

Schlussbericht
des Forschungsvorhabens

**Integrierter Umweltschutz in der Metallerzeugung:
Simulationsgestützte operative Produktionsplanung zur
Optimierung metallurgischer Abfallverwertungsprozesse**

gefördert vom Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF)

Förderkennzeichen: 01RW0169
Laufzeit: 01.03.2002 – 28.02.2005

Prof. Dr. rer. nat. Otto Rentz
Dipl.-Wi.-Ing. Magnus Fröhling
Dipl.-Ing. Falk Nebel
Prof. Dr. rer. pol. Frank Schultmann*
Dr. rer. pol. Bernd Engels**

Institut für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion (IIP)
Universität Karlsruhe (TH)

Karlsruhe, im Juli 2005

* Seit 06.12.2004: Lehrstuhl für Bauwirtschaftslehre, Universität Siegen

** Seit 01.02.2003: Saarstahl AG, Völklingen

Vorwort

Als Resultat der Produktionstätigkeit in der Metallerzeugung und -verarbeitung fallen eine Reihe von Abfällen zwangsläufig als Kuppelprodukte an. Während für einige dieser Kuppelprodukte wie Schlacken etablierte Verwertungswege bestehen, ergeben sich für andere (z. B. Stäube und Schlämme aus Gasreinigungen) noch erhebliche Verwertungslücken. Zur Aufbereitung und Verwertung dieser nicht vermeidbaren Stoffe der Eisen- und Stahlindustrie und weiteren Industriebereichen konnte sich in den vergangenen Jahren die als „DK-Prozess“ bezeichnete Verwertung in modifizierten Hochöfen etablieren. Hierbei werden aus eisen- und zinkhaltigen Abfällen hochwertiges Gießereiroh Eisen und ein Zinkkonzentrat erzeugt, das in der Zinkgewinnung eingesetzt wird.

Um Umweltbelastungen durch Stoffentnahme aus und durch Stoffeinträge in die Umwelt zu reduzieren, ist es Zielsetzung des diesem Bericht zugrunde liegenden Forschungsvorhabens knappe, natürliche Ressourcen zu schonen, den Abfalleintrag in die Umwelt zu mindern sowie die Konkurrenzfähigkeit abfallverwertender Unternehmen zu stärken. Hierzu wird ein simulationsgestützter stoffstrombasierter Planungsansatz entwickelt und in Zusammenarbeit mit dem Betreiber des genannten DK-Prozesses, der DK Recycling und Roheisen GmbH, in einem EDV-gestützten Planungssystem implementiert. Dabei wird die Prozesskette des Verwertungsverfahrens mittels verfahrenstechnischer Prozesssimulation abgebildet und die Ergebnisse mit betriebswirtschaftlichen Produktions- und Optimiermodellen verknüpft. Die Anwendung dieses Planungssystems liefert unmittelbar umsetzbare Ergebnisse, die auf einer realitätsnahen Prozessabbildung fußen und zu einer Stärkung der Wirtschaftlichkeit bei gleichzeitigen positiven Umweltauswirkungen führen. Durch exemplarische Übertragungen auf einen weiteren Verwertungsprozess sowie ein Aggregat der Kupferherstellung werden die Einsatzmöglichkeiten des entwickelten Ansatzes bei anderen Reststoffverwertern sowie weiteren Unternehmen der Prozessindustrie aufgezeigt. Dies ist umso bedeutsamer, als bislang auf taktisch-operativer Planungsebene keine Planungsansätze mit einer vergleichbaren technischen Fundierung existieren.

Wir danken an dieser Stellen allen Beteiligten, die zum erfolgreichen Abschluss dieses Forschungsvorhabens beigetragen haben.

Zuvorderst gilt unser Dank dem Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF) für die finanzielle Förderung des Forschungsvorhabens sowie Herrn H. Krebs und Herrn Dr. B. Forst des Projektträgers im Deutschen Zentrum für Luft- und Raumfahrt e. V. (DLR) für die Betreuung des Projektes.

Für die Kooperationen, die Diskussionen und die persönliche Unterstützung insbesondere durch zur Verfügungstellung umfangreichen Datenmaterials bedanken wir uns ausdrücklich bei unseren industriellen Projektpartnern. Besonderer Dank gilt dabei Herrn Dr. R. Deike, Herrn Dr. C. Hillmann, Herrn Dr. K.-J. Sassen sowie Frau Dipl.-Ing. J. Steels von der DK Recycling und Roheisen GmbH. Ebenfalls zu Dank verpflichtet sind wir Herrn Dipl.-Ing. O. Jäger sowie Herrn Dipl.-Ing. E. von Billerbeck von der B.U.S Steel Services GmbH und der B.U.S Metall GmbH. Danken möchten wir auch Herrn Dipl.-Ing. S. Gernerth sowie Herrn Dr. C. Pitzko von der Norddeutschen Affinerie AG.

Otto Rentz

Magnus Fröhling

Falk Nebel

Frank Schultmann

Bernd Engels

Inhaltsverzeichnis

VORWORT.....	III
INHALTSVERZEICHNIS.....	V
ABBILDUNGSVERZEICHNIS	IX
TABELLENVERZEICHNIS	XIII
1 PROBLEMSTELLUNG, ZIELSETZUNG UND LÖSUNGSWEG	1
2 TECHNISCHE UND WIRTSCHAFTLICHE RAHMENBEDINGUNGEN DER VERWERTUNG VON ABFÄLLEN IN DER EISEN- UND STAHLINDUSTRIE	7
2.1 Verwertung metallhaltiger Reststoffe in einem Hochofenprozess.....	7
2.1.1 Verfahrensablauf.....	8
2.1.1.1 Einsatzstoffvorbereitung.....	9
2.1.1.2 Sinterung der Einsatzstoffe	10
2.1.1.3 Erschmelzen des Roheisens im Hochofen.....	18
2.1.1.4 Legierung des Gießereiroheisens im Induktionsofen und Vergießen des Roheisens zu Masseln	31
2.1.2 Betriebswirtschaftliche Planungsaufgaben.....	32
2.1.3 Anforderungen an die Modellierung des Produktionssystems	33
2.2 Grundlagen der Stoff- und Energieflussmodellierung von Produktionssystemen	36
2.2.1 Betriebswirtschaftliche Ansätze zur Abbildung stoffstrombasierter Produktionssysteme.....	37
2.2.1.1 Aktivitätsanalytische Modellierung von Stoffflüssen	37
2.2.1.2 Betriebswirtschaftliche Input-Output-Modelle vernetzter Produktionssysteme	42
2.2.1.3 Weitere betriebswirtschaftliche Transformationsfunktionen und deren Eignung zur Abbildung verfahrenstechnischer Prozesse	45
2.2.2 Ingenieurwissenschaftliche Ansätze zur Abbildung stoffstrombasierter Produktionssysteme	51
2.2.2.1 Modellierung auf Basis von Material und Energiebilanzen	51
2.2.2.2 Modellierung auf Basis fester Verteilungskoeffizienten	52

2.2.2.3	<i>Regressionsanalysen von Betriebsdaten</i>	53
2.2.2.4	<i>Flowsheet-basierte Prozesssimulation</i>	55
2.2.3	Modelle zur Abbildung von Sinter- und Hochofenprozessen	67
2.2.3.1	<i>Sintermodelle</i>	68
2.2.3.2	<i>Hochofenmodelle</i>	69
2.2.4	Schlussfolgerungen, Zielsetzung und Vorgehensweise zur Abbildung der Produktionsprozesse für eine Produktionsplanung im betrachteten Produktionssystem.....	71
2.2.5	Implementierung der Modelle	74
3	VERFAHRENSTECHNISCHE MODELLIERUNG DER METALLURGISCHEN PROZESSE IM REFERENZUNTERNEHMEN	77
3.1	Modell der Sinteranlage	77
3.1.1	Flowsheeting Modell der Sinteranlage.....	77
3.1.2	Validierung des Sinteranlagenmodells	81
3.1.3	Ableitung von linearen Gleichungen aus dem Sinteranlagenmodell..	85
3.2	Modellbildung des Hochofens	88
3.2.1	Flowsheeting Modell des Hochofen.....	88
3.2.2	Validierung des Hochofenmodells	92
3.2.3	Ableitung von linearen Gleichungen aus dem Hochofenmodell.....	97
4	ENTWICKLUNG ÖKONOMISCHER PLANUNGSMODELLE UND DEREN ANBINDUNG AN DIE VERFAHRENSTECHNISCHE PROZESSSIMULATION	101
4.1	Erfassung der entscheidungsrelevanten monetären Größen	101
4.2	Entwicklung und Anwendung eines Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung	103
4.2.1	Anforderungen an die Modellentwicklung	103
4.2.2	Modelle und Methoden der Produktionsprogrammplanung	105
4.2.3	Entwicklung eines Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung.....	108
4.2.3.1	<i>Modellformulierung</i>	108
4.2.3.2	<i>Implementierung des Ansatzes</i>	115
4.2.4	Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung.....	117
4.2.4.1	<i>Definition der Planungsszenarien</i>	117

4.2.4.2	<i>Exemplarische Ergebnisse der Modellanwendung</i>	121
4.2.5	Schlussfolgerungen aus Entwicklung und Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten operativen Produktionsprogrammplanung	128
4.3	Kombination von verfahrenstechnischer Prozesssimulation und gemischt-ganzzahliger linearer Programmierung zur Materialeinsatzplanung	130
4.3.1	Entscheidungsfeld und Anforderungen an die Modellentwicklung ...	131
4.3.2	Modelle und Methoden der Materialeinsatzplanung	132
4.3.3	Entwicklung eines Ansatzes zur stoffstrombasierten simulationsgestützten Materialeinsatzplanung	137
4.3.3.1	<i>Formulierung eines gemischt-ganzzahligen linearen Programms zur Materialeinsatzplanung</i>	137
4.3.3.2	<i>Implementierung des Ansatzes</i>	141
4.3.4	Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung	143
4.3.4.1	<i>Grundlegende Annahmen zur Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung</i>	143
4.3.4.2	<i>Bestimmung von Referenzmischungen (Basisszenario)</i>	144
4.3.4.3	<i>Einfluss des Koks- und des Roheisenpreises auf die Mischungsoptimierung</i>	155
4.3.4.4	<i>Einfluss des Zink auf die Optimierungsergebnisse</i>	161
4.3.4.5	<i>Einsatz von Ersatzreduktionsmitteln</i>	165
4.3.5	Annahmepreisbestimmung und Bestimmung der technischen und ökonomischen Auswirkungen des Einsatzes bislang nicht verwerteter Rohstoffe mit SCOPE CD	168
4.3.6	Schlussfolgerungen aus der Entwicklung und Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung	170
4.4	Schlussfolgerungen und Übertragbarkeit auf weitere Anwendungen	172
5	ANBINDUNG AN UNTERNEHMENSPLANUNGSSOFTWARE	175
5.1	Unternehmensplanungssoftware	175
5.2	Architektur von SAP® R/3®	176
5.3	Grundzüge der Produktionsplanung und -steuerung in SAP® R/3®	177
5.3.1	Wesentliche Stammdaten für die Produktionsplanung und -steuerung mit SAP® R/3®	177

5.3.2	Wesentliche Ebenen der Produktionsplanung und -steuerung mit SAP® R/3®	178
5.4	Schnittstellen zu SAP® R/3®	179
5.5	Anbindungskonzept von SCOPE an SAP® R/3®	181
5.5.1	Bereitstellung der Stammdaten für die Planungen in SCOPE	182
5.5.2	Übergabe der Planungsergebnisse von SCOPE an SAP® R/3®	182
6	ÜBERTRAGUNG AUF WEITERE VEWERTUNGSPROZESSE UND WEITERE ANWENDUNGSFELDER DER PROZESSINDUSTRIE.....	185
6.1	Übertragung der Ergebnisse auf die Verwertung von Konverterstäuben in einem Wälzprozess	185
6.1.1	Verfahrensbeschreibung des Wälzprozess	186
6.1.2	Beschreibung der für die Modellierung relevanten Vorgänge in dem Wälzrohr	189
6.1.3	Modell des Wälzrohrs	191
6.1.4	Validierung des Simulationsmodells	195
6.1.5	Sensitivitätsanalysen des Wälzrohrs	199
6.1.6	Schlussfolgerungen und Zusammenfassung.....	202
6.2	Übertragung der Ergebnisse auf ein Aggregat der Kupfererzeugung	203
6.2.1	Verfahrensbeschreibung der Kupfererzeugung und des Treibkonverterprozesses	203
6.2.2	Flowsheeting Modell des Konverterprozess	206
6.2.3	Validierung des Simulationsmodells	208
6.2.4	Sensitivitätsanalysend des Treibkonverters.....	211
6.2.5	Mathematisches Modell des Konverterprozess	212
6.2.6	Vergleich der Modelle	216
6.2.7	Schlussfolgerungen aus der Übertragung	218
7	ZUSAMMENFASSUNG	221
	LITERATURVERZEICHNIS	227

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1:	Verfahrensablauf im Referenzfall.....	8
Abbildung 2-2:	Reaktionszonen beim Sintervorgang	11
Abbildung 2-3:	Detailansicht des Sinterbandes.....	12
Abbildung 2-4:	Dampfdruck ausgewählter Komponenten	17
Abbildung 2-5:	Grundreaktionen im Hochofen	21
Abbildung 2-6:	Schematische Darstellung der Temperatur- und Reaktionszonen im Hochofen	22
Abbildung 2-7:	Theoretischer Kohlenstoffbedarf und Gasausnutzung in Abhängigkeit von dem Anteil der indirekten Reduktion bei einer Windtemperatur von 1300 °C.....	25
Abbildung 2-8:	Schematische Darstellung des Natriumkreislaufs im Hochofen.....	28
Abbildung 2-9:	Schematische Darstellung des Zinkkreislaufs im Hochofen.....	31
Abbildung 2-10:	Schematische Darstellung der zu betrachtenden Aggregate und Stoff- und Energieströme	35
Abbildung 2-11:	Schematische Darstellung des Sinteranlagenbetriebs im Referenzunternehmen (vereinfacht)	37
Abbildung 2-12:	Darstellung eines vernetzen Produktionssystems als Digraph am Beispiel des Sinteranlagenbetriebs im Referenzunternehmen (vereinfacht)	43
Abbildung 2-13:	Überblick über wichtige Klassen von Transformationsfunktionen ..	46
Abbildung 2-14:	Aufbau von sequenziell-modularen Flowsheeting-Systemen (schematisch).....	57
Abbildung 2-15:	Schematischer Aufbau des Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE	75
Abbildung 3-1:	Schematisches Flowsheeting Modell der Sinteranlage.....	79
Abbildung 3-2:	Messstellen der Sinteranlage der DK Recycling und Roheisen GmbH	81
Abbildung 3-3:	Vergleich Input-Output der Sinteranlage für Siliziumdioxid	82
Abbildung 3-4:	Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den Massenstroms und die Zusammensetzung des Sinters.....	83
Abbildung 3-5:	Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für die Massenströme der, über den EGR-Staub ausgetragenen Elemente Blei, Zink, Natrium und Kalium.....	84

Abbildung 3-6:	Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den Massenstrom EGR-Staub.....	85
Abbildung 3-7:	Schematische Abbildung des Hochofenmodells.....	89
Abbildung 3-8:	Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den Massenstroms und die Zusammensetzung der Schlacke	93
Abbildung 3-9:	Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den spezifischen Koksverbrauch.....	94
Abbildung 3-10:	Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für die Gasausnutzung η	95
Abbildung 3-11:	Vergleich der berechneten mit der gemessenen Leistung des Hochofens	96
Abbildung 4-1:	Screenshot der Benutzeroberfläche zur Produktionsprogrammplanung.....	116
Abbildung 4-2:	Screenshot des Ergebnisformulars zur Produktionsprogrammplanung	116
Abbildung 4-3:	Produktionsmengen der Roheisensorten im Basisszenario	122
Abbildung 4-4:	Ergebnisse hinsichtlich der Kosten- und Erlösstruktur im Basisszenario	122
Abbildung 4-5:	Produktionsmengen in den betrachteten Szenarien im Planungszeitraum.....	123
Abbildung 4-6:	Veränderungen der Zielfunktionsbestandteile im Vergleich zum Basisszenario	124
Abbildung 4-7:	Screenshot des Eingabeformulars zur Materialeinsatzplanung...	142
Abbildung 4-8:	Ökonomische Ergebnisse der Berechnungen zum Basisszenario	145
Abbildung 4-9:	Einfluss des Kokspreises auf den spezifischen Deckungsbeitrag	156
Abbildung 4-10:	Einfluss des Kokspreis auf die Roheisen- und Feinstaubproduktion.....	157
Abbildung 4-11:	Einfluss des Roheisenpreises auf den spezifischen Deckungsbeitrag	158
Abbildung 4-12:	Einfluss des Roheisenpreises auf Roheisen- und Feinstaubproduktion	159
Abbildung 4-13:	Spezifische Deckungsbeiträge bei gleichzeitiger Variation des Roheisen- und des Kokspreises.....	160

Abbildung 4-14: Spezifische Roheisenmenge bei gleichzeitiger Variation des Roheisen- und des Kokspreises	160
Abbildung 4-15: Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags bei Variation des Zinkgehalts im Sinter	162
Abbildung 4-16: Spezifischer Koksverbrauch und spezifischer Anfall an Feinstaub bei Variation des Zinkanteils im Sinter	162
Abbildung 4-17: Einfluss der Zuzahlung für den Zinkanteil in Rohstoffen auf den Zinkanteil im Sinter und den erreichbaren spezifischen Deckungsbeitrag.....	163
Abbildung 4-18: Auswirkungen des Ersatzreduktionsmitteleinsatzes	167
Abbildung 4-19: Auswirkungen der Variation des Ersatzreduktionsmittelpreises	168
Abbildung 4-20: Screenshot der Eingabemaske zur Annahmepreisbestimmung	169
Abbildung 4-21: Ablaufdiagramm zur Annahmepreisbestimmung (vereinfacht)	170
Abbildung 5-1: Wesentliche Ebenen der Produktionsplanung und -steuerung in SAP® R/3®	178
Abbildung 5-2: Strukturelle Einbindung der Bedarfsplanung in SAP® R/3®	179
Abbildung 5-3: Anbindungskonzepts von SCOPE an SAP® R/3® (schematisch) .	184
Abbildung 6-1: Schematische Darstellung einer Wälzanlage.....	186
Abbildung 6-2: Vereinfachtes Schaubild des Wälzprozesse	188
Abbildung 6-3: Bilanzgrenze für das Wälzrohrmodell	191
Abbildung 6-4: Schematisches Flowsheeting Modell des Wälzrohres	193
Abbildung 6-5: Massenbilanz der Hauptkomponenten der Schlacke.....	195
Abbildung 6-6: Vergleich des berechneten mit dem gemessenen Zinkausbringens.....	197
Abbildung 6-7: Vergleich der gemessenen mit der berechneten Zinkkonzentration in der Schlacke.....	198
Abbildung 6-8: Vergleich des gemessenen mit dem berechneten spezifischen Koksbedarf.....	199
Abbildung 6-9: Einfluss des Zink- und Eisengehaltes der Aufgabenmischung auf das Zinkausbringen.....	200
Abbildung 6-10: Einfluss des Eisengehaltes der Aufgabenmischung und der Schlackentemperatur auf das Zinkausbringen.....	201

Abbildung 6-11: Schematische Darstellung der Dorè-Silber Erzeugung der NA AG	205
Abbildung 6-12: Bei der Modellierung betrachtete Stoffströme des Treibkonverter 1	206
Abbildung 6-13: Schematische Abbildung des Flowsheeting Modells des Treibkonverter 1	208
Abbildung 6-14: Vergleich der gemessenen mit den berechneten Massen- strömen des Treibkonverters 1	209
Abbildung 6-15: Vergleich des gemessenen mit dem berechneten Silber- und Goldgehaltes des Rohsilbers.....	210
Abbildung 6-16: Vergleich der gemessenen mit der berechneten Konvertierungszeit.....	211
Abbildung 6-17: Vergleich des gemessenen mit dem durch die Regressionsrechnung prognostizierten Verteilungs- koeffizienten des Silbers im Rohsilber.....	215
Abbildung 6-18: Zusammenfassung der Vor- und Nachteile der Regressions- analyse und des Flowsheeting Modells	218

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1:	Rohstoffeinsatz nach Typen im Jahr 2002.....	10
Tabelle 2-2:	Durchschnittliche Zusammensetzung der Rohstoffmischung	10
Tabelle 2-3:	Durchschnittliche Zusammensetzung der Nettomischung und des Sinters bei der DK Recycling und Roheisen GmbH im Beobachtungszeitraum	13
Tabelle 2-4:	Konzentrationen von Blei, Zink, Natrium und Kalium und die Verflüchtigungsrate	15
Tabelle 2-5:	Kornverteilung des Sinters der DK Recycling und Roheisen GmbH	18
Tabelle 2-6:	Durchschnittliche chemische Zusammensetzung der Staubfraktionen der DK Recycling und Roheisen GmbH.....	20
Tabelle 2-7:	Ausgewählte Leitprodukte im betrachteten Beispiel.....	40
Tabelle 2-8:	Ausgewählte Modelle von Unit Operations in ASPEN PLUS®	66
Tabelle 3-1:	Zur Modellierung verwendete Komponentenliste	78
Tabelle 3-2:	Korrelationskoeffizienten zwischen den gemessenen und modellierten Austrag sowie den Verflüchtigungsraten der Elemente Blei, Zink, Natrium und Kalium.....	84
Tabelle 3-3:	Minimales und maximales Niveau der Parameter für die Sensitivitätsanalyse	86
Tabelle 3-4:	Minimale und maximale Parameter für die Sensitivitätsanalyse des Hochofens	97
Tabelle 4-1:	Roheisensorten, -preise und Absatzmengen im Basisszenario ...	117
Tabelle 4-2:	Wesentliche Planungsparameter der Produktionsprogramm- planung	118
Tabelle 4-3:	Chemische Spezifikationen der Sintersorten	119
Tabelle 4-4:	Parameteränderungen im Vergleich zum Basisszenario	120
Tabelle 4-5:	Input- und Outputstoffströme des Sinteranlagenbetriebs der Szenarien.....	125
Tabelle 4-6:	Input- und Outputstoffströme des Hochofenbetriebs der Szenarien.....	126
Tabelle 4-7:	Durchschnittliche Zusammensetzung der Aufgabemischung in den Szenarien.....	127

Tabelle 4-8:	Durchschnittliche Zusammensetzung des Sinters in den Szenarien	127
Tabelle 4-9:	Berechnete Sintermischungen im Basisszenario	146
Tabelle 4-10:	Chemische Zusammensetzung der berechneten Sintermischungen	147
Tabelle 4-11:	Chemische Zusammensetzung der berechneten Sintersorten....	147
Tabelle 4-12:	Spezifische Input- und Outputmengen der Sinteranlage im Basisszenario	148
Tabelle 4-13:	Spezifischer Input- und Outputmengen des Hochofens im Basisszenario	149
Tabelle 4-14:	Spezifische Input- und Outputmengen der Sinteranlage	150
Tabelle 4-15:	Spezifische Input- Output-Mengen des Hochofens	150
Tabelle 4-16:	Vergleich von Optimierung und Simulation für den Sinteranlagenbetrieb	152
Tabelle 4-17:	Vergleich von Optimierung und Simulation für den Hochofenbetrieb	154
Tabelle 4-18:	Vergleich der Mischungen des Basisszenarios und einer erhöhten Zuzahlung von 132 % für den Zinkanteil im Rohstoff ...	165
Tabelle 6-1:	Durchschnittliche Analysen der Aufgabemischung, des Wälzoxids und der Schlacke	187
Tabelle 6-2:	Verteilungskoeffizienten ausgewählter Elemente für das Wälzoxid und die Schlacke.....	190
Tabelle 6-3:	Zur Modellierung verwendete Komponentenliste	192
Tabelle 6-4:	Zuordnung der Elemente der Inputstoffströme zu Verbindungen	196
Tabelle 6-5:	Zur Modellierung verwendete Komponentenliste	207
Tabelle 6-6:	Multiple Korrelationskoeffizienten und Varianzinflationsfaktoren.	214

1 Problemstellung, Zielsetzung und Lösungsweg

In den Produktionsprozessen der metallherstellenden und -verarbeitenden Industrie fallen aufgrund der Zusammensetzungen der Einsatzmaterialien und der eingesetzten Technologien nicht vermeidbare Kuppelprodukte an, bei denen es sich vielfach um Abfälle im Sinne des Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetzes handelt. Zur Verwertung dieser Kuppelprodukte wurden in den letzten Jahrzehnten zahlreiche Anstrengungen unternommen, so dass mittlerweile etablierte Verwertungswege etwa für Schlacken oder für die bei der Verhüttung schwefelhaltiger Erze anfallende Schwefelsäure bestehen. Für andere Kuppelprodukte, insbesondere Stäube und Schlämme, bestehen jedoch nur unzureichende bzw. aus ökologischen und technischen Gründen fragwürdige Verwertungsoptionen. Beispielsweise kann die lange Zeit praktizierte Rückführung von Stäuben und Schlämmen aus dem Gasreinigungssystem der Hochöfen integrierter Hüttenwerke auf die Sinteranlage dort zu erhöhten Emissionen insbesondere von Chloriden und verringerten Sinterqualitäten führen. Für eine steigende Zahl von Erzeugnissen wie etwa Batterien oder Elektronikartikel werden die Produzenten zukünftig verstärkt ihre Produktverantwortung über die Nutzungsdauer hinaus wahrnehmen müssen, und daher versuchen, in Zusammenarbeit mit Verwertungsunternehmen Recyclingstrategien zu entwickeln. Deponien werden im zunehmenden Maße aus ökologischen und rechtlichen Gründen nicht mehr als Lösungen für derartige Reststoffe angesehen. Unter dem Aspekt der Schließung industrieller Stoffkreisläufe erscheint besonders die Verwertung von Abfällen in bestehenden Prozessen in der Lage, hier einen bedeutenden Beitrag zur Lösung ungeklärter Verwertungsfragen zu leisten.

Für Abfälle aus der Eisen- und Stahlindustrie und weiteren Industriebereichen konnte sich in den vergangenen Jahren die als „DK-Prozess“ bezeichnete Verwertung in modifizierten Hochöfen etablieren. Hierbei werden aus eisen- und zinkhaltigen Abfällen zum einen ein hochwertiges Gießereiroh Eisen und zum anderen ein hoch mit Zink angereicherter Gichtschlamm erzeugt. Das aus Sekundärrohstoffen erzeugte Gießereiroh Eisen steht dabei in Konkurrenz zu aus Primärrohstoffen erzeugtem Roheisen; der Gichtschlamm wird zur Erzeugung von Zink eingesetzt.

Obwohl bereits Fortschritte bei der Reststoffintegration in Prozesse wie dem DK-Prozess oder dem Wälzrohr erzielt wurden,¹ sind zur weiteren Kreislaufschließung dennoch eine Reihe von Problemstellungen ungelöst. Die Schwierigkeiten, die in ähnlicher Form auch bei weiteren Verwertern und anderen Bereichen der Prozessindustrie auftreten, lassen sich am Beispiel des DK-Prozesses wie folgt skizzieren:

¹ So konnte etwa die DK Recycling und Roheisen GmbH zwischen 1996 und 1998 die verwerteten Abfallmengen um fast 30 % auf 336.000 t/a steigern.

- Eine umweltorientierte Produktionsplanung in Unternehmen der metallherstellenden Industrie ist aufgrund der Komplexität der Produktionsprozesse mit bisher verfügbaren Methoden nur eingeschränkt durchführbar.
- Vor allem in Branchen mit geringer Liquidität wie der Verwertungsindustrie ist die optimale Anpassung der Produktionsparameter und damit die Planung der Stoffströme im Rahmen der operativen Planung von großer Wichtigkeit. Verfügbare betriebswirtschaftliche Produktionsplanungs- und -steuerungssysteme liefern hier nur begrenzt Hilfestellung.
- Zur Erhöhung verwertbarer Abfallmengen ist eine Anpassung der Produktionsprozesse notwendig. So kann durch optimierte Einsatzstoffmischungen die Verwertungskapazität bestmöglich ausgelastet bzw. sogar erhöht werden.
- Um eine Erhöhung der Absatzmengen des aus metallurgischen Reststoffen erzeugten Recyclingprodukts (Gießereiroheisen) zu erreichen, sind dessen Erzeugungskosten zwingend zu senken. Dies kann durch eine verbesserte Planung der Zusammenstellung der Einsatzmaterialien erreicht werden.
- Zur Beurteilung der Verwertbarkeit bislang nicht verwerteter Reststoffe sind technische und ökologische Auswirkungen auf den Verwertungsprozess frühzeitig zu bestimmen. Bislang sind hierzu technisch und wirtschaftlich riskante Betriebsversuche erforderlich.
- Die wirtschaftliche Vorteilhaftigkeit einer Verarbeitung von Reststoffen muss für den Anlagenbetreiber verlässlich, transparent und konsistent bestimmbar sein.

Die stoffliche Verwertung von Abfällen bei Verwertungsunternehmen wie der DK Recycling und Roheisen GmbH steht dabei in Konkurrenz zur Deponierung. Aus ökonomischen Gesichtspunkten wird die Wahl zwischen Entsorgung und Deponierung erheblich durch die zu entrichtenden Deponiegebühren, bzw. die Annahmepreise des Entsorgungsunternehmens bestimmt. Problematisch hierbei ist, dass der Annahmepreis eines Entsorgungsunternehmens in der Regel nicht transparent kalkulierbar ist, da die technischen und ökonomischen Auswirkungen beim Einsatz eines bislang nicht verwerteten Reststoffes nicht immer im Voraus bestimmt werden können. Die Preisbestimmungen beruhen meist auf Erfahrungswerten und Expertenwissen. Neben der Verringerung der Produktionskosten ist es daher notwendig, ein Instrument zur transparenten, auf technischen Produktionsparametern basierten Bestimmung der Verwertungskosten für Abfälle zu schaffen. Hierbei müssen insbesondere die Kosten, die bei der Verwertung eines Abfalls entstehen, nachvollziehbar ermittelt werden.

Die Menge der in Produktionskreisläufen rückführbaren Abfälle wird direkt durch die Absatzmenge des erzeugten Produktes (im Fall der DK Recycling und Roheisen GmbH: das

Gießereiroheisen) bestimmt. Hierbei ist allerdings die Absatzmenge zum einen von den erzielbaren Produktqualitäten und zum anderen von den Preisen für das Produkt abhängig, da die aus Sekundärrohstoffen erzeugten Produkte in der Regel mit Produkten konkurrieren, die aus natürlichen Ressourcen erzeugt werden.² Daher ist es für Verwertungsunternehmen zwingend notwendig, ihre Produktionsprozesse so zu betreiben, dass die Produkte sowohl unter Qualitäts- als auch unter Kostengesichtspunkten eine Alternative zu den aus Primärrohstoffen erzeugten Produkten darstellen. Bedingt durch die technische Komplexität der Verwertungsprozesse fehlen Entsorgungsunternehmen in der Regel Planungssysteme, mit denen die Produktion unter Gesichtspunkten der Prozesskosten, Produktqualität und Umweltverträglichkeit geplant und gesteuert werden kann.

Da Umweltbelastungen überwiegend durch die Stoffentnahme aus und durch Stoffeinträge in die Umwelt resultieren, ist es Zielsetzung des Forschungsvorhabens, durch die Weiterentwicklung und Optimierung technische erfolgreich betriebener Verwertungsverfahren knappe, natürliche Ressourcen zu schonen, den Abfalleintrag in die Umwelt zu mindern sowie die Konkurrenzfähigkeit abfallverwertender Unternehmen zu stärken. Die Ziele zur nachhaltigen Entwicklung und zum Schutz der Umwelt, die mit dem beantragten Forschungsvorhaben verfolgt werden, sind:

- die Steigerung der verwerteten Abfallmengen bei gleichzeitiger Schonung natürlicher Ressourcen,
- die Optimierung von Einsatzmaterialien zur Verbesserung der Einsatzmöglichkeiten von aus Abfällen erzeugten Produkten bei gleichzeitiger
- Material- und Energieeinsatzverminderung bei der Abfallverwertung zur Steigerung der Verwendung von Sekundärrohstoffen.

Industrieller Partner bei der Entwicklung und Validierung dieser Werkzeuge ist vorwiegend die DK Recycling und Roheisen GmbH in Duisburg. Im betrachteten DK-Prozess zur Herstellung von Gießereiroheisen unter Verwendung von Abfällen soll im Forschungsvorhaben eine deutlich verbesserte Rohstoff- und Materialausnutzung erreicht werden.

Zur Erreichung dieser Zielsetzungen wird der im Folgenden dargestellte Lösungsweg eingeschlagen:

² So steht beispielsweise auch das Produkt des Wälzverfahrens (Zinkoxid) bei der Zinkgewinnung in Konkurrenz zu abgerösteten sulfidischen Zinkerzen.

Zunächst werden im folgenden Kapitel 2 der betrachtete Referenzprozess vorgestellt und betriebswirtschaftliche und ingenieurwissenschaftliche Methoden zur Modellierung von Produktionssystemen hinsichtlich ihrer Eignung für diesen Referenzfall diskutiert. Aus dieser Diskussion werden Schlussfolgerungen hinsichtlich der in den nachfolgenden Kapiteln erfolgenden Entwicklung von Methoden zur simulationsgestützten Produktionsplanung für das Referenzunternehmen gezogen und die weitere Vorgehensweise umrissen.

In Kapitel 3 wird die Modellierung der Produktionsprozesse im Referenzunternehmen beschrieben. Hierzu wird auf die bereits in Abschnitt 2.2.2 dargestellten ingenieurwissenschaftlich orientierten Methoden der Flowsheet-basierten Prozesssimulation und der multiplen linearen Regressionsanalyse zurückgegriffen. Die Modellbildung wird zunächst für die Sinteranlage und anschließend für den Hochofen, jeweils mit den zugehörigen Nebenaggregaten wie der Gasreinigung und der Energierückgewinnung im Kraftwerk durchgeführt. Für die Sinteranlage und den Hochofen werden jeweils zuerst die für die Modellbildung mit Hilfe der verfahrenstechnischen Prozesssimulation wesentlichen metallurgischen Vorgänge dargestellt, bevor Simulationsmodelle entwickelt und durch den Vergleich mit Betriebsdaten validiert werden. Mit Hilfe der multiplen linearen Regression werden schließlich lineare Input-Output-Funktionen für die Faktorverbräuche, die anfallenden (Kuppel-)Produktmengen sowie die chemischen Spezifikationen der Stoffströme bestimmt, die den Kern der im folgenden Kapitel entwickelten betriebswirtschaftlichen Planungsmodelle darstellen.

In Kapitel 4 werden betriebswirtschaftliche Planungsmodelle für die Optimierung der Einsatzstoffmischung auf der Sinteranlage, die Bestimmung deckungsbeitragsmaximaler Produktionsprogramme sowie zur wirtschaftlichen Bewertung von Reststoffen entwickelt, implementiert und exemplarisch angewendet. Hierzu werden Kosten und Erlöse in den zu entwickelnden Planungsmodellen stoffstrombasiert in einem einheitlichen Gliederungsschema erfasst, das in Abschnitt 4.1 vorgestellt wird. Mittels der Input-Output-Funktionen sowie des Gliederungsschemas werden die Planungsaufgaben der Programmplanung und der Materialeinsatzplanung modelliert. Beide Planungsmodelle werden als separate Module in dem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE implementiert. Da eine detailliertere Kenntnis über die Auswirkungen der Vereinfachungen durch den Einsatz von linearen Input-Output-Funktionen für die kurzfristige Aufgabe der Materialeinsatzplanung notwendig ist, findet in dem entsprechenden Modul eine Rückkopplung mit der verfahrenstechnischen Prozesssimulation statt. Auf diese Weise wird ein Vergleich der Optimierungsergebnisse mit den Simulationsläufen ermöglicht. So kann aufgezeigt werden, bei welchen Parametern es zu großen Abweichungen kommt, die beispielsweise durch eine weitergehende Vorgabe von Parametern in einem weiteren Optimierungslauf verhindert werden könnten. Zur Validierung des Ansatzes und zur Demonstration der Einsatzmöglich-

keiten werden die Planungsmodelle jeweils exemplarisch angewendet und die erzielten Ergebnisse ausgewertet. Die Entwicklung, Implementierung und Anwendung der Modelle wird in den Abschnitten 4.2 und 4.3 beschrieben. Schließlich werden für die betrachteten Planungsaufgaben, die entwickelte Methodik, die damit erzielten Ergebnisse und Übertragungsmöglichkeiten des Ansatzes Schlussfolgerungen formuliert.

Um eine möglichst weitgehende Übertragbarkeit und Verbreitung der entwickelten Ansätze zu ermöglichen, wird in Kapitel 5 eine Anbindung dieser Methoden an die in vielen Unternehmen eingesetzten EDV-gestützten Unternehmensplanungssysteme, so genannte Enterprise Resource Planning-Systeme (ERP-Systeme), vorgenommen. Hierbei wird insbesondere auf Möglichkeiten der Ausgestaltung einer solchen Anbindung am Beispiel eines der am weitesten verbreiteten ERP-Systeme, des Systems SAP[®] R/3[®] der SAP AG eingegangen.

Um die Übertragbarkeit des gewählten Ansatzes auf weitere Verwertungswege und weitere Bereiche der Prozessindustrie zu überprüfen, findet in Kapitel 6 eine exemplarische Übertragung auf ein etabliertes metallurgisches Verwertungsverfahren für EAF-Stäube, den Wälzprozess am Beispiel des Wälzrohrs der B.U.S Metall GmbH in Duisburg sowie auf ein Aggregat in der Kupfererzeugung, den Treibkonverter 1 der Norddeutschen Affinerie AG, statt.

Kapitel 7 gibt eine abschließende Zusammenfassung der Problemstellung und der erzielten Ergebnisse.

2 Technische und wirtschaftliche Rahmenbedingungen der Verwertung von Abfällen in der Eisen- und Stahlindustrie

Zielsetzung des vorliegenden Kapitels ist es, den technischen und wirtschaftlichen Rahmen des Forschungsvorhabens darzustellen. Hierzu werden zunächst der betrachtete Prozess zur Verwertung metallhaltiger Reststoffe in einem Hochofen bei der DK Recycling und Roheisen GmbH vorgestellt und bestehende betriebswirtschaftliche und ingenieurwissenschaftliche Methoden zur Modellierung von Produktionssystemen hinsichtlich ihrer Eignung für diesen Referenzfall diskutiert. Aus dieser Diskussion werden Schlussfolgerungen hinsichtlich der in den nachfolgenden Kapiteln erfolgenden Entwicklung von Methoden zur simulationsgestützten Produktionsplanung für das Referenzunternehmen gezogen und die weitere Vorgehensweise umrissen.

2.1 Verwertung metallhaltiger Reststoffe in einem Hochofenprozess

Bei dem betrachteten Produktionssystem handelt es sich um einen Hochofenprozess, in dem hauptsächlich metallhaltige Reststoffe aus der Eisen- und Stahlindustrie wie z. B. Konverterstäube, Walzenzunder, Filterkuchen, aber auch Klärschlämme und Altbatterien zur Produktion von Gießereiroheisen stofflich und energetisch verwertet werden. Erlöse werden im Wesentlichen durch den Verkauf des Roheisens und durch Entgelte für die Verwertung dieser Reststoffe erzielt. Zudem wird das aufgrund der hohen Zinkfracht in den Reststoffen bei der Abgasreinigung des Hochofens anfallende Zinkkonzentrat an Unternehmen aus der Zinkindustrie verkauft. Zwischen diesen Erlösen und den durch Faktorverbräuche, insbesondere Reduktionsmittel im Hochofen, und Kuppelprodukte verursachten Ausgaben kommt es zu Interdependenzen, die in der Planung des Prozessbetriebs berücksichtigt werden müssen. Dies ist besonders vor dem Hintergrund steigender Rohstoffpreise und der Wettbewerbssituation von Bedeutung. Die chemischen Spezifikationen der zum Einsatz kommenden Reststoffe haben großen Einfluss auf die Erlöse für die Verwertung der Reststoffe im Prozess, allerdings auch auf den Output, d. h. die Menge und Qualität des hergestellten Roheisens, den Anfall an Kuppelprodukten und insbesondere den Reduktionsmittelverbrauch. So führt beispielsweise eine hohe Zinkfracht in der Rohstoffmischung zwar tendenziell zu höheren Verwertungspreisen und einem vermehrten Anfall an Zinkkonzentrat, jedoch auch zu einem erhöhten Koksverbrauch und einer geringeren Leistung in der Roheisenproduktion. Zudem sind für den Prozessbetrieb technische Restriktionen beispielsweise hinsichtlich des Wasser- und Kohlenstoffanteils in der Sintermischung, des Eisenanteils im Sinter sowie dessen Basizität zu berücksichtigen.

Zu einem besseren Verständnis der für den Prozess wesentlichen Zusammenhänge werden im Folgenden zunächst der Verfahrensablauf und dessen Besonderheiten näher erläutert, bevor anschließend die betriebswirtschaftlichen Planungsaufgaben näher spezifiziert werden und existierende Modellierungsansätze hinsichtlich ihrer Eignung für den vorliegenden Referenzfall diskutiert werden.

2.1.1 Verfahrensablauf

Wie eingangs beschrieben, handelt es sich bei dem zugrunde liegenden Prozess um einen Hochofenprozess, der zur Verwertung oxidischer Reststoffe eingesetzt wird. Das Verfahren wird als Stand der Technik zur Verwertung von Reststoffen aus der Eisen- und Stahlindustrie angesehen (vgl. Rentz et al. (1995)). Der Prozess gliedert sich in die Hauptschritte *Einsatzstoffvorbereitung*, *Sinterung der Einsatzstoffe*, *Erschmelzen des Roheisens* sowie *Korrektur und Vergießen des Roheisens zu Masseln*. Diese Verfahrensschritte werden in den folgenden Abschnitten vorgestellt. Abbildung 2-1 stellt den Verfahrensablauf grafisch dar.

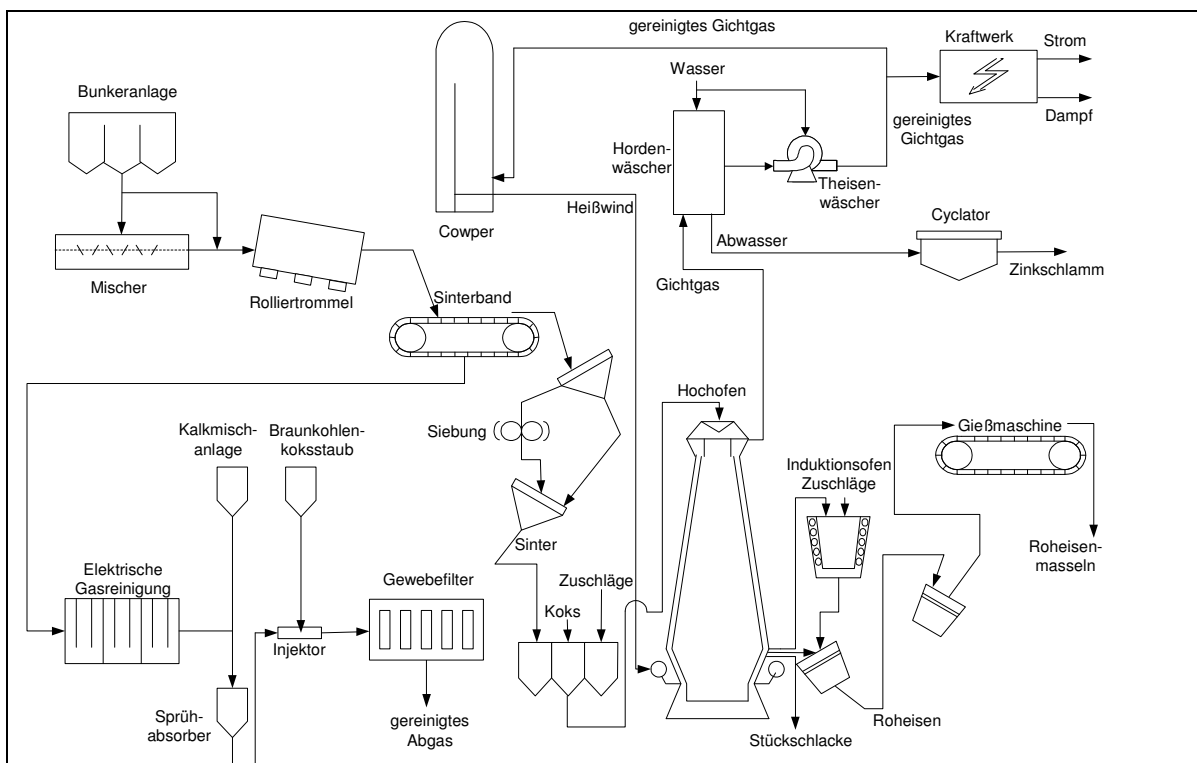


Abbildung 2-1: Verfahrensablauf im Referenzfall

2.1.1.1 Einsatzstoffvorbereitung

Die in dem Prozess eingesetzten Reststoffe lassen sich in die folgenden Grundtypen einteilen (vgl. Rentz et al. (1995), Hillmann (2003)):

- Filterstäube und -schlämme aus Gasreinigungen,
- Gichtstäube und Gichtgasschlämme,
- Abbrände aus der Schwefelkiesröstung,
- Walzenzunder und Walzenzunderschlämme,
- Eisenerze,
- weitere oxidische Stoffe, wie z. B. Rückstände aus chemischen Prozessen sowie der Nichteisenmetallindustrie sowie
- Altsand aus Gießereien.

Die Einsatzstoffe werden für die jeweils herzustellenden Sintersorten nach festgelegten Rezepturen gemischt (vgl. Deike und Hillmann (1999)). Hierzu werden zunächst über Zwangsmischer und einen Kran Vormischungen erzeugt, die über Dosierbandwagen einem Mischband zugeführt werden. In einer Mischtrommel wird die Mischung homogenisiert. Zudem findet eine leichte Pelletierung des Rohstoffmixes statt, die zu einer besseren Durchgasbarkeit auf dem nachfolgenden Sinterband führt. Die Basis der Mischung bilden aufgrund vergleichsweise konstanter und hoher Eisengehalte in der Regel Konverterstäube. Eisenerze werden als Ausgleich für die Schwankungen in der Zusammensetzung und Beschaffenheit der Sekundärrohstoffe und zur Auflockerung der zum großen Teil sehr feinen Sintermischung eingesetzt. Der Altsand aus Gießereien dient wegen seines hohen SiO_2 -Gehalts der Einstellung der Basizität des Sinters (vgl. Hillmann (2003)). Der durchschnittliche Einsatz der Grundtypen von Rohstoffen zur Herstellung des Sinters ist für das Jahr 2002 in Tabelle 2-1 dargestellt. Die durchschnittliche Zusammensetzung der Rohstoffmischung für das Jahr 2002 zeigt Tabelle 2-2.

Tabelle 2-1: Rohstoffeinsatz nach Typen im Jahr 2002

Stofftyp	[t/d]	[%]
Oxygenstaub	715,5	55,3
Oxygenschlamm	37,7	2,9
Gichtstaub	15,3	1,2
Gichtschlamm	95,1	7,3
Walzenzunder	114,5	8,8
Altsand	68,6	5,3
Abbrand	61,9	4,8
Eisenerz	73,6	5,7
Div. oxidische Stoffe	102,9	7,9
Koksgrus	11,0	0,8
Summe	1296,1	100

Quelle: vgl. Hillmann (2003)

Tabelle 2-2: Durchschnittliche Zusammensetzung der Rohstoffmischung³

	H ₂ O	Fe	Mn	P	Zn	Pb	CaO	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Cr	S	Na ₂ O	K ₂ O	Cl	C
Anteil Rohstoffmischung [Gew.-%]	14,67	51,35	0,58	0,06	2,51	0,18	7,59	1,01	8,49	1,12	0,06	0,36	0,25	0,30	0,30	5,45

Die so erzeugte Vormischung wird in dem im folgenden Abschnitt dargestellten nächsten Verfahrensschritt gesintert.

2.1.1.2 Sinterung der Einsatzstoffe

Ziel des auf die Einsatzstoffvorbereitung folgenden Prozessschritts der Sinterung ist die Agglomeration der im Hochofen einzusetzenden Eisenträger. Diese wird verwendet, um die für den Einsatz im Hochofen notwendigen physikalischen Möllereigenschaften der Feinkornfreiheit, des engen Kornbandes sowie einer ausreichenden mechanischen Festigkeit zur Erreichung einer guten Durchgasbarkeit der Möllersäule im Hochofen zu erreichen (vgl. Cappel und Wendeborn (1973)). Im Referenzunternehmen ist dies insbesondere wegen der zum Teil besonders feinen Rohstoffmischungen von Bedeutung.

Die Sinterung der Einsatzstoffe im Referenzunternehmen ist mit dem herkömmlichen Prozess der Sinterung von Eisenerzen vergleichbar (vgl. Hillmann (2003)). Zunächst wird der Rost des aus Saugkästen bestehenden umlaufenden Sinterbandes mit Rückgut, dem so genannten

³ Durchschnittliche Zusammensetzung der Nettomischung für Standardsinter im Zeitraum Januar – Oktober 2002, der auch für die verfahrenstechnischen Modelle und die Erstellung der betriebswirtschaftlichen Planungsmodelle herangezogen wird (vgl. Abschnitte 4.2 und 4.3).

Rostbelag, belegt. Auf diesen wird die Rohstoffmischung, der so genannte Sinterkuchen, aufgegeben und mittels eines Zündofen an der Oberfläche entzündet. Durch die Saugkästen wird Luft durch die Sintermischung gesaugt, so dass der Kohlenstoff in der Mischung verbrennt. Dabei wird die durchgesogene Luft soweit erwärmt, dass das eingebrachte Wasser und das gebundene Kristallwasser verdampft bzw. ausgetrieben werden (vgl. Sieverdingbeck (2001)). Nach Trocknung und Austreibung des Kristallwassers kommt es zur Bildung der sehr heißen Durchbrennzone. Im vorliegenden Fall werden hier Temperaturen von 1400 °C bis 1450 °C erreicht (vgl. Sassen und Deike (2000), Deike und Hillmann (1999)⁴). Durch den Transport des Sinterkuchens auf dem Sinterband wandert die schmale Durchbrennzone im Verlauf der Sinterung nach unten. Da die Durchbrennzone die Sintermischung relativ schnell durchschreitet, kommt es lediglich zu einem oberflächlichen Anschmelzen der Erzkörner und einem etwas weitergehenden Aufschmelzen der Schlackenphase. Anschließend verkleben die Erzkörner durch das Erstarren der Schlackenphase, der erdartige Sinterkuchen wird dabei zu einem steinartigen, porösen Material. Der Sintervorgang ist beendet, sobald die Durchbrennzone den Boden des Sinterkuchens erreicht. Abbildung 2-2 zeigt schematisch die unterschiedlichen Zonen des Sintervorgangs.

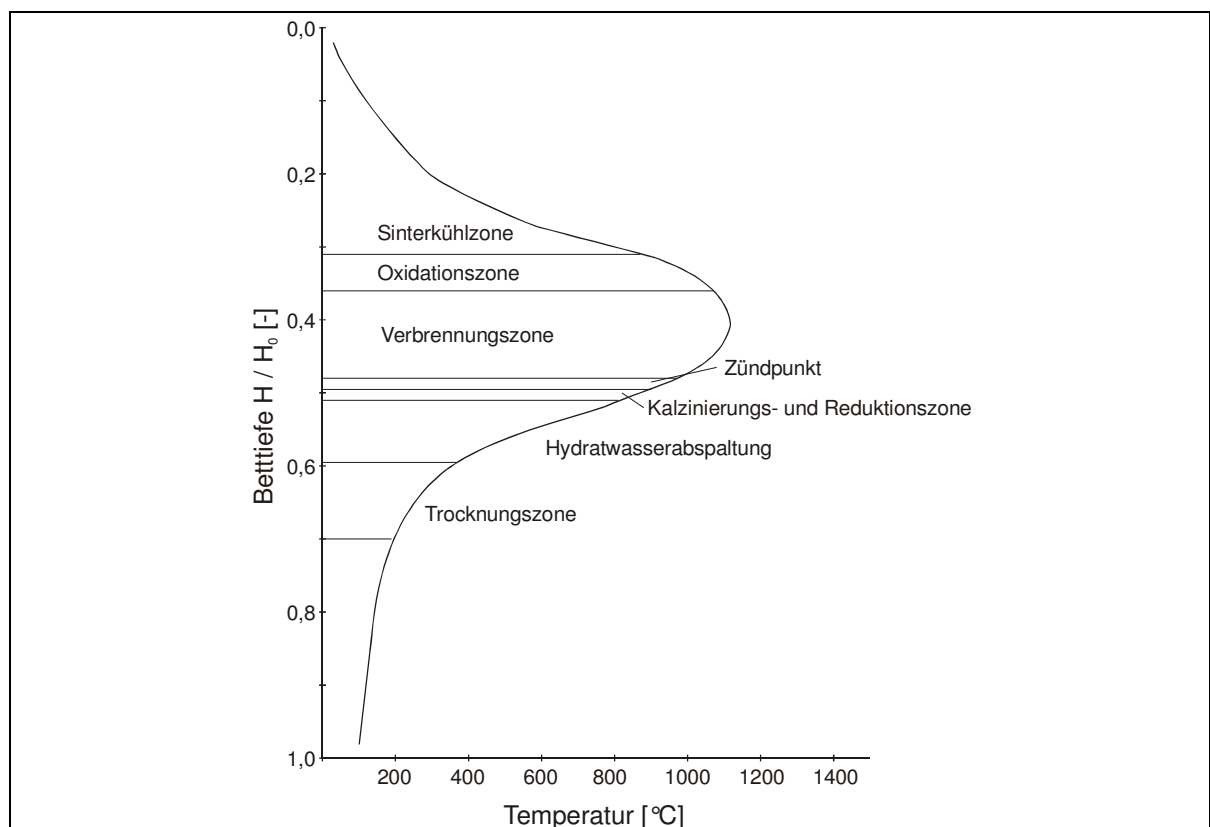


Abbildung 2-2: Reaktionszonen beim Sintervorgang
Quelle: in Anlehnung an Dietrich (1961)

⁴ Diese weichen von den in der Literatur zum Betrieb von Eisenerz-Sinteranlagen angegebenen Werten von 1100-1300 °C ab (vgl. z. B. Sieverdingbeck (2001), Rentz et al. (1999)).

Eine Abweichung vom herkömmlichen Verfahren zur Sinterung von Eisenerzen stellt die Nutzung des letzten Drittels des Sinterbandes zur Kühlung des Sinters und nicht zur eigentlichen Sinterung dar. Im Anschluss an die Abkühlung wird der Sinter abgeworfen und von einem Stachelbrecher zerkleinert. Über die ehemaligen Kühlbänder und eine Siebanlage gelangt der Sinter anschließend zum Einsatz im Hochofen oder in einen Bunker zur Lagerung. Neben Sinter entstehen zudem noch Rückgut und Staub, die in der Regel direkt auf dem Sinterband wieder eingesetzt werden. Das Sinterband ist in Abbildung 2-3 schematisch dargestellt. Zum Einsatz in der Sinterung kommen ca. 400.000 t Rohstoffe im Jahr. Es werden hiermit ca. 325.000 t Sinter pro Jahr erzeugt.

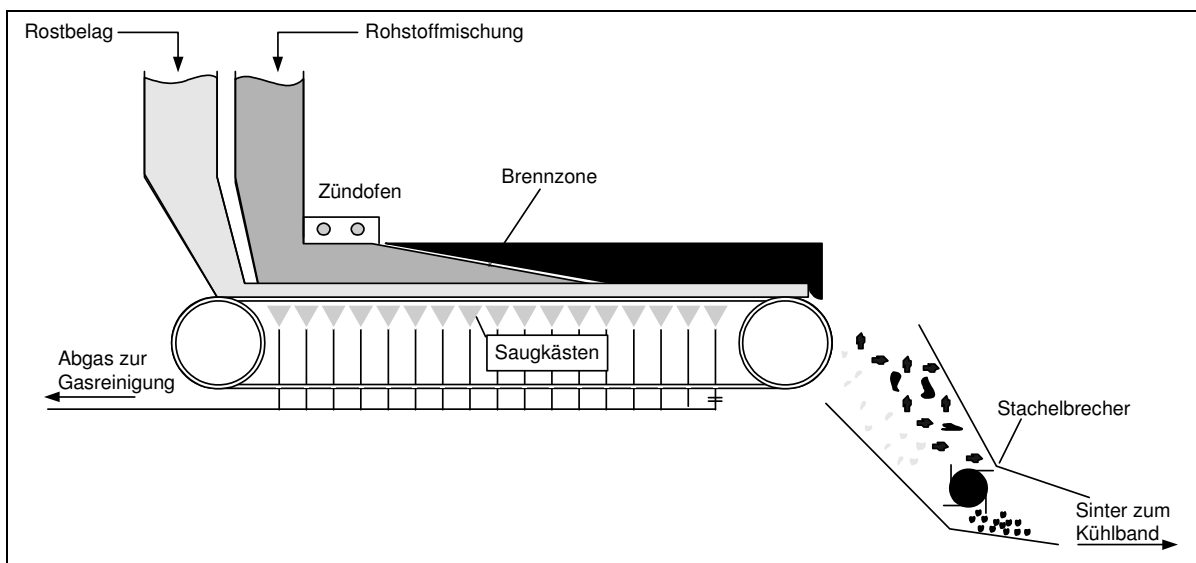


Abbildung 2-3: Detailansicht des Sinterbandes
Quelle: Hillmann (2003)

Das Abgas der Sinteranlage, ca. 300 000 Nm³/h, wird in einer dreistufigen Gasreinigung gereinigt. Zunächst findet eine elektrische Gasreinigung zur Vorentstaubung statt. In die auf diese Weise vorgereinigte Sinterabluft wird Kalkmilch eingedüst, die zur Entschwefelung benötigt wird. In der dritten Stufe der Gasreinigung wird Braunkohlekoksstaub (so genannter Herdofenkoksstaub) injiziert, um Schwermetalle, Dioxine, Furane und sonstige organische Verbindungen in dem nachgeschalteten Gewebefilter abzuscheiden (vgl. Sassen und Deike (2000), Hillmann (2003)).

Die für den Betrieb einer Sinteranlage relevanten Kennzahlen sowie die damit verbunden chemischen und physikalischen Vorgänge werden im Folgenden vorgestellt.

Die flächenspezifische Leistung einer Sinteranlage in [t/(m²·h)] ist abhängig von der Rückgutmenge, der Schichthöhe, der Sinterbandgeschwindigkeit, der Gasdurchlässigkeit der Sinterschicht und dem Unterdruck.

Die Rückgutmenge wird vorrangig durch den Koksgehalt der Sinterschüttung bestimmt, je höher der Koksgehalt ist, desto geringer ist der Rückgutanteil aufgrund einer vollständigeren Sinterung. Der Anteil des Rückgutes ist aber nicht frei wählbar, da Rückgut zum einen als Rostbelag und zum anderen als Pelletkern für die Pelletierung der staubförmigen Einsatzstoffe benötigt wird. In der Praxis wird daher ein fester Rückgutanteil vorgegeben und der Kokssatz so gewählt, dass eine ausgeglichene Rückgutbilanz erzielt wird.

Die restlichen Einflussfaktoren auf die Leistung einer Sinteranlage (Schichthöhe, Sinterbandgeschwindigkeit, Gasdurchlässigkeit, Unterdruck) sind zum Teil technisch vorgegeben und weisen gegenseitige Abhängigkeiten auf. Da die Leistung der Sinteranlage der DK Recycling und Roheisen GmbH größer ist, als die Leistung des Hochofens, muss sie im Rahmen der Modellierung nicht berücksichtigt werden.

Qualitätskennzahlen des Sinters sind neben der allgemeinen chemischen Zusammensetzung die Basizität, der Oxidationsgrad, der Gehalt an für den Hochofenbetrieb schädlichen Elementen, insbesondere der Elemente Natrium, Kalium, Blei und Zink, die Kornverteilung sowie die mechanische Festigkeit.

Chemische Zusammensetzung des Sinters, Basizität

Die chemische Zusammensetzung des Sinters ist während des Sintervorgangs nicht bzw. nur sehr wenig beeinflussbar, sie wird im Wesentlichen durch die Mischung der Roh- und Zuschlagsstoffe determiniert. Tabelle 2-3 zeigt die, im Beobachtungszeitraum gemessene, mittlere Zusammensetzung der Einsatzstoffmischung (Nettomischung) sowie die daraus resultierende Zusammensetzung des Sinters.

Tabelle 2-3: Durchschnittliche Zusammensetzung der Nettomischung und des Sinters bei der DK Recycling und Roheisen GmbH im Beobachtungszeitraum

	Fe	Zn	Pb	Na ₂ O	K ₂ O	SiO ₂	CaO	Al ₂ O ₃	MgO	Cu	Cr	P	S	C
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
Nettomischung	51,3	2,5	0,18	0,25	0,30	8,5	7,6	1,1	1,0	0,03	0,05	0,05	0,35	5,5
Sinter	54,5	2,6	0,07	0,25	0,21	9,0	8,1	1,2	1,1	0,03	0,05	0,05	n.b.	0

Neben dem Eisengehalt des Sinters sowie der Konzentration der Schadelementen ist die Basizität eine wichtige Kennzahl. Als Basizität wird im allgemeinen das Verhältnis zwischen den Konzentrationen der basischen (CaO, MgO) und den sauren (SiO₂, Al₂O₃)

Sinterbestandteilen bezeichnet. Sie ermöglicht eine Beschreibung des Verhaltens der Schlacke im Hochofen. Zur Berechnung der Basizität wird Gleichung (2.1) verwendet.⁵

$$\text{Basizität} = \frac{[\text{CaO}]}{[\text{SiO}_2]} \quad (2.1)$$

Bei der DK Recycling und Roheisen GmbH wird mit 0,92 eine verhältnismäßig niedrige Basizität angestrebt, um bei einem hinreichend niedrigen Schmelzpunkt der Schlacke durch den SiO₂-Überschuss möglichst große Mengen Alkalien als Silikate zu binden und aus dem Hochofen zu entfernen (Gleichung (2.2)).



Oxidationsgrad

Mit dem Oxidationsgrad wird das Verhältnis zwischen dem tatsächlich an Eisen gebundenen Sauerstoffgehalt, zu dem maximal an Eisen gebundenen Sauerstoffgehalt⁶, bezeichnet. Sie stellt eine wichtige Kennzahl des Sinters dar, da durch die Bildung von Fehlstellen bei dem Übergang des Hämatits zum Magnetit die Reduzierbarkeit der Eisenträger begünstigt wird. Im allgemeinen wird ein möglichst hoher Oxidationsgrad angestrebt.

Während des Sintervorganges werden die Eisenoxide durch Kohlenmonoxid partiell reduziert. Parallel kann das Hämatit (Fe₂O₃) auch bei den hohen Temperaturen in der Verbrennungszone zu Magnetit (Fe₃O₄) und Sauerstoff dissoziieren.

Den größten Einfluss auf den Oxidationsgrad des Sinters besitzt der Kohlenstoffgehalt der Sintermischung. Mit steigendem Kohlenstoffgehalt nimmt der Oxidationsgrad, aufgrund der höheren Temperaturen in der Verbrennungszone sowie der höheren Kohlenmonoxidkonzentration ab. Weiterhin begünstigen auch hohe Basegrade einen hohen Oxidationsgrad, da die Bildung von schwer zu reoxidierendem Fayalit (FeSiO₃) vermieden wird (vgl. Ono-Nakazato, Sugahara und Usui (2002)).

⁵ Dies entspricht der Definition, die auch im Referenzunternehmen eingesetzt wird.

⁶ Den maximale Sauerstoffgehalt der Eisenoxide hat der Hämatit (Fe₂O₃) mit 30,1%, gefolgt von dem Magnetit (Fe₃O₄) mit einem Sauerstoffgehalt von 27,6% und dem Wüstit (FeO) mit 22,3%.

Mit einem FeO-Gehalt von durchschnittlich 10,7 % weist der Sinter der DK Recycling und Roheisen GmbH einen deutlich niedrigeren Oxidationsgrad auf, als die Sinter in anderen Hüttenwerken, deren FeO-Gehalt zwischen 5 bis 6% liegt (vgl. Beer (1989)). Der niedrige Oxidationsgrad resultiert primär aus dem, in den eingesetzten Reststoffen enthaltenem Brennstoff. Vor allem der in den Gichtgas- und Kupolofenstäuben sowie in den Gichtschlämmen enthaltene Kohlenstoff führt durch örtliche Überangebote an Brennstoffen zu hohen FeO-Gehalten (vgl. Hillmann (2003)). Weitere Ursachen für den niedrigen Oxidationsgrad ist die niedrige Basizität, sowie der verhältnismäßig hohe FeO-Gehalt in den Einsatzstoffen.

Verhalten der Elemente Blei, Zink, Natrium und Kalium beim Sintern

Die Rohstoffe der DK Recycling und Roheisen GmbH weisen vergleichsweise hohe Gehalte an den Elementen Blei, Zink, Natrium und Kalium auf. Da sie den Hochofenbetrieb störend beeinflussen und sie zum Teil in erheblichen Maße während des Sintervorganges verflüchtigt werden können, müssen sie bei der problemadäquaten Modellierung des Sinterprozesses besonders beachtet werden. Tabelle 2-4 zeigt die Gehalte dieser Elemente in der Einsatzstoffmischung und im Sinter sowie die Verflüchtigungsrate⁷ während des Sintervorganges.

Tabelle 2-4: Konzentrationen von Blei, Zink, Natrium und Kalium und die Verflüchtigungsrate

	Blei [%]	Zink [%]	Natrium [%]	Kalium [%]
Nettomischung	0,18	2,52	0,187	0,251
Sinter	0,068	2,65	0,186	0,177
Verflüchtigungsrate	64,2	0,7	6,2	33,2

Aus der Tabelle ist ersichtlich, dass Blei und Kalium die größten Verflüchtigungsraten aufweisen, wohingegen das Zink praktisch nicht während des Sintervorganges verflüchtigt wird. Insgesamt wird aber eine sehr viel höhere Ausbringung dieser Elemente erzielt als z. B. in Matzke (1987) beschrieben wird. Ursächlich hierfür ist vor allem der sehr viel höhere Vorlauf dieser Elemente.

⁷ Die Verflüchtigungsrate für Blei wird beispielsweise gemäß folgender Gleichung berechnet: $\left(1 - \frac{m_{\text{Sinter}} \cdot c_{\text{Pb}}^{\text{Sinter}}}{m_{\text{Netto}} \cdot c_{\text{Pb}}^{\text{Netto}}}\right) \cdot 100\%$

Aus der Abbildung 2-4 ist ersichtlich, dass insbesondere die Metallchloride und die elementaren Metalle bei den, in der Verbrennungszone vorherrschende Temperaturen einen für die Verflüchtigung ausreichend hohen Dampfdruck besitzen.

Die flüchtigen Metallchloride können entweder schon in der Rohstoffmischung vorliegen oder während des Sintervorganges durch die Reaktionen (2.3) und (2.4) gebildet werden.



Weiterhin geht aus den Gleichungen hervor, dass mit steigender Chlorkonzentration in der Nettomischung auch die Verflüchtigungsrate steigt (Yusfin et al. (1987)).

Für die Verflüchtigung, der bei der Sinterung gebildeten Metallchloride, ist es wesentlich, dass sie in der wasserhaltigen Atmosphäre nicht hydrolysieren (2.5).



Vor allem für das Zinkchlorid liegt das Gleichgewicht auf der rechten Seiten, so dass eine Verflüchtigung des Zinks als Chlorid nicht oder nur sehr eingeschränkt erfolgen kann. Die gemessenen Betriebsdaten entsprechen somit den theoretischen Voraussagen, da die Verflüchtigung der Elemente Blei, Kalium und Natrium entsprechend der Reihenfolge der Dampfdrücke der Chloride erfolgt (vgl. Abbildung 2-4).

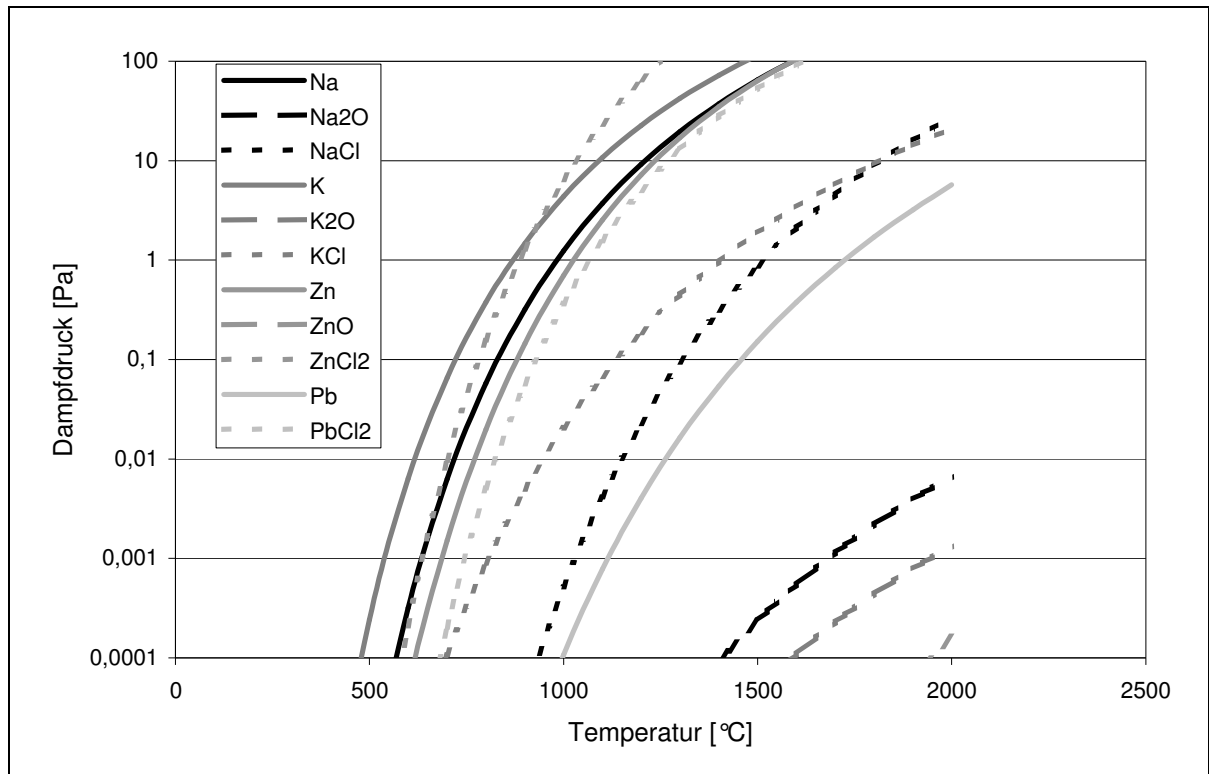


Abbildung 2-4: Dampfdruck ausgewählter Komponenten

Quelle: berechnet mit Daten aus: Barin und Knacke (1973)

Neben der Verflüchtigung als Chloride können vor allem die Alkalien in der Verbrennungszone durch das Kohlenmonoxid reduziert und verdampft werden (vgl. Neuschütz und Janssen (1979)). Es ist also zu erwarten, dass mit größer werdender Kohlenstoffkonzentration aufgrund der steigenden Temperaturen und Kohlenmonoxidkonzentrationen die Verflüchtigung der Alkalien zunimmt. Einen weiteren Einfluss auf die Alkalienentfernung bei der Sinterung hat die Basizität, da freie Kieselsäure die Bildung von stabilen Natrium- und Kaliumsilikaten begünstigt (Gleichung (2.2)). Allerdings ist die Schwankungsbreite der Basizität der Rohstoffmischung relativ gering, so dass dieser Einfluss eher eine untergeordnete Rolle spielt.

Kornverteilung und mechanische Festigkeit

Da die Kornverteilung einen großen Einfluss auf die Durchgasbarkeit des Möllers im Hochofen hat, wird von dem Sinter ein möglichst enges Kornband gefordert. Der Sinter wird im Referenzunternehmen nach dem Abwurf durch einen Stachelbrecher zerkleinert und anschließend in der Siebstation klassiert. Das Überkorn wird weiter zerkleinert und das Unterkorn dient entweder als Rostbelag für das Sinterband oder wird über den Rückgutbunker der Rohstoffmischung wieder zugesetzt. Tabelle 2-5 zeigt die durchschnittliche Korngrößenverteilung des Sinters. Da die Korngrößenverteilung allein durch die verwendeten Siebschnitte bestimmt wird, ist eine Berücksichtigung in der Modellierung nicht notwendig.

Tabelle 2-5: Kornverteilung des Sinters der DK Recycling und Roheisen GmbH

	Anteil [%]
> 40 mm	22,1
10 – 40 mm	68,7
< 10 mm	9,2

Die mechanische Festigkeit ist eine weitere wichtige Kenngröße des Sinters. Bei einer geringen Festigkeit wird der Sinter durch die mechanischen Beanspruchungen im Hochofen zerfallen. Das dabei entstehende Feinkorn führt zu einer schlechteren Durchgasbarkeit der Möllersäule und damit zu einer Leistungsreduktion des Hochofens und zum anderen wird auch ein Teil des Feinkorns mit dem Gichtgas ausgetragen. Die Sinterfestigkeit ist in erster Linie abhängig von der Kohlenstoffkonzentration in der Rohstoffmischung sowie der Basizität. Je höher die Kokszugabe zu der Sintermischung ist, desto höher ist auch die Sinterfestigkeit, gleichzeitig nimmt der Rückgutanfall in der Siebstation ab. Weiterhin hat die Basizität einen Einfluss auf die Sintermischung, wobei sie im Bereich des selbstgängigen Sinters (Basizität ca. 1) ein Minimum durchläuft (vgl. Cappel und Wendeborn (1973)).

Für detailliertere Informationen zum Sintervorgang im Referenzunternehmen sei auf Hillmann (2003) verwiesen. Weiterführende allgemeine Informationen zum Sintern von Eisenerzen finden sich in Cappel und Wendeborn (1973).

2.1.1.3 Erschmelzen des Roheisens im Hochofen

Der Hochofen dient der Erzeugung von Roheisen aus oxidischen Eisenträgern. Neben dem eigentlichen Hochofen umfasst die Hochofenanlage des Referenzunternehmens weitere Anlagenteile, die zur unmittelbaren Rohstoff- und Energiebereitstellung, zum Produkt- und Nebenproduktabtransport, zur Gasreinigung sowie zur energetischen Nutzung des Gichtgases dienen. Dazu gehören:

- Gießmaschine zum Gießen von Roheisenmasseln
- Bunker- und Beschickungsanlagen
- Winderhitzer und Windzuführung
- Gichtgasabzug und -entstaubung
- Transporteinrichtungen

- Kraftwerk zur energetischen Nutzung des Gichtgases
- seit 2004 eine Anlage zum Einblasen von Ersatzreduktionsmitteln⁸

Der Hochofen ist ein kontinuierlich betriebener, nach dem Gegenstrom arbeitender Schachtofen. In ihm wird aus den Eisenträgern Roheisen als Produkt erzeugt. Aufgrund der feinkörnigen Rohstoffe wird im Referenzunternehmen als Eisenträger ausschließlich Sinter eingesetzt. Als Nebenprodukte fallen Hochofenschlacke und das als Gichtgas bezeichnete Prozessgas an. Mit dem Gichtgas werden auch staubförmige Stoffe ausgetragen, die in der zweistufigen Reinigung als Grobstaub und Gichtschlamm abgeschieden werden. Als Reduktionsmittel und Energieträger dient im Beobachtungszeitraum ausschließlich Koks.

Der Hochofen 3 der DK Recycling und Roheisen GmbH hat einen Gestelldurchmesser von 5,5 m und einen Ofeninhalt von 580 m³. Damit ist er deutlich kleiner als die zur ausschließlichen Produktion von Roheisen, betriebenen Hochöfen, die Gestelldurchmesser bis 15 m und ein Ofenvolumen von über 5000 m³ aufweisen (vgl. z. B. Schulz et al. (1995)). Die tägliche Produktionskapazität liegt im Mittel bei etwa 620 t Roheisen. Dabei werden ca. 300 t Schlacke produziert und ca. 470 t Koks (ca. 760 kg/t Roheisen) eingesetzt. Dies liegt deutlich über den Werten von 440-500 kg Reduktionsmittel zum Erschmelzen einer Tonne Roheisen, die in herkömmlichen Hochofenprozessen heutzutage erreichbar sind, zumal als Reduktionsmittel dort in z. T. erheblichem Maße Ersatzreduktionsmittel wie Feinkohle, Öl oder Kunststoffe den höherwertigen und damit teureren Koks ersetzen können (vgl. Rentz et al. (1995))⁹. Neben dem Einsatz der metallhaltigen Reststoffe gehen die, im Vergleich mit modernen Hochöfen, schlechteren Produktivitätskennzahlen vor allem auf die kleinere Größe des Ofens zurück.

Der aus Eisenträgern und gegebenenfalls Zuschlägen bestehende Möller wird abwechselnd mit Koks schichtweise in den Ofen eingefüllt. Um einen Gichtgasverlust während des Befüllens zu vermeiden hat der Hochofen im Referenzunternehmen einen doppelten Gichtverschluss. Die notwendige Luft (Wind) wird auf durchschnittlich 1000°C vorgeheizt und in Höhe der Rast über die Blasformen mit einem Überdruck von 0,75 bar zugeführt. Vor den Blasformen verbrennt bei Temperaturen bis 2300°C ein Teil des Kokses zu Kohlenmonoxid.

In den verschiedenen Zonen des Hochofens werden die Eisenträger zu metallischem Eisen reduziert und aufgekohlt. Neben den Eisenträgern werden zum Teil auch Gangartbestandteile wie Siliziumdioxid oder Phosphate reduziert. Die restlichen nicht reduzierten Bestandteile

⁸ Da die Anlage zum Einblasen von Ersatzreduktionsmitteln erst nach Fertigstellung des Modells in Betrieb genommen wurde, konnte sie bei der Modellierung nicht berücksichtigt werden.

⁹ Erst seit kurzem wird im Referenzunternehmen Koks als Reduktionsmittel zum Teil durch Tierfett als Ersatzreduktionsmittel ersetzt.

bilden eine leicht schmelzende, leichtflüssige Schlacke. Aufgabe der Schlacke ist neben dem Austrag der Gangart auch die Aufnahme von Problemelementen wie Schwefel oder Alkalien (Natrium, Kalium).

Die Schlacke wird zusammen mit dem Roheisen im Referenzunternehmen ca. alle acht Stunden abgestochen. Die Trennung des Roheisens von der Schlacke erfolgt aufgrund des Dichteunterschiedes mit Hilfe einer Schlackenbarriere (Fuchs).

Das Gichtgas verlässt den Ofen am Ofenkopf. Im Referenzunternehmen beträgt der Überdruck ca. 30 Pa (0,003 bar) und die Gichtgastemperatur 330 °C. Da das Gichtgas eine größere Menge an Kohlenmonoxid enthält, kann es energetisch verwertet werden. Dazu werden vorher die enthaltenen Stäube durch eine Gasreinigung entfernt. Die Kornverteilung des Gichtstaubes ist bimodal, da er sich aus, durch das Prozessgas mitgerissenen, groben Partikel und durch Kondensation von gasförmigen Stoffen entstandenen, relativ kleinen Partikeln zusammensetzt. Da sich neben der Korngröße auch die chemische Zusammensetzung der Fraktionen unterscheiden, werden sie in einem zweistufigen Verfahren getrennt aus dem Gichtgas entfernt. Zuerst wird der grobe, mechanische Staub mittels eines Wirblers abgetrennt. Der feine Staub wird nass, mittels eines Hordenwäschers und eines so genannten Theisen-Wäschers (Disintegrator)¹⁰ abgetrennt. Die Trennung des Feststoffs von dem Waschwasser erfolgt über einen Eindicker mit angeschlossener Filterpresse.

In Tabelle 2-6 sind die durchschnittlichen Analysen der beiden Staubfraktionen dargestellt.

Tabelle 2-6: Durchschnittliche chemische Zusammensetzung der Staubfraktionen der DK Recycling und Roheisen GmbH

	H ₂ O	Fe	Zn	Pb	SiO ₂	CaO	Na ₂ O	K ₂ O	C
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
Grobstaub	-	17,1	25,2	1,0	6,7	3,5	0,4	0,4	20,7
Zinkkonzentrat	39,6	0,7	65,1	1,5	n.b.	1,0	0,12	0,14	3,1

Einen großen Einfluss auf den Betrieb des Hochofens haben die chemische Zusammensetzung und die physikalischen Eigenschaften der eingesetzten Rohstoffe. Es werden daher im Folgenden, die für die Modellierung relevanten Vorgänge im Hochofen erläutert.

¹⁰ Bei Theisen-Wäschern (Disintegratoren) handelt es sich um Gasreinigungsanlagen insbesondere zur Gichtgasreinigung für Schachtöfen, Gasreinigung von Elektro-Reduktionsöfen, Generatoren und zur Reinigung von Synthesegasen. Zur Abscheidung wird eine Waschlösung eingespritzt, und im Wäscher zerstäubt. Durch ein System aus rotierenden und festen Stabkörben wird die Benetzung und Abscheidung der festen Rauchgasanteile erreicht. Für weitere Informationen zu diesem Anlagentyp sei auf Theisen GmbH (2005) verwiesen.

In einem Hochofen laufen eine Vielzahl von chemischen und physikalischen Vorgänge ab. In Abbildung 2-5 sind die wichtigsten Zonen und Grundreaktionen der Roheisenerzeugung dargestellt.

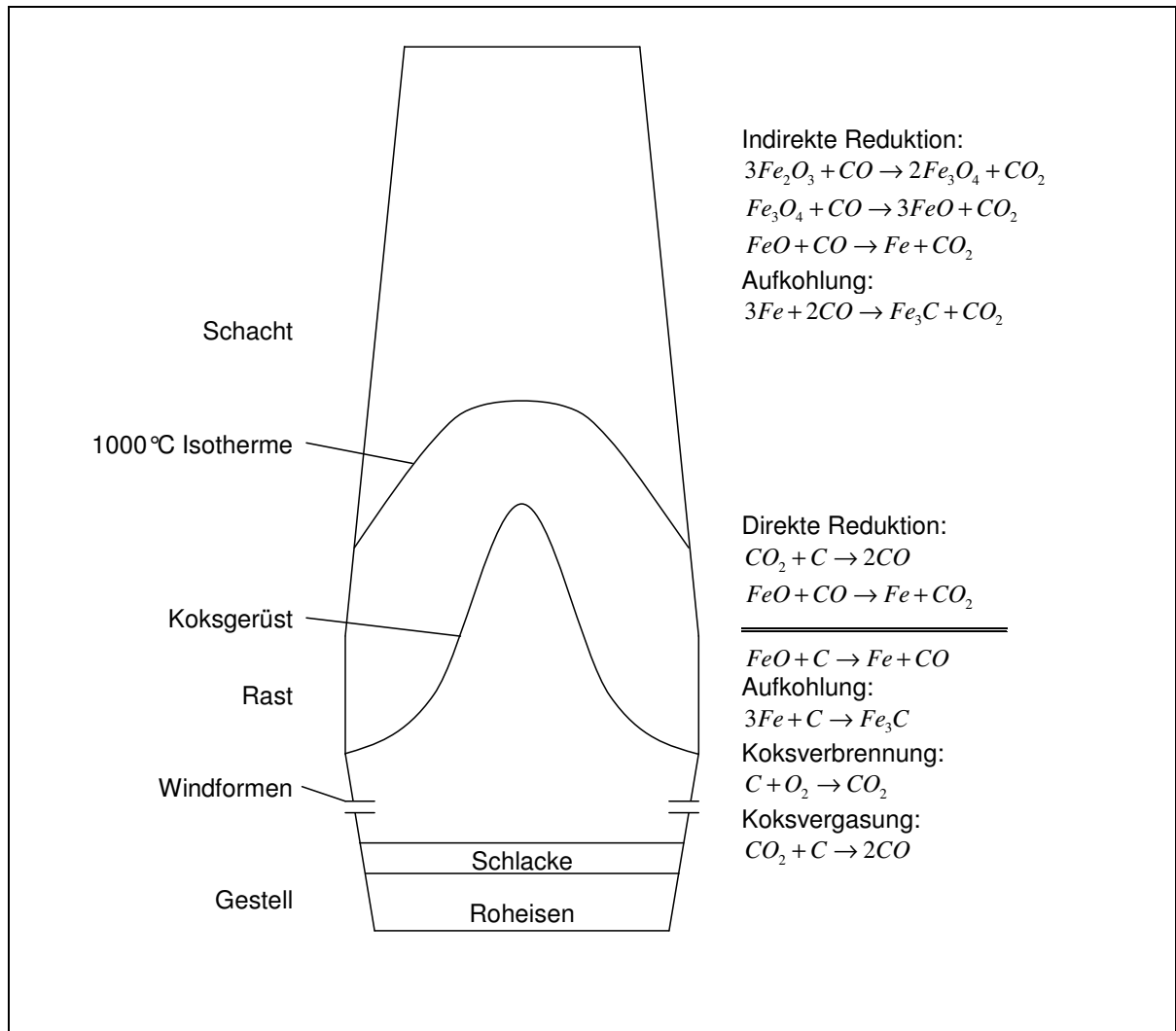


Abbildung 2-5: Grundreaktionen im Hochofen

Quelle: in Anlehnung an Gudenau (1989)

Der Ablauf bestimmter Vorgänge und Reaktionen in den einzelnen Bereichen wird vor allem vom Temperaturverlauf bestimmt. Abbildung 2-6 zeigt schematisch eine Einteilung des Hochofens in als Zonen bezeichnete Bereiche mit dem dazugehörigen Temperaturverlauf der Gase und Feststoffe.

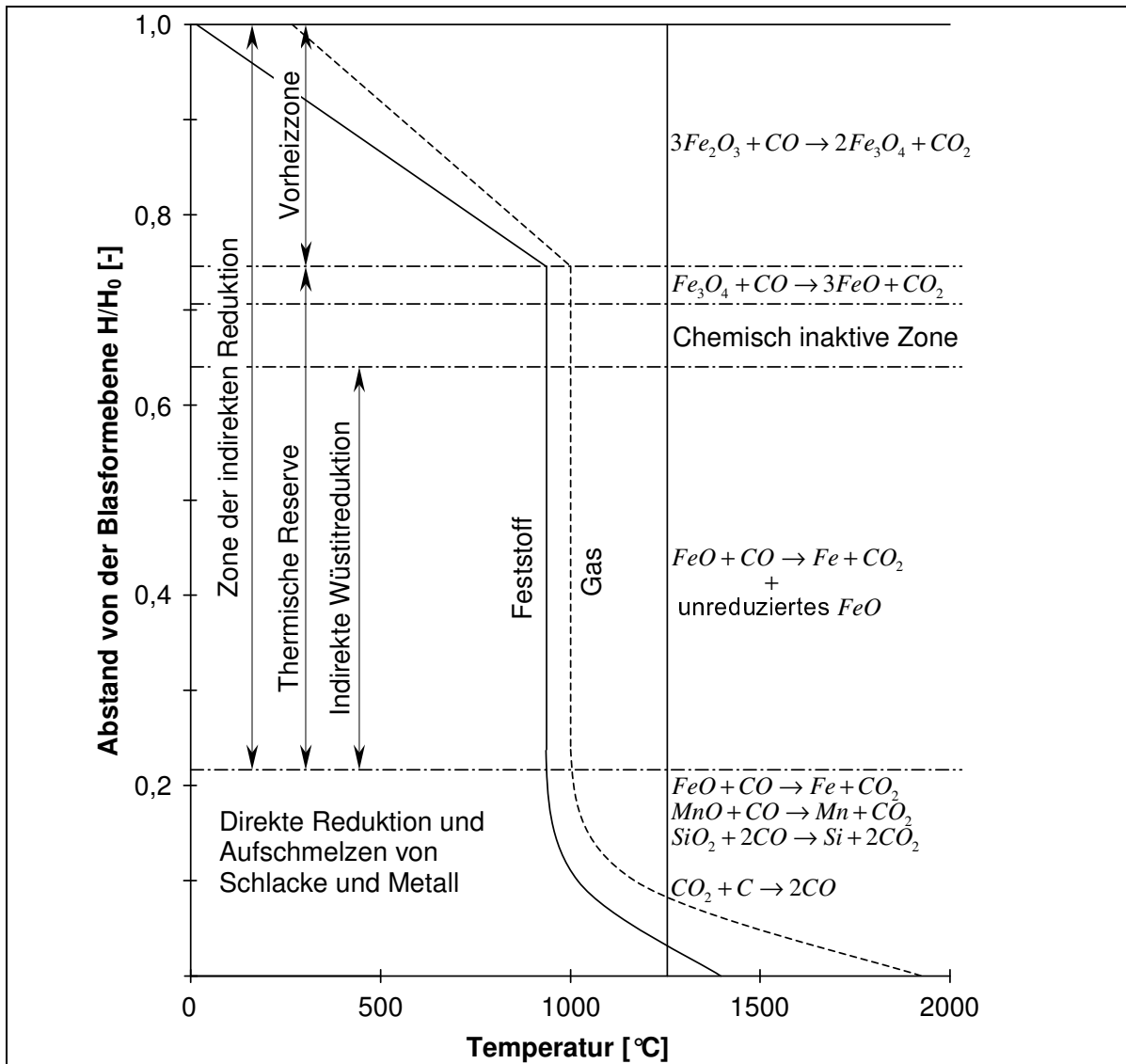


Abbildung 2-6: Schematische Darstellung der Temperatur- und Reaktionszonen im Hochofen
Quelle: in Anlehnung an Biswas (1981)

In der Vorheizzone wird der Möller durch das aufströmende Gas auf Temperaturen zwischen 800-1000 °C aufgeheizt. Dabei werden die Karbonate, mit Ausnahmen des Kalziumkarbonats zersetzt und das im Möller enthaltene Wasser in Form von Feuchtigkeit oder Hydratwasser ausgetrieben. Weiterhin wird bereits ein Teil des Hämatits und Magnetits reduziert (Gleichungen (2.6) und (2.7)).



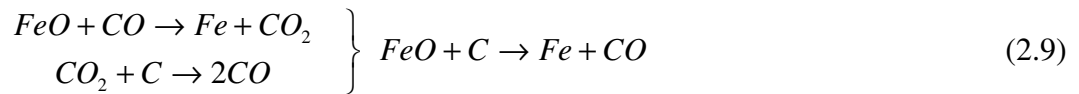
In der mittleren Zone, der thermischen Reservezone, sind die Temperaturen des Gases und der Feststoffe in einem weiten Bereich nahezu konstant und liegen zwischen 800-1000 °C. In

dieser Zone erfolgt die Reduktion des Wüstit (FeO) zu metallischem Eisen gemäß Gleichung (2.8).



Das metallische Eisen wird zum Teil durch Kontakt mit der Gasphase aufgekohlt.

In der Zone der direkten Reduktion werden die restlichen Eisenoxide scheinbar direkt durch den Kohlenstoff reduziert (Gleichung (2.9)).



Bei Temperaturen ab 1100 °C setzt die Schlackenbildung ein, das Roheisen erschmilzt ab Temperaturen von 1350 °C.

Die wichtigsten Kenngrößen für den Betrieb eines Hochofens sind die Leistung [t Roheisen / h] und der spezifische Koksverbrauch [kg Koks / t Roheisen], es wird daher im Folgenden auf diese Kenngrößen näher eingegangen, insbesondere auf die Auswirkungen der Problemstoffe Zink, Natrium und Kalium.

Wesentliche Einflussfaktoren auf den Koksverbrauch

Der Koks übernimmt im Hochofen im Wesentlichen folgende Funktionen:

- Bereitstellung der notwendigen thermischen Energie
- Reduktion der Eisenträger und anderer Metalloxide
- Aufkohlung des Roheisens
- Bildung eines gasdurchlässigen Gerüsts, in dem Bereich der Verflüssigung des Roheisens und der Schlacke

Die Bereitstellung der thermischen Energie erfolgt durch die Verbrennung des Kohlenstoffs mit dem über die Windformen zugeführten Sauerstoff. Dabei wird gleichzeitig das für die Reduktion der Eisenträger benötigte Kohlenmonoxid erzeugt. Um den spezifischen Koksverbrauch zu reduzieren, wird der zugeführte Wind regenerativ in so genannten

Cowpern auf Temperaturen von bis zu 1350 °C vorgewärmt.¹¹ Die Hauptenergieverbraucher des Hochofens sind der Wärmeverlust über die Hochofenwand und die fühlbare Wärme des Gichtgases (6,8%), der Energieinhalt des Gichtgases (41,1%) sowie der Koksbedarf für die Reduktion und der Wärmebedarf zum Aufschmelzen des Roheisens und der Schlacke (52,2%) (vgl. Biswas (1981)).

Für den Energiegehalt des Gichtgases ist die Kohlenmonoxidkonzentration die bestimmende Größe. Zur Charakterisierung des Hochofenprozesses wird daher die sogenannte Gasausnutzung (η) verwendet (vgl. Gleichung (2.10)).

$$\eta = \frac{c_{CO_2}}{c_{CO_2} + c_{CO}} \quad (2.10)$$

Je niedriger der Kohlenmonoxidkonzentration im Gichtgas bzw. je höher die Gasausnutzung η ist, desto geringer ist der Energieinhalt des Gichtgases und damit der Energieverlust des Hochofens über das Gichtgas. Da Kohlendioxid vor allem bei der indirekten Reduktion im Bereich der thermischen Reservezone gebildet wird (vgl. Gleichung (2.6)-(2.8)), wird daher ein möglichst großer Anteil der indirekten Reduktion angestrebt. Abbildung 2-7 zeigt den Verlauf des Koksbedarfes und der Gasausnutzung für verschiedene Verhältnisse von indirekter zu direkter Reduktion. Dabei wird neben dem für die Reduktion notwendigen Kohlenstoffbedarf auch der Wärmehaushalt des Hochofens berücksichtigt.

¹¹ Bauartbedingt wird durch die Cowper der DK Recycling und Roheisen GmbH nur eine Windtemperatur von durchschnittlich 1015°C erreicht.

