

Szenarienbasierte Betriebsoptimierung eines Produktionsverbundes aus Stahl- und Chemieproduktion mit Einbindung Erneuerbarer Energien

Mathias van Beek¹, Björn Hunstock, Matthias Sadlowski

Fraunhofer UMSICHT, Osterfelder Str. 3 46047 Oberhausen, +49 208 8598 - 1523,
mathias.van.beek@umsicht.fraunhofer.de, <https://www.umsicht.fraunhofer.de/>

Kurzfassung:

Dieser Beitrag behandelt die Optimierung eines gekoppelten Systems aus Stahl- und Chemieproduktion, wobei über eine am deutschen Intraday-Spotmarkt agierende Wasserstoffelektrolyse eine Einbindung erneuerbarer Energien erfolgt. Die Optimierung erfolgt als gemischt-ganzzahlige lineare Optimierung. Durch die Verwendung einer eingeschränkten Voraussicht mittels Rolling Horizon wird eine Rechenzeitverkürzung erzielt, die die Betrachtung zahlreicher Szenarien zulässt. Zunächst wird die prinzipielle Funktionsweise des Modells vorgestellt und anschließend ausgewählte Szenarien für das betrachtete Produktionssystem vorgestellt und diskutiert.

Keywords: Optimierung, Stahl, Emissionen, Erneuerbare Energie

1 Einleitung

Circa 7% der in Deutschland anfallenden CO₂-Emissionen sind auf die Produktion von Stahl zurückzuführen [1]. Im Rahmen der im Pariser Klimaabkommen [2] vereinbarten Dekarbonisierung ist das Forschungsinteresse an emissionsenkenden Maßnahmen für die Stahlproduktion dementsprechend hoch. Effizienzsteigernde Maßnahmen wie ein verbessertes Hochofenkonzept, bspw. im Projekt „ULCOS“ [3], wurden in der Vergangenheit umfangreich untersucht und zeigen theoretische Einsparpotenziale der Emissionen von bis zu 26%.

Um höhere Einsparungen zu erzielen, wird aktuell an der Integration Erneuerbarer Energien (EE) in die Stahlproduktion geforscht. Hervorzuheben ist der Ansatz der Verwendung von Wasserstoff aus Elektrolyse, die mit elektrischem Strom aus erneuerbaren Energieträgern oder überschüssiger Prozesswärme betrieben wird. Aktuell wird die Verwendung dieses Wasserstoffes sowohl für die Direktreduktion (Projekt GrInHy [4]) als auch zur Herstellung eines synthesefähigen Mischgases (Projekt Carbon2Chem [5]) zur Wertschöpfung, beispielsweise durch Methanolsynthese, erforscht und diskutiert. Im Weiteren wird auf die Verwertung der Prozessgase der Stahlproduktion über eine chemische Synthese eingegangen.

Bei der Herstellung des synthesefähigen Mischgases werden, je nach den am Standort vorhandenen Produktionsschritten, die kohlenstoffhaltigen Gase mit dem durch EE

¹ Jungautor

gewonnenen Wasserstoff gemischt. Dabei müssen entsprechend der gewünschten Synthese die Prozessgase durch Reinigungs- und Aufbereitungsanlagen vorkonditioniert werden. Je nach Standort werden die anfallenden Prozessgase jedoch bereits energetisch zur Feuerung von Vergütungsöfen und zum Betrieb von Kraftwerken zur Stromproduktion verwendet und verlassen das System nur im Überschussfall als verpackelte Abgase. An einem bestehenden Standort entstehen daher Wechselwirkungen mit dem vorliegenden Energie- und Stoffsystem, wenn ein zusätzliches Anlagensystem als Abnehmer dieser Gase installiert wird. Zudem fallen die Prozessgase nicht rein kontinuierlich an, sodass die entstehende Dynamik der genutzten Prozessgase durch Speicher oder verfügbare Lastflexibilität der installierten Anlagen gepuffert werden muss. Die Wirtschaftlichkeit des Gesamtsystems wird maßgeblich durch die Verfügbarkeit und den Preis des durch Elektrolyse produzierten Wasserstoffes sowie die zukünftig erwarteten Kosten für CO₂-Emissionen beeinflusst.

Aus diesem Grund wird eine Methode benötigt, um die potenziellen Anlagenkonzepte unter prognostizierten Preis- und Verfügbarkeitszenarien und Berücksichtigung der dynamischen Randbedingungen im Produktionssystem zu untersuchen. In der Vergangenheit wurde bereits in verschiedenen Publikationen der erfolgreiche Einsatz der mathematischen Optimierung, insbesondere der gemischt-ganzzahligen Optimierung, für das Prozessgasnetzwerk von Standorten zur Stahlproduktion demonstriert [6]. Zudem wurde die Strukturoptimierung, in diesem Fall die integrierte Optimierung von Anlagengrößen und -betrieb, für die Integration von Biomasse in der Stahlproduktion [7] und die Produktion von Methanol und Dimethylether [8] für stationäre Probleme untersucht und erste wirtschaftliche Anlagenkonzepte identifiziert. Eine umfangreichere Beschreibung des relevanten Forschungsstandes ist in [9] aufgeführt.

Bisher sind jedoch keine Untersuchungen für die Hinzunahme einer Wasserstoffelektrolyse durchgeführt worden, wobei sowohl die dynamischen Marktbedingungen als auch die dynamischen Randbedingungen der Reinigungs-, Aufbereitungs- und Produktionsanlagen für diesen Fall berücksichtigt werden müssen. Im Folgenden wird daher ein neues Modell zur Optimierung dieses neuen Produktionsverbundes am Beispiel der Methanolproduktion vorgestellt. Das Modell arbeitet mit einer eingeschränkten Voraussicht, sodass große Betrachtungszeiträume in Optimierungsintervalle unterteilt werden. Nach Vorstellung des Modells werden Optimierungsergebnisse für ein ausgewähltes Anlagensystem unter vier Szenarien diskutiert.

