleitung

“But we can’t just go after this low-hanging fruit. Now that the movement to address climate change is getting serious, we’ll need to focus on the hard parts too: electricity storage, clean fuels, cement, steel, fertilizer, and so on.” – Bill Gates [1]

Die Reduzierung der Emissionen ist eines der zentralen Themen für eine Minderung der Folgen der Klimakrise. Dass ein Klimawandel bevorsteht und die Menschheit stark beeinflussen wird, macht sich bereits aktuell in vielen Lebensbereichen und Teilen der Welt bemerkbar. Wie stark sich die Folgen dieses Wandels ausprägen werden, liegt noch in unseren Händen. Damit die klimatischen Veränderungen nicht abrupt eintreten, als der Mensch daran anpassbar ist, müssen vorhandene Technologien klimaschonender, Verbräuche reduziert und Natur- und Klimaschutz neu gedacht werden.

Ein Ansatz Technologien klimaschonender zu gestalten ist die Reduzierung der Emissionen sämtlicher Energiesektoren. Dazu gehört die Senkung der Treibhausgas-Emissionen sowie der Klimagase wie Kohlenstoffdioxid (CO₂).

Wie Bill Gates in seinem Buch „How to Avoid a Climate Disaster: The Solutions We Have and the Breakthroughs We Need“ von 2021 schrieb, muss der Fokus auf klimaschädliche Technologien und Produkte der Sektoren Energiewirtschaft, Verkehr, Gebäude, Industrie und Landwirtschaft gelegt werden, um Klimaschutz ganzheitlich zu denken und einen möglichst großen Einfluss auf die Emissionsentwicklung nehmen zu können.

Jeder Fortschritt zugunsten der Klimafreundlichkeit muss für jeden Sektor gesondert entwickelt und beurteilt werden. Beispiele für Maßnahmen zum Klimaschutz, die bereits unternommen worden sind Sanierungsgebote von energetisch ineffizienten Gebäuden, Düngeverbote für die Landwirtschaft und Initiativen, die den öffentlichen Personennahverkehr attraktiver gestalten. Die Bundesregierung Deutschland beschreibt ebendiese Klimaschutzvorhaben im Deutschen Aufbau- und Resilienzplan. [2]

Der Verkehrssektor auf den Straßen wird durch finanzielle Ersparnisse für Elektrofahrzeuge für den privaten Gebrauch und günstigeren alternativen im öffentlichen Personennahverkehr gefördert. Der Luftsektor hingegen kann nur durch eine Dekarbonisierung klimafreundlicher gestaltet werden. Um die CO₂ Emissionen des Luftsektors zu senken, müssen Flugkraftstoffe, wie beispielsweise Kerosin Jet A1, in der Herstellung emissionsärmer werden. Um dies zu ermöglichen, können Power-to-X (PtX), oder wie in diesem Fall Power-to-Liquid-Technologien, genutzt werden. Hierbei wird im Allgemeinen der Strom aus erneuerbaren Energien in flüssiger Form speicherbar gemacht.

Dieses Prinzip bedeutet für die Anwendung im Flugsektor, die Speicherung der erneuerbaren Energie in Form von Kraftstoffen, welche für die Nutzung in Flugzeugen geeignet ist. Die so hergestellten synthetischen Kraftstoffe haben gegenüber den herkömmlichen Kraftstoffen den Vorteil, dass diese in der Herstellung und anschließenden Verbrennung, weitaus geringere Gesamtemissionen haben. Die Hauptursache hierfür liegt in der Nutzung des Kohlenstoffs. Herkömmliche Kraftstoffe werden aus Erdöl hergestellt. Bei der Verbrennung dieser Kraftstoffe wird somit in der Natur gespeicherter Kohlenstoff in unterschiedlichen Verbindungen, wie Kohlenstoffdioxid, Kohlenstoffmonoxid (CO) oder Methan (CH₄) an die Atmosphäre abgegeben. Dieser zusätzliche Kohlenstoff ist eine Belastung für die Atmosphäre. Synthetische Kraftstoffe hingegen werden in der Regel mit Kohlenstoff aus der

Atmosphäre hergestellt, sodass ein Kohlenstoffkreislauf innerhalb der Atmosphäre entsteht. Synthetische Kraftstoffe sind also idealerweise klimaneutral, da sie die gleiche Menge Kohlenstoff bei der Herstellung aufnehmen, welche bei der Nutzung, also der Verbrennung, wieder an die Umgebung abgegeben wird. Derzeitige Bestrebungen gehen noch darüber hinaus. Mit dem Gelingen einer Kohlenstoff-Abspaltung aus den Prozessen wären sogar Kohlenstoff-negative Emissionen möglich. Zunächst gebundener Kohlenstoff wird der Atmosphäre entnommen und nicht direkt wieder an sie abgegeben. Power-to-Liquid-Anlagen, die solche Ziele verfolgen, sind Teil derzeitiger Forschung und Entwicklung und werden prototypisch umgesetzt, um als Versuchsanlagen Erkenntnisse zur Verfügung zu stellen.

Die Aufgabe dieser Arbeit war die Erarbeitung einer Modellierung für eine Vorkalkulation einer Power to Liquid-Anlage, welche mithilfe einer Plasmalyse und einer Fischer-Tropsch-Synthese aus Biogas Kraftstoffe herstellen kann. Dazu soll ein realer Prozess möglichst präzise und wenn nötig unter Anwendung geeigneter Annahmen, abgebildet werden. Ziel soll eine Darstellung der zu erwartenden Leistungen und Stoff- sowie Massenströme sein. Zusätzlich soll dieser Anlagentyp mit einer Alternative mit anderen Technologien verglichen werden.

Dazu werden zunächst die theoretischen Grundlagen von Power-to-X- und im speziellen Power-to-Liquid (PtL)-Anlagen betrachtet. Es wird dann für das Verständnis der relevanten thermodynamischen Systeme einer solchen Anlage gesorgt. Anschließend wird die Methodik, mit der diese Arbeit entwickelt wird, erläutert. Dazu wird der Aufbau der Anlage, die thermodynamischen Berechnungen und die Modellerstellung beschrieben. Daraufhin werden erhaltene Ergebnisse vorgestellt und in der Diskussion abschließend erklärt und miteinander in Bezug gebracht. Damit eine energetische Bewertung der erhaltenen Erkenntnisse erfolgen kann, werden die Ergebnisse dieser Arbeit mit einer Projektarbeit verglichen. Diese Projektarbeit ist Grundlage dieser Arbeit und unterscheidet sich als Power-to-Liquid-Anlage aufgrund der anderen Eingangsgase auch vom Aufbau der Anlage.

Diese Arbeit dient wie bereits erwähnt der Modellierung einer PtL-Anlage mit Plasmalyse und Fischer-Tropsch-Synthese. Als Gas soll dabei Biogas verwendet werden, um Kraftstoffe herzustellen. Im Rahmen dieser Arbeit wird auf die Erarbeitung weiterer Syntheseverfahren und Gasteilungsverfahren verzichtet. Das Biogas als Ausgangselement ist durch die Aufgabenstellung festgelegt.

2 Theoretische Grundlagen

In den folgenden Abschnitten werden die theoretischen Grundlagen der Modellierung einer Power-to-Liquid-Anlage betrachtet. Dadurch können im weiteren Verlauf der Arbeit Inhalte und das Arbeitsvorgehen verstanden werden. Es wird zunächst das Arbeitsprinzip einer PtL-Anlage vorgestellt und anschließend die benötigten Komponenten einer solchen Anlage mit thermodynamischem Fokus beschrieben und erläutert.

2.1 Power to Liquid

Power-to-Liquid gilt als Teil der Power-to-X. Power-to-X beschreibt die Technologie aus erneuerbaren elektrischen Energien – wie beispielsweise Windkraft und Photovoltaik – Energie in anderer Form zu speichern. Dies kann in Form von Wärme, energiereichen Gasen oder Flüssigkeiten erfolgen.

Für einen sinnvollen Einsatz aller vorhanden erneuerbaren Energien, ist eine Nutzung über alle Wirtschaftssektoren hinweg nötig. Die unterschiedlichen Technologien des PtX helfen dabei, in jedem Sektor erneuerbare Energie nutzbar zu machen. Eine mögliche Sektorenkopplung der PtX Technologien wird in Abbildung 2.1 dargestellt.

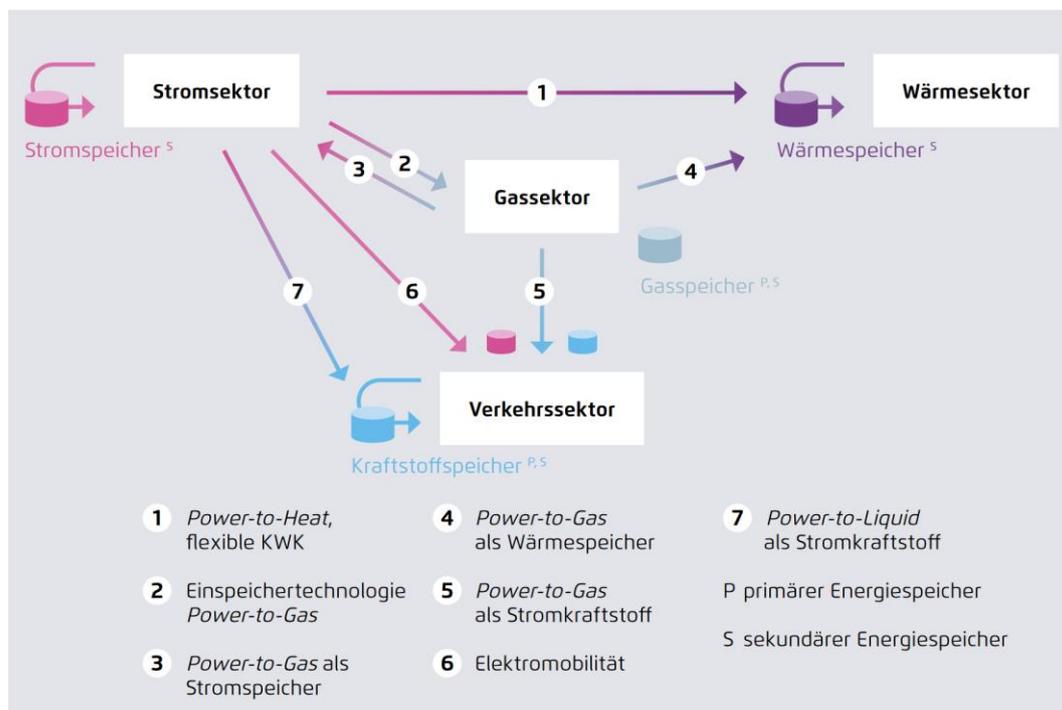


Abbildung 2.1: Power-to-X-Technologien für eine mögliche Sektorenkopplung aus: [3, S. 13]

Eine essenzielle Methode für die Speicherung der elektrischen Energie ist die Nutzung des gewonnenen Stroms durch Windkraft oder anderer alternativer Energiequellen für Elektrolyseure. Diese Elektrolyseure trennen mithilfe elektrischer Energie Wasser (H_2O) in die Bestandteile Wasserstoff (H_2) und Sauerstoff (O_2). Dadurch liegen die Gase gesondert vor. Wasserstoff ist ein energiereiches Element mit sehr geringer Dichte und hoher Flüchtigkeit bei Umgebungsbedingungen, also $25\text{ }^\circ\text{C}$ und einem Druck von $1,013\text{ bar}$. Aus diesem Grund ist es kaum möglich Wasserstoff bei Standardbedingungen zu speichern. Wasserstoff ist in der Praxis nur flüssig speicherbar. Dafür ist

jedoch sehr viel Energie nötig, denn reiner Wasserstoff verflüssigt sich erst bei Temperaturen von - 250 °C. Die dauerhafte Bereitstellung solcher Temperaturen ist energetisch nicht tragbar. Aus diesem Grund wird der Wasserstoff mithilfe von Power-to-X an andere Elemente, wie beispielsweise Kohlenstoff, gebunden. Dieses Prinzip wird je nach Aggregatzustand nach der Bindung an die zusätzlichen Elemente als Power-to-Liquid (Kerosin) oder Power-to-Gas (Methan) bezeichnet.

Ein weiteres mögliches Speicherprinzip der erneuerbaren Energie ist die Wandlung der elektrischen in thermische Energie. Dieses Prinzip wird als Power-to-Heat bezeichnet und findet vor allem im Wärmesektor Anwendung. Aufgrund der Relevanz für diese Arbeit sei dieses Prinzip nur genannt.

Power-to-Liquid ist eine Technologie, um elektrische Energie in liquider Form zu speichern. Die Speicherung dieser Energie erfolgt nach Möglichkeit mit energiereichen Verbindungen, wie die gängigen Kraftstoffe Diesel, Benzin und Kerosin, aber auch Ammoniak.

Die oben genannten Kraftstoffe bestehen in erster Linie aus langkettigen Kohlenwasserstoffen, also aneinander gereihten Kohlen-Wasserstoffverbindungen. Je nach Anzahl der Kohlenstoffe in diesem Gemisch, bezeichnet man den Kraftstoff als Diesel, Benzin oder Kerosin. Um einen solchen Kraftstoff also synthetisch herstellen zu können, wird neben Wasserstoff auch Kohlenstoff benötigt. Dieser Kohlenstoff kann aus unterschiedlichen Quellen zur Verfügung gestellt werden. Beispielhaft für solche Quellen sind dabei Biogasanlagen, Fabriken und die Umgebungsluft. Wie und mithilfe welcher Technologien und Prozesse synthetische Kraftstoffe entstehen, wird in den folgenden Kapiteln erläutert.

2.2 Thermodynamische Systeme

„Die Thermodynamik ist eine grundlagenorientierte Wissenschaft, die als eine allgemeine Energielehre, als ‚Energietheorie‘ umschrieben werden kann. Sie lehrt verschiedene Erscheinungsformen der Energie zu unterscheiden und zu berechnen.“ [4]

Mithilfe der Thermodynamik ist es möglich, Zustandsgrößen, wie beispielsweise Temperatur, Druck und Massenstrom von Gasen zu berechnen. Unter Anwendung der korrekten physikalischen Modelle und Berechnungen können die Zustandsänderungen ideal bestimmt werden. Dadurch ist es möglich einen fluidführenden Prozess physikalisch nachzuvollziehen. Unterschiedliche Prozesse einer technischen Anlage werden auf unterschiedliche Weisen berechnet. So unterscheidet sich etwa die Berechnung der Gaszustandsgrößen bei gegebenen Eingangsgrößen eines Verdichters wesentlich von der eines Wärmeübertrages.

Mithilfe der Thermodynamik ist eine Vorabkalkulation von technischen Anlagen möglich. Alle Berechnungen von strömenden Gasen basieren auf den Zustandsgrößen Temperatur, Druck, Massenstrom und dem Stoffstrom oder der molaren Masse.

Die folgenden Abschnitte beschreiben die Funktionen und Arbeitsweisen ausgewählter thermodynamischer Systeme:

2.2.1 Mischkammer

Eine Mischkammer besitzt mehrere Eingangsfluide und mischt diese miteinander, sodass ein Gasgemisch die Mischkammer verlässt.

2.2.2 Verdichter

Verdichter sind Systeme, welche eine Druckerhöhung bewirken. Mithilfe von elektrischer Leistung wird der Druck des durchströmenden Fluids erhöht. Hierfür wird eine externe Energiequelle benötigt.

2.2.3 Wärmeübertrager

Wärmeübertrager transportieren Wärme zu einem Fluid. Dies kann sowohl eine Wärmezufuhr als auch eine Wärmeabfuhr zur Folge haben. Der Wärmeaustausch wird hierbei stets mithilfe von mehreren Kreisläufen realisiert, sodass das durchströmende Fluid in der Zusammensetzung konstant bleibt, sich jedoch die Temperatur und ggf. der Druck ändert. Es wird eine externe Energiequelle oder -senke benötigt. Die Art der Primärseite des Wärmeübertragers, also die Seite der Energiequelle oder -senke ist nicht von Relevanz, es ist lediglich die Energiemenge von Interesse, die an das Wärmeziel, also der Sekundärseite des Wärmetauschers, abgegeben wird.

2.2.4 Flüssigkeitsabscheider/Membran

Flüssigkeitsabscheider und Membrane sind technisch sehr aufwendige Bauelemente. Sie trennen mithilfe von unterschiedlichen physikalischen Effekten Gase voneinander. Sie besitzen ein Eingangsfluid und mehrere Ausgangsfluide.

2.2.5 Kondensator

Kondensatoren dienen der Trennung von Fluiden. Liquide Fluide werden von einem Kondensator abgespalten und Gase strömen ungehindert hindurch. Ein Kondensator hat somit ein Eingangsfluid und zwei Ausgangsfluide.

2.2.6 Ventil

Ein Ventil dient der Teilung eines Gases in mehrere. Ein Ventil besitzt ein Eingangsfluid und mehrere Ausgangsfluide.

2.2.7 Drossel

Eine Drossel dient der Druckvernichtung in einem thermodynamischen System.

2.2.8 Reaktor

Reaktoren sind Anlagenkomponenten, die mithilfe von chemischen Reaktionen Gaszusammensetzungen verändern. Diese Reaktionen finden modellbedingt in jeweils einem Reaktor statt. Die folgenden Kapitel erläutern die für diese Arbeit relevanten Reaktoren und dessen Reaktionen.

2.2.8.1 Synthese

Synthese beschreibt im Allgemeinen das Zusammenführen mehrerer Ausgangsstoffe. Bei einer Synthese laufen, bei bestimmten Temperaturen und Drücken, Reaktionen ab. Diese Reaktionen benötigen zusätzlich bestimmte Ausgangsstoffe wie beispielsweise Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff in einem definierten Verhältnis. Produkt einer solchen Synthese sind diverse

Kohlenwasserstoffverbindungen, welche sich als Basis für Kraftstoffe eignen. Als beispielhafte Synthesen sind die Methanol- und die Fischer-Tropsch-Synthese (FTS) zu nennen.

Die für diese Arbeit relevante Synthese ist, die in den 1920er Jahren von Franz Fischer und Hans Tropsch entwickelte, gleichnamige Fischer-Tropsch-Synthese.

Das Verständnis dieser Synthese stammt, wenn nicht anders gekennzeichnet aus [5]–[8].

Bei der FTS reagieren ein Mol Kohlenstoffmonoxid mit zwei Mol Wasserstoff hauptsächlich zu langkettigen linearen Kohlenwasserstoffverbindungen und Wasser. Die Formel (1) beschreibt die allgemeine Reaktion dieser Synthese. Das $-CH_2-$ stellt hierbei die Kohlenwasserstoffverbindungen dar. „Die typischen Reaktionsbedingungen für die Fischer-Tropsch-Synthese sind Temperaturen von 200 °C – 250 °C und Drücke von 25 – 60 bar.“[7]



Mithilfe der Anderson-Schulz-Flory (ASF) – Verteilung lässt sich die tatsächliche Produktverteilung, welche sich hinter $-CH_2-$ verbirgt, bestimmen. Die ASF-Verteilung ist eine Wahrscheinlichkeitsfunktion für die Bildung von n-kettigen Kohlenwasserstoffen in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α . Diese Produktverteilung ist grafisch in Abbildung 2.2 über der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit dargestellt. Darin werden die Kurven der Kohlenwasserstoffverbindungen über der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit dargestellt. Die Abbildung 2.3 zeigt die Produktverteilung bei festgelegten Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten.

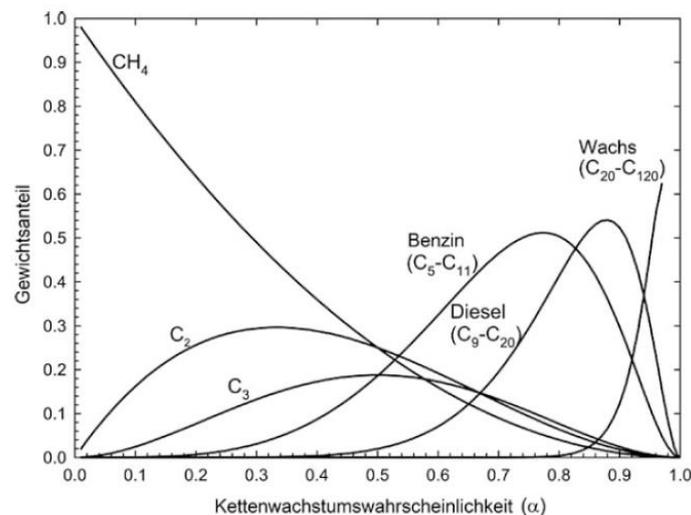


Abbildung 2.2: Produktverteilung über der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit(α) nach Anderson, Schulz und Flory [6, Abb. 13.41]

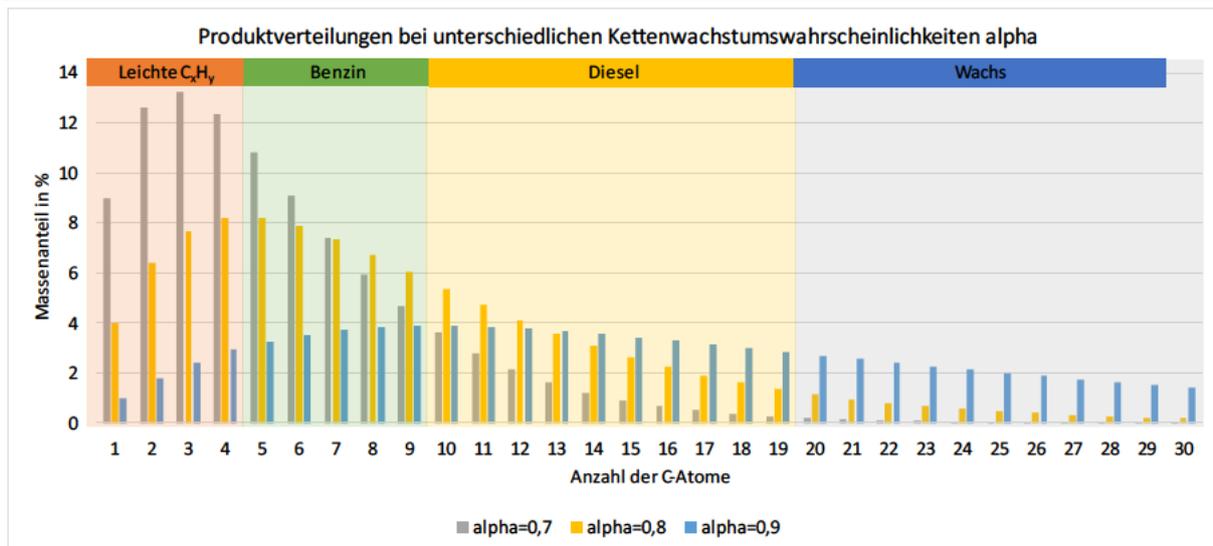


Abbildung 2.3: Produktverteilung bei unterschiedlichen Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten angepasst aus: [6]

2.2.8.2 Wassergas-Shift-Reaktion

Die Wassergas-Shift-Reaktion (WGS) ist eine Reaktion zur Veränderung der Gasbestandteile von Kohlenstoffmonoxid und Wasser. In der WGS wird aus Kohlenstoffmonoxid und Wasser Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff (2). Mithilfe einer Regulierung des an der Reaktion teilnehmenden Wassers kann so eine bestimmte Menge an Kohlenstoffmonoxid zu Kohlenstoffdioxid umgewandelt werden (3). Die stattfindende chemische Reaktion lautet:



2.2.8.3 Rückwärtige Wassergas-Shift-Reaktion

Die rückwärtige, oder auch reverse, Wassergas-Shift-Reaktion (rWGS) verläuft entgegen der in (3) beschriebenen chemischen Reaktion. Hierbei wird mithilfe von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid, Wasser und Kohlenstoffmonoxid gebildet (4). Diese Reaktion erfolgt sehr energieintensiv, da Temperaturen zwischen 800 und 900 °C und Drücke zwischen 8 und 9 bar notwendig sind. Die Erwähnung dieser Reaktion ist für diese Arbeit lediglich für einen Vergleich, nicht jedoch für die tatsächliche PtL-Anlage nötig.



Eine Betreibung der rWGS mit einem Wassergasüberschuss führt zu der Herstellung von feuchtem Synthesegas (H_2, CO). Diese Reaktion wird in (5) beschrieben.



2.2.8.4 Plasmalyse

Das Verständnis der Plasmalyse, welches im Englischen als plasma cracking (PC) bezeichnet wird, basiert im Wesentlichen und, wenn nicht anders gekennzeichnet, auf Tendero et al., 2006 ([9]). Auf diese Quelle wird im Weiteren Lauf der Arbeit Bezug genommen. Als weitere Literaturen dienen [10]–[31]

Plasmalyse bezeichnet man als den Prozess der Gaswandlung zu einem Plasma, also einem ionisierten Gas. Ein Plasma besteht im Wesentlichen aus Ionen, Elektronen und Neutronen. Aufgrund des uneindeutigen Aggregatzustands wird der Plasmazustand auch als vierter Aggregatzustand bezeichnet. „Mehr als 99 % der sichtbaren Materie im Universum befindet sich im Plasmazustand. Auf der Erde kommt es in seiner natürlichen Form z.B. in Blitzen oder als Polarlicht in der Arktis und Antarktis vor. Bei einer Sonnenfinsternis lässt sich das Plasma als heller Lichtkranz (Korona) um die Sonne beobachten.“[32] Die Abbildung 2.4 veranschaulicht die Theorie des vierten Aggregatzustands.

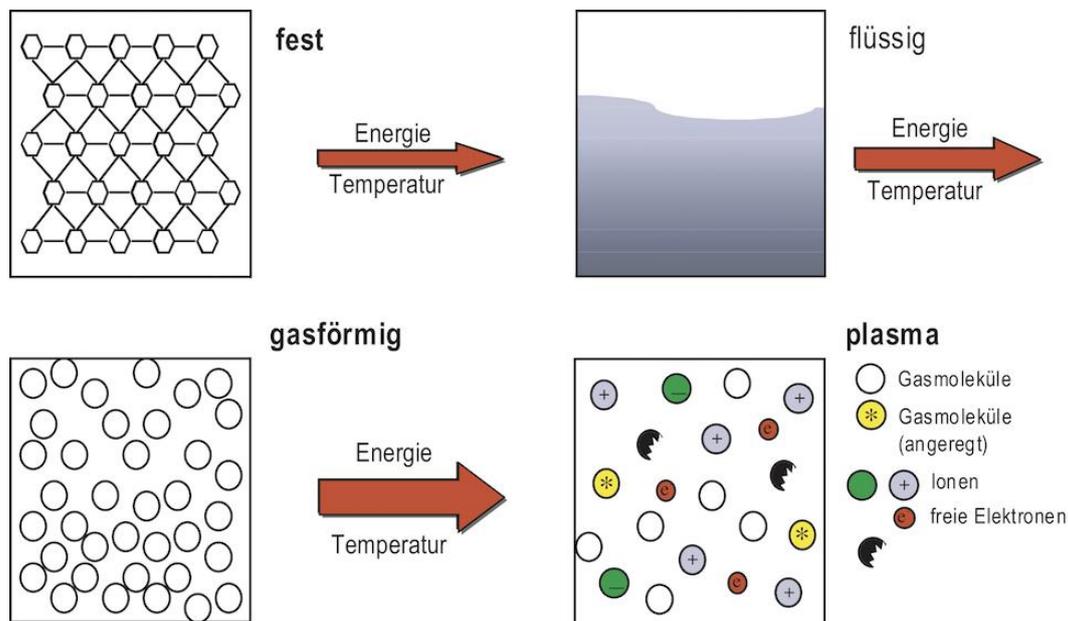


Abbildung 2.4: Plasma - der vierte Aggregatzustand [32]

Die Plasmalyse bezeichnet den Prozess ein Gas in ein Plasma zu überführen. Dafür wird grundsätzlich dem Gas Energie zugeführt, um die Anordnung der Atome und Moleküle zu verändern und Ionen zu formen. Ganzheitlich betrachtet, befindet sich ein Plasma im elektrisch neutralen Zustand. Lediglich die einzelnen Moleküle und Atome sind mit hohem Potenzial geladen.

Die Energiezufuhr kann sowohl thermisch als auch elektrisch und elektromagnetisch erfolgen. Durch die Energie werden Elektronen, also negativ geladene Teilchen, angeregt und in Richtung der zunächst neutralen Teilchen des Gases transportiert.

Die entstehenden Kollisionen können elastisch und unelastisch ablaufen. Elastische Kollisionen bewirken keine Ladungsänderung der neutralen Teilchen des Gases, aber erhöhen dessen kinetische Energie. Unelastische Kollisionen hingegen treten bei ausreichend hoher Elektronenenergie ein und verändern die Elektronenstruktur des getroffenen Teilchens zu Ionen und beeinflussen somit die innere Energie des Moleküls.

Die elektrische Plasmalyseverfahren können weiter durch die genutzte Wellenlänge oder Frequenz unterschieden werden. Üblich ist die Nutzung von niederfrequenten Wellen, Radio- und Mikrowellen. Die Abbildung 2.5 veranschaulicht das Frequenzband und die Anregungen der Ionen und Elektronen einer elektrischen Plasmalyse. Eine Übersicht über weitere Unterteilungen der Plasmalyseverfahren zeigt Abbildung 2.6.

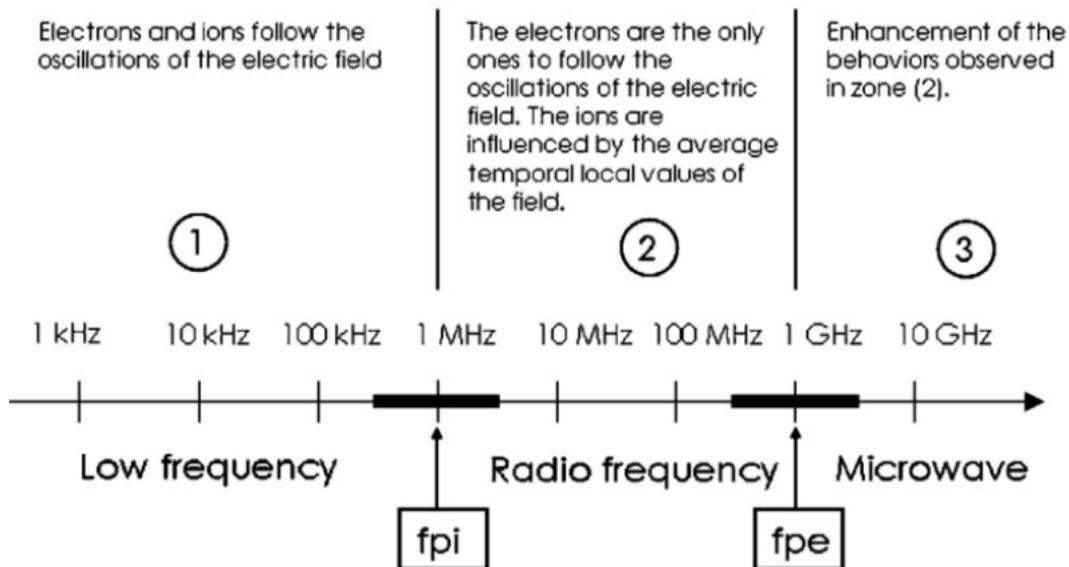


Abbildung 2.5: Frequenzband der Energiequellen einer Plasmalyse
aus: [9]

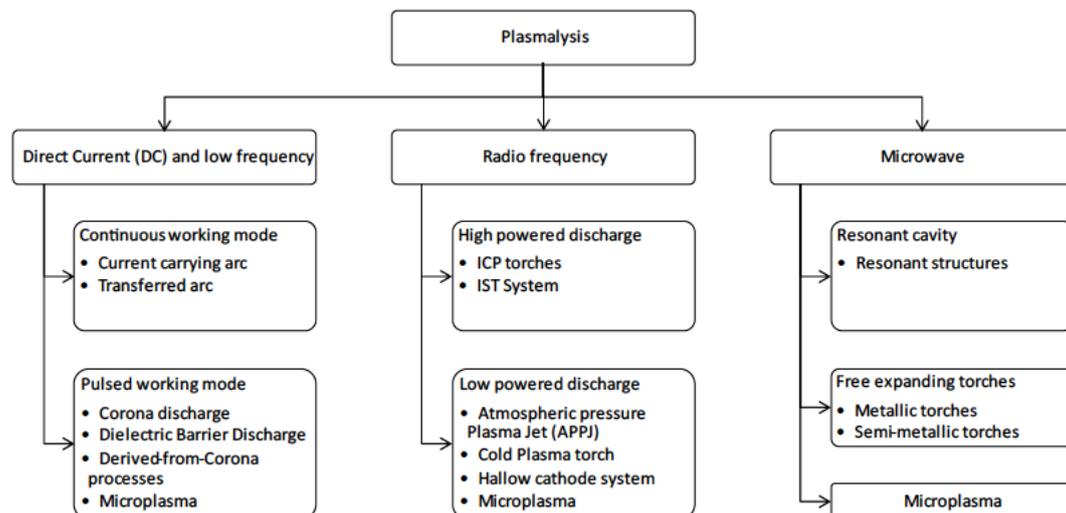
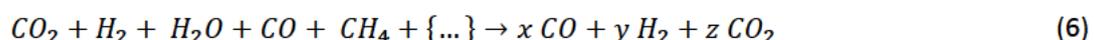


Abbildung 2.6: Übersicht bekannter Plasmalyseverfahren mit Beispielen
eigene Darstellung abgeleitet aus: [9]

Eine ausführliche Erläuterung aller Plasmalyseverfahren wäre an dieser Stelle zu umfangreich und ist für das Verständnis der hier betrachteten Prozesse nicht von Belang. Für detaillierteres Wissen der dargestellten Verfahren wird auf folgende Literatur verwiesen: [9], [18], [19]

Unabhängig von der Energiequelle des Plasmalyseverfahrens dient die Plasmalyse einer Neuordnung der beteiligten Elemente. In dieser Arbeit wird die Plasmalyse auf ein Gasgemisch mit unterschiedlichen Zusammensetzungen und Verbindungen aus den Elementen Wasserstoff, Kohlenstoff und Sauerstoff, angewandt. Es wird angenommen, dass sich dabei sämtliche Elemente neuordnen und Kohlenstoffmonoxid, -dioxid und Wasserstoff gebildet werden. Die erwartete allgemeine chemische Reaktion beschreibt (6).



Mithilfe einer Regelung der Edukte ist eine Herstellung von Synthesegas und Kohlenstoffdioxid möglich.

3 Methodik

Das Flussdiagramm in Abbildung 3.1 zeigt die angewandte Methode für die Entwicklung des Modells. Eine nähere Erläuterung folgt in den nachstehenden Abschnitten.

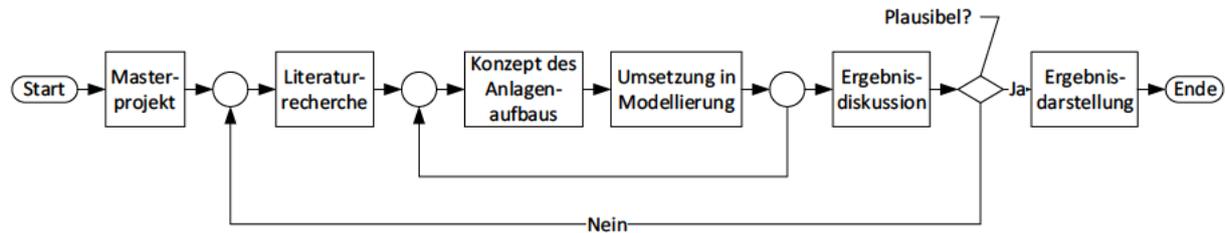


Abbildung 3.1: verwendete Methodik in Flussdiagrammdarstellung

Grundlage dieser Arbeit war eine Projektarbeit, in welcher eine bestehende PtL-Anlage modelliert wurde und die Simulationsergebnisse mit der realen Anlage verglichenen wurde. Davon ausgehend würden möglichst viele Erkenntnisse für diese Arbeit übernommen und bedarfsweise angepasst werden. Eine inhaltliche Zusammenfassung der verwendeten Projektarbeit als Referenz erfolgt in Kapitel 3.1 „Das Referenzmodell einer Power to Liquid-Anlage“.

Zu Beginn dieser Arbeit war weder ein Modellierungsplan noch ein Rohrleitungs- und Instrumentenschema (R&I) der geplanten Anlage verfügbar. Somit wurde für die Planung des realen Aufbaus einer solchen PtL-Anlage anhand von Literatur konzeptionell ein R&I erstellt, welches die wichtigsten benötigten Anlagenkomponenten beinhaltet. Dieses Entwurfs-Schaltbild wurde anschließend teilmodelliert, um mögliche Fehlerquellen und zusätzlich benötigte Anlagenkomponenten zu identifizieren und einzuplanen. Mithilfe dieser iterativen Planungsmethode konnte ein dauerhafter Überblick über die benötigten Anlagenkomponenten und der zugehörigen Funktionen behalten werden.

Nachdem so das finale R&I-Schema der PtL-Anlage erstellt und festgelegt wurde, schloss sich der Prozess der finalen Programmierung und Modellierung der Anlage an.

Teil der Aufgabenstellung war eine möglichst strukturierte und verständlich programmierte Modellierung inklusive einer simplen Möglichkeit der Visualisierbarkeit der Ergebnisse.

Es wurde sich für eine Python Programmierung entschieden, um einen generellen Zugang zum Programm zu gewährleisten und den bereits genannten weiteren Anforderungen an die Modellierung zu entsprechen. So kann außerdem der Anspruch der Lizenzfreiheit erfüllt werden. Python als Programmiersprache bietet die Vorteile des leichten Programmcode-Verständnisses bei sehr hoher Bibliotheken-Unterstützung und hoher Portabilitätsmöglichkeit. Diese ermöglichen ein simples Weiterverwenden und Bearbeiten des Modells und eignet sich somit auch als Grundlage für weitere Forschungsarbeiten.[33]

Nach der Festlegung der Modellierungsumgebung, wurde die Programmierung der einzelnen Bauelemente umgesetzt und zu jeder eine Funktion definiert, welche durch Definition der Eingangsgrößen und die Anwendung der thermodynamischen Gesetze die gewünschten Ausgangsgrößen bestimmt. Nachdem sämtliche Berechnungen dieser Anlagenkomponenten definiert wurden, konnte der Aufbau der geplanten PtL-Anlage nachgestellt werden. Zunächst wurden entsprechend des R&Is die Berechnungen aneinandergereiht. Im weiteren Verlauf wurde der

Programmcode um die Kreisprozesse ergänzt. Aufgrund teilweise fehlender belastbarer Informationen mussten Annahmen für die Berechnungen getroffen werden. Diese stammen in aller Regel aus Literaturangaben oder fachlichen Diskussionen.

Nachdem die Funktionalität der Modellierung sichergestellt war, wurden Visualisierungen, wie Tabellen, Verlaufs- und Sankey-Diagramme implementiert, sodass eine zuverlässige und automatisierte Veranschaulichung der Daten ermöglicht wird.

3.1 Das Referenzmodell einer Power to Liquid-Anlage mit rWGS

Als Referenz und Grundlage dieser Arbeit diente ein Projekt, welches sich thematisch mit einer Prozessaufnahme einer Power-to-Liquid-E-Fuel-Produktionsanlage auseinandersetzte.

Bei diesem Projekt handelt es sich um eine möglichst genaue Darstellung einer vorhandenen Power-to-Liquid-Anlage. Zusammengefasst dient diese betriebene Anlage der synthetischen Produktion von kohlenwasserstoffbasiertem synthetischem Rohöl, das in Raffinerien weiter zu Kraftstoffen wie Benzin, Diesel und Kerosin verarbeitet werden kann, aus den Eduktgasen Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid. Wie in Kapitel 2 beschrieben, wird für eine synthetische Herstellung von kohlenwasserstoffbasierten Kraftstoffen Synthesegas und eine anschließende Synthese benötigt. Die in der Projektarbeit betrachtete Power-to-Liquid-Anlage verwendet Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid als Ausgangsgase. Durch die Nutzung einer rückwärtigen Wassergas-Shift-Reaktion wird mit hohem Energieverbrauch Synthesegas hergestellt. Nach einer Vorkonditionierung und anschließenden Fischer-Tropsch-Reaktion, werden langkettige Kohlenwasserstoffe gebildet und dem Kreisprozess für die weitere Verarbeitung entzogen. Das zugehörige vereinfachte Prozessflussdiagramm aus diesem Projekt wird in Abbildung 3.2 dargestellt. Mischkammern, Wärmeübertrager, Verdichter, Kondensatoren, Drosseln und Gasteiler werden in dieser Darstellung aufgrund von Geheimhaltung zu Konditionierungseinheit zusammengefasst.

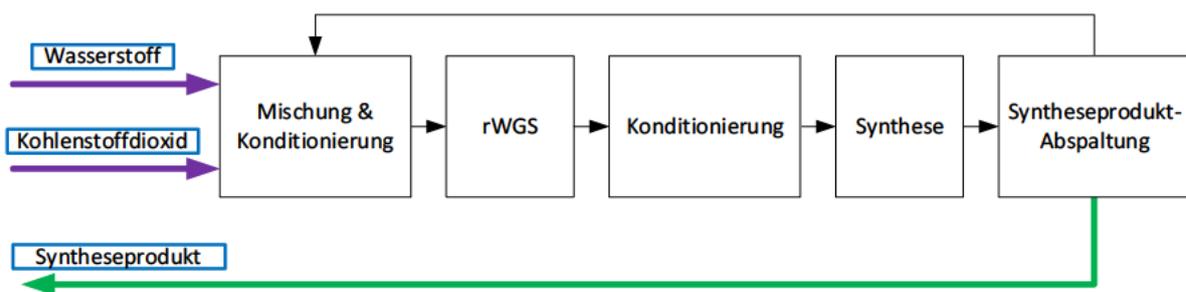


Abbildung 3.2: Prozessflussdiagramm der Referenz-Power-to-Liquid-Anlage

Ziel des Masterprojektes war nicht nur die Zusammenfassung des Arbeitsprinzips dieser Anlage, sondern auch das Entwickeln eines computergestützten Modells. So wurden mithilfe von Matlab-Simulink Funktionen und Berechnungen für die einzelnen Anlagenkomponenten erstellt. Zu diesen Anlagenkomponenten gehören Mischkammer, Wärmeübertrager, Verdichter, Kondensator, Drossel, Gasteiler und Reaktoren für die Synthesegasherstellung, also der rückwärtigen Wassergas-Shift-Reaktion (rWGS) und der Fischer-Tropsch-Synthese. Sämtliche dieser bereits erstellten Funktionen für die Berechnung der Gaszustandsänderungen dienen als Grundlage für diese Arbeit und wurden zum Großteil wiederverwendet.

Ergebnisse des Referenzmodells

Aus der Projektarbeit wird ersichtlich, dass aus einem Massenstrom von 160 kg/h CO und 20 kg/h H₂ im stabilen Zustand der Modellierung 28,6 kg/h trockenes Fischer-Tropsch-Produkt, also C₅₊, hergestellt werden. Zusätzlich werden in diesem Zustand dem Prozess 128,0 kg/h Wasser und 12,7 kg/h C₁-C₄ entzogen. In dieser Anlage werden einige Bestandteile der Gase verbrannt und somit aus dem Prozess geschleust. Diese Gase sind im stationären Zustand 5,0 kg/h Kohlenstoffdioxid, 4,4 kg/h Kohlenstoffmonoxid und 1,4 kg/h Wasserstoff.

Die Leistungen für das Referenzmodell werden in Tabelle 3.1 dargestellt. Die Leistungen wurden analog der Berechnungsmethoden dieser Arbeit bestimmt.

Tabelle 3.1: Wärmeströme und Leistungen der Simulation des Referenzmodells

Größe	Einheit	Kompressor Mischung	Heizregister Mischung	RWGS	Kühlregister RWGS
Wärmestrom	kW	-	137,32	38,84	-187,64
Leistung	kW	26,18	-	-	-
Größe	Einheit	Kompressor Synthese	Heizregister Synthese	FTS	Kühlregister Synthese
Wärmestrom	kW	-	20,84	-170,30	-29,45
Leistung	kW	17,19	-	-	-

Um einen Vergleich der PtL-Anlagen-Modelle zu ermöglichen, wird angenommen, dass sich der Gesamtleistungsverbrauch aus der Summe aller Prozesse ergibt, welche eine Energiezufuhr benötigen. Freiwerdende Energieströme werden somit nicht verwendet, um diese an anderer Stelle wieder zu nutzen, das heißt es wird von einer minimalen Wärmeintegration der Anlage ausgegangen. Wie am Beispiel von Tabelle 3.1 erkennbar, wäre in der Praxis eine Energiekopplung von Heizregister der Mischung und dem Kühlregister der RWGS sinnvoll. Da diese Energiekopplungen jedoch temperaturabhängig und somit komplex zu bewerten sind, wird dies im Rahmen dieser Arbeit nicht betrachtet.

$$P_{t_Ges} = \sum \dot{Q} > 0, P_t \quad (7)$$

$$P_{t_Ges} = 240,37 \text{ kW}$$

3.2 Der Aufbau der Power-to-Liquid-Anlage mit Plasmalyse

Der grundlegende Aufbau der geplanten PtL-Anlage wird in Abbildung 3.3 dargestellt. Mithilfe von Biogas und Wasser sollen durch eine Plasmalyse Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid gebildet werden. Nach einer anschließenden Abspaltung des Synthesegases, also Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid, aus dem Gasgemisch findet eine Fischer-Tropsch-Synthese statt. Anschließend wird das Syntheseprodukt sondiert und die Restgase der erneuten Mischung zugeführt. Auch die Restgase der Synthesegas-Abspaltung nach der Gaswandlungs-Einheit werden dem Prozess erneut zugeführt. Die folgenden Abschnitte wird der Aufbau der Anlage detailliert beschrieben.

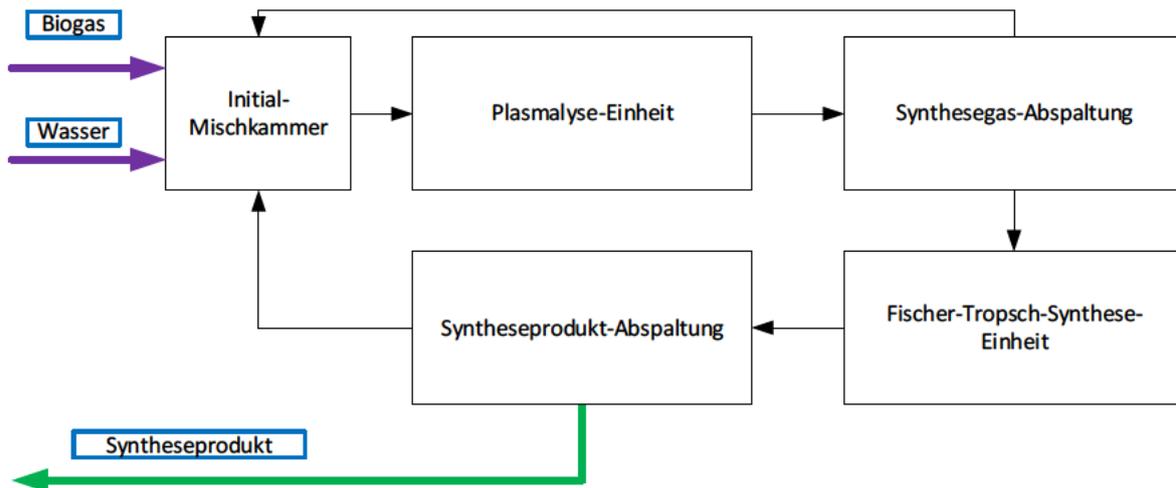


Abbildung 3.3: vereinfachtes Anlagenschema der geplanten PtL-Anlage

Das vollständige und detaillierte Modellierungsschaubild befindet sich in Anlage 01. Dieses unterscheidet sich von Abbildung 3.3 primär durch dargestellte Prozesse, die der Gasvorkonditionierung für die wesentlichen Abläufe, wie der Plasmalyse, Synthese oder den Kondensatoren dienen.

Aufgrund der begrenzten Darstellungsmöglichkeit werden im Folgenden die zusammengefassten Anlagenprozesse des vereinfachten Anlagenschemas einzeln und nicht in der Gesamtdarstellung erläutert. In den folgenden Abbildungen werden die Gasbezeichnungen in blauen Rahmen gekennzeichnet. Textfelder mit blauem Rahmen, welche mit „Q_dot“ beginnen, beschreiben Prozesse, bei denen Wärmeströme zu oder abgeführt werden müssen. Eduktgase werden zusätzlich mit violetten und Produktgase mit grünen Pfeilen hervorgehoben, diese stellen Gasmassenströme dar.

3.2.1 Die Initial-Mischkammer

Wie in Kapitel 2.2.1 beschrieben, dient eine Mischkammer der Mischung mehrerer Fluide. Die Initial-Mischkammer vermengt in dieser Anlage die Eduktgase Biogas *biogas* und Wasser *waterfeed_st*, die Restgase der Plasmalyse *plasma_recycle_mix_in* und der Synthese *FTS_recycle*. Die Entstehung der Restgase der Plasmalyse und der Fischer-Tropsch-Synthese werden in den folgenden Abschnitten näher erläutert. Das entstandene Fluidgemisch *biogas_waterfeed_st_recycle_mix* wird anschließend der Plasmalyse-Einheit zugeführt. Der Aufbau dieser Einheit wird in Abbildung 3.4 gezeigt.

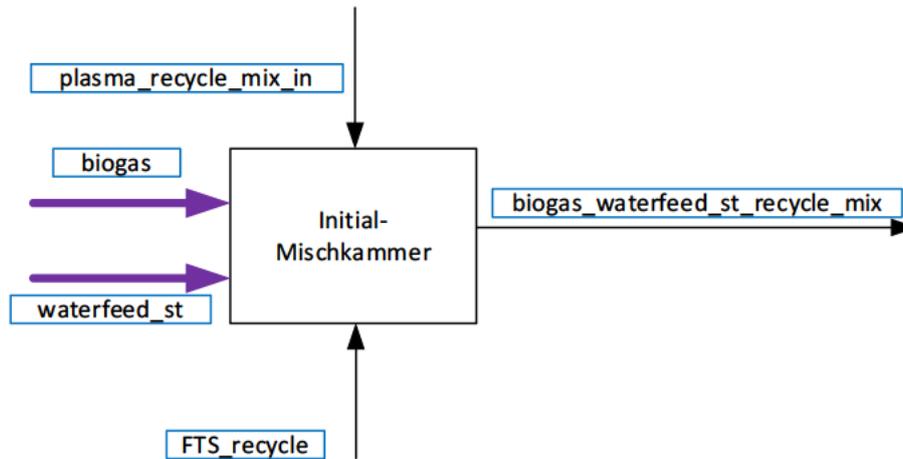


Abbildung 3.4: Die Initial-Mischkammer

3.2.2 Die Plasmanalyse-Einheit

Nach der Mischung wird das Fluid *biogas_waterfeed_st_recycle_mix* einem Wärmeübertrager zugeführt. Dieser erwärmt das Gasgemisch auf die benötigte Temperatur für die daran anschließende Plasmanalyse. Diese Erwärmung dient der vollständigen Verdampfung aller Bestandteile des Fluids und bedarf einem Wärmestrom $Q_{dot_heat_plasma_in}$.

So wird das erwärmte Gasgemisch *Plasma_in*, für die Modellierung, einem Gasteiler zugeführt, um den Strom des Gasgemisches nach der Gasteilungsrate *Plasma-Gasteilungsrate* zu teilen. Der nicht-reagierende Anteil des Gasteilers *Plasma_nonreaction_part* vermischt sich in einer Mischkammer mit dem reagierten Anteil *WGS_out*. Der Anteil des reagierenden Teils zum nicht-reagierenden Teil wird als *Plasma-Gasteilungsrate* bezeichnet und ist ein Parameter des Modells. Der Rahmen der Plasma-Gasteilungsrate wurde auf Basis einer Aussage vom Mitgründer der iplas Innovative Plasma Systems GmbH Dr. rer. nat. Ralf Spitzl getroffen. Laut ihm seien Plasma-Durchflussfaktoren von 2 bis 5 zu erwarten. Plasma-Durchflussfaktoren sind die Kehrwerte der Plasma-Gasteilungsrate. Daher ergibt sich der Rahmen der Plasma-Gasteilungsrate von 20 bis 50 %.

Ein definierter Teil des Gasgemisches wird der Plasmanalyse *Plasma_reaction_part_in* übergeben. Mithilfe der Mikrowellen-Plasmanalyse reagiert dieser Anteil zu Synthesegas *Plasma_reaction_part_out*. Für den Fall, dass ein Wasserstoffmangel im Synthesegas besteht, wird zusätzliches Wasser *Waterfeed_WGS*, welches auf die benötigte Temperatur erwärmt wird *Waterfeed_WGS_in*, beigemischt, sodass das Gasgemisch *WGS_in* anschließend in einem Wassergas-Shift-Reaktor Teile des Kohlenmonoxids des Synthesegases in Kohlendioxid wandelt und somit zusätzlichen Wasserstoff entstehen lässt. Dabei reduziert sich ebenfalls der Kohlenstoffmonoxidanteil. So kann ein definiertes H_2 -CO-Verhältnis ermöglicht werden. Dieses Gasgemisch wird als *WGS_out* und der Wärmestrom des WGS-Reaktors als Q_{dot_WGS} bezeichnet.

Nachdem der reagierte mit dem nicht reagierten Teil vermengt ist, wird das Gasgemisch *Plasma_out* erneut einem Wärmeübertrager zugeführt. Dieser entzieht dem Gas Wärme $Q_{dot_heat_kond_in}$, damit sich sämtliches Wasser des Gemisches verflüssigt *Kond_in* und am anschließenden Kondensator abgeschieden werden kann. Das Wasserkondensat *Kondensat_plasma_kond_out* wird in der Simulation dem Prozess entzogen.

Das entstandene trockene Gasmisch *plasmalized_gas* wird anschließend der Synthesegas-Abspaltung zugeführt.

Diese Prozesseinheit wird in Abbildung 3.5 dargestellt.

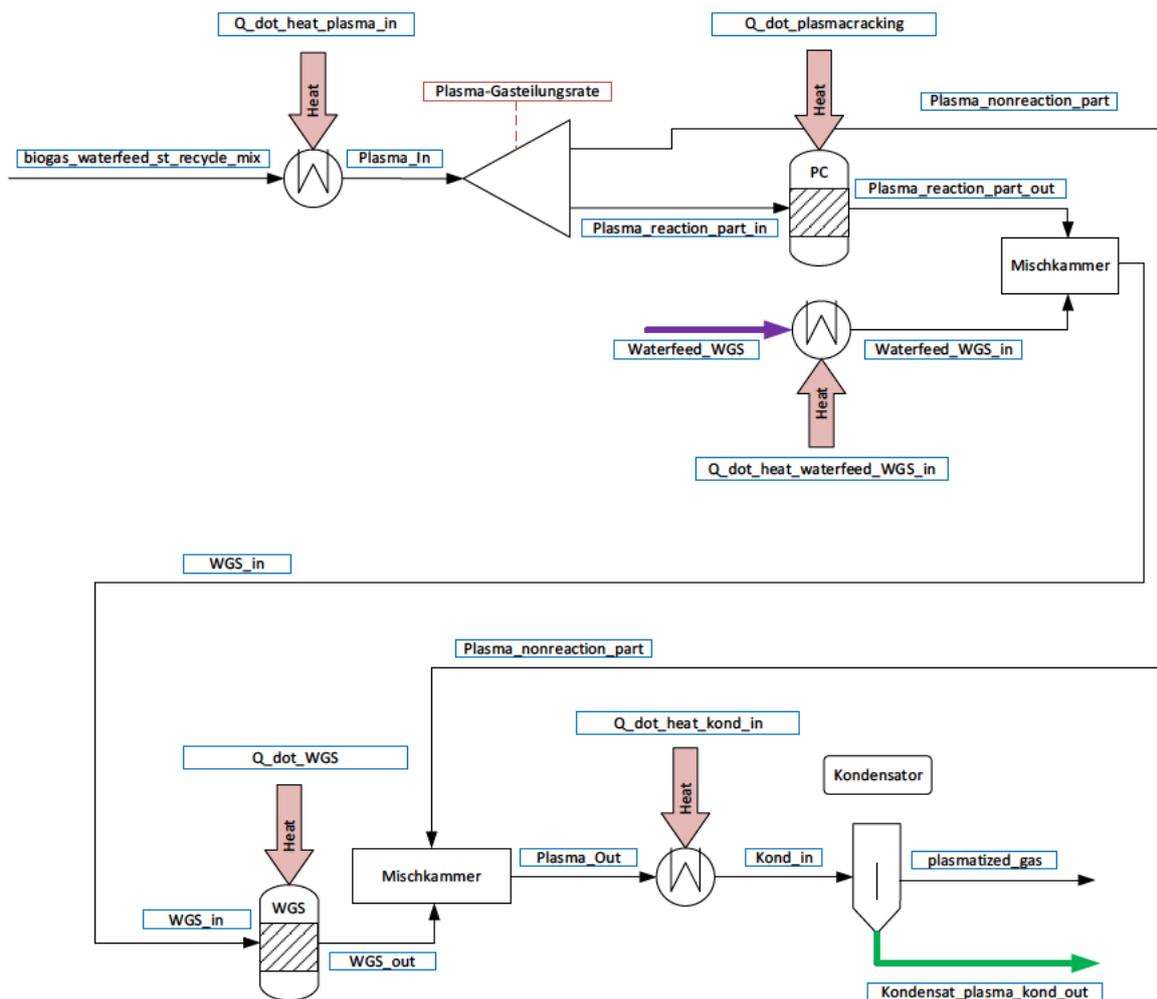


Abbildung 3.5: Die Plasmalyse-Einheit

3.2.3 Die Synthesegas-Abspaltung

Mithilfe einer ersten Membran wird Wasserstoff aus dem Gasmisch *plasmalized_gas* entzogen, sodass der reine Wasserstoffzustand *H2_out_Syngas* und das wasserstofffreie Gasmisch *H2_free_plasmalized_gas* entstehen. Dieser Prozess wird für Kohlenstoffmonoxid an dem entstandenen Gasmisch wiederholt, sodass das reine Kohlenstoffmonoxid *CO_Syngas* und der Plasma-Recycling-Strom *Plasma_Recycle* gebildet werden. Für beide Gastrennungen wurden Membranleistungen von 100 % angenommen, sodass alle zu trennende Bestandteile aus dem Gasmisch geschleust werden.

Dieser Gasstrom *Plasma_Recycle* wird bei Bedarf für die Rückführung in die Initial-Mischkammer mithilfe eines Kohlenstoffdioxid-Abscheiders vorbereitet, indem der Teil Kohlenstoffdioxids, welche durch die WGS entstanden ist, abgeschieden wird *CO2_out*. Das teilweise von Kohlenstoffdioxid befreite Gasmisch *plasma_recycle_mix_in* wird in die Initial-Mischkammer geleitet.

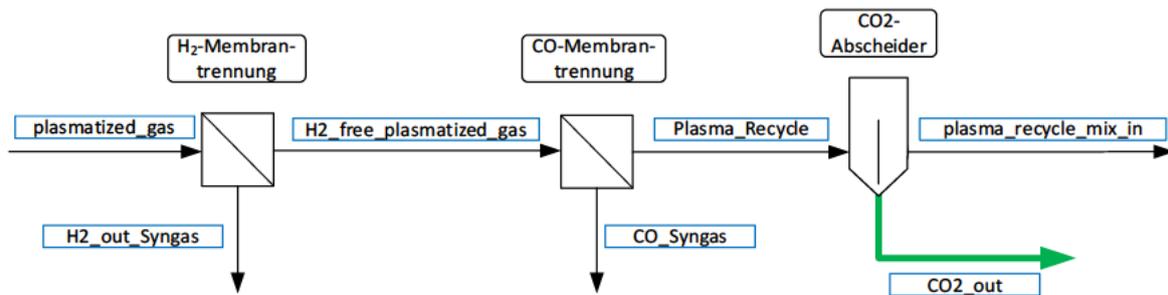


Abbildung 3.6: Die Synthesegas-Abspaltung

3.2.4 Die Synthese-Einheit

Damit das Wasserstoff-Kohlenmonoxid-Verhältnis auch im Falle des Wasserstoffüberschusses stimmt, wird die Wasserstoffmenge mithilfe eines Ventils anhand der zur Verfügung stehenden Kohlenstoffmonoxid-Menge eingestellt. Der überschüssige Wasserstoff $H2_{out}$ wird anschließend dem Prozess entzogen.

Nach der Mischung der korrekten Anteile des Wasserstoffs $H2_{Syngas}$ und Kohlenstoffmonoxids CO_{Syngas} wird das Gemisch $Syngas$ durch einen Verdichter auf einen zuvor definierten Druck mit einer Leistung von $P_{t_syngas_comp}$ komprimiert $Syngas_{comp}$ und durch einen Wärmeübertrager auf eine ebenfalls vorab definierte Temperatur erwärmt. Der hierfür benötigte Wärmestrom wird als $Q_{dot_heat_FTS_in}$ bezeichnet. Dieses vorkonditionierte Synthesegas FTS_{in} wird anschließend in einen Fischer-Tropsch-Synthese-Reaktor geleitet, wodurch langkettige Kohlenwasserstoffverbindungen und Wasser in einem Gasgemisch FTS_{out} entstehen. Daraufhin erfolgt eine Verminderung des Drucks mithilfe einer Drossel zum Zustand $FTS_{out_p_low}$. Dieses Gas wird abschließend der Syntheseprodukt-Abspaltung zugeführt.

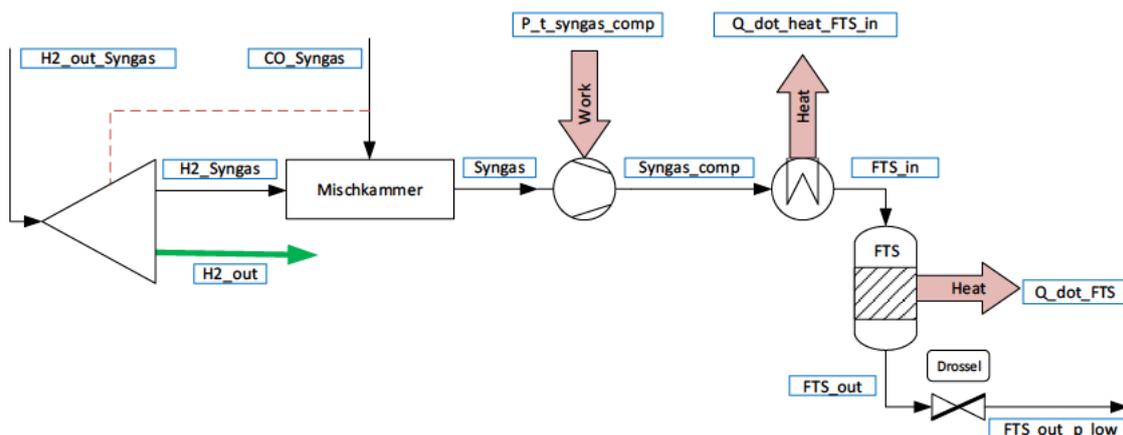


Abbildung 3.7: Die Synthese-Einheit

3.2.5 Die Syntheseprodukt-Abspaltung

Das Gasgemisch $FTS_{out_p_low}$ wird daraufhin mithilfe mehrerer Wärmeübertrager und Abscheidern voneinander getrennt. So senkt ein erster Wärmeübertrager die Temperatur $FTS_{wax_sep_in}$, sodass die Wachsverbindungen FTS_{wax} , also die Kohlenwasserstoffverbindungen mit mehr als 20 Kohlenstoffatomen des Gases durch einen Abscheider ausgeschleust werden können. Dieser Prozess der Abscheidung erfolgt erneut für das neu entstandene Gasgemisch $FTS_{out_liquids}$. Es wird durch einen anschließenden Wärmeübertrager erneut die Temperatur gesenkt, sodass die flüssigen

Bestandteile FTS_liquids dem Gasgemisch entzogen werden. Das Restgasgemisch *FTS_recycle* wird dem Kreislauf der Anlage erneut in der Mischkammer zugeführt.

Die folgende Abbildung 3.8 zeigt das Modellschaubild der Syntheseprodukt-Abspaltung.

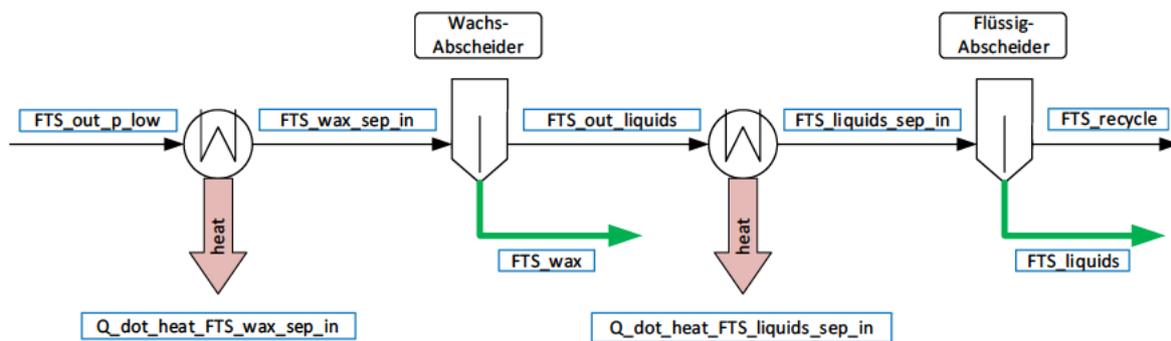


Abbildung 3.8: Die Syntheseprodukt-Abspaltung

3.2.6 Zusammenfassung aller Zustände der Modellierung

In der Modellierung werden als relevante Gasanteile Wasserstoff, Sauerstoff, Methan, Kohlenstoffdioxid, Kohlenstoffmonoxid, Wasser und die Kohlenwasserstoffe der Fischer-Tropsch-Synthese C1-C50 ausgemacht. Die Kohlenwasserstoffverbindungen der Fischer-Tropsch-Synthese werden ideal als Alkane angenommen, sodass C1 Methan, C2 Ethan, C3 Propan etc. wäre. Die nachstehende Tabelle 3.2 beschreibt die Gasbezeichnungen aller Prozessschritte des Modells mit den jeweiligen Anteilen im ersten und allen weiteren Durchläufen.

Tabelle 3.2: Zusammenfassung der Gasbezeichnungen und Übersicht der Gasbestandteile der Durchläufe

Gasbezeichnung	Gasbestandteile Durchlauf 1	Gasbestandteile ab Durchlauf 2
biogas	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O
waterfeed_st	H ₂ O	H ₂ O
waterfeed_WGS	H ₂ O	H ₂ O
biogas_waterfeed_st_recylce_mix	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, H ₂ , CO, C1-C4
plasma_in	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, H ₂ , CO, C1-C4
waterfeed_WGS_in	H ₂ O	H ₂ O
plasma_nonreaction_part	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, H ₂ , CO, C1-C4
plasma_reaction_part_in	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, H ₂ , CO, C1-C4
plasma_reaction_part_out	CO, H ₂	CO, H ₂
WGS_in	CO, H ₂ , H ₂ O	CO, H ₂ , H ₂ O
WGS_out	CO, H ₂ , CO ₂	CO, H ₂ , CO ₂
plasma_out	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, CO, H ₂	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, H ₂ , CO, C1-C4
kond_in	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, CO, H ₂	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ O, H ₂ , CO, C1-C4
kondensat_plasma_kond_out	H ₂ O	H ₂ O
plasmalized_gas	CH ₄ , CO ₂ , CO, H ₂	CH ₄ , CO ₂ , H ₂ , CO, C1-C4
H ₂ _out_Syngas	H ₂	H ₂
H ₂ _free_plasmalized_gas	CH ₄ , CO ₂ , CO	CH ₄ , CO ₂ , CO, C1-C4
CO_Syngas	CO	CO
plasma_recycle	CH ₄ , CO ₂	CH ₄ , CO ₂ , C1-C4
CO ₂ _out	CO ₂	CO ₂
plasma_recycle_mix_in	CH ₄ , CO ₂	CH ₄ , CO ₂ , C1-C4
H ₂ _Syngas	H ₂	H ₂
H ₂ _out	H ₂	H ₂
syngas	CO, H ₂	CO, H ₂
syngas_comp	CO, H ₂	CO, H ₂
FTS_in	CO, H ₂	CO, H ₂
FTS_out	CO, H ₂ , C1-C50, H ₂ O	CO, H ₂ , C1- C50, H ₂ O
FTS_out_p_low	CO, H ₂ , C1- C50, H ₂ O	CO, H ₂ , C1- C50, H ₂ O
FTS_wax_sep_in	CO, H ₂ , C1- C50, H ₂ O	CO, H ₂ , C1- C50, H ₂ O
FTS_wax	C20- C50	C20- C50
FTS_out_liquids	CO, H ₂ , C1-C19, H ₂ O	CO, H ₂ , C1-C19, H ₂ O
FTS_liquids_sep_in	CO, H ₂ , C1-C19, H ₂ O	CO, H ₂ , C1-C19, H ₂ O
FTS_liquids	C5-C19, H ₂ O	C5-C19, H ₂ O
FTS_recycle	CO, H ₂ , C1-C4	CO, H ₂ , C1-C4

3.3 Thermodynamische Berechnungen

Die folgenden Kapitel zeigen die verwendeten thermodynamischen Berechnungen für die Zustandsänderung von Gasen durch die unterschiedlichen Anlagenkomponenten. Für eine detaillierte Erläuterung der jeweiligen Größe wird auf die einschlägige Literatur verwiesen.

3.3.1 Allgemeine Berechnungen

Molare Masse

Die molare Masse eines Gases M kann mithilfe des Massen- \dot{m} und Stoffstroms \dot{n} , der Massenanteile ξ_i und der molaren Masse einer Komponente M_i oder der Stoffanteile ψ_i und der molaren Masse einer Komponente M_i nach der Formel (8) rechnerisch bestimmt werden.

$$M = \frac{\dot{m}}{\dot{n}} = \frac{1}{\sum \frac{\xi_i}{M_i}} = \sum \psi_i * M_i \quad (8)$$

Spezifische Gaskonstante

Die spezifische Gaskonstante R kann mithilfe der Massenanteile ξ_i und der spezifischen Gaskonstante einer Komponente R_i nach Formel (9) berechnet werden.

$$R = \sum \xi_i * R_i \quad (9)$$

Spezifische isobare Wärmekapazität

Die spezifische isobare Wärmekapazität eines Gasgemisches c_p kann mithilfe der Massenanteile der einzelnen Gasanteile ξ_i und der isobaren Wärmekapazität $C_{p,i}$ bei entsprechender Temperatur T [K] berechnet werden. [34], [35]

Die isobare Wärmekapazität lässt sich mithilfe der Shomate-Gleichung (10) und den zugehörigen Koeffizienten aus Tabelle 3.3 bestimmen.

$$C_{p,i} = A + B * \frac{t}{1000} + C * \frac{t^2}{1000} + D * \frac{t^3}{1000} + E * \frac{t^{-2}}{1000} = \left[\frac{J}{\text{mol} * K} \right] \quad (10)$$

Tabelle 3.3: Koeffizienten für $C_{p,i}$ -Berechnung für (10) aus [34]

Molekül-Bezeichnung	Symbol	A	B	C	D	E
Wasserstoff	H ₂	33,07	-11,36	11,43	-2,77	-0,16
Sauerstoff	O ₂	31,32	-20,24	57,87	-36,51	-0,01
Methan	CH ₄	-0,70	108,48	-42,52	5,86	0,68
Kohlenstoffdioxid	CO ₂	25,00	55,19	-33,69	7,95	-0,14
Kohlenstoffmonoxid	CO	25,57	6,10	4,06	-2,67	0,13
Wasser	H ₂ O	-203,61	1523,29	-3196,41	2474,46	3,86
Methan	C1	-0,70	108,48	-42,52	5,86	0,68
Ethan	C2	-	-	-	-	-
Propan	C3	-	-	-	-	-
Butan	C4	-	-	-	-	-
Pentan	C5	-	-	-	-	-
Septan	C6	-	-	-	-	-
Flüssigphase	C7-19	-	-	-	-	-
Wachsphase	C20+	-	-	-	-	-

Aufgrund von fehlenden tabellierten Größen für die betrachteten Moleküle C2-C50 muss für die Bestimmung der isobaren Wärmekapazität bei der jeweiligen Temperatur auf alternative Berechnungsmethoden zurückgegriffen werden. Für die betroffenen Moleküle wurden tabellierte isobare Wärmekapazitäten bei Temperaturen von 200, 300, ..., bis 1500 K verwendet. Mithilfe einer Regression zweiten Grades ist eine Schätzung der isobaren Wärmekapazität bei der exakten zu verwendenden Temperatur möglich. Die Abbildung 3.9 zeigt beispielhaft den Verlauf der isobaren Wärmekapazität von C2 und C6 über der Temperatur. Ebenfalls zu sehen sind die berechneten Schätzfunktionen der Regression und dessen Güte mithilfe von R^2 . R^2 ist in der Regressionsanalyse von Daten ein statistisches Maß zur Bestimmung der Abweichung der Daten von der Regressionsfunktion und liegt zwischen 0 und 1. In der Regel gilt: Je größer R^2 , desto besser bildet die Funktion die Daten ab. Da in sämtlichen Regressionsfunktionen für C2 bis C6 R^2 größer ist, als 0,95 kann angenommen werden, dass die Funktionen den Verlauf der Daten präzise abbilden.[36]

Beispielhaft werden die Datenpunkte der isobaren Wärmekapazität bei der Temperatur von 550 K in dieser Abbildung gezeigt.

Die verwendeten Tabellenwerte für C2 bis C6 befinden sich in Anlage 02.

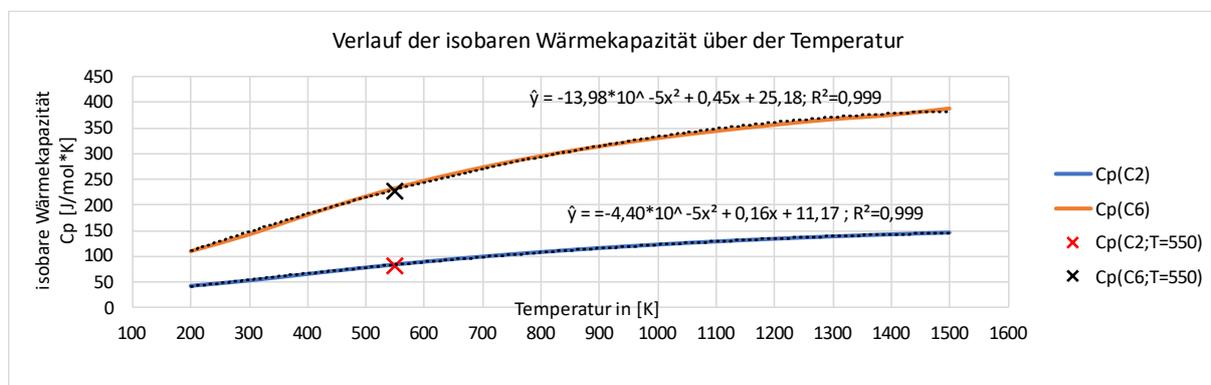


Abbildung 3.9: Verlauf der isobaren Wärmekapazität über der Temperatur für C2 und C6

Nachdem für sämtliche betrachtete Moleküle die isobare Wärmekapazität bestimmt wurde, kann die spezifische isobare Wärmekapazität eines Gasanteils $c_{p,i}$ bei bestimmter Temperatur T [K] mithilfe der Formel (11) berechnet werden.

$$c_{p,i} = \frac{C_{p,i}}{M_i} = \left[\frac{J}{\text{kg} * K} \right] \quad (11)$$

Ist die spezifische isobare Wärmekapazität einer Komponente $c_{p,i}$ bestimmt, ergibt sich die spezifische isobare Wärmekapazität des Gasgemisches c_p aus Formel (12).

$$c_p = \sum \xi_i * c_{p,i} \quad (12)$$

Spezifische isochore Wärmekapazität

Die spezifische isochore Wärmekapazität c_v lässt sich mit der spezifischen Gaskonstante R und der spezifischen isobaren Wärmekapazität c_p nach Formel (13) berechnen.

$$c_v = c_p - R \quad (13)$$

Isentropenexponent

Der Isentropenexponent κ ist mit Formel (14) berechenbar.

$$\kappa = \frac{c_p}{c_v} = \frac{c_p}{c_p - R} \quad (14)$$

3.3.2 Mischkammer

Mischkammern werden in der Simulation als isobar betrachtet. Abbildung 3.10 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm.

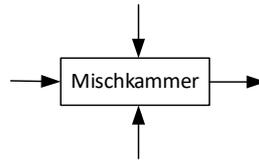


Abbildung 3.10: Prozessflussdarstellung einer Mischkammer

Temperaturberechnung Mischkammer

Die Mischtemperatur T_m mehrerer isobar gemischter Gase ergibt sich aus der Richmann'schen Mischungsregel (15):

$$T_m = \frac{c_{p,Z1} * \dot{m}_{Z1} * T_{Z1} + c_{p,Z2} * \dot{m}_{Z2} * T_{Z2} + \dots + c_{p,Zn} * \dot{m}_{Zn} * T_{Zn}}{c_{p,Z1} * \dot{m}_{Z1} + c_{p,Z2} * \dot{m}_{Z2} + \dots + c_{p,Zn} * \dot{m}_{Zn}} \quad (15)$$

Druckberechnung Mischkammer

Der Druck p ist in den Eingangszuständen und Ausgangszuständen konstant.

Stoffstromberechnung Mischkammer

Der Stoffstrom \dot{n} ergibt sich aus der Summe aller Eingangsstoffströme (16).

$$\dot{n}_{Zm} = \dot{n}_{Z1} + \dot{n}_{Z2} + \dots + \dot{n}_{Zn} \quad (16)$$

Massenstromberechnung Mischkammer

Der Massenstrom \dot{m} ergibt sich aus der Summe aller Eingangsmassenströme (17).

$$\dot{m}_{Zm} = \dot{m}_{Z1} + \dot{m}_{Z2} + \dots + \dot{m}_{Zn} \quad (17)$$

Stoffanteilberechnung Mischkammer

Die Stoffanteile eines Gasgemisches ψ_i ergeben sich aus der Division des Stoffstromes eines Gases \dot{n}_i und dem Stoffstrom des Gasgemisches \dot{n}_{Zm} (18).

$$\psi_i = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_{Zm}} \quad (18)$$

Massenanteilberechnung Mischkammer

Die Massenanteile eines Gasgemisches ξ_i ergeben sich aus der Division des Massenstromes eines Gases \dot{m}_i und dem Massenstrom des Gasgemisches \dot{m}_{Zm} (19).

$$\xi_i = \frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_{Zm}} \quad (19)$$

3.3.3 Verdichter

Verdichter werden in der Simulation als adiabat und reversibel, also isentrop betrachtet. Abbildung 3.11 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm.

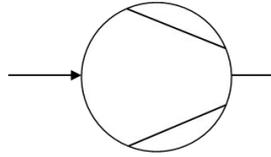


Abbildung 3.11: Prozessflussdarstellung eines Verdichters

Temperaturberechnung Verdichter

Die Temperatur ergibt sich aus dem Temperatur-Druck-Verhältnis für isentrope Zustandsänderungen (20).

$$\frac{T_{Z1}}{T_{Z2}} = \frac{p_{Z1}^{\frac{\kappa-1}{\kappa}}}{p_{Z2}} \quad (20)$$

Daraus ergibt sich bei Festlegung des Solldrucks p_2 , bekanntem Eingangsdrucks p_1 und Eingangstemperatur T_1 und Berechnung des Isentropenexponenten κ die Berechnung (21).

$$T_{Z2} = \frac{T_{Z1}}{\left(\frac{p_{Z1}}{p_{Z2}}\right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}}} \quad (21)$$

Druckberechnung Verdichter

Der Druck p_2 ist eine Definitionsgröße und wird vor der Simulation festgelegt.

Stoffstromberechnung Verdichter

Der Stoffstrom \dot{n} eines Gases bleibt innerhalb eines isentropen Verdichters konstant.

Massenstromberechnung Verdichter

Der Massenstrom \dot{m} eines Gases bleibt innerhalb eines isentropen Verdichters konstant.

Stoffanteilberechnung Verdichter

Die Stoffanteile ψ_i eines Gases bleiben innerhalb eines isentropen Verdichters konstant.

Massenanteilberechnung Verdichter

Die Massenanteile ξ_i eines Gases bleiben innerhalb eines isentropen Verdichters konstant.

Leistungsberechnung Verdichter

Die technische Leistung P_t eines isentropen Verdichters ergibt sich zu Formel (22)

$$P_t = \dot{m} * c_p * (T_{Z2} - T_{Z1}) \quad (22)$$

3.3.4 Wärmeübertrager

Wärmeübertrager werden in der Simulation als isobar und reversibel betrachtet. Abbildung 3.12 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm.

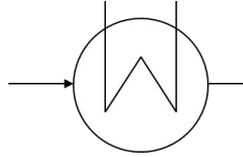


Abbildung 3.12: Prozessflussdarstellung eines Wärmeübertragers

Temperaturberechnung Wärmeübertrager

Die Temperatur T_2 ist eine Definitionsgröße und wird vor der Simulation festgelegt.

Druckberechnung Wärmeübertrager

Der Druck p ist im Eingangszustand und Ausgangszustand konstant.

Stoffstromberechnung Wärmeübertrager

Der Stoffstrom \dot{n} eines Gases bleibt innerhalb eines Wärmeübertragers konstant.

Massenstromberechnung Wärmeübertrager

Der Massenstrom \dot{m} eines Gases bleibt innerhalb eines Wärmeübertragers konstant.

Stoffanteilberechnung Wärmeübertrager

Die Stoffanteile ψ_i eines Gases bleiben innerhalb eines Wärmeübertragers konstant.

Massenanteilberechnung Wärmeübertrager

Die Massenanteile ξ_i eines Gases bleiben innerhalb eines Wärmeübertragers konstant.

Wärmestromberechnung Wärmeübertrager

Bei Wärmeübertragern wird zusätzlich zu den Zustandsgrößen auch der Wärmestrom bestimmt, welcher aufgenommen oder abgegeben wird.

Der Wärmestrom \dot{Q} ergibt sich für isobare Zustandsänderungen aus Formel (23).

$$\dot{Q} = \dot{m} * c_p * (T_{Z2} - T_{Z1}) \quad (23)$$

Für den Fall der Kühlung, also $T_{Z2} < T_{Z1}$, ist der Wärmestrom negativ und wird abgegeben.

Für den Fall der Erwärmung, also $T_{Z2} > T_{Z1}$, ist der Wärmestrom positiv und wird aufgenommen.

3.3.5 Flüssigkeitsabscheider/Membran

In Flüssigkeitsabscheidern beziehungsweise Membranen werden bestimmte Bestandteile eines Gases gefiltert und abgeschieden. Flüssigkeitsabscheider/Membranen werden als isobar und isotherm betrachtet. Abbildung 3.13 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm. Sämtliche thermodynamische Berechnungen einer Membran erfolgen analog den Berechnungen eines Flüssigkeitsabscheiders. Unterschieden werden soll dennoch aufgrund der Arbeitsweise dieser Komponenten. Flüssigkeitsabscheider wurden als Kondensatoren, also Abscheidungen flüssigen Bestandteilen und Membranen als Abscheidungen von gasförmigen Bestandteilen verstanden.

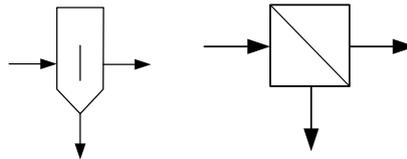


Abbildung 3.13: Prozessflussdarstellung eines Flüssigkeitsabscheider und einer Membran

Temperaturberechnung Flüssigkeitsabscheider

Die Temperatur T_2 eines Gases bleibt innerhalb eines Flüssigkeitsabscheiders konstant.

Druckberechnung Flüssigkeitsabscheider

Der Druck p_2 eines Gases bleibt innerhalb eines Flüssigkeitsabscheiders konstant.

Stoffstromberechnung Flüssigkeitsabscheider

In einem Flüssigkeitsabscheider bleibt die Summe der Eingangsstoffströme gleich der Summe aller Ausgangsstoffströme.

Der Stoffstrom $\dot{n}_{out,k}$ eines beliebigen abgeschiedenen Gases ergibt sich aus Formel (24).

$$\dot{n}_{out,k} = \dot{n}_{in} * \sum_i (\psi_{k,i}) \quad (24)$$

Massenstromberechnung Flüssigkeitsabscheider

In einem Flüssigkeitsabscheider bleibt die Summe der Eingangsmassenströme gleich der Summe aller Ausgangsmassenströme.

Der Massenstrom $\dot{m}_{out,k}$ eines beliebigen abgeschiedenen Gases ergibt sich aus (25).

$$\dot{m}_{out,k} = \dot{m}_{in} * \sum_i (\xi_{k,i}) \quad (25)$$

Stoffanteilmessung Flüssigkeitsabscheider

Die Stoffanteile eines Flüssigkeitsabscheiders $\psi_{out,k,i}$ ergeben sich aus der Division der abzuscheidenden Eingangsstoffanteile $\psi_{in,i}$ und der Summe aller abzuscheidenden Eingangsstoffanteile $\psi_{in,i}$. (26)

$$\psi_{out,k,i} = \frac{\psi_{in,i}}{\sum \psi_{in,i}} \quad (26)$$

Massenanteilmessung Flüssigkeitsabscheider

Die Massenanteile eines Flüssigkeitsabscheiders $\xi_{out,k,i}$ ergeben sich aus der Division der abzuscheidenden Eingangsmassenanteile $\xi_{in,i}$ und der Summe aller abzuscheidenden Eingangsmassenanteile $\xi_{in,i}$. (27)

$$\xi_{out,k,i} = \frac{\xi_{in,i}}{\sum \xi_{in,i}} \quad (27)$$

3.3.6 Ventil

In Ventilen wird ein Gas aufgeteilt. Ventile werden in der Simulation als isobar und isotherm betrachtet. Abbildung 3.14 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm.

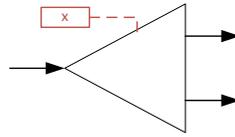


Abbildung 3.14: Prozessflussdarstellung eines Ventils

3.3.7 Temperaturberechnung Ventil

Die Temperatur T_2 eines Gases bleibt innerhalb eines Ventils konstant.

3.3.8 Druckberechnung Ventil

Der Druck p_2 eines Gases bleibt innerhalb eines Ventils konstant.

Stoffstromberechnung Ventil

In einem Ventil bleibt der Eingangsstoffstrom \dot{n}_{in} gleich der Summe aller Ausgangsstoffströme $\sum \dot{n}_{out,k}$. In der Regel wird dabei ein Gas auf zwei Stoffströme mit einem bestimmten Verhältnis $x_{out,k}$ aufgeteilt. Dies kann mithilfe eines 2-Wege-Ventils geschehen. Dabei wird lediglich das Verhältnis der Ausgangsstoffströme definiert und es ergibt sich (28).

$$\dot{n}_{out,k} = \dot{n}_{in} * x_{out,k} \quad (28)$$

Massenstromberechnung Ventil

In einem Ventil bleibt der Eingangsmassenstrom \dot{m}_{in} gleich der Summe aller Ausgangsmassenströme $\sum \dot{m}_{out,k}$. In der Regel wird dabei ein Gas auf zwei Massenströme aufgeteilt. Dies kann mithilfe eines 2-Wege-Ventil geschehen. Dabei wird lediglich das Verhältnis der Ausgangsmassenströme definiert und es ergibt sich (29).

$$\dot{m}_{out,k} = \dot{m}_{in} * x_{out,k} \quad (29)$$

Stoffanteilberechnung Ventil

Die Stoffanteile ψ_i eines Gases bleiben für alle Ausgangsgase in einem Ventil konstant.

Massenanteilberechnung Ventil

Die Massenanteile ξ_i eines Gases bleiben für alle Ausgangsgase in einem Ventil konstant.

3.3.9 Drossel

In Drosseln wird der Druck eines Gases reduziert. Drosseln werden in der Simulation isotherm betrachtet. Abbildung 3.15 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm.

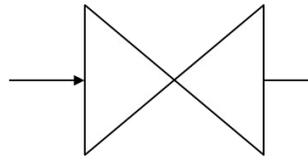


Abbildung 3.15: Prozessflussdarstellung einer Drossel

Temperaturberechnung Drossel

Die Temperatur T eines Gases bleibt innerhalb einer Drossel konstant.

Druckberechnung Drossel

Der Druck p ist eine Definitionsgröße und wird vor der Simulation festgelegt.

Stoffstromberechnung Drossel

Der Stoffstrom \dot{n} eines Gases bleibt innerhalb einer Drossel konstant.

Massenstromberechnung Drossel

Der Massenstrom \dot{m} eines Gases bleibt innerhalb einer Drossel konstant.

Stoffanteilberechnung Drossel

Die Stoffanteile ψ_i eines Gases bleiben innerhalb einer Drossel konstant.

Massenanteilberechnung Drossel

Die Massenanteile ξ_i eines Gases bleiben innerhalb einer Drossel konstant.

3.3.10 Reaktor

In Reaktoren finden die chemischen Wandlungen der Gase statt. Reaktoren wurden als isobar und isotherm betrachtet. Abbildung 3.16 zeigt die Darstellungsform im Prozessflussdiagramm.

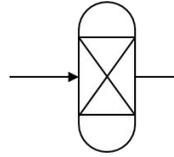


Abbildung 3.16: Prozessflussdarstellung eines Reaktors

Temperaturberechnung Reaktor

Die Temperatur T_2 eines Gases bleibt innerhalb eines Reaktors konstant.

Druckberechnung Reaktor

Der Druck p_2 eines Gases bleibt innerhalb eines Reaktors konstant.

Stoffstromberechnung Reaktor

Der Stoffstrom \dot{n} eines Gases wird mithilfe der molaren Masse dieses Gases und dem Massenstrom \dot{m} berechnet (30)

$$\dot{n} = \frac{\dot{m}}{M} \quad (30)$$

Massenstromberechnung Reaktor

Der Massenstrom \dot{m} eines Gases bleibt innerhalb eines Reaktors konstant.

Massenanteilberechnung Plasmalyse-Reaktor

Die Massenanteile ξ_i eines Gases werden mithilfe der molaren Masse der einzelnen Gasanteile, der molaren Masse des Gases und der Stoffanteile mit der (31) bestimmt.

$$\xi_i = \psi_i * \frac{M_i}{M} = \frac{\psi_i * M_i}{\sum \psi_i * M_i} \quad (31)$$

Wärmestromberechnung Reaktor

Der Wärmestrom \dot{Q} eines Reaktors ergibt sich aus der Bestimmung der Reaktionsenthalpie ΔH_R aus den tabellierten Standardbildungsenthalpien ΔH_f^0 der an der Reaktion teilnehmenden Verbindungen und der Multiplikation mit dem Stoffstrom nach Formel (32), wobei sich die Reaktionsenthalpie mit Formel (33) bestimmen lässt

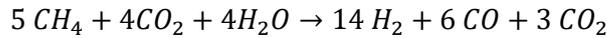
Für $\Delta H_R < 0$ verläuft die Reaktion exotherm (Wärmeabgabe). Für diesen Fall muss Wärme abgeführt werden. Für endotherme Reaktionen (Wärmeaufnahme), also $\Delta H_R > 0$ wird eine Energiezufuhr benötigt.