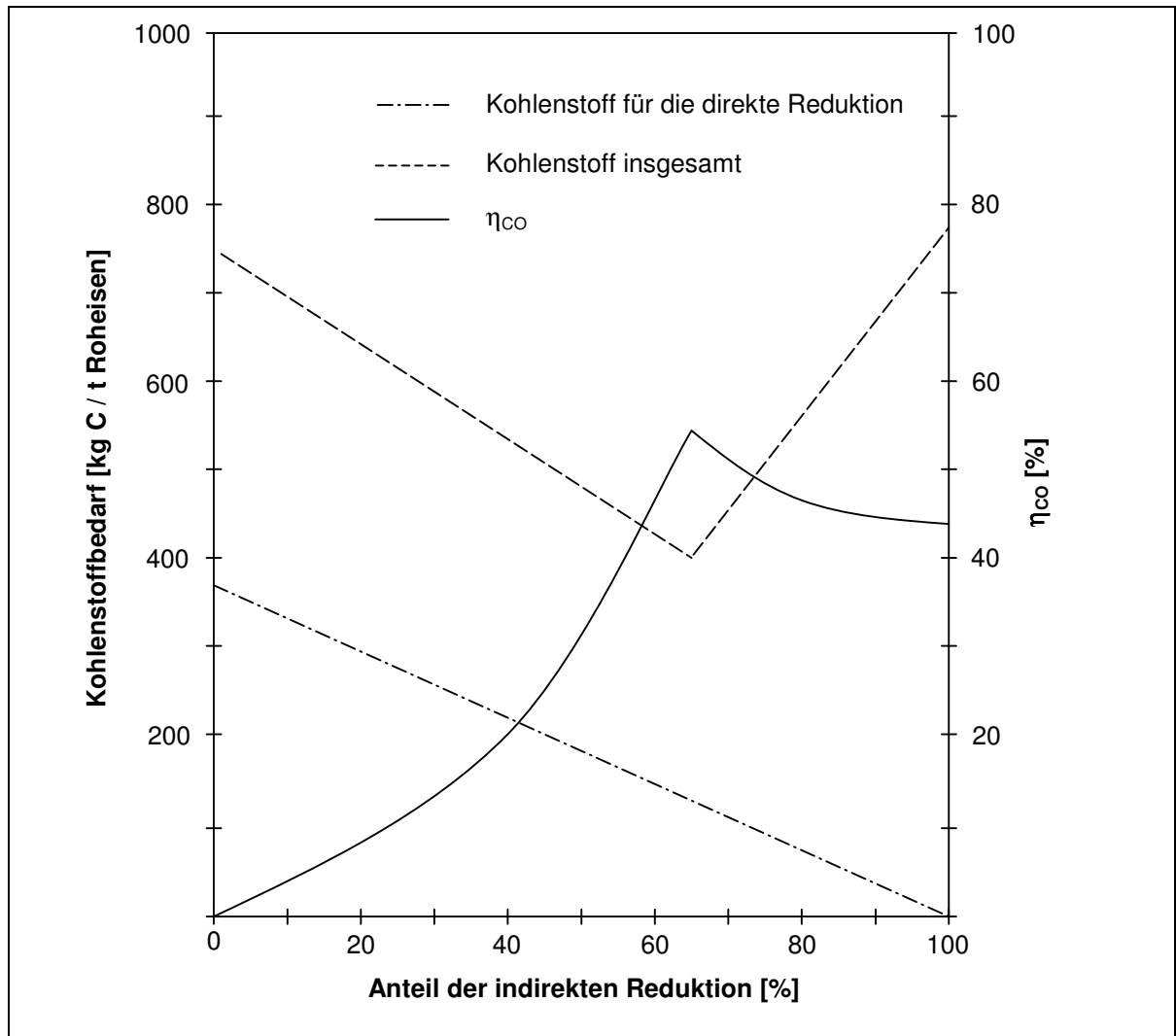


Abbildung 2-7: Theoretischer Kohlenstoffbedarf und Gasausnutzung in Abhängigkeit von dem Anteil der indirekten Reduktion bei einer Windtemperatur von 1300°C
Quelle: Biswas (1981)

Bei einem Anteil der indirekten Reduktion von ca. 65% weisen der theoretische spezifische Kohlenstoffbedarf ein Minimum bzw. die Gasausnutzung ein Maximum auf. Die maximale Gasausnutzung beträgt ca. 54%. Die Gasausnutzung im Referenzunternehmen beträgt im Durchschnitt 28,7%. Damit liegt sie deutlich unter der theoretischen Gasausnutzung. Ursachen hierfür sind vor allem die hohen Einträge von Alkalien und Zink in den Hochofen.

Eine weitere Einflussgröße auf den spezifischen Koksbedarf stellt die Temperatur des Roheisens und der Schlacke im Unterofen dar. Im Referenzunternehmen wird diese Temperatur bewusst variiert, da sich dadurch der Siliziumgehalt im Roheisen steuern lässt. Je heißer das Roheisen ist, desto höher ist der Anteil des Siliziums im Roheisen, da mit zunehmender Temperatur das Gleichgewicht der Reaktion (2.11) zur rechten Seite verschoben wird.



Da neben dem Roheisen auch die Schlacke erschmolzen werden muss, nimmt der spezifische Koksverbrauch mit zunehmender Eisenkonzentration im Möller ab. Nach Biswas (1981) bewirkt eine Reduktion der Schlackenmenge um 100 kg Schlacke / t Roheisen eine Senkung des spezifische Koksverbrauchs um 20-50 kg Koks / t Roheisen.

Wesentliche Einflussfaktoren auf die Leistung des Hochofens

Bei einem festen spezifischen Koksverbrauch [kg Koks / t Roheisen] kann die Leistung des Hochofens auch in [kg Koks / h] ausgedrückt werden. Die Leistung des Hochofens ist dann nur abhängig von der Menge Koks die pro Zeiteinheit umgesetzt werden kann und diese wiederum ist nahezu proportional zu der in den Hochofen eingebrachten Wind- bzw. Sauerstoffmenge (vgl. Biswas (1981))

Einen großen Einfluss auf die Windmenge hat die Gasdurchlässigkeit der Möllerschicht sowie der Winddruck an den Blasformen. Eine Obergrenze der Windmenge ist dabei durch den so genannten Flutpunkt geben. Der Flutpunkt ist der Punkt, bei dem die Gasgeschwindigkeit so groß ist, dass der erweichende Möller von dem Gasstrom in die darüber liegenden Schichten mitgerissen wird. Der Zusammenhang zwischen dem Druckverlust und der Gasgeschwindigkeit einer Schüttung ist in Gleichung (2.12) wiedergegeben.

$$\frac{\Delta p}{H} = \psi \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho}{d \cdot \varphi} \cdot w^2 \quad (2.12)$$

Mit:

Δp	Druckdifferenz	ρ	Dichte des Fluids
H	Höhe der Schüttung	d	Äquivalent des Partikeldurchmessers
ψ	Reibungsfaktor	φ	Sphärizität
ε	Lückengrad ¹²	w	Gasgeschwindigkeit

Der Winddruck an den Blasformen und damit auch die Druckdifferenz Δp ist in der Regel durch die Gebläseleistung und den zulässigen Druck am Hochofenkopf limitiert, so dass die Druckdifferenz keine regelbare Größe darstellt. Der Lückengrad ε in einer Schüttung nimmt mit breiter werdender Kornverteilung ab, da kleine Partikel in die Lücken zwischen den großen Partikeln eingebaut werden (vgl. Bredehöft und Jeschar (1973)). Da im Referenzunternehmen ausschließlich, durch Siebe mit festen Siebschnitten klassierter Sinter

¹² Der Lückengrad ist definiert als Verhältnis zwischen dem Volumen der Lücken zwischen den Partikeln und dem Volumen der Schüttung.

eingesetzt wird, ist daher der Lückengrad, die Sphärizität sowie das Äquivalent des Partikeldurchmessers ebenfalls konstant. Da ebenfalls der Reibungsfaktor sowie die Dichte des Gases bei einem gegebenen Temperaturverlauf als konstant angenommen werden können, muss somit auch die Gasgeschwindigkeit und daher auch die in den Hochofen eingebrachte Windmenge nahezu konstant sein.

Während des Beobachtungszeitraums betrug die durchschnittliche Windrate 53.700 Nm³/h. Die geringe relative Standardabweichung der Messwerte von 4,7 % bestätigt die getroffenen Annahmen.

Möglichkeiten zur Erhöhung des Koksumsatzes, die aber derzeit bei der DK Recycling GmbH keine Anwendung finden, sind die Anreicherung des Hochofenwindes mit Sauerstoff sowie das Arbeiten mit höheren Drücken am Hochofenkopf. Bei der Anreicherung des Hochofenwindes mit Sauerstoff wird das Windvolumen, das zur Umsetzung des Kokses benötigt wird, vermindert. Bei der Erhöhung des Ofenkopfdrucks wird die Dichte ρ des Gases erhöht und damit kann bei gleichbleibender Gasgeschwindigkeit und gleichbleibenden Volumenstrom die Gasmenge erhöht werden.

Ist die Windmenge, die in den Hochofen eingebracht wird, konstant, ist die Leistung des Hochofens ausschließlich abhängig von dem spezifischen Koksverbrauch. Sie kann daher mittels der Gleichung (2.13) aus einem gegebenen spezifischen Koksverbrauch errechnet werden.

$$\dot{m}_{RE} = \frac{\dot{V}_{Wind}}{f_{Wind / Koks}} \cdot \frac{1}{spez. Koksverbrauch} \quad (2.13)$$

Mit:

\dot{m}_{RE} Leistung des Hochofens $f_{Wind / Koks}$ spezifische Windmenge pro t Koks

\dot{V}_{Wind} Windmenge

Die spezifische Windmenge ($f_{Wind / Koks}$) kann ohne Weiteres aus den Betriebsdaten des Referenzunternehmens berechnet werden. Im Beobachtungszeitraum wurden für den Umsatz von 1 t Koks 2.630 Nm³ Wind benötigt.

Verhalten der Problemstoffe Zink, Natrium und Kalium

Mit dem Möller werden in den Hochofen des Referenzunternehmens beträchtliche Mengen an Alkalien und Zink eingetragen. Der Austrag der Alkalien erfolgt überwiegend als Alkalisilikate in der Schlacke und nur ein geringer Anteil wird über die bei der Gichtgasreinigung anfallenden Stäube und Schlämme ausgetragen. Im Gegensatz dazu wird das Zink fast ausschließlich als metallisches Zink bzw. als Zinkoxid über die Gichtgasstäube- und Schlämme aus dem Hochofen entfernt.

Um das Verhalten der Alkalien innerhalb des Hochofens zu beschreiben, sind in der Abbildung 2-8 exemplarisch die Wege des Natriums und seiner Verbindungen dargestellt. Für Kalium als weiteren Problemstoff lässt sich ein entsprechendes Verhalten nachweisen. Hauptmerkmal ist der Wechsel zwischen Verbindungen im festen bzw. flüssigen Zustand, die sich mit der Möllersäule nach unten bewegen und gasförmigen Komponenten die mit dem Gasstrom aufsteigen.

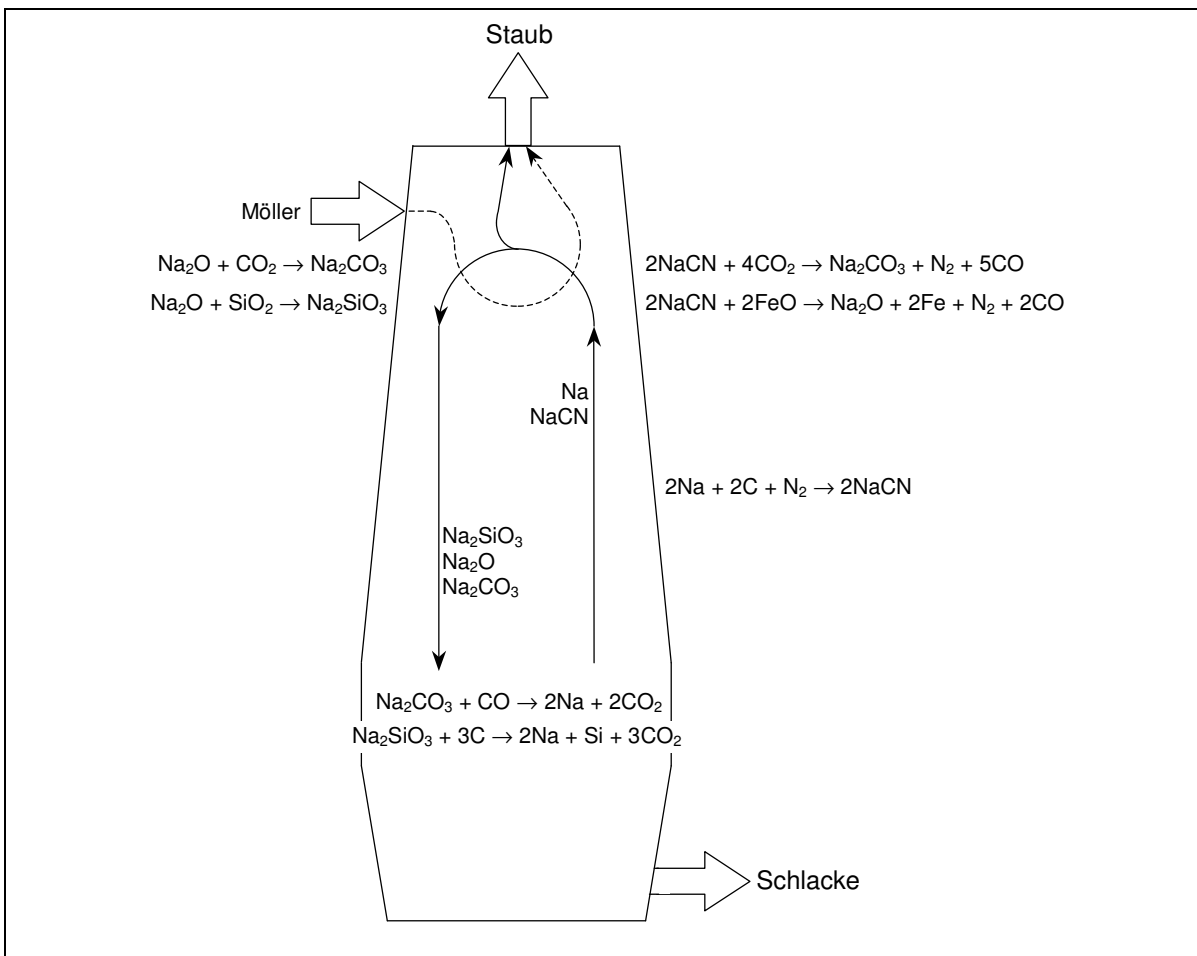


Abbildung 2-8: Schematische Darstellung des Natriumkreislaufs im Hochofen

Quelle: in Anlehnung an Wenzel et al. (1979)

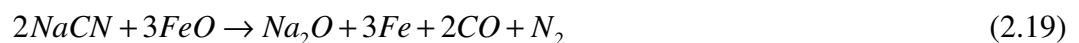
Die eingebrachten Alkalioxide können mit dem im Möller enthaltenen SiO_2 zu Alkali-(Meta-)silikaten reagieren. Diese Silikate bewegen sich zusammen mit den Alkalikarbonaten mit dem Möller abwärts. Während des Absinkens können die Silikate, Oxide und Karbonate gemäß den Gleichungen (2.14), (2.15) und (2.16) reduziert werden.



Die metallischen Alkalien verdampfen und steigen mit der die Möllersäule durchströmenden Gicht auf. Im Bereich des Schachtes werden die Alkalien entweder oxidiert oder reagieren gemäß Gleichung (2.17) zu den entsprechenden Cyaniden.



Der Alkalienkreislauf schließt sich, wenn ein Teil der aufsteigenden Alkaliecyanide nicht mit der Gicht ausgetragen wird, sondern wieder in Alkalioxide und -karbonate ((2.18), (2.19)) umgewandelt werden, sich an den Möllerbestandteilen anlagern und nach unten wandern.



Die Menge der über die Schlacke ausgetragenen Alkalien ist neben der absoluten Schlackenmenge vor allem von der Basizität abhängig, wobei ein geringer Basegrad (SiO_2 -Überschuss) den Alkalienaustrag durch die Bildung der entsprechenden Silikate begünstigt (vgl. Biswas (1981))

Vor allem im Bereich des Schachtes können Alkalien, insbesondere diejenigen, die aus der Gasphase auskondensieren oder durch Oxidation ausfallen, zu folgenden Problemen führen (vgl. Biswas (1981)):

- Anlagerung am Feuerfestmaterial und Beschädigung desselben
- Unterstützung der Bildung von Ansätzen

- Anlagerung an Möllerbestandteile und Gefahr der Festigkeitsverringering der Möllersäule

Neben den Alkalien kann besonders das Zink und seine Verbindungen zu massiven Betriebsproblemen innerhalb des Hochofens führen.

Die über den Sinter eingebrachten Zinkverbindungen (Zinkoxid (ZnO), Zinkferrit ($\text{ZnO}\cdot\text{Fe}_2\text{O}_3$) und Zinksilikat ($2\text{ZnO}\cdot\text{SiO}_2$)) werden im Unterofen reduziert und das dabei entstehende metallische Zink aufgrund seines niedrigen Siedepunktes von 906°C verdampft. Es steigt gasförmig mit dem Schachtgas nach oben, wird in den kälteren Zonen partiell oxidiert und kondensiert und schließt damit den Zinkkreislauf. Der Zinkaustrag erfolgt dabei aufgrund der schlechten Löslichkeit des Zinks in dem flüssigen Roheisen nahezu vollständig über die Gichtstäube und Schlämme. Abbildung 2-9 zeigt exemplarisch den Zinkkreislauf im Hochofen.

Durch die Reduktion und die Verdampfung des Zinks wird dem Unterofen Wärme entzogen, die in den kälteren Schichten bei der Oxidation und Kondensation wieder frei wird (Shkodin et al. (1996)). Dies führt zum einen zu einer Erhöhung der Gichtgastemperatur und dadurch zu einem Verlust von thermischer Energie. Zum anderen kommt es in der thermischen Reservezone durch die höheren Temperaturen zu einer Verschiebung des Boudouardgleichgewichts in Richtung des Kohlenmonoxids und damit zu einer schlechteren Gasausnutzung. Sowohl die Gichtgastemperaturen von 330°C als auch die Gasausnutzung von $28,6\%$ weichen deutlich von den Werten ab, die bei Hochöfen mit einem sehr viel geringeren Zinkeintrag erzielt werden (Gichtgastemperatur: $100\text{-}250^\circ\text{C}$, Gasausnutzung: $> 45\%$, Biswas (1981)).

Weiterhin kann der Zinkkreislauf analog zu den Alkalien zu Ansatzbildungen führen, die den Hochofengang erheblich beeinträchtigen können.

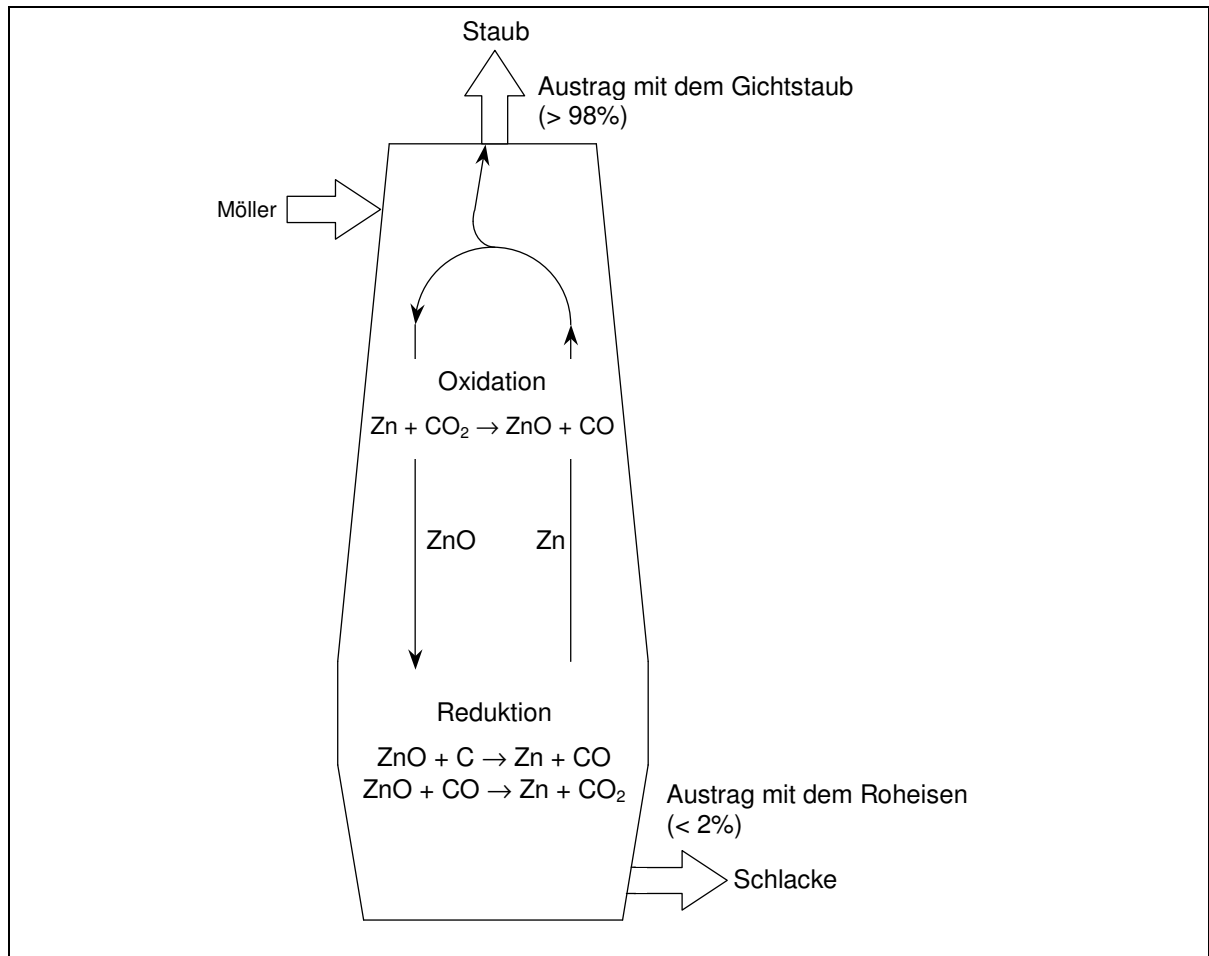


Abbildung 2-9: Schematische Darstellung des Zinkkreislaufs im Hochofen
Quelle: in Anlehnung an Wenzel et al. (1979)

Für eine eingehendere Darstellung der dem Hochofenprozess zugrunde liegenden metallurgischen Zusammenhänge sei auf weiterführende Literatur, beispielsweise Biswas (1981), Funke et al. (1973), Oeters (1989), Turkdogan (1996) verwiesen.

2.1.1.4 Legierung des Gießereiroheisens im Induktionsofen und Vergießen des Roheisens zu Masseln

Nach dem Abstich wird das Roheisen zunächst analysiert. Nach Analyseergebnis und herzustellender Roheisensorte wird das Roheisen gegebenenfalls in der Roheisenpfanne oder einem 30 t fassenden Induktionsofen durch Legierung korrigiert bzw. eingestellt.

Besitzt das Roheisen schließlich die gewünschte Spezifikation, wird es auf einer Gießmaschine zu Roheisenmasseln vergossen. Es werden regelmäßig mehr als einhundert unterschiedliche Roheisensorten hergestellt, die sich in acht Grundtypen einteilen lassen. Wesentliche Unterscheidungsmerkmale der Roheisensorten sind hauptsächlich deren

Kohlenstoff-, Chrom-, Phosphor- und Siliziumgehalte.¹³ Abnehmer des Roheisens sind zum überwiegenden Anteil Unternehmen der Gießereiindustrie (vgl. Sassen und Deike (2000)).

2.1.2 Betriebswirtschaftliche Planungsaufgaben

Für einen wirtschaftlich erfolgreichen Betrieb des in den vorangegangenen Abschnitten dargestellten Prozesses ist eine effiziente Planung notwendig. Auf der Rohstoffseite ist ein zunehmender Gehalt von Problemstoffen, insbesondere von Zink, zu beobachten (vgl. Hillmann (2003)). Auf der einen Seite führt dies langfristig zu höheren Annahmepreisen für die Rohstoffe, kurzfristig sind die Annahmepreise aber grob durch gegenwärtig vergleichsweise niedrige Deponiepreise beschränkt. Zudem verursachen die Problemstoffe aber die in Abschnitt 2.1.1.3 angesprochenen Probleme im Hinblick auf eine geringere Produktivität des Hochofens und einen erhöhten Reduktionsmitteleinsatz. Da hierzu hauptsächlich Koks eingesetzt wird und der spezifische Kokeinsatz aufgrund des kleinen Ofenvolumens bereits heute schon deutlich höher als in herkömmlichen Hochöfen ist, sind die Auswirkungen eines erhöhten Einsatzes von Problemstoffen sorgfältig gegen die Produktivitätsverluste und Mehrverbräuche an Reduktionsmitteln abzuwägen. Da die Konkurrenz zu Unternehmen, die hauptsächlich auf Basis von Primärrohstoffen arbeiten und die Kokspreise in den letzten Jahren deutlich gestiegen sind, ist insbesondere der Mehrverbrauch an Koks ein kritischer Faktor. Hinzu kommen auch negative Auswirkungen auf die Produktqualitäten, die zu niedrigeren erzielbaren Verkaufspreisen führen können und ein unter Umständen erhöhter Anfall an nicht marktfähigen Kuppelprodukten wie z. B. des in der elektrischen Gasreinigung anfallenden EGR-Staubes.

In der Produktionsprogrammplanung sind die zu produzierenden Roheisensorten und -mengen festzulegen. In diese Betrachtungen sind die anfallenden Kuppelprodukte, mit deren positiven oder negativen Ergebnisbeiträgen, und insbesondere auch die einzusetzenden Rohstoffe mit den erzielbaren oder zu entrichtenden Preisen einzubeziehen. Dabei sind die chemischen Spezifikationen der Stoffströme und die hierdurch hervorgerufenen Auswirkungen bzw. Wechselwirkungen hinsichtlich der Faktorverbräuche, Anfallmengen und Spezifikationen der ausgehenden Stoffströme zu berücksichtigen. Diese Planungen sind auf taktischer Planungsebene für Planungshorizonte von etwa einem Jahr durchzuführen.

Die zweite wesentliche Planungsaufgabe bezieht sich auf einen deutlich kürzeren zeitlichen Horizont. Eventuell abweichend von den in der Produktionsprogrammplanung ermittelten Ergebnissen ist kurzfristig für eine zu produzierende Roheisensorte und -menge die optimale Einsatzmischung zu ermitteln. Dies kann notwendig werden, um zum Teil vorgeschriebene

¹³ Vgl. hierzu auch die Ausführungen in Abschnitt 4.2.4.1.

Verwertungen innerhalb einer bestimmten Zeit zu gewährleisten, auch kleinere Mengen an Rohstoffen zu berücksichtigen sowie auf Abweichungen von Rohstoffen von ihrer ursprünglichen Spezifikation reagieren zu können. Zudem können solche Planungen auch herangezogen werden, um die Wirtschaftlichkeit des Einsatzes eines bestimmten Rohstoffes zu überprüfen. Auch hier sind die chemischen Spezifikationen der Stoffströme und deren Implikationen zu berücksichtigen.

Grundlage für die taktisch-operativen Planungen in den dargestellten Planungsaufgaben muss demnach eine adäquate Abbildung der zugrunde liegenden Prozesse sein. Adäquat heißt in diesem Fall, dass einerseits die dargestellten Wechselwirkungen zwischen Mengen und Spezifikationen der Input- und der Outputströme im notwendigen Detaillierungsgrad Berücksichtigung finden. Andererseits muss diese Abbildung für die Planungen einer ökonomischen Optimierung zugänglich gemacht werden. Dabei ist zu beachten, dass die hierdurch erhaltenen Planungsmodelle in angemessener Zeit lösbar sind. Vor diesem Hintergrund werden im folgenden Abschnitt zunächst die Anforderungen hinsichtlich der Prozessabbildung präzisiert. Im darauf folgenden Abschnitt wird die Erfüllbarkeit der Anforderungen exemplarisch an vorhandenen Modellierungsansätzen zur Abbildung von Produktionsprozessen im Allgemeinen und zur Abbildung von Sinter- und Hochofenprozessen im Besonderen untersucht.

2.1.3 Anforderungen an die Modellierung des Produktionssystems

Der den Betrachtungen zugrunde liegende Produktionsprozess wird in Bezug auf die eingesetzten Rohstoffe und deren Zusammensetzung sowie den dadurch erzeugten Output und dessen Spezifikation in einem deutlich höheren Maße variiert, als dies in herkömmlichen Hochofenprozessen üblich ist. Eine Planung des betrachteten Produktionsprozesses muss daher die zugrunde liegenden Beziehungen zwischen Input und Output auf den einzelnen Produktionsstufen adäquat abbilden. Dies umfasst zunächst die in den einzelnen Anlagen ablaufenden metallurgischen Prozesse. Die Prozessmodelle dürfen jedoch nicht auf die Betrachtung technischer Aspekte beschränkt bleiben, sondern müssen einer betriebswirtschaftlichen Optimierung zugänglich sein.

Zur Abbildung des in Abschnitt 2.1.1 beschriebenen Prozesses in problemadäquaten verfahrenstechnischen Modellen, die als Basis für operative Planungen dienen können, sind insbesondere die nachfolgend dargestellten Anforderungen zu erfüllen:

- Berücksichtigung aller für die Planungen relevanten Aggregate,
- Berücksichtigung aller für die Planungen relevanten Stoff- und Energieströme,
- Berücksichtigung der planungsrelevanten Elemente und Verbindungen sowie
- adäquate Abbildung der zugrunde liegenden chemisch-physikalischen Zusammenhänge.

Zu den relevanten Aggregaten zählen die Sinteranlage, die elektrische Gasreinigung der Sinteranlage, die Abgasreinigungsanlage der Sinteranlage, der Hochofen, die Gasreinigung des Hochofens sowie das Kraftwerk. Die folgende Abbildung 2-10 zeigt diese betrachteten Aggregate. Einsatzstoffvorbereitung, Induktionsofen und Gießmaschine müssen nicht betrachtet werden, da sie weder einen Engpass im Unternehmen darstellen, noch die durch sie hervorgerufenen Kosten verursachungsgerecht zugeordnet werden können. In diesen Planungen reicht eine Einzelbetrachtung der Produktionsaggregate zudem nicht aus. Eine isolierte Optimierung des Sinterprozesses unter der Zielsetzung einer Maximierung der Zuzahlungen könnte beispielsweise zu sehr hohen Zinkfrachten im Sinter führen, die im Bereich des Hochofens durch die beschriebenen Probleme des Zinkkreislaufs (vgl. Abschnitte 2.1.1.3 und 3.2.1) die ökonomischen Vorteile im Bereich der Sinteranlage deutlich überkompensieren. Stattdessen sind die Wechselwirkungen der Prozessschritte untereinander zu beachten und demzufolge ebenfalls zu berücksichtigen.

des Sinters realitätsnah und – wie bereits angesprochen – geeignet für operative Planungen berechnet werden.

Für die Phasen der Modellbildung, -validierung und -anpassung ist es sinnvoll, das betrachtete Produktionssystem in kleinere Einheiten zu zerlegen und diese zunächst isoliert zu modellieren. Auf diese Weise sind Fehlersuche und Modellanpassungen leichter durchführbar. Für die anschließende Modellbildung wird das Produktionssystem in zwei Teile, die Sinteranlage mit zugehöriger Abluftreinigung (nachfolgend auch Sinteranlagenbetrieb genannt) und die Hochofenanlage mit zugehöriger Abluftreinigung und Kraftwerk (nachfolgend auch Hochofenbetrieb genannt) geteilt. Beide Modelle sind so aufzubauen, dass sie miteinander gekoppelt werden können und so die geforderte integrierte Betrachtung möglich ist.

2.2 Grundlagen der Stoff- und Energieflussmodellierung von Produktionssystemen

Im vorangegangenen Abschnitt wurden die Produktionsprozesse und produktionswirtschaftlichen Planungsaufgaben des zugrunde liegenden Referenzfalls dargestellt und die Anforderungen an eine Modellierung der Produktionsprozesse für den Einsatz in der Produktionsplanung formuliert. Darauf aufbauend ist es Gegenstand dieses Abschnitts, exemplarisch bestehende Modellierungsansätze hinsichtlich ihrer Eignung für den vorliegenden Fall zu untersuchen.

Dabei werden zunächst allgemeine Modellierungsansätze betrachtet. Gegenstand des folgenden Abschnitts 2.2.1 sind zunächst Ansätze der Produktionstheorie, bevor im darauffolgenden Abschnitt ingenieurwissenschaftlich orientierte Ansätze vorgestellt werden. In Abschnitt 2.2.3 werden konkrete Sinter- und Hochofenmodelle untersucht. Die wesentlichen Erkenntnisse werden im abschließenden Abschnitt 2.2.4 zusammengefasst und Schlussfolgerungen hinsichtlich des im Forschungsvorhaben verfolgten Ansatzes gezogen.

2.2.1 Betriebswirtschaftliche Ansätze zur Abbildung stoffstrombasierter Produktionssysteme

2.2.1.1 Aktivitätsanalytische Modellierung von Stoffflüssen

Eine allgemeine Methodik zur Modellierung der Input-Output-Zusammenhänge von Produktionssystemen stellt die Aktivitätsanalyse dar. Diese geht auf Arbeiten von Koopmans (vgl. Koopmans (1951)) und Debreu (vgl. Debreu (1959)) zurück und hat Eingang sowohl in die Betriebs- als auch in die Volkswirtschaftslehre gefunden. Dabei hat sie sich als geeignet erwiesen, produktionstheoretische Zusammenhänge insbesondere auch mit Bezug auf Kuppelproduktion und Umweltschutz abzubilden (vgl. Kistner (1993), Fandel (1990), Spengler (1998), Dyckhoff (2003), Schultmann (2003)). Entsprechend weite Verbreitung und Beachtung fand die Aktivitätsanalyse in den vergangenen Jahren daher in produktionstheoretischen Arbeiten (vgl. z. B. Fandel (1996), Kistner (1993), Dyckhoff (1998), Dyckhoff und Spengler (2004)). Auch für strategische Planungsaufgaben in der Eisen- und Stahlindustrie haben sich aktivitätsanalytische Arbeiten als ein geeignetes Modellierungskonzept erwiesen (vgl. Spengler et al. (1998), Spengler (1998), Rentz et al. (1999)). Den genannten Autoren folgend wird dieser Modellierungsansatz zunächst skizziert und dessen Eignung für die vorliegenden Planungsprobleme diskutiert. Zur Veranschaulichung wird das in Abbildung 2-11 dargestellte vereinfachte Beispiel der Sinterproduktion im betrachteten Produktionssystem herangezogen.¹⁴

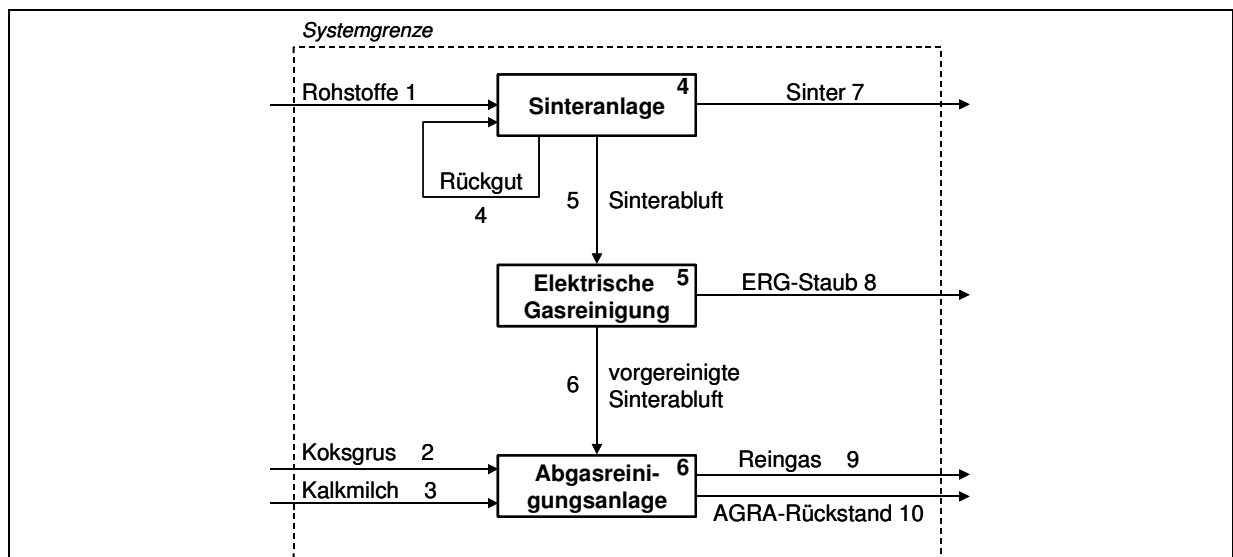


Abbildung 2-11: Schematische Darstellung des Sinteranlagenbetriebs im Referenzunternehmen (vereinfacht)

¹⁴ Prinzipiell ist auch eine Abbildung des gesamten betrachteten Produktionsnetzwerks auf Basis dieses Modellierungskonzepts möglich. Die Darstellungen beschränken sich aus Gründen der Übersichtlichkeit auf das Teilsystem des Sinteranlagenbetriebs.

Werden m Stoffströme eines Produktionsaggregats j , bestehend aus O Outputströmen, S Zwischenprodukten und I Inputströmen, betrachtet, so lassen sich sämtliche möglichen Input-Output-Kombinationen dieses Produktionssystems in folgender Vektorform darstellen (vgl. Fandel (1996), S. 36):

$$v_j = \begin{pmatrix} v_{1j} \\ \vdots \\ v_{mj} \end{pmatrix} = (v_{1j}, \dots, v_{mj})^T \quad (2.20)$$

Der Betrag der Komponenten $v_{kj}, k \in \{1, \dots, m\}$ gibt die Menge des ein- bzw. ausgehenden Gutes an. Das Vorzeichen indiziert, ob es sich um einen eingehenden Produktionsfaktor ($v_{kj} < 0$) oder ein Endprodukt ($v_{kj} > 0$) handelt. Gilt $v_{kj} = 0$, so ist die Komponente k nicht an der Produktion beteiligt oder ihr Einsatz entspricht ihrem Output. Der Vektor v_j wird als Aktivität bezeichnet und kann als mögliches Produktionsverfahren verstanden werden. Die Menge sämtlicher einem Unternehmen bekannten Produktionsverfahren wird Technologie-menge T genannt (vgl. z. B. Dyckhoff und Spengler (2004)).

Ein Betriebszustand des Sinterprozesses mit zugehöriger Abgasreinigung im Referenzunternehmen lässt sich beispielsweise durch die Aktivitäten v_1 (Sinteranlage), v_2 (elektrische Gasreinigung (EGR)) und v_3 (Abgasreinigungsanlage (AGRA)) beschreiben. Für diese Aktivitäten lassen sich die folgenden Aktivitätsvektoren aufstellen:

$$v_1 = \begin{pmatrix} -v_{11} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ v_{51} \\ 0 \\ v_{71} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix}, \quad v_2 = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ -v_{52} \\ v_{62} \\ 0 \\ v_{82} \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix}, \quad v_3 = \begin{pmatrix} 0 \\ -v_{23} \\ -v_{33} \\ 0 \\ 0 \\ -v_{63} \\ 0 \\ 0 \\ v_{93} \\ v_{103} \end{pmatrix} \quad (2.21)$$

Sei $\lambda_j \in \mathbb{R}_0^+$ die Intensität, mit der das Aggregat $j \in \mathbb{N}$ betrieben wird, so kann für jede Aktivität v_j der sich einstellende Stoffstromvektor $x_j \in \mathbb{R}^m$ in Abhängigkeit von dieser Intensität wie folgt angegeben werden:

$$x_j(\lambda_j) = \begin{pmatrix} v_{1j}(\lambda_j) \\ \vdots \\ v_{mj}(\lambda_j) \end{pmatrix} \in \mathbb{R}^m \quad (2.22)$$

Dieser Zusammenhang ist in der Praxis, insbesondere bei stoffumwandelnden Vorgängen, meist nichtlinear. Auf Basis von Stoffstromvektoren für die einzelnen Aggregate können mittels des so genannten Umweltvektors $x^{uw} \in \mathbb{R}^m$ die in das Produktionssystem ein- und die aus dem Produktionssystem austretenden Stoffströme in Abhängigkeit von den Leistungsintensitäten λ_j angegeben werden (vgl. Spengler (1998), S. 108ff.):

$$x^{uw} = \begin{pmatrix} x_1^{uw} \\ \vdots \\ x_m^{uw} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} f_1(v_{1j}(\lambda_j), \dots, v_{1n}(\lambda_n)) \\ \vdots \\ f_m(v_{mj}(\lambda_j), \dots, v_{mn}(\lambda_n)) \end{pmatrix} \in \mathbb{R}^m \quad (2.23)$$

Der Umweltvektor des Sinterprozesses im Referenzfall kann daher wie folgt geschrieben werden:

$$x^{uw} = \begin{pmatrix} -x_1^{uw} \\ -x_2^{uw} \\ -x_3^{uw} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ x_7^{uw} \\ x_8^{uw} \\ x_9^{uw} \\ x_{10}^{uw} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \textit{Input Rohstoffe} \\ \textit{Input Herdofenkoks (HOK)} \\ \textit{Input Kalkmilch} \\ \textit{Zwischenprodukt Rückgut} \\ \textit{Zwischenprodukt Sinterabluft} \\ \textit{Zwischenprodukt vorgereinigte Sinterabluft} \\ \textit{Output Sinter} \\ \textit{Output EGR - Staub} \\ \textit{Output Reingas} \\ \textit{Output AGRA - Rückstand} \end{pmatrix} \quad (2.24)$$

Liegt ein näherungsweise stationärer Betriebszustand zugrunde, lässt sich der Umweltvektor des betrachteten Produktionssystems für gegebene Intensitäten λ_j über empirische Untersuchungen oder über Prozesssimulation (vgl. Abschnitt 2.2.2.4) bestimmen. Für kleine Abweichungen vom stationären Systemzustand können die Aktivitäten als lineare Technologien¹⁵ aufgefasst und das System mit Hilfe des Spezialfalls der linearen Aktivitätsanalyse abgebildet werden. Angewendet auf das betrachtete Beispiel ergibt sich:

¹⁵ Unter der Eigenschaft der Linearität einer Technologie wird die Erfüllung der Forderung nach der Proportionalität ($v_1 \in T, \mu \geq 0 \Leftrightarrow v_1 \cdot \mu \in T$), der Additivität ($v_1 \in T, v_2 \in T \Leftrightarrow v_1 + v_2 \in T$) und der Möglichkeit der Verschwendung (ein Faktoreinsatz ohne Ausbringung ist möglich) verstanden (vgl. z. B. Kistner (1993), S. 55f.).

$$x^{uw} := \begin{pmatrix} -x_1^{uw} \\ -x_2^{uw} \\ -x_3^{uw} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ x_7^{uw} \\ x_8^{uw} \\ x_9^{uw} \\ x_{10}^{uw} \end{pmatrix} = \sum_{j=1}^3 \lambda_j \cdot v_j \quad (2.25)$$

Die Vorgabe einer exogenen Nachfrage b_i nach einem Stoffstrom x_i^{uw} ermöglicht die Berechnung der erforderlichen Intensitäten λ_1 , λ_2 und λ_3 , indem drei linear unabhängige Gleichungen ausgewählt und gelöst werden. Hierzu wird zunächst für jede Aktivität v_j ein Leitprodukt gewählt, das als Input für andere Aktivitäten oder als Endprodukt benötigt wird. Die im Beispiel ausgewählten Leitprodukte sind in nachfolgender Tabelle 2-7 dargestellt.

Tabelle 2-7: Ausgewählte Leitprodukte im betrachteten Beispiel

Aktivität	Bezeichnung	Leitprodukt
v_1	Sinteranlage	Sinter (v_{31})
v_2	elektrische Gasreinigung (EGR)	Sinterabluft (v_{52})
v_3	Abgasreinigungsanlage (AGRA)	vorgereinigte Sinterabluft (v_{63})

Sei der Bedarf an Sinter (b_1) vorgegeben, lässt sich damit das folgende lineare Gleichungssystem aufstellen und lösen:

$$\begin{pmatrix} v_{31} & 0 & 0 \\ v_{51} & -v_{52} & 0 \\ 0 & v_{62} & -v_{63} \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} \lambda_1 \\ \lambda_2 \\ \lambda_3 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} b_1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (2.26)$$

Mit den für die λ_j gefundenen Lösungen λ_1^* , λ_2^* und λ_3^* ist es nun auch möglich, das lineare Gleichungssystem (2.25) zu lösen und somit den Umweltvektor des betrachteten (Teil-) Systems zu berechnen.¹⁶ Der Umweltvektor erlaubt zwar die grobe Kalkulation des Mengengerüsts der Stoffströme ohne die explizite Angabe einer in praxi schwer ermittelbaren

¹⁶ Zunächst muss jedoch geprüft werden, ob die Koeffizientenmatrix in Gleichung (2.26) regulär ist (vgl. Spengler (1998), S. 110).

Produktionsfunktion, jedoch enthält er noch keinerlei Auskunft über die chemische Zusammensetzung dieser Stoffströme. Gerade im betrachteten Produktionssystem ist dies jedoch von entscheidender Bedeutung, da, wie in Abschnitt 2.1.2 ausgeführt, einerseits speziell die Einhaltung chemisch-physikalischer Spezifikationen sicherzustellen ist. Andererseits besitzt die Zusammensetzung der einzelnen Stoffe und der Mischung entscheidende Auswirkungen auf die erreichbare Zuzahlung für die Herstellung des Sinters, den Reduktionsmittelverbrauch im Hochofen, die anfallenden Mengen an ergebnisrelevanten Primärprodukten und Kuppelprodukten und zudem stoffumwandelnde Prozessschritte vorliegen.

Eine Erweiterung der skizzierten Modellierung von Produktionsprozessen mit Hilfe der linearen Aktivitätsanalyse um die chemische Zusammensetzung der Stoffströme ist prinzipiell möglich. Bezeichnen die $e \in \mathfrak{E}$ die betrachteten Elemente und Verbindungen, E deren Anzahl und c_e^i die Konzentration von Stoffstromkomponente (Element / Verbindung) e in Stoffstrom i , lässt sich die Zusammensetzung des Stoffstroms $x_i^{uw, \text{Zusammensetzung}}$ wie folgt berechnen:

$$x_i^{uw, \text{Zusammensetzung}} := x_i^{uw} \cdot (c_1^i, \dots, c_E^i) \in \mathbb{R}^n, \text{ mit } \sum_{e=1}^E c_e^i = 1 \quad (2.27)$$

Der Umweltvektor $x^{uw} \in \mathbb{R}^m$ wird somit zur so genannten Umweltmatrix $X^{uw} \in \mathbb{R}^{m \times n}$ erweitert:

$$X^{uw} = \begin{pmatrix} x_1^{uw, \text{Zusammensetzung}} \\ \vdots \\ x_m^{uw, \text{Zusammensetzung}} \end{pmatrix} \in \mathbb{R}^{m \times n} \quad (2.28)$$

Diese Modellierung ist zwar in der Lage, grob die Stoffströme hinsichtlich der anfallenden Mengen und Zusammensetzungen zu berechnen, greift aber für eine Planung stoffumwandelnder Systeme im Allgemeinen und in der Produktionsplanung bei metallurgischen Abfallverwertungsprozessen im Besonderen zu kurz. Wesentlicher Kritikpunkt ist die Annahme fester Betriebspunkte sowohl hinsichtlich der Betriebsparameter als auch der stofflichen Zusammensetzungen der Stoffströme. Tatsächlich können diese stofflichen Zusammensetzungen schwanken, was wiederum Auswirkungen auf die Mengen der Stoffströme hat. Dies sei am Beispiel des Anfalls von Staub aus der elektrischen Gasreinigung bei der Sinterung von metallhaltigen Reststoffen exemplarisch verdeutlicht. Es ist hier zwar von einer gewissen Grundverstaubung auszugehen, die Niederschlag im EGR-Filter findet, daneben haben allerdings insbesondere die Anteile von Blei, Kalium, Natrium und Chlor in der Aufgabemischung großen Einfluss auf die Menge des tatsächlich anfallenden EGR-Staubes. Im Fall der Abgasreinigungsanlage ist die Menge der einzusetzenden Kalkmilch

insbesondere von dem Schwefelanteil in der Aufgabemischung abhängig. Die Menge der eingedüsten Kalkmilch hingegen beeinflusst die Menge des anfallenden und zu deponierenden Rückstands der AGRA. Es ist daher notwendig, für die einzelnen Produktionsaggregate explizite Transformationsfunktionen unter Einbeziehung der stofflichen Zusammensetzung der Stoffströme zu verwenden. Im folgenden Abschnitt 2.2.1.2 werden daher verschiedene produktionswirtschaftliche Transformationsfunktionen in Bezug auf die Abbildung von Produktionsprozessen unter Berücksichtigung der chemischen Zusammensetzung untersucht.

2.2.1.2 Betriebswirtschaftliche Input-Output-Modelle vernetzter Produktionssysteme

Ein eng mit der aktivitätsanalytischen Sichtweise verbundenes Konzept zur Einbindung von expliziten Transformationsfunktionen in vernetzte Produktionssysteme bietet die auf Arbeiten von Leontief (vgl. Leontief (1951)) aufbauende und von Kloock (vgl. Kloock (1969)) zu einer allgemeinen Methodik zur Formulierung von Produktionsfunktionen ausgebaut betriebwirtschaftliche Input-Output-Analyse.

Eine übliche formale Beschreibung eines vernetzten Produktionssystems in der Input-Output-Analyse ist die Darstellung als bewerteter Digraph $D = (J, E, c)$ (vgl. Spengler (1998), S. 100). Der betrachtete Fertigungsprozess wird in Fertigungsstellen $J = \{j \mid j = 1, \dots, m\}$ gegliedert, die als Knotenmenge aufgefasst werden können. Zwischen diesen Fertigungsstellen existieren Leistungsverflechtungen, die durch die Kantenmenge E , mit $E \subseteq V \times V$ und die Bewertungsfunktion c , dargestellt werden können. Die Bewertungsfunktion c ist wie folgt definiert:

$$c = \begin{cases} E \rightarrow IR \\ (j, j') \in E \rightarrow c(j, j') \end{cases} \quad (2.29)$$

Dabei beschreibt $c(j, j')$ die zur Produktion einer Mengeneinheit des Produktes j' notwendige Menge des Produktes j .¹⁷ Zur Veranschaulichung ist in Abbildung 2-12 der Sinteranlagenbetrieb im Referenzunternehmen als Digraph dargestellt.

¹⁷ Knoten ohne Vorgänger beschreiben externe Beschaffungsstellen, Knoten ohne Nachfolger Absatzstellen des Produktionssystems (vgl. z. B. Schultmann (2003), S. 155).

Basis einer quantitativen Analyse eines Produktionssystems nach der Input-Output-Analyse bilden Transformationsfunktionen $f_{jj'}(\dots)$.¹⁸ Damit lassen sich die Input-Output-Beziehungen der Produktionsstellen wie folgt beschreiben (vgl. Schultmann (2003), S. 156):

$$y_{jj'} = f_{jj'}(\dots) \cdot y_{j'} \quad (2.33)$$

Der Gesamtbedarf unter Berücksichtigung eines direkten externen Bedarfs an Stoff j ergibt sich somit gemäß:

$$y_j = \sum_{j'=1}^m f_{jj'}(\dots) \cdot y_{j'} + x_j \quad (2.34)$$

Die Gleichungen (2.34) sind für das gesamte Produktionssystem in Vektorschreibweise darstellbar. Den Vektor der Inputstoffe bezeichnet $y^T = (y_1, \dots, y_j, \dots, y_m)$, $x^T = (x_1, \dots, x_j, \dots, x_m)$ den Primärbedarfsvektor. Die Input-Output-Relationen der Produktionsstellen können durch die Direktbedarfsmatrix A dargestellt werden (vgl. Schultmann (2003), S. 157):

$$A = \begin{pmatrix} f_{11}(\dots) & \dots & f_{1m}(\dots) \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ f_{m1}(\dots) & \dots & f_{mm}(\dots) \end{pmatrix} \quad (2.35)$$

A ist quadratisch und besitzt die Dimension m . In Vektorschreibweise ergibt sich:

$$y = A \cdot y + x \Leftrightarrow x = (E - A) \cdot y \Leftrightarrow y = (E - A)^{-1} \cdot x = G \cdot x \quad (2.36)$$

Die *Technologische Matrix* $T = (E - A)$ wird durch Subtraktion der Direktbedarfsmatrix von der m -dimensionalen Einheitsmatrix gebildet. Die Inverse zur Technologischen Matrix $G = (E - A)^{-1}$ wird als *Gesamtbedarfsmatrix* bezeichnet (vgl. Hahn und Laßmann (1990), S. 370).¹⁹ Die Koeffizienten von G geben den gesamten durch die Produktion einer Einheit des Stoffes j' induzierten Bedarf an Einheiten von Stoff j an.

¹⁸ Unter *Transformationsfunktionen* werden Funktionen zur Abbildung der Input-Output-Zusammenhänge zwischen einzelnen Produktionsstellen verstanden. Demgegenüber bezeichnet *Produktionsfunktion* eine Abbildung der Input-Output-Beziehungen eines ganzen Produktionssystems (vgl. Hoitsch (1993), S. 278). Diese Unterscheidung ist im Rahmen der in diesem Abschnitt betrachteten Input-Output-Analyse sinnvoll, wird in der einschlägigen Literatur jedoch nicht durchgängig vorgenommen.

¹⁹ Voraussetzung eindeutiger Lösungen ist die Existenz und Nichtnegativität der Gesamtbedarfsmatrix. Andernfalls können bei der Berechnung negative Produktionsmengen auftreten (vgl. Kistner (1993), S. 194f.).

Die bisherigen Ausführungen beruhen auf der Annahme, dass jede Fertigungsstelle lediglich eine Produktart erzeugen kann. Diese dient lediglich einer übersichtlicheren Darstellung. Mit Hilfe der betriebswirtschaftlichen Input-Output-Analyse lassen sich ebenso komplexere Leistungsverflechtungen wie die der Kuppelproduktion abbilden (vgl. Kloock (1969), S. 95). Hierzu sind die einzelnen Fertigungsstellen wiederum als Matrizen $F_{jj'}(\dots)$ von eigenen Transformationsfunktionen aufzufassen:

$$F_{jj'}(\dots) = \begin{pmatrix} f_{11}^{jj'}(\dots) & \dots & f_{1n}^{jj'}(\dots) \\ \vdots & & \vdots \\ f_{n1}^{jj'}(\dots) & \dots & f_{nm}^{jj'}(\dots) \end{pmatrix} \quad (2.37)$$

Hierbei bestimmt, um jeweils quadratische Matrizen gleichen Ranges zu erhalten, die Fertigungsstelle mit der maximalen Anzahl n an erzeugten Produktarten, die Größe sämtlicher Teilmatrizen (vgl. Kloock (1969)). Die Direktbedarfsmatrix A ergibt sich somit wie folgt:

$$A = \begin{pmatrix} F_{11}(\dots) & & \dots & & F_{1m}(\dots) \\ & \ddots & & & \ddots \\ \vdots & & F_{jj'}(\dots) & & \vdots \\ & & \ddots & & \ddots \\ F_{m1}(\dots) & & \dots & & F_{mm}(\dots) \end{pmatrix} \quad (2.38)$$

Als Transformationsfunktionen $f_{jj'}(\dots)$ können eine Reihe wichtiger anderer Klassen von Produktionsfunktionen als Spezialfälle der betriebswirtschaftlichen Input-Output-Analyse dargestellt werden, bzw. deren Charakteristika auf den allgemeineren Fall der Input-Output-Analyse übertragen werden (vgl. z. B. Fandel (1996), Schultmann (2003)). Diese weiteren wesentlichen Klassen von Transformationsfunktionen werden im folgenden Abschnitt hinsichtlich ihrer Eignung zur Abbildung von verfahrenstechnischen Prozessen diskutiert.

2.2.1.3 Weitere betriebswirtschaftliche Transformationsfunktionen und deren Eignung zur Abbildung verfahrenstechnischer Prozesse

Neben den bereits vorgestellten Konzepten der Aktivitätsanalyse und der betriebswirtschaftlichen Input-Output-Analyse existieren in der produktionstheoretischen Literatur vielfältige weitere Arbeiten zu Transformationsfunktionen und – damit verbunden – eine Vielzahl unterschiedlicher Transformationsfunktionen. Der Zielsetzung des Forschungsvorhabens folgend, wird im Weiteren ein Überblick über die charakteristischen Eigenschaften wesentlicher Klassen von Transformationsfunktionen gegeben. Diese Typen werden vor dem Hintergrund einer Eignung zur Abbildung von verfahrenstechnischen Prozessen diskutiert.

Auf eine vollständige bzw. detaillierte Darstellung wird aus diesem Grund verzichtet. Für ausführlichere Darstellungen sei auf die einschlägige Literatur, beispielsweise Kistner (1993), Dyckhoff (1993), Fandel (1996) und Dyckhoff (1998) verwiesen. Einen Überblick über eine Klassifikationsmöglichkeit der betrachteten bzw. genannten Transformationsfunktionen gibt die folgende Abbildung 2-13.

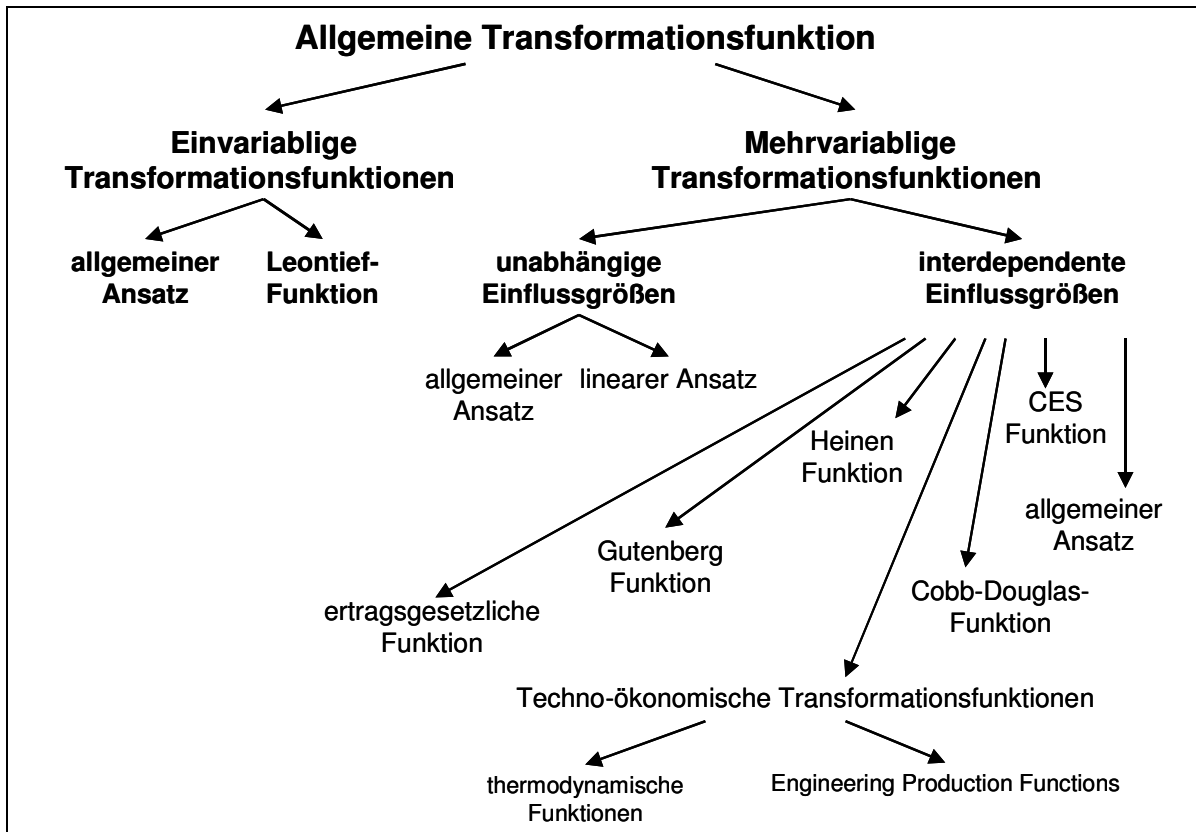


Abbildung 2-13: Überblick über wichtige Klassen von Transformationsfunktionen
Quelle: Penkuhn (1997), S. 48, Spengler (1998), S. 103

Einen vergleichsweise einfachen Ansatz zur Modellierung limitationaler Produktionsprozesse stellt die einvariablige linear homogene²⁰ Produktionsfunktion von Leontief dar. In diesem Fall liegen feste Produktionskoeffizienten a_{jj} in den $f_{jj}(\dots)$ vor. Zahlreiche Autoren haben die Eignung zur Abbildung von Montage- und Demontagesystemen und die Probleme einer Anwendung auf stoffstrombasierte Produktionssysteme herausgestellt (vgl. z. B. Rentz (1976); Rentz (1979); Penkuhn (1997) und Spengler (1998)). Wesentliche Kritikpunkte sind, dass die in verfahrenstechnischen Prozessen häufig anzutreffenden Nichtlinearitäten nicht abgebildet werden und die Variabilität und Substituierbarkeit von eingesetzten Stoffen und technischen Einflussgrößen bei streng limitationalen Produktionsfunktionen nicht berücksichtigt werden.

²⁰ Bei linearer Homogenität (Homogenität vom Grade 1) gilt: $\mu \cdot y = f(\mu \cdot x)$ (vgl. Schneeweiß (2002), S. 40).

Möglichkeiten zur Abbildung von substitutionalen Produktionsprozessen weisen etwa die *ertragsgesetzliche*, die *Cobb-Douglas-* (*C-D-*) oder die *CES-Transformationsfunktion* auf. Allerdings beruhen diese nicht auf naturwissenschaftlich-technischen Grundlagen (vgl. Spengler (1998)).

Das *Ertragsgesetz*, auch *klassische Transformationsfunktion* genannt, geht auf Arbeiten von Turgot aus dem 18. Jahrhundert zurück. Ursprünglich wurden die Erträge landwirtschaftlicher Produktion in Abhängigkeit von partieller Variation des Produktionsfaktors Arbeit bei konstantem Einsatz der Faktoren Boden und Saatgut analysiert (vgl. Ellinger und Haupt (1996)). Empirisch betrachtet besitzt das Ertragsgesetz für industrielle Produktionsprozesse jedoch lediglich eine geringe Relevanz. Ist die unterstellte Substitutionalität durchaus in Prozessen der stoffumwandelnden Industrie anzutreffen, sind insbesondere die wachsenden Grenzerträge und der fehlende Bezug zu naturwissenschaftlich-technischen Gesetzmäßigkeiten zu kritisieren (vgl. Fandel (1996)). Die klassische Transformationsfunktion erlangte jedoch als früheste Formulierung einer Produktionsfunktion und darauf aufbauender Arbeiten Bedeutung (vgl. Ellinger und Haupt (1996), S. 77).

Bezogen auf die Anwendbarkeit in industriellen Prozessen verhält es sich mit der *Cobb-Douglas-* sowie der *CES-Transformationsfunktionen* ähnlich (vgl. Fandel (1996), S. 194). Beide gehören zur Gruppe der so genannten *Neoklassischen Transformationsfunktionen*. Diese weisen im gesamten Verlauf abnehmende positive Grenzerträge auf und lassen sich somit als Sonderfall der ertragsgesetzlichen Transformationsfunktion darstellen.

Auf einem anderen Konzept beruhen die Transformationsfunktionen von *Gutenberg* und *Heinen*. Beide Ansätze verwenden technische und ökonomische Verbrauchsfunktionen zur Abbildung der Input-Output-Beziehungen (vgl. Spengler (1998), S. 103) und stellen damit einen Schritt im Hinblick auf eine stärkere technische Fundierung der Modellierung dar (vgl. Schultmann (2003), S. 158).

Gutenberg setzt limitationale Produktionsverhältnisse voraus und unterscheidet zwei Faktortypen: *Potenzialfaktoren*, die im Produktionsprozess genutzt und dabei nicht im größeren Maße verbraucht werden und *Repetierfaktoren*, die im Leistungserstellungsprozess untergehen. Potenzialfaktoren werden durch technische Eigenschaften bzw. Parameter (z_1, z_2, \dots, z_v) charakterisiert. Die Konfiguration dieser technischen Parameter wird als so genannte *z-Situation* bezeichnet (vgl. Gutenberg (1966)). Die Leistung eines Aggregates ist abhängig von den technischen Parametern und der so genannten Leistungsintensität d . Wird die *z-Situation* als konstant betrachtet, kann die Leistungsabgabe eines Produktionssystems nach Gutenberg durch eine *zeitliche Anpassung*, d. h. eine Variation der Laufzeit des Aggregats, eine *quantitative Anpassung*, d. h. eine Veränderung der Anzahl der eingesetzten

Potenzialfaktoren sowie eine *intensitätsmäßige Anpassung* beeinflusst werden. Der Output des Prozesses ist damit unmittelbar abhängig von dem Einsatz der Potenzialfaktoren. Dagegen ist der Einsatz von Repetierfaktoren abhängig von der Leistungsintensität des Aggregats und der zeitlichen Inanspruchnahme. Diese Abhängigkeit wird durch – als bekannt vorausgesetzte – Verbrauchsfunktionen abgebildet, die den Faktoreinsatz je Produkteinheit darstellen. So genannte Faktoreinsatzfunktionen ergeben sich durch die Multiplikation des Wertes der Verbrauchsfunktion mit der zu erzeugenden Menge an Produkteinheiten. Somit sind die Faktorverbräuche nur mittelbar abhängig vom erzeugten Output des Aggregats.

Der empirische Geltungsbereich der Gutenberg-Transformationsfunktion wird zwar in der produktionswirtschaftlichen Literatur allgemein als vergleichsweise hoch eingeschätzt (vgl. z. B. Fandel (1996)) allerdings ist auch an ihr vielfältige Kritik geübt worden. Eine Übertragbarkeit auf verfahrenstechnische Prozesse ist nur sehr eingeschränkt gegeben. Zuvorderst ist die angenommene Konstanz der z -Situation und die daraus abgeleitete lineare Beziehung zwischen der Leistung eines Aggregats und der Hilfsgröße der Intensität zu hinterfragen. Verfahrenstechnische Prozesse sind in hohem Maße abhängig von technischen Prozessparametern wie Druck und Temperatur. Diese als fest anzusehen schränkt den Handlungsbereich für (technische) Produktionsoptimierung oft ein. Die in verfahrenstechnischen Prozessen im Allgemeinen vorliegenden Nichtlinearitäten (vgl. z. B. Penkuhn (1997), Sieverdingbeck (2001)), die häufig vorherrschenden, nicht streng limitationalen Beziehungen zwischen Prozessoutput und Faktoreinsatz sowie die großen Abhängigkeiten der Produktqualität und -quantität von den teilweise wechselnden stofflichen Zusammensetzungen der Einsatzstoffe sind weitere Faktoren, die eine Übertragung der Gutenberg Transformationsfunktion auf verfahrenstechnische Prozesse im Allgemeinen und das betrachtete Produktionssystem im Besonderen als nicht zielführend erscheinen lassen.

Die Transformationsfunktion von Heinen (vgl. Heinen (1970)) stellt eine Erweiterung und Verallgemeinerung des Konzepts von Gutenberg dar (vgl. z. B. Schwalbach (2004), S. 113). Heinen sieht keinen zwingenden Zusammenhang zwischen der technischen und der ökonomischen Leistung eines Produktionsaggregats. Daher kommen sowohl *technische Verbrauchsfunktionen*, die quantitativ den Zusammenhang zwischen Faktoreinsatz und der technischen Leistung der Potenzialfaktoren beschreiben als auch *ökonomische Verbrauchsfunktionen*, die für wirtschaftliche Betrachtungen den Zusammenhang zwischen Faktoreinsatz und Leistung der Aggregate herstellen, zum Einsatz (vgl. Schultmann (2003), S. 159). Der Produktionsprozess wird soweit in Teilprozesse zerlegt, bis ein Zusammenhang zwischen der technischen und der ökonomischen Leistung in so genannten *Elementarkombinationen* besteht. Der Gesamtoutput des Systems wird durch diese Elementarkombinationen, deren Wiederholungshäufigkeit und verschiedene weitere Faktoren determiniert (vgl. Fandel (1996), S. 199). Auch wenn es Heinen mit der nach ihm benannten

Transformationsfunktion gelingt, einen höheren Detaillierungsgrad der Abbildung zu erreichen und die ökonomische Leistung getrennt von der technischen Leistung eines Aggregats zu betrachten, sind an der Heinen-Transformationsfunktion im Wesentlichen die gleichen Kritikpunkte hinsichtlich einer Übertragbarkeit auf verfahrenstechnische Prozesse anzubringen wie bei der Transformationsfunktion von Gutenberg.

Bleibt die Abbildung technischer Zusammenhänge in den Transformationsfunktionen von Gutenberg und Heinen noch rudimentär, wird diese in den *Techno-ökonomischen Transformationsfunktionen*, den *Engineering Production Functions (EPFs)* sowie den *thermodynamischen Transformationsfunktionen*, deutlich verbessert.

Engineering Production Functions streben eine analytische Formulierung der Input-Output Zusammenhänge von Produktionsstellen oder Industrie- und Wirtschaftsbereichen an. In EPFs werden dabei drei Güterarten, *Materials*, d. h. in das Produkt eingehende oder Energie liefernde Repetierfaktoren, *Services*, d. h. Energie anbietende, umformende oder deren Umformung kontrollierende Potenzialfaktoren sowie *Products*, d. h. die das Ergebnis des Produktionsprozess darstellenden Produkte unterschieden. Zur Beschreibung dieser Güterarten dienen zwei Typen von Variablen, so genannte *Engineering Variables*, die technische Variablen wie Druck oder Temperatur beschreiben und so genannte *Economic Variables*, Quantitätsvariablen, die sich ökonomisch bewerten lassen und somit einen Übergang von einer mengen- zu einer wertmäßigen Betrachtung ermöglichen (vgl. Schweitzer und Küpper (1997); Fandel (1996), S. 129). EPFs beschreiben die funktionalen Zusammenhänge zwischen Engineering Variables der Verbrauchs- und Bestandsfaktoren, der zur Transformation zuzuführenden Energie und den im Produktionsprozess zu erzeugenden Produkten (Penkuhn (1997), S. 57). Engineering Production Functions erweisen sich prinzipiell zur Abbildung stoffstrombasierter Produktionssysteme als geeignet. Eine erste technisch orientierte Arbeit zu EPFs von Breguet aus den 1920er-Jahren stammt aus dem Flugzeugbau. Verfahrenstechnische Prozesse werden u. a. von Chenery (1953), Smith (1966), Schweyer (1955) behandelt. Wie eingangs erwähnt, bleibt das Anwendungsgebiet der Engineering Production Functions nicht auf einzelne Aggregate beschränkt, sondern umfasst auch Industrie- und Wirtschaftsbereiche.²¹ Auch wenn die meisten Veröffentlichungen zu EPFs aus den 1950er und 1960er Jahren stammen, existieren auch spätere Arbeiten wie z. B. von Eide (1979), Müller-Fürstenberger (1995); Whitehead (1981) und Martel (1999). Die trotz ihrer erwiesenermaßen hohen empirischen Geltung (vgl. z. B. Schweitzer und Küpper (1997)) vergleichsweise geringe Verbreitung und Berücksichtigung von Engineering Production Functions in aktuellen Arbeiten ist auf die mit der Verbesserung der Abbildung

²¹ Tabellarische Übersichten über verschiedene aggregat- bzw. industriezweigbezogene Ansätze zu Engineering Production Functions finden sich in Fandel (1996) auf den Seiten 134 und 137.

einhergehende Erhöhung der Modellkomplexität sowie die Notwendigkeit, für den jeweiligen Einzelfall eigene EPFs erstellen zu müssen, zurückzuführen (vgl. z. B. Fandel (1996), S. 201; Penkuhn (1997), S. 59f.). Hierzu ist ein erheblicher Aufwand für die Entwicklung und Bestimmung der notwendigen Parameter der jeweiligen EPF notwendig (vgl. Schultmann (2003), S. 160, Spengler (1998), S. 104).

Thermodynamische Transformationsfunktionen verzichten auf eine analytische Formulierung der Input-Output-Zusammenhänge. Bei diesem von Penkuhn (vgl. Penkuhn (1997)) entwickelten Typ von Transformationsfunktionen erfolgt eine Modellierung mittels Verfahren, die sich an der Modellbildung aus der Verfahrenstechnik orientieren. Basis der Überlegungen bilden die Sätze der Massen und der Energieerhaltung. Es wird ein System meist nichtlinearer Gleichungen auf Basis von gekoppelten Massen- und Energiebilanzen der betrachteten Grundoperationen bestimmt. Diese Gleichungen werden zur Modellierung der Input-Output-Zusammenhänge des betrachteten Produktionssystems verwendet. Penkuhn zeigt, dass sich diese Gleichungen in die Input-Output-Analyse von Kloock (vgl. Abschnitt 2.2.1.2) integrieren lassen und thermodynamische Transformationsfunktionen somit auch in diesem Kontext eingesetzt werden können (vgl. Penkuhn (1997), S. 64f.). Ebenso ist eine Einbindung in die Aktivitätsanalyse möglich (vgl. z. B. Schultmann (2003), S. 161, Spengler (1998)). Aufgrund des beträchtlichen Aufwands einer Ermittlung der Bilanzgleichungen auf empirischem Wege wird von Penkuhn stattdessen eine semi-empirische Vorgehensweise vorgeschlagen. Diese beruht auf dem Einsatz von Werkzeugen aus der verfahrenstechnischen Prozesssimulation, so genannte Flowsheeting Systemen. Da diese im Rahmen der Vorstellung ingenieurwissenschaftlich orientierter Ansätze zur Verfahrensmodellierung in Abschnitt 2.2.2.4 ausführlich vorgestellt und diskutiert werden, wird an dieser Stelle auf die Vorteile im Vergleich zu einer empirischen Modellierung nicht näher eingegangen. Der vorgestellte Ansatz wird von Penkuhn zur Abbildung des stationären Prozesses der Ammoniaksynthese nach dem AMV-Verfahren erfolgreich angewendet. Allerdings ist das dargestellte Vorgehen nicht ohne Weiteres auf eine Verfahrensmodellierung des in diesem Forschungsvorhaben betrachteten Produktionssystems übertragbar. Der Ansatz bezieht sich auf den einperiodigen Einproduktfall eines stationär betriebenen Ammoniaksyntheseprozesses. In diesem Fall sind die z. T. nichtlinearen thermodynamischen Transformationsfunktionen anwendbar, auch wenn schon hierbei teilweise beträchtliche Rechenzeiten anfallen. Im Mehrproduktfall, insbesondere für eine mehrperiodige Programmplanung eines nicht stationär betriebenen Prozesses erscheint diese Modellierung daher zu aufwändig, rechenzeitintensiv und nicht zielführend.

2.2.2 Ingenieurwissenschaftliche Ansätze zur Abbildung stoffstrombasierter Produktionssysteme

Zur Abbildung von stoffstrombasierten Produktionsprozessen sind in der Praxis neben der expliziten analytischen Modellierung der physikalisch-chemischen Gesetzmäßigkeiten hauptsächlich die Abbildung mittels

- Material- und Energiebilanzierung,
- fester Verteilungskoeffizienten,
- Regressionsanalysen und
- Simulation, insbesondere Flowsheeting Systemen

üblich. Diese Ansätze werden in den folgenden Abschnitten skizziert, da sie durch ihre unterschiedlichen Detaillierungsgrade und Abbildungsgenauigkeiten eine problemadäquate Modellierung der betrachteten Prozesse ermöglichen können.

2.2.2.1 Modellierung auf Basis von Material und Energiebilanzen

Ausgangspunkt für die Modellierung von verfahrenstechnischen Prozessen ist deren Material- und Energiebilanzierung. Im verfahrenstechnischen Sinne bilanziert werden hier die Mengengrößen für Material, *Stoff* bzw. *Masse* und *Energie* in einem *Bilanzbereich (System)* (vgl. Schütt, Nietsch und Rogowski (1990)). Grundlage der Bilanzierung bilden die empirischen Fundamentalsätze der Massen- und Energieerhaltung (vgl. Penkuhn (1997), S. 61). Auf diese Mengengrößen können prinzipiell drei unterschiedliche Vorgänge angewendet werden, der *Transport*, die *Wandlung* sowie die *Akkumulation*. Die allgemeine integrale Bilanz für ein betrachtetes System (z. B. eine Unit Operation) lässt sich wie folgt angeben (vgl. Schulze und Hassan (1981), S. 26f.):

$$[\text{Akkumulation}] = [\text{Transport}] + [\text{Wandlung}] \quad (2.39)$$

Gebräuchlichster Ansatz zum Aufstellen der Energiebilanz ist die Bilanzierung der Enthalpie H (vgl. Penkuhn (1997), S. 61). Wie eingangs erwähnt, kommen für die Materialbilanzierung prinzipiell sowohl Massen- als auch Stoffmengenbilanzen in Frage.²² Nach Vollständigkeit der Materialbilanz werden die Gesamtmaterialbilanz und die Komponentenbilanz unterschieden. Auch wenn diese Art der Darstellung relativ einfach ist, kann die Erstellung solcher Bilanzen durchaus sehr aufwändig sein (vgl. z. B. Schütt, Nietsch und Rogowski (1990), Fine

²² Eine Überführung einer mit Hilfe einer der beiden Größen aufgestellten Bilanz in den jeweils anderen Typ ist über die Molgewichte der bilanzierten Komponenten möglich.

und Geiger (1979)). Zudem kann es bei der empirischen Ermittlung der Material- und Energiebilanzen durch Datenunsicherheiten sowie Fehler bei der Messung bzw. Analyse von Proben dazu kommen, dass die Bilanzen nicht stimmen und ausgeglichen werden müssen. Hierzu existieren zwar verschiedene Verfahren, deren Anwendung jedoch nicht ohne Weiteres möglich ist (vgl. z. B. Fine und Geiger (1979), Rentz, Fröhling und Nebel (2004)).

In dem beschriebenen Black-Box-Modell wird auf eine explizite Darstellung der funktionalen Zusammenhänge zwischen den Input- und Outputstoff- sowie Energieströmen verzichtet. Für eine adäquate Abbildung der Prozesse im betrachteten Referenzfall ist diese jedoch, wie bereits mehrfach erwähnt, notwendig. In den folgenden Abschnitten wird daher auf verschiedene weitere Ansätze eingegangen, die für eine Abbildung verfahrenstechnischer Prozesse auf unterschiedlichen Aggregationsniveaus geeignet sind.

2.2.2.2 Modellierung auf Basis fester Verteilungskoeffizienten

Bei der Stoffstrommodellierung über feste Verteilungskoeffizienten wird die Verteilung der Stoffstromkomponenten im Inputstrom eines Aggregats auf verschiedene Outputströme mittels eines Verteilungsvektors berechnet. Werden beispielsweise J Outputströme betrachtet, kann der Verteilungsvektor v_i für Element i wie folgt angegeben werden:

$$v_i = \begin{pmatrix} \dot{m}_{i,1}^{out} / \dot{m}_i^{in} \\ \dot{m}_{i,2}^{out} / \dot{m}_i^{in} \\ \vdots \\ \dot{m}_{i,J}^{out} / \dot{m}_i^{in} \end{pmatrix} \quad (2.40)$$

Dabei bedeuten:

$\dot{m}_{i,j}^{out}$ = Massenstrom der Stoffstromkomponenten i in Outputstoffstrom j

\dot{m}_i^{in} = Massenstrom der Stoffstromkomponenten i im Inputstoffstrom

Feste Verteilungskoeffizienten lassen sich empirisch durch das Erstellen von Massenbilanzen (vgl. Abschnitt 2.2.2.1) für die betrachteten Aggregate bestimmen. Eine solche Modellierung bildet die chemischen Spezifikationen der Eingangs- und Ausgangsstoffströme ab und ist somit detaillierter, als beispielsweise die methodisch ähnliche Input-Output-Analyse (vgl. Abschnitt 2.2.1.2) im Spezialfall der Leontief-Transformationsfunktionen (vgl. Abschnitt 2.2.1.3). Durch die festen Koeffizienten ist sie jedoch lediglich für stationäre Betriebszustände und gleichbleibende Zusammensetzungen der Inputstoffströme geeignet. Für das betrachtete Produktionssystem sind diese Voraussetzungen jedoch nicht erfüllt. Die in den folgenden Abschnitten dargestellten Methoden zielen daher darauf ab, auch bei nicht stationären Betriebszuständen und variablen Inputstoffströmen geeignete Ergebnisse zu liefern.

2.2.2.3 Regressionsanalysen von Betriebsdaten

Eine häufig verwendete Methode zur Abbildung von verfahrenstechnischen Prozessen stellt die aus der Statistik stammende Regressionsrechnung und hier insbesondere die multiple (lineare) Regression dar. Auf Basis einer Analyse von empirisch ermittelten Betriebsdaten wird hierbei allgemein ein funktionaler Zusammenhang zwischen einer zu beschreibenden Größe y (Regressand) und $k = 1, \dots, K$ erklärender Größen x_1, \dots, x_k (Regressoren) ermittelt. Ausgangspunkt ist eine Annahme über die Form des zu ermittelnden Zusammenhangs. Im linearen Fall kann dieser wie folgt dargestellt werden (vgl. Bamberg und Baur (1996), S. 225):

$$y = \alpha + \beta_1 \cdot x_1 + \beta_2 \cdot x_2 + \dots + \beta_k \cdot x_k + \varepsilon \quad (2.41)$$

Mit:

y :	endogene Variable (Regressand)	$\alpha, \beta_j, j \in \{0, \dots, K\}$	Regressionskoeffizienten
x_1, \dots, x_k :	exogene Variable (Regressor)	ε :	Abweichung (Fehler)

Werden $i = 1, \dots, I$ Messungen mit den Messwerten x_{ij} durchgeführt, lassen sich Schätzer für das Absolutglied sowie die weiteren Regressionskoeffizienten nach der Methode der kleinsten Fehlerquadrate bestimmen. Hierbei werden die Faktoren α und β_j so gewählt, dass die Summe der Fehlerquadrate ε_i^2 der einzelnen Messungen gemäß Formel (2.42) minimiert werden (vgl. Myers, Montgomery und Vining (2002), S. 8):²³

$$LS(\beta) = \sum_{i=1}^I (\varepsilon_i)^2 = \sum_{i=1}^I \left(y_i - \alpha - \sum_{j=1}^K \beta_j x_{ij} \right)^2 \Rightarrow \text{Min!} \quad (2.42)$$

Über eine Regressionsrechnung lassen sich funktionale Zusammenhänge zwischen Input- und Outputstoffströmen bezogen auf Massen und / oder chemische Zusammensetzungen wie auch technische Parameter abbilden. Hierbei wird jedoch vorausgesetzt, dass die zugrunde gelegten exogenen Variablen normalverteilt und unabhängig voneinander sind. Zudem sind vor der Analyse Ausreißer aus den Datensätzen zu entfernen, da diese einen großen Einfluss auf die Ergebnisse einer Regressionsanalyse haben.²⁴ Die Güte der Beschreibung des

²³ Aufgrund der Zielsetzung dieser Arbeit sei für eine eingehende Darstellung der Vorgehensweise und der Formeln zur Bestimmung der Regressionskoeffizienten gemäß der Methode der kleinsten Fehlerquadrate z. B. auf die Arbeiten von Myers, Montgomery und Vining (2002), Chatterjee und Price (1995) und Hartung und Elpelt (1999) verwiesen.

²⁴ Kann die Normalverteilung der Datensätze häufig vorausgesetzt werden, ist insbesondere die Beachtung der Abhängigkeiten zwischen den Variablen, man spricht hier auch von so genannten Multikollinearitäten (vgl. z. B. Hartung, Elpelt und Klösener (1998), S. 598 und Sen Ashish und Srivastava (2005), S. 218) und der Ausreißer von entscheidender Bedeutung für die Anwendung der

Zusammenhangs durch die Regressionsgleichung lässt sich u. a. durch so genannte multiple Bestimmtheitsmaße oder auch multiple Korrelationskoeffizienten bestimmen (vgl. hierzu z. B. Hartung, Elpelt und Klösener (1998), S. 596f.).

Wesentlichster Kritikpunkt an den Verfahren der Regressionsrechnung zur Abbildung stoffstrombasierter Prozesse ist, dass die ermittelten funktionalen Zusammenhänge nicht immer verfahrenstechnisch erklärbar sind bzw. teilweise auch chemisch-physikalischen Gesetzen widersprechen können. Scheinkorrelationen können zu falschen Schlussfolgerungen bis hin zur falschen Darstellung von Ursache-Wirkungs-Zusammenhängen führen. So könnte etwa im betrachteten Produktionssystem u. U. ein hoher CaO-Gehalt im Sinter im Rahmen einer Regressionsanalyse durch einen erhöhten SiO₂-Gehalt in der Nettomischung erklärt werden, da beide Verbindungen durch die eingestellte Basizität des Sinters in einem festen Verhältnis zueinander stehen und somit bei einer Zunahme der CaO-Konzentration im Sinter auch die SiO₂-Konzentration in der Nettomischung ansteigt. Die Güte der dargestellten Regressionsrechnung ist darüber hinaus von den ihr zugrunde gelegten Daten abhängig. Für eine korrekte Berechnung der Abhängigkeiten ist es notwendig, dass die hinsichtlich ihres Einflusses untersuchten Merkmale in einer genügenden Bandbreite unabhängig voneinander variiert werden. Theoretisch ist eine solche Variation zwar durch Betriebsversuche möglich, in der täglichen Arbeit jedoch häufig schwer zu realisieren und oft mit erheblichem, auch finanziellem, Aufwand verbunden.

Regressionsrechnung. Zu Verfahren zur Identifikation von Multikollinearitäten sei beispielsweise auf Chatterjee und Price (1995), S. 197ff.) verwiesen. Zur Behandlung von Ausreißern existieren ebenfalls eine Reihe von Verfahren. Allerdings ist hier problematisch, dass sich die meisten Verfahren lediglich auf die Elimination von Ausreißern bei der Messung der gleichen Merkmalsausprägung beziehen. Für weitere Verfahren sei ebenfalls auf Hartung und Elpelt (1999) verwiesen.

2.2.2.4 Flowsheet-basierte Prozesssimulation

Eine Möglichkeit stationäre verfahrenstechnische Prozesse detailliert abbilden zu können, ohne dabei die einzelnen Reaktionen explizit durch Gleichungen beschreiben zu müssen, bietet die stationäre Flowsheeting Simulation. Hierbei handelt es sich um eine Methode der Prozesssimulation, in der so genannte Flowsheeting Programme zum Einsatz kommen. Kernstück dieser Simulationswerkzeuge sind so genannte Fließschemata (engl. flowsheets), in denen ein verfahrenstechnischer Prozess in Grundoperationen sowie diese verbindende Stoff- und Energieströme zerlegt dargestellt wird.²⁵ Auf Basis dieser Fließschemata werden mit den spezifizierten Grundoperationen sowie Stoff- und Energieströmen computergestützt die zugehörigen Massen- und Energiebilanzen der Hauptapparate berechnet. Somit ist es möglich, Stoffzusammensetzungen und sich einstellende Parameter wie Druck, Temperatur u. a. zu bestimmen. Die stationäre Flowsheeting Simulation findet in der Verfahrenstechnik eine breite Anwendung; klassische Einsatzgebiete sind die Prozessentwicklung sowie die Planung und Auslegung von verfahrenstechnischen Anlagen (vgl. Futterer und Munsch (1990), S. 9).

Kommerziell verfügbare Programmpakete zur Flowsheeting Simulation lassen sich u. a. hinsichtlich des Verfahrens unterscheiden, das zur Lösung der Fließschemata zum Einsatz kommt. Es sind folgende zwei Grundtypen üblich:

- *Sequenziell-modulare* Systeme, bei denen die Berechnung einzeln für jede Grundoperation gemäß der Prozessreihenfolge durchgeführt wird und Rückführungen iterativ gelöst werden. Dieser Ansatz besitzt den Vorteil der Nachvollziehbarkeit von Simulationsläufen und erleichtert die Fehlererkennung.
- *Simultane* Systeme, in denen Stoff-, Energie- und Impulsbilanzen der Einzelapparate mit Verknüpfungsvariablen der Prozessstruktur in einer Matrix zusammengefasst und simultan gelöst werden. Dieser Ansatz weist bessere Konvergenzeigenschaften auf, besitzt jedoch Nachteile in Bezug auf Nachvollziehbarkeit und Fehlersuche.

Die Vorteile beider Ansätze zu verbinden versuchen *simultan-modulare* Flowsheeting Systeme. Diese haben jedoch bislang noch keine weite Verbreitung gefunden (vgl. Engels (2003)). Die weiteren Ausführungen beschränken sich auf den sequenziell modularen Typ, da

²⁵ Fließschemata sind in der Verfahrenstechnik ein gebräuchliches Werkzeug. Je nach Darstellungszweck und Detaillierungsgrad werden so genannte Grund-, Verfahrens- sowie Rohrleitungs- und Instrumentenfließschemata (RI-Fließschemata) unterschieden. Begrifflichkeiten, Umfang und zeichnerische Ausführung der Fließschemata sind genormt. Für weitere Informationen hierzu sei auf die entsprechende DIN EN ISO 10628:2000 *Fließschemata für verfahrenstechnische Anlagen, Allgemeine Regeln* verwiesen (vgl. DIN (2000)). In der früheren Version DIN 28004 wurde anstelle von Fließschemata von Fließbildern gesprochen.

sich dieser im Bereich der techno-ökonomischen Modellierung von metallurgischen Prozessen bereits als geeignet erwiesen hat (vgl. Schultmann (2003)).

In der Regel weisen sequenziell-modulare Flowsheeting Programme den in Abbildung 2-14 schematisch dargestellten Aufbau auf. Zentrales Element ist ein Hauptprogramm, das die Simulationsläufe steuert. Die Ein- und Ausgabe ist über grafische Benutzeroberflächen oder Textdateien möglich. Daneben kann auch über Programmierschnittstellen auf das Simulationssystem zugegriffen werden. Zur Berechnung der Fließschemata greift das Hauptprogramm auf Unterprogramme zurück. Hierzu zählen Bibliotheken von Grundoperationen, in Datenbanken abgelegten Stoffdaten wie beispielsweise Reinstoffdaten, Mischungsparameter u. Ä., und Methoden zur Berechnung von thermodynamischen Größen. Zudem sind Berechnungsalgorithmen hinterlegt, um Material- und Energiebilanzen, Rückströme und die weiteren Prozesskenngrößen zu berechnen. Designspezifikationen bieten die Möglichkeit, dem Programm zur Berechnung manuelle Vorgaben – wie beispielsweise die Temperatur in einem Reaktor – zu machen.

Es existiert eine Reihe von kommerziell verfügbaren Flowsheeting Systemen. Speziell für metallurgische Prozesse wurden die Programme METSIM und PYROSIM entwickelt (vgl. Engels (2003), S. 125). Weitere Flowsheeting Programme sind beispielsweise CHEMCAD (vgl. Biswas (1981)), DESIGN II (vgl. Beer (1989)) und das in diesem Forschungsvorhaben zum Einsatz kommende ASPEN PLUS[®]. Der ursprüngliche Einsatzbereich von ASPEN PLUS[®] lag zwar in der Energieerzeugung und der Chemischen Industrie (vgl. Engels (2003), S. 125), in einer Reihe von Arbeiten hat es sich aber bereits als geeignetes Werkzeug zur Modellierung von metallurgischen Prozessen in der Eisen- und Stahlindustrie erwiesen (vgl. z. B. Rentz et al. (1999), Hähre (2000), Engels (2003), Schultmann, Engels und Rentz (2004)). Zum Verständnis der in diesem Forschungsvorhaben eingesetzten verfahrenstechnischen Modelle für den Referenzfall werden im Folgenden die für das Verständnis notwendigen Bestandteile von ASPEN PLUS[®] zusammengefasst.

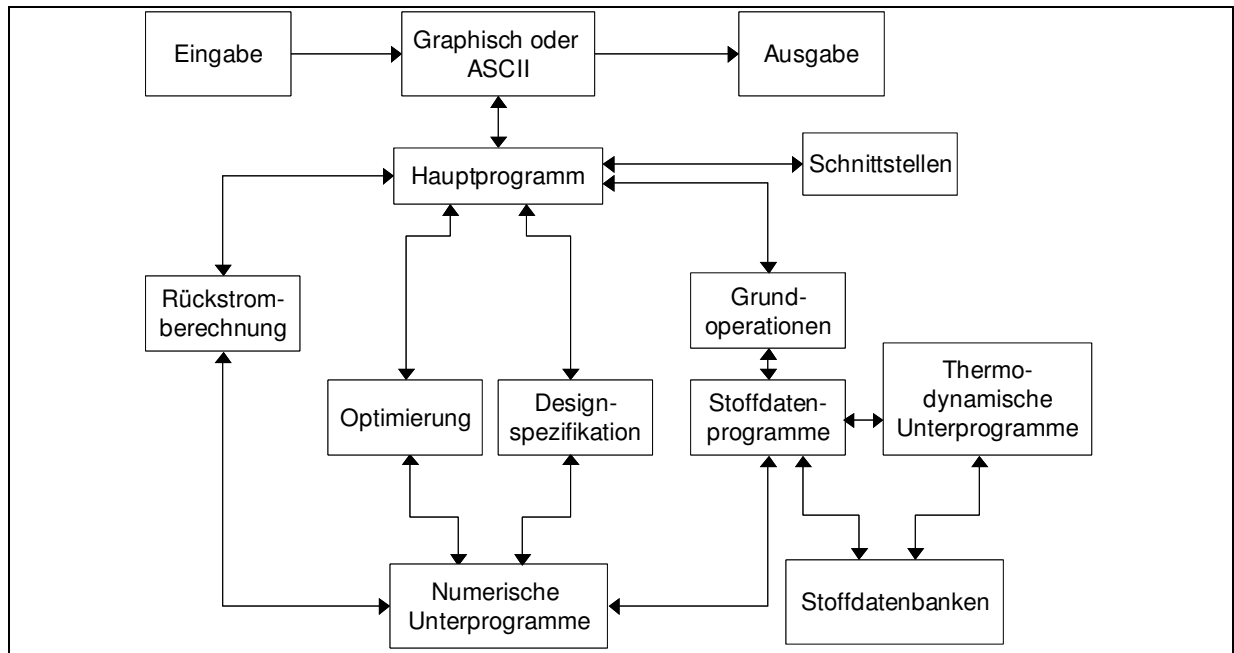


Abbildung 2-14: Aufbau von sequenziell-modularen Flowsheeting Systemen (schematisch)
 Quelle: in Anlehnung an Lohe und Futterer (1995), S. 89

Ausgangspunkt der Modellierung von Stoff- und Enthalpieströmen mit ASPEN PLUS[®] ist die Definition einer Komponentenliste. Diese umfasst alle innerhalb des untersuchten Produktionssystems relevanten chemischen Elemente und Verbindungen. Die Darstellung der Massen- und Enthalpieströme erfolgt durch einen Vektor, dessen Elemente den Massenanteilen der einzelnen Komponenten entsprechen. Enthalpieströme werden durch ihren Betrag und ihre Flussrichtung definiert. Stoff- und Enthalpieströme eines Fließschemas entstammen immer Modulen oder fließen in sie hinein. Des Weiteren stehen in ASPEN PLUS[®] verschiedenen Modelle zur Berechnung der thermodynamischen Eigenschaften insbesondere von Gasen zur Verfügung. Diese Berechnungsmodelle können entweder global für das gesamte Flowsheeting Modell oder für jedes Modul einzeln definiert werden. Bei den in diesem Forschungsvorhaben erstellten Modellen, wird vereinfachend global auf das ideale Berechnungsmodell zurückgegriffen. Dies ist zulässig, da die auftretenden Gasströme in der Regel hohe Temperaturen besitzen und sie daher annähernd ein ideales Verhalten aufweisen.

Die Berechnung des Fließschemas erfolgt in ASPEN PLUS[®] nach dem sequenziell modularen Ansatz, bei dem die einzelnen Module nacheinander berechnet werden und der Output des Vorgängers den Input des Nachfolgers darstellt. Beim Auftreten von Rückführungen wird eine Konvergenzschleife festgelegt, die einen der betroffenen Stoffströme schneidet und nach Schätzung eines Startwertes die Zusammensetzung und thermodynamischen Größen dieses Stoffstromes konvergiert. Es ist weiterhin möglich manuell Konvergenzblöcke zu definieren, um bei umfangreichen Modellen die Berechnungszeit zu verringern.