2 Methodisches Vorgehen

In diesem Kapitel wird zunächst das ausgewählte Anlagensystem erläutert. Anschließend werden exemplarisch Randbedingungen des Teilmodells zur Methanolsynthese und die verwendete Zielfunktion vorgestellt. Anschließend werden die Funktionsweise der beschränkten Voraussicht und die Herkunft der Eingangsdaten des Optimierungsmodells erläutert.

2.1 Anlagensystem

Das ausgewählte Anlagensystem basiert auf der stofflichen Nutzung von zwei Hüttengassorten zur Methanolsynthese. Das vereinfachte Anlagenschema der zugebauten

Anlagen ist auf Abbildung 1 dargestellt, wobei das lokale Dampf- und Stromnetz nur vereinfacht dargestellt ist.:

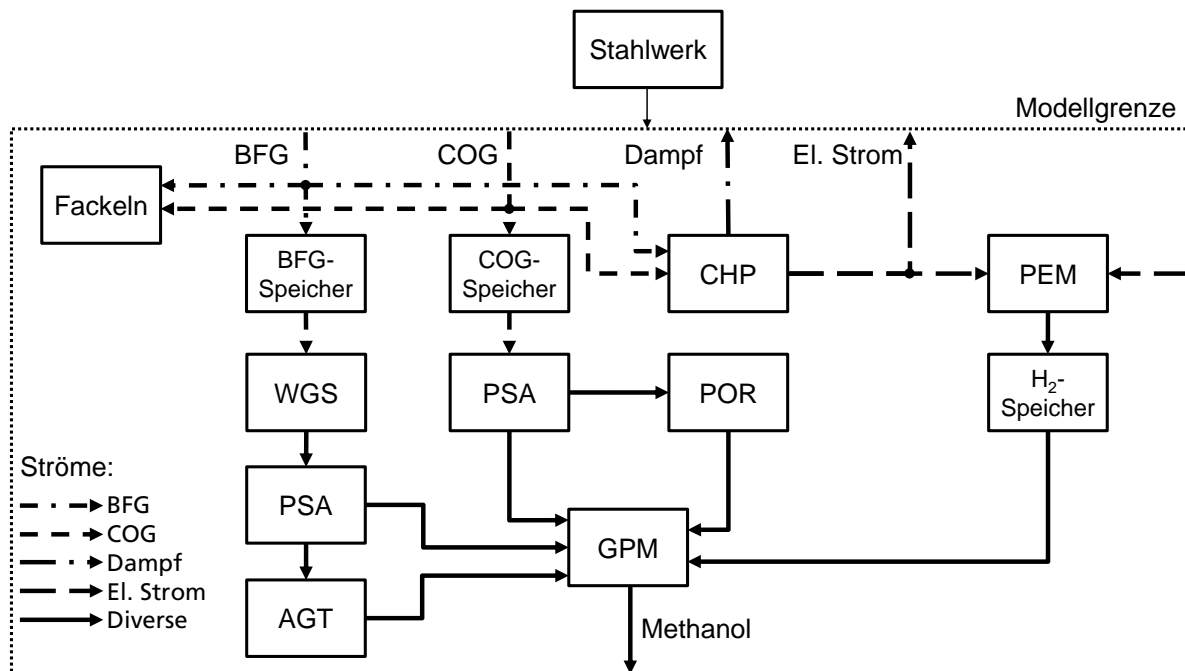


Abbildung 1: Betrachtetes Anlagensystem und Datenschnittstellen für die Betriebsoptimierung der chemischen Synthese aus Prozessgasen der Stahlproduktion

Das Anlagensystem wird aus dem Stahlwerk mit kohlenstoffreichen Gasen versorgt, wobei dieses einen Dampf- und Strombedarf aufweist, der aus dem dargestellten System gedeckt werden muss. Die zur Verfügung stehenden Gase sind das Gichtgas („blast furnace gas“, kurz: BFG) und das Koksgas („coke oven gas“, kurz: COG), die bei der Reduktion von Eisenoxiden im Hochofen respektive der Verkokung von Kohle in Kokereien anfallen. Das BFG und COG können jeweils in den Kraftwerken (CHP) sowie chemisch über eine Zwischenspeicherung und -reinigung genutzt werden. Überkapazitäten können über Fackeln verbrannt werden, sind jedoch aus wirtschaftlichen Gründen zu vermeiden.

Das stickstoff- und kohlendioxidreiche BFG wird zunächst in einem Wassergas-Shift-Reaktor (WGS) derart behandelt, dass eine nahezu reine Mischung aus CO₂, H₂O, H₂ und N₂ vorliegt. Anschließend wird in einer Druckwechseladsorption („pressure swing adsorption“, kurz: PSA) der Wasserstoff abgetrennt und als Eduktgas der Methanolsynthese zur Verfügung gestellt, die als Gasphasenreaktor („gas phase methanol reactor“, kurz: GPM) ausgelegt ist. Das CO₂ des Off-Gases der PSA wird dann über eine Aminwäsche („amine gas treatment“, kurz: AGT) ausgewaschen und der GPM zur Verfügung gestellt, um eine möglichst geringe Menge des inerten Stickstoffs in die Synthese zu führen.

Beim größtenteils aus Wasserstoff und Methan bestehenden COG wird im ersten Schritt über eine weitere PSA ein zusätzlicher Wasserstoffstrom für die GPM abgetrennt. Das PSA Off-Gas wird dann über einen Reformer, in diesem Fall über partielle Oxidation (POR), zu einem CO-H₂-Gemisch reformiert, das wiederum in die GPM geführt wird.

Als zentrale Wasserstoffquelle steht eine Elektrolyse mit Protonenaustauschmembran („proton exchange membrane“, kurz: PEM) zur Verfügung. Der Strom zum Betrieb der

PEM-Elektrolyse kann sowohl aus den Kraftwerken als auch am deutschen Intraday-Spotmarkt bezogen werden. Der Wasserstoff kann zur Unterstützung preisoptimaler Strombezugspläne in einem Hochdruckspeicher zwischengespeichert werden, bevor die GPM damit gespeist wird.