Für die Plasmalyse und die WGS wurden 20% Leistungsmehrbedarf aufgrund von Verlusten angenommen.

$$\dot{Q} = \Delta H_R * \dot{n} \quad (32)$$

$$\Delta H_R = \sum \Delta H_{f,Produkte}^0 - \sum \Delta H_{f,Edukte}^0 \quad (33)$$

Beispielrechnung Wärmestrom eines Plasmalyse-Reaktors:



Mit:

$$\Delta H_{f,CH_4}^0 = -241,83 \frac{kJ}{mol}; \Delta H_{f,CO_2}^0 = -393,51 \frac{kJ}{mol};$$

$$\Delta H_{f,H_2O(g)}^0 = -241,83 \frac{kJ}{mol}; \Delta H_{f,H_2}^0 = 0,00 \frac{kJ}{mol}; \Delta H_{f,CO}^0 = -110,53 \frac{kJ}{mol};$$

$$\sum \Delta H_{f,Produkte}^0 = 14 * \Delta H_{f,H_2}^0 + 6 * \Delta H_{f,CO}^0 + 3 * \Delta H_{f,CO_2}^0$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta H_{f,Produkte}^0 &= 14 * 0 + 6 * -110,53 + 3 * -393,51 \\ &= -1.843,71 \frac{kJ}{mol} \end{aligned}$$

$$\sum \Delta H_{f,Edukte}^0 = 5 * \Delta H_{f,CH_4}^0 + 4 * \Delta H_{f,CO_2}^0 + 4 * \Delta H_{f,H_2O(g)}^0$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta H_{f,Edukte}^0 &= 5 * -241,83 + 4 * -393,51 + 4 * -241,83 \\ &= -3.750,49 \frac{kJ}{mol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_R = \sum \Delta H_{f,Produkte}^0 - \sum \Delta H_{f,Edukte}^0$$

$$\Delta H_R = \left(-1.843,71 \frac{kJ}{mol} \right) - \left(-3.750,49 \frac{kJ}{mol} \right) = 1.906,78 \frac{kJ}{mol}$$

Wenn diese Reaktion also in einer Sekunde abläuft, ergibt sich:

$$\dot{Q} = 1.906,78 kW$$

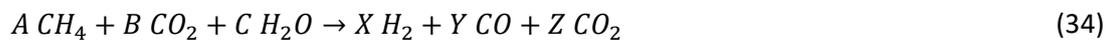
3.3.10.1 Plasmalyse-Reaktor

Stoffanteilberechnung Plasmalyse-Reaktor

Die Stoffanteile ψ_i eines Gases nach einer Plasmalyse werden unter der Annahme der vollständigen Umsetzung der Edukte neu bestimmt. Wie bereits erwähnt, wird das Gasgemisch vor der Plasmalyse aufgeteilt, sodass innerhalb der Plasmalyse eine vollständige Umsetzung des geteilten Gasgemisches ermöglicht wird.

Rechnerisch werden die Stoffmengen von Kohlenstoff, Sauerstoff und Wasserstoff des Edukts der Plasmalyse bestimmt und neu kombiniert, sodass definierte Produkte entstehen und die Elementmenge konstant bleibt. Durch eine anschließende Normierung der Stoffmengen ergeben sich die Stoffmengenanteile.

Mit der Annahme, dass durch eine geeignete Regelung der Wasserzufuhr die Stoffmenge von Kohlenstoff die des Sauerstoffs nicht übersteigt, ergeben sich folgende Berechnungsmethoden (34)-(38). Der Verständlichkeit halber steht nachfolgend ein Rechenbeispiel.



$$n_{H_2,in} = A * 2 + C;$$

$$n_{C,in} = A + B; \quad (35)$$

$$n_{O,in} = B * 2 + C$$

$$X = n_{H_2,in};$$

$$Z = n_{O,in} - n_{C,in}; \quad (36)$$

$$Y = n_{C,in} - Z$$

$$n_{H_2,out} = X;$$

$$n_{C,out} = Y + Z; \quad (37)$$

$$n_{O,out} = Y + 2 * Z$$

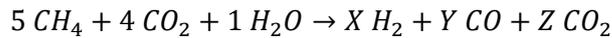
$$\psi_{H_2} = \frac{X}{X + Y + Z}$$

$$\psi_{CO} = \frac{Y}{X + Y + Z} \quad (38)$$

$$\psi_{CO_2} = \frac{Z}{X + Y + Z}$$

Rechenbeispiel: Plasmalyse von 5 CH_4 ; 4 CO_2 ; 1 H_2O

(50 % CH_4 ; 40 % CO_2 ; 10 % H_2O)



$$A = 5; B = 4; C = 1$$

$$n_{H_2,in} = A * 2 + C = 5 * 2 + 1 = 11$$

$$n_{C,in} = A + B = 5 + 4 = 9$$

$$n_{O,in} = B * 2 + C = 4 * 2 + 1 = 9$$

$$X = n_{H_2,in} = 11$$

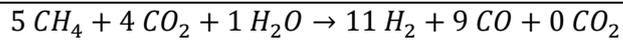
$$Z = n_{O,in} - n_{C,in} = 9 - 9 = 0$$

$$Y = n_{C,in} - Z = 9 - 0 = 9$$

$$n_{H_2,out} = X = 11 = n_{H_2,in}$$

$$n_{C,out} = Y + Z = 9 + 0 = 9 = n_{C,in}$$

$$n_{O,out} = Y + 2 * Z = 9 + 2 * 0 = 9 = n_{O,in}$$



$$A = 5; B = 4; C = 1$$

$$X = 11; Y = 9; Z = 0$$

$$\psi_{H_2} = \frac{X}{X + Y + Z} = \frac{11}{11 + 9 + 0} = 0,55 \hat{=} 55,0\%$$

$$\psi_{CO} = \frac{Y}{X + Y + Z} = \frac{9}{11 + 9 + 0} = 0,45 \hat{=} 45,0\%$$

$$\psi_{CO_2} = \frac{Z}{X + Y + Z} = \frac{0}{11 + 9 + 0} = 0,00 \hat{=} 0,0\%$$

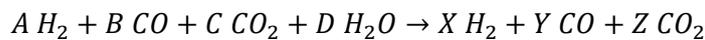
3.3.10.2 Wassergas-Shift-Reaktor

Die Berechnungen eines Wassergas-Shift-Reaktors erfolgen analog zu den Berechnungen der Plasmalyse (34)-(38). Durch eine Beimischung von zusätzlichem Wasser vor diesem Prozess ergeben sich neue Edukt-Gaszusammensetzungen, sodass mehr Wasserstoff und Sauerstoff an der Reaktion beteiligt sind. Somit wird der Kohlenstoffdioxidanteil erhöht und der Kohlenstoffmonoxidanteil im Produkt reduziert.

Auch hier ist eine vollständige Umsetzung ermöglicht durch die Gasteilung vor der Plasmalyse. Folgendes Rechenbeispiel verdeutlicht die Erläuterung:

Rechenbeispiel: WGS von 11 H_2 ; 9 CO ; 0 CO_2 ; 3 H_2O

(47,83 % H_2 ; 39,13 % CO ; 0 % CO_2 ; 13,04 % H_2O)



$$A = 11; B = 9; C = 0, D = 3$$

$$n_{H_2,in} = A + D = 11 + 3 = 14$$

$$n_{C,in} = B + C = 9 + 0 = 9$$

$$n_{O,in} = B + 2 * C + D = 9 + 2 * 0 + 3 = 12$$

$$X = n_{H_2,in} = 14$$

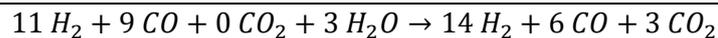
$$Z = n_{O,in} - n_{C,in} = 12 - 9 = 3$$

$$Y = n_{C,in} - Z = 9 - 3 = 6$$

$$n_{H_2,out} = X = 14 = n_{H_2,in}$$

$$n_{C,out} = Y + Z = 6 + 3 = 9 = n_{C,in}$$

$$n_{O,out} = Y + 2 * Z = 6 + 2 * 3 = 12 = n_{O,in}$$



$$A = 11; B = 9; C = 0, D = 3$$

$$X = 14; Y = 6; Z = 3$$

$$\psi_{H_2} = \frac{X}{X + Y + Z} = \frac{14}{14 + 6 + 3} = 0,6087 \hat{=} 60,87 \%$$

$$\psi_{CO} = \frac{Y}{X + Y + Z} = \frac{6}{14 + 6 + 3} = 0,2609 \hat{=} 26,09 \%$$

$$\psi_{CO_2} = \frac{Z}{X + Y + Z} = \frac{3}{14 + 6 + 3} = 0,1304 \hat{=} 13,04 \%k$$

3.3.10.3 Fischer-Tropsch-Reaktor

Stoffanteilmessung Fischer-Tropsch-Reaktor

Die Stoffanteile ψ_i eines Gases nach der Fischer-Tropsch-Synthese werden neu bestimmt.

Das Produkt der Fischer-Tropsch-Synthese besteht aus Synthesegas, Wasser und den Kohlenwasserstoffverbindungen C1-C50.

Synthesegas

Grund für den Bestandteil von Synthesegas im Produkt ist die Annahme einer unvollständigen Umsetzung der Edukte. Das Verhältnis von Synthesegas im Edukt und Synthesegas im Produkt ist eine Definitionsgröße und wird vorab festgelegt. Standardmäßig ist eine Umsetzrate von Kohlenstoffmonoxid r_{CO} von 0,7 annehmbar.[5], [8]

Das Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid wird während der Reaktion als konstant angenommen, sodass das Wasserstoff-Kohlenmonoxid-Verhältnis auch im Produkt vorliegt

Wasser und Kohlenwasserstoffverbindungen C1-C50

Das Nebenprodukt der Fischer-Tropsch-Synthese ist Wasser. Das stöchiometrische Verhältnis von Wasser zu den Kohlenwasserstoffverbindungen im Produkt ist eine Definitionsgröße und wird vorab festgelegt. Unter Berücksichtigung der Massenerhaltung ergibt sich nach Bestimmung der Masse des Synthesegases eine Restmasse. Diese Restmasse teilt sich auf Wasser und die Kohlenwasserstoffe auf. Mithilfe des festgelegten Verhältnisses von Wasser zu den Kohlenwasserstoffverbindungen lässt sich eine Gesamtmasse der Kohlenwasserstoffverbindungen bestimmen. Die stöchiometrischen Anteile der Kohlenwasserstoffverbindungen n lassen sich, wie in Kapitel 2.2.8.1 beschrieben, mithilfe der Anderson-Schulz-Flory-Verteilung berechnen (39). Dazu ist eine Festlegung der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α nötig. In der Regel liegt α zwischen 0,85 und 0,95. [6]–[8], [35], [37]–[42]

$$\psi_{H-C,n} = \alpha^{n-1} * (1 - \alpha) \quad (39)$$

Massenanteilmessung Fischer-Tropsch-Reaktor

Zusätzlich zur Berechnung der Massenanteile nach Formel (31) können die Massenanteile der Kohlenwasserstoffverbindungen ebenfalls mithilfe der ASF-Verteilung berechnet werden (40). In dieser Arbeit werden die Massenanteile des Fischer-Tropsch-Reaktors mithilfe der Formel (40) bestimmt.

$$\xi_{H-C,n} = n * \alpha^{n-1} * (1 - \alpha)^2 \quad (40)$$

3.3.11 Zusammenfassung der Berechnungen

Die vorgestellten thermodynamischen Berechnungsmethoden werden in der Tabelle 3.4 zusammengefasst.

Für jede Zustandsänderung wird für das Gas die molare Masse M (8), die spezifische isobare Wärmekapazität c_p (10)-(12), die spezifische isochore Wärmekapazität c_v (13), die spezielle Gaskonstante R (9) und der Isentropenexponent κ (14) bestimmt.

Tabelle 3.4: Zusammenfassung der Berechnungen als Matrix

Prozesseinheit	T [K]	p [Pa]	\dot{n} [$\frac{\text{mol}}{\text{s}}$]	\dot{m} [$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$]	Ψ_i [-]	ξ_i [-]	Leistung [kW]
Mischkammer	(15)	konstant	(16)	(17)	(18)	(19)	-
Verdichter	(21)	definiert	konstant	konstant	konstant	konstant	P_t (22)
Wärmeübertrager	definiert	konstant	konstant	konstant	konstant	konstant	\dot{Q} (23)
Flüssigkeits- abscheider/ Membran	konstant	konstant	(24)	(25)	(26)	(27)	-
Gasteiler/ Ventil	konstant	konstant	(28)	(29)	konstant	konstant	-
Drossel	konstant	definiert	konstant	konstant	konstant	konstant	-
Reaktor	konstant	konstant	(30)	konstant	Siehe einzelner Reaktor	(31)	\dot{Q} (32)
Plasmalyse	-	-	-	-	(34)-(38)	-	
Wassergas-Shift	-	-	-	-	(34)-(38)	-	
Fischer-Tropsch	-	-	-	-	(39)	(40)	

3.4 Der Aufbau der Modellierung

Der Aufbau der Modellierung besteht im Wesentlichen aus den vier Abschnitten: Initialisierung, Funktionsdefinition der Anlagenkomponenten, Aneinanderreihung der Funktionen und der Ergebnisdarstellung.

3.4.1 Initialisierung

Teil der Initialisierung der Modellierung sind das Festlegen von Definitionsgrößen, die für die Gesamtberechnung relevant sein werden. Dazu gehören die Festlegung aller zu betrachtenden Gasbestandteile wie Wasserstoff, Sauerstoff etc. Für sämtliche Anteile werden in diesem Abschnitt die Stoffgrößen molare Masse, molare Bildungsenthalpien und die Konstanten für die Berechnung der spezifischen isobaren Wärmekapazität nach Shomate oder, wenn verfügbar, die isobaren Wärmekapazitäten bei 200 und 1500K definiert. Sämtliche dieser Tabellenwerte wurden der Datenbank vom National Institute of Standards and Technology (NIST Datenbank)[34] entnommen.

Die betrachteten Moleküle sind Wasserstoff, Sauerstoff, Methan, Kohlenstoffdioxid, Kohlenstoffmonoxid, Wasser und die Kohlenwasserstoffverbindungen der Fischer-Tropsch-Synthese. Diese Kohlenwasserstoffe wurden zusätzlich gegliedert in „C1“, „C2“, „C3“, „C4“, „C5“, „C6“, „C7-19“ und „C20+“. „C“ steht in diesen Bezeichnungen für Kohlenstoff und die Zahl für die Anzahl der C Atome im Molekül. Die Flüssigphase des Fischer-Tropsch-Produkts wurde mit „C7-19“ und die Wachphase mit „C20+“ zusammengefasst. Es wird angenommen, dass die Kohlenwasserstoffe nur als Paraffine, also Alkanen, vorliegen. Aus der einschlägigen Literatur ist bekannt, dass das Fischer-Tropsch-Produkt sowohl aus Paraffin und Olefinen als auch aus verzweigten Kohlenwasserstoffketten besteht. Die Einbeziehung weiterer Kohlenwasserstoffverbindung führt zu einer deutlichen Erhöhung der Komplexität und des Rechenaufwands und liegt deshalb außerhalb der Ziele diese Arbeit. [5], [7], [8], [19], [35], [37], [40], [42], [43]

Die Tabelle 3.5 zeigt die verwendeten tabellierten Zustandsgrößen für die Moleküle Wasserstoff, Sauerstoff, Methan, Kohlenstoffdioxid, Kohlenstoffmonoxid, Wasser und C1 (ebenfalls Methan durch Annahme C1-50 seien Alkane).

Tabelle 3.5: Zusammenfassung der benötigten tabellierten Zustandsgrößen ohne die Kohlenwasserstoffverbindungen des Fischer-Tropsch-Produkts (g-gas, l-liquid)[34]

Molekül	M [$\frac{g}{mol}$]	$C_p(T)$					ΔH_f^0 [$\frac{kJ}{mol}$]
		A_i	B_i	C_i	D_i	E_i	
H ₂	2,02	33,07	-11,36	11,43	-2,77	-0,16	0,00
O ₂	32,00	31,32	-20,24	57,87	-36,51	-0,01	0,00
CH ₄	16,04	-0,70	108,48	-42,52	5,86	0,68	-74,87
CO ₂	44,01	25,00	55,19	-33,69	7,95	-0,14	-393,51
CO	28,01	25,57	6,10	4,06	-2,67	0,13	-110,53
H ₂ O(l)	18,02	-203,61	1523,29	-3196,41	2474,46	3,86	-285,83
H ₂ O(g)	18,02	30,09	6,83	6,79	-2,53	0,08	-241,83
C1	16,04	-0,70	108,48	-42,52	5,86	0,68	-74,87

Für die Kohlenwasserstoffe mit mehr als einem C-Atom wurden mangels nötiger Tabellenwerte für die Shomate-Gleichung tabellierte Wärmekapazitäten bei 200 und 1500K genutzt. Für C7-19 und C20+

jeweils auf das Mittel, also C13.5 respektive C35.5 interpoliert. Der Verlauf der Wärmekapazität bei den Beispieltemperaturen 200 und 1500 K über der Anzahl der C-Atome, dargestellt in Abbildung 3.17, lässt in erster Näherung je eine lineare Regression zu.

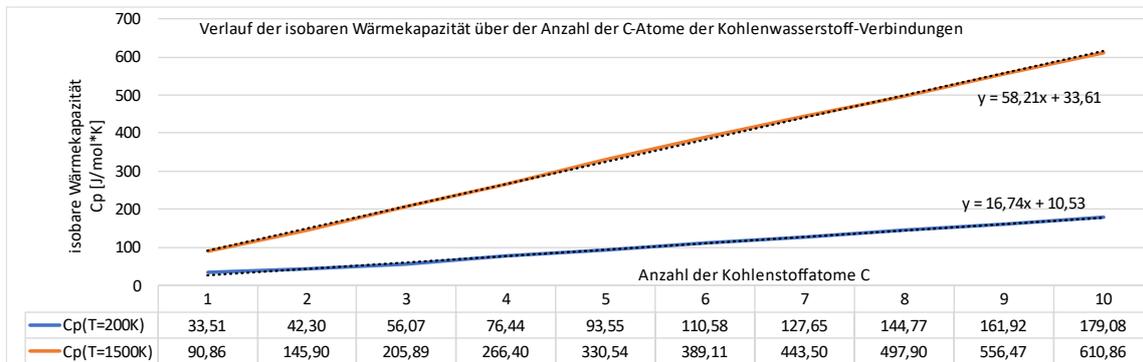


Abbildung 3.17: isobare Wärmekapazität über der Anzahl der C-Atome anhand von Daten aus [34]

Mithilfe der linearen Regression lässt sich je eine Regressionsgerade bestimmen, mit welcher sich Schätzwerte für die isobaren Wärmekapazitäten bei jeweiligen Temperaturen für C13.5 und C35.5 ableiten lassen. Ebendieses Verfahren fand Anwendung bei der Bestimmung der Standardbildungsenthalpie ΔH_f^0 für C7-19 und C20+. Die molare Masse von C7-19 und C20+ wurde mithilfe der molaren Masse von CH_2 bestimmt (41).

$$\begin{aligned}
 M_{C13.5} &= M_{C1} + 12,5 * M_{CH2} \\
 M_{C35.5} &= M_{C1} + 34,5 * M_{CH2}
 \end{aligned} \tag{41}$$

$$\text{Mit: } M_{C1} = 16,0425; M_{CH2} = 14,03$$

$$M_{C13.5} = M_{C1} + 12,5 * M_{CH2} = 16,04 + 12,5 * 14,03 = 191,38$$

$$M_{C35.5} = M_{C1} + 34,5 * M_{CH2} = 16,04 + 34,5 * 14,03 = 499,96$$

Die molare Masse, die Standardbildungsenthalpie und die isobaren Wärmekapazitäten für die Temperaturen 200, 800 und 1500 K sind in der Tabelle 3.6 zusammengefasst. Die vollständige Liste der verwendeten und berechneten isobaren Wärmekapazitäten ab C1 befindet sich in Anlage 02.

Tabelle 3.6: Zusammenfassung der benötigten tabellierten und geschätzten (*) Zustandsgrößen der Kohlenwasserstoffverbindungen des Fischer-Tropsch-Produkts [34]

Molekül	M [$\frac{g}{mol}$]	C _p (T)			ΔH_f^0 [$\frac{kJ}{mol}$]
		T = 200K	T = 800K	T = 1500K	
C2	30,07	42,30	107,94	145,90	-84,00
C3	44,10	56,07	154,77	205,89	-104,70
C4	58,12	76,44	202,38	266,40	-125,60
C5	72,15	93,55	250,62	330,54	-146,80
C6	86,18	110,58	296,23	389,11	-167,10
C7 – 19/ C13.5	191,38	236,48*	643,27*	819,39*	-318,27*
C20+/ C35.5	499,96	604,70*	1664,17*	2099,91*	-759,66*

3.4.2 Funktionsdefinition der Anlagenkomponenten

Nachdem die benötigten Zustandsgrößen definiert worden sind, werden Funktionen für die thermodynamischen Berechnungen der Zustandsänderungen nach Kapitel 3.3 erstellt. Jede dieser Funktionen hat mehrere Eingangsvariablen, wie die Zustandsgrößen des eintretenden Gases, wie beispielsweise Solltemperatur, -druck oder definierte Verhältnisse des Produkts.

Die Tabelle 3.7 zeigt die Bezeichnungen der definierten Funktionen und deren Eingangsvariablen. In Anlage 03 werden alle definierten Funktionen gezeigt. Die Bezeichnung *gas* beschreibt das Eingangsgas und dessen Zustandsgrößen. Die Bezeichnung *gas_list* beschreibt eine Liste mehrerer Gase als Eingangsgröße.

Tabelle 3.7: Funktionen für die thermodynamische Berechnung der Zustandsänderungen und deren Eingangsvariablen

Prozesseinheit	Funktionsbezeichnung	Abhängige Variablen	Beschreibung
Mischkammer	Mischkammer_isobar()	gas_list	Liste der Eingangsgase
Verdichter	Verdichter_isentrop()	gas Solldruck	Eingangsgas Druck des Ausgangsgases
Wärmeübertrager	transfer_heat()	gas Solltemperatur	Eingangsgas Temperatur des Ausgangsgases
Flüssigkeitsabscheider/ Membran	seperator()	gas gas_out1_list	Eingangsgas Gasbestandteile des ersten Ausgangsgases
Ventil	valve()	gas split_ratio	Eingangsgas Gasteilungsverhältnis
Drossel	throttle()	gas Solldruck	Eingangsgas Druck des Ausgangsgases
Reaktoren			
Plasmalyse	plasmacracking()	gas	Eingangsgas
Wassergas-Shift	WGS()	gas	Eingangsgas
Fischer-Tropsch	FTS()	gas H2_CO_ratio alpha	Eingangsgas Sollproduktverhältnis von H ₂ zu CO Kettenwachstums-wahrscheinlichkeit für ASF-Verteilung

Zusätzlich zu den vorgestellten Funktionen wird eine Regelung –Funktionsbezeichnung: *regulation()* – benötigt. Diese soll für jeden Loop, den benötigten Zusatzwasserstrom für ein stöchiometrisches H₂-CO-Verhältnis für die Plasmalyse und den benötigten Zusatzwasserstrom für die Wassergas-Shift-Reaktion bestimmen.

Die Regelung

Ein wesentlicher Bestandteil dieser Arbeit ist das Erstellen einer Regelung für die Berechnungsabläufe. Die Regelung berechnet den benötigten Zusatzwasserstrom, der für die Plasmalyse und die gegebenenfalls anschließende Wassergas-Shift-Reaktion benötigt wird. Hierfür wird innerhalb der Regelung zunächst die Gasmischung der relevanten Gase *Biogas*, *plasma_recycle* und *FTS_recycle* theoretisch simuliert. Daraufhin werden die elementaren Bestandteile von Sauerstoff, Wasserstoff

und Kohlenstoff miteinander verglichen. Anhand dieser Relationen werden die Zusatzwasserströme $waterfeed_{st}$ und $waterfeed_{WGS}$ bestimmt.

Zunächst wird das Kohlenstoff-Sauerstoffverhältnis geprüft. In dieser Arbeit wird angenommen, dass in der Plasmalyse so viel Sauerstoff wie Kohlenstoff vorliegen muss, damit die Kohlenstoffmonoxid-Ausbeute maximal ausfällt. Für den Fall des Sauerstoffüberschusses muss Kohlenstoffdioxid gebildet werden, sodass weniger Kohlenstoffatome für die Kohlenstoffmonoxidbildung zur Verfügung stehen. Für den Fall des Kohlenstoffüberschusses kann Wasser beigemischt werden, sodass der Sauerstoff des Wassers mit dem Kohlenstoffüberschuss zu Kohlenstoffmonoxid reagieren kann. Für die Bestimmung des stöchiometrisch benötigten Wassers $waterfeed_{st}$ wird die fehlende Sauerstoffmenge bestimmt und angenommen, dass diese fehlende Sauerstoffmenge vollständig durch den im Wasser gebundenen Sauerstoff, gegeben wird (42). Durch anschließende Multiplikation der fehlenden Wasserstoffmenge mit dem Stoffstrom des theoretischen Mischgases ist der stöchiometrisch benötigte Stoffstrom an Wasser berechenbar (43).

$$n_{H_2O_{st}} = n_{Cin} - n_{Oin} \quad (42)$$

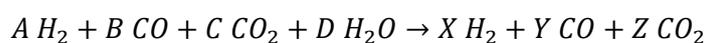
$$\dot{n}_{H_2O_{st}} = n_{H_2O_{st}} * \dot{n}_{Gas_{in}} \quad (43)$$

Nachdem die stöchiometrisch benötigte Wassermenge bestimmt wurde, wird erneut die theoretische Mischung der Gase *Biogas*, *plasma_recycle* und *FTS_recycle* simuliert. Bei dieser Mischung ist jedoch zusätzlich der berechnete stöchiometrische Zusatzwasserstrom $waterfeed_{st}$ beteiligt. Nach anschließender Bestimmung der elementaren Zusammensetzung muss, sofern ein stöchiometrisch benötigter Zusatzwasserstrom berechnet wurde, die Menge des Kohlenstoffs mit der des Sauerstoffs übereinstimmen. Wurde kein stöchiometrischer Zusatzwasserstrom bestimmt, besteht ein Sauerstoffüberschuss, sodass CO_2 zwar im Prozess enthalten ist, dieser aber nicht an den Reaktionen teilnimmt, sondern lediglich durchgeschleust wird.

Der anschließende Vergleich der Wasserstoff- mit den Kohlenstoffatomen, welche zu Kohlenmonoxid reagieren, dient der Kalkulation des benötigten Zusatzwasserstroms für die WGS. Übersteigt der Wasserstoffanteil nicht den Kohlenstoffmonoxidanteil im gewünschten vordefinierten H_2 - CO -Verhältnis, so ist die Wassergas-Shift-Reaktion nötig. Damit wird der Kohlenstoffmonoxidanteil reduziert, der Kohlenstoffdioxidanteil erhöht und zusätzlich der Wasserstoffanteil erhöht. Aufgrund der Annahme, dass das zusätzliche Wasser vollständig umgesetzt wird, berechnet sich die zusätzliche Wassermenge für die WGS nach Formel (44).

$$n_{H_2O_{WGS}} = \frac{H2_CO_ratio * n_{Cin} - n_{H_2in}}{H2_CO_ratio + 1} \quad (44)$$

Rechenbeispiel: Regelung von 12 H_2 ; 8 CO ; 0 CO_2 ; für $n_{H_2Oin} = D$

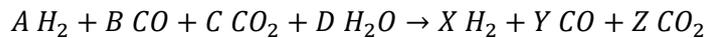


$$A = 12; B = 8; C = 0$$

$$D = \frac{H2_CO_ratio * (B + C) - A}{H2_CO_ratio + 1}$$

$$D = \frac{2 * (8 + 0) - 12}{2 + 1} = \frac{16 - 12}{3} = \frac{4}{3} = 1,33$$

Beispielrechnung der WGS für die Regulierung $12 H_2; 8 CO; 0 CO_2; 1,33 H_2O$



$$A = 12; B = 8; C = 0; D = 1,33$$

$$n_{H_2in} = A + D = 12 + 1,33 = 13,33$$

$$n_{Cin} = B + C = 8 + 0 = 8$$

$$n_{Oin} = B + 2 * C + D = 8 + 2 * 0 + 1,33 = 9,33$$

$$X = n_{H_2in} = 13,33$$

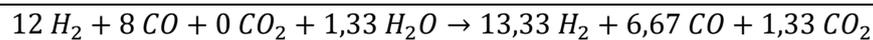
$$Z = n_{Oin} - n_{Cin} = 9,33 - 8 = 1,33$$

$$Y = n_{Cin} - Z = 8 - 1,33 = 6,67$$

$$n_{H_2out} = X = 13,333 = n_{H_2in}$$

$$n_{Cout} = Y + Z = 6,67 + 1,33 = 8 = n_{Cin}$$

$$n_{Oout} = Y + 2 * Z = 6,67 + 2 * 1,33 = 9,33 = n_{Oin}$$



$$A = 12; B = 8; C = 0; D = 1,33$$

$$X = 13,33; Y = 6,67; Z = 1,33$$

$$\psi_{H_2} = \frac{X}{X + Y + Z} = \frac{13,33}{13,33 + 6,67 + 1,33} = 0,6250 \hat{=} 62,50 \%$$

$$\psi_{CO} = \frac{Y}{X + Y + Z} = \frac{6,67}{13,33 + 6,67 + 1,33} = 0,3125 \hat{=} 31,25 \%$$

$$\psi_{CO_2} = \frac{Z}{X + Y + Z} = \frac{1,33}{3,33 + 6,67 + 1,333} = 0,0625 \hat{=} 6,25 \%$$

$$\frac{\psi_{H_2}}{\psi_{CO}} \stackrel{\text{def}}{=} H2_CO_ratio \hat{=} 2 = \frac{0,6250}{0,3125}$$

Nachdem der Stoffmengenanteil des benötigten Wassers bestimmt wurde, kann mithilfe der Multiplikation dieses Anteils mit dem eingehenden Stoffstrom der benötigte Wasserstoffstrom bestimmt werden (43). Mithilfe der bekannten molaren Masse ist so auch die Berechnung des Zusatzwassermassenstroms für die WGS möglich.

Der Kohlenstoffdioxidabscheider

Außerdem wird eine Abscheidung von Kohlenstoffdioxid, Funktionsbezeichnung: CO2_out_calculation(), implementiert, welche durch die WGS entstandenes CO₂ aus dem Kreisprozess ausschleust. Der Grund hierfür ist die Vermeidung einer CO₂-Aufkonzentration innerhalb des Kreisprozesses. Theoretisch wäre eine Zusatz-Funktion dieses CO₂-Abscheiders nicht notwendig, da dieser in diesem Modell exakt so arbeitet, wie ein Flüssigkeitsabscheider. Der Unterschied ist jedoch, dass der Abscheider variabel für das Modell erstellt wurde, sodass die Menge des abzuscheidenden Gases einstellbar ist. Der Abscheider befindet sich unmittelbar vor der Initial-Mischkammer und scheidet nur CO₂ ab, welcher sich im Plasma-Recycling-Strom befindet und durch die WGS entstanden

ist. Dieser Fall ist im Programm auch mit einem einfachen Flüssigkeitsabscheider unmittelbar hinter der WGS umsetzbar. Damit aber, wie erwähnt, die abzuschneidende Menge variabler gestaltbar ist, wurde diese zusätzliche Einheit implementiert.

3.4.3 Funktionsverkettung

Nach den zuvor beschriebenen Funktionsdefinitionen werden die Funktionen nach dem Prozessschaubild ausgeführt. Der vollständige Programmcode dazu befindet sich in Anlage 04. Das Funktionsschaubild ist der Abbildung 3.18 und Abbildung 3.19 zu entnehmen. Die Teilung des Schaubilds erfolgt lediglich aus Platzgründen. Die `transfer_heat()`-Funktion bei welcher `kond_in` entsteht und anschließend mit `separator()` in `kondensat_plasma_kond_out` und `plasmalized_gas` geteilt wird, werden in beiden Schaubildern zur Darstellung des Zusammenhangs abgebildet. Gasbeschriftungen mit violetterem Hintergrund sind Eingangsgase, Gasbeschriftungen mit grünem Hintergrund sind Ausgangsgase und alle weiteren sind strömende Prozessgase. Die verwendeten Gasbezeichnungen und dessen Bestandteile wurden bereits in Tabelle 3.2 vorgestellt. Die benötigten Leistungen werden in dieser Darstellung nicht gezeigt. Anlagenkomponenten bei denen externe Energiezu- oder abfuhr nötig ist, sind Verdichter, Wärmeübertrager und die Reaktoren. Das Funktionsschaubild unterscheidet sich vom Anlagenschema, durch die Verwendung der Funktionsbezeichnungen, anstatt der Komponentenbezeichnungen.

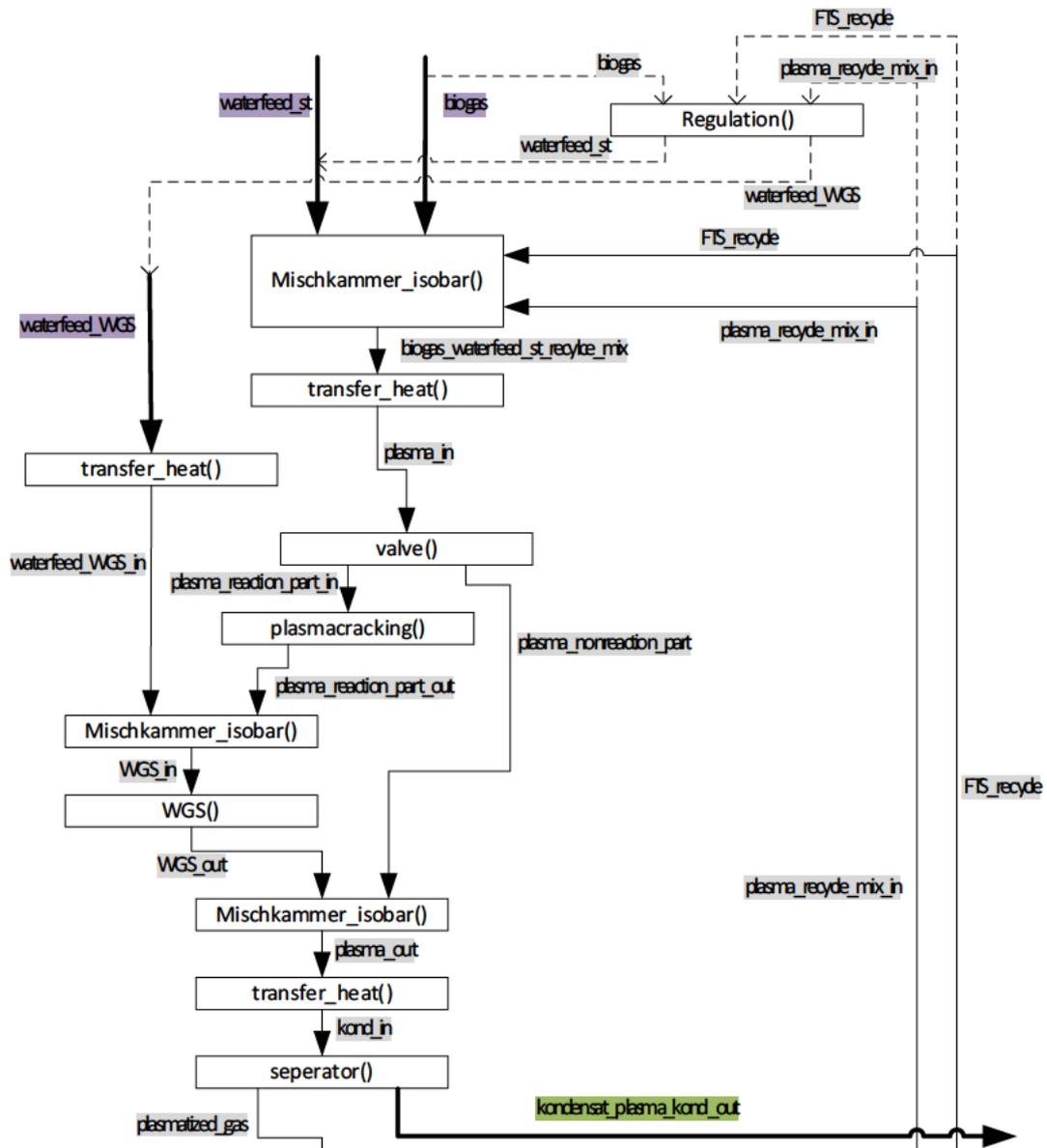


Abbildung 3.18: Funktionsschaubild Teil 1/2

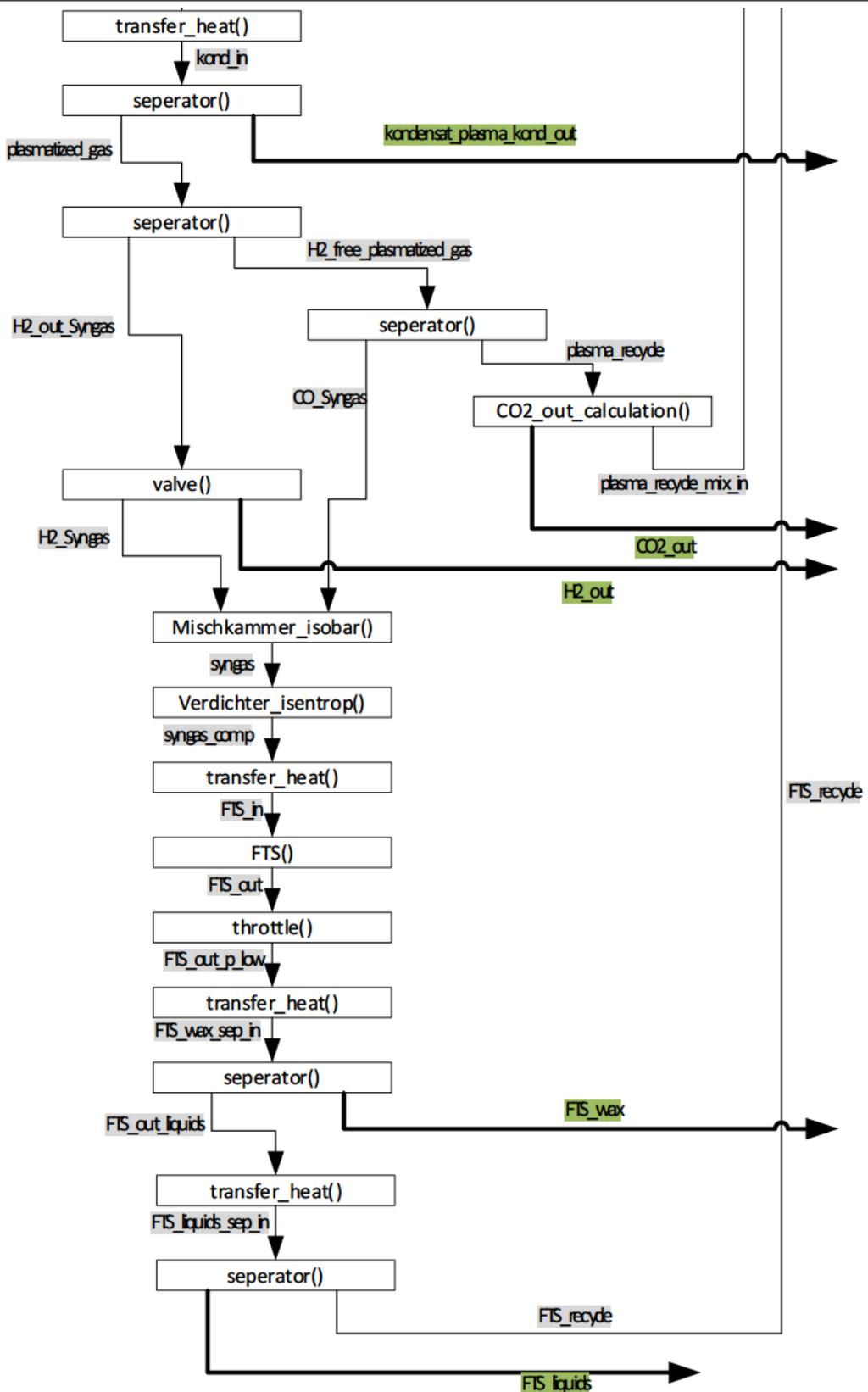


Abbildung 3.19 Funktionsschaubild Teil 2/2

3.4.4 Ergebnisdarstellung

Dieser Abschnitt wurde implementiert, damit sämtliche Modellausführungen die gleichen Ergebnisdarstellungen hervorbringen, sodass diese leichter miteinander vergleichbar gemacht werden.

Die Ergebnisse der Modellierung sind die Zustandsgrößen aller Zustände über mehrere Iterationen. So wird ein vollständiger Datensatz aller Größen für die Modellierung bei einem jeweiligen Betriebspunkt möglich. Eine tabellarische Darstellung dieser Daten jeder Iteration bildet die Grundlage für die weiteren Darstellungen.

Mithilfe dieser vollständigen Daten sind Auswertungen bezüglich der Gaszusammensetzung im stationären Zustand und der dabei aufgenommenen und abgegebenen Leistungen möglich. Die Kreisberechnungen werden so oft durchgeführt, bis der stationäre Zustand in Verlaufsdiagrammen erkennbar wird.

Verlaufsdiagramme stellen den Verlauf einzelner Größen, vornehmlich der Stoff- und Massenströme sowie der Leistungen, über der Zählervariable dar. Dieser Verlauf spiegelt nicht das Anlaufverhalten der Anlage wider, sondern zeigt lediglich die einzelnen Berechnungsgrößen bis zum Erreichen des stationären Zustands durch die Modellierung.

Um die Gaszusammensetzungen der Modellierung zu visualisieren, werden Sankey-Diagramme des Prozesses erstellt. Relevant für die Auswertung sind jedoch lediglich die Gaszusammensetzungen im stationären Betriebszustand. Abschließend werden benötigte Leistungen, der Gesamtleistungsbedarf und wesentliche Eingangs- und Ausgangsströme tabellarisch dargestellt.

4 Ergebnisse

Die folgenden Abschnitte stellen die Ergebnisse des Modells vor. Dazu wird zunächst anhand eines Standardfalls die gewonnenen Ergebnisse und dessen Darstellungen vorgestellt, sodass anschließend Ergebnisse für unterschiedliche Variationen miteinander verglichen und ausgewertet werden können. Somit können Einflüsse einzelner Modellvariablen auf bestimmte Größen, wie den Gesamtleistungsbedarf der Modellausführung, dargestellt werden.

Zunächst werden die Definitionsgrößen aller Modellierungen, welche nicht variiert werden, gezeigt. Die festen Definitionsgrößen aller Simulationen werden in Tabelle 4.1 zusammengefasst.

Tabelle 4.1: Feste Definitionsgrößen der Modellierung

Feste Definitionsgröße	Einheit	Definitionswert
Biogastemperatur	K	293,15
Biogasdruck	Pa	1,018*10 ⁵
Wassertemperatur (für waterfeed_st & waterfeed_WGS)	K	293,15
Wasserdruck (für waterfeed_st & waterfeed_WGS)	Pa	1,018*10 ⁵
Plasmalyse-Solltemperatur	K	373,15
Plasmalyse-Solldruck	Pa	1,018*10 ⁵
Plasma-Kondensator-Solltemperatur	K	293,15
Fischer-Tropsch-Solltemperatur	K	523,15
Fischer-Tropsch-Solldruck	Pa	25*10 ⁵
FT-Wachs-Kondensator-Solltemperatur	K	473,15
FT-Flüssig-Kondensator-Solltemperatur	K	279,15
H ₂ -CO-ratio	-	2,00
α	-	0,87
r_{CO_FTS}	-	0,70

4.1 Standardfall

Der Standardfall wurde implementiert, um mithilfe einer Simulation einen Überblick über die gewonnenen Erkenntnisse zu verschaffen. Einen solchen Standardfall wird es so exakt in der Realität selten geben, da in der Regel einige der festgelegten Definitionsgrößen variieren werden. Die verwendeten variablen Definitionsgrößen werden in der Tabelle 4.2 dargestellt. Die angewandte Gaszusammensetzung wurde willkürlich, aber innerhalb realistischer Grenzen gewählt.

Tabelle 4.2: Variable Definitionsgrößen der Modellierung im Standardfall

Variable Definitionsgröße	Einheit	Definitionswert
Biogas-Massenstrom	kg/h	100
Biogas- CH ₄ -Stoffanteil	Vol%	47,5
Biogas- CO ₂ -Stoffanteil	Vol%	47,5
Biogas- H ₂ O-Stoffanteil	Vol%	5
Plasma_Gasteilungsrate	Vol%	35

4.1.1 Verlaufsdiagramm aller Zustände

Das Verlaufsdiagramm für die Simulation bei diesen Definitionsgrößen zeigt Abbildung 4.1. Hier werden alle kalkulierten Stoffströme in einem Diagramm über der Simulationslaufvariable x_{sim} dargestellt. Das zugehörige Verlaufsdiagramm der Massenströme zeigt Abbildung 4.2. Diese Verlaufsdiagramme bilden nicht das Anfahrverhalten einer solchen Anlage ab, sondern zeigen den Verlauf der Modellierung bis zum stationären Zustand. Sie dienen primär dem Nachweis des stationären Zustands.

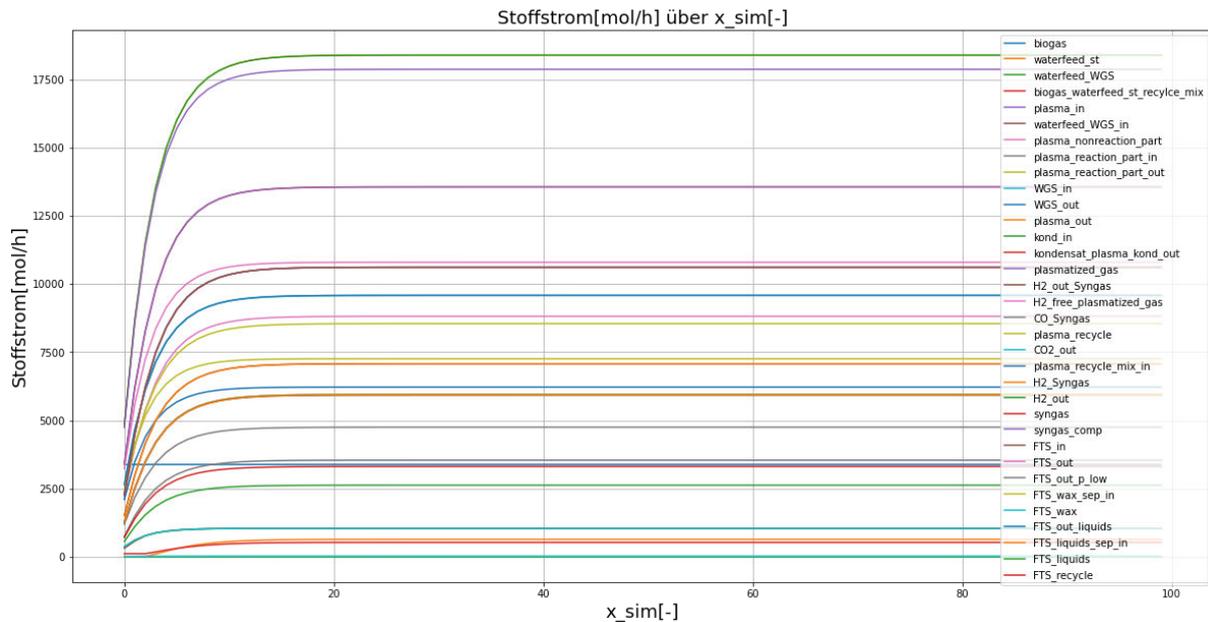


Abbildung 4.1: Verlaufsdiagramm Stoffstrom aller Gase über der Simulationsvariable im Standardfall

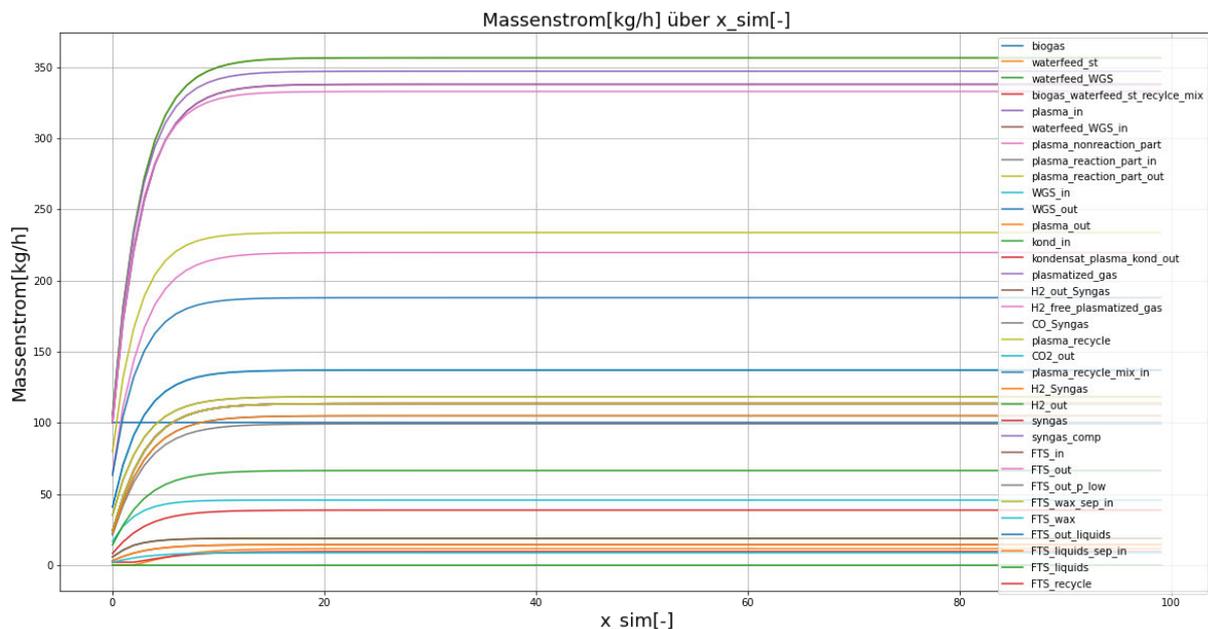


Abbildung 4.2: Verlaufsdiagramm Massenstrom aller Gase über der Simulationsvariable im Standardfall

Aufgrund der Datenmenge und dem daraus resultierenden Mangel an Übersichtlichkeit werden die Inhalte der Verlaufsdiagramme zusätzlich gestaffelt dargestellt.

4.1.2 Verlaufsdiagramm Eintritts- und Austrittszustände

Die folgende Abbildung 4.3 zeigt den Stoffstromverlauf und in Abbildung 4.4 wird der Massenstromverlauf aller Eintritts- und Austrittsgase der Modellierung dargestellt.

Zu diesen Gasen gehören die Eingangsgase Biogas *biogas*, Wasser für den stöchiometrischen Bedarf *waterfeed_st* und Wasser für die WGS-Reaktion *waterfeed_WGS*. Die Ausgangsgase ergeben sich aus dem abzuscheidenden Kondensat nach der Plasmalyse-Einheit *kondensat_plasma_kond_out*, Kohlenstoffdioxid, welcher durch die WGS entsteht *CO2_out*, überschüssiger Wasserstoff *H2_out* und die Fischer-Tropsch-Produkte in Wachphase *FTS_wax* und die feuchten FTS-Flüssigbestandteile *FTS_Liquids*.

Auffällig bei dieser Modellierung ist der Verlauf der Stoffströme des Kondensats der Plasmalyse-Einheit und der des stöchiometrisch benötigten Wasserstroms. Alle anderen Gase zeigen einen steigenden Verlauf des Stoffstroms in den ersten Simulationsdurchläufen, wohingegen diese erst nach einigen Durchläufen ansteigen. Der Stoffstrom *waterfeed_WGS* entspricht nahezu vollständig dem Stoffstrom von *CO2_out*, weshalb in der Abbildung 4.3 nur letzterer zu erkennen ist.

Der Stoffstrom von *FTS_wax* ist über die gesamte Simulation hinweg sehr gering. Dies ist mit der hohen molaren Masse der Wachphase des Fischer-Tropsch-Produkts zu begründen.

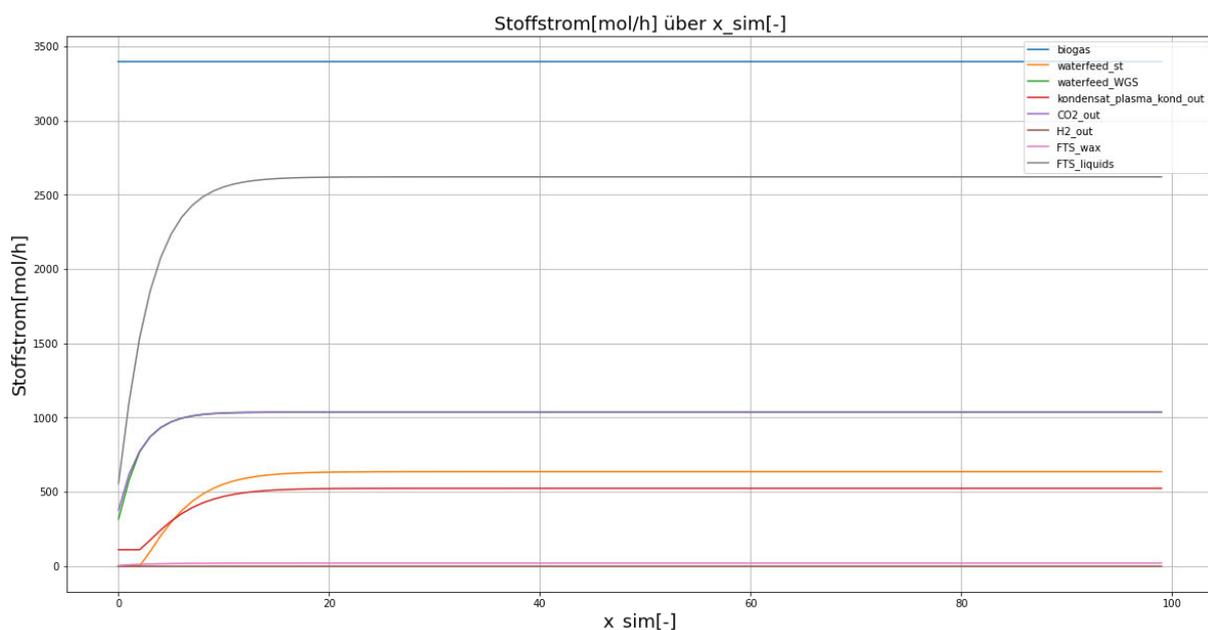


Abbildung 4.3: Verlaufsdiagramm Stoffstrom der Eingangs- und Ausgangsgase über der Simulationsvariable im Standardfall

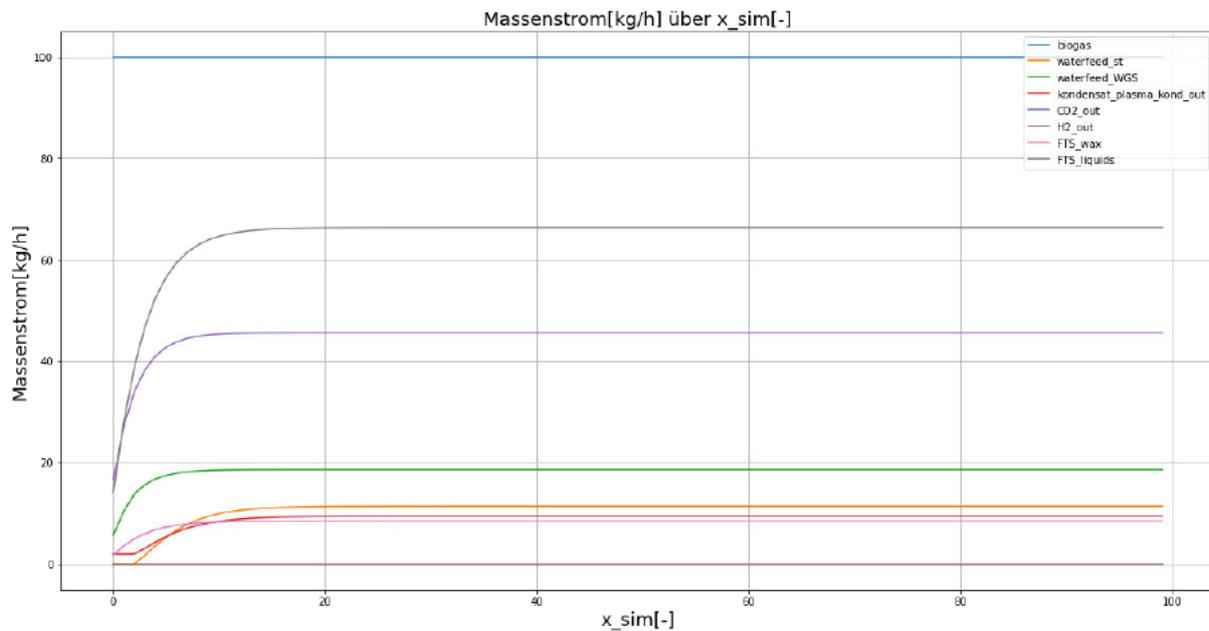


Abbildung 4.4: Verlaufsdiagramm Massenstrom der Eingangs- und Ausgangsgase über der Simulationsvariable im Standardfall

4.1.3 Verlaufsdiagramm Fischer-Tropsch-relevanter Zustände

Die Abbildung 4.5 zeigt den Verlauf des Stoffstroms sämtlicher Fischer-Tropsch-relevanter Gase. Den Verlauf des Massenstroms für diese Gase zeigt die folgende Abbildung 4.6.

Dazu gehören der FTS-Eingangszustand *FTS_in*, der Ausgangszustand *FTS_out* und die FT-Produktzustände *FTS_wax* und *FTS_liquids* sowie der zugehörige Recycle-Zustand *FTS_recycle*.

Der Massenstrom des FTS-Eingangszustands bleibt innerhalb der Fischer-Tropsch-Synthese konstant und wird anschließend in die Wachs-, Flüssig- und Restgasphase aufgeteilt.

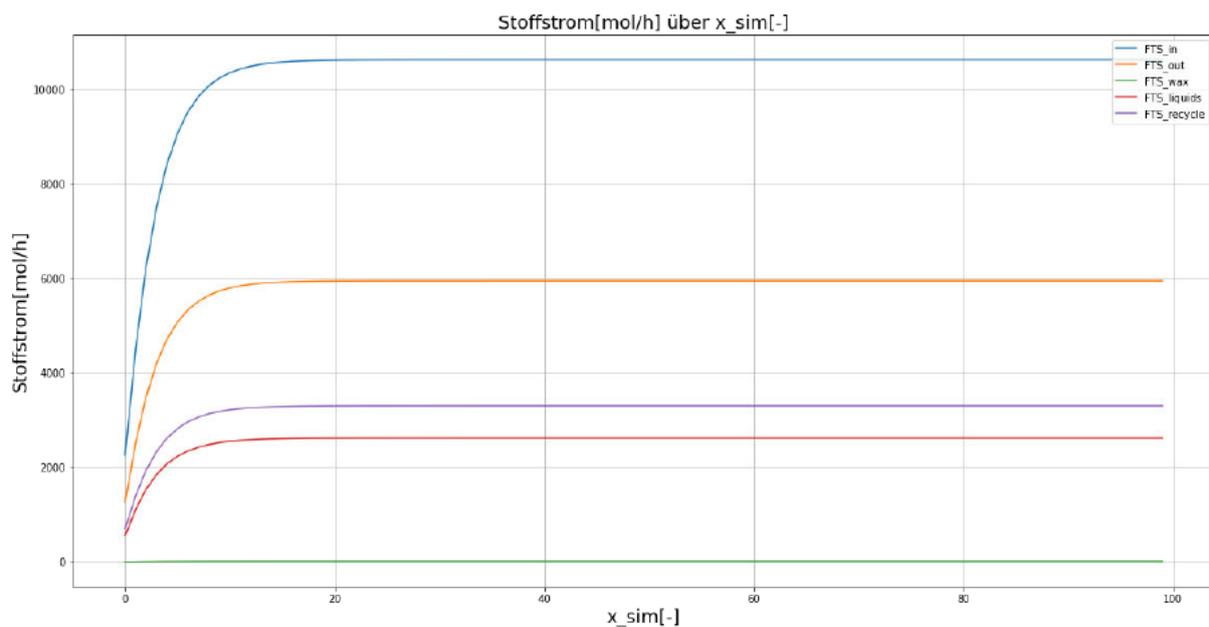


Abbildung 4.5: Verlaufsdiagramm Stoffstrom der Fischer-Tropsch-relevanten Gase über der Simulationsvariable im Standardfall

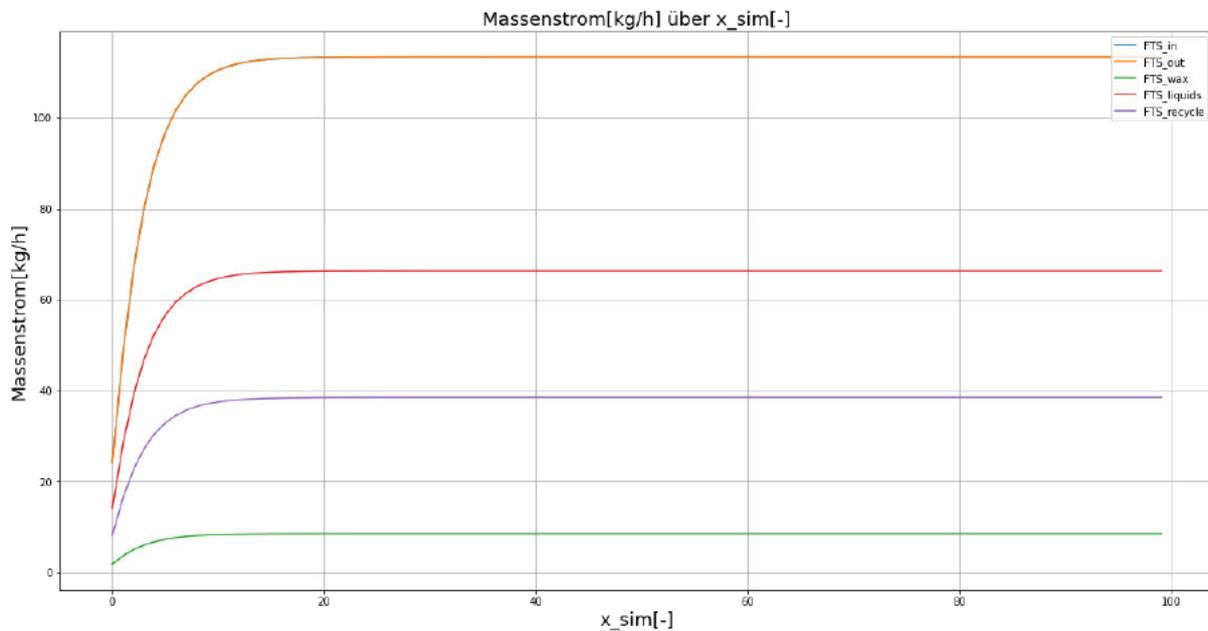


Abbildung 4.6: Verlaufsdiagramm Massenstrom der Fischer-Tropsch-relevanten Gase über der Simulationsvariable im Standardfall

4.1.4 Verlaufsdiagramm aller Leistungsströme

Der Verlauf der für diese Modellierung erforderlichen Leistungen wird in Abbildung 4.7 dargestellt. Positive Leistungen benötigen eine Leistungszufuhr, während negative Leistungen eine Leistungsabfuhr benötigen. Die wesentlichen Leistungsbedarfe für diese Modellierung stammen aus der Plasmalyse und dem Verdichter für die Fischer-Tropsch-Synthese.

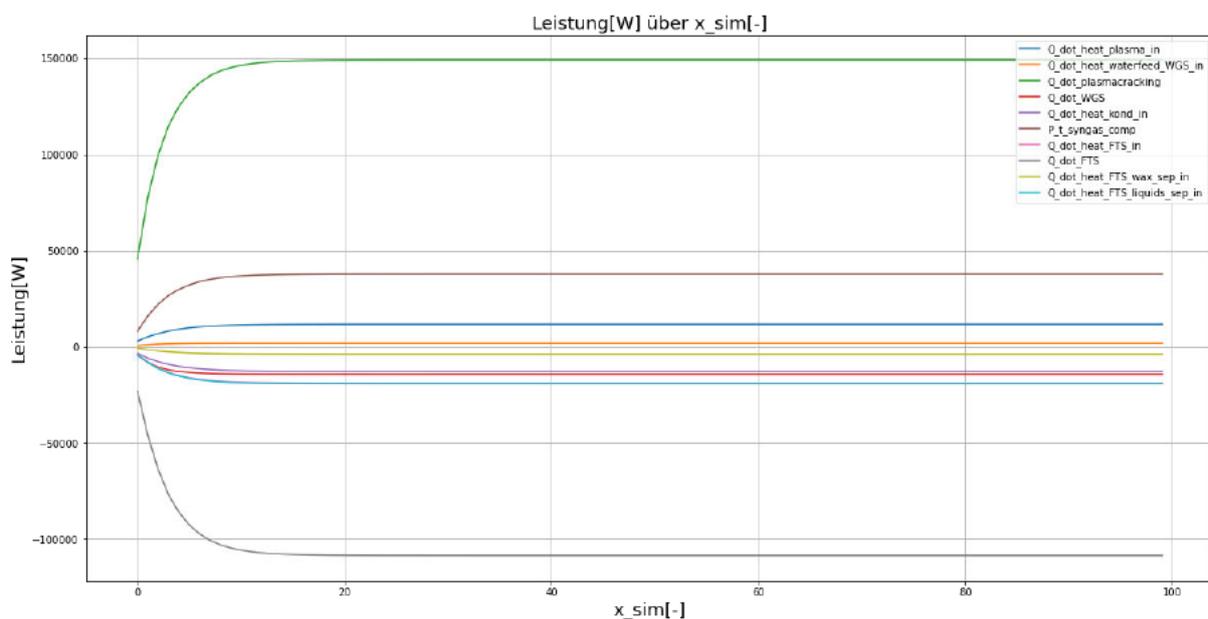


Abbildung 4.7: Verlaufsdiagramm Leistungen im Gesamtprozess im Standardfall

4.1.5 Sankey-Diagramm aller Anlagenkomponenten

Zusätzlich zu diesen Verlaufsdiagrammen wurden Sankey-Diagramme für eine Visualisierung der Gaskonzentration erstellt. Hierbei sind vornehmlich die berechneten Größen des stationären

Zustands von Bedeutung. Daher werden die Sankey-Diagramme ausschließlich für den letzten Datenpunkt, also den stationären Zustand abgebildet.

Das Sankey-Diagramm, welches den Verlaufsdiagrammen aus Abbildung 4.1-Abbildung 4.7 entspricht, zeigt Abbildung 4.8. Für einen unmittelbaren Vergleich wird zusätzlich das Sankey-Diagramm der Massenströme in Abbildung 4.9 dargestellt. Die Legende der Anlagenkomponenten zeigt Tabelle 4.3 und die Legende für die Elemente ist in Tabelle 4.4 zusammengefasst.

Zu beachten ist hierbei, dass bei dieser Modellausführung kein Ausschleusen von überschüssigem Wasserstoff nötig ist, sodass der Zustand 21 „H₂-Ausgang“ nicht mit dargestellt wird.

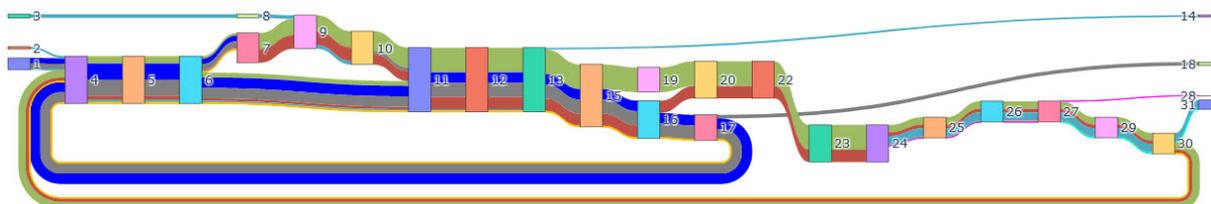


Abbildung 4.8: Sankey-Diagramm der Stoffzusammensetzung für den Gesamtprozess im Standardfall

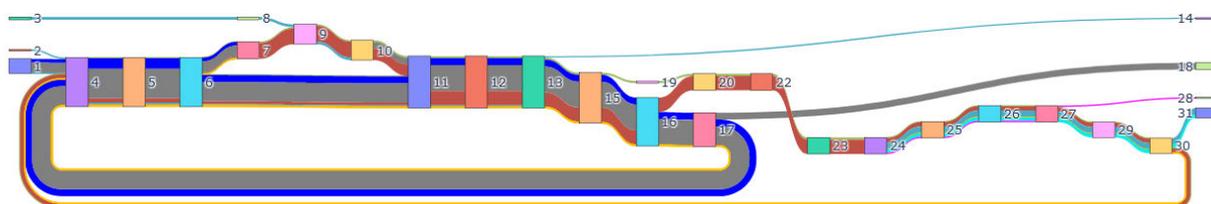


Abbildung 4.9: Sankey-Diagramm der Massenzusammensetzung für den Gesamtprozess im Standardfall

Tabelle 4.3: Legende der Anlagenkomponenten

Nummer	Bezeichnung der Anlagenkomponente	Nummer	Bezeichnung der Anlagenkomponente
1	Biogas-Quelle	17	CO ₂ -Membrantrennung
2	Stöch. Wasser-Quelle	18	CO ₂ -Ausgang
3	WGS-Wasser-Quelle	19	H ₂ -Gasteiler
4	Biogas-Recycle-Mischkammer	20	Syngas-Mischkammer
5	Gasgemisch-Wärmeübertrager	21	H ₂ -Ausgang
6	Gasgemisch-Ventil	22	Syngas-Verdichter
7	Plasmalyse-Reaktor	23	Syngas-Wärmeübertrager
8	WGS-Wärmeübertrager	24	FTS-Reaktor
9	WGS-Eingang-Mischkammer	25	FTS-Drossel
10	WGS-Reaktor	26	Wachsphase-Wärmeübertrager
11	Plasma-Mischkammer	27	Wachsphase-Abscheider
12	Plasma-Wärmeübertrager	28	Wachsphase-Ausgang
13	Plasma-Kondensator	29	Flüssigphase-Wärmeübertrager
14	Plasmakondensat-Ausgang	30	Flüssigphase-Abscheider
15	H ₂ -Membrantrennung	31	Flüssigphase-Ausgang
16	CO-Membrantrennung		

Tabelle 4.4: Legende der Elemente

Farbe	Gasbestandteil	Farbe	Gasbestandteil	Farbe	Gasbestandteil
Grün	H ₂	Gelb	C1	Cyan	C6
Blau	CH ₄	Gelb	C2	Cyan	C7 – 19/ C13.5
Grau	CO ₂	Gelb	C3	Magenta	C20+/ C35.5
Rot	CO	Gelb	C4		
Hellblau	H ₂ O	Cyan	C5		

4.1.6 Sankey-Diagramm der Plasmalyse-Komponenten

Eine detaillierte Darstellung der Stoffzusammensetzung der für die Plasmalyse-relevanten Zustände zeigt Abbildung 4.10. Die Massenzusammensetzung für diese Komponenten ist in Abbildung 4.11 zu sehen. Die Legenden entsprechen der Tabelle 4.3 und Tabelle 4.4.

Dabei ist erkennbar, dass sich der Gesamtmassenstrom in der Plasmalyse (7) verändert. Der Grund hierfür liegt in der Massenerhaltung und der Stoffwandlung der Elemente.

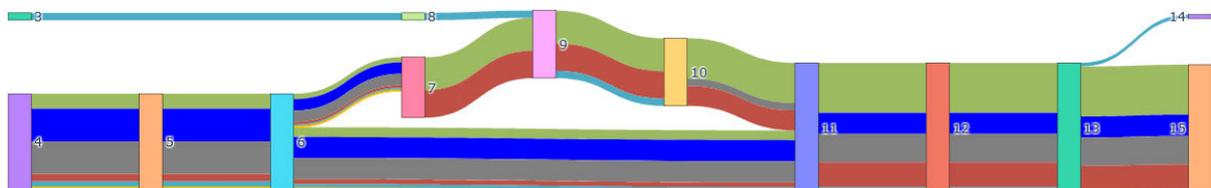


Abbildung 4.10: Sankey-Diagramm der Stoffzusammensetzung der Plasmalyse-Zustände im Standardfall

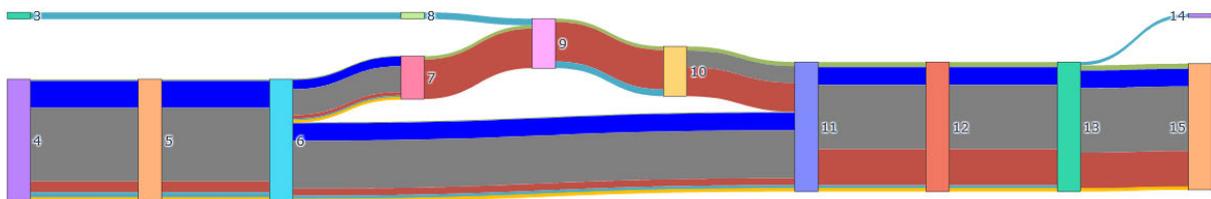


Abbildung 4.11: Sankey-Diagramm der Massenzusammensetzung der Plasmalyse-Zustände im Standardfall

4.1.7 Sankey-Diagramm der Fischer-Tropsch-Komponenten

Eine detaillierte Darstellung der Stoffzusammensetzung und der Massenzusammensetzung der für die Fischer-Tropsch-Synthese relevanten Zustände zeigen Abbildung 4.12 und Abbildung 4.13.

Im Diagramm der Stoffzusammensetzung ist eine Änderung des Gesamtstoffstroms durch den Fischer-Tropsch-Reaktor zu erkennen. Für alle anderen Anlagenkomponenten dieser Darstellung bleibt der Stoffstrom konstant.

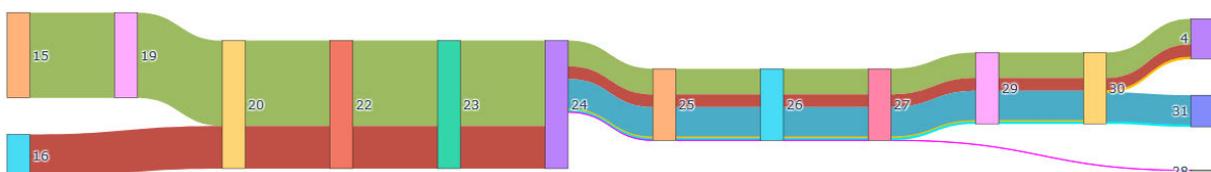


Abbildung 4.12: Sankey-Diagramm der Stoffzusammensetzung der Fischer-Tropsch-Zustände im Standardfall

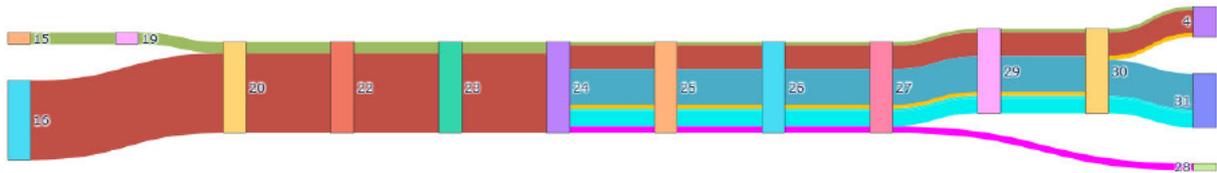


Abbildung 4.13: Sankey-Diagramm der Massenzusammensetzung der Fischer-Tropsch-Zustände im Standardfall

4.1.8 Gesamtleistungsbedarf

Der Gesamtleistungsbedarf ergibt sich wie im Referenzmodell und in Kapitel 3.1 beschrieben aus der Summe aller positiven Leistungen. Wärme- und Leistungskopplungen werden in dieser Arbeit nicht betrachtet. Die folgende Tabelle 4.5 zeigt die Leistungen des Standardfalls im stationären Betriebszustand und den mithilfe von Formel (7) bestimmten Gesamtleistungsbedarf P_{t_Ges} .

Tabelle 4.5: Leistungsbedarfe des stationären Zustands im Standardfall

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	11664,65	11,67	5,82
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1736,99	1,74	0,87
Q_dot_plasmacracking	149106,27	149,11	74,46
Q_dot_WGS	-14210,37	-14,21	-
Q_dot_heat_kond_in	-12747,03	-12,75	-
P_t_syngas_comp	37751,17	37,75	18,85
Q_dot_heat_FTS_in	-18898,36	-18,90	-
Q_dot_FTS	-108753,24	-108,75	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-3752,29	-3,75	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-19200,50	-19,20	-
P_t_Ges	200259,08	200,26	100,00

4.1.9 Zusammenfassung des Standardfalls

Die folgende Tabelle 4.6 beinhaltet die Massenströme der Ein- und Ausgangsgase der Simulation des Standardfalls. Für 100 kg/h Biogas der Zusammensetzung 47,5 Vol% CH₄, 47,5 Vol% CO₂ und 5 Vol% H₂O wird laut der Simulation ein zusätzlicher Wassermassenstrom von 30,1 kg/h benötigt, um mit einer Gesamtleistung von 200,3 kW 30,3 kg/h trockenes Fischer-Tropsch-Produkt entstehen zu lassen. Dabei fallen zusätzlich 54,1 kg/h Wasser und 45,6 kg/h CO₂ als Nebenprodukte an. Das Wasserprodukt ergibt sich aus dem Wasserkondensator der Plasmalyse und dem Wasser, welches durch die Fischer-Tropsch-Synthese entsteht und mit den FTS-Liquids ausgeschleust wird.

Tabelle 4.6: Ein- und Ausgangsmassenströme im Standardfall

Gasbezeichnung	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,00
H2O_st	11,45
H2O_WGS	18,66
H2O_Ges	30,12
FTS-Wachs	8,55
FTS-Liquids-trocken	21,71
C5+_out	30,26
H2O_FTS-Liquids	44,64
H2O_Kondensator_Plasmalyse	9,43
H2O_out	54,07
CO2_out	45,59
H2_out	0,00

4.2 Variation des Biogas-Massenstroms

Nachdem der Standardfall der Modellierung definiert und vorgestellt wurde, werden Einflüsse auf die Modellergebnisse untersucht. Hierzu werden Parameter variiert, um deren Einfluss auf die Modellergebnisse zu beleuchten. Eine Variation ist die Anpassung des Biogasmassenstroms.

Die Modellausführung erfolgt dafür bei Biogasmassenströmen von 10, 50, 150 und 200 kg/h.

Tabelle 4.7: Variable Definitionsgrößen der Modellierung für die Variation des Biogasmassenstroms

Variable Definitionsgröße	Einheit	Definitionswert
Biogas-Massenstrom	kg/h	[10; 50; 150; 200]
Biogas- CH ₄ -Stoffanteil	Vol%	47,5
Biogas- CO ₂ -Stoffanteil	Vol%	47,5
Biogas- H ₂ O-Stoffanteil	Vol%	5
Plasma_Gasteilungsrate	Vol%	35

Die in Kapitel 4.1 vorgestellten Modellergebnisse, wie die Verlaufs- und Sankey-Diagramme sind für die Variation des Biogas-Massenstroms der Anlage 05 zu entnehmen.

Die gewonnenen Ergebnisse ausgewählter Ein- und Ausgangsmassenströme sowie der Gesamtleistungsbedarfe werden in Abbildung 4.14 über dem Biogasmassenstrom dargestellt. Dabei beschreibt die Farbe des Datenpunktes, auf welche Achse die Größe bezogen ist. Der Gesamtleistungsbedarf ist somit der rechts dargestellten Sekundärachse zugeordnet. Alle weiteren Größen sind Massenströme von Gaszuständen und beziehen sich auf die links gezeigte Primärachse.

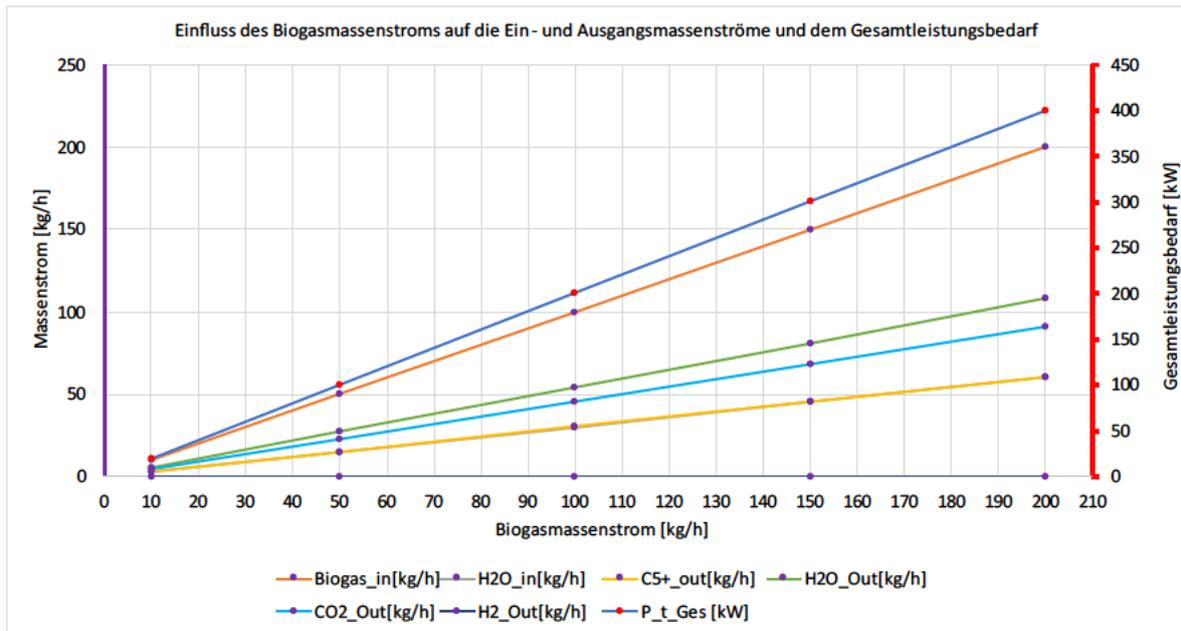


Abbildung 4.14: Verlauf der Gesamtleistung über dem Biogasmassenstrom

Anhand der Abbildung 4.14 ist eine lineare Abhängigkeit vom Biogasmassenstrom aller dargestellten Größen erkennbar. Begründbar ist dies dadurch, dass weder Rekombinationen und Reaktionen innerhalb des Plasmalyse-Reaktors noch Strömungsverluste oder andere nicht-lineare Abhängigkeiten im Modell implementiert wurden. Sofern die Arbeitsweise der Anlage nicht anderweitig variiert wird, ändern sich lediglich die Massenströme und Leistungen linear zur Änderung des Biogasmassenstroms.

4.3 Variation des Methananteils am Biogas

Als weitere Variation soll der Methananteil am Biogas variiert werden. Es werden Methananteile am Biogas von 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90 und 100 Vol% simuliert. Abgesehen von 100 Vol% Methan am Biogas wird der Wasseranteil am Biogas auf 5 Vol% festgelegt. Wird nun der Methananteil erhöht, so reduziert sich der Kohlenstoffdioxidanteil. Obgleich aus der Fachliteratur bekannt ist, dass Biogas nicht in solchen Zusammensetzungen auftritt, werden diese Simulationen erstellt, um den Einfluss der Biogaszusammensetzung möglichst detailliert zu untersuchen. [41]

Tabelle 4.8: Variable Definitionsgrößen der Modellierung für die Variation des Methananteils am Biogas

Variable	Definitionsgröße	Einheit	Definitionswert
Biogas-Massenstrom		kg/h	100
Biogas- CH ₄ -Stoffanteil		Vol%	[10; 20; 30; 40; 50; 60; 70; 80; 90; 100]
Biogas- CO ₂ -Stoffanteil		Vol%	[85; 75; 65; 55; 45; 35; 25; 15; 5; 0]
Biogas- H ₂ O-Stoffanteil		Vol%	[5; 5; 5; 5; 5; 5; 5; 5; 5; 0]
Plasma_Gasteilungsrate		Vol%	35

Sämtliche detaillierte Modellergebnisse, wie die Verlaufs- und Sankey-Diagramme sowie die Leistungsbedarfe und Zusammenfassungen sind für die Variation des Methananteils am Biogas der Anlage 06 zu entnehmen.

Die gewonnenen Ergebnisse ausgewählter Ein- und Ausgangsmassenströme sowie der Gesamtleistungsbedarfe werden in Abbildung 4.15 über dem Methananteil dargestellt. Dabei

beschreibt die Farbe des Datenpunktes, auf welche Achse die Größe bezogen ist. Der Gesamtleistungsbedarf ist somit der rechts dargestellten Sekundärachse zugeordnet. Alle weiteren dargestellten Größen sind Massenströme von Gaszuständen und beziehen sich auf die links dargestellte Primärachse. Damit der Verlauf des abgeschiedenen Wasserstoffs möglichst korrekt im Diagramm abgebildet wird, wurde zusätzlich ein Methananteil am Biogas von 99 % simuliert und abgebildet. Nach diesem Methananteil am Biogas wird der Verlauf des H_2_out nur gestrichelt fortgesetzt, da diese Linie nicht den tatsächlich simulierten Verlauf darstellt, sondern lediglich die Datenzugehörigkeit abbilden soll.

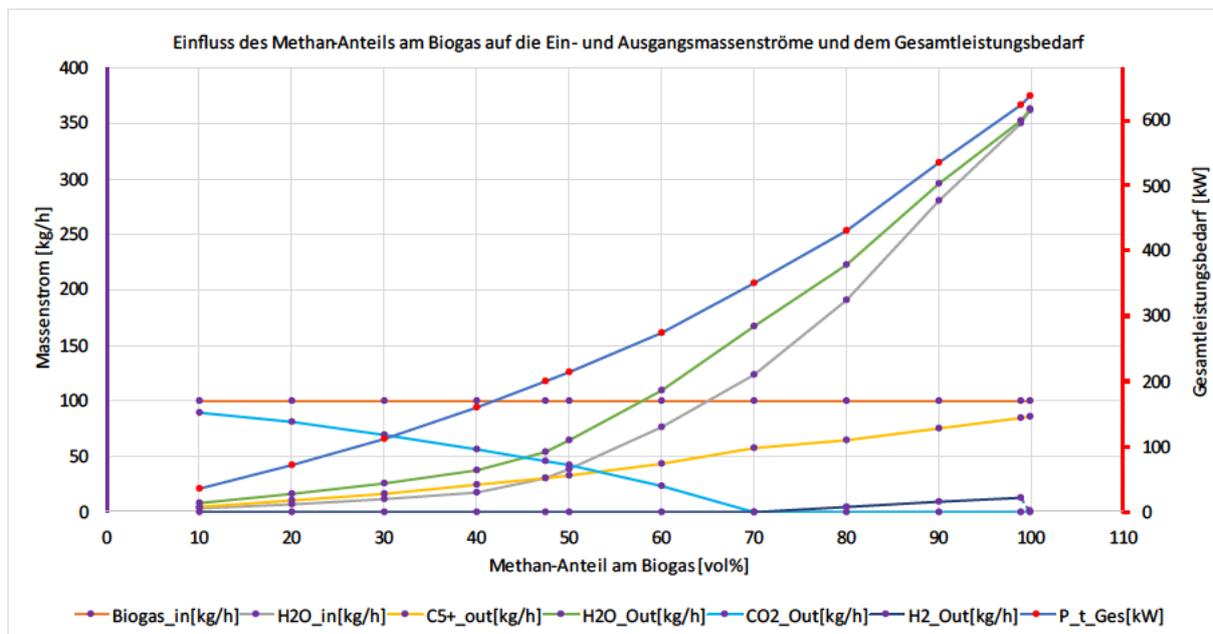


Abbildung 4.15: Einfluss des Methananteils am Biogas auf ausgewählte Ein- und Ausgangsmassenströme und dem Gesamtleistungsbedarf

Die dargestellten Massenströme sind $Biogas_in$, H_2O_in , $C5+_out$, H_2O_out , CO_2_out und H_2_out . Der Wasser-Gesamt-Eingangsmassenstrom H_2O_in zeigt in dem Diagramm einen quadratisch ansteigenden Verlauf. Das trockene Fischer-Tropsch-Produkt $C5+_out$ steigt nahezu linear. Der Massenstrom CO_2_out sinkt bis zu einem Methananteil von 70 Vol% stetig bis schließlich 0 kg/h erreicht sind. Der Massenstrom H_2_out beträgt 0 kg/h bis zu einem Methananteil von 70 Vol% und steigt ab dort linear.

Der steigende Gesamtwassermassenstrom H_2O_in ist mit der Bereitstellung der Sauerstoffmoleküle zu begründen. Je höher der Anteil des Methans am Biogas, desto geringer wird der Anteil des sauerstoffhaltigen Kohlenstoffdioxids. Somit stehen nicht ausreichend viele Sauerstoffatome für die Reaktion zur Verfügung, sodass mehr Wasser dazu geregelt werden muss. Die zugeführte Wassermenge ergibt sich aus der Wassermenge, die stöchiometrisch für eine vollständige Kohlenstoffumsetzung zu Kohlenstoffmonoxid nötig ist, sowie dem Wasser, welches für die anschließende Wassergas-Shift-Reaktion benötigt wird. Ab einem Methananteil am Biogas von ca. 70 Vol% ergibt sich die Gesamtwassermenge lediglich aus dem stöchiometrischen Bedarf. Dies ist an der steigenden Kurve des Wasserstoffmassenstroms ab 70 Vol% zu deuten. Wird der fehlende Sauerstoffanteil in der Plasmalyse durch Wasser zur Verfügung gestellt, so wird der Elementaranteil des Wasserstoffs zusätzlich erhöht, wodurch keine Wassergas-Shift-Reaktion mehr nötig wird, um ein

definiertes Wasserstoff-Kohlenmonoxid-Verhältnis bereitzustellen, denn der Wasserstoffanteil übersteigt ohnehin die Bedingungen für die folgende Fischer-Tropsch-Synthese. Aus diesem Grund wird ab diesem Methananteil am Biogas kein Kohlenstoffdioxid, sondern stattdessen Wasserstoff aus dem Prozess geleitet.

Der Verlauf der Gesamtleistung ist mit den hohen Massen- und Stoffströmen bei einem hohen Methananteil zu erklären. Wie zuvor beschrieben, bedingt ein hoher Methananteil eine hohe Wasserzufuhr. Dies erhöht die Gesamtmenge des zu fördernden Massen- und Stoffstroms des Prozesses wesentlich, sodass Wärmeübertrager und Verdichter wesentlich größere Massenströme verarbeiten müssen, sodass mehr Leistung benötigt wird. Zusätzlich steigt die Menge des in den Reaktoren umzusetzenden Gases, was auch hier durch die höheren Massen- und Stoffströme zur Erhöhung der Leistungsaufwände führt.

Diese linear ansteigenden Ströme zeigt ebenfalls der Verlauf des trockenen Fischer-Tropsch-Produkts. Dieser steigt nahezu linear an. Ohne, dass die Parameter der Fischer-Tropsch-Synthese, wie die Temperatur und damit die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit und die Kohlenstoffmonoxid-Umsatzrate, geändert werden, können physikalisch ohne Erhöhung des Massen- und Stoffstromes nicht mehr Fischer-Tropsch-Produkte entstehen.