Zur Steuerung des Modells während der Berechnungsläufe stellt ASPEN PLUS[®] mehrere unterschiedliche Methoden zur Verfügung. Hierbei können zum einen die Variablen der in das Modell einfließenden Stoff- und Enthalpieströme gesteuert werden, zum anderen lassen sich aber auch Größen innerhalb der im Fließschema enthaltenen Module beeinflussen. Dadurch hat der Benutzer z. B. die Möglichkeit die von außen zugeführten Enthalpieströme dem tatsächlichen Wärmebedarfs des Modells oder umgekehrt die Reaktortemperaturen den zugeführten Enthalpieströmen anzupassen. Beide der in der Verfahrenstechnik anzutreffenden Steuerungskonzepte (Feed-Forward und Feed-Back-Steuerung) können in Aspen realisiert werden. Bei der Feed-Forward-Steuerung werden ausgehend von den Inputgrößen die Regelgrößen determiniert. Diese Steuerungsmethode kann in ASPEN PLUS[®] intern über Fortranblöcke oder extern über Excelsheets, auf die zur Laufzeit des Modells zugegriffen wird, erfolgen. Fortranblöcke ermöglichen die Eingabe eigener Befehls- und Berechnungsroutinen in die Berechnungssequenz des Fließschemas. Dadurch lassen sich u. a. Inputvariablen berechnen und vorgeben sowie Daten während des Simulationslaufs anzeigen.

Müssen Parameter gesteuert werden, die sich erst aus Daten berechnen lassen, die nach dem Berechnungspunkt als Ergebnisse vorliegen, werden Designspezifikationen verwendet. Dieses Steuerungskonzept entspricht der Feed-Back-Kontrolle. Mit Hilfe von Designspezifikationen werden für bestimmte Parameter innerhalb eines Fließschemas, die normalerweise bei der Simulation berechnet werden, Zielwerte vorgegeben, die Aspen dann durch die Variation einer oder mehrere Simulationsvariablen einstellt. So lässt sich z. B. eine geforderte Reaktortemperatur bei der Verbrennung von Kohle mit Luft oder ein bestimmter Sauerstoffgehalt im Abgas durch Variation der Luftzufuhr erreichen. Für jede Designspezifikation muss neben dem betroffenen Parameter sein Zielwert, eine Fehlertoleranz und ein Größenintervall für die Simulationsvariablen angegeben werden. Zur Lösung der Designspezifikation wird eine Konvergenzschleife erstellt, die in die Berechnungssequenz des Fließschemas eingeordnet und iterativ gelöst wird.

Mit Hilfe von Sensitivitätsanalysen lässt sich die Sensitivität des als Fließschema dargestellten Prozesses bei der Variation ausgewählter Einflussgrößen untersuchen. Das Haupteinsatzgebiet ist die Darstellung und Untersuchung von Simulationsergebnissen in Abhängigkeit anderer Größen, z. B. der Größe eines Inputstromes, der Konzentration einer ausgewählten Komponente oder der Reaktortemperatur. Zur Definition der Sensitivitätsanalyse im Modell werden die zu variierenden Variablen benannt sowie der Bereich und die Schrittweite der Variationen festgelegt. Die Ausgabe der vorher ausgewählter Variablen erfolgt graphisch oder in Tabellenform.

Die Ein- und Ausgabe von Daten kann in ASPEN PLUS[®] zum einen manuell in der Flowsheeting Umgebung oder über eine integrierte Programmierschnittstelle (API,

Application Programming Interface) erfolgen. ASPEN PLUS[®] stellt dabei eine Objektbibliothek zur Verfügung die es erlaubt, die Variablen in dem Modell zu verändern und auszulesen sowie Berechnungsläufe zu starten. Diese Programmierschnittstelle stellt eine mächtige Erweiterung von ASPEN PLUS[®] dar, da sie zum einen die Kopplung von ASPEN PLUS[®] mit anderen Programmen erlaubt und zum anderen die automatisierte Berechnung von vielen Betriebspunkten in vertretbarem Zeitaufwand ermöglicht. Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens wird mit Hilfe der Makrosprache Visual Basic ein Skript erstellt, das Daten aus einer Tabelle einliest und an ASPEN PLUS[®] übergibt, den Berechnungslauf startet und anschließend die Ergebnisse aus ASPEN PLUS[®] ausliest und sie in einer Ergebnistabelle speichert. Dieses Skript kann u. a. auch bei der Kopplung der verfahrenstechnischen Prozesssimulation mit den betriebswirtschaftlichen Planungsmodellen verwendet werden.

Die Flowsheeting Umgebung ASPEN PLUS[®] stellt eine Reihe von vordefinierten Modulen zur Verfügung, die der Abbildung von in der Verfahrenstechnik häufig auftretenden Prozessen dienen. Diese lassen sich grob in zwei Klassen einteilen: Module bei denen Stoffumwandlungen auftreten sowie Module die der Manipulation (Vereinigen, Trennen, Erwärmen, Abkühlen usw.) von Stoffströmen dienen.

Stoffstrommanipulatoren

Die Unit MIXER dient der Vereinigung von Stoff- und Enthalpieströmen. Dabei werden die Inputstoffströme komponentenweise addiert. Die Temperatur des Ausgangsstoffstroms wird als adiabate Mischtemperatur berechnet, wobei keine Temperaturänderungen durch freiwerdende Dissoziations- oder Verdünnungsenthalpien berücksichtigt werden.

Das Modul SPLITTER dient der Aufteilung von Stoffströmen in mehrere Teilströme, wobei die resultierenden Stoffströme gleiche intensive Zustandsgrößen (Druck, Temperatur, Dichte, Konzentrationen usw.) aufweisen. Die Aufteilung des eingehenden Stoffstromes auf die einzelnen Teilströme kann entweder als absoluter oder als prozentualer Wert vorgegeben werden. Während der Berechnung des Modells kann mit Hilfe von benutzerdefinierten Fortranblöcken oder durch Designspezifikationen die Verteilungskoeffizienten geändert werden.

Das Modul SEPARATOR dient wie das Modul SPLITTER der Aufteilung von Stoffströmen, wobei hier die Stoffströme komponentenweise aufgeteilt werden können. Veränderungen der Enthalpien werden bei dem Modul SEPARATOR nicht berücksichtigt. Diese Möglichkeit der Definition von Verteilungsfaktoren für jede Komponente kann z. B. genutzt werden um vereinfacht die Trennung von zwei Phasen (Roheisen / Schlacke) oder das unterschiedliche Verstaubungsverhalten von Komponenten abzubilden. Analog zu dem Modul SPLITTER

können auch diese Verteilungskoeffizienten während der Berechnung durch Designspezifikationen oder Fortranblöcken geändert werden.

Das Modul FLASH dient der Simulation von Phasentrennungen unterschiedlicher oder gleicher Aggregatzustände. Weiterhin berechnet das Modul FLASH Dissoziations- und Verdünnungsenthalpien, die bei dem Mischen von Komponenten auftreten können. Das Modul wird z. B. zur Simulation des Trennens von feststoffbeladenen Fluiden oder zur Berechnung von Lösungs- und Verdunstungsvorgängen verwendet.

Das Modul HEATER dient der Erwärmung oder Abkühlung von Stoffströmen. Dabei kann entweder die Temperatur des ausgehenden Stoffstroms oder die Wärmemenge die ein- bzw. ausgekoppelt wird vorgegeben werden. Weiterhin werden die sich unter dem definierten Druck einstellenden Phasengleichgewichte berechnet. Innerhalb der zu erstellenden Modelle wird das Modul HEATER in der Regel zum Aufheizen und Abkühlen einzelner Gas-, Flüssigkeits- oder Feststoffströme verwendet. Weiterhin wird dieses Modul in den Modellen zur Modellierung der Kühlwasserverdampfung sowie zur Modellierung des Kessels im Kraftwerk verwendet. Zur Simulation der Wärmeübertragung zwischen zwei Stoffströmen können unter der Voraussetzung, dass bei einem ausgehenden Stoffstrom die Temperatur bekannt ist, zwei Module des Typs HEATER, die über einen Wärmestrom verknüpft sind, verwendet werden. Neben diesem einfachen Modul stellt ASPEN PLUS[®] weiterhin noch eine Reihe von Modellen zur Abbildung komplexer Gegenstromwärmertauscher zur Verfügung, die aber die Kenntnis der Wärmeaustauschfläche oder den übertragenen Wärmestrom voraussetzen.

Reaktoren

Eine weitere Gruppe von durch ASPEN PLUS[®] bereitgestellten Modulen, bilden die stoffumwandelnden Module (Reaktoren). Dabei können entweder Stoffumwandlungen auf der Basis des chemischen Gleichgewichts oder über reaktionskinetische Ansätze berechnet werden. Im Folgenden werden die in den Modellen verwendeten Reaktormodule RSTOIC, RGIBBS, RCSTR und RBATCH vorgestellt und die grundlegenden Berechnungsprinzipien erläutert.

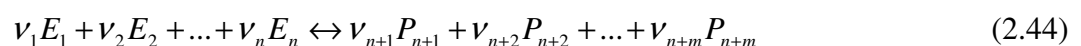
Das Modul RSTOIC dient der Berechnung von Reaktionen mit bekannter Stöchiometrie und bekannten Umsätzen. Dazu müssen in dem Reaktor die zu berechnenden Reaktionsgleichungen definiert werden. Weiterhin sind die zu generierenden Umsätze zu spezifizieren. Die während der Reaktion auftretenden Reaktionsenthalpien werden durch das Modul RSTOIC berechnet. Eine Überprüfung der Reaktionen hinsichtlich ihres Verlaufs unter realen Bedingungen erfolgt nicht, es wird lediglich die Stöchiometrie überprüft. Das Modul

RSTOIC wird im Rahmen der problemadäquaten Modellierung vor allem zur Abbildung von Reaktionszonen mit definiertem Verhalten und zur Zuordnung von ausgewählten Komponenten in definierte Phasen genutzt.

Mit dem RGIBBS Reaktor stellt ASPEN PLUS[®] eine Unit zur Verfügung, die es ermöglicht auf der Basis der Minimierung der freien Enthalpie in einem Reaktionssystem die Gleichgewichtskonzentrationen zu berechnen. Die zur Berechnung des Gleichgewichtszustand notwendigen thermodynamischen Gesetzmäßigkeiten werden im Folgenden kurz erläutert. Grundlage der Berechnungen ist die Folgerung aus dem 2. Hauptsatz der Thermodynamik, dass sich ein System bei gegebener Temperatur und gegebenem Druck im Gleichgewicht befindet, wenn die Änderung der Entropie dS gleich null ist. Aus der Definition der freien Enthalpie²⁶ (vgl. Gleichung (2.43)) folgt bei konstantem Druck, dass im Gleichgewicht dG ebenfalls null sein muss und die freie Enthalpie des Gesamtsystems ein Extremum einnimmt. Weiter folgt aus dem 2. Hauptsatz der Thermodynamik, dass die Änderung der Entropie bei irreversible Vorgängen stets größer null ist, demzufolge muss die freie Enthalpie mit Gleichung (2.43) im Gleichgewicht ein Minimum einnehmen.

$$dG = -S dT + V dp \quad (2.43)$$

Ausgehend von einer chemischen Reaktion (2.44) ist das Gleichgewicht dadurch gekennzeichnet, dass die Hin- und Rückreaktion mit gleicher Geschwindigkeit ablaufen, d. h. die Mengenverhältnisse zwischen den Edukten (E) und Produkten (P) konstant sind.



Aus dem Verhältnis der Gleichungen für die Geschwindigkeit der Hin- und Rückreaktion lässt sich sofort das Massenwirkungsgesetz formulieren (2.45), wobei a_i die aktiven Massen der Reaktionsteilnehmer und ν_i die stöchiometrischen Koeffizienten²⁷ sind.

$$K = \prod_{i=1}^{n+m} a_i^{\nu_i} \quad (2.45)$$

Bei idealem Verhalten der Reaktionsteilnehmer wird für die aktive Masse bei Gasen der Partialdruck p_i und bei Feststoffen und Flüssigkeiten der Molenbruch x_i eingesetzt. Bei einer Abweichungen der Reaktanden vom idealen Verhalten wird dies dadurch berücksichtigt, dass

²⁶ Die freie Enthalpie wird vor allem in der angelsächsischen Literatur oft als *Gibb'sche Enthalpie* bezeichnet.

²⁷ Definitionsgemäß sind die stöchiometrischen Koeffizienten der Edukte negativ und die der Produkte positiv.

bei Gasen anstelle des Partialdrucks die Fugazität f_i und bei Feststoffen und Flüssigkeiten die Aktivität a_i eingesetzt wird. Weiterhin ist die Gleichgewichtskonstante K über die van't Hoffsche Isotherme für eine gegebene Temperatur mit der Änderung der freien Enthalpie ΔG verknüpft (2.46).

$$K = \exp\left(-\frac{\Delta G(T)}{R \cdot T}\right) \quad (2.46)$$

R ist dabei die allgemeine Gaskonstante. Zur Berechnung der bei einer Reaktion auftretenden Änderung der freien Enthalpie kann auf die Gibbs-Helmholz-Gleichung zurückgegriffen werden.²⁸ Sie ist in integrierter Form in Gleichung (2.47) wiedergegeben (vgl. Froberg (1994)).

$$\Delta G(T) = T \cdot \left[\frac{\Delta G(298 \text{ K})}{298 \text{ K}} - \int_{298 \text{ K}}^T \left(\frac{\Delta H(298 \text{ K}) + \int_{298 \text{ K}}^T \Delta C_p dT}{T^2} \right) dT \right] \quad (2.47)$$

Mit:

$$\Delta G(298 \text{ K}) = \Delta H(298 \text{ K}) - 298 \text{ K} \cdot \Delta S(298 \text{ K})$$

$$\Delta H(298 \text{ K}) = \sum_{i=1}^{n+m} \nu_i \cdot \Delta H_i(298 \text{ K})$$

$$\Delta S(298 \text{ K}) = \sum_{i=1}^{n+m} \nu_i \cdot \Delta S_i(298 \text{ K})$$

$$\Delta C_p(T) = \sum_{i=1}^{n+m} \nu_i \cdot \Delta C_{p_i}(T)$$

Unter Verwendung von den in der Datenbank von ASPEN PLUS[®] enthaltenen Werten für die Standardbildungsenthalpien (H) und -entropien (S) sowie den temperaturabhängigen isobaren

²⁸ Die Gleichung ist auf Grund der Übersichtlichkeit für eine Reaktion ohne Änderung des Aggregatzustandes wiedergegeben.

Wärmekapazitäten²⁹ kann die Änderung der freien Enthalpie und damit der Gleichgewichtskonstanten berechnet werden. Da die freie Enthalpie eine Zustandsfunktion, d. h. wegunabhängig ist, ist die Kenntnis über den genauen Reaktionsverlauf nicht erforderlich.

Die Verteilung der an den Reaktionen beteiligten chemischen Komponenten auf die entstehenden Phasen kann zum einen benutzerdefiniert, zum anderen durch im Reaktormodell enthaltene Algorithmen erfolgen. Neben dem Druck ist auch entweder die Temperatur oder der Wärmebedarf durch den Benutzer festzulegen. Diese Werte sind allerdings während der Berechnung des Modells durch Fortranblöcke oder Designspezifikationen veränderbar.

Mit dem Modell RGIBBS lassen sich auf komfortable Weise Umsätze simulieren, die bei den vorherrschenden Reaktions- und Prozessbedingungen das thermodynamische Gleichgewicht erreichen. Dies ist häufig bei schnell ablaufenden Reaktionen oder bei ausreichend langen Reaktionszeiten der Fall. Oft sind jedoch chemische Reaktionen kinetisch bestimmt, so dass sich nach Ablauf der für die Reaktion verfügbaren Zeit nicht der berechnete thermodynamische Gleichgewichtszustand einstellt. Die dadurch bedingten Abweichungen vom Gleichgewichtszustand werden im Rahmen der Modellierung daher entweder durch empirische ermittelte Koeffizienten oder durch den Einsatz von kinetischen Reaktormodellen berücksichtigt.

Während homogene Reaktionen, das heißt Reaktionen die innerhalb einer Phase ablaufen, sich bei den betrachteten Produktionsaggregaten häufig im thermodynamischen Gleichgewicht befinden und daher mit dem Modul RGBIBBS berechnet werden können, befinden sich heterogene Reaktionen häufig nicht im thermodynamischen Gleichgewicht. Um auch solche Reaktionen abbilden zu können, stellt ASPEN PLUS[®] die Reaktormodule RCSTR, RBATCH und RPLUG³⁰ zur Verfügung, von denen die ersten beiden in den Modellen verwendet und daher im Folgenden vorgestellt werden.

Das Modul RCSTR dient der Berechnung von kinetischen Reaktionen entsprechend dem verfahrenstechnischen Modell des idealen kontinuierlichen Rührkessels. Ausgehend von der Reaktion $E_1 + E_2 \rightarrow P$ kann eine allgemeine Bilanzgleichung des idealen Rührkessels gemäß (2.48) angegeben werden. Vereinfachend wird angenommen, dass die Geschwindigkeit der Rückreaktion gegenüber der Hinreaktion klein ist. Desweiteren wird im Folgenden eine Reaktionsordnung ersten Grades unterstellt.

²⁹ Die Temperaturabhängigkeit der isobaren Wärmekapazitäten sind in der Datenbank von ASPEN PLUS[®] als Polynom der Form $C_p(T) = k_1 + k_2 \cdot T + k_3 \cdot T^2 + k_4 \cdot T^3 + k_5 \cdot T^{-2} + k_6 \cdot T^{-3}$ hinterlegt.

³⁰ RCSTR - kontinuierlicher Rührkessel (Continuous Stirred Tank Reactor), RBATCH - Batch Reactor, RPLUG - kontinuierlicher Rohrreaktor (Plug Flow Reactor)

$$\frac{dc_{E_1}}{dt} = -k_{hin} \cdot (c_{E_1} - c_{E_1}^{Gleichgewicht}) \cdot (c_{E_2} - c_{E_2}^{Gleichgewicht}) + \underbrace{\frac{\dot{V}}{V_R} \cdot c_{E_1}^0}_{\text{Zustrom der Komponente 1}} - \underbrace{\frac{\dot{V}}{V_R} \cdot c_{E_1}}_{\text{Abfluss der Komponente 1}} \quad (2.48)$$

Mit:

k_{hin}	Geschwindigkeitskonstante der Hinreaktion
c	Konzentration
\dot{V}	Volumenstrom
V_R	Reaktorvolumen
t	Zeit

Im stationären Fall, d. h. der Zustrom und Abfluss der Komponente 1 und 2 sind konstant, ist die Konzentrationsänderung im betrachteten Reaktionsraum null ($dc_{E_1}/dt = 0$).

Bei heterogen verlaufenden Reaktion müssen neben der Reaktionsgeschwindigkeit auch noch die Transportvorgänge zu der Phasengrenze berücksichtigt werden. Dabei kann sowohl der Transport der Reaktionsteilnehmer als auch die Reaktion selbst den geschwindigkeitsbestimmenden Schritt darstellen. Weiterhin ist für den festen Reaktand nicht die Konzentration, sondern die für die zur Reaktion zur Verfügung stehende Oberfläche zu berücksichtigen. Für eine Reaktion zwischen einem Gas und einem Feststoff gemäß der Gleichung $E_1(g) + E_2(s) \rightarrow P$ kann ohne Berücksichtigung der Rückreaktion und unter der Annahme, dass die Konzentration von $c_{E_1} \gg c_{E_1}^{Gleichgewicht}$ ist, die Reaktionsgeschwindigkeit durch die Gleichung (2.49) berechnet werden (vgl. Oeters (1989)).

$$\frac{dc_{E_1}}{dt} = F_{E_2} \cdot \underbrace{\frac{1}{\frac{1}{\beta_{I-II}^{E_1}} + \frac{1}{k}}}_{k_{Gesamt}} \cdot c_{E_1} + \frac{\dot{V}}{V_R} \cdot c_{E_1}^0 - \frac{\dot{V}}{V_R} \cdot c_{E_1} \quad (2.49)$$

Mit:

F_{E_2}	Oberfläche der Komponente E ₂
$\beta_{I-II}^{E_1}$	Stoffübergangskoeffizient der Komponenten E ₁ von der Phase I in die Phase II
k	Reaktionsgeschwindigkeitskonstante

Da häufig die Oberfläche, der Stoffübergangskoeffizient sowie die Reaktionsgeschwindigkeitskonstante nicht bekannt sind, werden sie in den Modellen zu einer Konstante zusammengefasst (k_{Gesamt}), die aus den Betriebsdaten ermittelt wird. Neben der

expliziten Formulierung der Reaktionskinetik muss in ASPEN PLUS[®] weiterhin die Temperatur oder der Wärmestrom sowie das Reaktorvolumen durch den Benutzer definiert werden.

Das Modul RBATCH dient der Simulation von Batchreaktoren, wobei in dem Modell zwischen den beiden prinzipiellen Betriebsweisen Batchbetrieb und Semi-Batchbetrieb unterschieden wird. Bei dem Batchbetrieb werden am Anfang alle Edukte in den Reaktor vorgelegt. Bei dem Semi-Batchbetrieb werden ein oder mehrere Edukte während der Reaktion kontinuierlich dem Reaktor zugeführt. Beispielsweise stellt der Konverterbetrieb in einem Stahlwerk einen Semi-Batchprozess dar, da die Luft kontinuierlich über die gesamte Konvertierungszeit zugeführt wird. Weiterhin bietet das Modul die Möglichkeit einen Abgasstrom kontinuierlich aus dem Reaktor zu entfernen.

Die zur Berechnung der Reaktionen eines Batchreaktors notwendige Bilanzgleichung ist in (2.50) angegeben. Zu beachten ist dabei, dass die Konzentrationen der vorgelegten Edukte während der Reaktionszeit nicht konstant sind ($dc_{E_1}/dt < 0$).

$$\frac{dc_{E_1}}{dt} = -k_{hin} \cdot (c_{E_1} - c_{E_1}^{Gleichgewicht}) \cdot (c_{E_2} - c_{E_2}^{Gleichgewicht}) \quad (2.50)$$

Um einen diskontinuierlich arbeitenden Batchreaktor in ein kontinuierliches Flowsheeting Modell zu integrieren, müssen vor und hinter den Batchreaktor Pufferbehälter geschaltet werden. Das Volumen der Pufferbehälter ist so bemessen, dass der, während eines Reaktionszyklus auflaufende Massenstrom, aufgenommen werden kann.







Für die Beendigung der Reaktion muss vom Benutzer bei dem Modul RBATCH ein Abbruchkriterium vorgegeben werden. Dazu sind in ASPEN PLUS[®] mehrer Möglichkeiten implementiert:

- absolute Reaktionszeit
- Konzentration einer Komponente
- Temperatur des Reaktors (nur bei adiabater Reaktorführung)
- akkumulierte Abgasmenge

Bei metallurgischen Prozessen wird in der Regel die Batchreaktion abgebrochen, wenn die vorher spezifizierte Konzentration einer bestimmten Komponente erreicht wird, z. B. ein bestimmter Kohlenstoffgehalt im Rohstahl.

Eine Zusammenstellung der verwendeten Module mit den dazugehörigen Piktogrammen ist in Tabelle 2-8 dargestellt.

Tabelle 2-8: Ausgewählte Modelle von Unit Operations in ASPEN PLUS®

Name	Symbol	Prozesseinheit	Beschreibung
Black-Box-Modelle			
MIXER		Stoff-/Energie-strommischer	Vereinigung von Stoff-(Energie-)strömen und Berechnung der Menge und Zusammensetzung des Outputs
FSPLIT		Stoff-/Energie-stromteiler	Aufteilung von Stoff-(Energie-)strömen; Outputströme weisen Zusammensetzung und weitere Eigenschaften der eingehenden Ströme auf
SEP / SEP2		Stoff-/Energie-stromsplitter	(komponentenweise) Aufteilung einer beliebigen Zahl von Stoff-(Energie-)strömen auf zwei oder mehr Outputströme
Berechnung von Wärmeübertragern			
HEATER		Heiz-/Kühlaggregat	Übertragung von Wärme auf / von einem Stoffstrom; Berechnung der Ausgangsgrößen
HEATX		Wärmeübertrager	Berechnung des Wärmeaustauschs zwischen zwei Stoffströmen (Gleich- und Gegenstromwärmeübertrager, Rohrbündel)
Thermische Trennoperationen			
FLASH / Flash 2		Entspannungs-verdampfer	Berechnung des Verhältnisses flüssiger zu gasförmiger Phase und deren Zusammensetzung im Phasengleichgewicht
Semi-empirische ingenieurwissenschaftliche Modelle			
ESP		Gas-Feststofftrennung	Näherungsgleichungen zur Abbildung von Aggregaten zur Feststoffabtrennung aus Gasen (Gewebefilter, Venturi, Elektroabscheider, ...)
HyCyc		Feststoff-Flüssigkeits-abtrennung	Näherungsgleichungen zur Abbildung von Aggregaten zur Feststoffabtrennung aus Flüssigkeiten (Hydrozyklon)
Turbine		Turbine	Näherungsgleichungen zur Abbildung von Aggregaten zur Energieumwandlung
Aggregate zur Durchführung von stofflichen Wandlungsvorgängen (Reaktoren)			
RSTOIC		Stöchiometrischer Reaktor	Berechnung der bei Vorgabe der Reaktionsstöchiometrie und der Umsetzungsgrade parallel und in Serie ablaufenden Reaktionen unter Vernachlässigung der Reaktionskinetik
RGIBBS		Chemischer Gleichgewichtsreaktor	Berechnung der Zusammensetzung des Reaktionsgemisches im Gleichgewicht unter gegebenen thermodynamischen Randbedingungen durch die Minimierung der Gibbschen-Enthalpie der Reaktionsteilnehmer
RCSTR		Kontinuierlich betriebener Rührkesselreaktor	Berechnung der Zusammensetzung des Reaktionsgemisches unter Berücksichtigung reaktionskinetischer Gleichungen
Frei definierbare Unit Operations			
USER		Benutzerdefinierte Unit Operation	Beschreibung einer benutzerdefinierten Prozesseinheit mittels eines mathematischen Unterprogramms als Fortranroutine

Quelle: in Anlehnung an Hähre (2000), S. 161

2.2.3 Modelle zur Abbildung von Sinter- und Hochofenprozessen

Nachdem in den vorangegangenen Abschnitten 2.2.1 und 2.2.2 generelle produktionstheoretische und ingenieurwissenschaftlich orientierte Ansätze zur Modellierung von Produktionssystemen vorgestellt wurden, ist es Ziel dieses Abschnitts, konkrete Modelle von Sinter- und Hochofenprozessen hinsichtlich ihrer Eignung für eine Modellbildung im Referenzfall zu untersuchen.

Es existiert eine Vielzahl von Modellen, die metallurgische Prozesse der Eisen- und Stahlherstellung abbilden. Diese Modelle entstammen sowohl den Wirtschafts- als auch den Ingenieurwissenschaften und sind aufgrund zum Teil fließender Übergänge nicht immer eindeutig einem Bereich zuzuordnen. Unterscheiden lassen sich die vorhandenen Modelle einerseits gemäß ihres Einsatzzweckes in Beschreibungs-, Steuerungs- und Entscheidungsmodelle. Eine weitere Unterscheidung ist hinsichtlich des zeitlichen Bezugs möglich. Bei einem statischen Modell wird von einem stationären Betriebszustand ausgegangen. Ein dynamisches Modell bildet den zeitlichen Ablauf des Prozesses in Abhängigkeit z. B. von Betriebsparametern oder Einsatzstoffspezifikationen ab (vgl. Sieverdingbeck (2001), S. 76). Drittes wesentliches Unterscheidungsmerkmal sind die eingesetzten Methoden. Verwendet werden hauptsächlich gekoppelte Stoff- und Energiebilanzen. Hierfür wird der betrachtete Prozess typischerweise in einzelne Bilanzräume zerlegt, für die in Teilmodellen über lineare oder auch nichtlineare Gleichungen die Transformation von Input- in Outputströme abgebildet wird. Diese Teilmodelle werden wiederum miteinander verknüpft. Daneben kommen auch Modelle auf Basis von Strömungsfeldern vermehrt zum Einsatz, wohingegen sich neuronale Netze aufgrund der Komplexität der abzubildenden Prozesse bislang noch nicht durchgesetzt haben (vgl. Sieverdingbeck (2001), S. 76).

Im Folgenden werden exemplarisch zunächst einzelne Sinteranlagen- und Hochofenmodelle sowie anschließend integrierte Modelle betrachtet, bevor diese abschließend hinsichtlich ihrer Einsatzmöglichkeiten im Referenzfall beurteilt werden. Dabei stehen zunächst Ansätze aus einem technisch-ingenieurwissenschaftlichen Blickwinkel im Mittelpunkt der Betrachtungen. Auf Arbeiten, die sich mit der Abbildung von Hochofenprozessen primär aus dem wirtschaftswissenschaftlichen Blickwinkel beschäftigen wird an dieser Stelle nicht eingegangen, da entsprechende Arbeiten im Rahmen der Betrachtungen zu den beiden Planungsaufgaben im Referenzfall für die Produktionsprogrammplanung (vgl. Abschnitt 4.2.3) und die Materialeinsatzplanung (vgl. Abschnitt 4.3.3) im Referenzfall Berücksichtigung finden.

2.2.3.1 Sintermodelle

Im Vergleich mit den im nachfolgenden Abschnitt dargestellten Modellen zur Abbildung von Hochofenprozessen gibt es relativ wenig Ansätze, die sich auf Prozesse der Sinterung von eisenhaltigen Stoffen zum Einsatz im Hochofen beziehen.

Ein Steuerungsmodell für eine Sinteranlage auf Basis von realen Betriebsdaten stammt von Iida et al. (vgl. Iida et al. (1985)). Mit Hilfe statistischer Verfahren und gemessenen Kennzahlen für chemisch-physikalische Größen wird die zukünftige Entwicklung dieser Kennzahlen prognostiziert und bei Abweichungen automatisch korrigierend eingegriffen. Allerdings werden die Werte ausschließlich mit Hilfe einer Zeitreihenanalyse prognostiziert, die metallurgischen Vorgänge bei der Sinterung werden nicht direkt abgebildet. TianZheng, und RuZhuo (vgl. TianZheng und RuZhuo (1990)) entwickeln hingegen auf Basis multipler quadratischer Regressionsanalysen von Betriebsdaten und betrieblichen Kennzahlen ein Modell der Sinteranlage eines chinesischen integrierten Hüttenwerks zur Optimierung der Produktion auf Basis eines Constraint-Programming Ansatzes.

Straka (vgl. Straka (1992)) arbeitet hingegen nicht mit realen Betriebsdaten, sondern formuliert auf Basis von theoretischen Überlegungen Differentialgleichungen und setzt diese zur Steuerung der Bandlaufgeschwindigkeit einer Sinteranlage ein. Gemein ist den genannten Ansätzen, dass diese mit ihren Betrachtungen nicht auf realen physikalisch-chemischen Zusammenhängen fußen.

Anders ist dies bei dem von Li und Tokuda (vgl. Li und Tokuda (1994)) vorgestellten thermodynamischen Simulationsmodell. Hierin werden die ablaufenden Reaktionen explizit abgebildet. Darüber hinaus wird das Modell in Zonen eingeteilt, die eine räumliche Zuordnung der Reaktionen über das Sinterband vornehmen sollen. Ein weiteres Simulationsmodell auf Basis von thermodynamischen Zusammenhängen stammt von Rentz et al. (vgl. Rentz et al. (1999); Sieverdingbeck (2001)) und wurde zur strategischen Planung produktionsintegrierter Umweltschutzmaßnahmen in der Eisen- und Stahlindustrie entwickelt. Zur Simulation wird die in Abschnitt 2.2.2.4 dargestellte Flowsheet-basierte Prozesssimulation mit dem ebenfalls beschriebenen kommerziellen Flowsheeting Programm ASPEN PLUS[®] eingesetzt. Ein drei und auch ein neun Temperaturzonen umfassendes Modell bestimmen, hauptsächlich mit *RGIBBS*-Reaktoren, unter Minimierung der freien Enthalpie für jede Reaktionszone das Reaktionsgleichgewicht und damit die Massenbilanz des Sinterprozesses.

Hinsichtlich einer Übertragbarkeit der vorgestellten Ansätze auf das zu modellierende Produktionssystem ist zunächst festzustellen, dass sich die genannten Arbeiten jeweils mit einer spezifischen Sinteranlage beschäftigen. Grundsätzlich wären hier bei einer Übertragung

wesentliche Anpassungen an den Referenzfall notwendig. Dies gilt insbesondere für die Ansätze von Iida et al., TianZheng und RuZhuo sowie Straka (s. o.), da diese sich nicht auf die zugrunde liegenden physikalisch-chemischen Zusammenhänge sondern auf Betrachtungen und Analysen spezieller Sinteranlagen beziehen. Das Steuerungsmodell von Straka ist zudem nicht für einen Einsatz in der Optimierung geeignet. Geeigneter erscheinen die Arbeiten auf Basis realer thermodynamischer Vorgänge, insbesondere der Simulation. Hierbei werden jedoch bei Li und Tokuda lediglich wenige Elemente betrachtet. Insbesondere fehlt eine Berücksichtigung von Problemstoffen. Die genannte Abbildung des Sinterprozesses mittels einer Flowsheet-basierten Simulation bezieht diese Stoffe mit in die Betrachtungen ein. Allerdings sind für einen Einsatz in der operativen Planung im betrachteten Referenzfall neben der Kalibrierung des Modells an den betrachteten Anwendungsfall (vgl. Rentz (2004), S. 18) weitere Änderungen und Anpassungen des Modells notwendig. Zum einen müssen die Modelle auch für wechselnde Spezifikationen der Einsatzstoffe gute Planungsergebnisse liefern. Die Möglichkeit, in bestimmten Grenzen die Einsatzstoffzusammensetzung zu variieren, ist wesentliches Charakteristikum der Planungsaufgaben. Da bislang die Modelle ausschließlich für Berechnungen mit relativ konstanten Spezifikationen der eingesetzten Stoffe verwendet werden, für die operative Planung dennoch sehr genaue Ergebnisse notwendig sind, ist trotz der prinzipiellen Eignung der Modelle die ausschließliche Verwendung von Gleichgewichtsreaktoren in Frage zu stellen.

2.2.3.2 Hochofenmodelle

Eine im Vergleich zu Sinteranlagenmodellen deutlich größere Anzahl an Arbeiten beschäftigt sich mit der Abbildung von Hochofenprozessen. Eine große Anzahl dieser Hochofenmodelle fußt auf einer statischen Betrachtung eines in Zonen aufgeteilten Hochofens und einer gleichungsorientierten Beschreibung der ablaufenden Prozesse. Eines der ersten Modelle diesen Typs stammt von Mathesius (vgl. Mathesius (1916)), das auf Basis des ersten und des zweiten Hauptsatzes der Thermodynamik eine zweistufige Wärmebilanz des Hochofens aufstellt. Es folgten eine Reihe weiterer Modelle auf Basis von Wärmebilanzen, spätere Arbeiten (vgl. z. B. Wartmann (1963)) beziehen auch reaktionskinetische Aspekte mit in die Modellbildung ein. Aufbauend auf dem statischen, zonen- und gleichungsorientierten Ansatz wurden dynamische Modelle entwickelt, mit denen beispielsweise die Auswirkungen von Betriebsstörungen auf den Hochofenprozess berechnet werden können (vgl. Flemming (1976)). Um nicht im Voraus die zu berücksichtigenden chemischen Reaktionen festlegen zu müssen, besteht das von Cameron et al. (vgl. Cameron, Morton und Patterson (1991)) entwickelte Modell aus erweiterbaren Modulen. Weitere gleichungsorientierte Zonenmodelle finden sich bei Saxén (1990), Bi, Torssell und Wijk (1992a), Bi, Torssell und Wijk (1992b) und Yamaoka und Kamei (1992). Die genannten Modelle betrachten allesamt den Hochofen eindimensional, d. h. es findet keine mehrdimensionale Berücksichtigung der Ofenzonen statt.

Die Arbeiten von Huaqiang et al. (vgl. Huaqiang et al. (1994)) und Zeisel (vgl. Zeisel (1995)) hingegen berücksichtigen diese unterschiedlichen räumlichen Gegebenheiten im Hochofen mit Hilfe eines zweidimensionalen Modells bzw. auf Basis von Finite-Elemente-Methoden erstellten Modellen. Allerdings zieht dies einen erhöhten Berechnungsaufwand nach sich, der die Anzahl der berücksichtigten Elemente deutlich einschränkt (vgl. Sieverdingbeck (2001), S. 77). Daneben gibt es z. B. auch Ansätze, die über eine Kopplung von mathematischen Gleichungen mit Expertensystemen losgelöst von chemisch-physikalischen Zusammenhängen den Hochofenprozess abbilden.

Analog zu dem im vorangegangenen Abschnitt genannten Sinteranlagenmodell stammt von Rentz et al. (vgl. Rentz et al. (1999), Sieverdingbeck (2001)) ein Hochofenmodell auf Basis der fließschemabasierten Prozesssimulation, das wiederum zur strategischen Planung produktionsintegrierter Umweltschutzmaßnahmen eingesetzt wird. Ähnlich dem Sinteranlagenmodell wird auch der Hochofen in verschiedene Temperaturzonen unterteilt, die die unterschiedlichen Reaktionszonen im Hochofen (vgl. Abschnitt 2.1.1.3) abbilden sollen. Das entwickelte Modell besteht im Wesentlichen aus acht RGIBBS-Gleichgewichtsreaktoren, die in fünf Temperaturzonen die Vorgänge im Hochofen modellieren.

Die besondere Geometrie des Referenzhochofens, sowie die besondere Ofenfahrweise erschweren eine Übertragung vorhandener Ansätze. Zunächst wären erhebliche Arbeiten notwendig, um die verwendeten Gleichungen bzw. Simulationsmodelle anzupassen. Zudem berücksichtigen viele der gleichungsorientierten Ansätze zwar die chemischen Hauptkomponenten im Hochofenprozess (hauptsächlich Fe, C, Si, O₂, N₂), jedoch werden Problemstoffe, die im vorliegenden Fall von zentraler Bedeutung sind, nicht oder nur bedingt betrachtet (vgl. Sieverdingbeck (2001), S. 78). Auch im Bereich des Hochofens erscheint der Modellierungsansatz auf Basis der Flowsheet-basierten Prozesssimulation von Rentz et al. am geeignetsten. Wie bei der Sinteranlage sind jedoch auch hier erhöhte Anforderungen hinsichtlich der Berechnungszeit sowie der Genauigkeit der Abbildung für den Einsatz in der operativen Planung zu stellen.

Für weitere Literaturüberblicke zu Modellen des Hochofenprozesses sei auf weitere Arbeiten, beispielsweise Sieverdingbeck (2001) und Bosse (2003) verwiesen.

2.2.4 Schlussfolgerungen, Zielsetzung und Vorgehensweise zur Abbildung der Produktionsprozesse für eine Produktionsplanung im betrachteten Produktionssystem

Die Konzepte der (linearen) Aktivitätsanalyse und der betriebswirtschaftlichen Input-Output-Analyse bieten einen geeigneten Rahmen für die Modellbildung vernetzter Produktionssysteme, auch aus Bereichen der verfahrenstechnischen Industrie. In ihren einfachen Formen, insbesondere der linearen bzw. Leontief-Technologien, in denen sie auch z. T. schon für strategische Planungs- und Bewertungsaufgaben in der Eisen- und Stahlindustrie erfolgreich eingesetzt wurden, greifen sie jedoch zu kurz. Ansatzpunkte aus betriebswirtschaftlicher Sicht bieten hier die zur Klasse der techno-ökonomischen Transformationsfunktionen gehörenden Engineering Production Functions und die thermodynamischen Transformationsfunktionen. Für den Einsatz in einer taktisch-operativen Produktionsplanung ist jedoch bezüglich der Abbildungsgenauigkeit der Detaillierungsgrad gegen die Berechenbarkeit in Entscheidungsmodellen sorgsam abzuwägen.

Ähnlich verhält es sich mit ingenieurwissenschaftlich-orientierten Modellierungsansätzen. Die vergleichsweise einfache Modellierung auf Basis von Material- und Energiebilanzen bzw. festen Verteilungskoeffizienten weist für den betrachteten Prozess nicht den notwendigen Detaillierungsgrad auf. Die Bestimmung linearer Gleichungen für die Input-Output-Beziehungen auf Basis einer multiplen Regressionsrechnung auf empirisch bestimmten Daten erscheint vorteilhaft in Bezug auf die Berechenbarkeit von Entscheidungsmodellen, denen diese linearen Funktionen zugrunde gelegt werden können. Allerdings ist die Bestimmung der empirischen Daten im Praxisbetrieb realer Produktionsprozesse häufig nur schwer durchführbar, zumal im täglichen Betrieb in der Regel nicht die notwendige unabhängige Variation sämtlicher Parameter stattfindet und die Durchführung solcher Variationen zu aufwändig wäre. Somit ist nicht gewährleistet, dass jeder Effekt auch tatsächlich adäquate Berücksichtigung findet. Weiterer wesentlicher Kritikpunkt an einer isolierten Betrachtung linearer Regressionsgleichungen ist die mit der Linearisierung der Zusammenhänge einhergehende Vereinfachung und Lösung bzw. Missachtung von chemisch-physikalischen Gesetzmäßigkeiten. Diese mag in bestimmten Größenordnungen akzeptabel sein, die Gültigkeit dieser Voraussetzung ist jedoch zu überprüfen. Abhilfe schaffen kann der Einsatz von Flowsheeting-basierter Prozesssimulation. Hierbei ist es nicht notwendig, einen expliziten analytische Zusammenhänge zwischen Input- und Outputstoffströmen zu definieren, Parametervariationen und Sensitivitätsanalysen sind ohne weiteres möglich. Allerdings stehen die vergleichsweise hohen Berechnungszeiten eines Flowsheets der Verwendung in Entscheidungsmodellen entgegen. Ein weiterer Nachteil dieser Systeme ist, dass sie nicht oder nur sehr eingeschränkt in der Lage sind, auch physikalische Kenngrößen des Prozesses und der betrachteten Stoffströme,

wie z. B. die Durchgasbarkeit des Möllers, Sinterfestigkeit u. Ä. zu berücksichtigen und zu berechnen.

Hinsichtlich der Frage nach bereits existierenden Modellen von Produktionsprozessen aus der Eisen- und Stahlindustrie ist zunächst festzustellen, dass es in diesem Bereich bereits eine große Anzahl an Arbeiten gibt, die eine Abbildung zur Beschreibung, Steuerung oder Planung der Produktion in diesem Industriebereich zum Ziel haben. Die Abbildung der chemischen Grundlagen ist in ingenieurwissenschaftlich orientierten Arbeiten jedoch meist auf die Hauptkomponenten des Prozesses beschränkt. Problemstoffe wie Zink und Alkalien, die für den Referenzfall von besonderer Bedeutung sind, werden oft nicht betrachtet. Weiter bilden die Prozessmodelle meist spezielle Anlagen ab, so dass bei einer Übertragung allenfalls das Prinzip, nicht jedoch die einzelnen Gleichungen inklusive der Koeffizienten übernommen werden könnten. Hinzu kommt, dass viele der dargestellten Ansätze lediglich ein Aggregat betrachten, für den Referenzfall jedoch die integrierte Betrachtung sowohl der Sinteranlage als auch des Hochofens sowie der nachgeschalteten Gasreinigungen notwendig ist, um die tatsächlichen Auswirkungen der Entscheidungen abschätzen zu können.

Geeigneter scheint ein Ansatz auf Basis der Flowsheet-basierten Prozesssimulation. Sowohl für eine Eisenerzsinterung als auch für einen Hochofenprozess existieren Modelle, die alle notwendigen Hauptkomponenten sowie Problemstoffe abbilden. Zudem sind die Simulationsmodelle einzelner Anlagen miteinander verknüpfbar (vgl. z. B. Rentz et al. (1999)). Allerdings sind Anpassungen der Modelle erforderlich, so dass diese die notwendige Abbildungsgenauigkeit für den Einsatz in einer operativen Planung bieten. Zudem sind die hauptsächlich beschreibenden Modelle für eine Entscheidungsunterstützung nutzbar zu machen. Hierbei ist eine Verknüpfung mit den Entscheidungsmodellen aus dem Operations Research über den Einsatz der linearen Regressionsanalyse denkbar.

Basierend auf den bislang dargestellten Ausführungen und der Zielsetzung des Forschungsvorhabens folgend, werden im Weiteren Planungsansätze für die operative Produktionsplanung im Referenzunternehmen entwickelt. Diese sollen die verantwortlichen Planer auf Basis einer adäquaten Abbildung der zugrunde liegenden Produktionsprozesse in die Lage versetzen, die aus ökonomischer Sicht optimalen Entscheidungen in adäquater Zeit zu bestimmen. Die bei der Entwicklung der Planungsansätze verfolgte Vorgehensweise, deren einzelne Schritte in den folgenden Kapiteln 3 und 4 ausführlich dargestellt werden, wird zunächst kurz umrissen. Sie gliedert sich in die Schritte der *verfahrenstechnischen Modellbildung*, der *Erfassung der entscheidungsrelevanten monetären Größen*, der *ökonomischen Modellbildung* sowie der *Implementierung der Modelle*:

- **Verfahrenstechnische Modellbildung:** Zur Abbildung der Produktionsprozesse wird zunächst die fließschemabasierte Prozesssimulation eingesetzt. Anwendung finden Simulationsmodelle der relevanten Aggregate. Da die Lösung eines Simulationsmodells zum Teil vergleichsweise viel Zeit in Anspruch nimmt,³¹ ist eine direkte Verwendung dieser innerhalb der ökonomischen Optimierung nicht zielführend. Stattdessen wird sich der multiplen linearen Regression bedient, um aus Ergebnissen umfangreicher Simulationsläufe lineare Zusammenhänge zwischen den Spezifika und Mengen des jeweiligen Inputs der Aggregate und den Spezifika und Mengen des Outputs zu generieren.
- **Erfassung der entscheidungsrelevanten monetären Größen:** Die auf diese Weise erstellten linearen Zusammenhänge gilt es im zweiten Schritt monetär zu erfassen und zu bewerten, bevor eine Verwendung in Entscheidungsmodellen des Operations Research für die Planungsaufgaben im Referenzfall möglich ist. Um eine Übertragung der Ansätze auf andere Anwendungen zu erleichtern, werden die betrachteten relevanten Kosten und Erlöse stoffstromorientiert innerhalb eines einheitlichen Schemas erfasst und zugeordnet.
- **Ökonomische Modellbildung:** Innerhalb des durch dieses Schema bereiteten Modellierungsrahmens werden die Optimiermodelle zur Produktionsprogrammplanung und zur Materialeinsatzplanung aufgestellt. Die Produktionsprozesse werden in diesen Modellen durch die aus der verfahrenstechnischen Modellbildung erhaltenen Regressionsgleichungen Input-Output-Zusammenhänge abgebildet. Dort wo dies nötig und sinnvoll ist, findet eine Rückkopplung zwischen der ökonomischen Optimierung und den erstellten Simulationsmodellen statt.³² Beide Modelle werden exemplarisch auf den Referenzfall angewendet.
- **Implementierung der Modelle:** Die Modelle werden in dem auf einer MS Access Datenbank basierenden integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE³³ implementiert. Die Datenbank dient dabei in erster Linie der Speicherung der für die Planungen benötigten Grunddaten, der Anbindung des Entscheidungsunterstützungssystems an im Referenzunternehmen im Einsatz befindliche Softwarewerkzeuge, die eingesetzten Simulationwerkzeuge sowie die mathematische Modellierungsumgebung GAMS und der Steuerung der Optimierungsläufe.

³¹ Beispielsweise benötigt das eingesetzte Simulationswerkzeug zur Lösungsfindung für die im folgenden Abschnitt vorgestellten Modelle für die Sinteranlage und den Hochofen je nach Konfiguration zwischen einigen Sekunden und einigen Minuten zur Lösung des jeweiligen Flowsheets.

³² Auf die Problematik von Vereinfachungen durch den Einsatz linearer Regressionsgleichungen zur Abbildung der Produktionsprozesse wird in den folgenden Abschnitten eingegangen.

³³ Simulation combined with Optimisation in the Process Industries

In den folgenden Kapiteln 3 und 4 wird auf die einzelnen Schritte im Detail eingegangen. Dabei wird in Kapitel 3 zunächst die verfahrenstechnische Modellbildung dargestellt. In Kapitel 4 wird zunächst in Abschnitt 4.1 auf die Erfassung der monetären Einflussgrößen eingegangen. Da es sich bei den zu entwickelnden Modellen zur Mischungsoptimierung der Sinteranlagen, zur Produktionsprogramm- und zur Materialeinsatzplanung um unterschiedliche Modelle handelt, werden diese separat in den Abschnitten 4.2 und 4.3 dargestellt. Nachdem der allgemeine Rahmen der Implementierung der Ansätze in dem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE bereits in diesem Abschnitt vorgestellt wurde, wird in den Abschnitten zur Modellbildung nur noch auf die Spezifika der Implementierung des jeweiligen Ansatzes eingegangen. Zur Überprüfung der Plausibilität der Modellergebnisse, zur Analyse der Prozesse sowie zur Demonstration der Anwendungsgebiete werden die entwickelten Methoden jeweils exemplarisch im Rahmen von Szenario- bzw. Sensitivitätsanalysen angewendet.

Da die Implementierung der beiden Planungsansätze weitestgehend identisch und in einem System erfolgt, wird diese im folgenden zunächst Abschnitt näher beschrieben.

2.2.5 Implementierung der Modelle

Der Aufbau des integrierten Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE, in dem die zu entwickelnden Modelle implementiert werden, ist in Abbildung 2-15 schematisch dargestellt. SCOPE setzt auf einer MS Access-basierten relationalen Datenbank auf und gliedert sich in drei funktionale Teilbereiche. Der erste Teilbereich dient der Bereitstellung und Pflege der für die Planungen benötigten Grunddaten und Planungsergebnisse. Über Abfragen ist dieser mit den im Referenzunternehmen verwendeten Datenbanken verbunden. Aus diesen werden die Spezifikationen der einsetzbaren Roh- und Hilfsstoffe, der Sinter- und Roheisensorten in SCOPE eingelesen. Zudem werden allgemeine Planungsparameter wie die aktuellen Preise für Roheisen, Reduktionsmittel, Betriebsstoffe und Kuppelprodukte gespeichert.

Der zweite Teilbereich besteht aus den Anwendungen zur Planung für die Aufgabenbereiche. Über Module in der höheren Programmiersprache Visual Basic for Applications (VBA) werden sowohl für die Produktionsprogrammplanung (Modul MPS³⁴) als auch für die im folgenden Abschnitt dargestellte Materialeinsatzplanung (Modul CD³⁵) die Optimierungsläufe gesteuert. Das jeweilige Modul liest die für die Planungen benötigten Daten aus der Datenbank aus und schreibt sie in eine Eingabedatei (scope-mps.inc bzw. scope-cd.inc). Ebenfalls wird eine Stapelverarbeitungsdatei (scope-mps.bat bzw. scope-cd.bat) erzeugt und

³⁴ MPS steht für Master Production Scheduling, einem englischen Begriff für Produktionsprogrammplanung.

³⁵ CD steht für Cost Determination. Das Modul wird im Referenzunternehmen auch als Hilfsmittel zur Annahmepreisbestimmung eingesetzt (vgl. auch Ausführungen hierzu in Abschnitt 4.3.6).

ausgeführt, die den eigentlichen Optimierungslauf in der Modellierungsumgebung GAMS (General Algebraic Modelling System) auf Basis des in GAMS formulierten Planungsmodells (scope-mps.gms bzw. scope-cd.gms) mit den in der Eingabedatei spezifizierten Daten aufruft. GAMS baut das Modell auf und übersetzt es in das Eingabeformat für den verwendeten Standardsolver CPLEX. Das Modell wird gelöst und GAMS erzeugt einerseits eine Datei mit allgemeinen Informationen zum Modelllauf (Systemoutput) und eine Ergebnisdatei (mps.txt bzw. cd.txt). Diese wird wiederum in SCOPE eingelesen und steht für weitere Auswertungen zur Verfügung.

Den dritten Teilbereich von SCOPE bilden Benutzerschnittstellen. Der Anwender kann mittels der grafischen Benutzeroberfläche SCOPE-GUI auf SCOPE zugreifen und hat daneben die Möglichkeit, Optimierungsergebnisse in ASPEN PLUS[®] bzw. in anderen Programmen (beispielsweise MS Excel) weiter zu verarbeiten. Der Zugriff erfolgt im Wesentlichen auf Basis von Formularen.

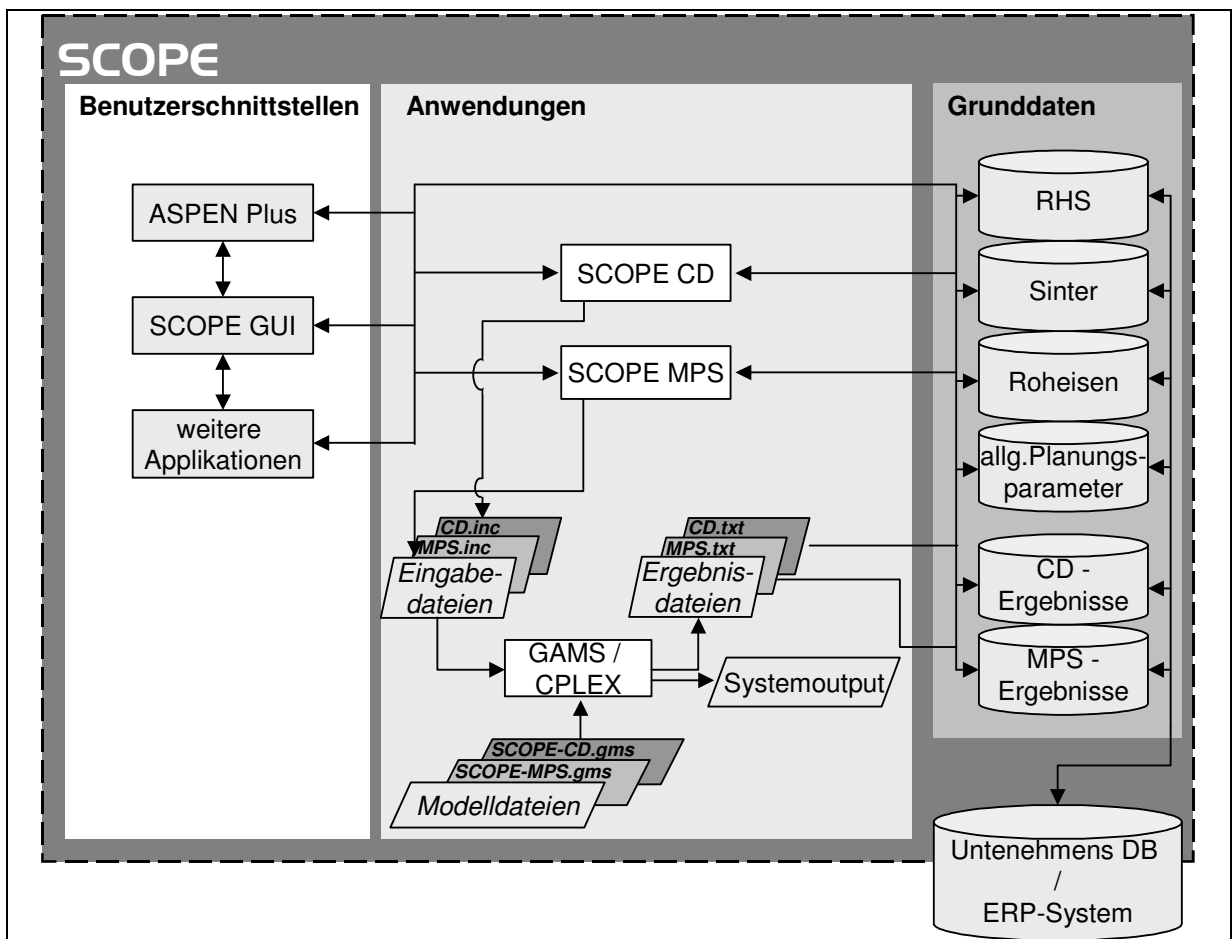


Abbildung 2-15: Schematischer Aufbau des Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE

Für den Einsatz der Modellierungsumgebung GAMS IDE zur Formulierung der mathematischen Optimierungsmodelle und des Solvers CPLEX zu deren Lösung sprechen

eine Reihe von Gründen (vgl. z. B. Brooke et al. (1998); Engels (2003); Brooke et al. (1998) Sasse (2001)):

- GAMS bietet eine hohe Portabilität zwischen unterschiedlichen Plattformen und Betriebssystemen, so dass beispielsweise nach Modellierung des Planungsproblems auf einem einzelnen PC eine Übertragung auf leistungsfähigere Rechner möglich ist.
- Die Modellformulierung ist zunächst unabhängig vom eingesetzten Solver. Zur Lösung des Problems können somit die jeweils besten Solver für den jeweiligen Problemtyp eingesetzt werden.
- Durch die benutzerfreundliche und der mathematischen Form ähnlichen Darstellung ist eine effiziente, übersichtliche Formulierung auch komplexer Modelle möglich. Insbesondere können Erweiterungen und Parameteränderungen ohne größeren Aufwand durchgeführt werden und so das Modell an geänderte Anforderungen angepasst werden.
- Eine getrennte Speicherung von Daten und Modelldateien, wie im vorliegenden Konzept verfolgt, trägt weiter zu einer Strukturierung insbesondere großer Modelle und somit zu einer besseren Übersichtlichkeit dar.
- Bei dem Solver CPLEX der Firma Ilog Inc. handelt es sich um einen der derzeit leistungsfähigsten Standardsolver zur Lösung von linearen, gemischt-ganzzahligen und quadratischen Optimierungsproblemen.³⁶

Insbesondere um eine einfache Erweiter- und Übertragbarkeit der Planungsmodelle zu gewährleisten, wird hier auf die genannte Modellierungsumgebung sowie den genannten Standardsolver zurückgegriffen und auf die Entwicklung eines problemspezifischen Lösungsalgorithmus verzichtet. Die späteren Ausführungen zeigen, dass bei der gewählten Vorgehensweise in akzeptabler Zeit optimale Lösungen gefunden werden können, auch wenn ein problemspezifischer Algorithmus u. U. schneller zu einer optimalen Lösung gelangen könnte.

³⁶ Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens wird CPLEX in der Version 9.0 verwendet.

3 Verfahrenstechnische Modellierung der metallurgischen Prozesse im Referenzunternehmen

Grundlage der metallurgischen Modellierung der Verfahren bildet die Flowsheeting basierte Simulationsumgebung ASPEN PLUS[®], deren Funktionsweise ausführlich in Abschnitt 2.2.2.4 vorgestellt wird. Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens wird ein Flowsheeting Modell der Sinteranlage sowie des Hochofens mit den jeweils relevanten Nebenaggregaten entwickelt und daraus beschreibenden Gleichungen abgeleitet. Dazu werden mit den Flowsheeting Modelle Sensitivitätsberechnungen durchgeführt und aus den ermittelten Ergebnissen mit Hilfe der in Abschnitt 2.2.2.3 vorgestellten Methoden der Regressionsanalyse beschreibende Gleichungen abgeleitet.

3.1 Modell der Sinteranlage

Das Modell der Sinteranlage umfasst neben dem eigentlichen Sinterband auch die Abgasreinigungsanlage. Weitere Nebenaggregate, wie die Einsatzstoffmischung und die Pelletierung werden nicht berücksichtigt, da dort keine relevanten Stoffumwandlungen auftreten. Die zur Modellierung notwendigen metallurgischen Zusammenhänge werden in Abschnitt 2.1.1.2 vorgestellt.

3.1.1 Flowsheeting Modell der Sinteranlage

Vorraussetzung der Modellierung ist die Definition einer Komponentenliste die von ASPEN PLUS[®] berücksichtigt werden sollen. Tabelle 3-1 zeigt die für die Modellierung der Sinteranlage sowie des Hochofens verwendeten Elemente und ihre Verbindungen.

Tabelle 3-1: Zur Modellierung verwendete Komponentenliste

Aluminium	Al	Mangan	Mn
	Al ₂ O ₃		MnO
Blei	Pb	Natrium	Na
	PbCl ₂		NaCl
	PbO		Na ₂ O
Chrom	Cr		Na ₂ S
	Cr ₂ O ₃		Na ₂ SiO ₃
Eisen	Fe	Nickel	Na ₂ Si ₂ O ₅
	Fe ₂ O ₃		Ni
	Fe ₃ O ₄		NiO
	FeO	Phosphor	P
	FeCl ₃		P ₂ O ₅
	FePO ₄ ·2H ₂ O	Sauerstoff	O ₂
	FeS	Schwefel	S
	Fe ₂ ZnO ₄		SO ₂
Kalium	K		SO ₃
	KCl	Silizium	Si
	K ₂ O		SiO ₂
	K ₂ SiO ₃	Stickstoff	N ₂
	K ₂ Si ₂ O ₅		N ₂ O
Kalzium	Ca		NO
	CaCO ₃	NO ₂	
	CaO	Titan	Ti
	Ca(OH) ₂		TiO ₂
	CaSO ₄ ·2H ₂ O	Vanadium	V
	CaSO ₃ ·½H ₂ O		V ₂ O ₅
	Ca ₃ (PO ₄) ₂		H ₂
Kohlenstoff	C	Wasserstoff	HCl
	CO		H ₂ O
	CO ₂		H ₂ S
Kupfer	Cu	Zink	Zn
	Cu ₂ O		ZnCl ₂
	Cu		ZnO
	CuCl ₂	Zinn	Sn
Magnesium	Mg		SnO ₂
	MgO		

Zur Modellierung werden die Vorgänge in der Sinteranlage in die Teilschritte Sinterprozess, Staubabscheidung und Abgasreinigung unterteilt. Hierbei wird davon ausgegangen, dass sich die Sinteranlage in einem stationären Betriebszustand³⁷ befindet.

Eine schematische Zeichnung des Sinteranlagenmodells zeigt Abbildung 3-1.

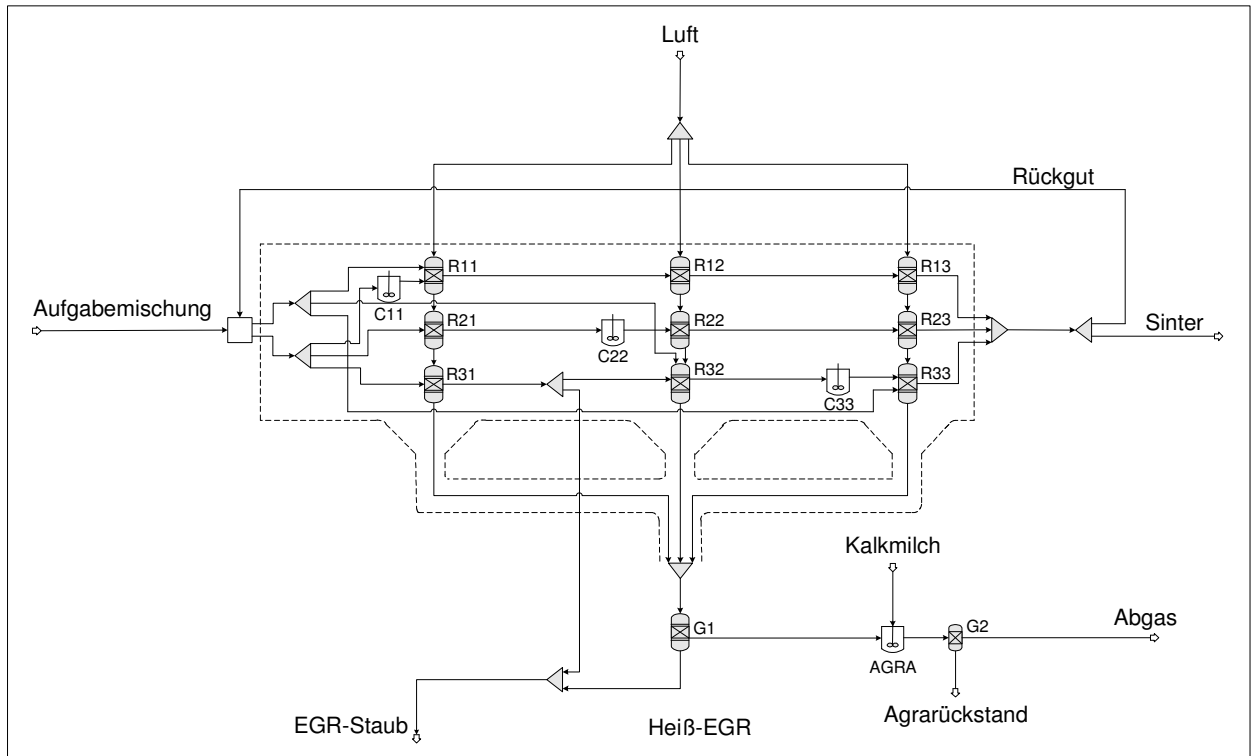


Abbildung 3-1: Schematisches Flowsheeting Modell der Sinteranlage

Die Aufgabemischung wird zusammen mit dem Stoffstrom Rückgut gemischt und bis auf den Brennstoff gleichmäßig auf die Reaktoren C11, R21 und R31 aufgeteilt. Da die Gleichgewichtsreaktoren R11 bis R33 reaktionskinetischen Hemmungen nicht berücksichtigen können, wird der Brennstoff nur in die Reaktoren, die der Simulation der Verbrennungszone dienen, zugeführt. Dadurch wird vermieden, dass bereits eine Oxidation des Brennstoffs unterhalb der Zündtemperatur erfolgt. Die höchsten Temperaturen werden entsprechend dem Verlauf der Verbrennungszone in den Reaktoren R11, R22 und R33 erreicht. Da diese Temperaturen funktionell von der zugeführten Koksmenge abhängig sind, werden sie nicht vorgegeben, sondern durch das Modell über eine Enthalpiebilanz ermittelt. Dazu werden die Enthalpieströme sämtlicher Reaktoren in einem Modul MIXER zusammengefasst.³⁸ Durch eine Designspezifikation wird die Temperatur in den Reaktoren

³⁷ Unter stationären Betriebszustand wird hier verstanden, dass die Massenströme der einzelnen Komponenten konstant sind. Dies ist zulässig, da sich die Betriebsbedingungen in den betrachteten jeweiligen Zeitintervallen von 24 h nur geringfügig ändern.

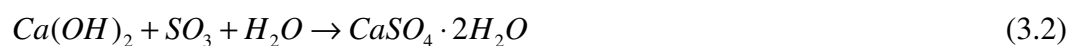
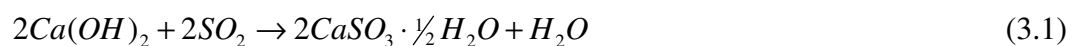
³⁸ Die Enthalpieströme sind aus Gründen der Übersichtlichkeit in der Skizze nicht dargestellt.

R11, R22 und R33 so variiert, dass der resultierende Wärmestrom des Mixers null ist. Dadurch ist es möglich die temperaturabhängige Verdampfung von Komponenten sowie die Reduktion bzw. Dissoziation der Eisenverbindungen zu simulieren. Die Temperaturen der restlichen Reaktoren werden entsprechend der in der Literatur beschriebenen Temperaturverteilung vorgegeben (vgl. Hillmann (2003)).

Den thermodynamischen Reaktoren der Verbrennungszone sind reaktionskinetische RCST-Reaktoren vorgeschaltet, in denen die Chlorierung der verdampfenden Metalloxide sowie die partielle Reduktion der Eisenträger berechnet wird. Die hierfür notwendigen Geschwindigkeitskonstanten sind aus den Betriebsdaten ermittelt worden. Ein Teil der in den RCST-Reaktoren gebildeten, gasförmigen Metallsalze wird direkt über den Reaktor G1 aus dem Modell der Sinteranlage entfernt³⁹, die restlichen Reaktionsprodukte werden in den jeweilig nachfolgenden thermodynamischen Reaktor überführt. Der Rückgutanteil wurde gemäß der Betriebsführung der DK Recycling und Roheisen GmbH auf einen festen Wert von 35 % der anfallenden Sintermenge eingestellt.

Die zur Sinterung notwendige Luft durchströmt die Reaktoren von oben nach unten. Der aus den Reaktoren R31, R32 und R33 austretende Abgasstrom wird in einem MIXER vereinigt und in dem Reaktor G1 auf eine Abgastemperatur von 200°C abgekühlt. Dabei werden die Metallsalze kondensiert sowie eventuell metallisch vorliegendes Natrium, Kalium und Zink oxidiert. Die mechanische Verstaubung wird durch den dem Reaktor R31 nachfolgenden Splitter simuliert. Der dadurch abgetrennte Stoffstrom bildet zusammen mit den kondensierten Metallsalzen den Stoffstrom EGR-Staub.

Die Abtrennung des Schwefeldi- und trioxids des feststofffreien Abgasstromes wird in dem RCST-Reaktor AGRA simuliert. Dabei werden die Schwefeloxide gemäß den Gleichungen (3.1) und (3.2) mit Kalkmilch abgebunden. Die für die Reaktion benötigte Menge Kalkmilch wird über eine Designspezifikation so eingestellt, dass die im Abgasstrom verbleibende Schwefeloxidkonzentration den geforderten 480 mg/Nm³ entspricht.



³⁹ Diese Stoffströme sind aufgrund der Übersichtlichkeit der Skizze nicht dargestellt.

3.1.2 Validierung des Sinteranlagenmodells

Um das Modell der Sinteranlage zu validieren wurden die in dem Zeitraum vom 01.01.2002 bis zum 31.10.2002 beobachteten Betriebsdaten als Inputstoffströme in das Modell eingegeben und die berechneten Modellergebnisse mit den im Betrieb beobachteten Werten verglichen.

Voraussetzung für einen aussagefähigen Vergleich ist eine belastbare Datenbasis. Abbildung 3-2 zeigt die bei der DK Recycling und Roheisen GmbH an der Sinteranlage verfügbaren Messstellen.

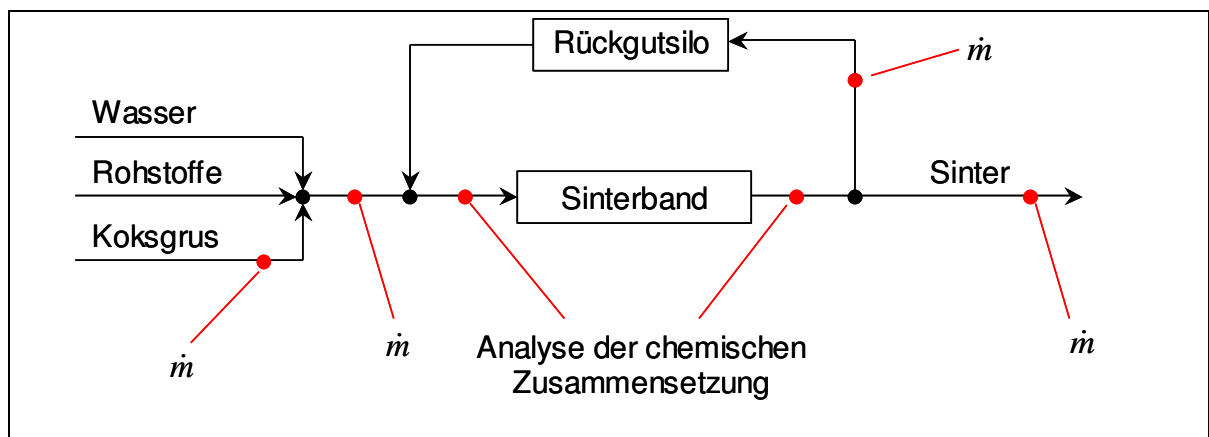


Abbildung 3-2: Messstellen der Sinteranlage der DK Recycling und Roheisen GmbH

Aus der Abbildung 3-2 ist ersichtlich, dass die Zusammensetzung der Rohstoffmischung nicht analysiert wird, sondern die auf das Sinterband aufgegebene Gesamtmischung aus Koksgrus, Rohstoffen, Wasser und Rückgut. Eine Bilanzierung des Sinterbandes ist daher nur unter der Annahme möglich, dass die Masse des in der Siebanlage anfallenden Rückgutes gleich der eingesetzten Menge Rückgut ist, d.h. keine Änderung des Rückgutsilostandes erfolgt. Weiterhin muss vorausgesetzt werden, dass die Zusammensetzung des eingesetzten Rückgutes der des anfallenden Sinters entspricht. Um den Zeitversatz zwischen dem Anfall und dem Einsatz des Rückgutes gerecht zu werden, wird für die Erstellung der Massenbilanz die Sinteranalyse des Vortages für das Rückgut verwendet. Der Vergleich, der unter diesen Annahmen berechneten Input- und Output-Stoffströme weist bei einigen Komponenten starke Abweichungen auf (vgl. Abbildung 3-3)

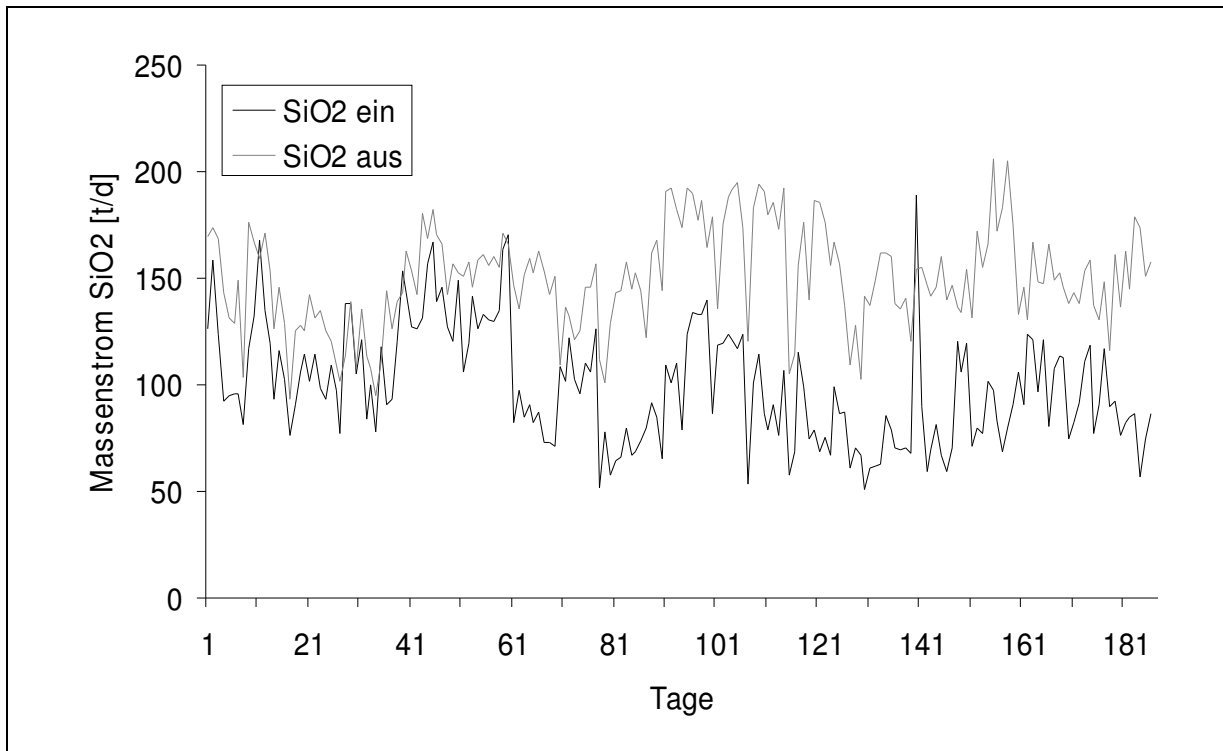


Abbildung 3-3: Vergleich Input-Output der Sinteranlage für Siliziumdioxid

Ein Hauptgrund für diese Abweichungen ist neben den getroffenen Annahmen die unterschiedlich Frequenz der Beprobung der Stoffströme sowie deren unterschiedliche Homogenität.

Während der Inputstoffstrom drei mal pro Schicht beprobt wird, wird von dem Sinter alle drei Stunden eine Analyse durch das Labor angefertigt. Weiterhin ist die Rohstoffmischung inhomogener als der Sinter, so dass es hier zu Fehlern bei der Probenahme kommen kann. Da aus den genannten Gründen die Sinteranalyse zuverlässiger erscheint, werden für die Validierung des Modells die Inputstoffströme so berechnet, dass sich eine ausgeglichene Massenbilanz ergibt.

Da in dem Beobachtungszeitraum mehrere An- und Abfahrvorgänge stattfanden, werden diese Daten aus dem Datensatz entfernt. Datensätze die erhebliche Abweichungen von den Mittelwerten aufweisen, werden mit Hilfe der Betriebsprotokolle überprüft und gegebenenfalls bei irregulären Betriebszustände, z. B. ein Stillstand von mehr als fünf Stunden, manuell entfernt. Der so bereinigte Datensatz der zur Validierung verwendet wird, umfasst insgesamt 184 Tage.

Die Modellberechnungen werden mit Hilfe eines erstellten Makro automatisiert durchgeführt. Abbildung 3-4 zeigt den Vergleich zwischen den berechneten Werten und den Betriebsdaten für die Konzentrationen der Elemente Fe, Si, Ca sowie für die Masse des produzierten Sinters.

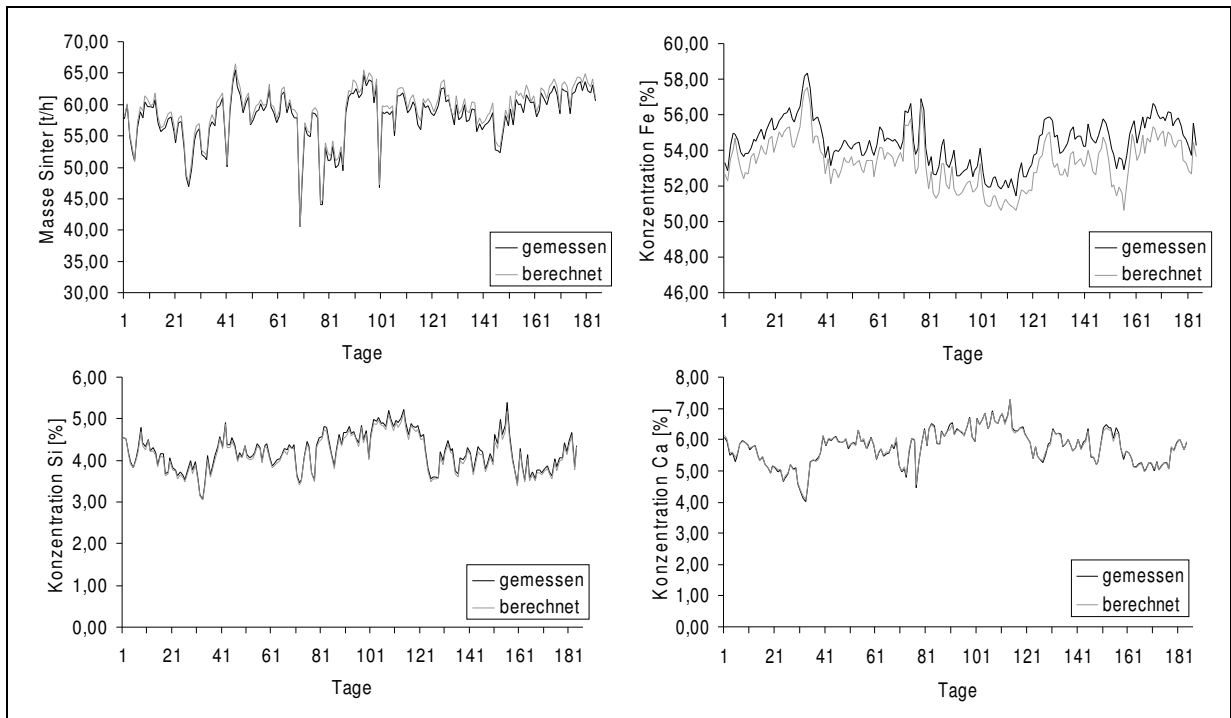


Abbildung 3-4: Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den Massenstrom und die Zusammensetzung des Sinters

Die Modellergebnisse und die Betriebsdaten differieren nur im geringen Maße, da der größte Teil der aufgegebenen nicht flüchtigen Komponenten im Sinter verbleibt. Lediglich die berechnete Eisenkonzentration ist aufgrund des höheren berechneten Oxidationsgrad, etwas geringer als die im Betrieb gemessene Konzentration des Eisens. Ursache hierfür ist vermutlich die Inhomogenität der Aufgabemischung, da sich Zonen mit einem Brennstoffüberangebot bilden können, in denen dann bei dem Sintervorgang sehr viel niedrigere Oxidationsgrade erreicht werden (vgl. Hillmann (2003)). Weiterhin hat die Korngröße des Brennstoffs einen Einfluss auf den Oxidationsgrad. Feinkörnige Brennstoffe reagieren aufgrund der größeren spezifischen Oberfläche schneller, so dass sich eine breitere Verbrennungszone ausbildet und dadurch höhere Kohlenmonoxidkonzentrationen erreicht werden die ebenfalls einen niedrigeren Oxidationsgrad bewirken (vgl. Cappel und Wendeborn (1973)). Diese Abhängigkeit kann durch das Flowsheeting Modell nicht abgebildet werden.

Ein wesentlicher Fokus des Sintermodells liegt auf der Modellierung des Verhaltens der partiell flüchtigen Problemstoffe Blei, Zink, Natrium und Kalium.

Abbildung 3-5 zeigt den Vergleich zwischen dem prognostizierten und dem gemessenen Austrag dieser Elemente im EGR-Staub. Als Maß für die Übereinstimmung zwischen den Kurvenverläufen kann der Korrelationskoeffizient herangezogen werden. In Tabelle 3-2 sind die jeweiligen Korrelationskoeffizienten sowie die Verflüchtigungsrate aufgeführt.

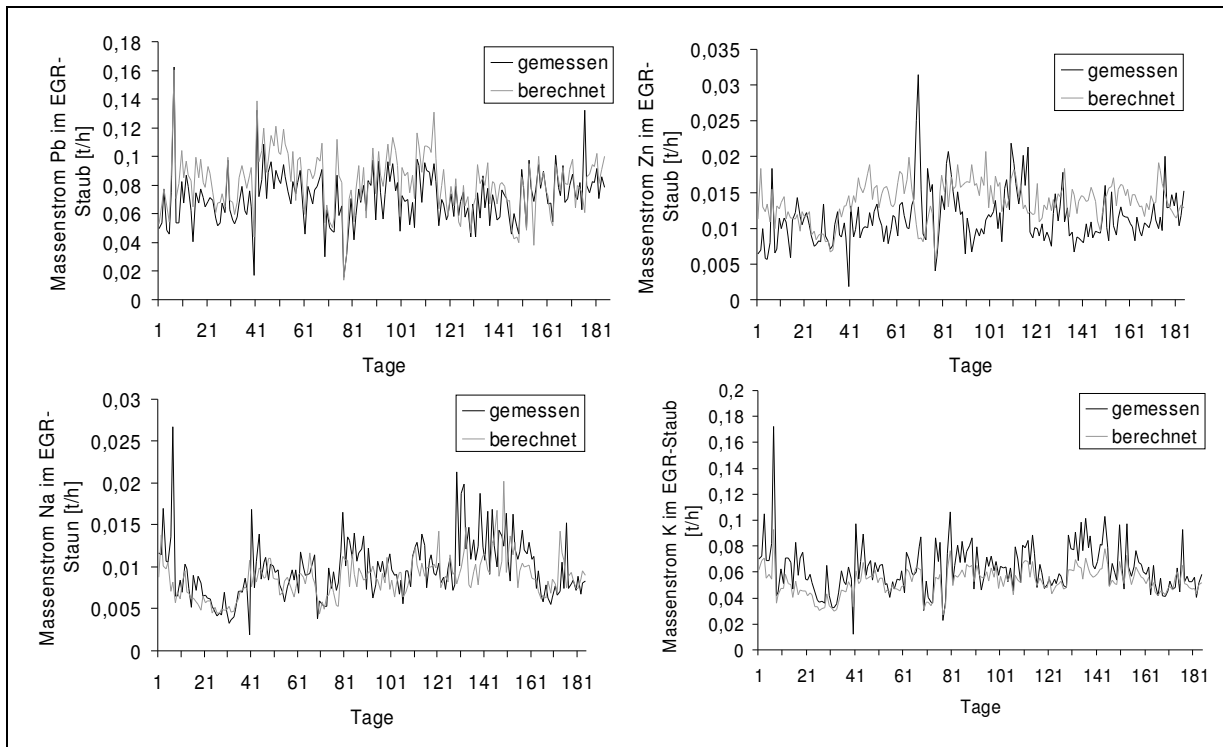


Abbildung 3-5: Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für die Massenströme der, über den EGR-Staub ausgetragenen Elemente Blei, Zink, Natrium und Kalium

Tabelle 3-2: Korrelationskoeffizienten zwischen den gemessenen und modellierten Austrag sowie den Verflüchtigungsraten der Elemente Blei, Zink, Natrium und Kalium

	Blei	Kalium	Natrium	Zink
Korrelationskoeffizient [-]	0,82	0,78	0,55	0,13
Verflüchtigungsrate [%]	64,2	33,2	6,2	0,7

Es ist deutlich erkennbar, dass mit steigender Verflüchtigungsrate die Übereinstimmung zwischen dem Modell und der realen Sinteranlagen zu nimmt. Ursache hierfür sind die mit steigender Verflüchtigungsrate abnehmende Empfindlichkeit gegenüber Messfehlern sowie der abnehmende Einfluss der unterschiedlichen mechanischen Verstaubungsraten mit zunehmender Verflüchtigungsrate.

Für eine ökonomische Betrachtung ist neben dem Austrag der Störelemente auch die zu entsorgende Gesamtmenge des EGR-Staubes relevant.

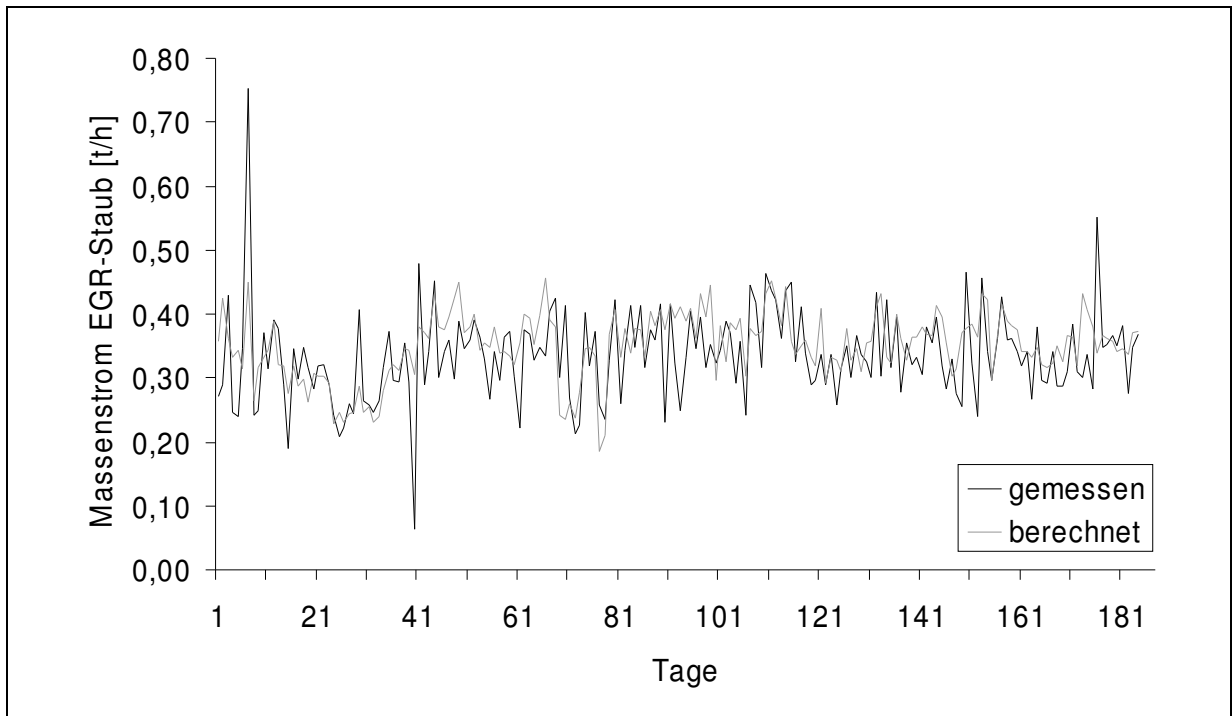


Abbildung 3-6: Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den Massenstrom EGR-Staub

Abbildung 3-6 zeigt den Vergleich zwischen den gemessenen und den durch das Modell berechneten Werten des Massenstroms des EGR-Staubes. Die Übereinstimmung mit den Messdaten ist relativ hoch, der Korrelationskoeffizient zwischen den beiden Kurvenverläufen beträgt 0,65.

Auf Basis der dargestellten Modellergebnisse kann davon ausgegangen werden, dass das erstellte Prozessmodell in der Lage ist, alle relevanten Vorgänge in einem hinreichend genauem Maß abzubilden. Insbesondere das Verhalten, der für den Hochofenbetrieb schädlichen, flüchtigen Elemente konnte in sehr guter Übereinstimmung mit den Betriebsdaten abgebildet werden.

3.1.3 Ableitung von linearen Gleichungen aus dem Sinteranlagenmodell

Um die Simulationsmodelle für betriebswirtschaftliche Planungswerkzeuge einsetzen zu können, werden lineare Gleichungen ermittelt, die die chemische Zusammensetzung des Sinters sowie die relevanten Mengenströme als Funktion der Zusammensetzung der eingesetzten Rohstoffe problemadäquat beschreiben. Dazu werden mit dem Modell der Sinteranlage Sensitivitätsanalysen durchgeführt und anschließend aus den erhaltenen Modellergebnissen mit Hilfe der Regressionsrechnung lineare Gleichungen abgeleitet.

Die Durchführung der Sensitivitätsanalysen wird mit Hilfe von rechnerisch ermittelten, orthogonalen⁴⁰ Möllierzusammensetzungen durchgeführt. Da aus den Sensitivitätsanalysen lineare Gleichungen abgeleitet werden, ist es ausreichend die relevanten Parameter auf zwei Niveaus zu variieren. Um die gegenseitige Beeinflussung von Parametern sicher zu erfassen, werden alle möglichen Kombinationen aus den Variablen mit ihren zwei unterschiedlichen Niveaus gebildet. In Tabelle 3-3 sind die für die Sensitivitätsanalyse verwendeten Parametern mit den jeweiligen Niveaus wiedergegeben.

Tabelle 3-3: Minimales und maximales Niveau der Parameter für die Sensitivitätsanalyse

	Fe	Zn	Pb	Na	K	Si	Ca	Mg	Cl	S	C	H ₂ O
Min [%]	41,4	1	0,1	0,1	0,1	2	3	0,2	0,1	0,1	5	10
Max [%]	57,6	3,5	0,3	0,3	0,5	6	7	1	0,4	0,5	7	14

Da die Summe der Konzentrationen der Komponenten des Möllers 100 % ergeben muss, kann die Eisenkonzentrationen nicht vorgegeben werden, sondern folgt zwangsläufig aus den Konzentrationen der restlichen Komponenten.

Die Anzahl der möglichen Kombinationen für die ausgewählten 11 Variablen und den zwei Niveaus entspricht $2^{11} = 2048$. Die Ergebnisse dieser Berechnungen dienen der linearen Regressionsanalyse zur Ableitung der beschreibenden Gleichungen für das Sinteranlagenmodell. Die Berechnung der Regressionskoeffizienten sowie die Reduktion der Regressoren werden mit dem Programm MathCad⁴¹ durchgeführt.

Im Folgenden werden ausgewählte Ergebnissen der Regressionsrechnung vorgestellt. Gleichung (3.3) zeigt die Regressionsgleichung für das Sinterausbringen bezogen auf die Nettomischung⁴².

$$x_{SIN}^{SA} = \frac{m_{SIN}^{SA} [t]}{m_{NM}^{SA} [t]} = 0,974 - 0,0068 \cdot c_{Pb}^{NM} - 0,0005 \cdot c_K^{NM} - 0,015 \cdot c_{Cl}^{NM} \dots \quad (3.3)$$

$$\dots - 0,011 \cdot c_C^{NM} - 0,0086 \cdot c_{H_2O}^{NM}$$

⁴⁰ Als orthogonal werden Variablen, hier die Konzentrationen der zu variierenden Elemente, bezeichnet, wenn keine linearen Beziehungen zwischen den Variablen bestehen.

⁴¹ MathCad ist ein verbreitetes, graphisch orientiertes Mathematikprogramm, das eine Vielzahl von Algorithmen zum Lösen statistischer Aufgaben zur Verfügung stellt.

⁴² c bezeichnet die Konzentration in [Gew.-%].

Wie erwartet haben vor allem die flüchtigen Komponenten wie Kohlenstoff, Wasser, Kalium und Blei einen Einfluss auf das Sinterausbringen. Das absolute Glied (0,974) gibt die Verringerung der aufgegebenen Masse durch die mechanische Verstaubung sowie durch die Entkarbonatisierung wieder. Während die Regressionsfaktoren der flüchtigen Komponenten für das Sinterausbringen negativ sind, verhält es sich bei der, auf die Nettomischung bezogenen, EGR-Staubmenge (Gleichung (3.4)) entgegengesetzt. Hier bewirken die steigenden Gehalte an flüchtigen Komponenten eine Erhöhung der EGR-Staubmenge. Des Weiteren wird ebenfalls auch durch eine Erhöhung der Koksmenge, durch den damit verbundenen Anstieg der Temperatur in der Verbrennungszone, die EGR-Staubmenge erhöht.

$$x_{REGR}^{SA} = \frac{m_{REGR}^{SA} [kg]}{m_{NM}^{SA} [t]} = 0,31 + 6,94 \cdot c_{Pb}^{NM} + 0,19 \cdot c_{Na}^{NM} + 0,58 \cdot c_K^{NM} \dots \quad (3.4)$$

$$\dots + 14,94 \cdot c_{Cl}^{NM} + 0,28 \cdot c_C^{NM} - 0,14 \cdot c_{H_2O}^{NM}$$

Gleichung (3.5) zeigt die Regressionsfunktion für die Eisenkonzentration im Sinter. Neben der Eisenkonzentration in der Nettomischung sind auch hier die flüchtigen Komponenten die relevanten Einflussgrößen, da sich die Konzentration des Eisens durch die Verflüchtigung von Komponenten aus der Rohstoffmischung erhöht. Der Wassergehalt der Nettomischung hat keinen signifikanten Einfluss auf den Eisengehalt, da sich die Konzentrationsangaben der Elemente auf die Trockenmasse beziehen.

$$c_{Fe}^{SIN} = c_{Fe}^{NM} + 0,4757 \cdot c_{Pb}^{NM} + 0,9347 \cdot c_{Cl}^{NM} + 0,7241 \cdot c_C^{NM} \quad (3.5)$$

Für die anderen nicht flüchtigen Komponenten wie Si, Ca, Al, Mg, Mn usw. weisen die Regressionsgleichungen eine ähnliche Form auf.

Gleichung (3.6) zeigt die Regressionsgleichung für die Bleikonzentration im Sinter. Neben den zu erwartenden Einflussfaktoren Blei, Chlor und Kohlenstoff haben auch die anderen flüchtigen Komponenten (Natrium, Kalium und Zink) einen signifikanten Einfluss auf die Bleikonzentration, da sie Konkurrenten um das in der Sintermischung enthaltene Chlor darstellen. Ein höherer Wassergehalt in der Nettomischung führt zu einer höheren Restkonzentration des Bleis im Sinter, da zum einen der Umfang der Hydrolysereaktion gemäß Gleichung (2.5) zunimmt und zum anderen die Verdampfung des Wassers zu einer niedrigeren Temperatur in der Verbrennungszone führt.

$$c_{Pb}^{SIN} = 0,069 + 0,26 \cdot c_{Pb}^{NM} + 0,025 \cdot c_K^{NM} - 0,045 \cdot c_{Cl}^{NM} \dots \quad (3.6)$$

$$\dots - 0,032 \cdot c_C^{NM} + 0,0015 \cdot c_{Zn}^{NM} + 0,070 \cdot c_{Na}^{NM} + 0,0088 \cdot c_{H_2O}^{NM}$$

Die Regressionsgleichungen der anderen flüchtigen Elemente (Natrium, Kalium und Zink) weisen eine analoge Form auf.