2.2 Optimierungsmodell

Das modellierte Anlagensystem wird als gemischt-ganzzahliges lineares Optimierungsproblem („mixed-integer linear program“, kurz: MILP) untersucht. Die Basisform eines MILP ist durch den folgenden Gleichungssatz beschreibbar:

$$\begin{array}{ll} \min & c^T x \\ \text{s.t.} & Ax \leq b \\ & x_i \geq 0, i = 1, \dots, m, \dots, n \\ & x_j \in \mathbb{Z}, j = 1, \dots, m \end{array}$$

Diese Gleichungen beschreiben ein Optimierungsproblem, bei dem die lineare Summe aus Produkten von Parametern c und Variablen x , die Zielfunktion, minimiert werden soll. Dabei sollen die linearen Randbedingungen für die Variablen x eingehalten werden, zudem sind einige der Variablen ganzzahlig, die restlichen kontinuierlich.

2.2.1 Beispiel Methanolsynthese

Als Beispiel für ein Anlagenmodell des modellierten Anlagensystems werden im Folgenden die Randbedingungen der Methanolsynthese teilweise erläutert. Abbildung 2 zeigt in diesem Zusammenhang die Ein- und Ausgänge der Methanolsynthese:

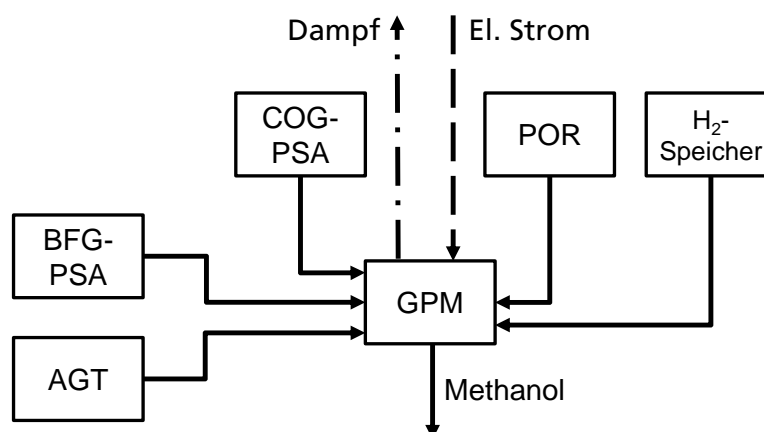


Abbildung 2: Ein- und ausgehende Stoff- und Energieströme der Methanolsynthese im betrachteten Anlagensystem

Neben den zuvor in Abbildung 1 dargestellten Stoffströmen verbraucht die GPM zum Betrieb der Gaskompressoren elektrischen Strom und stellt Dampf aus der Reaktorkühlung bereit, der im lokalen Dampfnetz verwendet werden kann.

Zunächst wird vorgegeben, dass die ein- und ausgehenden Stoff- und Energieströme nur positiv sein können:

$$\dot{m}_{j,i,GPM,ein} \geq 0$$

$$\dot{m}_{i,GPM,aus} \geq 0$$

$$P_{el,GPM,ein} \geq 0$$

$$\dot{Q}_{GPM,aus} \geq 0$$

Die erste Randbedingung gibt vor, dass der eingehende Massenstrom aus Anlage j der Komponente i in die GPM null oder positiv sein muss. Gleiches gilt für den ausgehenden Massenstrom der GPM, die verbrauchte elektrische Leistung durch die Eduktgasverdichtung und die produzierte Wärme aus der Reaktorkühlung. Für die chemische Reaktion muss H₂ mindestens entsprechend der Reaktionsstöchiometrie im richtigen Verhältnis zu CO und CO₂ vorliegen:

$$r_{CO} = \frac{\dot{n}_{H_2}}{\dot{n}_{CO}} = 2.05$$

$$r_{CO_2} = \frac{\dot{n}_{H_2}}{\dot{n}_{CO_2}} = 3.05$$

$$\dot{m}_{i,GPM,ein} = \sum \dot{m}_{j,i,GPM,ein}$$

$$\frac{\dot{m}_{H_2,GPM,ein}}{M_{H_2}} \geq r_{CO} \cdot \frac{\dot{m}_{CO,GPM,ein}}{M_{CO}} + r_{CO_2} \cdot \frac{\dot{m}_{CO_2,GPM,ein}}{M_{CO_2}}$$

In der dargestellten Randbedingung werden die eingehenden Ströme jeweils über den Komponentenströmen aller angeschlossenen Anlagen j summiert. Für die Reaktion des Synthesegases zu Methanol wird ein konstanter Kohlenstoffnutzungsgrad für CO und CO₂ angesetzt:

$$\eta_{eff,CO} = \frac{\dot{m}_{CO,GPM,ein} - \dot{m}_{CO,GPM,aus}}{\dot{m}_{CO,GPM,ein}} = 0.8$$

$$\eta_{eff,CO_2} = 0.3$$

Die produzierte Methanolmenge wird über die eingehende Stoffmenge an elementarem Kohlenstoff in CO und CO₂ durch die folgende Gleichung bestimmt:

$$\frac{\dot{m}_{CH_3OH}}{M_{CH_3OH}} = \eta_{eff,CO} \cdot \frac{\dot{m}_{CO,GPM,ein}}{M_{CO}} + \eta_{eff,CO_2} \cdot \frac{\dot{m}_{CO_2,GPM,ein}}{M_{CO_2}}$$

Während der Reaktion wird Wärme entsprechend der Standardbildungsenthalpien der Produkte und Edukte sowie der Veränderung der Gemischwärmekapazität frei:

$$\dot{Q}_{aus} = \sum(\dot{m}_{i,GPM,aus} \cdot h_{f,i}^0) - \sum(\dot{m}_{i,GPM,ein} \cdot h_{f,i}^0) + \sum(\dot{m}_{i,GPM,aus} - \dot{m}_{i,GPM,ein}) \cdot (c_{p,i} \cdot \Delta T)_m$$