4.4 Variation der Plasma-Gasteilungsrate

Als finale Variationsgröße soll die Plasma-Gasteilungsrate angepasst werden. Die Plasma-Gasteilungsrate ist eine Hilfsvariable, um sich den realen Prozessen der Plasmalyse zu nähern. In der Realität würde der Gasstrom nicht geteilt, sondern nur ein Teil des Gasstroms in der Plasmalyse umgesetzt werden. Dies ist für das Modell mithilfe der Plasma-Gasteilungsrate *plasma_gasflowrate* möglich. Die Plasma-Gasteilungsrate gibt an, wieviel Prozent des Gesamtstoffstroms in die Plasmalyse geführt werden. Eine Plasma-Gasteilungsrate von 30 Vol% bedeutet, dass 30 Vol% des gesamten Gases in der Plasmalyse umgewandelt werden und mit den restlichen 70 Vol% nach der Plasmalyse gemischt werden.

Der Rahmen der Plasma-Gasteilungsrate wurde auf Basis einer Aussage vom Mitgründer der iplas Innovative Plasma Systems GmbH Dr. rer. nat. Ralf Spitzl getroffen. Laut ihm seien Plasma-Gasteilungsraten zwischen 20 und 50 % zu erwarten.

Tabelle 4.9: Variable Definitionsgrößen der Modellierung für die Variation der Plasma-Gasteilungsrate

Variable	Definitionsgröße	Einheit	Definitionswert
Biogas-Massenstrom		kg/h	100
Biogas- CH ₄ -Stoffanteil		Vol%	47,5
Biogas- CO ₂ -Stoffanteil		Vol%	47,5
Biogas- H ₂ O-Stoffanteil		Vol%	5
Plasma-Gasteilungsrate		Vol%	[20; 30; 40; 50]

Sämtliche detaillierte Modellergebnisse, wie die Verlaufs- und Sankey-Diagramme, sowie die Leistungsbedarfe und Zusammenfassungen sind für die Variation der Plasma-Gasteilungsrate der Anlage 07 zu entnehmen.

Die gewonnenen Ergebnisse ausgewählter Ein- und Ausgangsmassenströme sowie der Gesamtleistungsbedarfe werden in Abbildung 4.16 über der Plasma-Gasteilungsrate dargestellt. Dabei

beschreibt die Farbe des Datenpunktes, auf welche Achse die Größe bezogen ist. Der Gesamtleistungsbedarf ist somit der rechts dargestellten Sekundärachse zugeordnet. Alle weiteren dargestellten Größen sind Massenströme von Gaszuständen und beziehen sich auf die links dargestellte Primärachse.

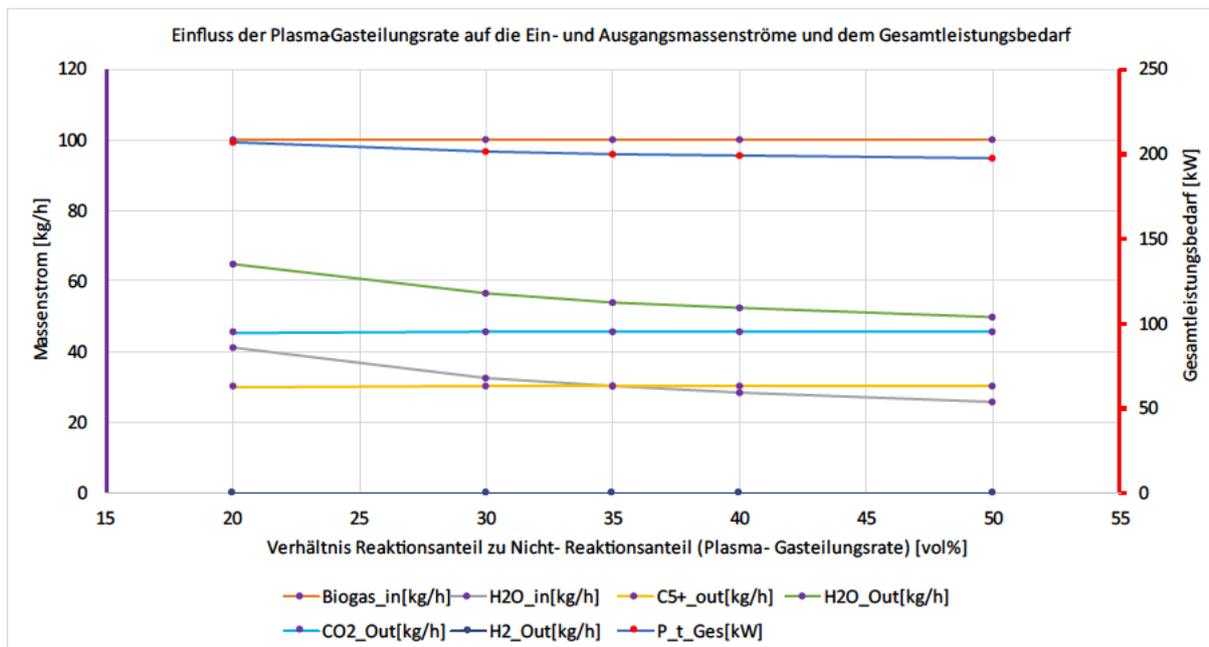


Abbildung 4.16: Einfluss der Plasma-Gasteilungsrate auf ausgewählte Ein- und Ausgangsmassenströme und dem Gesamtleistungsbedarf

Die in der Abbildung 4.16 dargestellten Massenströme sind *Biogas_in*, *H2O_in*, *C5+_out*, *H2O_out*, *CO2_out* und *H2_out*. Der Wasser-Gesamt-Eingangsmassenstrom *H2O_in* zeigt in dem Diagramm einen fallenden Verlauf. Das trockene Fischer-Tropsch-Produkt *C5+_out*, der Massenstrom *CO2_out* und der Massenstrom *H2_out* sind nur minimal abhängig von der Plasma-Gasteilungsrate und bleiben unverändert. Der Gesamtleistungsbedarf hingegen sinkt minimal bei einem Zuwachs der Plasma-Gasteilungsrate. Der Gesamtleistungsbedarf bei 20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate beträgt 207,2 kW und der Gesamtleistungsbedarf bei 50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate beträgt 197,5 kW.

Der Verlauf des Wassermassenstroms über der Plasma-Gasteilungsrate ist mit dem Recyclingstrom der Fischer-Tropsch-Synthese zu erklären. Im Fall einer niedrigen Gasteilungsrate, also einer geringen in der Plasmalyse umgesetzten Stoffmenge, werden in der Plasmalyse weniger Stoffe zu Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff umgesetzt. Daher entstehen nur geringere Mengen Synthesegas, das an den Fischer-Tropsch-Reaktor übergeben werden kann. Der überwiegende Teil nimmt nicht an der Plasmalyse teil und wird somit erneut dem Prozess zugeführt. Somit ergeben sich höhere Anteile an CO₂ im Gasgemisch. Da jedoch auch hiervon nur ein kleiner Teil in der Plasmalyse umgewandelt wird, ist dennoch eine hohe Wasserzumischung nötig. Bei einer Gasteilungsrate von 50% werden 50% des Gasgemisches in dem Plasmalyse-Reaktor umgewandelt. Dabei wird also auch mehr Sauerstoffreicher Kohlenstoffdioxid umgesetzt, sodass weniger Sauerstoff durch eine Wasserzumischung benötigt wird. Es können vor allem die Kohlenstoffdioxidmoleküle für die Sauerstoffbereitstellung sorgen und es wird weniger Wasser benötigt als zuvor, denn zusätzlich zu dem erneut einströmenden Biogas wird auch der Recyclingstrom der FTS rückgeführt. Dieser besteht

ausschließlich aus Kohlenwasserstoffverbindungen und ist somit sauerstoffbedürftig, um zu Kohlenmonoxid und Wasserstoff reagieren zu können.

Dadurch, dass weniger Wassermassenströme bei höherer Plasma-Gasteilungsrate benötigt werden, reduziert sich auch der Gesamtleistungsbedarf. Es ist zu erwarten, dass in Abhängigkeit der Plasma-Gasteilungsrate der Unterschied der Gesamtleistung noch größer ist als im Modell abgebildet, da das Modell keine Strömungsverluste und Pumpenleistungen abbildet.

Es ist unbedingt hervorzuheben, dass sich bei geringen Plasma-Gasteilungsraten wesentlich höhere Massen- und Stoffströme ergeben als bei hohen Plasma-Gasteilungsraten. Abbildung 4.17 und Abbildung 4.18 zeigen exemplarisch den Unterschied aller Stoffströme bei einer Plasma-Gasteilungsrate von 20 und 50 Vol%. Darin wird deutlich, dass mit einer hohen Plasma-Gasteilungsrate im Wesentlichen der Plasmalyse-Recyclingstoffstrom sinkt und somit für diesen kein zusätzliches Wasser benötigt wird. Zu beachten ist, dass die Strichstärke beider Darstellungen nicht die gleiche Menge des Stoffstroms zeigen.

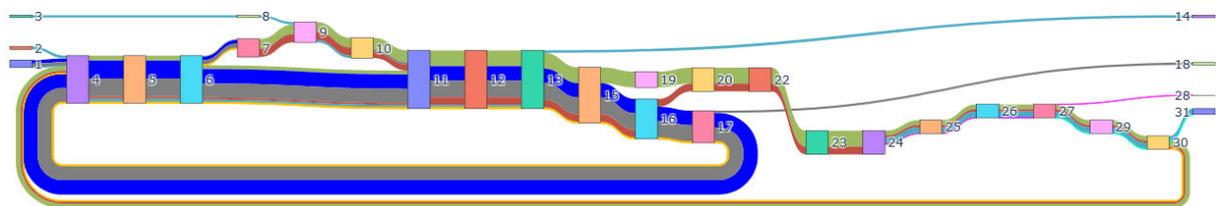


Abbildung 4.17: Sankey-Diagramm der Stoffströme aller Zustände mit einer Plasma-Gasteilungsrate von 20%

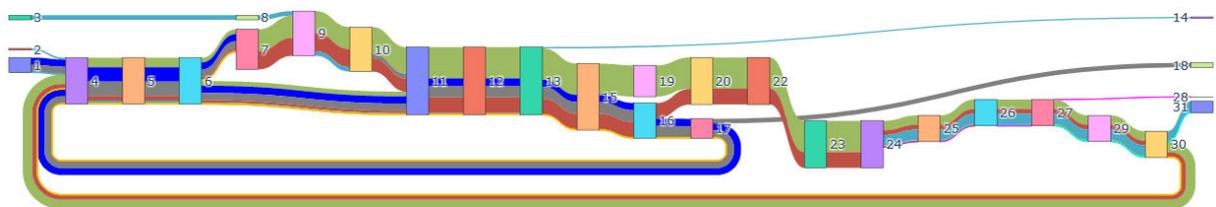


Abbildung 4.18: Sankey-Diagramm der Stoffströme aller Zustände mit einer Plasma-Gasteilungsrate von 50%

5 Diskussion

In den folgenden Abschnitten werden die Ergebnisse der Arbeit kritisch hinterfragt und miteinander in Bezug gebracht. Dafür werden zunächst erkennbare Abhängigkeiten durch die Variationsergebnisse diskutiert. Anschließend werden die Ergebnisse des Standardfalls mit den Ergebnissen der rWGS-Anlage verglichen, um eine Leistungsbedarfberechnung beider Anlagen zu ermöglichen. Es sei schon an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass hier lediglich die Modellierungen miteinander verglichen werden und eine Validierung dieser Modelle noch aussteht. Abschließend werden kritische Annahmen dieser Arbeit erläutert und zum Teil Handlungsempfehlungen gegeben, um das Modell noch belastbarer weiterzuentwickeln.

5.1 Erkennbare Abhängigkeiten durch die Variationen

Mithilfe der Variation des Biogasmassenstroms wurde, wie in Kapitel 4.2 beschrieben, eine lineare Massenstromabhängigkeit ersichtlich. Hauptgrund für diese lineare Abhängigkeit sind die getroffenen idealen Annahmen. Mit diesen Annahmen werden keine nichtlinearen Prozesse abgebildet. Inwieweit die in dieser Arbeit bestimmten Rechengrößen der Realität entsprechen, kann nur mithilfe von entsprechenden Versuchsständen für diese Power-to-Liquid-Anlage und einer entsprechenden Validierung erfolgen. Dabei müssen auch die nichtabgebildeten Strömungsverluste und Pumpenaufwände betrachtet werden, denn unter anderem die Strömungsverluste sorgen in der praktischen Umsetzung für nichtlineare Abläufe. Weitere Annahmen, wie die Reaktionen innerhalb der Plasmalyse und der modellbedingten Aufteilung des Massenstroms vor der Plasmalyse bilden in diesem Modell ebenfalls lineare Zusammenhänge aber, welche der Realität vermutlich nicht entsprechen. Auf diese und weitere kritische Annahmen wird jedoch detailliert in Kapitel 5.3 eingegangen und soll hier nicht weiter beleuchtet werden.

Durch die Variation des Biogasmassenstroms ist die lineare Abhängigkeit der Eingangs- und Ausgangsmassenströme, sowie des Gesamtleistungsbedarfs vom Biogasmassenstrom festzuhalten.

Nachdem der Einfluss des Biogasmassenstroms auf die Modellergebnisse geprüft wurde, wurde in Kapitel 4.3 der Methananteil am Biogas variiert. Aus diesen Ergebnissen lässt sich ein quadratisch steigender Wasserbedarf bei steigendem Methananteil ableiten. Dies ist begründbar mit den fehlenden Sauerstoffmolekülen in der Mischkammer. Diese fehlenden Sauerstoffmoleküle ergeben sich aus dem reduzierten Sauerstoffgehalt im Biogas und werden nach den Annahmen dieses Modells vollumfänglich durch eine externe Wasserzumischung bereitgestellt. Um das Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid-Verhältnis zu gewähren, wird hierbei jedoch mehr Wasser zugemischt, als für die reine Kohlenstoffmonoxidbildung benötigt wird. Dadurch steigt die Wasserbedarfs-Kurve quadratisch. An dieser Stelle ist zwingend eine Bewertung dieser elementaren Regelung alleinig mithilfe von Wasser nötig. Alternativ sind auch Wasserstoffzumischungen denkbar. Des Weiteren muss dabei der Umgang mit einer möglichen Kohlenstoffdioxid- oder Wasserstoff-Aufkonzentration geklärt werden, um Instabilitäten des Modells zu vermeiden. Eine genauere Erläuterung der kritischen Annahme der Regelung alleinig mit Wasser erfolgt in Kapitel 5.3.

Die Entstehung von Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff sind ebenfalls abhängig vom Methananteil am Biogas. Bei einem hohen Methananteil am Biogas wird Wasserstoff, bei einem niedrigen wird

Kohlenstoffdioxid aus dem Prozess ausgeschleust. Sofern ein bestimmter Methananteil überstiegen wird, reagiert durch die WGS-Reaktion kein Kohlenstoffmonoxid zu Kohlenstoffdioxid, da ohnehin das Wasserstoff-Kohlenstoff-Verhältnis das Geforderte übersteigt. Für diesen Fall ist es möglich, Wasserstoff aus dem Prozess zu leiten. Alternativ wäre es möglich, diesen Wasserstoff der Initial-Mischkammer erneut zuzuführen. Dies wäre aber nur denkbar, sofern der Kohlenstoffdioxidanteil am Biogas steigt. Da Schwankungen in der Biogas-Zusammensetzung unüblich sind, wurde in dieser Arbeit keine Rückführung des Wasserstoffüberschusses implementiert.

Der lineare Anstieg des trockenen Fischer-Tropsch-Produkts C5+ mit der Erhöhung des Methananteils am Biogas ist aufgrund der getroffenen Annahmen erwartbar. Die Regelung wurde so programmiert, dass alle Kohlenstoffatome des Biogases, die Teil der Plasmalyse werden, zunächst vollständig zu Kohlenmonoxid reagieren und anschließend das Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid-Verhältnis durch die WGS bereitgestellt wird. Wenn also der Anteil des Methans am Biogas steigt, so steigt der elementare Anteil der Kohlenstoffatome nicht, da diese im gleichen Maße durch das Sinken des Kohlenstoffdioxidanteils am Biogas reduziert werden. Der reduzierte elementare Sauerstoffanteil am Biogas wird durch Wasser gedeckt, sodass der Wasserstrom erhöht wird. Der elementare Wasserstoffanteil am Biogas hingegen steigt bei Erhöhung des Methananteils durch den im Methan und im Wasser gebundenen Wasserstoff, sodass das Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid-Verhältnis größer ist als das bei einem geringen Methananteil am Biogas. Dies führt dazu, dass mehr Kohlenstoffatome tatsächlich für Kohlenmonoxid und damit für die Fischer-Tropsch-Synthese, anstatt für Kohlenstoffdioxid, bereitgestellt werden können. Da auch die Fischer-Tropsch-Synthese linear vom Eingangsmassen- und Eingangsstoffstrom abhängig ist, erhöht sich das Fischer-Tropsch-Produkt (C5+) linear. Die Gesamtleistung ist linear vom Gasstrom abhängig, wodurch sich der quadratische Leistungsverlauf mit dem quadratische Gasstromverlauf erklären lässt. Wie zuvor erläutert, ist die vollständig lineare Abhängigkeit der Gesamtleistung vom Gasstrom in der Realität nicht zu erwarten. Das Fischer-Tropsch-Produkt steigt während der Variation der Methananteils am Biogas linear. Der Gesamtleistungsbedarf steigt jedoch quadratisch, sodass mehr Gesamtleistung pro entstehendes Fischer-Tropsch-Produkt benötigt wird. Zu beachten ist jedoch, dass bei hohem Methananteil am Biogas neben des Fischer-Tropsch-Produkts auch energiereicher Wasserstoff aus dem Prozess geschleust werden kann, sodass zwar ein höherer Gesamtleistungsbedarf pro Fischer-Tropsch-Produkt vorliegt, aber mehr energiereiche Produkte aus dem Prozess geschleust werden, als der Gesamtleistungsbedarf ansteigt. Zu begründen ist dies mit der Erhöhung des Energieträgers im Biogas. Biogas besteht wie bereits erläutert im Wesentlichen aus Methan, Kohlenstoffdioxid und Wasser, Kohlenstoffdioxid und Wasser sind stabile Moleküle und nicht bestrebt Energie abzugeben, wohingegen Methan der reaktionsfreudig ist. Wird der Anteil des Methans am Biogas also erhöht, so ist im Biogas mehr Energie gespeichert als bei einem geringen Methananteil. Es wird mehr Energie durch das Biogas in das System gebracht. Wie zuvor erläutert steigt der Gesamtleistungsbedarf bezogen auf das Fischer-Tropsch-Produkt bei höheren Methananteilen am Biogas an. Ob der Leistungsmehrbedarf also von der verfügbarwerdenden Leistung durch Wasserstoff neutralisiert oder sogar negiert wird sollte in weiteren Arbeiten überprüft werden.

Für die Variation der Plasma-Gasteilungsrate ist der Gesamtgasstrom zu diskutieren. Die Plasma-Gasteilungsrate hat einen direkten Einfluss auf den Recycling-Gasstrom und damit auch auf den Gesamtgasstrom, welcher zirkuliert. Diese Abhängigkeit ist erwartbar und sorgt bei höheren

Gassteilungsraten, sprich höherem Umsatz in der Plasmalyse für geringere Gasströme und somit geringere benötigte Leistungen. Diese Plasma-Gasteilungsraten sind empirisch zu ermittelnder Parameter, da sie stark abhängig von den Betriebsbedingungen und Abläufen der jeweiligen Plasmalyse ist. Für eine Überprüfung wird ein Versuchsaufbau empfohlen.

5.2 Vergleich der Ergebnisse mit dem PtL-Referenzmodell

Damit ein Vergleich der Modelle sinnvoll möglich ist, wurden die Parameter der Fischer-Tropsch-Synthese für beide Modellierungen gleich gewählt. Demnach ergibt sich für das Referenzmodell eine Kettenwachstumswahrscheinlichkeit von 0,87, die Temperatur 250 °C, der Druck von 25 bar und einer CO-Umsetzungsrate von 0,7.

Die Modellergebnisse des Standardfalls werden den Modellergebnissen der PtL-Anlage mit rWGS in Tabelle 5.1 gegenübergestellt. Anhand dieser Tabelle, sowie der Tabelle 5.2 und der Abbildung 5.1 ist zu erkennen, dass der Gesamt-Input-Massenstrom der rWGS-Modellergebnisse größer ist als der des Modells mit Plasmalyse. Dennoch wird etwa der gleiche Massenstrom des trockenen FTS-Produkts beider Anlagen verfügbar. Es ist jedoch hervorzuheben, dass der Gesamtleistungsbedarf des Modells mit Plasmalyse weniger als die Hälfte des rWGS-Modells beträgt. Unter Beachtung der getroffenen Annahmen der Berechnungen wäre somit ein externer Leistungsaufwand einer PtL-Anlage mit einer Plasmalyse als Gaswandlungstechnologie geringer als der einer PtL-Anlage mit einer rWGS. Zu beachten ist hierbei, dass der benötigte Leistungsaufwand für die Herstellung der Eduktgase im Rahmen dieser Arbeit nicht betrachtet wurde.

Tabelle 5.1: Vergleich der Modellergebnisse

Referenzmodell einer PtL-Anlage mit rWGS		Modell einer PtL-Anlage mit Plasmalyse (Standardfall)	
H2_in [kg/h]	20,00	Biogas_in [kg/h]	100,00
CO2_in [kg/h]	160,00	H2O_in[kg/h]	30,12
C5+_out [kg/h]	28,61	C5+_out [kg/h]	30,26
C1-4_out [kg/h]	12,73	C1-4_out [kg/h]	0,00
H2O_out [kg/h]	127,96	H2O_out [kg/h]	54,07
CO2_out [kg/h]	5,00	CO2_out [kg/h]	45,59
CO_out [kg/h]	4,37	CO_out [kg/h]	0,00
H2_out [kg/h]	1,43	H2_out [kg/h]	0,00
P_t_Ges [kW]	240,37	P_t_Ges [kW]	200,26

Tabelle 5.2: Vergleich der normierten Modellergebnisse

Referenzmodell einer PtL-Anlage mit rWGS		Modell einer PtL-Anlage mit Plasmalyse (Standardfall)	
H2_in [kg/h]	0,70	Biogas_in [kg/h]	3,30
CO2_in [kg/h]	5,59	H2O_in [kg/h]	1,00
C5+_out [kg/h]	1,00	C5+_out [kg/h]	1,00
C1-4_out [kg/h]	0,44	C1-4_out [kg/h]	0,00
H2O_out [kg/h]	4,47	H2O_out [kg/h]	1,79
CO2_out [kg/h]	0,17	CO2_out [kg/h]	1,51
CO_out [kg/h]	0,15	CO_out [kg/h]	0,00
H2_out [kg/h]	0,05	H2_out [kg/h]	0,00
P_t_Ges [kW]	8,40	P_t_Ges [kW]	6,61

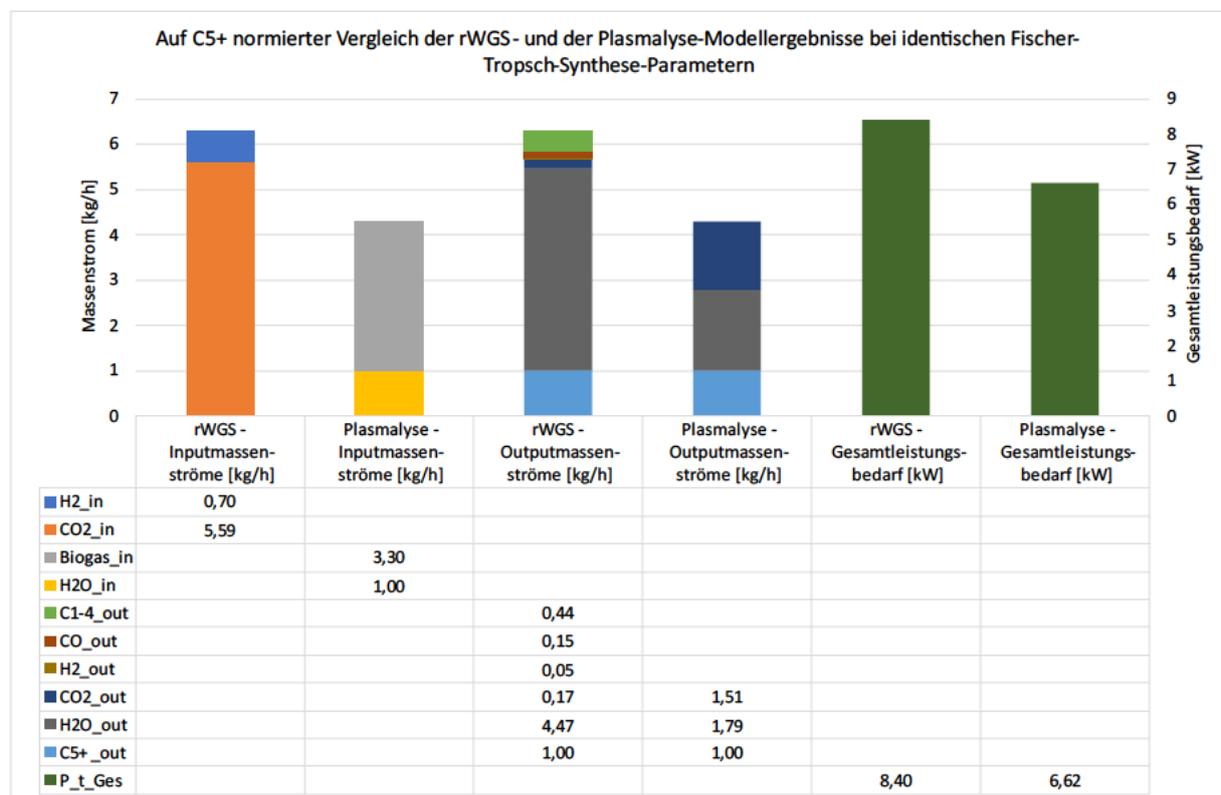


Abbildung 5.1: Auf C5+ normierter Vergleich der rWGS- und Plasmalyse-Modellergebnisse bei identischen Fischer-Tropsch-Synthese-Parametern

Damit der tatsächliche Leistungsvergleich möglich ist, muss zum ‚externen‘ Gesamtleistungsbedarf jeweils die im Eingangsgas gespeicherte Energie addiert werden. Die in einem Gas gespeicherte Energie wird durch den Heizwert, früher unterer Heizwert, beschrieben. Durch Multiplikation des Heizwertes mit dem jeweiligen Massenstrom ist es möglich die Leistung, welche durch das Gas dem Prozess zugeführt wird, zu bestimmen. Relevant für diese Berechnung sind lediglich die Heizwerte der Brenngase. Im Falle der Plasmalyse-Modellierung Methan und im Falle der rWGS-Modellierung Wasserstoff benötigt. Die folgende Tabelle 5.3 zeigt die Leistung P_{Gas} , die durch das Gas in das System eingebracht wird

Tabelle 5.3: Eingebrachte Leistungen der Brennstoffe der auf C5+ normierten rWGS- und Plasmalyse-Modellierung

Gasbestandteil	Heizwert [MJ/kg]	Massenstrom [kg/h]	P_{Gas} [kW]
Wasserstoff	119,97	0,70	23,33
Methan (47,5 Vol%)	50,01	1,57	21,78

Anhand der Tabelle 5.4 und Abbildung 5.2 wird ersichtlich, dass auch inklusive der Leistungen, die durch das Gas eingebracht wurden, die PtL-Anlage mit rWGS laut des Modells mehr Leistung benötigt als die PtL-Anlage mit Plasmalyse. Es besteht ein Leistungsunterschied von 3,34 kW/(kg_{C5+}/h) bei den im Standardfall verwendeten Definitionsgrößen.

Tabelle 5.4: Leistungsbedarf der Modellierungen inklusive der Gasleistungen

Modellierung	P_{Gas} [kW]	$P_{t\,Ges}$ [kW]	P_{Ges} [kW]	ΔP_{Ges} [kW]
rWGS	23,33	8,40	31,73	-
Plasmalyse	21,78	6,62	28,39	-3,34

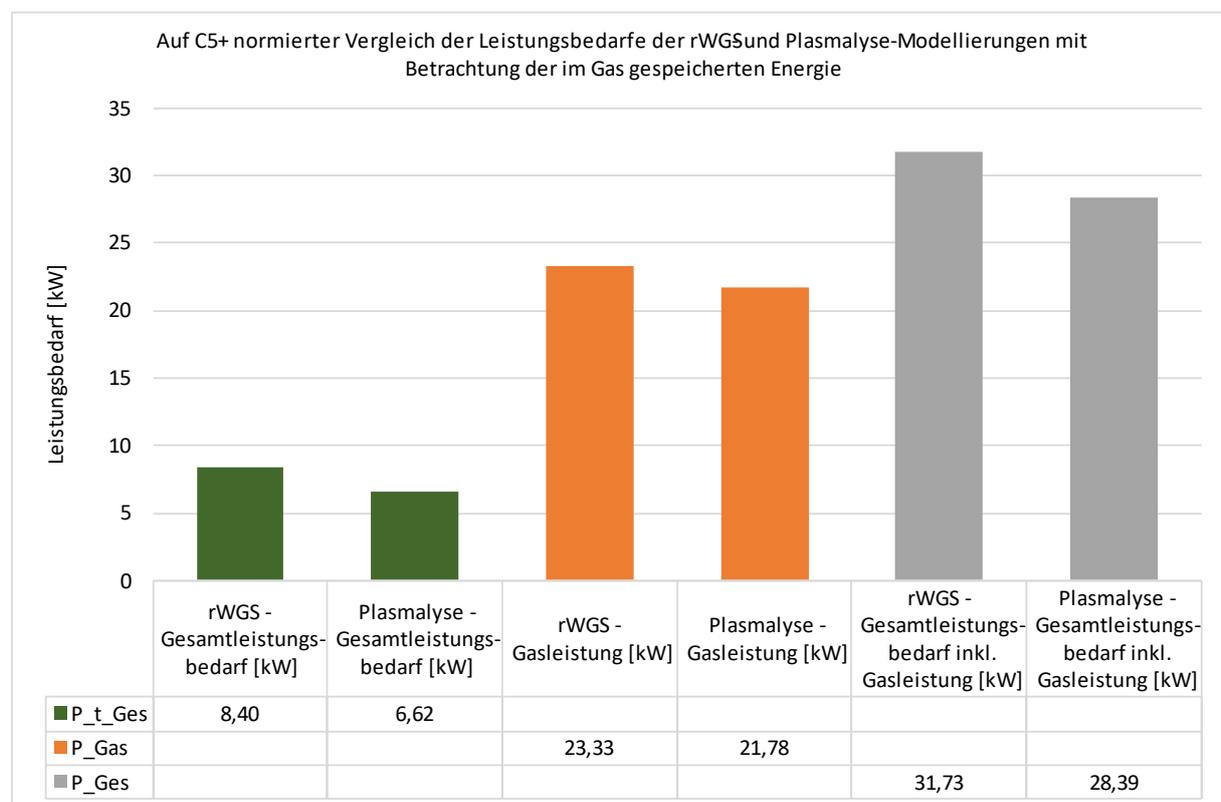


Abbildung 5.2: Auf C5+ normierter Vergleich der Leistungsbedarfe der rWGS- und Plasmalyse-Modellierungen mit Betrachtung der im Gas gespeicherten Energie

Bezogen auf den Gesamtleistungsbedarf, welcher mit diesem Modell berechnet wurde, besteht ein Vorteil der PtL-Anlage mit Plasmalyse im Vergleich zur PtL-Anlage mit rWGS, da der Gesamtleistungsbedarf der Plasmalyse-, den der rWGS-Anlage unterschreitet. Zu prüfen sind hierbei dennoch die Einflüsse der Leistungsaufwände für die Eduktgasbereitstellung auf den Gesamtleistungsbedarf. Zusätzlich sollte hierbei beachtet werden, dass Rohrleitungs- und Strömungsverluste an dieser Stelle nicht mitbetrachtet wurden. Diese können ebenfalls Einfluss auf die Gesamtleistungsbedarfe haben.

5.3 Auseinandersetzung mit den kritischen Annahmen des Modells

Trotz der plausiblen Modellergebnisse sei auf einige kritische Annahmen hingewiesen. Inwieweit diese Annahmen zutreffen, wird an dieser Stelle mithilfe weiterer Fachliteratur überprüft. Idealerweise werden eigene Versuche an einer PtL-Anlage mit Plasmalyse durchgeführt und die neuen Erkenntnisse fließen in zukünftige Überarbeitungen des Modells ein.

Reaktionen im Plasma-Reaktor

Eine dieser kritischen Annahmen sind die in der Plasmalyse ablaufenden Reaktionen. Aus umfassender Literaturrecherche wurde ersichtlich, dass detaillierte Informationen über Reaktionsabläufe noch erforscht werden müssen. Es ist zwar weitgehend untersucht, wie das Plasma entsteht, jedoch nicht, wie es auf spezielle Gase oder Gasgemische im Detail wirkt. Die Annahme, dass Methan, Kohlenstoffdioxid und Wasser, wie angenommen, ausschließlich zu Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid reagieren, erscheint kritisch. Dennoch ist zu erwarten, dass diese Reaktion die dominante Reaktion sein wird, da hier das Reaktionsbestreben sehr hoch ist. Methan ist ein Gas, welches im Vergleich zu Kohlenstoffdioxid und Wasser geringe Bindungskräfte aufweist, sodass Methan als Hauptkomponente in die einzelnen Bestandteile aufgespalten wird, die dann in weiteren Reaktionen zu unterschiedlichen Gasen rekombinieren.

Asynchrone Reaktionsabläufe der Plasmalyse-Einheit

Eine ebenfalls kritische Annahme betrachtet die Abfolge der Reaktionen innerhalb der Plasmalyse-Einheit, also die Abfolge der Plasmalyse- und der Wassergas-Shift-Reaktion. Damit diese Reaktionen modellierbar sind, wurden sie in einzelnen Schritten und Pfaden abgebildet. Dazu wurde der Gasstrom mit der Plasma-Gasteilungsrate in 2 Gase aufgeteilt. Der Nichtreaktions-Anteil wird mit dem Reaktionsanteil nach den Reaktionen vermischt. Der Reaktionsanteil hingegen wird nacheinander der Plasmalyse und dann der WGS zugeführt. Diese Herangehensweise entspricht jedoch nur bedingt den Abläufen bei realen Anlagen. In der Realität laufen unter anderem diese beiden Reaktionen zeitlich parallel innerhalb des Plasma-Reaktors ab, sodass das Plasma auch auf die durch andere Reaktionen entstandenen Produkte wirkt und somit zusätzliche Reaktionen ablaufen werden. Diese Annahme sorgt dafür, dass ein sehr großer Teil des Gasgemisches nicht an den Reaktionen der Plasmalyse und der WGS teilnehmen und diese lediglich an diesen Reaktionen vorbeigeschleust werden und nach den Reaktionen wieder vermischt werden. Die Aufteilung des Plasma-Reaktors und des WGS-Reaktors ist eine für die Modellierung getroffene Annahme, um eine Umsetzrate der Plasmalyse-Einheit zu modellieren, die mithilfe eines Versuchsstandes und dessen Erkenntnissen angepasst werden sollte, damit die tatsächliche Umsetzrate der Plasmalyse für Biogas bestimmt werden kann.

Zu beachten ist hierbei, dass die Wasserzumischung für den stöchiometrischen Bedarf in den Gesamtstrom erfolgt. Der Wasserzusatzstrom wird so auf den Gesamtstrom bezogen. Die Wasserzumischung für die WGS wird hingegen nur für den tatsächlich in der Plasmalyse umgesetzten Gasstrom bezogen. Die WGS-Wasserzumischung bezieht sich also auf die Gasteilungsrate, wohingegen sich die Wasserzumischung für den stöchiometrischen Bedarf auf 100% des Gasstroms bezieht. Es ist zu erwarten, dass nachdem der stöchiometrisch benötigte Wasserbedarf, welcher im Modell nicht in

der Plasmalyse umgesetzt wird, schon Teil der WGS-Reaktion sein wird. Dies wird, aufgrund der getroffenen Annahme der Reaktionen im Plasma-Reaktor, so nicht im Modell abgebildet.

Kritisch ist zusätzlich die Annahme der Plasma-Gasteilungsrate. Genauere Informationen als der von Dr. rer. nat. Ralf Spitzl gesteckte Rahmen können lediglich durch Versuche an einer solchen Anlage gewonnen werden. Der zu fördernde Gasstrom der Anlage ist in erheblichem Maße abhängig von der Plasma-Gasteilungsrate. Je größer diese ist, desto weniger Gas wird umgesetzt und somit wird mehr Gas im Recycling-Strom rückgeführt. Dies sorgt wiederum für sehr hohe Gasströme, was zu höheren Leistungsbedarfen sowohl für Wärmeübertrager als auch für in dieser Arbeit nicht-betrachtete Pumpensystem führt.

Regelung alleinig mit Wasserzumischung

Das Modell besitzt Definitionsgrößen, welche für den Prozess fixiert sind. Beispielsweise zu nennen ist hierbei das Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid-Verhältnis für die Fischer-Tropsch-Synthese. Dieses Verhältnis muss in der Modellierung stets eingehalten werden. Für den Fall des Wasserstoffüberschusses wird dieser ausgeleitet. Für den Fall des Wasserstoffmangels wird mithilfe von Wasser und der Wassergas-Shift-Reaktion der Kohlenstoffmonoxidanteil reduziert und mehr Kohlenstoffdioxid gebildet. Dieses zusätzlich gebildete Kohlenstoffdioxid wird dem Prozess in der Modellierung entzogen, um eine Kohlenstoffdioxidaufkonzentration zu verhindern. Ob und mit welchem technischen und energetischen Aufwand dies realisierbar ist, wird in dieser Arbeit nicht berücksichtigt und sollte zukünftig geprüft werden. Alternativ zum Ausschleusen des überschüssigen Kohlenstoffdioxids kann das Biogas mit Wasserstoff angereichert werden, um einen Sauerstoffüberschuss zu reduzieren.

Datengrundlage der Regelung

Im Modell erfolgt die Regelung mithilfe der Annahmen, dass alle elementaren Bestandteile der Mischung bekannt sind. Das bedeutet, dass stets bekannt ist, wie viele Wasserstoff-, Kohlenstoff- und Sauerstoffatome Teil der Reaktionen sind. Dies ist in der Realität aufgrund der Messmittel und Sensortechnik weder so schnell noch ohne sehr hohen technischen Aufwand möglich. Hier sollten weitere Untersuchungen vorgenommen werden, inwieweit eine solche Regelung mithilfe realverfügbarer Sensortechnik umsetzbar ist.

Fischer-Tropsch-Produkte als Alkane

Für das Modell wird angenommen, dass die Kohlenwasserstoffverbindungen des Fischer-Tropsch-Produkte als Alkane vorliegen. Diese Hypothese sollte entsprechend der Realität angepasst werden. Das Fischer-Tropsch-Produkt besteht in der Realität aus einer Mischung von Alkanen, Alkenen und Alkinen, sowie Radikalen. Diese Annahme wirkt sich im Wesentlichen auf die Kalkulation des Massenstroms der Fischer-Tropsch-Produkte aus. Mithilfe der ASF-Verteilung ist die Bestimmung der Massen- und Stoffanteile der einzelnen Fischer-Tropsch-Produkte an der Gesamtmenge des Fischer-Tropsch-Produkts möglich. Je nach Kettenwachstumswahrscheinlichkeit ändert sich somit die molare Masse des gesamten Fischer-Tropsch-Produkts. Um die Gesamtmenge des Fischer-Tropsch-Produkts bestimmen zu können, wird mithilfe des Massenerhaltungssatzes zunächst der benötigte Massenstrom bestimmt und anschließend mit der molaren Masse der Stoffstrom des gesamten

Fischer-Tropsch-Produkts. Wird nun angenommen, dass die einzelnen Bestandteile des Fischer-Tropsch-Produkts ausschließlich Alkane sind, so erhöht sich die molare Masse der einzelnen Bestandteile und somit ebenfalls die molare Masse des gesamten Fischer-Tropsch-Produkts. Dies führt in der Folge dazu, dass die Stoffstromberechnung geringer ist als in der Realität und sich in der Kreisberechnung Rechenfehler aufsummieren.

Abschließend müssen die Grenzen des Projekts abgesteckt werden, um Anknüpfungspunkte für die Zukunft herauszustellen. Das Modell wurde anhand des derzeitigen Wissensstands geplant und entwickelt. Für eine ganzheitliche Bewertung der dargestellten Ergebnisse muss dieses Modell allerdings unbedingt mithilfe von einzelnen Versuchen und/oder einem Aufbau einer vollständigen PtL-Anlage mit Plasmalyse validiert werden. Die Ergebnisse sind nachzeitigem Kenntnisstand zwar plausibel, jedoch nicht abgesichert und damit nicht vollständig belastbar. Das Modell wurde so aufgebaut, dass Modellgrößen variabel eingepflegt werden können, sodass eine Nachmodellierung einer hier dargestellten PtL-Anlage möglich wäre. Mit diesem neuen Kenntnisstand können tatsächliche Vorhersagen für Anlagen mit anderen Dimensionen modellierbar sein. Damit dies gelingt, sind jedoch Versuche zu kritischen Annahmen und weiteren Abhängigkeitsfaktoren innerhalb des Modells notwendig. Zu nennen sind dabei die Strömungs- und Rohleitungsverluste, die Plasma-Gasteilungsrate respektive die Plasma-Gasumsetzung, die tatsächlichen Parameter der Fischer-Tropsch-Synthese, also das benötigte Wasserstoff-Kohlenstoffmonoxid-Verhältnis, die Kohlenstoffmonoxid-Umsetzungsrate und die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit. Zusätzlich zu diesen benötigten Definitionsgrößen muss geprüft werden welche Reaktionen sowohl durch das reine Biogas in der Plasmalyse stattfinden als auch welche Reaktionen in der Plasmalyse stattfinden, sobald das Biogas mit den Recycling-Strömen gemischt wird. Möglicherweise wird dabei auch ersichtlich, ob und welche anderen Moleküle neben Kohlenstoffmonoxid, Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff Produkte der Plasmalyse sind. Wünschenswert wäre, dass reiner Kohlenstoff als ein Produkt der Plasmalyse ausfällt, da Kohlenstoff aus der Umgebung abgespalten werden kann. Der Kohlenstoff, welcher zunächst Teil der Umgebung, gebunden in Methan, war, könnte als Feststoff gelagert werden und würde als Nebenprodukt der Anlage entstehen. Somit wären künftig kohlenstoffnegative Kraftstoffe denkbar. Es ist in der Realität erwartbar, dass neben den genannten Produkten zusätzlich nicht gewünschte Bestandteile wie Stickstoff- und Schwefelverbindungen an der Reaktion teilnehmen. Der Umgang mit diesen Molekülen und ihrem Einfluss sollte ob ihrer Schädlichkeit geprüft werden.

6 Zusammenfassung und Ausblick

Ziel dieser Arbeit ist die Modellierung einer Power-to-Liquid-Anlage mit einer Plasmalyse als Gaswandlungstechnologie mit entsprechender Ergebnisvisualisierung und einem Vergleich dieser Anlage mit einer bestehenden Power-to-Liquid-Anlage mit einer rWGS als Gaswandlungstechnologie. Durch die Power-to-Liquid-Anlage mit Plasmalyse wird im wesentlichen Biogas und Wasser durch eine Plasmalyse gespalten und anschließend mit einer Fischer-Tropsch-Synthese zu Rohölen reagieren.

Zunächst wurden die theoretischen Grundlagen für das Verständnis dieser Arbeit gelegt. Dazu wurde erläutert, dass Power-to-X-Anlagen wesentlich sind, um das Klima zu schonen. Power-to-X-Anlagen wandeln Energie idealerweise aus erneuerbaren Energiequellen wie Windkraft- oder Photovoltaik-Anlagen in speicherbare Energieformen. Diese Energieform kann Wärme oder chemische Energie sein. Der wesentliche Anwendungsfall für diese Arbeit ist die Energiespeicherung in Form von energiereichen Fluiden, sprich die elektrische Energie wird in chemische gewandelt und speicherbar gemacht. Der chemische Energieträger einer PtL-Anlage kann sehr variabel sein und ist abhängig von den einzelnen Prozessen dieser PtL-Anlage. Durch unterschiedliche Anlagenaufbauten können mit diversen Edukten unterschiedliche Produkte synthetisiert werden.

Die für diese Arbeit relevanten Anlagenkomponenten wurden ausführlich beschrieben. Dazu gehören unter anderem Mischkammer, Verdichter, Wärmeübertrager und Reaktoren. Besonderes Augenmerk für die theoretischen Grundlagen wurde auf die Reaktoren gelegt. Zu den beschriebenen Reaktionen gehören die Fischer-Tropsch-Synthese, mit welcher möglich ist, aus Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff, Rohöle für die Raffination zu Kraftstoffen wie Diesel, Benzin und Kerosin herzustellen. Eine weitere Reaktion ist die Wassergas-Shift-Reaktion. Mit dieser kann ein Verhältnis von Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid eingestellt werden, indem mithilfe von Wasser, Kohlenstoffmonoxid zu Kohlenstoffdioxid reagiert und dabei zusätzlich Wasserstoff frei wird. Somit kann der Wasserstoffanteil im Verhältnis zum Kohlenstoffmonoxidanteil erhöht werden. Dieses Verhältnis ist ein Prozessparameter der Fischer-Tropsch-Synthese. Des Weiteren wurde die rückwärtige Wassergas-Shift-Reaktion erläutert. Innerhalb eines rWGS-Reaktors wird mithilfe sehr großer Energiezufuhr Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff zu Kohlenstoffmonoxid und Wasser umgesetzt. Wird dieser Reaktor mit einem Wasserstoffüberschuss betrieben, so enthält auch das Produkt Wasserstoff. Diese Technologie ist die Gaswandlungstechnologie der Referenz-Power-to-Liquid-Anlage. Der Energieträger der zu modellierenden PtL-Anlage mit Plasmalyse ist Biogas. Für dieses Gas kann keine rWGS als Gaswandlungstechnologie verwendet werden. Stattdessen soll dieses Gas mithilfe eines Plasmalyse-Reaktors verarbeitet werden. Das Prinzip und die Arbeitsweise einer Plasmalyse wurde mithilfe von Fachliteratur recherchiert und in den Grundlagen dieser Arbeit ausführlich beschrieben. Ein Plasmalyse-Reaktor bildet mithilfe einer externen Energiequelle ein vollionisiertes Gas. Dieses Gas wird als Plasma bezeichnet. Anschließend binden sich die einzelnen Atome und Moleküle neu aneinander, sodass neue Elementverbindungen entstehen. Welche exakten Reaktionen vornehmlich bei einer Plasmalyse von Biogas ablaufen, ist nicht hinreichend in der Literatur erläutert und derzeitiger Stand der Forschung. Angenommen wurde, dass Biogas und Wasser in die Bestandteile Kohlenstoffdioxid, Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff gespalten wird.

Nach den Grundlagen wurde die Methodik beschrieben. Dafür würde zunächst eine Projektarbeit vorgestellt, die als Grundlage für diese Arbeit verwendet wurde. Diese Projektarbeit hatte das Ziel der

Prozessaufnahme einer bestehenden Power-to-Liquid-Anlage mit rWGS und Fischer-Tropsch-Synthese. Hierin wurde ein Großteil der relevanten Anlagenkomponenten modelliert und konnte somit für diese Arbeit verwendet werden. Zusätzlich wurde der Gesamtleistungsbedarf dieser Anlage bestimmt, damit dieser im Folgenden mit den Ergebnissen dieser Arbeit diskutiert werden kann. Es wurden zunächst die vorhandenen Kenntnisse der Projektarbeit für diese Arbeit angepasst, sodass darauffolgend Neuerungen und Anpassungen ermöglicht wurden. Auf dieser Basis wurde dann ein Anlagenkonzept entwickelt, welches iterativ modelliert, die Ergebnisse ausgewertet und gegebenenfalls angepasst wurde. Diese Iteration wurde so lange durchgeführt, bis mit den Annahmen des derzeitigen Stands der Forschung stationäre Modellergebnisse erhalten wurden. Nach dem Erreichen dieses Zustandes konnte ein finaler Aufbau der Power-to-Liquid-Anlage erfolgen. Dieser Aufbau wurde detailliert in Kapitel 3.2 beschrieben. Die wesentlichen Komponenten sind eine Initial-Mischkammer, die Plasmalyse-Einheit, die Synthesegas-Abspaltung, die Synthese-Einheit und die Syntheseprodukt-Abspaltung.

Nach der Vorstellung dieses endgültigen Anlagenaufbaus, wurden die benötigten und angewendeten thermodynamischen Berechnungen aller verwendeten Anlagekomponenten beschrieben. Bedarfsweise wurden Rechenbeispiele vorgestellt. Eine Matrix aller verwendeten thermodynamischen Berechnungen für die einzelnen Anlagenkomponenten wird in Kapitel 3.3.11 gezeigt.

Nachdem der finale Anlagenaufbau und die zu verwendenden Rechenmethoden festgelegt worden sind, wurde die Modellierungsaufbau vorgestellt. Die Modellierung besteht aus der Initialisierung von relevanten tabellierten Stoffgrößen, den Funktionsdefinitionen der thermodynamischen Berechnungen der Anlagenkomponenten, der Funktionsverkettung anhand des Anlagenschaubildes und der abschließenden Definition der automatisierten Ergebnisdarstellung. Die Funktionsverkettung bildet den Kern der Modellierung ab. Diese Verkettung kann durch Variation vollkommen unterschiedliche Anlagen-Modelle thermodynamisch abbilden. Grundlage dafür ist, die korrekte Funktionsdefinition für die einzelnen Anlagenkomponenten. Sofern diese korrekt bestimmt worden sind, können beliebige Verkettungen dieser Funktionen vorgenommen werden, sodass eine Vielzahl von Anlagenschaubildern abgebildet werden können. Die abschließende Definition der Ergebnisdarstellung erfolgt, damit sämtliche Modellausführungen die gleichen Darstellungsformen der Ergebnisse haben und somit eine Auswertung erleichtert wird. Die Rohdaten einer Modellierung werden zunächst hinterlegt, sodass Verlaufsdarstellungen von einzelnen Größen ermöglicht werden. Außerdem werden Sankey-Diagramme erstellt, um die Gaszusammensetzungen im stationären Zustand aller Anlagenkomponenten nachvollziehen zu können.

Im Anschluss an die Modelldefinition, wurden Standardmodellparameter für die Modellausführungen festgelegt. Zu diesen Standardmodellparametern gehören Temperaturen, Drücke, Gaszusammensetzungen einzelner Gaszustände. Einige der Modellparameter werden im Folgenden der Arbeit variiert, andere sind zwar variierbar, jedoch ist die Variation für den Rahmen dieser Arbeit nicht relevant. In Kapitel 4 werden erst sämtliche Ergebnisse eines Standardfalls vorgestellt und dann zusammengefasste Ergebnisse von Variationen der Modellausführung erläutert. Es wurden für diese Ergebnisse der Massenstrom des Biogases, der Methananteil am Biogas und die Plasma-Gasteilungsrate variiert.

Anschließend an die Ergebnisdarstellung wurde zunächst der Vergleich der Modellergebnisse der Power-to-Liquid-Anlage mit rWGS und der PtL-Anlage mit Plasmalyse vorgestellt und diskutiert.

Hierbei sind als wesentliche Erkenntnisse hervorzuheben, dass das Modell mit Plasmalyse im Standardfall $3,3 \text{ kW}/(\text{kg}_{\text{CS}^+}/\text{h})$ weniger Gesamtleistung bedarf als das Modell mit rWGS. Unter den Annahmen, die getroffen wurden, liegt also ein minimaler energetischer Vorteil auf Seiten der PtL-Anlage mit Plasmalyse. Zu beachten ist hierbei jedoch, dass der Leistungsaufwand für die Eduktgasbereitstellung in dieser Arbeit nicht erfolgte, aber vermutlich Einfluss auf den Gesamtleistungsaufwand haben könnte. Auch zu beachten ist, dass keine möglichen Wärmekopplungen beider Anlagen berücksichtigt wurden.

Zu den potenziellen Unsicherheiten gehören die getroffenen Annahmen für die Modellierung. Welche exakten Reaktionen auf welche Weise innerhalb eines Plasmalyse-Reaktors ablaufen, sind derzeit noch Forschungsgegenstand. Hier konnten ebenfalls lediglich Hypothesen über die ablaufenden Reaktionen weiterhelfen. Diese sollten in anschließenden Forschungen geprüft werden. Weitere kritische Annahmen des Modells sind die in der Modellierung nacheinander und nicht wie in der Realität synchron ablaufenden Reaktionen der Plasmalyse und WGS, die Regelung der Anlage alleinig durch Wasserzumischung, die Datengrundlage der Regelung, welche so in der Realität nicht umsetzbar ist, sowie die Annahme, dass alle Fischer-Tropsch-Produkte Alkane seien. Diese kritischen Annahmen wurden detailliert in Kapitel 5.3 erläutert. Anschließend an die Diskussion des entwickelten Modells wurden die Abhängigkeiten, welche durch die Variationen ersichtlich wurden, diskutiert.

Mithilfe der Variation des Biogasmassenstroms wurde deutlich, dass der Gesamtleistungsbedarf linear vom Massenstrom abhängig ist. Wird also der Biogasmassenstrom erhöht, so erhöht sich der Gesamtleistungsbedarf ebenso, sofern alle weiteren Modellvariablen konstant sind.

Die Variation des Methananteils am Biogas zeigte bei hohen Anteilen eine Verschiebung der auszuschleusenden Gase. Je größer der Methananteil, desto weniger Kohlenstoffdioxid wird dem Prozess entzogen. Sobald kein Kohlenstoffdioxid aus dem ausgeschleust werden kann, wird Wasserstoff ausgeschleust. Der Schwellwert hierfür liegt bei rund 70 Vol% Methan am Biogas. Zusätzlich steigt mit der Erhöhung des Methananteils auch der benötigte Wasserstrom für diese Modellierung und damit auch die benötigte Leistung. Das dabei entstehende Fischer-Tropsch-Produkt steigt im Verhältnis zum Wasser-Mehrbedarf und dem Leistungs-Mehrbedarf weniger an. Hier ergibt sich ein Optimierungspotential, dass man in zukünftigen Arbeiten untersuchen könnte.

Die Variation der Plasma-Gasteilungsrate veranschaulichte, dass je größer die Gasteilungsrate ist, sprich je mehr Gasstrom in der Plasmalyse umgesetzt wird, desto weniger Wasser wird für die Zumischung benötigt. Damit sinkt auch die benötigte Gesamtleistung für die PtL-Anlage. Wichtig zu erwähnen ist, dass bei geringen Plasmagasteilungsraten, also geringen Umsetzraten in der Plasmalyse, wesentlich größere Massenströme im Prozess geführt werden. Würden Rohrleitungs- und Strömungsverluste vom Modell mit abgebildet werden, so wäre an dieser Stelle vermutlich ein größerer Leistungsbedarf zu verzeichnen, als mit dem vorliegenden Modell berechnet wurde.

Es wird empfohlen die Ergebnisse dieses Modells mittels eines Versuchsstandes oder einer real betriebenen PtL-Anlage zu validieren. Der adaptive Aufbau der Modellierung erleichtert diese Weiterforschung und Validierung.

Zusätzlich zu den in Kapitel 5 gegebenen Empfehlungen können weitere Technologien in die Modellgrundlage eingebracht werden. Das Modell basiert auf einer Vielzahl einzelner Funktionen, die unterschiedlichen Anlagenkomponenten dienen. Dieses Anlagenportfolio bietet einen idealen

Ausgangspunkt, um Recherchen auf diesem Gebiet auszuweiten. So kann beispielsweise eine Methanol-Synthese als alternative Synthese zur Fischer-Tropsch-Synthese implementiert werden. Das anschließende Modell, also die Zusammenführung der Funktionen der einzelnen Anlagenkomponenten wäre so zusätzlich für eine PtL-Anlage mit Plasmalyse und Methanol-Synthese erstellbar. Zu beachten ist dabei, dass jede Änderung des Modells eine Anpassung der Regelung bedarf. Einzelne Anlagenkomponenten wie die Plasmalyse sollten mithilfe der in Zukunft zu erwartenden neuen Erkenntnisse der Wissenschaft stets überprüft und gegebenenfalls diesem Stand angepasst werden. Für den derzeitigen Wissensstand hingegen wird geraten, Versuchsaufbauten zu erstellen, um benötigte Größen selbstständig prüfen zu können, da hier aktuell erhebliche Forschungslücken bestehen. Das Schließen ebendieser Lücken kann dazu führen, dass künftig weitaus mehr Technologien und Forschungsansätze entwickelbar werden.

Mit dieser Arbeit konnte die geforderte Aufgabenstellung erfüllt werden. Es wurde ein Modell einer Power-to-Liquid-Anlage mit Plasmalyse und Fischer-Tropsch-Synthese erstellt. Dabei wurde umfassend auf Fachliteratur zurückgegriffen und Modellergebnisse in relevanten Darstellungsformen erstellt. Es wurden unterschiedliche Einflüsse auf die Modellergebnisse geprüft und diskutiert. Eine Validierung dieser Ergebnisse an Prüfständen steht jedoch noch aus, um die vollständige Belastbarkeit dieser Ergebnisse zu gewähren. Bei einem Vergleich der Ergebnisse dieses Modells mit den einer Alternativ-Anlage mit rWGS wurde mit dem derzeitigen Kenntnisstand ein geringerer Gesamtleistungsbedarf bestimmt, sodass diese Anlage energetisch vergleichsweise besser abschneidet als die Referenz-Anlage. Das Modell wurde in Python programmiert, sodass nachträgliche Implementierungen und Anpassungen von neu gewonnenen Erkenntnissen erleichtert werden. Mit dieser Arbeit als Grundlage für weitere Forschungen sind Modellierungen und Simulationen von Power-to-Liquid-Anlagen möglich. Zu beachten sind dabei, dass stets neue Erkenntnisse bezüglich der Anlagenkomponenten gesucht und im Modell aktualisiert werden sollten, damit eine möglichst reale Abbildung der Prozesse stattfinden kann.

Mit solchen Modellierungen werden Umsetzungen solcher Anlagen erleichtert, sodass mehr Forschungen und Investitionen in solche Anlagen getätigt werden. Dies ist der Grundstein, um negative menschliche Einflüsse auf die klimatische Entwicklung einzugrenzen.

V. Literaturverzeichnis

- [1] B. Gates, *How to Avoid a Climate Disaster: The Solutions We Have and the Breakthroughs We Need*. Knopf Doubleday Publishing Group, 2021.
- [2] Bundesministerium der Finanzen, „Deutscher Aufbau- und Resilienzplan (DARP)“, *Deutscher Aufbau- und Resilienzplan (DARP)*, April 2021. https://www.bundesfinanzministerium.de/Content/DE/Downloads/Broschueren_Bestellservice/deutscher-aufbau-und-resilienzplan-darp.pdf?__blob=publicationFile&v=9 (zugegriffen 19. Januar 2023).
- [3] Agora Energiewende, „Stromspeicher in der Energiewende“. September 2014. Zugegriffen: 19. Januar 2023. [Online]. Verfügbar unter: https://static.agora-energiewende.de/fileadmin/Projekte/2013/speicher-in-der-energiewende/Agora_Speicherstudie_Web.pdf
- [4] H. D. Baehr und S. Kabelac, *Thermodynamik*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2016. doi: 10.1007/978-3-662-49568-1.
- [5] D. Heß, M. Klumpp, und R. Dittmeyer, „Nutzung von CO₂ aus Luft als Rohstoff für synthetische Kraftstoffe und Chemikalien“, Dez. 2020.
- [6] M. Kaltschmitt, H. Hartmann, und H. Hofbauer, Hrsg., *Energie aus Biomasse*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2009. doi: 10.1007/978-3-540-85095-3.
- [7] P. Kerdoncuff, *Modellierung und Bewertung von Prozessketten zur Herstellung von Biokraftstoffen der zweiten Generation*. KIT Scientific Publishing, 2008.
- [8] H. Kirsch, „Dezentrale Synthese strombasierter flüssiger Kraftstoffe über die Fischer-Tropsch Route“, S. 298, 2021.
- [9] C. Tendero, C. Tixier, P. Tristant, J. Desmason, und P. Leprince, „Atmospheric pressure plasmas: A review“, *Spectrochim. Acta Part B At. Spectrosc.*, Bd. 61, Nr. 1, S. 2–30, Jan. 2006, doi: 10.1016/j.sab.2005.10.003.
- [10] V. Goujard, J.-M. Tatibouët, und C. Batiot-Dupeyrat, „Use of a non-thermal plasma for the production of synthesis gas from biogas“, *Appl. Catal. Gen.*, Bd. 353, Nr. 2, S. 228–235, Feb. 2009, doi: 10.1016/j.apcata.2008.10.050.
- [11] R. Aerts, W. Somers, und A. Bogaerts, „Carbon Dioxide Splitting in a Dielectric Barrier Discharge Plasma: A Combined Experimental and Computational Study“, *ChemSusChem*, Bd. 8, Nr. 4, S. 702–716, 2015, doi: 10.1002/cssc.201402818.
- [12] Istadi und N. A. S. Amin, „Co-generation of synthesis gas and C₂+ hydrocarbons from methane and carbon dioxide in a hybrid catalytic-plasma reactor: A review“, *Fuel*, Bd. 85, Nr. 5, S. 577–592, März 2006, doi: 10.1016/j.fuel.2005.09.002.
- [13] C.-J. Liu, B. Xue, B. Eliasson, F. He, Y. Li, und G.-H. Xu, „Methane Conversion to Higher Hydrocarbons in the Presence of Carbon Dioxide Using Dielectric-Barrier Discharge Plasmas“, S. 10.
- [14] W. Wang, R. Snoeckx, X. Zhang, M. S. Cha, und A. Bogaerts, „Modeling Plasma-based CO₂ and CH₄ Conversion in Mixtures with N₂, O₂, and H₂O: The Bigger Plasma Chemistry Picture“, *J. Phys. Chem. C*, Bd. 122, Nr. 16, S. 8704–8723, Apr. 2018, doi: 10.1021/acs.jpcc.7b10619.
- [15] B. Ashford und X. Tu, „Non-thermal plasma technology for the conversion of CO₂“, *Curr. Opin. Green Sustain. Chem.*, Bd. 3, S. 45–49, Feb. 2017, doi: 10.1016/j.cogsc.2016.12.001.
- [16] L. F. Spencer und A. D. Gallimore, „CO₂ dissociation in an atmospheric pressure plasma/catalyst system: a study of efficiency“, *Plasma Sources Sci. Technol.*, Bd. 22, Nr. 1, S. 015019, Dez. 2012, doi: 10.1088/0963-0252/22/1/015019.
- [17] S. Tiwari, A. Caiola, X. Bai, A. Lalsare, und J. Hu, „Microwave Plasma-Enhanced and Microwave Heated Chemical Reactions“, *Plasma Chem. Plasma Process.*, Bd. 40, Nr. 1, S. 1–23, Jan. 2020, doi: 10.1007/s11090-019-10040-7.
- [18] Dipl.-Ing. Uwe Julius-Herbert Roch, „Entwicklung einer skalierbaren Mikrowellen Plasmaquelle“, Doktoringenieur (Dr.-Ing.), Technischen Universität Dresden, 2018. Zugegriffen: 20. Januar 2023. [Online]. Verfügbar unter: <https://d-nb.info/1226945635/34>

- [19] A. Fridman, *Plasma Chemistry*. Cambridge: Cambridge University Press, 2008. doi: 10.1017/CBO9780511546075.
- [20] H. Watter, *Regenerative Energiesysteme: Grundlagen, Systemtechnik und Analysen ausgeführter Beispiele nachhaltiger Energiesysteme*. Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden, 2019. doi: 10.1007/978-3-658-23488-1.
- [21] „CO2 reforming of biogas to obtain synthesis gas using non-thermal plasma | Elsevier Enhanced Reader“. <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S1743967116301805?token=63115D82FBDBBF1A1EB308E24173F2A8B69D6A15097CD75BA4A9BE9D1B52A2F2AAA5A0B5304EC903DBD32CE585A1FDC9&originRegion=eu-west-1&originCreation=20220908112411> (zugegriffen 8. September 2022).
- [22] A. Inayat, „A comprehensive review on advanced thermochemical processes for bio-hydrogen production via microwave and plasma technologies“, S. 10.
- [23] B. Hrycak, D. Czyłkowski, M. Jasiński, M. Dors, und J. Mizeraczyk, „Hydrogen Production via Synthetic Biogas Reforming in Atmospheric-Pressure Microwave (915 MHz) Plasma at High Gas-Flow Output“, *Plasma Chem. Plasma Process.*, Bd. 39, Nr. 3, S. 695–711, Mai 2019, doi: 10.1007/s11090-019-09962-z.
- [24] L. Vandenbulcke, S. de Persis, T. Gries, und J. L. Delfau, „Molecular beam mass spectrometry and kinetic modelling of CH₄–CO₂–H₂O plasmas for syngas production“, *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.*, Bd. 43, Nr. 5, S. 724–729, Sep. 2012, doi: 10.1016/j.jtice.2012.03.006.
- [25] „Sustainable Energy from Biogas Reforming in a Microwave Discharge Reactor | Elsevier Enhanced Reader“. <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S1877705815020652?token=08EEAC1FEDA31A8FADBFFB8AAF67948BBA234036BF9ED2A2C42170DA9E2D09475A0295EC5D0FFC150634155EFB4D45A7&originRegion=eu-west-1&originCreation=20220908112239> (zugegriffen 8. September 2022).
- [26] D. Li, V. Rohani, F. Fabry, A. Parakkulam Ramaswamy, M. Sennour, und L. Fulcheri, „Direct conversion of CO₂ and CH₄ into liquid chemicals by plasma-catalysis“, *Appl. Catal. B Environ.*, Bd. 261, S. 118228, Feb. 2020, doi: 10.1016/j.apcatb.2019.118228.
- [27] D. Li, V. Rohani, F. Fabry, A. Parakkulam Ramaswamy, M. Sennour, und L. Fulcheri, „Experimental study on plasma-catalytic synthesis of hydrocarbons from syngas“, *Appl. Catal. Gen.*, Bd. 588, S. 117269, Nov. 2019, doi: 10.1016/j.apcata.2019.117269.
- [28] S. Heijkers, M. Aghaei, und A. Bogaerts, „Plasma-Based CH₄ Conversion into Higher Hydrocarbons and H₂: Modeling to Reveal the Reaction Mechanisms of Different Plasma Sources“, *J. Phys. Chem. C*, Bd. 124, Nr. 13, S. 7016–7030, Apr. 2020, doi: 10.1021/acs.jpcc.0c00082.
- [29] A. Gleizes, J. J. Gonzalez, und P. Freton, „Thermal plasma modelling“, *J. Phys. Appl. Phys.*, Bd. 38, Nr. 9, S. R153–R183, Mai 2005, doi: 10.1088/0022-3727/38/9/R01.
- [30] R. Spitzl und H. Sung-Spitzl, „Wirtschaftliche Anwendung von Mikrowellen-Plasmen vom mittleren bis Atmosphärendruck. Economic utilisation of microwave excited plasma in medium to atmospheric pressure“, *Vak. Forsch. Prax.*, Bd. 16, Nr. 1, S. 16–19, 2004, doi: 10.1002/vipr.200400200.
- [31] „Green Hydrogen | iplas“. <https://www.iplas.de/de/green-hydrogen> (zugegriffen 8. September 2022).
- [32] „Plasmatechnologie. Was ist Plasma? | Plasmatreat GmbH“. https://www.plasmatreat.de/plasmatechnologie/was_ist_plasma.html (zugegriffen 20. Januar 2023).
- [33] M. Lutz und D. Ascher, *Einführung in Python*. O’Reilly Germany, 2007.
- [34] NIST Office of Data and Informatics, „NIST Database“. <https://webbook.nist.gov/> (zugegriffen 24. Januar 2023).
- [35] S. Rönsch, *Anlagenbilanzierung in der Energietechnik: Grundlagen, Gleichungen und Modelle für die Ingenieurpraxis*. Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden, 2015. doi: 10.1007/978-3-658-07824-9.
-

- [36] M. B. Editor, „Regressionsanalyse: R-Quadrat und Güte der Anpassung interpretieren“. <https://blog.minitab.com/de/regressionsanalyse-wie-interpretiere-ich-das-r-quadrat-und-bewerte-die-gute-der-anpassung> (zugegriffen 13. Februar 2023).
- [37] L. König und J. Gaube, „Fischer-Tropsch-Synthese. Neuere Untersuchungen und Entwicklungen“, *Chem. Ing. Tech.*, Bd. 55, Nr. 1, S. 14–22, 1983, doi: 10.1002/cite.330550106.
- [38] D. Schröder, „Herstellung kurz- und mittelkettiger Olefine durch Fischer-Tropsch-Synthese“, Dissertation, Bayreuth, 2022. Zugegriffen: 16. Februar 2023. [Online]. Verfügbar unter: <https://epub.uni-bayreuth.de/id/eprint/6091/>
- [39] R. D. E. Edzang, „Kobalt-basierte Fischer-Tropsch Synthese und CO-Konvertierung für CO-reiche Synthesegase“, DOKTORS DER INGENIEURWISSENSCHAFTEN, Karlsruher Instituts für Technologie (KIT), Karlsruhe, 2015. Zugegriffen: 16. Februar 2023. [Online]. Verfügbar unter: <https://scholar.archive.org/work/x7c6yjs6cjh4fjca3vkokbk2lq/access/wayback/https://publikationen.bibliothek.kit.edu/1000048544/3630177>
- [40] F. Bertoncini, M. Marion, N. Brodusch, und S. Esnault, „... Molecular Composition of Products from Cobalt Catalysed Fischer-Tropsch Reaction by Comprehensive Gas Chromatography: Methodology and Application Élucider ...“, *Oil Gas Sci. Technol. – Rev IFP Oil Gas Sci. Technol. – Rev IFP*, Bd. 64, S. 79–90, Jan. 2009, doi: 10.2516/ogst/2008054.
- [41] W. Osterhage, „Die Energiewende: Potenziale bei der Energiegewinnung: Eine allgemeinverständliche Einführung“, in *Die Energiewende: Potenziale bei der Energiegewinnung: Eine allgemeinverständliche Einführung*, W. Osterhage, Hrsg., in essentials. Wiesbaden: Springer Fachmedien, 2015, S. 29–32. doi: 10.1007/978-3-658-10245-6_7.
- [42] D. Förtsch, K. Pabst, und E. Groß-Hardt, „The product distribution in Fischer–Tropsch synthesis: An extension of the ASF model to describe common deviations“, *Chem. Eng. Sci.*, Bd. 138, S. 333–346, Dez. 2015, doi: 10.1016/j.ces.2015.07.005.
- [43] D. M. Friedl, B. Meier, F. Ruoss, und L. Schmidlin, „Thermodynamik von Power-to-Gas“.

VI. Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1: Power-to-X-Technologien für eine mögliche Sektorenkopplung aus: [3, S. 13]	11
Abbildung 2.2: Produktverteilung über der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit(α) nach Anderson, Schulz und Flory [6, Abb. 13.41]	14
Abbildung 2.3: Produktverteilung bei unterschiedlichen Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten angepasst aus: [6]	15
Abbildung 2.4: Plasma - der vierte Aggregatzustand [32]	16
Abbildung 2.5: Frequenzband der Energiequellen einer Plasmalyse aus: [9]	17
Abbildung 2.6: Übersicht bekannter Plasmalyseverfahren mit Beispielen eigene Darstellung abgeleitet aus: [9]	17
Abbildung 3.1: verwendete Methodik in Flussdiagrammdarstellung	18
Abbildung 3.2: Prozessflussdiagramm der Referenz-Power-to-Liquid-Anlage	19
Abbildung 3.3: vereinfachtes Anlagenschema der geplanten PtL-Anlage	21
Abbildung 3.4: Die Initial-Mischkammer	22
Abbildung 3.5: Die Plasmalyse-Einheit	23
Abbildung 3.6: Die Synthesegas-Abspaltung	24
Abbildung 3.7: Die Synthese-Einheit	24
Abbildung 3.8: Die Syntheseprodukt-Abspaltung	25
Abbildung 3.9: Verlauf der isobaren Wärmekapazität über der Temperatur für C2 und C6	28
Abbildung 3.10: Prozessflussdarstellung einer Mischkammer	30
Abbildung 3.11: Prozessflussdarstellung eines Verdichters	31
Abbildung 3.12: Prozessflussdarstellung eines Wärmeübertragers	32
Abbildung 3.13: Prozessflussdarstellung eines Flüssigkeitsabscheider und einer Membran	33
Abbildung 3.14: Prozessflussdarstellung eines Ventils	35
Abbildung 3.15: Prozessflussdarstellung einer Drossel	36
Abbildung 3.16: Prozessflussdarstellung eines Reaktors	37
Abbildung 3.17: isobare Wärmekapazität über der Anzahl der C-Atome anhand von Daten aus [34]	45
Abbildung 3.18: Funktionsschaubild Teil 1/2	50
Abbildung 3.19 Funktionsschaubild Teil 2/2	51
Abbildung 4.1: Verlaufsdiagramm Stoffstrom aller Gase über der Simulationsvariable im Standardfall	54
Abbildung 4.2: Verlaufsdiagramm Massenstrom aller Gase über der Simulationsvariable im Standardfall	54
Abbildung 4.3: Verlaufsdiagramm Stoffstrom der Eingangs- und Ausgangsgase über der Simulationsvariable im Standardfall	55
Abbildung 4.4: Verlaufsdiagramm Massenstrom der Eingangs- und Ausgangsgase über der Simulationsvariable im Standardfall	56
Abbildung 4.5: Verlaufsdiagramm Stoffstrom der Fischer-Tropsch-relevanten Gase über der Simulationsvariable im Standardfall	56

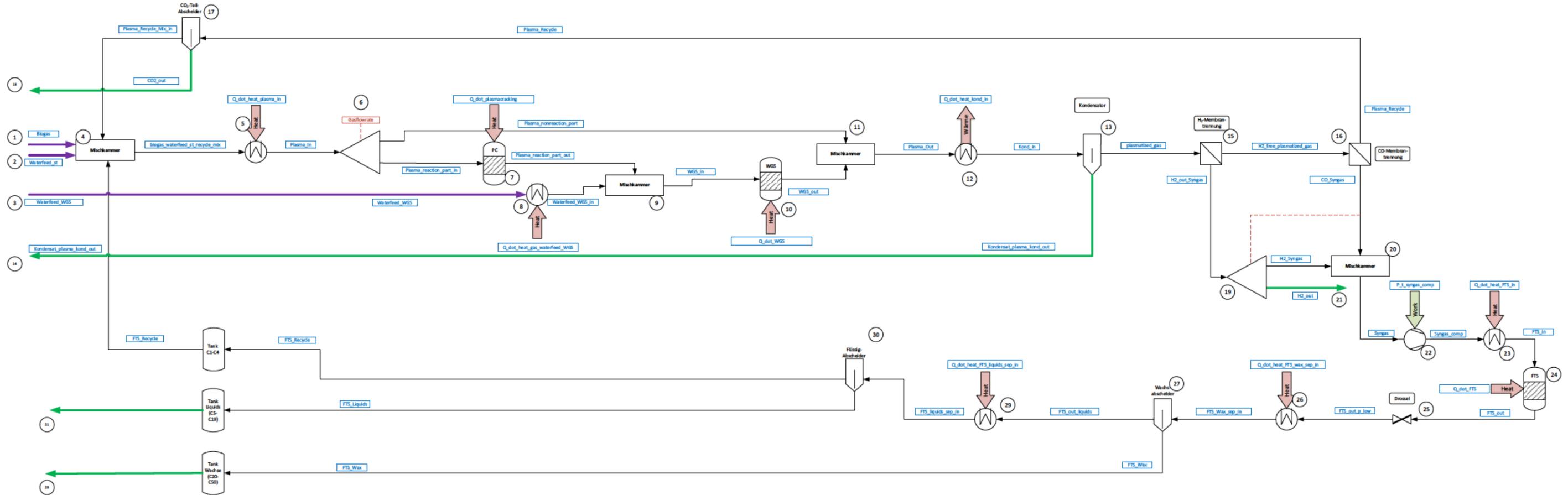
Abbildung 4.6: Verlaufsdiagramm Massenstrom der Fischer-Tropsch-relevanten Gase über der Simulationsvariable im Standardfall	57
Abbildung 4.7: Verlaufsdiagramm Leistungen im Gesamtprozess im Standardfall.....	57
Abbildung 4.8: Sankey-Diagramm der Stoffzusammensetzung für den Gesamtprozess im Standardfall.....	58
Abbildung 4.9: Sankey-Diagramm der Massenzusammensetzung für den Gesamtprozess im Standardfall.....	58
Abbildung 4.10: Sankey-Diagramm der Stoffzusammensetzung der Plasmalyse-Zustände im Standardfall.....	59
Abbildung 4.11: Sankey-Diagramm der Massenzusammensetzung der Plasmalyse-Zustände im Standardfall.....	59
Abbildung 4.12: Sankey-Diagramm der Stoffzusammensetzung der Fischer-Tropsch-Zustände im Standardfall	59
Abbildung 4.13: Sankey-Diagramm der Massenzusammensetzung der Fischer-Tropsch-Zustände im Standardfall	60
Abbildung 4.14: Verlauf der Gesamtleistung über dem Biogasmassenstrom.....	62
Abbildung 4.15: Einfluss des Methananteils am Biogas auf ausgewählte Ein- und Ausgangsmassenströme und dem Gesamtleistungsbedarf	63
Abbildung 4.16: Einfluss der Plasma-Gasteilungsrate auf ausgewählte Ein- und Ausgangsmassenströme und dem Gesamtleistungsbedarf	65
Abbildung 4.17: Sankey-Diagramm der Stoffströme aller Zustände mit einer Plasma-Gasteilungsrate von 20%.....	66
Abbildung 4.18: Sankey-Diagramm der Stoffströme aller Zustände mit einer Plasma-Gasteilungsrate von 50%.....	66
Abbildung 5.1: Auf C5+ normierter Vergleich der rWGS- und Plasmalyse-Modellergebnisse bei identischen Fischer-Tropsch-Synthese-Parametern	70
Abbildung 5.2: Auf C5+ normierter Vergleich der Leistungsbedarfe der rWGS- und Plasmalyse-Modellierungen mit Betrachtung der im Gas gespeicherten Energie.....	71

VII. Tabellenverzeichnis

Tabelle 3.1: Wärmeströme und Leistungen der Simulation des Referenzmodells.....	20
Tabelle 3.2: Zusammenfassung der Gasbezeichnungen und Übersicht der Gasbestandteile der Durchläufe	26
Tabelle 3.3: Koeffizienten für C_p, i-Berechnung für (10) aus [34].....	28
Tabelle 3.4: Zusammenfassung der Berechnungen als Matrix	43
Tabelle 3.5: Zusammenfassung der benötigten tabellierten Zustandsgrößen ohne die Kohlenwasserstoffverbindungen des Fischer-Tropsch-Produkts (g-gas, l-liquid)[34].....	44
Tabelle 3.6: Zusammenfassung der benötigten tabellierten und geschätzten (*) Zustandsgrößen der Kohlenwasserstoffverbindungen des Fischer-Tropsch-Produkts [34]	45
Tabelle 3.7: Funktionen für die thermodynamische Berechnung der Zustandsänderungen und deren Eingangsvariablen	46
Tabelle 4.1: Feste Definitionsgrößen der Modellierung.....	53
Tabelle 4.2: Variable Definitionsgrößen der Modellierung im Standardfall	53
Tabelle 4.3: Legende der Anlagenkomponenten	58
Tabelle 4.4: Legende der Elemente	59
Tabelle 4.5: Leistungsbedarfe des stationären Zustands im Standardfall	60
Tabelle 4.6: Ein- und Ausgangsmassenströme im Standardfall	61
Tabelle 4.7: Variable Definitionsgrößen der Modellierung für die Variation des Biogasmassenstroms	61
Tabelle 4.8: Variable Definitionsgrößen der Modellierung für die Variation des Methananteils am Biogas.....	62
Tabelle 4.9: Variable Definitionsgrößen der Modellierung für die Variation der Plasma- Gasteilungsrate	64
Tabelle 5.1: Vergleich der Modellergebnisse	69
Tabelle 5.2: Vergleich der normierten Modellergebnisse	70
Tabelle 5.3: Eingebrachte Leistungen der Brennstoffe der auf C5+ normierten rWGS- und Plasmalyse-Modellierung.....	71
Tabelle 5.4: Leistungsbedarf der Modellierungen inklusive der Gasleistungen.....	71

VIII. Anhang

Anlage 01 Rohrleitungs- und Instrumentenschema der geplanten PtL-Anlage



Anlage 02 isobare Wärmekapazitäten ab C1

Molekül	$C_p(T) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right]$ T=							
	200	298,15	300	400	500	600	700	800
C2	42,30	52,49	52,71	65,46	77,94	89,19	107,94	115,71
C3	56,07	73,60	73,93	94,01	112,59	128,70	154,77	165,35
C4	76,44	98,49	98,95	124,77	148,66	169,28	202,38	215,73
C5	93,55	120,00	120,62	152,55	182,59	208,78	250,62	266,94
C6	110,58	142,60	143,26	181,54	217,28	248,11	296,23	315,06
C7 – 19/ C13.5	236,48	310,16	311,67	398,16	477,08	543,47	643,27	681,15
C20+/ C35.5	604,70	800,26	804,25	1032,16	1238,34	1410,21	1664,17	1759,19

Molekül	$C_p(T) \left[\frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right]$ T=						
	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
C2	115,71	122,55	128,55	133,8	138,39	142,40	145,90
C3	165,35	174,60	182,67	189,74	195,85	201,21	205,89
C4	215,73	227,36	237,48	246,27	253,93	260,58	266,4
C5	266,94	281,58	293,72	304,60	313,80	322,17	330,54
C6	315,06	331,37	345,18	357,31	368,19	376,56	389,11
C7 – 19/ C13.5	681,15	712,57	739,33	762,66	784,37	802,62	819,39
C20+/ C35.5	1759,19	1836,82	1902,67	1959,97	2014,11	2058,90	2099,91

Anlage 03 Python-Code der thermodynamischen Berechnungen

cp, cv, R, kappa

```
def interpol(
    temperature,
):
    Cp_out=[0,0,0,0,0,0]
    for el in C_p_T_fkt:
        Cp=el(temperature)
        Cp_out.append(Cp)
    return Cp_out

def cp(temperature,xi,Ausgabe="Nein"):
    H2O_Shomate_dict={
        #[<500,>500]
        "A":[-203.6060 ,30.09200 ],
        "B":[1523.290 ,6.832514 ],
        "C":[-3196.413 ,6.793435 ],
        "D":[2474.455 , -2.534480 ],
        "E":[3.855326 ,0.082139 ],
    }
    if (temperature<500):
        A_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["A"][0]
        B_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["B"][0]
        C_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["C"][0]
        D_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["D"][0]
        E_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["E"][0]
    else:
        A_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["A"][1]
        B_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["B"][1]
        C_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["C"][1]
        D_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["D"][1]
        E_Cp_i[5]=H2O_Shomate_dict["E"][1]
    if (temperature==0):
        cp=0
        cv=0
        R=0
        kappa=0
    else:
        Cp_i_C2 =A_Cp_i+ B_Cp_i*(temperature/1000)+ C_Cp_i*(temperature/1000)**2 + D_Cp_i ...
            ...*(temperature/1000)**3 + E_Cp_i /(temperature/1000)**2 # J/(mol*K)
        Cp_C2_=interpol(temperature=temperature)
        Cp_i=(Cp_i_C2+Cp_C2_)*xi
        Cp=np.sum(Cp_i)
        cp_i=Cp_i/M_i # J/(K*kg)
        cp=np.sum(cp_i)
        R=np.sum(R_i*xi)
        cv=cp-R
        kappa=cp/cv
    return [cp,cv,R,kappa]
```

Mischkammer

```
def Mischkammer_isobar(gas_list, new_name="Name?"):
    gas_list_copy=[]
    for gas in gas_list:
        gas_list_copy.append(gas.copy())
    product_cp_m_dot_T=0
    product_cp_m_dot=0
    for gas in gas_list_copy:
        product_cp_m_dot_T+=gas["spezifische_isobare_WaermeKapazitaet"]*gas["Massenstrom"]*gas["Temperatur"]
        product_cp_m_dot+=gas["spezifische_isobare_WaermeKapazitaet"]*gas["Massenstrom"]
    T_mix_out=product_cp_m_dot_T/product_cp_m_dot
    p_mix_out=gas_list_copy[0]["Druck"]
    m_dot_mix_out=0
    n_dot_mix_out=0
    psi_i_mix_out=0
    xi_i_mix_out=0
    for gas in gas_list_copy:
        m_dot_mix_out+=gas["Massenstrom"]
        n_dot_mix_out+=gas["Stoffstrom"]
        xi_i_mix_out+=gas["Massenanteile"]*gas["Massenstrom"]
        psi_i_mix_out+=gas["Stoffanteile"]*gas["Stoffstrom"]
    psi_i_mix_out=psi_i_mix_out/n_dot_mix_out
    xi_i_mix_out=xi_i_mix_out/m_dot_mix_out
    M_mix_out=m_dot_mix_out/n_dot_mix_out
    cp_mix_out, cv_mix_out, R_mix_out, kappa_mix_out=cp(T_mix_out,xi_i_mix_out)
    return {
        "Name":new_name,
        "Temperatur":T_mix_out,
        "Druck":p_mix_out,
        "MolareMasse":M_mix_out,
        "Massenstrom":m_dot_mix_out,
        "Massenanteile":xi_i_mix_out,
        "Stoffstrom":n_dot_mix_out,
        "Stoffanteile":psi_i_mix_out,
        "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_mix_out,
        "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_mix_out,
        "Gaskonstante":R_mix_out,
        "kappa":kappa_mix_out,
    }
```

Verdichter

```
def Verdichter_isentrop(gas, Solldruck, new_name="Name?"):
    m_dot_comp_out=gas["Massenstrom"]
    psi_i_comp_out=gas["Stoffanteile"]
    xi_i_comp_out=gas["Massenanteile"]
    n_dot_comp_out=gas["Stoffstrom"]
    M_comp_out=gas["MolareMasse"]
    p_comp_out=Solldruck
    T_comp_out=gas["Temperatur"]/((gas["Druck"]/Solldruck)**((gas["kappa"]-1)/gas["kappa"]))
    cp_comp_out,cv_comp_out,R_comp_out,kappa_comp_out=cp(T_comp_out,xi_i_comp_out)
    P_t_comp_out=gas["Massenstrom"]*gas["spezifische_isobare_WaermeKapazitaet"]*(T_comp_out-gas["Temperatur"])
    power_dict={
        "Name": "P_t_"+new_name,
        "power": P_t_comp_out,
    }
    return [{
        "Name": new_name,
        "Temperatur": T_comp_out,
        "Druck": p_comp_out,
        "MolareMasse": M_comp_out,
        "Massenstrom": m_dot_comp_out,
        "Massenanteile": xi_i_comp_out,
        "Stoffstrom": n_dot_comp_out,
        "Stoffanteile": psi_i_comp_out,
        "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet": cp_comp_out,
        "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet": cv_comp_out,
        "Gaskonstante": R_comp_out,
        "kappa": kappa_comp_out,
    },power_dict]
```

Wärmeübertrager

```
def transfer_heat(gas, Solltemperatur, new_name="Name?"):
    T_transfer_heat_out=Solltemperatur
    p_transfer_heat_out=gas["Druck"]
    m_dot_transfer_heat_out=gas["Massenstrom"]
    psi_i_transfer_heat_out=gas["Stoffanteile"]
    M_transfer_heat_out=gas["MolareMasse"]
    xi_i_transfer_heat_out=gas["Massenanteile"]
    n_dot_transfer_heat_out=gas["Stoffstrom"]
    cp_transfer_heat_out,cv_transfer_heat_out,R_transfer_heat_out,kappa_transfer_heat_out= ...
        ... cp(T_transfer_heat_out,xi_i_transfer_heat_out)
    Q_dot_transfer_heat_out=gas["Massenstrom"]*gas["spezifische_isobare_WärmeKapazität"]*...
        ... (Solltemperatur-gas["Temperatur"]) # [W]
    power_dict={
        "Name":Q_dot_heat_"+new_name,
        "power":Q_dot_transfer_heat_out,
    }
}
return [{
    "Name":new_name,
    "Temperatur":T_transfer_heat_out,
    "Druck":p_transfer_heat_out,
    "MolareMasse":M_transfer_heat_out,
    "Massenstrom":m_dot_transfer_heat_out,
    "Massenanteile":xi_i_transfer_heat_out,
    "Stoffstrom":n_dot_transfer_heat_out,
    "Stoffanteile":psi_i_transfer_heat_out,
    "spezifische_isobare_WärmeKapazität":cp_transfer_heat_out,
    "spezifische_isochore_WärmeKapazität":cv_transfer_heat_out,
    "Gaskonstante":R_transfer_heat_out,
    "kappa":kappa_transfer_heat_out,
    },power_dict]
```

Flüssigkeitsabscheider/Membran

```

def seperator(gas,gas_out1_list,new_name1="Name?",new_name2="Name?"):
    T_Sep_out1=gas["Temperatur"]
    T_Sep_out2=gas["Temperatur"]
    p_Sep_out1=gas["Druck"]
    p_Sep_out2=gas["Druck"]
    check_if_in_part1=[]
    check_if_in_part2=[]
    for gas_i in Anteile:
        if gas_i in gas_out1_list:
            check_if_in_part1.append(1.0)
            check_if_in_part2.append(0.0)
        else:
            check_if_in_part1.append(0.0)
            check_if_in_part2.append(1.0)
    m_dot_i_Sep_out1=[]
    m_dot_i_Sep_out2=[]
    xi_i_Sep_out1=[]
    xi_i_Sep_out2=[]
    for xi,part1,part2 in zip(gas["Massenanteile"],check_if_in_part1,check_if_in_part2):
        xi_i_Sep_out1.append(xi*part1)
        xi_i_Sep_out2.append(xi*part2)
        m_dot_i_Sep_out1.append(gas["Massenstrom"]*xi*part1)
        m_dot_i_Sep_out2.append(gas["Massenstrom"]*xi*part2)
    m_dot_Sep_out1=sum(m_dot_i_Sep_out1)
    m_dot_Sep_out2=sum(m_dot_i_Sep_out2)
    xi_i_Sep_out1=xi_i_Sep_out1/sum(xi_i_Sep_out1)
    xi_i_Sep_out2=xi_i_Sep_out2/sum(xi_i_Sep_out2)
    n_dot_i_Sep_out1=[]
    n_dot_i_Sep_out2=[]
    psi_i_Sep_out1=[]
    psi_i_Sep_out2=[]
    for psi,part1,part2 in zip(gas["Stoffanteile"],check_if_in_part1,check_if_in_part2):
        psi_i_Sep_out1.append(psi*part1)
        psi_i_Sep_out2.append(psi*part2)
        n_dot_i_Sep_out1.append(gas["Stoffstrom"]*psi*part1)
        n_dot_i_Sep_out2.append(gas["Stoffstrom"]*psi*part2)
    n_dot_Sep_out1=sum(n_dot_i_Sep_out1)
    n_dot_Sep_out2=sum(n_dot_i_Sep_out2)
    psi_i_Sep_out1=psi_i_Sep_out1/sum(psi_i_Sep_out1)
    psi_i_Sep_out2=psi_i_Sep_out2/sum(psi_i_Sep_out2)
    M_Sep_out1=m_dot_Sep_out1/n_dot_Sep_out1
    M_Sep_out2=m_dot_Sep_out2/n_dot_Sep_out2
    cp_Sep_out1,cv_Sep_out1,R_Sep_out1,kappa_Sep_out1=cp(T_Sep_out1,xi_i_Sep_out1)
    cp_Sep_out2,cv_Sep_out2,R_Sep_out2,kappa_Sep_out2=cp(T_Sep_out2,xi_i_Sep_out2)
    return [{
        "Name":new_name1,
        "Temperatur":T_Sep_out1,
        "Druck":p_Sep_out1,
        "MolareMasse":M_Sep_out1,
        "Massenstrom":m_dot_Sep_out1,
        "Massenanteile":xi_i_Sep_out1,
        "Stoffstrom":n_dot_Sep_out1,
        "Stoffanteile":psi_i_Sep_out1,
        "spezifische_isobare_WärmeKapazität":cp_Sep_out1,
        "spezifische_isochore_WärmeKapazität":cv_Sep_out1,
        "Gaskonstante":R_Sep_out1,