Für die Berechnung des Kalkverbrauchs in der Abgasreinigungsanlage ist vor allem der Schwefelgehalt der Nettomischung und die daraus resultierende SO₂-Konzentration im Abgasstrom relevant, wobei die zur Sinterung benötigte Luftmenge mit 4570 m³/t Nettomischung als konstant angesehen werden kann. Gleichung (3.7) zeigt die Regressionsgleichung für die zur Abgasreinigung benötigten Kalkmenge.

$$\frac{m_{Kalk}^{SA} [kg]}{m_{NM}^{SA} [t]} = 15,3 \cdot c_S^{NM} \quad (3.7)$$

Die in der Abgasreinigung anfallende Feststoffmenge setzt sich aus dem Rückstand der Entschwefelung (Mischung aus unverbrauchtem Kalk, Gips und Kalziumsulfid) sowie dem zur Entfernung der Dioxine eingeblasenen Herdofenkoks zusammen. Die Dosierung des Herdofenkoks erfolgt in dem Referenzunternehmen ausschließlich in Abhängigkeit der Abgasmenge (2,63 · 10⁻⁴ kg HOK / m³ Abgas). Die Menge des Agra-Rückstandes ist in Gleichung (3.8) wiedergegeben.

$$\frac{m_{RAGRA}^{SA} [kg]}{m_{NM}^{SA} [t]} = 2,1 \cdot m_{Kalk}^{SA} + \underbrace{2,63 \cdot 10^{-4} \cdot 4570}_{\text{Menge HOK} / m_{Netto}} \quad (3.8)$$

3.2 Modellbildung des Hochofens

Bei der Modellierung des Hochofens werden neben dem eigentlichen Hochofen auch die angrenzenden Prozesse, wie die Winderhitzung und die energetische Verwertung des Gichtgases, in die Modellierung einbezogen. Die zur Modellierung notwendigen metallurgischen Grundlagen werden in Abschnitt 2.1.1.3 ausführlich behandelt.

3.2.1 Flowsheeting Modell des Hochofens

Der Fokus des Modells liegt auf der problemadäquaten Modellierung des spezifischen Koksverbrauchs sowie der Leistung des Hochofens, da diese beiden Faktoren entscheidend für die wirtschaftliche Betrachtung des Hochofenprozesses im Referenzunternehmen sind. Abbildung 3-7 zeigt den schematischen Aufbau des Hochofenmodells mit den dazugehörigen Nebenaggregaten.

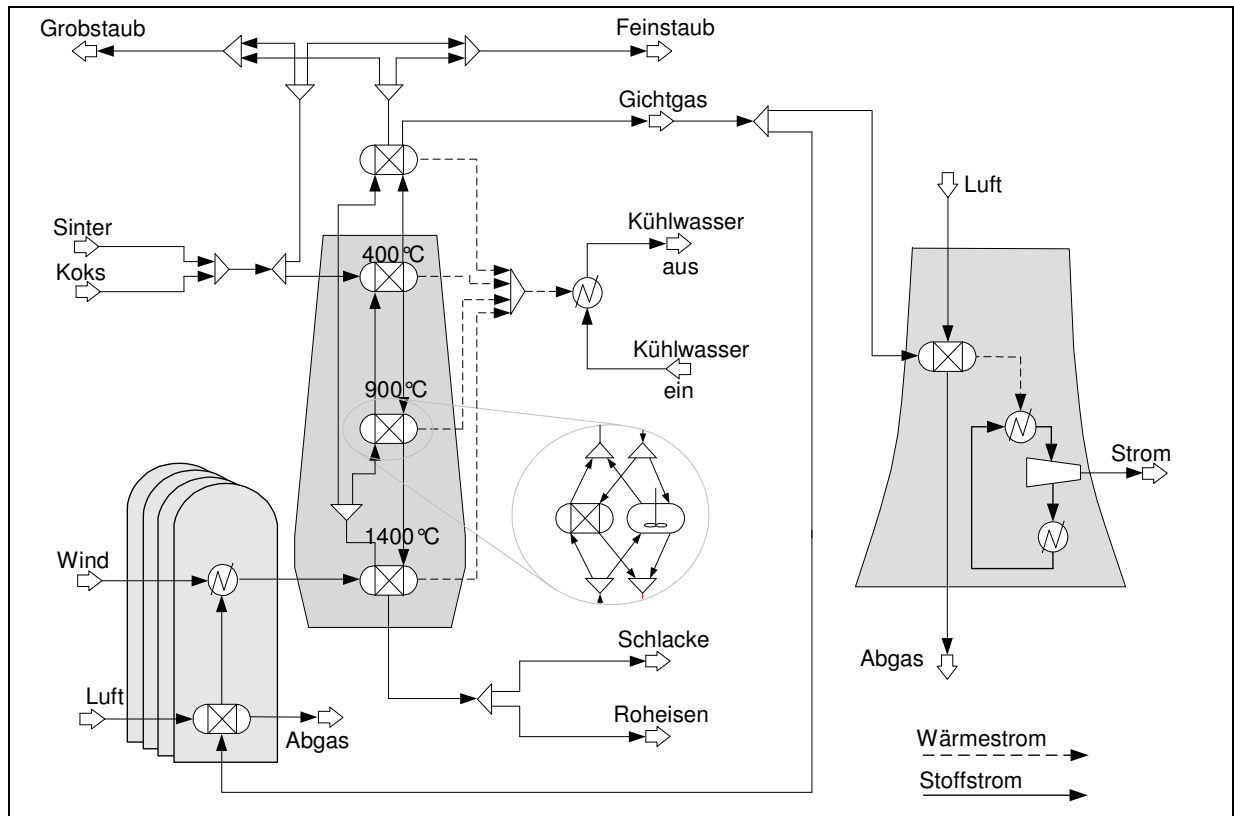


Abbildung 3-7: Schematische Abbildung des Hochofenmodells

Das Modell des Hochofens ist entsprechend den tatsächlichen Verhältnissen in die drei Zonen: *Aufheizzone*, *Zone der indirekten Reduktion* oder *thermische Reservezone* sowie die *Zone der direkten Reduktion* aufgeteilt (vgl. Abbildung 2-6). Jede dieser drei Zonen wird durch einen Gleichgewichtsreaktor sowie einen kinetischen Reaktor simuliert.

In der Aufheizzone werden bei einer Temperatur von 400 °C ein Teil der Karbonate zersetzt sowie die Feuchtigkeit und das Kristallwasser verflüchtigt. Weiterhin wird das im Sinter vorhandene Hämatit (Fe_2O_3) nahezu vollständig zu Magnetit (Fe_3O_4) reduziert (Gleichung (2.6)).

Die Oxidation der metallischen, kondensierten Zinkpartikel im Bereich des Hochofenkopfs erfolgt nicht vollständig, da die sich an der Oberfläche bildende Zinkoxidschicht die weitere Oxidation behindert. Sie kann daher nicht durch einen Gleichgewichtsreaktor abgebildet werden und wird in dem Modell durch den parallel zu dem Gleichgewichtsreaktor geschalteten kinetischen Reaktor simuliert.

Die Hauptreaktionen der thermischen Reservezone sind die Oxidation bzw. Karbonatisierung und Kondensation der Kreislaufstoffe sowie die indirekte Reduktion der Eisenträger gemäß den Gleichungen (2.7) und (2.8).

Das Ausmaß der indirekten Reduktion hat einen entscheidenden Einfluss auf den spezifischen Koksverbrauch. Bei der Reduktion der Eisenträger handelt es sich um eine heterogene Reaktion zwischen dem Reduktionsgas Kohlenmonoxid und den festen Oxidpartikeln. Da die sich bildende Eisenschicht eine weitere Reduktion der Oxide im Inneren des Partikels behindert und die Verweilzeit des Reduktionsgases sehr kurz ist, wird das chemische Gleichgewicht nicht erreicht. Die Reduktion wird daher in einem kinetischen Reaktor (RCSTR) simuliert. Da durch den Kreislauf der Problemstoffe und den damit verbundenen Wärmetransport aus dem Unterofen in den Oberofen der für die indirekte Reduktion zur Verfügung stehende Reaktionsraum verkleinert wird, ist im Modell das Volumen des kinetischen Reaktors linear abhängig von den eingetragenen Mengen der Problemstoffe Natrium, Kalium und Zink.

Einen weiteren Einfluss auf die Reaktionsgeschwindigkeit hat die für die Reduktion zur Verfügung stehende Oberfläche der Eisenträger. Die Reduktion des Hämatits zu Magnetit ist mit einer Umwandlung des hexagonalen Kristallgitters in die kubische Form verbunden (vgl. Biswas (1981)). Die dadurch verursachte Bildung von Fehlstellen führt zu einer Vergrößerung der Oberfläche, und damit zu einer Begünstigung der indirekten Reduktion, d. h. ein hoher Anteil an Magnetit im Sinter führt zu einer Reduzierung des Anteils der indirekten Reduktion. Da die Geschwindigkeitskonstanten k_{Gesamt} der Gleichung (2.49) die Oberfläche beinhaltet, wird die im Modell verwendete globale Geschwindigkeitskonstante in Abhängigkeit von dem Magnetitgehalt des Sinters variiert.

In der Zone der direkten Reduktion werden die Eisenträger gemäß der Gleichung (2.9) unter Bildung von Kohlenmonoxid reduziert. Neben den Eisenträgern werden zum Teil auch andere Metalloxide, vor allem Siliziumdioxid reduziert. Diese Reduktionsreaktionen verlaufen jedoch im Gegensatz zu der Reduktion der Eisenoxide nicht vollständig und sind daher durch einen kinetischen Ansatz zu modellieren. Die reduzierte Menge an Silizium ist neben der Basizität vor allem von der Temperatur abhängig. In dem Modell wird diese Beziehung durch die Temperaturabhängigkeit der Geschwindigkeitskonstante gemäß der Arrheniusgleichung (3.9) abgebildet

$$k = k_0 \cdot e^{-\frac{E_0}{R \cdot T}} \quad (3.9)$$

Mit:

k_0	Stoßfaktor	E_0	Aktivierungsenergie
R	Allgemeine Gaskonstante	T	Temperatur

Die für das Aufschmelzen der Möllerbestandteile notwendige thermische Energie wird durch die Verbrennung des Kokses vor den Blasformen in der unteren Temperaturzone bereitgestellt.

Das mit dem Möller eingebrachte Zink wird im Bereich des Unterofens nahezu vollständig zu elementarem Zink reduziert und verdampft und steigt mit dem Gasstrom auf. Ein Teil des Zinks wird in einem Splitter abgetrennt und verlässt den Hochofen über die Gicht (vgl. Abbildung 3-7). Der Rest des Zinks wird in der thermischen Reservezone oxidiert und kondensiert und gelangt mit dem Möller wieder in den Unterofen.

Roheisen und Schlacke werden aus dem unteren Bereich des Hochofens abgeführt, die Trennung der beiden Phasen erfolgt über einen Separator.

Im Referenzunternehmen wird das Gichtgas in einem zweistufigen Verfahren von Feststoffen gereinigt. In der ersten Reinigungsstufe werden vor allem die gröberen durch das Gichtgas mitgerissenen Möllerpartikel abgetrennt. In der zweiten Stufe werden mittels eines Wäschers die feinen, durch Kondensation gebildeten Partikel aus dem Gichtgasstrom entfernt. Aufgrund des hohen Zinkeintrages in den Hochofen im Referenzunternehmen und der damit verbundenen hohen Zinkkonzentration in dieser Staubfraktion ist eine direkte Verwertung des so genannten Zinkkonzentrats in der Zinkgewinnung möglich.

In dem Modell wird der Grobstaub durch Abtrennung eines Teilstroms des Möllers gebildet. Das Zinkkonzentrat wird durch die Abtrennung der kondensierten Stoffe aus der Gasphase simuliert. Um der nicht vollkommenen Trennschärfe der zweistufigen Gasreinigung gerecht zu werden, wird ein Teilstrom aus dem Grobstaub in das Zinkkonzentrat und ein Teil des Zinkkonzentrats in den Grobstaub überführt.

Das gereinigte Gichtgas kann aufgrund der relativ hohen Kohlenmonoxidkonzentration (ca. 30 %) energetisch verwertet werden. Dazu wird ein Teilstrom des Gichtgases abgetrennt und in den Cowpern zur Winderhitzung auf 1000 °C verwendet. Das übrige Gichtgas wird in dem angeschlossenen Kraftwerk verstromt.

In dem Hochofenmodell wird der zur Windvorwärmung benötigte Anteil des Gichtgases mit Luft in einem RGIBBS-Reaktor verbrannt. Die dazu notwendige Luftmenge wird zur Laufzeit des Modells durch einen Fortranblock so ermittelt, dass sich ein λ^{43} von 1,1 einstellt. Der Anteil dieser Gichtgasmenge wird durch eine Designspezifikation so bestimmt, dass der bei

⁴³ Mit λ wird das Verhältnis der tatsächlichen Luftmenge zu der für die Verbrennung stöchiometrisch notwendigen Luftmenge bezeichnet.

der Verbrennung frei werdende Wärmestrom gleich dem zur Erhitzung des Hochofenwindes notwendigen Wärmestroms ist.

Das restliche Gichtgas wird ebenfalls in einem Gleichgewichtsreaktor unter Luftzufuhr ($\lambda=1,1$) verbrannt. Mit dem dabei frei werdenden Wärmestrom wird Wasser in einem Wärmetauscher auf 500 °C und 100 bar erhitzt. Die durch den Wärmestrom erwärmbare Wassermenge wird dabei durch eine Designspezifikation bestimmt. Der Wasserdampf wird anschließend in einer Turbine auf 4 bar entspannt.

Die zum Betrieb des Hochofens notwendige Koksmenge wird durch eine Designspezifikation über eine Wärmebilanz bestimmt. Dazu werden die Wärmeströme der Reaktoren des Hochofens in einem Mixer zusammengeführt und anschließend die Koksmenge so variiert, dass der aus dem Mixer resultierende Wärmestrom dem über die Hochofenkühlung abgeführten Wärmestrom entspricht.

3.2.2 Validierung des Hochofenmodells

Um das Modell des Hochofens zu validieren, werden analog zur Validierung des Sintermodells, die in dem Zeitraum vom 01.01.2002 bis zum 31.10.2002 beobachteten Betriebsdaten als Inputstoffströme in das Modell eingegeben und die berechneten Modellergebnisse mit den im Betrieb beobachteten Werten verglichen.

Abbildung 3-8 zeigt den Vergleich der gemessenen Betriebsdaten mit den durch das Modell berechneten Daten der Zusammensetzung sowie des Massenstroms der Schlacke.

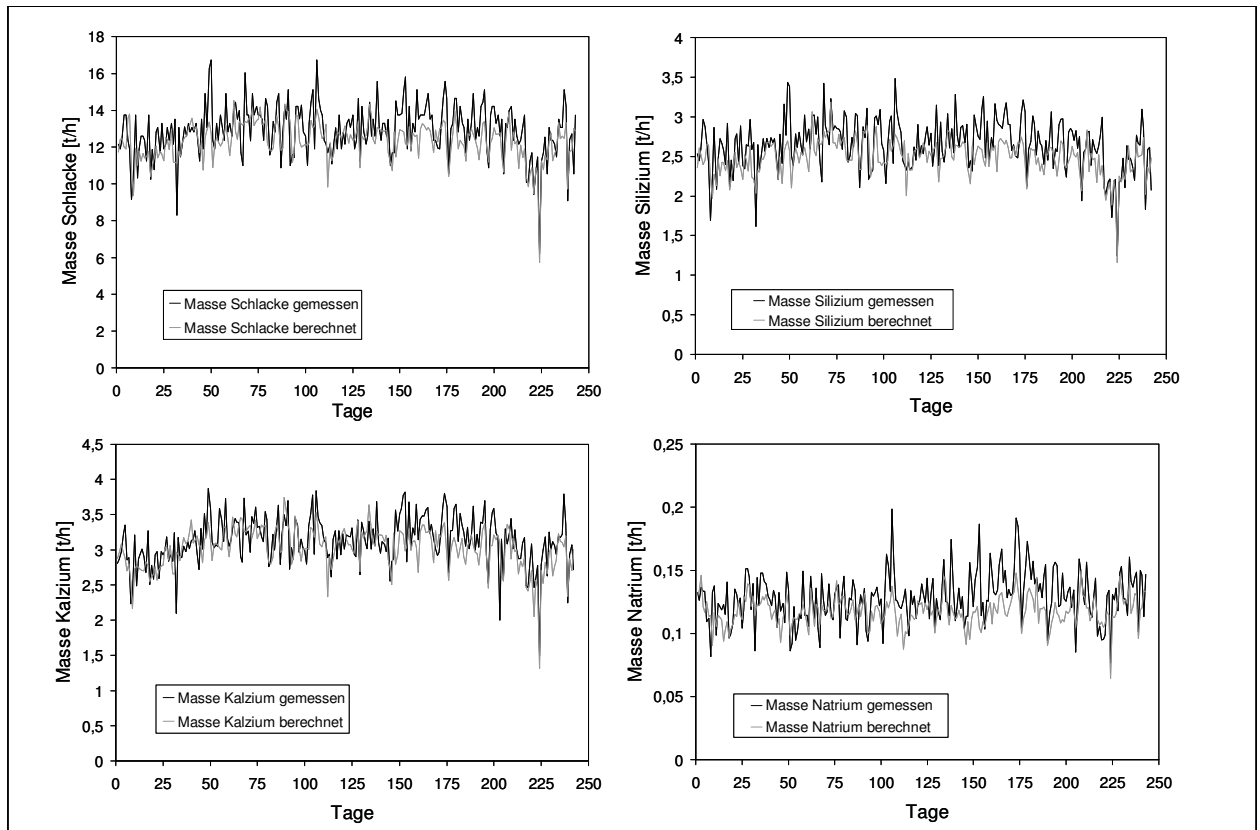


Abbildung 3-8: Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den Massenstrom und die Zusammensetzung der Schlacke

Die Korrelationskoeffizienten zwischen den berechneten und den gemessenen Werten liegen zwischen 0,6 und 0,7. Die an der Schlackenbildung beteiligten Bestandteile (CaO , SiO_2 , MgO , Al_2O_3) werden nahezu vollständig verschlackt, so dass die auftretenden Abweichungen in erster Linie auf Schwankungen in den Analysen sowie auf den Zeitversatz zwischen der Chargierung des Sinters und dem Schlackenabstich zurückzuführen sind.

Eine wesentliche Kennzahl des Hochofenbetriebs ist der spezifische Koksverbrauch. Abbildung 3-9 zeigt den Vergleich zwischen den gemessenen Betriebsdaten und den vom Hochofenmodell prognostizierten Werten.

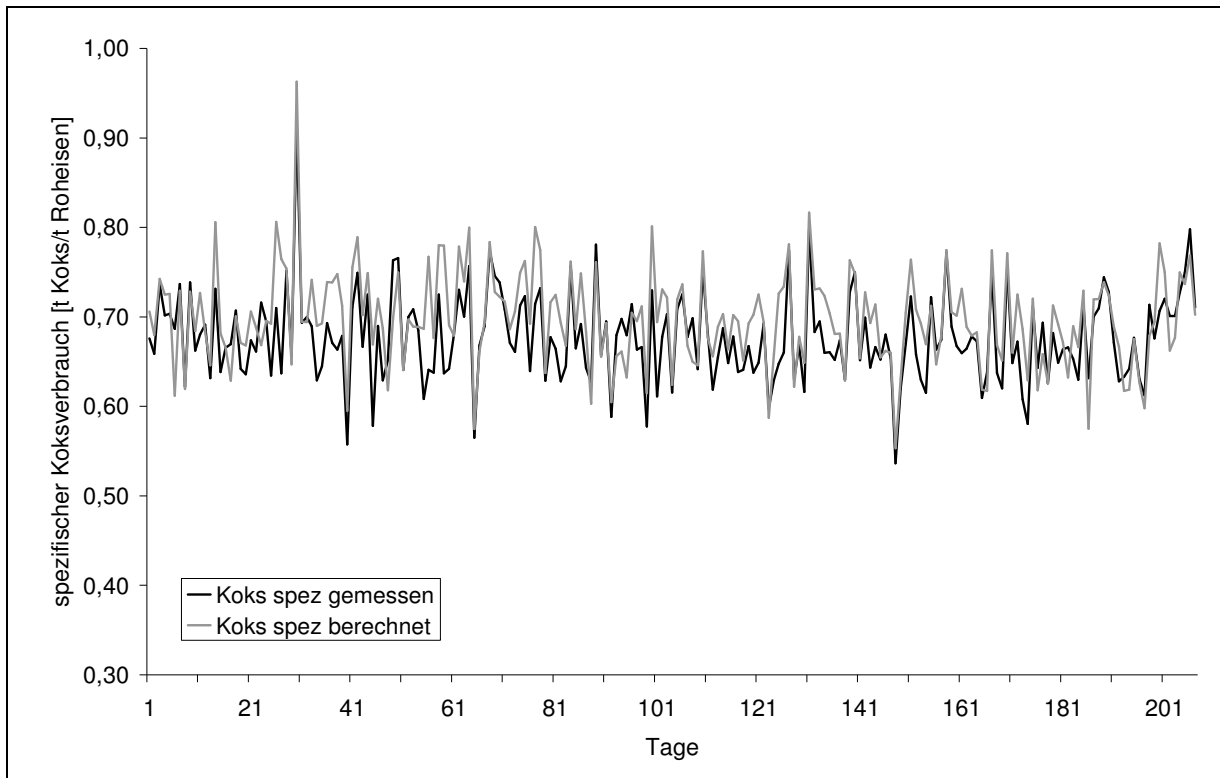


Abbildung 3-9: Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für den spezifischen Koksverbrauch

Der Korrelationskoeffizient zwischen den Datenreihen beträgt 0,78.

Obwohl in der Simulation keine physikalischen Eigenschaften wie die Korngröße und deren Verteilung oder das Erweichungsverhalten betrachtet werden konnten, ist die Übereinstimmung zwischen den Datenreihen sehr hoch. Es ist daher davon auszugehen, dass die Einflüsse der chemischen Zusammensetzung durch das Modell problemadäquat abgebildet werden.

Eine für die Windvorwärmung und die energetische Nutzung des Gichtgases wichtige Kenngröße ist die Kohlenmonoxidkonzentration im Gichtgas. Da dieses auch eine Kennzahl für das Verhältnis der indirekten zu der direkten Reduktion und abhängig von dem Sauerstoffgehalt des Hochofenwindes ist, wird die Kohlenmonoxidkonzentration nicht absolut, sondern in der Form der Gasausnutzung η ausgedrückt (vgl. Gleichung (2.10)). Abbildung 3-10 zeigt den Vergleich der gemessenen und der berechneten Gasausnutzung.

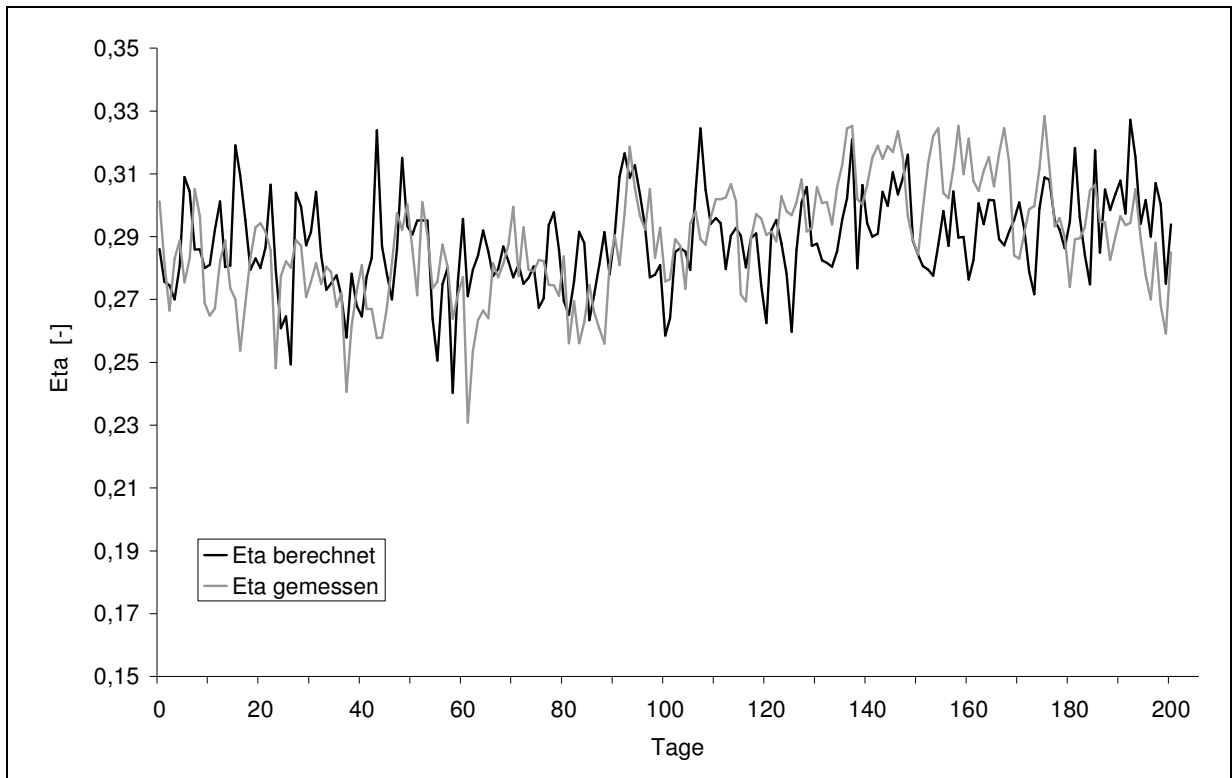


Abbildung 3-10: Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten für die Gasausnutzung η

Bei der Gasausnutzung ist die Übereinstimmung zwischen den gemessenen und berechneten Werten etwas niedriger als bei dem spezifischen Koksverbrauch, trotzdem werden die wesentlichen Trends gut abgebildet. Der Korrelationskoeffizient zwischen den berechneten und den gemessenen Werten beträgt 0,44.

Wie in Abschnitt 2.1.1.3 beschrieben, hängt die Leistung des Hochofens in erster Linie von dem spezifischen Koksverbrauch ab und kann daher mit Hilfe der Gleichung (2.13) errechnet werden. Der Windvolumenstrom (\dot{V}_{Wind}) sowie der spezifische Windbedarf ($f_{Wind/Koks}$) wurden aus den Betriebsdaten ermittelt.

Abbildung 3-11 zeigt den Vergleich der errechneten Leistung des Hochofens mit der gemessenen Leistung des Hochofens bei einem Windvolumen von 53.770 Nm³/h und einem spezifischen Windbedarf von 2.630 Nm³/t Koks.

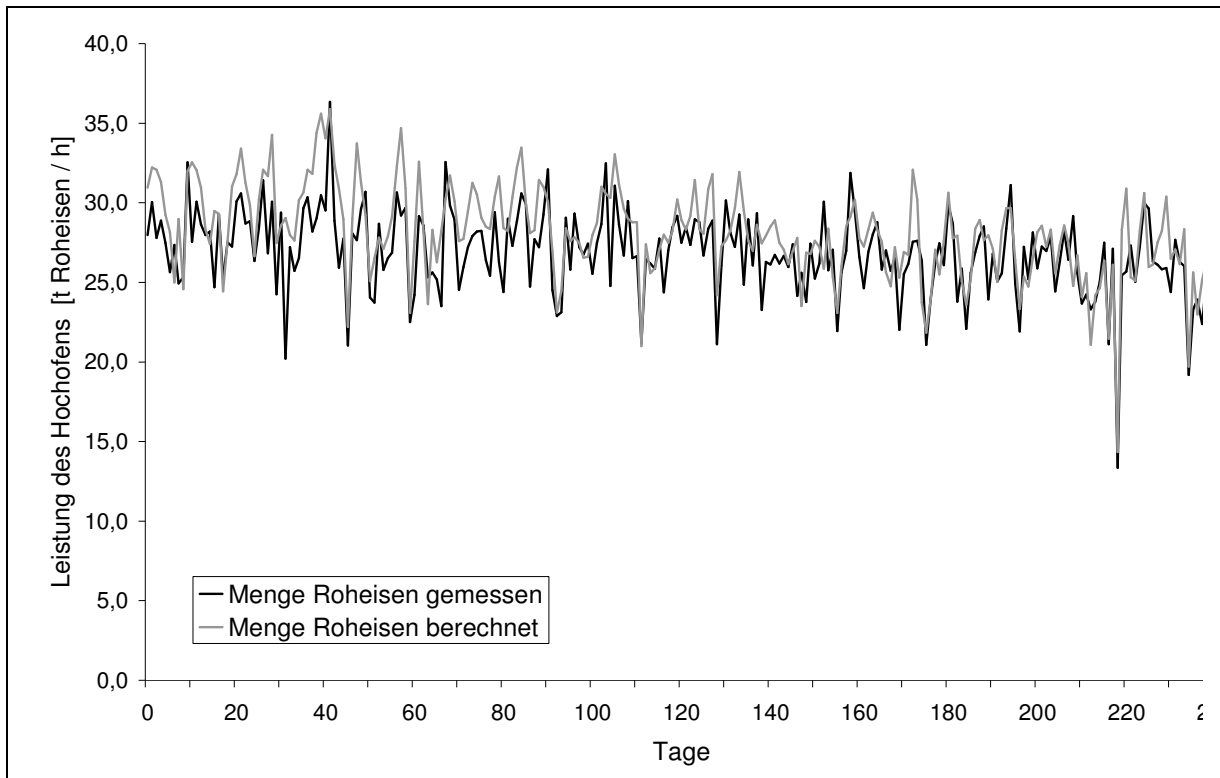


Abbildung 3-11: Vergleich der berechneten mit der gemessenen Leistung des Hochofens

Obwohl die Leistung des Hochofens unter der Annahme einer konstanten Windmenge und eines konstanten Luftbedarfs pro t Koks berechnet wurde, ist die Übereinstimmung der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten sehr hoch (Korrelationskoeffizient: 0,75).

Da eine Messung der Menge und der Zusammensetzung des Zinkkonzentrates bei der DK Recycling und Roheisen GmbH verfahrensbedingt mit einem nicht genau zu quantifizierenden Zeitversatz erfolgt, kann kein Vergleich mit den Modellergebnissen vorgenommen werden. Da aber kein nennenswerter Austrag des Zinks über das Roheisen oder die Schlacke erfolgt, kann aufgrund der Massenbilanz von einer guten Übereinstimmung der Modelldaten mit den Betriebsdaten ausgegangen werden.

Ebenfalls kann kein Vergleich der erzeugten elektrischen Leistung aus der energetischen Verwertung des Gichtgases vorgenommen werden, da keine Betriebsdaten für den Beobachtungszeitraum vorliegen. Durch die gute Abbildung des Energieinhaltes des Gichtgases (vgl. Abbildung 3-10) ist aber auch hier eine gute Übereinstimmung gewährleistet.

Auf der Basis der dargestellten Modellergebnisse kann davon ausgegangen werden, dass das erstellte Prozessmodell des Hochofens in der Lage ist, die relevanten Vorgänge in einem hinreichend genauem Maße abzubilden. Insbesondere der spezifische Koksverbrauch, der energetische Inhalt des Gichtgases sowie die Leistung des Hochofens können in sehr guter Übereinstimmung mit den Betriebsdaten abgebildet werden.

3.2.3 Ableitung von linearen Gleichungen aus dem Hochofenmodell

Das Vorgehen für das Ableiten der linearen Gleichungen aus dem Hochofenmodell ist analog zu dem Sintermodell (vgl. Abschnitt 3.1.3). Es werden die relevanten Parameter auf zwei Niveaus variiert. Neben den Konzentrationen der Bestandteile des Möllers wird auch, die durch die Prozessführung beeinflussbare Abstichtemperatur des Roheisens und der Schlacke variiert. Um sicherzustellen, dass die Summe der einzelnen Konzentrationen der Komponenten 100 % ergibt, wird der Eisengehalt nicht variiert, sondern über die restlichen Komponenten berechnet. In Tabelle 3-4 sind die unteren und oberen Niveaus der für die Sensitivitätsanalysen verwendeten Parameter aufgeführt.

Tabelle 3-4: Minimale und maximale Parameter für die Sensitivitätsanalyse des Hochofens

	Fe	Zn	Pb	Na	K	Si	Ca ⁴⁴	Mg	Al	Mn	Basizität	Temperatur
Min [%]	43,4	1	0,05	0,1	0,1	3	3,7	0,5	1	0,4	0,8	1350 °C
Max [%]	60,0	3	0,4	0,4	0,5	6	11,1	1	2	0,7	1,2	1450 °C

Die Anzahl der berechneten Kombinationen für die ausgewählten 10 Variablen auf den zwei Niveaus entspricht $2^{10} = 1024$. Die Berechnung der Regressionskoeffizienten und die Reduktion der Regressoren erfolgt wiederum mit dem Programm MathCad.

Im Folgenden werden ausgewählte Ergebnissen der Regressionsrechnung vorgestellt. Die mengenmäßigen Hauptprodukte des Hochofens sind das Roheisen (Hauptkomponenten: Eisen, Kohlenstoff und Silizium) sowie die Hochofenschlacke.

Die Hochofenschlacke enthält außer Eisen und Kohlenstoff alle anderen Bestandteile, sofern sie nicht über die Gicht abgeführt werden (Si, Ca, Al, Mg, Mn). Gleichung (3.10) zeigt die Regressionsgleichung für die auf das Roheisen bezogene Schlackenmenge.

$$x_{SL}^{HO} = \frac{m_{SL}^{HO}}{m_{RE}^{HO}} = -0,11 + 0,041 \cdot (c_{Si}^{SIN} + c_{Ca}^{SIN} + c_{Al}^{SIN} + c_{Mg}^{SIN} + c_{Mn}^{SIN}) - 0,028 \cdot c_{Si}^{RE} \quad (3.10)$$

Mit steigender Konzentration der Schlackebildner steigt auch die produzierte Schlackenmenge, wobei die Schlackebildner zusammengefasst werden können. Mit steigenden Gehalten an Silizium im Roheisen sinkt die Schlackenmenge, da sich zum einen die Roheisenmenge erhöht und zum anderen die Siliziummenge in der Schlacke sinkt. Die Gleichungen (3.11) - (3.14) zeigen beispielhaft die Ergebnisse der Regressionsrechnung für die Zusammensetzung der Schlacke für die Elemente Si, Ca, Na und K.

⁴⁴ Die Kalziumkonzentration wurde über die vorgegebene Basizität des Sinters gemäß Gleichung (2.1) berechnet.

$$c_{Si}^{SL} = 11,2 + 3,3 \cdot c_{Si}^{SIN} - 0,84 \cdot (c_{Ca}^{SIN} + c_{Al}^{SIN} + c_{Mg}^{SIN}) - 2,0 \cdot c_{Si}^{RE} \quad (3.11)$$

$$c_{Ca}^{SL} = 32,7 + 2,27 \cdot c_{Ca}^{SIN} - 2,69 \cdot (c_{Si}^{SIN} + c_{Al}^{SIN} + c_{Mg}^{SIN}) \quad (3.12)$$

$$c_{Na}^{SL} = 1,27 + 4,85 \cdot c_{Na}^{SIN} - 0,0918 \cdot (c_{Si}^{SIN} + c_{Ca}^{SIN} + c_{Al}^{SIN} + c_{Mg}^{SIN}) \quad (3.13)$$

$$c_K^{SL} = 1,51 + 4,84 \cdot c_K^{SIN} - 0,110 \cdot (c_{Si}^{SIN} + c_{Ca}^{SIN} + c_{Al}^{SIN} + c_{Mg}^{SIN}) \quad (3.14)$$

Der Siliziumgehalt im Roheisen übt nur einen signifikanten Einfluss auf den Siliziumgehalt in der Schlacke aus. Ansonsten bewirkt eine hohe Konzentration eines Elementes im Sinter auch eine hohe Konzentration dieses Elementes in der Schlacke. Geringe Konzentrationen der restlichen Schlackebildner führen ebenfalls zu einer höheren Schlackenkonzentration. Die Regressionsgleichungen für die Elemente Al, Mg und Mn weisen eine zu Gleichung (3.12) analoge Form auf.

Die Regressionsgleichung für den spezifischen Koksverbrauch ist in Gleichung (3.15) wieder gegeben.

$$x_{KK}^{HO} = \frac{m_{KK}^{HO}}{m_{RE}^{HO}} = 0,61 - 0,0042 \cdot c_{Fe}^{SIN} + 0,048 \cdot c_{Zn}^{SIN} + 0,012 \cdot (c_{Si}^{SIN} + c_{Ca}^{SIN}) + 0,049 \cdot c_{Si}^{RE} \quad (3.15)$$

Demnach sinkt der spezifische Koksverbrauch mit zunehmender Eisenkonzentration im Sinter, da die Menge Sinter, die pro Tonne Roheisen zu erschmelzen ist, ebenfalls sinkt. Eine Erhöhung der Zinkkonzentration bewirkt erwartungsgemäß eine Erhöhung des spezifischen Koksverbrauches. Der Einfluss der Schadelemente Na und K ist nicht signifikant für den spezifischen Koksverbrauch, da die Konzentrationen dieser Elemente deutlich unter denen des Zinks liegen (2,6 % Zn gegenüber 0,18 % Na bzw. 0,17 % K im Sinter). Um eine hohe Konzentration von Silizium im Roheisen zu erzielen, muss die Temperatur im Unterofen ebenfalls erhöht werden. Diese Temperaturerhöhung ist mit einem Anstieg des spezifischen Koksverbrauchs verbunden.

Die pro Tonne Sinter erzeugte Menge Roheisen ist ausschließlich eine Funktion der Eisenkonzentration im Sinter sowie der Siliziumkonzentration im Roheisen (Gl. (3.16)).

$$x_{RE}^{HO} = \frac{m_{RE}^{HO}}{m_{SIN}^{HO}} = -0,0133 + 0,0105 \cdot c_{Fe}^{SIN} + 0,00647 \cdot c_{Si}^{RE} \quad (3.16)$$

Die Regressionsgleichung für die Leistung des Hochofens ist in Gleichung (3.17) wiedergeben.

$$m_{RE}^{HO} [t/h] = 18,4 + 0,300 \cdot c_{Fe}^{SIN} - 1,08 \cdot c_{Zn}^{SIN} - 0,306 \cdot (c_{Si}^{SIN} + c_{Ca}^{SIN}) - 0,862 \cdot c_{Si}^{RE} \quad (3.17)$$

Da der Haupteinfluss auf die Leistung des Hochofens im Referenzunternehmen der spezifische Koksverbrauch ist (vgl. Abschnitt 2.1.1.3), sind auch hier die selben Einflussfaktoren anzutreffen. Ein hoher Zinkgehalt des Möllers, ein hohes Möllergewicht⁴⁵ sowie ein hoher Siliziumgehalt im Roheisen wirken sich aufgrund der damit verbundenen Erhöhung des spezifischen Koksverbrauches negativ auf die Leistung des Hochofens aus.

Die Menge der mechanischen Verstaubung ist als fester Prozentsatz in dem Modell dargestellt. Da der Koks eine höhere Verstaubungsrate als der Sinter aufweist, nimmt allerdings mit zunehmendem Kokssatz auch die Menge des Grobstaubes zu, des Weiteren führt auch eine Erhöhung der Zinkbelastung des Gichtgases aufgrund der unscharfen Trennung der Staubfraktionen zu einer leicht erhöhten Gichtstaubmenge (Gleichung (3.18)).

$$x_{GS}^{GHO} = \frac{m_{GS}^{GHO}}{m_{RE}^{HO}} = 0,00296 + 0,00156 \cdot c_{Zn}^{SIN} + 0,0512 \cdot \frac{m_{Koks}^{HO}}{m_{RE}^{HO}} \quad (3.18)$$

Der Anfall des zinkreichen Feinstaubes ist vorrangig eine Funktion des Zinkeintrags in den Hochofen (vgl. Gleichung (3.19)).

$$x_{ZK}^{GHO} = \frac{m_{ZK}^{GHO}}{m_{RE}^{HO}} = 0,0112 + 0,0201 \cdot c_{Zn}^{SIN} \quad (3.19)$$

Maßgeblich für die, aus der energetischen Verwertung des Gichtgases gewonnen, energetischen Leistung ist der Energieinhalt des Gichtgases, wobei ein hoher Anteil der direkten Reduktion gegenüber der indirekten Reduktion eine hohe Kohlenmonoxidkonzentration und damit einen hohen Energieinhalt des Gichtgases bewirkt. In Gleichung (3.20) ist das Ergebnis der Regressionsrechnung für die elektrische Leistung des Kraftwerkes im Referenzunternehmen wieder gegeben.

$$x_{WEL}^{HO} = \frac{W_{el} [kWh]}{m_{RE}^{HO} [t]} = 82,7 + 0,157 \cdot c_{Fe}^{SIN} + 22,4 \cdot c_{Zn}^{SIN} + 7,1 \cdot (c_{Ca}^{SIN} + c_{Si}^{SIN}) + 3,06 \cdot c_{Si}^{RE} \quad (3.20)$$

⁴⁵ Unter Möllergewicht versteht man die Menge Möller, die zum Erschmelzen einer Tonne Roheisen notwendig ist.

Die Faktoren, die auf der einen Seite eine Erhöhung des spezifischen Koksbedarfs bewirken, erhöhen gleichzeitig den Energieinhalt des Gichtgases und damit die elektrische Leistung des Kraftwerks.

4 Entwicklung ökonomischer Planungsmodelle und deren Anbindung an die verfahrenstechnische Prozesssimulation

Mit Hilfe der im vorangegangenen Kapitel erstellten verfahrenstechnischen Simulationsmodelle des Sinteranlagen- und des Hochofenbetriebs und den daraus mittels multipler linearer Regression bestimmten Input-Output-Funktionen werden im vorliegenden Kapitel betriebswirtschaftliche Planungsmodelle für den Referenzfall entwickelt, implementiert und exemplarisch angewendet. Hierzu wird zunächst ein stoff- und energiestromorientiertes Gliederungsschema für die entscheidungsrelevanten monetären Größen vorgestellt, in dessen Rahmen die Modellbildung vorgenommen wird. Vorgestellt werden anschließend die Planungsmodelle zur Produktionsprogrammplanung, zur Materialeinsatzplanung und zu deren Einsatz zur wirtschaftlichen Bewertung bislang nicht verwerteter metallhaltiger Reststoffe in den Abschnitten 4.2 und 4.3.

4.1 Erfassung der entscheidungsrelevanten monetären Größen

Zur Modellbildung für die Produktionsprogramm- und Materialeinsatzplanung wird in diesem Abschnitt zunächst dargestellt, wie die entscheidungsrelevanten monetären Größen für diese Modelle erfasst werden. Hierzu wird das Konzept zur entscheidungsorientierten Zurechnung von Umweltschutzkosten (vgl. Spengler et al. (1998), Spengler (1998)), welches auf Arbeiten von Rentz (1979) und VDI (2001) zurück geht, auf die taktisch-operative Planungsebene übertragen. Zielgröße der Optimierung ist der Deckungsbeitrag DB , der sich gemäß der folgenden Gleichung ergibt:

$$DB = E_P - K_{\text{Stofffluss}} - K_{\text{Prozess}} - K_{\text{sonstige}} \quad (4.1)$$

Dabei bedeuten:

DB : Deckungsbeitrag [€]

E_P : Erlöse durch den Verkauf der Produkte P [€]

$K_{\text{Stofffluss}}$: Stoffflusskosten [€]

K_{Prozess} : Kosten für die Prozessführung [€]

K_{sonstige} : sonstige entscheidungsrelevante Kosten [€]

Unter Stoffflusskosten werden sämtliche entscheidungsrelevanten, durch den Einsatz oder den Anfall eines Stoffstroms verursachten Kosten oder erzielte Erlöse zusammengefasst. Hierbei kann es sich auch um Stoffströme innerhalb des betrachteten Produktionssystems handeln. Die Stoffflusskosten ergeben sich allgemein nach der folgenden Gleichung als Summe der Kosten bzw. Erlöse für den Einsatz von Roh- und Hilfsstoffen K_R , Kosten bzw. Erlösen K_K für anfallende Kuppelprodukte sowie Kosten K_B für den Einsatz von Betriebsstoffen:

$$K_{\text{Stofffluss}} = K_R + K_K + K_B \quad (4.2)$$

Es bedeuten:

- K_R : Entscheidungsrelevante Kosten bzw. Erlöse durch Einsatz von Roh- und Hilfsstoffen [€]
- K_K : Entscheidungsrelevante Kosten bzw. Erlöse durch den Anfall von Kuppelprodukten [€]⁴⁶
- K_B : Entscheidungsrelevante Kosten durch den Einsatz von Betriebsstoffen [€]

Kosten für die Prozessführung fassen diejenigen entscheidungsrelevanten Kostenarten zusammen, die durch den Betrieb der Anlagen in einem bestimmten Betriebspunkt anfallen. Diese bestehen allgemein aus den Kosten für Personal- und Energieeinsatz K_{Personal} bzw. K_{Energie} :

$$K_{\text{Prozess}} = K_{\text{Personal}} + K_{\text{Energie}} \quad (4.3)$$

Dabei bedeuten:

- K_{Personal} : Entscheidungsrelevante Kosten durch Personaleinsatz [€]
- K_{Energie} : Entscheidungsrelevante Kosten durch Energieeinsatz [€]

Innerhalb dieses vorgestellten Rahmens werden in den folgenden Abschnitten 4.2 und 4.3 Ansätze zur Produktionsprogrammplanung und zur Materialeinsatzplanung für das Referenzunternehmen entwickelt.

⁴⁶ Da im betrachteten Referenzfall der in der Kraftwerksturbine durch Energierückgewinnung erzeugte Strom aus der Wärmeenergie des Gichtgas stammt, wird dieser als Kuppelprodukt unter den Stoffflusskosten betrachtet.

4.2 Entwicklung und Anwendung eines Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung

Ziel dieses Abschnitts ist es, mit den in Abschnitt 3.1.3 und 3.2.3 auf Basis der verfahrenstechnischen Prozesssimulation bestimmten Input-Output-Funktionen für den Sinteranlagen- und den Hochofenbetrieb und dem im Abschnitt 4.1 entwickelten Modellierungsrahmen ein problemadäquates Modell zur Produktionsprogrammplanung für das betrachtete Produktionssystem zu entwickeln, zu implementieren und exemplarisch anzuwenden. Hierzu werden zunächst die Anforderungen an die Modellentwicklung spezifiziert, bevor existierende Modelle zur Produktionsprogrammplanung hinsichtlich ihrer Eignung für den vorliegenden Fall untersucht werden. In Abschnitt 4.2.3 wird schließlich ein eigenes Modell formuliert und die Spezifika der Implementierung beschrieben. Es folgt die exemplarische Anwendung, bevor im abschließenden Absatz 4.2.5 der im Bereich der Produktionsprogrammplanung verfolgte Ansatz kritisch reflektiert und Schlussfolgerungen gezogen werden.

4.2.1 Anforderungen an die Modellentwicklung

In der Produktionsprogrammplanung für das betrachtete Produktionssystem sind nicht nur die zu produzierenden Roheisensorten und -mengen für den Planungszeitraum festzulegen. Aufgrund des Geschäftsmodells des Unternehmens sind zusätzlich die anfallenden Kuppelprodukte, mit deren positiven oder negativen Ergebnisbeiträgen, insbesondere jedoch auch die einzusetzenden Rohstoffe mit den erzielbaren oder zu entrichtenden Preisen und die Wechselwirkungen zwischen den eingesetzten Rohstoffen, deren Spezifikationen und den entstehenden Outputs in die Betrachtungen mit einzubeziehen.

Die Anforderungen an das zu entwickelnde Modell zur Produktionsprogrammplanung für den betrachteten Fall können wie folgt zusammengefasst werden:

- Der zu entwickelnde Planungsansatz soll Entscheidungsunterstützung bei der Produktionsprogrammplanung im Unternehmen leisten.
- Zu bestimmen ist das deckungsbeitragsmaximale Produktionsprogramm sowie simultan die zu dessen Herstellung einzusetzenden Rohstoffe und deren Mischung.
- Die als Zwischenprodukt für die Roheisenproduktion benötigten Sintersorten haben die vorgegebenen Spezifikationen einzuhalten.
- Zu berücksichtigen ist der Anfall an Kuppelprodukten insbesondere aus der Gasreinigung der Sinteranlage sowie die Auswirkungen der Sinterzusammensetzung auf den

Hochofenprozess, insbesondere auf den Verbrauch an Reduktionsmitteln sowie die Menge der erzeugten Outputs (Roheisen und Kuppelprodukte).

- Der Planungszeitraum soll im taktisch-operativen Bereich liegen, d. h. Planungszeiträume von einem Viertel bis hin zu ca. einem Jahr erfassen können. Planungen sollen auf Kampagnenbasis (jeweils ca. 1-2 Wochen umfassend) durchgeführt werden.
- Die Planungsläufe haben auf Basis von Mindest- sowie Höchstabnahmemengen für das produzierte Roheisen bzw. die eingesetzten Rohstoffe stattzufinden.
- Es ist zu berücksichtigen, dass die Rohstoffe im Planungszeitraum u. U. nur in begrenzten Mengen zur Verfügung stehen.
- Um das benötigte Grundgerüst an Erzeinsatz sowie weitere Vorgaben bzgl. der Mischung machen zu können, ist die Abbildung von Mindesteinsatzmengen bzw. -quoten notwendig.
- Zur möglichen Begrenzung des Einsatzes von Rohstoffen sind im Allgemeinen sowie von bestimmten Rohstoffen, z. B. von Reststoffen mit nicht erfassten negativen Eigenschaften wie geringer Festigkeit oder kleiner Korngröße, Höchsteinsatzquoten in den Aufgabemischungen zu berücksichtigen.
- Die Vorgabe sinnvoller bzw. notwendiger technischer Parameter bzw. Spezifikationen der einzelnen Stoffströme wie der Aufgabemischung oder des Sinters muss möglich sein. Beispiele für solche Parameter sind der Cl- oder der H₂O-Gehalt in der Aufgabemischung sowie die Basizität des Sinters.

Im folgenden Abschnitt werden existierende Modelle und Methoden der operativen Produktionsprogrammplanung dahingehend untersucht, inwieweit sie für eine Anwendung in dem beschriebenen Anwendungsfall aufgrund der dargestellten Anforderungen in Frage kommen.

4.2.2 Modelle und Methoden der Produktionsprogrammplanung

Da es sich bei der Produktionsprogrammplanung um eine klassische Aufgabenstellung der Produktionsplanung und -steuerung handelt, existiert eine ganze Reihe von Arbeiten, die sich mit Fragestellungen aus diesem Bereich beschäftigen.

Zunächst ist das – vornehmlich auf die Fertigungsindustrie bezogene – so genannte Grundmodell der Produktionsprogrammplanung zu nennen, mit dem sich eine Reihe von Autoren beschäftigen (vgl. z. B. Kiesel (1971); Zäpfel (2001) und Domschke und Drexl (2002)). Bei diesem Grundmodell handelt es sich um die Bestimmung des deckungsbeitragsmaximalen Produktionsprogramms unter Berücksichtigung von Kapazitäts- und Absatzrestriktionen durch Einsatz der linearen Programmierung (LP). Das Grundmodell bezieht sich auf eine Produktionsstufe und eine Planungsperiode und dient hauptsächlich als Lehrbeispiel für die lineare Programmierung im Operations Research (vgl. z. B. Domschke und Drexl (2002)) sowie für die Produktionsprogrammplanung (vgl. z. B. Zäpfel (2001)). Verschiedene Erweiterungen dieses Grundmodells beschäftigen sich z. B. mit der Abbildung von mehrstufigen Produktionsprozessen sowie der Planung für mehrere Perioden (vgl. z. B. Domschke (2000)), der Einbeziehung der Verfahrenswahl (vgl. Ewert und Wagenhofer (2003)), der Kuppelproduktion (vgl. Bührens (1979)) oder des Recycling (vgl. Corsten (2000)).

Daneben existiert eine Vielzahl an theoretischen und anwendungsbezogenen Arbeiten, die sich dem Problemkreis aus sehr unterschiedlichen Richtungen nähern. Um einen Überblick über die Vielfalt der Arbeiten zu geben, werden im Folgenden exemplarisch einige Arbeiten aus unterschiedlichen Bereichen genannt. Es existieren Arbeiten zur Produktionsprogrammplanung bei Serien- (vgl. z. B. Heß-Kinzer (1975)) wie auch bei Auftragsfertigung (vgl. z. B. Corsten, Gössinger und Schneiker (2001)), aus verschiedenen Industriebereichen, beispielsweise der metallverarbeitenden (vgl. z. B. Kiesel (1971)), der Stahl- (vgl. z. B. Chen und Wang (1997)) sowie der Erdölindustrie (vgl. Kallrath (2002)). Daneben wird eine Reihe von Spezialfällen diskutiert, die sich beispielsweise mit der Produktionsprogrammplanung bei betrieblichem Lernen (vgl. Werkmeister (2000)), bei nichtlinearem Verlauf der Deckungsbeitragsfunktionen (vgl. Domschke und Klein (2000)), kundenspezifischer Deckungsbeiträge (vgl. Czeranowsky (1987)), der Problematik der Verwendung von Vollkosten zur Bestimmung der Deckungsbeiträge (vgl. Berens und Schmitting (1996)) und auslastungsabhängiger Vorlaufzeiten (vgl. Lautenschläger (1999)) beschäftigen. Die Arbeiten von Kayser (vgl. Kayser (1978)), Sachs et al. (vgl. Sachs et al. (1993)), Schweigert und Abt (vgl. Schweigert und Abt (1994)) und Kampker und Wienecke (vgl. Kampker und Wienecke (2001)), beschäftigen sich mit der EDV-technischen Unterstützung der Produktionsprogrammplanung.

Ein weites Spektrum an zur Anwendung kommenden Methoden trägt der Vielfalt an Problemstellungen Rechnung. Sehr häufig eingesetzt werden Methoden der mathematischen, insbesondere der linearen bzw. der gemischt-ganzzahligen Programmierung (vgl. z. B. Kallrath (2002), Chu (1995)). Daneben werden aber auch die stochastische Programmierung (vgl. z. B. Anandalingam (1987)), diverse Heuristiken (vgl. z. B. Adenso-Díaz und Laguna (1996)) sowie flexible Planungsansätze wie die opportunistische Koordinierung (vgl. Corsten, Gössinger und Schneiker (2001)) eingesetzt.

Im Folgenden werden ausgewählte Ansätze skizziert, die aufgrund der abgebildeten Problemstellung oder der verwendeten Methodik für die Modellbildung im Referenzfall relevant sind.

Ein allgemeiner Ansatz von Klingelhöfer (vgl. Klingelhöfer (2000)) beschäftigt sich mit der Integration der Abfallentstehung und -entsorgung in die Produktionsprogrammplanung. Die Abfallentstehung wird als Kuppelproduktion mit starren Verteilungskoeffizienten (vgl. Abschnitt 2.2.2.2) aufgefasst und der Kuppelprodukthanfall mit den Kosten der Entsorgung bewertet. Das Modell der Produktionsprogrammplanung wird als lineares Programm aufgestellt.

Das Modell zum operativen Stoffstrommanagement stationär betriebener verfahrenstechnischer Systeme von Penkuhn (vgl. Penkuhn (1997)), kann auch als Produktionsprogrammplanungsmodell bei Kuppelproduktion interpretiert werden. Aufbauend auf der Input-Output-Analyse wird ein nichtlineares Planungsmodell entwickelt, das sich zur Abbildung der Input-Output-Beziehungen thermodynamischer Transformationsfunktionen (vgl. Abschnitt 2.2.1.3) bedient. Diese beruhen auf Massen- und Energiebilanzen, die über stationäre fließschemabasierte Prozesssimulation (vgl. Abschnitt 2.2.2.4) ermittelt werden. Der Ansatz wird auf das Beispiel einer fiktiven Ammoniaksynthese nach dem AMV-Verfahren angewendet. Da der Ansatz auf stationär betriebene verfahrenstechnische Systeme fokussiert ist, wird ausschließlich ein Produkt in einer Planungsperiode betrachtet.

Auch im Bereich der Eisen- und Stahlindustrie gibt es bereits Arbeiten zur Produktionsprogrammplanung. Ein Ansatz von Koch et al. (vgl. Koch, Pethke und Schwinn (1991)) beschäftigt sich mit der Produktionsprogrammplanung zur kostenminimalen Erfüllung eines Absatzplans. Entscheidungsvariablen sind die in vier Hochöfen jeweils zu produzierenden Mengen an Roheisen und die Parameterkonstellationen so genannter primärer und sekundärer Einflussgrößen. Unter primären Einflussgrößen werden technisch und monetär bewertbare Größen wie die eingesetzten Stoffströme Wind, Möller, Koks, die resultierenden Stoffströme wie Gichtgas, Schlacke sowie technischer Parameter wie z. B. der Windfeuchte und -temperatur verstanden. Sekundäre Einflussgrößen bezeichnen

verschiedene, vorwiegend technische Restriktionen wie Formengasmenge und -temperatur, Permeabilität und Schlackenbasizität, denen direkt keine Kosten zugeordnet werden können. Aus Betriebsdaten werden über Regressionsgleichungen für jeden der betrachteten Hochöfen Gleichungen für die Hochofenleistung, den Koksverbrauch, die Permeabilität, die Gichtgasmenge und den Sauerstoffverbrauch in Abhängigkeit von den Einflussgrößen bestimmt. Für jeden Hochofen wird jeweils ein lineares Programm zur Bestimmung der kostenminimalen Parameterkonstellation bei vorgegebener Hochofenleistung aufgestellt und gelöst. Das eigentliche Produktionsprogrammplanungsproblem wird auf analytischem Wege bestimmt: Die Leistung wird in der möglichen Bandbreite variiert und die jeweiligen spezifischen Kosten für eine Tonne Roheisen bestimmt. Mit Hilfe einer quadratischen Regressionsanalyse werden quadratische Polynome bestimmt, die diese spezifischen Kosten abbilden. Diese werden differenziert und die erhaltenen linearen Grenzkostenverläufe in Abhängigkeit von der Ofenleistung dazu verwendet, die kostenminimale Produktionsaufteilung zwischen den Hochöfen zu bestimmen.

Als Beispiele für weitere Arbeiten zur Produktionsprogrammplanung in der Eisen- und Stahlindustrie seien die Ansätze von Bielefeld et al. (vgl. Bielefeld, Walter und Wartmann (1986)) sowie Baker et al. (vgl. Baker et al. (1987)) genannt. Für einen Überblick über weitere Arbeiten aus der Eisen- und Stahlindustrie sei auf den Überblicksartikel von Dutta und Fourer verwiesen (vgl. Dutta und Fourer (2001)).

Die Ansätze auf Basis der mathematischen Programmierung scheinen im betrachteten Fall prinzipiell geeignet zur Abbildung der Produktionsprogrammplanung zu sein. Für verschiedene Anwendungsfälle existieren mehrstufige, mehrperiodige Modelle. Auf diese Weise wurde daneben auch der Anfall von Kuppelprodukten mehrfach abgebildet. Bislang ist jedoch die Abbildung der den Anwendungsfällen zugrunde liegenden Prozesse meist nur unzureichend gelöst. Gerade im vorliegenden Fall, in dem mit wechselnden Einsatzstoffmischungen gearbeitet wird, die verwendeten Rohstoffe große Auswirkungen einerseits auf die Kosten bzw. Erlöse durch den Rohstoffeinsatz, andererseits auf die Produktivität und Qualität des Output haben, ist diese von besonderer Bedeutung. Der Ansatz von Penkuhn berücksichtigt mit den von ihm eingeführten thermodynamischen Transformationsfunktionen zwar diese Aspekte, eine Anwendung im vorliegenden Fall wird jedoch dadurch erschwert, dass Penkuhn einen stationär betriebenen Prozess, lediglich ein Produkt und eine Periode betrachtet. Die Berechnung der thermodynamischen Transformationsfunktionen für jeden verschiedenen Betriebszustand sowie die Nichtlinearität der Transformationsfunktionen lassen eine Anwendung für eine operative Planung als nicht zielführend erscheinen.

Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens ist daher ein eigenes Produktionsprogrammplanungsmodell zu entwickeln, das die genannten Probleme überwindet und die in Abschnitt 4.2.1 dargestellten Anforderungen erfüllt. Als geeignet erscheint hier die mathematische, insbesondere die lineare bzw. gemischt-ganzzahlige Programmierung. Das zu entwickelnde Modell kann auf existierenden Arbeiten aufbauen und über die in den Abschnitten 3.1.3 und 3.2.3 bestimmten Input-Output-Beziehungen die geforderte Abbildungsgenauigkeit der zugrunde liegenden Prozesse erreichen. Im folgenden Abschnitt wird die Entwicklung dieses Modells näher beschrieben.

4.2.3 Entwicklung eines Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung

In diesem Abschnitt wird die Entwicklung eines Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung für den betrachteten Produktionsprozess gemäß der in Abschnitt 4.2.1 dargestellten Anforderungen dargestellt. Aus den im vorangegangenen Abschnitt beschriebenen Gründen wird dabei auf einen Ansatz der gemischt-ganzzahligen linearen Programmierung zurückgegriffen und über die Verwendung der in den Abschnitten 3.1.3 und 3.2.3 bestimmten Input-Output-Beziehungen auf die geforderte Abbildungsgenauigkeit der zugrunde liegenden Prozesse abgezielt. Zunächst wird in Abschnitt 4.2.3.1 auf die Modellformulierung eingegangen, bevor in Abschnitt 4.2.3.2 die Implementierung des Modells beschrieben wird.

4.2.3.1 Modellformulierung

Für die Formulierung des Modells zur Produktionsprogrammplanung werden zunächst die benötigten Indexmengen, Modellparameter und Entscheidungsvariablen definiert. Diese sind im Folgenden dargestellt (zur Bezeichnung der Anlagen und Stoffströme vgl. Abbildung 2-10):

Indexmengen

\mathfrak{A}	Menge der betrachteten Anlagen a , $\mathfrak{A} = \{SA, EGR, AGRA, HO, GHO\}$
\mathfrak{M}	Menge der berücksichtigten Stoff- und Energieströme m , $\mathfrak{M} = \left\{ \begin{array}{l} NM, SIN, SAL, VSAL, KKG, KM, RGS, RAGR, \\ REGR, KK, WI, RE, SL, GG, ZK, WEL, RGH, GS \end{array} \right\}$
$\mathfrak{B} \subset \mathfrak{M}$	Menge der berücksichtigten Kuppelprodukte b , $\mathfrak{B} = \{RGS, RAGR, REGR, SL, ZK, WEL, RGH, GS\}$
\mathfrak{E}	Menge der berücksichtigten Elemente und Verbindungen e

- \mathfrak{P} Menge der berücksichtigten Produkte p (Roheisensorten)
- $\mathfrak{R} \subset \mathfrak{M}$ Menge der berücksichtigten Roh- und Hilfsstoffe r ,
 $\mathfrak{R} = \{NM, KKG, KM, ZS, KK, WI\}$,
wobei NM eine Mischung der Rohstoffe NM_1, \dots, NM_n ist
- \mathfrak{T} Menge der berücksichtigten Perioden t , $\mathfrak{T} = \{1, \dots, T\}$
- I^a Hauptinputstrom auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$, $I^a \subset \mathfrak{M}$
- O^a Hauptoutputstrom auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$, $O^a \subset \mathfrak{M}$

Modellparameter

A	Anzahl der Anlagen $a \in \mathcal{A}$ [-]
B	Anzahl der Kuppelprodukte $b \in \mathcal{B}$ [-]
\underline{c}_e^m	Minimale Konzentration von Element/Verbindung e in Massenstrom m
\bar{c}_e^m	Maximale Konzentration von Element/Verbindung e in Massenstrom m
E	Anzahl der Elemente und Verbindungen $e \in \mathcal{E}$ [-]
k_r^a	Kosten bzw. Erlöse für den Roh- oder Hilfsstoff r auf Anlage a [€/t]
k_b^a	Kosten bzw. Erlöse für Kuppelprodukt b auf Anlage a [€/t]
BN	Große Zahl [-]
M	Anzahl der Stoffströme $m \in \mathcal{M}$ [-]
\bar{m}_m	Maximale Größe des Stoffstroms m [t]
\underline{m}_m	Minimale Größe des Stoffstroms m [t]
P	Anzahl der Produkte $p \in \mathcal{P}$ [-]
p_p	Erzielbarer Verkaufspreis für Produkt $p \in \mathcal{P}$ [€/t]
R	Anzahl der Roh- und Hilfsstoffe $r \in \mathcal{R}$ [-]
S	Menge der zu sinternden Nettomischung [t]
SBF	Sintereinsatzmenge im Hochofen [t/d]
SN	Kleine Zahl [-]
T	Anzahl der berücksichtigten Perioden (Planungshorizont)
\underline{x}_r^{SA}	Minimaler Anteil von Roh-/Hilfsstoff r in der Nettomischung [-]
\bar{x}_r^{SA}	Maximaler Anteil von Roh-/Hilfsstoff r in der Nettomischung [-]
ζ_{Bas}^{SIN}	Basizität des Sinters [-]
δ_{\max}	Maximale Anzahl an Roh-/Hilfsstoffen in der Nettomischung [-]

Variablen

$C_{p,t}^m$	Vektor der Konzentrationen c_e^m von Element/Verbindung $e \in \mathfrak{E}$ in Massenstrom $m \in \mathfrak{M}$ für Produkt $p \in \mathfrak{P}$ in Periode $t \in \mathfrak{T}$
$m_{m,t}^a$	Ein- oder ausgehender Massenstrom m auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$ in Periode t
$X_{R,p,t}^a$	Vektor der spezifischen Anteile $x_{r,p,t}^a$ der Roh-/Hilfsstoffe $r \in \mathfrak{R}$ in der Einsatzmischung auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$ für Produkt $p \in \mathfrak{P}$ in Periode $t \in \mathfrak{T}$
$X_{B,p,t}^a$	Vektor der spezifischen Anfallmengen $x_{b,p,t}^a$ der Kuppelprodukte $b \in \mathfrak{B}$ auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$ für Produkt $p \in \mathfrak{P}$ in Periode $t \in \mathfrak{T}$ bezogen auf eine Tonne Aufgabemischung
$y_{p,t}$	Binärvariable, die angibt, ob Produkt $p \in \mathfrak{P}$ in Periode $t \in \mathfrak{T}$ produziert wird ($y_{p,t} = 1$) oder nicht ($y_{p,t} = 0$)
$\delta_{r,p,t}$	Binärvariable, die angibt, ob Roh-/Hilfsstoff $r \in \mathfrak{R}$ Teil der Nettomischung ist oder nicht

Mit Hilfe dieser Größen lässt sich das Modell zur Produktionsprogrammplanung als gemischt-ganzzahliges lineares Programm (MILP) formulieren:

Maximiere Zielfunktion

$$DB^{PPP} = \sum_{t=1}^T \sum_{p=1}^P p_p \cdot m_{p,t}^{HO} - \sum_{t=1}^T \sum_{a=1}^A \sum_{r=1}^R k_r^a \cdot m_{r,t}^a - \sum_{t=1}^T \sum_{a=1}^A \sum_{b=1}^B k_b^a \cdot m_{b,t}^a \quad (4.4)$$

unter den Nebenbedingungen

$$\sum_{p=1}^P y_{p,t} = 1 \quad \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.5)$$

$$\sum_{r=1}^R x_{r,p,t}^{SA} = y_{p,t} \quad \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.6)$$

$$c_{e,p,t}^{NM} = \sum_{r=1}^R c_e^r \cdot x_{r,p,t}^{SA} \quad \forall e \in \mathfrak{E}, p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.7)$$

$$x_{r,p,t}^{SA} - BN \cdot y_{p,t} \leq 0 \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.8)$$

$$x_{r,p,t}^{SA} + BN \cdot (1 - y_{p,t}) \geq SN \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.9)$$

$$y_{p,t} \cdot \underline{c}_{e,p}^m \leq c_{e,p,t}^m \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall m \in \mathfrak{M} \quad (4.10)$$

$$c_{e,p,t}^m \leq \bar{c}_{e,p}^m \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall m \in \mathfrak{M} \quad (4.11)$$

$$(c_{SiO_2,p,t}^{NM} + c_{CaO,p,t}^{NM}) \cdot 100 \leq \bar{x}_{Schlacke}^{NM} \quad \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.12)$$

$$y_{p,t} \cdot \underline{x}_{Schlacke}^{NM} \leq (c_{SiO_2,p,t}^{NM} + c_{CaO,p,t}^{NM}) \cdot 100 \quad \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.13)$$

$$c_{CaO,p,t}^{SIN} / c_{SiO_2,p,t}^{SIN} = z_{Bas}^{SIN} \quad \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.14)$$

$$c_{e,p,t}^{O^a} = f_{e,O^a}^{Konz,a}(C_{p,t}^{I^a}) \quad \forall a \in \mathfrak{A}, \forall e \in \mathfrak{E}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.15)$$

$$c_{e,p,t}^b = f_{e,b}^{Konz,a}(C_{p,t}^{I^a}) \quad \forall a \in \mathfrak{A}, \forall b \in \mathfrak{B}, \forall e \in \mathfrak{E}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.16)$$

$$m_{p,t} = PL \cdot SBF \cdot f_p^{HO}(C_{p,t}^{SIN}) \quad \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.17)$$

$$m_{b,p,t}^a = PL \cdot S \cdot f_b^a(C_{p,t}^{I^a}) \quad \forall a \in \mathfrak{A}, \forall b \in \mathfrak{B}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.18)$$

$$m_{r,p,t}^a = PL \cdot S \cdot f_r^a(C_{p,t}^{I^a}) \quad \forall a \in \mathfrak{A} \setminus \{SA\}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall r \in \mathfrak{R}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.19)$$

$$y_{p,t} \cdot \underline{x}_{r,p}^{SA} \leq x_{r,p,t}^{SA} \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P} \quad (4.20)$$

$$x_{r,p,t}^{SA} \leq \bar{x}_{r,p}^{SA} \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P} \quad (4.21)$$

$$\sum_{t=1}^T \sum_{p=1}^P PL \cdot S \cdot x_{r,p,t}^{NM} \leq \bar{m}_r \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.22)$$

$$\underline{m}_r \leq \sum_{t=1}^T \sum_{p=1}^P PL \cdot S \cdot x_{r,p,t}^{BM} \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.23)$$

$$\sum_{t=1}^T m_{p,t} \leq \bar{m}_p \quad \forall p \in \mathfrak{P} \quad (4.24)$$

$$\underline{m}_p \leq \sum_{t=1}^T m_{p,t} \quad \forall p \in \mathfrak{P} \quad (4.25)$$

$$\delta_{\max} \geq \sum_{r=1}^R \delta_{r,p,t} \quad \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.26)$$

$$x_{r,p,t} - BN \cdot \delta_{r,p,t} \leq 0 \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.27)$$

$$x_{r,p,t} + BN \cdot (1 - \delta_{r,p,t}) \geq 0 \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T} \quad (4.28)$$

$$\begin{aligned}
x_r^a, x_b^a, c_e^m \geq 0, y_{p,t}, \delta_{r,p,t} \in \{0;1\} \\
\forall a \in \mathfrak{A}, \forall b \in \mathfrak{B}, \forall e \in \mathfrak{E}, \forall m \in \mathfrak{M}, \forall r \in \mathfrak{R}, \forall p \in \mathfrak{P}, \forall t \in \mathfrak{T}
\end{aligned} \quad (4.29)$$

Die Zielfunktion (4.4) maximiert den aus den im Planungszeitraum durch Roheisenverkauf erzielbaren Erlösen und durch Einsatz von Rohstoffen und Kuppelproduktion anfallenden Kosten bzw. erzielbaren Erlösen entstehenden Deckungsbeitrag. Damit werden sämtliche verursachungsgerecht zurechenbaren entscheidungsrelevanten monetären Größen erfasst.

Der Optimierung liegen folgende Restriktionen zugrunde: Die Gleichungen (4.5) stellen sicher, dass in jeder Periode exakt eine Sorte Roheisen hergestellt wird und es somit zu keinen Ofenstillständen kommt. In den Nebenbedingungen (4.6) wird die Vollständigkeit der Nettomischung gefordert. Wird in Periode t die Roheisensorte p produziert, müssen sich die Mischungsanteile zu Eins addieren. Wird Roheisensorte p in Periode t nicht produziert, so darf kein Rohstoff hierfür anteilmäßig verwendet werden. Die Nebenbedingungen (4.7) berechnen die Konzentrationen der Elemente und Verbindungen e in den Nettomischungen für die Roheisensorte p in Periode t . Mit Hilfe von (4.8) und (4.9) wird sichergestellt, dass $x_{r,p,t}^{SA}$ tatsächlich nur dann ungleich Null sein kann, wenn die Roheisensorte p in Periode t auch produziert wird. Es handelt sich bei den beiden Gleichungen um eine so genannte Big-M-Formulierung⁴⁷ zur Linearisierung der folgenden Funktion:

$$y_{p,t} = \begin{cases} 1 & \exists x_{r,p,t}^{SA} \mid x_{r,p,t}^{SA} \geq 0 \\ 0 & \text{sonst} \end{cases} \quad (4.30)$$

Die Gleichungen (4.10) und (4.11) dienen der Sicherstellung der chemischen Spezifikation der Stoffströme m für die jeweilige Roheisensorte p in allen Perioden t . Durch die Multiplikation der Konzentrationsvorgabe $\underline{c}_{e,p}^m$ mit der Binärvariablen $y_{p,t}$ in den Nebenbedingungen (4.10) sind diese Gleichungen auch in den Perioden erfüllbar, in denen die Konzentrationen $c_{e,p,t}^m$ Null sind, da die Roheisensorte p in dieser Periode nicht hergestellt wird. In Bezug auf die Aufgabemischung werden über diese Gleichung insbesondere die Feuchtigkeit des Sinters, der Kohlenstoff- sowie der Chlorgehalt eingestellt. Für die Sintersorten dienen sie dazu, die Mindest- und Höchstkonzentrationen der Stoffstromkomponenten vorzugeben. Daneben sind weitere Spezifikationen der Stoffströme notwendig. Für die Aufgabemischung ist der Schlackengehalt über die Summe der SiO₂- sowie der CaO-Anteile vorzugeben. Dies geschieht in den Restriktionen (4.12) und (4.13). Zusätzlich dazu wird in (4.14) die Basizität der Sintersorten p als das Verhältnis der CaO- zur

⁴⁷ Zu Big M-Formulierungen vergleiche z. B. Kallrath und Wilson (1997).

SiO₂-Konzentration im Sinter eingestellt.⁴⁸ Mit Hilfe der in Kapitel 3 ermittelten Input-Output-Funktionen wird in den Gleichungen (4.15) die Konzentration der Elemente und Verbindungen e in den Hauptoutputströmen der Anlagen berechnet. In den Gleichungen (4.16) erfolgt diese Konzentrationsberechnung für die weiteren ausgehenden Stoffströme der Kuppelprodukte b . Ebenfalls auf Basis der in Abschnitt Kapitel 3 bestimmten Input-Output-Funktionen werden in den Gleichungen (4.17), (4.18) und (4.19) die Massenströme auf den Anlagen a in den Perioden t für die eingesetzten Rohstoffe (mit Ausnahme der separat betrachteten Sinteranlage), anfallenden Kuppelprodukte und das herzustellende Roheisen berechnet. Hier ist eine Multiplikation des Absolutglieds in den Input-Output-Funktionen mit der Binärvariablen $y_{p,t}$ notwendig. Die spezifischen Verbrauchs- bzw. Produktionsmengen werden jeweils mit der Periodenlänge PL [d] und der Sinteranlagenkapazität S [t/d] multipliziert. Im Falle der Roheisenmenge wird statt der Sinteranlagenkapazität die Menge des im Hochofen einsetzbaren Sinters SBF verwendet. In Kombination mit der Vorgabe der Anzahl an Planungsperioden besteht somit die Möglichkeit, mit der Periodenlänge das Zeitraster für die Planung flexibel zu gestalten.

Die weiteren (Un-)gleichungen dienen der Abbildung ökonomischer Restriktionen bzw. der Benutzervorgaben. So werden in (4.20) und (4.21) eine minimale bzw. maximale Verwendung von Rohstoffen in den Nettomischungen gefordert. Diese ist notwendig, um beispielsweise die Praxis abzubilden, dass jeweils ein bestimmter Anteil an Erz die Basis einer Mischung bildet oder um einen zu hohen Anteil einzelner Rohstoffe in den Mischungen zu verhindern. Um die Erfüllbarkeit von (4.20) zu gewährleisten wird der Mindesteinsatzanteil von $x_{r,p}^{SA}$ wiederum mit der Binärvariablen $y_{p,t}$ multipliziert. Der Tatsache, dass die Rohstoffe nur in begrenzten Mengen zur Verfügung stehen wird in den Ungleichungen (4.22) über eine Einsatzrestriktion Rechnung getragen. Mindestverwertungsmengen werden durch (4.23) abgebildet. Die Restriktionen (4.24) und (4.25) berücksichtigen Absatzgrenzen und Lieferverpflichtungen für einzelne Roheisensorten. Alternativ kann eine Vorgabe von Absatzbeschränkungen und Lieferverpflichtungen auch über eine Vorgabe der Anzahl an Perioden erfolgen, in denen eine Roheisensorte mindestens oder maximal produziert werden soll. Geben \bar{T}_p und \underline{T}_p diese Anzahl der Perioden an, lauten die entsprechenden Ungleichungen wie folgt:

$$\sum_{t=1}^T y_{p,t} \leq \bar{T}_p \quad \forall p \in \mathfrak{P} \quad (4.31)$$

⁴⁸ In der Literatur sind auch andere Definitionen der Basizität gebräuchlich (vgl. z. B. Fabian (1967) oder Koch, Pethke und Schwinn (1991)). Die angegebene Kenngröße wurde gewählt, da über diese die Steuerung der Sinterbasizität im Referenzunternehmen vorgenommen wird.

$$\underline{T}_p \leq \sum_{t=1}^T y_{p,t} \quad \forall p \in \mathfrak{P} \quad (4.32)$$

Mit Hilfe einer weiteren Big-M-Formulierung wird in den Nebenbedingungen (4.26) bis (4.28) abgebildet, dass nur eine begrenzte Anzahl an Rohstoffen in der jeweiligen Mischung eingesetzt werden kann. Hierzu wird die Binärvariable $\delta_{r,p,t}$ eingeführt, die angibt, ob Roh- oder Hilfsstoff r in Periode t zur Produktion von Sinter für die Roheisensorte p eingesetzt wird oder nicht. Schließlich wird in (4.29) die Nichtnegativität der Entscheidungsvariablen gefordert.

4.2.3.2 Implementierung des Ansatzes

Da die allgemeine Struktur des integrierten Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE, in dem der Ansatz zur Produktionsprogrammplanung implementiert wird, bereits in Abschnitt 2.2.4 vorgestellt wurde, werden an dieser Stelle lediglich die Spezifika der Implementierung in Bezug auf die Produktionsprogrammplanung erläutert.

Die für die Planung notwendigen Daten werden vollständig durch die Grunddaten in SCOPE bereitgestellt. Im Rahmen der grafischen Benutzeroberfläche ist es dem Nutzer möglich, sich über ein Formular die wesentlichsten Planungsparameter für die Produktionsprogrammplanung anzeigen zu lassen bzw. diese zu verändern. Links zu weiteren Formularen ermöglichen den Zugriff auf Grunddaten, wie etwa die Sinterspezifikationen oder allgemeine Planungsparameter. Abbildung 4-1 zeigt das genannte Formular. Der Start eines Optimierungslaufs erfolgt aus dem Formular heraus in zwei Schritten. Durch den Klick auf die Schaltfläche „Include-Dateien erstellen“ werden die für die Planung erforderlichen Daten aus der Datenbank ausgelesen und in Form der Eingabedatei *scope-mps.inc* geschrieben. Diese Datei kann anschließend angezeigt werden. Dies dient der Kontrolle der Planungsparameter vor dem Start des z. T. zeitintensiven Optimierungslaufs und soll Fehlplanungen verhindern. Durch Klick auf die Schaltfläche „Optimierungslauf starten“ wird die Stapelverarbeitungsdatei *scope-mps.bat* aufgerufen, die GAMS mit der Modelldatei *scope-mps.gms* und der Eingabedatei aufruft. Die Größe des durch GAMS aufgebauten Modells und damit indirekt auch die für die Lösung benötigte Zeit ist im Wesentlichen abhängig von der Anzahl der betrachteten Perioden, Rohstoffe und Roheisensorten. Nach erfolgter Berechnung kann die erzeugte Datei angezeigt oder in SCOPE eingelesen werden und steht für Berichte und weitere Auswertungen zur Verfügung. Das Ergebnisformular, in dem die Ausgabe erfolgt, ist in Abbildung 4-2 dargestellt.

Im folgenden Abschnitt wird der entwickelte und implementierte Planungsansatz exemplarisch angewandt.

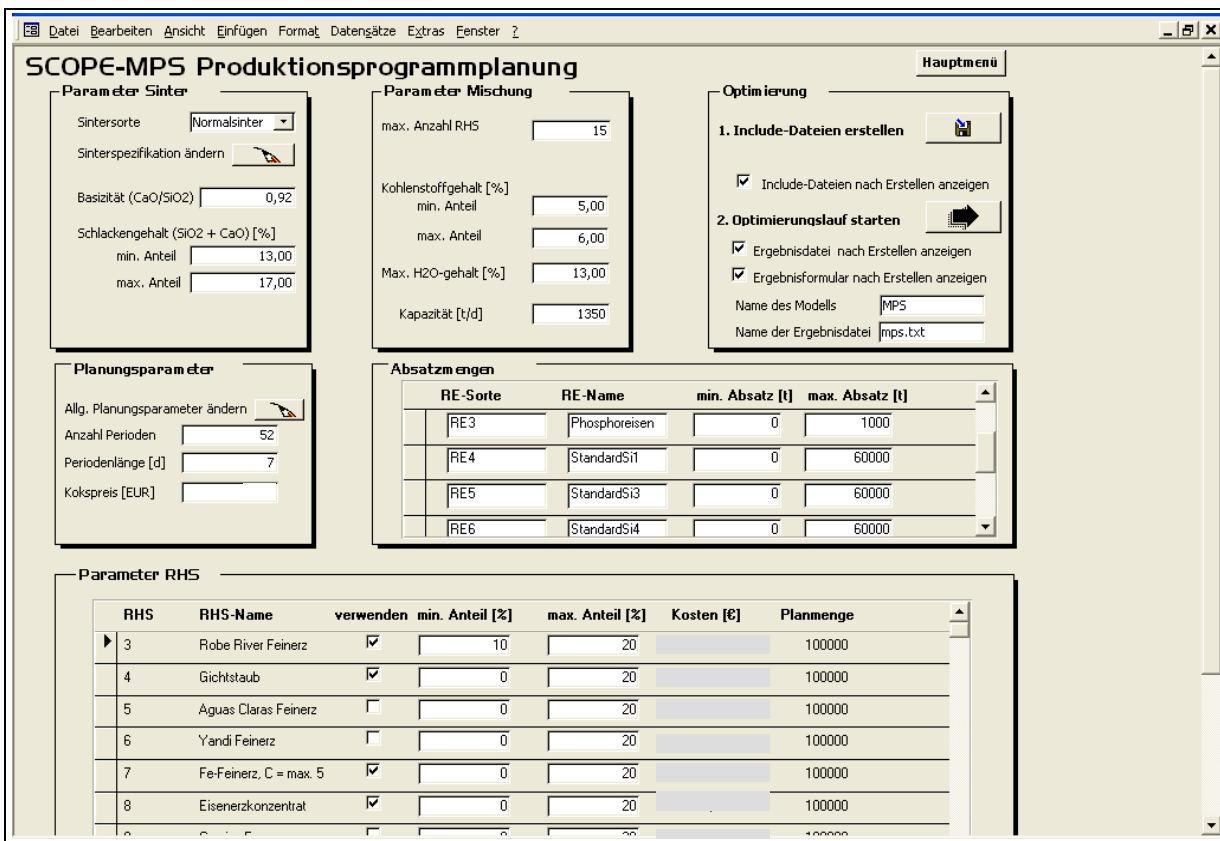


Abbildung 4-1: Screenshot der Benutzeroberfläche zur Produktionsprogrammplanung

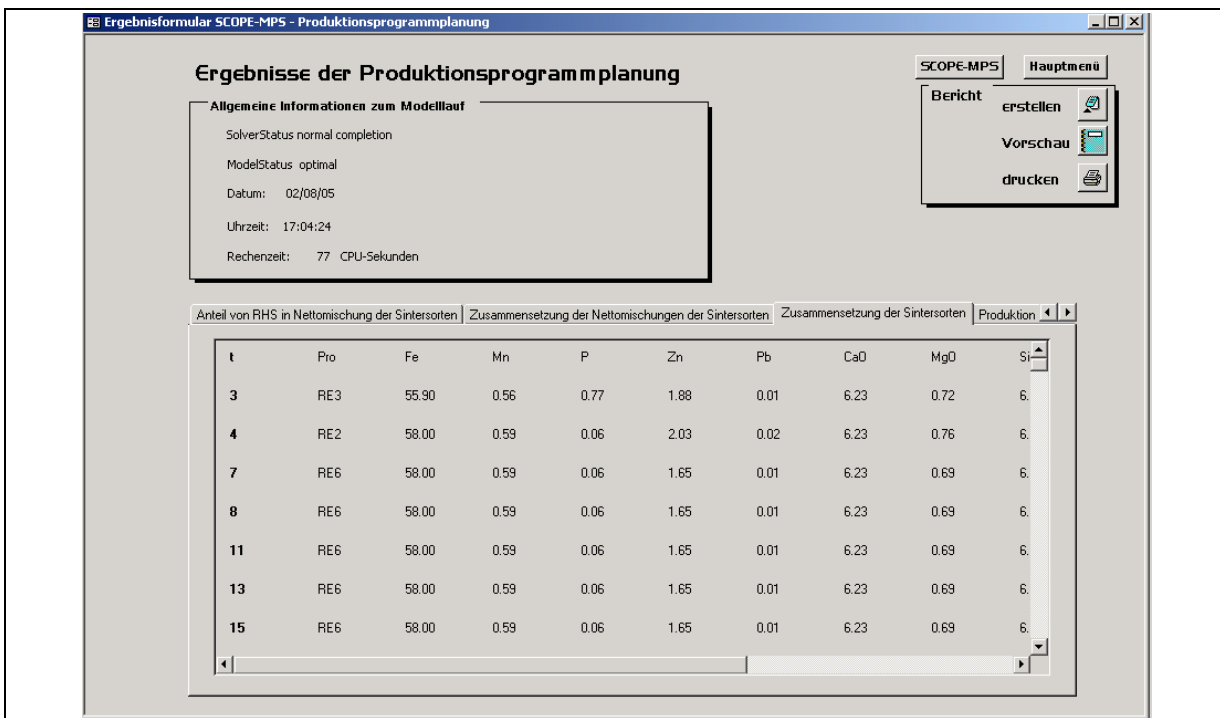


Abbildung 4-2: Screenshot des Ergebnisformulars zur Produktionsprogrammplanung

4.2.4 Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Produktionsprogrammplanung

Es ist Ziel dieses Abschnitts, den in den vorangegangenen Abschnitten entwickelten und implementierten Ansatz zur Produktionsprogrammplanung exemplarisch anzuwenden. Zunächst werden in einem Basisszenario grundlegende Ergebnisse der Produktionsprogrammplanung dargestellt und analysiert. Im Rahmen einer Szenarioanalyse werden anschließend die Auswirkungen von Parametervariationen der Stoffflusskosten näher untersucht.

4.2.4.1 Definition der Planungsszenarien

Ausgangspunkt der Modellanwendung ist ein auf Basis realistischer Parameterwerte erstelltes Basisszenario.⁴⁹ Es wird eine Planung für den Zeitraum eines Jahres, d. h. von 52 Perioden mit einer Länge von jeweils sieben Tagen für die in Tabelle 4-1 dargestellten sechs Grundtypen von Roheisensorten mit den angegebenen Parametern durchgeführt. Es handelt sich hierbei um *Standardroheisen* mit unterschiedlichen Siliziumgehalten, ein chromhaltiges Roheisen mit niedrigem Siliziumgehalt, das *Ökoroheisen* genannt wird und ein phosphorhaltiges Roheisen, so genanntes *Phosphorroheisen*, ebenfalls mit niedrigem Siliziumanteil.

Tabelle 4-1: Roheisensorten, -preise und Absatzmengen im Basisszenario⁵⁰

Roheisensorte	Si-Gehalt [Gew.-%]	Si-Gehalt eingestellt [Gew.-%]	Preis [%]	Maximale Absatzmenge [t/a]	minimale Absatzmenge [t/a]
Standardroheisen	0,2-1,5	1,00	100	18.880	4.920
Standardroheisen	1,5-2,5	2,00	96	47.200	13.500
Standardroheisen	2,5-3	2,75	99	89.680	33.100
Standardroheisen	3-4	3,50	103	51.920	18.100
Ökoroheisen	0,2-1,5	1,00	89	84.960	31.200
Phosphorroheisen	0,2-3,5	1,00	117	18.880	5.500
Summe				311.520	106.320

⁴⁹ Diesem Basisszenario liegt eine reale Parameterkonstellation aus der industriellen Praxis zugrunde. Daher werden die monetären Größen in Geldeinheiten (GE) bzw. bei Parametervariationen in relativen Änderungen angegeben.

⁵⁰ Wie in Abschnitt 2.1.1.3 beschrieben, werden im betrachteten Produktionssystem acht Grundtypen von Roheisensorten unterschieden. Für dieses Basisszenario werden diese zu sechs Sorten zusammengefasst. Eine Einteilung in die acht Sorten würde für das Standardroheisen zu einer weiteren Differenzierung hinsichtlich des Siliziumgehaltes führen. Diese Klassen besäßen jedoch z. T. Absatzmengen unter der Größe einer Kampagne und werden daher mit anderen Klassen zusammengefasst.

Als weitere Datengrundlage für die Berechnungen werden die 54 Rohstoffe aus der Rohstoffdatenbank des Unternehmens verwendet, die in den vergangenen Jahren die mengenmäßig größten Anteile ausmachten. Es wird unterstellt, dass das Unternehmen im Bezug der Rohstoffe vollkommen frei ist, d. h. alle Rohstoffe in ausreichender Menge vorhanden sind und keine Abnahme- bzw. Verwertungsverpflichtungen für Rohstoffe vorliegen. Die Basis der Mischungen stellt eine Feinerzsorte dar, die zu mindestens zehn Prozent in den Mischungen einzusetzen ist. Als weitere Parametervorgaben werden analog zur Betriebspraxis die in der folgenden Tabelle 4-2 dargestellten Werte verwendet.

Tabelle 4-2: Wesentliche Planungsparameter der Produktionsprogrammplanung

Planungsparameter	Wert
Parameter Aufgabemischung (netto)	
- min. Kohlenstoffgehalt	5,00 Gew.-%
- max. Kohlenstoffgehalt	6,00 Gew.-%
- max. H ₂ O-Gehalt	13,00 Gew.-%
- max. Cl-Gehalt	0,22 Gew.-%
Parameter Sinter	
- Basizität ($x_{CaO}^{SIN} / x_{SiO_2}^{SIN}$)	0,92
- min. Anteil Schlackebildner ($x_{CaO}^{SIN} + x_{SiO_2}^{SIN}$)	13,00 Gew.-%
- max. Anteil Schlackebildner ($x_{CaO}^{SIN} + x_{SiO_2}^{SIN}$)	17,00 Gew.-%

Weitere Grundlage bilden die chemischen Spezifikationen der Sintersorten. Es kommen drei unterschiedliche Sintersorten zum Einsatz: *Standardsinter (E-Sinter)* für die Standardroheisensorten, *Ökosinter* für das Ökoroheisen und *Phosphorsinter* für das Phosphorroheisen. Wie in Tabelle 4-3 dargestellt, unterscheiden sich die chemischen Spezifikationen der Sintersorten lediglich hinsichtlich der minimalen und maximalen Anteile von Chrom und Phosphor.

Die Ergebnisse der Planungen und die Wirtschaftlichkeit des Prozesses sind von der Situation auf den Rohstoff- und Absatzmärkten abhängig. Die Preise für die Rohstoffe zur Metallerzeugung sind in den vergangenen Jahren stark angestiegen (vgl. z. B. Wagner und Wellmer (2004), Ameling (2004)). Besonders hiervon betroffen war das Reduktionsmittel Koks. Beispielsweise stieg der durchschnittliche Preis für chinesischen Koks⁵¹ von 55 \$/t

⁵¹ 12,5 % Asche, FOB China.

1999 auf 70 \$/t im Jahr 2002 und ca. 114 \$/t im Jahr 2003. Im Jahr 2004 waren 470 \$/t zu zahlen. Mittelfristig wird mit einer Stabilisierung auf Preise im Bereich von 180 – 200 \$/t gerechnet (vgl. Kasperczyk (2004)). Allerdings ist diese keineswegs als gesichert anzusehen, da sie insbesondere von der weiteren Exportpolitik Chinas, etwaigen Kapazitätsubauten und der Nachfragesituation abhängig ist. Zu den Kokspreisanstiegen kommen aktuell auch Verteuerungen des Erzpreises, für den im Jahr 2005 Unternehmen wie z. B. die Nippon Steel Corporation und Arcelor S.A. Preissteigerungen von mehr als 70 % akzeptiert haben (vgl. NSC (2005), HB (2005)). Da Erz im Referenzunternehmen als Basis der Sintermischung verwendet wird, sind auch diese Schwankungen bedeutsam, wenngleich im Vergleich zu Unternehmen die hauptsächlich auf Basis von Primärrohstoffen arbeiten in einem deutlich geringerem Maße. Ausschlaggebend für die Wirtschaftlichkeit der Produktionsprozesse in der Eisen- und Stahlindustrie ist, inwieweit diese Verteuerungen an Kunden (Roheisenkäufer) und Lieferanten der zu verwertenden Reststoffe weitergegeben werden können. Zielsetzung der im Folgenden definierten fünf Szenarien und durchgeführten Berechnungen ist es daher, exemplarisch die Auswirkungen verschiedener Parametervariationen der Reduktionsmittel-, Erz-, Roheisen- und Verwertungspreise zu analysieren.

Tabelle 4-3: Chemische Spezifikationen der Sintersorten

Stoffstromkomponente	Normalsinter		Ökosinter		Phosphorsinter	
	min. [Gew.-%]	max. [Gew.-%]	min. [Gew.-%]	max. [Gew.-%]	min. [Gew.-%]	max. [Gew.-%]
Fe	52	58	52	58	52	58
Zn	0	3	0	3	0	3
Na ₂ O	0	0,35	0	0,35	0	0,35
K ₂ O	0	0,3	0	0,3	0	0,3
CaO	0	10	0	10	0	10
SiO ₂	0	11	0	11	0	11
Al ₂ O ₃	0	1,7	0	1,7	0	1,7
MgO	0	1,4	0	1,4	0	1,4
Mn	0	1	0	1	0	1
P	0	0,062	0	0,062	0,39	0,7655
Pb	0	1	0	1	0	1
Cr	0	0,06	0,3	0,5	0	0,06

Szenario I folgt den jüngeren, auf der Rohstoff- und der Absatzseite ungünstigen Veränderungen. Es wird angenommen, dass das im Prozess eingesetzte Erz sich um 70 % verteuert.