In dieser Gleichung ist das Produkt aus Wärmekapazität und Temperaturdifferenz das Ergebnis des Integrals über die Wärmekapazitäts-Stofffunktionen der entsprechenden Komponente von Umgebungstemperatur auf Reaktionstemperatur. Neben Randbedingungen zur Reaktion sind außerdem Minimal- und Maximallastvorgaben für den eintretenden Massenstrom implementiert, die im Rahmen der Optimierung über eine Binärvariable das Ein- und Ausschalten der GPM ermöglichen:

$$\delta_{\text{GPM,ein}} \dot{m}_{\text{GPM,ein,min}} \leq \Sigma \dot{m}_{\text{GPM,ein}} \leq \delta_{\text{GPM,ein}} \cdot \dot{m}_{\text{GPM,ein,max}}$$

Ebenso ist die Dynamik von Lastwechseln durch die Massenträgheit des Gaskompressors limitiert und wird wie folgt im Modell umgesetzt:

$$-\Delta \dot{m}_{\text{GPM,ein,max}} \leq \dot{m}_{\text{GPM,ein,t+1}} - \dot{m}_{\text{GPM,ein,t}} \leq \Delta \dot{m}_{\text{GPM,ein,max}}$$

Das vereinfacht vorgestellte Anlagenmodell der GPM kann zusammenfassend im Rahmen einer Optimierung der Prozessintegration bereits dynamisch die optimale Abnahmemenge der zur Verfügung stehenden Eduktgase und die daraus produzierte Methanolmenge bestimmen.

2.2.2 Zielfunktion

Die Zielfunktion Z des Optimierungsmodells berücksichtigt im einfachsten Fall ausschließlich den extern zugekauften elektrischen Strom auf Basis des deutschen Intraday-Spotmarktes, die Erlöse durch Methanol und die Kosten für CO_2 -Zertifikate, die über den Betriebszeitraum anfallen, wobei nur der Strompreis dynamisch aufgelöst ist:

$$Z = \Sigma c_{P_{\text{el,t}}} \cdot (P_{\text{el,CHP,t}} - P_{\text{el,GPM,t}} - P_{\text{el,Stahlwerk,t}} - P_{\text{el,PEM,t}}) + c_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot \Sigma \dot{m}_{\text{CH}_3\text{OH,t}} - c_{\text{CO}_2} \cdot (\Sigma \dot{m}_{\text{CO}_2,\text{CHP,t}} + \Sigma \dot{m}_{\text{CO}_2,\text{AGT,t}} + \Sigma \dot{m}_{\text{CO}_2,\text{Fackeln,t}})$$

Anzumerken ist, dass zur Ermittlung des tatsächlichen Zahlungsstromes die Zielfunktion mit dem verwendeten Zeitintervall zu verrechnen ist, die optimale Variablenbelegung wird dadurch jedoch nicht beeinflusst.

2.3 Eingeschränkte Voraussicht

Die folgende Abbildung stellt die prinzipielle Funktionsweise der eingeschränkten Voraussicht der Optimierung mit einem Rolling Horizon dar:

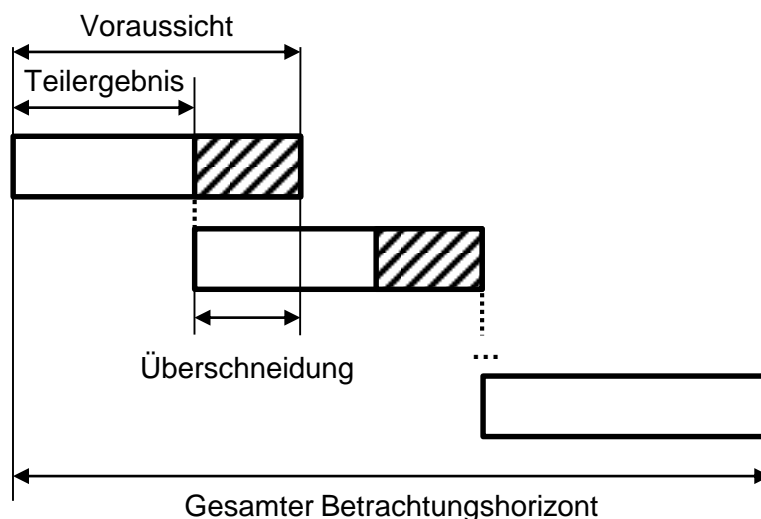


Abbildung 3: Schematische Darstellung der eingeschränkten Voraussicht und der Ergebnisübergabe zwischen Berechnungsintervallen

Der gesamte Betrachtungshorizont wird entsprechend der gewünschten Voraussicht in Intervalle unterteilt. Für das erste Intervall wird eine Optimierungsrechnung durchgeführt.

Das Ergebnis des Intervalls wird abzüglich der gewählten Überschneidung für den Gesamtzeitraum festgeschrieben. Die Belegung der Variablen zu Beginn des Überschneidungszeitraumes wird als Startwert für das nächste Intervall gesetzt und eine neue Optimierungsrechnung durchgeführt. Dieser Prozess wird wiederholt, bis im letzten Intervall die letzten Zeitschritte des Betrachtungszeitraumes optimiert wurden. Der Zielfunktionswert der Optimierung mit eingeschränkter Voraussicht ist aufgrund des Informationsverlustes gegenüber der vollständigen Optimierung des Betrachtungshorizontes geringer. Werden Voraussicht und Überschneidung passend gewählt, können je nach System jedoch nahezu identische Ergebnisse generiert werden, wobei die benötigte Rechenzeit der Optimierung je nach Betrachtungsintervall um mehrere Größenordnungen verringert werden kann. Für die vorgestellten Rechnungen wird eine Voraussicht von 96 Stunden und eine Überschneidung von 24 Stunden gewählt, die bei Referenzrechnungen eine absolute Abweichung der Zielfunktion von 0.21% aufgewiesen haben. Ausgewählte technische Variablen wie die Anzahl der Anlagenlastwechsel und die abgerufenen Minimal- und Maximallasten der Anlagen zeigten dabei keine Abweichungen.