```

```
"kappa":kappa_Sep_out1,  
},{  
"Name":new_name2,  
"Temperatur":T_Sep_out2,  
"Druck":p_Sep_out2,  
"MolareMasse":M_Sep_out2,  
"Massenstrom":m_dot_Sep_out2,  
"Massenanteile":xi_i_Sep_out2,  
"Stoffstrom":n_dot_Sep_out2,  
"Stoffanteile":psi_i_Sep_out2,  
"spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_Sep_out2,  
"spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_Sep_out2,  
"Gaskonstante":R_Sep_out2,  
"kappa":kappa_Sep_out2,  
}]
```

Ventil

```
def valve(gas,split_ratio,new_name1="Name?",new_name2="Name?"):
    T_valve_out1=gas["Temperatur"]
    T_valve_out2=gas["Temperatur"]
    p_valve_out1=gas["Druck"]
    p_valve_out2=gas["Druck"]
    xi_i_valve_out1=gas["Massenanteile"]
    xi_i_valve_out2=gas["Massenanteile"]
    psi_i_valve_out1=gas["Stoffanteile"]
    psi_i_valve_out2=gas["Stoffanteile"]
    M_valve_out1=gas["MolareMasse"]
    M_valve_out2=gas["MolareMasse"]
    m_dot_valve_out1=gas["Massenstrom"]*split_ratio
    m_dot_valve_out2=gas["Massenstrom"]*(1-split_ratio)
    n_dot_valve_out1=gas["Stoffstrom"]*split_ratio
    n_dot_valve_out2=gas["Stoffstrom"]*(1-split_ratio)
    cp_valve_out1,cv_valve_out1,R_valve_out1,kappa_valve_out1=cp(T_valve_out1,xi_i_valve_out1)
    cp_valve_out2,cv_valve_out2,R_valve_out2,kappa_valve_out2=cp(T_valve_out2,xi_i_valve_out2)
    return [{
        "Name":new_name1,
        "Temperatur":T_valve_out1,
        "Druck":p_valve_out1,
        "MolareMasse":M_valve_out1,
        "Massenstrom":m_dot_valve_out1,
        "Massenanteile":xi_i_valve_out1,
        "Stoffstrom":n_dot_valve_out1,
        "Stoffanteile":psi_i_valve_out1,
        "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_valve_out1,
        "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_valve_out1,
        "Gaskonstante":R_valve_out1,
        "kappa":kappa_valve_out1,
    },{
        "Name":new_name2,
        "Temperatur":T_valve_out2,
        "Druck":p_valve_out2,
        "MolareMasse":M_valve_out2,
        "Massenstrom":m_dot_valve_out2,
        "Massenanteile":xi_i_valve_out2,
        "Stoffstrom":n_dot_valve_out2,
        "Stoffanteile":psi_i_valve_out2,
        "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_valve_out2,
        "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_valve_out2,
        "Gaskonstante":R_valve_out2,
        "kappa":kappa_valve_out2,
    ]}
```

Drossel

```
def throttle(gas,Solldruck,new_name="Name?"):
    T_throttle_out=gas["Temperatur"]
    p_throttle_out=Solldruck
    m_dot_throttle_out=gas["Massenstrom"]
    psi_i_throttle_out=gas["Stoffanteile"]
    M_throttle_out=gas["MolareMasse"]
    xi_i_throttle_out=gas["Massenanteile"]
    n_dot_throttle_out=gas["Stoffstrom"]
    cp_throttle_out,cv_throttle_out,R_throttle_out,kappa_throttle_out=cp(T_throttle_out,xi_i_throttle_out)
    return {
        "Name":new_name,
        "Temperatur":T_throttle_out,
        "Druck":p_throttle_out,
        "MolareMasse":M_throttle_out,
        "Massenstrom":m_dot_throttle_out,
        "Massenanteile":xi_i_throttle_out,
        "Stoffstrom":n_dot_throttle_out,
        "Stoffanteile":psi_i_throttle_out,
        "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_throttle_out,
        "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_throttle_out,
        "Gaskonstante":R_throttle_out,
        "kappa":kappa_throttle_out,
    }
```

Plasmanalyse-Reaktor

```

def plasmacracking( gas, new_name="Name?", Ausgabe="Nein"):
    n_C=parts(gas,element="C",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_O=parts(gas,element="O",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_H2=parts(gas,element="H",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_H2_Produkt=n_H2
    n_CO2_Produkt=n_O-n_C
    n_CO_Produkt=n_C-n_CO2_Produkt
    sum_all_elements_Produkt=n_H2_Produkt+n_CO2_Produkt+n_CO_Produkt
    sum_all_elements_Produkt=sum_all_elements_Produkt
    psi_H2_Produkt=n_H2_Produkt/sum_all_elements_Produkt
    psi_CO2_Produkt=n_CO2_Produkt/sum_all_elements_Produkt
    psi_CO_Produkt=n_CO_Produkt/sum_all_elements_Produkt
    sum_all_psi_Produkt=psi_H2_Produkt+psi_CO2_Produkt+psi_CO_Produkt
    sum_all_psi_Produkt=round(sum_all_psi_Produkt,6)
    psi_i_Produkt_dict={
        "H2": psi_H2_Produkt,
        "O2": 0.0,
        "CH4": 0.0,
        "CO2": psi_CO2_Produkt,
        "CO": psi_CO_Produkt,
        "H2O": 0.0,
        "C1": 0.0,
        "C2": 0.0,
        "C3": 0.0,
        "C4": 0.0,
        "C5": 0.0,
        "C6": 0.0,
        "C7-19":0.0,
        "C20+": 0.0,
    }
}
psi_i_Produkt=np.array(list(psi_i_Produkt_dict.values()))
T_Produkt=gas["Temperatur"]
p_Produkt=gas["Druck"]
m_dot_Produkt=gas["Massenstrom"]
M_Produkt=np.sum(M_i*psi_i_Produkt)
xi_i_Produkt=psi_i_Produkt*M_i/M_Produkt
n_dot_Produkt=m_dot_Produkt/M_Produkt
cp_Produkt,cv_Produkt,R_Produkt,kappa_Produkt=cp(T_Produkt,xi_i_Produkt)
Produkt={
    "Name":new_name,
    "Temperatur":T_Produkt,
    "Druck":p_Produkt,
    "MolareMasse":M_Produkt,
    "Massenstrom":m_dot_Produkt,
    "Massenanteile":xi_i_Produkt,
    "Stoffstrom":n_dot_Produkt,
    "Stoffanteile":psi_i_Produkt,
    "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_Produkt,
    "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_Produkt,
    "Gaskonstante":R_Produkt,
    "kappa":kappa_Produkt,
}
}
delta_H_m_Edukte=np.sum(gas["Stoffanteile"]*gas["Stoffstrom"]*delta_H_m_i)
delta_H_m_Produkte=np.sum(Produkt["Stoffanteile"]*Produkt["Stoffstrom"]*delta_H_m_i)
delta_H_m=delta_H_m_Produkte-delta_H_m_Edukte #kW
Q_dot=delta_H_m*1000 #W

```

```
Q_dot=Q_dot*6/5 #Verlustkorrektur nach Angabe von Herrn Spitzel
power_dict={
    "Name": "Q_dot_"+"plasmacracking",
    "power": Q_dot,
}
return Produkt, power_dict
```

Wassergas-Shift-Reaktor

```

def WGS( gas, new_name="Name?", Ausgabe="Nein",):
    n_C=parts(gas,element="C",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_O=parts(gas,element="O",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_H2=parts(gas,element="H",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    if(n_C/n_O>1.001):
        print("Error in den WGS-Berechnungen, hier fehlt Sauerstoff, also Wasser!!!!!!")
    else:
        n_H2_Produkt=n_H2
        n_CO2_Produkt=n_O-n_C
        n_CO_Produkt=n_C-n_CO2_Produkt
        sum_all_elements_Produkt=n_H2_Produkt+n_CO2_Produkt+n_CO_Produkt
        sum_all_elements_Produkt=sum_all_elements_Produkt
        psi_H2_Produkt=n_H2_Produkt/sum_all_elements_Produkt
        psi_CO2_Produkt=n_CO2_Produkt/sum_all_elements_Produkt
        psi_CO_Produkt=n_CO_Produkt/sum_all_elements_Produkt
        sum_all_psi_Produkt=psi_H2_Produkt+psi_CO2_Produkt+psi_CO_Produkt
        sum_all_psi_Produkt=round(sum_all_psi_Produkt,6)
        psi_i_Produkt_dict={
            "H2": psi_H2_Produkt,
            "O2": 0.0,
            "CH4": 0.0,
            "CO2": psi_CO2_Produkt,
            "CO": psi_CO_Produkt,
            "H2O": 0.0,
            "C1": 0.0,
            "C2": 0.0,
            "C3": 0.0,
            "C4": 0.0,
            "C5": 0.0,
            "C6": 0.0,
            "C7-19":0.0,
            "C20+": 0.0,
        }
        psi_i_Produkt=np.array(list(psi_i_Produkt_dict.values()))
        T_Produkt=gas["Temperatur"]
        p_Produkt=gas["Druck"]
        m_dot_Produkt=gas["Massenstrom"]
        M_Produkt=np.sum(M_i*psi_i_Produkt)
        xi_i_Produkt=psi_i_Produkt*M_i/M_Produkt
        n_dot_Produkt=m_dot_Produkt/M_Produkt
        cp_Produkt,cv_Produkt,R_Produkt,kappa_Produkt=cp(T_Produkt,xi_i_Produkt)
        Produkt={
            "Name":new_name,
            "Temperatur":T_Produkt,
            "Druck":p_Produkt,
            "MolareMasse":M_Produkt,
            "Massenstrom":m_dot_Produkt,
            "Massenanteile":xi_i_Produkt,
            "Stoffstrom":n_dot_Produkt,
            "Stoffanteile":psi_i_Produkt,
            "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_Produkt,
            "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_Produkt,
            "Gaskonstante":R_Produkt,
            "kappa":kappa_Produkt,
        }
        delta_H_m_Edukte=np.sum(gas["Stoffanteile"]*gas["Stoffstrom"]*delta_H_m_i)
  
```

```
delta_H_m_Produnkte=np.sum(Produkt["Stoffanteile"]*Produkt["Stoffstrom"]*delta_H_m_i)
delta_H_m=delta_H_m_Produnkte-delta_H_m_Edukte #kW
Q_dot=delta_H_m*1000 #W
Q_dot=Q_dot*6/5 #Verlustkorrektur angenommen wie bei Plasmacracking
power_dict={
    "Name": "Q_dot_"+WGS",
    "power": Q_dot,
}
return Produkt,power_dict
```

Fischer-Tropsch-Reaktor

`def ASF(alpha, Ausgabe):`

```
    c_range=range(0,51)
    xi=[]
    psi=[]
    for C in c_range:
        xi.append(C*alpha**(C-1)*(1-alpha)**2)
        psi.append(alpha**(C-1)*(1-alpha))
    xi_out={
        "C1":xi[1],
        "C2":xi[2],
        "C3":xi[3],
        "C4":xi[4],
        "C5":xi[5],
        "C6":xi[6],
        "C7-19":sum(xi[7:20]),
        "C20+":1-sum(xi[1:20]),
    }
    psi_out={
        "C1":psi[1],
        "C2":psi[2],
        "C3":psi[3],
        "C4":psi[4],
        "C5":psi[5],
        "C6":psi[6],
        "C7-19":sum(psi[7:20]),
        "C20+":1-sum(psi[1:20]),
    }
    return xi_out,psi_out
```

```
def FTS(gas, H2_CO_ratio, new_name="Name?", alpha=0.89, Produktverteilungsdiagramm=True, ...
... FTS_CO_Umsetzrate=0.7, Reaktionsenthalpie_FTS=-158,#kJ/mol):
psi_dict=dict(zip(Anteile,gas["Stoffanteile"]))
M_i_dict=dict(zip(Anteile,M_i))
T_Reaktor_out=gas["Temperatur"]
p_Reaktor_out=gas["Druck"]
m_dot_Reaktor_out=gas["Massenstrom"]
xi_ASF,psi_ASF=ASF( alpha=alpha, Ausgabe=Produktverteilungsdiagramm,)
n_dot_CO=psi_dict["CO"]*gas["Stoffstrom"]
n_dot_H2=psi_dict["H2"]*gas["Stoffstrom"]
n_dot_CO_use=n_dot_CO*FTS_CO_Umsetzrate
n_dot_H2_use=n_dot_H2*FTS_CO_Umsetzrate
n_dot_CO_out=n_dot_CO-n_dot_CO_use
n_dot_H2O_out=n_dot_CO_use
n_dot_H2_out=n_dot_H2-n_dot_H2_use
m_dot_CO_out=M_i_dict["CO"]*n_dot_CO_out
m_dot_H2_out=M_i_dict["H2"]*n_dot_H2_out
m_dot_H2O_out=M_i_dict["H2O"]*n_dot_H2O_out
m_dot_FT_out=gas["Massenstrom"]-(m_dot_CO_out+m_dot_H2_out+m_dot_H2O_out)
M_i_FT=M_i[6:]
n_dot_FT_out=np.sum((np.array(list(xi_ASF.values()))*m_dot_FT_out)/M_i_FT)
n_dot_Reaktor_out=n_dot_CO_out+n_dot_H2_out+n_dot_H2O_out+n_dot_FT_out
psi_CO_out=n_dot_CO_out/n_dot_Reaktor_out
psi_H2_out=n_dot_H2_out/n_dot_Reaktor_out
psi_H2O_out=n_dot_H2O_out/n_dot_Reaktor_out
psi_FT_out=n_dot_FT_out/n_dot_Reaktor_out
psi_i_Reaktor_out_dict={
    "H2": psi_H2_out,
    "O2": 0.00,
    "CH4": 0.00,
    "CO2": 0.00,
    "CO": psi_CO_out,
    "H2O": psi_H2O_out,
    "C1": psi_FT_out*psi_ASF["C1"],
    "C2": psi_FT_out*psi_ASF["C2"],
    "C3": psi_FT_out*psi_ASF["C3"],
    "C4": psi_FT_out*psi_ASF["C4"],
    "C5": psi_FT_out*psi_ASF["C5"],
    "C6": psi_FT_out*psi_ASF["C6"],
    "C7-19":psi_FT_out*psi_ASF["C7-19"],
    "C20+": psi_FT_out*psi_ASF["C20+"],
}
psi_i_Reaktor_out=np.array(list(psi_i_Reaktor_out_dict.values()))
M_Reaktor_out=gas["Massenstrom"]/(n_dot_H2O_out+psi_FT_out)
xi_CO_out=m_dot_CO_out/gas["Massenstrom"]
xi_H2_out=m_dot_H2_out/gas["Massenstrom"]
xi_H2O_out=m_dot_H2O_out/gas["Massenstrom"]
xi_FT_out=m_dot_FT_out/gas["Massenstrom"]
xi_i_Reaktor_out_dict={
    "H2": xi_H2_out,
    "O2": 0.00,
    "CH4": 0.00,
    "CO2": 0.00,
    "CO": xi_CO_out,
    "H2O": xi_H2O_out,
    "C1": xi_FT_out*xi_ASF["C1"],
    "C2": xi_FT_out*xi_ASF["C2"],
    "C3": xi_FT_out*xi_ASF["C3"],
```

```

"C4": xi_FT_out*xi_ASF["C4"],
"C5": xi_FT_out*xi_ASF["C5"],
"C6": xi_FT_out*xi_ASF["C6"],
"C7-19":xi_FT_out*xi_ASF["C7-19"],
"C20+": xi_FT_out*xi_ASF["C20+"],
}
xi_i_Reaktor_out=np.array(list(xi_i_Reaktor_out_dict.values()))
cp_Reaktor_out,cv_Reaktor_out,R_Reaktor_out,kappa_Reaktor_out=cp(T_Reaktor_out,xi_i_Reaktor_out)
delta_H_m_Edukte=np.sum(gas["Stoffanteile"]*gas["Stoffstrom"]*delta_H_m_i)
delta_H_m_Produkte=np.sum(psi_i_Reaktor_out*n_dot_Reaktor_out*delta_H_m_i)
delta_H_m=delta_H_m_Produkte-delta_H_m_Edukte #kW
Q_dot=delta_H_m*1000 #W
power_dict={
    "Name":"Q_dot_"+FTS",
    "power":Q_dot,
}
}
return [{
    "Name":new_name,
    "Temperatur":T_Reaktor_out,
    "Druck":p_Reaktor_out,
    "MolareMasse":M_Reaktor_out,
    "Massenstrom":m_dot_Reaktor_out,
    "Massenanteile":xi_i_Reaktor_out,
    "Stoffstrom":n_dot_Reaktor_out,
    "Stoffanteile":psi_i_Reaktor_out,
    "spezifische_isobare_Wärmekapazität":cp_Reaktor_out,
    "spezifische_isochore_Wärmekapazität":cv_Reaktor_out,
    "Gaskonstante":R_Reaktor_out,
    "kappa":kappa_Reaktor_out,

    },power_dict]

```

Regelung

```
def regulation( gas_list, gasflowrate, H2_CO_ratio=2, Ausgabe="Nein",):
    gas_copy_list=[]
    for gas in gas_list:
        gas_copy_list.append(gas.copy())
    gas_list=gas_copy_list
    gas_mix_without_waterfeed=Mischkammer_isobar(gas_list,new_name="gas_mix_without_waterfeed")
#Bestandsaufnahme
    n_dot_gas=gas_mix_without_waterfeed["Stoffstrom"]
    n_C=parts(gas_mix_without_waterfeed,element="C",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_O=parts(gas_mix_without_waterfeed,element="O",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_H2=parts(gas_mix_without_waterfeed,element="H",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    sum_all_elements=n_C+n_O+n_H2
    sum_all_elements=round(sum_all_elements,6)
#Berechnung des stöch. Wasser
    if(n_C>n_O):
        n_H2O_st=n_C-n_O
        n_H2O_st=n_H2O_st
        if (Ausgabe=="Ja"):
            print(f'n_H2O_st={n_H2O_st}')
        n_dot_H2O_st=n_H2O_st*gas_mix_without_waterfeed["Stoffstrom"]
    else:
        n_dot_H2O_st=0
    waterfeed_st=waterfeed_init.copy()
    waterfeed_st["Name"]="waterfeed_st"
    waterfeed_st["Stoffstrom"]=n_dot_H2O_st
    waterfeed_st["Massenstrom"]=waterfeed_st["Stoffstrom"]*waterfeed_st["MolareMasse"]
#Probe von C<>O
    gas_mix_with_waterfeed_st=Mischkammer_isobar(
        gas_list=[
            gas_mix_without_waterfeed,
            waterfeed_st,
        ],
        new_name="gas_mix_with_waterfeed_st")
    n_dot_gas_st=gas_mix_with_waterfeed_st["Stoffstrom"]
    n_C_st=parts(gas_mix_with_waterfeed_st,element="C",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_O_st=parts(gas_mix_with_waterfeed_st,element="O",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    n_H2_st=parts(gas_mix_with_waterfeed_st,element="H",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
    sum_all_elements_st=n_C_st+n_O_st+n_H2_st
    sum_all_elements_st=round(sum_all_elements_st,6)
#PC Berechnung
    #PC Korrektur wenn zu viel O durch CO2 und dennoch shiften möglich
    if(abs(n_C_st-n_O_st)>0.001):
        n_CO2=n_O_st-n_C_st
        n_CO2=round(n_CO2,6)
        n_C_st_WGS=n_C_st-n_CO2
        n_O_st_WGS=n_O_st-n_CO2*2
        n_H2_st_WGS=n_H2_st
        if(n_C_st_WGS<0 or n_O_st_WGS<0):
            print("Error in WGS Berechnung!!! zu Viel CO2!!!!!!!!!!!!!!")
    else:
        n_C_st_WGS=n_C_st
        n_O_st_WGS=n_O_st
        n_H2_st_WGS=n_H2_st
    sum_all_elements_st_WGS=n_C_st_WGS+n_O_st_WGS+n_H2_st_WGS #nicht alle sondern ohne co2 elemente
    sum_all_elements_st_WGS=round(sum_all_elements_st_WGS,6)
    if(n_H2_st_WGS<H2_CO_ratio*n_C_st_WGS):
```

```

n_H2O_WGS=(H2_CO_ratio*n_C_st_WGS-n_H2_st_WGS)/(H2_CO_ratio+1) #Outcome FOrmel !!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!
n_H2O_WGS=round(n_H2O_WGS,6)
n_dot_H2O_WGS=n_H2O_WGS*n_dot_gas_st
else:
n_H2O_WGS=0
n_dot_H2O_WGS=0
waterfeed_WGS=waterfeed_init.copy()
waterfeed_WGS["Name"]="waterfeed_WGS"
waterfeed_WGS["Stoffstrom"]=n_dot_H2O_WGS
waterfeed_WGS["Massenstrom"]=waterfeed_WGS["Stoffstrom"]*waterfeed_WGS["MolareMasse"]
#Probe wie Endbestandteile sind
gas_mix_with_waterfeed_WGS=Mischkammer_isobar(
gas_list=[
gas_mix_with_waterfeed_st,
waterfeed_WGS,
],
new_name="gas_mix_with_waterfeed_WGS")
n_dot_gas_WGS=gas_mix_with_waterfeed_WGS["Stoffstrom"]
n_C_WGS=parts(gas_mix_with_waterfeed_WGS,element="C",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
n_O_WGS=parts(gas_mix_with_waterfeed_WGS,element="O",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
n_H2_WGS=parts(gas_mix_with_waterfeed_WGS,element="H",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
sum_all_elements_WGS=n_C_WGS+n_O_WGS+n_H2_WGS
sum_all_elements_WGS=round(sum_all_elements_WGS,6)
# Simulation der Reaktion
#H2 + CO + CO2
n_H2_Produkt=round(n_H2_WGS,6)
n_CO2_Produkt=round(n_O_WGS-n_C_WGS,6)
n_CO_Produkt=round(n_C_WGS-n_CO2_Produkt,6)
sum_all_elements_Produkt=n_H2_Produkt+n_CO2_Produkt+n_CO_Produkt
sum_all_elements_Produkt=round(sum_all_elements_Produkt,6)
#Normierung der Produktbestandteile
psi_H2_Produkt=round(n_H2_Produkt/sum_all_elements_Produkt,6)
psi_CO2_Produkt=round(n_CO2_Produkt/sum_all_elements_Produkt,6)
psi_CO_Produkt=round(n_CO_Produkt/sum_all_elements_Produkt,6)
sum_all_psi_Produkt=psi_H2_Produkt+psi_CO2_Produkt+psi_CO_Produkt
sum_all_psi_Produkt=round(sum_all_psi_Produkt,6)
Produkt={}
Produkt["Stoffanteile"]={
"H2": psi_H2_Produkt,
"O2": 0.0,
"CH4": 0.0,
"CO2": psi_CO2_Produkt,
"CO": psi_CO_Produkt,
"H2O": 0.0,
"C1": 0.0,
"C2": 0.0,
"C3": 0.0,
"C4": 0.0,
"C5": 0.0,
"C6": 0.0,
"C7-19":0.0,
"C20+": 0.0,
}
Produkt["Stoffanteile"]=np.array(list(Produkt["Stoffanteile"].values()))
Produkt["Name"]="Produkt"
Produkt["Temperatur"]=gas_mix_with_waterfeed_WGS["Temperatur"]
Produkt["Massenstrom"]=gas_mix_with_waterfeed_WGS["Massenstrom"]
Produkt["MolareMasse"]=np.sum(M_i*Produkt["Stoffanteile"])

```

```
Produkt["Massenanteile"]=Produkt["Stoffanteile"]*M_i/Produkt["MolareMasse"]
Produkt["Stoffstrom"]=Produkt["Massenstrom"]/Produkt["MolareMasse"]
Produkt["spezifische_isobare_WärmeKapazität"],Produkt["spezifische_ische_WärmeKapazität"],...
...Produkt["Gaskonstante"],Produkt["kappa"]=cp(Produkt["Temperatur"],Produkt["Massenanteile"])
n_C_Produkt_test=parts(Produkt,element="C",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
n_O_Produkt_test=parts(Produkt,element="O",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
n_H2_Produkt_test=parts(Produkt,element="H",Anteile_filter="Stoffanteile", Ausgabe=Ausgabe)
sum_all_elements_Produkt_test=n_C_Produkt_test+n_O_Produkt_test+n_H2_Produkt_test
sum_all_elements_Produkt_test=round(sum_all_elements_Produkt_test,6)
waterfeed_WGS["Stoffstrom"]=waterfeed_WGS["Stoffstrom"]*gasflowrate
waterfeed_WGS["Massenstrom"]=waterfeed_WGS["Massenstrom"]*gasflowrate
return waterfeed_st,waterfeed_WGS
```

Kohlenstoffdioxid-Abscheider

```

def CO2_out_calculation( WGS_out, plasma_rec , new_name1, new_name2, Ausgabe="Nein"):
    n_dot_CO2_out=WGS_out["Stoffanteile"][3]*WGS_out["Stoffstrom"]
    T_CO2_out=plasma_rec["Temperatur"]      # K
    p_CO2_out=plasma_rec["Druck"]      # Pa
    n_dot_CO2_out=n_dot_CO2_out
    psi_i_CO2_out_dict={
        "H2": 0.0,
        "O2": 0.0,
        "CH4": 0.0,
        "CO2": 1.0,
        "CO": 0.0,
        "H2O": 0.0,
        "C1": 0.0,
        "C2": 0.0,
        "C3": 0.0,
        "C4": 0.0,
        "C5": 0.0,
        "C6": 0.0,
        "C7-19":0.0,
        "C20+": 0.0,
    }
    psi_i_CO2_out=np.array(list(psi_i_CO2_out_dict.values()))
    M_CO2_out=np.sum(M_i*psi_i_CO2_out)
    m_dot_CO2_out=n_dot_CO2_out*M_CO2_out
    xi_i_CO2_out=psi_i_CO2_out
    cp_CO2_out,cv_CO2_out,R_CO2_out,kappa_CO2_out=cp(T_CO2_out,xi_i_CO2_out)
    CO2_out={
        "Name":new_name1,
        "Temperatur":T_CO2_out,
        "Druck":p_CO2_out,
        "MolareMasse":M_CO2_out,
        "Massenstrom":m_dot_CO2_out,
        "Massenanteile":xi_i_CO2_out,
        "Stoffstrom":n_dot_CO2_out,
        "Stoffanteile":psi_i_CO2_out,
        "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":cp_CO2_out,
        "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":cv_CO2_out,
        "Gaskonstante":R_CO2_out,
        "kappa":kappa_CO2_out,
    }
    if (n_dot_CO2_out<1/10000):
        plasma_rec_new=plasma_rec.copy()
        plasma_rec_new["Name"]=new_name2
    else:
        T_plasma_rec_new=plasma_rec["Temperatur"]      # K
        p_plasma_rec_new=plasma_rec["Druck"]      # Pa
        n_dot_plasma_rec_new=plasma_rec["Stoffstrom"]-n_dot_CO2_out
        psi_i_plasma_rec_new=(plasma_rec["Stoffanteile"]*plasma_rec["Stoffstrom"])-...
            ... (CO2_out["Stoffanteile"]*CO2_out["Stoffstrom"])
        sum_psi_i_plasma_rec_new=sum(psi_i_plasma_rec_new)
        psi_i_plasma_rec_new=psi_i_plasma_rec_new/sum_psi_i_plasma_rec_new
        M_plasma_rec_new=np.sum(M_i*psi_i_plasma_rec_new)
        m_dot_plasma_rec_new=n_dot_plasma_rec_new*M_plasma_rec_new
        xi_i_plasma_rec_new=psi_i_plasma_rec_new*M_i/M_plasma_rec_new
        cp_plasma_rec_new,cv_plasma_rec_new,R_plasma_rec_new,kappa_plasma_rec_new=...
            ... cp(T_plasma_rec_new,xi_i_plasma_rec_new)
  
```

```
plasma_rec_new={
  "Name":new_name2,
  "Temperatur":T_plasma_rec_new,
  "Druck":p_plasma_rec_new,
  "MolareMasse":M_plasma_rec_new,
  "Massenstrom":m_dot_plasma_rec_new,
  "Massenanteile":xi_i_plasma_rec_new,
  "Stoffstrom":n_dot_plasma_rec_new,
  "Stoffanteile":psi_i_plasma_rec_new,
  "spezifische_isobare_WärmeKapazität":cp_plasma_rec_new,
  "spezifische_isochore_WärmeKapazität":cv_plasma_rec_new,
  "Gaskonstante":R_plasma_rec_new,
  "kappa":kappa_plasma_rec_new,
}
return CO2_out,plasma_rec_new
```

Anlage 04 Python-Code des Modellbildung

Die Funktionen `table_clear()`, `table_add()`, `table_show()` und `data_logging()` dienen der Ergebnisdarstellung und werden hier nicht weiter vorgestellt

```
def calculations_loop(
    plot_datapoint,
    m_dot_biogas=1, # [kg/h]
    psi_CH4_biogas=0.65,
    psi_CO2_biogas=0.30,
    psi_H2O_biogas=0.05,
    plasma_gasflowrate=0.2,
    FTS_CO_Umsetzrate=0.7,
    FTS_alpha=0.87,
    H2_CO_ratio=2,
    x_loops=1,
    Ausgabe="Nein"
):
#Initialisierung
#Plasmacracking
plasma_in_Solltemperatur=273.15+100
plasma_in_Solldruck=1.018*10**5 #Pa
#Kondensator
kond_in_Solltemperatur=273.15+20 #K
#FTS
FTS_Solldruck=25*10**5 #Pa
FTS_Solltemperatur=273.15+250 #K
#FTS Kondensationstemperaturen
FT_wax_Kondensation_T=273.15+200 #K
FT_liquids_Kondensation_T=273.15+6 #K
#----- plasma_recycle_mix_in Beginn -----
plasma_recycle={
    "Name": "plasma_recycle",
    "Temperatur": 0,
    "Druck": 0,
    "MolareMasse": 0,
    "Massenstrom": 0,
    "Massenanteile": np.zeros(len(Anteile)),
    "Stoffstrom": 0,
    "Stoffanteile": np.zeros(len(Anteile)),
    "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet": 0,
    "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet": 0,
    "Gaskonstante": 0,
    "kappa": 0,
}
#----- plasma_recycle_mix_in Ende -----
#----- plasma_recycle Beginn -----
plasma_recycle_mix_in=plasma_recycle
plasma_recycle_mix_in["Name"]="plasma_recycle_mix_in"
plasma_recycle["Name"]="plasma_recycle"
#----- plasma_recycle Ende -----
#----- FTS_recycle Beginn -----
FTS_recycle={
    "Name": "FTS_recycle",
    "Temperatur": 0,
    "Druck": 0,
    "MolareMasse": 0,
```

```

"Massenstrom":0,
"Massenanteile":np.zeros(len(Anteile)),
"Stoffstrom":0,
"Stoffanteile":np.zeros(len(Anteile)),
"spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":0,
"spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":0,
"Gaskonstante":0,
"kappa":0,
}
#----- FTS_recycle Ende -----
#----- Kondensat_plasma_kond_out Beginn -----
kondensat_plasma_kond_out={
    "Name":"Kondensat_plasma_kond_out",
    "Temperatur":0,
    "Druck":0,
    "MolareMasse":0,
    "Massenstrom":0,
    "Massenanteile":np.zeros(len(Anteile)),
    "Stoffstrom":0,
    "Stoffanteile":np.zeros(len(Anteile)),
    "spezifische_isobare_WaermeKapazitaet":0,
    "spezifische_isochore_WaermeKapazitaet":0,
    "Gaskonstante":0,
    "kappa":0,
}
#----- Kondensat_plasma_kond_out Ende -----
#----- biogas init Beginn -----
# Temperatur T
T_biogas=293.15      # K

# Druck p
p_biogas=1.018*10**5  # Pa

# Massenstrom m_dot
m_dot_biogas=m_dot_biogas/3600 # kg/s

# vereinfacht:
psi_i_biogas_dict={
    "H2": 0.0,
    "O2": 0.0,
    "CH4": psi_CH4_biogas,
    "CO2": psi_CO2_biogas,
    "CO": 0.0,
    "H2O": psi_H2O_biogas,
    "C1": 0.0,
    "C2": 0.0,
    "C3": 0.0,
    "C4": 0.0,
    "C5": 0.0,
    "C6": 0.0,
    "C7-19":0.0,
    "C20+": 0.0,
}

psi_i_biogas=np.array(list(psi_i_biogas_dict.values()))

# Molare Masse M
M_biogas=np.sum(M_i*psi_i_biogas)

```

```

# Massenanteile xi
xi_i_biogas=psi_i_biogas*M_i/M_biogas

# Stoffstrom n_dot
n_dot_biogas=m_dot_biogas/M_biogas

# spezifische isobare Wärmekapazität cp
cp_biogas,cv_biogas,R_biogas,kappa_biogas=cp(T_biogas,xi_i_biogas)

# Zusammenfassung der Daten
biogas={
    "Name":"biogas",
    "Temperatur":T_biogas,
    "Druck":p_biogas,
    "MolareMasse":M_biogas,
    "Massenstrom":m_dot_biogas,
    "Massenanteile":xi_i_biogas,
    "Stoffstrom":n_dot_biogas,
    "Stoffanteile":psi_i_biogas,
    "spezifische_isobare_Wärmekapazität":cp_biogas,
    "spezifische_isochore_Wärmekapazität":cv_biogas,
    "Gaskonstante":R_biogas,
    "kappa":kappa_biogas,
}

#----- biogas init Ende -----
table_clear()
table_add(biogas,1)
data_log=[]
global t_sim
t_sim=range(x_loops)
# pre Regulierung
waterfeed_st,waterfeed_WGS=regulation(
    gas_list=[biogas],
    gasflowrate=plasma_gasflowrate,
    Ausgabe=Ausgabe,
    H2_CO_ratio=H2_CO_ratio,
)

----- loop begin -----
for t in t_sim:
    if (Ausgabe=="Ja"):
        print()
        print(f'Simulation:{t+1} von {len(t_sim)}-----
--')
#Waterfeeds zu Tabelle hinzufügen, wird immer durch regulation bestimmt am ende eines loops für den
kommenden
table_add(waterfeed_st,biogas["Index"]+1)
table_add(waterfeed_WGS,waterfeed_st["Index"]+1)
#Mix biogas, waterfeed, kondensat & plasmarecycle
biogas_waterfeed_st_recylce_mix=Mischkammer_isobar(
    gas_list=[
        biogas,
        waterfeed_st,
        plasma_recycle_mix_in,
        FTS_recycle,

```

```

    ],
    new_name="biogas_waterfeed_st_recylce_mix"
)
table_add(biogas_waterfeed_st_recylce_mix,waterfeed_WGS["Index"]+1)

# Heat biogas_waterfeed_kondensat_recylce_mix
plasma_in, Q_heat_biogas_waterfeed_recylce_mix=transfer_heat(
    gas=biogas_waterfeed_st_recylce_mix,
    Solltemperatur=plasma_in_Solltemperatur,
    new_name="plasma_in"
)
table_add(plasma_in,biogas_waterfeed_st_recylce_mix["Index"]+1)
table_add(Q_heat_biogas_waterfeed_recylce_mix,plasma_in["Index"]+1,is_power=True)

# Heat waterfeed_WGS
waterfeed_WGS_in, Q_heat_waterfeed_WGS_in=transfer_heat(
    gas=waterfeed_WGS,
    Solltemperatur=plasma_in_Solltemperatur,
    new_name="waterfeed_WGS_in"
)
table_add(waterfeed_WGS_in,Q_heat_biogas_waterfeed_recylce_mix["Index"]+1)
table_add(Q_heat_waterfeed_WGS_in,waterfeed_WGS_in["Index"]+1,is_power=True)

# Gasteilung nach Gasflowrate
plasma_reaction_part_in,plasma_nonreaction_part=valve(
    gas=plasma_in,
    split_ratio=plasma_gasflowrate,
    new_name1="plasma_reaction_part_in",
    new_name2="plasma_nonreaction_part"
)
table_add(plasma_nonreaction_part,Q_heat_waterfeed_WGS_in["Index"]+1)
table_add(plasma_reaction_part_in,plasma_nonreaction_part["Index"]+1)

# Plasmacracking
plasma_reaction_part_out,power_plamacracking=plasmacracking(
    gas=plasma_reaction_part_in,
    new_name="plasma_reaction_part_out",
    Ausgabe=Ausgabe,
)
table_add(plasma_reaction_part_out,plasma_reaction_part_in["Index"]+1)
table_add(power_plamacracking,plasma_reaction_part_out["Index"]+1,is_power=True)

# Mischung plasma out und H2O_WGS
WGS_in=Mischkammer_isobar(
    gas_list=[
        plasma_reaction_part_out,
        waterfeed_WGS,
    ],
    new_name="WGS_in"
)
table_add(WGS_in,power_plamacracking["Index"]+1)

#WGS
WGS_out,Q_WGS=WGS(
    gas=WGS_in,
    new_name="WGS_out",
    Ausgabe=Ausgabe,

```

```

)
table_add(WGS_out,WGS_in["Index"]+1)
table_add(Q_WGS,WGS_out["Index"]+1,is_power=True)

# Mischung WGS_out mit plasma_nonreaction
plasma_out=Mischkammer_isobar(
    gas_list=[
        plasma_nonreaction_part,
        WGS_out,
    ],
    new_name="plasma_out"
)
table_add(plasma_out,Q_WGS["Index"]+1)

# Cool Plasma Out
kond_in,Q_cool_plasma_out=transfer_heat(
    gas=plasma_out,
    Solltemperatur=kond_in_Solltemperatur,
    new_name="kond_in"
)
table_add(kond_in,plasma_out["Index"]+1)
table_add(Q_cool_plasma_out,kond_in["Index"]+1,is_power=True)

# Kondensator
kondensat_plasma_kond_out,plasmalized_gas=seperator(
    gas=kond_in,
    gas_out1_list=["H2O"],
    new_name1="kondensat_plasma_kond_out",
    new_name2="plasmalized_gas"
)
table_add(kondensat_plasma_kond_out,Q_cool_plasma_out["Index"]+1)
table_add(plasmalized_gas,kondensat_plasma_kond_out["Index"]+1)

# H2-Membran Trennung
H2_out_Syngas,H2_free_plasmalized_gas=seperator(
    gas=plasmalized_gas,
    gas_out1_list=["H2"],
    new_name1="H2_out_Syngas",
    new_name2="H2_free_plasmalized_gas"
)
table_add(H2_out_Syngas,plasmalized_gas["Index"]+1)
table_add(H2_free_plasmalized_gas,H2_out_Syngas["Index"]+1)

# CO-Membran Trennung
CO_Syngas,plasma_recycle=seperator(
    gas=H2_free_plasmalized_gas,
    gas_out1_list=["CO"],
    new_name1="CO_Syngas",
    new_name2="plasma_recycle"
)
table_add(CO_Syngas,H2_free_plasmalized_gas["Index"]+1)
table_add(plasma_recycle,CO_Syngas["Index"]+1)

#CO2 Out
CO2_out,plasma_recycle_mix_in=CO2_out_calculation(
    WGS_out=WGS_out,
    plasma_rec=plasma_recycle,
    new_name1="CO2_out",

```

```
        new_name2="plasma_recycle_mix_in",
        Ausgabe=Ausgabe,
    )
    table_add(CO2_out,plasma_recycle["Index"]+1)
    table_add(plasma_recycle_mix_in,CO2_out["Index"]+1)

    # Gasteilung nach H2 damit H2/CO ratio stimmt
    delta=H2_out_Syngas["Stoffstrom"]-H2_CO_ratio*CO_Syngas["Stoffstrom"]
    if(delta>1/1000):
        split_ratio=CO_Syngas["Stoffstrom"]*H2_CO_ratio/H2_out_Syngas["Stoffstrom"]
    else:
        if(abs(delta)<0.5/100):
            split_ratio=1 #Rundungsfehler, damit soll alles verwendet werden
        else:
            print(f'Fehler in den Berechnungen von H2_Split! delta = {delta}!
H2_out_Syngas<<H2_CO_ratio*CO_Syngas["Stoffstrom"] in Loop{t+1}/{len(t_sim)}')

    H2_Syngas,H2_out=valve(
        gas=H2_out_Syngas,
        split_ratio=split_ratio,
        new_name1="H2_Syngas",
        new_name2="H2_out"
    )
    table_add(H2_Syngas,plasma_recycle_mix_in["Index"]+1)
    table_add(H2_out,H2_Syngas["Index"]+1)

    #FTS-Beginn
    #Mix CO and H2 to syngas
    syngas=Mischkammer_isobar(
        gas_list=[CO_Syngas,H2_Syngas],
        new_name="syngas"
    )
    table_add(syngas,H2_out["Index"]+1)

    #compress syngas
    syngas_comp,P_t_syngas_comp=Verdichter_isentrop(
        gas=syngas,
        Solldruck=FTS_Solldruck,
        new_name="syngas_comp",
    )
    table_add(syngas_comp,syngas["Index"]+1)
    table_add(P_t_syngas_comp,syngas_comp["Index"]+1,is_power=True)

    # Heat syngas_comp
    FTS_in,Q_heat_FTS_in=transfer_heat(
        gas=syngas_comp,
        Solltemperatur=FTS_Solltemperatur,
        new_name="FTS_in"
    )
    table_add(FTS_in,P_t_syngas_comp["Index"]+1)
    table_add(Q_heat_FTS_in,FTS_in["Index"]+1,is_power=True)

    #FTS
    FTS_out,power_FTS=FTS(
        gas=FTS_in,
        H2_CO_ratio=H2_CO_ratio,
        new_name="FTS_out",
        alpha=FTS_alpha,
```

```

    Produktverteilungsdiagramm=False,
    FTS_CO_Umsetzrate=FTS_CO_Umsetzrate,
    Reaktionsenthalpie_FTS=-158,#kJ/mol
)
table_add(FTS_out,Q_heat_FTS_in["Index"]+1)
table_add(power_FTS,FTS_out["Index"]+1,is_power=True)

# isenthalpe Drossel
FTS_out_p_low=throttle(
    gas=FTS_out,
    Solldruck=plasma_in_Solldruck,
    new_name="FTS_out_p_low"
)
table_add(FTS_out_p_low,power_FTS["Index"]+1)

# Cool for FT_Wax
FTS_wax_sep_in,Q_cool_FTS_out_p_low=transfer_heat(
    gas=FTS_out_p_low,
    Solltemperatur=FT_wax_Kondensation_T,
    new_name="FTS_wax_sep_in"
)
table_add(FTS_wax_sep_in,FTS_out_p_low["Index"]+1)
table_add(Q_cool_FTS_out_p_low,FTS_wax_sep_in["Index"]+1,is_power=True)

# Seperate FT_Wax
FTS_wax,FTS_out_liquids=seperator(
    gas=FTS_wax_sep_in,
    gas_out1_list=["C20+"],
    new_name1="FTS_wax",
    new_name2="FTS_out_liquids"
)
table_add(FTS_wax,Q_cool_FTS_out_p_low["Index"]+1)
table_add(FTS_out_liquids,FTS_wax["Index"]+1)

# Cool for FT_liquids
FTS_liquids_sep_in,Q_cool_FTS_out_liquids=transfer_heat(
    gas=FTS_out_liquids,
    Solltemperatur=FT_liquids_Kondensation_T,
    new_name="FTS_liquids_sep_in"
)
table_add(FTS_liquids_sep_in,FTS_out_liquids["Index"]+1)
table_add(Q_cool_FTS_out_liquids,FTS_liquids_sep_in["Index"]+1,is_power=True)

# Seperate FT_liquids
FTS_liquids,FTS_recycle=seperator(
    gas=FTS_liquids_sep_in,
    gas_out1_list=["C5","C6","C7-19","H2O"],
    new_name1="FTS_liquids",
    new_name2="FTS_recycle"
)
table_add(FTS_liquids,Q_cool_FTS_out_liquids["Index"]+1)
table_add(FTS_recycle,FTS_liquids["Index"]+1)

# Regulierung-----Begin-----
waterfeed_st,waterfeed_WGS=regulation(
    gas_list=[
        biogas,
        plasma_recycle_mix_in,

```

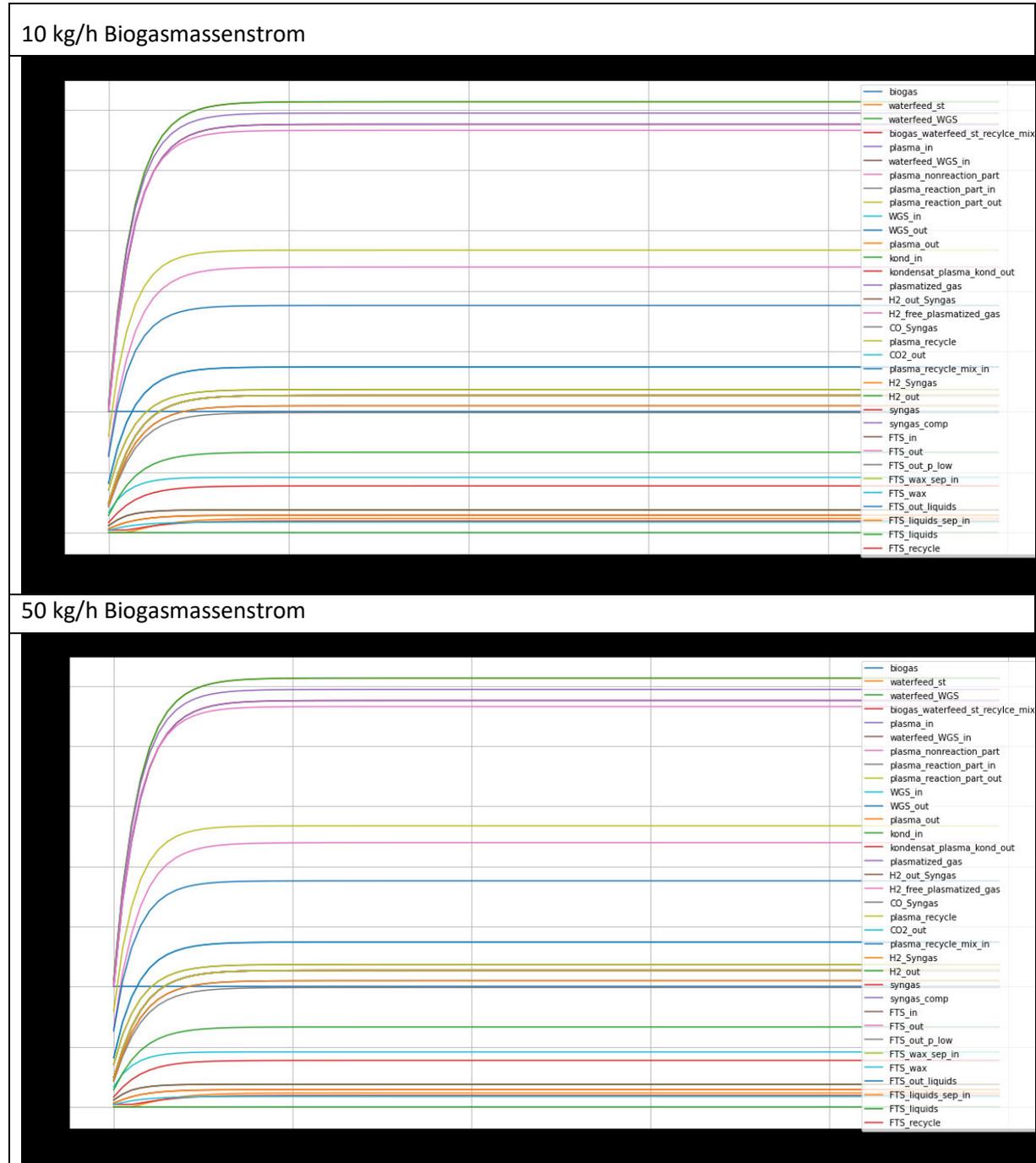
```
        FTS_recycle,
    ],
    gasflowrate=plasma_gasflowrate,
    Ausgabe=Ausgabe,
    H2_CO_ratio=H2_CO_ratio,
)
# Regulierung-----Ende-----

    all_values,all_values2=data_logging(t)

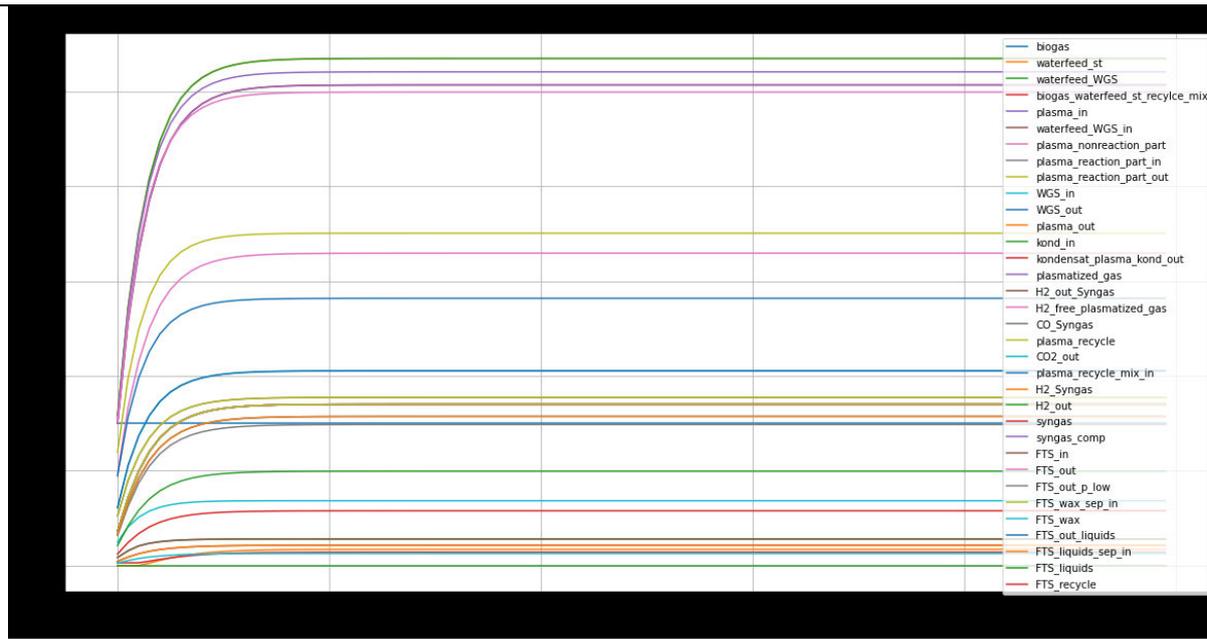
return table_show(plot_datapoint=plot_datapoint)
```

Anlage 05 Modellergebnisse Variation des Biogasmassenstroms

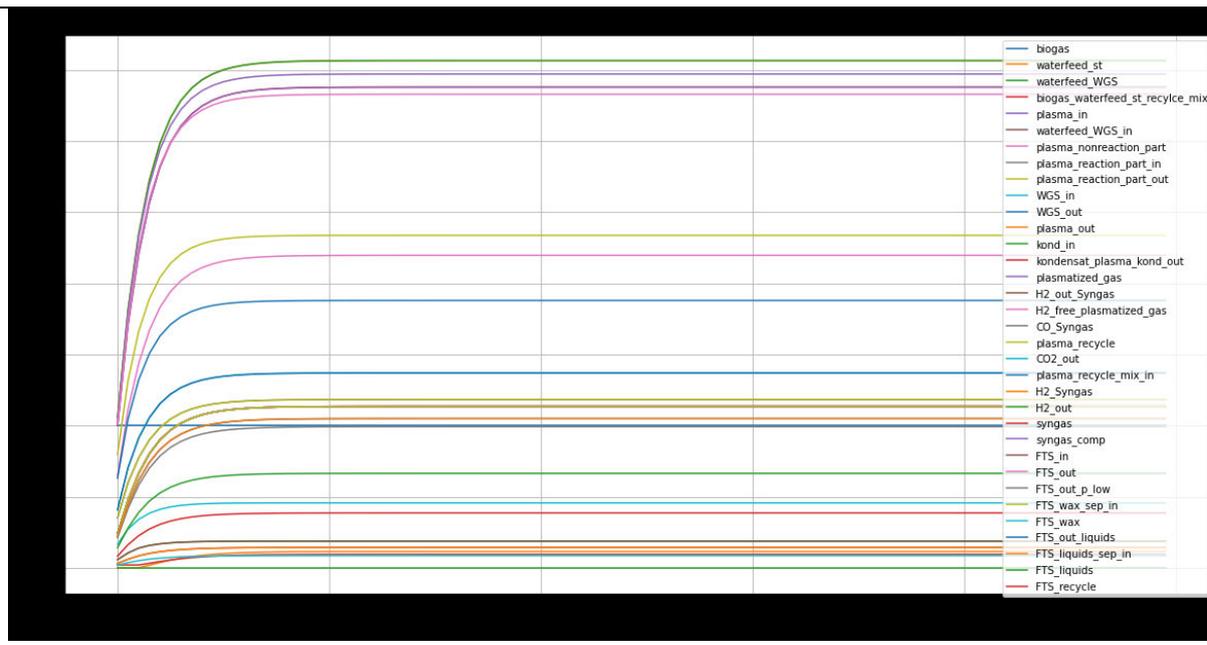
Verlaufsdiagramme aller Zustände - Massenstrom



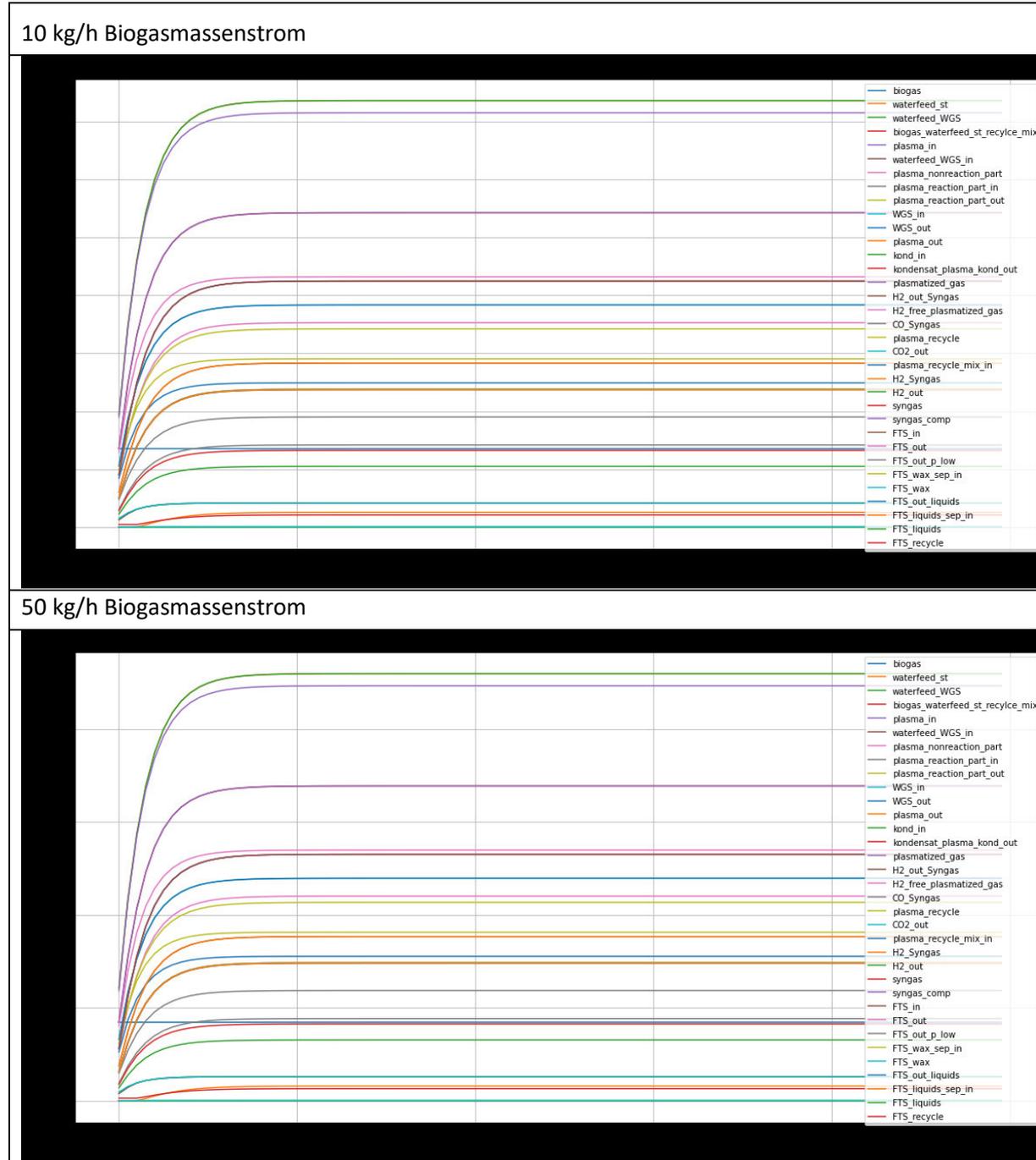
150 kg/h Biogasmassenstrom



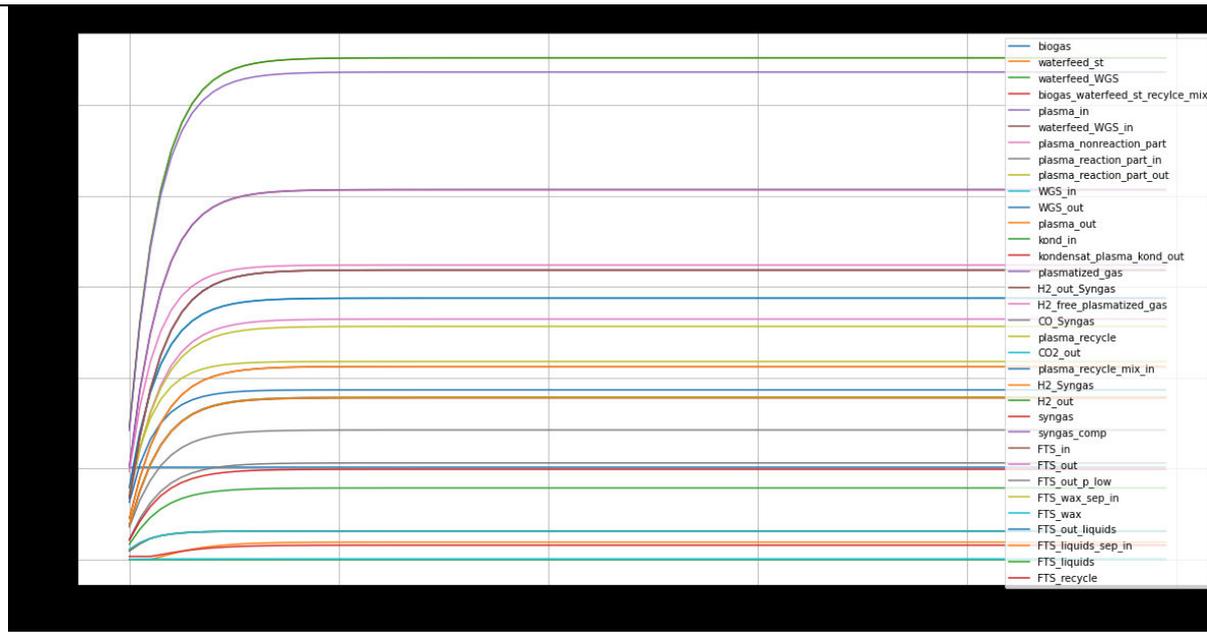
200 kg/h Biogasmassenstrom



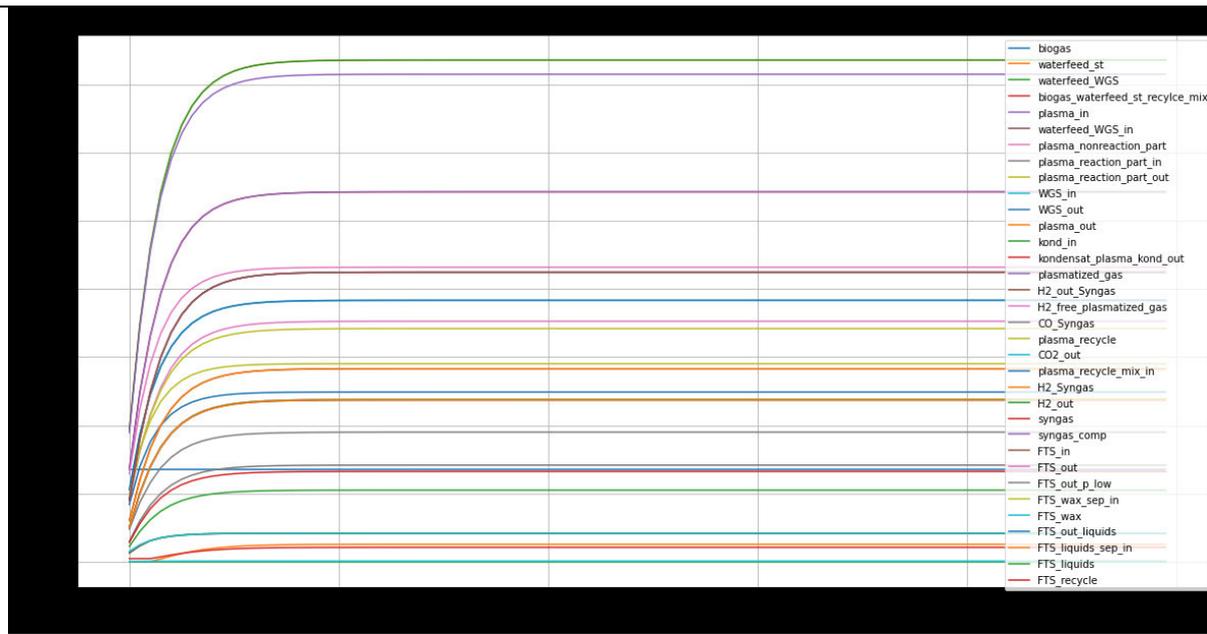
Verlaufsdiagramme aller Zustände - Stoffstrom



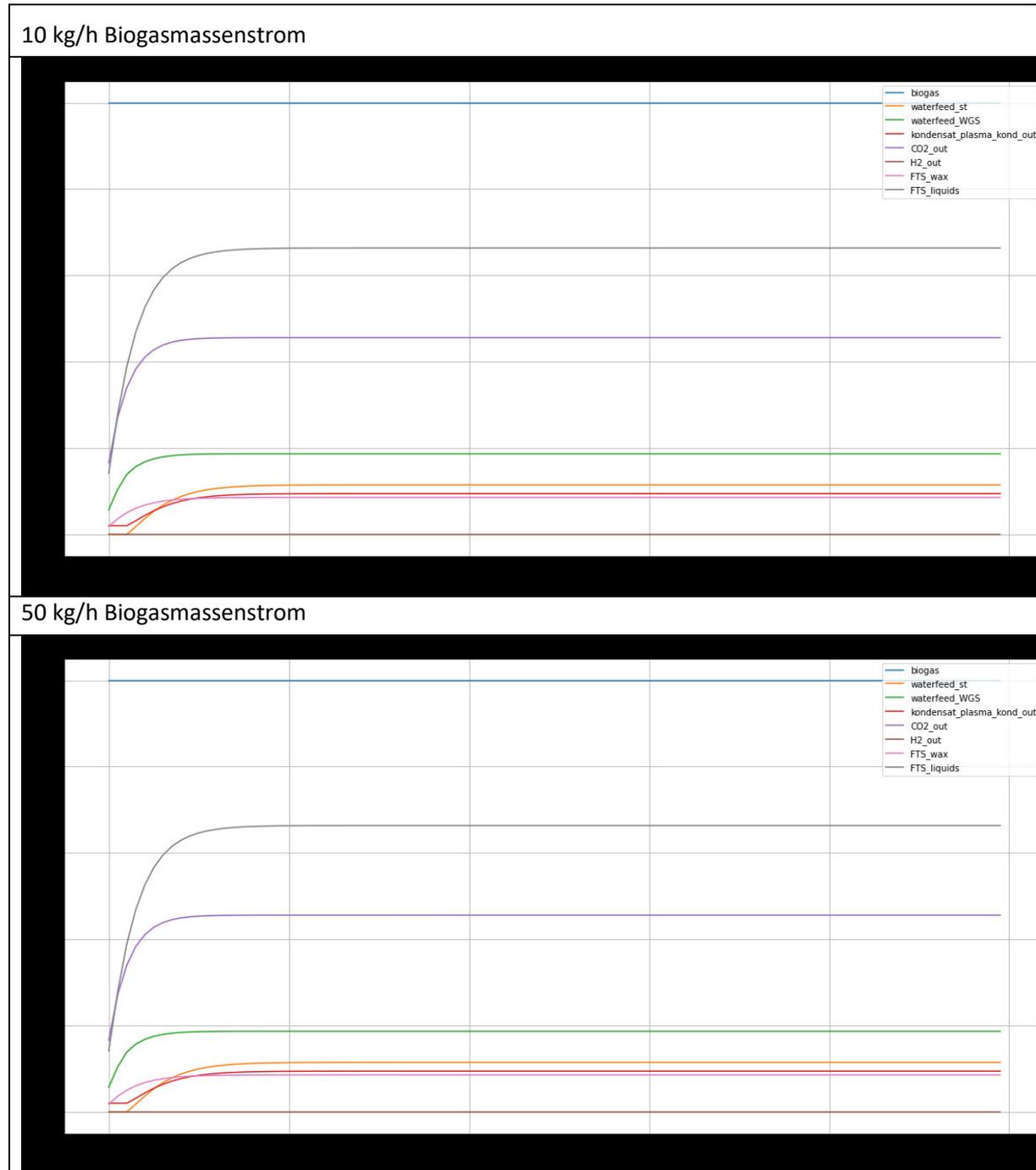
150 kg/h Biogasmassenstrom



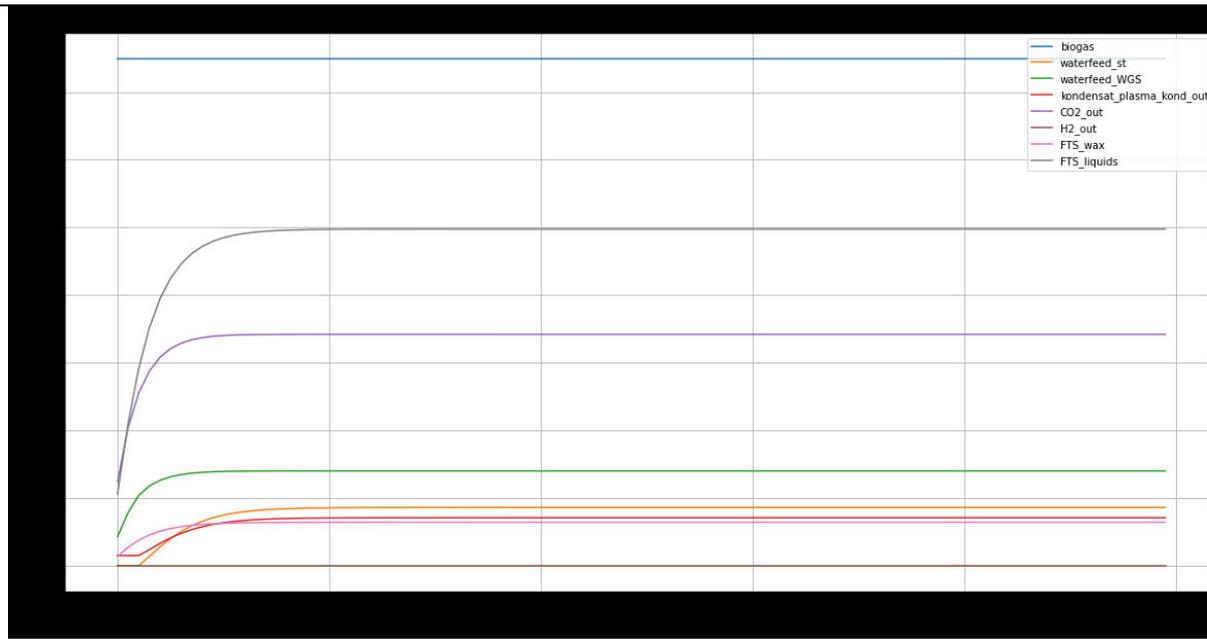
200 kg/h Biogasmassenstrom



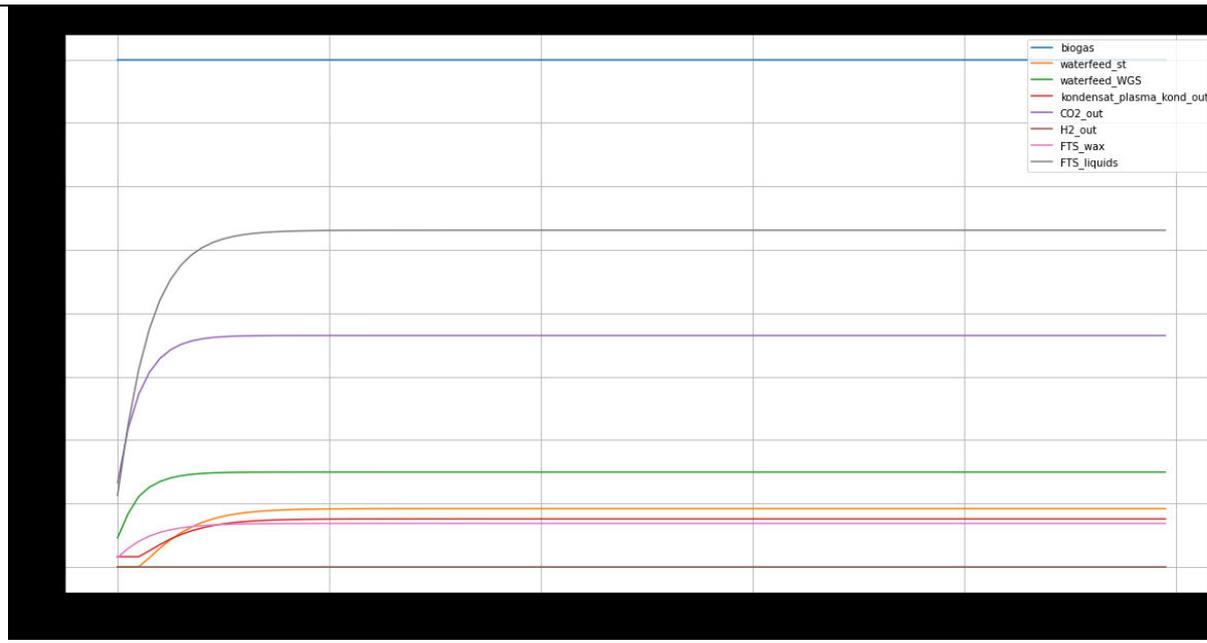
Verlaufdiagramme Inputs-Outputs - Massenstrom



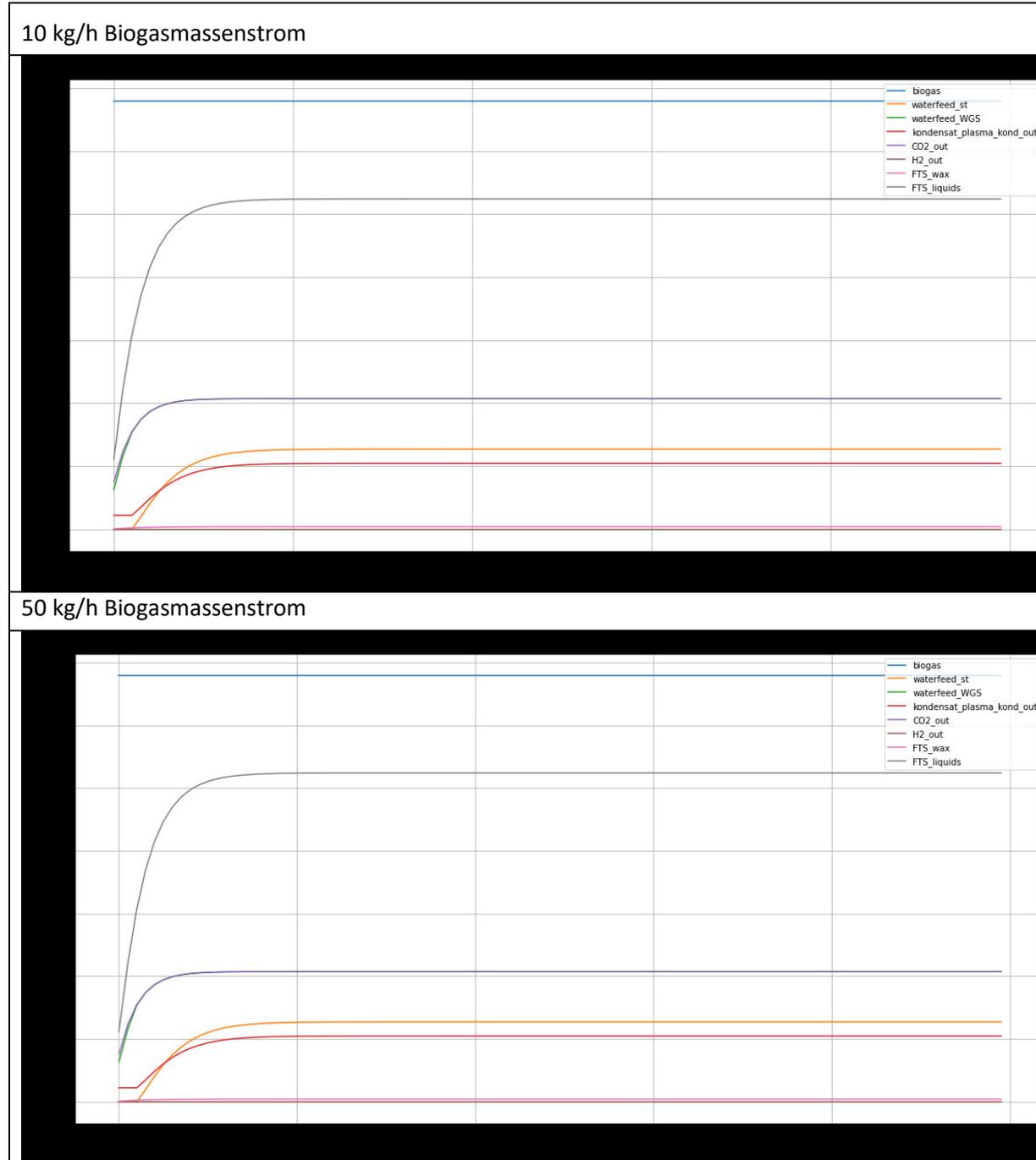
150 kg/h Biogasmassenstrom



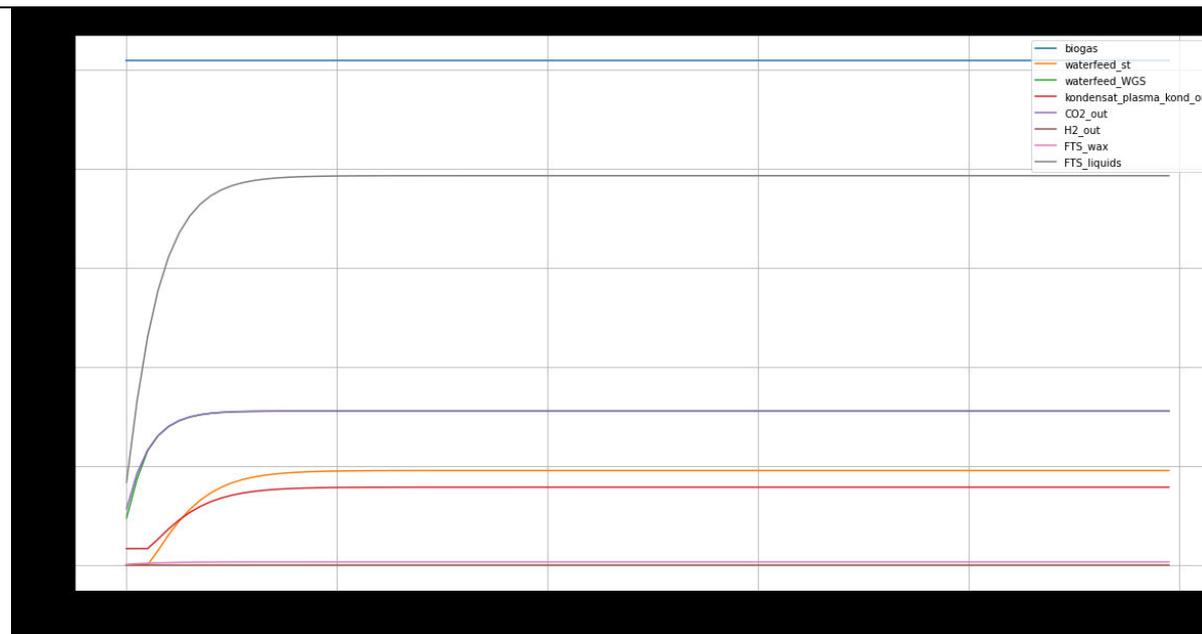
200 kg/h Biogasmassenstrom



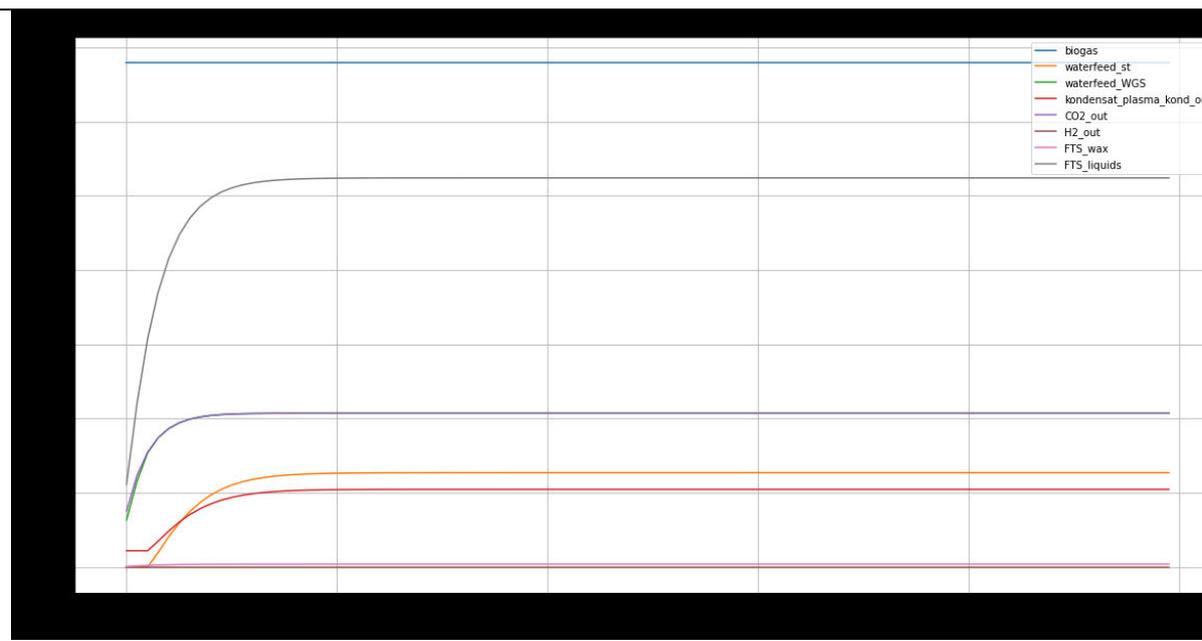
Verlaufdiagramme Inputs-Outputs - Stoffstrom