Zudem wird unterstellt, dass es zu weiteren Kokspreissteigerungen in Höhe von 50 % kommt. Die Verwertungspreise für die Reststoffe werden als konstant angenommen was sich zum Beispiel durch die derzeit vergleichsweise niedrigen Deponiepreise erklären ließe. In diesem Szenario wird zudem unterstellt, dass sich eine 35 -prozentige Erhöhung der Roheisenpreise mit der Begründung der Rohstoffpreisanstiege am Markt durchsetzen ließe.

In *Szenario II* wird von einer moderateren Entwicklung ausgegangen. Es wird eine 40-prozentige Verteuerung des eingesetzten Erz angenommen. Hinsichtlich des Kokspreises wird davon ausgegangen, dass dieser unverändert auf dem vergleichsweise hohen Niveau des Basisszenarios bleibt. Für die Roheisenpreise wird wiederum eine Erhöhung um 35 % für möglich gehalten. Zusätzlich ist eine Erhöhung der Verwertungspreise um 10 % durchsetzbar.

Das *Szenario III* unterstellt einen nochmals geringeren Anstieg des Erzpreises (25 %) bei einem rückläufigen Kokspreis (-25 %). Der Kokspreis entspräche dabei in etwa dem o. g. Wert bei einer mittelfristigen Entspannung. Es wird wieder eine unter den Rahmenbedingungen vergleichsweise hohe Preissteigerung für die Roheisensorten in Höhe von 20 % angenommen. Hinsichtlich der Rohstoffverwertung wird ebenfalls eine günstige Entwicklung in Form einer Steigerung von 25 % vorausgesetzt.

Szenario IV stellt eine Situation dar, wie sie vor den großen Preisanstiegen Mitte bis Ende 2002 auf den Rohstoff- und Absatzmärkten anzutreffen war. Im Vergleich zum Basisszenario ist der Erzpreis um 30 % verringert. Der Kokspreis beträgt 50 % des im Basisszenario zugrunde gelegten Preises und die Annahmepreise der weiteren Rohstoffe werden um 15 % verringert. Ebenfalls um 50 % reduziert sind die Roheisenpreise.

Die übrigen Planungsparameter bleiben mit Ausnahme der Mindestproduktionsmengen gegenüber dem Basisszenario unverändert. Auf letztere wird in den vier Szenarien verzichtet, um die Freiheitsgrade der Optimierung zu erhöhen. Die folgende Tabelle 4-4 fasst die Annahmen der vier Szenarien zusammen:

Tabelle 4-4: Parameterveränderungen im Vergleich zum Basisszenario

Szenario / Parameter	Szenario I	Szenario II	Szenario III	Szenario IV
Erzpreis	+ 70 %	+ 40 %	+ 25 %	- 30 %
Kokspreis	+ 50 %	± 0 %	- 25 %	- 50 %
Übrige Rohstoffpreise	± 0 %	+ 10 %	+ 20 %	- 15 %
Roheisenpreise	+ 35 %	+ 35 %	+ 20 %	- 50 %

4.2.4.2 Exemplarische Ergebnisse der Modellanwendung

Im Folgenden werden die unter Vorgabe der angeführten Parameter erzielten Ergebnisse dargestellt. Aus Gründen der Übersichtlichkeit und um Redundanzen zu vermeiden, werden an dieser Stelle hauptsächlich die für die Produktionsprogrammplanung spezifischen Ergebnisse betrachtet und auf detaillierte Betrachtungen beispielsweise der chemischen Zusammensetzungen der Aufgabemischung und des Sinters verzichtet. Diese Betrachtungen finden im Rahmen der Anwendung des im Abschnitt 4.2 entwickelnden Modells zur Materialeinsatzplanung statt, das auf den gleichen Formeln zur Abbildung der Input-Output-Beziehungen basiert. Da sich diese Betrachtungen auf die nahezu gleichen Parameterkonstellationen beziehen, sind die Ergebnisse übertragbar. An dieser Stelle werden zunächst die Ergebnisse des Basisszenarios näher betrachtet, bevor auf die durch die Parametervariationen in den Szenarien I bis IV hervorgerufenen Auswirkungen eingegangen wird.

Im Basisszenario berechnet der Optimierungslauf die in Abbildung 4-3 dargestellten optimalen Produktionsmengen an Roheisen. Während für die übrigen Roheisensorten nahezu die maximale Absatzmenge erreicht wird, beträgt die Produktionsmenge für das Standardroheisen mit 2 % Silizium nur etwas mehr als die Mindestproduktionsmenge. Auch beim Ökoroheisen wird die maximale Produktionsmenge nicht erreicht. Die beiden genannten Roheisensorten scheinen demnach hinsichtlich ihres spezifischen Deckungsbeitrags den übrigen Roheisensorten unterlegen zu sein.

Der Zielfunktionswert (Deckungsbeitrag) setzt sich aus den in Abbildung 4-4 dargestellten Kosten und Erlösen zusammen. Den mit Abstand größten Anteil der Kosten macht das Reduktionsmittel (Koks) aus (ca. 98 %). Kosten für Braunkohlekoks und Kalkmilch an der Abgasreinigungsanlage und die Kosten für die Deponierung des EGR-Staubs und des Rückstands aus der Abgasreinigungsanlage hingegen betragen jeweils nur ca. 0,5 bis 0,75 % der Gesamtkosten. Ein ähnliches, jedoch abgeschwächtes Bild zeigt sich hinsichtlich der Zusammensetzung der Erlöse. Zu knapp 80 % entstammen diese im Basisszenario aus dem Roheisenverkauf, zu ca. 16 % aus dem Rohstoffeinsatz auf der Sinteranlage und lediglich zu etwas mehr als 4 % aus den Kuppelprodukten des Hochofens, in denen das Zinkkonzentrat und der produzierte Strom einen positiven, Schlacke und Grobstaub einen negativen Ergebnisbeitrag liefern. Der Anteil des Rohstoffeinsatzes an der Sinteranlage erscheint auf den ersten Blick relativ gering, jedoch stünden diesen Erlösen Kosten in gleicher Größenordnung gegenüber, wenn der Prozess auf Basis von Primärrohstoffen betrieben würde.

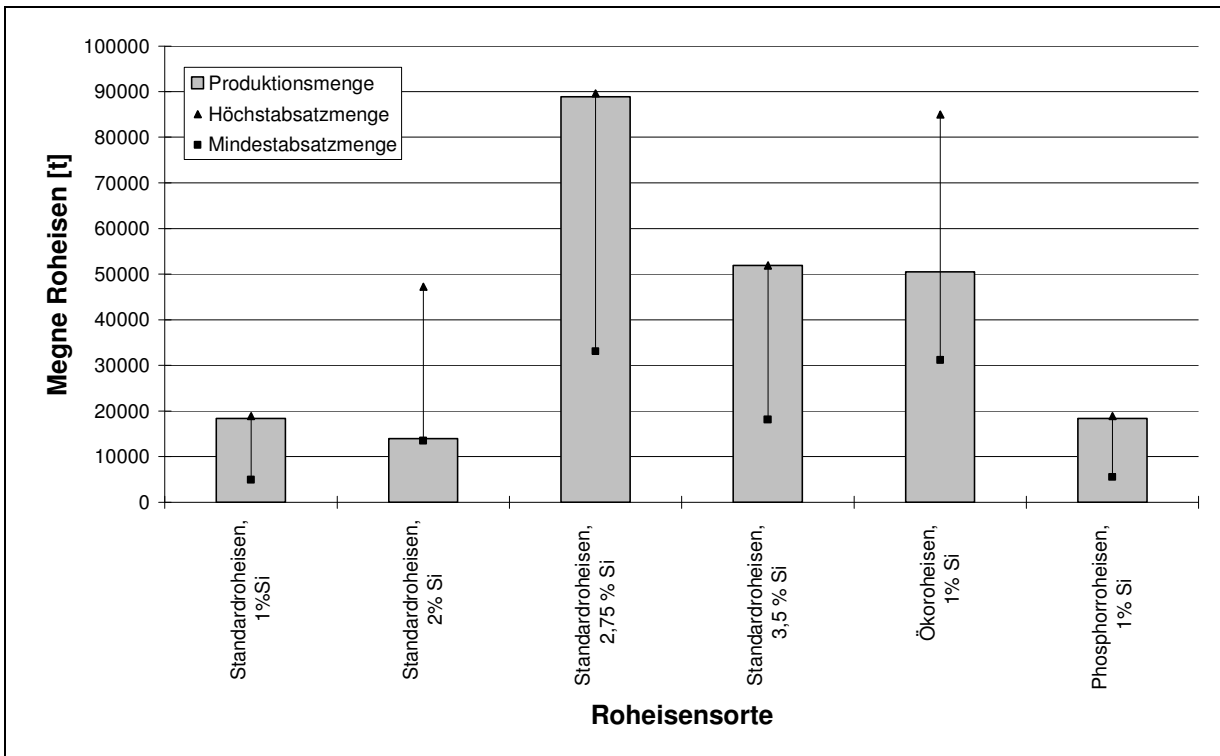


Abbildung 4-3: Produktionsmengen der Roheisensorten im Basisszenario

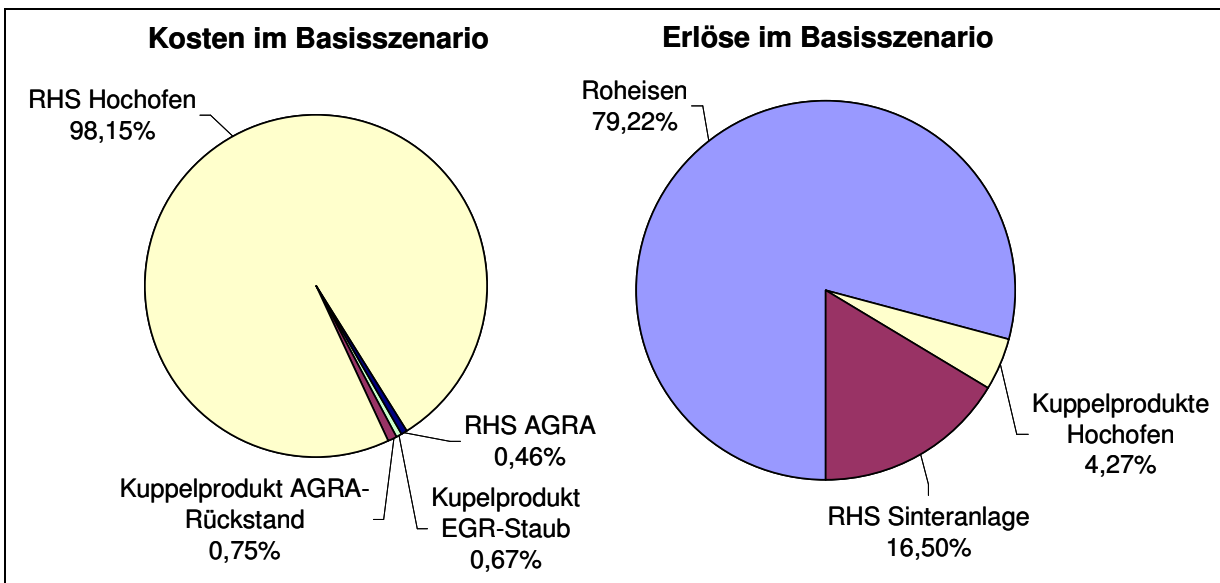


Abbildung 4-4: Ergebnisse hinsichtlich der Kosten- und Erlösstruktur im Basisszenario

Hinsichtlich der in den Szenarien I bis IV zu produzierenden Roheisenmengen führt die Optimierung zu den in Abbildung 4-5 dargestellten Ergebnissen. Auffällig ist, dass es in den Szenarien lediglich geringe Verschiebungen von Produktionsmengen zwischen den Roheisensorten gibt und sich diese auf das Basisszenario und das Szenario IV beschränken während die Szenarien I bis III zu den gleichen Produktionsmengen gelangen. Zum einen wird gegenüber dem Basisszenario in den Szenarien I bis III die Produktionsmenge an

Standardroheisen mit 2 % Silizium bis zum Maximum erhöht und lediglich die übrig gebliebene Kapazitätsmenge für die Produktion von Ökoroheisen eingesetzt. In Szenario IV hingegen wird die maximal mögliche Produktionsmenge an Ökoroheisen produziert. Hierfür wird die Produktion des Standardroheisens mit 2 % Silizium eingestellt und die des Standardroheisens mit 2,75 % um vier Perioden (ca. 18.700 t) verringert. Die Verschiebungen der Produktionsmengen zwischen dem Standardroheisen mit 2 % und dem Ökoroheisen sind dadurch zu erklären, dass sich die Roheisenpreise der beiden Sorten um lediglich 7 % unterscheiden. Im Basisszenario wird dieser Unterschied durch den geringeren Reduktionsmittelverbrauch des Ökoroheisens kompensiert. Dies ändert sich durch die Roheisenpreissteigerungen in den Szenarien I bis III und verursacht die Verschiebungen. Mit den Verringerungen der Roheisenpreise in Szenario IV hingegen kommt es zu dem umgekehrten Effekt. Die Mindestproduktionsmenge des Standardroheisens mit 2 % Silizium fällt weg und auch die Produktionsmengen des Standardroheisens mit einem Siliziumgehalt von 2,75 % werden verringert.

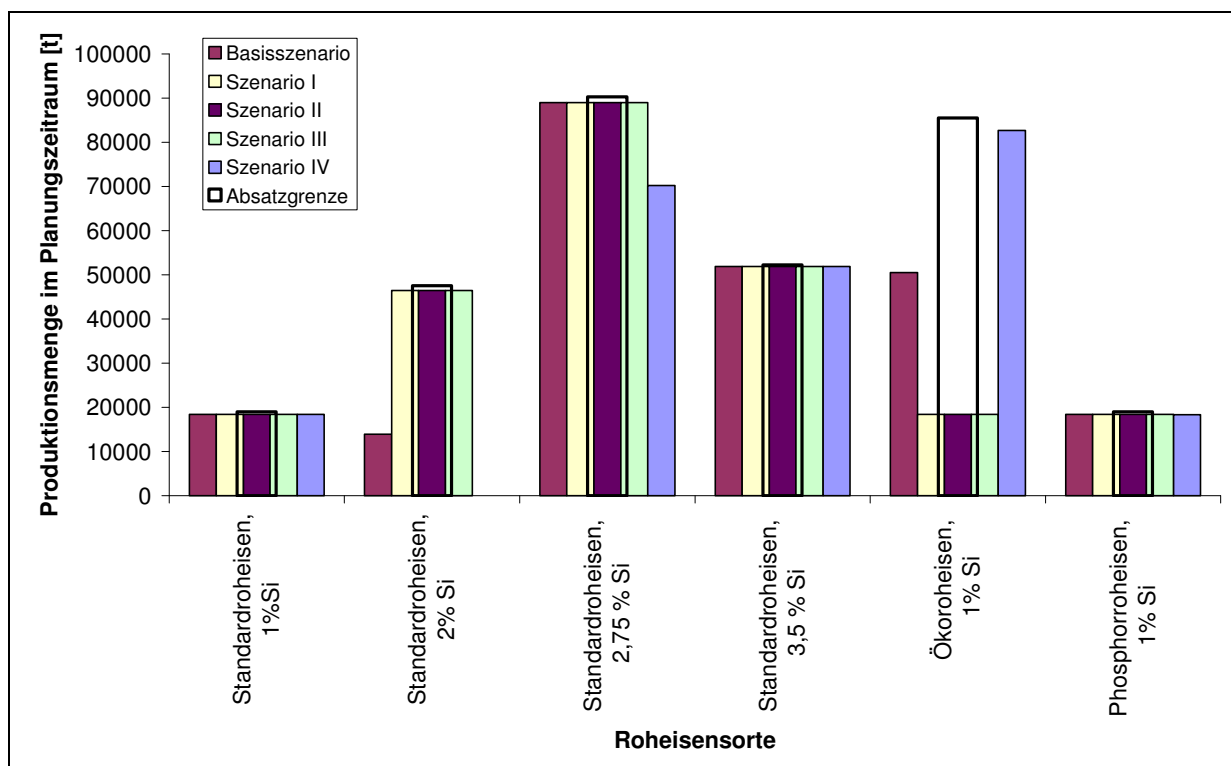


Abbildung 4-5: Produktionsmengen in den betrachteten Szenarien im Planungszeitraum

Bei der vergleichenden Betrachtung der in Abbildung 4-6 dargestellten ökonomischen Ergebnisse für fünf Szenarien ist zunächst bemerkenswert, dass in den Szenarien I bis III trotz der z. T. erheblichen Verteuerung von Erz und Koks der Zielfunktionswert (Deckungsbeitrag) steigt. Dieser Anstieg ist in Szenario I zwar mit ca. 7,5 % im Vergleich zu den Szenarien II und III relativ gering, dennoch reicht die 35 %-ige Preiserhöhung des Roheisens aus, um die Erhöhung des Erz- und des Kokspreises um 70 bzw. 50 % zu überkompensieren. Die

Rahmenbedingungen des Szenarios IV hingegen führen zu einer sehr großen Verringerung des Deckungsbeitrags um fast 35 %. Auch hierfür sind in erster Linie die, in diesem Fall deutlich niedrigeren, Roheisenpreise verantwortlich. Die Verringerung der Kosten für das Reduktionsmittel sowie die Erhöhung der Erlöse für Rohstoffe an der Sinteranlage und des positiven Ergebnisbeitrags der Kuppelprodukte am Hochofen können diese verringerten Erlöse nicht ausgleichen.

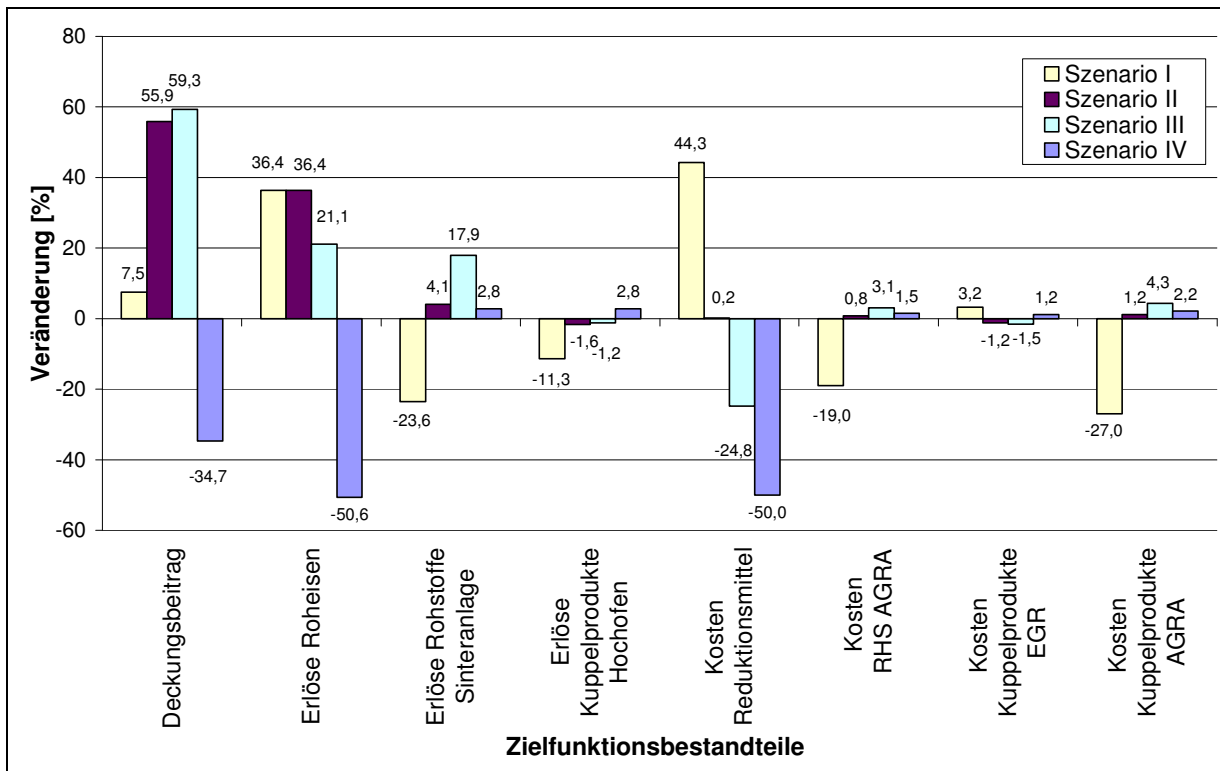


Abbildung 4-6: Veränderungen der Zielfunktionsbestandteile im Vergleich zum Basisszenario

Die Tabellen 4-5 und 4-6 geben die Input- und Outputstoff- und -energieströme der berechneten Szenarien wieder. Im Vergleich zu den in Abschnitt 2.1.1 dargestellten realen Mengen für ein Jahr sind die berechneten Input- und Outputmengen an Nettomischung, Sinter und Roheisen höher. Dies ist auf die im Praxisbetrieb vorkommenden (Teil-)Stillstände an Sinteranlage und Hochofen durch notwendige Wartungsarbeiten sowie Betriebsstörungen und u. U. notwendige Reparaturarbeiten zurückzuführen, die im Modell keine Berücksichtigung finden. Da diese Stoffströme größer und die weiteren Input- und Outputströme an diese gekoppelt sind, ist ein Vergleich mit realen Betriebsdaten auf Basis spezifischer Größen sinnvoll. Dieser wird für den zu entwickelnden Ansatz zur Materialeinsatzplanung ausführlich in Abschnitt 4.3.4.2 vorgenommen. Da diesem Ansatz die gleichen Formeln für Input-Output-Zusammenhänge zugrunde liegen und sich die Ergebnisse nur marginal unterscheiden, werden aus Platzgründen und um Wiederholungen zu vermeiden, an dieser Stelle die

Szenarien untereinander verglichen und auf einen detaillierten Vergleich mit den Betriebsdaten verzichtet.

Während sich die Gesamtmenge des herzustellenden Roheisens kaum verändert und somit hauptsächlich die Preisänderungen für das Roheisen die Veränderungen an den Erlösen verursachen, ergeben sich für die übrigen Zielfunktionskomponenten auch durch Veränderung der Input- und Outputmengen sowie -zusammensetzungen Auswirkungen. In Tabelle 4-5 sind zunächst die ein- und ausgehenden Stoffströme der Sinteranlage dargestellt. Hier kommt es zu Schwankungen hinsichtlich des Anfalls an EGR-Staub, des Einsatzes von Kalkmilch und des Anfalls an AGRA-Rückstand, die zwar im Szenario I Auswirkungen von bis zu ca. 20 % auf die Kosten- bzw. Erlös-komponente in der Zielfunktion hervorrufen, jedoch auf den Zielfunktionswert nach wie vor nur untergeordneten Einfluss besitzen. Zurückzuführen sind die Veränderungen des Kalkmilcheinsatzes und des AGRA-Rückstands in Szenario I auf einen deutlich geringeren Schwefelgehalt in der Aufgabemischung der Sinteranlage (vgl. Tabelle 4-7).

Tabelle 4-5: Input- und Outputstoffströme des Sinteranlagenbetriebs der Szenarien

	Basisszenario	Szenario I	Szenario II	Szenario III	Szenario IV
Input					
Nettomischung [t]	491.400	491.400	491.400	491.400	491.400
Kalkmilch [t]	1.620	1.068	1.589	1.647	1.607
Herdofenkoks [t]	590	590	590	590	590
Output					
Sinter	398.034	398.034	398.034	398.034	398.034
EGR-Staub [t]	2.073	2.140	2.048	2.041	2.098
AGRA-Rückstand [t]	3.880	2.832	3.926	4.048	3.964

Im Hochofenbetrieb sind es vor allem der Reduktionsmittelverbrauch, die Stäube (Grob- und Feinstaub) und die erzeugte Menge an elektrischem Strom, die in den Szenarien in größerem Umfang variiert werden und damit die Veränderungen der Zielfunktionsgrößen verursachen. Im Falle des Reduktionsmittelverbrauchs gehen die Veränderung der Zielfunktionsgrößen allerdings auf die Veränderungen des Kokspreises und – als Reaktion darauf – des Koksinput in den Hochofen zurück: Während bei dem Kokspreisanstieg in Szenario I der Koksinput verringert wird, steigt dieser in den Szenarien II und III, in denen der Kokspreis konstant bleibt bzw. verringert wird und sich die anderen Einflussgrößen (mit Ausnahme des Erz) positiv verändern. Die leichte Verringerung in Szenario IV ist auf das ungünstigere Verhältnis des Kokspreises zu den Roheisenpreisen zurückzuführen, dass sich durch die Reduktion

dieser Größen um jeweils 50 % ergibt. Die Input- und Outputstoffströme des Hochofenbetriebs sind in Tabelle 4-6 dargestellt.

Tabelle 4-6: Input- und Outputstoffströme des Hochofenbetriebs der Szenarien

	Basisszenario	Szenario I	Szenario II	Szenario III	Szenario IV
Input					
Sinter [t]	398.034	398.034	398.034	398.034	398.034
Koks [t]	156.670	150.704	156.913	157.163	156.581
Output					
Roheisen [t]	242.064	242.410	242.410	242.410	241.534
Schlacke [t]	133.670	132.661	130.514	130.439	137.540
Grobstaub [t]	9.050	8.539	8.969	8.987	9.185
Feinstaub [t]	8.975	7.440	8.729	8.782	9.389
Strom [MWh]	46.842	43.164	46.271	46.396	47.796

Durch die niedrigeren Anfallmengen an Feinstaub und Strom in den Szenarien I bis III ergeben sich die Verringerungen der Erlöse durch die Kuppelprodukte am Hochofen. Diese werden nicht durch die ebenfalls geringeren Anfallmengen an Schlacke und Grobstaub ausgeglichen. Ein vollkommen anderes Bild zeigen die Anfallmengen der Kuppelprodukte am Hochofen in Szenario IV, in dem es zu einer entsprechenden moderaten Erhöhung des positiven Ergebnisbeitrags kommt.

Die durchschnittlichen Zusammensetzungen der Aufgabemischung und des Sinters sind in Tabelle 4-7 und Tabelle 4-8 dargestellt. Die wesentlichsten Änderungen im Vergleich zu den Durchschnittswerten aus dem Jahr 2002 (vgl. Tabelle 2-2 und Tabelle 2-3) sind der jeweils höhere Eisen- und der deutlich geringere Zinkgehalt. Dies legt zwei Schlussfolgerungen nahe: Zum einen ist eine Steigerung der Roheisenausbringung durch eine Erhöhung des Fe-Anteils in der Aufgabemischung und dadurch auch im Sinter von Vorteil. Zum anderen ist die bislang eingestellte Zinkkonzentration im Sinter unter den gegebenen Voraussetzungen (Vergütung für die Verwertung, Erlös für das Zinkkonzentrat und Reduktionsmittelpreis) nicht (mehr) lohnend. Eine deutliche Reduzierung scheint hier vorteilhaft.^{52,53} Auf die Veränderungen der chemischen Zusammensetzung der Aufgabemischung an der Sinteranlage und dadurch auch in der Sinterzusammensetzung sind die Veränderungen der Stoff- und Energieströme in den

⁵² Weitergehende Untersuchungen zu den technischen und ökonomischen Auswirkungen des Zinkgehalts im Sinter werden in Abschnitt 4.3.4.4 durchgeführt.

⁵³ Die erhöhten Anteile für Phosphor und Chrom sind darauf zurückzuführen, dass anders als für die durchschnittlichen Analysen in Tabelle 2-2 und Tabelle 2-3 auch Öko- und Phosphorsinter in die Betrachtungen eingehen.

Szenarien zurückzuführen. Neben den bereits genannten Unterschieden hinsichtlich des Schwefelgehalts in Szenario I können unterschiedliche Zinkgehalte als Haupteinflussgrößen identifiziert werden. Diese sind hauptsächlich in Folge der zugrunde liegenden Regressionsgleichungen für die unterschiedlichen Koksverbräuche und Anfallmengen an Grob- und Feinstaub sowie Strom verantwortlich. Die weiteren Einflussgrößen hierauf, beispielsweise die Gehalte an SiO_2 und CaO , variieren in deutlich geringerem Maße. Die Veränderung des Chromanteils im Basisszenario und in Szenario IV ist auf die Veränderung des Produktionsprogramms bezüglich des chromhaltigen Ökoroheisens zurückzuführen.

Tabelle 4-7: Durchschnittliche Zusammensetzung der Aufgabemischung in den Szenarien

Szenario	H ₂ O	Fe	Mn	P	Zn	Pb	CaO	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Cr	S	Na ₂ O	K ₂ O	Cl	C
Basisszenario	13,00	54,11	0,55	0,11	1,78	0,12	5,68	0,72	6,16	0,97	0,10	0,42	0,35	0,26	0,22	5,00
Szenario I	13,00	54,11	0,56	0,11	1,10	0,14	5,60	0,68	6,08	1,22	0,07	0,28	0,36	0,29	0,22	5,00
Szenario II	13,00	54,12	0,54	0,11	1,67	0,12	5,64	0,68	6,12	0,93	0,07	0,42	0,36	0,26	0,22	5,00
Szenario III	13,00	54,12	0,54	0,11	1,69	0,11	5,64	0,67	6,12	0,92	0,07	0,43	0,36	0,26	0,22	5,00
Szenario IV	13,00	54,10	0,55	0,11	1,97	0,13	5,73	0,76	6,22	0,98	0,12	0,42	0,34	0,26	0,22	5,00

Tabelle 4-8: Durchschnittliche Zusammensetzung des Sinters in den Szenarien

Szenario	Fe	Mn	P	Zn	Pb	CaO	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Cr	Na ₂ O	K ₂ O
Basisszenario	58,00	0,59	0,11	1,94	0,01	6,30	0,80	6,85	1,06	0,10	0,34	0,18
Szenario I	58,00	0,60	0,11	1,26	0,02	6,23	0,76	6,77	1,31	0,07	0,35	0,20
Szenario II	58,00	0,59	0,11	1,83	0,01	6,26	0,76	6,80	1,02	0,07	0,35	0,18
Szenario III	58,00	0,58	0,11	1,85	0,01	6,26	0,75	6,80	1,01	0,07	0,35	0,18
Szenario IV	57,99	0,59	0,11	2,13	0,01	6,35	0,84	6,91	1,07	0,12	0,33	0,18

Die Ergebnisse der genannten und weiterer Variablen werden von dem Entscheidungsunterstützungssystem für die einzelnen betrachteten Kampagnen und Roheisensorten gegliedert ausgegeben. Aus Platzgründen wird in diesem Bericht die aggregierte Darstellungsweise gewählt. Bemerkenswert hinsichtlich der kampagnen- und roheisenbezogenen Aufschlüsselung der Ergebnisse ist jedoch, dass, ohne dass dies in einer Nebenbedingung gefordert wurde, für die einzelnen Standardroheisensorten identische Sintermischungen berechnet werden. Hierfür ist die Dominanz der Kosten für Reduktionsmittel und die besondere Vorteilhaftigkeit bestimmter Rohstoffe (vgl. hierzu auch Abschnitt 4.3.4) als verantwortlich anzusehen. Die Hauptauswirkung der höheren Temperatur im Unterofen zur Produktion von Roheisensorten mit einem höheren Silizium-Gehalt ist ein erhöhter Koksverbrauch. Der äußerst große Anteil der Reduktionsmittel auf der Kostenseite sorgt jedoch scheinbar dafür, dass auch für diejenigen Roheisensorten mit geringerem Siliziumgehalt eine Minimierung des Reduktionsmittelbedarfs angestrebt wird.

In den betrachteten Szenarien wird die Abhängigkeit des Referenzunternehmens von den Veränderungen der Stoffflusskosten deutlich. Hierfür sind insbesondere die Einflüsse der Roheisen- und Kokspreise bestimmend. Dagegen senkt der Preis für das verwendete Feinerz zwar durch den vorgegebenen Mindesteinsatz die Erlöse für die an der Sinteranlage eingesetzten Rohstoffe, dies spielt jedoch erwartungsgemäß für das Unternehmen eine untergeordnete Rolle. Die Veränderungen des Roheisenpreises mit Ausnahme der durch die Verschiebung der Produktionsmengen einzelner Roheisensorten verursachten Produktionsmengenänderungen, spiegeln sich jeweils nahezu exakt in den entsprechenden Erlösen wider. Dies deutet darauf hin, dass bei Variationen in der Bandbreite der betrachteten Szenarien stets eine maximale Produktion an Roheisen der jeweiligen Sorten Bestandteil der optimalen Lösung ist. Anders verhält es sich mit der einzusetzenden Koksmenge. Es kommt zu Schwankungen der Einsatzmengen vor allem durch die in den Szenarien geänderten Konzentrationen des Zinks im Sinter. Durch die Parametervariationen verschiebt sich die optimale Zinkkonzentration in der Aufgabemischung der Sinteranlage und im Sinter. Da die weiteren den Zinkgehalt beeinflussenden Größen, der Preis des Zinkkonzentrats und der des erzeugten Stroms, als konstant angenommen wurden und zudem die Rohstoffpreise jeweils pauschal verändert werden, verbleibt einzig der Kokspreis als für diese Veränderungen verantwortliche Größe. Aufgrund ihres vergleichsweise geringen Einflusses auf den Zielfunktionswert sind die Veränderungen der übrigen Kosten- bzw. Erlöskomponenten als durch die genannten Haupteinflüsse determiniert anzusehen.

4.2.5 Schlussfolgerungen aus Entwicklung und Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten operativen Produktionsprogrammplanung

Zielsetzung des Abschnitts 4.2 ist es, gestützt auf die mittels verfahrenstechnischer Prozesssimulation und Regressionsrechnungen bestimmten Input-Output-Funktionen für den Sinteranlagen- und den Hochofenbetrieb ein problemadäquates Modell zur Produktionsprogrammplanung im Referenzunternehmen zu entwickeln, zu implementieren und exemplarisch anzuwenden. Existierende Ansätze zur Produktionsprogrammplanung im Allgemeinen und im Speziellen in der Eisen- und Stahlindustrie erfüllen die Anforderungen hinsichtlich einer adäquaten Abbildung der chemischen Spezifikationen und der anfallenden Mengen der ein- und ausgehenden Stoff- und Energieströme, hinsichtlich des Planungshorizonts und der Berechenbarkeit nur bedingt. Trotz der Fülle an existierenden Arbeiten ist keiner der betrachteten Ansätze direkt auf die Problemstellung übertragbar. Viele der Arbeiten sind Lehrbeispiele oder beschäftigen sich mit spezifischen Anwendungsfällen, die eine Übertragung erschweren. Wesentlichster Kritikpunkt ist jedoch eine meist nur rudimentär

vorhandene Abbildung stofflicher Charakteristika, die für den vorliegenden Fall jedoch von entscheidender Bedeutung ist. Nur über die adäquate Abbildung der durch die chemische Zusammensetzung hervorgerufenen Effekte hinsichtlich der Vergütung für die Verwertung von Reststoffen und der Auswirkungen auf Zusammensetzung und Menge der anfallenden Stoffströme können geeignete Produktionsprogramme für das Unternehmen bestimmt werden. Auf Basis der in den Regressionsrechnungen für die chemischen Spezifikationen und Stoffstrommengen bestimmten Gleichungen wird daher ein eigenes Modell zur stoffstrombasierten, mehrstufig-mehrperiodigen Produktionsprogrammplanung als gemischt-ganzzahliges lineares Programm unter der Zielsetzung der Maximierung des Gesamtdeckungsbeitrags formuliert und als ein Modul innerhalb des Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE implementiert.

Die exemplarische Anwendung dieses Entscheidungsunterstützungssystems zeigt plausible und nachvollziehbare Ergebnisse, die auf eine adäquate Abbildung der Prozesse schließen lassen. Haupteinflussgrößen auf den Zielfunktionswert sind auf Seiten der Erlöse der Roheisenverkauf und erst in zweiter Linie die eingesetzten metallhaltigen Reststoffe. Eindeutig bestimmende Größe auf der Kostenseite ist der Reduktionsmittelbedarf. Demzufolge weisen die Aufgabemischung und die Sinterzusammensetzung einen vergleichsweise hohen Eisenanteil auf, während der Zinkgehalt aufgrund des großen Einflusses auf den Koksverbrauch deutlich geringer eingestellt wird als bislang in der Betriebspraxis üblich. Die berechneten fünf Szenarien zeigen, dass das Unternehmen durchaus in der Lage ist, auch bei sich verknappenden Primärrohstoffen Koks- und Feinerz und damit einhergehenden Preissteigerungen eine Ergebnisverbesserung hinsichtlich des Deckungsbeitrags zu erzielen. Wesentlichstes Kriterium hierfür ist, dass ein Ausgleich der Veränderungen auf der Kostenseite, vor allem bezogen auf den Reduktionsmittelpreis, durch Steigerungen auf der Erlösseite gelingt. Durch die relativ geringe Menge an einzusetzendem Feinerz ist das Unternehmen von dieser Größe jedoch weitgehend unabhängig und kann von etwaigen Preiserhöhungen von Konkurrenten profitieren, die ihre Prozesse weitgehend auf Basis von Feinerz betreiben. Deutlich wird auch, dass die Veränderungen hinsichtlich des Roheisenpreises, trotz des deutlich gestiegenen Kokspreises, äußerst positive Effekte auf den erzielbaren Gesamtdeckungsbeitrag des Unternehmens gehabt haben.

Für die Produktionsprogrammplanung steht somit für das betrachtete Produktionssystem ein geeignetes Werkzeug zur Verfügung, das die gestellten Anforderungen an eine adäquate Prozessabbildung, den Planungshorizont und die Berechenbarkeit erfüllt. Neben dem Einsatz des entwickelten Systems in der Produktionsprogrammplanung kann dieses zudem auch wertvolle Entscheidungsunterstützung hinsichtlich der längerfristigen Planungen zu Beschaffenheit und Menge der einzusetzenden Rohstoffe bieten. Neue Rohstoffe können ebenso leicht aufgenommen werden wie neue Sinter- oder Roheisensorten. Über das flexible zeitliche

Raster lassen sich problemlos detailliertere Planungen für kürzere Kampagnen und / oder kürzere Planungszeiträume durchführen. Mit Hilfe von Szenarioberechnungen lassen sich Auswirkungen der kurz- und längerfristigen Entwicklungen auf den Rohstoff- und Absatzmärkten abschätzen und somit Strategien für eine Anpassung an diese Trends entwickeln. Hierzu zählt z. B. eine Anpassung, d. h. Senkung der Zinkgehalte im Sinter in Folge der in den letzten Jahren deutlich gestiegenen Kosten für Reduktionsmittel. Wird die Fahrweise der betrachteten Aggregate jedoch grundlegend geändert, können die eingesetzten Input-Output-Funktionen ihre Gültigkeit verlieren. Es wären in diesem Fall eine erneute Kalibrierung oder evtl. Änderungen der verfahrenstechnischen Modelle, erneute Regressionsrechnungen sowie Anpassungen der Koeffizienten in dem Optimierungsmodell erforderlich.

Auch um etwaigen Bedarf für solche Anpassungen zu ermitteln oder ggf. aufzuzeigen, wenn die Vereinfachungen durch die zugrunde liegenden linearen Gleichungen zu großen Abweichungen führen, wird im folgenden Abschnitt 4.3 für den kurzfristigen Aufgabenbereich einer detaillierteren Materialeinsatzplanung ein Ansatz für einzelne Roheisenkampagnen entwickelt, der eine direkte Rückkopplung mit den verfahrenstechnischen Prozessmodellen verwirklicht.

Ein Aspekt, der bei den bisherigen und den in Abschnitt 4.2 folgenden Betrachtungen außen vor bleibt, ist die Frage der zeitlichen Einplanung der Kampagnen. In dem entwickelten Ansatz wird die Zuordnung einer Roheisensorte zu einer Periode ohne zeitlichen Bezug vorgenommen und die Einhaltung von Absatzrestriktionen und Lieferverpflichtungen durch die Vorgabe einzuhaltender Mindestabsatzmengen sichergestellt.

4.3 Kombination von verfahrenstechnischer Prozesssimulation und gemischt-ganzzahliger linearer Programmierung zur Materialeinsatzplanung

Zielsetzung des vorliegenden Abschnitts ist die Modellentwicklung und exemplarische Anwendung für die in Abschnitt 2.1.2 beschriebene Planungsaufgabe der Materialeinsatzplanung im Referenzunternehmen. Bevor im Abschnitt 4.3.3 ein eigener stoffstrombasierter und simulationsgestützter Ansatz für den Referenzfall entwickelt und in dem darauf folgenden Abschnitt dessen exemplarische Anwendung beschrieben wird, folgt zunächst eine detaillierte Darstellung des Entscheidungsfeldes und der daraus resultierenden Anforderungen an das zu entwickelnde Modell. Anhand eines Überblicks über existierende Modelle und Methoden zur Materialeinsatzplanung wird geprüft, inwieweit bestehende Arbeiten für einen Einsatz im betrachteten Referenzfall verwendet werden können.

4.3.1 Entscheidungsfeld und Anforderungen an die Modellentwicklung

Aufbauend auf und teilweise abweichend von den in der Produktionsprogrammplanung ermittelten zu produzierenden Roheisensorten, -mengen und Zusammensetzungen sind auf kurzfristiger Ebene Planungen der einzusetzenden Rohstoffe für einzelne Kampagnen im Tages bzw. Wochenbereich notwendig.

Zum einen ist dies erforderlich, weil zur Erstellung des Nachweises der Verwertung von Reststoffen diese z. T. relativ kurzfristig im Prozess eingesetzt werden müssen. Darüber hinaus ändern sich im Laufe der Zeit teilweise die Spezifikationen der eingesetzten Materialien beispielsweise durch Prozessveränderungen beim Lieferanten des Rohstoffes. Zudem können sich kurzfristig auch andere Planungsparameter wie z. B. der Koks-, Zink- oder Roheisenpreis verändern. Verschiedene eingesetzte Rohstoffe sind nur in kleinen Mengen verfügbar, so dass diese bei einer Betrachtung der großen Mengen auf Kampagnenebene in der Produktionsprogrammplanung bislang nicht betrachtet wurden. Für den Einsatz im Prozess ist zusätzlich auch jeweils die tatsächliche Verfügbarkeit der Materialien entscheidend. Auch diese kann kurzfristige, weitere Planungen des Materialeinsatzes notwendig machen.

Hieraus ergeben sich für die Modellentwicklung die nachfolgend aufgeführten zentralen Anforderungen:⁵⁴

- Der zu entwickelnde Planungsansatz soll Entscheidungsunterstützung bei der kurzfristigen Materialeinsatzplanung im Unternehmen leisten.
- Für eine vorgegebene Roheisensorte ist die deckungsbeitragsmaximale Zusammenstellung von Rohstoffen zu einer Aufgabemischung auf der Sinteranlage zu bestimmen, die bei Sinterung einen zur Roheisensorte gehörenden Sinter vorgegebener Spezifikation erzeugt.
- Dabei sind die durch Roheisenverkauf erzielbaren Erlöse, die durch Anfall an Kuppelprodukten in der Gasreinigung der Sinteranlage sowie im Hochofen erzielbaren Erlöse bzw. anfallenden Kosten sowie die durch Rohstoffeinsatz auf der Sinteranlage, im Hochofen sowie in den Gasreinigungen erzielbaren Erlöse bzw. anfallenden Kosten stoffstrombasiert in die Betrachtungen mit einzubeziehen.
- Die Planungen sind auf Kampagnenbasis, d. h. für Planungszeiträume im Tages- bzw. Wochenbereich durchzuführen.
- Den variablen Kampagnenlängen entsprechend sind veränderliche Planmengen erforderlich.

⁵⁴ Zu Änderungen gegenüber den Anforderungen an die Produktionsprogrammplanung vergleiche Abschnitt 4.2.

- Die Planungsläufe haben auf Basis aktuell verfügbarer Lagerbestände stattzufinden.
- Planungsergebnisse werden einerseits im Sekunden- bzw. Minutenbereich benötigt, müssen jedoch die zugrunde liegenden Prozesse auch technisch adäquat abbilden.
- Für den Einsatz in der operativen Planung sind Aussagen hinsichtlich der Güte der Abbildung der technischen Prozesse notwendig.
- Um das benötigte Grundgerüst an Erzeinsatz sowie die zwangsweise Verwertung bestimmter Reststoffe innerhalb vorgegebener Zeiträume verwirklichen zu können, sind Mindesteinsatzmengen notwendig.
- Zur möglichen Begrenzung des Einsatzes von Rohstoffen im Allgemeinen sowie von bestimmten Rohstoffen sind Höchsteinsatzmengen zu berücksichtigen. Dies ist insbesondere bei Reststoffen nötig, die bestimmte, in dem Modell bislang nicht erfasste ungünstige Eigenschaften, beispielsweise geringe Festigkeit oder kleine Korngröße, aufweisen.
- Die Vorgabe sinnvoller bzw. notwendiger technischer Parameter bzw. Spezifikationen der einzelnen Stoffströme wie der Aufgabemischung oder des Sinters muss möglich sein. Beispiele für solche Parameter sind der Cl- oder der H₂O-Gehalt in der Aufgabemischung sowie die Basizität des Sinters.
- Es ist zu berücksichtigen, dass der Anzahl der verwendbaren Rohstoffe technisch bedingt durch die Anzahl an Dosierbandwagen Grenzen gesetzt sind.

Im folgenden Abschnitt wird unter Berücksichtigung der beschriebenen Anforderungen untersucht, inwieweit existierende Modelle und Methoden der Materialeinsatzplanung für eine Anwendung im beschriebenen Referenzfall in Frage kommen.

4.3.2 Modelle und Methoden der Materialeinsatzplanung

Die Planungsaufgabe der Materialeinsatzplanung kann auch als so genanntes Mischungsoptimierungsproblem verstanden werden. Allgemein wird unter der Mischungsoptimierung, auch Blending genannt, die Zusammenstellung mehrerer Komponenten zu einer Mischung verstanden, die vorgegebene Eigenschaften erfüllt. Die verwendeten Komponenten besitzen als Merkmale bestimmte Eigenschaften und sind mit Kosten bewertet. Typischerweise gilt es, die Kosten zu minimieren.

Das Problem der Mischungsoptimierung wird in der Literatur relativ häufig thematisiert. Bereits in den 1960er Jahren wurde es z. B. als häufig auftretendes Problem der linearen Optimierung bezeichnet (vgl. Dantzig (1963), S. 42). Dementsprechend vielfältig sind die Anwendungsbereiche, die von Arbeiten in diesem Bereich adressiert werden sowie die zum

Einsatz kommenden Methoden. Die folgende Darstellung der Anwendungsbereiche und Methoden erhebt daher keinerlei Anspruch auf Vollständigkeit, sondern dient dazu, einen Überblick der unterschiedlichen Bereiche zu geben.

Die Modelle zur Mischungsoptimierung sind jeweils problemspezifisch formuliert. Zum einen gibt es, wie schon bei der Produktionsprogrammplanung, eine Anzahl von Lehrbeispielen (vgl. z. B. Dantzig (1963), Domschke und Drexl (2002) oder Kallrath und Wilson (1997)), die sich mit einem einfachen, meist linearen Vermischen von Zutaten beschäftigen, um ein Produkt mit einer vorgegebenen Spezifikation herzustellen. Daneben gibt es eine Vielzahl von Modellen für praktische Problemstellungen, beispielsweise zur Mischungsoptimierung bei der Wurstwarenherstellung (vgl. z. B. Steuer (1984), Jank und Wäscher (1999)), Mehlproduktion (vgl. Hayta und Çakmakli (2001)), über verschiedene Ansätze bei der Mischung von Kraftstoffen (vgl. z. B. Glismann (2001), Singh et al. (2004)), Kohle (vgl. Shih und Frey (1995)) bis hin zur Mischungsoptimierung von radioaktiven Abfällen vor der Verglasung (vgl. Narayan, Diwekar und Hoza (1996)). Zudem existieren verschiedene Arbeiten, die sich mit der Mischungsoptimierung vorwiegend unter technischen Gesichtspunkten beschäftigen. Als Beispiele seien Bajorski und Streeter (2000) im Bereich der Zementherstellung, Wöhlbier (1977) in Bezug auf formlose Güter in Mischbetten sowie Rentz (1971) zu Möglichkeiten der Emissionsreduktion durch eine gezielte Möllervorbereitung bei Niederschachtöfen zur Herstellung von Ferrolegierungen genannt.

Der großen Anzahl an Anwendungsbereichen entsprechend kommt zur Mischungsoptimierung eine Fülle von Methoden zum Einsatz. Welche Methode zur Anwendung gebracht wird, wird dabei durch die betrachtete Problemstellung induziert. Die verwendeten Methoden reichen von der schon genannten linearen Programmierung (vgl. z. B. Dantzig (1963), Jank und Wäscher (1999)), über nichtlineare Programmierung (vgl. z. B. Glismann (2001), Singh et al. (2004)), stochastische Ansätze (vgl. z. B. Narayan, Diwekar und Hoza (1996), Shih und Frey (1995)), Mehrzieloptimierungsansätze (vgl. z. B. Steuer (1984), Shih und Frey (1995)) bis hin zum Einsatz neuronaler Netze (vgl. Block et al. (1997)).

Auch im Bereich der Eisen- und Stahlindustrie existieren bereits verschiedene Ansätze zur Mischungsoptimierung.

So stammt beispielsweise aus dem Jahr 1958 ein lineares Modell zur Mischungsoptimierung in einem integrierten Stahlwerk (vgl. Fabian (1958)). Hierin werden die verschiedenen Produktionsstufen Koksproduktion, Erschmelzen des Roheisens im Hochofen, Stahlproduktion unter Zugabe von Eisen und Schrott in einem Siemens-Martin-Ofen⁵⁵ und anschließen-

⁵⁵ Das Siemens-Martin-Verfahren ist ein kaum noch gebräuchliches Verfahren zur Stahlherstellung.

dem Walzen betrachtet. Berücksichtigt werden verschiedene Erzsorten, der Verbrauch von Koks und Branntkalk sowie die Elemente Schwefel, Phosphor und Mangan. Die Koeffizienten für die Formeln werden aus theoretischen Überlegungen auf Basis von Literaturangaben bestimmt.⁵⁶ Weitere Nebenbedingungen sorgen für die Einhaltung von Kapazitätsrestriktionen. Ein späteres Modell von Fabian (vgl. Fabian (1967)) stellt – fokussiert auf den Hochofen – ein Modell auf Basis von Material- und Enthalpiebilanzen des Prozesses auf. Hier werden zwar neben den genannten chemischen Komponenten im Hochofeninput zusätzliche chemische Komponenten betrachtet⁵⁷ und technische Restriktionen wie die Basizität der Schlacke berücksichtigt, dafür beschränkt sich die Mischungsoptimierung jedoch auf vier Erzsorten, Branntkalk, Koks und Heißwind.

Von Lawrence und Flowerdew (vgl. Lawrence und Flowerdew (1963)) stammt ein lineares Programm zur Bestimmung des kostenminimalen Einsatzes von Erzen und Koks zur Erreichung einer festgelegten Roheisenproduktion, das mit Hilfe des Simplex-Algorithmus gelöst wird. Die Mischung wird aus Sinter, Kalkstein und drei unterschiedlichen Erzen gebildet. Verschiedene chemische Zusammenhänge wie Basizität oder maximale Gehalte z. B. von SiO_2 in der Schlacke werden über einzelne Restriktionen abgebildet. Allerdings bleibt die Abbildung dieser chemischen Zusammenhänge rudimentär. Daneben gibt es Begrenzungen des Absatzes des Sintereinsatzes.

Ebenfalls aus dem Jahr 1963 stammt eine Arbeit von Duncan, die sich mit der Mischungsoptimierung für Hochofenwerke in den USA beschäftigt (vgl. Duncan (1963)). Hierin werden wiederum auf Basis der linearen Programmierung Bilanzgleichungen für den Eisenanteil, für Kohlenstoff und Zuschläge aufgestellt. Allerdings findet hier keine Berücksichtigung der stofflichen Zusammensetzung der Input- wie auch der Outputstoffe statt.

Beale et al. (vgl. Beale, Coen und Flowerdew (1965)) entwickeln einen Ansatz, der mit Hilfe eines zweistufigen LP-Modells die Zusammenstellung der einzusetzenden Erzsorten und deren Aufteilung auf zwei Hochofenwerke für die Eisenproduktion optimiert. Auch hier werden lediglich wenige Elemente und Verbindungen (genannt werden Mangan und Phosphor) berücksichtigt.

Ein Problem zur Mischungsoptimierung bei der Stahlherstellung in einem schwedischen Elektrolichtbogenofen stammt von Westerberg et al. (vgl. Westerberg, Bjorklund und Hultmann (1977)). In einem gemischt-ganzzahligen linearen Programm werden die Kosten

⁵⁶ Angaben zur Größe des tatsächlichen Modells, zu deren Lösung und zur Güte der Ergebnisse werden nicht gemacht.

⁵⁷ Zusätzlich finden Al_2O_3 , SiO_2 , MgCO_3 und CaCO_3 Berücksichtigung.

für den Materialeinsatz von Schütt- und Stückgütern unter Berücksichtigung einer minimalen und einer maximalen Chargengröße, der chemischen Spezifikation der Einsatzmaterialien sowie der Möglichkeit den Einsatz von Materialien zu begrenzen, minimiert.

Mit Hilfe der linearen Programmierung stellt Korth (vgl. Korth (1974)) ein Modell zur Optimierung des Hochofenmöllers für einen Hochofen der ehemaligen Klöckner Werke AG in Bremen auf. Auf Basis linearer Gleichungen werden die Vorgänge im Hochofenwerk abgebildet und die kostenminimale Möllerszusammensetzung bestimmt. Das Modell wird in einem Entscheidungsunterstützungssystem implementiert und zur Mölleroptimierung und für verschiedenen Analysen der ökonomischen Auswirkungen, beispielsweise von Parameteränderungen sowie der Bewertung neuer Einsatzstoffe, verwendet. Zwar werden die unterschiedlichen Aggregate eines Hochofenwerks betrachtet, jedoch beschränkt sich dies auf die Abbildung rudimentärer Input-Output-Zusammenhänge einzelner stofflicher Komponenten.

Ein Modell zur Optimierung der Beimischung von Stahlschrott zur Kühlung im Konverter eines integrierten Stahlwerks wird von Bernatzki et al. vorgestellt (vgl. Bernatzki et al. (1998)). Mit dem Ziel der Kostenminimierung und unter Berücksichtigung von Material- und Transportrestriktionen wird die optimale Einsatzmischung im Konverter bestimmt. Das Modell beruht auf festen Koeffizienten („output factors“), die die Transformation der Konzentration der (Spuren-)Elemente im Konverter⁵⁸ abbilden. Auch wenn das Problem von seiner Struktur her dem Referenzfall ähnelt, sind doch wesentliche Unterschiede vorhanden. Es handelt sich um einen anderen Prozess, so dass für eine Übertragung ein vollständig neuer Modellaufbau für den Referenzfall notwendig wäre. Die Verwendung von festen Koeffizienten ist für den Referenzfall ungeeignet, da der Output des Prozesses sowohl bezogen auf die Mengen als auch auf die chemische Zusammensetzung abhängig von der z. T. im hohen Maße variablen Inputzusammensetzung ist.

Neben den genannten gibt es eine Reihe weiterer Arbeiten, die sich jedoch weder von den Anwendungsbereichen noch von den verwendeten Ansätzen und Methoden grundlegend unterscheiden.⁵⁹

Zusammenfassend ist festzustellen, dass es im Bereich der Materialeinsatzplanung bzw. der Mischungsoptimierung nicht, wie in anderen Bereichen des Operations Research, „klassische“, typologisierte Probleme und hierzu passende Standardmodelle gibt. Stattdessen richten sich die entwickelten Modelle und die eingesetzten Methoden jeweils nach den

⁵⁸ Betrachtet werden Kupfer, Chrom, Nickel, Molybdän und Zinn.

⁵⁹ Als weitere Beispiele für Ansätze zur Mischungsoptimierung in der Eisen- und Stahlindustrie seien die Arbeiten von Hernandez und Proth (1982) sowie die Überblicksartikel von McCulloch und Bandyopadhyay (1972) und Dutta und Fourer (2001) genannt.

zugrunde liegenden, sehr unterschiedlichen Einsatzzwecken bzw. -gebieten. Im Bereich der Eisen- und Stahlindustrie kommt es in besonderer Weise auf eine adäquate Abbildung der betrachteten Prozesse an. Im Referenzfall gilt dies im Besonderen, da hier die Zusammensetzung der Rohstoffe in großen Bereichen variieren. Feste Produktionskoeffizienten ohne Berücksichtigung der chemischen Zusammensetzung, wie sie auch von einer Reihe von Arbeiten auch aus dem Bereich der Eisen- und Stahlindustrie verwendet werden, erscheinen daher nicht zielführend. Die besondere Rohstoffbasis sowie die Charakteristika des Hochofens sind weitere Gründe, die eine Übertragung der vorhandenen Ansätze nicht sinnvoll erscheinen lassen. Die genannten Arbeiten betrachten zudem lediglich die Kostenseite, potenzielle Erlöse beispielsweise durch den Verkauf von Roheisen und von Kuppelprodukten werden nicht betrachtet. Zudem stammen viele der Ansätze für Hochofenprozesse aus den 1950-er und 1960-er Jahren und bilden daher nicht mehr den heutigen Betrieb von Hochöfen ab und sind nicht auf die Leistungsfähigkeit heutiger Computer und Lösungsmethoden abgestimmt.

Für den Einsatz im Referenzunternehmen ist daher ein neuer Ansatz zu entwickeln, der die in Abschnitt 4.3.1 dargestellten Anforderungen an die Materialeinsatzplanung im Unternehmen erfüllt. Dieser kann auf bekannten Ansätzen aufbauen, muss jedoch insbesondere den Einfluss der stofflichen Zusammensetzung auf den Verbrauch an Reduktionsmitteln und den Output und dessen chemische Zusammensetzung detaillierter abbilden und die Erlösseite berücksichtigen. Wie auch bei dem in Abschnitt 4.2 entwickelten Ansatz zur Produktionsprogrammplanung scheint hier eine Kombination der verfahrenstechnischen Prozesssimulation und eines Ansatzes aus der mathematischen Programmierung vielversprechend. Allerdings ist hierbei besonderes Augenmerk auf die Sicherstellung einer detaillierten Abbildung der Prozesse zu legen. Es müssen zudem auch kleinere verfügbare Mengen an Rohstoffen betrachtet werden. Dagegen kann auf die simultane Betrachtung unterschiedlicher Roheisen- und Sintersorten verzichtet werden und der Planungshorizont auf eine Periode verkürzt werden. Ein solcher Ansatz wird im folgenden Abschnitt 4.3.3 aufbauend auf dem in Abschnitt 4.2 entwickelten und implementierten Ansatz zur Produktionsprogrammplanung durch eine engere Kopplung der verfahrenstechnischen Prozesssimulation mittels eines fließschemabasierten Simulationssystems und der gemischt-ganzzahligen linearen Programmierung realisiert.

4.3.3 Entwicklung eines Ansatzes zur stoffstrombasierten simulationsgestützten Materialeinsatzplanung

Basierend auf dem in Abschnitt 4.2 entwickelten und implementierten Ansatz zur Produktionsprogrammplanung für das betrachtete Produktionssystem wird in diesem Abschnitt ein Ansatz zur stoffstrombasierten simulationsgestützten Materialeinsatzplanung entwickelt. Zunächst wird hierzu ein gemischt-ganzzahliges lineares Programm formuliert, bevor in Abschnitt 4.3.3.2 die Spezifika der Implementierung dieses Ansatzes in dem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE sowie der Rückkopplung zu dem Flowsheeting System ASPEN PLUS[®] beschrieben werden.

4.3.3.1 Formulierung eines gemischt-ganzzahligen linearen Programms zur Materialeinsatzplanung

Das Modell verwendet die folgenden Indexmengen, Parameter und Variablen (zur Bezeichnung der Anlagen und Stoffströme vgl. Abbildung 2-10):

Indexmengen

\mathcal{A}	Menge der betrachteten Anlagen a , $\mathcal{A} = \{SA, EGR, AGRA, HO, GHO, KW\}$
\mathfrak{M}	Menge der berücksichtigten Stoffströme m , $\mathfrak{M} = \left\{ \begin{array}{l} NM, SIN, SAL, VSAL, KKG, KM, RGS, RAGR, \\ REGR, KK, WI, RE, SL, GG, ZK, WEL, RGH, GS \end{array} \right\}$
$\mathfrak{B} \subset \mathfrak{M}$	Menge der berücksichtigten Kuppelprodukte b , $\mathfrak{B} = \{RGS, RAGR, REGR, SL, ZK, WEL, RGH, GS\}$
\mathfrak{E}	Menge der berücksichtigten Elemente und Verbindungen e
\mathfrak{R}	Menge der berücksichtigten Roh- und Hilfsstoffe r , $\mathfrak{R} = \{NM, KKG, KM, ZS, KK, WI\}$, wobei NM eine Mischung der Rohstoffe NM_1, \dots, NM_n ist
I^a	Hauptinputstrom auf Anlage $a \in \mathcal{A}$, $I^a \subset \mathfrak{M}$
O^a	Hauptoutputstrom auf Anlage $a \in \mathcal{A}$, $O^a \in \mathfrak{M}$

Parameter

A	Anzahl der Anlagen $a \in \mathcal{A}$ [-]
B	Anzahl der Kuppelprodukte $b \in \mathfrak{B}$ [-]

\underline{c}_e^m	Minimale Konzentration von Element/Verbindung e in Massenstrom m
\bar{c}_e^m	Maximale Konzentration von Element/Verbindung e in Massenstrom m
E	Anzahl der Elemente und Verbindungen $e \in \mathfrak{E}$ [-]
k_r^a	Kosten oder Erlöse für Roh- oder Hilfsstoff r auf Anlage a [€/t]
k_b^a	Kosten oder Erlöse für Kuppelprodukt b auf Anlage a [€/t]
BN	Große Zahl [-]
M	Anzahl der Stoffströme $m \in \mathfrak{M}$ [-]
P	Anzahl der Produkte $p \in \mathfrak{P}$ [-]
p_p	Erzielbarer Verkaufspreis für Produkt $p \in \mathfrak{P}$ [€/t]
R	Anzahl der Roh- und Hilfsstoffe $r \in \mathfrak{R}$ [-]
S	Menge der zu sinternden Nettomischung [t]
SBF	Menge des im Hochofen eingesetzten Sinters
SN	kleine Zahl
\underline{x}_r^{SA}	Minimaler Anteil von Roh-/Hilfsstoff r in der Nettomischung [-]
\bar{x}_r^{SA}	Maximaler Anteil von Roh-/Hilfsstoff r in der Nettomischung [-]
ζ_{Bas}^{SIN}	Basizität des Sinters [-]
δ_{\max}	Maximale Anzahl an Roh-/Hilfsstoffen in der Nettomischung [-]

Variablen

C^m	Vektor der Konzentrationen c_e^m von Element/Verbindung $e \in \mathfrak{E}$ in Massenstrom $m \in \mathfrak{M}$
X_R^a	Vektor der Anteile x_r^a der Roh-/Hilfsstoffe $r \in \mathfrak{R}$ in der Einsatzmischung auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$ [t_{RE}/t_{NM}]
X_B^a	Vektor der Anteile x_b^a der anfallenden Kuppelprodukte $b \in \mathfrak{B}$ auf Anlage $a \in \mathfrak{A}$ bezogen auf eine Tonne Nettomischung bzw. Sinter (je nach betrachtetem Aggregat) [t/t_{NM}]
x_p	Spezifischer Anteil der Roheisenausbringung [t_{RE}/t_{NM}]

δ_r Binärvariable, die angibt, ob Roh-/Hilfsstoff $r \in \mathfrak{R}$ Teil der Nettomischung ist oder nicht

Mit Hilfe dieser Größen lässt sich das Modell zur Optimierung des Einsatzmischung als gemischt-ganzzahliges lineares Programm (MILP) formulieren:

Maximiere Zielfunktion

$$DB^{NM} = S \cdot \left(p_p \cdot x_p - \sum_{a=1}^A \sum_{r=1}^R k_r^a \cdot x_r^a - \sum_{a=1}^A \sum_{b=1}^B k_b^a \cdot x_b^a \right) \quad (4.33)$$

unter den Nebenbedingungen

$$\sum_{r=1}^R x_r^{SA} = 1 \quad (4.34)$$

$$c_e^{BM} = \sum_{r=1}^R c_e^r \cdot x_r^{SA} \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.35)$$

$$c_e^{O^a} = f_{konz,e}^a(C^{I^a}) \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \forall a \in \mathfrak{A}, \quad (4.36)$$

$$\underline{c}_e^m \leq c_e^m \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \forall m \in \mathfrak{M} \quad (4.37)$$

$$c_e^m \leq \bar{c}_e^m \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \forall m \in \mathfrak{M} \quad (4.38)$$

$$x_r^a = f_r^a(C^{I^a}) \quad \forall a \in \mathfrak{A} \setminus \{SA\}, \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.39)$$

$$x_b^a = f_b^a(C^{I^a}) \quad \forall a \in \mathfrak{A}, \forall b \in \mathfrak{B} \quad (4.40)$$

$$x_p = SBF \cdot f_p^{HO}(C^{SIN}) \quad (4.41)$$

$$c_{CaO}^{SIN} / c_{SiO_2}^{SIN} = z_{Bas}^{SIN} \quad (4.42)$$

$$\underline{x}_r^{SA} \leq x_r^{SA} \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.43)$$

$$x_r^{SA} \leq \bar{x}_r^{SA} \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.44)$$

$$\delta_{\max} \geq \sum_{r=1}^R \delta_r \quad (4.45)$$

$$x_r^{SA} - BN \cdot \delta_r \leq 0 \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.46)$$

$$x_r^{SA} + BN \cdot (1 - \delta_r) \geq SN \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.47)$$

$$x_p, x_r^a, x_b^a, c_e^m \geq 0 \quad \forall a \in \mathfrak{A}, \quad \forall b \in \mathfrak{B}, \quad \forall e \in \mathfrak{E}, \quad \forall r \in \mathfrak{R}, \quad \forall m \in \mathfrak{M} \quad (4.48)$$

$$\delta_r \in \{0;1\} \quad \forall r \in \mathfrak{R} \quad (4.49)$$

Die Zielfunktion (4.33) maximiert den Deckungsbeitrag DB^{NM} der durch Sinterung einer Menge Nettomischung S und anschließender Reduktion des produzierten Sinters im Hochofen erzielbar ist. Berücksichtigung finden die Roh- und Hilfsstoffe $r \in \mathfrak{R}$, die produzierte Menge Roheisen und die anfallenden Kuppelprodukte b . Gleichung (4.34) stellt die Vollständigkeit der Nettomischung sicher. Die Nebenbedingungen (4.35) berechnen die Konzentration der Elemente und Verbindungen für alle $e \in \mathfrak{E}$ in der Aufgabemischung in Abhängigkeit der Konzentration c_e^r der Stoffstromkomponenten in den in der Aufgabemischung verwendeten Rohstoffen und deren jeweiligen Anteilen x_r^{SA} . In den Gleichungen (4.36) wird mit Hilfe der in den Regressionsrechnungen berechneten Funktionen auf Basis der chemischen Spezifikation der Aufgabemischung die Sinterzusammensetzung berechnet. Durch die Nebenbedingungen (4.37) und (4.38) wird sichergestellt, dass die Zusammensetzungen c_e^m der Stoffströme m die durch \underline{c}_e^m und \bar{c}_e^m vorgegebenen Spezifikationen erfüllen. Dies ist insbesondere für den Sinter sowie für den Wertebereich einiger Konzentrationen der Aufgabemischung notwendig. Auf diese Weise wird sichergestellt, dass die Optimierung realistische Ergebnisse liefert und die Gültigkeitsgrenzen der Input-Output-Funktionen nicht verlassen werden. Dies gilt besonders für Elemente und Verbindungen, die vollständig oder zum großen Teil bei der Sinterung verflüchtigt werden wie Kohlenstoff, Wasser, Chlor sowie für einen Mindestanteil an Schlacke (hier Anteil $\text{CaO} + \text{SiO}_2$), der für den Einsatz im Hochofen benötigt wird. In (4.39) und (4.40) wird in Abhängigkeit der Sinterzusammensetzung der spezifische Verbrauch der Roh- und Hilfsstoffe sowie der spezifische Anfall an Kuppelprodukten für die weiteren betrachteten Anlagen berechnet. Gleichung (4.41) berechnet, bezogen auf eine Tonne Nettomischung, das Roheisenausbringen. Hierbei wird angenommen, dass ein fixer Anteil der Aufgabemischung zu Sinter verarbeitet wird. Es wird demnach eine fixe Kopplung zwischen Sinteranlage und Hochofen unterstellt. Die Annahme ist zulässig, da die Sinteranlage keinen Engpass im Produktionsprozess darstellt und im Idealfall tatsächlich nur die Menge Sinter produziert, die im Hochofen tatsächlich verarbeitet wird. Zum Ausgleich von eventuellen Über- oder Unterproduktionen stehen Sinterbunker zur Verfügung. Die durch Einsatz der Nettomischung erzeugte Sintermenge unterliegt zudem nur äußerst geringen Schwankungen, da die Sinterung hauptsächlich zu einer Verflüchtigung von H_2O , Cl sowie Teilen des Bleis und Kaliums führt und die späteren Optimierungsläufe hier jeweils gleiche Mischungsstrategien aufweisen. Die Einhaltung der vorgegebenen Sinterbasizität wird in Gleichung (4.42) gefordert. Minimale und maximale Anteile von Roh- und Hilfsstoffen

werden in (4.43) und (4.44) berücksichtigt. Die Ungleichungen (4.45), (4.46) und (4.47) stellen sicher, dass nicht mehr als die angegebene maximale Anzahl an Roh- und Hilfsstoffen in der Aufgabemischung eingesetzt werden.⁶⁰ Nichtnegativität und Binärität der Entscheidungsvariablen werden durch die rechentechnischen Nebenbedingungen (4.48) und (4.49) sichergestellt

4.3.3.2 Implementierung des Ansatzes

Wie bereits in den Abschnitten 2.2.4 und 2.2.5 ausgeführt, wird auch der vorgestellte Ansatz zur Materialeinsatzplanung in dem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE implementiert. Da die allgemeine Vorgehensweise bei der Implementierung sowie die weitgehend analoge Implementierung des Produktionsprogrammplanungsansatzes bereits in den genannten Abschnitten dargestellt sind und beide Module eine sehr ähnliche Bedienerführung aufweisen, werden an dieser Stelle lediglich die Besonderheiten im Bereich der Materialeinsatzplanung detaillierter ausgeführt.

Ein eigenes Formular für die Materialeinsatzplanung (vgl. Abbildung 4-7) trägt den zwischen der Materialeinsatzplanung und der Produktionsprogrammplanung bestehenden Unterschieden Rechnung, auch wenn beide prinzipiell auf den gleichen Grunddaten durchgeführt werden. Wesentlichste Änderung im Vergleich zur Produktionsprogrammplanung ist der Bezug auf lediglich eine Roheisen- und eine Sintersorte sowie die fehlenden Angaben zur Anzahl der Perioden und der Periodenlänge. Statt dessen wird eine Menge an Nettomischung vorgegeben, die es deckungsbeitragsmaximal zu verarbeiten gilt. Entsprechende Änderungen gibt es daher auch in Bezug auf die zu erstellende Eingabedatei socped.inc. Zusätzlich ist eine Schaltfläche vorhanden, die nach erfolgter Optimierung einen Simulationslauf in ASPEN PLUS[®] auf Basis der berechneten Optimierungsergebnisse startet.

⁶⁰ Die Gleichungen (4.46) und (4.47) linearisieren die Funktion $\delta_r = \begin{cases} 1 & \text{wenn } x_r^{SA} > 0 \\ 0 & \text{sonst} \end{cases}$, die für Restriktion (4.45) benötigt wird. Der

Verzicht auf die Beschränkung der Anzahl der verwendbaren Roh- und Hilfsstoffe und der zugehörigen Ungleichungen (4.45), (4.46) und (4.47), des Parameter δ_{\max} und der Binärvariablen $\delta_r, r \in \mathfrak{R}$ führt zu einem linearen Modell.

SCOPE-CD Materialeinsatzplanung Hauptmenü

Parameter Mischung

max. Anzahl RHS

Menge Nettomischung [t]

Kohlenstoffgehalt [%]

min. Anteil

max. Anteil

Max. H₂O-gehalt [%]

Parameter Sinter

Sintersorte

Sinterspezifikation ändern

Basizität (CaO/SiO₂)

Schlackengehalt (SiO₂ + CaO) [%]

min. Anteil

max. Anteil

Optimierung

1. Include-Dateien erstellen

Include-Dateien nach Erstellen anzeigen

Name des Modells

Name der Ergebnisdatei

2. Optimierungslauf starten

Ergebnisdatei nach Erstellen anzeigen

Ergebnisformular nach Erstellen anzeigen

3. Simulationslauf (Aspen Plus®) starten

Planungsparameter

Roheisensorte

Kokspreis [EUR]

Allg. Planungsparameter ändern

Parameter RHS

RHS	RHS-Name	verwenden	min. Anteil [%]	max. Anteil [%]	Kosten [€]	Bestand [t]	Planmenge
5492	Strahlstaub	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		31	100000
4997	Fe-Staub	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		1	100000
4998	Phosphatierschlamm	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		20	100000
5150	Ofenstaub	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		17	100000
5171	Filterstaub Lichtbogen	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		11	100000
5401	Strahlstaub	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		3	100000
5422	Strahlstaub	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		2	100000
5435	Strahlmittellückstände	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		1	100000
5436	Strahlstaub	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		3	100000
5438	Neutralisationsschlamm	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		61	100000
5443	Metallhydroxidschlamm	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		365	100000
5444	Schleifschlamm	<input type="checkbox"/>	<input type="text" value="0"/>	<input type="text" value="20"/>		4	100000

Sortieren nach

RHS-Name

RHS-Nr

Bestand

Planmenge

Abbildung 4-7: Screenshot des Eingabeformulars zur Materialeinsatzplanung

Das eigentliche Modell zur Materialeinsatzplanung ist in GAMS erstellt und in der Modelldatei *socpe-cd.gms* gespeichert. Da sowohl die Indizes für die Perioden als auch für die herzustellenden Roheisensorten wegfallen, sind die im Optimierungslauf aufgebauten Modelle deutlich kleiner und werden deutlich schneller gelöst als im Falle der Produktionsprogrammplanung. Ein Modell, das beispielsweise sämtliche in der Unternehmensdatenbank befindlichen Rohstoffe (ca. 850) enthält, besitzt ca. 4600 Gleichungen, ca. 1800 Variablen – ca. 850 hiervon sind ganzzahlig – und ca. 22.000 Nicht-Null-Elemente. Nocheinmal deutlich kleiner sind Modelle auf Basis der Rohstoffe, von denen mehr als 500 t im Jahr eingesetzt werden (54), wie sie im folgenden Abschnitt Anwendung finden. Diese besitzen eine Größe von lediglich ca. 600 Gleichungen mit ca. 200 Variablen von denen 54 ganzzahlig sind, sowie ca. 2.400 Nicht-Null-Elementen. Die Modelle werden jeweils im Sekundenbereich gelöst. Wie schon beim Produktionsprogrammplanungsmodell zeigt sich jedoch auch hier eine große Abhängigkeit der Lösungsgeschwindigkeit von der gewählten Parameterkonstellation.

Um eine Überprüfung der Berechnungsergebnisse aus der Optimierung zu ermöglichen, findet eine Rückkopplung mit der verfahrenstechnischen Prozesssimulation statt. Die Eingangsstoffströme der Sinteranlage und des Hochofens werden als Ausgangsdaten für

Optimierungsläufe in dem Flowsheeting System ASPEN PLUS[®] verwendet. Hierzu sind Umrechnungen notwendig: Während in den Optimierungen jeweils auf Elementbasis gerechnet wird, benötigt ASPEN PLUS[®] Verteilungen der tatsächlichen Stoffstromkomponenten. Auf Basis dieser Verteilungsannahmen sind die Stoffströme zu normieren, was zu geringfügig kleineren oder größeren relativen Anteilen der Komponenten führen kann. Diese haben wiederum Einfluss auf die Simulationsergebnisse, so dass beim Vergleich der Ergebnisse nicht ausschließlich die absolute Abweichung einzelner Werte zu vergleichen, sondern auch durch die Umrechnungen hervorgerufene Effekte zu berücksichtigen sind. Dennoch erlaubt diese Rückkopplung eine Plausibilisierung der Optimierungsergebnisse bzw. gibt Hinweise auf evtl. zu korrigierende Vorgabeparameter. Aus den vorgenannten Gründen ist ersichtlich, dass eine vollständige Automation der Rückkopplung mit etwaiger Parameteranpassung nicht zielführend ist und der stattdessen verfolgte Ansatz einer benutzergeführten manuellen Rückkopplung und Parameteranpassung sinnvoller ist.

4.3.4 Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung

Zielsetzung des vorliegenden Abschnitts ist die exemplarische Anwendung des entwickelten und implementierten Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung. Diese dient einerseits der Überprüfung der durch das Modell erzielbaren Ergebnisse und soll andererseits Basis für Schlussfolgerungen hinsichtlich Verbesserungen in der Prozessführung bieten und somit die Vorteilhaftigkeit des entwickelten Ansatzes demonstrieren.

4.3.4.1 Grundlegende Annahmen zur Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung

Der Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung in diesem Abschnitt liegen prinzipiell die gleichen Annahmen wie der Modellanwendung in der Produktionsprogrammplanung zugrunde (vgl. hierzu Abschnitt 4.2.4.1). Betrachtet wird jeweils eine Tagesproduktion des Hochofens, was zu einer Aufgabemischung von 1350 t führt. Es wird angenommen, dass die einsetzbaren Rohstoffe jeweils unbegrenzt zur Verfügung stehen. Für die monetären Parameter wird das realistische Planungsszenario aus der Produktionsprogrammplanung verwendet (vgl. ebenfalls Abschnitt 4.2.4.1). Wie schon in der Anwendung der Produktionsprogrammplanung können diese Parameterwerte nicht explizit dargestellt werden, da es sich um reale Werte handelt. Daher werden auch im Bereich

der Materialeinsatzplanung die monetären Größen in Form von Geldeinheiten (GE)⁶¹ und deren Variation durch relative Größenangaben wiedergegeben.

4.3.4.2 Bestimmung von Referenzmischungen (Basisszenario)

In diesem Abschnitt werden für drei Roheisensorten, Standardroheisen, Ökoroheisen und Phosphorroheisen, jeweils mit einem Si-Gehalt von ca. einem Gew.-% im Roheisen, Referenzlösungen berechnet.⁶² Diese Optimierungsergebnisse werden analysiert und mit Betriebsdaten sowie Ergebnissen der Prozesssimulation verglichen, um somit eine Abschätzung hinsichtlich der Güte der ermittelten Ergebnisse treffen zu können. Die Optimierungen liefern die im Folgenden wiedergegebenen Ergebnisse.

Wie schon in der Produktionsprogrammplanung stellen die Erlöse durch den Verkauf von Roheisen, die Kosten für den im Hochofen einzusetzenden Koks und die Erlöse aus dem Einsatz von Reststoffen im Hochofenprozess die Haupteinflussgrößen auf die Höhe des spezifischen Deckungsbeitrags dar. Die genannten Größen machen jeweils mehr als 95 % der Erlöse bzw. der Kosten aus. Die Erlöse durch den Rohstoffeinsatz auf der Sinteranlage erscheinen auf den ersten Blick mit ca. 14 %, im Falle des Ökoroheisens ca. 21 % Anteil an den Gesamterlösen relativ gering. Allerdings ist hier zu beachten, dass diesen Erlösen Kosten für den Erzeinsatz in gleicher Größenordnung bei einem ausschließlichen Einsatz von Erzen gegenüberstehen.

Der Vergleich der spezifischen Deckungsbeiträge der einzelnen Roheisensorten bestätigt die in Abschnitt 4.2.4.2 gemachten Beobachtungen hinsichtlich des jeweiligen Ergebnisbeitrags. Mit 127,50 GE weist das Phosphorroheisen den höchsten spezifischen Deckungsbeitrag auf. Die Differenz zu 100,00 GE bzw. 91,82 GE für Standardroheisen mit 1 % Si-Gehalt bzw. Ökoroheisen erklärt sich hauptsächlich durch die höheren Erlöse beim Verkauf von Phosphorroheisen. Die Zuzahlungen für die Verwertung der Rohstoffe beim Ökoroheisen sind zwar mit etwas über 37 GE/t ca. 8 GE/t höher als beim Phosphorroheisen und ca. 12 GE/t höher als beim Standardroheisen, dennoch ist der spezifische Deckungsbeitrag für diese Sorte am geringsten. In diesem Falle wird der niedrigere Verkaufserlös des Roheisens durch den höheren Chromanteil folglich nicht durch die erhöhten Erlöse durch die chromhaltigen Reststoffe ausgeglichen. Im Vergleich relativ gering sind die Schwankungen der Kosten durch Rohstoffeinsatz an der Abgasreinigungsanlage der Sinteranlage sowie der Kosten und Erlöse durch den Verkauf bzw. die Deponierung von Kuppelprodukten aus den jeweiligen

⁶¹ Für die Umrechnung wird angenommen, dass der spezifische Deckungsbeitrag für das Standardroheisen im Basisszenario 100 GE beträgt.

⁶² Um eine bessere Vergleichbarkeit der Ergebnisse zu erzielen, werden für die drei betrachteten Roheisensorten die gleichen Silizium-Gehalte verwendet.

Gasreinigungen der Sinteranlage bzw. des Hochofens. Die folgende Abbildung 4-8 stellt die Ergebnisse im Detail dar.

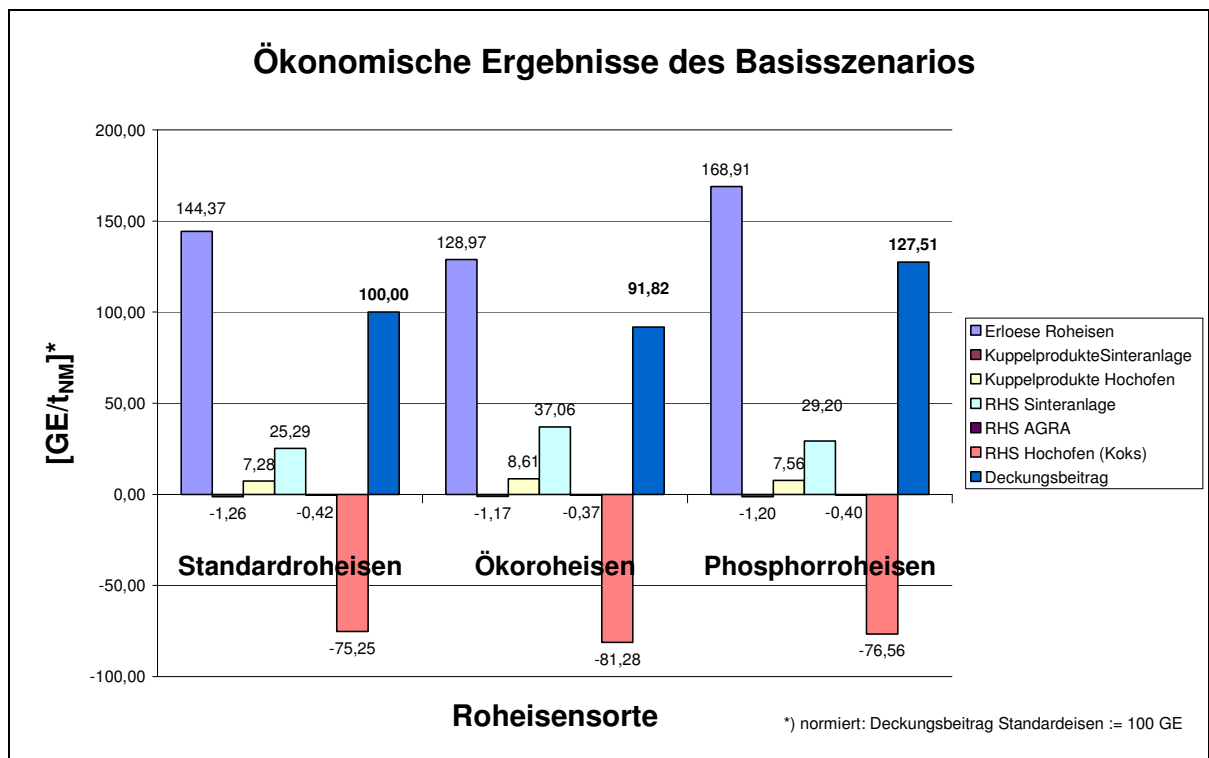


Abbildung 4-8: Ökonomische Ergebnisse der Berechnungen zum Basisszenario

Die Anteile der verschiedenen im Basisszenario für die einzelnen Sintermischungen verwendeten Rohstoffe sind in Tabelle 4-9 dargestellt. Den jeweils größten Massenanteil in den Mischungen weisen der Filterkuchen (Typ A) sowie das Prebedding und beim Ökosinter zusätzlich ein Schleifschlamm und ein Konverterstaub (Typ B) auf. Die beiden zuletzt genannten Rohstoffe besitzen hohe Chromanteile von 1 bzw. 3 % bei vergleichsweise sehr hohen Zuzahlungen und führen damit zu den erhöhten Zuzahlungen beim Ökoroheisen im Vergleich zu den beiden übrigen Roheisensorten. Der Eintrag von Phosphor in den Phosphorsinter findet hauptsächlich über den Phosphatierschlamm mit einer Phosphorkonzentration von fast 20 % statt. Eine extrem hohe Zuzahlung für diesen Rohstoff führt zudem zu einem – wenn auch deutlich geringeren – Einsatz auch in den beiden anderen Mischungen. Mit Fe-Anteilen von mehr als 50 % (Filterkuchen), mehr als 60 % (Prebedding) bzw. fast 90 % (Schleifschlamm) dienen diese als Eisenträger. Der Filterkuchen und der Schleifschlamm weisen jeweils eine ähnliche, vergleichsweise hohe Zuzahlung auf, wohingegen diese beim Prebedding lediglich ca. halb so hoch ist. Dieser Unterschied liegt in dem hohen Zinkanteil des Filterkuchens (ca. 3,6 %) und dem hohen Chromanteil (ca. 1 %) im Schleifschlamm begründet. Dagegen weist das Prebedding einen geringen Anteil an Zink (ca. 0,25 %) und weniger als 0,05 % Chrom auf und wird daher zum Verdünnen des vergleichsweise hohen Zinkanteils des Filterkuchens eingesetzt. Diese Funktion wird im Ökosinter auch durch den Schleifschlamm wahrgenommen. Durch den hohen Chromanteil wird dessen Einsatz in den

übrigen Mischungen jedoch verhindert. Als weitere Eisenträger mit relativ hohen Anteilen in der Mischung werden ein weiterer Filterkuchen (Typ B), ein weiterer Konverterschlamme (Typ A) sowie verschiedene Konverterstäube (Typen A und C) verwendet. Auffällig ist, dass neben der vorgegebenen Mindestmenge an Feinerz keine weitere Beimischung vorgenommen wird. Zum Einstellen der Basizität des Sinters werden zwei Sandsorten, die naturgemäß hohe SiO₂-Anteile aufweisen, in der Mischung berücksichtigt.

Tabelle 4-9: Berechnete Sintermischungen im Basisszenario

Rohstoffe Nr.	Bezeichnung	Anteil in Sintermischung [Gew.-%]		
		Standardsinter	Ökosinter	Phosphorsinter
1	Feinerz	10,00	10,00	10,00
2	Filterkuchen (Typ A)	20,00	20,00	20,00
3	Filterkuchen (Typ B)	10,79	1,13	5,00
4	Gichtstaub	4,59	6,05	5,06
5	Konverterschlamme (Typ A)	8,27		7,69
6	Konverterschlamme (Typ B)		4,71	
7	Konverterstaub (Typ A)	9,54	2,93	9,29
8	Konverterstaub (Typ B)		15,80	
9	Konverterstaub (Typ C)	9,51	1,23	6,54
10	Phosphatierschlamm	0,03	0,07	3,60
11	Prebedding	20,00	16,09	20,00
12	Sand (Typ A)	1,06	3,87	1,06
13	Sand (Typ B)	4,12		3,28
14	Schleifschlamme	0,84	18,12	1,50
15	Walzensinter	1,24		7,00

Tabelle 4-10 und Tabelle 4-11 zeigen die chemischen Zusammensetzungen der berechneten optimalen Sintermischungen und Sintersorten. Im Gegensatz zu den bisherigen durchschnittlichen Sintermischungen und Sinteranalysen (vgl. Tabelle 2-2 und Tabelle 2-3) fällt der für alle drei Mischungen und Sinterzusammensetzungen jeweils erhöhte Eisenanteil auf. Mit 58 % Fe-Anteil im Sinter wird hier der maximale Wert der Sinterspezifikation angefahren, um ein hohes Roheisenausbringen zu erreichen.

Tabelle 4-10: Chemische Zusammensetzung der berechneten Sintermischungen

Zusammensetzung der Sintermischung [Gew.-%]																	
	H ₂ O	Fe	Mn	P	Zn	Pb	CaO	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Cr	S	Na ₂ O	K ₂ O	Cl	C	Fett
Standardsinter	13,00	54,11	0,54	0,06	1,15	0,13	6,56	0,73	7,13	1,29	0,06	0,23	0,36	0,27	0,22	5,00	0,02
Ökosinter	13,00	54,10	0,54	0,06	2,19	0,15	6,56	0,82	7,13	1,20	0,23	0,18	0,36	0,26	0,22	5,00	0,17
Phosphorsinter	13,00	54,12	0,54	0,76	1,38	0,12	6,56	0,74	7,13	1,47	0,06	0,21	0,37	0,25	0,22	5,00	0,05

Tabelle 4-11: Chemische Zusammensetzung der berechneten Sintersorten

Zusammensetzung der Sintersorten [Gew.-%]													
	Fe	Mn	P	Zn	Pb	CaO	MgO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Cr	Na ₂ O	K ₂ O	
Standardsinter	58,00	0,59	0,06	1,31	0,08	7,19	0,81	7,81	1,38	0,06	0,35	0,18	
Ökosinter	58,00	0,59	0,06	2,35	0,09	7,19	0,90	7,81	1,29	0,23	0,35	0,18	
Phosphorsinter	58,00	0,58	0,76	1,54	0,08	7,19	0,82	7,81	1,56	0,06	0,35	0,16	

Weiterhin liegt der Zinkanteil in allen drei Mischungen deutlich unter 3 %, der maximalen Konzentration im Sinter und den Vergleichswerten aus der bisherigen Betriebspraxis. Es fällt auf, dass dieser Zinkanteil im Ökosinter zwischen 0,75 und 1 % über den Konzentrationswerten in den beiden anderen Mischungen liegt. Dies ist auf den Einsatz des Konverterstaubes (Typ B) mit einem Zinkanteil von ca. 8 % zurückzuführen. Allgemein scheinen die durch den erhöhten Zinkanteil hervorgerufenen Kosten demnach nicht durch erhöhte Zuzahlungen für zinkhaltige Rohstoffe, Erlöse durch den Verkauf des Zinkkonzentrats und den durch die erhöhte Gichttemperatur zusätzlich erzeugten Strom kompensiert zu werden. Der erhöhte Anteil scheint alleine mit der Beschaffenheit des Konverterstaubes vom Typ B zusammenzuhängen. Ebenfalls auffällig ist, dass der Anteil der Hauptschlackebildner CaO und SiO₂ im Sinter mit 15 % den vorgegebenen Minimalanteil nicht überschreitet. Ebenfalls wird für Kohlenstoff der minimale Anteil in der Nettomischung erreicht, der Wasser- und der Chlor-Anteil in den Sintermischungen sowie der Phosphor- und – mit Ausnahme des Ökosinters – der Chrom-Anteil entsprechen in den Sintersorten jeweils den vorgegebenen Maximalwerten. Groß ist der Unterschied im Schwefelgehalt der Nettomischung für den Standardsinter auf der einen und für die Mischungen des Öko- bzw. des Phosphorsinters auf der anderen Seite, dieser liegt aber im Rahmen gemessener Betriebsdaten. Der Schwefel wird bei der Sinterung nahezu vollständig oxidiert, verflüchtigt und in der AGRA adsorbiert.⁶³ Auch die übrigen Konzentrationswerte liegen im Bereich tatsächlich gemessener Betriebsdaten, wenn auch z. T. unter oder über den Mittelwerten. Diese Unterschiede sind zwar für die Berechnungen der Massenströme und deren Spezifikationen notwendig, besitzen jedoch nur eine nachrangige Bedeutung.

⁶³ Die Auswirkungen auf die Input- und Outputstoffströme der AGRA werden in einem späteren Absatz erläutert.

Bei den Sintersorten für die Spezialroheisen ist festzustellen, dass ein Phosphorsinter mit einer maximalen Phosphorkonzentration berechnet wird. Der Einsatz phosphorhaltiger Rohstoffe scheint demnach vorteilhaft hinsichtlich der Zuzahlungen zu sein. Auch bei gleich hohen Roheisenverkaufserlösen wäre der erzielbare spezifische Deckungsbeitrag höher als der des Standardroheisens. Der Ökosinter hingegen enthält lediglich den vorgegebenen Minimalanteil an Chrom; dies lässt auf vergleichsweise niedrige bzw. zu niedrige Zuzahlungen für chromhaltige Rohstoffe schließen, da die geringeren Roheisenerlöse nicht durch die erhöhten Zuzahlungen durch Verwertung chromhaltiger Reststoffe kompensiert werden.

Die Input- und Outputstoffströme für die Sinteranlage im Basisszenario sind in Tabelle 4-12 dargestellt. Die relativ ähnlichen Sintermischungen führen zu einer identischen Ausbringungsmenge der Sinteranlage von jeweils 810 kg/t_{NM}. Auch die Menge des verwendeten Braunkohlekoksstaubs ist für die drei Sintersorten gleich. Dies ist darauf zurückzuführen, dass eine fixe Menge Herdofenkoks je Nm³ Abgas eingeblasen wird und der Abgasvolumenstrom in den Betrachtungen als konstant angenommen wird. Etwas differenzierter gestalten sich die Inputmengen für die eingedüste Kalkmilch sowie die Outputmengen an Staub aus der elektrischen Gasreinigung und der Rückstand aus der Abgasreinigungsanlage. Die leicht unterschiedlichen Schwefelgehalte in den Nettomischungen führen zu unterschiedlichen SO₂-Konzentrationen im Abgas, die wiederum die Menge der einzusetzenden Kalkmilch beeinflussen. Der etwas erhöhte Schwefelanteil in der Mischung für den Standardsinter hat demnach einen höheren Kalkmilchbedarf für die Standardmischung zur Folge. Diese wiederum hat Einfluss auf die Menge des zu deponierenden Rückstands in der Abgasreinigungsanlage. Einflussgrößen auf die EGR-Staubmenge sind die Blei-, Natrium-, Kalium-, Chlor-, Kohlenstoff- und Wasseranteile in den Nettomischungen. Die Variation der Konzentrationswerte dieser Komponenten führt zu den dargestellten unterschiedlichen Anfallmengen für den EGR-Staub. Allerdings spielen diese Werte für die Optimierung lediglich eine untergeordnete Rolle (vgl. Abbildung 4-8).