2.4 Eingangsdaten

Für die Schnittstelle zum Stahlwerk werden historische, viertelstündlich aufgelöste Hüttendaten eines deutschen Stahlproduzenten verwendet. Diese enthalten sowohl die anfallenden Volumenströme als auch die Stoffzusammensetzung von BFG und COG. Der Strom- und Wärmebedarf der Hütte wird anhand dieser Zeitreihen proportional zum zeitlichen Anfall der Hüttengase abgeschätzt. Die Strompreise sind historische Spotmarktpreise des deutschen Intraday-Spotmarktes aus den Jahren 2015 und 2016.

3 Ergebnisse

Die vorgestellten Ergebnisse dienen dem Vergleich des Einflusses der Größe der installierten PEM-Elektrolyse auf die Systemdynamik im Anlagenverbund. Dazu wird im ersten Szenario eine PEM-Elektrolyse mit vergleichsweise geringer Produktionskapazität untersucht, wohingegen in den weiteren Szenarien eine Elektrolyse mit eineinhalb- bis sechsfacher Größe untersucht wird. Die restlichen verfahrenstechnischen Anlagen haben in beiden Szenarien die gleichen Parameter. Zunächst werden anhand des ersten Szenarios grundlegende Zusammenhänge im Produktionssystem analysiert und anschließend der Vergleich der Szenariorechnungen vorgestellt. Die Rechnungen wurden über einen Berechnungshorizont von 30 Tagen durchgeführt, wobei exemplarisch die ersten zwei Tage der Ergebniszeitreihen diskutiert werden. Normierungen der Größen finden immer bezogen auf das Maximum der entsprechenden Zeitreihe statt.

3.1 Szenario: Kleine PEM-Elektrolyse

Im Szenario mit geringer PEM-Produktionskapazität läuft die PEM-Elektrolyse an den ersten beiden Tagen durchgängig unter Volllast. Abbildung 4 zeigt eine Übersicht verschiedener mit der Wasserstoffproduktion der PEM-Elektrolyse verknüpfter Systemgrößen:

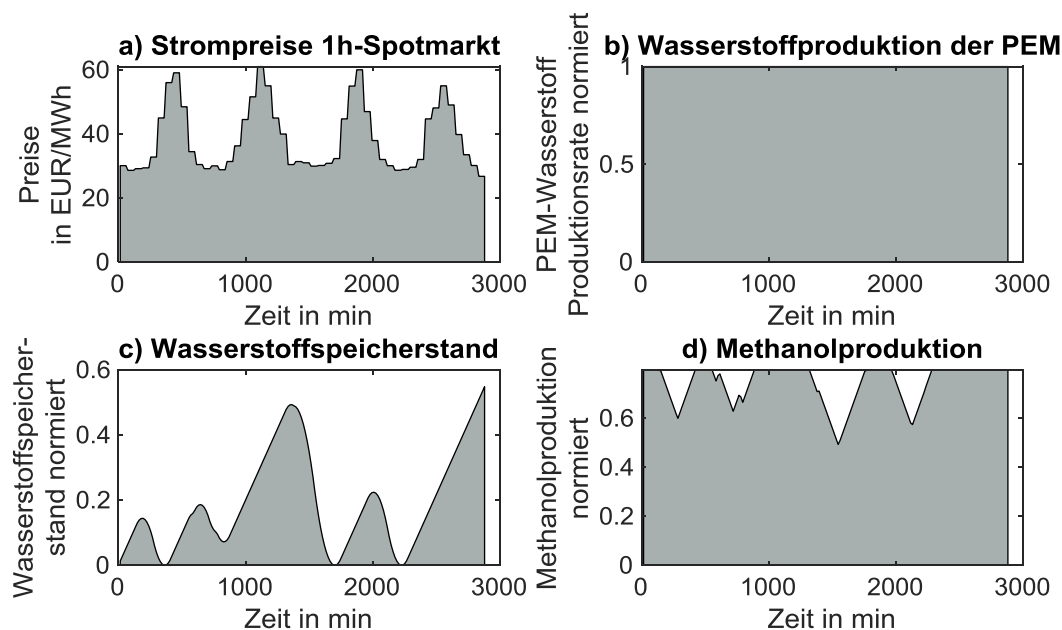


Abbildung 4: Übersicht über die Strompreise, die Wasserstoffproduktion und -speicherung sowie die resultierende Methanolproduktion im Anlagenverbund

Auf Grafik a) sind die Strompreise des deutschen 1h-Spotmarktes dargestellt, an dem der elektrische Strom zum Betrieb der PEM-Elektrolyse beschafft wird. Grafik b) zeigt den Wasserstoffproduktionsstrom, der über den gesamten Zeitraum voll ausgelastet wird, sodass die Dynamik der Strompreise nicht gewinnbringend ausgenutzt werden kann. Der Wasserstoffspeicher fluktuiert zwischen null und 55% Speicherstand und wird größtenteils mit gleichbleibender, maximaler Ein- und Ausspeicherrate betrieben. Insbesondere fungiert er nicht als Langzeitspeicher für Wasserstoff. Im Gegensatz zur nach Stand der Technik

üblichen stationären Produktionsrate sind in der Methanolproduktion vergleichsweise hohe Fluktuationen zu beobachten. Um diese Fluktuationen zu erklären, sind auf Abbildung 5 einige verfahrenstechnische Anlagengrößen dargestellt:

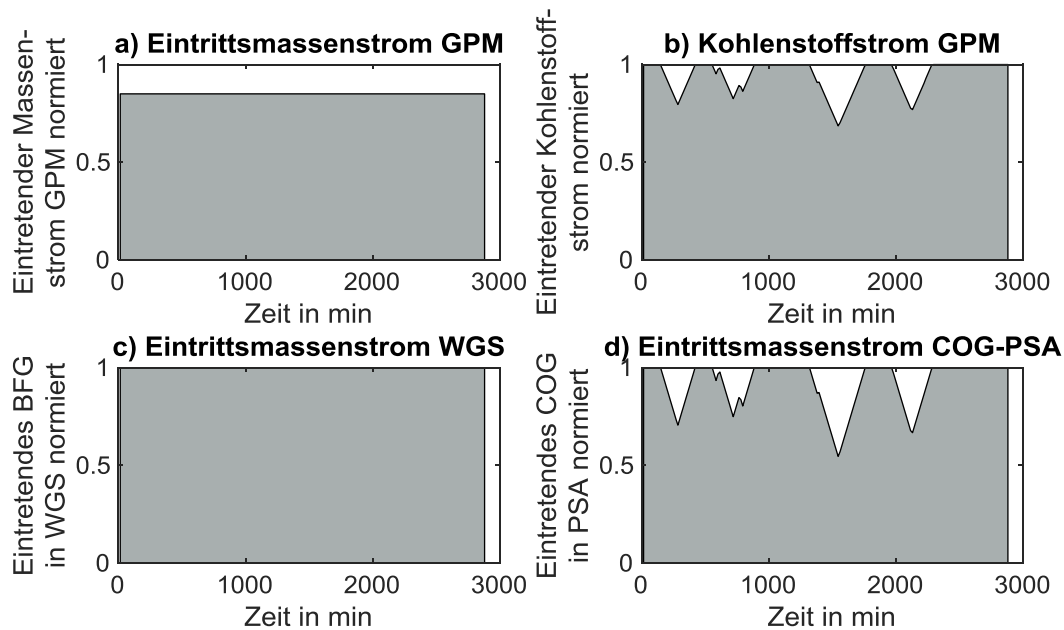


Abbildung 5: Darstellung des gesamten Eintrittsmassenstromes und des eintretenden molaren Kohlenstoffstroms der Methanolsynthese sowie Massenstromverläufe der Aufbereitungsanlagen für BFG und COG

Auffällig ist zunächst der konstante Eingangsmassenstrom in die GPM auf Grafik a). Demnach wird die Methanolanlage trotz variabler Produktionsrate keineswegs in Teillast betrieben. Grafik b) zeigt, dass der im Eduktstrom vorhandene, veränderliche Kohlenstoffanteil für die Produktionsrate bestimmend ist, daher stimmen die Verläufe 4d) und 5b) prinzipiell weitestgehend überein. Jedoch haben die unterschiedlichen Kohlenstoffnutzungsgrade von CO und CO₂ einen Einfluss, weshalb der normierte Kohlenstoffstrom und die normierte Methanolproduktion nicht komplett deckungsgleich verlaufen. Auf den Grafiken c) und d) sind die normierten Massenstrombezüge des WGS und der COG-PSA aufgetragen, die jeweils aus den entsprechenden Speichern bewirtschaftet werden. Während das BFG dem System konstant zugeführt wird, variiert der eingehende Massenstrom des COG. Dies ist neben dem instationären Anfall der Hüttengase auf die parallele Nutzung der Gase in den Kraftwerksblöcken zurückzuführen, da diese zum Teil Untergrenzen für die Verwendung von COG aufweisen. So steht der Synthese bei bestimmten eingeschalteten Kraftwerksblöcken eine Mindestmenge an im Vergleich zum BFG knappen COG nicht zur Verfügung, insbesondere wenn das Stahlwerk temporär einen hohen Strom- oder Wärmebedarf aufweist. Der Betrieb der Synthese wird dann durch Erhöhung des Wasserstoffanteils ausgeglichen, um das fehlende COG in der Menge zu substituieren. Abbildung 6 stellt einen Ausschnitt der Energiebilanz des betrachteten Anlagenverbundes dar:

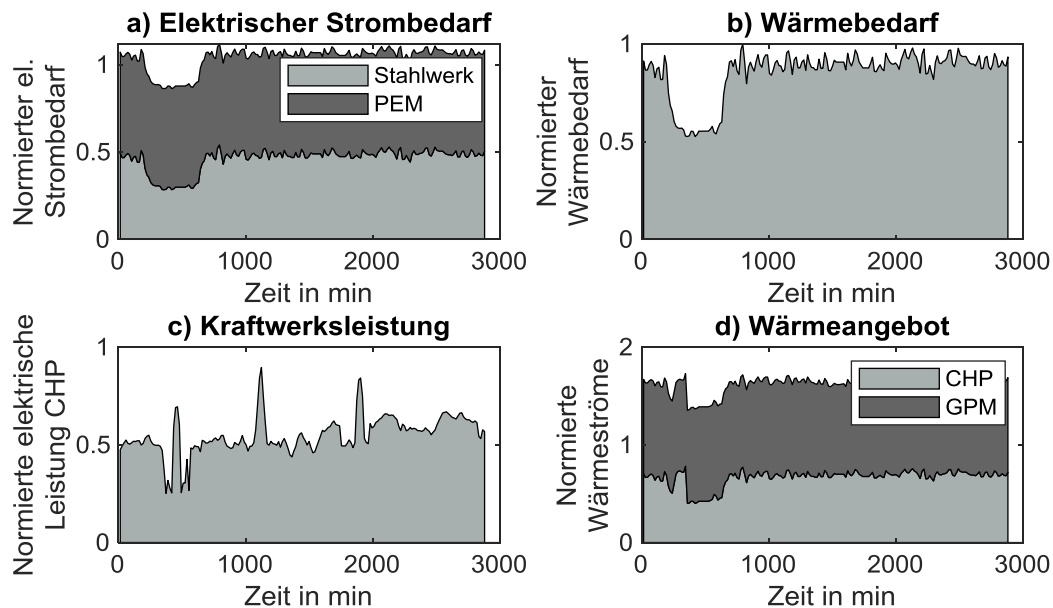


Abbildung 6: Ausschnitt der Energiebilanz des Anlagenverbundes

Der elektrische Strombedarf der PEM-Elektrolyse liegt in der Größenordnung des internen elektrischen Strombedarfs des Stahlwerks, wobei durch die kontinuierliche Last der PEM-Elektrolyse ein konstanter Strombedarf anfällt. Grafik b) stellt den angesetzten Wärmebedarf des Stahlwerks dar. Im Vergleich mit Grafik d) fällt auf, dass die Kraftwerke und die GPM kombiniert mehr Wärme produzieren als das Stahlwerk benötigt. Dies schafft ein Potenzial für weitere Wärmeintegration der verfahrenstechnischen Anlagen, zum Beispiel zur Wirkungsgradsteigerung durch Vorwärmung. Grafik 6c) zeigt in Kombination mit Grafik 4a), dass zu Zeiten hoher Strompreise die Kraftwerke ihre Leistung zeitweise stark erhöhen, um die Hüttengase wertschöpfend zu verbrennen.