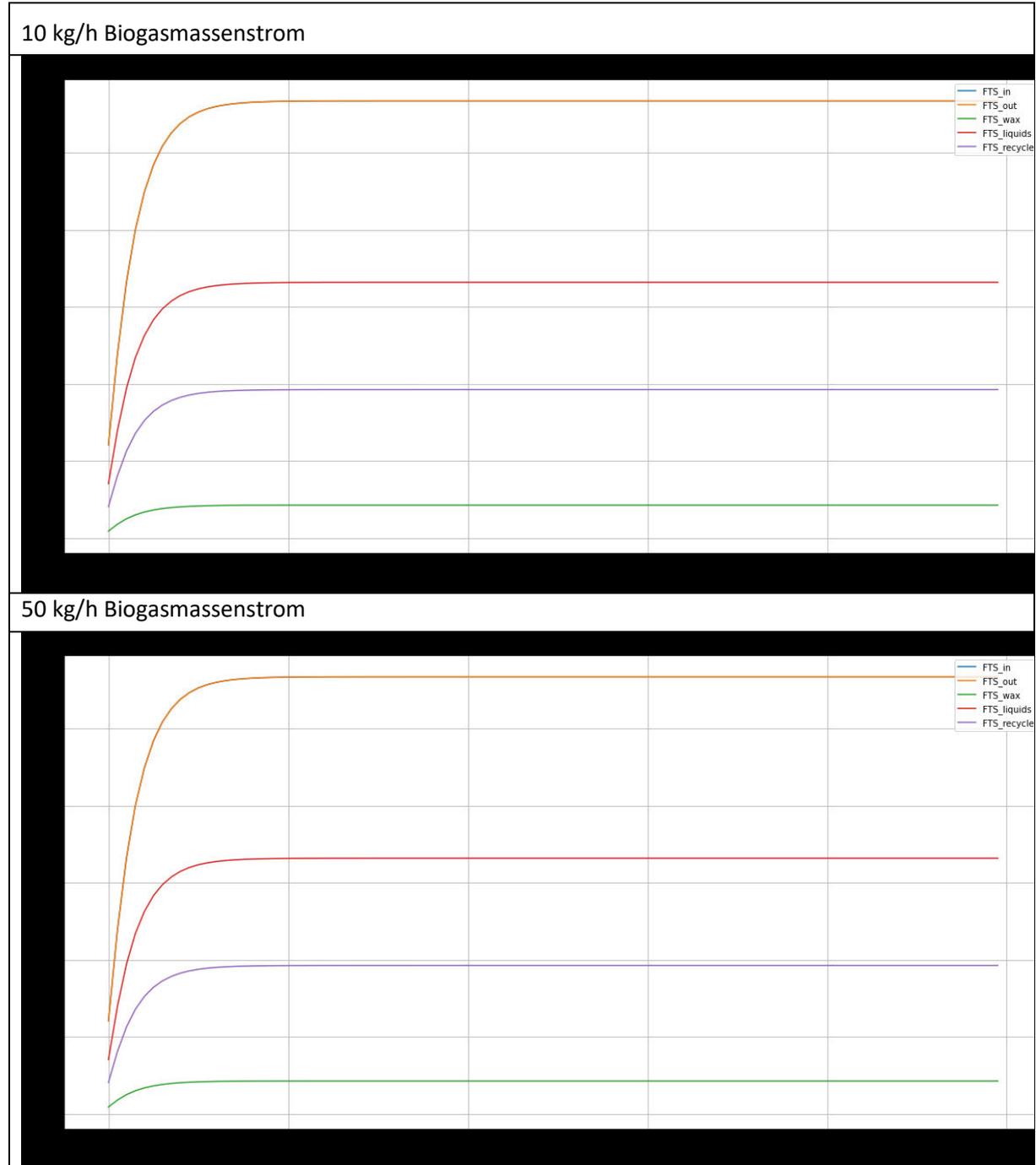
150 kg/h Biogasmassenstrom



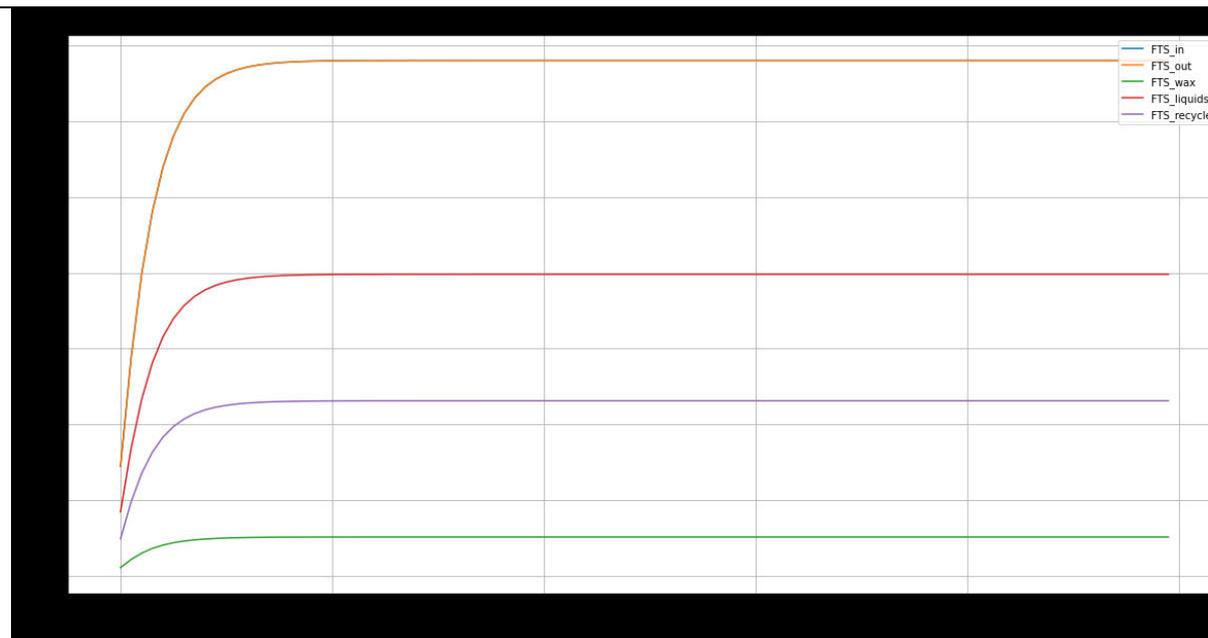
200 kg/h Biogasmassenstrom



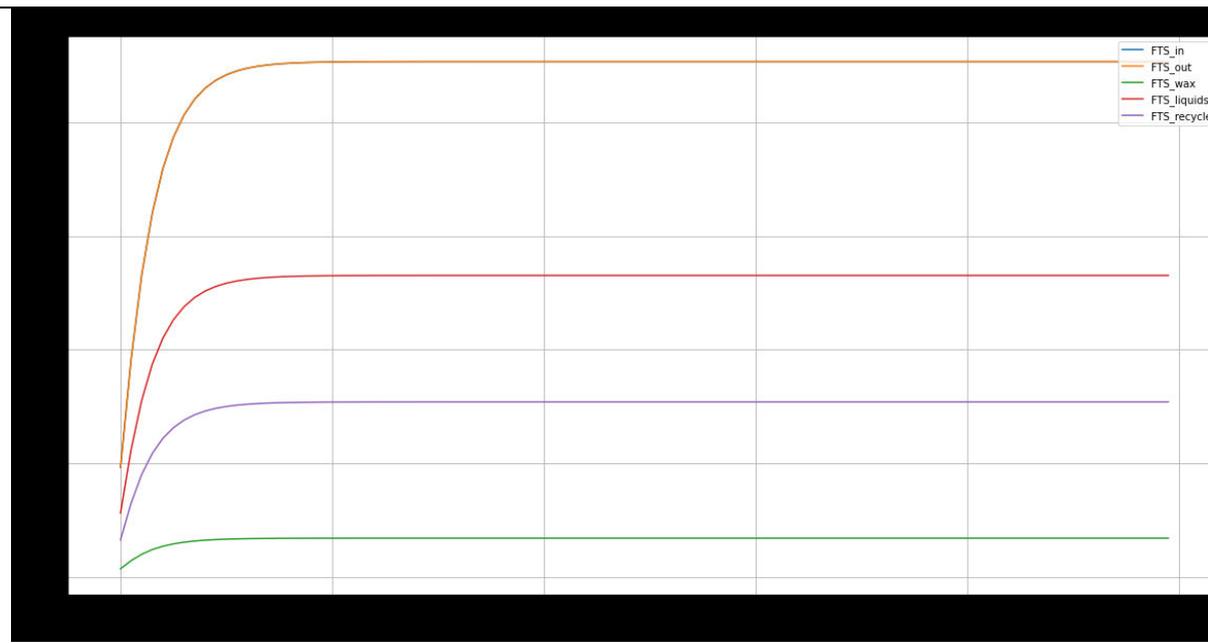
Verlaufdiagramme FTS - Massenstrom



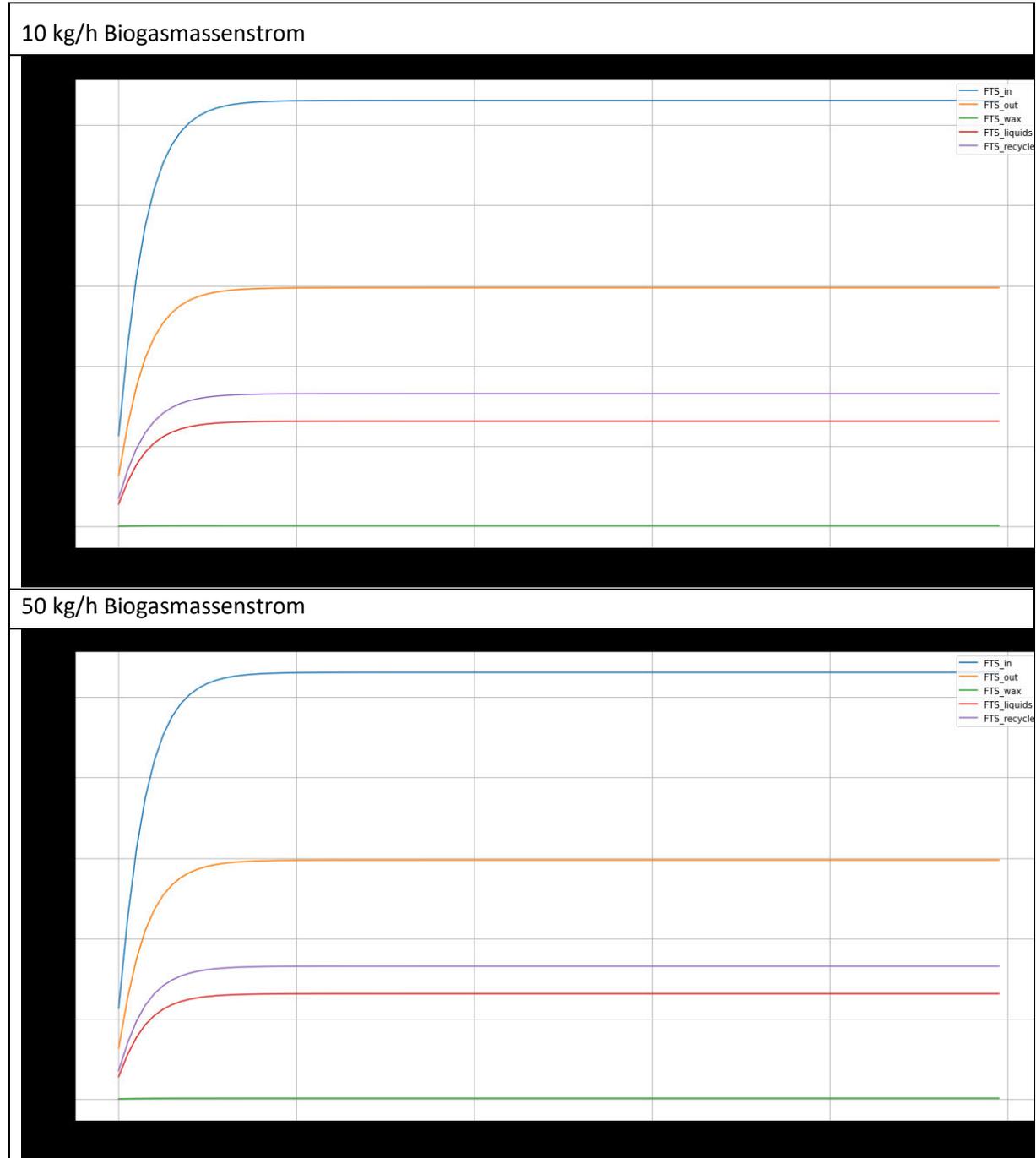
150 kg/h Biogasmassenstrom



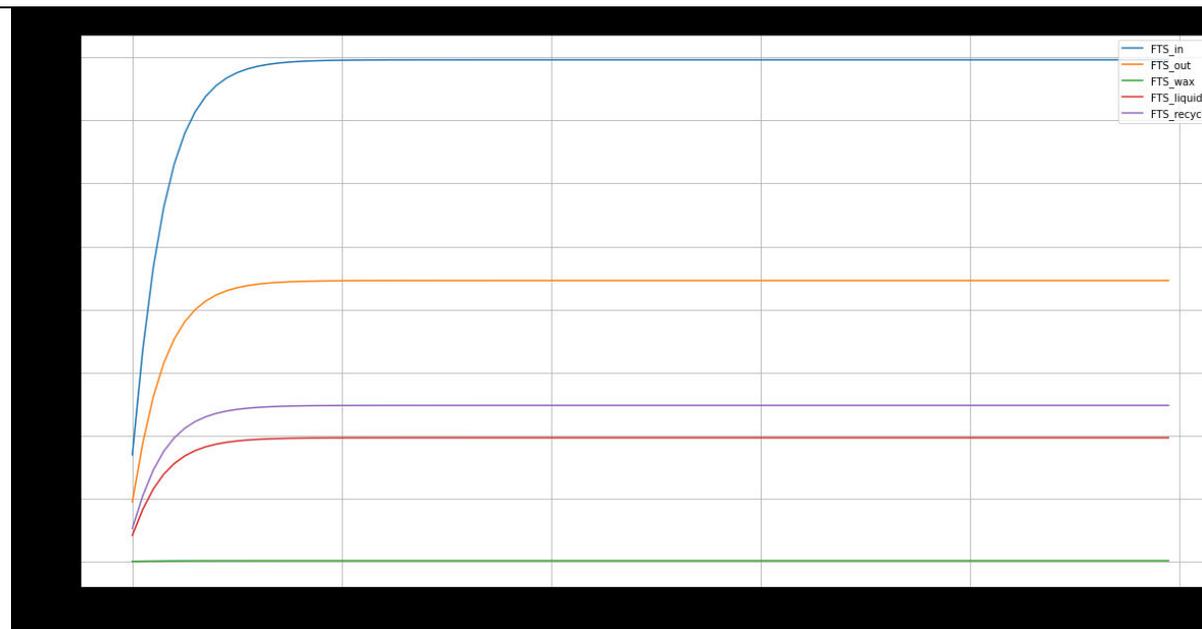
200 kg/h Biogasmassenstrom



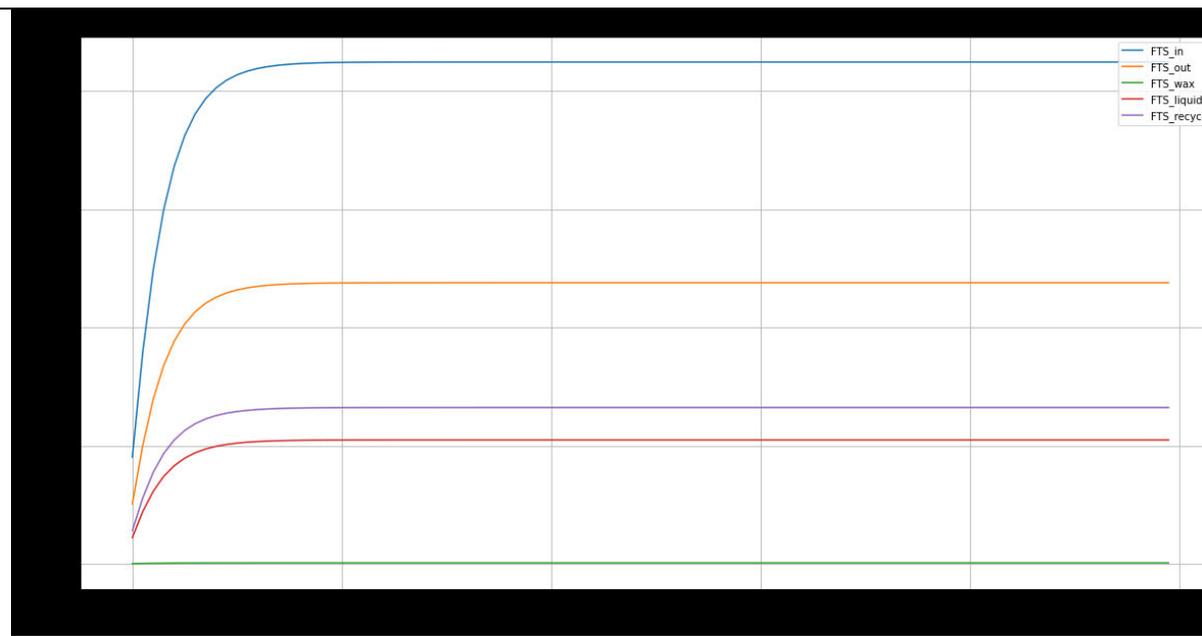
Verlaufdiagramme FTS - Stoffstrom



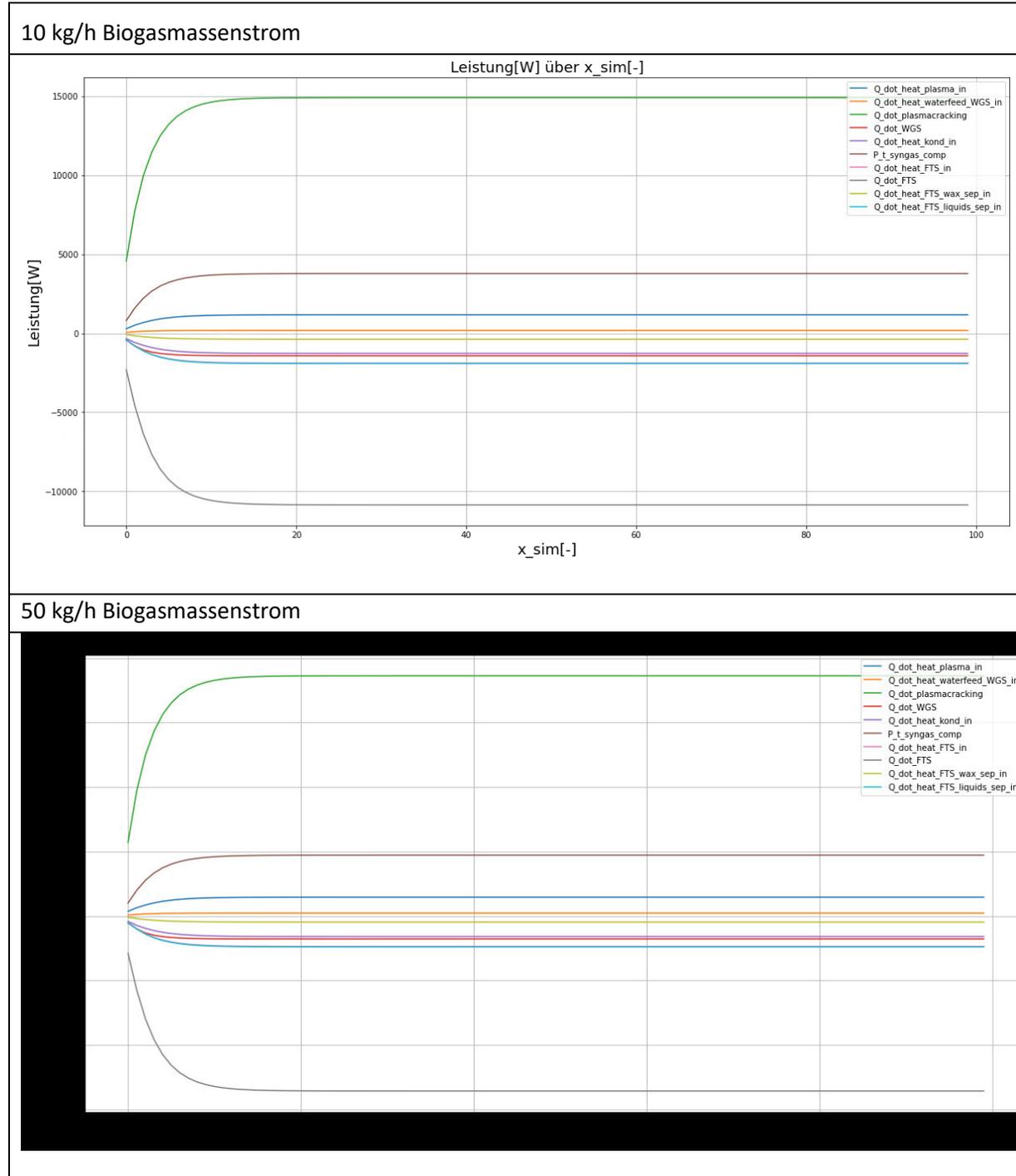
150 kg/h Biogasmassenstrom



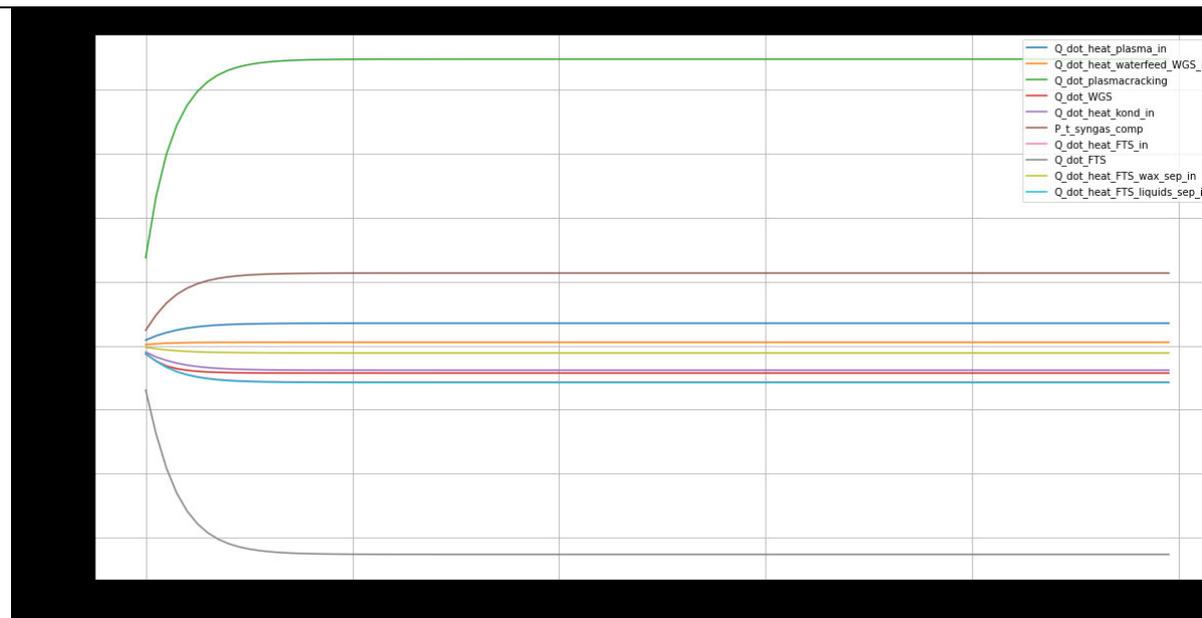
200 kg/h Biogasmassenstrom



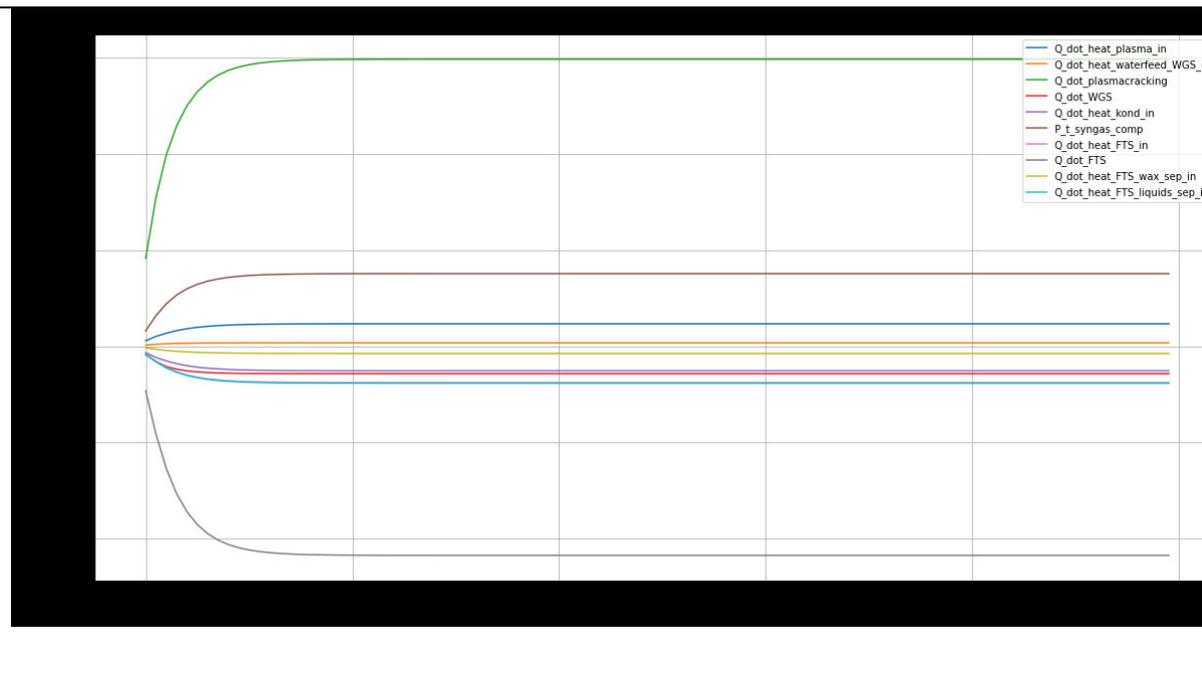
Verlaufsdiagramm aller Leistungen



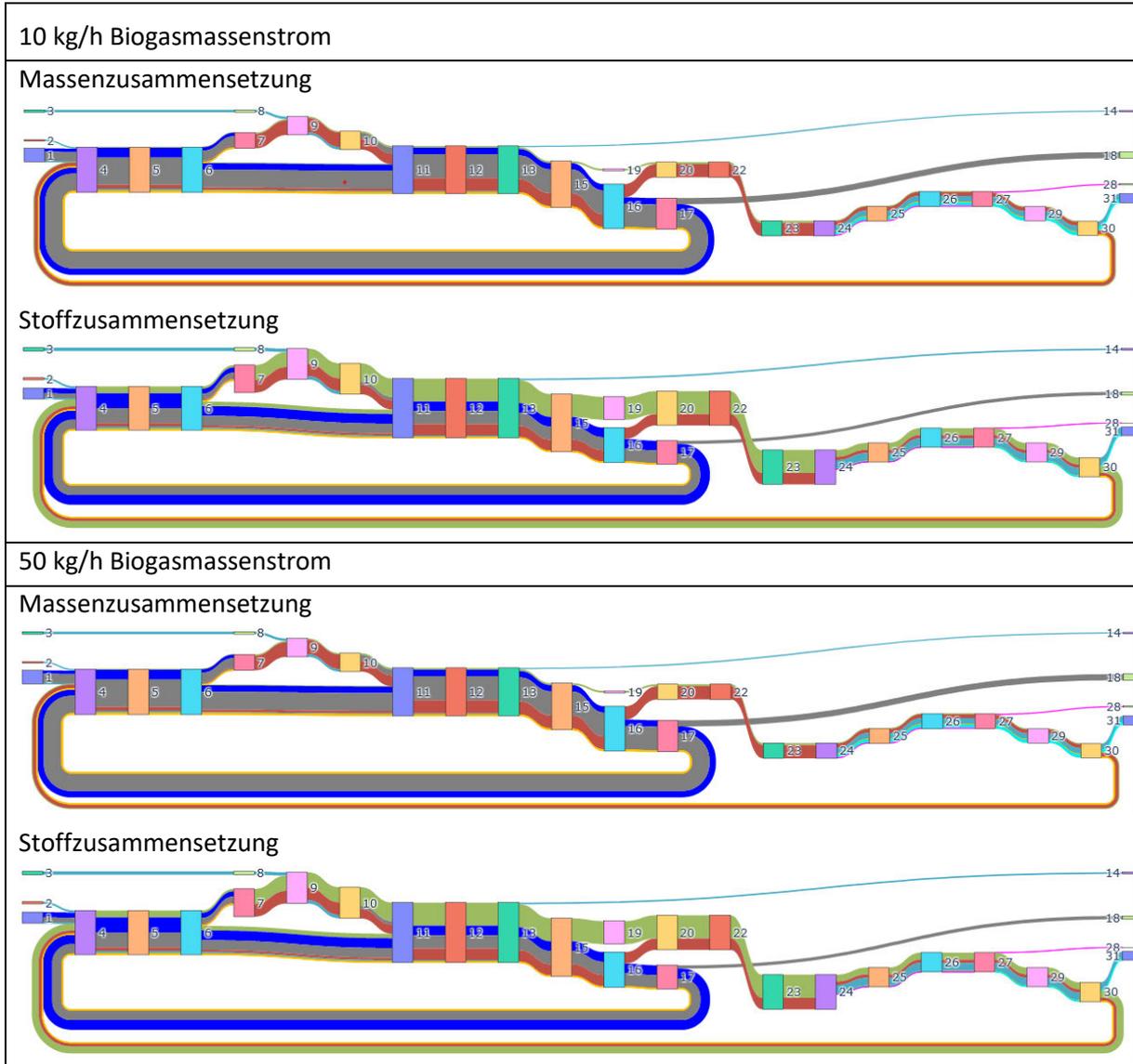
150 kg/h Biogasmassenstrom



200 kg/h Biogasmassenstrom

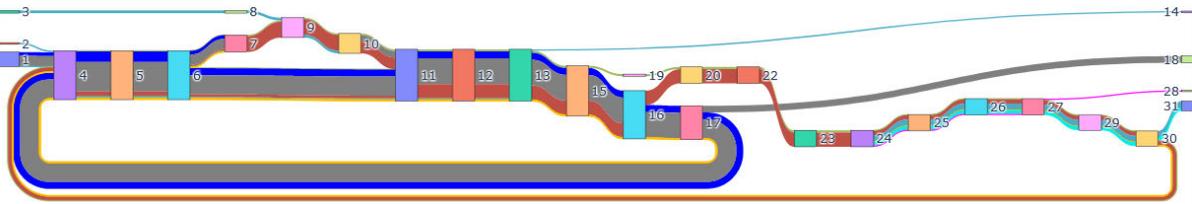


Sankey-Diagramm aller Anlagen-Komponenten

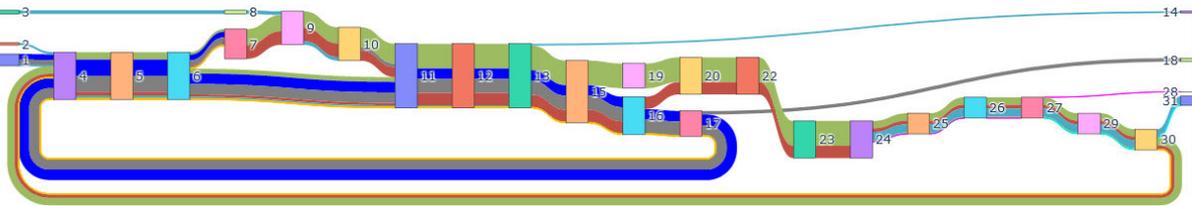


150 kg/h Biogasmassenstrom

Massenzusammensetzung

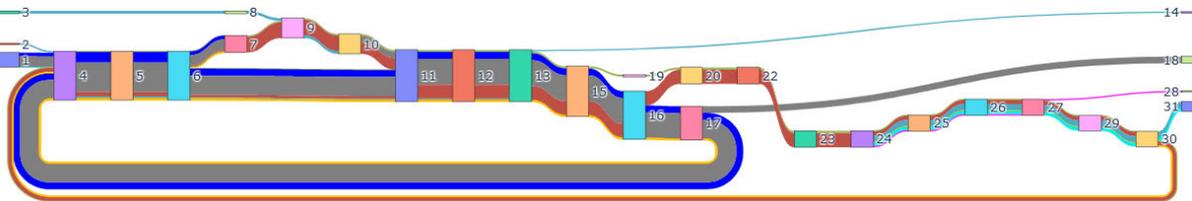


Stoffzusammensetzung

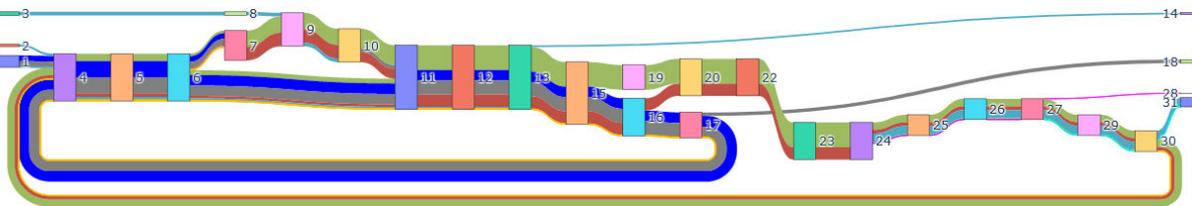


200 kg/h Biogasmassenstrom

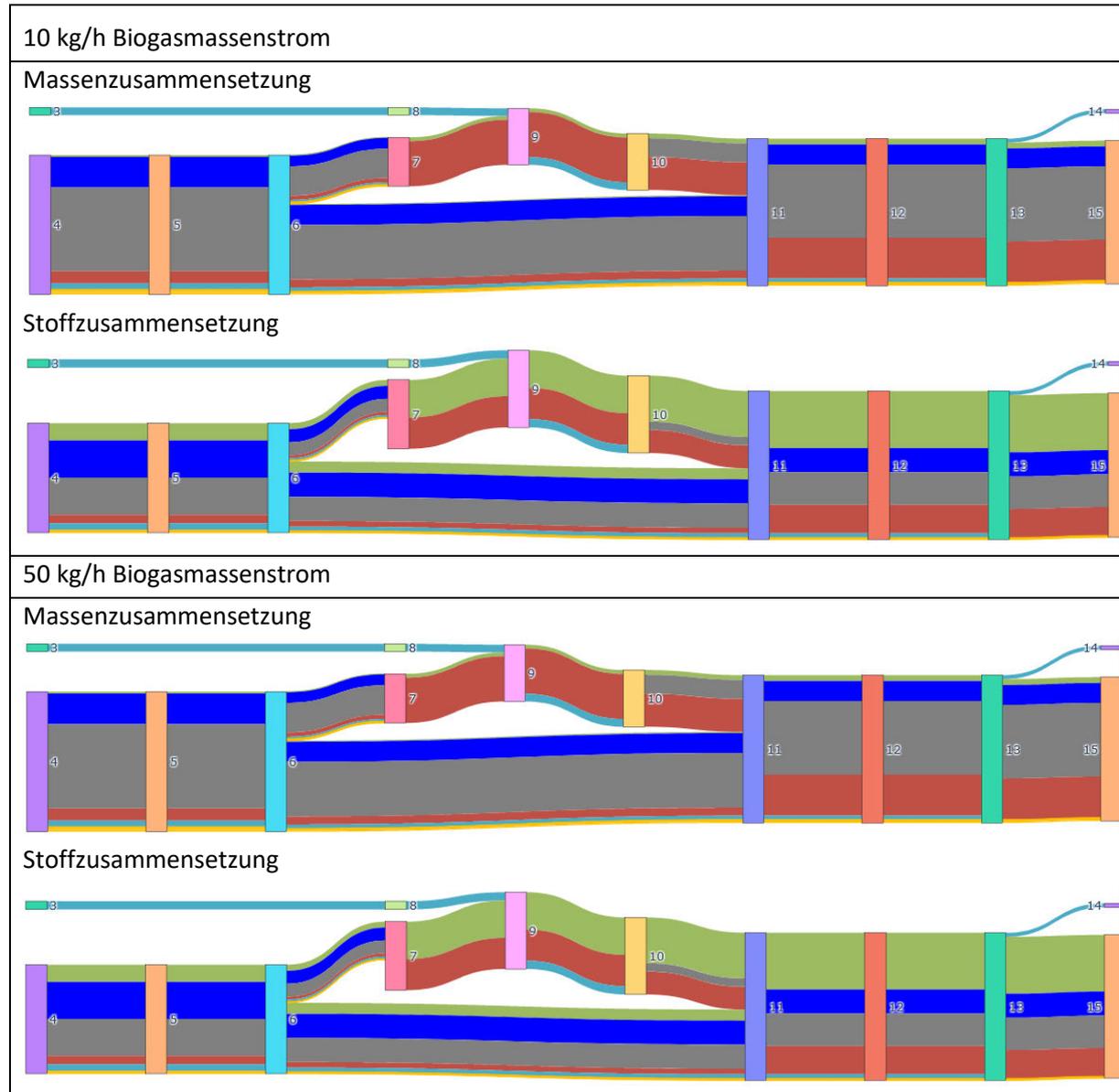
Massenzusammensetzung



Stoffzusammensetzung

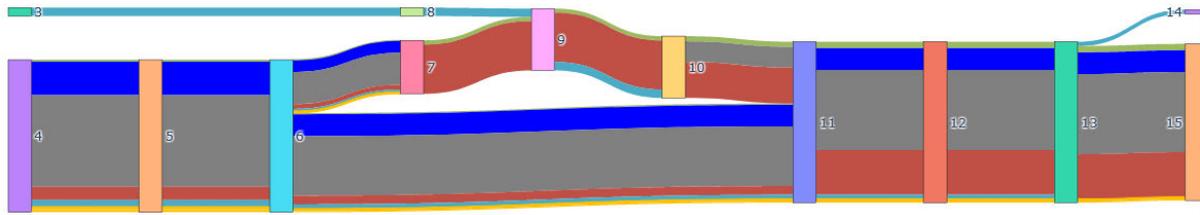


Sankey-Diagramm der Plasmalyse-Komponenten

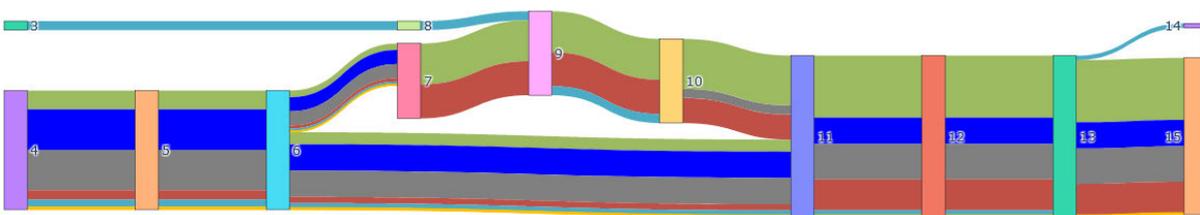


150 kg/h Biogasmassenstrom

Massenzusammensetzung

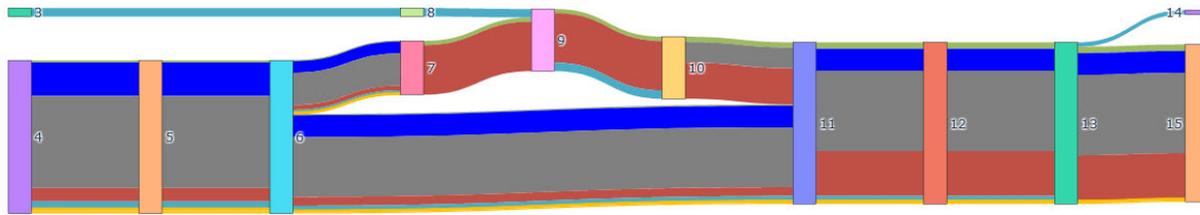


Stoffzusammensetzung

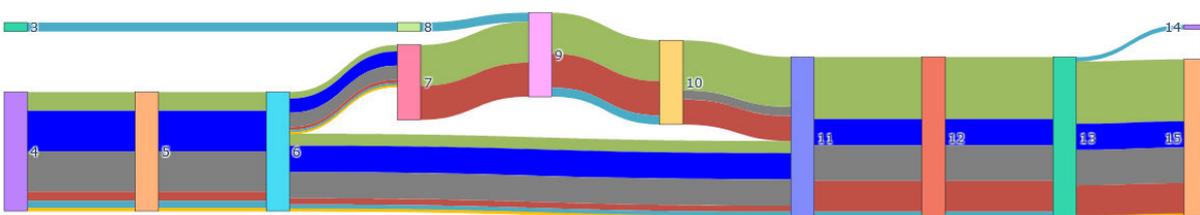


200 kg/h Biogasmassenstrom

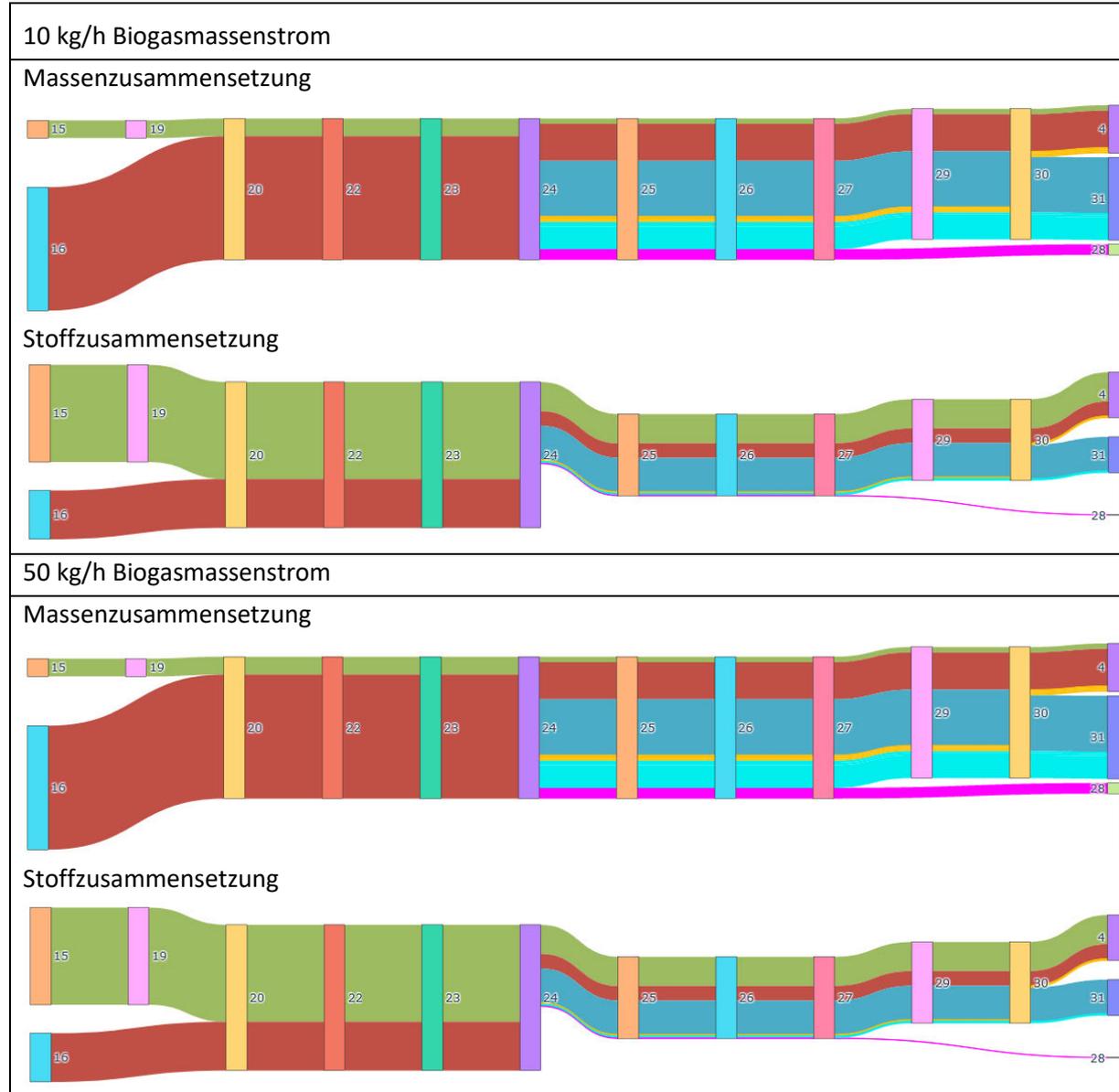
Massenzusammensetzung



Stoffzusammensetzung

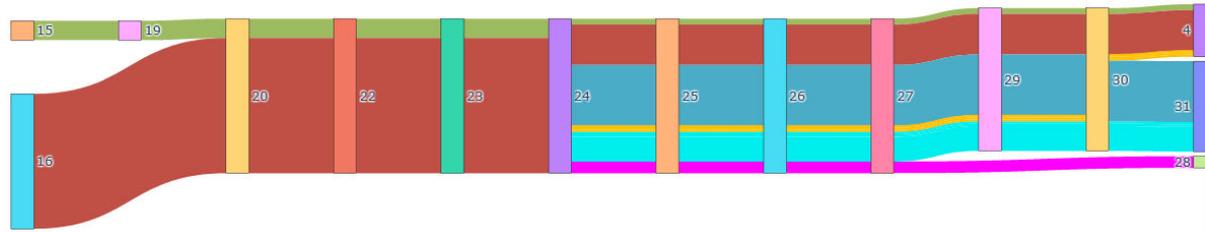


Sankey-Diagramm der Fischer-Tropsch-Komponenten

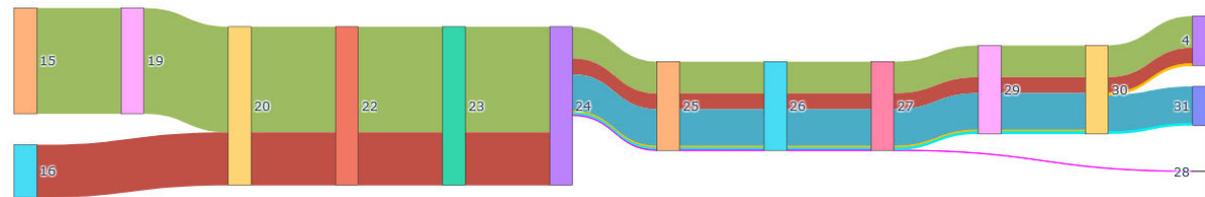


150 kg/h Biogasmassenstrom

Massenzusammensetzung

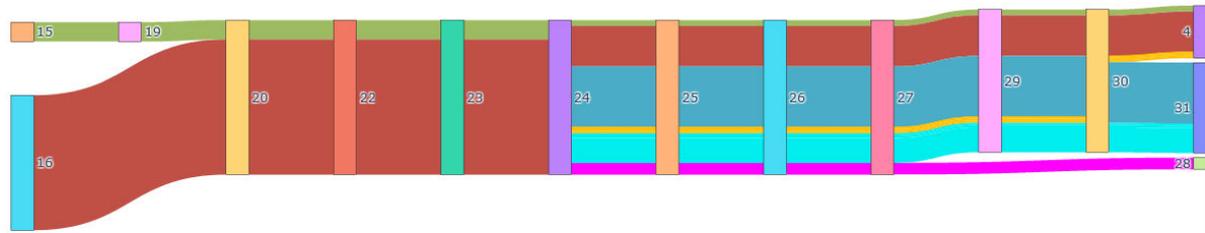


Stoffzusammensetzung

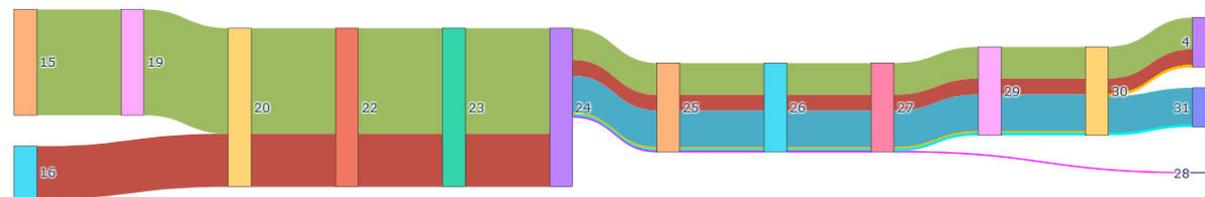


200 kg/h Biogasmassenstrom

Massenzusammensetzung



Stoffzusammensetzung



Gesamtleistungsbedarfe

10 kg/h Biogasmassenstrom

Leistungbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	1166,5	1,2	5,8
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	173,7	0,2	0,9
Q_dot_plasmacracking	14910,6	14,9	74,5
Q_dot_WGS	-1421,0	-1,4	-
Q_dot_heat_kond_in	-1274,7	-1,3	-
P_t_syngas_comp	3775,1	3,8	18,9
Q_dot_heat_FTS_in	-1889,8	-1,9	-
Q_dot_FTS	-10875,3	-10,9	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-375,2	-0,4	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-1920,1	-1,9	-
P_t_Ges	20025,9	20,0	

50 kg/h Biogasmassenstrom

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	5832,3	5,8	5,8
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	868,5	0,9	0,9
Q_dot_plasmacracking	74553,1	74,6	74,5
Q_dot_WGS	-7105,2	-7,1	-
Q_dot_heat_kond_in	-6373,5	-6,4	-
P_t_syngas_comp	18875,6	18,9	18,9
Q_dot_heat_FTS_in	-9449,2	-9,4	-
Q_dot_FTS	-54303,7	-54,3	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-1876,1	-1,9	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-9600,3	-9,6	-
P_t_Ges	100129,5	100,1	

150 kg/h Biogasmassenstrom

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	17497,0	17,5	5,8
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	2605,5	2,6	0,9
Q_dot_plasmacracking	223659,4	223,7	74,5
Q_dot_WGS	-21315,6	-21,3	-
Q_dot_heat_kond_in	-19120,5	-19,1	-
P_t_syngas_comp	56626,8	56,6	18,9
Q_dot_heat_FTS_in	-28347,5	-28,3	-
Q_dot_FTS	-163129,9	-163,1	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-5628,4	-5,6	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-28800,8	-28,8	-
P_t_Ges	300388,6	300,4	

200 kg/h Biogasmassenstrom

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	23329,3	23,3	5,8
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	3474,0	3,5	0,9
Q_dot_plasmacracking	298212,5	298,2	74,5
Q_dot_WGS	-28420,7	-28,4	-
Q_dot_heat_kond_in	-25494,1	-25,5	-
P_t_syngas_comp	75502,3	75,5	18,9
Q_dot_heat_FTS_in	-37796,7	-37,8	-
Q_dot_FTS	-217506,5	-217,5	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-7504,6	-7,5	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-38401,0	-38,4	-
P_t_Ges	400518,1	400,5	

Zusammenfassungen

10 kg/h Biogasmassenstrom

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	10,000
H2O_st	1,145
H2O_WGS	1,866
H2O_in	3,011
FTS-Wachs	0,855
FTS-Liquids-trocken	2,171
C5+_out	3,026
H2O_FTS-Liquids	4,464
H2O_Kondensator_Plasmalyse	0,943
H2O_out	5,407
CO2_out	4,559
H2_out	0,000

50 kg/h Biogasmassenstrom

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	50,000
H2O_st	5,726
H2O_WGS	9,331
H2O_in	15,057
FTS-Wachs	4,277
FTS-Liquids-trocken	10,854
C5+_out	15,131
H2O_FTS-Liquids	22,320
H2O_Kondensator_Plasmalyse	4,717
H2O_out	27,037
CO2_out	22,794
H2_out	0,000

150 kg/h Biogasmassenstrom

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	150,000
H2O_st	17,179
H2O_WGS	27,993
H2O_in	45,172
FTS-Wachs	12,831
FTS-Liquids-trocken	32,562
C5+_out	45,393
H2O_FTS-Liquids	66,961
H2O_Kondensator_Plasmalyse	14,151
H2O_out	81,112
CO2_out	68,383
H2_out	0,000

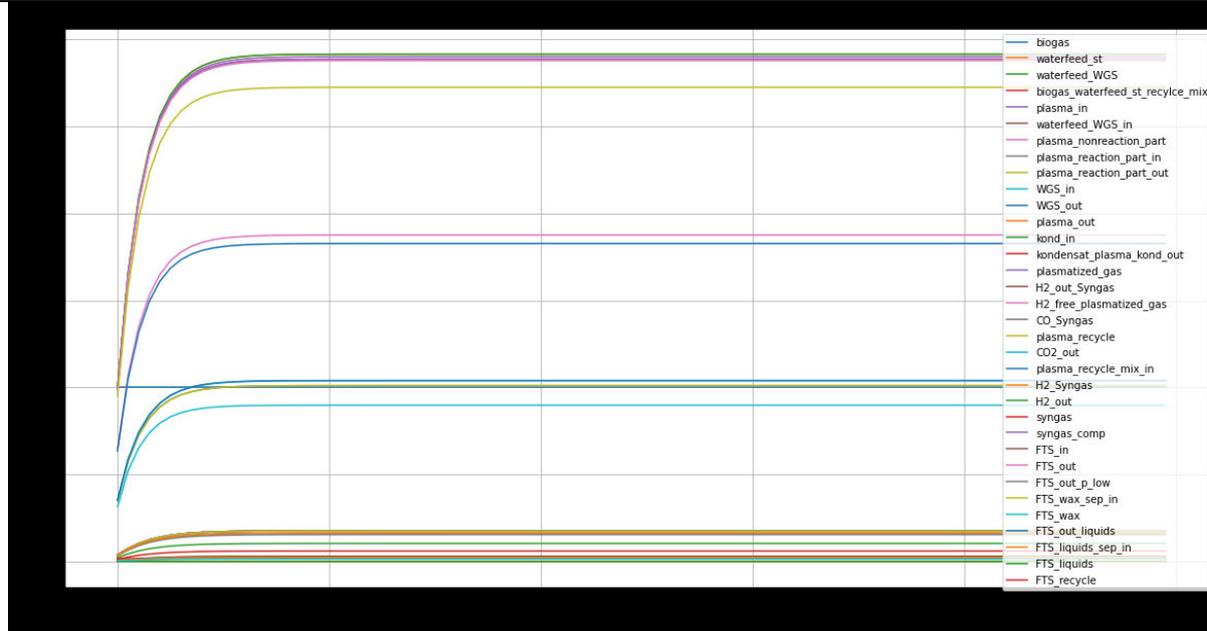
200 kg/h Biogasmassenstrom

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	200,000
H2O_st	22,905
H2O_WGS	37,324
H2O_in	60,229
FTS-Wachs	17,108
FTS-Liquids-trocken	43,416
C5+_out	60,524
H2O_FTS-Liquids	89,281
H2O_Kondensator_Plasmalyse	18,868
H2O_out	108,149
CO2_out	91,178
H2_out	0,000

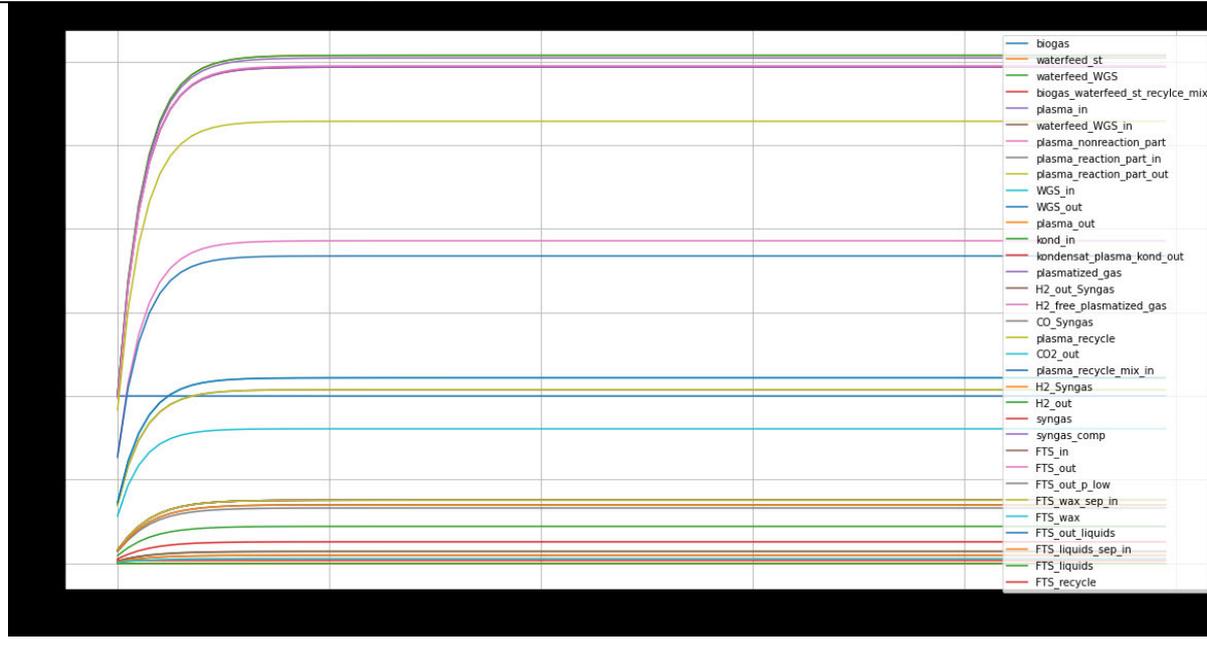
Anlage 06 Modellergebnisse Variation Methananteils am Biogas