Tabelle 4-12: Spezifische Input- und Outputmengen der Sinteranlage im Basisszenario

	Standardeisen	Ökoeisen	Phosphoreisen
Produktion Sinter [kg/t _{NM}]	810	810	810
Kalkmilch (AGRA) [kg/t _{NM}]	3,53	2,82	3,21
Herdofenkoks (AGRA) [kg/t _{NM}]	1,20	1,20	1,20
EGR-Staub [kg/t _{NM}]	4,23	4,41	4,16
AGRA-Rückstand [kg/t _{NM}]	8,60	7,13	7,96

Der Einsatz der berechneten Sintersorten im Hochofen führt zu den in der folgenden Tabelle 4-13 dargestellten spezifischen Input- und Outputmengen an dem Aggregat. Gleiche Sinterproduktionsmengen und gleiche Fe-Gehalte in den Sintersorten führen zu gleichen Ausbringungsmengen an Roheisen für die drei betrachteten Sorten. Die unterschiedlichen spezifischen Koksverbräuche resultieren aus unterschiedlichen Zn-Konzentrationen in den Sintersorten, da die übrigen Einflussgrößen Fe und der Anteil ($\text{CaO}+\text{SiO}_2$) für die Sintersorten identisch sind. Da neben diesen Hauptschlackebildnern auch Al_2O_3 , MgO und Mn in die Schlacke übergehen, deren Konzentrationswerte jedoch jeweils sehr ähnlich sind, ergeben sich keine bzw. nur kleinere Abweichungen hinsichtlich der spezifischen Schlackemengen.

Tabelle 4-13: Spezifischer Input- und Outputmengen des Hochofens im Basisszenario

	Standardroheisen	Ökoroheisen	Phosphorroheisen
Produktion Roheisen [kg/t _{Sinter}]	602	602	602
Koksverbrauch [kg/t _{Sinter}]	349	376	355
Schlacke [kg/t _{Sinter}]	187	187	189
Grobstaub [kg/t _{Sinter}]	21,20	23,14	21,62
Feinstaub [kg/t _{Sinter}]	19,04	24,93	20,32
Elektrische Leistung [kWh/t _{Sinter}]	109,60	123,26	112,58

Ein Vergleich der Input- und Outputmengen aus dem Basisszenario mit den realen Betriebsdaten aus dem Unternehmen zeigt eine sehr gute Übereinstimmung bzw. Plausibilität der erzielten Ergebnisse. Die Input- und Outputmengen der Sinteranlage sind in der nachfolgenden Tabelle 4-14 dargestellt. Die spezifische Produktionsmenge Sinter ist mit 810 kg zwar etwas höher als die durchschnittliche Produktionsmenge im Beobachtungszeitraum aber auch geringer als das 0,75-Quantil. Die im Modell unterstellten 810 kg Sintereinsatz im Hochofen je Tonne eingesetzter Nettomischung weichen hiervon nicht ab. Der Verbrauch an Kalkmilch an der Abgasreinigungsanlage ist im Vergleich zu den realen Betriebsdaten für die jeweiligen Sintersorten relativ niedrig. Dies ist auf einen jeweils relativ niedrigen Schwefelgehalt in der Aufgabemischung zurückzuführen. Dennoch liegen die Verbrauchswerte jeweils innerhalb der tatsächlichen Einsatzmengen. Da der Kalkmilch-einsatz ein wesentlicher Faktor für den Anfall an AGRA-Rückstand darstellt, sind die berechneten Anfallmengen wiederum kleiner als bei den realen Betriebsdaten zu beobachten. Die teilweise sehr großen Anfallmengen des AGRA-Rückstands sind darauf zurückzuführen, dass dieser Rückstand in der Praxis z. T. nur in unregelmäßigen Abständen abgezogen wird (vgl. Abschnitt 2.1.1.2). Ähnliches gilt auch für die angegebenen Werte für den EGR-Staub.

Tabelle 4-14: Spezifische Input- und Outputmengen der Sinteranlage⁶⁴

	Sintermenge [kg/t_{NM}]	Kalkmilch [kg/t_{NM}]	HOK [kg/t_{NM}]	AGRA-Rückstand⁶⁵ [kg/t_{NM}]	EGR-Staub (nass) [kg/t_{NM}]	EGR-Staub (trocken) [kg/t_{NM}]
Mittelwert	796,17	4,80	1,05	13,49	5,22	4,90
Maximum	1164,19	7,93	2,19	68,39	25,79	24,62
0,75-Quantil	822,04	5,52	1,15	25,55	5,69	5,32
0,25-Quantil	773,57	4,09	0,97	0,00	4,28	4,00
Minimum	614,64	2,10	0,15	0,00	0,96	0,89

Zum Vergleich der berechneten Input-Output-Mengen des Modells mit realen Betriebsdaten sind diese, bezogen jeweils auf eine Tonne eingesetzten Sinters, in der folgenden Tabelle 4-15 dargestellt.

Tabelle 4-15: Spezifische Input- Output-Mengen des Hochofens⁶⁶

	Roheisen- produktion [kg/t_{Sinter}]	Koksverbrauch* [kg/t_{Sinter}]	Schlacke [kg/t_{Sinter}]	Grobstaub [kg/t_{Sinter}]	Feinstaub [kg/t_{Sinter}]
Mittelwert	577,53	429,2	279,08	28,89	40,40
Maximum	694,39	824,5	575,20	121,43	316,41
0,75-Quantil	604,20	442,4	293,03	32,37	47,01
0,25-Quantil	550,51	389,2	259,98	22,87	30,64
Minimum	485,99	349,0	179,85	4,03	12,14

*) trocken, 100 % C (bereinigt um Ascheanteil)

Die Roheisenproduktion je eingesetzter Tonne Sinter liegt für alle drei Roheisensorten knapp unter dem Wert des 0,75-Quantils und damit vergleichsweise hoch. Allerdings ist dieser Wert aufgrund des hohen Fe-Anteils in den Sintersorten plausibel. Auf den ersten Blick sehr gering erscheinen die in den Optimierungsläufen errechneten spezifischen Koksverbräuche im Vergleich zu den Referenzwerten. Diese liegen bei allen drei Roheisensorten unterhalb des 0,25 %-Quantils, wenn auch im Falle des Ökoeisens nur gering. Die Differenz der Optimierungsergebnisse zu dem Mittelwert des spezifischen Koksverbrauchs beträgt

⁶⁴ Den Produktions- und Verbrauchsmengen der Sinteranlage liegt eine Auswertung der Betriebsdaten von 300 Tagen im Jahr 2002 zugrunde. Diese Betriebsdaten wurden auch zum Erstellen und Anpassen der Simulationsmodelle verwendet.

⁶⁵ Die 0,0 kg/t_{NM} für das 0,25-Quantil und das Minimum werden dadurch verursacht, dass der AGRA-Rückstand nicht jeden Tag entfernt und erfasst wird. An den jeweils folgenden Tage entstehen erhöhte Anfallmengen. Um den Mittelwert durch diese erhöhten Anfallmengen bei den Auswertungen auszugleichen, werden die Null-Werte nicht entfernt.

⁶⁶ Den angegebenen Input- und Outputmengen des Hochofens liegt eine Auswertung der Betriebsdaten von 250 Betriebstagen von Januar bis September 2003 zugrunde. Diese Betriebsdaten wurden auch zum Erstellen und Anpassen der Simulationsmodelle verwendet.

zwischen 13 und 20 %. Allerdings ist hierbei zu beachten, dass die Konzentrationen des Zink im Sinter deutlich unter den Konzentrationen liegt, die im Vergleichszeitraum gefahren wurden. Da der Zinkanteil im Sinter in der im Modell verwendeten Gleichung neben dem Eisenanteil in den Regressionsanalysen als Haupteinflussgröße identifiziert wurde, sind auch diese geringeren Verbrauchswerte plausibel. Ähnliches gilt für die Anfallmengen an Grob- und Feinstaub, bei denen die Zinkkonzentration im Sinter ebenfalls einen wesentlichen Einflussfaktor darstellt. Die Grobstaubmenge wird zudem von der – relativ geringen – eingesetzten Koksmenge bestimmt. Daher sind sowohl die niedrigen Grob- als auch Feinstaubmengen sowie deren Abstufungen zwischen den Roheisensorten verständlich und plausibel. Die geringen Schlackenmengen sind auf den bereits beschriebenen geringeren Schlackenbildneranteil zurückzuführen.

Ebenfalls gute Übereinstimmung zeigt ein Vergleich der Planungsergebnisse aus der Optimierung mit Ergebnissen auf Basis der Simulation für die gleichen Spezifikationen. Hierzu werden die Ergebnisse des Basisszenarios als Ausgangsdaten für Simulationsläufe im Sinter- und im Hochofenmodell verwendet (vgl. Abschnitt 4.3.3.2).

In der folgenden Tabelle 4-16 sind die wesentlichen Ergebnisse aus der Optimierung und dem Simulationslauf für den Sinteranlagenbetrieb gegenübergestellt. Wie bereits in Abschnitt 4.3.3.2 ausgeführt, kann es durch die Verteilungsannahme und die Normierung der Stoffstromkomponenten in ASPEN PLUS[®] zu geringfügigen Änderungen der relativen Anteile der Elemente und Verbindungen kommen. Insofern sind nicht alle Abweichungen auf Vereinfachungen in Folge der Linearisierung der Input-Output-Zusammenhänge zurückzuführen. Im Referenzfall wurden die Anteile der betrachteten Elemente und Verbindungen in der Normung um 1,9 % (Standardsinter), 3,4 % (Ökosinter) und 4 % (Phosphorsinter) verringert. In Anbetracht dessen stimmen die Werte sehr gut überein, da die Konzentrationswerte aus den Simulationen fast ausschließlich geringer ausfallen als in den Optimierungsläufen. Besonders auffällig sind dennoch die Abweichungen für K_2O und Pb sowie für den Zinkanteil. Beim K_2O ist dies darauf zurückzuführen, dass das Simulationsmodell in der Durchbrennzone eine höhere Temperatur errechnet, als für die Regressionsrechnungen zugrunde gelegt wurde. Hierdurch wird in der Simulation ein größerer Teil an K_2O verflüchtigt, der zu den großen Abweichungen führt. Für die Vorgänge im Hochofen ist diese Abweichung von untergeordneter Bedeutung, da sie sich durch die zweite zu betrachtende Alkalie Na_2O , die deutlich besser abgebildet wird und eine deutlich höhere Konzentration aufweist, relativiert (vgl. Alkalienkreislauf in Abschnitt 2.1.1.3). Die Abweichungen im Falle des Bleis sind auf ähnliche Effekte wie die bei K_2O zurückzuführen. Der relativ geringe Bleianteil im Sinter und das dadurch relativ unproblematische Verhalten

des Bleis im Hochofen⁶⁷ lassen die Abweichungen akzeptabel erscheinen. Im Falle des Zinkanteils sind die Abweichungen größtenteils auf die Linearisierung zurückzuführen. Die berechneten Zinkgehalte sind im Vergleich zur bisherigen Betriebspraxis, auf die das Sinteranlagenmodell kalibriert wurde, deutlich geringer, so dass es zu den dargestellten Abweichungen kommt. Diese These wird dadurch gestützt, dass mit steigenden Zinkgehalten in der Mischung die Unterschiede geringer sind. Dies wird bei den Mischungen für den Phosphor- und den Ökosinter, die einen höheren Zinkgehalt aufweisen, deutlich. Trotz dieser Abweichungen ist die Abbildung der chemischen Zusammensetzungen über die linearen Regressionsgleichungen als zulässig und geeignet für diesen Fall anzusehen.

Tabelle 4-16: Vergleich von Optimierung und Simulation für den Sinteranlagenbetrieb

	Standardsinter			Ökosinter			Phosphorsinter		
	Opt. [Gew.-%]	Sim. [Gew.-%]	Abw. [%]	Opt. [Gew.-%]	Sim. [Gew.-%]	Abw. [%]	Opt. [Gew.-%]	Sim. [Gew.-%]	Abw. [%]
Fe	58,00	57,04	1,66	58,00	56,13	3,23	58,00	56,77	2,12
Mn	0,59	0,57	3,47	0,59	0,56	5,00	0,58	0,57	2,29
P	0,06	0,06	5,46	0,06	0,06	3,80	0,76	0,79	3,44
Zn	1,31	1,20	8,02	2,35	2,26	3,86	1,54	1,44	6,54
Pb	0,08	0,07	17,04	0,09	0,08	12,20	0,08	0,06	23,40
CaO	7,19	6,92	3,76	7,19	6,81	5,29	7,19	6,89	4,24
MgO	0,81	0,77	4,97	0,90	0,85	5,44	0,82	0,78	5,31
SiO ₂	7,81	7,52	3,73	7,81	7,40	5,25	7,81	7,48	4,20
Al ₂ O ₃	1,38	1,36	1,44	1,29	1,25	3,47	1,56	1,54	1,13
Cr	0,06	0,06	5,46	0,23	0,24	3,80	0,06	0,06	4,95
Na ₂ O	0,35	0,34	2,83	0,35	0,34	4,02	0,35	0,35	0,77
K ₂ O	0,18	0,13	28,64	0,18	0,12	33,28	0,16	0,18	13,50
	[t]	[t]	[%]	[t]	[t]	[%]	[t]	[t]	[%]
Kalkmilch	4,76	5,12	7,56	3,81	3,47	8,90	4,34	4,12	4,96
EGR-Staub	5,71	6,12	7,23	5,95	6,14	3,17	5,61	6,03	7,46
Sinter	1093,5	1113,73	1,85	1093,5	1116,16	2,07	1093,5	1114,71	1,94

In Bezug auf die weiteren ein- und ausgehenden Stoffströme im Sinteranlagenbetrieb zeigen sich Abweichungen nach oben. Sie sind ebenfalls auf die höhere Temperatur in der Durchbrennzone des Sinteranlagenmodells zurückzuführen. Das Simulationsmodell berechnet hierfür eine größere Luftmenge, die zu dem größeren Verbrauch an Kalkmilch führt. Die

⁶⁷ Das Blei wird über die Schlacke aus dem Hochofen ausgetragen.

ebenfalls durch die höhere Temperatur sowie die größere Menge an Luft induzierte größere Verflüchtigung von K_2O und Blei führt zu dem höheren Anfall an Staub in der elektrischen Gasreinigung. Eine Betrachtung des injizierten Braunkohlekoksstaubs (Herdofenkoks) und der anfallenden Menge an AGRA-Rückstand erübrigt sich, da beide sowohl im Optimierungs- als auch im Flowsheet-Modell über die gleichen Formeln berechnet werden. Die im Rahmen der Optimierung berechneten Sintermengen stimmen mit denen aus dem Optimierungslauf sehr gut überein. In Anbetracht der Tatsache, dass die eingedüste Kalkmilch sowie der anfallende EGR-Staub bei der Optimierung nur eine untergeordnete Rolle spielen, kann auch die Abbildung der ein- und ausgehenden Stoffströme in die Sinteranlage als geeignet angesehen werden.

Im Vergleich zu dem Simulationsmodell über die linearen Input-Output-Beziehungen steht damit eine für den Einsatz in der Optimierung adäquate Prozessabbildung zur Verfügung.⁶⁸

Die Ergebnisse für die Hauptstoffströme des Hochofens und der nachgelagerten Abgasreinigung sind in Tabelle 4-17 dargestellt. Für die Haupteinflussgrößen auf den spezifischen Deckungsbeitrag und damit auf die Optimierung in diesem Bereich (Roheisenproduktion und Koksverbrauch) ergeben sich für die drei Referenzmischungen lediglich Abweichungen von ca. 0,25 bis ca. 3 %. Bei keinem der beiden Stoffströme liegen die Optimierungsergebnisse in allen drei Fällen über oder unter den Simulationsergebnissen. Die Werte für die Roheisenproduktion werden geringfügig besser getroffen, da hier lediglich im Falle des Ökoroheisens eine Abweichung von fast 3 % vorliegt. Beim Koksverbrauch sind für Standard- sowie für Ökoroheisen Abweichungen von über 2 % festzustellen, lediglich im Falle des Phosphorroheisens sind diese mit etwas über 1 % gering. Die Abbildung für diese Stoffströme ist dennoch als gut zu bewerten, da der spezifische Koksverbrauch (das Verhältnis des Koksverbrauchs zur hergestellten Roheisenmenge) für Öko- und Phosphorroheisen jeweils um weniger als 1 % differieren und nur für das Standardroheisen eine Abweichung von ca. 3 % festzustellen ist. Bei Betrachtung der Kuppelprodukte am Hochofen zeigen sich etwas größere Unterschiede von jeweils mehr als 2 %, die sich jeweils für alle drei Referenzmischungen unter bzw. über den Vergleichswerten befinden. Liegen diese als systematisch zu betrachtenden Abweichungen für Grob- und Feinstaub noch bei maximal 3,75 %, sind sie mit ca. 4,5, 7,9 bzw. 12,4 % hinsichtlich der Hochofenschlacke noch einmal deutlich größer. Allerdings ist darauf hinzuweisen, dass die auf Basis der Regressionsgleichungen berechnete Schlackenmenge größer ist als diejenige der Simulation, die jedoch tendenziell zu niedrig berechnet wird (vgl. Abschnitt 3.2.2). Beim Vergleich der Optimierungsergebnisse mit den realen Betriebsdaten fällt zudem eine vergleichsweise

⁶⁸ Diese Schlussfolgerung wird auch durch weitere Untersuchungen, beispielsweise für ein Optimierungsmodell, das alleine die Aufgabemischung der Sinteranlage optimiert und die gleichen Regressionsgleichungen verwendet, gestützt (vgl. Fröhling et al. (2004)).

geringe Schlackenmenge auf. Auch wenn die Ergebnisse auf Basis der Regression plausibler erscheinen, ist die Frage zu stellen, ob die Abbildung des Hochofenprozesses im mathematischen Modell in Bezug auf die Schlackenmenge und – in geringerem Maße – in Bezug auf die übrigen Kuppelprodukte und den Koksinput sowie die Roheisenausbringung tatsächlich problemadäquat ist. Die gewählte Vorgehensweise, über flowsheetbasierte-Simulation und Regressionsanalyse zu linearen Input-Output-Funktionen zu gelangen, stellt in jedem Falle ein starke Vereinfachung der Prozesse dar. Die relativ geringen Abweichungen für die Roheisenproduktion und den Koksinput rechtfertigen diese jedoch, da mit vergleichsweise einfachen Gleichungen die Prozesse hinsichtlich der Hauptstoffströme gut abgebildet werden. Die höheren Abweichungen für die Kuppelprodukte sind aufgrund ihres verhältnismäßig geringen Einflusses auf die Zielgröße der Optimierung als unproblematisch anzusehen. Generell ist anzuführen, dass die Optimierungen auf Basis elementarer Stoffstromkomponenten stattfinden, die für die Simulation mit Hilfe einer Verteilungsannahme bzgl. der tatsächlich vorliegenden Komponenten umzurechnen sind. Auch diese Annahme kann zu Abweichungen der Ergebnisse geführt haben.

Tabelle 4-17: Vergleich von Optimierung und Simulation für den Hochofenbetrieb

	Standardroheisen			Ökoroheisen			Phosphorroheisen		
	Opt. [t]	Sim. [t]	Abw. [%]	Opt. [t]	Sim. [t]	Abw. [%]	Opt. [t]	Sim. [t]	Abw. [%]
Roheisenproduktion	658,01	651,22	1,03	658,01	638,77	2,92	658,01	659,59	0,24
Koksverbrauch	381,10	390,01	2,34	411,61	399,51	2,94	387,75	392,24	1,16
Schlacke	204,65	195,43	4,51	207,74	191,38	7,87	206,40	180,87	12,37
Grobstaub	23,18	24,02	3,64	25,30	25,96	2,60	23,64	24,41	3,26
Feinstaub	20,82	21,60	3,75	27,26	27,84	2,13	22,22	22,80	2,61

Zusammenfassend ist festzustellen, dass das Modell für die drei betrachteten Roheisensorten sowohl hinsichtlich der chemischen Spezifikationen als auch hinsichtlich der spezifischen Input- und Outputmengen nachvollziehbare Ergebnisse innerhalb der Bandbreite realer Betriebsdaten und Ergebnissen aus den Simulationsläufen liefert. Die Lösungen sind dadurch gekennzeichnet, dass sie bei einer maximalen Roheisenproduktion den minimalen Einsatz von Reduktionsmitteln anstreben. Dies ist auf den jeweils hohen Einfluss der Roheisenerlöse und der Kosten für Reduktionsmittel zurückzuführen. Demgegenüber besitzt die tatsächliche Höhe der durch die eingesetzten metallhaltigen Reststoffe erzielten Zuzahlungen für die drei betrachteten Roheisensorten einen geringeren Einfluss. Innerhalb der zur Verfügung stehenden Rohstoffe scheinen einige eine für den betrachteten Prozess besonders vorteilhafte Kombination aus chemischer Zusammensetzung und erreichbarer Zuzahlung zu besitzen. Dies ist daraus ersichtlich, dass insgesamt von den mehr als 50 betrachteten einsetzbaren

Rohstoffen lediglich 15 in den drei Mischungen Berücksichtigung finden. Die Mischungen für den Standard- und den Phosphorsinter unterscheiden sich zudem nur in den prozentualen Anteilen der eingesetzten Rohstoffe. Auffälligste Änderung der Sinterspezifikation im Vergleich zu den realen Referenzwerten ist die deutliche Senkung des Zinkanteils, die insbesondere zu deutlich geringeren Verbräuchen an Reduktionsmitteln sowie zu deutlich geringeren Anfallmengen von Grob- und Feinstaub am Hochofen führt. Ebenfalls geringer fallen die Einsatz- und Anfallmengen für Kalkmilch und den Rückstand aus der Abgasreinigungsanlage aus. Neben den zu erwartenden positiven Effekten hinsichtlich der Wirtschaftlichkeit des Prozesses durch eine Steigerung des (spezifischen) Deckungsbeitrags werden somit auch durch die entwickelten Methoden umweltentlastende Effekte hinsichtlich der Ressourcenschonung und der Verminderung zu deponierender Reststoffe und durch die Verminderung des Koksensatzes der CO₂-Emissionen erzielt. Abschließend ist noch darauf hinzuweisen, dass das Unternehmen in der Praxis alle angenommenen Rohstoffe zu verwerten hat und somit das dargestellte Szenario lediglich einen Idealfall darstellt, der jedoch wertvolle Hinweise für Strategien hinsichtlich der Ofenfahrweise und für den Rohstoffeinkauf und die damit zusammenhängenden Verhandlungen bietet.

In Anbetracht der Plausibilität der Ergebnisse und der kurzen Lösungszeiten des Modells ist die Zielsetzung einer problemadäquaten Abbildung des Prozesses innerhalb des entwickelten Modells zur Materialeinsatzplanung demzufolge gelungen. In den folgenden Abschnitten werden, um weitere Kenntnisse hinsichtlich des Modellverhaltens, der Gültigkeit der getroffenen Aussagen, der Abhängigkeit der Ergebnisse von Parametervariationen zu erlangen, gezielte Parametervariationen durchgeführt.

4.3.4.3 Einfluss des Koks- und des Roheisenpreises auf die Mischungsoptimierung

Wie in den Abschnitten zur Anwendung des Ansatzes zur Produktionsprogrammplanung (vgl. 4.2.4) und zur Bestimmung von Referenzmischungen in der Materialeinsatzplanung dargestellt, sind die Preise für Roheisen und Koks die Haupteinflussgrößen auf den durch den Referenzprozess erzielbaren spezifischen Deckungsbeitrag. Ziel dieses Abschnittes ist es daher, durch die Variation dieser Parameter deren Einfluss auf den spezifischen Deckungsbeitrag und die ein- und ausgehenden Stoffströme näher zu untersuchen.

Zunächst wird der Einfluss des Kokspreises betrachtet. Wie schon ausgeführt ist dieser Hauptkostentreiber auch deshalb von entscheidender Bedeutung für das Referenzunternehmen, da die Kokspreise in den vergangenen Jahren in erheblichem Maße gestiegen sind und der betrachtete Prozess durch die Sekundärrohstoffbasis und das vergleichsweise geringe

Ofenvolumen deutlich mehr Koks verbraucht, als Konkurrenzunternehmen die überwiegend auf Basis von Primärrohstoffen arbeiten.

Auf Grundlage der gleichen Parameter wie im Basisszenario wird der Kokspreis mit fester Schrittweite in 100 Optimierungsläufen im Intervall von 0 bis 300 % des im Basisszenario unterstellten Kokspreises variiert.⁶⁹ Der in der folgenden Abbildung 4-9 dargestellte Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags bei der Variation ist näherungsweise linear und nimmt – erwartungsgemäß – mit zunehmendem Kokspreis ab. Die Spannweite des Deckungsbeitrags beträgt ca. 200 GE; der spezifische Deckungsbeitrag weist sein Maximum bei ca. 176 GE und sein Minimum bei -30 GE auf, die Abszisse wird bei einem Kokspreis von ca. 240 % geschnitten. Sollte es erneut zu den Teuerungsraten der vergangenen Jahre kommen, wären solche Preise durchaus realistisch.

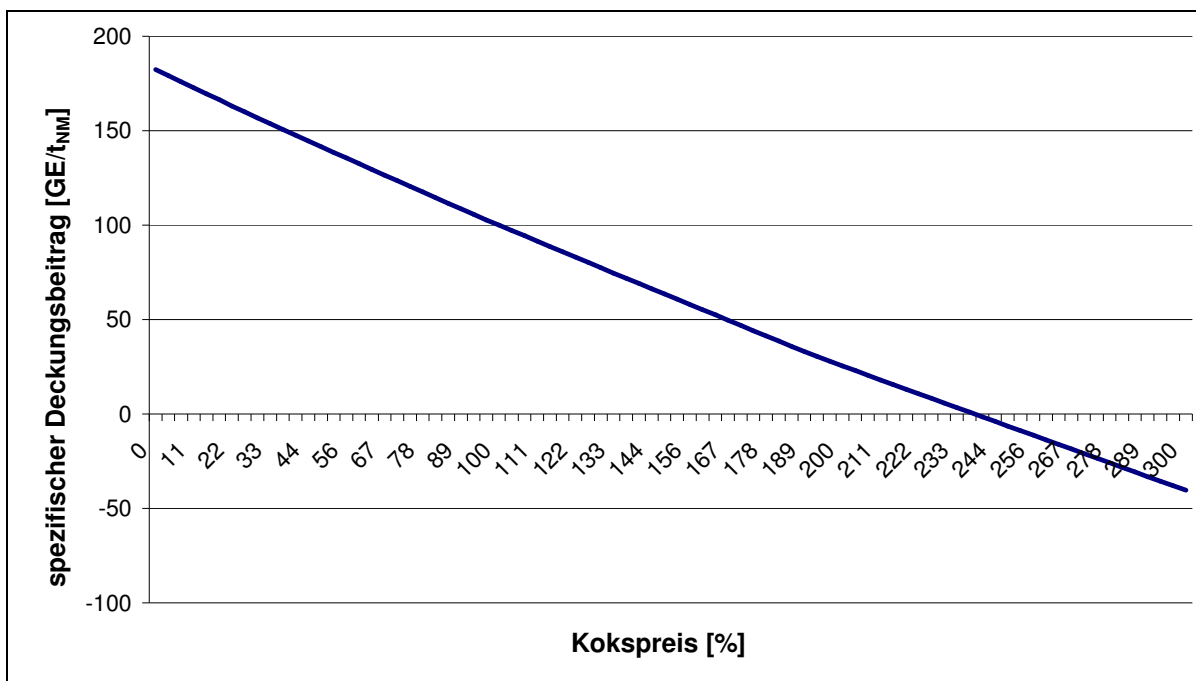


Abbildung 4-9: Einfluss des Kokspreises auf den spezifischen Deckungsbeitrag

Im Variationsbereich des Kokspreises werden 19 unterschiedliche Rohstoffmischungen berechnet. Dies lässt Ergebnisse vermuten, deren Güte sehr vom jeweiligen Kokspreis abhängig ist und schon bei relativ kleinen Änderungen des Kokspreises eine Änderung der Mischung notwendig macht. Bei näherer Betrachtung der Mischungscharakteristika und deren Konsequenzen im Hinblick auf die Input- und Outputstoffströme des Prozesses zeichnet sich jedoch ein differenzierteres Bild ab. Bis zu einem Kokspreis von lediglich ca. 15 % wird bei der Optimierung eine Zinkkonzentration im Sinter von 3 Gew.-% berechnet. Mit steigendem

⁶⁹ Die Ergebnisse werden wiederum normiert. Der spezifische Deckungsbeitrag für den Kokspreis von 270 €, der dem Basiszenario zugrunde liegt, wird auf 100 € festgelegt, die übrigen Werte entsprechend angepasst.

Kokspreis nimmt zunächst der Zinkanteil in der Nettomischung und damit verbunden die spezifische Anfallmenge an Feinstaub (vgl. Abbildung 4-10) ab. Die Abnahme schon bei so geringen Kokspreisen ist ein Indiz dafür, dass die mit der Verwertung zinkhaltiger Reststoffe zusammenhängenden Erlöse durch höhere Zuzahlungen bzw. den Verkauf von Zinkkonzentrat und des erzeugten Stromes die erhöhten Kosten durch den Koksverbrauch nicht bzw. nicht vollständig kompensieren. Anders verhält es sich mit dem im Prozess hergestellten Roheisen. Bis zu einem Kokspreis von 180 % ist das spezifische Roheisenausbringen nahezu konstant und scheint die optimale einzusetzende Mischung auf eine maximale Roheisenproduktion abzielen. Mit Überschreiten dieses Kokspreises ändert sich dies. Der bis dahin (nahezu) maximale Fe-Gehalt im Sinter wird deutlich verringert und stimmt ab einem Kokspreis von 210 % mit dem vorgegebenen Minimalwert von 52 % überein. Die in den optimalen Lösungen verfolgte Strategie scheint hier nun ausschließlich in der Verwertung der Reststoffe und nicht mehr in der Roheisenproduktion zu liegen.

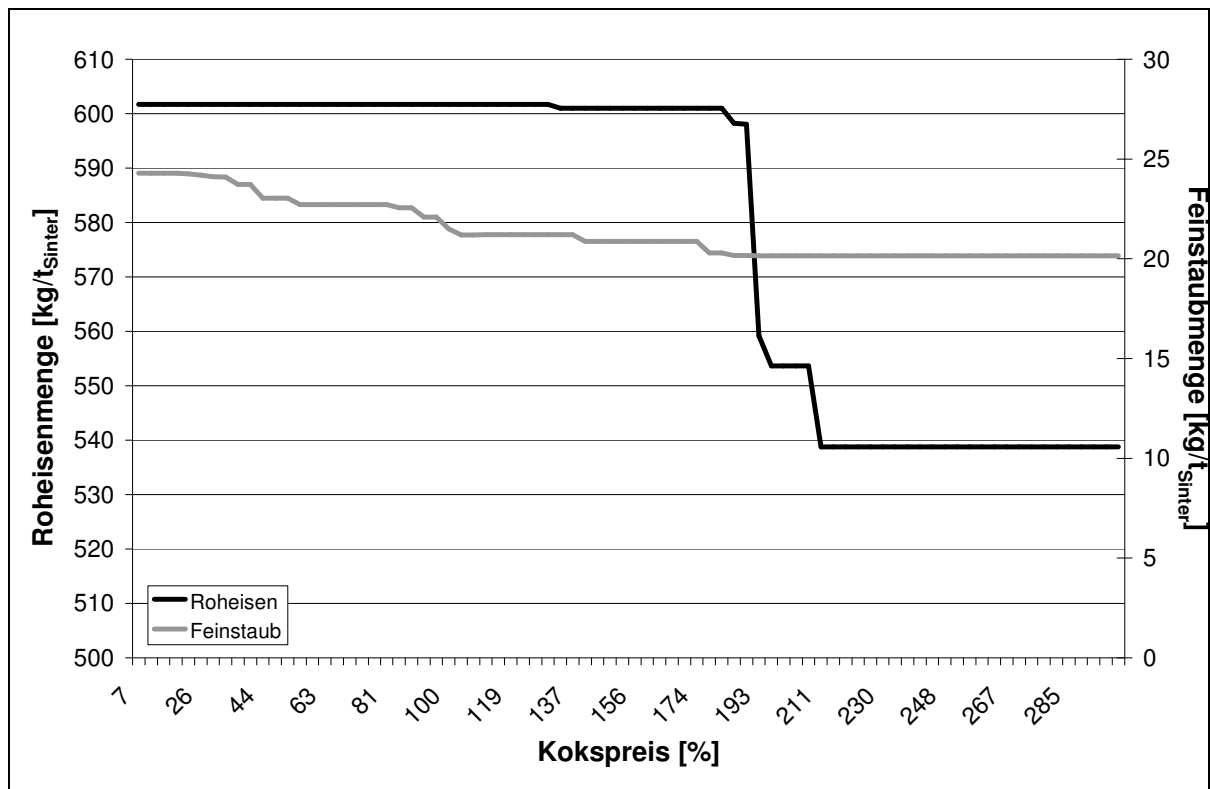


Abbildung 4-10: Einfluss des Kokspreis auf die Roheisen- und Feinstaubproduktion

Wird der Kokspreis hingegen mit 100 % des im Basisszenario verwendeten Wertes als konstant angenommen und der Roheisenpreis zwischen 0 und 300 % des Roheisenpreises im Basisszenario variiert, ergibt sich ebenfalls ein näherungsweise linearer Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags je Tonne Aufgabemischung. Sind die Deckungsbeiträge beginnend bei einem Roheisenpreis von 0 % zunächst negativ, werden ab ca. 28 % positive Deckungsbeiträge erzielt. Der Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags bei der Variation des Roheisenpreises ist in Abbildung 4-11 grafisch dargestellt.

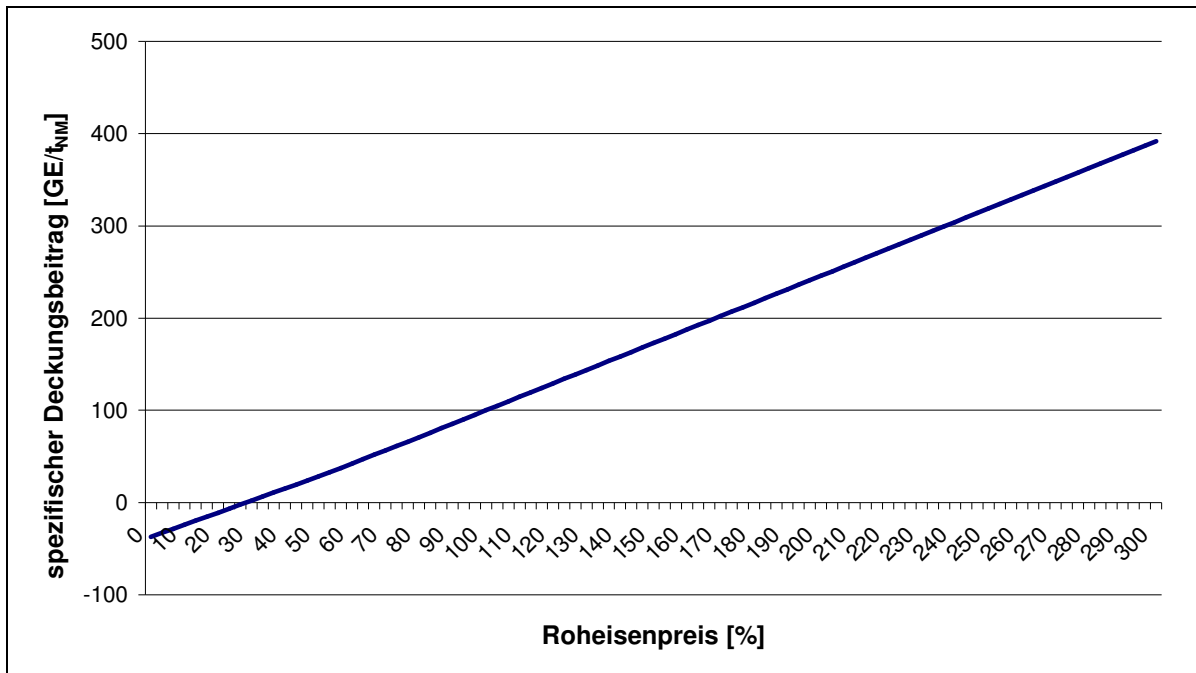


Abbildung 4-11: Einfluss des Roheisenpreises auf den spezifischen Deckungsbeitrag

In Bezug auf die Input- und Outputstoffströme für die berechneten Sintermischungen ist festzustellen, dass bis zu Roheisenpreisen von ca. 50 % lediglich die minimalen Fe-Gehalte im Sinter angefahren werden. Hauptziel der Mischungen in diesem Bereich ist wiederum die Verwertung der Reststoffe. Anders als bei den hohen Kokspreisen in den vorangegangenen Betrachtungen besitzen die Mischungen hier eine vergleichsweise hohe Zinkfracht. Mit 2,2 % in der Nettomischung bzw. ca. 2,4 % im Sinter liegt diese zwar deutlich unter dem Maximalwert von 3 % im Sinter, jedoch auch deutlich über den Anteilen im Basisszenario. Auffällig ist, dass sich dies im Bereich zwischen 50 und 90 % vollständig ändert. Der Fe-Gehalt in den Nettomischungen und im Sinter steigt sprunghaft an, zunächst von ca. 48 % in der Nettomischung auf ca. 52 % bei einem Roheisenpreis von ca. 55 % dann langsamer auf ca. 53 % bis schließlich bei einem Roheisenpreis von 90 % der maximale Fe-Gehalt von ca. 54 % in der Nettomischung erreicht wird. Umgekehrt verhält es sich mit dem Zn-Gehalt in den Mischungen. Wenn auch gleichmäßiger, sinkt dieser im gleichen Intervall von den genannten 2,2 % in der Mischung bis auf die 1,15 % aus dem Basisszenario. Der Verlauf der spezifischen Produktionsmengen für Roheisen- und Feinstaub, der den genannten Konzentrationsverläufen folgt, ist in der folgenden Abbildung 4-12 dargestellt.

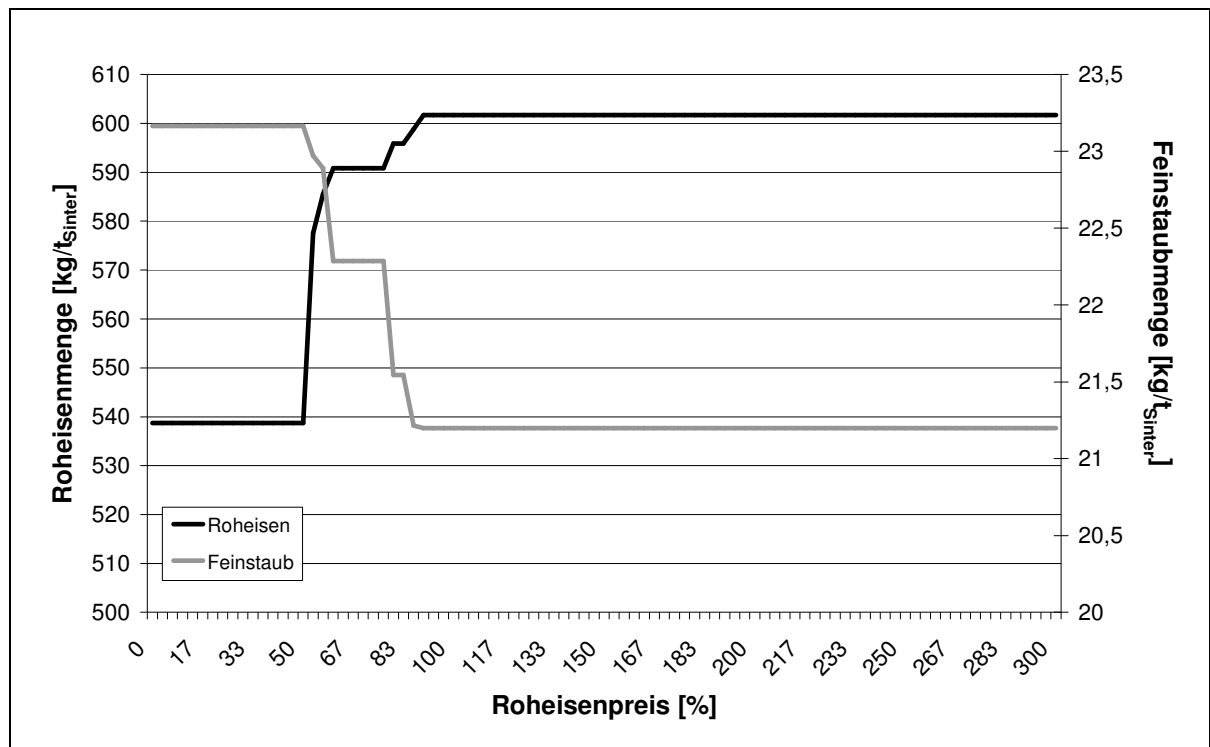


Abbildung 4-12: Einfluss des Roheisenpreises auf Roheisen- und Feinstaubproduktion

Da nicht davon auszugehen ist, dass extreme Schwankungen von Koks- und Roheisenpreisen wie in den durchgeführten Parametervariationen in der Realität isoliert vorkommen werden, sind insbesondere deren Wechselwirkungen von Bedeutung. Diese werden daher in weiteren Optimierungsläufen untersucht, bei denen beide Parameter vollständig faktoriell in den Intervallen von $[0, \dots, 333]$ % für den Roheisenpreis und $[0, \dots, 370]$ % für den Kokspreis variiert. Die Ergebnisse hinsichtlich des spezifischen Deckungsbeitrags und der spezifischen Roheisenproduktion sind in den folgenden Abbildungen 4-13 und 4-14 dargestellt. Hinsichtlich des spezifischen Deckungsbeitrags fällt auf, dass der näherungsweise lineare Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags bei Variation eines der beiden Parameter auch bei gleichzeitiger Variation erhält. Es kommt zu der in Abbildung 4-13 dargestellten Ebenenbildung. Auch in Bezug auf die hergestellte Roheisenmenge bestätigt die gleichzeitige Variation des Koks- und des Roheisenpreises die Ergebnisse der partiellen Faktorvariation (vgl. Abbildung 4-14).

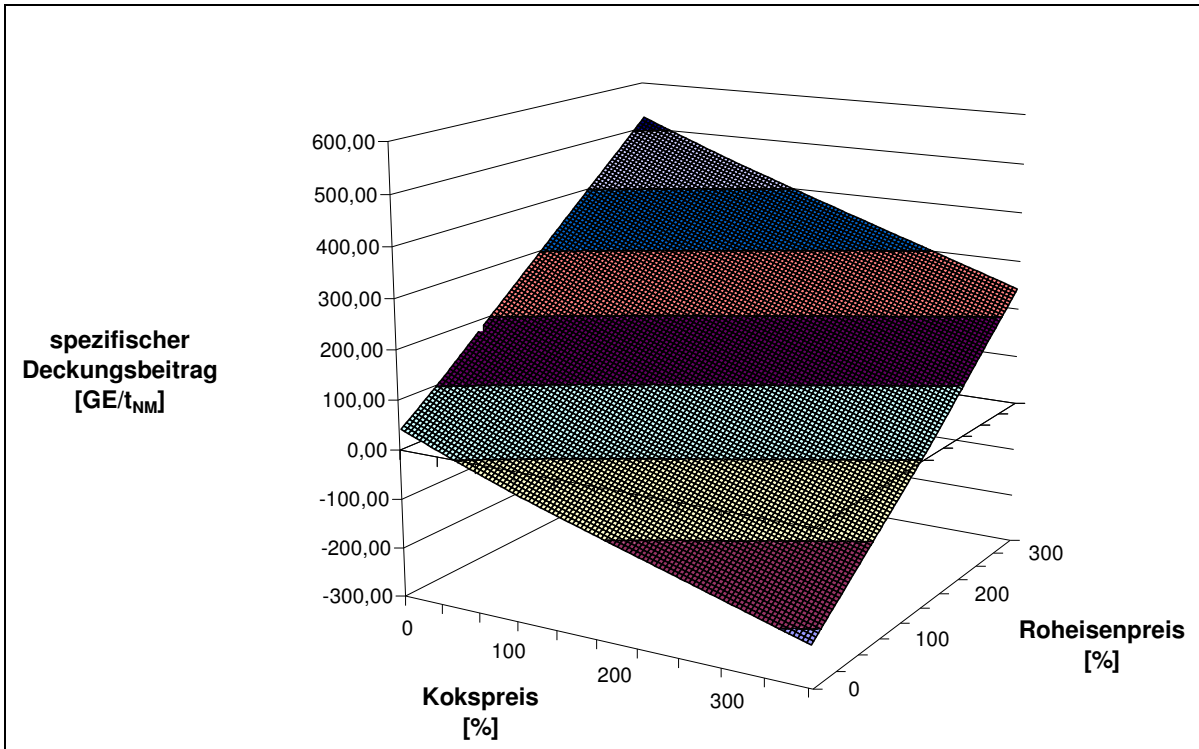


Abbildung 4-13: Spezifische Deckungsbeiträge bei gleichzeitiger Variation des Roheisen- und des Kokspreises

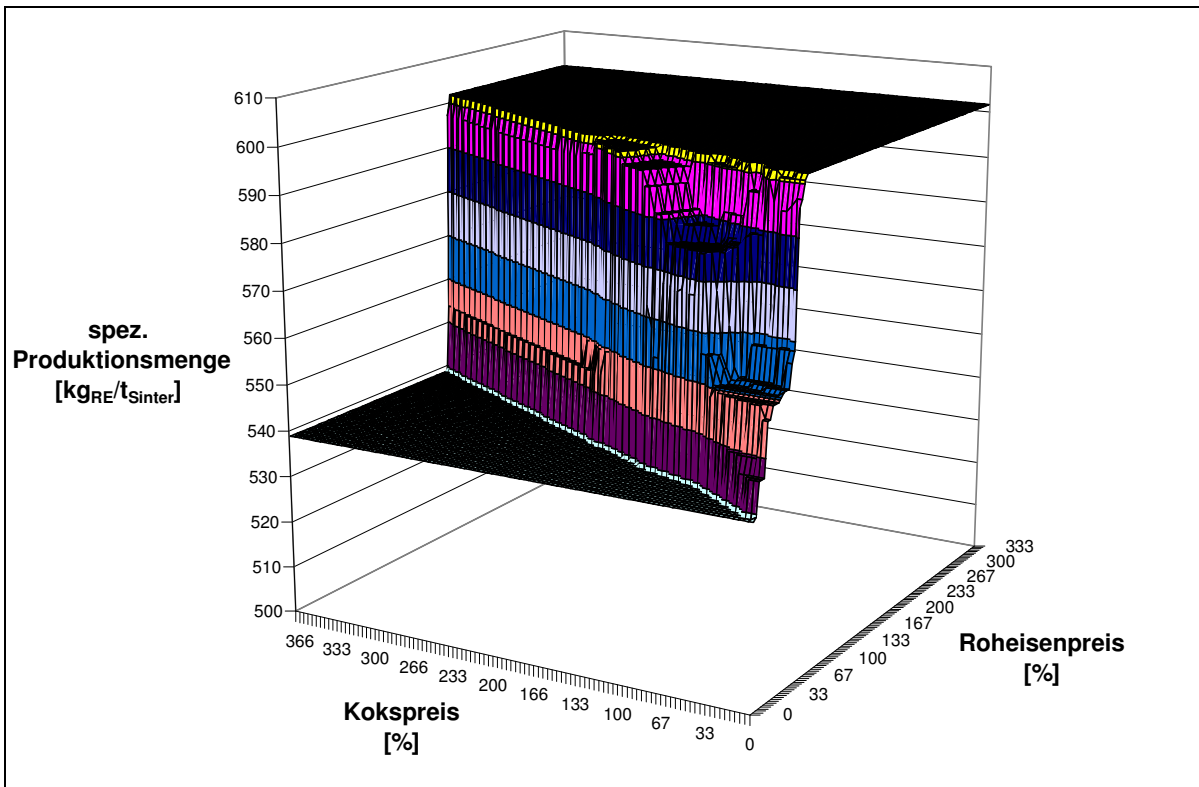


Abbildung 4-14: Spezifische Roheisenmenge bei gleichzeitiger Variation des Roheisen- und des Kokspreises

4.3.4.4 Einfluss des Zink auf die Optimierungsergebnisse

Da der Referenzprozess durch hohe Zinkfrachten im Hochofenmöller gekennzeichnet ist und die Berechnungsergebnisse für die optimalen Zusammensetzungen teilweise deutlich geringere Zinkanteile berechnen als in der bisherigen Betriebspraxis üblich, ist es Gegenstand dieses Abschnitts, den Einfluss des Zink näher zu analysieren.

Zunächst wird hierzu der Zinkanteil variiert. Den Sintermischungen werden Sollwerte für den Zinkgehalt vorgegeben und die jeweils optimale Mischung berechnet. Im bisherigen Spezifikationsbereich zwischen 0 und 3 Gew.-% Zink im Sinter wird dieser Vorgabewert jeweils um 0,05 % verändert.⁷⁰ Abbildung 4-15 zeigt den Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags bei der beschriebenen Parametervariation. Beachtenswert ist der konkave Verlauf der Kurve. Beginnend bei ca. 98 GE/t bis hin zu dem Maximum bei der bereits im Basisszenario berechneten Zinkkonzentration von 1,15 Gew.-% steigt der spezifische Deckungsbeitrag zunächst an. In dem relativ breiten Intervall zwischen 1,15 Gew.-% und ca. 1,5, Gew.-% bleibt der spezifische Deckungsbeitrag nahezu gleich, bevor weiter zunehmende Zinkgehalte diesen wieder verringern. Es lässt sich daher feststellen, dass sich die Ofenfahrweise mit einer im Vergleich zu herkömmlichen Hochöfen erhöhten Zinkfracht für das Referenzunternehmen aus Sicht einer Deckungsbeitragsmaximierung lohnt, auch wenn diese Zinkfracht deutlich geringer als in der bisherigen Unternehmenspraxis ist.

Die Variation des Zinkgehalts in der Sinterspezifikation hat die in Abbildung 4-16 dargestellten Verbräuche an Koks und Anfallmengen an Feinstaub (Zinkkonzentrat) zur Folge. Deutlich werden die näherungsweise linearen Verläufe. Im Fall des Koksverbrauches ist dies auf den gleichbleibenden zweiten wesentlichen Einflussfaktor, den Fe-Gehalt im Sinter zurückzuführen, der bei der Variation des Zinkgehalts gleich bleibt. Da der Zinkgehalt im Sinter hierfür die einzig bestimmende Größe für die spezifische Anfallmenge des Feinstaubes ist, weist diese den dargestellten Verlauf auf.

⁷⁰ Die Vorgabe dieser Sollspezifikation des Sinters erfolgt in einem kleinen Intervall. Die Praxisanwendung des Modells hat gezeigt, dass dies sinnvoll ist, um sicherzustellen, dass die Optimierungsläufe jeweils zulässige Lösungen finden können und das jeweilige Modell nicht durch ungünstige Parameterkonstellationen unlösbar ist. In diesem Falle wird daher zwischen der Minimalkonzentration und der Maximalkonzentration des Zink im Sinter (Gleichungen (4.37) und (4.38)) im Modell zur Materialeinsatzplanung eine Differenz von 0,05 Gew.-% hinterlegt. Die in den weiteren Ausführungen gemachten Angaben hinsichtlich der eingestellten Konzentrationswerte beziehen sich jeweils auf die Maximalkonzentration.

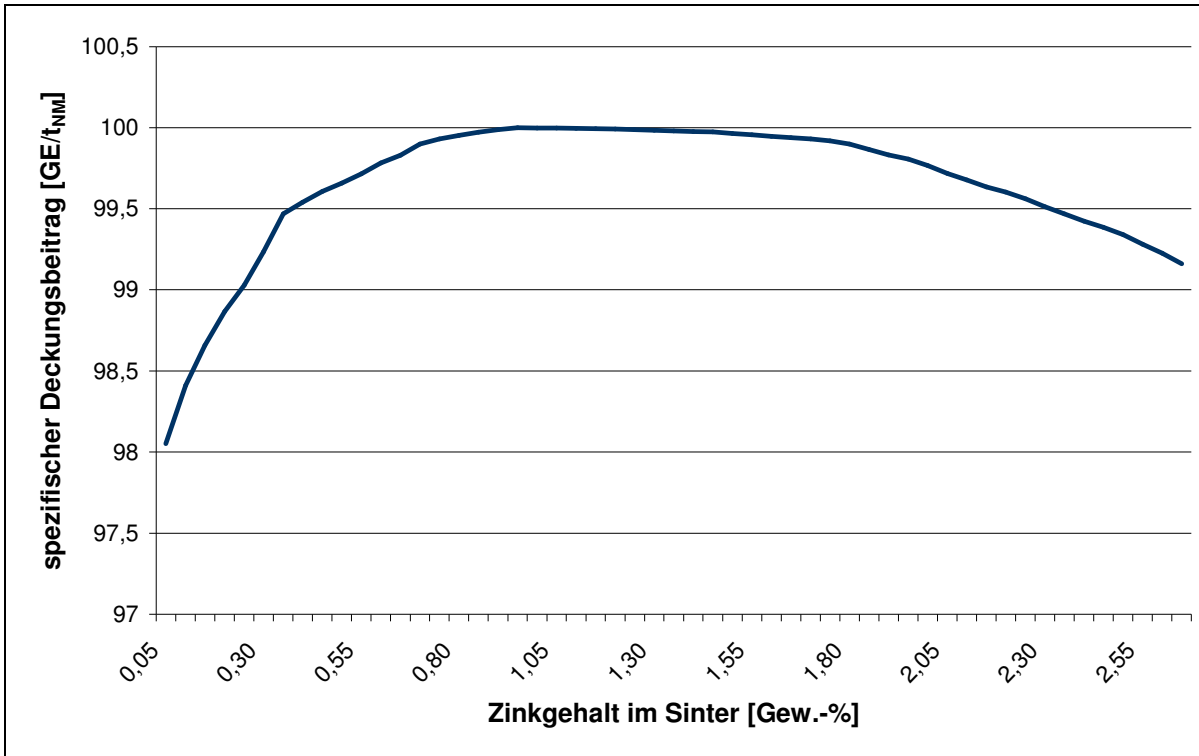


Abbildung 4-15: Verlauf des spezifischen Deckungsbeitrags bei Variation des Zinkgehalts im Sinter

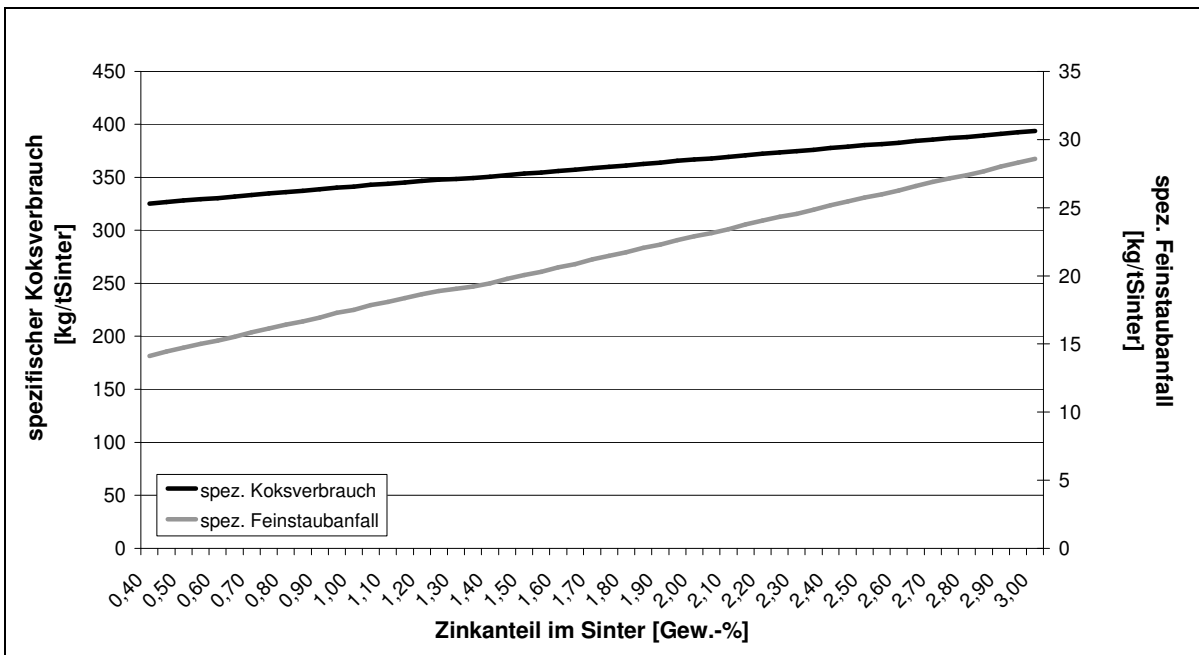


Abbildung 4-16: Spezifischer Koksverbrauch und spezifischer Anfall an Feinstaub bei Variation des Zinkanteils im Sinter

Es bleibt die Frage zu klären, unter welchen Umständen sich Produktion und Einsatz von Sinter mit der maximalen Zinkkonzentration von 3 Gew.-% unter ökonomischen Gesichtspunkten lohnen. Im vorangegangenen Abschnitt 4.3.4.3 wurde bereits gezeigt, dass bei Kokspreisen von bis zu 15 % des im Basisszenario angenommenen Kokspreises je Tonne

eine solche maximale Zinkkonzentration vorteilhaft wäre. Angesichts der derzeitigen Kokspreisentwicklung erscheinen solche Preise jedoch unrealistisch. Zu prüfen ist, welchen Einfluss eine Erhöhung der Zuzahlungen für das durch Sekundärrohstoffe eingebrachte Zink auf den spezifischen Deckungsbeitrag und die Zinkkonzentration in den berechneten Mischungen hat. Hierzu wird, analog zu einem im Unternehmen zur Bewertung von Rohstoffen eingesetzten Bewertungstool,⁷¹ die mit dem Zinkanteil einhergehende Pönale in aufeinanderfolgenden Optimierungsläufen in Ein-Prozent-Schritten zwischen 0 und 200 % variiert. Die Ergebnisse dieser Sensitivitätsanalysen hinsichtlich des spezifischen Deckungsbeitrags und der Zinkkonzentration im Sinter sind in nachfolgender Abbildung 4-17 dargestellt.

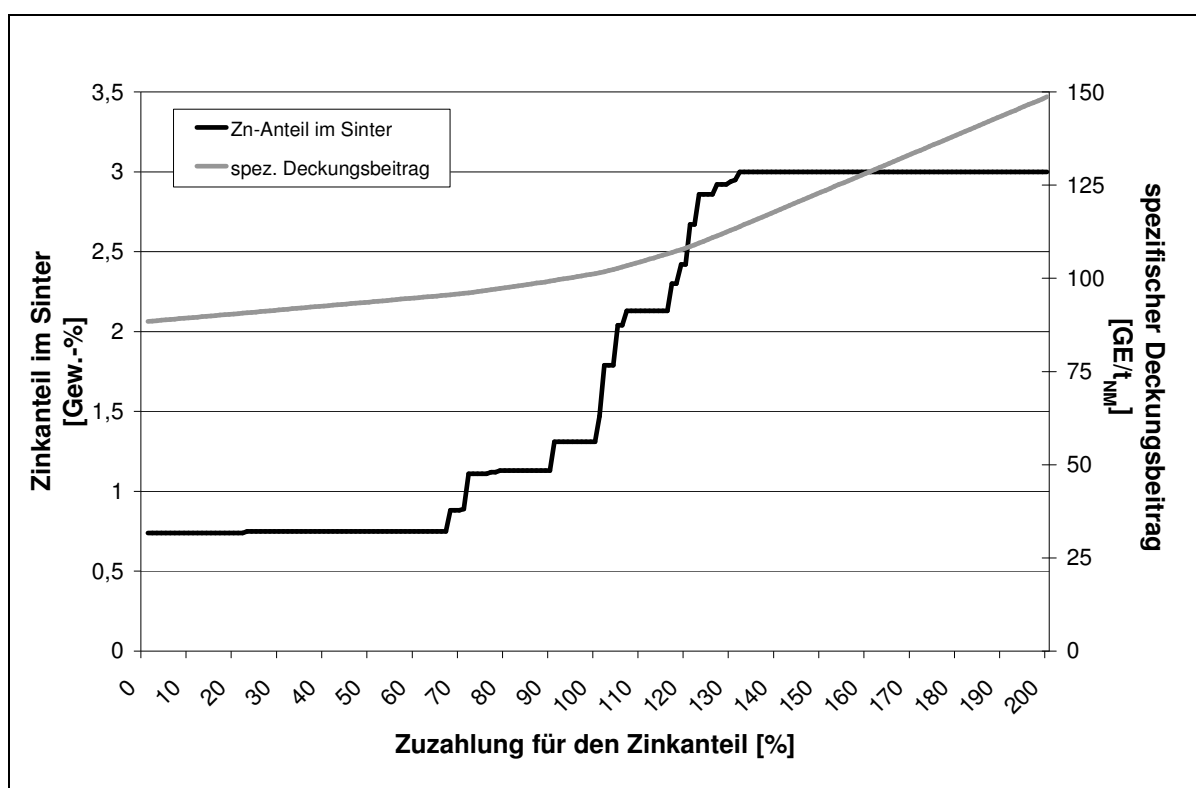


Abbildung 4-17: Einfluss der Zuzahlung für den Zinkanteil in Rohstoffen auf den Zinkanteil im Sinter und den erreichbaren spezifischen Deckungsbeitrag

Die Ergebnisse zeigen, dass die Zuzahlung für den Zinkanteil bis zu einer Höhe von 67 % der bisherigen Zuzahlung keinen bzw. keinen nennenswerten Einfluss auf den Zinkanteil im Sinter hat. In diesem Bereich dominieren die mit dem Zinkeintrag in den Hochofen verbundenen Kosten und sorgen für den geringen Anteil von ca. 0,75 Gew.-%. Ab 68 %

⁷¹ In dem genannten Rohstoffbewertungsmodell werden auf Basis der chemischen Analyse eines Rohstoffes für die Anteile der chemischen Komponenten jeweils Boni bzw. Mali berechnet. Eine ökonomische Bewertung des Rohstoffes erfolgt durch Addition dieser Größen und dient als Basis für die Berechnung der Annahmepreise. In dieser Sensitivitätsanalyse wird vereinfachend unterstellt, dass die realen Preise der Rohstoffe tatsächlich eine Kostenkomponente für den Zinkgehalt in voller Höhe beinhalten. Außer Acht gelassen wird dabei, dass durch Verhandlungen mit den Lieferanten auch abweichende Preise zugrunde liegen können.

nimmt der berechnete Zinkanteil im Sinter stufenweise zu. Auffällig ist, dass dieser Anstieg insbesondere bei Zuzahlungen größer als 100 % des bisherigen Betrags sehr groß ist. Der maximale Zinkgehalt im Sinter wird bereits bei einer Zuzahlung von 132 % erreicht. Erwartungsgemäß steigt der spezifische Deckungsbeitrag für die berechneten Mischungen in den Bereichen, in denen es keine oder kaum eine Änderung des Zinkgehalts gibt, näherungsweise linear an. In dem Bereich des Anstiegs der Zinkkonzentration im Sinter weist der spezifische Deckungsbeitrag einen überproportional ansteigenden Verlauf auf. In Tabelle 4-18 werden die berechnete Aufgabemischung für die Zuzahlung von 100 % sowie für eine Zuzahlung von 132 % für den Zinkanteil im Rohstoff sowie der jeweilige Zinkgehalt in den Rohstoffen selbst gegenübergestellt. Hierbei ist auffällig, dass das Modell nicht die Hinzunahme eines einzelnen Rohstoffes mit einem hohen Zinkgehalt präferiert, sondern eine Reihe von Rohstoffen ohne bzw. mit sehr geringem Zinkanteil gegen Rohstoffe mit höherem Zinkanteil austauscht. Auch ein Rohstoff wie der Filterkuchen (Typ A) mit vergleichsweise hohem Zinkgehalt von 3,5 Gew.-%, der im Basisszenario in allen drei Mischungen Verwendung findet, wird nahezu vollständig ersetzt. Das Grundgerüst der Mischung, das für die drei unterschiedlichen Roheisensorten im Basisszenario relativ vergleichbar war, ändert sich demnach bei der Variation der Zuzahlung deutlich.

Tabelle 4-18: Vergleich der Mischungen des Basisszenarios und einer erhöhten Zuzahlung von 132 % für den Zinkanteil im Rohstoff

Nr.	Rohstoff	Anteil in der Mischung [Gew.-%]		Zinkanteil im Rohstoff [Gew.-%]
		Basisszenario (Standardsinter)	Erhöhte Zuzahlung für den Zinkanteil (Zn-Zuzahlung 132 %)	
1.	Feinerz	10,00	10,00	0,02
2.	Filterkuchen (Typ A)	20,00	0,35	3,59
3.	Filterkuchen (Typ B)	10,79		0,15
4.	Gichtgasschlamm		6,29	5,85
5.	Gichtstaub (Typ A)	4,59	1,05	1,30
6.	Gichtstaub (Typ B)		0,24	22,61
7.	Konverterschlamme	8,27		0,71
8.	Konverterstaub (Typ A)		20,00	2,00
9.	Konverterstaub (Typ C)	9,51		0,80
10.	Konverterstaub (Typ D)		9,27	2,65
11.	Konverterstaub (Typ E)	9,54	4,93	1,70
12.	Konverterstaub (Typ F)		20,00	8,03
13.	Phospahtierschlamm	0,03		7,30
14.	Sand (Typ A)	1,06	1,81	1,60
15.	Sand (Typ B)	4,12		0,03
16.	Schleifschlamm	0,84	3,20	4,56
17.	Vormischung	20,00	19,81	6,24
18.	Walzensinter	1,24		0,00

4.3.4.5 Einsatz von Ersatzreduktionsmitteln

Eine in vielen Hochofenwerken bereits erfolgreich praktizierte Option zur Verringerung der durch den Einsatz von Koks als Reduktionsmittel entstehenden Kosten ist der Einsatz von Ersatzreduktionsmitteln (ERM). Durch das Einblasen von Öl, Kunststoffen oder anderen kohlenstoffhaltigen Materialien ist es möglich, zumindest einen Teil⁷² des einzusetzenden Kokses zu substituieren. Mit der Neuzustellung des betrachteten Hochofens wurde Mitte 2004 die Möglichkeit geschaffen, Tierfett über eine Einblasanlage als Ersatzreduktionsmittel im

⁷² Eine vollständige Substitution ist aufgrund der weiteren Funktionen des Kokses, insbesondere als Stützgerüst im Hochofen sowie für die Durchgasbarkeit des Hochofens nicht möglich.

Prozess einzusetzen. Dieser Abschnitt betrachtet die Auswirkungen dieser verfahrensseitigen Änderung.⁷³

Zur Abbildung werden modelltechnisch statt einer Gleichung für den Koksbedarf zwei Gleichungen verwendet, die einerseits den Koksbedarf um den Substitutionsgrad σ^{ERM} des Koks durch das Ersatzreduktionsmittel, und andererseits den Bedarf an Ersatzreduktionsmittel angeben. Der Bedarf an Ersatzreduktionsmittel ist zusätzlich um den Faktor SF zu korrigieren, da in der Regel eine Tonne Koks durch mehr als eine Tonne ERM substituiert werden muss. Die Zielfunktion wird um einen Kostenterm für das Ersatzreduktionsmittel erweitert. Die folgenden Gleichungen (4.50) und (4.51) geben den korrigierten Koksbedarf und den Ersatzreduktionsmittelbedarf an:

$$x_{Koks}^{HO} = (1 - \sigma^{ERM}) \cdot f_{Koks}^{HO}(C^{Sin}) \quad (4.50)$$

$$x_{ERM}^{HO} = SF \cdot \sigma^{ERM} \cdot f_{Koks}^{HO}(C^{Sin}) \quad (4.51)$$

Unter der Annahme eines festen Preises für das Ersatzreduktionsmittel (ca. 37 % des Kokspreises) wird zunächst der Substitutionsgrad des Koks durch das Ersatzreduktionsmittel zwischen 0 und 20 Gew.-% an dem gesamten Reduktionsmitteleinsatz variiert. Der entspricht in etwa der Variationsbreite des Ersatzreduktionsmitteleinsatzes im Referenzunternehmen. Die Ergebnisse dieser Optimierungsläufe hinsichtlich des spezifischen Deckungsbeitrags, der spezifischen Reduktionsmittelkosten und des Anteils an Zink im Sinter sind in Abbildung 4-18 dargestellt. Wie zu erwarten, weist der spezifische Deckungsbeitrag eine mit dem zunehmenden Einsatz von Ersatzreduktionsmittel näherungsweise linearen, monoton steigenden Verlauf auf. Die spezifischen Kosten für Reduktionsmittel hingegen verlaufen nicht monoton. Die dargestellte Kurve besitzt zwei Rücksetzer. An diesen Stellen, bei ca. 3 bzw. ca. 8 % Ersatzreduktionsmitteleinsatz, ändert sich die berechnete Mischung und damit der herzustellende Sinter hin zu einem höheren Zinkgehalt von ca. 1,5 bzw. ca. 1,8 Gew.-%, der einen höheren Reduktionsmitteleinsatz und damit höhere hierdurch verursachte Kosten zur Folge hat.

⁷³ Während der Durchführung des Forschungsvorhabens befand sich die Anlage noch nicht in Betrieb bzw. im Probetrieb, so dass der Einsatz der Ersatzreduktionsmittel nicht bei der Erstellung der verfahrenstechnischen Modelle bzw. der darauf aufbauenden ökonomischen Modelle berücksichtigt werden konnte. Die Betrachtungen fokussieren sich daher auf die ökonomischen Auswirkungen und den in den Prozess eingebrachten Kohlenstoff. Physikalisch-chemische Auswirkungen beispielsweise auf die Durchgasbarkeit, Änderungen des Temperaturprofils des Ofens und weitere durch die Tierfette eingebrachte chemische Komponenten werden in dieser Arbeit daher nicht betrachtet.

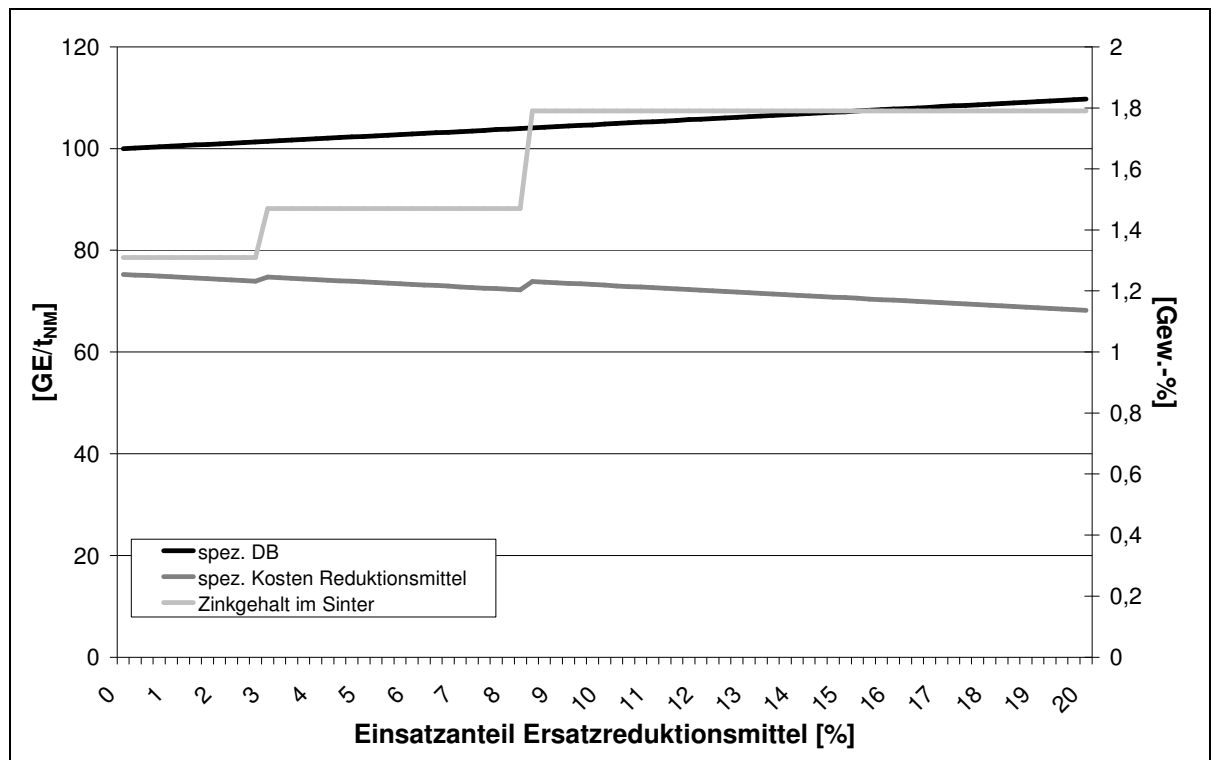


Abbildung 4-18: Auswirkungen des Ersatzreduktionsmitteleinsatzes

Ein umgekehrter Verlauf ergibt sich bei der Variation des Preises des Ersatzreduktionsmittels von -50% (Zuzahlung) bis 250% und einer konstanten Substitutionsrate von 11% , wie in Abbildung 4-19 dargestellt. Es zeigt sich, dass bis zu einer Erhöhung des Ersatzreduktionsmittelpreises von mehr als 35% noch Mischungen präferiert werden, die erhöhte Zinkgehalte aufweisen.

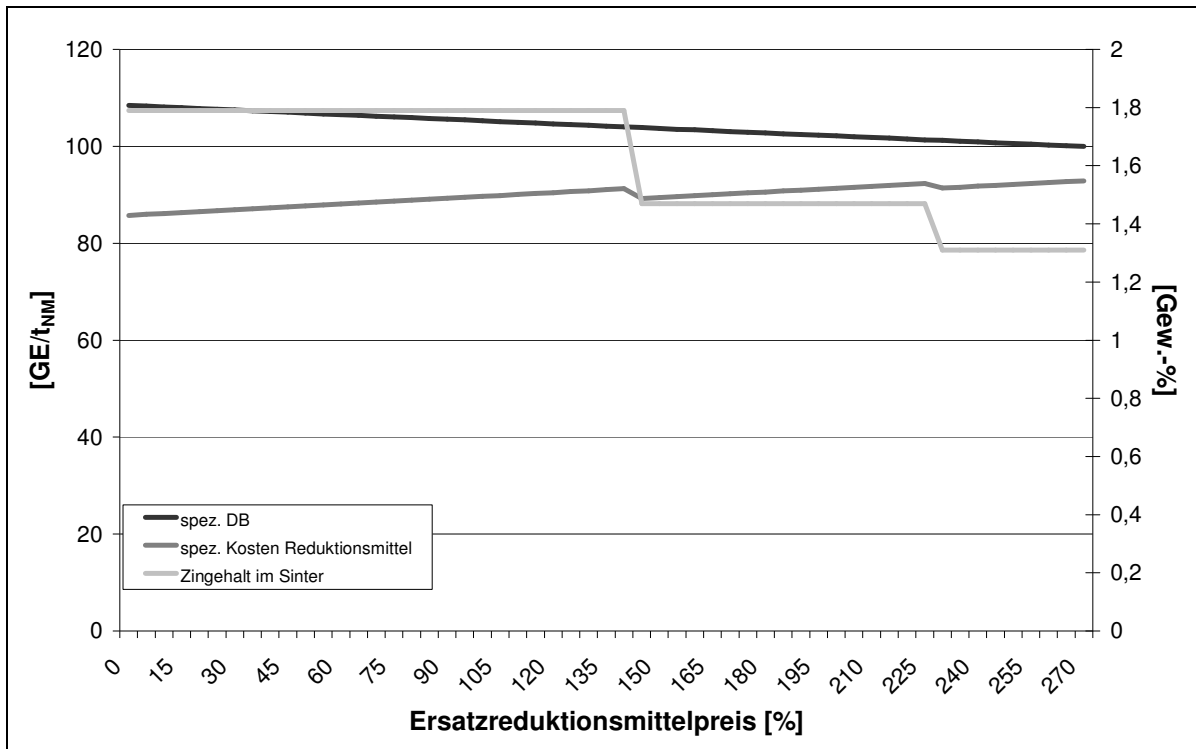


Abbildung 4-19: Auswirkungen der Variation des Ersatzreduktionsmittelpreises

4.3.5 Annahmepreisbestimmung und Bestimmung der technischen und ökonomischen Auswirkungen des Einsatzes bislang nicht verwerteter Rohstoffe mit SCOPE CD

Das SCOPE Modul zur Materialeinsatzplanung kann zudem wichtige Entscheidungsunterstützung bei der Bestimmung adäquater Verwertungspreise sowie bei der Bestimmung der technischen und ökonomischen Auswirkungen der Verwertung bislang nicht eingesetzter Reststoffe liefern. Bislang wird im Referenzunternehmen eine Beurteilung von neuen Reststoffen ausschließlich auf Basis von Boni oder Mali für bestimmte Elementkonzentrationen in der chemischen Analyse oder bestimmte weitere Charakteristika wie Festigkeit oder Porösität vorgenommen. Diese Vorgehensweise weist den Nachteil auf, dass Rohstoffe dabei nicht im Kontext zu anderen Rohstoffen gesehen werden, die komplementär zu diesen sind und bei denen sich durch eine Mischung negative Charakteristika ausgleichen. Für eine solche Beurteilung sind zwei Funktionen in SCOPE CD implementiert, eine zur Preisbestimmung und eine, die der Bestimmung von technischen und ökonomischen Auswirkungen des Einsatzes eines neuen Reststoffs dient. Beide Funktionen werden in den folgenden Abschnitten beschrieben.

Die Idee des Einsatzes von SCOPE CD zur Annahmepreisbestimmung ist die Vorgabe eines spezifischen Solldeckungsbeitrags je Tonne eingesetzter Aufgabemischung, eines neuen Rohstoffs gegebener Menge, Spezifikation und einer Mindesteinsatzquote in der Aufgabemischung der Sinteranlage. Hierzu ist eine spezielle Bildschirmmaske implementiert,

die neben den bereits im Unternehmen eingesetzten Rohstoffen auch die Möglichkeit der Eingabe und der Verwaltung von neuen Rohstoffen gibt. Eine Übernahme dieser Rohstoffe in die Liste der übrigen Rohstoffe ist zusätzlich möglich. Ein Screenshot dieser Benutzeroberfläche ist in Abbildung 4-20 dargestellt.

SCOPE-CD Annahmepreisbestimmung [Hauptmenü]

Test - RHS

RHS-Nr. verwenden

RHS-Name

Allg. Angaben

minAnteil [%] maxAnteil [%]

Menge Kosten

Neuen Datensatz hinzufügen

Datensatz zu Parameter RHS hinzufügen

Datensatz: 14 | 1 | 1 | 1 | 1 von 1

RHS-Zusammensetzung [%]

H2O	Fe	Mn	K2O
10,0	40	1,0	1,00
P	Zn	Pb	Cl
0,047	5,58	0,2	0,5
CaO	Cr	S	
11,31	0,085	1	
C	Fett	MgO	
5,01	2	2,84	
SiO2	Al2O3	Na2O	
2,66	0,75	0,5	

Parameter Sinter

Sintersorte

Sinterspezifikation ändern

Basizität (CaO/SiO2)

Schlackengehalt (SiO2 + CaO) [%]

min. Anteil

max. Anteil

Sintermenge [t] (ca.)

Parameter Mischung

max. Anzahl RHS

Menge Nettomischung [t]

Kohlenstoffgehalt [%]

min. Anteil

max. Anteil

Max. H2O-gehalt [%]

Planungsparameter

Rohseisensorte

Allg. Planungsparameter ändern

Kokspreis [EUR]

Bestand verwenden

Planmenge verwenden

Erzielung eines spez. SolIDB

spez. SolIDB [EUR/t]

Optimierung des GesamtDB

Optimierung

1. Include-Dateien erstellen

Include-Dateien nach Erstellen anzeigen

Name des Modells

Name der Ergebnisdatei

2. Optimierungslauf starten

Ergebnisdatei nach Erstellen anzeigen

Ergebnisformular nach Erstellen anzeigen

3. Simulationslauf (Aspen Plus®) starten

Parameter RHS

RHS-Nr	RHS-Name	verwenden	min. Anteil [%]	max. Anteil [%]	Kosten [€]	Bestand [t]	Planmenge
3125	Zunderschlamm	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		646	100000
3121	Zunder	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		51	100000
6898	Zinkphosphatschlamm	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		330	100000
4510	Zink-Phosphat-Schlamm	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		14	100000
6795	Wasserhaltige Stahlspl.	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		60	100000
3704	Walzzunder	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		2.214	100000
6896	Walzensunderschlamm	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		611	100000
6895	Walzensunder	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		11.729	100000
6840	Walzensinter	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		156	100000
6746	Strahlstaub	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		34	100000
6751	Strahlstaub	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		8	100000
5492	Strahlstaub	<input checked="" type="checkbox"/>	0	30		31	100000

Aufsteigend sortieren nach RHS-Nr

Absteigend sortieren nach RHS-Name

Bestand

Planmenge

Abbildung 4-20: Screenshot der Eingabemaske zur Annahmepreisbestimmung

Unter Berücksichtigung der Benutzervorgaben und unter Einsatz der in SCOPE bereits vorhandenen Rohstoffe mit gegebenen Mengen, Spezifikationen und Preisen wird nun der Preis für den neuen Rohstoff gesucht, bei dem der spezifische Soldeckungsbeitrag erreicht wird. Hierzu ist ein nach dem Divide-and-Conquer-Prinzip⁷⁴ arbeitender Suchalgorithmus implementiert, der den Annahmepreis für den Rohstoff bestimmt, zu dem unter Berücksichtigung der Vorgaben der spezifische Soldeckungsbeitrag je eingesetzter Tonne Aufgabemischung näherungsweise erreicht wird. Die allgemeine Vorgehensweise bei der Annahmepreisbestimmung ist in Abbildung 4-21 als Ablaufdiagramm dargestellt.

Zur Bestimmung der technischen und ökonomischen Auswirkungen des Einsatzes eines neuen Reststoffs wird eine analoge Vorgehensweise verwendet. Zu den bekannten und bislang eingesetzten Rohstoffen wird der neue Rohstoff in der Eingabemaske zur Annahmepreisbestimmung mit seinen Spezifikationen, Menge und Preis eingegeben. Statt der

⁷⁴ Zur Divide-and-Conquer-Technik vgl. Richter, Sander und Stucky (1999).

Vorgabe eines spezifischen Soll-Deckungsbeitrags wird das Kontrollkästchen *Optimierung des GesamtDB* aktiviert (vgl. Abbildung 4-20). Unter Berücksichtigung der vorgegebenen Mindest- und Höchsteinsatzquoten sowie der weiteren Parameter wird bei einem Optimierungslauf die optimale Aufgabemischung, die resultierenden ein- und ausgehenden Stoffströme sowie die ökonomischen Ergebnisse des Optimierungslaufs ausgegeben.

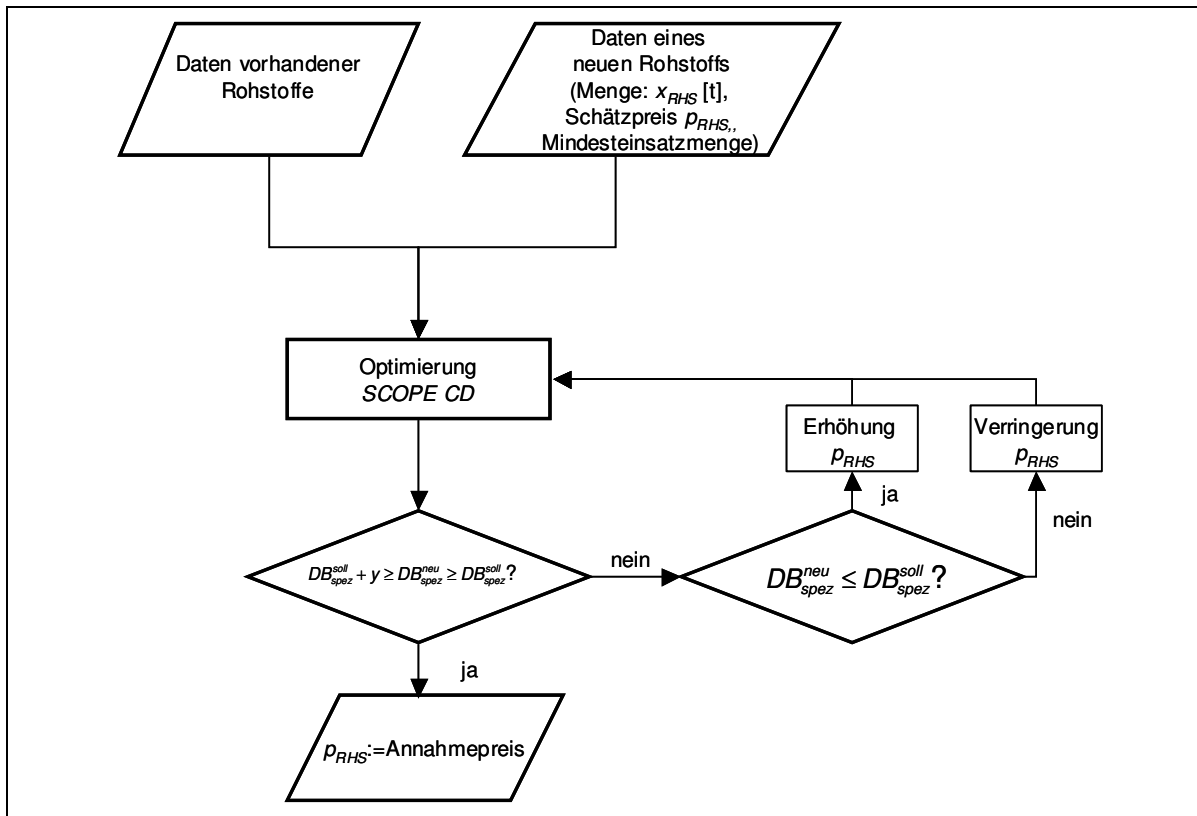


Abbildung 4-21: Ablaufdiagramm zur Annahmepreisbestimmung (vereinfacht)

4.3.6 Schlussfolgerungen aus der Entwicklung und Anwendung des Ansatzes zur simulationsgestützten Materialeinsatzplanung

Der vorliegende Abschnitt 4.2 beschäftigt sich mit der Entwicklung und exemplarischen Anwendung eines stoffstrombasierten simulationsgestützten Ansatzes zur Materialeinsatzplanung und Mischungsoptimierung für den betrachteten Referenzprozess zur Verwertung metallhaltiger Reststoffe. Zunächst werden die Anforderungen, die an diese operative Planungsaufgabe im Referenzunternehmen zu stellen sind, formuliert und die in der Literatur zu diesem Themenfeld vorgestellten Ansätze hinsichtlich ihrer Eignung für den vorliegenden Fall geprüft. Es zeigt sich, dass es zwar eine Reihe von Arbeiten, die sich z. T. auch mit praktischen Fragestellungen der Eisen- und Stahlindustrie beschäftigen, gibt. Wie schon bei der Produktionsprogrammplanung ist jedoch die Abbildung der Prozesse in diesen Arbeiten meist rudimentär und für den dargestellten Fall nicht ausreichend. Der stattdessen entwickelte Ansatz baut auf dem Modell zur Produktionsprogrammplanung auf. Es werden die gleichen

verfahrenstechnischen Modelle und daraus abgeleiteten Regressionsgleichungen verwendet und ebenfalls ein gemischt-ganzzahliges lineares Programm aufgestellt. Ebenfalls wie bei der Produktionsprogrammplanung ist der Ansatz zur Mischungsoptimierung als ein Modul in dem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE implementiert. Auf dieser Planungsebene ist einerseits die adäquate Abbildung des Prozesses noch wichtiger als auf der übergeordneten Planungsebene der Produktionsprogrammplanung. Andererseits sind die Schwankungen in den Mischungen durch kleinere Rohstoffmengen oder abweichende Analysen größer. Zur Überprüfung der Prozessabbildung im Optimierungsmodell durch die linearen Input-Output-Funktionen wird in diesem Ansatz eine Rückkopplung zum Vergleich der Optimierungsergebnisse mit der Flowsheet-Simulation implementiert. Diese ermöglicht die Identifikation von relevanten Abweichungen und eine manuelle Korrektur durch den Benutzer über Planungsparameter oder die Änderung der zugrunde liegenden Gleichungen.

Die Anwendung des integrierten Entscheidungsunterstützungssystems zur Mischungsoptimierung im Basisszenario zeigt, dass die Optimierung sowohl im Vergleich zu realen Betriebsdaten als auch zu den Simulationsergebnissen realistische und nachvollziehbare Ergebnisse liefert. Es kommt hier zwar zu Abweichungen zwischen den Berechnungen auf Basis der Regressionsgleichungen und der Ergebnisse aus Simulationsläufen, jedoch sind diese für die Haupteinflussgrößen vergleichsweise gering. Als Haupteinflussgrößen für optimale Lösungen werden die Ausbringungsmenge an Roheisen, der Reduktionsmittelverbrauch sowie die durch die Verwertung der Reststoffe erzielbaren Erlöse identifiziert. Gegenüber diesen Faktoren üben die weiteren Input- und Outputstoffströme nur geringen Einfluss auf die Ergebnisse aus. Insofern sind die etwas größeren Abweichungen beispielsweise im Falle der Schlackenmengen akzeptabel. Da die Reduktionsmittelkosten einen sehr großen Einfluss auf das Ergebnis besitzen, weisen die berechneten optimalen Mischungen einen deutlich niedrigeren Zinkanteil auf, als bislang im Unternehmen üblich ist. Weitergehende Optimierungsläufe bestätigen diese Beobachtungen und zeigen, dass bei einer ca. 32-prozentigen Erhöhung der Zuzahlung für den Zinkgehalt auf Basis des bisher eingesetzten Rohstoffbewertungsprogramms auch Mischungen, die Sinter mit der maximalen Zinkkonzentration erzeugen, optimal sein können. Es wird zudem gezeigt, dass durch den Einsatz von Tierfett als Ersatzreduktionsmittel die Wirtschaftlichkeit des Prozesses gestärkt werden kann. Die mit dem Einsatz des Tierfetts einhergehende Senkung der Kosten für Reduktionsmittel führt zudem zu höheren Zinkgehalten in den optimalen Aufgabemischungen.

Neben dem hier vorgestellten Einsatzgebiet in der Materialeinsatzplanung wird das Modul zur Materialeinsatzplanung des Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE (SCOPE CD) im Referenzunternehmen auch erfolgreich zur Bestimmung adäquater Verwertungspreise eingesetzt. Über eine modifizierte Eingabemaske können Spezifikationen neuer Rohstoffe

eingegeben werden, die in dem Optimierungslauf berücksichtigt werden können. Somit ist die Bestimmung der Auswirkungen des Einsatzes dieses Rohstoffs sowohl aus ökonomischer wie aus technischer Sicht möglich. Über zusätzlich in Visual Basic implementierte Suchalgorithmen kann auch der Preis bestimmt werden, zu dem ein neuer Rohstoff in die Mischung aufgenommen bzw. ein spezifischer Solldeckungsbeitrag in einer Mischung erreicht wird.

4.4 Schlussfolgerungen und Übertragbarkeit auf weitere Anwendungen

Zielsetzung dieses Kapitels ist, exemplarisch anhand eines Referenzunternehmens aus der Eisen- und Stahlindustrie für die Produktionsplanungsaufgaben der Produktionsprogramm- und der Materialeinsatzplanung Methoden zur Entscheidungsunterstützung zu entwickeln, prototypisch zu implementieren und anzuwenden, die die stofflichen Charakteristika der betrachteten Prozesse adäquat berücksichtigen. Als Referenzunternehmen wird ein Verwertungsprozess aus der Eisen- und Stahlindustrie herangezogen, der in besonderem Maße von derzeitigen Entwicklungen auf den Rohstoff- und Absatzmärkten betroffen ist. Bei den verwendeten Hauptaggregaten handelt es sich mit einer Sinteranlage und einem Hochofen um sehr komplexe metallurgische Verfahren, in denen sehr unterschiedliche Roh- und Reststoffe zum Einsatz kommen. Deren unterschiedliche chemische Spezifika besitzen jeweils große Auswirkungen auf die zu erzielenden Erlöse sowie ein- und ausgehenden Stoff- und Energieströme. Insofern ist eine detaillierte Abbildung der zugrunde liegenden Verfahren auch für betriebswirtschaftliche Planungsmodelle beispielsweise zur Produktionsprogramm- oder zur Materialeinsatzplanung von großer Bedeutung.

Bisherige Arbeiten in diesem Bereich sind entweder auf die technischen Aspekte der Prozessabbildung fokussiert oder vereinfachen die zugrunde liegenden Prozesse in ökonomischen Modellen zu sehr. Daneben existieren bislang keine Arbeiten, die den betrachteten Referenzprozess adäquat abbilden können. Daher wird eine eigene Methodik vorgeschlagen. Für beide Planungsaufgaben wird jeweils ein simulationsgestützter Ansatz auf Basis der gemischt-ganzzahligen linearen Programmierung entwickelt.

Die zugrunde liegenden Produktionsprozesse werden zunächst mit Hilfe von Flowsheeting Systemen simuliert. Durch multiple lineare Regressionsanalysen der Simulationsergebnisse werden lineare Input-Output-Funktionen sowohl für Konzentrationen als auch für Mengen der planungsrelevanten ein- und ausgehenden Stoff- und Energieströme bestimmt. Diese Funktionen bilden die Basis für die gemischt-ganzzahligen linearen Programme zur Produktionsprogrammplanung und zur Mischungsoptimierung. Im Falle der Mischungsoptimierung erfolgt zusätzlich eine Rückkopplung der mathematischen

Optimierung mit der verfahrenstechnischen Prozesssimulation. Der Ansatz ist im integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE implementiert.

Die Anwendung beider Modelle liefert plausible Ergebnisse innerhalb einer für den jeweiligen Anwendungszweck akzeptablen Rechenzeit. Ein Vergleich der Ergebnisse mit Betriebsdaten des Referenzunternehmens und Ergebnissen aus der Prozesssimulation zeigt eine gute Abbildung der Prozesse. Trotz der im Rahmen der Modellbildung zu treffenden Annahmen und festzulegenden Vereinfachungen insbesondere hinsichtlich der Linearitätsannahme sind überwiegend geringe Abweichungen auszumachen. Zudem sind diese Abweichungen für die Haupteinflussgrößen auf den Deckungsbeitrag am geringsten.

Die Anwendung der Modelle für das Referenzunternehmen im jeweiligen Basisszenario sowie in den darauf aufbauenden Sensitivitätsanalysen liefert wertvolle Erkenntnisse für das Unternehmen hinsichtlich der Gestaltung des Produktionsprogramms, des Ergebnisbeitrags der einzelnen Rohstoffe und Roheisensorten und hinsichtlich vorteilhafter Ofenfahrweisen. Es zeigt sich in beiden Modellen, dass eine aus ökonomischer Sicht optimale Ofenfahrweise auch unter Umweltgesichtspunkten Vorteile aufweist. Durch die geringeren Einsatzmengen an Koks- und Kalkmilch durch eine Änderung der Einsatzmischungen wird ein Beitrag zur Ressourcenschonung geleistet. Zudem werden die Anfallmengen der zu deponierenden Rückstände aus den Gasreinigungen an der Sinteranlage und am Hochofen verringert und durch den verringerten Einsatz an Reduktionsmittel zudem die Emissionen an klimarelevantem CO₂ gemindert. Diese Ergebnisse wurden z. T. bereits vom Referenzunternehmen umgesetzt. So wurde beispielsweise generell der Zinkgehalt im Sinter auf durchschnittlich unter zwei Prozent reduziert.

Neben dem Einsatz der Modelle zur Produktionsprogrammplanung und Mischungsoptimierung sowie für Sensitivitätsanalysen bieten sich dem Unternehmen weitere Möglichkeiten des Einsatzes des entwickelten Entscheidungsunterstützungssystems. So sind neben den genannten weitere Module im Unternehmen im Einsatz. Zum einen existiert auf gleicher Basis ein Mischungsoptimierungsprogramm, das einzig auf die Sinteranlage fokussiert ist,⁷⁵ zum anderen werden, wie in den Abschnitt 4.3.5 dargestellt, die beiden Ansätze auch erfolgreich für angrenzende Planungsaufgaben beispielsweise der Bewertung von Reststoffen eingesetzt.