Die Ergebnisse dieser Rechnung deuten bereits an, dass die verfahrenstechnischen Anlagen bezüglich ihrer Größe und dynamischen Randbedingungen abgestimmt werden müssen und entsprechend sensibel auf Änderungen der Eingangsgrößen, z.B. der verfügbaren COG-Menge reagieren. Der kontinuierliche Betrieb der PEM-Elektrolyse in dieser Auslegungsvariante lässt vermuten, dass bei entsprechend größerer Auslegung ein dynamischer Bezug von elektrischen Strom und damit eine Nutzung der am Spotmarkt vorhandenen Preisspanne möglich ist. Dies ist perspektivisch auch vor dem Hintergrund der mit dem Strom assoziierten CO₂-Emissionen wünschenswert, da zur CO₂-Einsparung über die Systemgrenzen hinaus Strom aus weitestgehend erneuerbaren Energieträgern verwendet werden sollte.

3.2 Szenarien: Vergrößerte PEM-Elektrolyse

Zur Untersuchung des Einflusses der PEM-Produktionskapazität auf die Systemdynamik und die entstehenden Systemkosten wurde die Optimierung zusätzlich in drei Varianten mit 150% (Variante I), 300% (Variante II) und 600% (Variante III) der für das erste Szenario installierten Produktionskapazität durchgeführt. Abbildung 7 stellt für Variante I eine Übersicht der Wasserstoffproduktion wie auf Abbildung 4 dar:

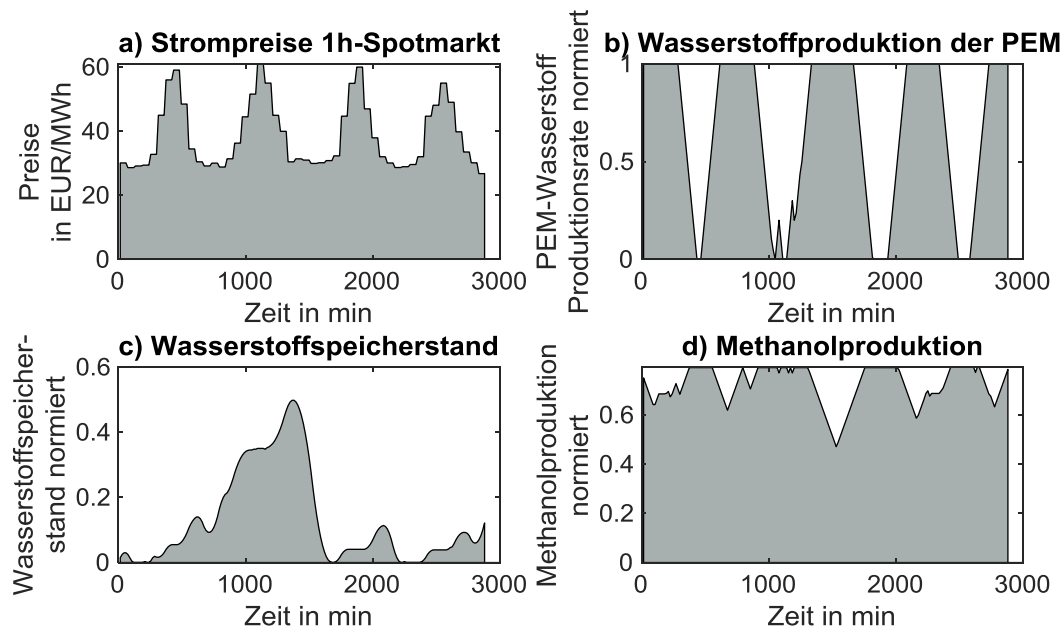


Abbildung 7: Übersicht über Strompreise, die Wasserstofferzeugung und -speicherung sowie die resultierende Methanolproduktion im Anlagenverbund für Variante I (150% PEM-Produktionskapazität)

Im direkten Vergleich zeigt Variante I einen dynamischeren Betrieb der PEM-Elektrolyse und gleichzeitig eine geringere mittlere Speicherbeladung des Wasserstoffspeichers. Die Methanolproduktion ist im direkten Vergleich mit Abbildung 4d) nahezu identisch, sodass die Dynamik der Wasserstoffproduktion im betrachteten Anlagensystem wenig Einfluss auf die verfahrenstechnische Systemdynamik hat. Abbildung 8 stellt abschließend die vier Varianten bezüglich ihrer Systemkosten und ihrer PEM-Volllaststunden im Betrachtungszeitraum gegenüber:

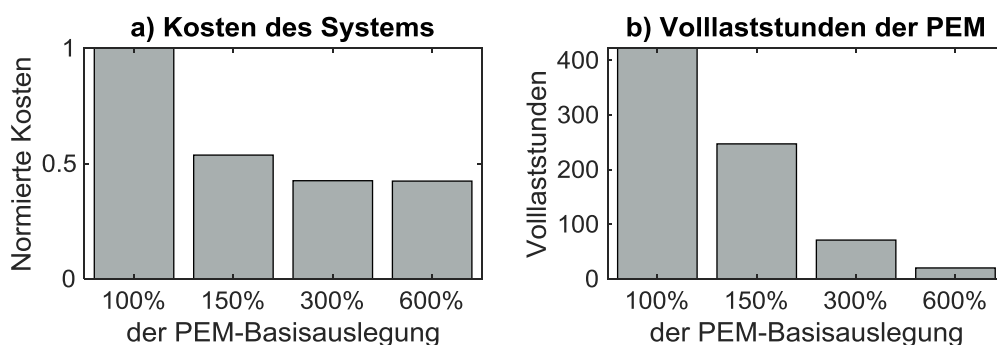


Abbildung 8: Vergleich der resultierenden Kosten und Volllaststunden der ausgewählten Installationsgrößen der PEM-Elektrolyse