Verlaufsdiagramme aller Zustände – Massenstrom

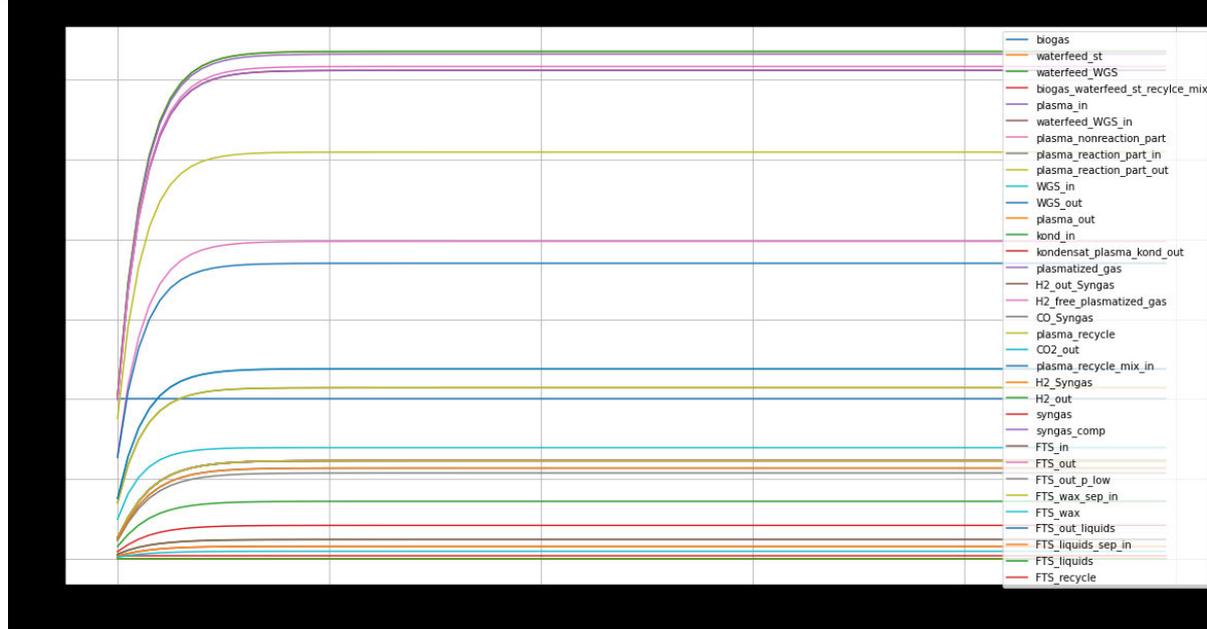
10 Vol% Methananteil am Biogas



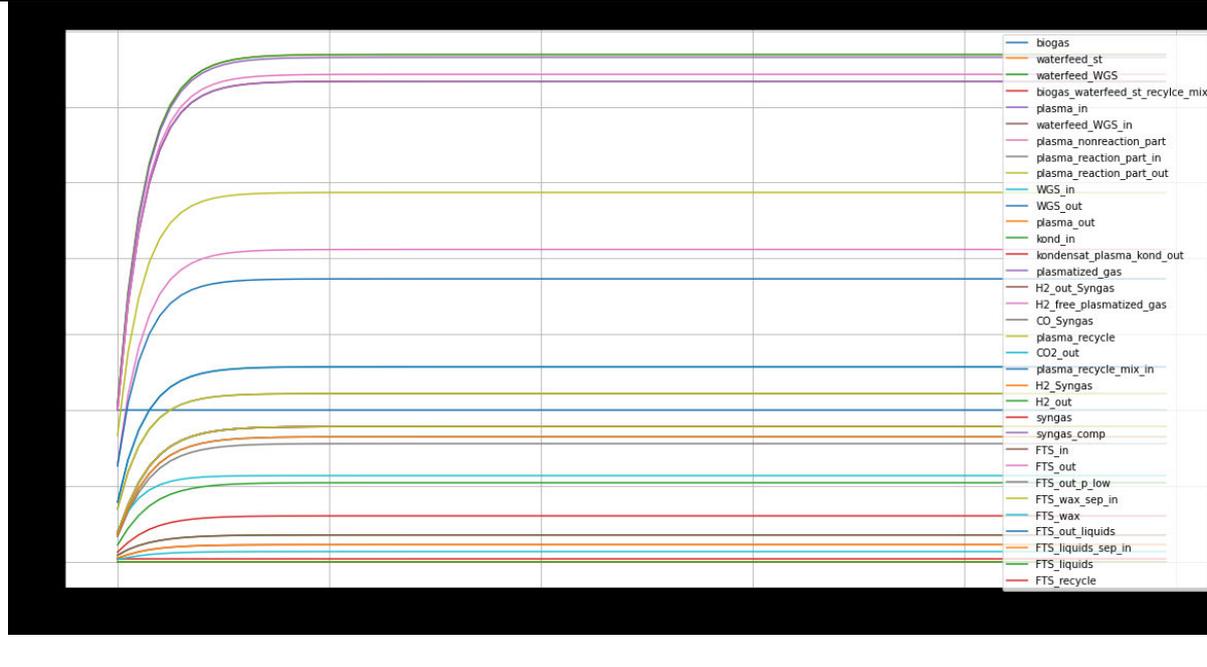
20 Vol% Methananteil am Biogas



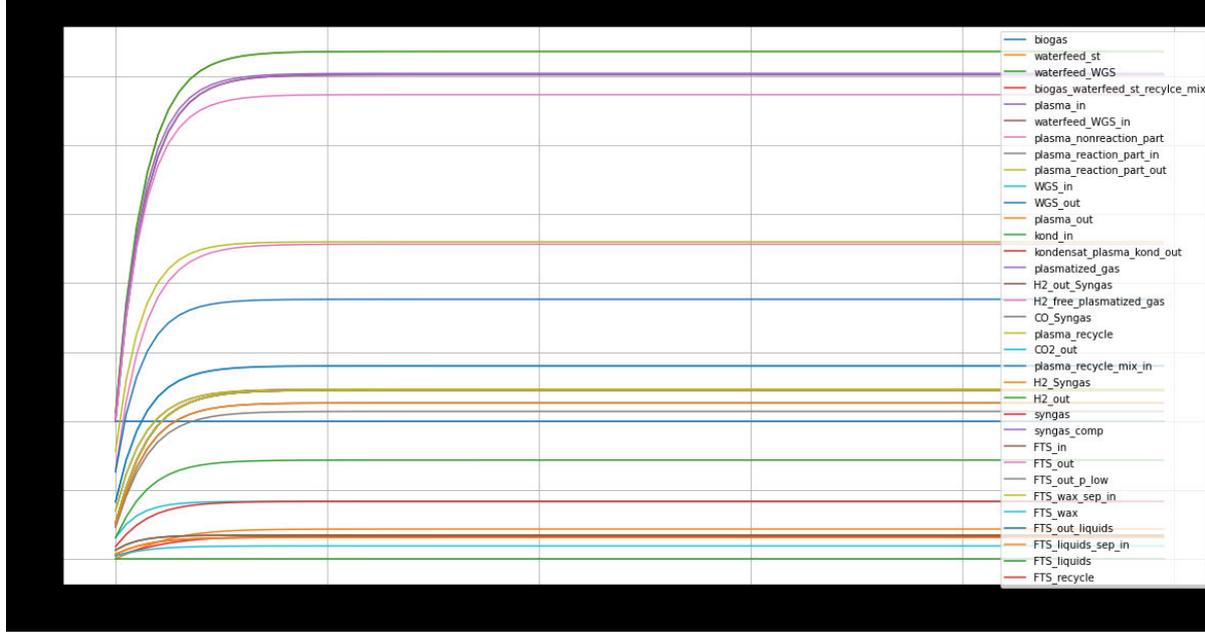
30 Vol% Methananteil am Biogas



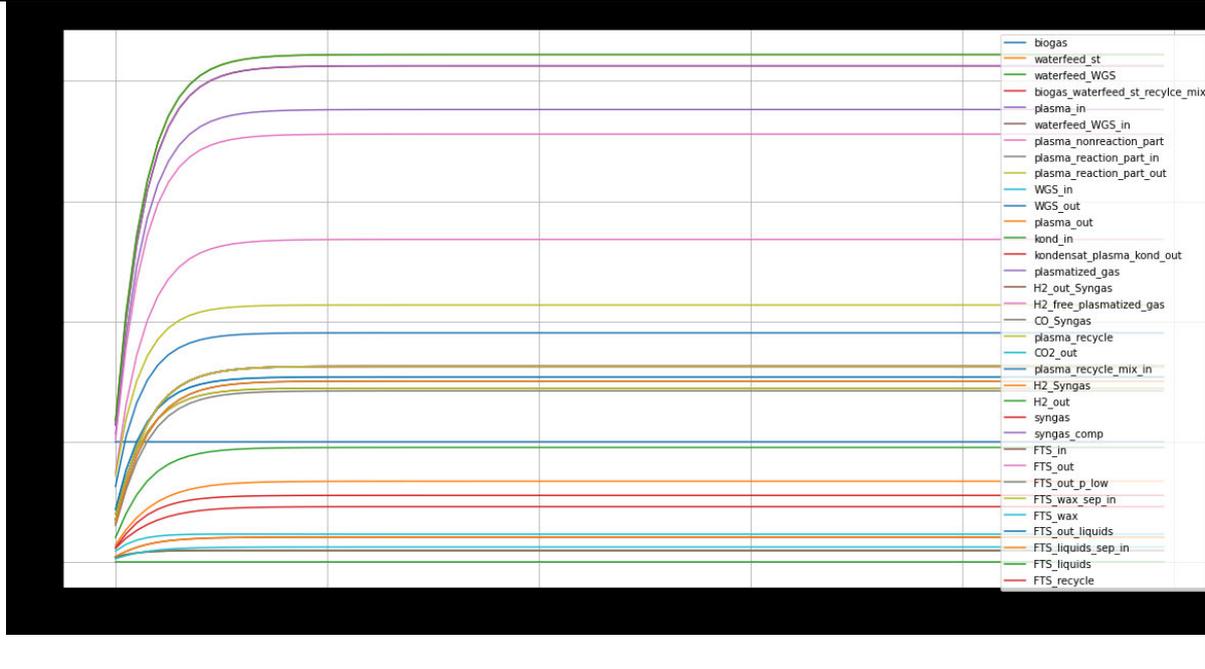
40 Vol% Methananteil am Biogas



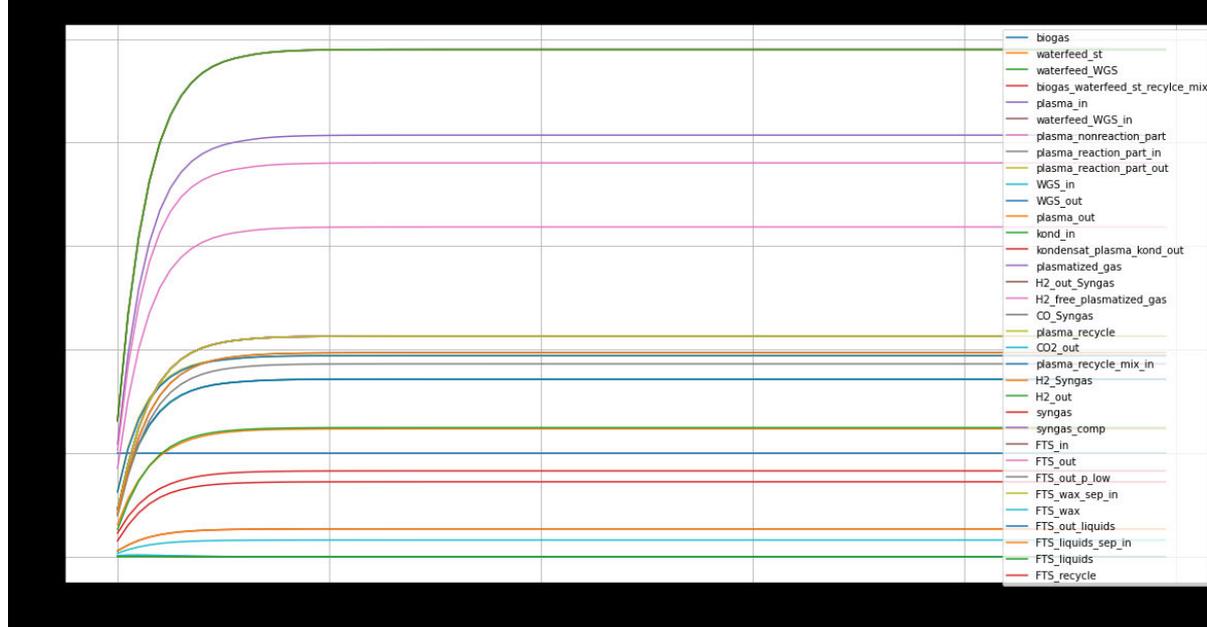
50 Vol% Methananteil am Biogas



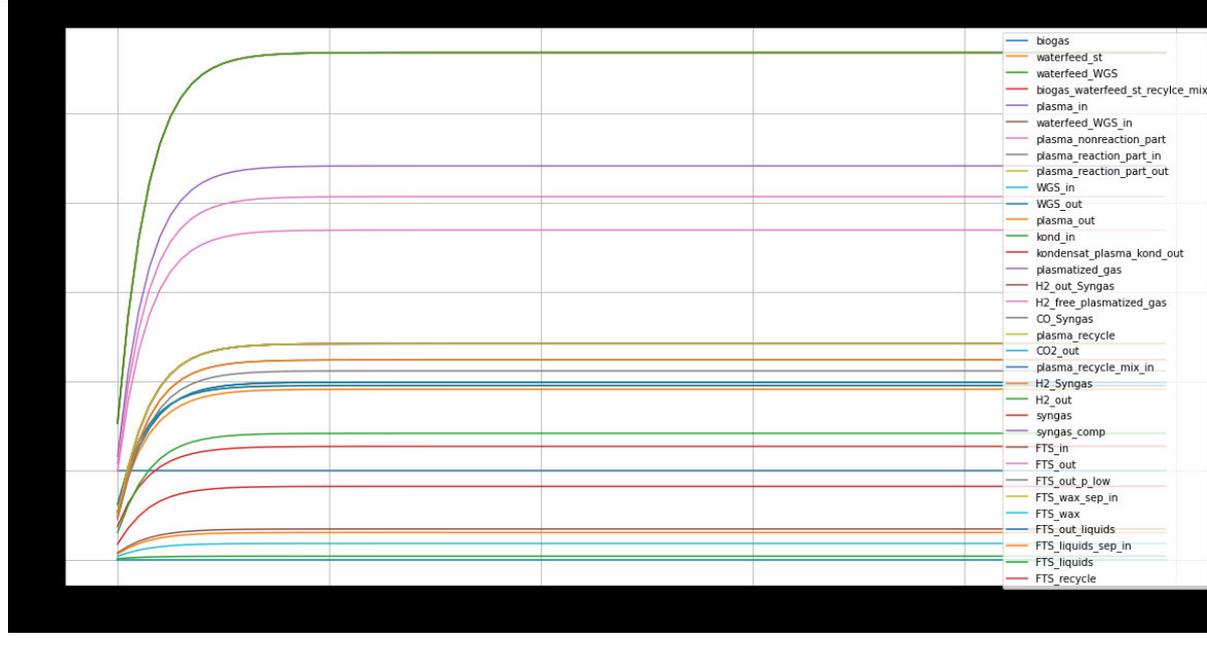
60 Vol% Methananteil am Biogas



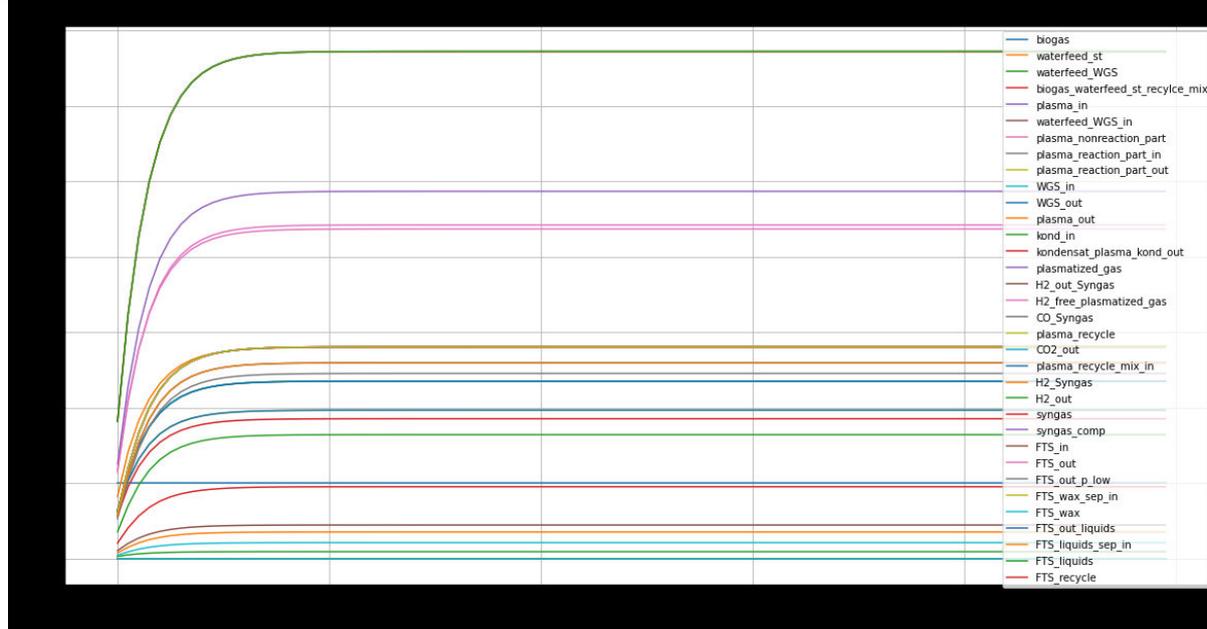
70 Vol% Methananteil am Biogas



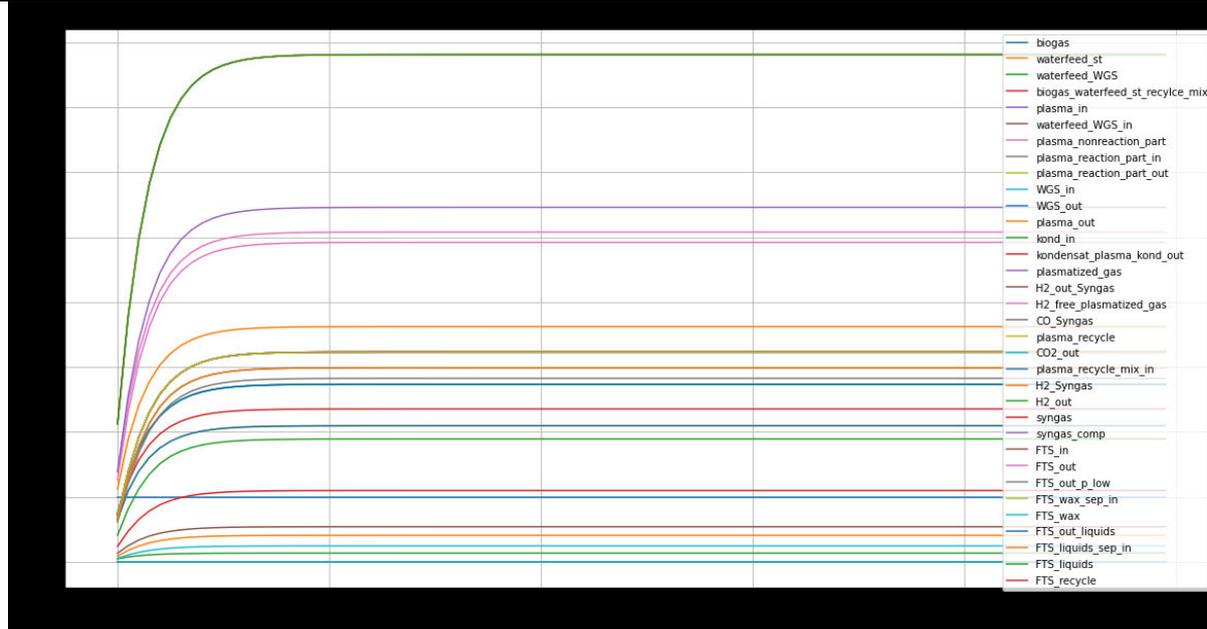
80 Vol% Methananteil am Biogas



90 Vol% Methananteil am Biogas

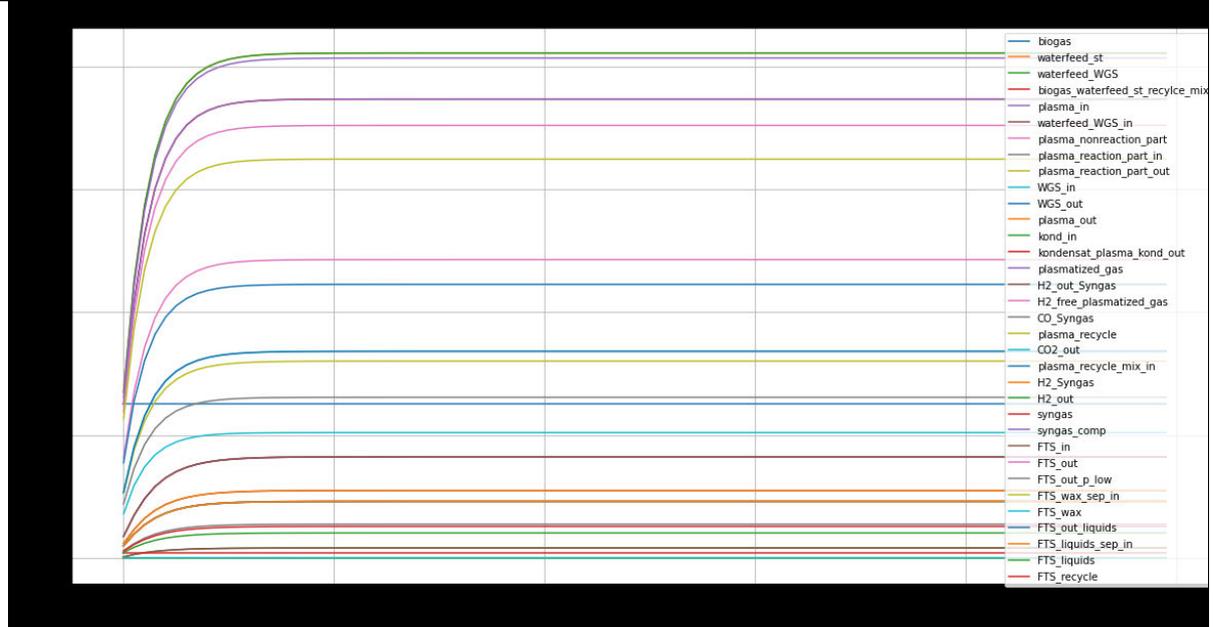


100 Vol% Methananteil am Biogas

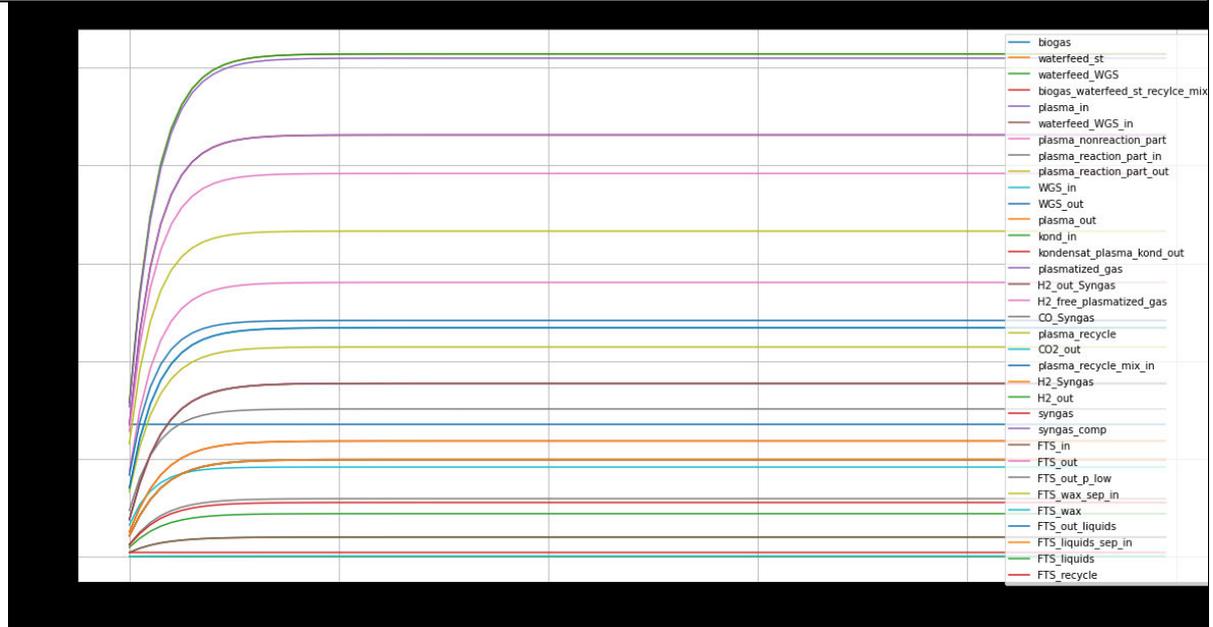


Verlaufsdigramme aller Zustände – Stoffstrom

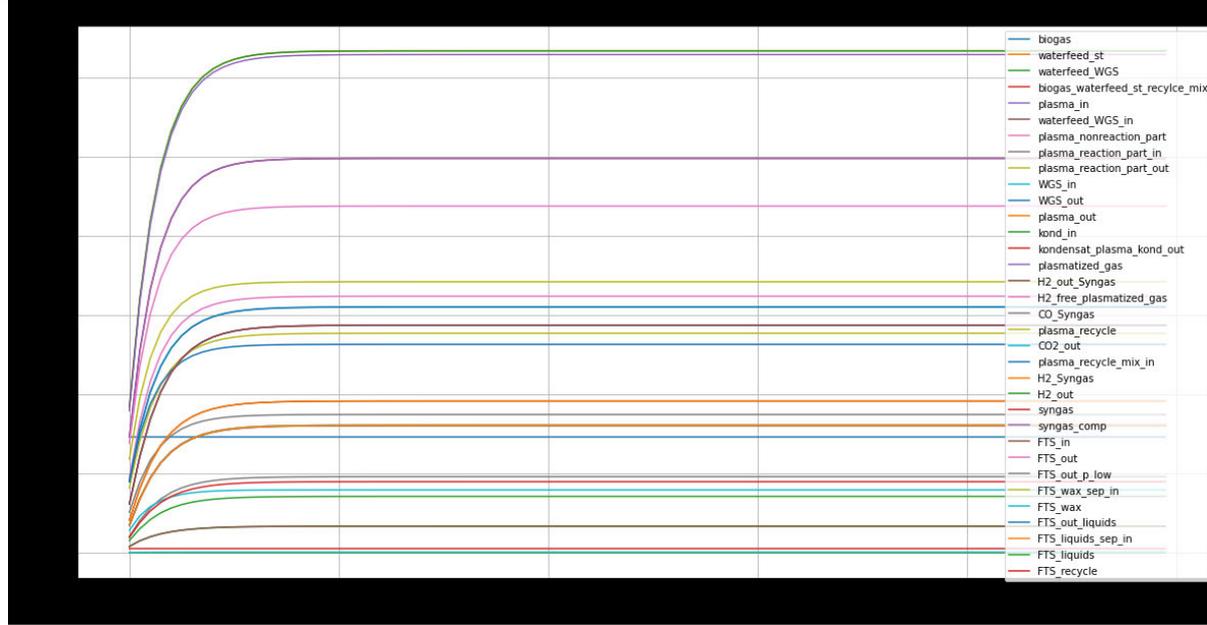
10 Vol% Methananteil am Biogas



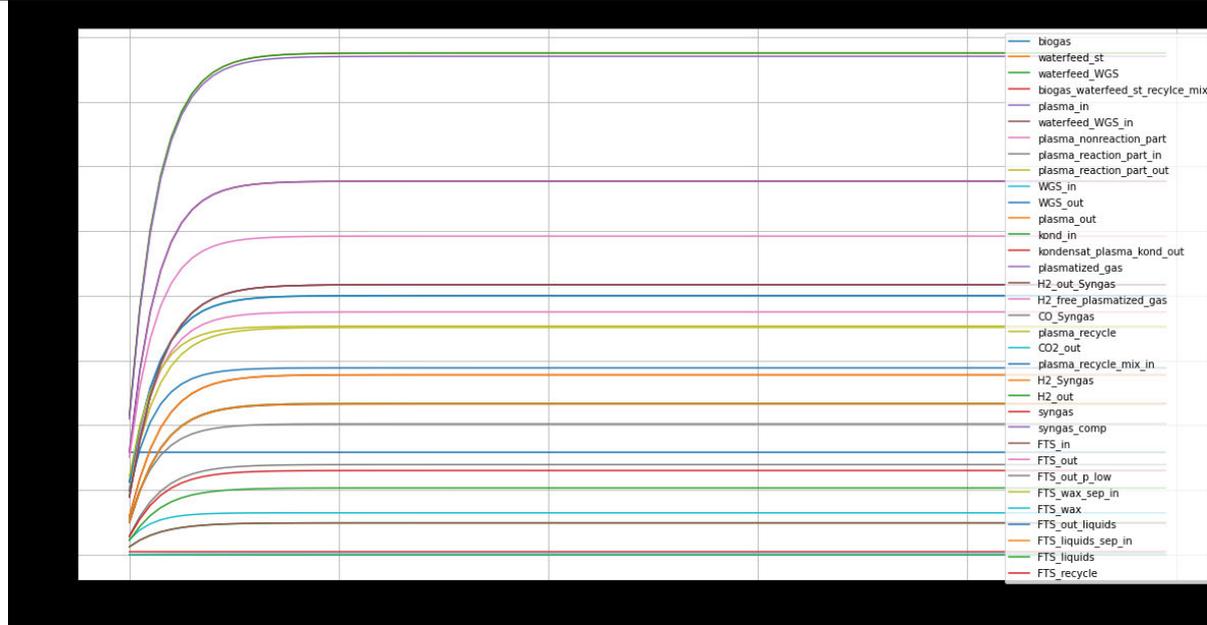
20 Vol% Methananteil am Biogas



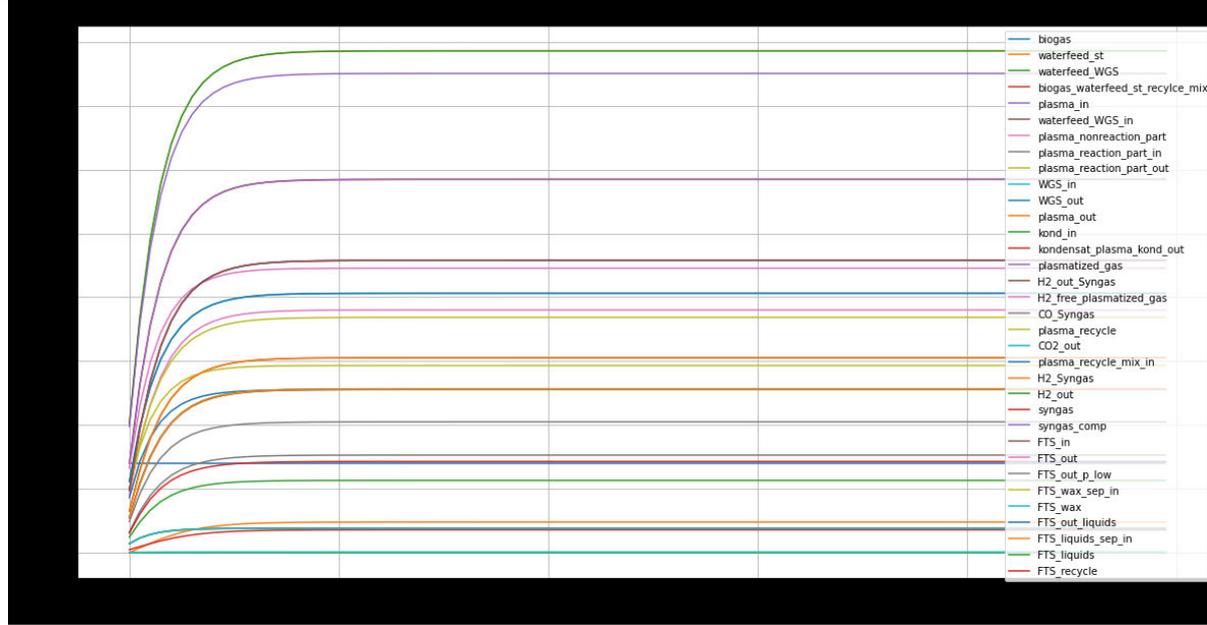
30 Vol% Methananteil am Biogas



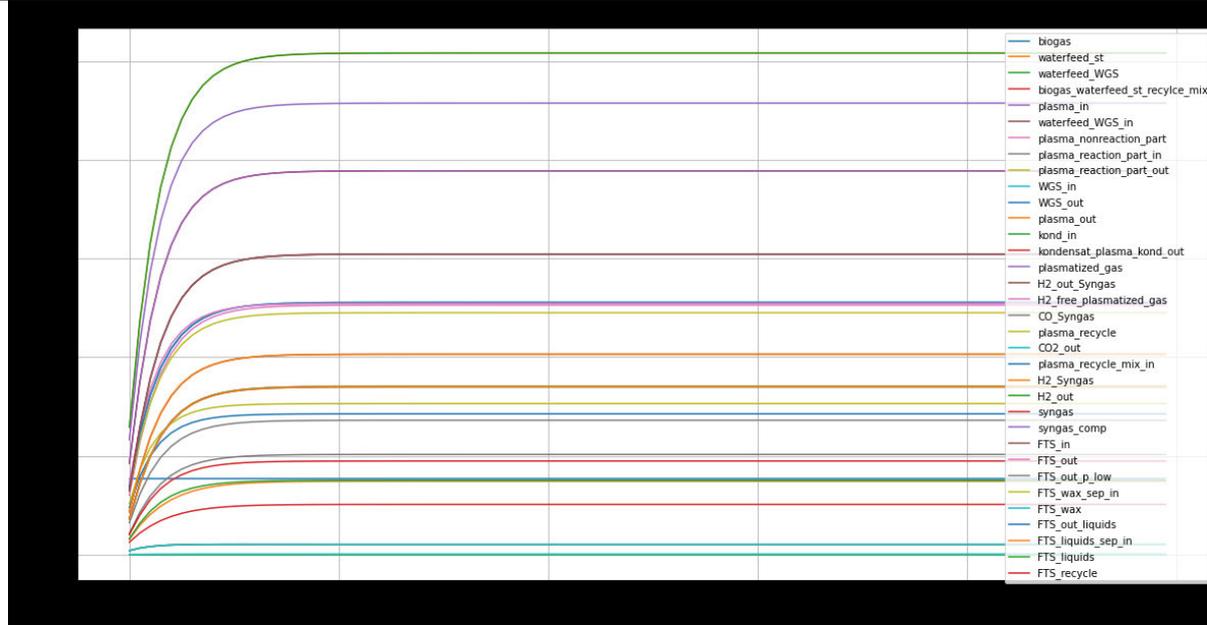
40 Vol% Methananteil am Biogas



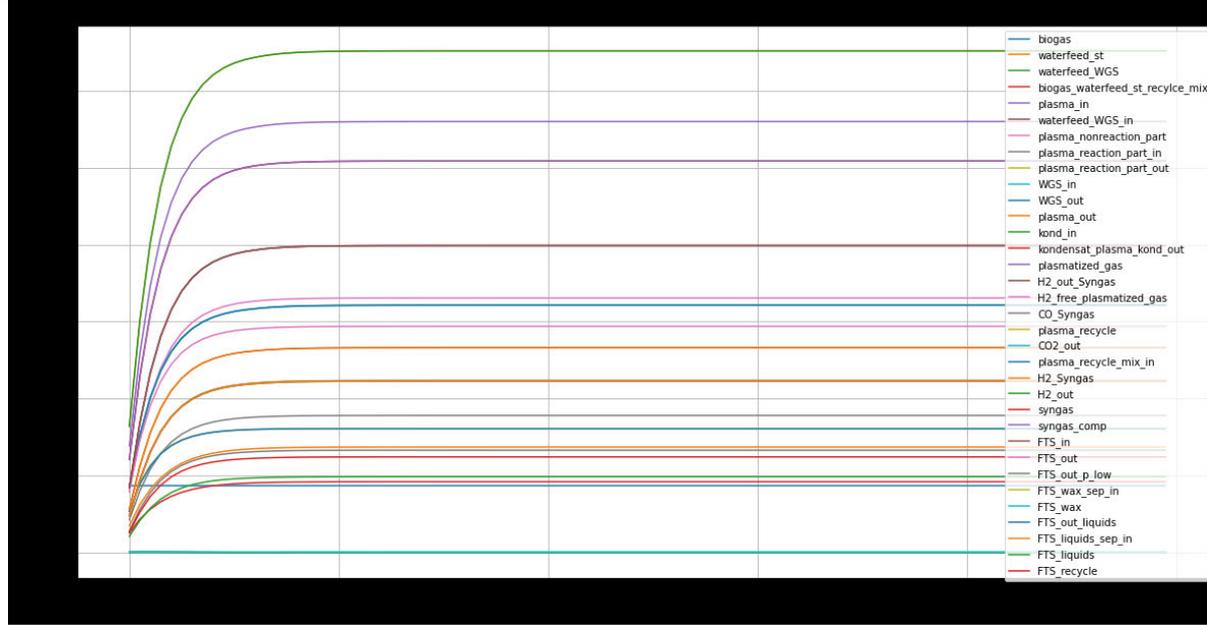
50 Vol% Methananteil am Biogas



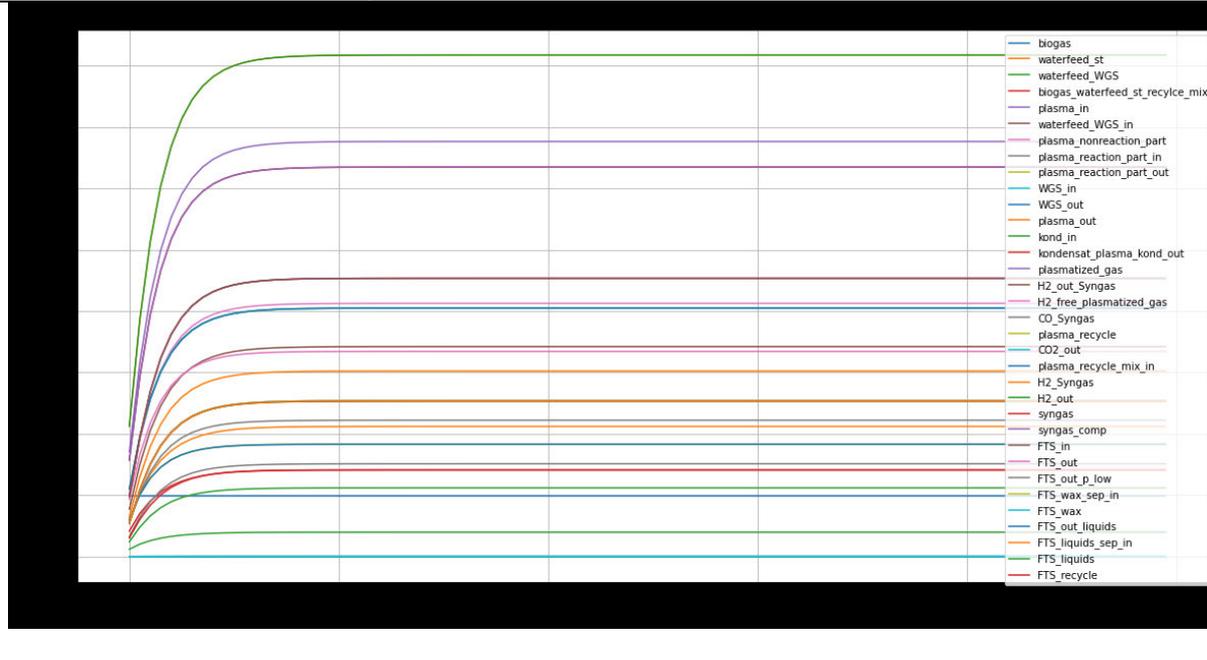
60 Vol% Methananteil am Biogas



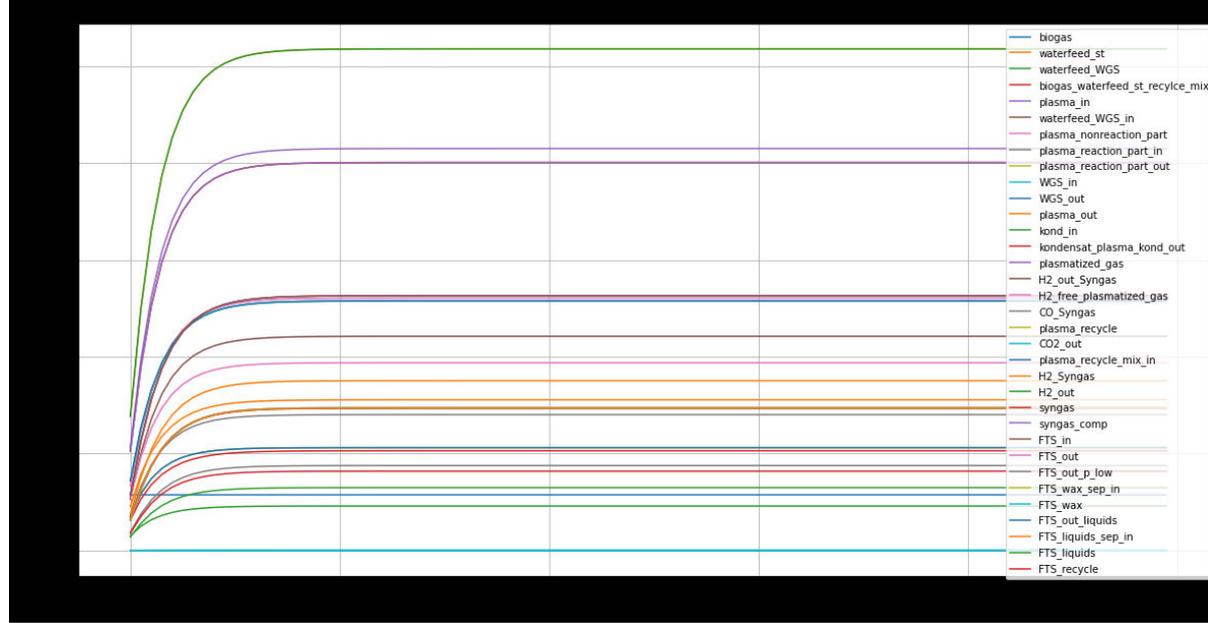
70 Vol% Methananteil am Biogas



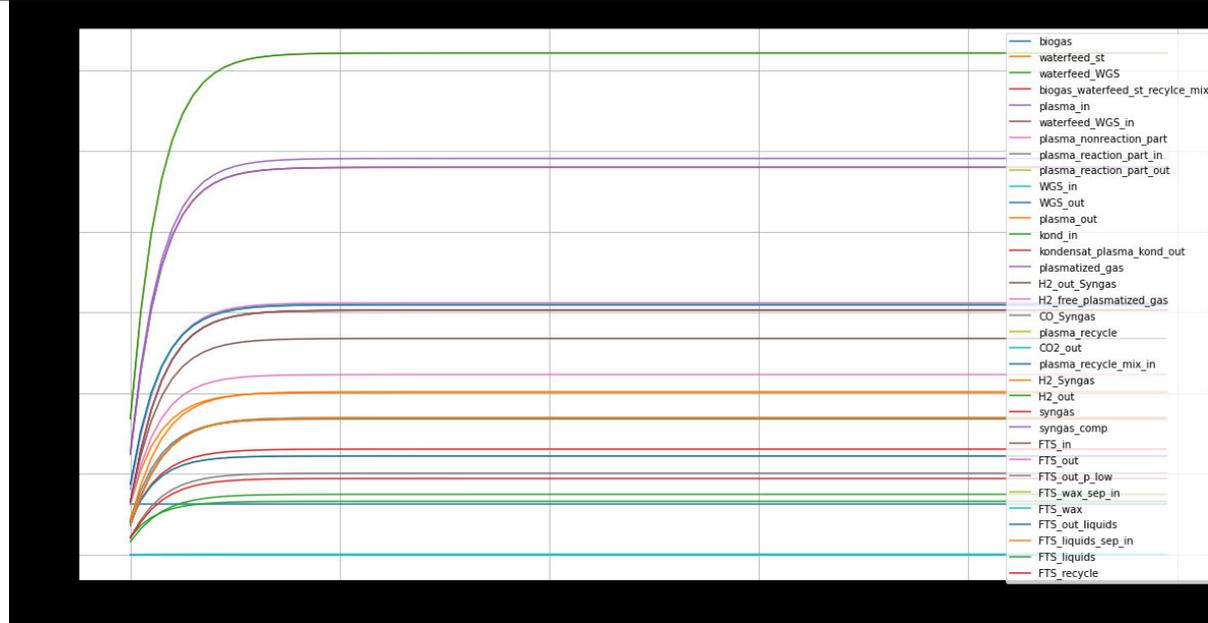
80 Vol% Methananteil am Biogas



90 Vol% Methananteil am Biogas

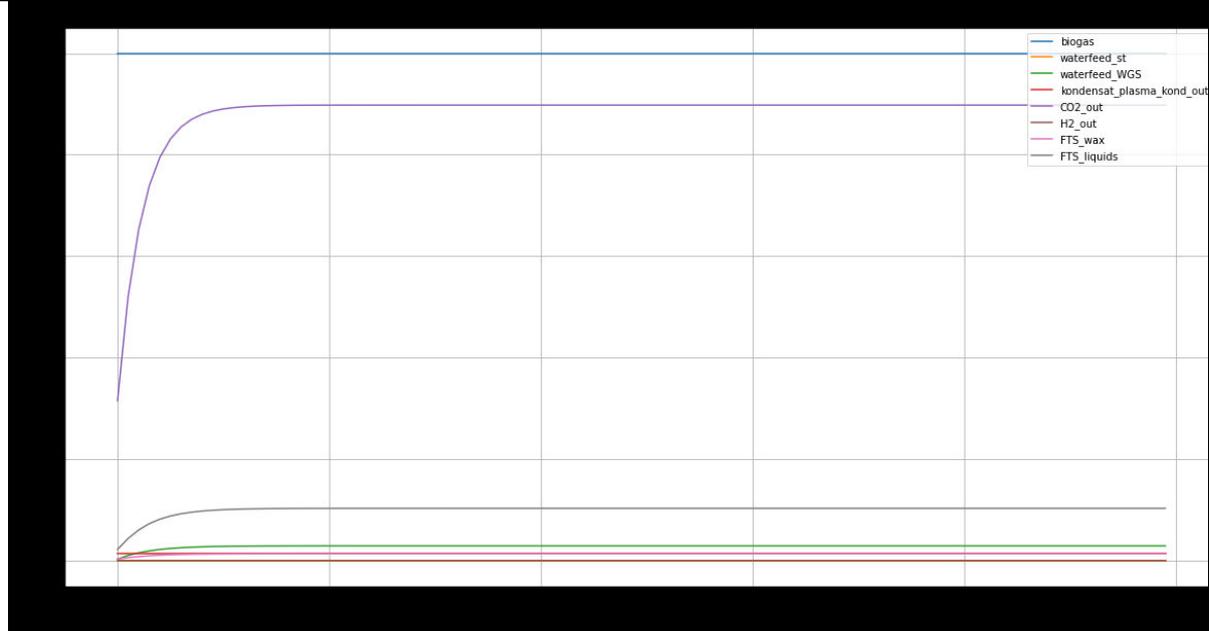


100 Vol% Methananteil am Biogas

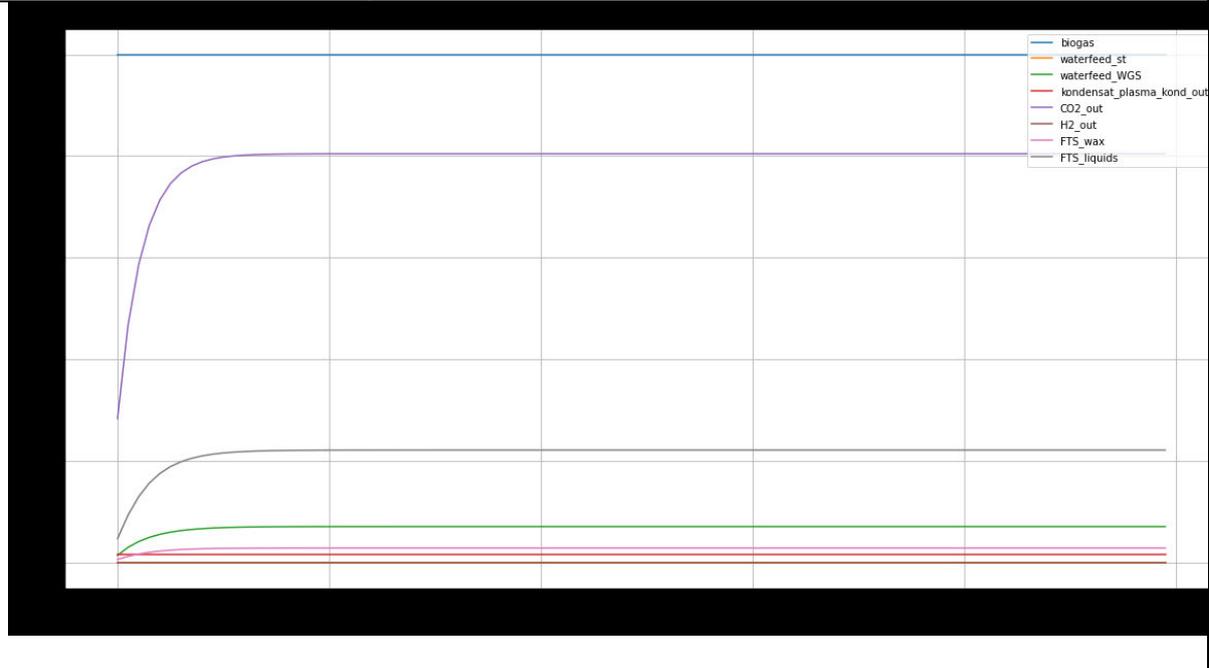


Verlaufdiagramme Inputs-Outputs – Massenstrom

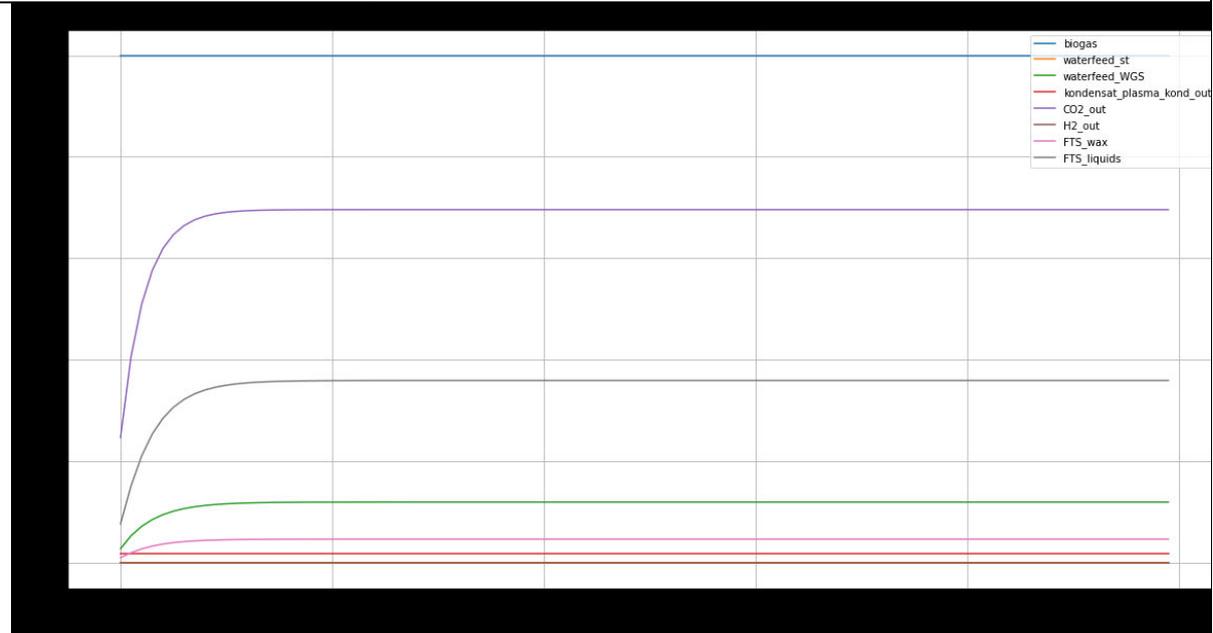
10 Vol% Methananteil am Biogas



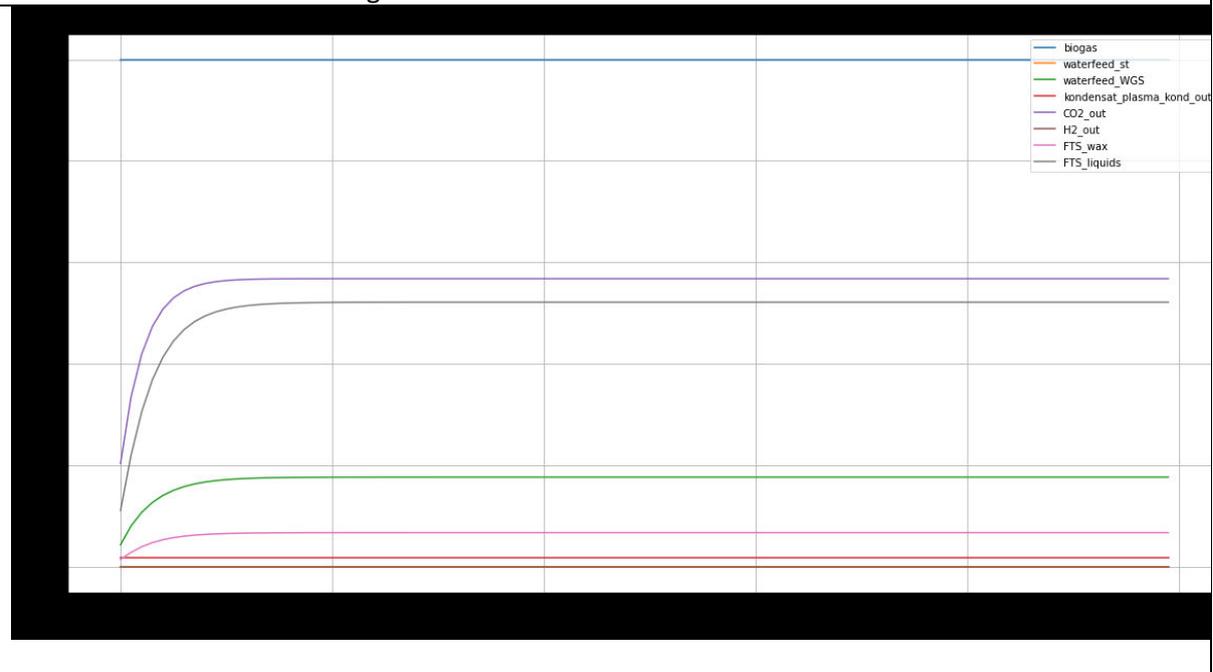
20 Vol% Methananteil am Biogas



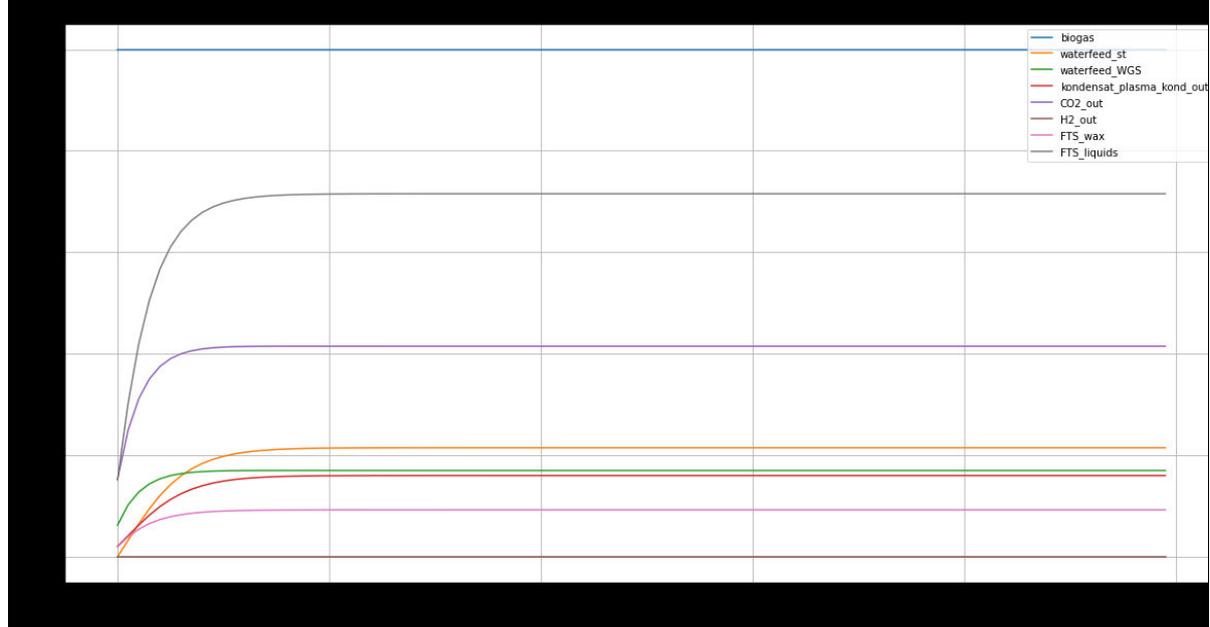
30 Vol% Methananteil am Biogas



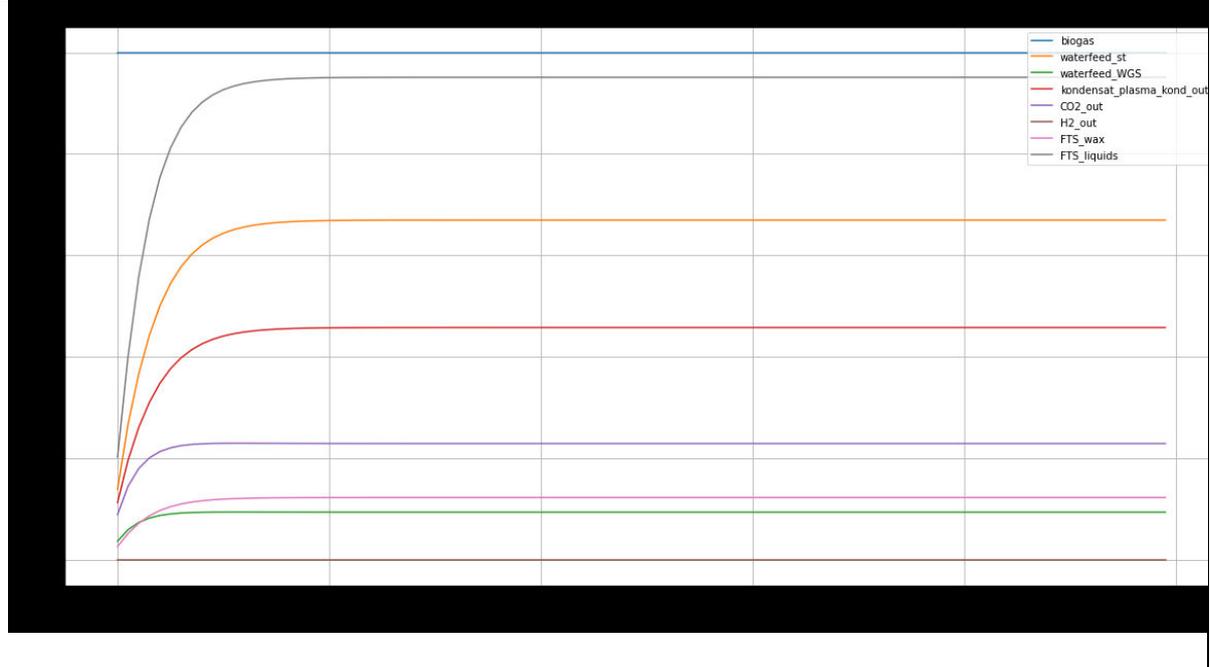
40 Vol% Methananteil am Biogas



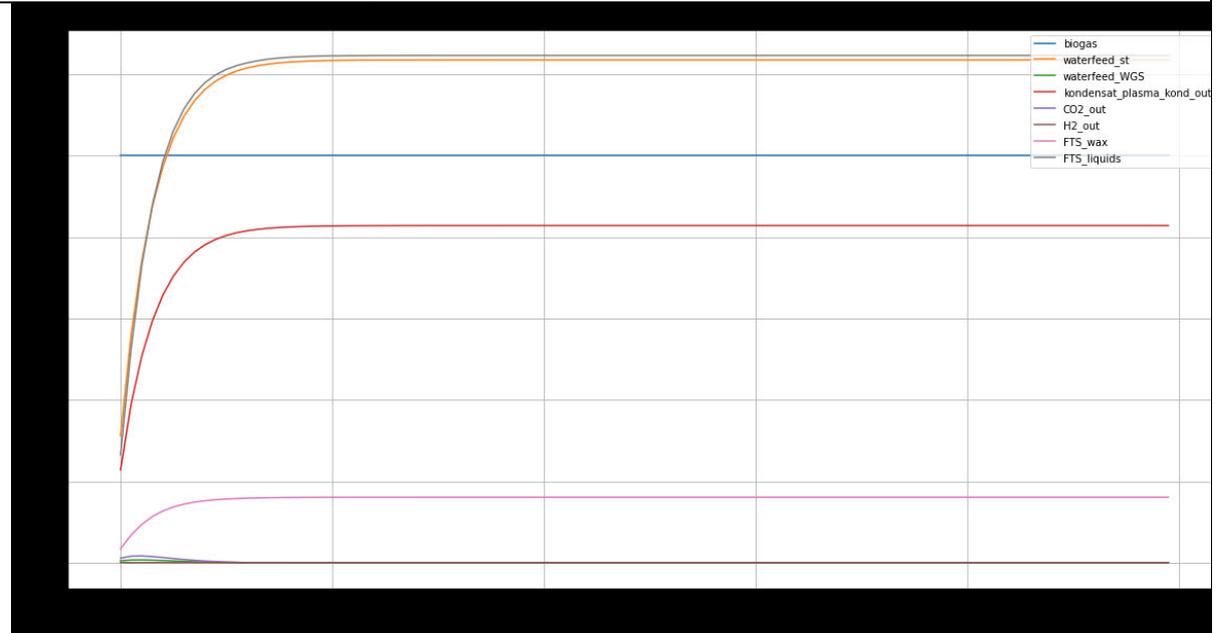
50 Vol% Methananteil am Biogas



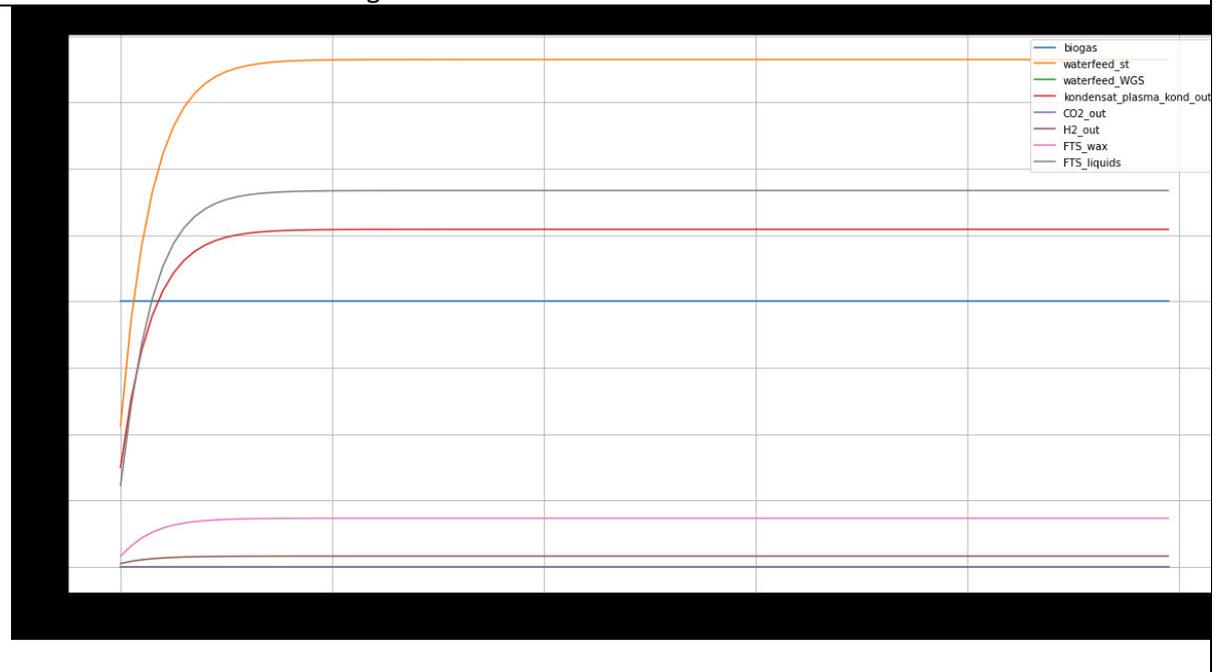
60 Vol% Methananteil am Biogas



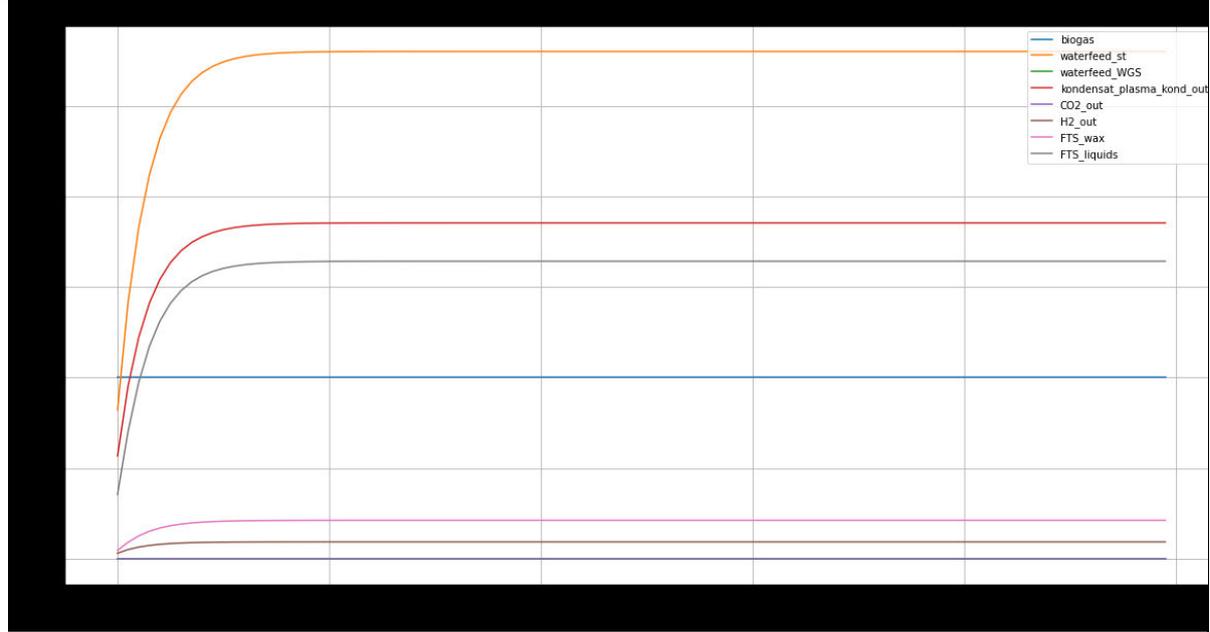
70 Vol% Methananteil am Biogas



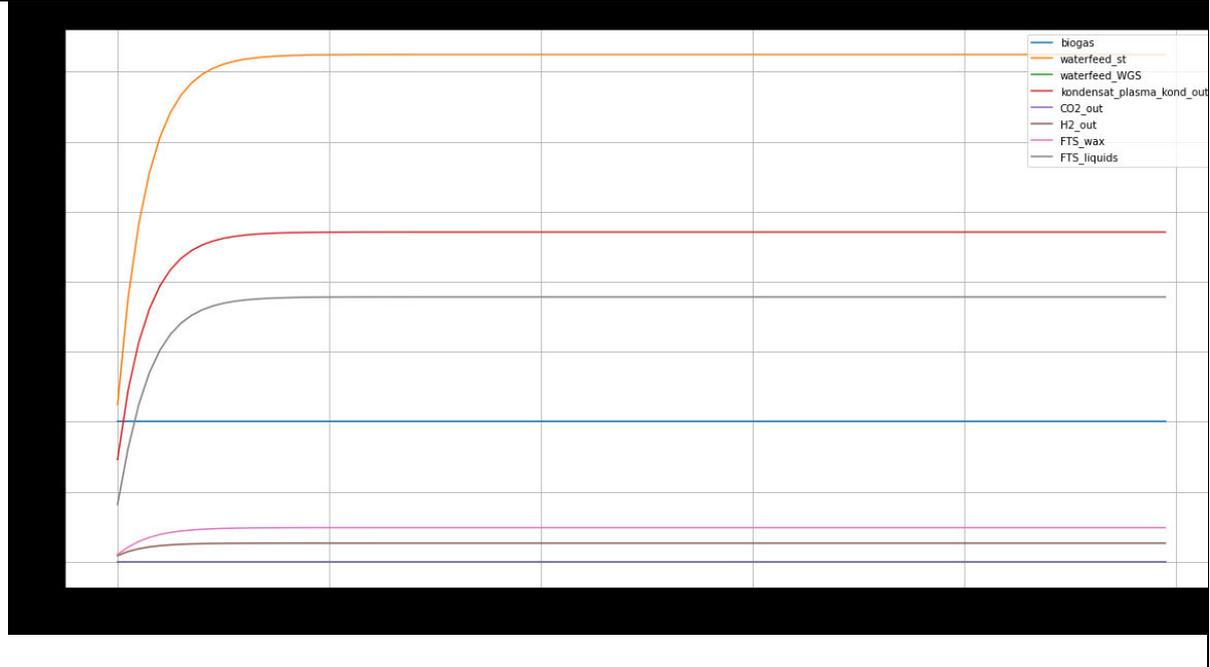
80 Vol% Methananteil am Biogas



90 Vol% Methananteil am Biogas

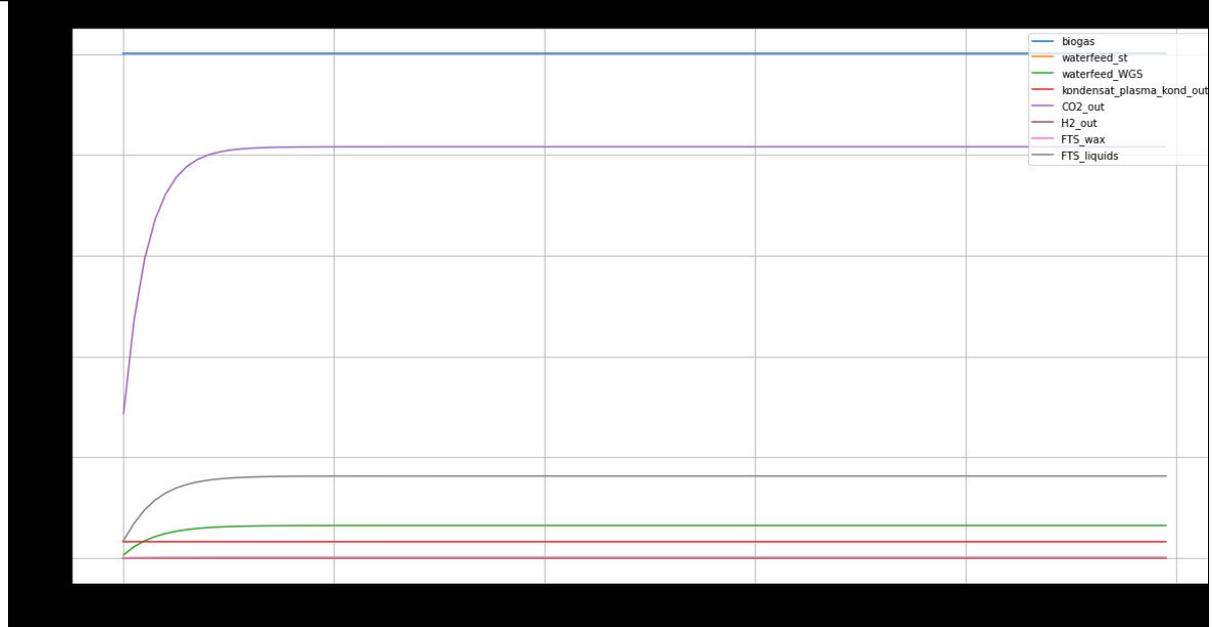


100 Vol% Methananteil am Biogas

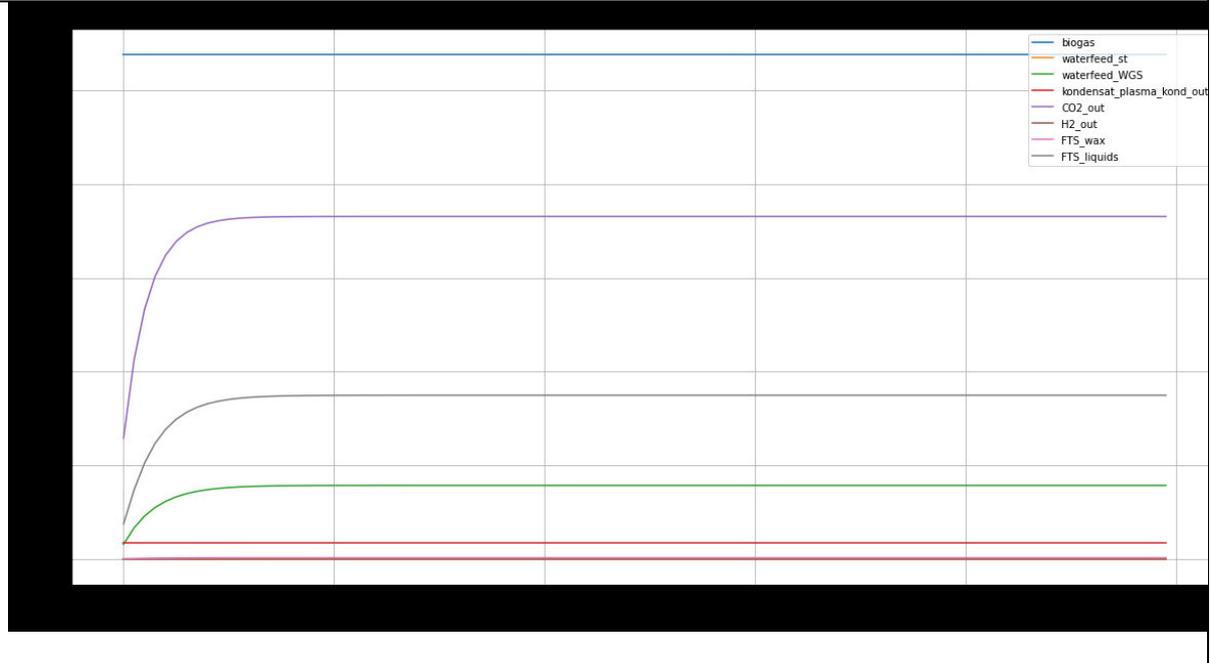


Verlaufdiagramme Inputs-Outputs – Stoffstrom

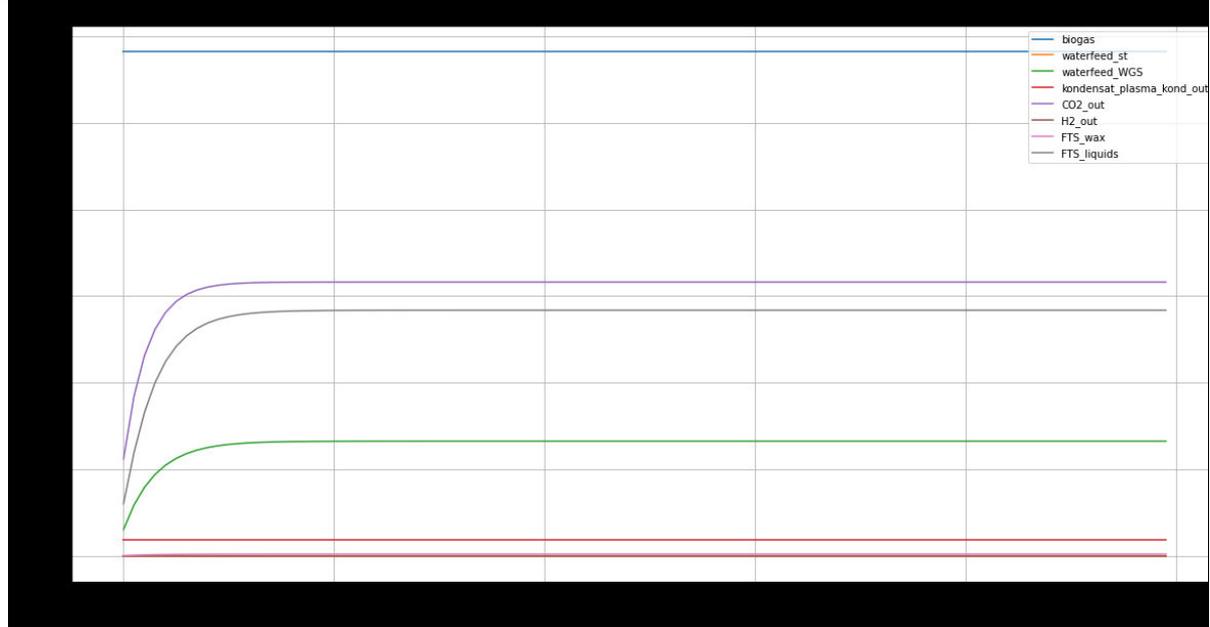
10 Vol% Methananteil am Biogas



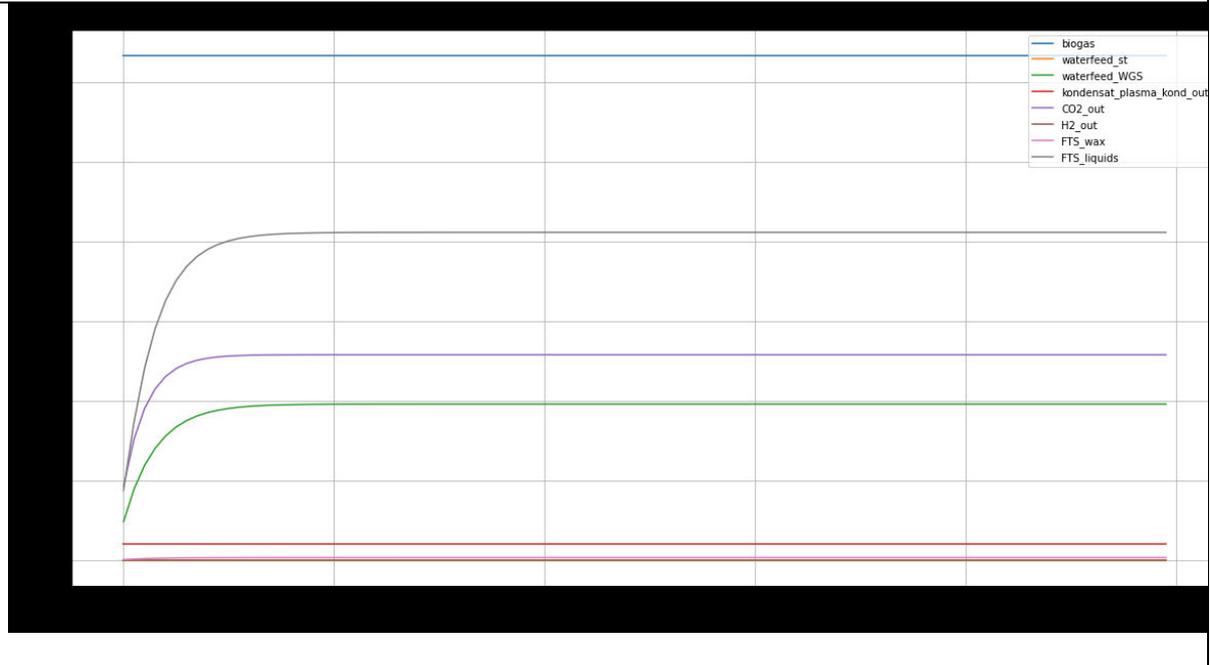
20 Vol% Methananteil am Biogas



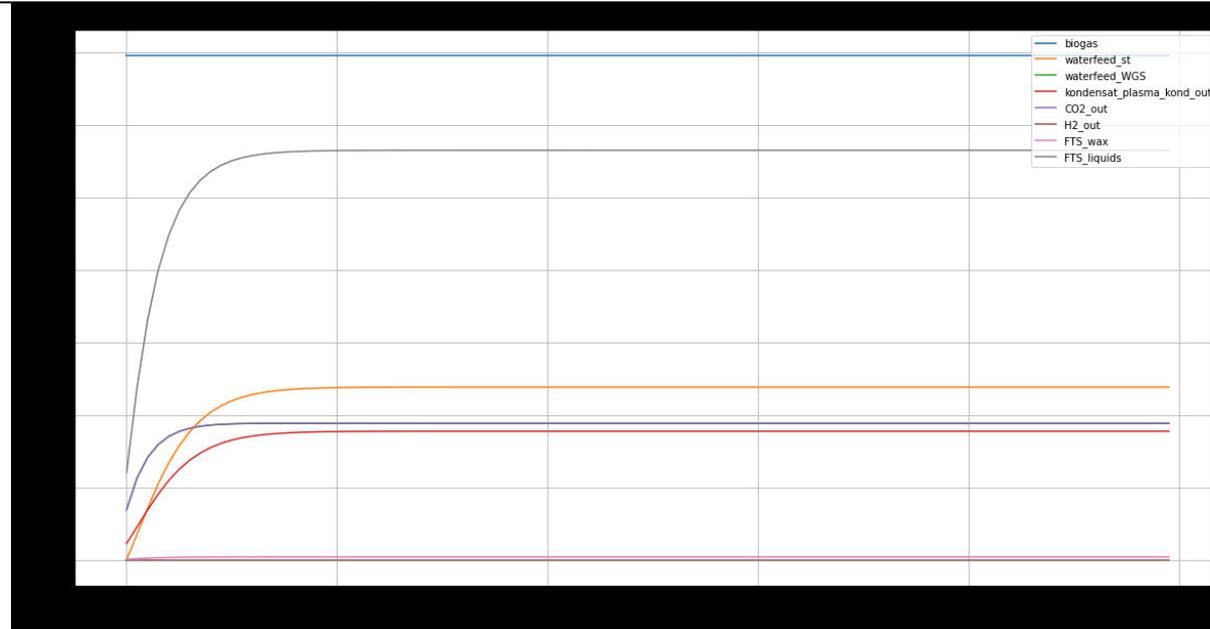
30 Vol% Methananteil am Biogas



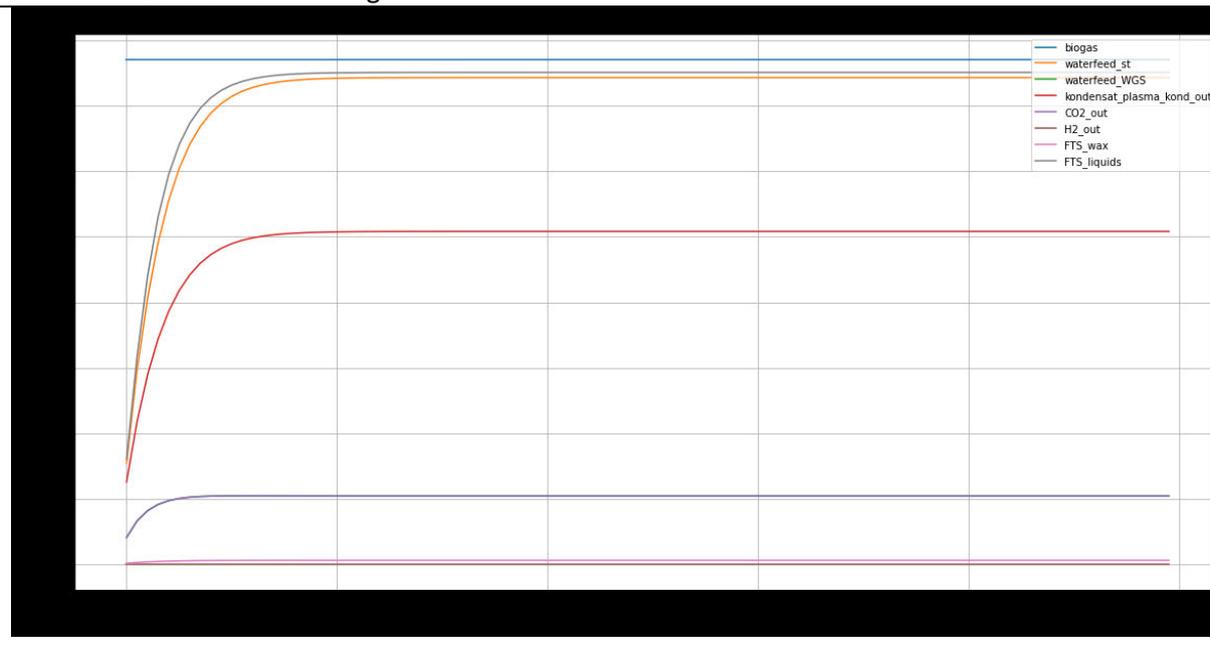
40 Vol% Methananteil am Biogas



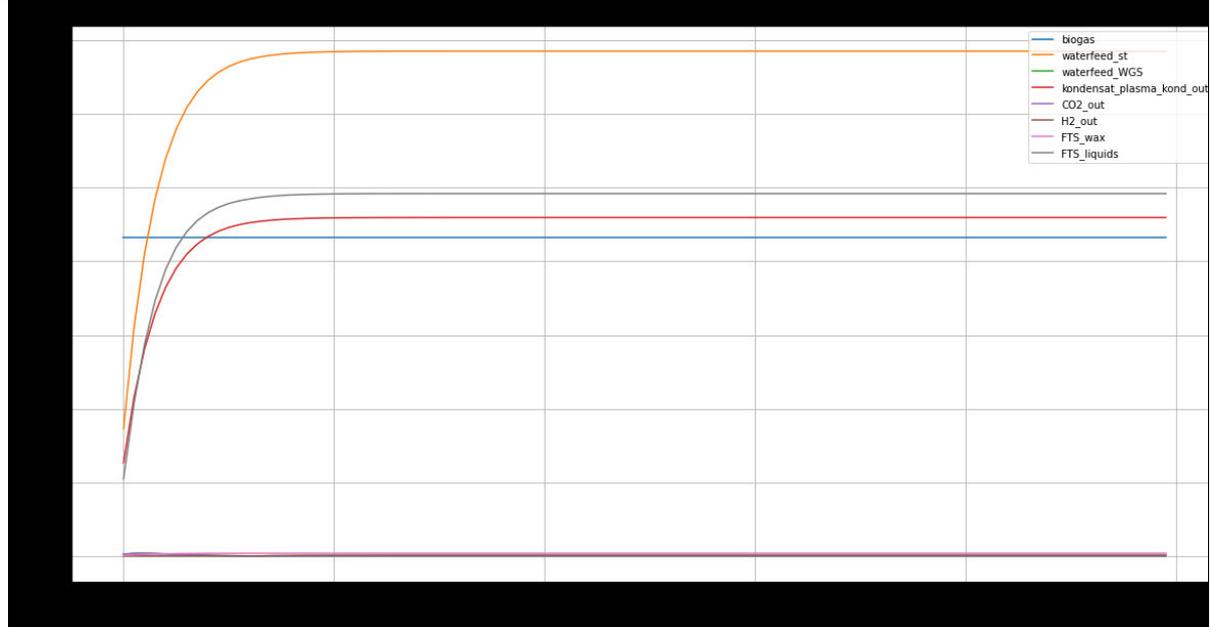
50 Vol% Methananteil am Biogas



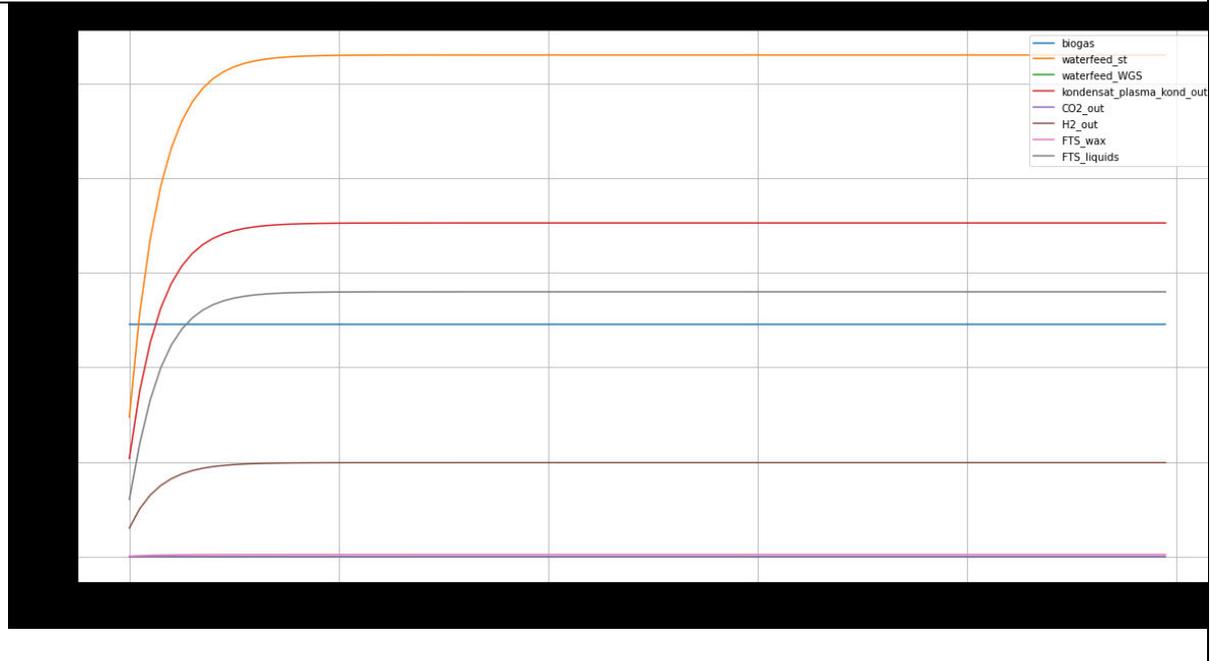
60 Vol% Methananteil am Biogas



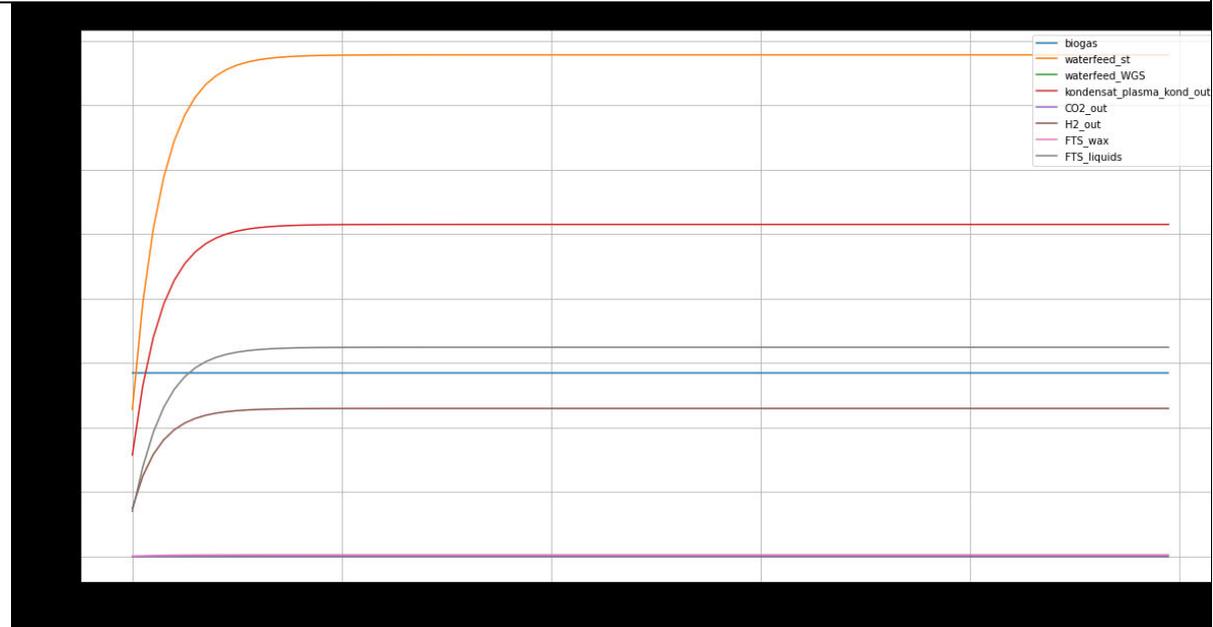
70 Vol% Methananteil am Biogas



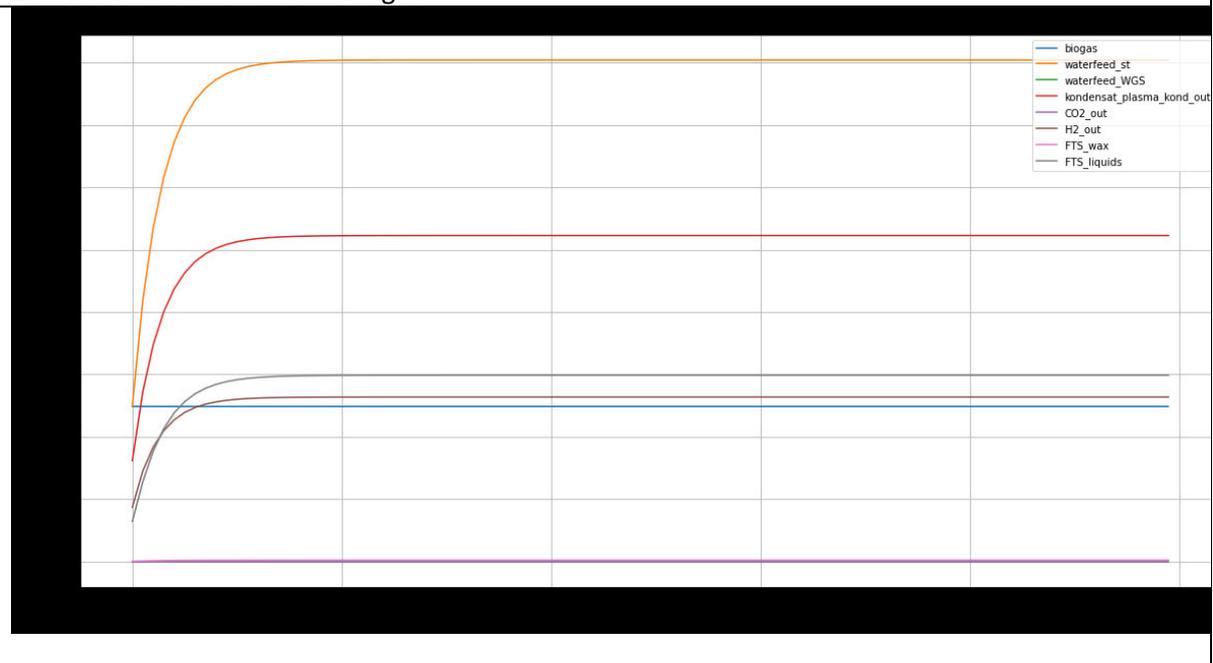
80 Vol% Methananteil am Biogas



90 Vol% Methananteil am Biogas

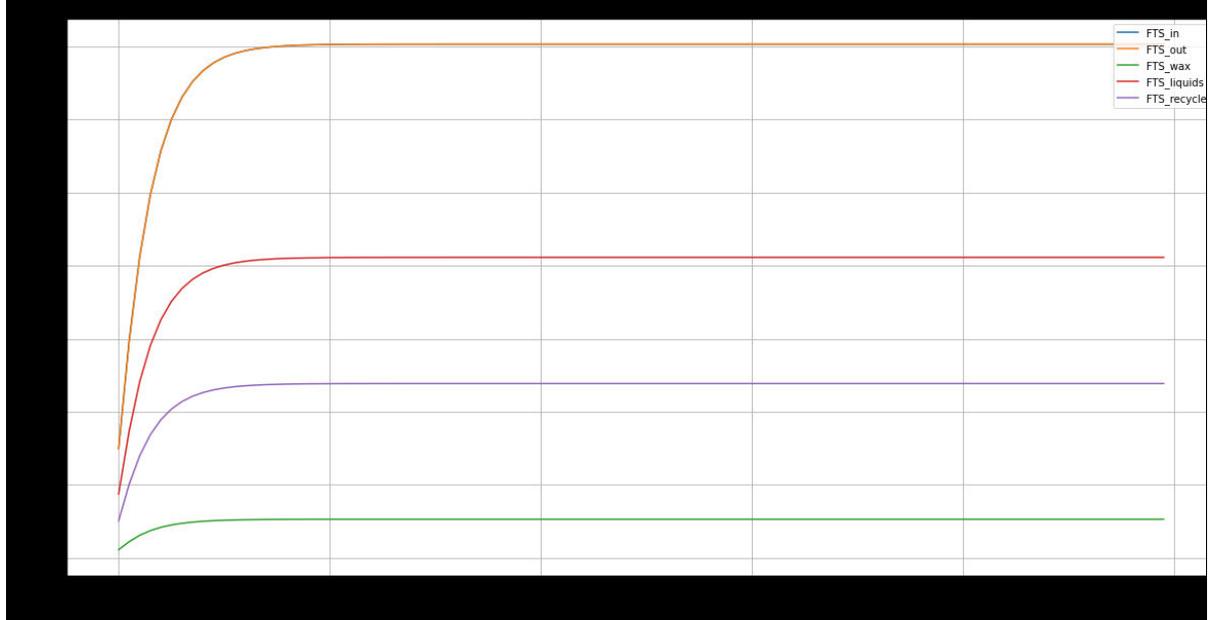


100 Vol% Methananteil am Biogas

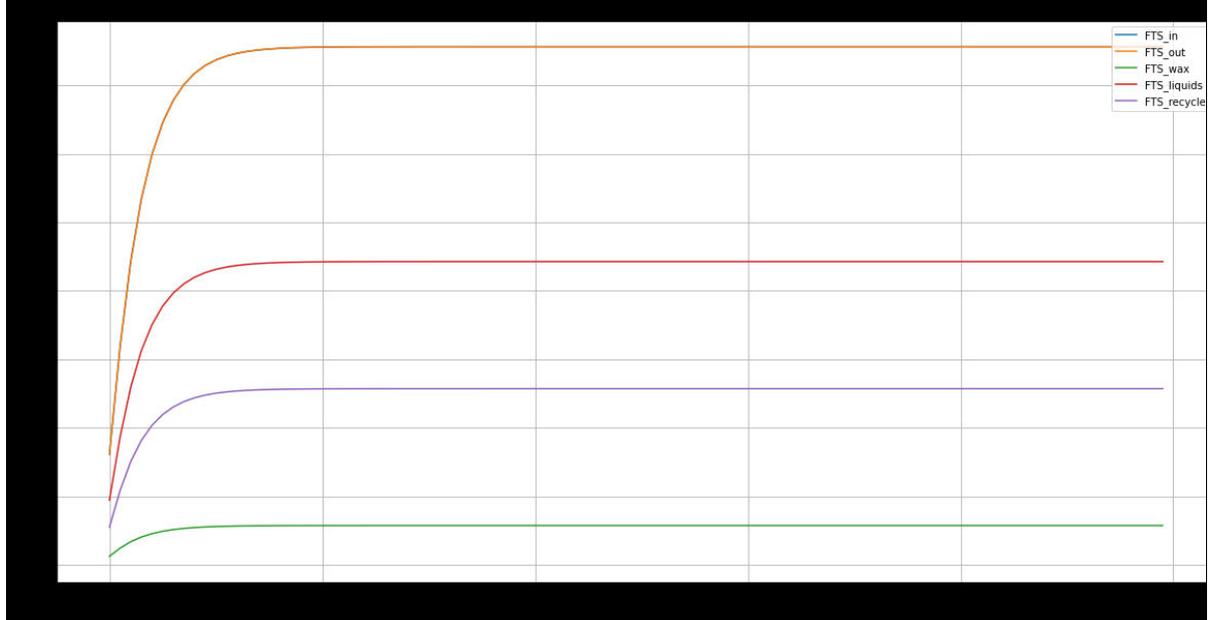


Verlaufdiagramme FTS – Massenstrom

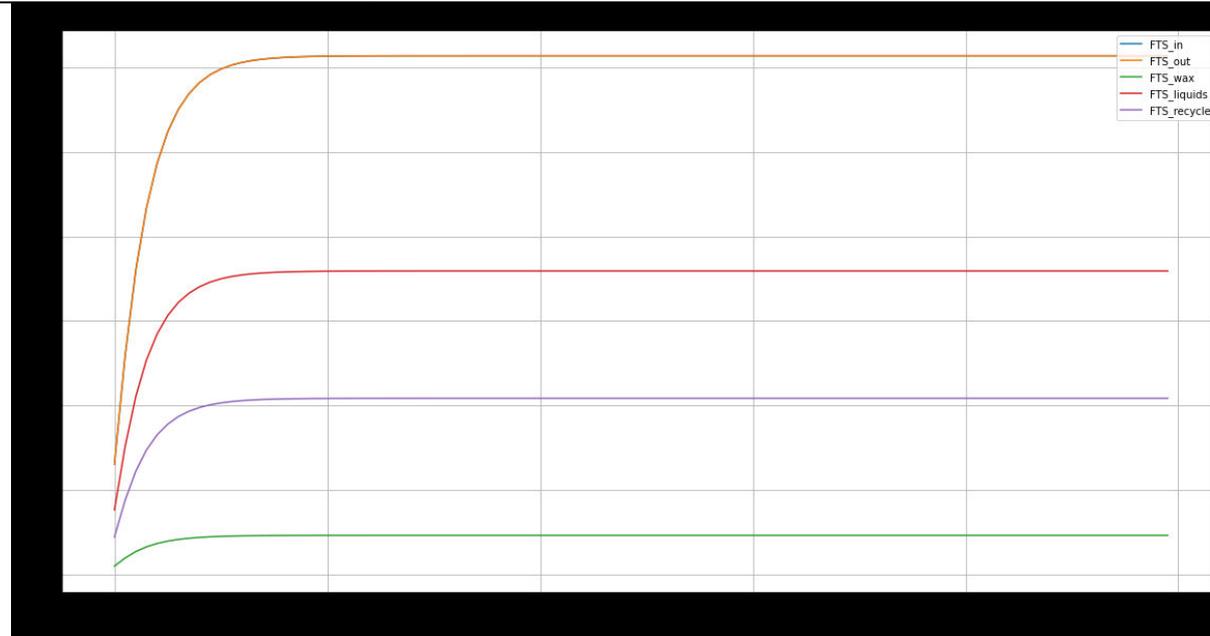
10 Vol% Methananteil am Biogas



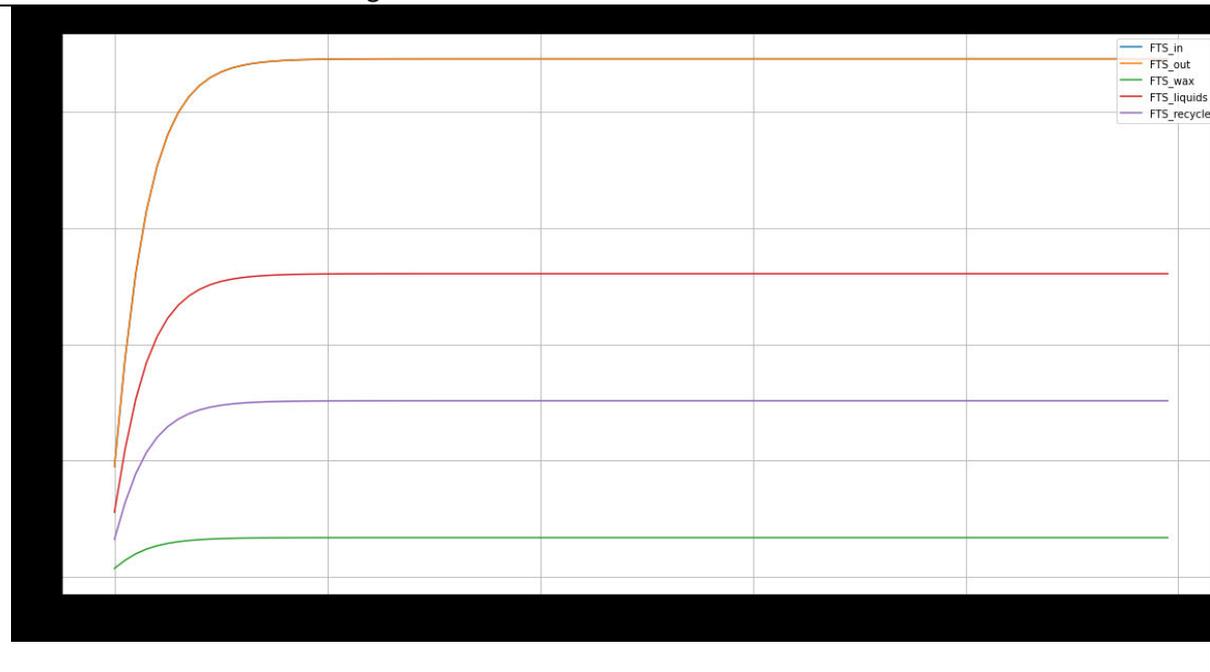
20 Vol% Methananteil am Biogas



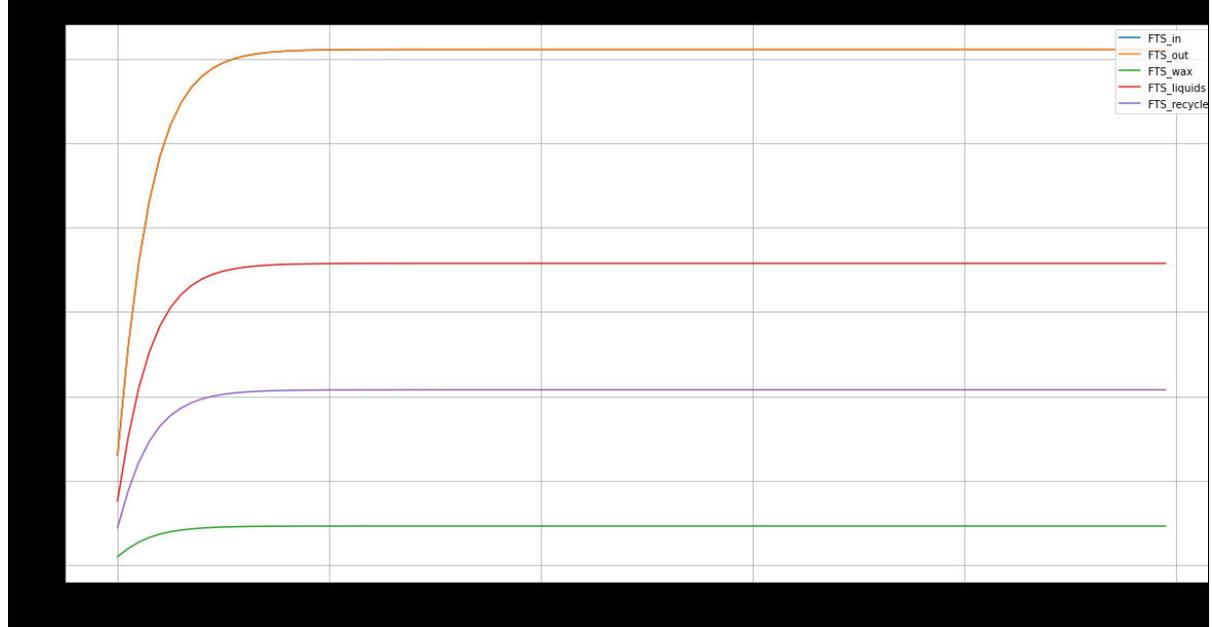
30 Vol% Methananteil am Biogas



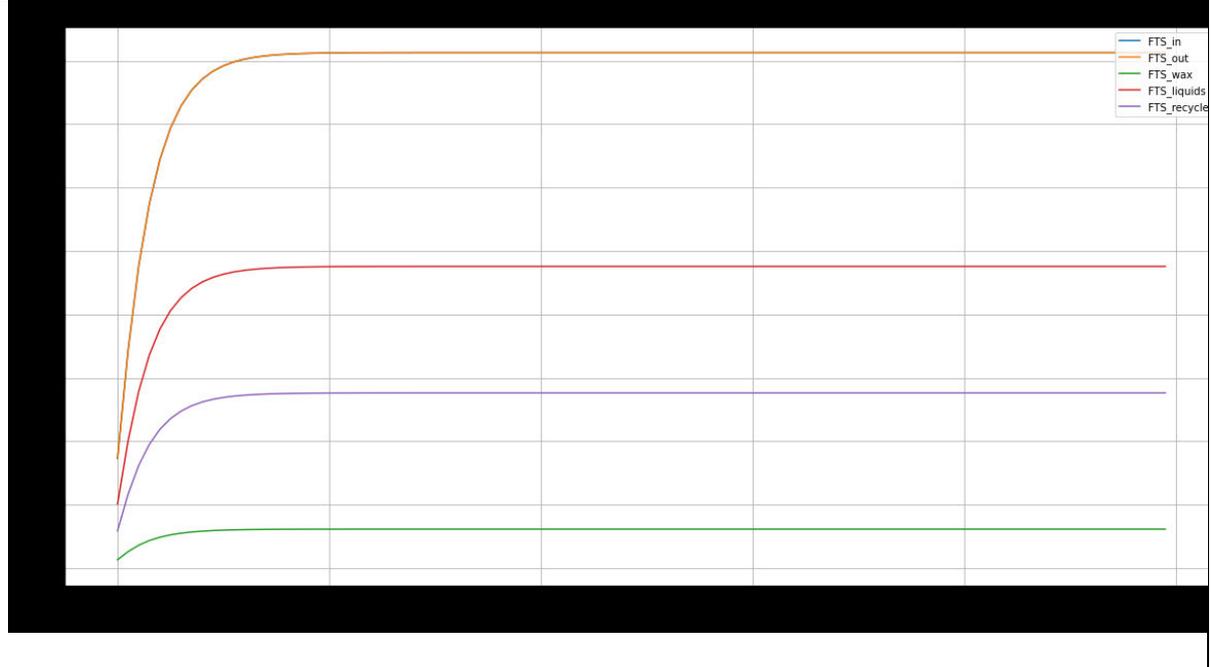
40 Vol% Methananteil am Biogas



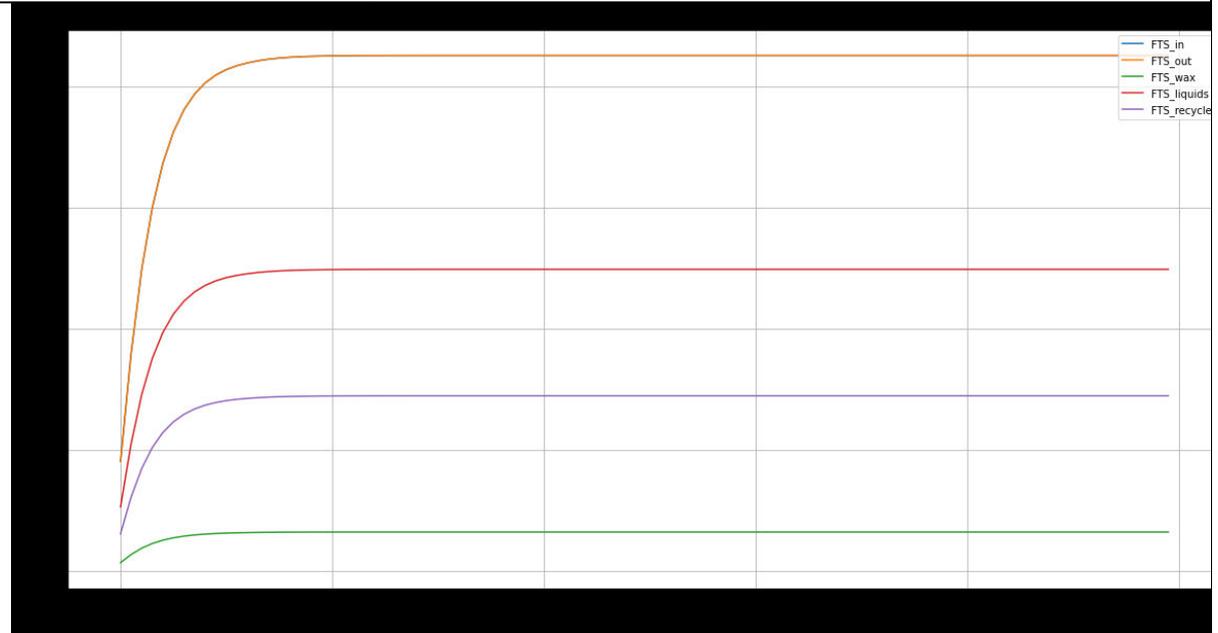
50 Vol% Methananteil am Biogas



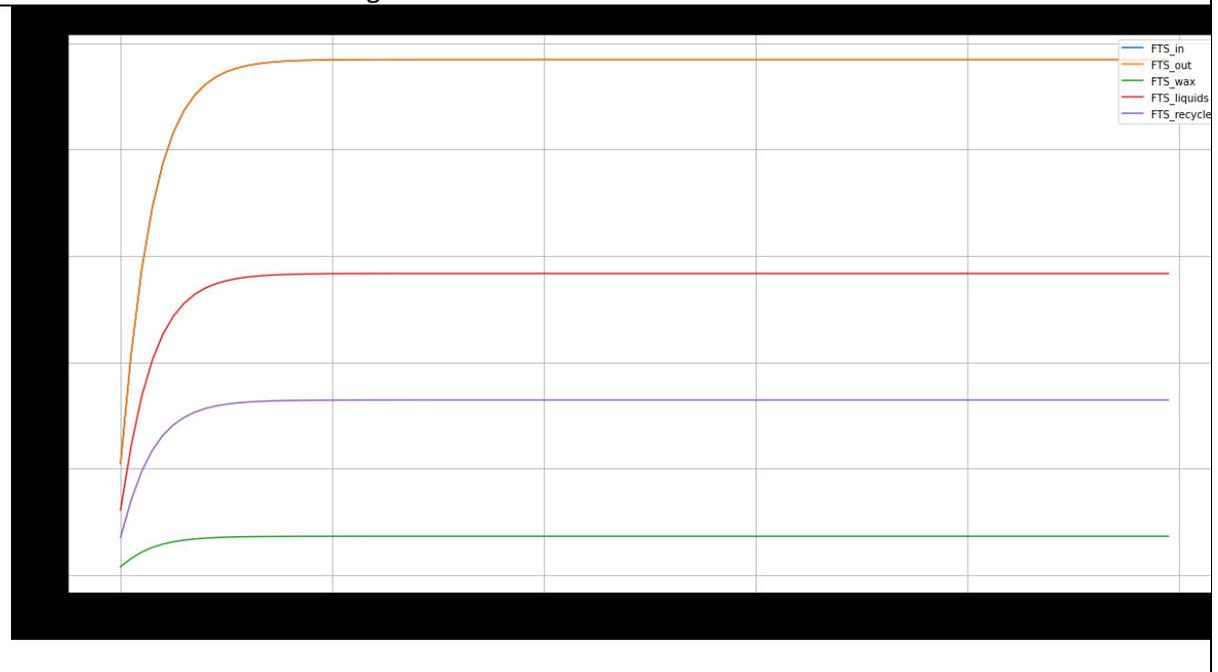
60 Vol% Methananteil am Biogas



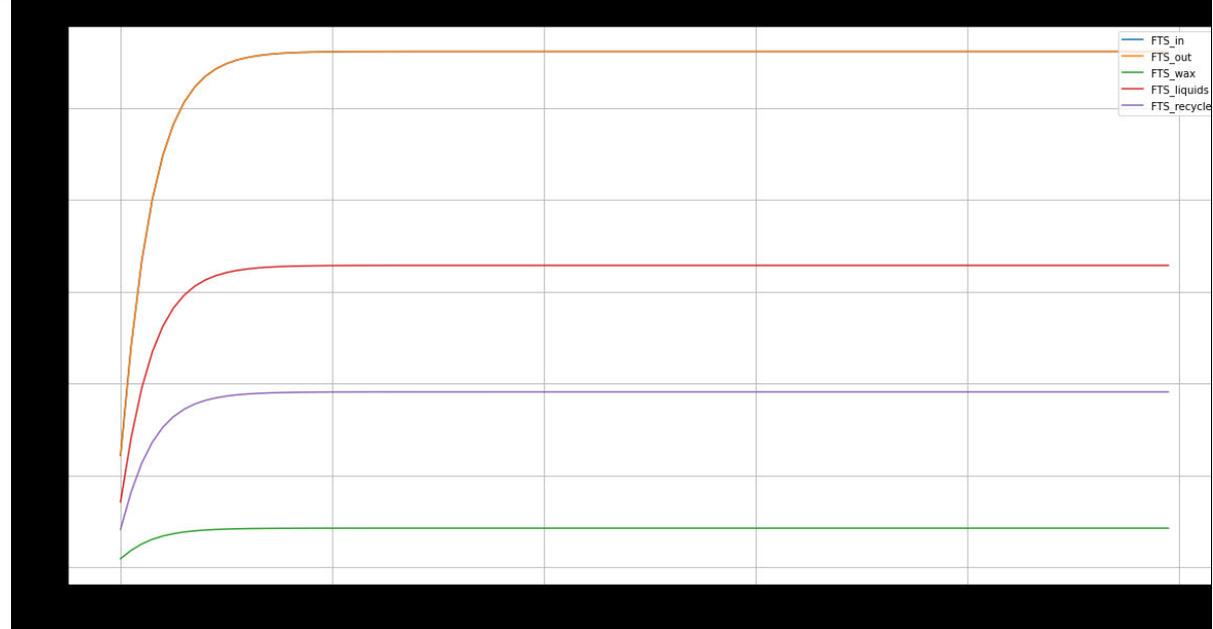
70 Vol% Methananteil am Biogas



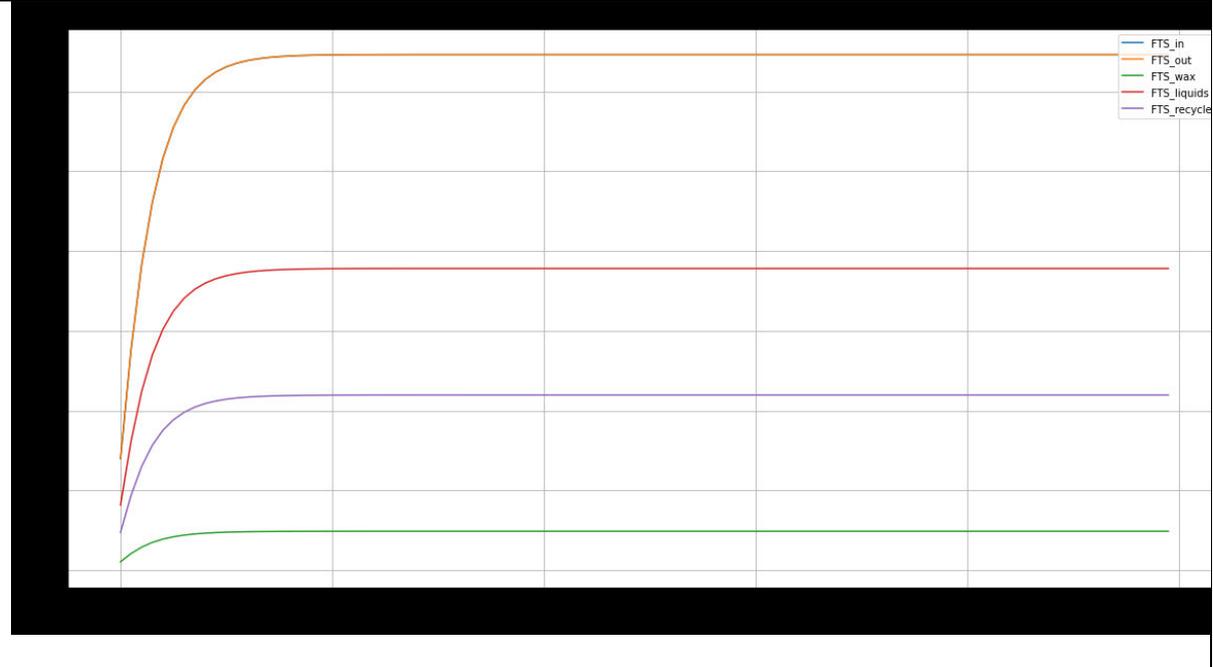
80 Vol% Methananteil am Biogas



90 Vol% Methananteil am Biogas

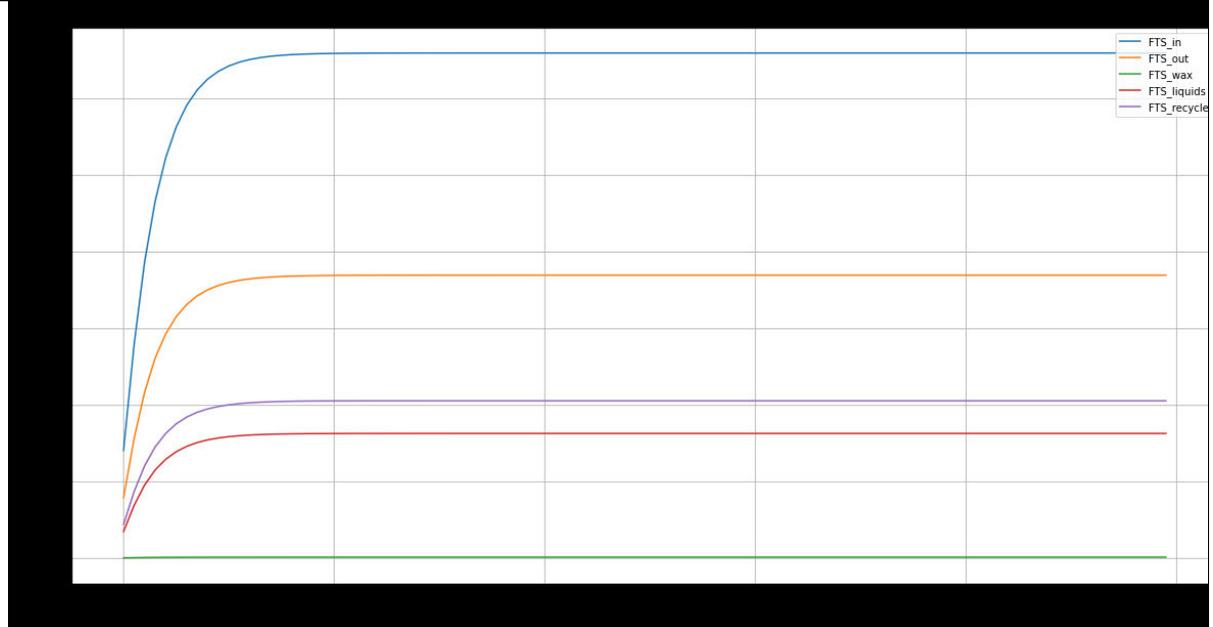


100 Vol% Methananteil am Biogas

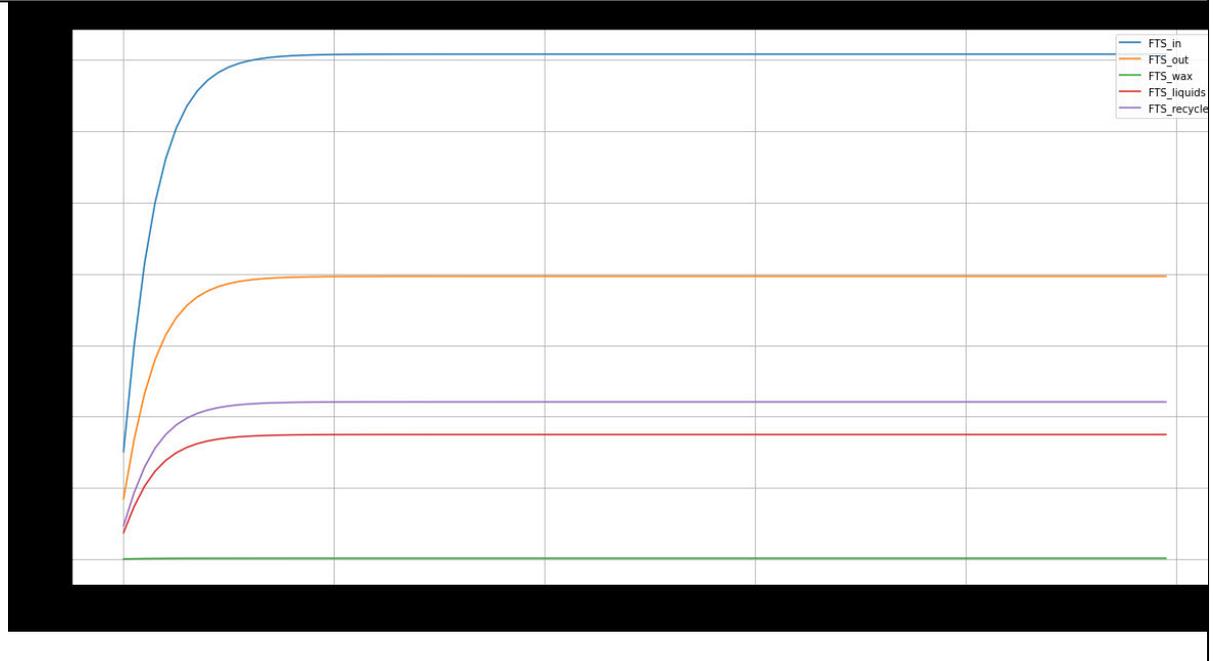


Verlaufdiagramme FTS – Stoffstrom

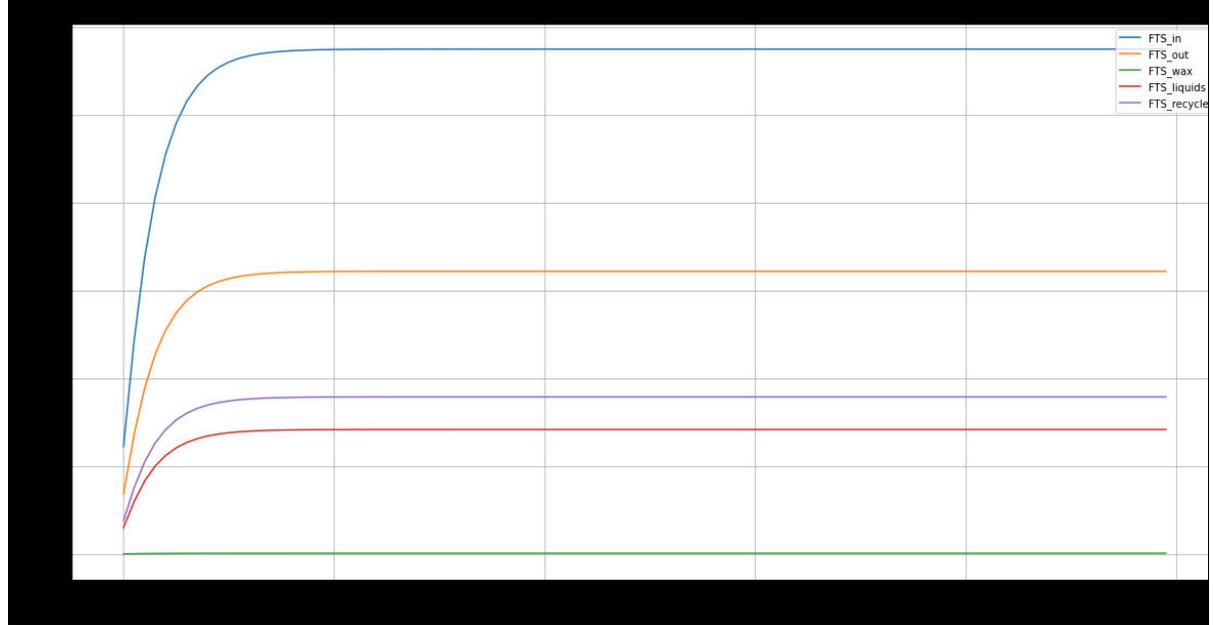
10 Vol% Methananteil am Biogas



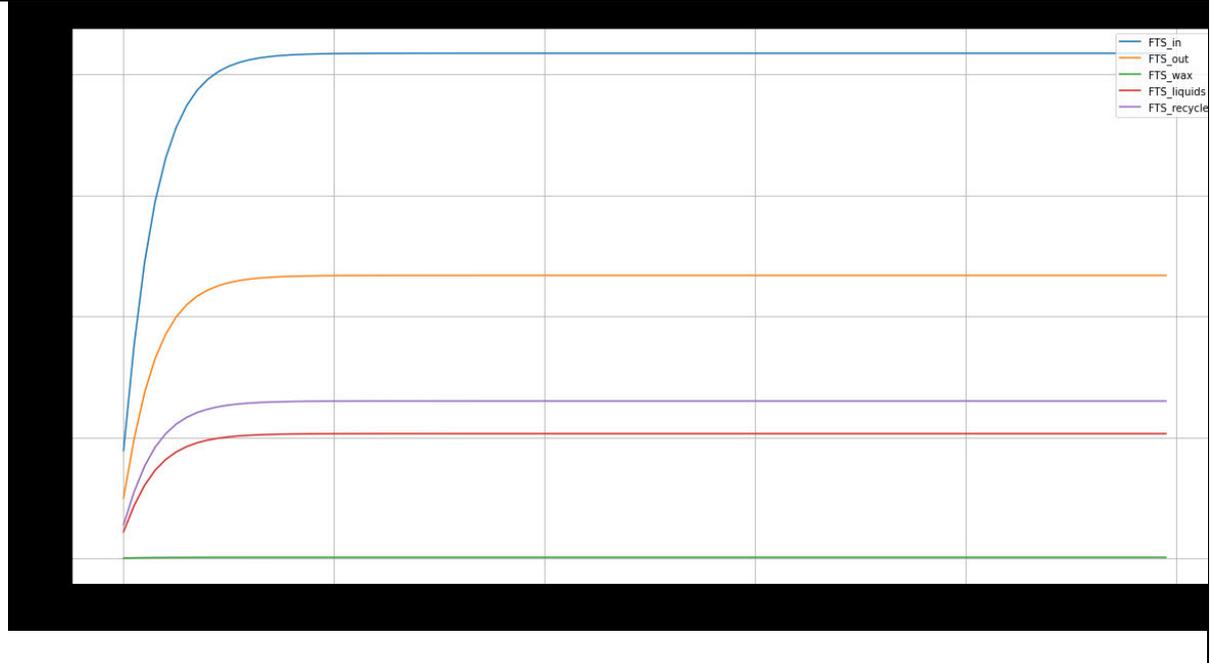
20 Vol% Methananteil am Biogas



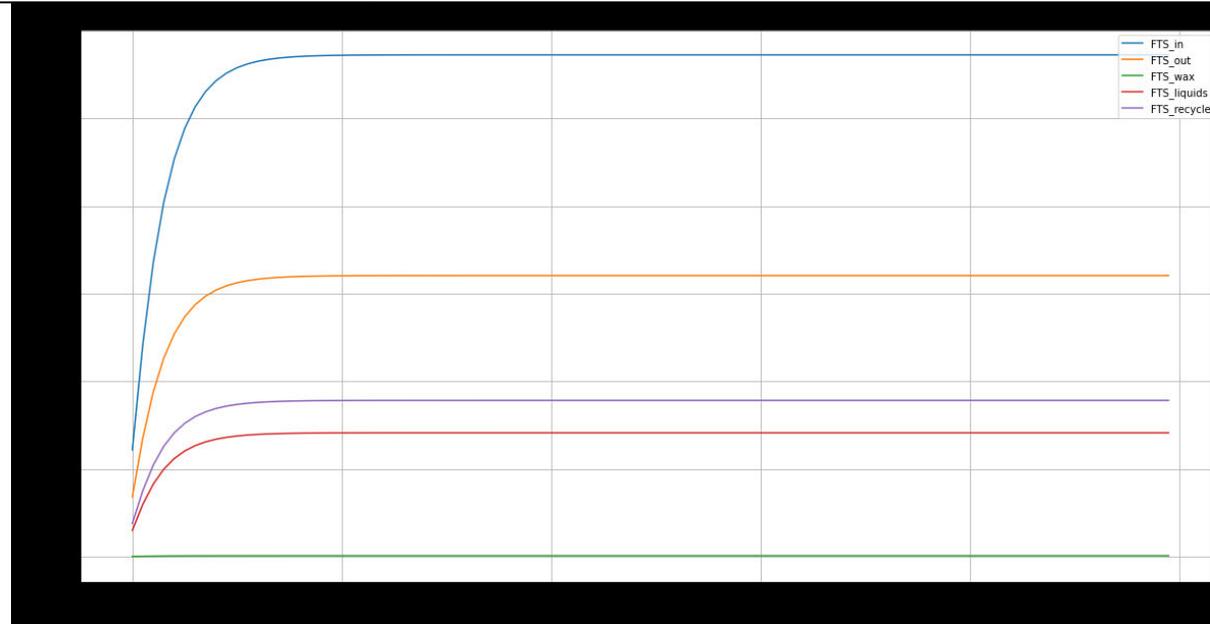
30 Vol% Methananteil am Biogas



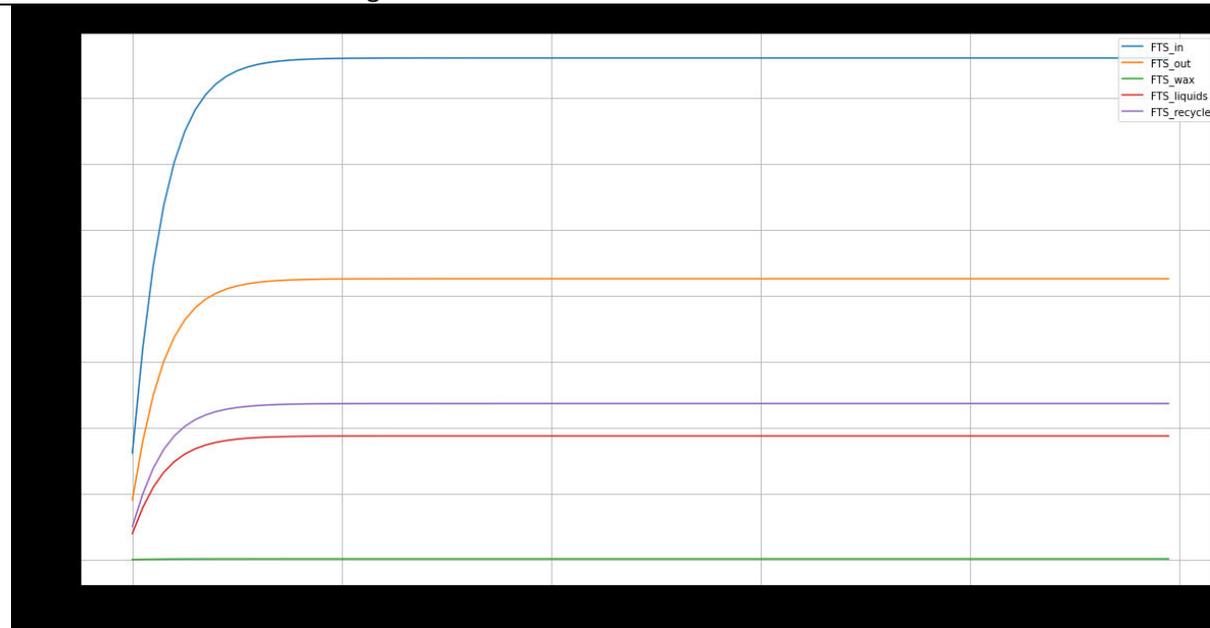
40 Vol% Methananteil am Biogas



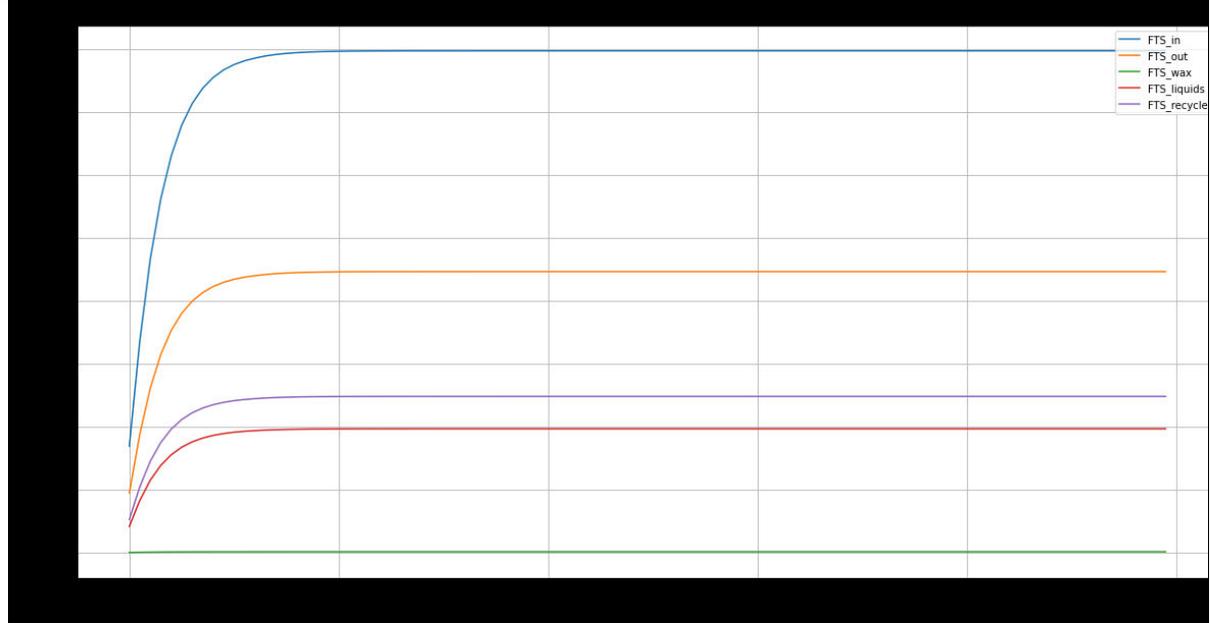
50 Vol% Methananteil am Biogas



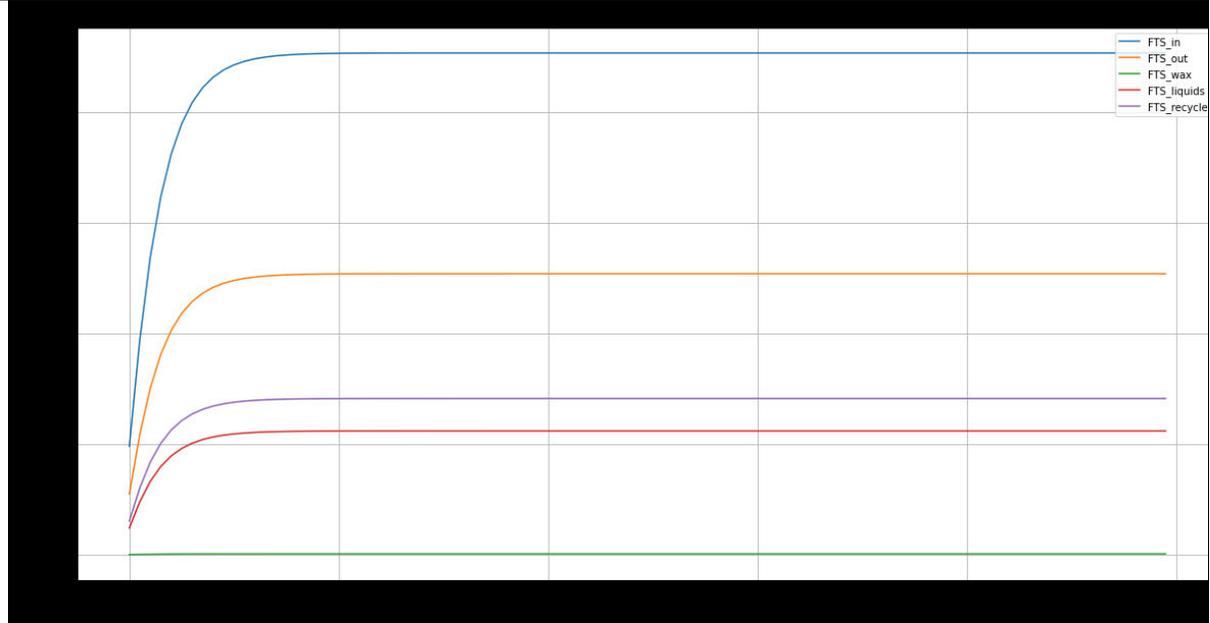
60 Vol% Methananteil am Biogas



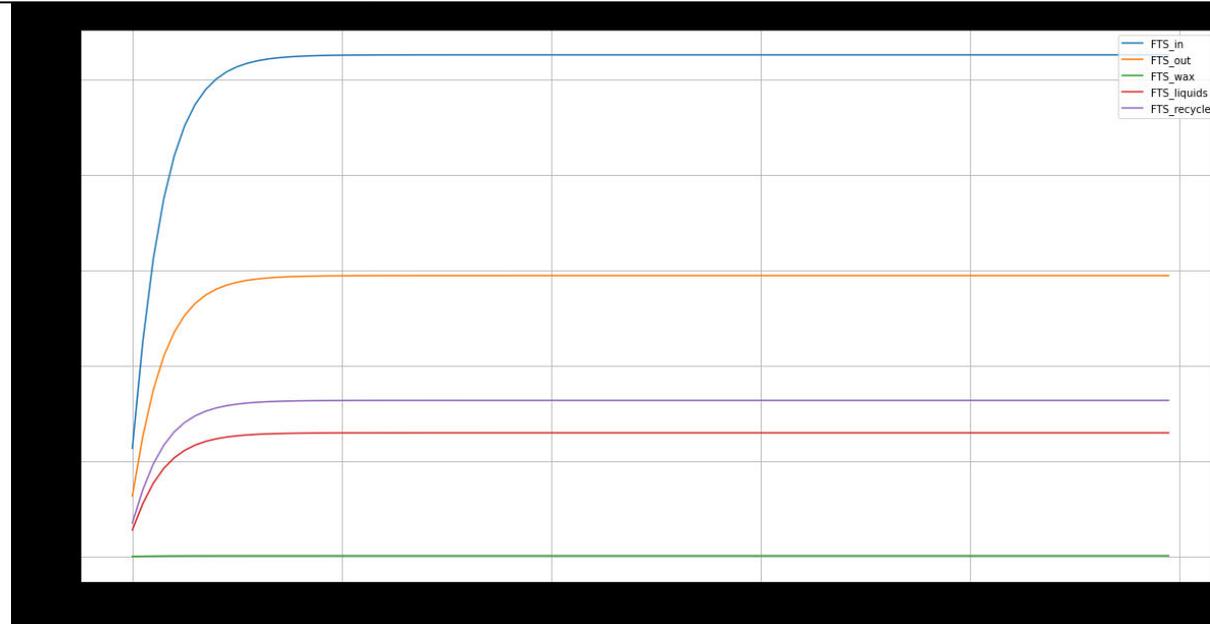
70 Vol% Methananteil am Biogas



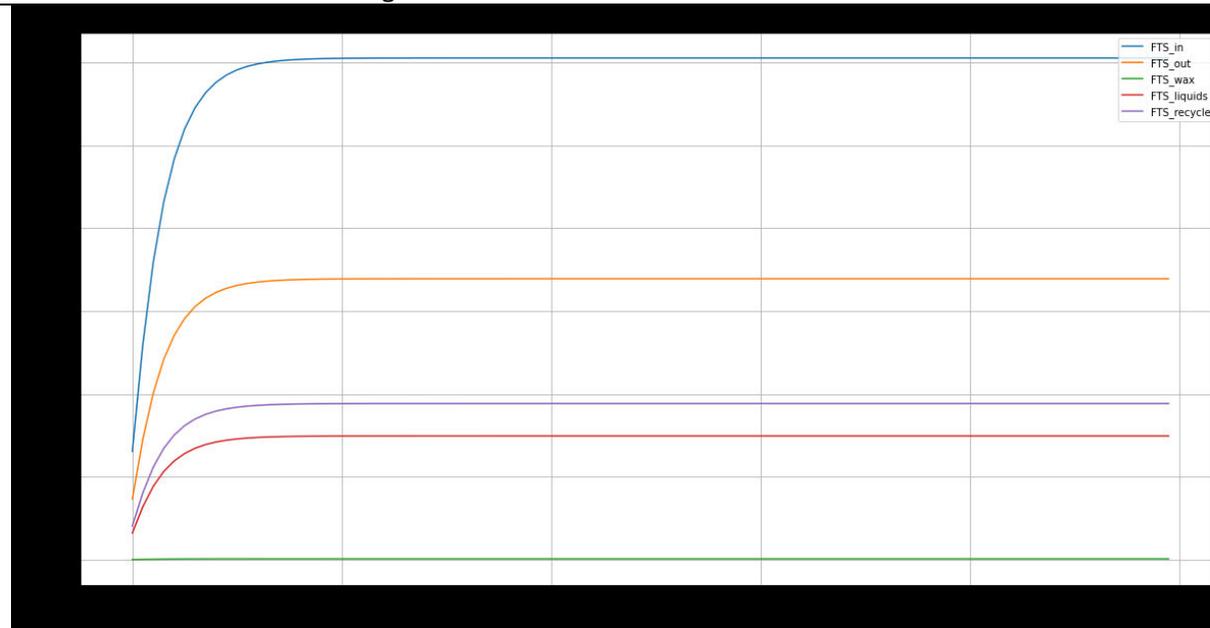
80 Vol% Methananteil am Biogas



90 Vol% Methananteil am Biogas

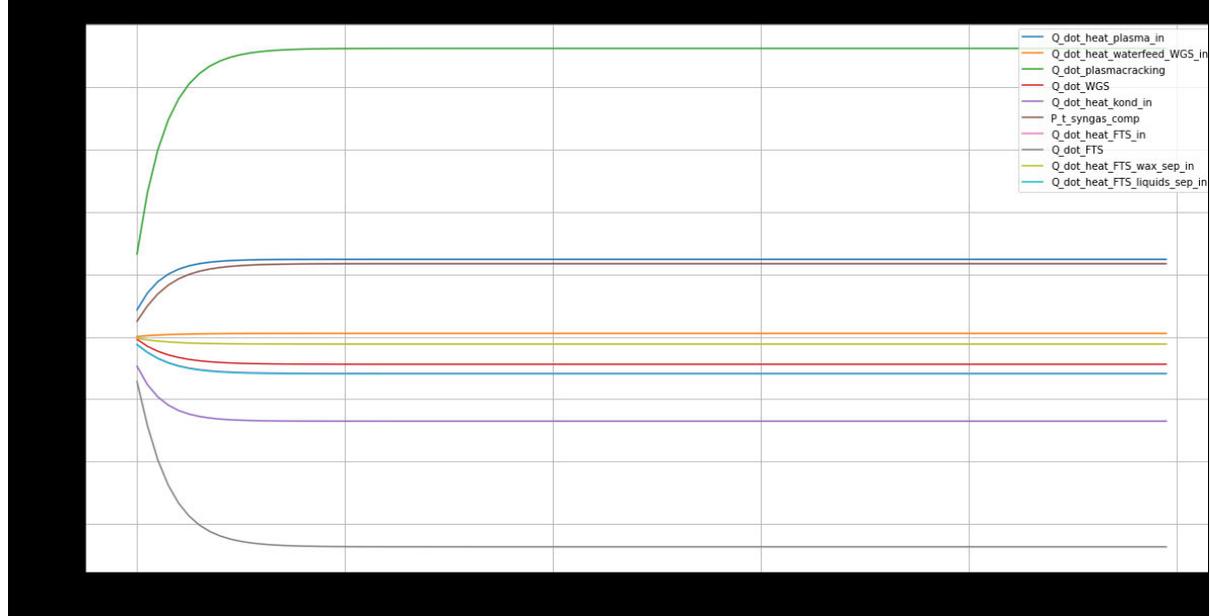


100 Vol% Methananteil am Biogas

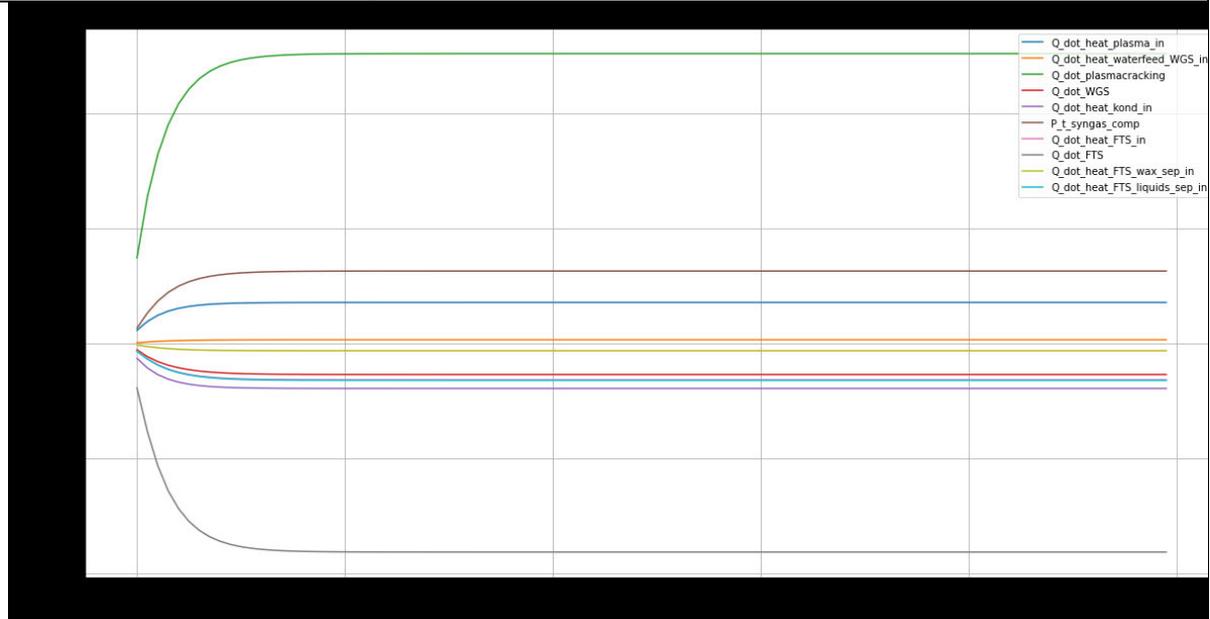


Verlaufdiagramm aller Leistungen

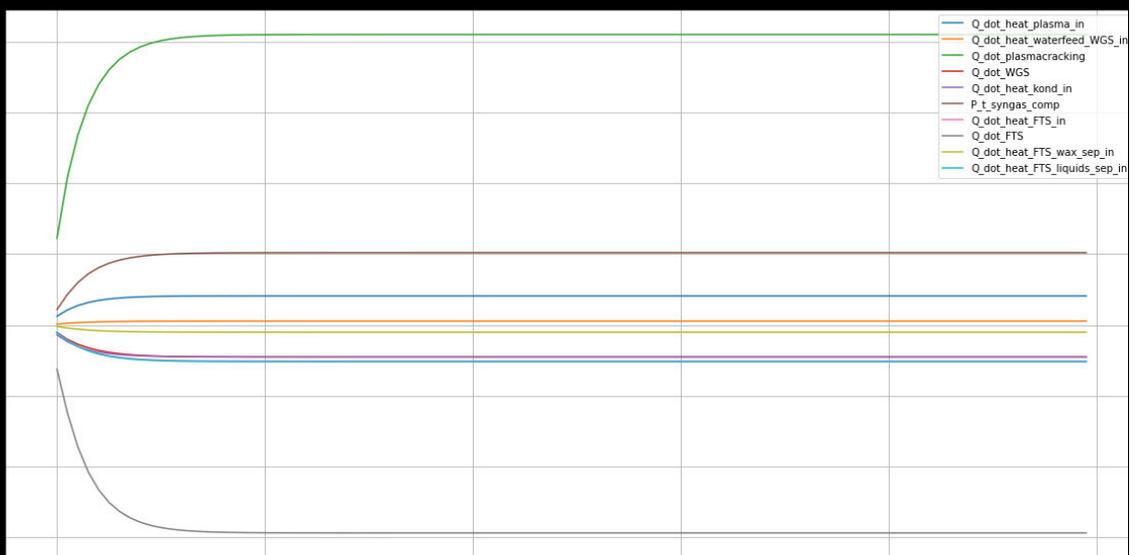
10 Vol% Methananteil am Biogas



20 Vol% Methananteil am Biogas



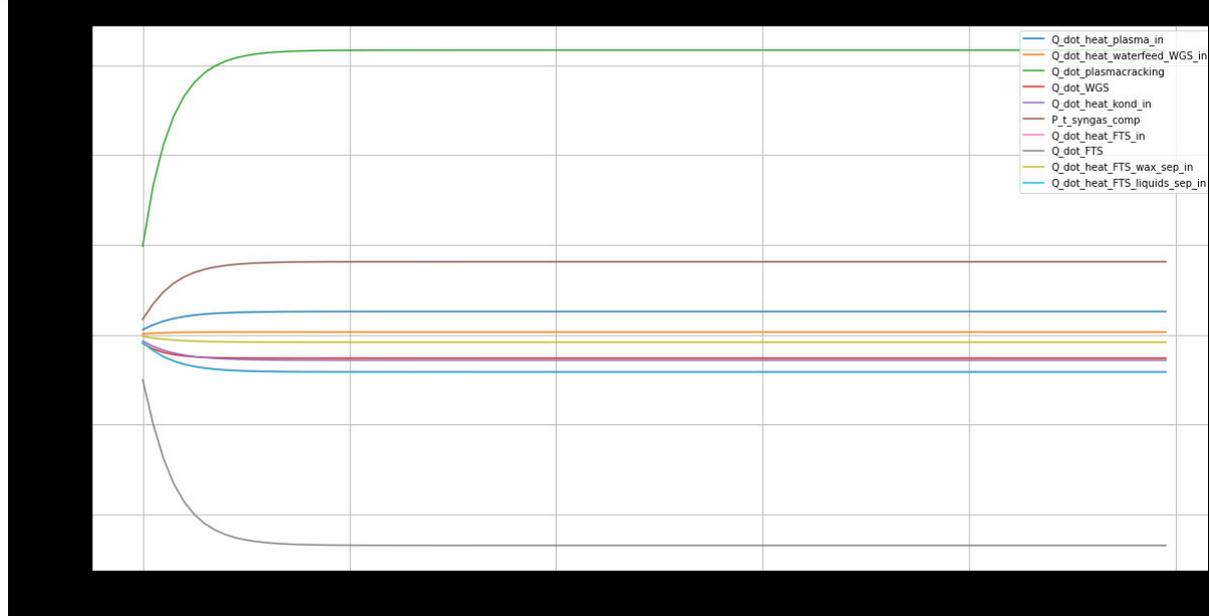
30 Vol% Methananteil am Biogas



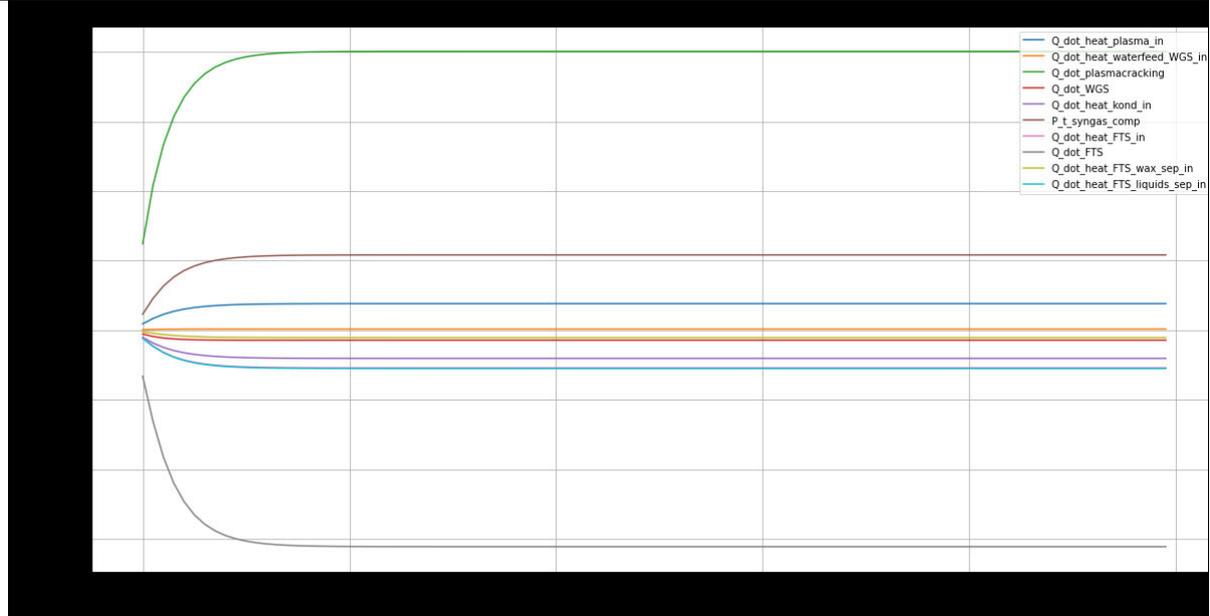
40 Vol% Methananteil am Biogas



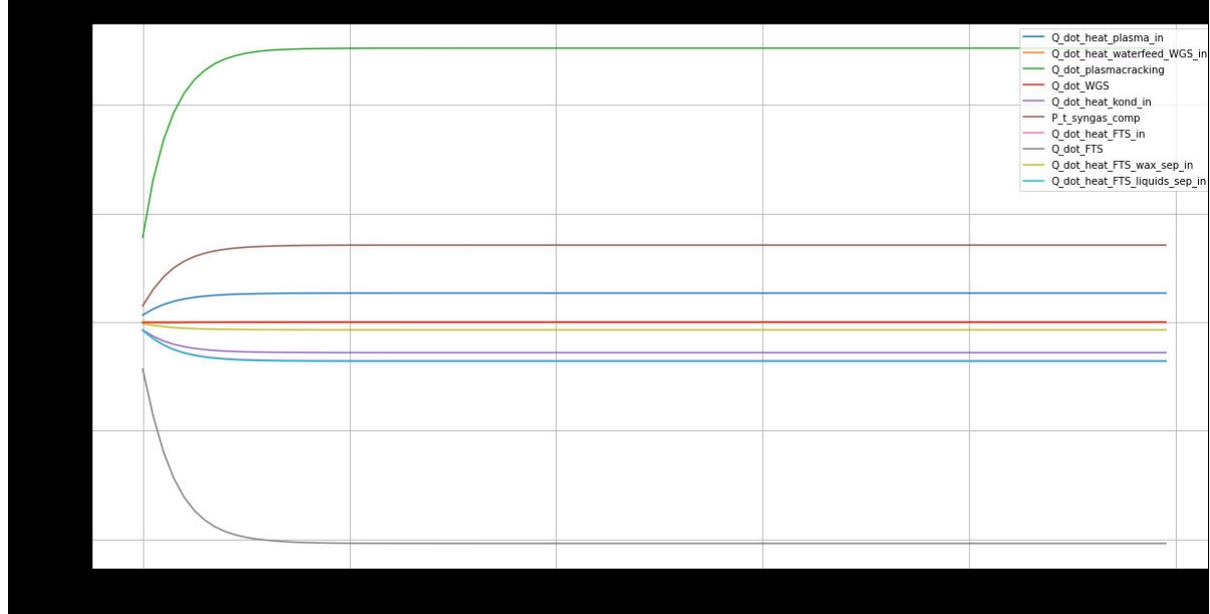
50 Vol% Methananteil am Biogas



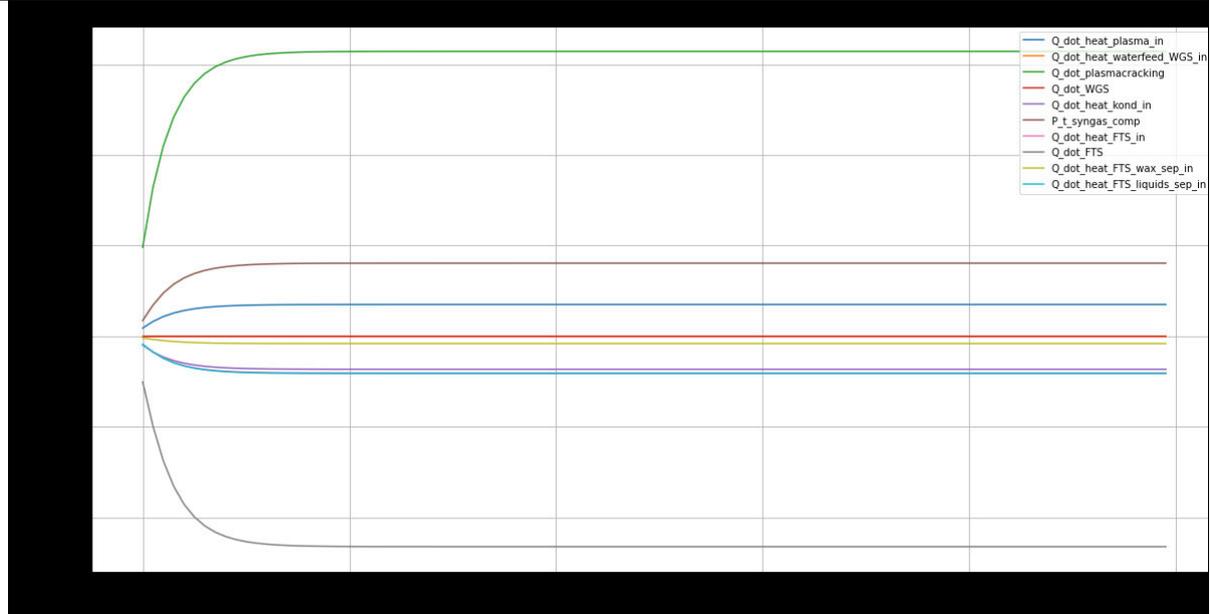
60 Vol% Methananteil am Biogas



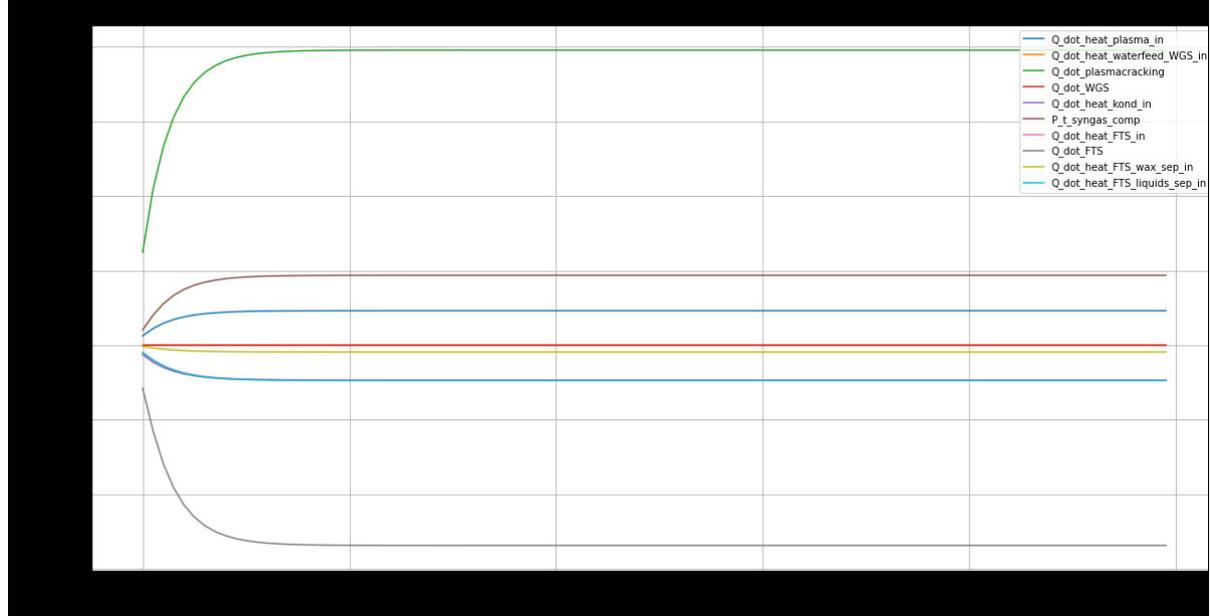
70 Vol% Methananteil am Biogas



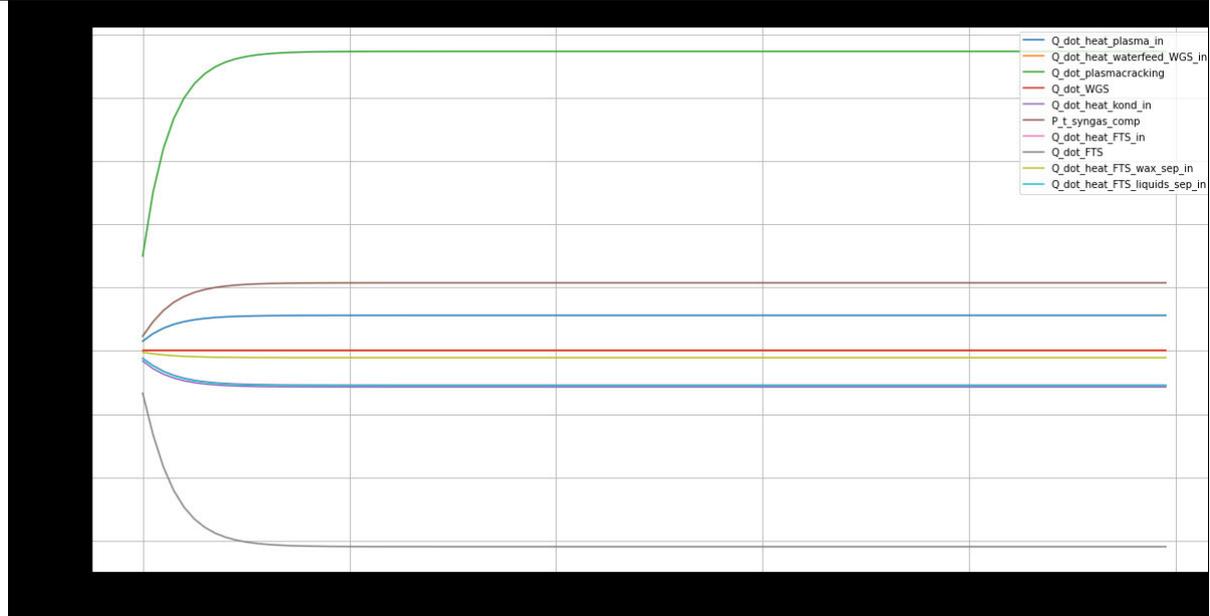
80 Vol% Methananteil am Biogas



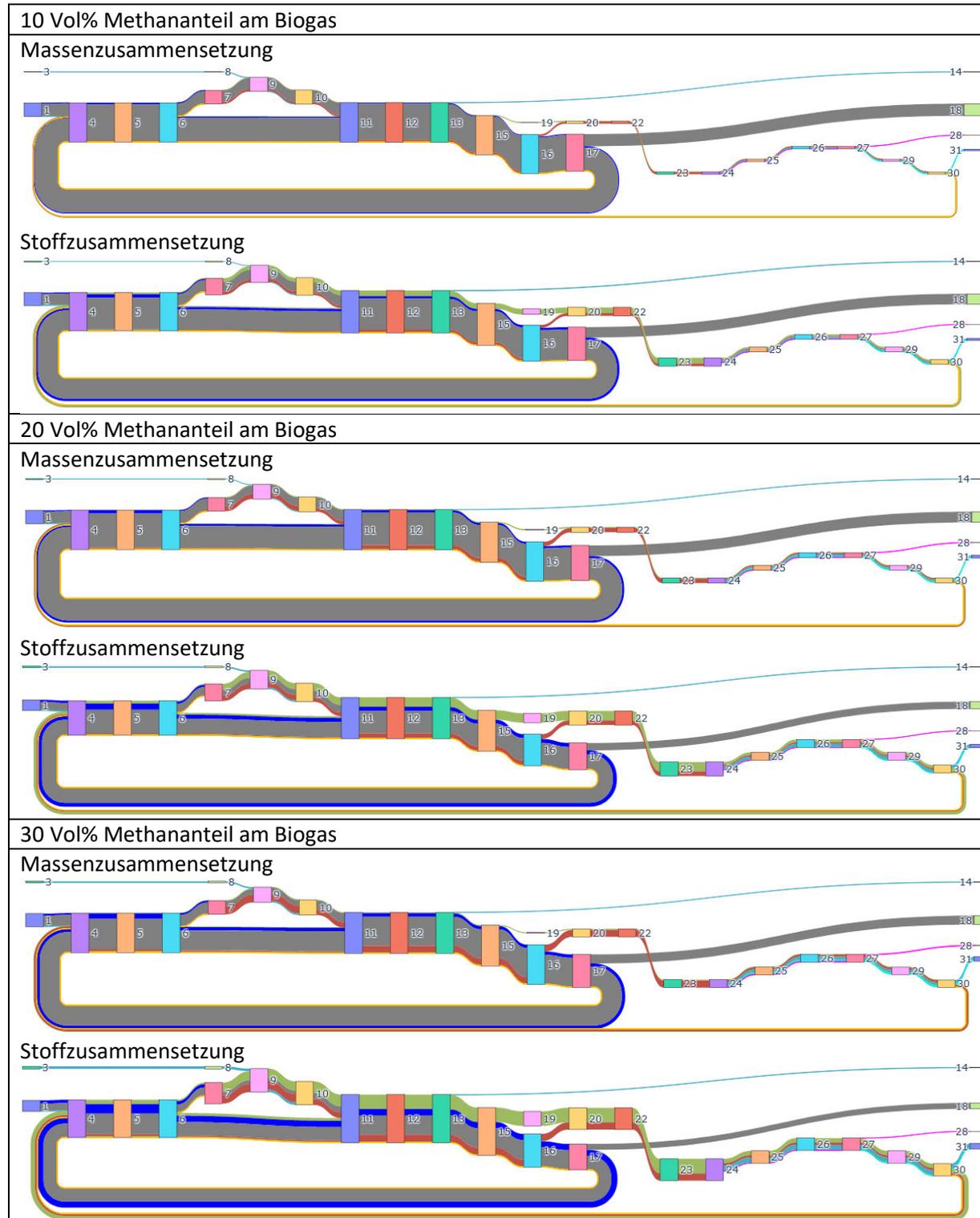
90 Vol% Methananteil am Biogas

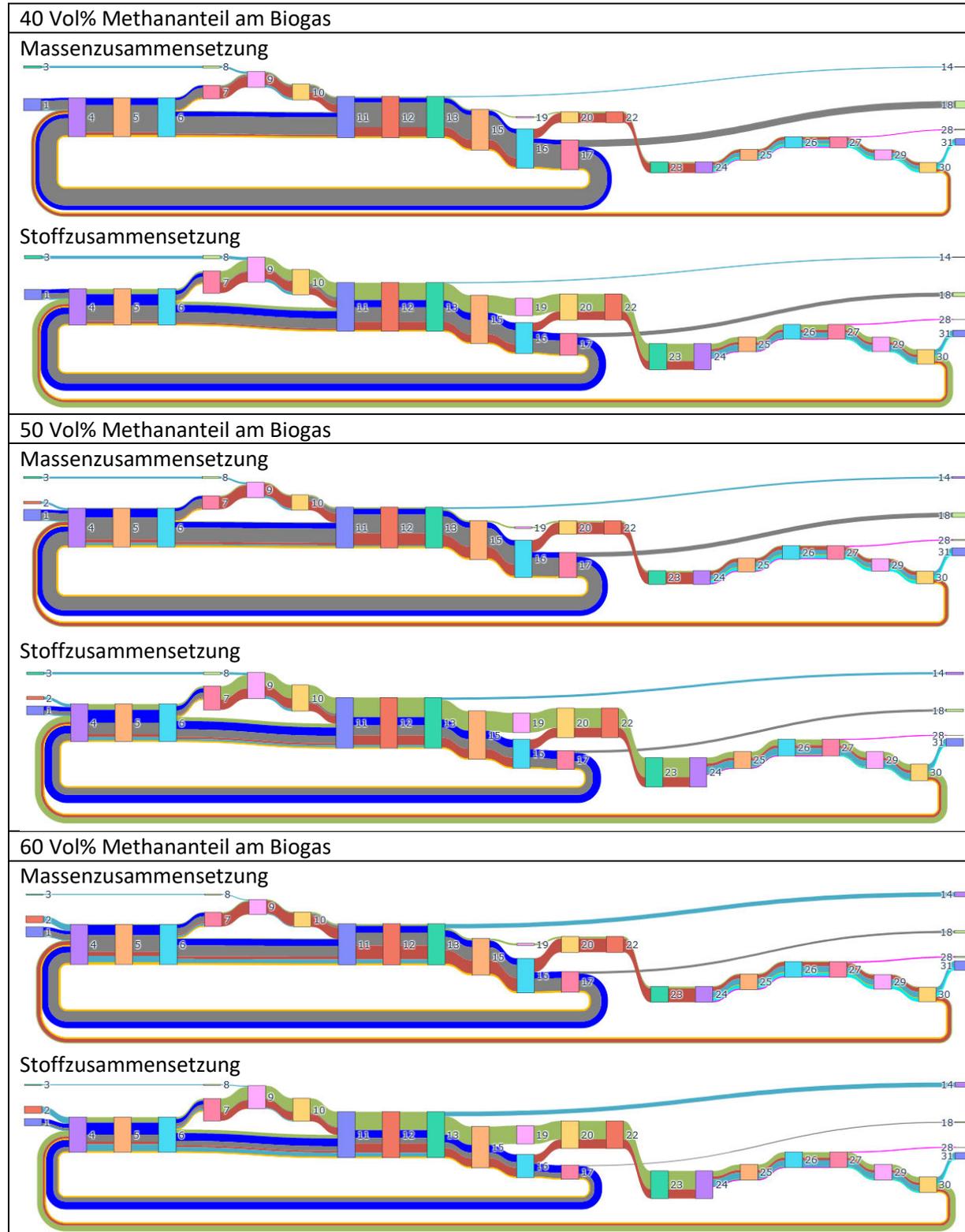


100 Vol% Methananteil am Biogas



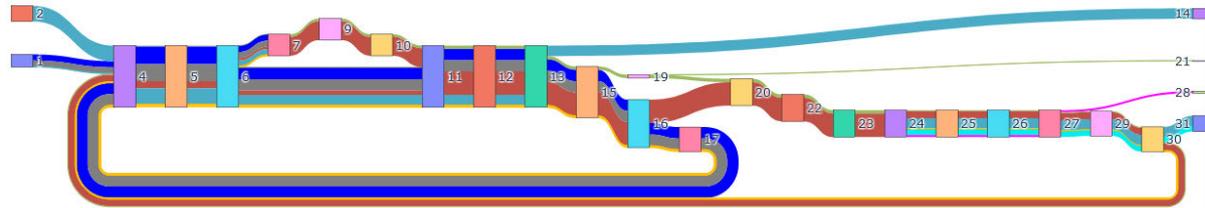
Sankey-Diagramm aller Anlagen-Komponenten



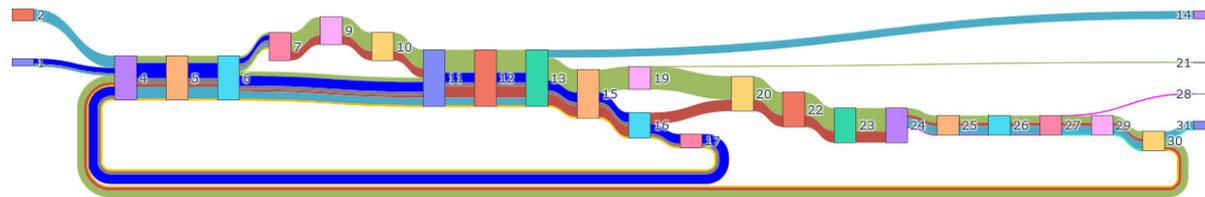


70 Vol% Methananteil am Biogas

Massenzusammensetzung

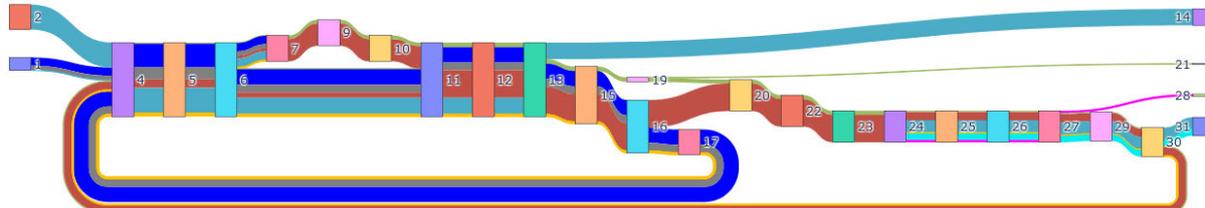


Stoffzusammensetzung

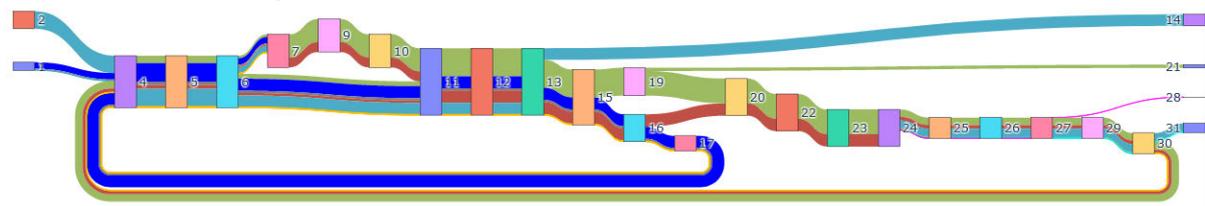


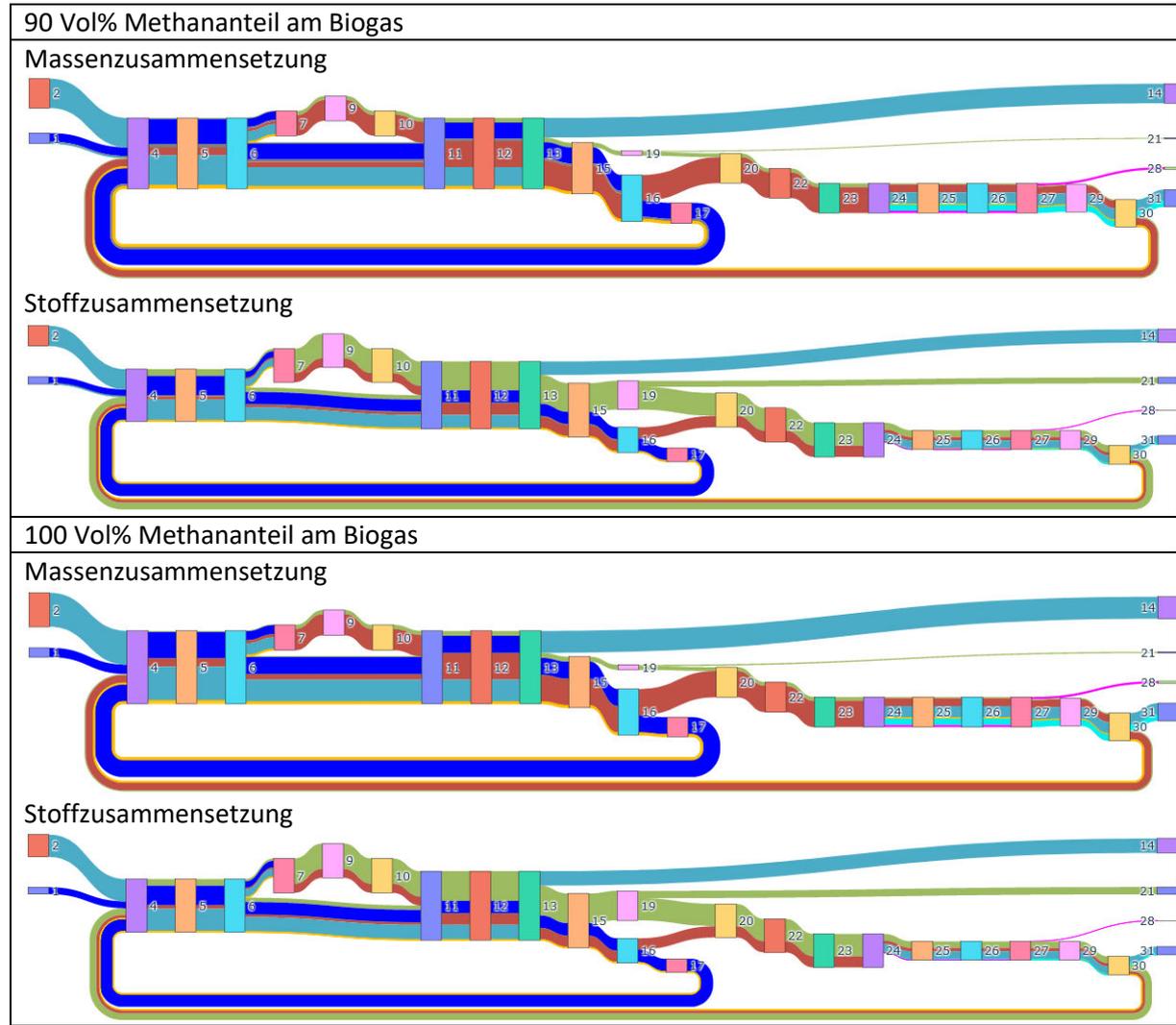
80 Vol% Methananteil am Biogas

Massenzusammensetzung

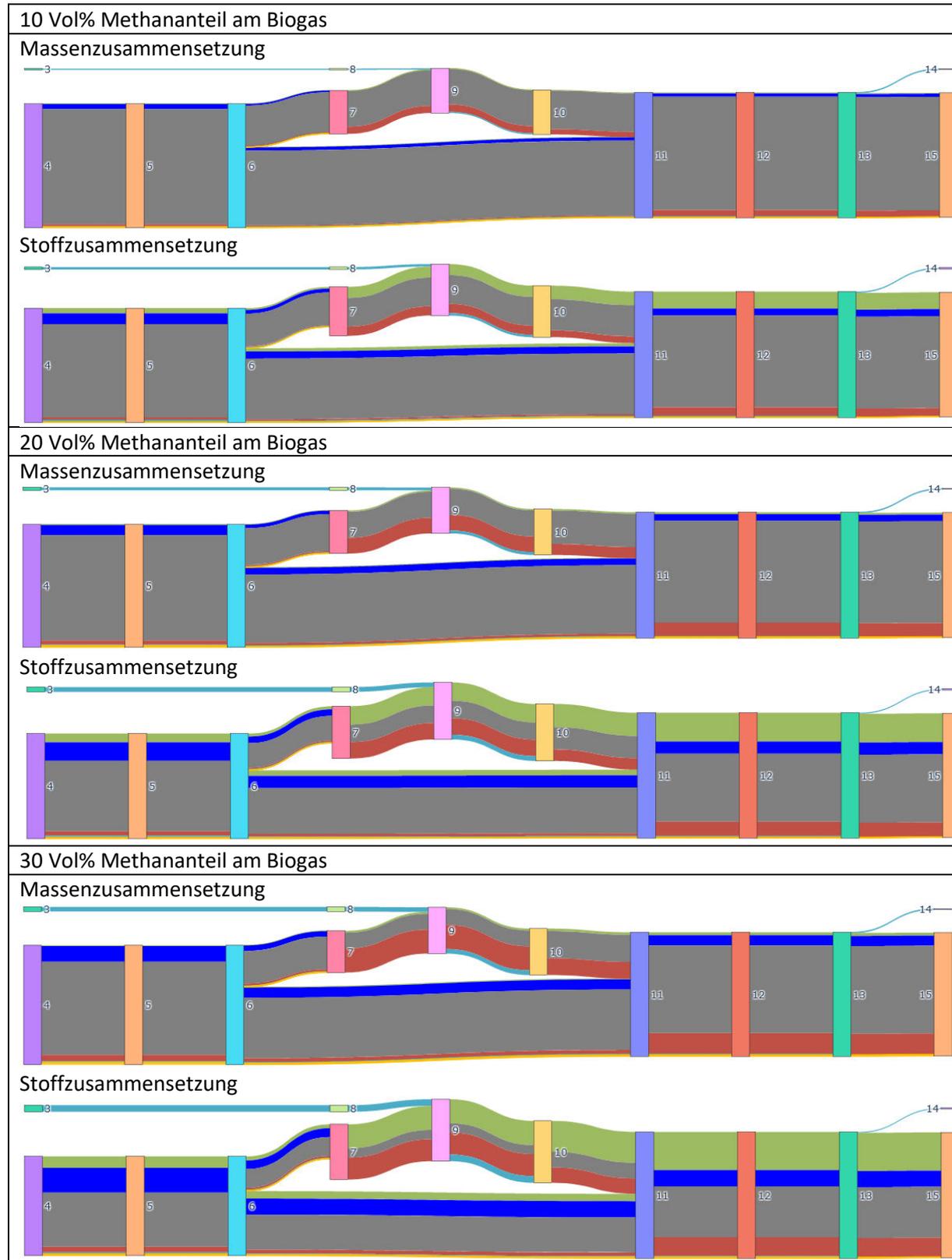


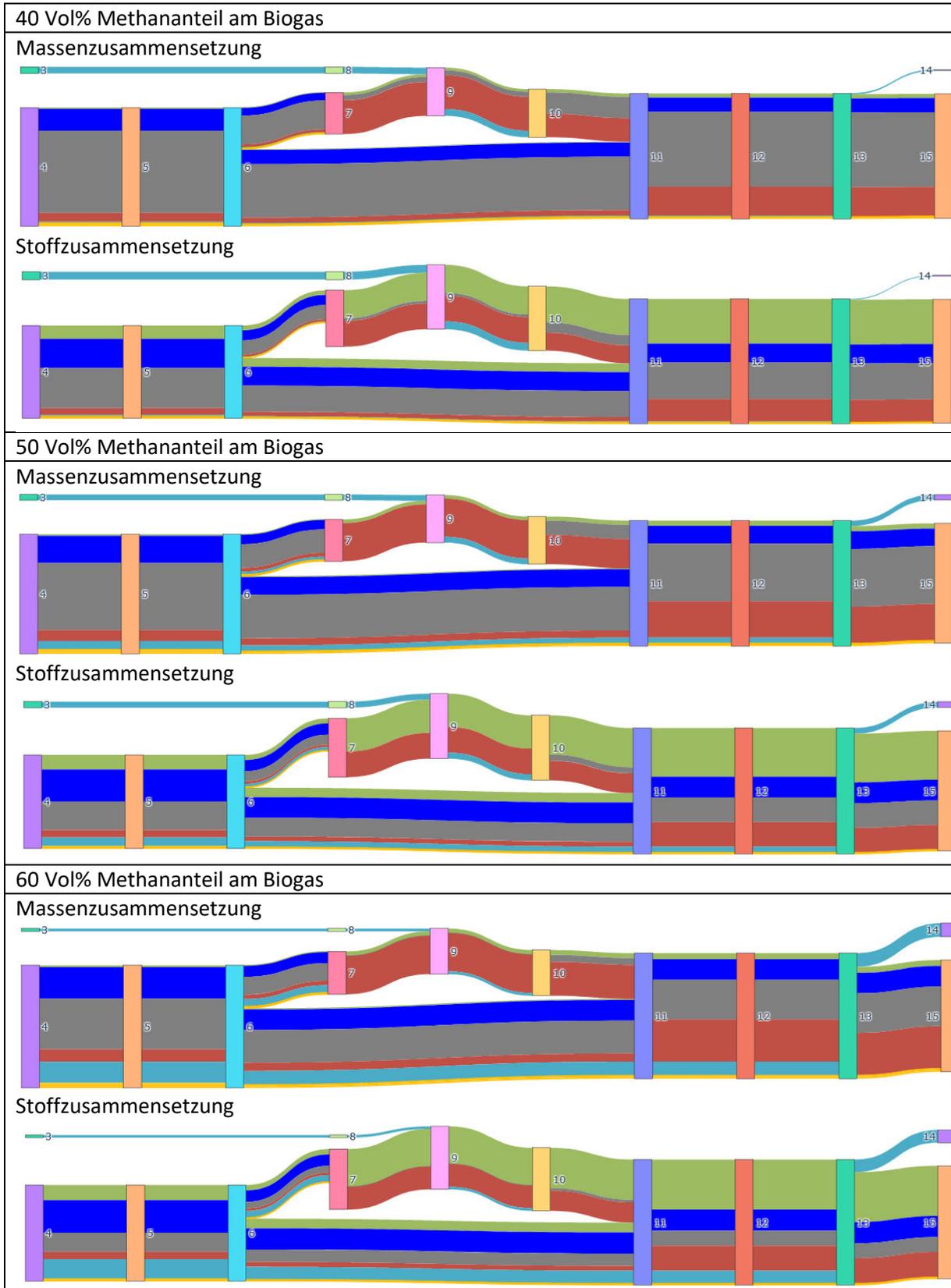
Stoffzusammensetzung





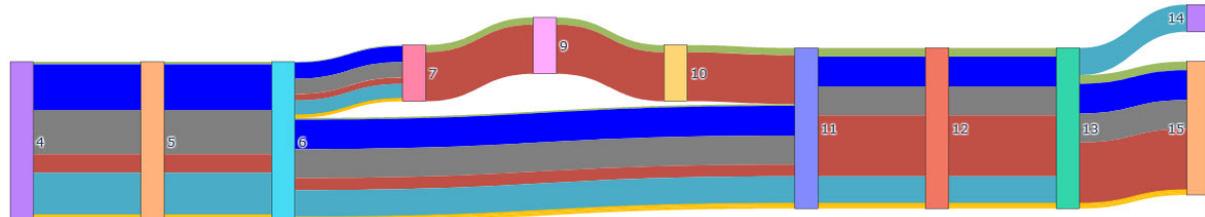
Sankey-Diagramm der Plasmalyse-Komponenten



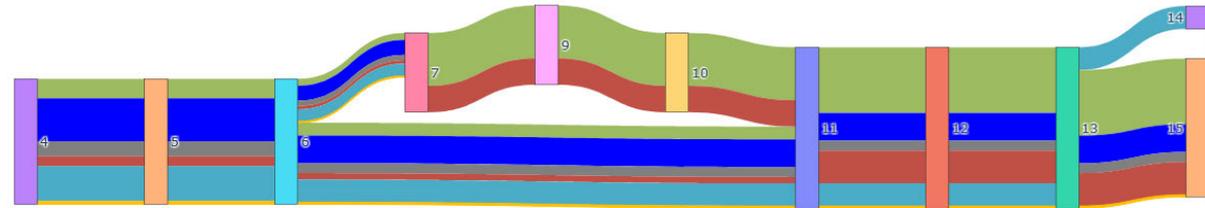


70 Vol% Methananteil am Biogas

Massenzusammensetzung

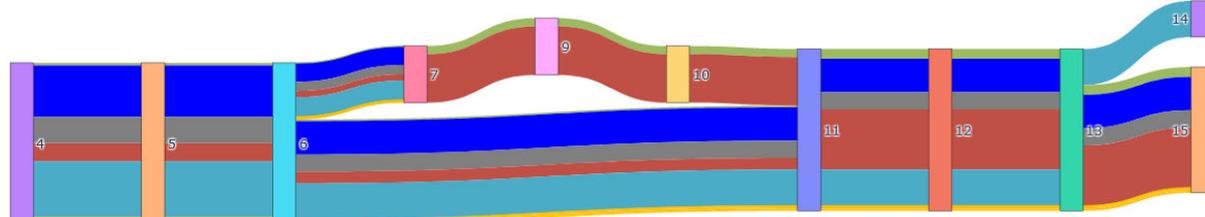


Stoffzusammensetzung

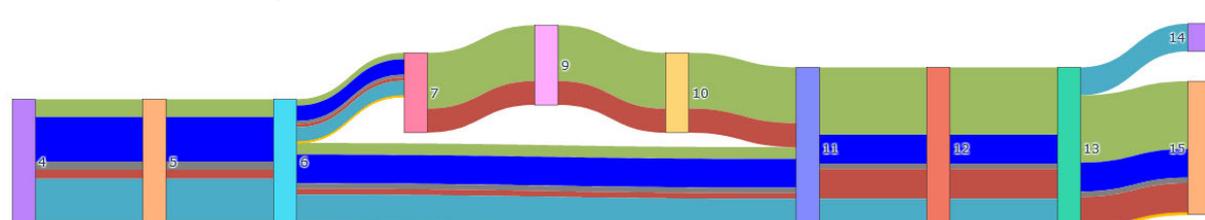


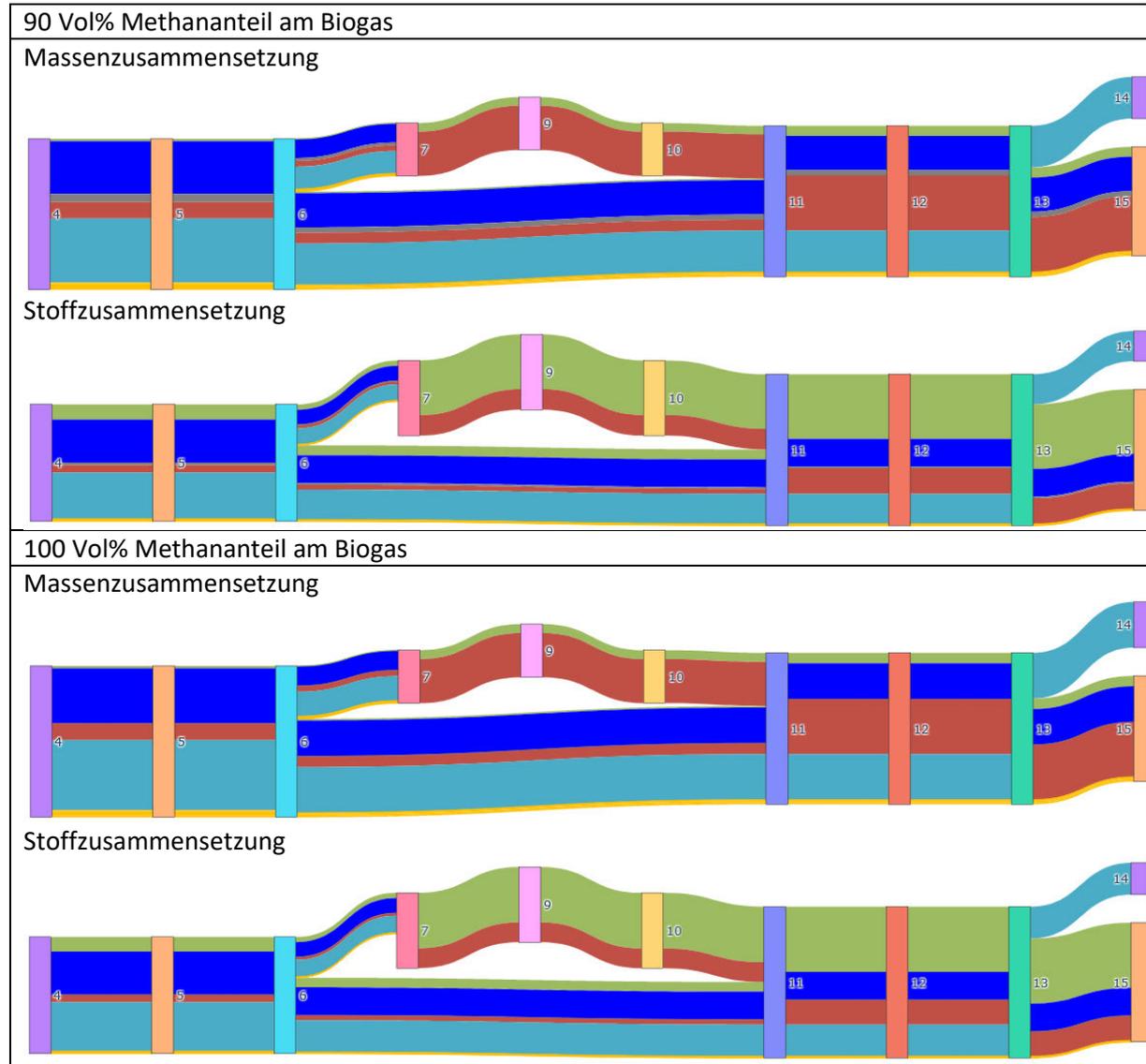
80 Vol% Methananteil am Biogas

Massenzusammensetzung

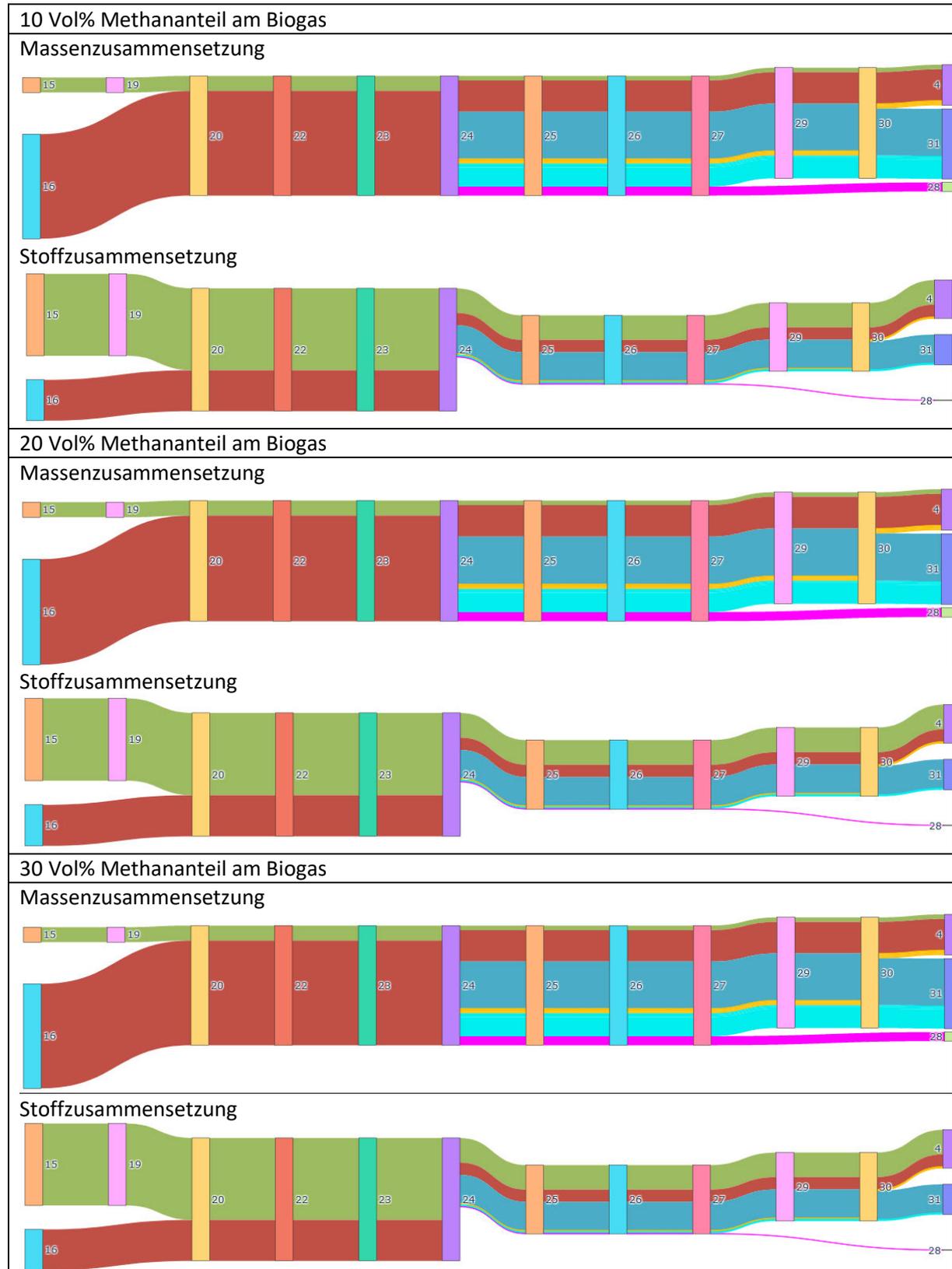


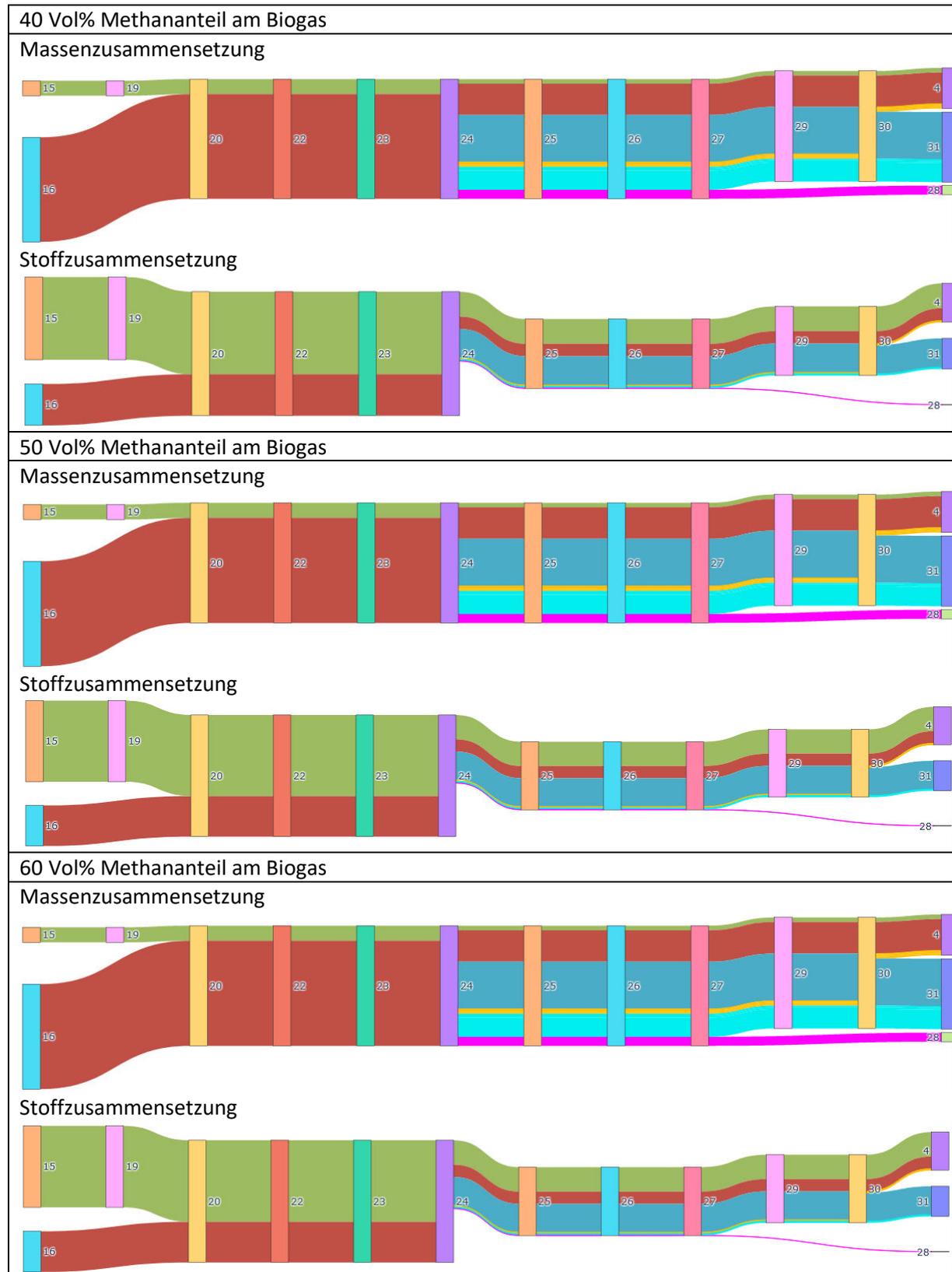
Stoffzusammensetzung

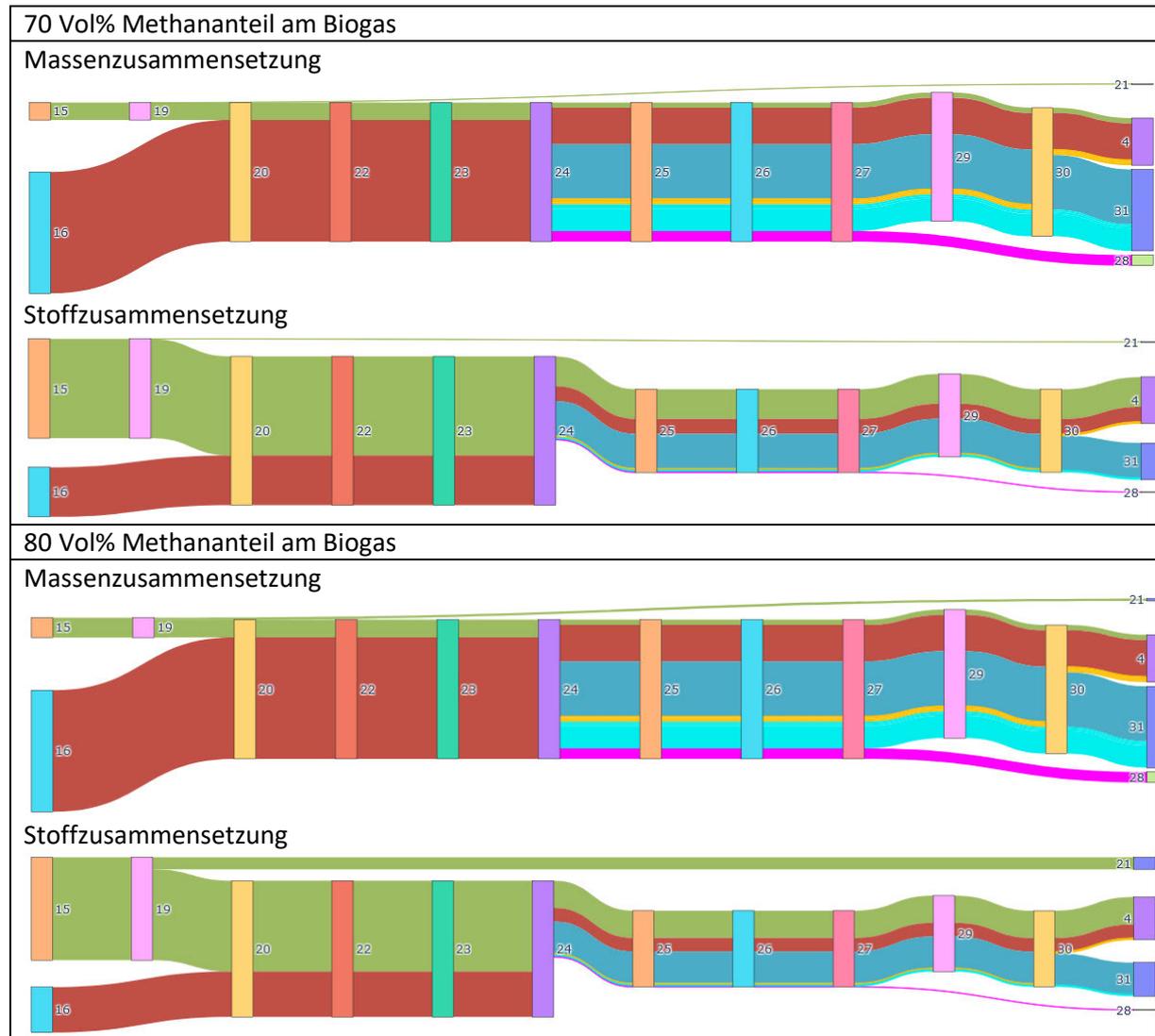


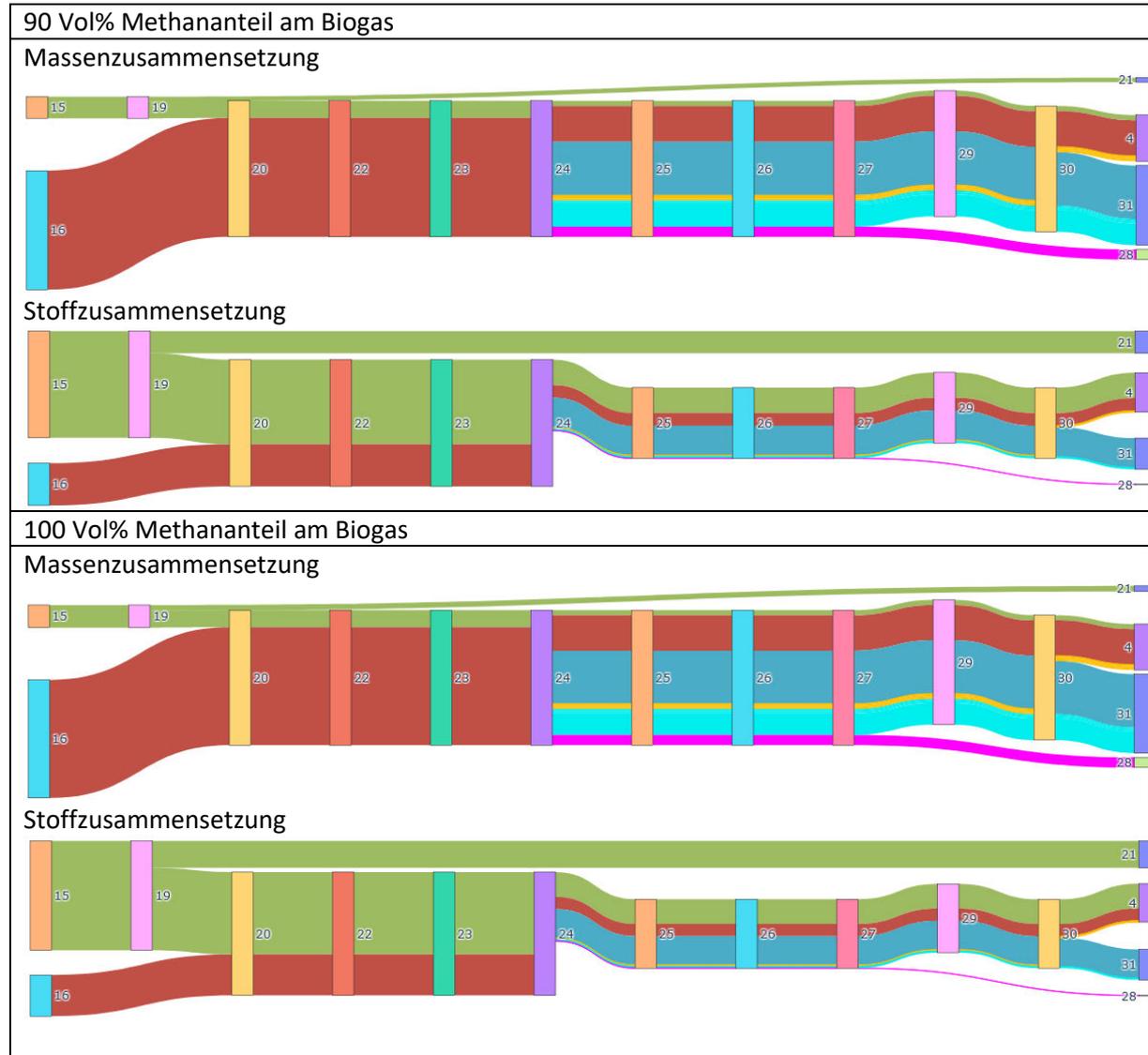


Sankey-Diagramm der Fischer-Tropsch-Komponenten









Gesamtleistungsbedarfe

10 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	6210,0	6,2	17,5
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	269,4	0,3	0,8
Q_dot_plasmacracking	23115,2	23,1	65,2
Q_dot_WGS	-2203,7	-2,2	-
Q_dot_heat_kond_in	-6765,6	-6,8	-
P_t_syngas_comp	5853,7	5,9	16,5
Q_dot_heat_FTS_in	-2930,4	-2,9	-
Q_dot_FTS	-16859,0	-16,9	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-581,8	-0,6	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-2976,7	-3,0	-
P_t_Ges	35448,2	35,4	

20 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	7135,8	7,1	10,1