Der dargestellte Ansatz ist demnach zunächst für das betrachtete Referenzunternehmen von unmittelbarer Bedeutung, da es in den Bereichen der Produktionsprogrammplanung,

⁷⁵ Vgl. hierzu Fröhling et al. (2004). Da das Modell weder methodisch bislang nicht dargestellte Eigenschaften besitzt noch in der Anwendung Vorteile gegenüber den dargestellten Modellen aufweist, wird auf eine detaillierte Vorstellung im Rahmen dieses Berichts verzichtet.

Materialeinsatzplanung sowie der wirtschaftlichen Bewertung bislang nicht eingesetzter Reststoffe umfangreiche Möglichkeiten der Entscheidungsunterstützung bietet. Auf Basis einer problemadäquaten Abbildung der zugrunde liegenden Produktionsprozesse werden technisch fundierte wie unter ökonomischen Gesichtspunkten vorteilhafte Entscheidungen und Strategien aufgezeigt. Dem vergleichsweise hohen Aufwand zum Erstellen der Simulationsmodelle, Durchführen der Regressionsanalysen sowie zur anschließenden Modellbildung und Implementierung stehen auch für diese Prozesse die problemadäquate Prozessabbildung und die Möglichkeiten zur Entscheidungsunterstützung gegenüber. Gerade in Zeiten stärkeren Wettbewerbs, steigender Rohstoff- und Energiepreise und steigender Ausgaben für Emissionen insbesondere im Bereich CO₂ bietet der entwickelte Ansatz durch seine vergleichsweise starke technische Fundierung den anwendenden Unternehmen Wettbewerbsvorteile.

Eine direkte Verwendung des vorgestellten Ansatzes in anderen metallurgischen oder, allgemeiner, in anderen Bereichen der Prozessindustrie ist, da es sich hierbei um eine sehr detaillierte Abbildung eines spezifischen Produktionsprozesses handelt, nicht möglich. Bei einer Anwendung auf andere Hochofenprozesse wären hier, insbesondere da es sich im Referenzfall nicht um einen herkömmlichen, sondern um einen modifizierten Hochofenprozess handelt, Datenanpassungen notwendig. Als Basis für eine solche Anwendung, beispielsweise in einem integrierten Hüttenwerk, lassen sich die erstellten verfahrenstechnischen Modelle verwenden. Nach einer Anpassung mit Hilfe von Betriebsdaten aus dem Prozess könnten über weitere Simulationsläufe und Regressionsanalysen die Faktoren für die Input-Output-Funktionen bestimmt und die Modelle zur Mischungsoptimierung und Materialeinsatzplanung entsprechend angepasst werden. Unter Umständen wären für weitere Stoffströme Funktionen und Nebenbedingungen im Optimierungsmodell hinzuzufügen. Etwas umfangreicher gestaltet sich eine Übertragung auf weitere Verwertungsprozesse für metallhaltige Reststoffe wie z. B. den Wälzprozess, da es sich hierbei um ein anderes Aggregat mit anderen zu betrachtenden Stoffströmen und Einflussgrößen handelt und somit spezifische Modelle zu den dargestellten oder anderen bzw. weiteren Planungsproblemen zu formulieren sind. Diese Übertragbarkeit wird in Abschnitt 6.1 überprüft.

Eine Übertragung auf weitere pyrometallurgische Prozesse unterscheidet sich nicht grundsätzlich von der Übertragung auf den Wälzprozess. Jedoch ist jeweils genau zu prüfen, ob die durch Simulation und anschließende (lineare) Regressionsanalyse getroffenen Vereinfachungen zulässig sind. Eine entsprechende Evaluierung der Übertragungsmöglichkeiten wird am Beispiel eines Aggregats aus der Kupfererzeugung in 6.2 vorgenommen.

5 Anbindung an Unternehmensplanungssoftware

Um eine möglichst weitgehende Übertragbarkeit und Verbreitung der entwickelten Ansätze zu ermöglichen, ist eine Anbindung dieser Methoden an die in vielen Unternehmen eingesetzten EDV-gestützten Unternehmensplanungssysteme, so genannte Enterprise Resource Planning-Systeme (ERP-Systeme) wünschenswert. Im vorliegenden Kapitel werden daher prinzipielle Möglichkeiten der Ausgestaltung einer solchen Anbindung am Beispiel eines der am weitesten verbreiteten ERP-Systeme, des Systems SAP[®] R/3^{®76} der SAP AG vorgestellt. Dabei wird zunächst allgemein auf Unternehmensplanungssoftware eingegangen (Abschnitt 5.1) und der Aufbau von SAP[®] R/3[®] in Abschnitt 5.2 kurz umrissen. Anschließend wird auf die Produktionsplanung mit diesem Softwaresystem eingegangen, bevor dessen Schnittstellen skizziert werden. Schließlich wird in Abschnitt 5.5 ein Anbindungsszenario des in diesem Forschungsvorhaben entwickelten Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE an SAP[®] R/3[®] beschrieben.

5.1 Unternehmensplanungssoftware

Bei Enterprise Resource Planning-Systemen (ERP-Systemen) handelt es sich um standardisierte Softwaresysteme, die auf die Planung, Steuerung, Auswertung und Überwachung der Geschäftsprozesse in sämtlichen betrieblichen Funktionsbereichen abzielen. Dies umfasst insbesondere die Bereiche Finanzwesen, Controlling sowie Logistik und – darin eingeschlossen – Produktion.

ERP-Systeme gestatten die Anpassung an die jeweiligen Bedürfnisse der Anwender durch das so genannte Customizing, d. h. das Einstellen von betriebsspezifischen Standardvorgaben und Verarbeitungsregeln in der Standardsoftware. Die zur Anpassung an Betriebs- und Branchenspezifika eingesetzten Customizing-Methoden erlauben die Integration der Anwendungen in die jeweiligen Unternehmensabläufe. Dieses ist notwendig, da Standardsoftware eine Allgemeinlösung für viele unterschiedliche Unternehmen darstellt und so nicht alle individuellen Funktionen und Geschäftsprozesse eines Betriebes abgebildet werden können.

Derzeit weisen diese Systeme noch große Defizite im Hinblick auf eine adäquate Prozessabbildung für verfahrenstechnische Prozesse und im Hinblick auf die Einbeziehung

⁷⁶ SAP[®] und R/3[®] sind eingetragene Warenzeichen der SAP AG, Walldorf.

von Zielsetzungen der Nachhaltigkeit auf. Durch die Anbindung der im Rahmen dieses Forschungsvorhabens entwickelten Methoden in diesen Bereichen kann hierbei einerseits Abhilfe geschaffen werden und andererseits für eine weitergehende Verbreitung der Projektergebnisse gesorgt werden. Im Folgenden wird zunächst auf die Architektur von SAP[®] R/3[®], dem derzeit verbreitetsten ERP-System des Walldorfer Softwareunternehmens SAP AG umrissen und wesentliche Schnittstellen und Zugriffsmöglichkeiten zur Anbindung von Fremdsystemen skizziert. Abschließend wird ein konkretes Anbindungsszenario beschrieben.

5.2 Architektur von SAP[®] R/3[®]

SAP[®] R/3[®] ist ein nach dem Client/Server-Prinzip arbeitendes ERP-System. Es besteht aus so genannten Dienstanfragern (Clients) und Dienstanbietern (Servern), die über einen Interaktionsmechanismus miteinander kommunizieren. Der Client sendet dabei einen Auftrag an den Server, der diesen bearbeitet und das Ergebnis an den Client sendet. Während der Bearbeitung kann der Server wiederum zum Client werden, wenn er eigene Anforderungen an andere Server stellt. In der Regel erfolgt eine zumindest teilweise Trennung von Client- und Serverrechnern. Typischerweise kommt eine dreistufige Client/Server-Architektur zum Einsatz, bei der eine Aufteilung in eine *System-* oder *Datenbankebene* zur Bereitstellung der Daten, eine *Applikationsebene* für die betriebswirtschaftlichen Anwendungen und eine *Präsentationsebene* zur Interaktion mit dem Benutzer erfolgt.

Über die Produktarchitektur des so genannten *SAP Business Framework* ist die Anwendungsfunktionalität von SAP[®] R/3[®] objektorientiert in Anwendungskomponenten gegliedert. Nach betrieblichen Funktionen ist die Applikationsebene darin in so genannte *Business-Komponenten*, eigenständige funktionelle Einheiten in SAP[®] R/3[®] unterteilt. Die Komponente *LO* umfasst dabei beispielsweise die logistischen und – darin eingeschlossen – auch die produktionsbezogenen Bereiche des SAP[®] R/3[®] Systems. Die im System SAP[®] R/3[®] implementierten Geschäftsprozesse können sich sowohl auf eine Business-Komponenten oder mehrere Business-Komponenten beziehen. Business-Komponenten bestehen wiederum aus so genannten *Business-Objekten*. Business-Objekte sind die objektorientierten Grundstrukturen des SAP[®] R/3[®]-Systems und dienen der Kapselung von Daten und Funktionen und zur Definition von Umfang und Grenzen der Business-Komponenten. Dabei repräsentieren diese konkrete oder abstrakte Gegenstände sowie Tätigkeiten oder Abläufe. Die Business Objekte werden im *Business Object Repository (BOR)* verwaltet.

5.3 Grundzüge der Produktionsplanung und -steuerung in SAP® R/3®

Zu den Applikationen, die SAP® R/3® bereitstellt gehört in der Business-Komponente Logistik auch ein nach dem MRP II-Konzept arbeitendes System zur Produktionsplanung und -steuerung. Im Folgenden werden die für dieses Forschungsvorhaben wesentlichen Bestandteile der Produktionsplanung und -steuerung mit SAP® R/3® umrissen. Ziel der Darstellungen ist es dabei den konzeptionellen Rahmen aufzuzeigen, in den das in diesem Forschungsvorhaben entwickelte Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE einzubinden ist. Es wird daher bewusst nicht versucht, eine umfassende und vollständige Darstellung der PPS-Komponente von SAP® R/3® vorzunehmen, diese würde den Rahmen der vorliegenden Arbeit sprengen.

5.3.1 Wesentliche Stammdaten für die Produktionsplanung und -steuerung mit SAP® R/3®

Grundlagen für die Produktionsplanung und -steuerung in SAP® R/3® bilden die Stammdaten *Material*, *Stückliste*, *Arbeitsplan* und *Arbeitsplatz*.

Material bezeichnet in SAP® R/3® alle Einkaufsartikel, wie Roh-, Hilfs- und Betriebsstoffe sowie Handelswaren, Halbfertigerzeugnisse, Fertigerzeugnisse und Dienstleistungen. Für jeden Stoff oder jeden Gegenstand in SAP® R/3® ist ein Materialstammsatz anzulegen.

Zur Speicherung von Erzeugnisstrukturen, d. h. zur Darstellung der Beziehungen zwischen Materialien dienen *Stücklisten*, die in einer Vielzahl von Anwendungen in SAP® R/3® zum Einsatz kommen. Hierzu zählen einerseits die klassische Materialbedarfsplanung, jedoch auch weitere Bereiche wie Vertrieb oder Kalkulation von Erzeugnissen.

Arbeitsplätze stellen in SAP® R/3® die Orte dar, an denen Vorgänge oder Leistungen in einem Werk ausgeführt werden. Sie dienen vor allem der Bereitstellung von Kapazitäts- und Kostendaten für die Produktionsplanung.

In *Arbeitsplänen* wird schließlich die Produktion der Materialien beschrieben, auf die sich der Arbeitsplan bezieht. Dabei werden nicht nur die einzelnen Vorgänge festgehalten, die durchzuführen sind. Der Arbeitsplan enthält zudem die einzusetzenden Materialien aus der Stücklistenauflösung, die Arbeitsplätze an denen die Produktion durchgeführt wird sowie verschieden weitere Informationen wie beispielsweise Zeitvorgaben.

5.3.2 Wesentliche Ebenen der Produktionsplanung und -steuerung mit SAP® R/3®

Die Produktionsplanung und -steuerung mit SAP® R/3® gliedert sich im Wesentlichen in die in Abbildung 5-1 dargestellten Planungs- und Steuerungsebenen. Im Folgenden werden die für dieses Forschungsvorhaben wesentlichen Ebenen vorgestellt. Für eine Ausführliche Darstellung der weiteren nicht genannten Ebenen sei beispielsweise auf Maasen, Schoenen und Werr (2003), Patig (2003) und Pohl (2002) verwiesen.

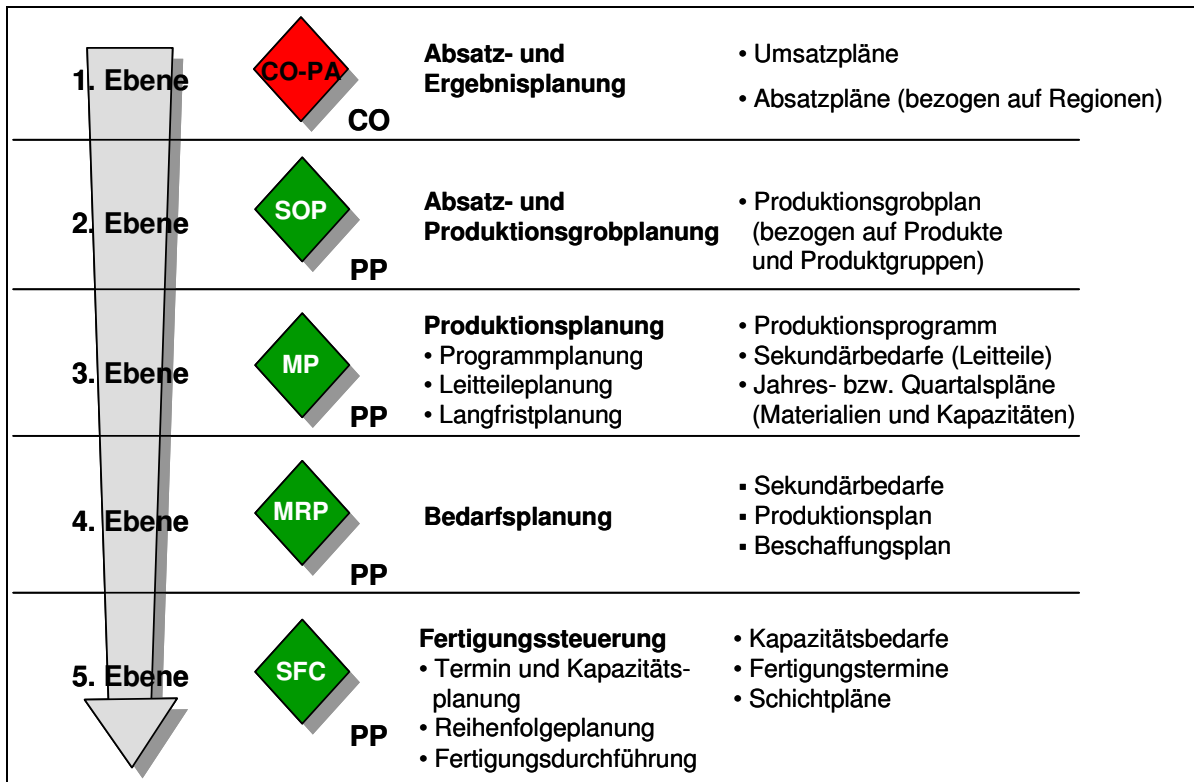


Abbildung 5-1: Wesentliche Ebenen der Produktionsplanung und -steuerung in SAP® R/3®

Grundlage der Planungen sind die Ergebnisse der ersten Planungsebene, der *Absatz- und Ergebnisplanung* sowie Umsatz- und Absatzpläne aus anderen betrieblichen Funktionsbereichen.

Die zweite Planungsebene stellt die *Absatz- und Produktionsgrobplanung* (*Sales & Operations Planning* (SOP)) dar. Meist aggregiert für Produktgruppen werden auf Basis von Vergangenheitsdaten oder Prognosen die mittel- bis langfristigen Absätze und daraus abgeleitet grobe Produktionsmengen geplant (vgl. Wenzel 1996).

Es folgt die *Produktionsplanung* genannte dritte Planungsebene, auf der die eigentliche Produktionsprogrammplanung eines MRP II-basierten PPS-Systems stattfindet. Diese wird als *Programmplanung* bezeichnet. Es werden die Primärbedarfe, d. h. der Output des

Produktionssystem für die herzustellenden Erzeugnisse und strategischen Komponenten erzeugt. Die *Langfrist-* und die *Leitteileplanung* beinhalten spezielle Anpassungen des MRP II-Konzepts in SAP® R/3®, die jedoch keine Relevanz im Rahmen dieses Forschungsvorhabens aufweisen. Die Primärbedarfe werden in SAP® R/3® als so genannte *Vorplanungsbedarfe* geführt.

Ausgehend von den ermittelten Primärbedarfen wird der zur Produktion dieser Primärbedarfe notwendige Materialinput in Form von Sekundärbedarfen im Rahmen der *Bedarfsplanung* bestimmt. Dazu wird mittels einer Stücklistenauflösung und Reservierung von Lagerbeständen der Netto-Sekundärbedarf bestimmt, der eigen zu fertigen oder fremd zu beziehen ist. Die Umsetzung dieser Planbedarfe erfolgt entweder in Fertigungsaufträge, das zentrale Steuerungselement der Fertigungssteuerung oder in Bestellanforderungen, die zur Bestellung der benötigten Fremdmaterialien führen. Die strukturelle Einbindung der Bedarfsplanung in SAP® R/3® ist in Abbildung 5-2 dargestellt.

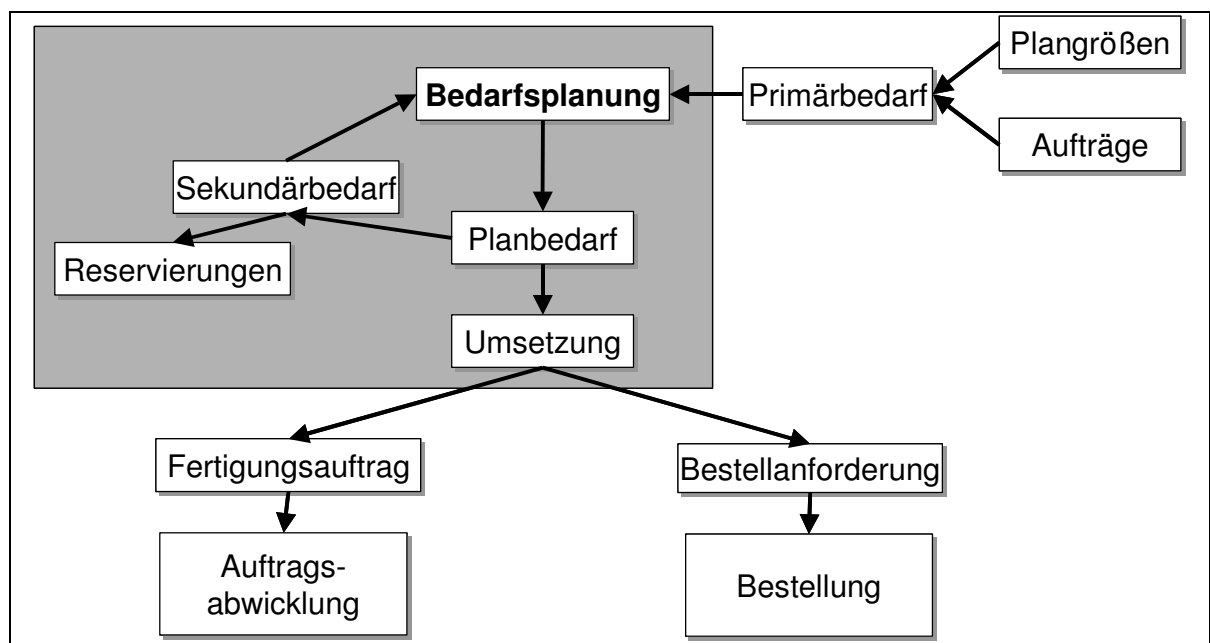


Abbildung 5-2: Strukturelle Einbindung der Bedarfsplanung in SAP® R/3®
Quelle: SAP AG (1998)

5.4 Schnittstellen zu SAP® R/3®

Das System SAP® R/3® ist offen gestaltet, um eine Anbindung von weiteren SAP (R/3)-Systemen, Softwaresystemen von Fremdanbietern oder eigenprogrammierte Softwarelösungen ermöglichen zu können, bzw. dieses System auch in verteilte Geschäftsprozesse einzubinden. Kernelemente dieser Anbindung sind *Business Application Programming Interfaces (BAPIs)*, Methoden der Business-Objekte, die im BOR definiert sind und als fernaufrufbare Funktionen im *SAP Function Builder* implementiert sind.

Zur Nutzung dieser Schnittstelle stehen verschiedenen Zugriffsmöglichkeiten zur Verfügung. Zentrales Element dabei sind meist *Remote Function Calls (RFC)*, die die Implementierung von *Remote Procedure Calls (RPC)* für SAP® R/3® darstellen. RFC ermöglicht den Aufruf von externen Funktionen aus SAP-Systemen sowie den Aufruf von fernaufrufbaren Funktionen in SAP® R/3® durch externe Systeme. Hierbei kann es sich um Funktionen handeln, die bereits im System vorhanden sind und die als fernaufrufbar deklariert sind oder um Funktionen, die mittels des *Function Builder* in SAP® R/3® für den Aufruf durch das Fremdsystem implementiert werden. Bei RFC-Funktionen werden drei Parametertypen unterschieden, Import- (Übergabe-), Export- (Rückgabe-) sowie Tabellen-Parameter, bei denen nicht zwischen Über- und Rückgabe unterschieden wird.

Die Vorgehensweise bei RFCs sieht zunächst den Aufbau einer Verbindung zwischen dem Fremd- und dem SAP-System vor. Nachdem dieser erfolgt ist, finden die einzelnen Funktionsaufrufe statt. Je nach Zweck des Aufrufs sind hierfür spezielle RFCs notwendig, um beispielsweise zu gewährleisten, dass der Aufruf genau einmal erfolgt (transaccional RFC (tRFC)) oder dass eine bestimmte Reihenfolge der Aufrufe sichergestellt ist (queued RFC (qRFC)).

Der Zugriff mittels RFCs kann wiederum auf unterschiedliche Weise ausgestaltet werden. Eine vergleichsweise einfache, jedoch für viele Fälle ausreichende Möglichkeit stellt ein Zugriff mittels der MS Windows COM-Architektur dar. Hiermit ist es möglich, mittels COM-fähigen Programmiersprachen wie z. B. Visual Basic Anwendungen wie MS Word, MS Excel oder MS Access zu integrieren, in dem Verbindungen zum R/3-System aufgebaut, im System vorhandene Funktionen aufgerufen und einfache oder komplexe Datenstrukturen übergeben und ausgelesen werden. Bei einer solchen Anbindung wird von Desktop Integration gesprochen (vgl. Theobald (2004))

SAP Konnektoren implementieren das RFC-Protokoll für verschiedene Programmiersprachen und Betriebssysteme und stellen Funktionalitäten für die Kommunikation zwischen den Systemen wie z. B. zum Versenden von so genannten *Intermediate Documents (IDocs)*, Textdateien in einem definierten Format bereit.

Der DCOM-Konnektor dient ebenfalls der Anbindung von COM-fähigen Programmiersprachen an SAP® R/3®. Er ist dort einsetzbar, wo nicht auf bestehende Komponenten zurückgegriffen werden soll, sondern mittels der mitgelieferten Werkzeuge Proxy-Objekte generiert werden sollen, die von den Visual Basic Programmen aus verwendet werden können. Für den Zugriff auf COM-Objekte aus SAP® R/3® existiert das Hilfstool *COM4ABAP*.

Der neue .NET-Konnektor ermöglicht die Anbindung von Objekten aus der Microsoft .NET-Architektur an SAP® R/3® und soll langfristig den DCOM-Konnektor ablösen. Er ermöglicht die Anbindung aller Programmiersprachen der Common Language Runtime wie Visual Basic .NET, C#, J#. Über die Entwicklungsumgebung MS Visual Studio lassen sich wiederum Proxy-Klassen generieren, die den Aufruf und die Handhabung von Objekten, vor allem SAP Tabellen erleichtern sollen.

Bei den vorgestellten Konnektoren handelt es sich um diejenigen, die für eine Anbindung des Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE an SAP® R/3® die größte Relevanz aufweisen. Es existiert eine Vielzahl weiterer Konnektoren, u. a. auch von Fremdanbietern, auf die an dieser Stelle jedoch nicht näher eingegangen werden kann. Zu nennen wären insbesondere der Java-Konnektor (Jco) sowie der SAP Business-Konnektor.

Reichen die über die Desktop-Integration und die Konnektoren bereitgestellten Anbindungsmöglichkeiten nicht aus, ist auch die direkte Verwendung der diesen Anbindungen zugrunde liegenden Bibliothek, der *librfc32.dll* möglich. Hier stehen eine erhöhte Flexibilität und Unabhängigkeit von den definierten Konnektoren und geringerer Installationsaufwand auf den Zielrechnern einem erhöhten Programmieraufwand gegenüber (vgl. Theobald (2004)).

Neben den genannten Methoden bietet der so genannte Batch-Input eine Möglichkeit, große Mengen von Daten in SAP-Systeme zu transportieren. Diese Methode ist insbesondere bei der Datenübernahme von Altsystemen in ein einzuführendes SAP® R/3®-System von Vorteil. Die Vorgehensweise simuliert einen Benutzer, der eine manuelle Datenerfassung vornimmt. Der Vorteil dabei besteht darin, dass auf vorhandene Transaktionen zurückgegriffen werden kann und keine Programmierung im SAP-System selber notwendig ist (vgl. Willinger und Gradl (2003)).

Für weitere Einzelheiten zur technischen Realisierung von Schnittstellen wird auf Theobald (2004), Meiners (2004) und Willinger und Gradl (2003) verwiesen.

5.5 Anbindungskonzept von SCOPE an SAP® R/3®

Zur Anbindung der in dem Forschungsvorhaben entwickelten Ansätze an Unternehmensplanungssoftware wie das ERP-System SAP® R/3®, ist zunächst zu definieren, welche Aufgaben bei einer Anbindung von welchem System wahrzunehmen sind. Während der Kern der im Rahmen des Forschungsvorhabens entwickelten Entscheidungsunterstützungssystems SCOPE die optimierende Planung bei einer adäquaten Berücksichtigung der den Produktionsprozessen zugrunde liegenden verfahrenstechnischen Prozessen ist, liegt die

Stärke von SAP® R/3® im Bereich der Produktionsplanung und –steuerung vor allem in der Verwaltung von Stamm- und Bewegungsdaten wie z. B. Materialien, Preisen, Absatz- und Produktionsplänen, sowie der Auftragsabwicklung. Ein entsprechendes Konzept und wie dieses technisch ausgestaltet werden kann wird in den folgenden Abschnitten skizziert.

5.5.1 Bereitstellung der Stammdaten für die Planungen in SCOPE

Wie eingangs beschrieben ist die Verwaltung von Grunddaten, d. h. von Stamm- und Bewegungsdaten und deren Integration mit anderen betrieblichen Funktionsbereichen eine der zentralen Stärken von ERP-Systemen im Allgemeinen und SAP® R/3® im Besonderen. Dementsprechend sollte die Datenhaltung und -pflege innerhalb eines solchen Systems erfolgen. Wesentliche Voraussetzung hierfür ist, dass es gelingt die in den abzubildenden Produktionsprozessen eingesetzten und hergestellten Stoffe in SAP® R/3® abzubilden. Hierfür steht der Stammdatensatz des *Materials* zur Verfügung. Standardmäßig werden für die verschiedenen betrieblichen Funktionsbereiche jeweils die notwendigen Stammdaten für Materialien gepflegt. Materialnummern, Bezeichnungen, zugehörige Lieferanten und Preise, Lagerorte u. Ä. können somit ohne weiteres in dem System abgelegt und verwaltet werden. Es ist zudem möglich, für Materialien weitere Merkmale zu definieren um mit deren Hilfe weitere Charakteristika zu speichern. Somit ist auch die Speicherung der chemischen Zusammensetzung von Rohstoffen, Sinter und Roheisen, sowie von weiteren chemisch-physikalischen Größen wie der Basizität möglich.

Die Bereitstellung der Stammdaten für die Planungsläufe in SCOPE kann in Form der in SCOPE vorhandenen Tabellen geschehen, die Roheisen-, Sinter- und Rohstoffsorten, deren Preise, Bestandsmengen, chemische Spezifikationen u. Ä. enthalten. Diese Tabellen sind vor Planungsläufen durch einen lesenden Zugriff auf das SAP® R/3® System zu aktualisieren. Dies kann vergleichsweise einfach über die in Abschnitt 5.4 beschriebene Desktop-Integration geschehen, in der mittels über den Function-Builder erzeugter Funktionen Tabellen in der in SCOPE benötigten Form bereitgestellt werden.

5.5.2 Übergabe der Planungsergebnisse von SCOPE an SAP® R/3®

In SCOPE werden die Planungen des Produktionsprogramms, des Materialeinsatzes sowie zur Annahmepreisbestimmung durchgeführt (vgl. Kapitel 4). Die Ergebnisse sind dann wiederum an das SAP-System zu übergeben. Dabei sind die in SCOPE in einem Planungslauf erzeugten Produktionsprogramme in Form von Primärbedarfen als so genannte Planaufträge in SAP® R/3® umzusetzen. Wesentlich ist aber auch, dass durch SCOPE integriert auch die Bedarfsplanung für die erzeugten Primärbedarfe erfolgt, d. h. zugehörig zu den herzustellenden Roheisen- und Sintersorten und -mengen auch die eingehenden Roh- und

Hilfsstoffe berechnet werden. Die Stücklistenauflösung, d. h. die Bestimmung der zur Erzeugung des Primärbedarfs notwendigen Sekundärbedarfe, die für Anwendungen der Fertigungsindustrie eine zentrale Funktion von ERP-Systemen darstellt, ist daher für diese Anbindung zu ersetzen. Dies kann dadurch geschehen, dass die ermittelten Einsatzmengen für die Roh- und Hilfsstoffe je Produktionskampagne auch an das SAP® R/3®-System als Bedarfe übergeben werden und im Rahmen der Bedarfsplanung von SAP® R/3® lediglich die zur Befriedigung dieser Bedarfe notwendigen Planaufträge für die Roheisen- und Sinterproduktion und evtl. notwendigen Bestellanforderungen für einzusetzenden Roh- und Hilfsstoffe generiert werden. Die Abwicklung der Planaufträge und Bestellanforderungen kann dann über SAP® R/3® geschehen. Dies besitzt insbesondere den Vorteil der Integration mit den Komponenten für den Einkauf, Lagerhaltung, das Rechnungswesen und das Controlling sowie der Fertigungsauftragsabwicklung.

Das Zurückspielen der Planungsergebnisse in das SAP® R/3®-System kann auf vielfältige Weise ausgestaltet werden und sollte angepasst an die jeweilige Anwendung geschehen. Es ist denkbar, jeweils neue Pläne in Form von neuen Planversionen zu generieren, die in SAP® R/3® verwaltet werden und ggf. für die weitere Durchführung als aktive Planversion freigegeben werden. Dies ist beispielsweise sinnvoll, wenn im Rahmen der Produktionsprogrammplanung verschiedene Szenarien, etwa mit unterschiedlichen Kokspreisen oder unterschiedlichen Rohstoffen, berechnet werden. Daneben ist auch ein Ersetzen oder Modifizieren von freigegebenen Plänen möglich, etwa im Bereich der Materialeinsatzplanung, wenn abweichend von den taktischen Planungen des Produktionsprogramms andere Einsatzmischungen auf der Sinteranlage gefahren werden sollen. Keiner Rückkopplung mit dem SAP® R/3®-System bedarf es bei der Annahmepreisbestimmung. Diese ist als Unterstützung bei der Preisfindung für neue Rohstoffe gedacht. Wird der betrachtete Rohstoff tatsächlich aufgenommen ist für die weiteren betrieblichen Funktionsbereiche die Pflege der Stammdaten ohnehin notwendig, so dass ein u. U. auch von dem ermittelten Preis unterschiedlicher Einkaufspreis mit eingepflegt werden kann.

Zur technischen Ausgestaltung der Anbindung bieten sich, da auf tatsächlich vorhandene Datenstrukturen zurückgegriffen wird, wiederum die Desktop-Integration oder der Batch-Input an. Der Programmieraufwand hält sich bei diesen Anbindungen in Grenzen; zu erstellen sind wie bei dem Auslesen der Stammdaten aus SAP® R/3® lediglich Funktionen, die Parameter übergeben.

Die folgende Abbildung 5-3 stellt die prinzipielle Anbindung von SCOPE an SAP® R/3® dar.

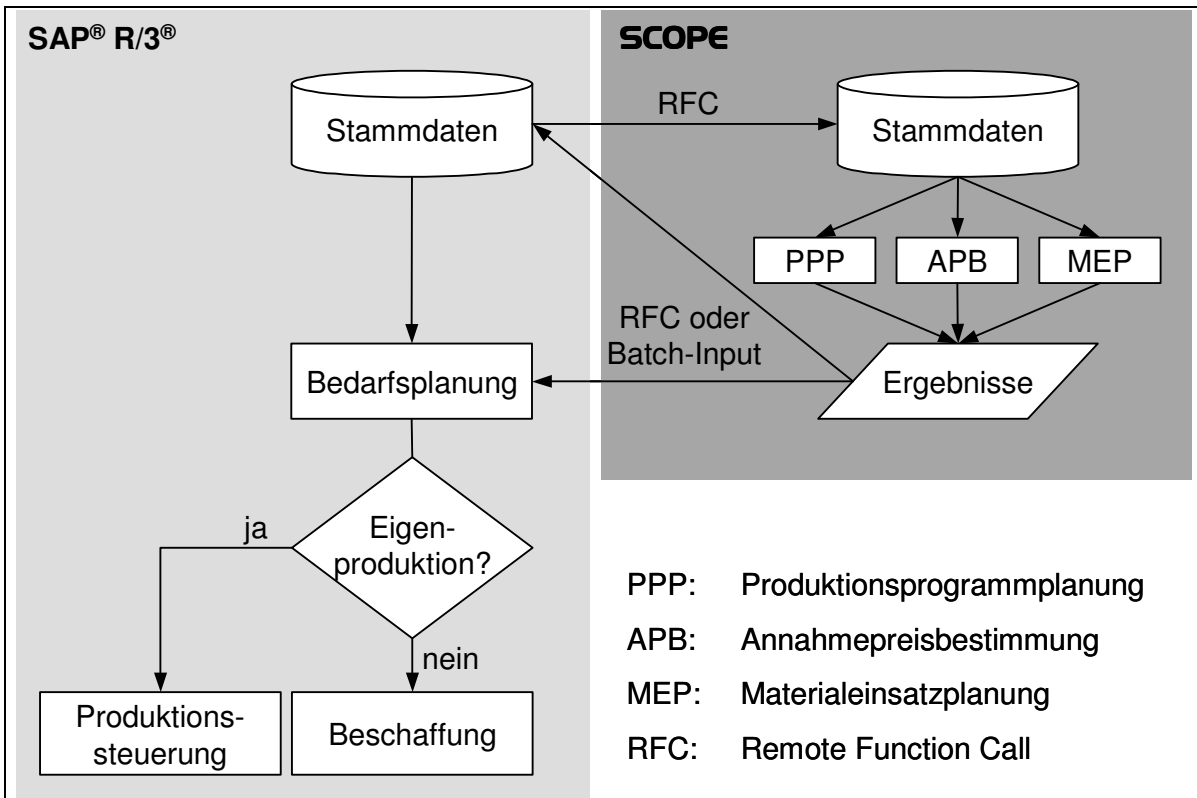


Abbildung 5-3: Anbindungskonzept von SCOPE an SAP® R/3® (schematisch)

6 Übertragung auf weitere Verwertungsprozesse und weitere Anwendungsfelder der Prozessindustrie

Die entwickelten Ansätze werden im Rahmen des Forschungsvorhabens auf zwei weitere Aggregate der Prozessindustrie übertragen. Das erste Anwendungsfeld ist die Aufbereitung von zinkhaltigen metallurgischen Abfällen durch den Wälzprozess. Als Referenzunternehmen dient dabei der Wälzprozess der B.U.S Metall GmbH, Duisburg. Im Mittelpunkt der Untersuchungen stehen die Auswirkungen der Zusammensetzung der zu verwertenden Einsatzmaterialien sowie die Betriebsbedingungen auf das Zinkausbringen⁷⁷ und den spezifischen Reduktionsmittelbedarf. Ziel der Untersuchung ist die Ableitung von den Prozess beschreibenden Gleichungen die zur Beurteilung von Rohstoffen und als Produktionsfunktionen in Planungswerkzeugen verwendet werden können. Hierdurch wird die prinzipielle Eignung der entwickelten Vorgehensweise für diesen Verwertungsprozess belegt.

Das zweite Anwendungsfeld ist der Treibkonverter 1 der Norddeutschen Affinerie AG (NA AG) zur Verarbeitung von edelmetallhaltigen Einsatzstoffen. Ziel dieser Untersuchung ist die Abbildung der Verteilung der Elemente auf die einzelnen Outputstoffströme. Im Gegensatz zu den bisher modellierten Prozessen handelt es sich bei dem Treibkonverter 1 nicht um einen kontinuierlichen Prozess sondern um ein diskontinuierliches Semi-Batchverfahren. Diese Übertragung verdeutlicht somit auch, dass die entwickelten Ansätze auch auf die in der Praxis weit verbreitete, diskontinuierliche Reaktionsführung anwendbar sind.

Weiterhin wird parallel zu der Modellierung mittels der Flowsheeting Umgebung ASPEN PLUS[®] ein auf der Regressionsanalyse basierendes, mathematisches Modell entwickelt und mit dem Flowsheeting Modell verglichen.

6.1 Übertragung der Ergebnisse auf die Verwertung von Konverterstäuben in einem Wälzprozess

Die B.U.S Steel Services GmbH ist eines der größten Unternehmen zur Verwertung zinkhaltiger metallurgischer Abfallstoffe in Europa. Sie betreibt an den Standorten Freiberg, Duisburg und Fouquières-lez-Lens (Frankreich) Wälzrohre, die hauptsächlich zur Verwertung von Elektrolichtbogenofenstäuben eingesetzt werden. Hauptprodukt der Aufbereitung ist ein, in der Zinkindustrie verwertbares Zinkoxid (Wälzoxid) sowie eine Schlacke, die im Straßen- und Wegebau sowie im Deponiebau nutzbar ist. Weiterhin wird derzeit überprüft, ob der

⁷⁷ Mit Zinkausbringen wird hier der Quotient aus der Masse Zink im Hauptprodukt, dem Wälzoxid, und der Masse Zink in den eingesetzten Rohstoffen bezeichnet.

Neutrallaugungsrückstand der hydrometallurgischen Zinkgewinnung in den Wälzprozess eingesetzt werden kann. Die B.U.S Steel Services GmbH erwirtschaftet mit ca. 330 Mitarbeiter einen Umsatz von 120.000.000 Euro. Dabei werden aus 450.000 t Rohstoffen 120.000 t Wälzoxid sowie 270.000 t Schlacke hergestellt (vgl. B.U.S Metall GmbH (2005)). Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens wird nur das Wälzrohr am Standort Duisburg betrachtet. Eine Übertragung auf die Wälzverfahren der weiteren Standorte ist ohne weiteres möglich, da es zwischen den einzelnen Standorte hinsichtlich des eingesetzten Verfahrens keine wesentlichen Unterschiede gibt.

6.1.1 Verfahrensbeschreibung des Wälzprozess

Die Stoffströme der Wälzanlage sind in Abbildung 6-1 wiedergegeben. Die durchschnittliche chemische Zusammensetzung der Aufgabenmischung (Rohstoff und Kohle), des Wälzoxids sowie der Schlacke während des betrachteten Zeitraums ist in Tabelle 6-1 angegeben.

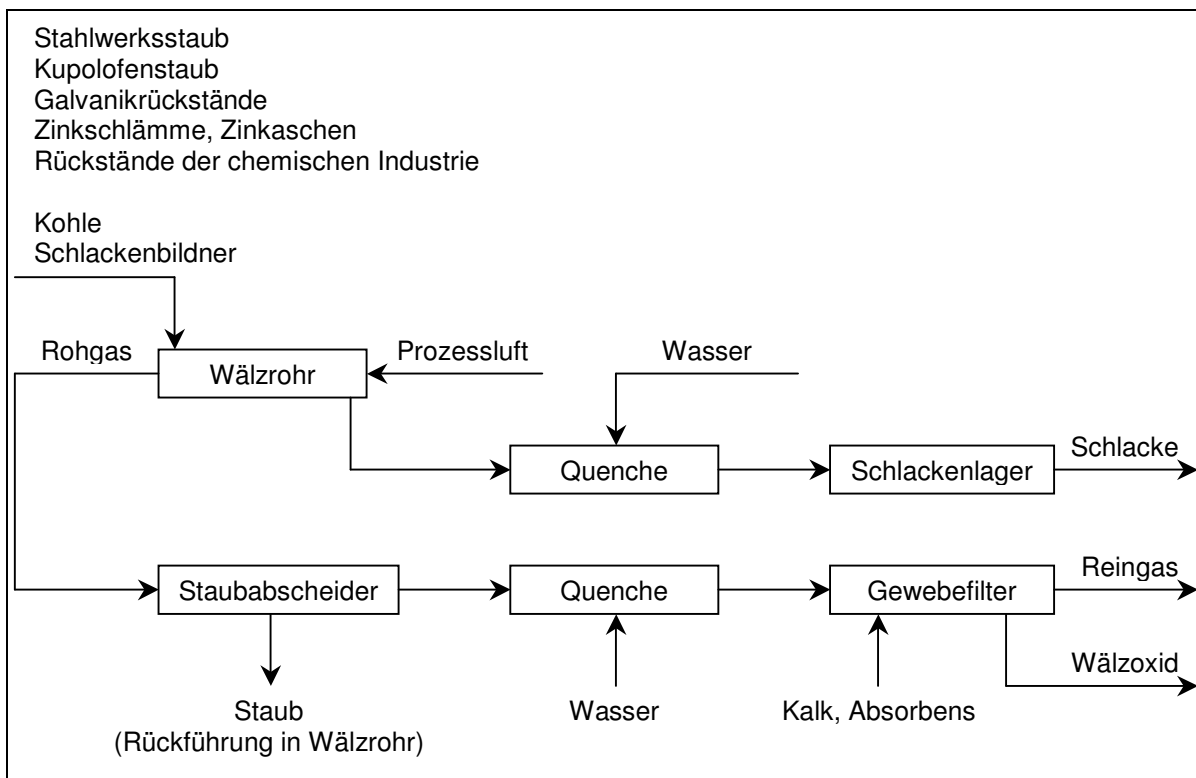


Abbildung 6-1: Schematische Darstellung einer Wälzanlage
Quelle: In Anlehnung an Engels (2003)

Tabelle 6-1: Durchschnittliche Analysen der Aufgabemischung, des Wälzoxids und der Schlacke

	Zn	Pb	Fe	Ca	Si	Mg	Al	Mn	Na	K	Cl	C	S	H ₂ O
Aufgabemischung [%]	23,7	1,9	22,2	4,6	1,0	1,2	0,57	1,8	0,89	0,66	2,0	14,8	0,9	8,0
Wälzoxid [%]	63,5	5,5	2,1	0,16	0,05	0,13	0,11	0,16	n.b.	2,3	n.b.	n.b.	n.b.	0,0
Schlacke [%]	11,2	1,0	41,2	9,4	2,1	2,1	0,51	3,8	n.b.	n.b.	n.b.	1,8	1,3	0,0

Hauptrohstoffe des Wälzverfahrens sind Stahlwerksstäube, Koks als Reduktionsmittel und Energieträger sowie Prozessluft. Hauptprodukte des Wälzprozesses sind das Wälzoxids, das an Zinkhütten verkauft wird sowie eine Schlacke, die aufgrund ihre Schwermetallinhalte z.Z. hauptsächlich im Bergbauversatz oder Deponieausbau verwendet wird. Weiterhin wird zur Kühlung der Prozessgase Wasser und zur Abgasreinigung Kalk und ein auf Kohle basierendes Adsorbens eingesetzt.

Eine detailliertere Abbildung der Prozesse ist in Abbildung 6-2 dargestellt. Anhand dieser wird das Verfahren im Folgenden näher beschrieben.

Die staubförmigen Einsatzstoffe werden nach der Anlieferung in Silos gelagert, stichfeste, feuchte oder vorpelletierte Materialien werden in Rohmateriallagern gebunkert. Die staubförmigen Einsatzstoffe werden in einer Pelletieranlage mit Koks und Zuschlagstoffen gemischt und in den Ofeneintragsbunker gebracht. Das Wälzrohr wird aus den Ofeneintragsbunkern über ein Aufgaberohr beschickt. Dabei wird mit Hilfe von Bandwagen die erforderliche Mischung aus Koks, Zuschlagstoffen und dem sonstigen Aufgabegut erzeugt. Das Wälzrohr am Standort Duisburg besitzt eine Länge von 41 m und einen Innendurchmesser von 3,1 m. Es ist leicht geneigt und wird mit durchschnittlich 1,3 U/min gedreht. Durch die Drehung wandert die Charge innerhalb von vier bis sechs Stunden durch den Ofen und wird dabei zunächst getrocknet und erhitzt. Bei etwa 1.100 bis 1.200 °C wird das im Aufgabegut enthaltene Zinkoxid reduziert und verdampft. Das Zink wird dabei in dem im Gegenstrom geführten Gasstrom zum Gasaustritt des Rohrs geführt. Mit dem Sauerstoff der Prozessluft wird das Zink in der Gasphase wieder oxidiert und kann in den nachgelagerten Gasreinigungsstufen als Feststoff abgeschieden werden.

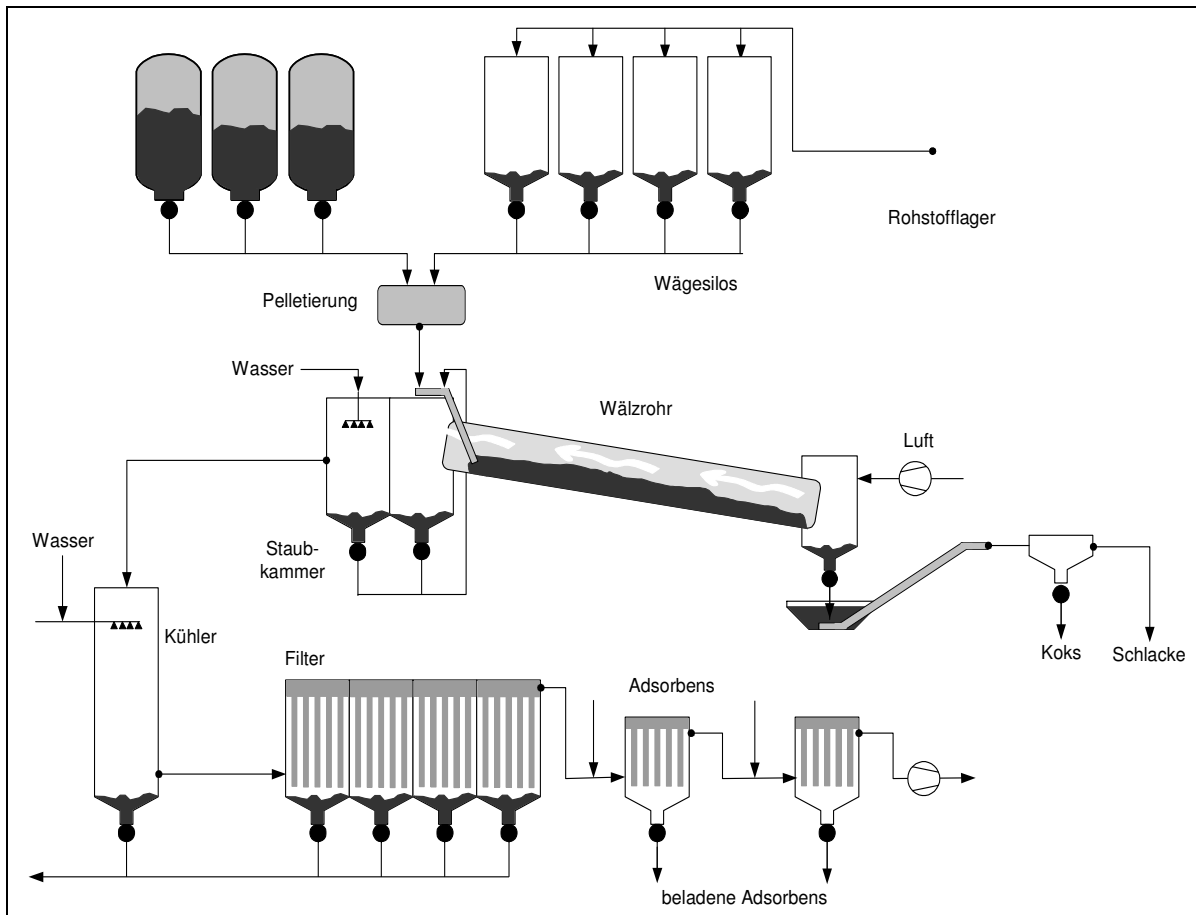


Abbildung 6-2: Vereinfachtes Schaubild des Wälzprozesse

Quelle: in Anlehnung an Mager et al. (2000)

Hierzu wird das Prozessgas durch eine Staubkammer geführt, in der sich schwere Partikel absetzen. Diese werden erneut in das Wälzrohr chargiert. Das von groben Partikeln befreite Prozessgas wird anschließend in sogenannte Gasmischkammern geleitet, wo es mit der Abluft der Nassentschlackung sowie Quenchwasser zusammengeführt wird. Dadurch wird es von 800 °C auf 135 °C gekühlt und kann der Filteranlage zugeführt werden. Die Produktfilter sind Gewebefilter, in denen das Wälzoxid aus dem Prozessgasstrom entfernt wird. Mit rund 120 °C wird das Prozessgas einer Filtersorptionseinrichtung zugeführt, in der ein Adsorbens eingesprüht wird. Das beladene Adsorbens wird mit Schlauchfiltern abgeschieden. Hierdurch können eventuell vorhandene Dioxine sowie Quecksilber aus dem Abgas entfernt werden. Um das restliche, im Prozessgas enthaltene, Kohlenmonoxid zu Kohlendioxid zu oxidieren, wird es in einer regenerativen Nachverbrennungsanlage auf Temperaturen von ca. 900 °C erhitzt und anschließend über den Kamin an die Umwelt abgegeben.

Bei der B.U.S Steel Services GmbH wurde in letzter Zeit bei allen Wälzrohren das SDHL-Verfahren⁷⁸ eingeführt, wodurch die metallischen Eisengehalte und die Restkohlegehalte der Schlacke deutlich gesenkt werden konnten. Dadurch wurde eine deutliche Senkung des

⁷⁸ Das SDHL-Verfahren ist nach seinen Erfindern Saage, Dietrich, Hasche und Langbein benannt worden.

Kohleverbrauchs bei gleichzeitiger Steigerung des Durchsatzes sowie des Zinkausbringens erreicht.

Da die im Wälzoxid enthaltenen Alkalien die Zinkgewinnung beeinträchtigen, wird am Standort Freiberg das Wälzoxid in einem dreistufigen Verfahren zusätzlich mit Soda gewaschen.

6.1.2 Beschreibung der für die Modellierung relevanten Vorgänge in dem Wälzrohr

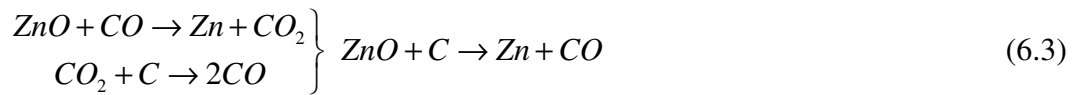
Bei dem Wälzrohr handelt es sich um einen kontinuierlich betriebenen Gegenstromrohrreaktor, bei dem die Prozessluft im Gegenstrom zu den festen bzw. flüssigen Rohstoffen geführt wird. Die Pellets werden nach der Aufgabe durch die heißen Prozessgase sowie durch die Reaktion des Koks mit Sauerstoff erwärmt. Während dieser Aufheizphase werden die Feuchtigkeit und das Kristallwasser verdampft und Karbonate sowie Sulfate teilweise zersetzt. Die Menge des auszutreibenden Kristallwassers und der zu zersetzenden Karbonate ist dabei abhängig von dem Alter der Pellets. So wird zum Beispiel das in den Rohstoffen enthaltene Kalziumoxid durch die Pelletierung gemäß den Gleichungen (6.1) und (6.2) exotherm in Kalziumkarbonat umgewandelt.



Die bei diesen Reaktionen frei werdende Energie muss dem Wälzrohr wieder zugeführt werden. Da besonders die Reaktion (6.2) recht langsam abläuft, wird für die Verarbeitung älterer, vollständig karbonatisierter Pellets mehr Energie benötigt, als für den Umsatz der jungen so genannten Grünpellets. Weiterhin kommt es in der Aufheizzone ab Temperaturen von 500 °C zur Bildung von Zinkferriten (ZnFeO_4), die schwer zu reduzieren sind (Pawlek (1983)). Hohe Eisengehalte bzw. Zinkferritgehalte in der Aufgabemischung können daher zu einer Verringerung des Zinkausbringens führen.

Im weiteren Verlauf der Aufheizung der Feststoffe stellen sich in dieser Phase aufgrund der nicht vollständigen Durchgasung mit dem Prozessgas reduzierende Bedingungen ein, wohingegen in der Gasphase oxidierende Bedingungen vorherrschen.

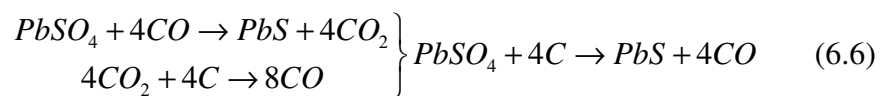
Bei Temperaturen oberhalb von 1000 °C wird das Zink reduziert und verdampft (Gleichung (6.3)).



In der Gasphase wird das Zink und ein großer Teil des gebildeten Kohlenmonoxides durch den Sauerstoff der Prozessluft zu Zinkoxid bzw. Kohlendioxid oxidiert (Gleichungen (6.4) und (6.5)).



Die für die Aufheizung und Verdampfung benötigte Energie wird durch die Reaktion (6.5), die zugleich die Bruttoreaktion der Gleichungen (6.3) und (6.4) darstellt, bereitgestellt. Neben dem Zink werden auch alle weiteren flüchtigen Komponenten verdampft, hierzu zählen vor allem die Alkalien sowie Blei. Während die Alkalien vor allem in Form ihrer Chloride verdampft werden, wird das Blei als Blei(II)-oxid oder als Bleisulfid, das durch partielle Reduktion von Bleisulfat (6.6) gebildet wird, verflüchtigt.



In Tabelle 6-2 sind für einige Elemente die Verteilungskoeffizienten für die Schlacke und das Wälzoxid angegeben.

Tabelle 6-2: Verteilungskoeffizienten ausgewählter Elemente für das Wälzoxid und die Schlacke

	Zn	Pb	K	Fe	Ca	Si	Mg	Al	Mn
Wälzoxid [%]	67,5	69,9	84,0	2,1	0,8	1,0	2,6	2,0	1,9
Schlacke [%]	32,5	30,1	16,0	97,9	99,2	99,0	97,4	98,0	98,1

Neben der Reduktion des Zinks erfolgt auch eine Reduktion der Eisenoxide zum Wüstit bzw. zum metallischen Eisen. Der Umfang der Reduktion hängt in erster Linie von dem Reduktionspotential in der Feststoffphase, also dem Kokssatz sowie von der Temperatur ab.

Mit zunehmender Temperatur steigt die Geschwindigkeit der Reduktion des Zinks und des Eisens an, da zum einen die Reaktionsgeschwindigkeit steigt (Gleichung (3.9)) und zum anderen die Lage des Boudouard-Gleichgewichts in Richtung Kohlenmonoxid verschoben

wird (Gleichung (6.5)). Die Reoxidation des Zink in der Gasphase verläuft wegen des homogenen Charakters der Reaktion schnell, so dass im Wälzoxid kondensiertes metallisches Zink nicht oder in nur sehr geringem Umfang anzutreffen ist.

6.1.3 Modell des Wälzrohrs

Gegenstand der Modellierung ist ausschließlich das Wälzrohr, Nebenaggregate wie die Pelletierung, die Abgaskühlung und Reinigung sowie die Nachverbrennung des Abgases werden nicht betrachtet. Abbildung 6-3 zeigt die für die Modellierung des Wälzrohres verwendete Bilanzgrenze sowie die betrachteten Stoffströme.

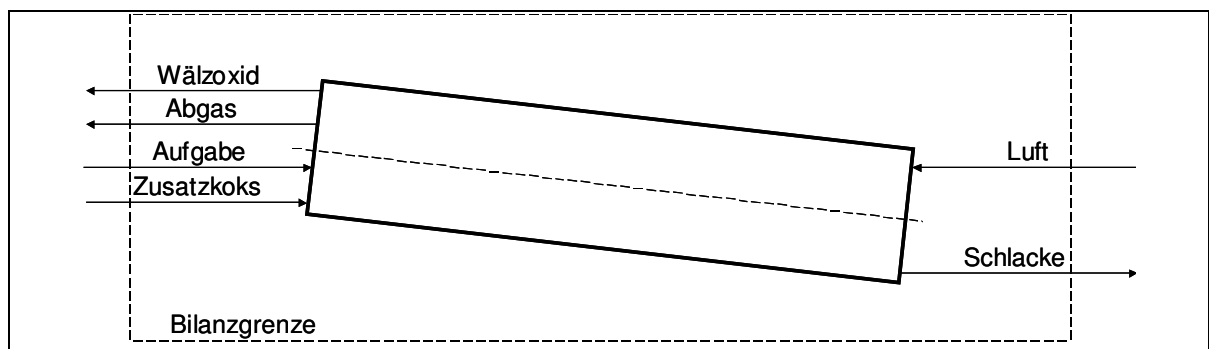


Abbildung 6-3: Bilanzgrenze für das Wälzrohrmodell

Die bei der Modellierung berücksichtigten chemischen Komponenten sind Tabelle 6-3 dargestellt.

Tabelle 6-3: Zur Modellierung verwendete Komponentenliste

Aluminium	Al	Magnesium	Mg
	Al ₂ O ₃		MgO
Blei	Pb	Mangan	Mn
	PbCl ₂		MnO
	PbO	Natrium	Na
	PbO ₂		NaCl
	PbS		Na ₂ O
	PbSO ₄		Na ₂ SiO ₃
Eisen	Fe	Sauerstoff	O ₂
	Fe ₂ O ₃	Schwefel	S
	Fe ₃ O ₄		SO ₂
	FeO		SO ₃
	Fe ₂ ZnO ₄	Silizium	Si
Kalium	K	Stickstoff	SiO ₂
	KCl		N ₂
	K ₂ O		N ₂ O
	K ₂ SiO ₃		NO
	K ₂ Si ₂ O ₅		NO ₂
Kalzium	Ca	Wasserstoff	H ₂
	CaCO ₃		HCl
	CaO		H ₂ O
	Ca(OH) ₂		H ₂ S
	CaSO ₄ ·2H ₂ O	Zink	Zn
Kohlenstoff	C		ZnCl ₂
	CO	ZnO	
	CO ₂		
Kupfer	Cu		
	CuO		
	CuCl ₂		

Da in dem Reaktionsraum des Wälzrohres in der Gasphase oxidierende und in der Feststoffphase reduzierende Bedingungen vorherrschen, müssen diese beiden Zonen von einander getrennt simuliert werden. Weiterhin ist das charakteristische Temperaturprofil

sowohl für die Gasphase als auch die Feststoffphase abzubilden. Abbildung 6-4 zeigt das Modell des Wälzrohres schematisch.

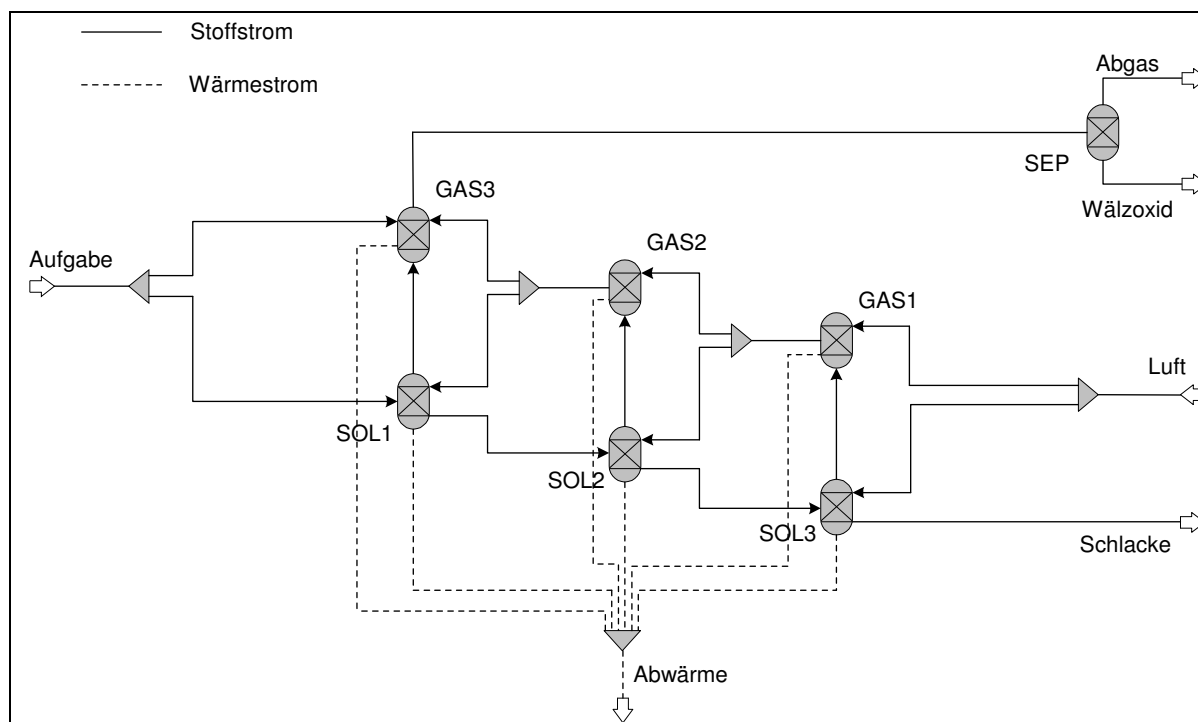


Abbildung 6-4: Schematisches Flowsheeting Modell des Wälzrohres

Aus der zugeführten Aufgabenmischung wird ein kleiner Teil für die Simulation der mechanischen Verstaubung abgetrennt und dem Reaktor GAS3 zugeführt. In den Reaktoren SOL1, SOL2 und SOL3 werden die Reaktionen der Feststoff- bzw. Flüssigphase simuliert. Die in diesen Reaktoren gebildeten gasförmigen Reaktionsprodukte werden in die entsprechenden Reaktoren (GAS3, GAS2, GAS1) überführt. In den Reaktoren SOL2 und SOL3 erfolgt die Aufschmelzung der Aufgabemischung, so dass die in der Schlacke verbleibenden Komponenten den Reaktor SOL3 in flüssiger Form verlassen. Die Reaktionen im Gasraum des Wälzrohres werden durch die Reaktoren GAS1, GAS2 und GAS3 abgebildet. In diesen Reaktoren werden vorrangig die Oxidationen der Gleichungen (6.4) und (6.5) abgebildet. Da die Prozessgase partiell mit den Feststoffen reagieren, wird jeweils ein Teilstrom der Prozessluft abgetrennt und in den jeweiligen Feststoffreaktor geleitet. Dadurch ist sichergestellt, dass die Bedingungen in den Reaktoren SOL1-3 reduzierend und in den Reaktoren GAS1-3 oxidierend sind.

Der den Reaktor GAS3 verlassende Stoffstrom enthält neben den Gasen auch sämtliche flüchtige Bestandteile der Aufgabemischung. Er wird in dem Reaktor SEP abgekühlt und die Komponenten entsprechend den Aggregatzuständen in die Stoffströme Abgas und Wälzoxid aufgeteilt.

Die Validierung des Modells erfolgt mit Hilfe der gemessenen Betriebsdaten. Dazu werden diese Daten als Inputstoffgrößen für das Modell verwendet und anschließend die berechneten Modellergebnisse mit den Betriebsergebnissen verglichen. Zur Validierung des Modells werden die Betriebsdaten des Zeitraumes 09/2004 – 12/2004 verwendet.

Neben der Analyse der die Bilanzgrenze schneidenden Stoffströme (vgl. Abbildung 6-3) sind auch die Massen erforderlich. Da der Massenstrom der Schlacke bei der B.U.S Metall GmbH nicht taggenau erfasst wird, muss er über eine Elementmassenbilanz abgeschätzt werden. Um den dadurch verursachten Fehler zu minimieren, wird zur Abschätzung die anteilmäßig größte Elementkonzentration (Eisen) verwendet (Gleichung (6.7)).

$$\dot{m}_{Schlacke} = \frac{\dot{m}_{Aufgabe} \cdot \left(1 - \frac{x_{H_2O}}{100}\right) \cdot x_{Fe, Aufgabe} - \dot{m}_{WO} \cdot x_{Fe, WO}}{x_{Fe, Schlacke}} \quad (6.7)$$

Abbildung 6-5 zeigt die Massenbilanzen der Hauptkomponenten der Schlacke, die mit der über Gleichung (6.7) abgeschätzten Schlackenmasse berechnet wurden. Da für die Hauptkomponenten SiO₂, CaO und MgO die Massenbilanzen weitestgehend ausgeglichen sind, ist davon auszugehen, dass die Berechnung der Schlackenmenge gemäß Gleichung (6.7) zulässig ist.

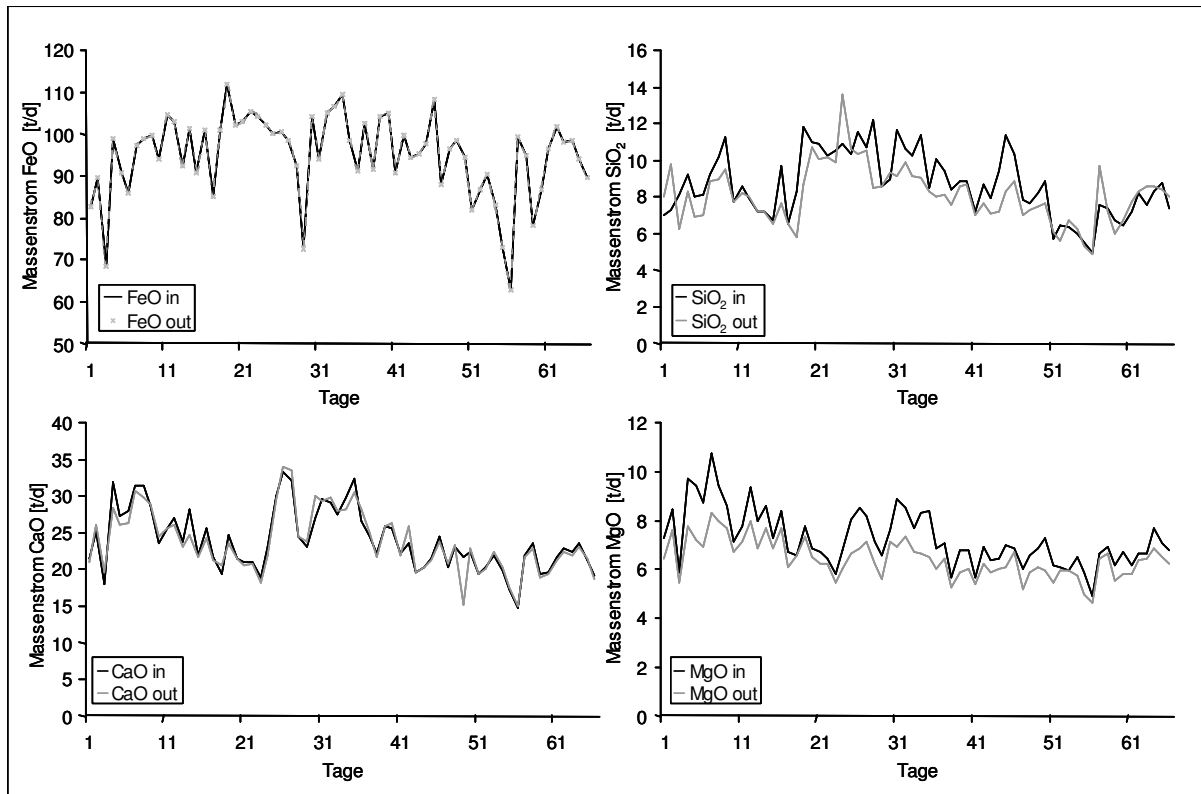


Abbildung 6-5: Massenbilanz der Hauptkomponenten der Schlacke

6.1.4 Validierung des Simulationsmodells

Um mit Hilfe der Betriebsdaten das Modell zu validieren, müssen die analysierten Elemente in den Inputstoffströmen den entsprechenden Verbindungen zugeordnet werden. Die Zuordnung erfolgte nach Rücksprache mit der B.U.S Metall GmbH gemäß der Tabelle 6-4.

Tabelle 6-4: Zuordnung der Elemente der Inputstoffströme zu Verbindungen

Element	Verbindung
Fe	Fe ₂ O ₃ , Fe ₃ O ₄ , FeO
Zn	ZnO, ZnFe ₂ O ₄
Pb	PbO, PbSO ₄
Ca	CaO, Ca(OH) ₂ , CaSO ₄
Si	SiO ₂
Mg	MgO
Al	Al ₂ O ₃
Mn	MnO
Na	NaCl
K	KCl
Cu	CuO
Sn	SnO ₂
C	C

Die zur Beurteilung des Wälzprozesses entscheidenden Parameter sind der Durchsatz, das Zinkausbringen sowie der Koksverbrauch. Da zur Zeit ausreichende Verwertungskapazitäten bei der B.U.S Steel Services GmbH verfügbar sind, liegt der Fokus der Modellierung auf der problemadäquaten Abbildung des Zinkausbringens sowie des spezifischen Koksbedarfes.

Abbildung 6-6 zeigt den Vergleich zwischen dem gemessenen und dem durch das Modell prognostizierten Zinkausbringen.

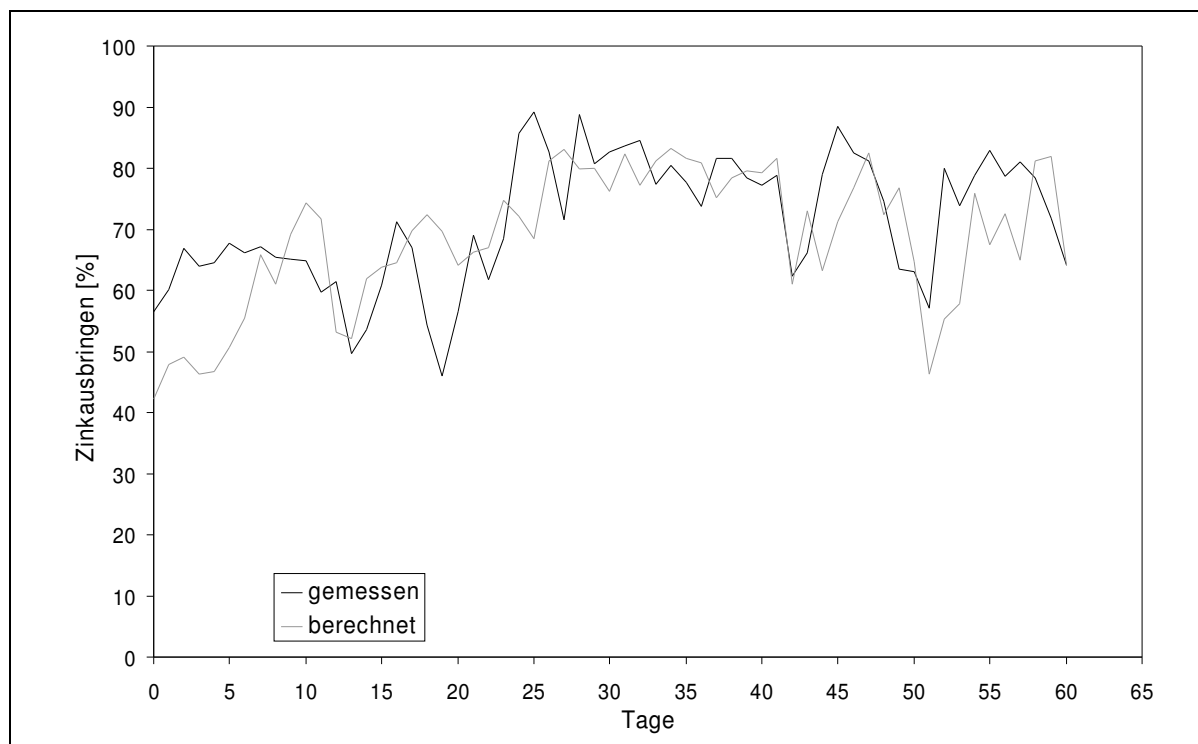


Abbildung 6-6: Vergleich des berechneten mit dem gemessenen Zinkausbringens

Der Korrelationskoeffizient zwischen den beiden Kurvenverläufen beträgt 0,63. Da das Wälzrohr zu Beginn des Beobachtungszeitraums nach einem längeren Stillstand in Betrieb genommen wurde, ist vor allem das Zinkausbringen der Tage 1-10 ungewöhnlich gering. Die Ursache hierfür ist das instationäre Verhalten des Wälzrohres direkt nach der Inbetriebnahme. Die Aussagefähigkeit dieser Messwerte ist daher beschränkt. In den nachfolgenden Tage (15-60) werden die großen Trends in den Schwankungen des Zinkausbringens durch das Modell sehr gut abgebildet. Ein ähnliches Bild ergibt sich, wenn die gemessenen mit der berechneten Zinkkonzentration in der Schlacke verglichen wird (vgl. Abbildung 6-7). Auch hier ist die Übereinstimmung der Modelldaten mit den Betriebsdaten nach der Einfahrphase des Wälzrohres groß. Der Korrelationskoeffizient der Kurvenverläufe beträgt 0,68.

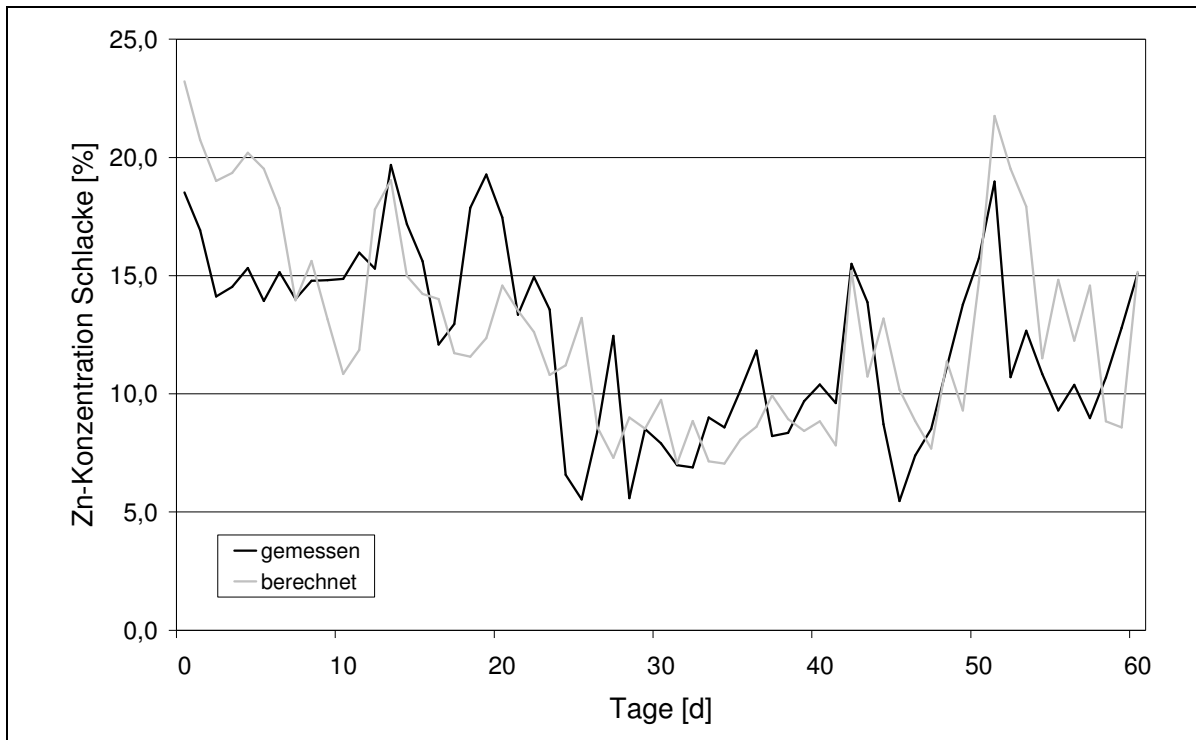


Abbildung 6-7: Vergleich der gemessenen mit der berechneten Zinkkonzentration in der Schlacke

Zur Berechnung des spezifischen Koksverbrauches werden die Wärmeströme aus den Reaktoren SOL1-3 und GAS1-3 in einem Mixer zusammengefasst. Der resultierende Wärmestrom entspricht dabei dem über die Ofenwand an die Umgebung abgegebenen Wärmestrom. Durch eine Designspezifikation wird während der Berechnung der Koksgehalt der Aufgabenmischung so variiert, dass der Wärmestrom der Abwärme dem vorher festgelegten Wert entspricht. Abbildung 6-8 zeigt den berechneten spezifischen Koksbedarf im Vergleich zu dem gemessenen spezifischen Koksbedarf. Es fällt auf, dass durch das Modell nur der grobe Trend des gemessenen spezifischen Koksbedarfes abgebildet wird. Der Korrelationskoeffizient zwischen den beiden Kurvenverläufen beträgt 0,48. Ursache hierfür ist zum einen das nicht berücksichtigte Alter der dem Wälzrohr zugeführten Pellets (vgl. Abschnitt 6.1.2) und zum anderen der nicht genau bekannte Kohlenstoffgehalt der eingesetzten Rohstoffe.

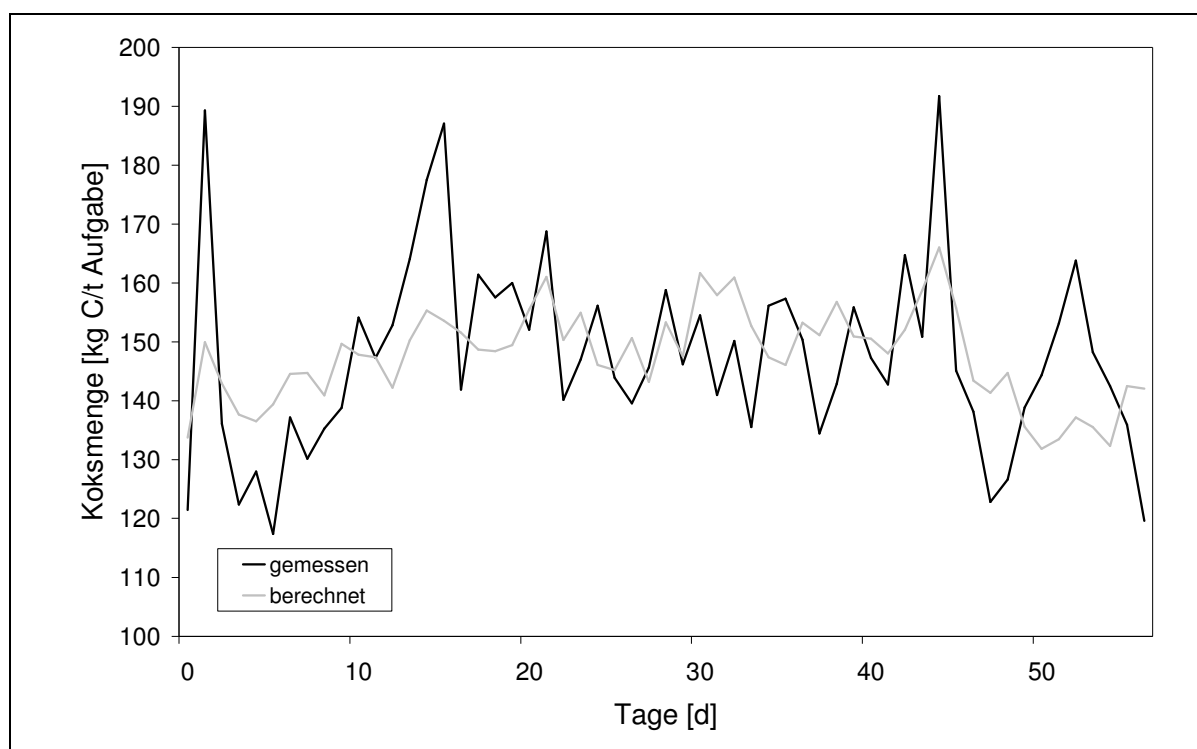


Abbildung 6-8: Vergleich des gemessenen mit dem berechneten spezifischen Koksbedarf

Auf der Basis der dargestellten Ergebnisse kann davon ausgegangen werden, dass das Zinkausbringen des Wälzrohrs durch das Modell hinreichend genau abgebildet worden ist, wohingegen die Abbildung des spezifischen Koksbedarfes nur eingeschränkt gelungen ist.

6.1.5 Sensitivitätsanalysen des Wälzrohrs

Ziel der Sensitivitätsanalysen ist die qualitative und quantitative Abschätzung der Einflussfaktoren auf das Zinkausbringen sowie den spezifischen Koksbedarf. Dazu werden die mutmaßlichen Einflussfaktoren in einem vorgegebenen Bereich variiert und anschließend anhand der berechneten Ergebnisse die Auswirkungen auf die Zielgröße überprüft. Zur Berechnung der Sensitivitätsanalysen wird auf das, bereits in der Flowsheeting Umgebung ASPEN PLUS[®] vorhandene Tool zurückgegriffen (vgl. Abschnitt 2.2.2.4).

Die aus dem Modell ermittelten Haupteinflussfaktoren für das Zinkausbringen sind die Temperatur der Schlacke, der Eisengehalt sowie der Zinkgehalt der Aufgabemischung. Abbildung 6-9 zeigt die entsprechenden Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse für das Zinkausbringen.

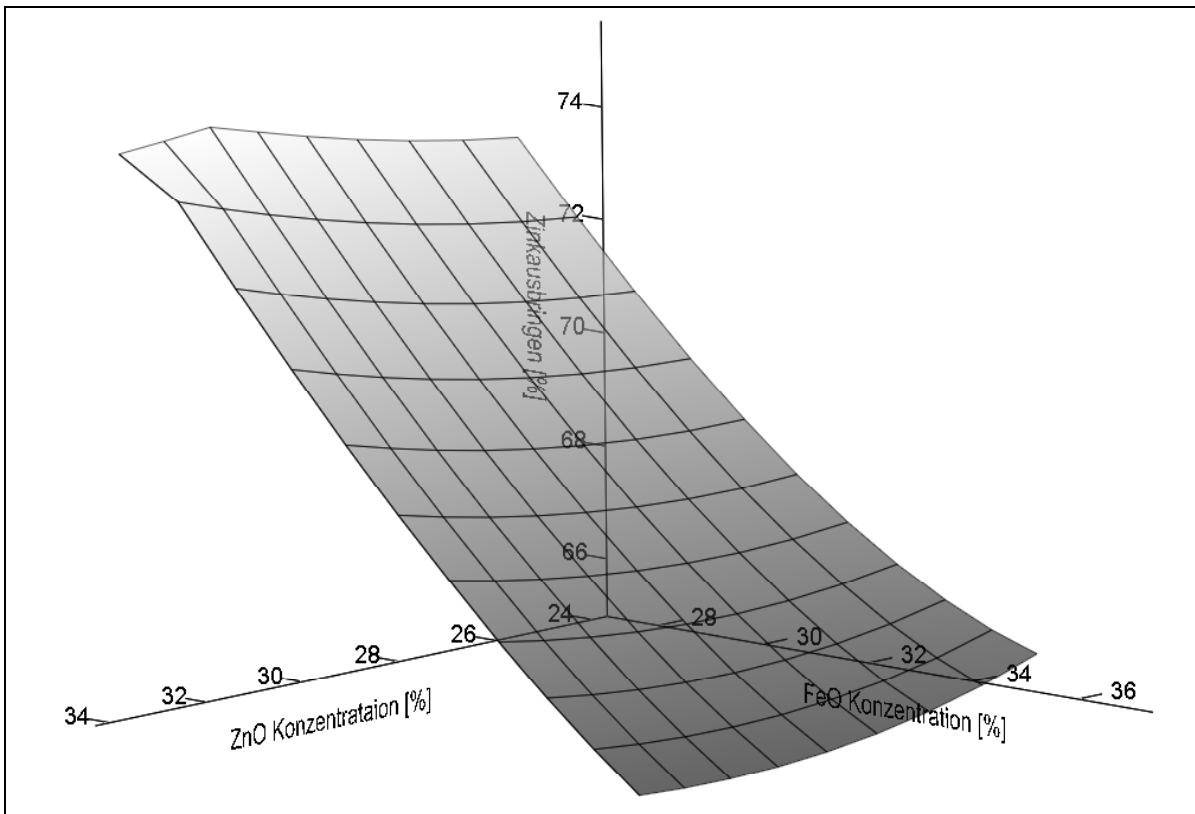


Abbildung 6-9: Einfluss des Zink- und Eisengehaltes der Aufgabenmischung auf das Zinkausbringen

Aus Abbildung 6-9 geht hervor, dass das Zinkausbringen mit steigender Zinkkonzentration zu- und mit steigender Eisenkonzentration abnimmt. Weiterhin ist deutlich zu erkennen, dass der Einfluss der Eisenkonzentration stärker ausgeprägt ist, als der Einfluss der Zinkkonzentration.

Eine Zunahme der Eisenkonzentration verursacht zum einen die vermehrte Bildung von schwer reduzierbarem Zinkferrit und zum anderen konkurriert es, als potenzielles Reduktionsmittel, mit dem Zinkoxid um das in der Feststoffphase gebildete Kohlenmonoxid.

In der Abbildung 6-10 ist der Einfluss der Schlackentemperatur sowie des Eisengehaltes auf das Zinkausbringen dargestellt. Eine Erhöhung der Schlackentemperatur bewirkt eine deutliche Erhöhung des Zinkausbringens, da mit zunehmender Temperatur das Boudouardgleichgewicht in Richtung Kohlenmonoxid verschoben wird. Weiterhin wird bei einer Erniedrigung der Temperatur der Dampfdruck des reduzierten Zinks verringert, so dass die Verdampfung erheblich erschwert wird. Gegenüber dem Einfluss der Temperatur ist der Einfluss der Eisenkonzentration der Aufgabenmischung gering.

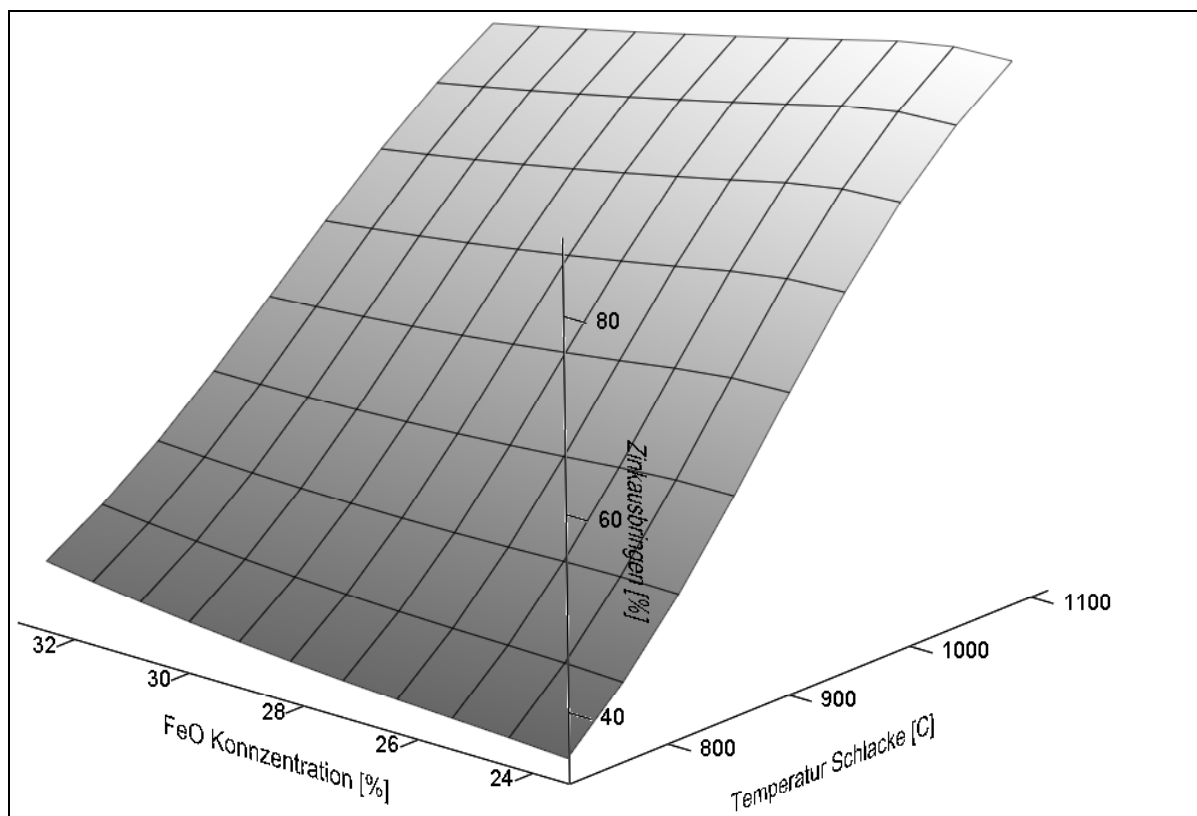


Abbildung 6-10: Einfluss des Eisengehaltes der Aufgabenmischung und der Schlackentemperatur auf das Zinkausbringen

Zur Bestimmung von beschreibenden Gleichungen wird, analog zu der in Abschnitt 3.1.3 dargestellten Vorgehensweise, das Verfahren der multiplen Regressionsanalyse auf die berechneten Sensitivitätsanalysen angewendet. In Gleichung (6.8) ist der funktionale Zusammenhang zwischen dem Zinkausbringen und der Zink- und Eisenkonzentration sowie der Temperatur der Schlacke angegeben.

$$\text{Zinkausbringen} [\%] = -19,08 + 0,509 \cdot x_{\text{Zn, Aufgabe}} - 0,453 \cdot x_{\text{FeO, Aufgabe}} + 0,094 \cdot \vartheta_{\text{Schlacke}} \quad (6.8)$$

Wie bereits aus den Diagrammen ersichtlich wird das Zinkausbringen durch eine hohe Zinkkonzentration sowie eine hohe Schlackentemperatur begünstigt und durch eine hohe Eisenkonzentration erniedrigt.

Das Ergebnis der analog durchgeführten Sensitivitätsanalyse für den spezifischen Koksbedarf ist in Gleichung (6.9) dargestellt.

$$\frac{m_c}{m_{\text{Aufgabe}}} [\text{kg} / \text{t}] = 283 - 6,135 \cdot x_{\text{Zn}} + 0,537 \cdot x_{\text{FeO}} + 0,0047 \cdot \vartheta_{\text{Schlacke}} \quad (6.9)$$

Aus der Gleichung geht hervor, dass der spezifische Koksbedarf mit zunehmender Schlackentemperatur aufgrund des höheren Wärmebedarfs zunimmt. Weiterhin wird ebenfalls durch einen höheren Eisengehalt der spezifische Koksbedarf erhöht.

Die in beiden Regressionsgleichungen enthaltene Schlackentemperatur wird durch den Anlagenbetreiber exogen über den Kohlenstoffgehalt der Aufgabemischung vorgegeben. Dabei existiert für die Schlackentemperatur eine bauartbedingte Obergrenze.

6.1.6 Schlussfolgerungen und Zusammenfassung

Im Mittelpunkt der Übertragung der entwickelten Ansätze auf den Wälzprozess steht die Auffindung und Quantifizierung der funktionellen Zusammenhänge zwischen der chemischen Zusammenstellung der Aufgabemischung und den Betriebsbedingungen auf der einen sowie dem Zinkausbringen und dem spezifischen Koksbedarf auf der anderen Seiten. Sowohl das Zinkausbringen als auch der spezifische Koksbedarf stellen die für den Wälzprozess entscheidenden variablen betriebswirtschaftlichen Größen dar.

Der Vergleich der Modellergebnisse mit den gemessenen Betriebsdaten lässt darauf schließen, dass die wesentlichen Einflussfaktoren (Zink- und Eisenkonzentration der Aufgabemischung sowie die Schlackentemperatur) durch das Modell sicher beschrieben werden.

Durch die durchgeführten Arbeiten wird die B.U.S Steel Services GmbH beispielsweise in die Lage versetzt, anhand der Gleichung (6.8) bei einem angebotenen Rohstoff schnell das zu erwartende Zinkausbringen sowie den dafür notwendige Reduktionsmittelverbrauch zu kalkulieren und darüber den Rohstoff monetär zu bewerten bzw. mit anderen Rohstoffen zu vergleichen. Ein weiteres Anwendungsfeld ist die optimale Allokation von Rohstoffen zu den einzelnen Standorten der B.U.S Steel Services GmbH nicht nur unter den Gesichtspunkten der Transportkosten und Kapazitäten, sondern auch unter Einbeziehung der in den einzelnen Standorten zu erwartenden Erträge und Kosten.

Im operativen Bereich, auf der Ebene der einzelnen Standorte, kann beispielsweise die Gleichung (6.9) zur Berechnung des optimalen Kohlenstoffgehalts in der Aufgabemischung unter Berücksichtigung schwankender Koks-, Rohstoff- und Zinkpreise erfolgen.

6.2 Übertragung der Ergebnisse auf ein Aggregat der Kupfererzeugung

Die Norddeutsche Affinerie AG (NA AG), einer der weltgrößten Kupfererzeuger, gewinnt neben Kupfer auch die in den Rohstoffen verwandtschaftet vorkommenden Wertelemente wie Blei, Silber und Gold. Im Geschäftsjahr 2004 erzeugte die NA AG 522.000 t Kathodenkupfer sowie 759 t Silber und 21 t Gold. Der mit 3200 Mitarbeitern erwirtschaftete Umsatz betrug im Geschäftsjahr 2004 2.481 Mill € (Norddeutsche Affinerie AG (2004)).

Zur weiteren Überprüfung der Anwendbarkeit bzw. Übertragbarkeit der entwickelten Methoden auf weitere Bereiche der Prozessindustrie wird im Rahmenm dieses Forschungsvorhabens ein Flowsheeting Modell des Treibkonverters 1 der NA AG erstellt. Dabei handelt es sich im Gegensatz zu den vorherigen Prozessen um ein Produktionaggregat, das im Semi-Batchverfahren betrieben wird. Dadurch werden an das Modell weiterführende Anforderungen gestellt, da im Batchbetrieb keine stationäre Prozessführung unterstellt werden kann.

In einem zweiten Schritt wird ein auf der Regressionsanalyse basierendes mathematisches Modell entwickelt und anhand eines Vergleiches der beiden Modelle die Vor- und Nachteile der Flowsheeting Modellierung herausgearbeitet.