In der Tendenz ist mit dem dynamischeren Betrieb der Wasserstofferzeugung insbesondere bei der ersten Vergrößerung der installierten Produktionskapazität eine Abnahme der entstehenden Systemkosten von circa 50% zu beobachten, wohingegen eine weitere Vergrößerung vergleichsweise geringe Einsparungen unter 5% verursacht. Gleichzeitig ist bereits im ersten Szenario die Volllaststundenzahl der PEM-Elektrolyse mit 422 von 2880 verfügbaren Viertelstunden vergleichsweise gering und verringert sich im Rahmen der Variantenrechnung weiter signifikant. Inwiefern die Kostenverringerung eine höhere

Investition für die erhöhte Produktionskapazität rechtfertigt, muss im Rahmen einer Investitionskostenanalyse, zum Beispiel mit der Kapitalwertmethode, untersucht werden.

4 Zusammenfassung und Ausblick

Im Rahmen dieses Beitrages wurde ein gemischt-ganzzahliges lineares Optimierungsmodell zur Betriebsoptimierung der kombinierten Produktion von Stahl und Methanol vorgestellt. Das Modell wurde mit einer eingeschränkten Voraussicht betrieben und zur Analyse des Systemverhaltens bei verschiedenen Produktionskapazitäten einer Wasserstoffelektrolyse (PEM) verwendet.

Auffällig ist der schwankende Produktstrom der chemischen Produktion, wobei dieser auf Schwankungen des Eduktgasstroms des Stahlwerks und der Teillastgrenzen der Kraftwerke zurückzuführen ist. Zudem weist das betrachtete Anlagensystem durch die Reaktorkühlung der Methanolsynthese einen vergleichsweise hohen Wärmestromüberschuss auf, der in weiteren Systemkonzepten verfahrenstechnisch genutzt werden könnte, zum Beispiel zur Wirkungsgradsteigerung durch Vorwärmung.

Beim Vergleich verschiedener Produktionskapazitäten der PEM-Elektrolyse tritt eine starke Reduktion der Kosten im Rahmen der ersten Vergrößerung der Anlage auf. Der dynamische Betrieb der Elektrolyse am Spotmarkt ist für Einsparungen bis zu 50% verantwortlich, jedoch verringern sich die Volllaststunden der Elektrolyseanlage ebenfalls signifikant, sodass eine detailliertere Investitionskostenrechnung notwendig ist.

Für die Unterstützung der Investitionsbetrachtung wird das vorgestellte Modell aktuell um die Entscheidung der Installationsgröße und Kostenmodelle für die größenabhängigen Investitionskosten erweitert. Dieses Strukturoptimierungsmodell kann zukünftig eine integrierte Entscheidung über Größe und Betrieb der installierten Anlagen treffen, zum Beispiel zur Maximierung des Kapitalwertes oder Minimierung der Systememissionen. Dabei kann die Optimierung die Simulation der entsprechenden Anlagen zur Abschätzung der technischen Machbarkeit nicht ersetzen, sondern muss die technischen Randbedingungen den detaillierten Simulationsergebnissen für die vorliegenden neuen Anlagenverbünde und Betriebsparameter anpassen.

Um für die notwendigen Szenarienanalysen eine ausreichend geringe Rechenzeit des Strukturoptimierungsmodells sicherzustellen, wird eine Reduktion der betrachteten Zeitreihen angestrebt, da zumindest die Repräsentation eines Jahres zur Berücksichtigung saisonaler Effekte an den Märkten und im Stahlwerksbetrieb für eine aussagekräftige Investitionsrechnung notwendig ist. Dazu werden aktuell verschiedene Ansätze zur Typtagebildung untersucht, die zukünftig die reduzierten Eingangsdaten für das Optimierungsmodell bereitstellen werden.

Literatur

- [1] Umweltbundesamt: „Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2016“, Deutschland, 2016
- [2] United Nations: „Adoption of the Paris Agreement“, Paris, 2015
- [3] Koen Meijer, Mark Denys, Jean Lasar, Jean-Pierre Birat, Gunnar Still: „ULCOS: ultra-low CO2 steelmaking“, Ironmaking and Steelmaking 36, 2013, S. 249-251
- [4] Ralph Schaper: „Green Industrial Hydrogen via Reversible High-Temperature Electrolysis“, German Power to Gas Strategy Platform, Berlin, 2016
- [5] Markus Oles, Wiebke Lüke, Ralph Kleinschmidt, Karsten Büker, Hans-Jörn Weddige, Peter Schmöle, Reinhold Achatz: „Carbon2Chem® - Ein cross-industrieller Ansatz zur Reduzierung der Treibhausgasemissionen“, Chemie Ingenieur Technik 90, 2018, S. 169-178
- [6] Jeong Hwan Kim, Heui-Seok Yi, Chonghun Han: „Plant-wide optimal byproduct gas distribution holder level control in the iron and steel making process“, Korean Journal of Chemical Engineering 20, 2003, S. 429-435
- [7] J. Lundgren, T. Ekbom, C. Hulteberg, M. Larsson, C.-E. Grip, L. Nilsson, P. Tunå: „Methanol production from steel-work off-gases and biomass based synthesis gas“, Applied Energy 112, 2013, S. 431-439
- [8] Ghanbari, Hamid; Saxén, Henrik; Grossmann, Ignacio E.: „Optimal Design and Operation of a Steel Plant Integrated with a Polygeneration System“, AIChE Journal 59, 2013, S. 3659-3670
- [9] Mathias van Beek: „A Review of Mathematical Programming in Integrated Iron- and Steelmaking“, Chemie Ingenieur Technik 90, 2018, S. 1568-1575