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	658,4	0,7	0,9
Q_dot_plasmacracking	50374,9	50,4	71,2
Q_dot_WGS	-5386,7	-5,4	-
Q_dot_heat_kond_in	-7799,8	-7,8	-
P_t_syngas_comp	12592,5	12,6	17,8
Q_dot_heat_FTS_in	-6303,8	-6,3	-
Q_dot_FTS	-36269,9	-36,3	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-1251,5	-1,3	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-6403,9	-6,4	-
P_t_Ges	70761,6	70,8	

30 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	8213,6	8,2	7,3
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1111,0	1,1	1,0
Q_dot_plasmacracking	82095,2	82,1	73,4
Q_dot_WGS	-9089,0	-9,1	-
Q_dot_heat_kond_in	-9022,5	-9,0	-
P_t_syngas_comp	20433,2	20,4	18,3
Q_dot_heat_FTS_in	-10228,9	-10,2	-
Q_dot_FTS	-58858,3	-58,9	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-2030,9	-2,0	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-10391,8	-10,4	-
P_t_Ges	111852,9	111,9	

40 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	9483,6	9,5	5,9
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1643,9	1,6	1,0
Q_dot_plasmacracking	119466,4	119,5	74,5
Q_dot_WGS	-13448,9	-13,4	-
Q_dot_heat_kond_in	-10474,7	-10,5	-
P_t_syngas_comp	29669,7	29,7	18,5
Q_dot_heat_FTS_in	-14852,7	-14,9	-
Q_dot_FTS	-85472,5	-85,5	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-2949,0	-2,9	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-15090,2	-15,1	-
P_t_Ges	160263,5	160,3	

50 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	13006,8	13,0	6,1
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1581,0	1,6	0,7
Q_dot_plasmacracking	158387,5	158,4	74,1
Q_dot_WGS	-12934,4	-12,9	-
Q_dot_heat_kond_in	-14092,7	-14,1	-
P_t_syngas_comp	40706,8	40,7	19,1
Q_dot_heat_FTS_in	-20378,0	-20,4	-
Q_dot_FTS	-117263,5	-117,3	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-4046,0	-4,0	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-20703,3	-20,7	-
P_t_Ges	213682,2	213,7	

60 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	19097,6	19,1	7,0
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	873,0	0,9	0,3
Q_dot_plasmacracking	200518,5	200,5	73,0
Q_dot_WGS	-7142,3	-7,1	-
Q_dot_heat_kond_in	-20265,7	-20,3	-
P_t_syngas_comp	54124,6	54,1	19,7
Q_dot_heat_FTS_in	-27094,9	-27,1	-
Q_dot_FTS	-155893,0	-155,9	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-5379,2	-5,4	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-27524,8	-27,5	-
P_t_Ges	274613,8	274,6	

70 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	26712,1	26,7	7,6
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	0,0	0,0	-
Q_dot_plasmacracking	252484,2	252,5	72,1
Q_dot_WGS	0,0	0,0	-
Q_dot_heat_kond_in	-28096,1	-28,1	-
P_t_syngas_comp	70915,7	70,9	20,3
Q_dot_heat_FTS_in	-35500,5	-35,5	-
Q_dot_FTS	-204229,2	-204,2	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-7047,6	-7,0	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-36060,7	-36,1	-
P_t_Ges	350112,0	350,1	

80 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	35059,4	35,1	8,2
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	0,0	0,0	-
Q_dot_plasmacracking	314265,5	314,3	73,1
Q_dot_WGS	0,0	0,0	-
Q_dot_heat_kond_in	-36294,0	-36,3	-
P_t_syngas_comp	80661,5	80,7	18,8
Q_dot_heat_FTS_in	-40379,3	-40,4	-
Q_dot_FTS	-232296,3	-232,3	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-8016,1	-8,0	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-41016,5	-41,0	-
P_t_Ges	429986,4	430,0	

90 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	46066,7	46,1	8,6
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	0,0	0,0	-
Q_dot_plasmacracking	395748,4	395,7	73,9
Q_dot_WGS	0,0	0,0	-
Q_dot_heat_kond_in	-47106,2	-47,1	-
P_t_syngas_comp	93515,7	93,5	17,5
Q_dot_heat_FTS_in	-46814,2	-46,8	-
Q_dot_FTS	-269314,9	-269,3	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-9293,5	-9,3	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-47552,9	-47,6	-
P_t_Ges	535330,9	535,3	

100 Vol% Methananteil am Biogas

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	56132,8	56,1	8,8
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	0,0	0,0	-
Q_dot_plasmacracking	473502,4	473,5	74,3
Q_dot_WGS	0,0	0,0	-
Q_dot_heat_kond_in	-57104,0	-57,1	-
P_t_syngas_comp	107619,1	107,6	16,9
Q_dot_heat_FTS_in	-53874,3	-53,9	-
Q_dot_FTS	-309931,0	-309,9	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-10695,1	-10,7	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-54724,4	-54,7	-
P_t_Ges	637254,2	637,3	

Zusammenfassungen

10 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	0,000
H2O_WGS	2,894
H2O_in	2,894
FTS-Wachs	1,326
FTS-Liquids-trocken	3,366
C5+_out	4,692
H2O_FTS-Liquids	6,920
H2O_Kondensator_Plasmalyse	1,467
H2O_out	8,387
CO2_out	89,786
H2_out	0,000

20 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	0,000
H2O_WGS	7,074
H2O_in	7,074
FTS-Wachs	2,853
FTS-Liquids-trocken	7,240
C5+_out	10,093
H2O_FTS-Liquids	14,888
H2O_Kondensator_Plasmalyse	1,577
H2O_out	16,465
CO2_out	80,452
H2_out	0,000

30 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	0,000
H2O_WGS	11,936
H2O_in	11,936
FTS-Wachs	4,630
FTS-Liquids-trocken	11,749
C5+_out	16,379
H2O_FTS-Liquids	24,160
H2O_Kondensator_Plasmalyse	1,706
H2O_out	25,866
CO2_out	69,589
H2_out	0,000

40 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	0,000
H2O_WGS	17,662
H2O_in	17,662
FTS-Wachs	6,723
FTS-Liquids-trocken	17,061
C5+_out	23,784
H2O_FTS-Liquids	35,084
H2O_Kondensator_Plasmalyse	1,857
H2O_out	36,941
CO2_out	56,788
H2_out	0,000

50 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	21,473
H2O_WGS	16,986
H2O_in	38,459
FTS-Wachs	9,224
FTS-Liquids-trocken	23,407
C5+_out	32,631
H2O_FTS-Liquids	48,134
H2O_Kondensator_Plasmalyse	15,996
H2O_out	64,130
CO2_out	41,495
H2_out	0,000

60 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	66,960
H2O_WGS	9,380
H2O_in	76,340
FTS-Wachs	12,263
FTS-Liquids-trocken	31,120
C5+_out	43,383
H2O_FTS-Liquids	63,990
H2O_Kondensator_Plasmalyse	45,782
H2O_out	109,772
CO2_out	22,914
H2_out	0,000

70 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	123,493
H2O_WGS	0,000
H2O_in	123,493
FTS-Wachs	16,066
FTS-Liquids-trocken	40,771
C5+_out	56,837
H2O_FTS-Liquids	83,831
H2O_Kondensator_Plasmalyse	82,802
H2O_out	166,633
CO2_out	0,000
H2_out	0,023

80 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	191,095
H2O_WGS	0,000
H2O_in	191,095
FTS-Wachs	18,274
FTS-Liquids-trocken	46,374
C5+_out	64,648
H2O_FTS-Liquids	95,352
H2O_Kondensator_Plasmalyse	127,091
H2O_out	222,443
CO2_out	0,000
H2_out	4,004

90 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	280,256
H2O_WGS	0,000
H2O_in	280,256
FTS-Wachs	21,186
FTS-Liquids-trocken	53,765
C5+_out	74,951
H2O_FTS-Liquids	110,547
H2O_Kondensator_Plasmalyse	185,505
H2O_out	296,052
CO2_out	0,000
H2_out	9,253

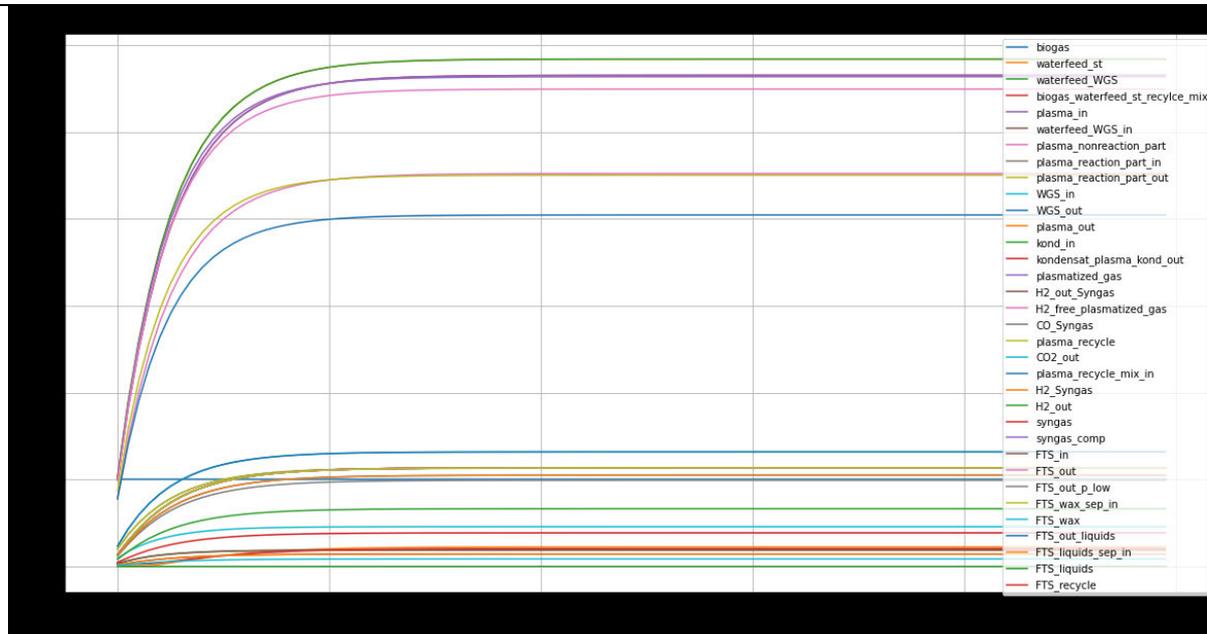
100 Vol% Methananteil am Biogas

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	362,217
H2O_WGS	0,000
H2O_in	362,217
FTS-Wachs	24,381
FTS-Liquids-trocken	61,873
C5+_out	86,254
H2O_FTS-Liquids	127,219
H2O_Kondensator_Plasmalyse	235,441
H2O_out	362,660
CO2_out	0,000
H2_out	13,302

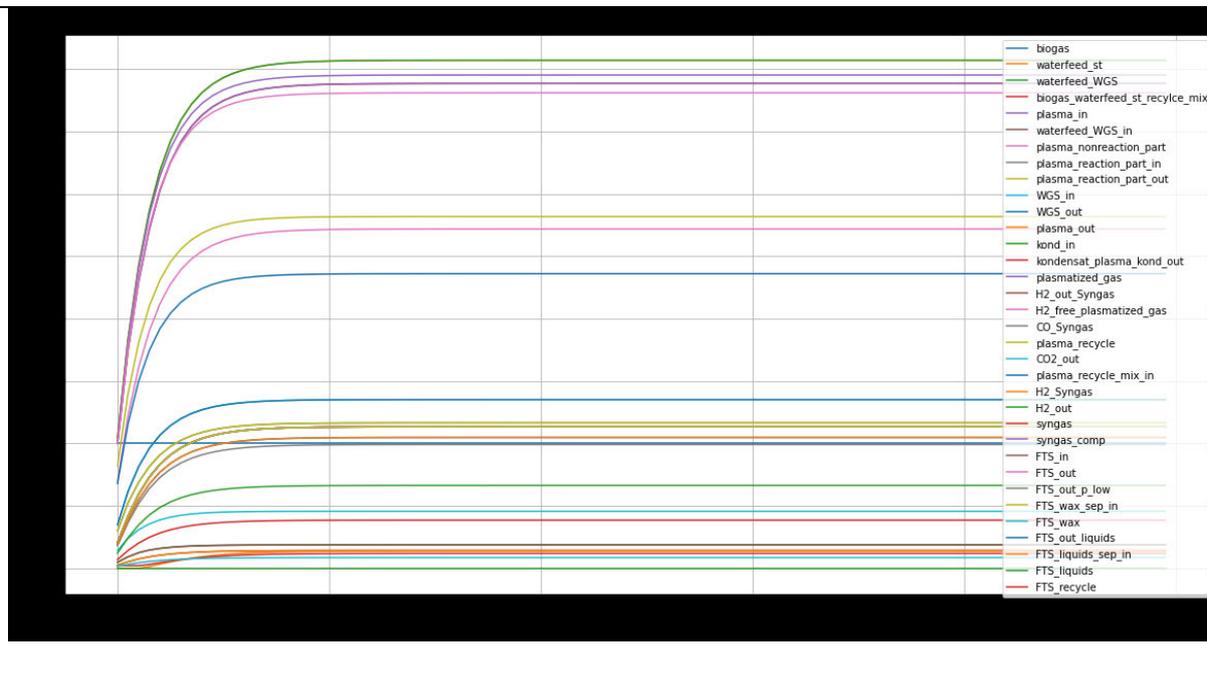
Anlage 07 Modellergebnisse Variation der Plasma-Gasteilungsrate

Verlaufsdiagramme aller Zustände - Massenstrom

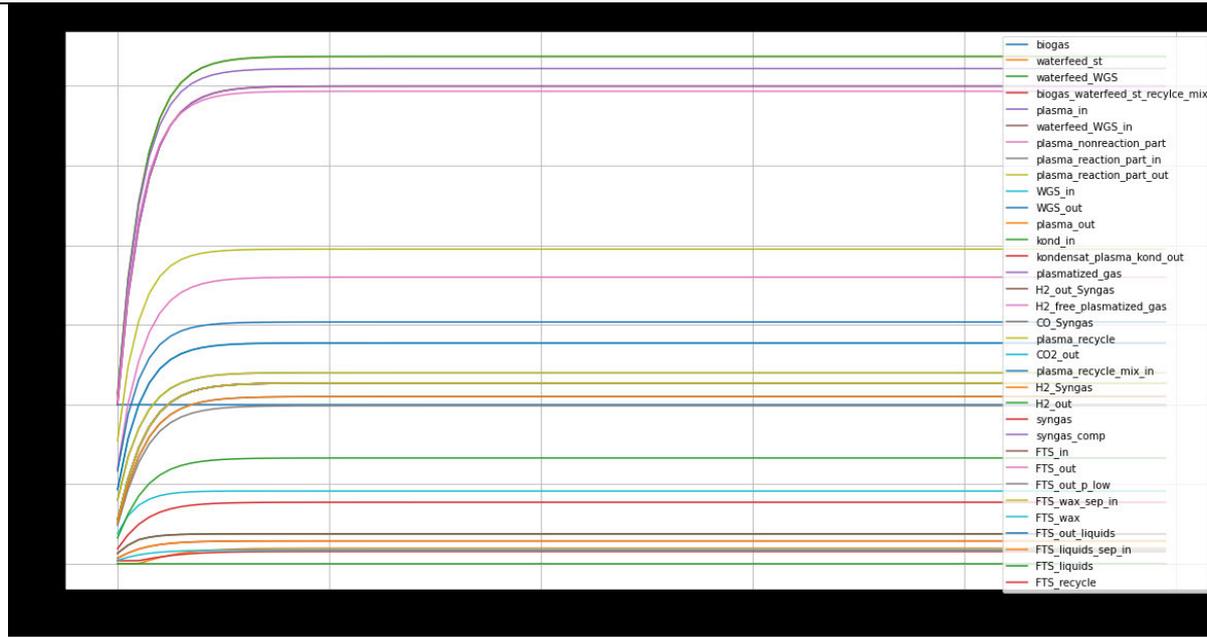
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