6.2.1 Verfahrensbeschreibung der Kupfererzeugung und des Treibkonverterprozesses

Die Kupfergewinnung der NA AG folgt der üblichen Route der Kupfererzeugung (vgl. Pawlek (1983)). Die vorwiegend sulfidischen Kupferkonzentrate werden in einem Schwebeschmelzofen teilweise geröstet und erschmolzen. Ziel des Schmelzens ist die Trennung der Sulfide von der Gangart unter gleichzeitiger Verschlackung eines Teil des Erzes und damit verbunden eine Anreicherung des Kupfers. Die dabei erhaltenen flüssigen Sulfide, der so genannte Kupferstein, sind eine Mischung aus Eisen- und Kupfersulfid (Cu_2S , FeS). Die Schlacke, die nach dem Schmelzen gravimetrisch abgetrennt wird, enthält die in der Gangart enthaltenen restlichen Oxide (SiO_2 , CaO , FeO , MgO , Al_2O_3).

Der Schwefel des Kupfersteins wird anschließend in Konvertern in einem zweistufigen Verfahren verblasen. In der ersten Phase des Konvertierens wird das Eisensulfid abgeröstet, zusammen mit dem zugesetzten Quarzsand verschlackt und nach Beendigung dieser Periode abgegossen. In der zweiten Phase wird das in dem Konverter verbliebene Kupfersulfid mit Sauerstoff zu metallischem Kupfer verblasen. Da das Konvertieren des Kupfers stark exotherm ist, können zur Kühlung dem Konverter während des Verblasens Kupferschrotte

bzw. Kupferanodenreste zugesetzt werden. Neben dem Kupfer werden während des Blasens auch die Edelmetalle Gold, Silber, Platin u. a. sowie die Elemente Kobalt, Nickel, Selen Tellur, Antimon und Arsen zum Teil in die metallische Phase überführt.

Die bereits metallisches Kupfer enthaltenen Sekundärrohstoffe werden in einem Elektroofen eingeschmolzen. Die nicht flüchtigen Bestandteile werden verschlackt und abgetrennt. Das geschmolzene Kupfer des Elektroofens wird dem Konverterprozess zugeführt.

Um die in dem Rohkupfer enthaltenen Verunreinigungen zu entfernen, wird das Kupfer zu Anoden vergossen, die anschließend in der Raffinationselektrolyse eingesetzt werden. Bei der Raffinationselektrolyse werden abwechselnd Kupferanoden und aus Kupfer bestehende Kathoden in mit verdünnter Schwefelsäure befüllte Becken eingehängt. Bei der Anlegung einer Spannung geht das Kupfer der Anoden in Lösung und wird sofort an den Kathoden wieder abgeschieden. Das Verhalten der in den Anoden befindlichen Verunreinigungen wird durch ihre Stellung in der Spannungsreihe bestimmt. Die Edelmetalle wie Gold, Platin und Silber fallen zusammen mit einem Teil des Nickels sowie Selen und Tellur bei der Elektrolyse als Anodenschlamm an, wohingegen die unedleren Elemente Kobalt, Eisen, Zink, Kadmium und Mangan nahezu vollständig in Lösung gehen.

Der Anodenschlamm der Raffinationselektrolyse wird anschließend mit verdünnter Schwefelsäure und Sauerstoff gelaugt, wobei das Nickel als Nickelsulfat aufgelöst und abgetrennt wird. Der verbleibende Anodenschlamm wird filtriert und getrocknet und in dem Treibkonverter 1 zu so genanntem Doré-Silber⁷⁹ (Rohsilber) weiter raffiniert. In Abbildung 6-11 ist schematisch die Produktionskette der Edelmetallgewinnung der NA AG bis zum Treibkonverter 1 dargestellt.

⁷⁹ Doré-Metall leitet sich von dem französischen Wort für „vergoldet“ ab und bezeichnet eine goldhaltige Silberlegierung.

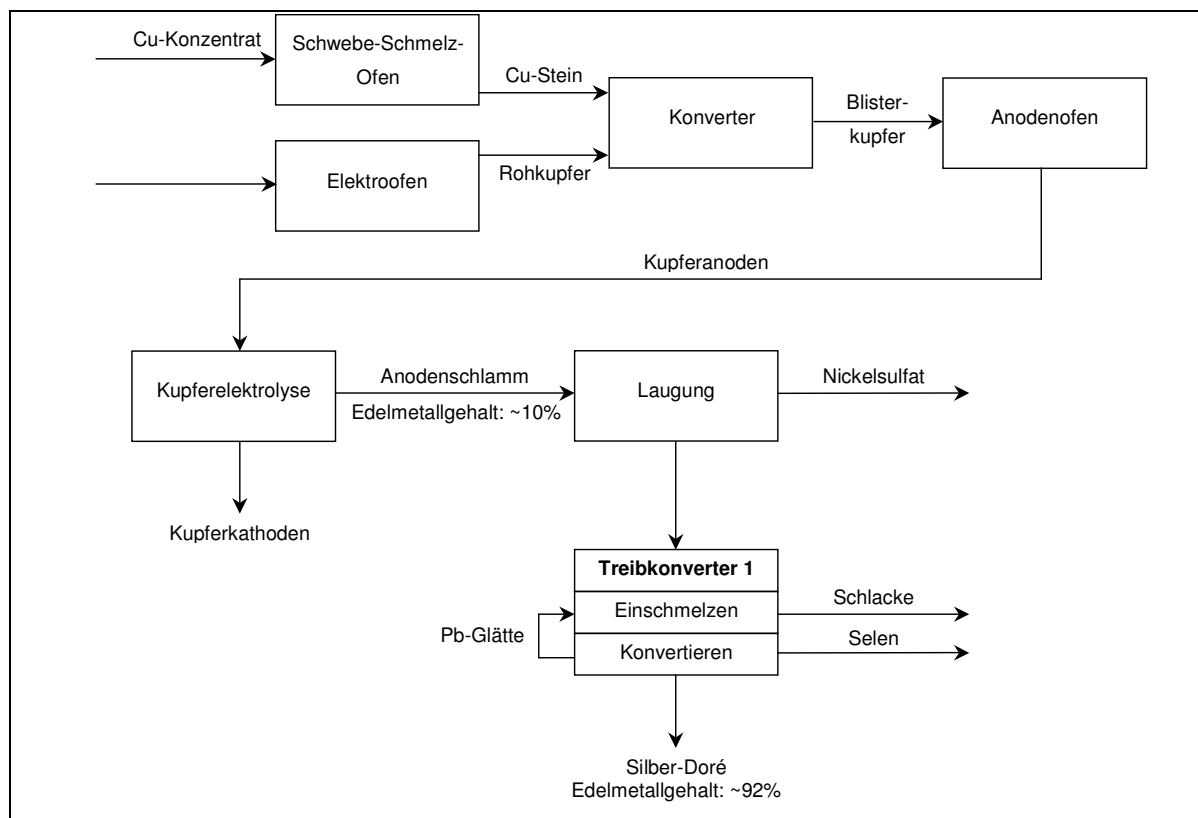


Abbildung 6-11: Schematische Darstellung der Dorè-Silber Erzeugung der NA AG
 Quelle: in Anlehnung an Plitzko (2001)

Der Treibkonverter 1 ist als Top Blown Rotary Converter (TBRC) ausgeführt. Der TBRC ist ein konisch zulaufender, kippbarer Zylinder, der entlang seiner Längsachse rotiert. Er weist dadurch große Ähnlichkeiten mit einem Handbetonmischer auf. Die Befüll- und Entleerungsöffnung wird während des Betriebes mit einer Haube verschlossen, die an eine Absaugung und eine Abgasreinigungsanlage angeschlossen ist. Über ebenfalls schwenkbar angebrachte Lanzen kann während des Betriebes dem TBRC Erdöl, Erdgas, Luft und Sauerstoff zugeführt werden. Das Arbeitsvolumen des Treibkonverters 1 beträgt 0,8 m³.

In dem Treibkonverter 1 werden nacheinander folgende Arbeitsschritte durchgeführt:

- Einschmelzen der Rohstoffe
- Reduzieren mit Koks
- Dekantieren der Schlacke
- Konvertieren mit Luft
- Dekantieren der PbO-Glätte
- Abgießen des Silber Doré

Nach dem Befüllen des Treibkonverters 1 mit den Rohstoffen, Koks und weiteren Zuschlagsstoffen wird die Mischung aufgeheizt und erschmolzen. Dabei wird gleichzeitig ein Teil des in der Rohstoffmischung enthaltenen Bleis sowie Silber, Selen Kupfer, Tellur, Zinn u. a. Elemente durch den zugegebenen Koks reduziert. Nach Abschluss des Einschmelzvorganges wird die Schlacke, die hauptsächlich das nicht reduzierte Blei als PbO sowie $BaSO_4$, Na_2O und SiO_2 enthält, durch Kippen des TBRC von der metallischen Phase abgetrennt. Die Menge des über die Schlacke abgetrennten Bleis kann durch die Kokszugabe beeinflusst werden.

Anschließend werden die noch in dem Doré-Silber enthaltene Verunreinigungen, wie Selen, Blei, Kupfer und Tellur durch Druckluft oxidiert. Dabei sammelt sich das Bleioxid als Bleiglätte auf der metallischen Phasen und wird dekantiert und mit dem nächsten Zyklus wieder in den Treibkonverter chargiert. Das Selendioxid wird bei der Oxidation verdampft und aus dem Abgasstrom durch Wäscher abgetrennt.

Die Oxidation wird beendet, wenn eine festgelegte Selenkonzentration in dem Doré-Silber unterschritten wird. Die Zykluszeit des gesamten Batchprozesses beträgt ca. 17-20 h (vgl. Plitzko (2001)).

6.2.2 Flowsheeting Modell des Konverterprozess

Gegenstand der Modellierung ist ausschließlich der Treibkonverter 1, Nebenaggregate wie die Selengewinnung aus dem Abgasstrom werden im Rahmen dieses Forschungsvorhabens nicht betrachtet. Einen Überblick über die bei der Modellierung bilanzierten und berücksichtigten Stoffströme ist in Abbildung 6-12 angegeben.

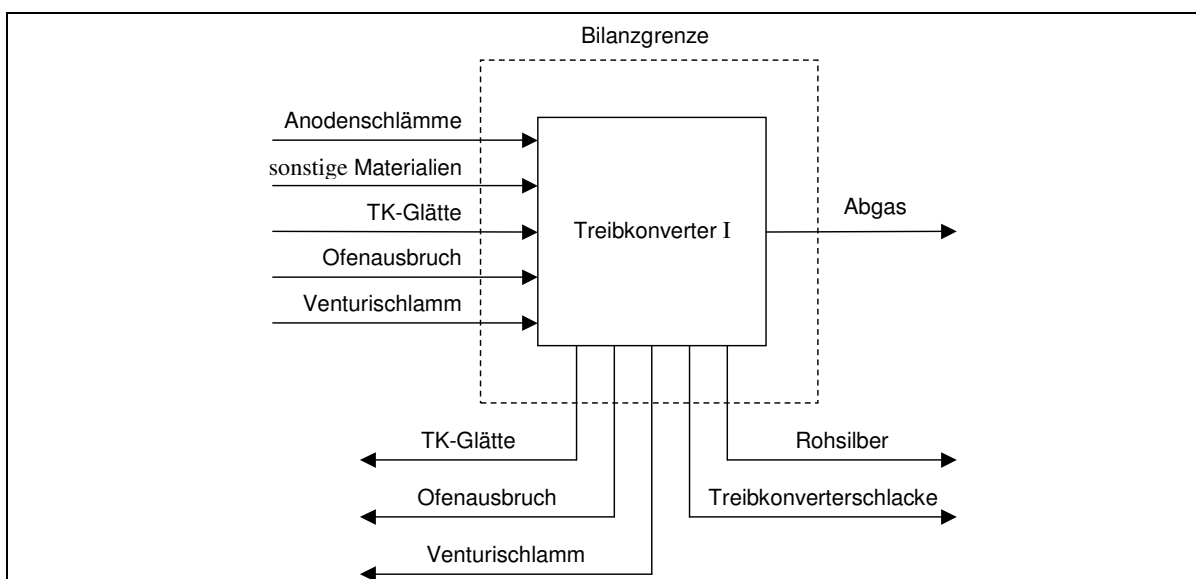


Abbildung 6-12: Bei der Modellierung betrachtete Stoffströme des Treibkonverter 1

Die bei der Modellierung berücksichtigten Komponenten sind in Tabelle 6-5 dargestellt.

Tabelle 6-5: Zur Modellierung verwendete Komponentenliste

Antimon	Sb	Nickel	Ni
	Sb ₂ O ₃		NiO
Arsen	As	Sauerstoff	NiSO ₄
	As ₂ O ₃		O ₂
Barium	Ba	Schwefel	SO ₂
	BaO		SO ₃
	BaSO ₄	Selen	Se
Blei	Pb	Silber	SeO ₂
	PbO		Ag
	PbO ₂		Ag ₂ O
	PbSO ₄		AgCl
Gold	Au	Silizium	SiO ₂
Kohlenstoff	C	Stickstoff	N ₂
	CO	Tellur	Te
	CO ₂		TeO ₂
Kupfer	Cu	Zink	Zn
	Cu ₂ O		ZnO
	CuO	Zinn	Sn
	CuSO ₄		SnO ₂
Natrium	Na	Wasserstoff	H ₂
	Na ₂ O		H ₂ O
	Na ₂ CO ₃		HCl
	Na ₂ SiO ₃		
	Na ₂ SiO ₅		

Eine schematische Abbildung des Flowsheeting Modells des Treibkonverters 1 ist in Abbildung 6-13 wiedergegeben. Für die Modellierung des Treibkonverters 1 sind vorrangig die drei stoffumwandelnden Vorgänge *Einschmelzen*, *Reduktion* und *Oxidation* relevant.

Die Reduktion findet zeitgleich mit dem Einschmelzen statt. Da die Dauer für das Einschmelzen in erster Linie von der Beschaffenheit sowie dem Wassergehalt der eingesetzten Rohstoffe abhängig ist, werden diese Arbeitsschritte in den Gleichgewichtsreaktoren MELT und OX abgebildet. Die dabei gebildeten gasförmigen

Reaktionsprodukte werden in einem Heater-Modul abgekühlt, wobei die dabei kondensierten Komponenten den Hauptteil der bei der Venturiwäsche des Abgases anfallenden Schlamm darstellen. Die Abtrennung der Schlacke von dem Metall erfolgt durch den Separator SEPSLAG. Die metallische Phase wird dann dem Batch-Reaktormodul CONV zugeführt. Die zur Oxidation der Verunreinigungen notwendige Druckluft wird über die gesamten Reaktionszeit dem Batchreaktor zugeführt. Die zur Berechnung der Reaktionen notwendigen Reaktionskonstanten entstammen den Betriebsdaten. Als Abbruchkriterium der Batchreaktion wird eine Selenkonzentration von 0,5 % im Rohsilber definiert. Die zum Verblasen der Verunreinigungen benötigte Zeit wird durch das Modell ermittelt und kann durch den Benutzer ausgelesen werden. Nach Beendigung der Batchreaktion wird das Reaktionsgemisch durch zwei Separatoren in die Stoffströme Abgas, Rohsilber und Glätte aufgeteilt. Das während des Konvertiervorgangs verdampfte Selendioxid wird im Abgas abgeführt.

Zur Simulation der nicht vollständigen Trennschärfe der Dekantiervorgänge werden durch Splitter aus den Stoffströmen Teilströme entkoppelt. So enthält beispielsweise die Schlacke einen geringen Teilstrom des Rohsilbers. Der Ofenbruch, der durch Bärenbildung sowie dem nicht vollständigen Entleeren des Treibkonverters verursacht wird, setzt sich anteilig aus den Stoffströmen Schlacke, Glätte und Rohsilber zusammen.

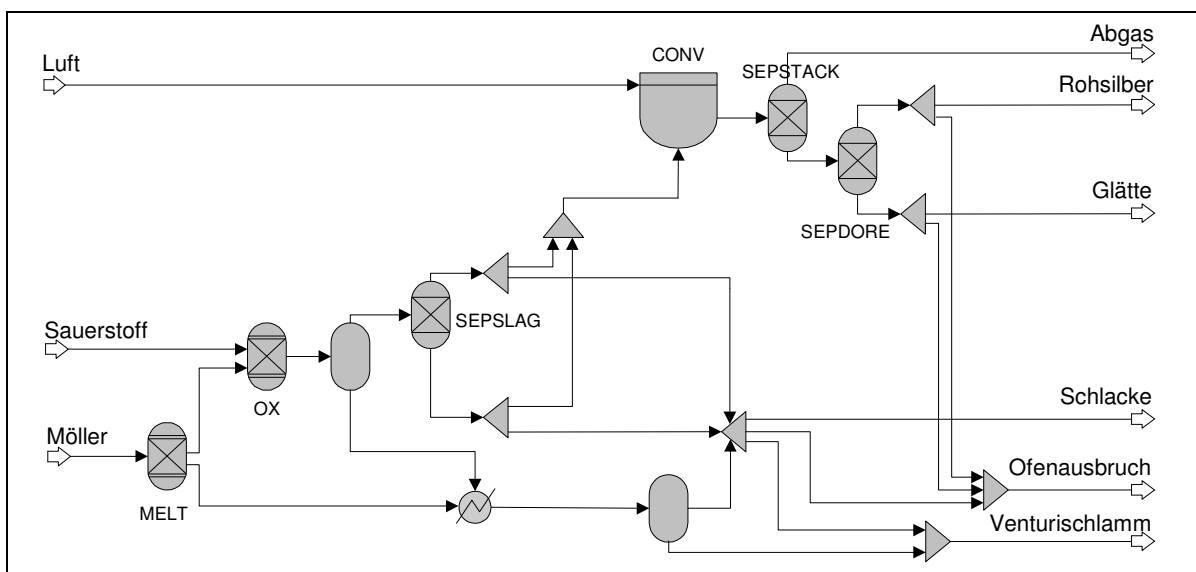


Abbildung 6-13: Schematische Abbildung des Flowsheeting Modells des Treibkonverter 1

6.2.3 Validierung des Simulationsmodells

Die Validierung des Modells erfolgt wiederum durch den Vergleich der Modelldaten mit Betriebsdaten. Dazu werden die aus den Betriebsdaten ermittelten Massenströmen und Konzentrationen als Inputstoffströme für das Modell verwendet. Insgesamt werden für die Validierung 60 Chargen ausgewertet. Die in den Abbildungen aufgeführten Werte sind, da es

sich um reale Daten des Unternehmens handelt, normiert. In Abbildung 6-14 ist der Vergleich der gemessenen mit den berechneten Hauptmassenströme des Treibkonverters 1 dargestellt.

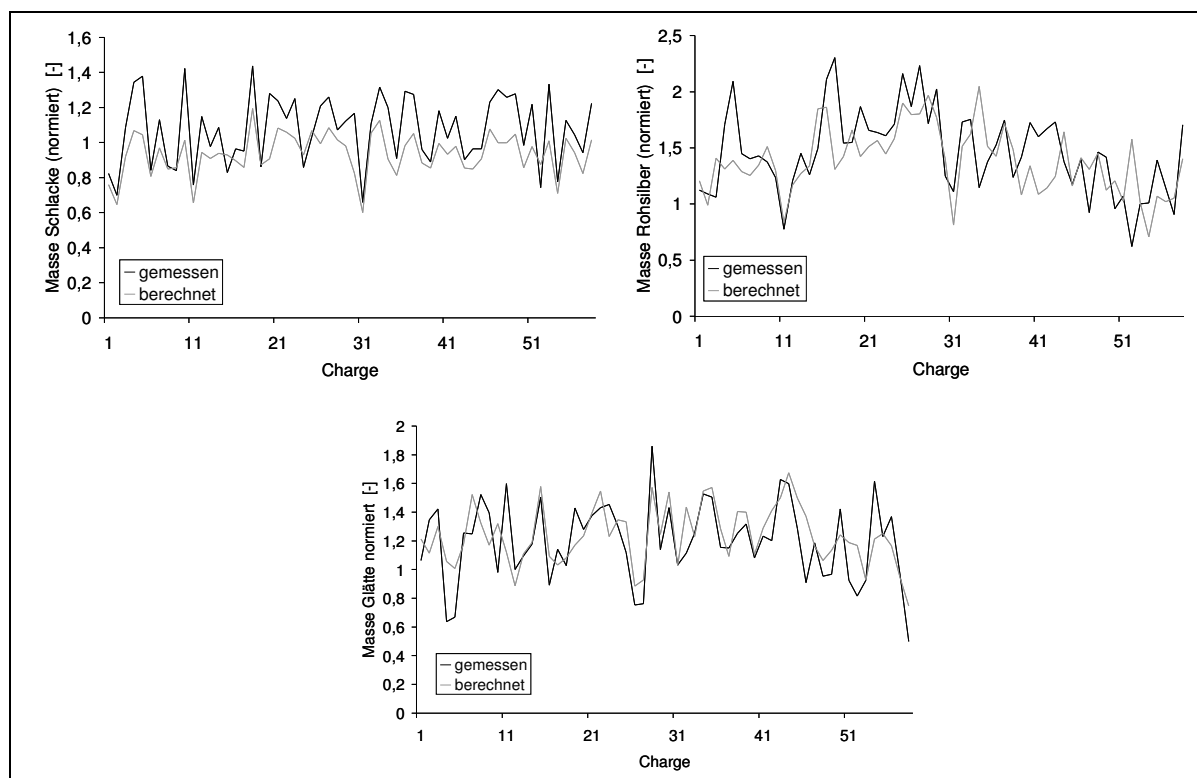


Abbildung 6-14: Vergleich der gemessenen mit den berechneten Massenströmen des Treibkonverters 1

Die Korrelationskoeffizienten zwischen den dargestellten Kurvenverläufe betragen für die Masse Schlacke 0,83, für die Masse Rohsilber 0,53 und für die Masse Glätte 0,70. Den größten Einfluss auf die Massenverteilung des Inputstoffstromes besitzt neben der chemischen Zusammensetzung die Menge des zugegebenen Koks sowie die Zeit, die für das Konvertieren benötigt wird. Je größer die eingebrachte Koksmenge ist, desto mehr Bleioxid wird reduziert. Dadurch wird die Schlackenmenge gesenkt sowie gleichzeitig die Glättemenge erhöht. Die Kokszugabe kann daher zur Steuerung der umlaufenden Glättemenge eingesetzt werden. Der Vergleich des gemessenen und berechneten Silber- und Goldgehalts des Rohsilbers ist in Abbildung 6-15 dargestellt.

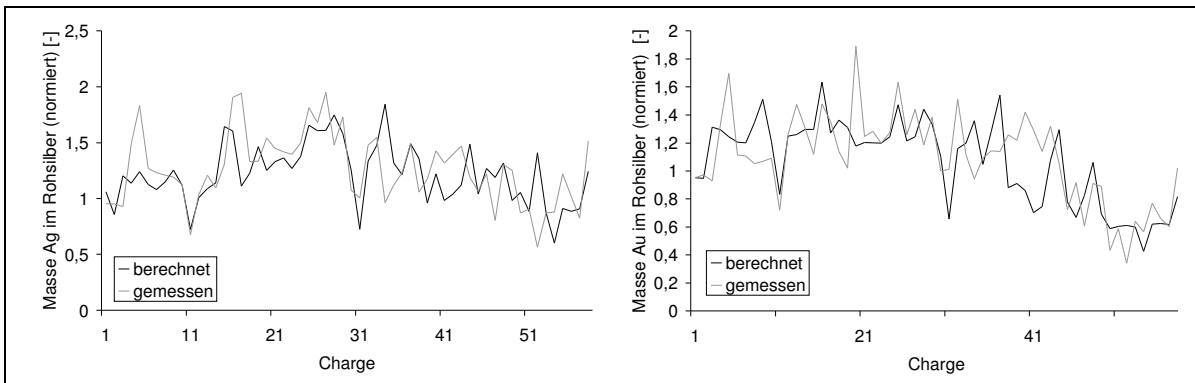


Abbildung 6-15: Vergleich des gemessenen mit dem berechneten Silber- und Goldgehaltes des Rohsilbers

Die Übereinstimmung der Kurvenverläufe ist gut (Korrelationskoeffizient für Silber: 0,56 und für Gold: 0,65). Aufgrund der dargestellten Ergebnisse ist davon auszugehen, dass das Flowsheeting Modell in der Lage ist die chemischen Zusammenhänge des Treibkonverter 1 problemadäquat abzubilden.

Da bei der Modellbildung für den Arbeitsschritt des Konvertierens ein Batch-Reaktormodul verwendet wird, besteht die Möglichkeit die Zeit, die zum Konvertieren der Charge benötigt wird, zu ermitteln. Eine Berechnung der Zeiten zum Einschmelzen und Reduzieren kann im Rahmen der Flowsheeting Modellierung mit ASPEN PLUS® nicht erfolgen, da die Haupteinflüsse auf die Einschmelzzeit vor allem physikalischer Natur sind. Gleichungen zur Prognostizierung der Verarbeitungszeiten setzten Planer in die Lage die Auslastung der Prozessaggregate zu verbessern und Engpässe zu vermeiden.

In der Abbildung 6-16 ist der Vergleich der gemessenen mit der berechneten Konvertierungszeit dargestellt. Obwohl der Korrelationskoeffizient zwischen den Kurvenverläufen nur 0,37 beträgt werden die groben Trends hinreichend gut abgebildet. Neben der chemischen Zusammensetzung und den Reaktionsbedingungen wird die Konvertierungszeit durch zahlreiche andere Parameter, wie die Umdrehungsgeschwindigkeit und die Neigung des Treibkonverters sowie der Druck an der Luftlanze beeinflusst. Weiterhin wird in der Praxis im Gegensatz zu den Modellberechnungen die angestrebte Selenkonzentration im Rohsilber nicht genau erreicht, so dass der Konvertierungsvorgang zu früh oder zu spät beendet wird.

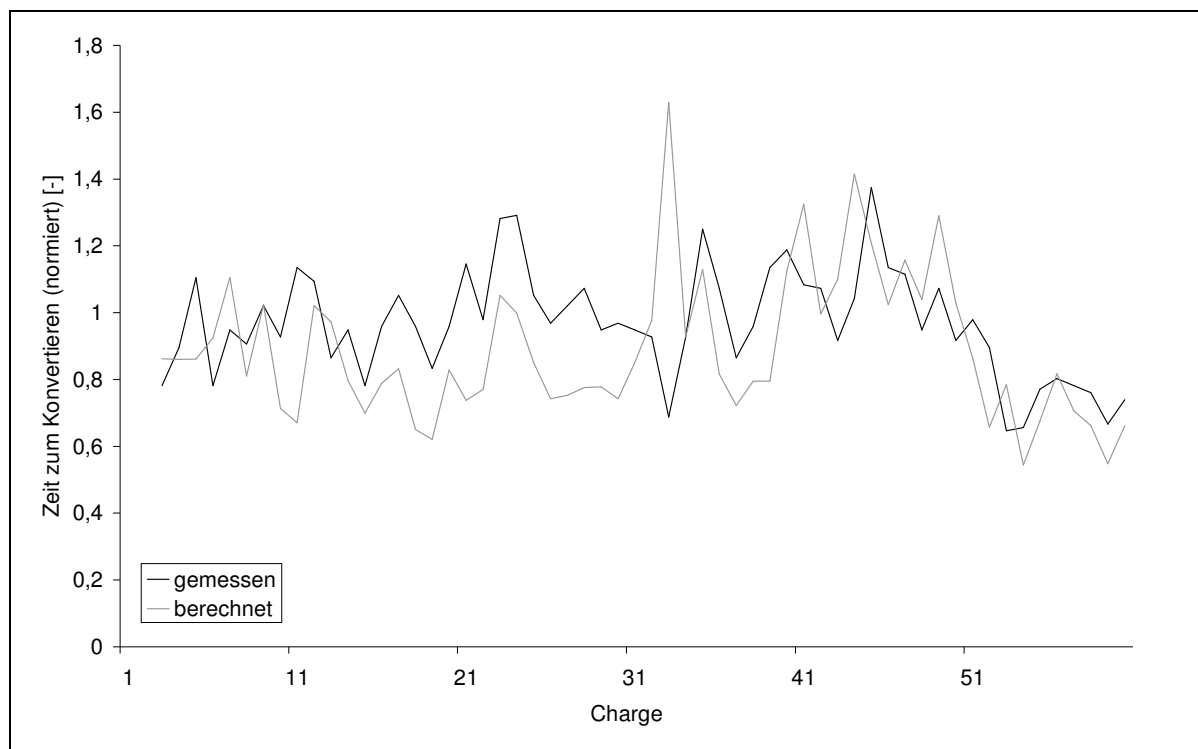


Abbildung 6-16: Vergleich der gemessenen mit der berechneten Konvertierungszeit

6.2.4 Sensitivitätsanalyse des Treibkonverters

Ziel der Modellierung ist die Erstellung von Regressionsgleichungen zur Berechnung der Verteilungskoeffizienten der Elementströme. Unter einem Verteilungskoeffizienten wird hier der Anteil eines Elementes i in einem Outputstoffstrom j bezogen auf die Menge des Elementes i in den Inputstoffströmen k verstanden (vgl. Gleichung (6.10)).

$$v_{i,j} = \frac{\dot{m}_{i,j}^{out}}{\sum_{k=1}^K \dot{m}_{i,k}^{in}} \quad \forall k \in K \tag{6.10}$$

Mit:

- $v_{i,j}$ Verteilungskoeffizient des Elementes i im Outputstoffstrom j
- $\dot{m}_{i,j}^{out}$ Massen des Elementes i im Outputstoffstrom j
- $\dot{m}_{i,k}^{in}$ Massenstrom des Elementes i im Inputstoffstrom k

Zur Ableitung der Regressionsgleichungen für die Verteilungskoeffizienten werden „synthetische Möllierzusammensetzungen“ generiert, bei denen alle relevanten Variablen zielgerichtet mit einem minimalen und einem maximalen Niveau variiert werden. Um auch die Beeinflussungen der Variablen untereinander adäquat zu berücksichtigen, werden die Möllierzusammensetzungen vollständig faktoriell ermittelt, das heißt es werden alle

Kombinationen, die mit den Variablen auf zwei Niveaus gebildet werden können, berechnet. Die so berechneten Möllierzusammensetzungen dienen anschließend als Inputstoffströme für das Flowsheeting Modell. Aus den berechneten Ergebnissen wird dann im Anschluss mit Hilfe der multiplen Regressionsrechnung die beschreibenden Gleichungen abgeleitet.

Beispielhaft ist in Gleichung (6.11) die Regressionsgleichung für den Verteilungskoeffizienten des Silbers im Rohsilber dargestellt.

$$v_{Ag, Rohsilber} = 0,58 - 1,1 \cdot 10^{-5} \cdot m_{ir}^{in} - 0,0061 \cdot x_{Ba} - 0,019 \cdot x_{Se} + 0,0074 \cdot x_{Ag} \quad (6.11)$$

$$\dots + 0,0244 \cdot x_{Cu} + 0,046 \cdot x_C + 0,0049 \cdot x_{H_2O}$$

Hierbei bezeichnet m_{ir}^{in} die Trockenmasse der Inputstoffströme in [kg/Charge] und x die jeweiligen Elementkonzentrationen in [%].

Aus Gleichung (6.11) ist ersichtlich, dass sich auf ein hohes Silberausbringen die Silber-, Kupfer-, und Kohlenstoffkonzentration positiv und die Masse sowie die Selenkonzentration negativ auswirkt. Diese Ergebnisse sind metallurgisch wie folgt begründbar. Bei einem prozentual hohen Silbervorlauf sowie einer etwa gleichbleibenden Silberkonzentration in der Schlacke und in der Glätte muss sich das Silberausbringen erhöhen. Eine höhere Kupferkonzentration wirkt als Puffer gegen die Oxidation des Silbers gegen Ende der Konvertierung und verringert dadurch den Silberaustrag über die Glätte bei gleichzeitiger Erhöhung des Silberausbringens über das Rohsilber. Eine höhere Kohlenstoffkonzentration bewirkt eine vollständigere Reduktion des Silbers und verringert dadurch den Silberabgang in die Schlacke. Physikalische Effekte, wie zum Beispiel die Erhöhung der Schlackenviskosität durch hohe Nickelgehalte und einer damit verbundenen schlechten Phasentrennung, können durch das Flowsheeting Modell nicht berücksichtigt werden.

Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens wurden die Regressionskoeffizienten der Verteilungskoeffizienten der Elemente Ag, Au, Cu, Pb, Bi, As, Ni, Ba, Sn, Sb, Te, Se und SiO₂ für die Outputstoffströme Schlacke, Glätte und Rohsilber berechnet und der NA AG zur Verfügung gestellt.

6.2.5 Mathematisches Modell des Konverterprozess

Neben der Flowsheeting Modellierung besteht eine weitere Möglichkeit zur Auffindung von funktionalen Zusammenhängen zwischen Input- und Outputgrößen in der Erstellung eines statistischen Modells mit Hilfe der multiplen linearen Regressionsrechnung. Die Grundlagen der Regressionsrechnung werden in Abschnitt 2.2.2.3 erläutert. Die Gültigkeit der

berechneten Regressionsfunktionen ist nur dann gewährleistet, wenn die verwendeten Daten normal verteilt sind und wenn die Regressoren unabhängig voneinander sind. Für die Regressionsrechnung können als unabhängige Variablen zum einen die Massenströme als auch die Konzentrationen der Elemente in der Einsatzmischung herangezogen werden. Da die Massenströme der Elemente untereinander über den Gesamtmassenstrom verknüpft sind, resultiert aus einer starken Variation des Gesamtmassenstroms eine starke Multikollinearität zwischen den Massenströmen der Elemente. Es werden daher als unabhängige Variablen für die Regressionsrechnung die Konzentrationen der Elemente gewählt. Weiterhin werden noch die in den Konverter eingesetzte Gesamtmasse, die mittlere Temperatur, die benötigten Zeiten für die Arbeitsschritte sowie die spezifische Luftmenge während des Konvertierens in die Regressionsanalyse einbezogen. Trotz der Verwendung der Elementkonzentrationen als unabhängige Variablen muss eine Multikollinearität zwischen den Regressoren unterstellt werden. Zum Ausschluss der abhängigen Variablen aus dem Datensatz wird das Verfahren der Varianzinflationsanalyse angewendet.

Die Varianzinflationsanalyse dient der Prüfung der Regressoren auf Multikollinearitäten. Dabei wird für jede Variable der multiple Korrelationskoeffizient gemäß Gleichung (6.12) berechnet.

$$r_{y,(x_1 \dots x_{n-1})} = \left[\begin{pmatrix} r_{y,x_1} & r_{y,x_2} & \dots & r_{y,x_{n-1}} \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} 1 & r_{x_1,x_2} & \dots & r_{x_1,x_{n-1}} \\ r_{x_1,x_2} & 1 & \dots & r_{x_2,x_{n-1}} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ r_{x_1,x_{n-1}} & r_{x_2,x_{n-1}} & \dots & 1 \end{pmatrix}^{-1} \cdot \begin{pmatrix} r_{y,x_1} \\ r_{y,x_2} \\ \vdots \\ r_{y,x_{n-1}} \end{pmatrix} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (6.12)$$

$$VIF_{y,(x_1 \dots x_{n-1})} = \sqrt{1 - \frac{1}{r_{y,(x_1 \dots x_{n-1})}^2}} \quad (6.13)$$

Mit:

- y zu prüfenden unabhängige Variable
- x alle anderen unabhängigen Variablen
- VIF Varianzinflationsfaktor
- r Korrelationskoeffizient
- n Anzahl der unabhängigen Variablen

In Tabelle 6-6 sind die multiplen Korrelationskoeffizienten sowie die Varianzinflationsfaktoren der zur Regression verwendeten Daten aufgeführt.

Tabelle 6-6: Multiple Korrelationskoeffizienten und Varianzinflationsfaktoren

	multipler Korrelationskoeffizient	VI-Faktor
Temperatur	0,55	1,4
spez. Luftmenge	0,60	1,5
Se	0,77	2,5
Na ₂ O	0,80	2,8
Schmelzzeit	0,82	3,0
C	0,84	3,4
H ₂ O	0,88	4,4
Ag	0,88	4,6
SiO ₂	0,88	4,7
Konvertierungszeit	0,89	5,1
Masse	0,92	6,8
Cu	0,94	8,9
Au	0,95	10,6
Cl	0,96	15,8
Pb	0,96	18,4
Bi	0,97	16,7
Te	0,97	18,1
Ba	0,97	19,5
Sb	0,97	22,7
Sn	0,97	23,0
Ni	0,97	24,7
As	0,98	33,9

Bei einem VI-Faktor größer zehn muss von einer Multikollinearität ausgegangen werden (Hartung (1998)). In diesem Fall wird der Datensatz mit dem höchsten VI-Faktor entfernt und mit den verbleibenden Daten die Berechnungen wiederholt. Dabei kann sich die Reihenfolge der restlichen Datensätze nach der Entfernung eines Datensatzes ändern (vgl. Hartung (1998)).

Es hat sich gezeigt, dass bei einem Ausschluss der Elemente As, Sn und Ba die VI-Faktoren der restlichen Datensätze kleiner zehn sind. Der Ausschluss von Daten erfolgt aufgrund rein statistischer Methoden und hat keinen metallurgischen Bezug. Werden auf diesem Weg Variablen, die einen signifikanten Einfluss auf den Regressanden haben, entfernt, geht der Einfluss bei der Regression nicht verloren, sondern wird den, zu der entfernten Variable kollinearen Regressoren zugeschrieben. Als unabhängige Variablen werden direkt die aus Massenbilanzen berechneten, Verteilungskoeffizienten verwendet.

Im Rahmen dieses Forschungsvorhabens sind die Regressionskoeffizienten der Verteilungskoeffizienten für die Stoffströme Schlacke, Glätte und Rohsilber für alle relevanten Elemente berechnet worden.

Im Folgenden werden die Ergebnisse der Regressionsrechnung am Beispiel der Regressionsgleichung für den Verteilungskoeffizienten des Silbers im Rohsilber näher vorgestellt.

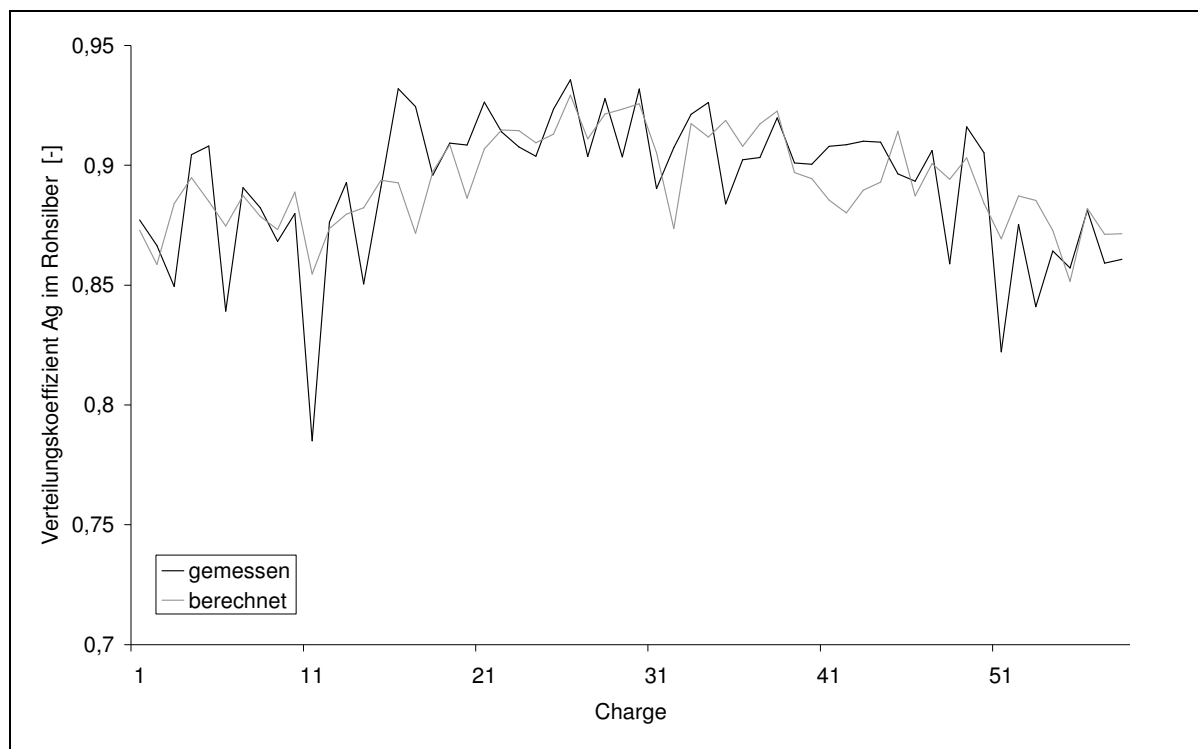


Abbildung 6-17: Vergleich des gemessenen mit dem durch die Regressionsrechnung prognostizierten Verteilungskoeffizienten des Silbers im Rohsilber

In Abbildung 6-17 ist der Vergleich zwischen den gemessenen und den berechneten Verteilungskoeffizienten dargestellt. Der Korrelationskoeffizient zwischen den Kurvenverläufen beträgt 0,77. Die ermittelte Regressionsgleichung ist in Gleichung (6.14) angegeben.

$$\begin{aligned}
 v_{Ag, Rohsilber} = & 0,871 - 1,05 \cdot 10^{-4} \cdot t_{Konvertierung} + 8,55 \cdot 10^{-6} \cdot m_{tr}^{in} - 0,00392 \cdot x_{Ag} - 0,126 \cdot x_{Ni} \\
 & \dots - 0,034 \cdot x_{Te} - 6,1 \cdot 10^{-3} \cdot x_{H_2O} + 0,155 \cdot x_{Au} + 0,063 \cdot x_{Bi} + 6,5 \cdot 10^{-3} \cdot x_{Se}
 \end{aligned}
 \tag{6.14}$$

Hierbei bezeichnet m_{tr}^{in} die Trockenmasse der Inputstoffströme in [kg/Charge], x die jeweiligen Elementkonzentrationen in [%] und $t_{Konvertierung}$ die Konvertierungszeit in [min].

Aus den Vorzeichen der Koeffizienten ist beispielsweise ersichtlich, dass auf ein hohes Silberausbringen die Oxidationszeit, die Silber-, Nickel-, Tellur- und Wasserkonzentration negativ und die eingesetzte Masse sowie die Gold-, Wismut- und Selenkonzentration positive Auswirkungen haben.

Diese Aussagen sind nur zum Teil metallurgisch begründbar. Eine hohe Nickelkonzentration erhöht die Viskosität der Schlacke und verschlechtert dadurch die Trennung der Metall von der Schlackenphase und verringert dadurch Silberausbringen. Dieser Einfluss des Nickels wird durch die Regressionsrechnung, im Gegensatz zu dem Flowsheeting Modell, in der Regressionsgleichung abgebildet (vgl. Abschnitt 6.2.2). Auf der anderen Seite ist es nicht plausibel, dass die Goldkonzentration im Möller eine positive Auswirkung auf das Silberausbringen haben soll. Es ist daher bei der Regressionsrechnung erforderlich, offensichtlich falsche Zusammenhänge aus der Regressionsgleichung zu eliminieren.

6.2.6 Vergleich der Modelle

Die multiple Regressionsrechnung ist eine etablierte Methode, um aus den gesammelten Betriebsdaten Zusammenhänge zu extrahieren und zu quantifizieren. Allerdings ist die Güte der Regressionsanalyse stark abhängig von der Güte der zugrunde liegenden Daten. Problematisch ist der störende Einfluss von Multikollinearitäten, die zu Scheinkorrelationen und Instabilitäten führen können. Gerade bei der Betrachtung von Zusammensetzungen von Stoffströmen sind die Multikollinearitäten systemimmanent, da die Summe der einzelnen Komponenten immer eins ergeben muss.⁸⁰

Eine weitere Multikollinearität wird dadurch verursacht, dass die Einsatzstoffe eine für sie typische Zusammensetzung haben. So ist zum Beispiel der Anodenschlamm im Verhältnis zu den anderen Einsatzstoffen barium- und arsenreich. Bei einer Veränderung des Massenanteils des Anodenschlammes wird sich daher auch immer gleichzeitig die Barium- und Arsenkonzentration verändern. Das führt zu einer Multikollinearität zwischen diesen Elementen. Es ist daher möglich, dass ein Einfluss, der durch Arsen verursacht wird, durch die Regressionsanalyse dem Barium zugeschrieben wird. Für ein Stoffflussmodell ist diese Tatsache allerdings tragbar, solange es zu keiner grundlegenden Änderung in den Zusammensetzungen der Einsatzstoffe kommt, da nicht die Konzentrationen der Elemente variabel sind, sondern die Mengen der eingesetzten Stoffe und sich daher Arsen und Barium auch in Zukunft kollinear verhalten werden.

⁸⁰ Beispielsweise kann in einem 2-Komponentensystem die Konzentration der einen Komponente nicht verändert werden, ohne dass auch die Konzentration der anderen Komponente in der gleichen Größenordnung verändert wird.

Eine weitere Beeinträchtigung erfährt die Regressionsanalyse durch eventuell in den Datensätzen enthaltene Ausreißer. Gerade bei der hier verwendeten Minimierung der Gauß'schen Fehlerquadrate ist der Einfluss von Ausreißern auf die Regressionskoeffizienten hoch. Diese müssen entweder vor der Regressionsrechnung entfernt werden oder ihr Einfluss durch ein gegenüber Ausreißern robustes Regressionsverfahren gemindert werden (vgl. Rousseeuw und Leroy (1987)).

Bei der Modellbildung mittels eines Flowsheeting Systems sind die Anforderungen an die Datenlage geringer. Die Güte des Modells hängt hier eher von dem eingebrachten metallurgischen Know How ab. Physikalische Effekte, wie die Verlängerung der Einschmelzzeit durch einen höheren Wassergehalt oder die unzureichende Phasentrennung aufgrund hoher Viskositäten können durch ein Flowsheeting Modell schlecht abgebildet werden. Zur Beschreibung dieser Einflüsse kann jedoch parallel auf die Regressionsanalyse zurückgegriffen werden, wobei dann die Abhängigkeiten über Designspezifikationen direkt in das Flowsheeting Modell integriert werden können. Der Ablauf von chemischen Reaktionen sowie die dabei auftretenden Wärmetönungen sind sehr gut abbildbar.

Die ermittelten funktionalen Zusammenhänge des Flowsheeting Modells entsprechen eher den metallurgischen Erwartungen, als die der Regressionsanalyse. Ursache hierfür sind vor allem die genannten Probleme, die durch die Multikollinearitäten der als unabhängig betrachteten Variablen hervorgerufen werden.

Eine Zusammenfassung der Vor- und Nachteile der beiden Verfahren in Bezug auf die Auswahl ist in Abbildung 6-18 dargestellt.

Statistisches Modell	Flowsheet Modell
Vorteile	
<ul style="list-style-type: none"> - schnelle Durchführung - Berücksichtigung aller Einflüsse - Prozessunabhängig 	<ul style="list-style-type: none"> - basiert auf chemisch-thermodynamischen Gesetzmäßigkeiten - auch bei unzureichender Datenlage plausible Ergebnisse - gute Ergebnisse bei der Modellierung chemischer Umsätze
Nachteile	
<ul style="list-style-type: none"> - Berücksichtigung aller Einflüsse - Qualität ist sehr stark abhängig von der Datengrundlage - Nachbearbeitung notwendig 	<ul style="list-style-type: none"> - Modellerstellung zeitaufwändiger - Kaum Berücksichtigung von physikalischen Einflüssen (Viskosität, Korngröße usw.)

Abbildung 6-18: Zusammenfassung der Vor- und Nachteile der Regressionsanalyse und des Flowsheeting Modells

6.2.7 Schlussfolgerungen aus der Übertragung

Im Zentrum der Übertragung der entwickelten Ansätze auf den Treibkonverter 1 steht die adäquate Abbildung der auftretenden Stoffströme sowie der Vergleich der Modellierung mittels Flowsheeting Systemen und der Modellierung mit Hilfe der multiplen linearen Regression.

Der Vergleich der Modellergebnisse mit den Betriebsdaten belegt die gute Eignung der entwickelten Ansätze auch für diskontinuierliche Abläufe der Prozessindustrie. Insbesondere die zur operativen Produktionsplanung notwendige Reaktionszeit konnte durch das Flowsheeting Modell gut prognostiziert werden. Die aus dem Modell abgeleiteten Regressionsgleichungen für die Verteilungskoeffizienten eignen sich gut zum Einsatz in Stoffflussanalyseprogrammen wie z.B. Umberto, um so vorhandene Kapazitäten bzw. Kapazitätsengpässe auch für einzelne Elemente frühzeitig zu erkennen und auszuschöpfen bzw. zu vermeiden.

Auch das auf der multiplen Regression basierende mathematische Modell kann prinzipiell zur Beschreibung von Stoffumwandlungsprozessen verwendet werden. Im Gegensatz zum Flowsheeting Modell können jedoch aufgrund unzureichender Datenbasis sowie systemimmanenter Kollinearität metallurgisch nicht begründbare Scheinzusammenhänge auftreten, die in einem nachgelagerten Arbeitsschritt händisch korrigiert werden müssen. Dies kann zu Akzeptanzproblemen der mathematischen Modelle seitens der Anwender führen.

Aufgrund der genannten Nachteile der Regressionsanalyse sowie der guten Übereinstimmung der mittels der Flowsheeting Modellen berechneten mit den im Betrieb gemessenen Daten, erscheint die Flowsheeting Modellierung als Grundlage einer Prozessabbildung geeigneter. Die Regressionsanalyse kann jedoch, wie bereits im Fall der DK Recycling und Roheisen GmbH exemplarisch gezeigt, dafür verwendet werden, kann zur Generierung von beschreibenden Gleichungen aus diesen Modellen verwendet werden.

7 Zusammenfassung

Als Resultat der Produktionstätigkeit in der Metallerzeugung und -verarbeitung fallen eine Reihe von Abfällen zwangsläufig als Kuppelprodukte an. Während für einige dieser Kuppelprodukte etablierte Verwertungswege bestehen, existieren für andere (z. B. Stäube und Schlämme aus Gasreinigungsanlagen) noch erhebliche Schwierigkeiten bei der Verwertung. Zielsetzung des Forschungsvorhabens ist daher durch die Weiterentwicklung und Optimierung von existierenden Verwertungsverfahren für diese Stoffe einen Beitrag zur Schonung von knappen natürlichen Ressourcen, zur Minderung des Abfalleintrags in die Umwelt sowie zur Stärkung der Konkurrenzfähigkeit abfallverwertender Unternehmen zu leisten. Zur Erreichung dieser Zielsetzung wird im Forschungsvorhaben darauf abgezielt,

- die verwerteten Abfallmengen bei gleichzeitiger Schonung natürlicher Ressourcen zu erhöhen,
- durch die gezielte Mischung der Einsatzmaterialien zur Verbesserung der Einsatzmöglichkeiten von aus Abfällen erzeugten Produkten unter technischen, ökologischen und ökonomischen Kriterien beizutragen und gleichzeitig
- Stoff- und Energieeinsätze bei der Abfallverwertung zu verringern.

Ansatzpunkt zur Erreichung der genannten Zielsetzung ist eine effektive und effiziente Planung der Verwertungsprozesse. Trotz vielfacher Anstrengungen zur Entwicklung von Planungsansätzen für stoffumwandelnde Produktionsprozesse existieren bislang insbesondere im taktischen und operativen Planungsbereich kaum anwendbare Ansätze und Planungswerkzeuge, die für die Planung dieser Prozesse notwendige Abbildungsgenauigkeit erreichen. Ist es einer Reihe von Arbeiten auf strategischer Planungsebene beispielsweise durch den Einsatz von Werkzeugen zur Prozesssimulation gelungen, die zugrunde liegenden Prozesse adäquat abzubilden, liegen hierzu auf taktischer und operativer Ebene noch keine derartigen Ansätze vor. Bei den Arbeiten zu operativen Fragestellungen handelt es sich in der Regel aber um Übertragungen von Ansätzen aus der Fertigungsindustrie bzw. der Projektplanung, wodurch wesentliche Bereiche, insbesondere die Abbildung der Stoffumwandlungen, meist nicht oder nur unzureichend berücksichtigt werden.

Daher werden in dem Forschungsprojekt techno-ökonomische Ansätze zur Planung metallurgischer Verwertungsprozesse entwickelt und in softwaretechnischen Werkzeugen implementiert, die auf eine problemadäquate Abbildung der zugrunde liegenden Prozesse zurückgreifen. Zur Sicherstellung der Praxisrelevanz, zur Verdeutlichung der jeweiligen Problemstellung und zur Demonstration der Einsatzmöglichkeiten werden die Methoden am Beispiel des sog. DK-Prozesses zur Verwertung metallhaltiger Reststoffe in einem Hochofen entwickelt. Die Übertragbarkeit auf andere Prozesse wird durch die Anwendung der Methodik

auf den Wälz-Prozess, einen weiteren metallurgischen Verwertungsprozess der zinkhaltige Stäube aus Elektrolichtbogenöfen verwertet sowie weitere Bereiche der Prozessindustrie nachgewiesen. Die vorgeschlagene allgemeine Verfahrensweise zur Entwicklung der Entscheidungsmodelle besteht aus vier Schritten: der *verfahrenstechnische Modellbildung*, der *Erfassung der entscheidungsrelevanten monetären Größen*, der *ökonomischen Modellbildung* und der *Implementierung der Modelle* in einem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem.

Mit dem DK-Prozess wird diese Methodik zunächst auf einen zentralen Prozess zur stofflichen Verwertung von metallhaltigen Reststoffen angewendet. Das diesen Prozess betreibende Unternehmen, die DK Recycling und Roheisen GmbH in Duisburg, erzielt Erlöse durch den Verkauf von Roheisen und anfallenden Kuppelprodukten sowie durch die Verwertung angenommener Reststoffe. Die erzielbaren Verwertungspreise sowie die Mengen und Qualitäten der weiteren ein- und ausgehenden Stoffströme, insbesondere von Koks und Roheisen, sind abhängig von der chemischen Spezifikation der Reststoffe bzw. deren Einsatzmischung. Die letzteren sind ebenso wie Koks und Roheisen in hohem Maße ergebnisrelevant und in den für das Unternehmen relevanten folgenden Planungsaufgaben adäquat zu berücksichtigen:

- Optimierende Planung der zu produzierenden Roheisenmengen bei gleichzeitiger Zuordnung der zu verwertenden Reststoffe zu den Roheisenkampagnen im Rahmen einer Produktionsprogrammplanung auf taktischer Planungsebene.
- Detaillierte Mischungsoptimierung der einzusetzenden Rohstoffe für eine Roheisenkampagne auf der operativen Planungsebene.
- Berechnung der technischen, ökologischen und ökonomischen Konsequenzen der Verwertung bislang noch nicht eingesetzter Reststoffe und Bestimmung adäquater Verwertungspreise.

Den ersten Schritt bei der Anwendung der Vorgehensweise stellt die Modellierung der Produktionsanlagen der DK Recycling und Roheisen GmbH dar, bei der die korrekte Abbildung des funktionalen Zusammenhangs zwischen der Zusammensetzung der Eingangsmaterialien sowie dem spezifischen Koksverbrauch im Vordergrund steht. Diese ist sowohl ökonomisch als auch technisch und ökologisch von entscheidender Bedeutung bei der Planung der Verwertung der metallhaltigen Rückstände in dem betrachteten Prozess. Hierbei kommen Flowsheet-Simulationsmodelle zum Einsatz, die zur Anlagenauslegung vornehmlich in der Mineralölindustrie entwickelt wurden, sich jedoch bereits auf strategischer Planungsebene als adäquate Werkzeuge zur Modellierung von metallurgischen Prozessen erwiesen haben. Allerdings werden in den verwendeten Modellen – im Gegensatz zu den auf Gleichgewichtsreaktoren beruhenden genannten metallurgischen Arbeiten – erstmals auch

reaktionskinetische Ansätze zur Berücksichtigung von unvollständig ablaufenden Reaktionen eingesetzt. Nur so kann eine hinreichend genaue Abbildung der nichtlinearen Zusammenhänge erreicht werden. Die Validierung des Modells wird mittels eines Vergleichs der gemessenen Betriebsdaten mit den durch das Modell prognostizierten Werten durchgeführt.

Neben den Hauptaggregaten Sinteranlage und Hochofen werden sämtliche Nebenaggregate, wie Abgasreinigungsanlage, Hochofenwinderhitzung oder das angeschlossene Kraftwerk zur energetischen Nutzung des Gichtgases, abgebildet, so dass eine integrierte Betrachtung des gesamten Produktionsprozesses ermöglicht wird. Da die Berechnungsdauern für die Modelle für einen Einsatz in Entscheidungsmodellen des Operations Research zu lang sind, werden mittels Sensitivitätsanalysen und anschließender multipler linearer Regression Input-Output-Funktionen für die ein- und ausgehenden Stoffströme der einzelnen Aggregate und deren Zusammensetzungen bestimmt.

Den zweiten Schritt stellt die für den Aufbau der Planungsmodelle notwendige *Erfassung der entscheidungsrelevanten monetären Größen* in einem einheitlichen Gliederungsschema dar. Dieses baut auf der VDI-Richtlinie 3800 zur *Ermittlung der Aufwendungen für Maßnahmen zum betrieblichen Umweltschutz* auf (vgl. VDI (2001)) und erfasst zusätzliche Erlösbestandteile, so dass eine Deckungsbeitragsbetrachtung ermöglicht wird. Damit werden eine einheitliche und stoffstrombezogene Erfassung der relevanten monetären Parameter ermöglicht und eine Erweiterung der Planungsmodelle für weitere Planungsaufgaben sowie eine Übertragung auf weitere Anwendungsfälle erleichtert.

Die *ökonomische Modellbildung* stellt den dritten Schritt dar, in dem für die genannten Planungsaufgaben gemischt-ganzzahlige Entscheidungsmodelle innerhalb des vorgestellten Gliederungsschemas formuliert werden. In diese Modelle gehen die in Schritt 1 ermittelten Input-Output-Funktionen ein, um die problemadäquate Prozessabbildung sicherzustellen. Für die Materialeinsatzplanung wird zudem eine Rückkopplung mit der verfahrenstechnischen Prozesssimulation implementiert, um auf diese Weise Abweichungen durch die vereinfachenden linearen Input-Output-Funktionen zu identifizieren und durch manuelle Parameteränderungen zu beheben. Die Modelle werden in akzeptabler Rechenzeit gelöst. Eine Validierung der Modelle durch einen Vergleich der Optimierungsergebnisse mit Betriebsdaten des betrachteten Produktionsprozesses und im Falle der Optimierung der Aufgabemischung zusätzlich mit Ergebnissen der Prozesssimulation auf Basis der gleichen Ausgangsdaten zeigt eine gute Abbildung der Prozesse, trotz der im Rahmen der Modellbildung zu treffenden Annahmen und festzulegenden Vereinfachungen, insbesondere hinsichtlich der Linearität der Input-Output-Funktionen. Ein Beispiel für die Anwendungsmöglichkeiten ist die Untersuchung der Abhängigkeit des durch die Verwertung der Reststoffe sowie den Roheisen- und Zinkverkauf erzielbaren Deckungsbeitrags von der

Zinkkonzentration im Sinter. Die berechnete optimale Zinkkonzentration im Sinter liegt zwar deutlich über der Betriebsweise herkömmlicher Hochöfen, jedoch um mehr als 1 Gew.-% unter der bisherigen Ofenfahrweise des Referenzunternehmens. Durch die Umstellung auf niedrigere Zinkgehalte ist eine signifikante Steigerung des spezifischen Deckungsbeitrags zu erreichen. Da mit der Verminderung des Zinkeintrags in den Hochofen auch eine deutliche Verringerung des Koksbedarfs verbunden ist, werden auch signifikante umweltentlastende Effekte in Bezug auf Ressourcenschonung und Minderung von CO₂-Emissionen erzielt. Die Minderung des Koksbedarfs beträgt ca. 50 kg pro t Roheisen. Bei einer Jahresproduktion von ca. 240.000 t Roheisen entspricht dies einer Verringerung des Kohlendioxidausstoßes von ca. 44.000 t pro Jahr. Ebenfalls durch diese Maßnahme induziert ist eine Verringerung des Bedarfs an Adsorbens in der Abgasreinigungsanlage der Sinteranlage sowie der Anfallmengen der zu deponierenden Rückstände aus den Gasreinigungsanlagen der Sinteranlage und des Hochofens.

Durch die im vierten Schritt vorgenommene *Implementierung der Modelle* in dem integrierten Entscheidungsunterstützungssystem SCOPE stehen die entwickelten Werkzeuge dem Unternehmen in einer benutzerfreundlichen Softwareumgebung zur Verfügung. Die Basis bildet eine MS Access-Datenbank zur Speicherung der Planungsdaten, die zur Durchführung der Optimierungsläufe auf die kommerzielle mathematische Modellierungsumgebung GAMS und den Solver CPLEX zurückgreift und an im Unternehmen im Einsatz befindliche Softwaresysteme angebunden ist. Eine grafische Benutzeroberfläche dient der Steuerung der Datenpflege sowie zur Steuerung der Optimierungsläufe.

Das entwickelte Planungswerkzeug bietet für den betrachteten Verwertungsprozess somit umfangreiche Entscheidungsunterstützung. Auf Basis einer problemadäquaten Abbildung der zugrunde liegenden Produktionsprozesse werden technisch fundierte und unter ökonomischen Gesichtspunkten vorteilhafte Entscheidungen und Strategien aufgezeigt. Es werden wertvolle Erkenntnisse für das Unternehmen hinsichtlich der Gestaltung des Produktionsprogramms, des Ergebnisbeitrags der einzelnen Rohstoffe und Roheisensorten und hinsichtlich vorteilhafter Ofenfahrweisen ermittelt. Es zeigt sich in den Planungsläufen, dass eine aus ökonomischer Sicht optimale Ofenfahrweise auch unter Umweltgesichtspunkten Vorteile aufweist.

Um eine Übertragbarkeit der Ergebnisse auf andere Verwertungsprozesse und weitere Unternehmen der Prozessindustrie sicher zu stellen, werden Möglichkeiten einer Anbindung an in vielen Unternehmen im Einsatz befindliche Softwaresysteme zur Unternehmensplanung, so genannte ERP-Systeme, evaluiert. Am Beispiel des weit verbreiteten Systems SAP[®] R/3[®] wird die konzeptionelle Anbindung dargestellt.

Die Übertragbarkeit der entwickelten Methodik auf weitere Prozesse wird zudem anhand von zwei weiteren Anwendungsfeldern aus dem Bereich der Prozessindustrie überprüft. Im Mittelpunkt des ersten Anwendungsfeldes steht der kontinuierlich arbeitende Wälzprozess zur Verwertung von zinkreichen Elektrolichtbogenofenstäuben in einem Drehrohrofen. Dabei entsteht als Hauptprodukt ein zinkreiches Konzentrat, das als Rohstoff in der Zinkerzeugung verwendet wird sowie eine wegen des Schwermetallgehalts zu deponierende Schlacke. Zielsetzung bei der Modellierung ist die problemadäquate Abbildung des Einflusses der Zusammensetzung der Aufgabemischung auf das Zinkausbringen sowie auf den Koksbedarf. Mit Hilfe des verfahrenstechnischen Modells des Wälzrohrs, das auf Basis von Gleichgewichtsreaktoren erstellt wurde, gelingt es, die Haupteinflussfaktoren auf den Koksverbrauch und das Zinkausbringen zu identifizieren und zu quantifizieren und damit dem Unternehmen wertvolle Erkenntnisse hinsichtlich der Gestaltung der Aufgabemischung sowie der Reaktionsbedingungen zu geben.

Eine weitere erfolgreiche Übertragung findet im zweiten Anwendungsfeld statt. Im Gegensatz zu den bisher betrachteten Prozessen wird der Semi-Batch- / Konverterbetrieb am Beispiel eines Aggregats aus der Kupfererzeugung untersucht. Bei dieser Übertragung steht vor allem die Abbildung der Verteilung der Elemente auf die einzelnen Outputstoffströme sowie die Berechnung der notwendigen Reaktionszeiten im Vordergrund. Auch hier kann gezeigt werden, dass die gemessenen Betriebsdaten durch die Modelle sehr gut abgebildet werden. Anhand eines Vergleichs des Flowsheeting Modells mit einem parallel entwickelten, auf der Regressionsrechnung basierenden, Modells lässt sich zeigen, dass die Simulation zur grundlegenden Prozessabbildung Vorteile aufweist.

Somit steht mit dem vorgestellten Ansatz und den entwickelten Werkzeugen ein Instrumentarium bereit, dass zur Entscheidungsunterstützung in der Produktionsplanung der betrachteten Prozesse eingesetzt werden kann. Auf Basis einer technisch fundierten Prozessabbildung wird eine techno-ökonomische Planung dieser Prozesse ermöglicht. Die im Rahmen des Forschungsvorhabens durchgeführten Arbeiten zur Übertragung zeigen, dass eine Übertragung auf weitere Verwertungsprozesse wie den Wälzprozess sowie weitere Verfahren beispielsweise aus der Kupfererzeugung ebenso wie eine Anbindung an Unternehmensplanungssoftware möglich sind. Wenngleich ein direkter Einsatz der Modelle ohne fall-spezifische Anpassungen in anderen Bereichen der Prozessindustrie nicht möglich ist, steht mit dem vorgestellten Ansatz eine Methodik mit großer Relevanz und breiten Anwendungsmöglichkeiten für weitere Bereiche der Prozessindustrie zur Verfügung. Zwar sind die durchzuführenden Arbeiten in der Modellierung, bei den Regressionsanalysen, dem Aufstellen der Entscheidungsmodelle und bei der Implementierung in einem Entscheidungsunterstützungssystem erheblich. Unter Rahmenbedingungen wie etwa den derzeit steigenden Rohstoff- und Energiepreisen, steigenden Kosten durch Emissionen, insbesondere CO₂ sowie Nachfrage-

schwankungen, steigendem Wettbewerbsdruck u. a. kann der Ansatz durch die im Vergleich zu bisherigen Arbeiten deutlich verbesserte technischen Abbildung der Prozesse jedoch wichtige Entscheidungsunterstützung liefern.

Literaturverzeichnis

- Adenso-Díaz, B.; Laguna, M. (1996): Modelling the load levelling problem in master production scheduling for MRP systems. In: International Journal of Production Research (34) Nr. 2, S. 483-493.
- Ameling, D. (2004): Stahl als Element für Wachstum und Wohlstand. In: Stahl und Eisen (124) Nr. 12, S. 26-31.
- Anandalingam, G. (1987): A stochastic programming process model for investment planning. In: Computers and Operations Research (14) Nr. 6, S. 521-536.
- B.U.S Metall GmbH (2005): Persönliche Informationen.
- Bajorski, P.; Streeter, D. (2000): Optimization of Amount and Blending of Cementitious Materials in High-Performance Concrete. In: National Research Council (Hrsg.): Maintenance and management of bridges and pavements; National Academy Press; Washington D.C.
- Baker, G. L.; Clark, W. A. Jr.; Frund, J. J.; Wendell, R. E. (1987): Production Planning and Cost Analysis on a Microcomputer. In: Interfaces (17) Nr. 4, S. 53-60.
- Bamberg, G.; Baur, F. (1996): Statistik. Oldenbourg; München und Wien.
- Barin, I.; Knacke, O. (1973): Thermochemical properties of inorganic substances. Verlag Stahleisen; Düsseldorf.
- Beale, E. M. L.; Coen, P. J.; Flowerdew, A. D. J. (1965): Separable Programming Applied to an Ore Purchasing Problem. In: Applied Statistics (14) Nr. 2/3, S. 89-101.
- Beer, H. (1989): Mischungsvorbereitung und Prozessführung bei der Eisenerzsinterung. In: Zuchowski, J. (Hrsg.): Vorbereitung von Einsatzstoffen zur Optimierung metallurgischer Prozesse; GDMB Gesellschaft Deutscher Metallhütten- und Bergleute; Clausthal-Zellerfeld.
- Berens, W.; Schmitting, W. (1996): Neuere Entwicklungen im industriellen Rechnungswesen: Produktionsprogrammplanung im Spannungsfeld zwischen Theorie und Praxis. In: Rieper, B.; Witte, T.; Berens, W. (Hrsg.): Betriebswirtschaftliches Controlling: Planung -

Entscheidung - Organisation; Festschrift für Univ.-Prof. Dr. Dietrich Adam zum 60. Geburtstag; Gabler; Wiesbaden.

Bernatzki, K. P.; Bussieck, M. R.; Lindner, T.; Lübbecke, M. E. (1998): Optimal scrap combination for steel production. In: OR Spektrum (20) Nr. 4, S. 251-258.

Bi, X.; Torssell, K.; Wijk, O. (1992a): Prediction of the Blast Furnace Process by a Mathematical Model. In: ISIJ - International (32) Nr. 4, S. 481-488.

Bi, X.; Torssell, K.; Wijk, O. (1992b): Simulation of the Blast Furnace Process by a Mathematical Model. In: ISIJ - International (32) Nr. 4, S. 470-480.

Bielefeld, F. W.; Walter, K.-D.; Wartmann, R. (1986): A Computer-Based Strategic Planning System for Steel Production. In: Interfaces (16) Nr. 4, S. 41-46.

Biswas, A. K. (1981): Principles of Blast Furnace Ironmaking. Cootha Publishing House; Brisbane.

Block, J. M.; Barrera-Arellano, D.; Figueiredo, M. F.; Gomide, F. A. C. (1997): Blending Process Optimization into Special Fat Formulation by Neural Networks. In: Journal of the American Oil Chemists' Society (74) Nr. 12, S. 1537-1541.

Bosse, P. (2003): Mathematisches Hochofenmodell zur Untersuchung der Austauschbarkeit von Koks durch Ersatzreduktionsmittel. Papierflieger; Clausthal.

Bredehöft, R.; Jeschar, R. (1973): Druckverlust und optimale Koksstückgröße beim Hochofenverfahren. In: Stahl und Eisen (93) S. 55-60.

Brooke, A.; Kendrick, D.; Meeraus, A.; Ramesh, R. (1998): GAMS A Users's Guide. GAMS Development Corporation; Washington DC.

Bührens, J. (1979): Programmplanung bei Kuppelproduktion: Anpassungsmaßnahmen zur Harmonisierung von Produktions- und Nachfrageverhältnissen bei Kuppelproduktion unter besonderer Berücksichtigung der Absatzpolitik. Gabler; Wiesbaden.

Cameron, D. B.; Morton, W.; Patterson, W. R. (1991): Framework for Modelling of Metallurgical Processes. In: Transactions of the Institution of Mining and Metallurgy; Institution of Mining and Metallurgy; London.

Cappel, F.; Wendeborn, H. (1973): Sintern von Eisenerzen. Verlag Stahleisen; Düsseldorf.

- Chatterjee, S.; Price, B. (1995): Praxis der Regressionsanalyse. 2. Auflage; Oldenbourg; München.
- Chen, M.; Wang, W. (1997): A linear programming model for integrated steel production and distribution planning. In: International Journal of Operations und Production Management (17) Nr. 5-6, S. 592-610.
- Chenery, H. B. (1953): Process and Production Functions from Engineering Data. In: Leontief, W. u. a. (Hrsg.): Studies in the Structure of the American Economy - Theoretical and Empirical Explorations in Input-Output Analysis; New York und Oxford.
- Chu, S. C. K. (1995): A mathematical programming approach towards optimized master production scheduling. In: International Journal of Production Economics (38) Nr. 2-3, S. 269-279.
- Corsten, H. (2000): Produktionswirtschaft - Einführung in das industrielle Produktionsmanagement. 9. Auflage; Oldenbourg; München und Wien.
- Corsten, H.; Gössinger, R.; Schneiker, K. (2001): Auftragsorientierte Produktionsprogrammplanung auf der Grundlage der opportunistischen Koordinierung. In: Zeitschrift für Planung (12) S. 307-328.
- Czeranowsky, G. (1987): Programmplanung auf der Grundlage kundenspezifischer Deckungsbeiträge. In: Adam, D. (Hrsg.): Neuere Entwicklungen in der Produktions- und Investitionspolitik: Herbert Jacob zum 60. Geburtstag; Gabler Verlag; Wiesbaden.
- Dantzig, G. B. (1963): Linear programming and extensions. Princeton University Press; Princeton.
- Debreu, G. (1959): Theory of Value. John Wiley & Sons; New York.
- Deike, R.; Hillmann, C. (1999): Production of foundry pig iron from iron containing dusts and sludge. In: Scandinavian Journal of Metallurgy (1999) Nr. 28, S. 86-91.
- Dietrich, G. (1961): Reaktionskinetische Betrachtung des Sintervorganges. Diss. RWTH Aachen; Aachen.
- DIN (2000): DIN EN ISO 10628:2000: Fliebschemata für verfahrenstechnische Anlagen, Allgemeine Regeln.

- Domschke, W.; Drexl, A. (2002): Einführung in das Operations Research. Springer; Berlin; Heidelberg.
- Domschke, W.; Klein, R. (2000): Produktionsprogrammplanung bei nichtlinearen Deckungsbeitragsfunktionen. In: Das Wirtschaftsstudium-WISU (12) S. 1649-1655.
- Domschke, W. (2000): Grundlagen der Betriebswirtschaftslehre: eine Einführung aus entscheidungsorientierter Sicht. Springer-Verlag; Berlin, Heidelberg.
- Duncan, J. W. (1963): Optimization of Blast Furnace Operation Through Linear Programming. In: Blast Furnace and Steel Plant (51) Nr. April, S. 281-285.
- Dutta, G.; Fourer, R. (2001): A Survey of Mathematical Programming Applications in Integrated Steel Plants. In: Manufacturing & Service Operations Management (3) Nr. 4, S. 387-400.
- Dyckhoff, H. (1993): Betriebliche Produktion - Theoretische Grundlagen einer umweltorientierten Produktionswirtschaft. Springer; Berlin, Heidelberg, New York.
- Dyckhoff, H. (1998): Grundzüge der Produktionswirtschaft. 2. Auflage; Springer; Berlin, Heidelberg, New York.
- Dyckhoff, H. (2003): Neukonzeption der Produktionstheorie. In: Zeitschrift für Betriebswirtschaft (ZfB) (73) Nr. 7, S. 705-732.
- Dyckhoff, H.; Spengler, T. (2004): Produktionswirtschaft. Springer; Berlin, Heidelberg, New York.
- Eide, E. (1979): Engineering production and cost functions for tankers. Elsevier; Amsterdam, Oxford und New York.
- Ellinger, T.; Haupt, R. (1996): Produktions- und Kostentheorie. 3. Auflage; Poeschel; Stuttgart.
- Engels, B. (2003): Integrierte Logistik- und Verwertungsplanung beim Produktrecycling - dargestellt am Beispiel von Gerätebatterien. VDI Verlag; Düsseldorf.
- Ewert, R.; Wagenhofer, A. (2003): Interne Unternehmensrechnung. 5. Auflage; Springer; Berlin; Heidelberg.

- Fabian, T. (1958): A Linear Programming Model of Integrated Iron and Steel Production. In: Management Science (4) Nr. 4, S. 415-449.
- Fabian, T. (1967): Blast Furnace Production Planning - A Linear Programming Example. In: Management Science (14) Nr. 2, S. B-1-B-27.
- Fandel, G. (1990): Aktivitätsanalytische Fundierung der Produktionstheorie. Fernuniversität Hagen; Hagen.
- Fandel, G. (1996): Produktion I. 5. Auflage; Springer; Berlin u.a.
- Fine, H. A.; Geiger, G. H. (1979): Handbook on Material and Energy Balance Calculations in Metallurgical Processes. The Metallurgical Society of AIME; Warrendale.
- Flemming (1976): Das Kinetisch-Dynamische Simulationsmodell als Mittel zur Analyse der Vorgänge im Hochofen bei unterschiedlicher Betriebsweise. Dissertation; Technische Universität Berlin.
- Frohberg, G. (1994): Thermodynamik für Werkstoffingenieure und Metallurgen. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie; Leipzig.
- Fröhling, M.; Schultmann, F.; Nebel, F.; Rentz, O. (2004): Burden Mix Optimisation for Metallurgical Recycling Processes. In: Sh@ring - Proceedings of the 18th International Conference Informatics for Environmental Protection, October 21st-23rd, 2004, Genf; Éditions du Tricorne; Genf.
- Funke, G.; Heynert, G.; Ilchner, B.; Jeschar, R.; Pötke, W.; Polthier, K.; Schulz, H.-P.; Willems, J.; Zieger, G. (1973): Grundlagen des Hochofenverfahrens - Physikalisch-chemische und physikalische Zusammenhänge. Stahleisen; Düsseldorf.
- Futterer, E.; Munsch, M. (1990): Flow-Sheeting-Programme für die Prozeßsimulation. In: Chem.-Ing.-Techn. (62) Nr. 1, S. 9-16.
- Glismann, K. (2001): Integrierte Planung und Steuerung von Blending-Prozessen. VDI Verlag; Düsseldorf.
- Gudenau, H. W. (1989): Eisenhüttenmännische Verfahrenstechnik - vom Erz zum Stahl, Materialiensammlung zum Praktikum. Institut für Eisnehüttenkunde; Aachen.

- Gutenberg, E. (1966): Grundlagen der Betriebswirtschaftslehre, Band 1: Die Produktion. 12. Auflage; Springer; Berlin, Heidelberg und New York.
- Hahn, D.; Laßmann, G. (1990): Produktionswirtschaft - Controlling industrieller Produktion, Band 1. Physica; Heidelberg.
- Hartung, J. (1998): Statistik. Oldenbourg Verlag; München.
- Hartung, J.; Elpelt, B. (1999): Multivariate Statistik: Lehr- und Handbuch der angewandten Statistik. 6. Auflage; Oldenbourg; München.
- Hartung, J.; Elpelt, B.; Klösener, K.-H. (1998): Statistik. R. Oldenbourg; München und Wien.
- Hayta, M.; Çakmakli, Ü. (2001): Optimization of Wheat Blending to Produce Breadmaking Flour. In: Journal of Food Process Engineering (24) S. 179-192.
- Hähre, S. (2000): Stoffstrommanagement in der Metallindustrie. VDI Verlag; Düsseldorf.
- HB (2005): Auch Arcelor zahlt höheren Erzpreis. Handelsblatt, 3.4.2005, S. 16, Düsseldorf
- Heinen, E. (1970): Betriebswirtschaftliche Kostenlehre. Gabler; Wiesbaden.
- Hernandez, J. P.; Proth, J. M. (1982): A good solution instead of an optimal one. In: Interfaces (12) Nr. 2, S. 37-42.
- Heß-Kinzer, D. (1975): Produktionsprogrammplanung bei Serienfertigung - ein Optimierungsproblem. In: FB IE Zeitschrift für Unternehmensentwicklung und Industrial Engineering (24) Nr. 1, S. 33-37.
- Hillmann, C. (2003): Primäre Maßnahmen zur Minderung der Emission polychlorierter Dibenzodioxine und Dibenzofurane an einer Sinteranlage für eisenhaltige Reststoffe. Papierflieger; Clausthal-Zellerfeld.
- Hoitsch, H.-J. (1993): Produktionswirtschaft. 2. Auflage; Vahlen; München.
- Huaqiang, W.; Tianjun, Y.; Yusheng, Z.; Xuexian, W. (1994): Estimation of blast furnace inner states by mathematical model. In: The First International Congress of Science and Technology of Ironmaking, Sendai, ISIJ; Sendai.

- Iida, O.; Nakashima, K.; Sasaki, Y.; Iwamura, T.; Kurihara, J. (1985): A closed loop control of sintering process by statistical method. In: International Symposium - Statistical Process Control in the Steel Industry; Vancouver.
- Jank, K.; Wäscher, G. (1999): Mischungsoptimierung in der Wurstwarenherstellung - eine Fallstudie. In: OR Spektrum (21) Nr. 4, S. 503-523.
- Kallrath, J. (2002): Planning and scheduling in the process industry. In: OR Spectrum (24) Nr. 3, S. 219-250.
- Kallrath, J.; Wilson, J. M. (1997): Business Optimisation Using Mathematical Programming. Macmillan; Basingstoke.
- Kampker, R.; Wienecke, K. (2001): Produktionsprogrammplanung mit PPS/ERP-Systemen. In: FB IE Zeitschrift für Unternehmensentwicklung und Industrial Engineering (50) Nr. 2, S. 52-64.
- Kasperczyk, J. (2004): Zu Angebot und Nachfrage von Koks in China im 1. Halbjahr 2004. In: Stahl und Eisen (124) Nr. 9, S. 37-49.
- Kayser, P. (1978): EDV-gestützte Produktionsprogrammplanung bei Auftragsfertigung: ein Systementwurf für die industrielle Praxis. 1. Auflage; Erich Schmidt Verlag; Berlin.
- Kiesel, G. H. (1971): Probleme bei der praktischen Anwendung der linearen Optimierung für die Produktionsprogrammplanung in der Metallindustrie. Braunschweig.
- Kistner, K.-P. (1993): Produktions- und Kostentheorie. 2. Auflage; Physica; Heidelberg.
- Klingelhöfer, H. E. (2000): Betriebliche Entsorgung und Produktion. Deutscher Universitäts-Verlag, Gabler; Wiesbaden.
- Kloock, J. (1969): Betriebswirtschaftliche Input-Output-Modelle - Ein Beitrag zur Produktionstheorie. Gabler; Wiesbaden.
- Koch, K.; Pethke, J.; Schwinn, R. (1991): Kurzfristige Produktionsprogrammplanung in einen Hochofenwerk durch intensitätsmäßige Anpassungsmaßnahmen. In: OR Spektrum (13) S. 37-44.

- Koopmans, T. C. (1951): Analysis of Production as an Efficient Combination of Activities. In: Koopmans, Tjalling C. (Hrsg.): Activity Analysis of Production and Allocation - Proceedings of a Conference; John Wiley & Sons; New York.
- Korth, H. (1974): Zur Optimierung des Hochofenmöllers - Technisch wirtschaftliche Untersuchung mit Hilfe eines Baukastenmodells. Berlin.
- Lautenschläger, M. (1999): Mittelfristige Produktionsprogrammplanung mit auslastungsabhängigen Vorlaufzeiten. Peter Lang GmbH-Europäischer Verlag der Wissenschaften; Frankfurt am Main.
- Lawrence, J. R.; Flowerdew, A. D. J. (1963): Economic Models for Production Planning. In: Operational Research Quarterly: OR (14) Nr. 1, S. 11-29.
- Leontief, W. W. (1951): The structure of American economy, 1919-1939: an empirical application of equilibrium analysis. Oxford University Press; New York.
- Li, H.; Tokuda, M. (1994): Thermodynamic Simulation Analysis of Ironmaking Processes. In: The first International Congress of Science and Technologie of Ironmaking; Sendai.
- Lohe, B.; Futterer, E. (1995): Stationäre Flowsheet-Simulation. In: Schuler, H. (Hrsg.): Prozeßsimulation; VCH; Weinheim.
- Maasen, A.; Schoenen, M.; Werr, I. (2003): Grundkurs SAP R/3. 2. Auflage; Vieweg; Wiesbaden.
- Mager, K.; Meurer, U.; Garcia-Egocheaga, B.; Goicoechea, N.; Rutten, J.; Saage, W.; Simonetti, F. (2000): Recovery of zinc oxide from secondary raw materials: New Developments of the Waelz Process.
- Martel, C. (1999): Schwermetallströme in Kohlekraftwerken. Peter Lang; Frankfurt a. M.
- Mathesius, W. (1916): Die physikalischen und chemischen Grundlagen des Eisenhüttenwesens. Otto Spamer; Leipzig.
- Matzke, U. (1987): Blei-, Zink- und Alkalientfernung beim Sintern von Reicherzmischungen. Diss. RWTH Aachen; Aachen.

- McCulloch, G. A.; Bandyopadhyay, R. (1972): Application of operational research in production problems in the steel industry. In: International Journal of Production Research (10) Nr. 1, S. 77-91.
- Meiners, J. (2004): SAP-Schnittstellenprogrammierung. Gallileo Press; Bonn.
- Müller-Fürstenberger, G. (1995): Kuppelproduktion: eine theoretische und empirische Analyse am Beispiel der chemischen Industrie. Physica; Heidelberg.
- Myers, R. H.; Montgomery, D. C.; Vining, G. G. (2002): Generalized Linear Models: With Applications in Engineering and the Sciences. John Wiley & Sons; New York.
- Narayan, V.; Diwekar, U. M.; Hoza, M. (1996): Synthesizing Optimal Waste Blends. In: Industrial Engineering and Chemical Research (1996) Nr. 35.
- Neuschütz, D.; Janssen, W. (1979): Alkalientfernung bei der Verarbeitung von Hüttenwerksstäuben im Drehrohrofen. In: Stahl und Eisen (99) S. 549-554 .
- Norddeutsche Affinerie AG (Hrsg.) (2004): Geschäftsbericht 2003/2004. Hamburg.
- NSC (2005): Nippon Steel and CVRD Reach Agreement on FY2005 Price of Itabira and Carajas Fine Ore. Pressemitteilung der Nippon Steel Corporation (NSC); Tokio.
- Oeters, F. (1989): Metallurgie der Stahlherstellung. Springer; Berlin u. a.
- Ono-Nakazato, H.; Sugahara, C.; Usui, T. (2002): Effect of Slag Components on Reducibility and Melt Formation of Iron Ore Sinter. In: ISIJ International (42) S. 558-560.
- Patig, S. (2003): SAP R/3 am Beispiel erklärt. Peter Lang; Frankfurt a. M.
- Pawlek, F. (1983): Metallhüttenkunde. Walter de Gruyter; Berlin.
- Penkuhn, T. (1997): Umweltintegriertes Stoffstrommanagement in der Prozessindustrie: dargestellt am Beispiel der operativen Produktionsplanung der Ammoniaksynthese. Peter Lang; Frankfurt a. M. u.a.
- Plitzko, C. (2001): Precious Metals at Nordeutsche Affinerie.
- Pohl, K. (2002): Produktionsmanagement mit SAP R/3. Springer; Berlin, Heidelberg und New York.

- Rentz, O. (1971): Einfluß der Möllervorbereitung auf den Staubauswurf bei Ferrolegierungs-Niederschachttöfen - Emissionsverminderung bei Ferrolegierungen. Dissertation; Universität (TH) Karlsruhe.
- Rentz, O. (1976): Ökologische Input-Output-Modelle und Umwelttechnik. In: Jansen, P.-J.; Moeschlin, O.; Rentz, O. (Hrsg.): Quantitative Modelle für ökonomisch-ökologische Analysen; Anton Hain; Meisenheim am Glan.
- Rentz, O. (1979): Techno-Ökonomie betrieblicher Emissionsminderungsmaßnahmen. Erich Schmidt Verlag; Berlin.
- Rentz, O. (2004): Operations research and environmental policy. In: Haasis, H.-D.; Spengler, T. (Hrsg.): Produktion und Umwelt; Springer; Berlin; Heidelberg; New York.
- Rentz, O.; Fröhling, M.; Nebel, F. (2004): Modellgestützte Stoffstromoptimierung ausgewählter Produktionsaggregate in der Norddeutschen Affinerie AG, Abschlussbericht des gleichnamigen Forschungsprojekts. Institut für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion (IIP), Universität Karlsruhe (TH); Karlsruhe.
- Rentz, O.; Püchert, H.; Penkuhn, T.; Spengler, T. (1995): Stoffstrommanagement in der Eisen- und Stahlindustrie - Konkretisierung des § 5 Abs.1 Nr. 3 BImSchG, Berichte des Umweltbundesamtes 5/96. Erich Schmidt; Berlin.
- Rentz, O.; Schultmann, F.; Spengler, T.; Sieverdingbeck, A.; Engels, B. (1999): Prozessintegrierte Umweltschutzmaßnahmen in der Eisen- und Stahlindustrie - Stoff- und Energiestrommanagement in integrierten Hüttenwerken mit Hilfe flowsheetingbasierter Prozesssimulation. Abschlussbericht des BMBF-Forschungsvorhabens "Prozeßintegrierte Umweltschutzmaßnahmen in der Eisen- und Stahlindustrie - Teil 2 -, Förderkennzeichen 01RV9701; Karlsruhe.
- Richter, R.; Sander, P.; Stucky, W. (1999): Problem - Algorithmus - Programm. 2. Auflage; Teubner; Stuttgart.
- Rousseeuw, P.; Leroy, A. (1987): Robust regression and outlier detection. Wiley-VCH Verlag; New York.

- Sachs, H.-J.; Beck, A.; Richter, M.; Müller, R.; Füssinger, M. (1993): Optimierung des Produktionsprogramms durch rollierende Planung mit EDV-Unterstützung. In: REFA - Nachrichten (1) S. 4-11.
- SAP AG (1998): LO050 Planung und Steuerung für diskrete Fertigung und Serienfertigung (Schulungsunterlagen). Walldorf.
- Sasse, H. (2001): Zur technisch-wirtschaftlichen und umweltgerechten Ausgestaltung von standort- und betriebsübergreifenden Entsorgungsnetzwerken - Konkretisiert am Beispiel der thermischen Klärschlamm Entsorgung. Cuvillier; Göttingen.
- Sassen, K.-J.; Deike, R. (2000): Firmenprofil - Der DK-Prozess - Das Recycling eisenhaltiger Rohstoffe. In: Gießerei Praxis (2000) Nr. 8, S. 321-327.
- Saxén, H. (1990): Blast Furnace On-Line Simulation Model. In: Metallurgical Transactions B (21B) S. 913-922.
- Schneeweiß, C. (2002): Einführung in die Produktionswirtschaft. 8. Auflage; Springer; Berlin und Heidelberg.
- Schultmann, F. (2003): Stoffstrombasiertes Produktionsmanagement - Betriebswirtschaftliche Planung und Steuerung industrieller Kreislaufwirtschaftssysteme. Erich Schmidt; Berlin.
- Schultmann, F.; Engels, B.; Rentz, O. (2004): Flowsheeting-based simulation of recycling concepts in the metal industry. In: Journal of Cleaner Production (12) Nr. 7, S. 737-752.
- Schulz, E.; Kowalski, W.; Bachhofen, H. J.; Peters, K. H.; Wilms, E.; Land, S. (1995): Planung, Bau, Inbetriebnahme und erste Betriebsergebnisse des Hochofens 2 Schwelgern. In: Stahl und Eisen (115) Nr. 11, S. 41-54.
- Schulze, J.; Hassan, A. (1981): Methoden der Material- und Energiebilanzierung bei der Projektierung von Chemieanlagen. Verlag Chemie; Weinheim; Deerfield Beach, Basel.
- Schütt, E.; Nietsch, T.; Rogowski, A. (1990): Prozessmodelle Bilanzgleichungen. VDI-Verlag; Düsseldorf.
- Schwalbach, J. (2004): Produktionstheorie. Vahlen; München.
- Schweigert, D.; Abt, O. (1994): Übersicht über Absatz- und Produktionsprogrammplanung in PPS-Standardsoftware. In: REFA - Nachrichten (4) S. 4-19.

- Schweitzer, M.; Küpper, H.-U. (1997): Produktions- und Kostentheorie: Grundlagen - Anwendungen. Gabler; Wiesbaden.
- Schweyer, H. E. (1955): Process Engineering Economics. McGraw-Hill; New York, Toronto, London.
- Sen Ashish; Srivastava, M. (2005): Regression Analysis - Theory, Methods, and Applications. Springer; New York u. a.
- Shih, J.-S.; Frey, H. C. (1995): Coal blending optimization under uncertainty. In: European Journal of Operational Research (83) Nr. 3, S. 452-465.
- Shkodin, K.; Zaitsev, A.; Raikh, V.; Gaikov, V.; Byalyi, L. (1996): Effect of Zinc Circulation on Blast Furnace Smelting Indices. In: Steel in Translation (26) S. 8-13.
- Sieverdingbeck, A. (2001): Zur Planung einer emissionsarmen Produktion in der Eisen- und Stahlindustrie. VDI Verlag; Düsseldorf.
- Singh, A.; Forbes, J. F.; Vermeer, P. J.; Woo, S. S. (2004): Model-based real-time optimization of automotive gasoline blending operations. In: Journal of Process Control (10) Nr. 1, S. 43-58.
- Smith, V. L. (1966): Investment and Production - A Study in the Theory of the Capital-Using Enterprise. 2. Auflage; Harvard University Press; Cambridge, Massachusetts.
- Spengler, T. (1998): Industrielles Stoffstrommanagement. Erich Schmidt Verlag; Berlin.
- Spengler, T.; Hähre, S.; Sieverdingbeck, A.; Rentz, O. (1998): Stoffflussbasierte Umweltkostenrechnung zur Bewertung industrieller Kreislaufwirtschaftskonzepte - Dargestellt am Beispiel der Eisen- und Stahlindustrie. In: Zeitschrift für Betriebswirtschaft (ZfB) (68) Nr. 2, S. 147-174.
- Steuer, R. E. (1984): Sausage Blending Using Multiple Objective Linear Programming. In: Management Science (30) Nr. 11, S. 1376-1384.
- Straka, G. (1992): Sinterprozessmodell zur Steuerung der Sintermaschinengeschwindigkeit. In: Stahl und Eisen (112) Nr. 8, S. 69-72.
- Theisen GmbH (2005): Gasreinigungsanlagen und Anlagen zur Luftreinhaltung System Theisen. Firmeninformationen; München.

- Theobald, P. (2004): SAP R/3 Kommunikation mit RFC und Visual Basic. 2. Auflage; Vieweg; Wiesbaden.
- TianZheng, H.; RuZhuo, C. (1990): The Optimization of Production Variables in Iron-Ore Sintering. In: Steel and Metal Magazine (28) Nr. 4&5, S. 297-302.
- Turkdogan, E. T. (1996): Fundamentals of Steelmaking. The Institute of Materials; London.
- VDI (2001): VDI-Richtlinie 3800: Ermittlung der Aufwendungen für Maßnahmen zum betrieblichen Umweltschutz. Beuth Verlag; Berlin.
- Wagner, M.; Wellmer, F.-W. (2004): Zukünftige Entwicklungen auf den Rohstoffmärkten - Das Beispiel Stahl. In: Stahl und Eisen (124) Nr. 7, S. 41-45.
- Wartmann, R. (1963): Rechnerische Erfassung der Vorgänge im Hochofen. In: Stahl und Eisen (83) Nr. 23, S. 1414-1425.
- Wenzel, W.; Gudenau, H.; Wee, E.; Mey, K.-P. (1979): Wirkung von Kreislaufstoffen im Hochofen. In: Forschungsbericht des Landes NRW, Nr. 2824: Fachgruppe Hüttenwesen Werkstoffkunde
- Werkmeister, C. (2000): Periodenbezogene Produktionsprogrammplanung bei betrieblichem Lernen. In: Zeitschrift für Betriebswirtschaft (ZfB) (70) Nr. 2, S. 163-186.
- Westerberg, C.-H.; Bjorklund, B.; Hultmann, E. (1977): An application of mixed integer programming in a swedish steel mill. In: Interfaces (7) Nr. 2, S. 39-43.
- Whitehead, J. A. (1981): An application of the engineering production function to technological choice: a dynamic programming approach to dairy processing. PHD Thesis, University of Edinburgh.
- Willinger, M.; Gradl, J. (2003): Datenmigration in SAP R/3. Gallileo Press; Bonn.
- Wöhlbier, R. H. (Hrsg.) (1977): Stacking Blending Reclaiming of Bulk Materials. Trans Tech Publications; Clausthal.
- Yamaoka, H.; Kamei, Y. (1992): Theoretical Study on an Oxygen Blast Furnace Using Mathematical Simulation Model. In: ISIJ - International (32) Nr. 6, S. 701-708.

Yusfin, Y.; Valavin, V.; Yatsenko-Zhuk, A.; Podgorodetskii, G.; Nevzorov, V. (1987): Behavior of alkali metal compounds in sintering. In: Steel in USSR (17) S. 491-492.

Zäpfel, G. (2001): Grundzüge des Produktions- und Logistikmanagements. Oldenbourg; München, Wien.

Zeisel, H. (1995): Mathematische Modellierung und numerische Simulation der Vorgänge im Hochofen. Universitätsverlag Rudolf Trauner; Linz.