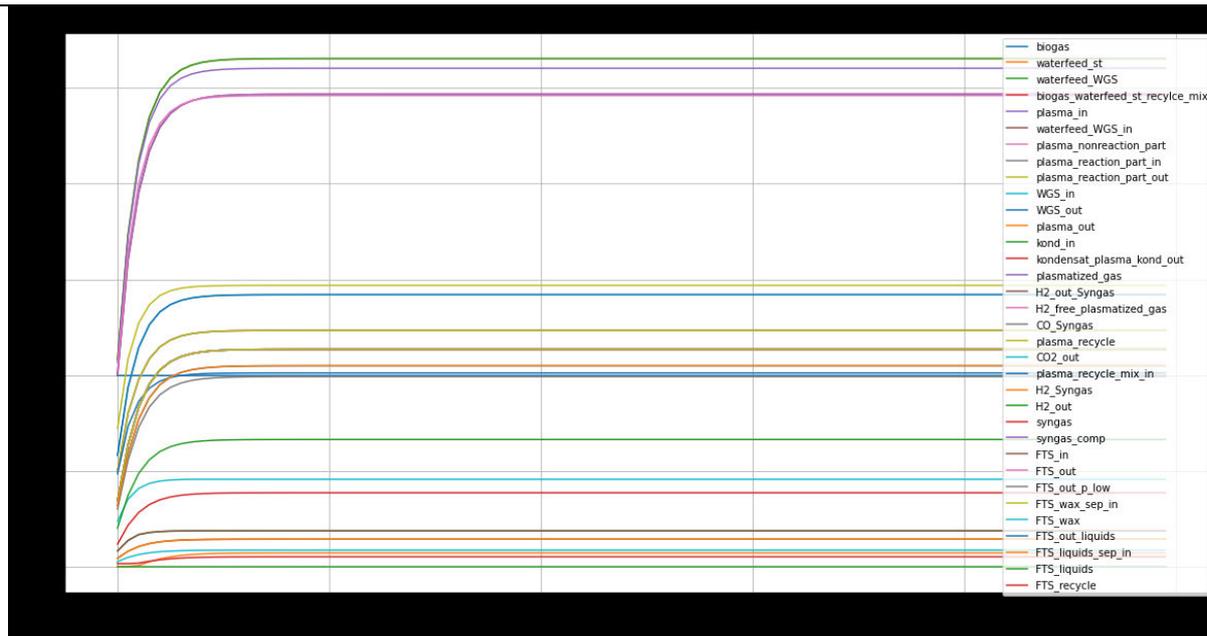
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

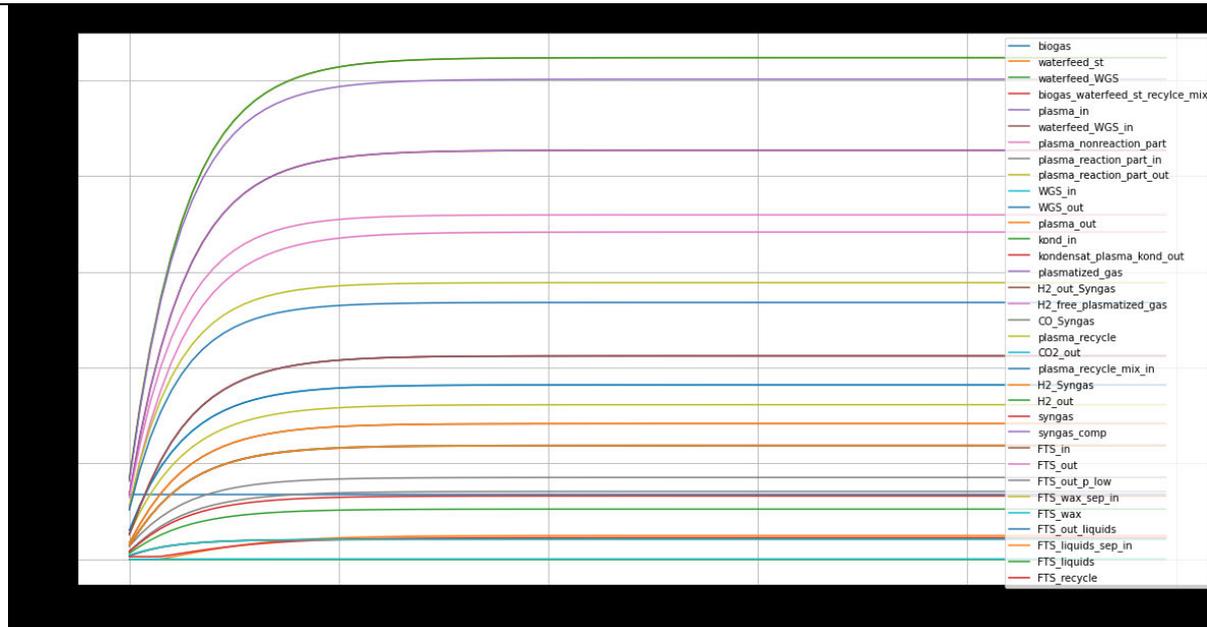


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

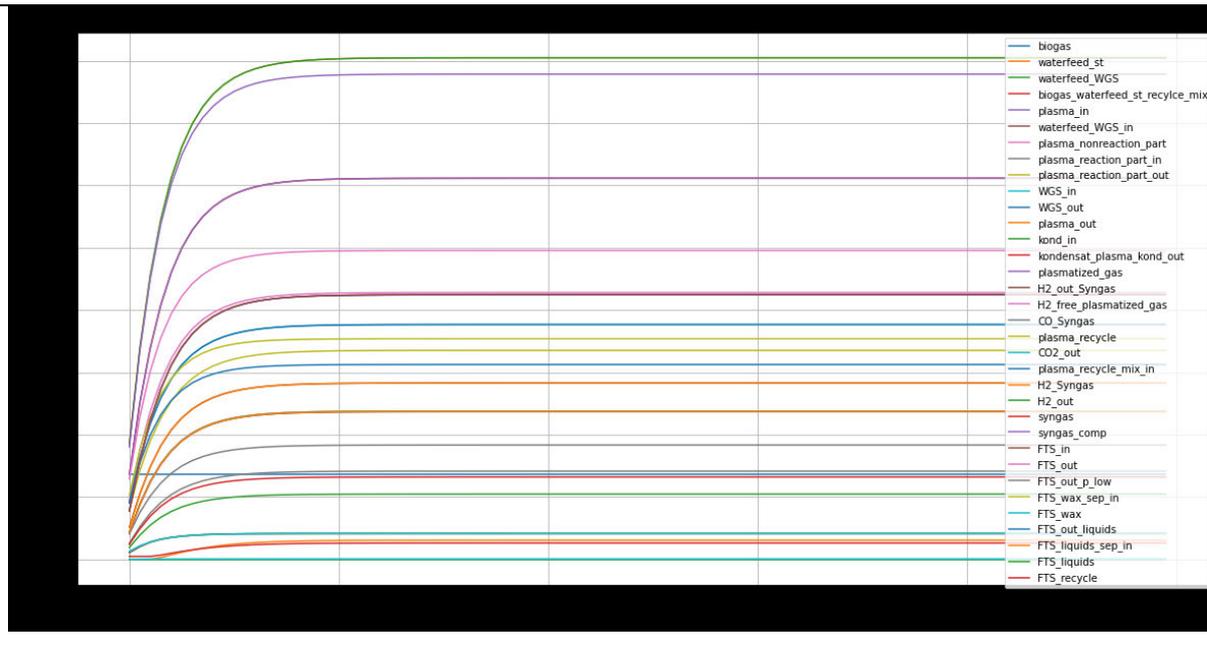


Verlaufsdigramme aller Zustände - Stoffstrom

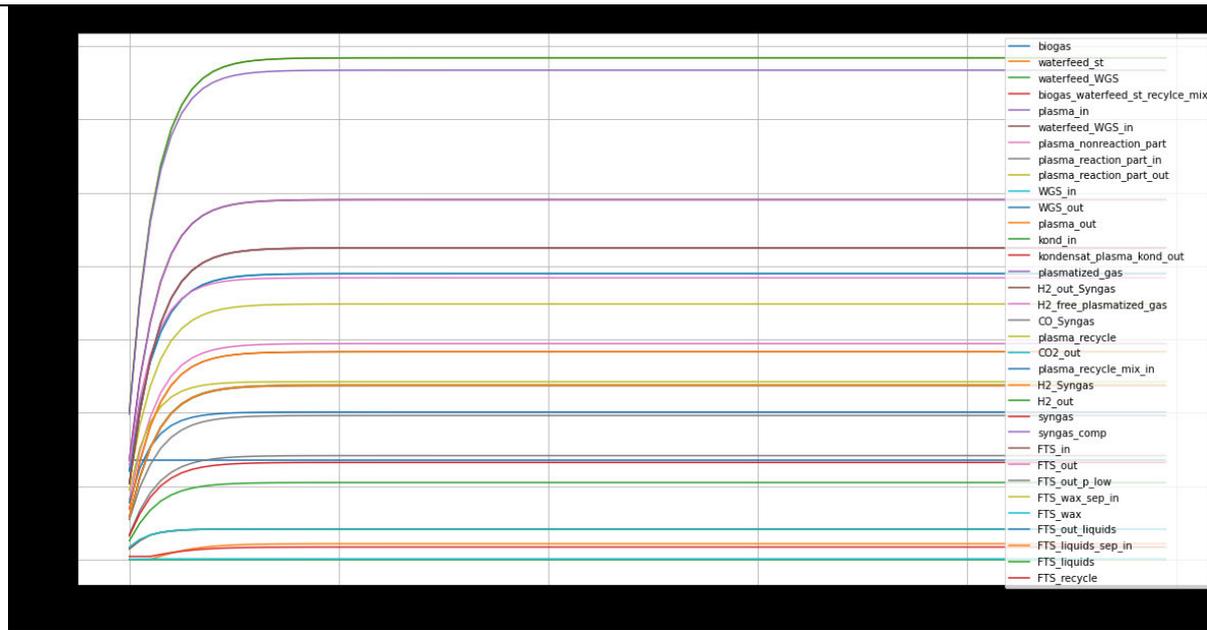
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



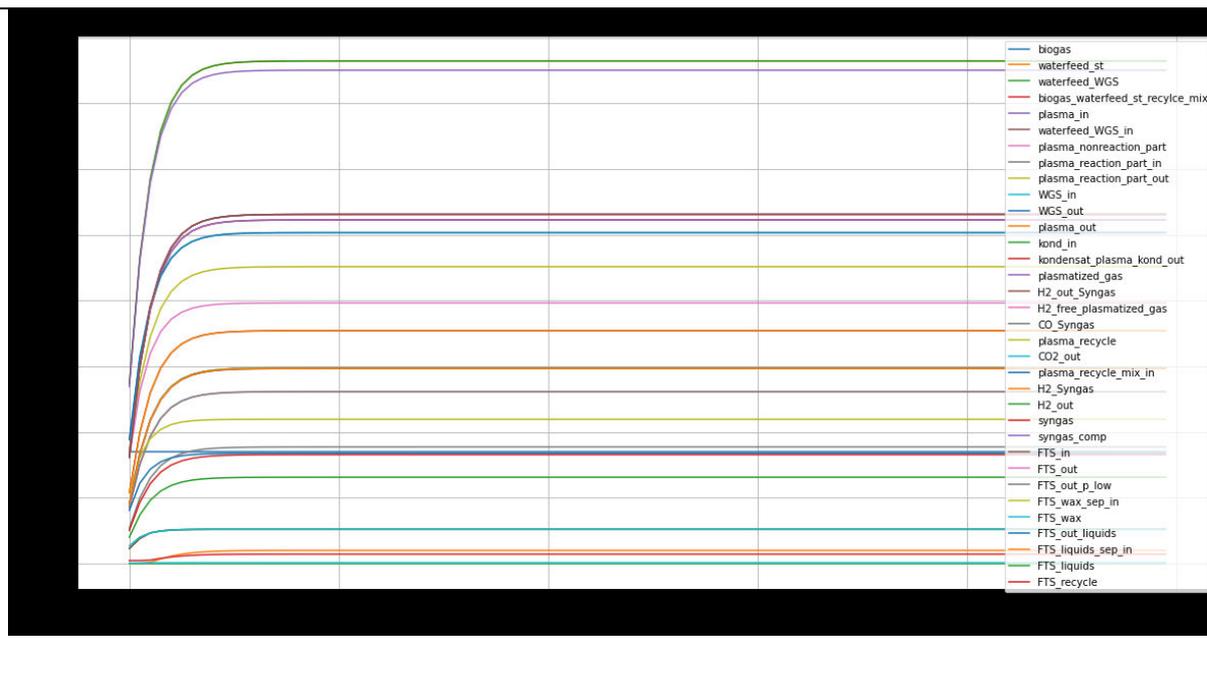
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

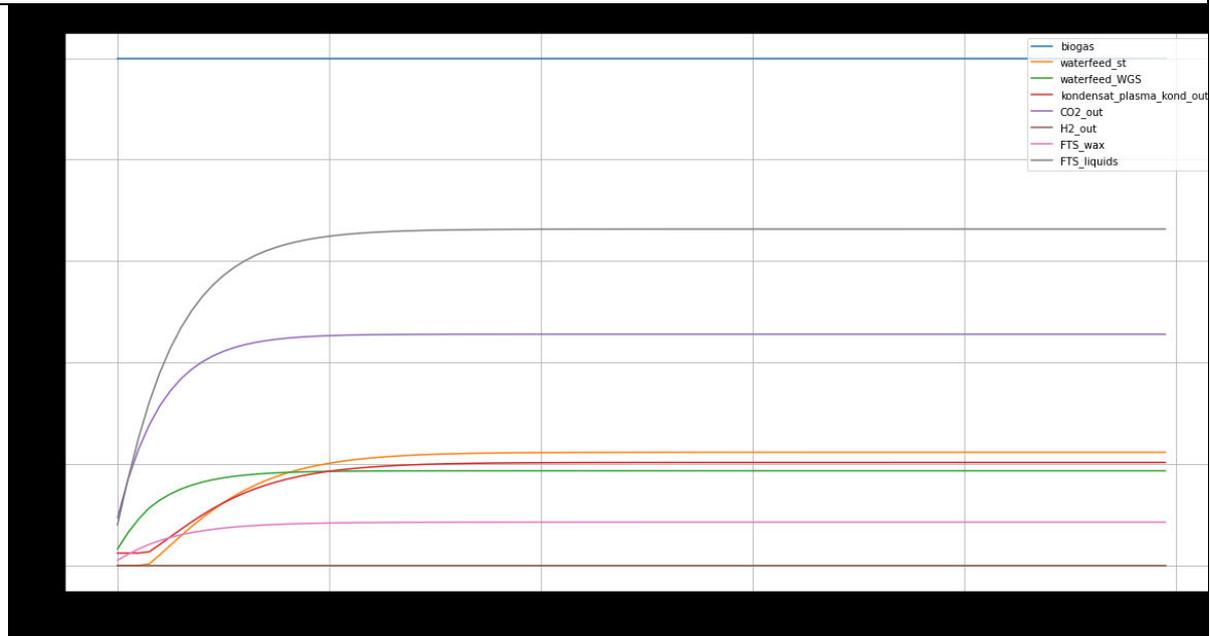


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

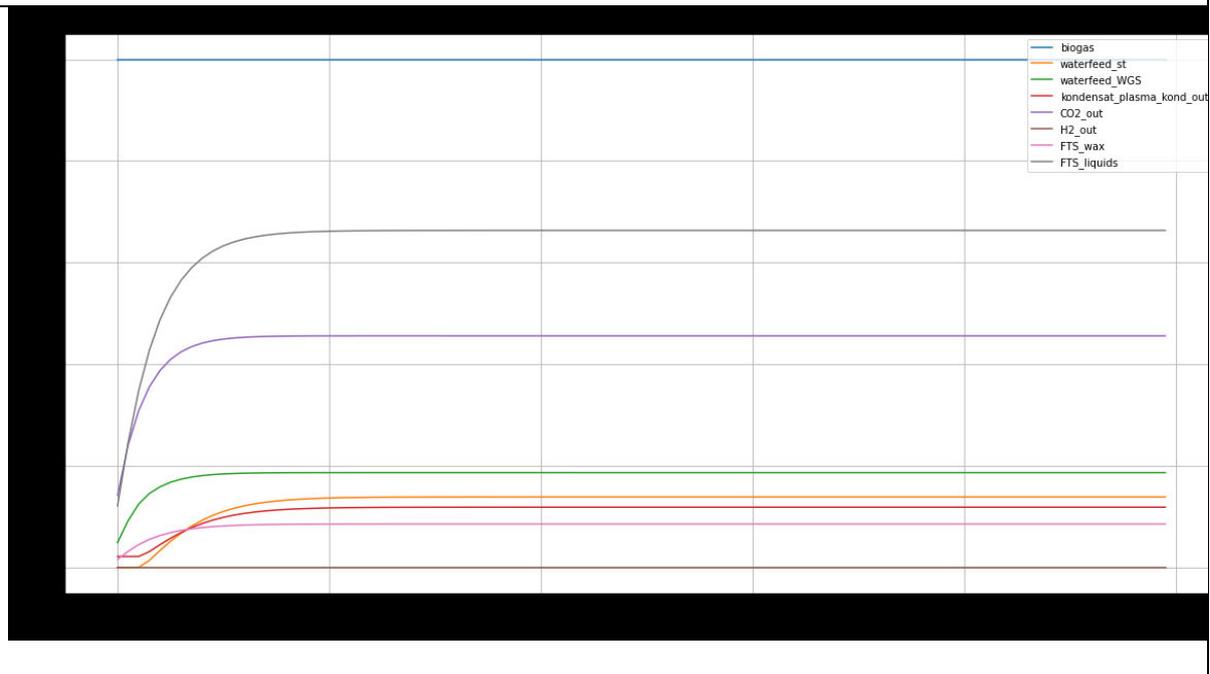


Verlaufdiagramme Inputs-Outputs - Massenstrom

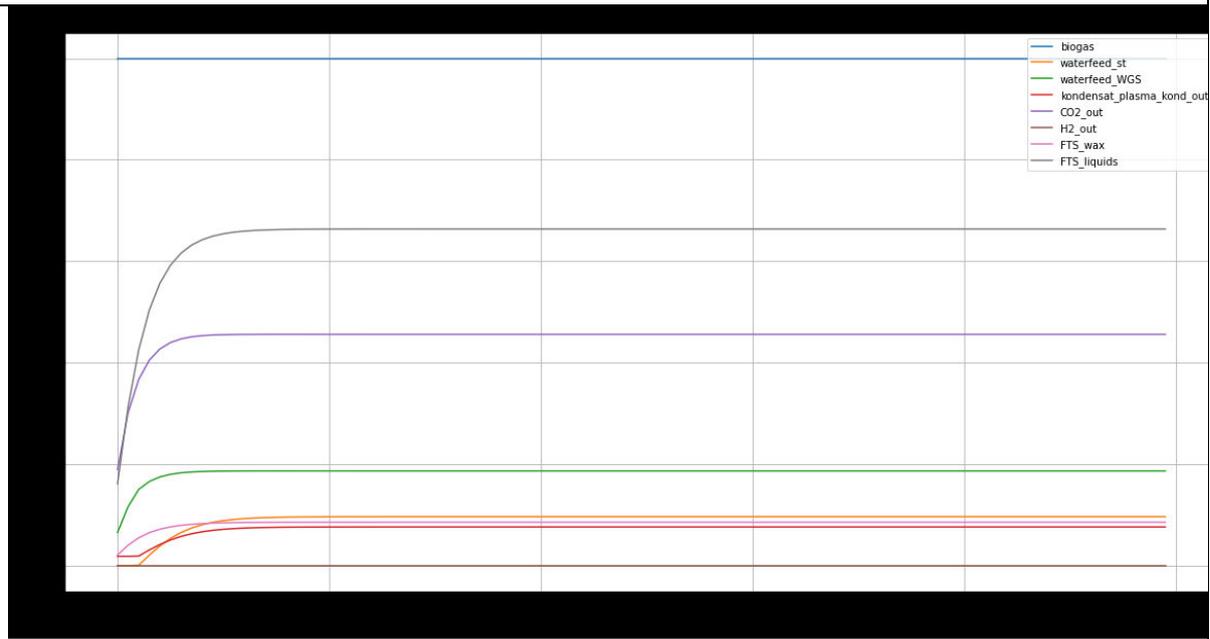
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



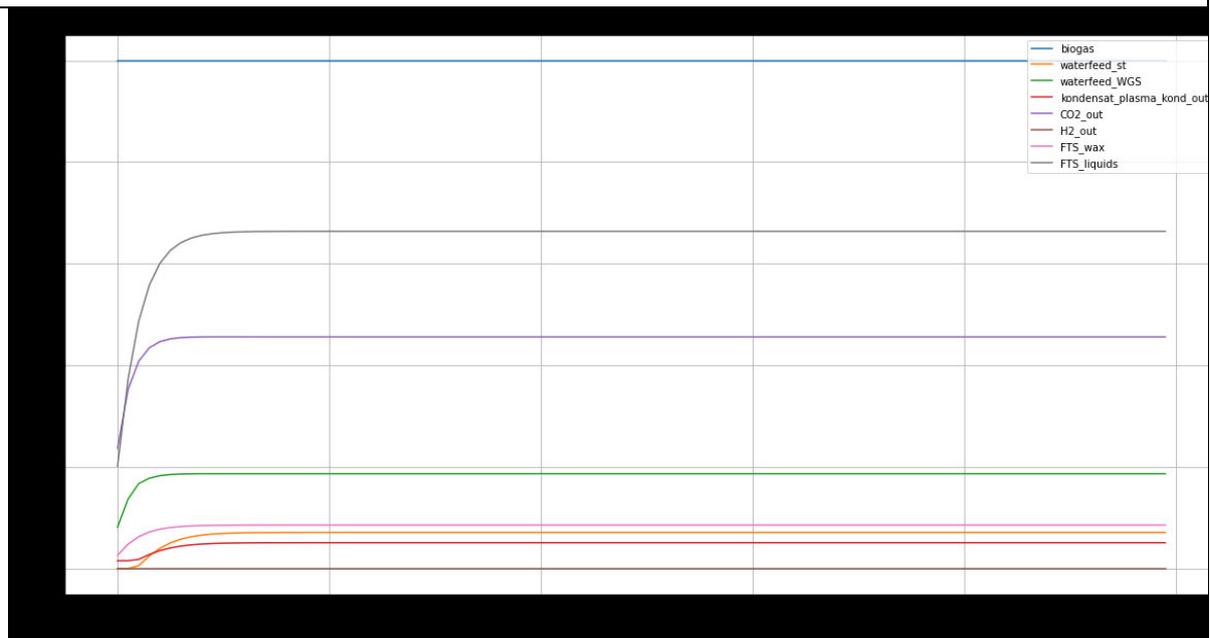
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

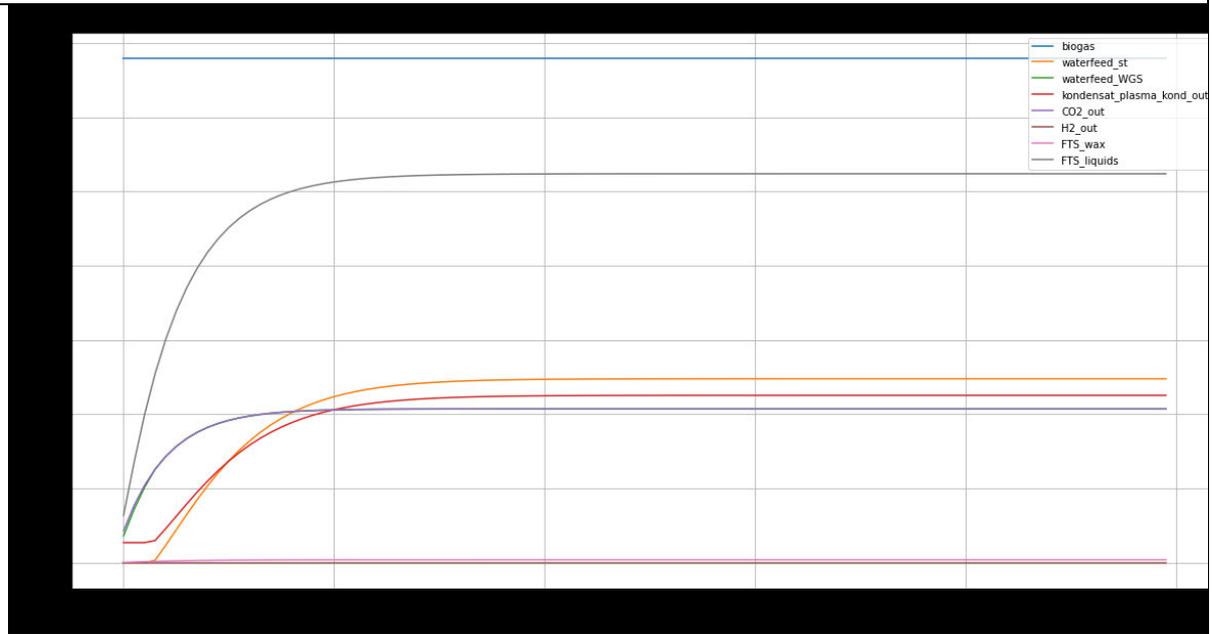


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

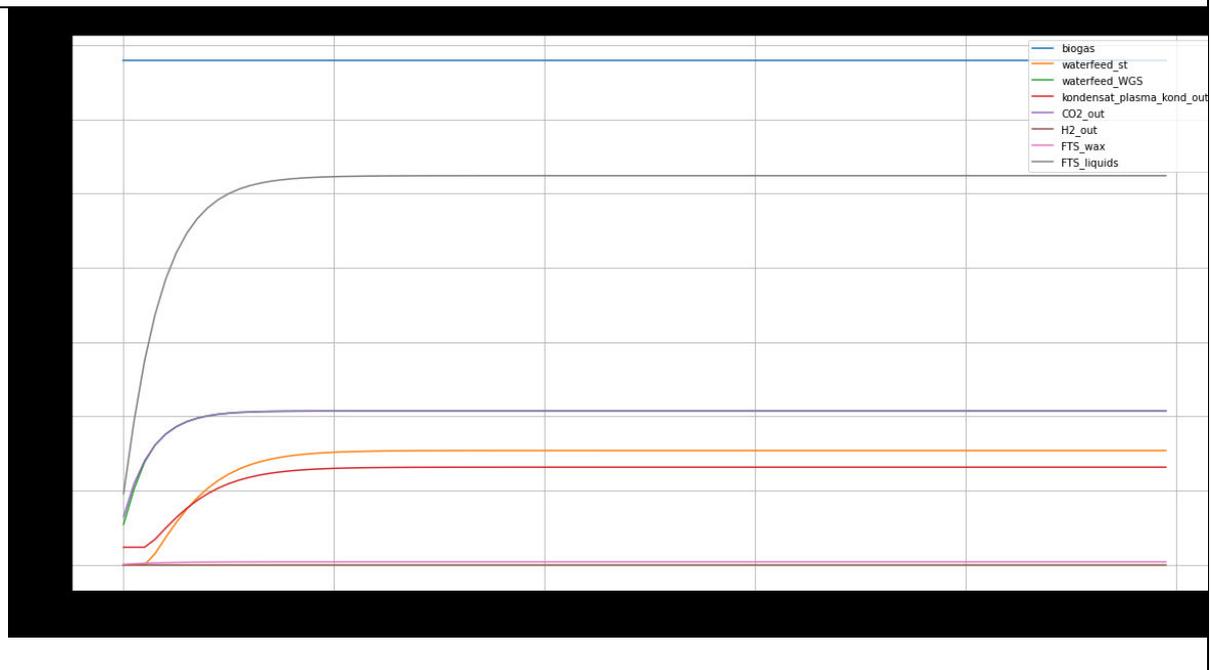


Verlaufdiagramme Inputs-Outputs - Stoffstrom

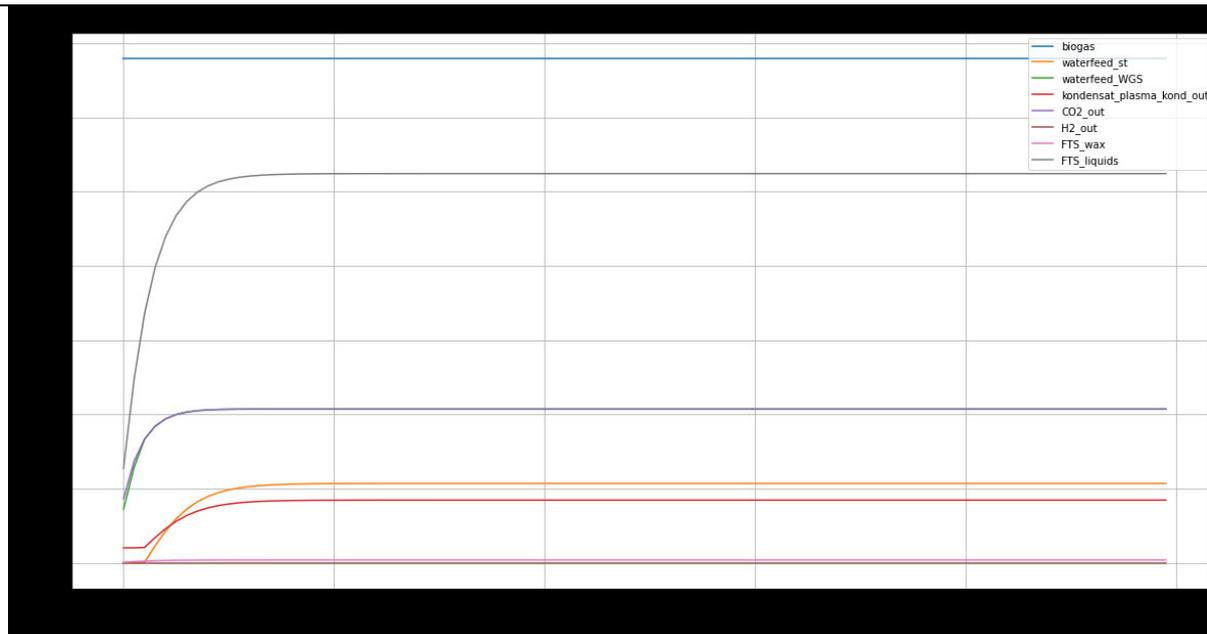
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



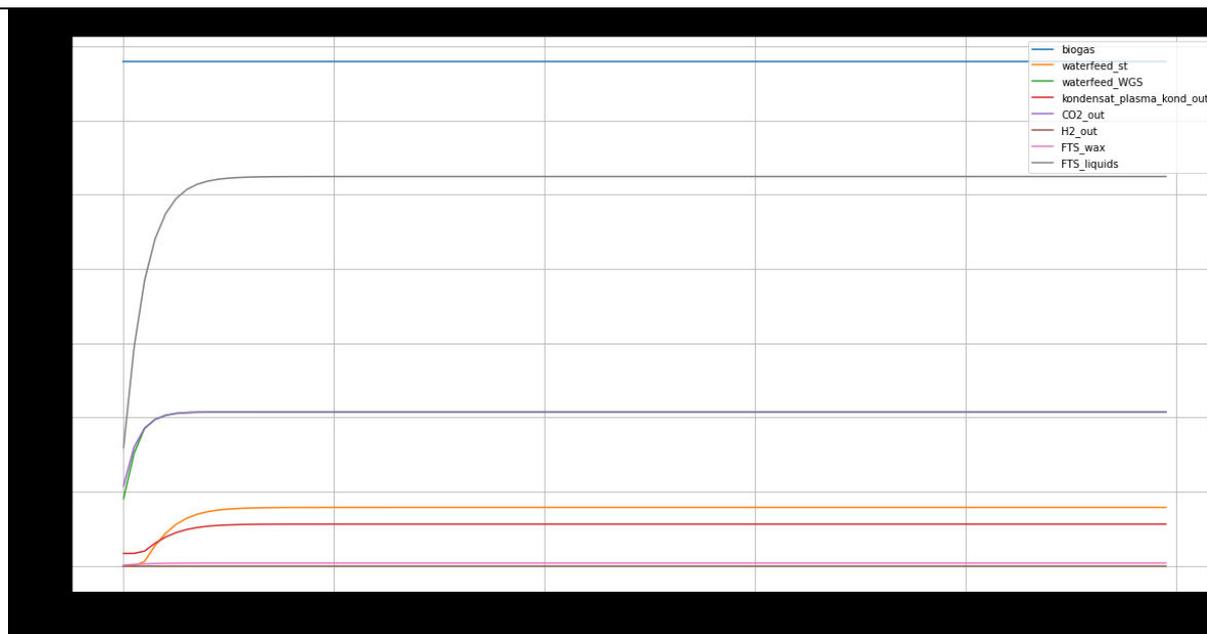
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

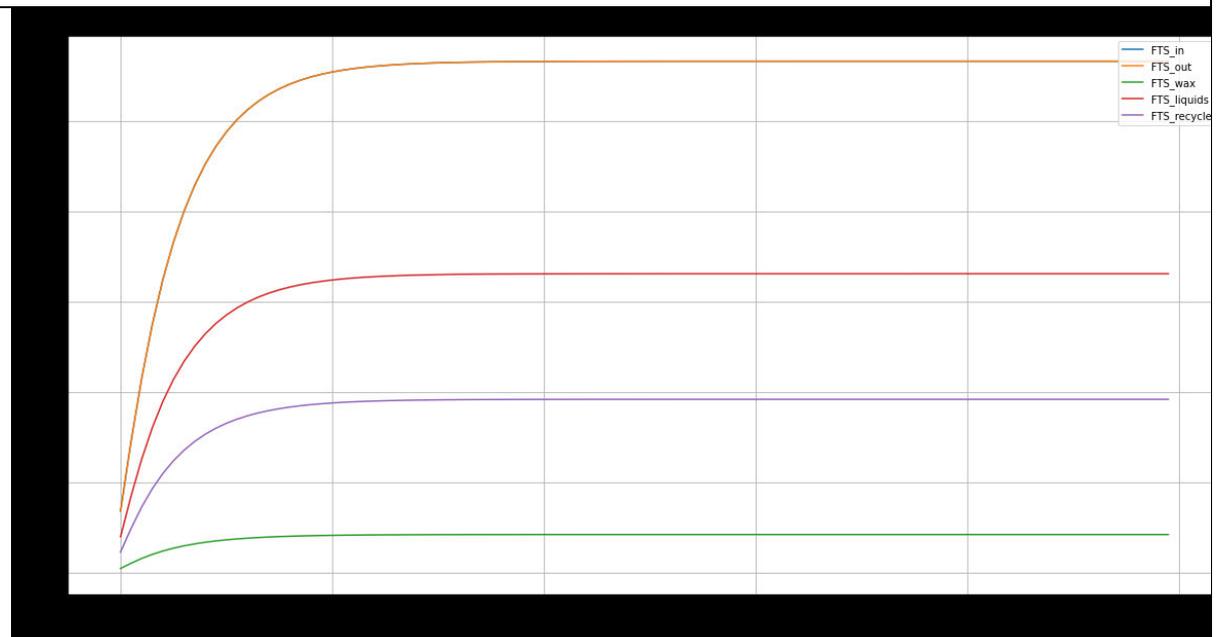


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

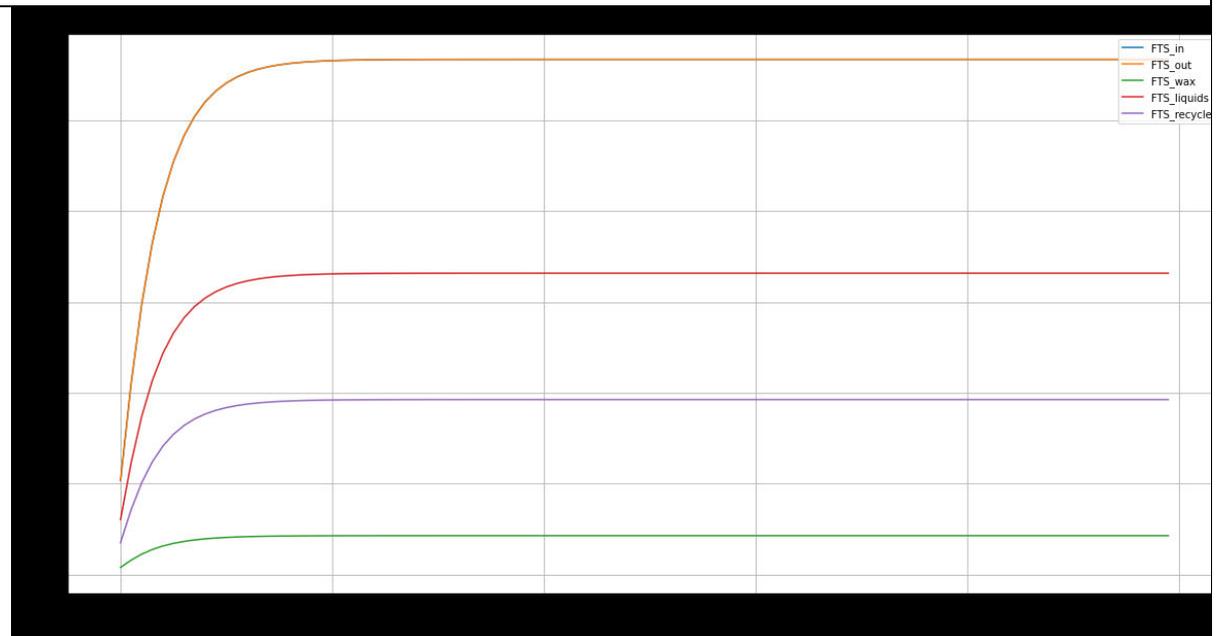


Verlaufdiagramme FTS - Massenstrom

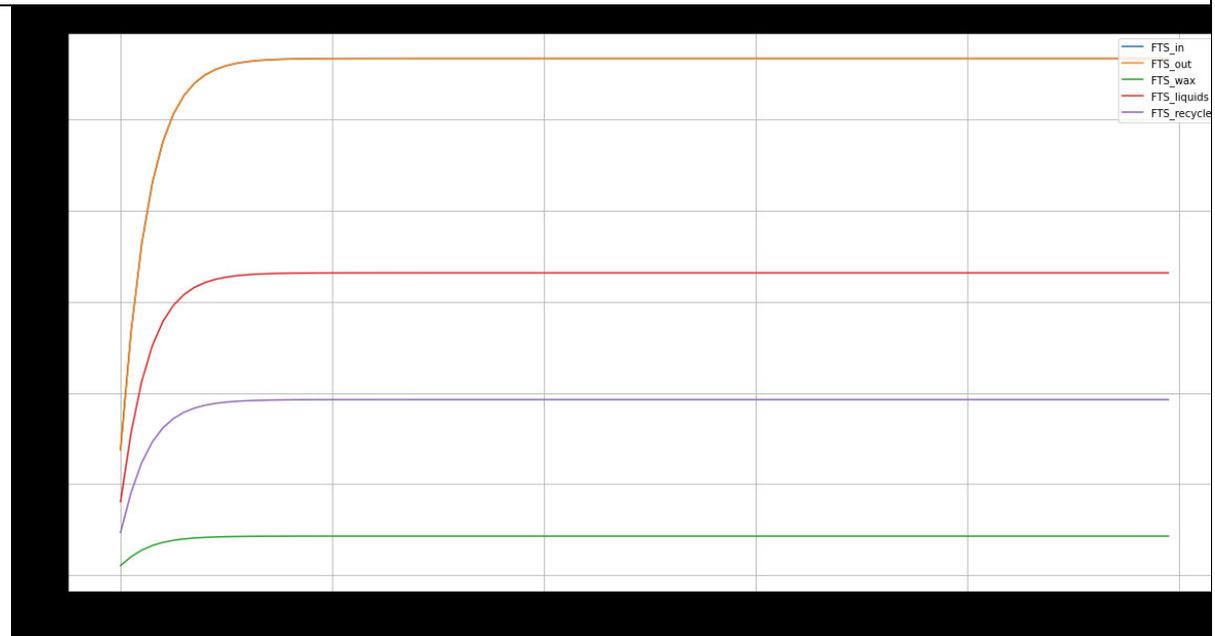
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



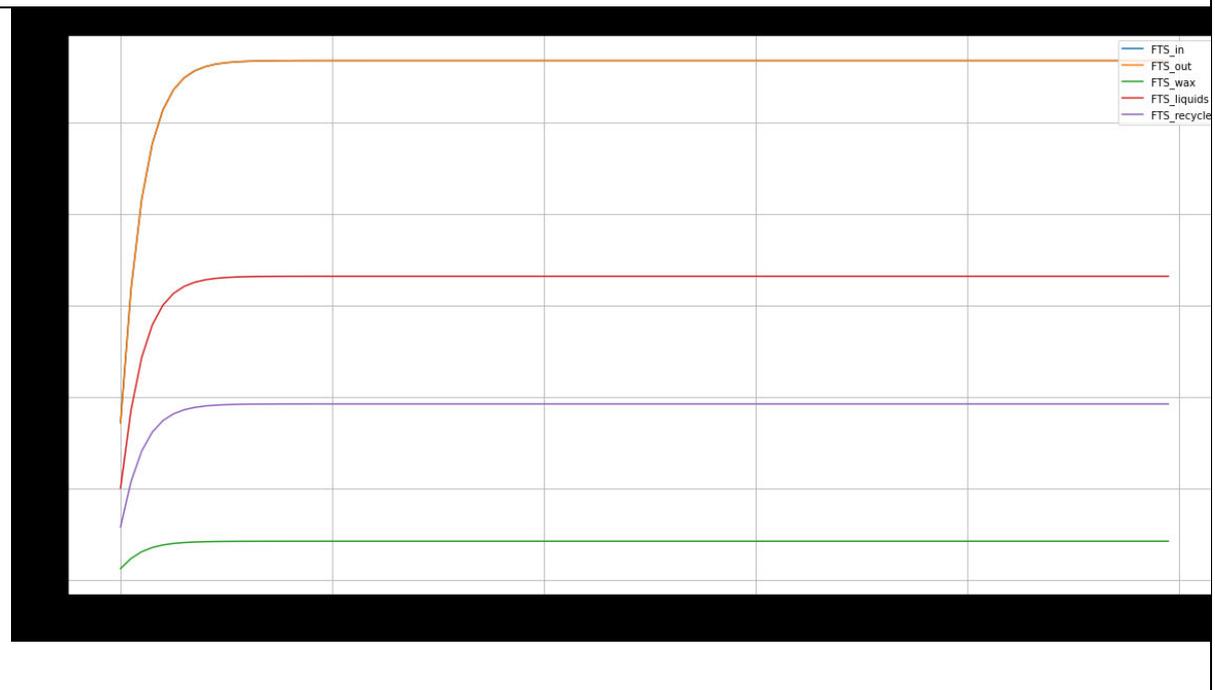
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

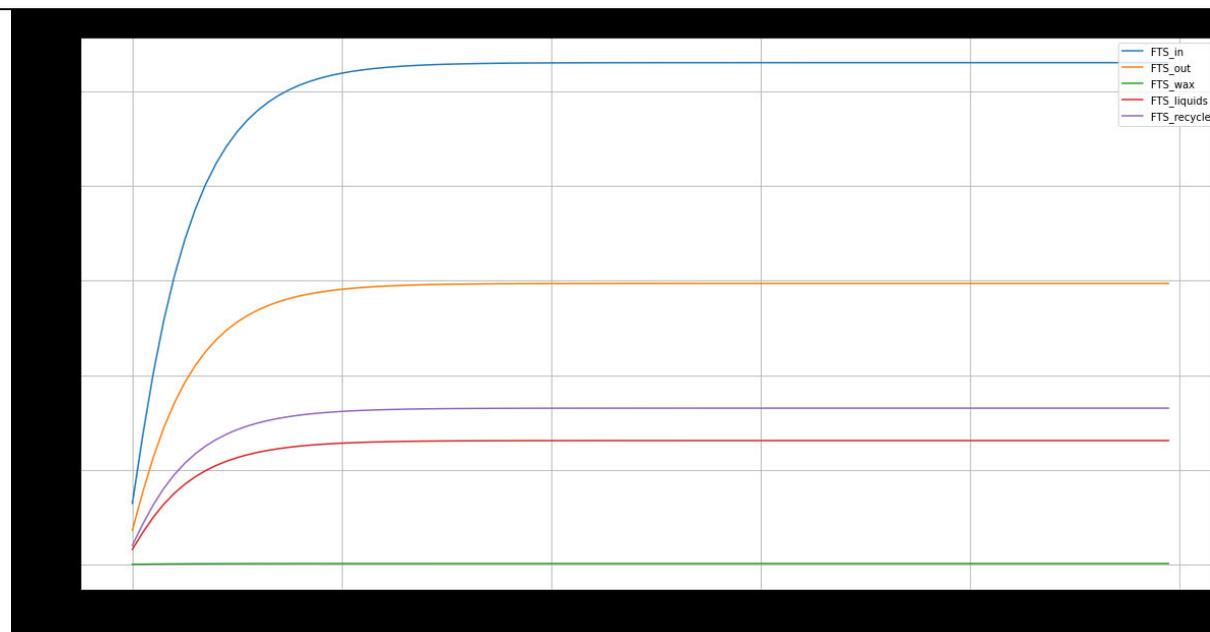


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

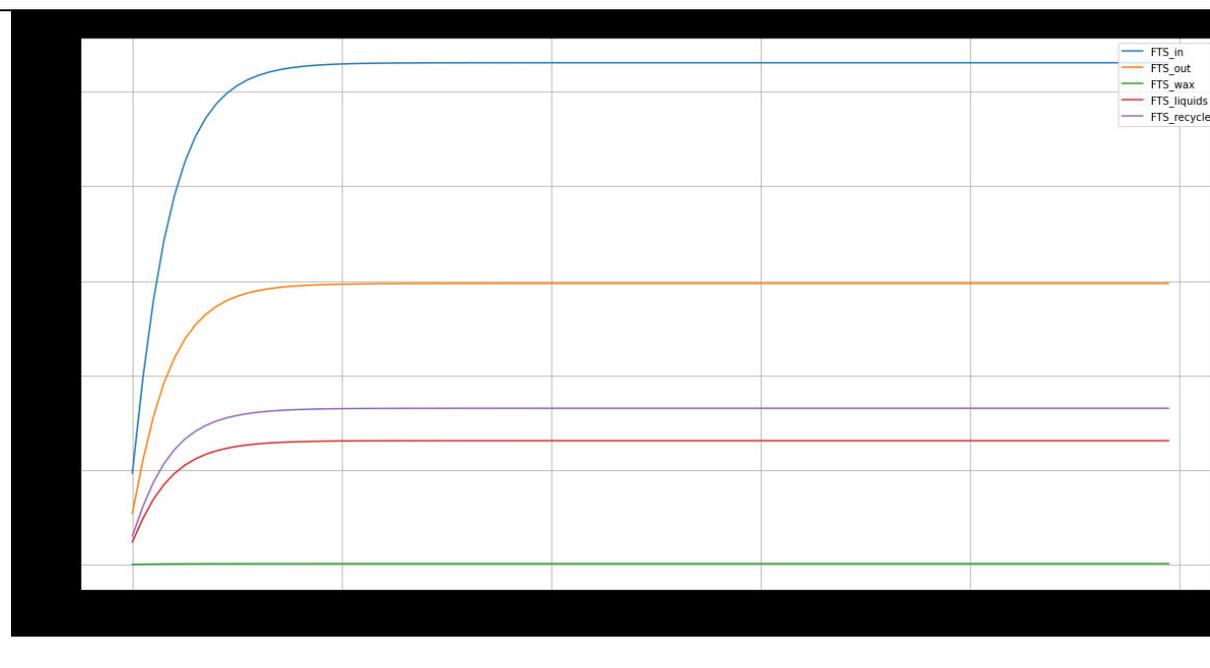


Verlaufdiagramme FTS - Stoffstrom

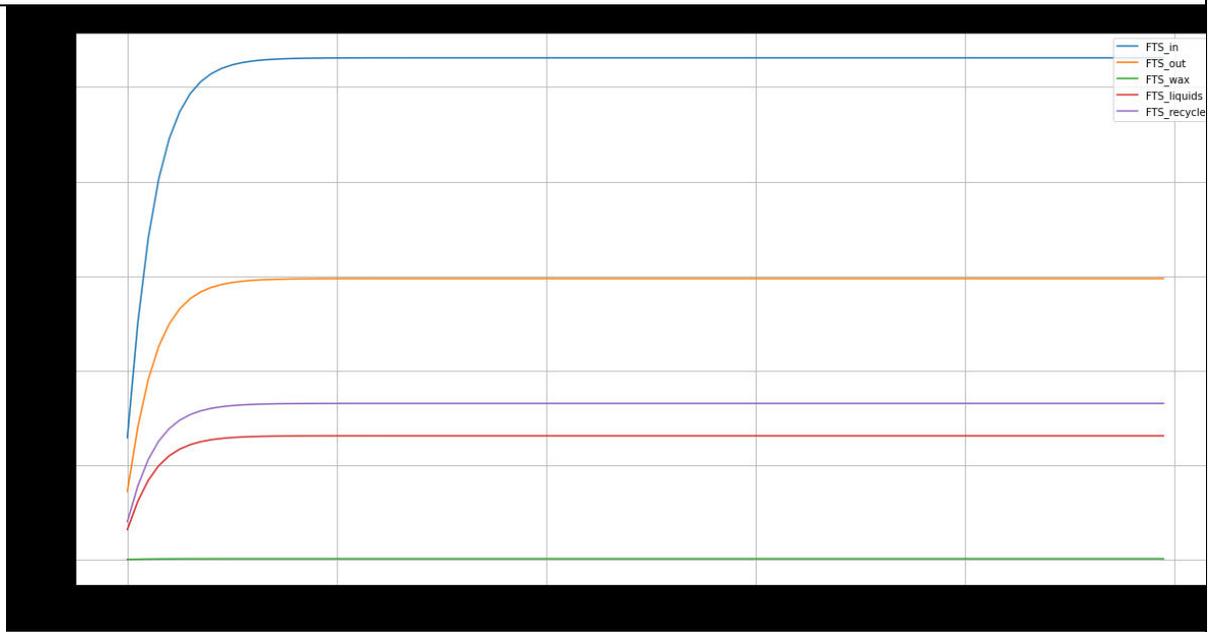
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



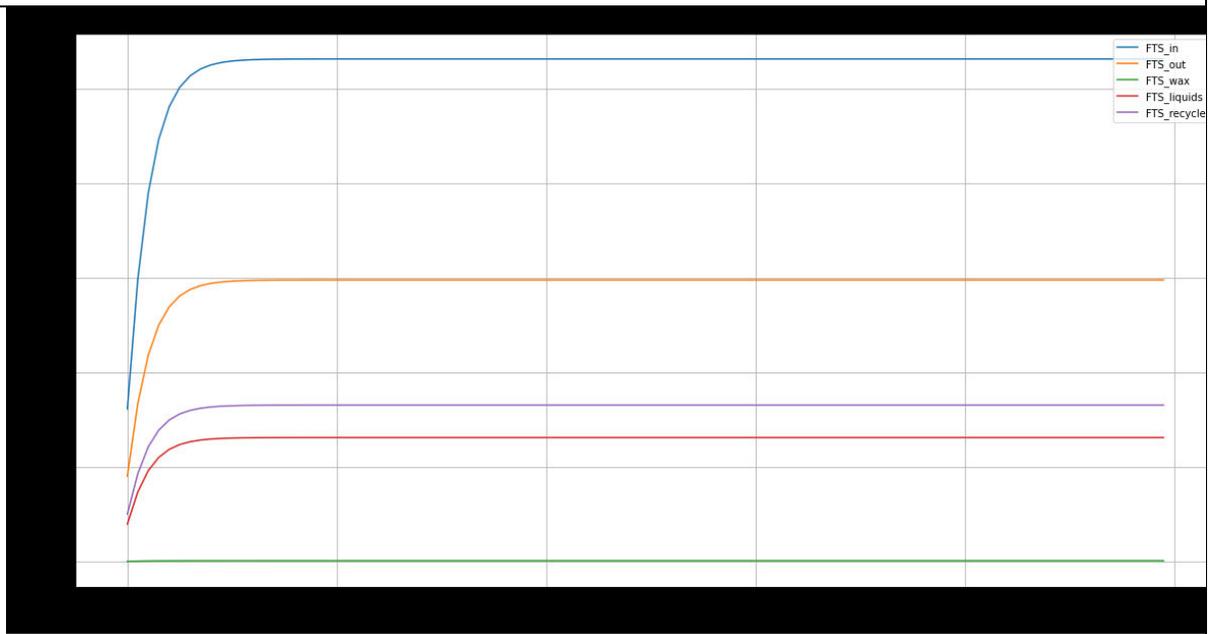
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

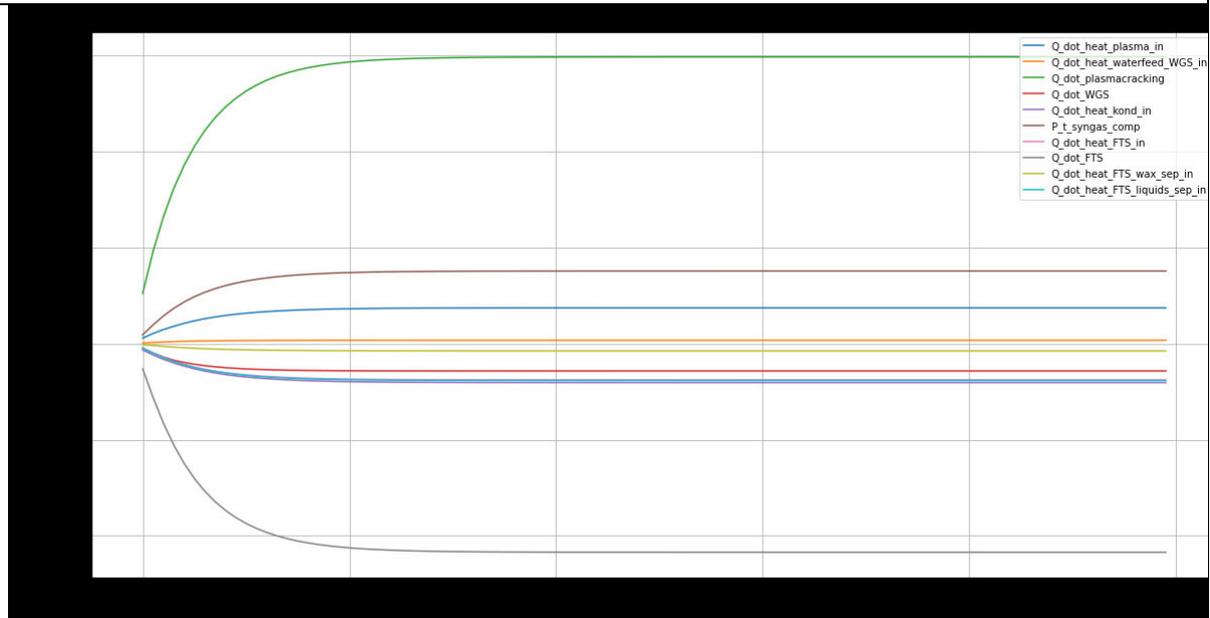


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

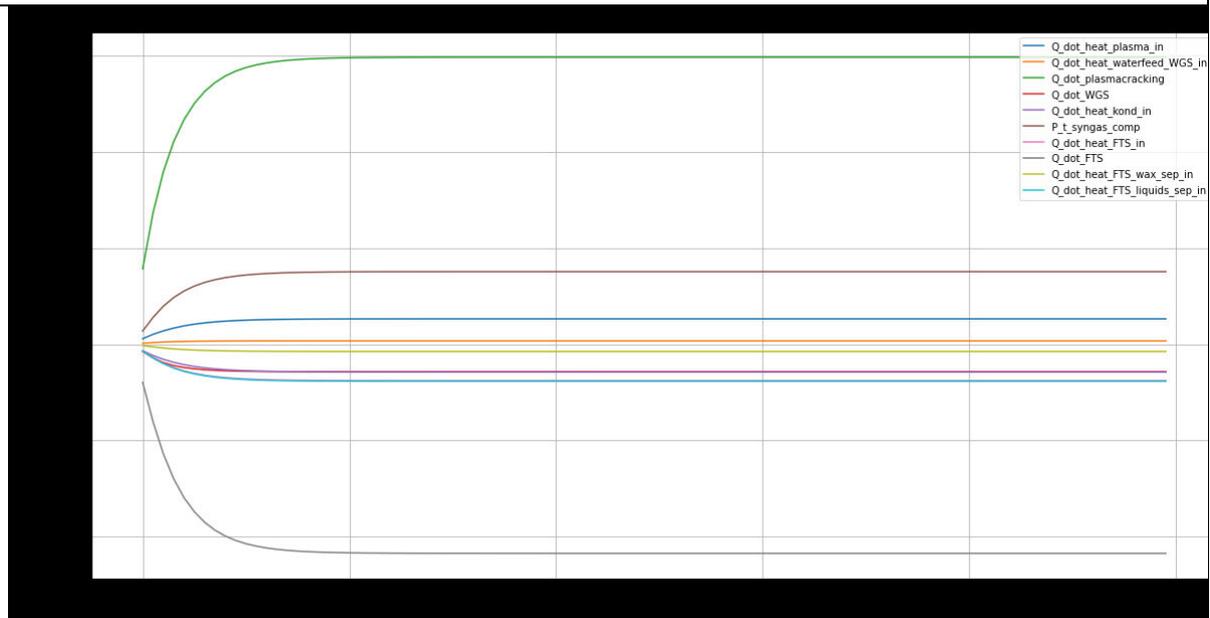


Verlaufdiagramm aller Leistungen

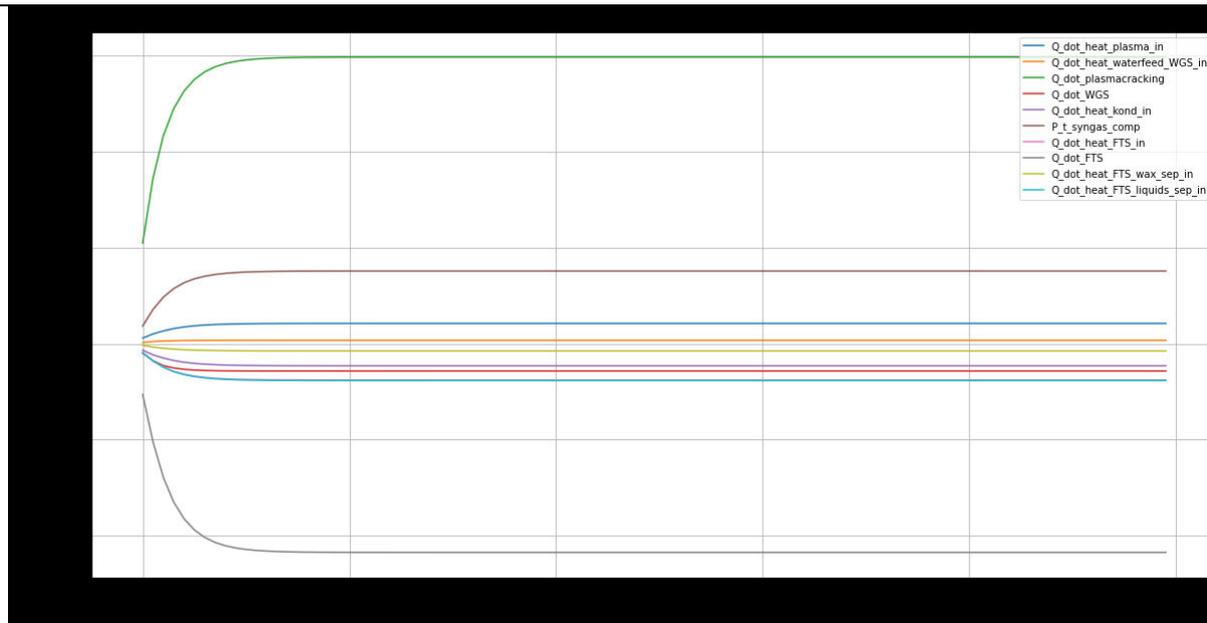
20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



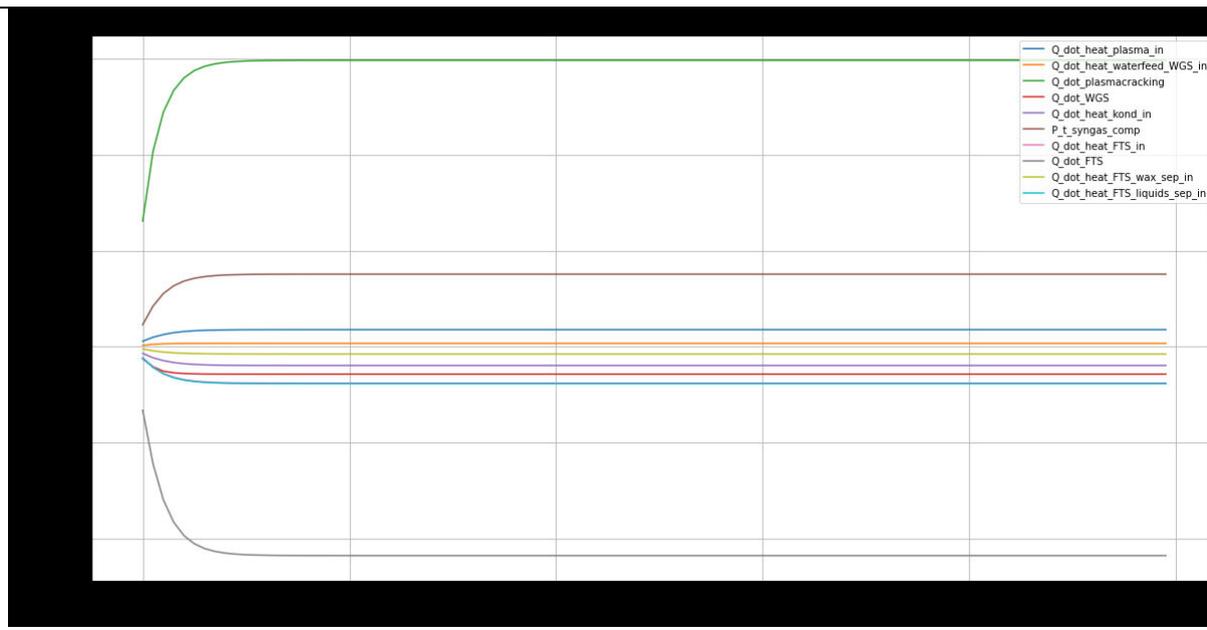
30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate



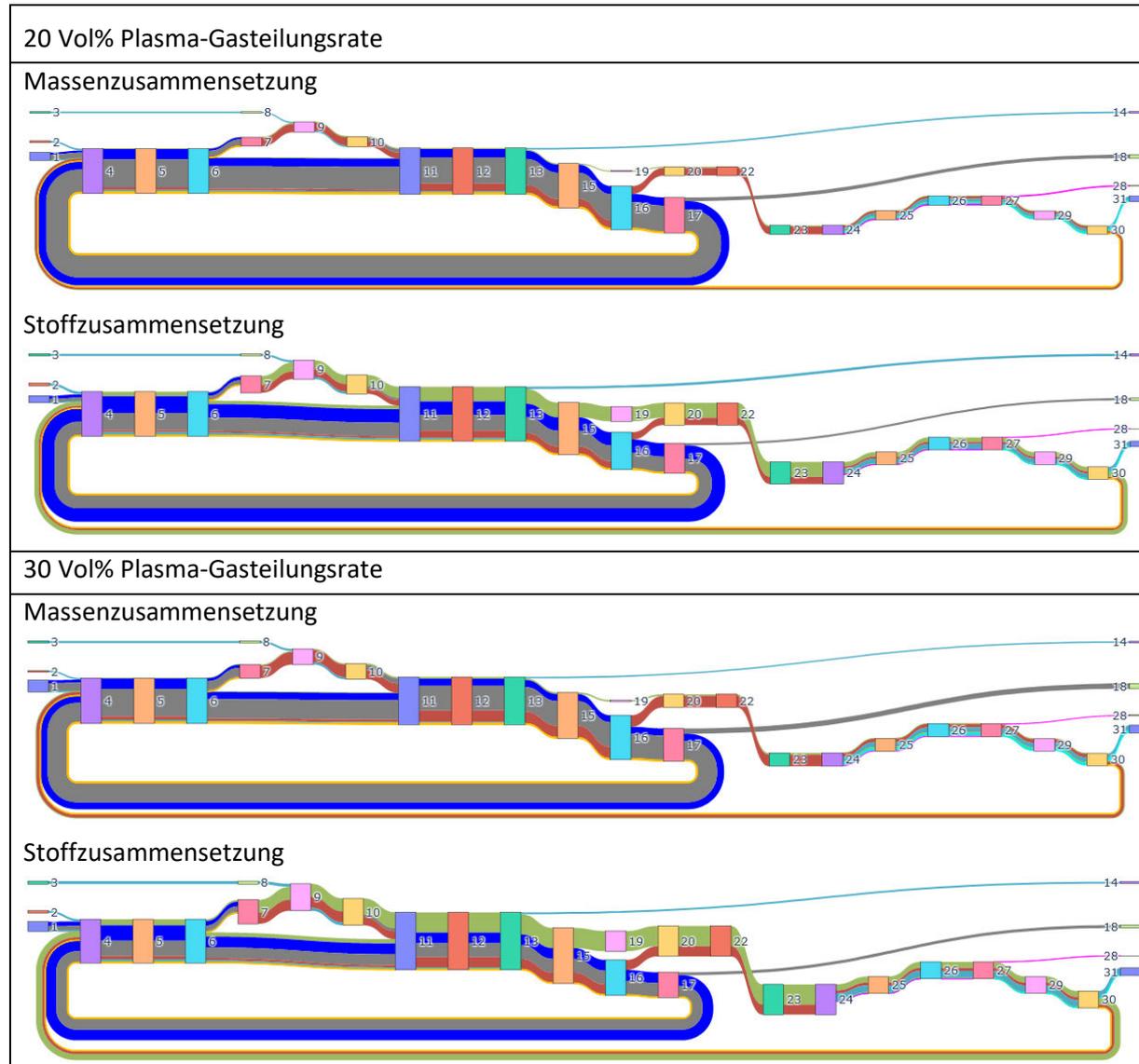
40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

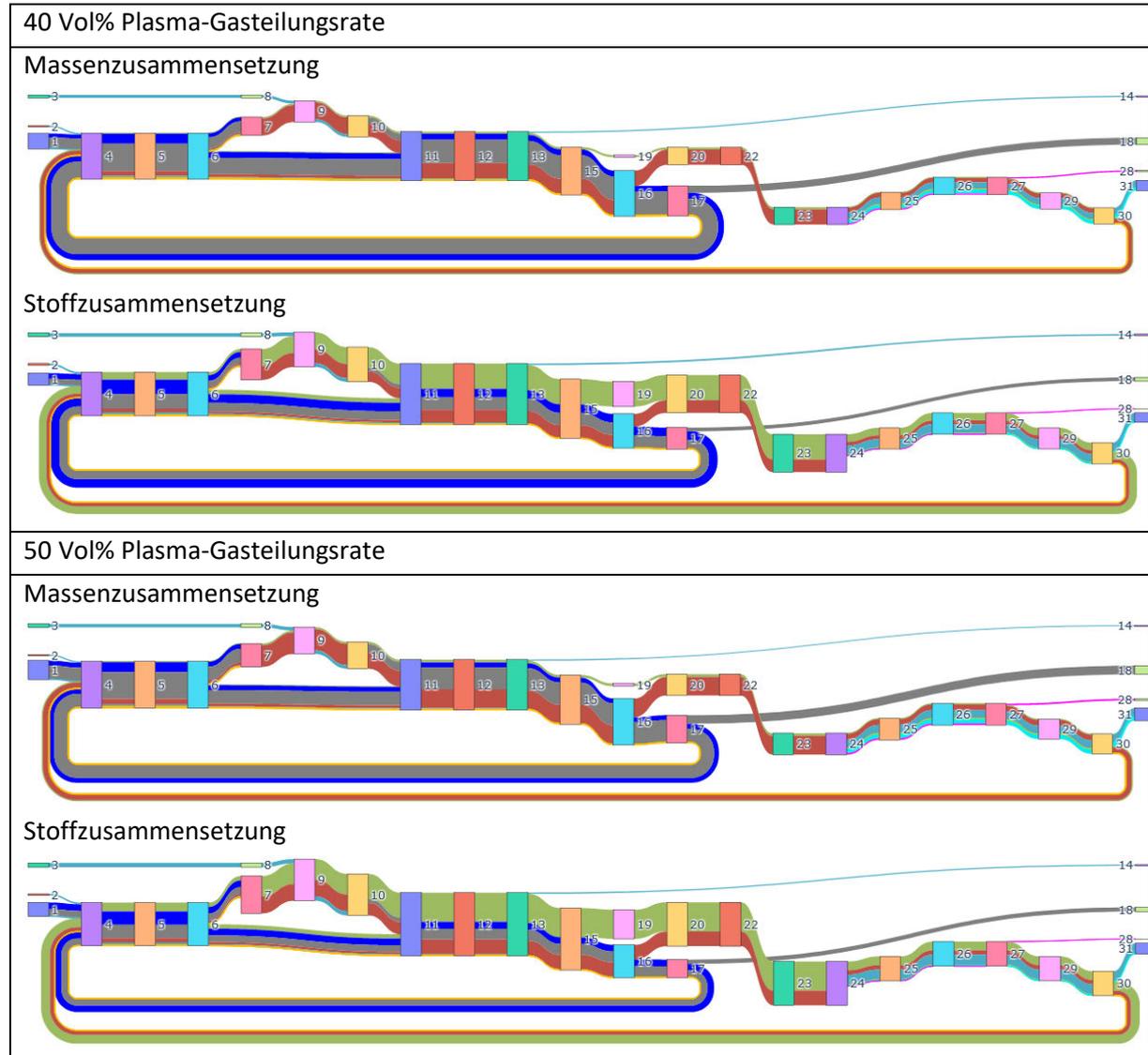


50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

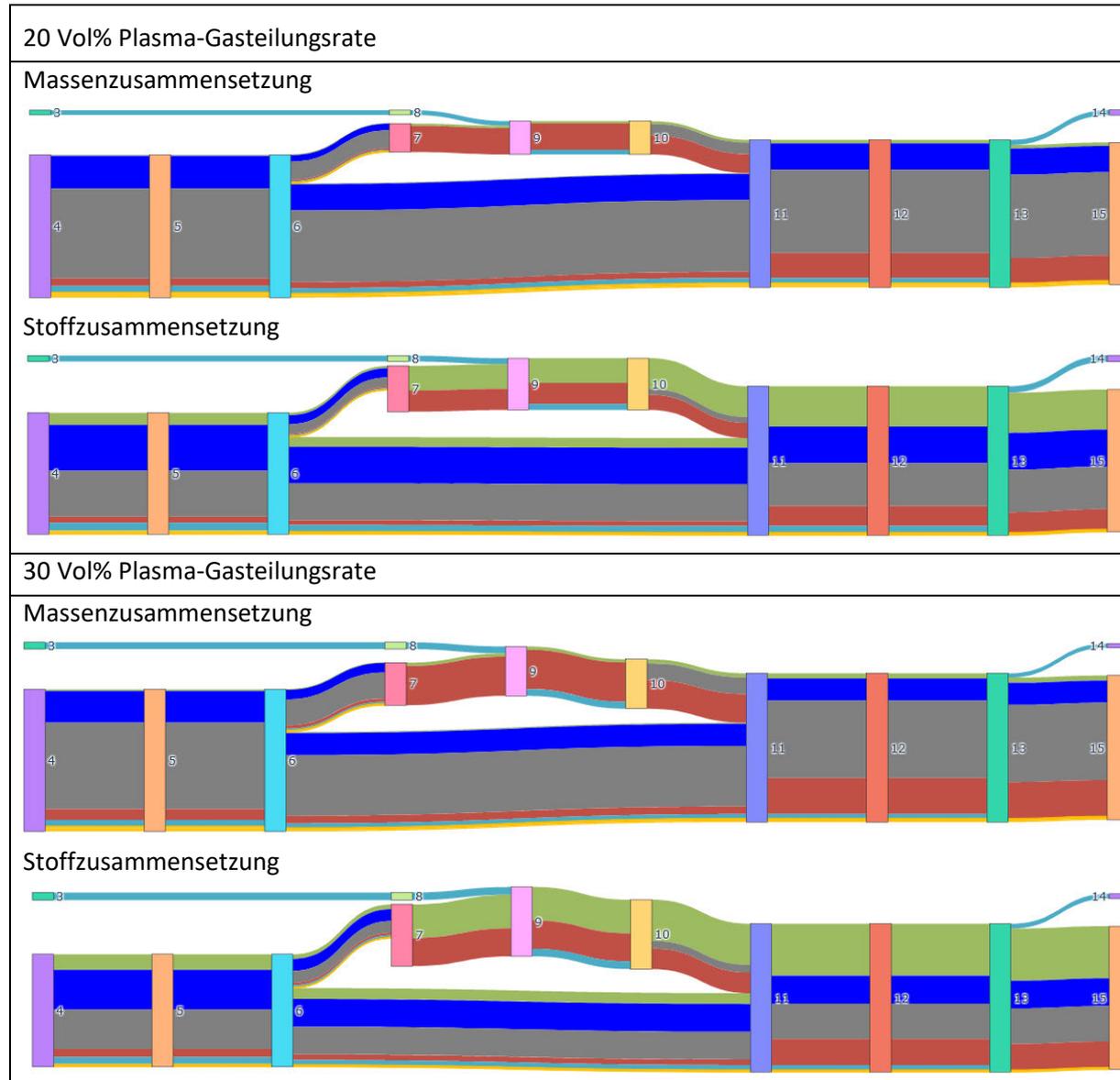


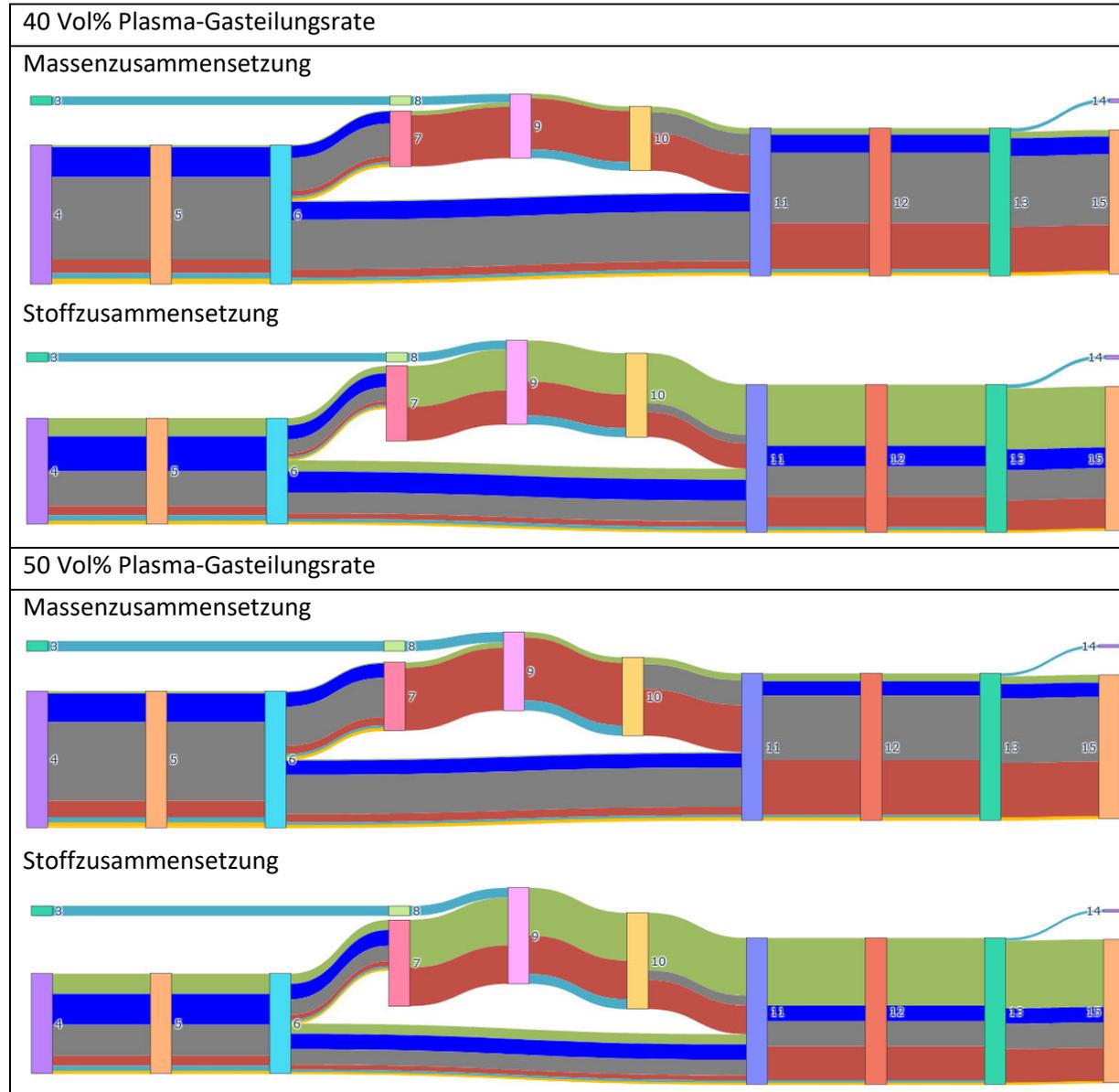
Sankey-Diagramm aller Anlagen-Komponenten



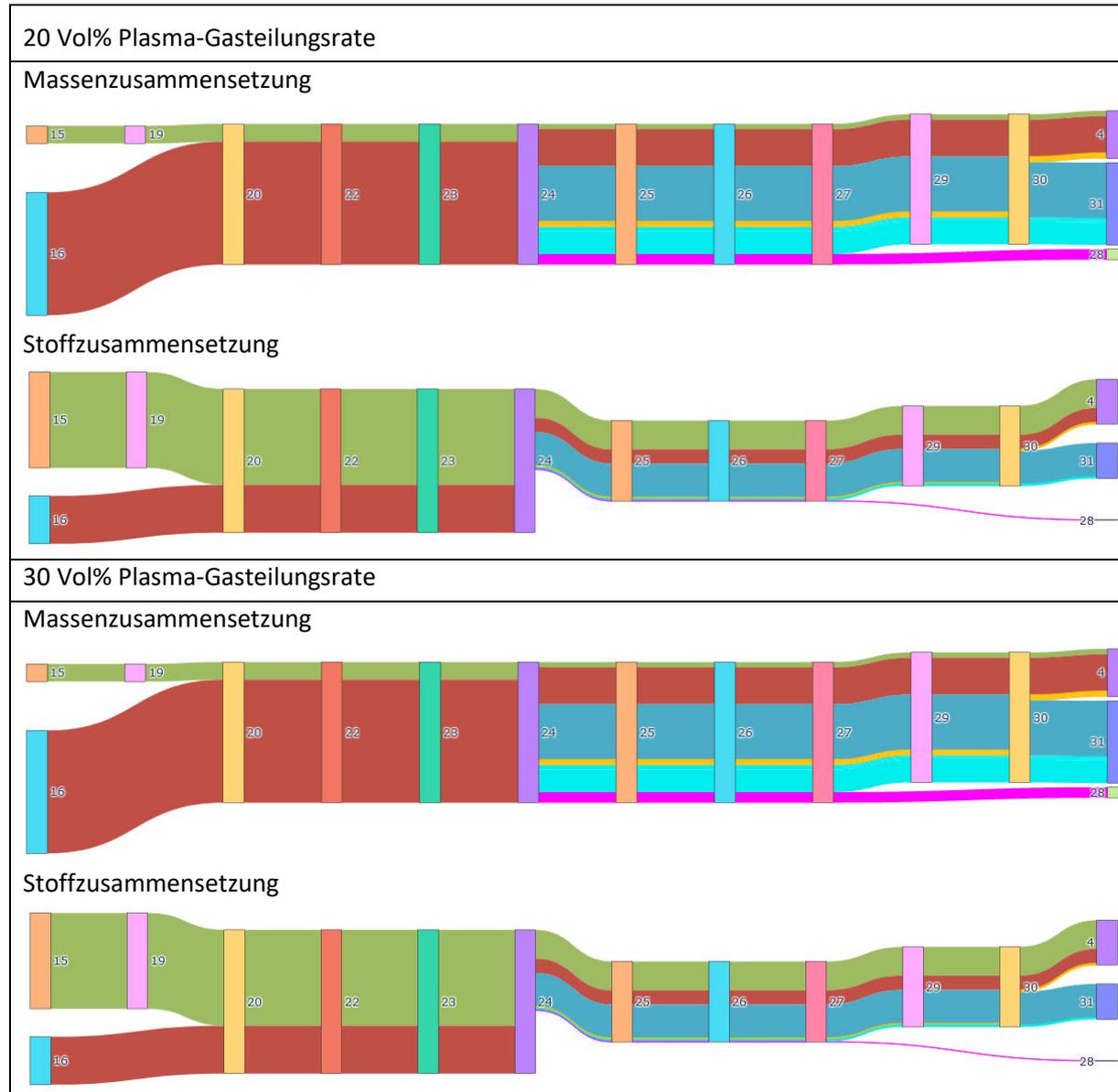


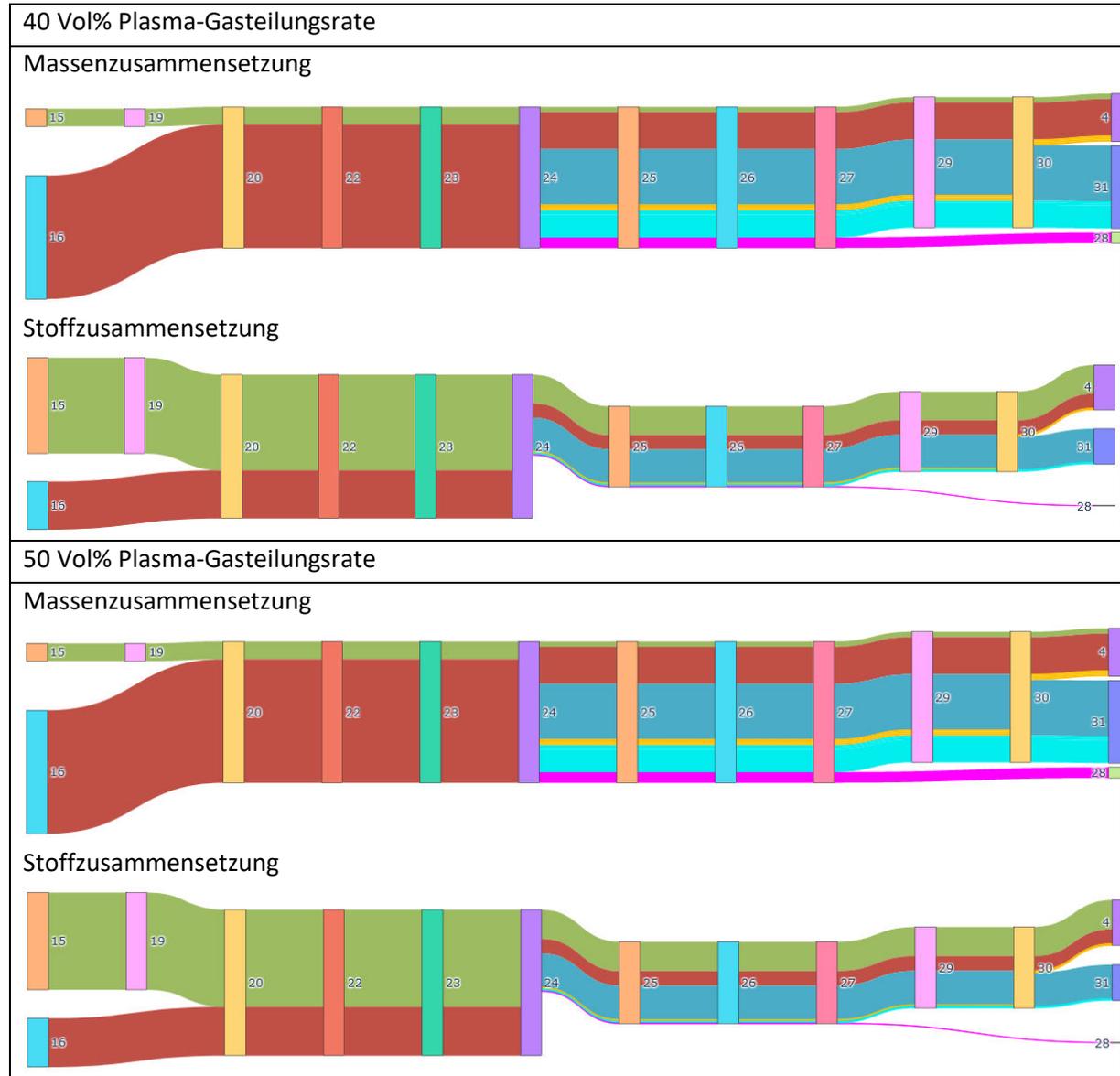
Sankey-Diagramm der Plasmanalyse-Komponenten





Sankey-Diagramm der Fischer-Tropsch-Komponenten





Gesamtleistungsbedarfe

20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	18593,5	18,6	9,0
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1736,9	1,7	0,8
Q_dot_plasmacracking	149149,7	149,2	72,0
Q_dot_WGS	-14209,6	-14,2	-
Q_dot_heat_kond_in	-20274,5	-20,3	-
P_t_syngas_comp	37732,1	37,7	18,2
Q_dot_heat_FTS_in	-18888,8	-18,9	-
Q_dot_FTS	-108685,8	-108,7	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-3750,2	-3,8	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-19189,3	-19,2	-
P_t_Ges	207212,1	207,2	

30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	13204,1	13,2	6,5
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1737,0	1,7	0,9
Q_dot_plasmacracking	149120,7	149,1	73,9
Q_dot_WGS	-14210,1	-14,2	-
Q_dot_heat_kond_in	-14419,1	-14,4	-
P_t_syngas_comp	37744,8	37,7	18,7
Q_dot_heat_FTS_in	-18895,2	-18,9	-
Q_dot_FTS	-108730,9	-108,7	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-3751,6	-3,8	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-19196,8	-19,2	-
P_t_Ges	201806,5	201,8	

40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	10510,3	10,5	5,3
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1737,0	1,7	0,9
Q_dot_plasmacracking	149091,8	149,1	74,9
Q_dot_WGS	-14210,7	-14,2	-
Q_dot_heat_kond_in	-11493,4	-11,5	-
P_t_syngas_comp	37757,6	37,8	19,0
Q_dot_heat_FTS_in	-18901,6	-18,9	-
Q_dot_FTS	-108775,5	-108,8	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-3753,0	-3,8	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-19204,2	-19,2	-
P_t_Ges	199096,8	199,1	

50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Leistungsbezeichnung	Leistung [W]	Leistung [kW]	Anteile an Gesamtleistung [%]
Q_dot_heat_plasma_in	10510,3	10,5	5,3
Q_dot_heat_waterfeed_WGS_in	1737,0	1,7	0,9
Q_dot_plasmacracking	149091,8	149,1	74,9
Q_dot_WGS	-14210,7	-14,2	-
Q_dot_heat_kond_in	-11493,4	-11,5	-
P_t_syngas_comp	37757,6	37,8	19,0
Q_dot_heat_FTS_in	-18901,6	-18,9	-
Q_dot_FTS	-108775,5	-108,8	-
Q_dot_heat_FTS_wax_sep_in	-3753,0	-3,8	-
Q_dot_heat_FTS_liquids_sep_in	-19204,2	-19,2	-
P_t_Ges	199096,8	199,1	

Zusammenfassungen

20 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	22,323
H2O_WGS	18,661
H2O_in	40,984
FTS-Wachs	8,549
FTS-Liquids-trocken	21,696
C5+_out	30,245
H2O_FTS-Liquids	44,613
H2O_Kondensator_Plasmalyse	20,308
H2O_out	64,921
CO2_out	45,587
H2_out	0,000

30 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	13,868
H2O_WGS	18,661
H2O_in	32,529
FTS-Wachs	8,552
FTS-Liquids-trocken	21,704
C5+_out	30,256
H2O_FTS-Liquids	44,631
H2O_Kondensator_Plasmalyse	11,851
H2O_out	56,482
CO2_out	45,588
H2_out	0,000

40 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	9,641
H2O_WGS	18,662
H2O_in	28,303
FTS-Wachs	8,556
FTS-Liquids-trocken	21,712
C5+_out	30,268
H2O_FTS-Liquids	44,650
H2O_Kondensator_Plasmalyse	7,621
H2O_out	52,271
CO2_out	45,590
H2_out	0,000

50 Vol% Plasma-Gasteilungsrate

Biogas	Massenstrom [kg/h]
Biogas	100,000
H2O_st	7,104
H2O_WGS	18,663
H2O_in	25,767
FTS-Wachs	8,559
FTS-Liquids-trocken	21,720
C5+_out	30,279
H2O_FTS-Liquids	44,668
H2O_Kondensator_Plasmalyse	5,083
H2O_out	49,751
CO2_out	45,592
H2_out	0,000



Erklärung zur selbstständigen Bearbeitung einer Abschlussarbeit

Gemäß der Allgemeinen Prüfungs- und Studienordnung ist zusammen mit der Abschlussarbeit eine schriftliche Erklärung abzugeben, in der der Studierende bestätigt, dass die Abschlussarbeit „– bei einer Gruppenarbeit die entsprechend gekennzeichneten Teile der Arbeit [(§ 18 Abs. 1 APSO-TI-BM bzw. § 21 Abs. 1 APSO-INGI)] – ohne fremde Hilfe selbstständig verfasst und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt wurden. Wörtlich oder dem Sinn nach aus anderen Werken entnommene Stellen sind unter Angabe der Quellen kenntlich zu machen.“

Quelle: § 16 Abs. 5 APSO-TI-BM bzw. § 15 Abs. 6 APSO-INGI

Dieses Blatt, mit der folgenden Erklärung, ist nach Fertigstellung der Abschlussarbeit durch den Studierenden auszufüllen und jeweils mit Originalunterschrift als letztes Blatt in das Prüfungsexemplar der Abschlussarbeit einzubinden.

Eine unrichtig abgegebene Erklärung kann -auch nachträglich- zur Ungültigkeit des Studienabschlusses führen.

Erklärung zur selbstständigen Bearbeitung der Arbeit

Hiermit versichere ich,

Name: Kapust

Vorname: Jan - Malte

dass ich die vorliegende Masterarbeit bzw. bei einer Gruppenarbeit die entsprechend gekennzeichneten Teile der Arbeit – mit dem Thema:

Modellierung einer Power to Liquid-Anlage mit einer Mikrowellen-Plasmapolymerisation als Gaswandlungstechnologie und anschließender Fischer-Tropsch-Synthese

ohne fremde Hilfe selbstständig verfasst und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt habe. Wörtlich oder dem Sinn nach aus anderen Werken entnommene Stellen sind unter Angabe der Quellen kenntlich gemacht.

- die folgende Aussage ist bei Gruppenarbeiten auszufüllen und entfällt bei Einzelarbeiten -

Die Kennzeichnung der von mir erstellten und verantworteten Teile der -bitte auswählen- ist erfolgt durch:

Stralsund
Ort

21.04.2023
Datum

Unterschrift im Original